

DISEÑO DE BIODISCOS

SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ*
JOSÉ G ELÍAS CASTRO**

*** Investigador, Instituto de Ingeniería, UNAM**

**** Exbecario, Instituto de Ingeniería, UNAM**

RESUMEN	2
1. INTRODUCCIÓN	3
1.1 Problemática	3
1.2 Objetivos y alcances	6
1.3 Contenido	7
2. BIODISCOS (REACTORES BIOLÓGICOS ROTATORIOS)	9
2.1 Descripción del proceso	9
2.2 Historia y desarrollo	11
2.3 Factores que afectan la operación de biodiscos	14
2.4 Ventajas y desventajas	42
3. MODELOS DE DISEÑO	49
3.1 Modelo de Kornegay y Andrews	50
3.2 Modelo de Hartmann	53
3.3 Modelo de Del Borghi <u>et al</u>	55
3.4 Método de Antonie	57
3.5 Modelo de Wu <u>et al</u>	59
3.6 Modelo de Stover y Kincannon	61
3.7 Modelo de Opatken	64
4. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO	71
4.1 Número de etapas	72
4.2 Velocidad de rotación	73
4.3 Volumen del tanque	74
4.4 Área superficial. Procedimiento general	75
4.5 Caso particular. Desechos domésticos	95
5. DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES	103
6. REFERENCIAS	111
APÉNDICE	117

ABSTRACT

The Rotating-Biological-Contactor process (RBC, in Mexico called Biodisco) for wastewater treatment and the factors that affect its operation and design are described. The resumed form of several kinetic models is presented and their characteristics are discussed. As central part, two of the models are presented for the design of RBC systems: one of them for the treatment of municipal or domestic wastewaters and the other, a general one, for the treatment of any kind of wastewater containing mainly organic compounds. A design example for the treatment of municipal wastewater is presented.

RESUMEN

Se describe el proceso de biodisco para tratamiento de aguas residuales, así como los factores que afectan su operación y diseño. Se presenta un resumen de diferentes modelos cinéticos y se discuten las características de cada uno de ellos. Como parte central del trabajo, se plantean dos modelos empíricos de diseño: uno para aguas residuales domésticas o municipales y otro para cualquier tipo de aguas cuyos contaminantes sean predominantemente de origen orgánico. Por último, se incluye un ejemplo de diseño para aguas residuales municipales.

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Problemática

En México, el problema del suministro de agua 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 y, consecuentemente, se incrementa la generación de aguas de desecho procedentes de los usos doméstico e industrial. La mayor parte de estas no reciben ningún tratamiento antes de ser vertidas a los cuerpos hidráulicos naturales, lo cual origina problemas de contaminación que en ocasiones han llegado a ser graves.

La mayoría de las fuentes de abastecimiento del país son de origen subterráneo. Por ejemplo, en los estados de la zona centro-norte

hay gran cantidad de fuentes subterráneas, muchas de las cuales ~~están sobreexplotadas. La sobreexplotación media anual va desde 0.5~~ hasta 900 millones de m^3 , con un promedio aproximado de 106 millones de m^3 al año (CPNH, 1981). 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 DF, es perjudicial; por ello, se recurre con urgencia a fuentes superficiales. En el valle de México, la sobreexplotación de las fuentes subterráneas (aproximadamente 500 millones de m^3 /año) ha obligado a desviar hacia la cuenca recursos de los ríos Lerma (10.7 m^3/s) y Cutzamala (4 m^3/s). Sin embargo, el déficit del líquido continúa a causa del aumento de la demanda por el acelerado crecimiento de la población y al desperdicio generado por esta.

La necesidad de satisfacer la demanda social y el esfuerzo enorme que debe realizarse para abastecer las ciudades principales del país, hacen indispensable el uso racional de los recursos hidráulicos. Se debe reducir al mínimo, y si es posible suprimir, el desperdicio de agua potable, el cual se lleva a cabo 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 (aproximadamente 150 l/hab/día), cuando se podría emplear solo el veinte por ciento de este valor (Lama, 1986).

- Se usa agua potable para regar extensas áreas verdes en ciudades y zonas aledañas a las metrópolis; por ejemplo: en Chalco, Texcoco, Chiconcuac, Zumpango, Cuautitlán y Lecheria, se efectúa el riego agrícola con agua obtenida directamente de los pozos (Lama, 1986).
- Se emplea agua potable en procesos de producción que podrían funcionar con aguas residuales tratadas.

Si se aprovecharan las aguas de desecho mediante tratamientos adecuados, se reducirían notablemente los problemas de contaminación e insuficiencia y se obtendrían beneficios de tipo económico.

La reutilización de las aguas residuales contribuye a eliminar los problemas señalados; en algunos casos, solo se requiere un tratamiento parcial como el que proporciona un sistema biológico para tratar aguas de desecho.

El proceso de biodiscos es una opción para obtener agua reutilizable a partir de aguas residuales. Se puede emplear tanto para la eliminación de la demanda bioquímica de oxígeno y del nitrógeno amoniacal como para la desnitrificación de efluentes nitrificados. Como alternativa de tratamiento secundario, el uso de este proceso se ha incrementado considerablemente desde su aparición a nivel internacional en los años sesenta, debido a su efectividad y versatilidad para tratar aguas residuales. Sin embargo, en México

dicho proceso es una tecnología prácticamente desconocida y, ~~además, extranjera, que implica costos de importación.~~

Este último aspecto se ha resuelto en otras investigaciones desarrolladas en el Instituto de Ingeniería de la UNAM, en las cuales se ha demostrado que es posible construir unidades de biodiscos utilizando materiales de fabricación nacional (Norouzian et al, 1985; González, 1986).

1.2 Objetivos y alcances

Los objetivos y alcances de este trabajo son:

- 1) Ofrecer elementos para analizar las variables que afectan la operación de un biodisco y, a partir de ellos, profundizar en la comprensión de los fenómenos que se llevan a cabo durante este proceso.
- 2) Establecer un procedimiento general de diseño que sirva de base para fabricar biodiscos en el país y contribuya a eliminar la importación de tecnología en el tratamiento de aguas de desecho.

El trabajo puede ser utilizado como un manual de diseño con el cual se determinen las especificaciones de un sistema de biodiscos para tratar aguas residuales de cualquier tipo, siempre y cuando

los principales contaminantes de estas sean de origen orgánico.

1.3 Contenido

En el cap 2 se expone con detalle el proceso de biodiscos (conceptos básicos de operación, historia, desarrollo) y, con base en la literatura, se analizan las variables que lo afectan. También se comparan sus características operacionales con las de otros procesos.

En el cap 3 se presenta un resumen de varios modelos propuestos para determinar el área superficial cubierta por microorganismos, pues se considera que esta es el parámetro de diseño más importante. Además, se incluyen algunos comentarios.

Con base en los caps 2 y 3, en el cap 4 se describen dos procedimientos para diseñar biodiscos: el primero se refiere a un caso general, en el cual las características del agua de desecho por tratar pueden ser cualesquiera; el segundo es empírico y está limitado al tratamiento de aguas de tipo doméstico.

2. BIODISCOS (REACTORES BIOLÓGICOS ROTATORIOS)

2.1 Descripción del proceso

Originalmente, este sistema consistía en una serie de discos de madera, con diámetros entre 1 y 3.5 m, montados sobre una flecha horizontal que giraba; durante el movimiento, cerca del 40 por ciento del área superficial de los discos se encontraba 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 esta área queda cubierta con una capa o película microbiana.

En forma general, el sistema está constituido por un sedimentador primario, biodiscos y un sedimentador secundario (ver fig 2.1).

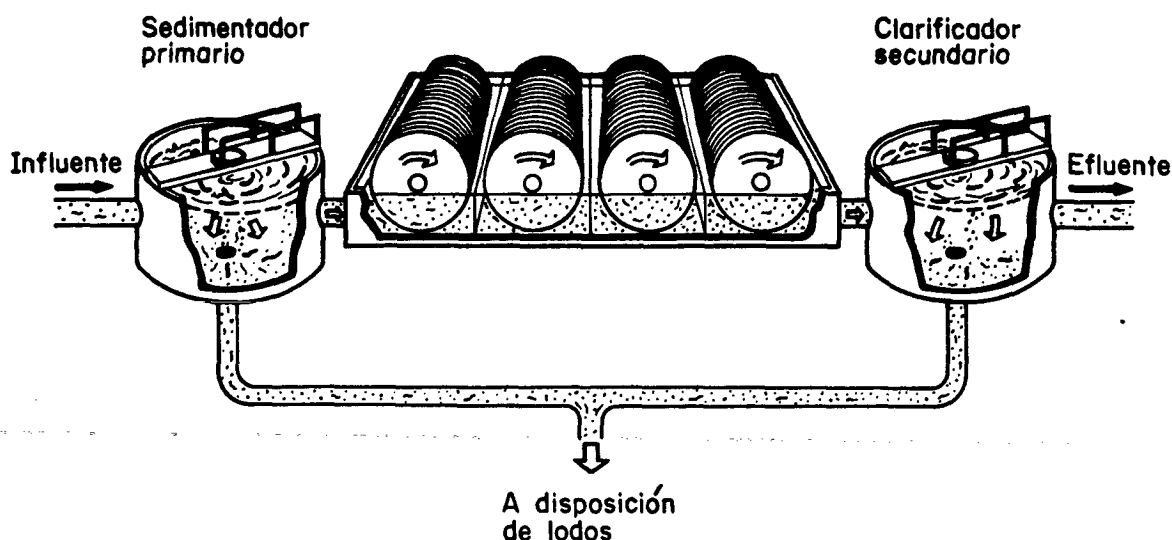


Fig 2.1 El proceso de biodiscos (Autotrol, 1978)

Al girar los discos, la película biológica adherida a estos entra en contacto, alternadamente, con el agua de desecho que está en el tanque y con el oxígeno atmosférico. Al salir del agua del tanque, los discos arrastran una capa líquida sobre la superficie de la película biológica, lo cual permite la oxigenación del agua y los microorganismos. Debido a la sucesión de inmersiones y emersiones, la capa líquida se renueva constantemente. La oxigenación se lleva a cabo por difusión a través de la película líquida que queda adherida a la biomasa. Los microorganismos utilizan el

oxígeno molecular disuelto para efectuar la degradación aerobia de la materia orgánica. Cada vez que pasa por el agua de desecho, la biomasa absorbe materia orgánica que es utilizada como fuente de nutrientes. Los principales productos de la oxidación bioquímica son: agua, bioxido 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 estos al pasar por el agua. Los microorganismos desprendidos se mantienen en suspensión en el líquido, salen del tanque con el agua tratada y se dirigen hacia el sedimentador secundario, donde son separados de esta.

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

2.2 Historia y desarrollo

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

En EUA, J Doman realiza la primera investigación sobre discos como

medio de soporte. Efectúa pruebas con discos metálicos rotatorios y publica los resultados en 1929. Sin embargo, como estos no son alentadores, se suspende el trabajo (Antonie, 1976).

En los años cincuenta, algunos investigadores alemanes empiezan a trabajar con discos rotatorios de plástico. En la Universidad de Stuttgart, se prueban discos de plástico y de madera, con 1 m de diámetro. Posteriormente, Pöpel y Hartmann utilizan poliestireno expandido para mejorar el reactor y se inicia la aplicación comercial de este sistema (Hartmann, 1960).

En 1957, en Alemania Occidental, la compañía J Stengelin fabrica discos de 2 y 3 m de diámetro; la primera instalación comercial se lleva a cabo en 1960. El proceso aún no podía competir con el de lodos activados debido a los altos costos de construcción (Autotrol, 1978).

En el inicio de los años sesenta, en EUA, la división de investigación de la compañía Allis-Chalmers analiza el uso de discos rotatorios para diversas aplicaciones en procesos químicos. El procedimiento se denominó "Contactador de dos fases" (IPC) y fue utilizado para absorción de gases, extracción líquido-líquido, transferencia de masa y, eventualmente, 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 Wisconsin. Fundamentalmente, se utilizó el equipo para la tras-

ferencia de oxígeno dentro de un proceso de aeración; luego, fue probado sin recirculación y con biomasa adherida (como un "reactor biológico de contacto"). Experimentos posteriores confirmaron los resultados favorables de estas pruebas. El proceso fue designado como "Rotating Biological Contactor", RBC (Peters y Alleman, 1982).

En 1968, se establece un acuerdo de licencia entre la compañía Allis-Chalmers y los fabricantes alemanes para efectuar la producción, venta y distribución en EUA. Se vende el proceso con el nombre comercial de "Bio-Disc".

En 1970, Allis-Chalmers vende la tecnología del RBC a la Corporación Autotrol. El proceso aún no era competitivo 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 ($52.5 \text{ m}^2/\text{m}^3$ del disco de poliestireno) aumenta a $121 \text{ m}^2/\text{m}^3$ con el nuevo material (Peters y Alleman, 1982).

En la literatura se alude al sistema con diferentes denominaciones: discos biológicos rotatorios, superficies biológicas rotatorias, biodiscos, bio-discos, discos rotatorios biológicos, reactores biológicos rotatorios, filtros rotatorios, y con marcas comerciales como BioDisc, BioSurf, AeroSurf, Surfact y BioSpiral.

La UNAM utilizó el nombre Biodisco para hacer el registro de marca ~~del proceso en México.~~

2.3 Factores que afectan la operación de biodiscos

2.3.1 Temperatura

La temperatura afecta en 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 atmosférico, 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 a 1 bar (APHA, 1981). A más de 30°C, el valor disminuye hasta un punto en el cual la solubilidad casi desaparece.
- b) Viscosidad del fluido. Al disminuir la temperatura, la viscosidad del agua aumenta y se requiere más energía para mantener constante la velocidad de giro del biodisco. No hay estudios cuantitativos sobre este fenómeno.
- c) Desprendimiento masivo de la biopelícula. Pano y Middlebrooks (1983) informan que, cuando existen cargas orgánicas bajas (7 kg DQO/d·1000 m²) y la temperatura es de 20°C o mayor que ese

valor, se observa una disminución notable de la cantidad de biomasa en la superficie de los discos debido al desprendimiento masivo de la película biológica. No hay que confundir dicho fenómeno con el desprendimiento del exceso de población mencionado en el subcap 2.1; 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 es afectada de manera directa y proporcional por la temperatura. El incremento de esta favorece, en general, las actividades biológicas. Es importante considerar los efectos de la temperatura sobre la cinética microbiana, ya que pueden modificar notablemente la eficiencia del sistema.

La respuesta de la cinética microbiana a la temperatura se puede conocer a través de la expresión de Van't Hoff-Arrhenius

$$\frac{d(\ln k)}{dt} = \frac{\Delta E}{RT^2} \quad (2.1)$$

donde

k constante cinética

T temperatura

ΔE energía de activación

R constante universal de los gases.

Cuando se consideran pequeños cambios en la temperatura, se obtiene

$$k_1 = k_2 e^{\beta(T_1 - T_2)} \quad (2.2)$$

donde

k_1 constante cinética evaluada a la temperatura T_1

β factor de temperatura = $\Delta E / T_1 T_2$.

Eckenfelder propone una forma simplificada de la ec 2.2 para filtros rociadores, en la cual considera 20°C como temperatura de referencia (Ellis y Banaga, 1976)

$$\text{donde } E_T = E_{20} (1.035)^{(T-20)} \quad (2.3)$$

E_T eficiencia del filtro biológico a la temperatura T

E_{20} eficiencia del filtro biológico a 20°C.

Ellis y Banaga (1976) informan que la influencia de la temperatura es más significativa cuando se trata de valores menores de 18°C. Utilizando la expresión de Eckenfelder, obtienen que

$$\frac{E_{T_1}}{E_{T_2}} = 1.006^{(T_1 - T_2)} \quad \text{para } 11 < T < 18^\circ\text{C} \quad (2.4)$$

y

$$\frac{E_{T_1}}{E_{T_2}} = 1.002^{(T_1 - T_2)} \quad \text{para } 18 < T < 27^\circ\text{C} \quad (2.5)$$

Como se puede apreciar, los efectos de la temperatura sobre la

eficiencia son más drásticos en el caso de valores inferiores a 18°C.

Pano y Middlebrooks (1983) encuentran que la tasa de eliminación de DBO y la temperatura se relacionan mediante la ecuación

$$R_T = R_{20} (1.09)^{(T-20)} \quad (2.6)$$

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, pues la primera decrece alrededor de 50 por ciento por cada 10°C que se reduzca la temperatura del agua de desecho debajo de 30°C (Hittlebaugh y Miller, 1981). Norouzian (1983) afirma que la actividad de las bacterias nitrificantes se acelera conforme la temperatura aumente entre 12 y 20°C, pero con valores mayores que este último ya no se observa ningún incremento significativo de la actividad metabólica. Pano y Middlebrooks (1983) informan que se impide el desarrollo de bacterias nitrificantes si la temperatura está por debajo de 5°C, y que la relación entre temperatura y tasa de nitrificación está dada por

$$\underline{R_T = R_{20} (1.11)^{(T-20)}} \quad (2.7)$$

En cuanto al proceso en general, Autotrol (1978) señala que, cuando el agua de desecho es tratada entre 12 y 32°C, la operación se lleva a cabo en forma satisfactoria. Si la temperatura de proceso es menor de 12°C, la eficiencia del tratamiento decrecerá significativamente. A más de 32°C, la población bacteriana cambia de mesófila a termófila, y este último tipo de bacterias es menos eficiente en la eliminación de contaminantes.

2.3.2 pH

Antonie (1976) informa que se obtiene una eficiencia óptima en el intervalo de pH entre 6.5 y 8.5. Painter afirma que el proceso de nitrificación cesa cuando el pH toma valores entre 6.3 y 6.7, mientras que Andrews muestra que los valores de pH entre 5.2 y 7.2 reducen marcadamente la oxidación del amoníaco (Hitdlebaugh y Miller, 1981). Friedman et al (1979) informan que el comportamiento del pH en una unidad de biodiscos toma el perfil descrito en la fig 2.2. En ella se observan dos caídas del valor del pH: la primera se debe probablemente a la producción de ácidos orgánicos y dióxido de carbono en las etapas iniciales, y la segunda es ocasionada por el proceso de nitrificación.

Es importante mantener el pH sin modificaciones significativas dentro del intervalo recomendado. Si el agua de desecho no amorti-

gua los cambios de pH, es necesario agregar sustancias que eviten las variaciones drásticas de este factor. Normalmente, las aguas de desecho domésticas tienen suficiente alcalinidad para amortiguar las modificaciones de pH (Steel y McGhee, 1979).

Antonie (1976) recomienda mantener la alcalinidad en una proporción siete veces mayor que la concentración de amoníaco en la entrada del sistema, con objeto de permitir la nitrificación completa.

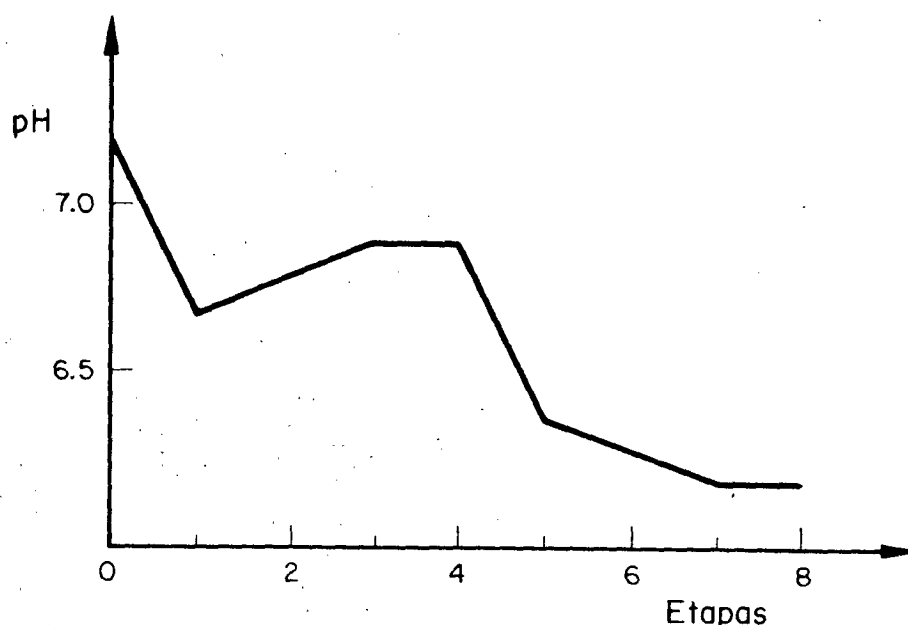


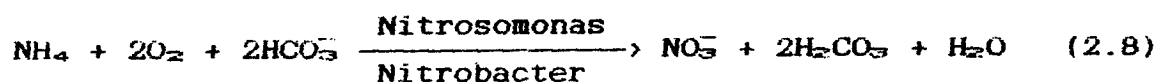
Fig 2.2 Perfil del pH en un biodisco (Friedman et al. 1979)

El pH tiene un efecto selectivo sobre el comportamiento bacteriano. Norouzian (1983) informa que el intervalo adecuado de pH para el desarrollo de bacterias nitrificantes está entre 5 y 10, con un óptimo en 7.5. Sin embargo (Hittlebaugh y Miller, 1981) opinan que el pH óptimo para el proceso de nitrificación está

entre 8 y 9, y entre 7 y 9, respectivamente.

2.3.3 Alcalinidad

La alcalinidad de las aguas de desecho funciona como amortiguador de los cambios de pH en un biodisco. La oxidación de amoníaco por bacterias nitrificantes se puede expresar con



Al formarse nitratos, se produce ácido carbónico; este cambio ocasiona la destrucción de alcalinidad en una proporción de 7.1 mg (como CaCO_3) por cada miligramo de amoníaco oxidado (EPA, 1975). Como el proceso de nitrificación reduce la alcalinidad y produce ácido carbónico, el pH puede bajar de 6.0 y afectar de manera negativa la nitrificación. Este decremento en el pH puede prevenirse o minimizarse por aeración para eliminar el CO_2 y/o proporcionando alcalinidad con sustancias químicas (Hittlebaugh y Miller, 1981).

Comúnmente, las aguas de desecho domésticas tienen una alcalinidad entre 150 y 200 mg/l (como CaCO_3); por tanto, su capacidad amortiguadora permite el desarrollo eficiente de los procesos degradantes y de nitrificación.

2.3.4 Salinidad

En un estudio sobre aguas de desecho domésticas con alto grado de salinidad, Poon et al (1979) evalúan la capacidad de la unidad de biodiscos para tratar agua con tales características. Dichos autores encuentran que la concentración de iones cloruro esta relacionada inversamente con la DBO en el efluente: a mayores concentraciones de cloruros corresponden menores valores de DBO. En el estudio mencionado, se utilizaron concentraciones de cloruro desde 100 hasta 11 600 mg/l. El sistema produjo efluentes con valores de DBO inferiores a 30 mg/l cuando la concentración de cloruros se mantuvo entre 8 600 y 11 600 mg/l. Con una concentración de 100 mg/l, la DBO en el efluente alcanzó valores mayores de 30 mg/l (fig 2.3).

Poon et al (1979) interpretaron el efecto y establecieron que no se debe a la baja concentración de cloruros (o a la ausencia de estos), sino más bien a las fluctuaciones de dicha concentración en el proceso.

Por tanto, se puede esperar que el sistema de biodiscos funcione satisfactoriamente con aguas de desecho salinas y produzca efluentes con la calidad deseada en un proceso secundario.

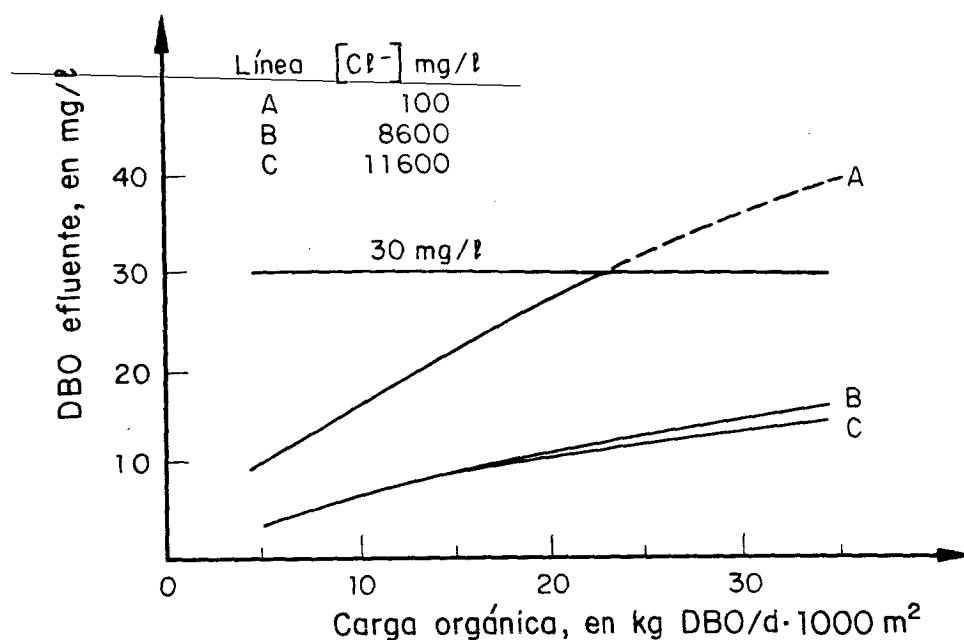


Fig 2.3 Efecto de la carga orgánica sobre la calidad del efluente bajo diferentes condiciones de salinidad (Poon et al, 1979).

2.3.5 Velocidad de rotación

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 del sustrato aumenta con la velocidad de rotación, ya que velocidades altas mejoran la transferencia de oxígeno (Friedman et al, 1979).

Bintanja et al (1975) presentan datos experimentales que muestran

el mejoramiento de la transferencia de oxígeno al aumentar la velocidad de rotación. El efecto es descrito mediante la siguiente relación (adaptada por Friedman et al, 1979)

$$\ln K_L = a \ln \Omega + b \quad (2.9)$$

donde

K_L coeficiente de transferencia de oxígeno

Ω velocidad angular (RPM)

a, b constantes experimentales, mayores que cero.

Los resultados sugieren que, al aumentar la velocidad periférica, se incrementa el coeficiente de transferencia de oxígeno y aumenta proporcionalmente la eficiencia de eliminación. Friedman et al (1979), trabajando en un sistema de biodiscos con ocho etapas, evaluaron el efecto de la velocidad de giro para diferentes cargas hidráulicas y orgánicas. Este estudio es uno de los más completos que existen acerca de 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 depende de la velocidad periférica de rotación. La fig 2.4 muestra el perfil de las concentraciones de oxígeno disuelto para diferentes velocidades cuando la carga orgánica es 37.2 g DQO/d·m².

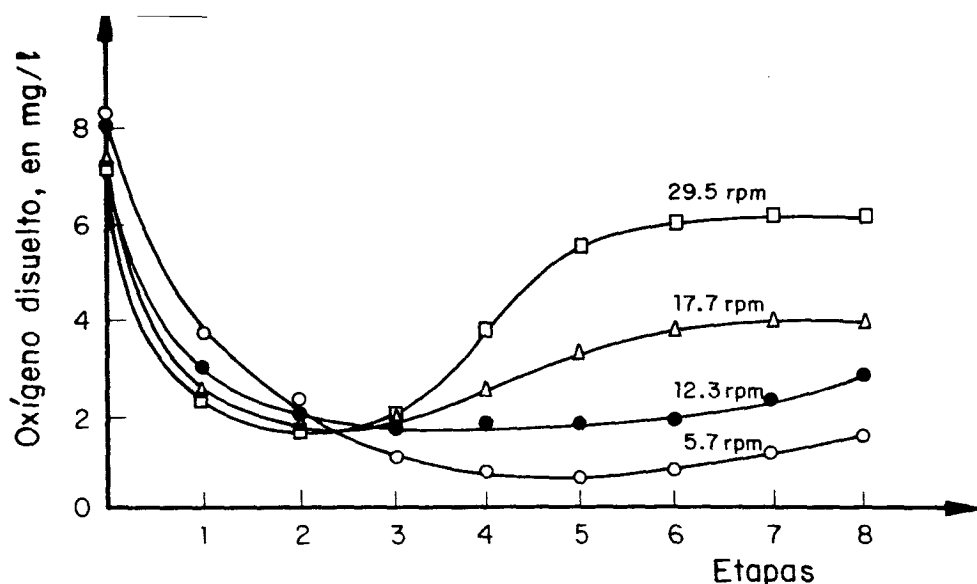


Fig 2.4 Perfiles de oxígeno disuelto para diferentes velocidades periféricas (Bintanja *et al*, 1975).

b) En todos los casos analizados, se incrementa la eficiencia de eliminación de materia orgánica al aumentar la velocidad periférica. El efecto es más notable cuando se dispone de cargas orgánicas y/o hidráulicas altas.

En la fig 2.5A se observa que, para una carga de $10.5 \text{ g DQO/d}\cdot\text{m}^2$, no hay mucha diferencia entre la velocidad menor (6 RPM) y la mayor (30 RPM). En las figs 2.5B ($20.5 \text{ g DQO/d}\cdot\text{m}^2$) y 2.5C ($40 \text{ g DQO/d}\cdot\text{m}^2$) se ve claramente que el sistema elimina la materia orgánica en menos etapas cuando existe mayor velocidad.

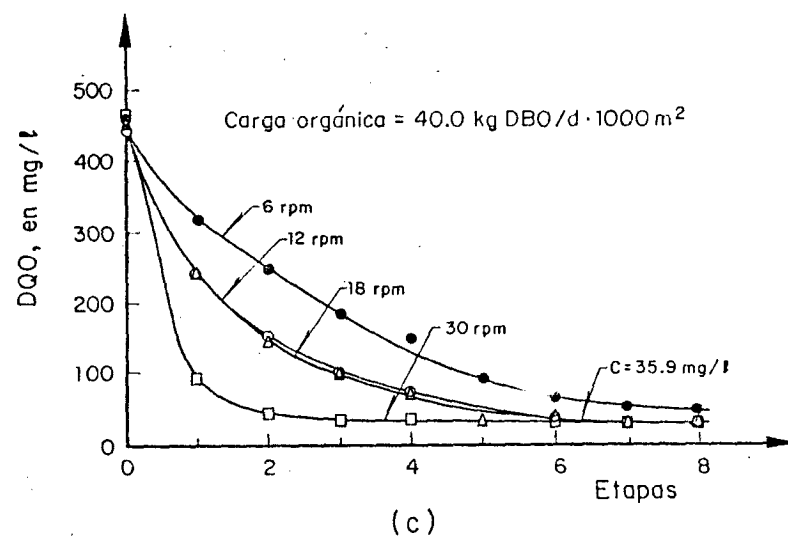
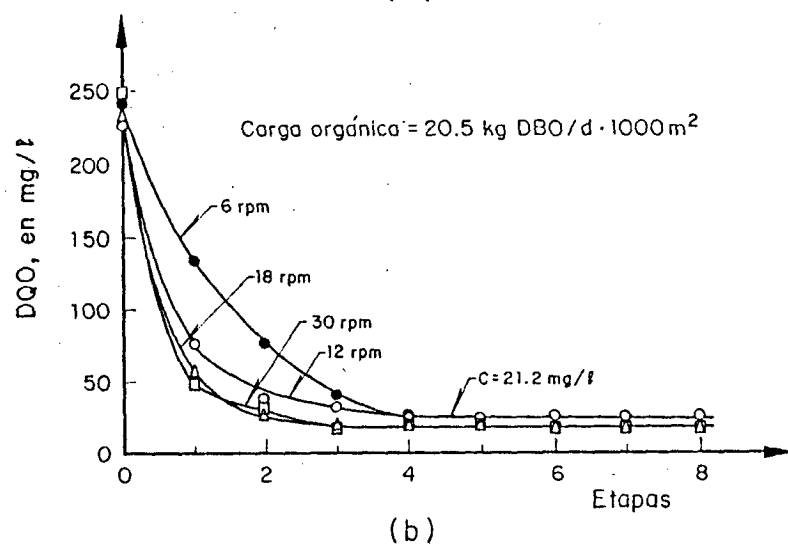
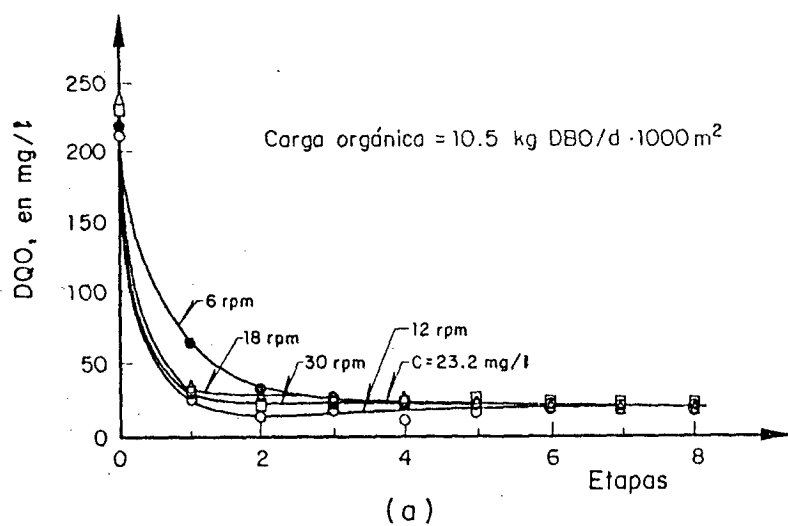


Fig 2.5 Eliminación de DQO al variar la velocidad de giro bajo diferentes cargas orgánicas (Bintaja et al, 1975)

c) La relación entre K , θ , C y Ω tiene la siguiente forma

$$K = \ln \Omega (b + a \ln [\theta C_1]) \quad (2.10)$$

donde

K constante de eliminación (L^3/T)

θ tiempo de retención hidráulica (T)

C_1 concentración de sustrato (como DQO)
en el influente (M/L^3)

a, b constantes numéricas experimentales ($a < 0$)

θC_1 denominado "factor de carga" por Friedman y colaboradores.

La ec 2.10 es válida cuando Ω está entre 0.09 y 0.47 m/s. Dicha expresión muestra que, al aumentar Ω , también se incrementa la constante de eliminación K . Es importante destacar que el término que incluye al factor de carga es negativo, lo cual significa que la contribución de este término es mayor y el valor de K decrece al aumentar la carga orgánica.

Fujie et al (1983) definen el concepto de "economía de potencia" (W/P_w) como la cantidad de sustrato eliminado por cada unidad de potencia consumida, y encuentran que los resultados experimentales sugieren un comportamiento como el que se muestra en la fig 2.6.

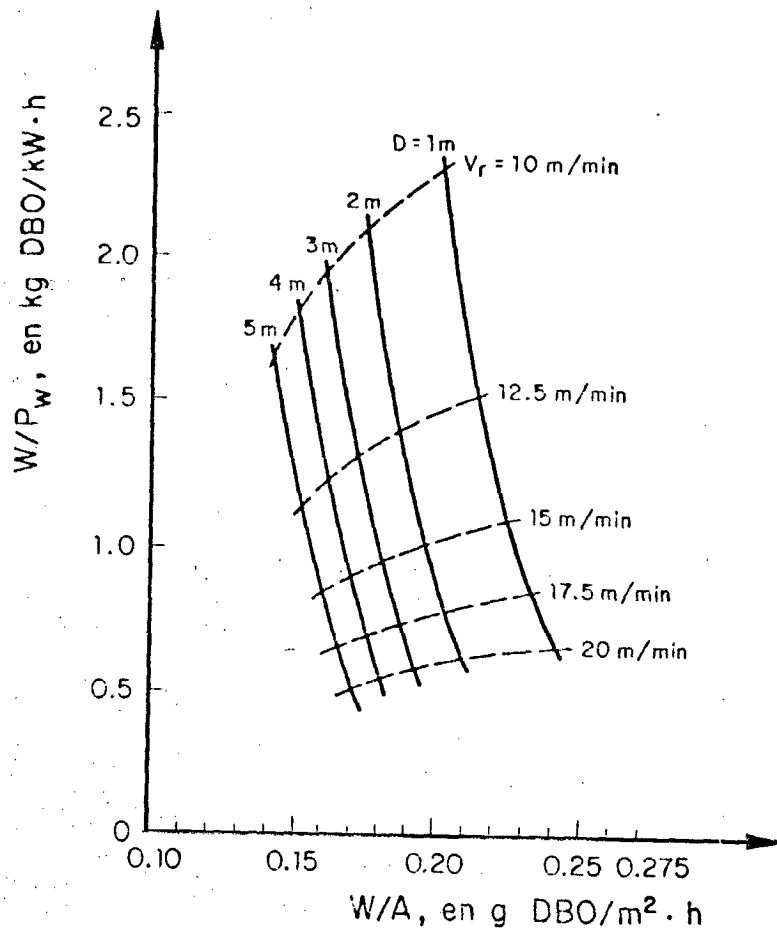


Fig 2.6 Relación entre la tasa de eliminación de DBO por unidad de área, W/A , y la economía de potencia, W/P_w (Fujie et al, 1983)

Según se observa, para un biodisco con un diámetro determinado, al aumentar la velocidad de rotación se incrementa la capacidad de eliminación de DBO por unidad de área, pero la economía de potencia disminuye.

2.3.6 Número de etapas

La acción de dividir el proceso de biodiscos en etapas hace mas eficiente la utilización del área de contacto. ~~Esto implica el~~ empleo de varias unidades conectadas en serie (reactores en cascada). Antonie (1976) señala que, al experimentar con dos unidades de biodiscos de igual área superficial total, una dividida en dos etapas y la otra en cuatro, la unidad con más etapas eliminó el 85 por ciento de la DBO, mientras que la otra eliminó solo el 75 por ciento. Posteriormente, se ha confirmado que un equipo que consta de varias etapas requiere menos área superficial de contacto para dar un porcentaje determinado de eliminación de contaminantes (Chesner et al, 1982).

Una característica importante de los biodiscos divididos en etapas es que permiten que la película biológica contenga en cada etapa diferentes tipos de población bacteriana especializada en la degradación del sustrato correspondiente.

La tasa de crecimiento de los microorganismos es más alta en la primera etapa y disminuye en cada una de las subsecuentes. Lo mismo sucede con la tasa de eliminación de material orgánico, hasta que la DBO llega a ser tan baja que el crecimiento de microorganismos enfrenta serias limitaciones. Además, la composición microbiana de la película cambia: las poblaciones de organismos heterótrofos predominan en las etapas iniciales y las bacterias autótrofas (nitrificantes), en las finales (Antonie, 1976; Alleman et al, 1982; Hittlebaugh y Miller, 1981; Bandy y Scholze

1983; Pretorius, 1971).

Clark et al (1978) encontraron que en las dos etapas iniciales no se llevan a cabo los procesos de nitrificación o se efectúan con poca intensidad; sin embargo, en las dos finales, generalmente más del 80 por ciento del nitrógeno amoniacal es convertido en nitritos y nitratos.

La acción de dividir el proceso en etapas contribuye a mejorar el comportamiento hidráulico, puesto que se dispone de 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 diseñar un sistema que tenga muchas etapas. Sin embargo, en un estudio con un biodisco de diez etapas, Torpey et al (1971) señalan que los efectos de organismos depredadores (protozoarios, rotíferos, nemátodos) llegan a ser importantes en las cuatro etapas últimas, las cuales presentan espacios sin bacterias en la superficie de los discos. La magnitud y frecuencia de los espacios depende de los crecimientos relativos de depredadores versus bacterias.

Los resultados de las investigaciones de Torpey et al (1971) y Friedman et al (1979) sugieren que se obtiene prácticamente la misma eficiencia de eliminación en un sistema con cuatro o cinco

etapas y en otro que tenga más divisiones. En un trabajo más reciente, Chesner et al (1982) establecen que cuatro etapas proporcionan el área requerida para cualquier porcentaje de eliminación (fig 2.7).

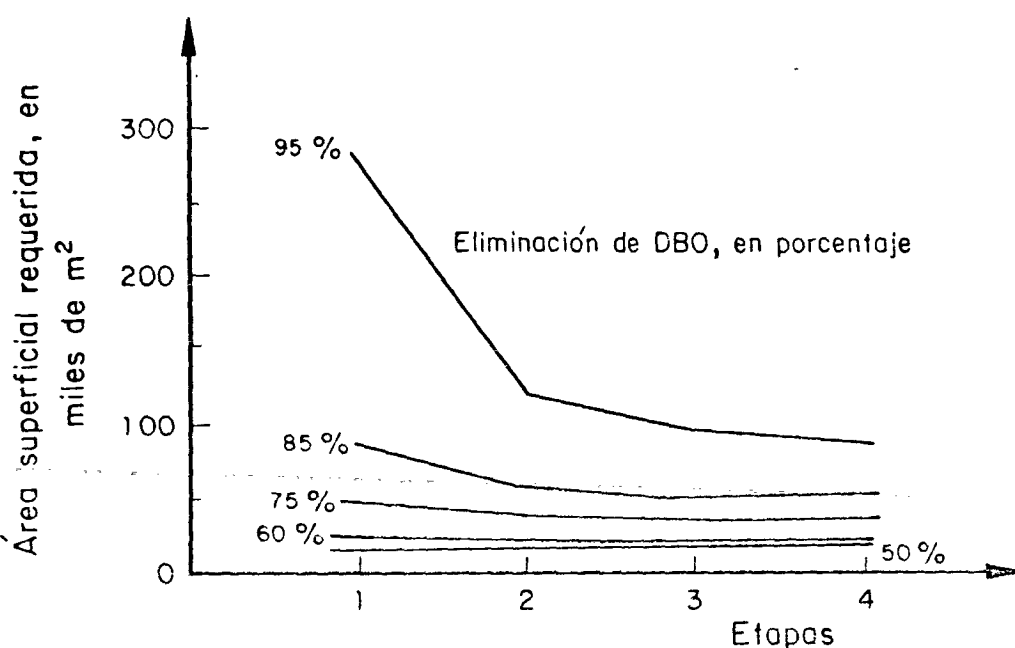


Fig 2.7 Efecto del número de etapas sobre el área requerida
(Chesner et al, 1982)

En conclusión, aunque la calidad del efluente sea superior si el número de etapas aumenta, el desarrollo de organismos depredadores que afectan la supervivencia de las poblaciones bacterianas hace que se considere seriamente la opción de dividir el proceso en más de cuatro etapas.

2.3.7 Recirculación del efluente

Poon et al (1979) informan que la recirculación del efluente mejora la eficiencia de eliminación de contaminantes en un bio-disco. 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 bio-disco, es necesario aumentar el área superficial, lo cual origina una reducción de la carga orgánica. Al reducir la carga orgánica, se incrementa la eficiencia.

En la fig 2.8, se puede apreciar que no existe una diferencia significativa entre los porcentajes de eliminación de materia orgánica para diferentes niveles de recirculación.

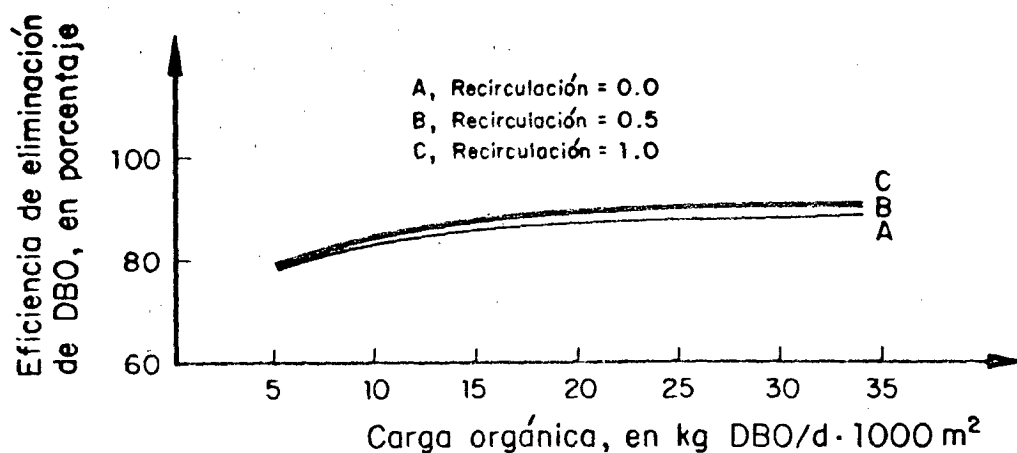


Fig 2.8 Efecto de la recirculación sobre la eliminación de DBO
(Poon et al, 1979)

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 fig 2.9, la recirculación ocasiona que la concentración de la DBO en el efluente sea menor. Sin embargo, en la misma figura se puede ver que solo conviene recircular para cargas orgánicas mayores de 20 kg DBO₅/d·1000 m²; además, no es recomendable operar con cargas orgánicas altas (ver inciso 2.3.9) pues se pueden presentar condiciones anaerobias en el reactor con la consiguiente baja de eficiencia.

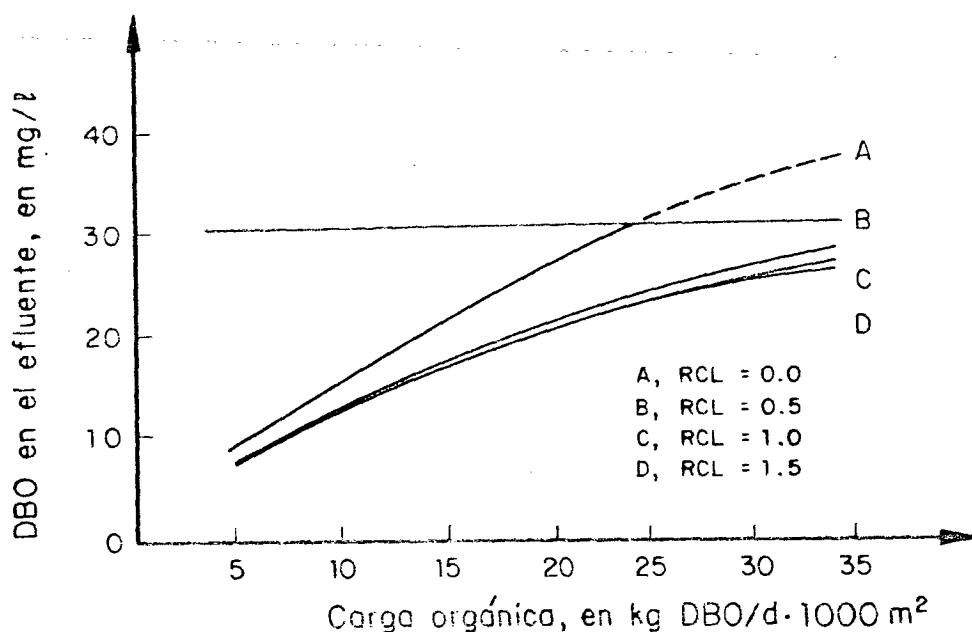


Fig 2.9 Efecto de la recirculación sobre la calidad del efluente
(Poon et al, 1979)

Como puede apreciarse en la fig 2.9, la recirculación no es necesaria para cargas orgánicas inferiores a $12.2 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$, ya que se pueden obtener efluentes 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 sugiere prescindir de la recirculación en un biodisco, lo cual minimiza apreciablemente los costos de construcción, operación y mantenimiento.

2.3.8 Oxigenación

Las condiciones anaerobias son uno de los principales problemas relacionados con la operación de biodiscos.

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

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

Friedman et al (1979), Borghei (1981), Antonie (1976), Welch (1969) y Bintanja et al (1975) han encontrado que la rapidez de utilización del sustrato aumenta con la velocidad de rotación, ya que las velocidades altas mejoran la transferencia de oxígeno (ver fig 2.10).

Sin embargo, como se mencionó en incisos anteriores, la velocidad de rotación no puede crecer indefinidamente sin causar problemas. Existen dos alternativas para mejorar la transferencia de oxígeno en el biodisco: una es remplazar el aire por oxígeno puro en un sistema cerrado y la otra es presurizar el sistema usando oxígeno puro o aire.

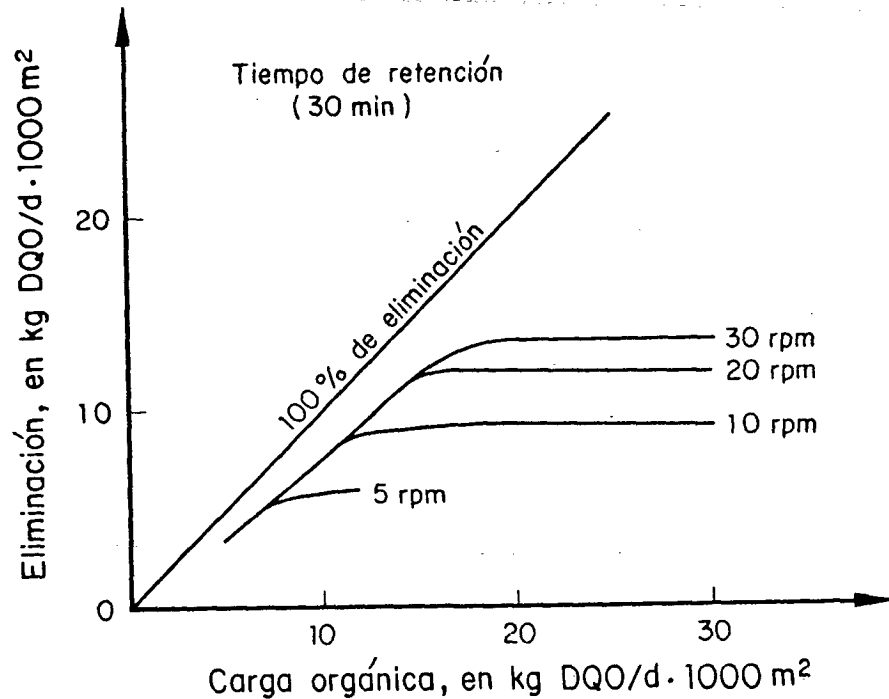


Fig 2.10 Efecto de la velocidad de rotación sobre la eliminación de contaminantes (Welch, 1968)

Bintanja *et al* (1976) compararon dos sistemas de biodiscos: uno con atmósfera de aire y otro con oxígeno al 99.5 por ciento, y encontraron que en el segundo proceso la eliminación de DQO resulta ligeramente superior cuando la carga orgánica es baja (13.8 a 18.4 kg DQO/d·1000 m²). Para cargas orgánicas tan bajas, los requerimientos de oxígeno de los microorganismos pueden ser cubiertos por cualquiera de los dos sistemas. Para cargas orgánicas altas (≈ 34.4 kg DQO/d·1000 m²), la reducción de la DQO en el proceso con atmósfera de oxígeno es aproximadamente el doble de la lograda por el proceso convencional (ver fig 2.11).

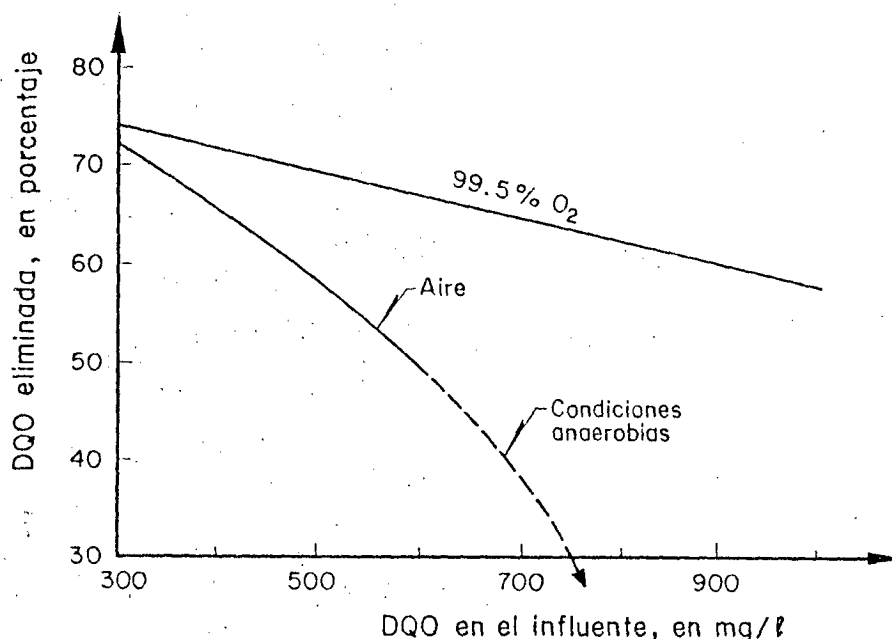


Fig 2.11 Eliminación de la DQO en dos atmósferas diferentes: aire y 99.5 por ciento de oxígeno (con datos de Bintanja *et al*, 1976).

En el mismo estudio, se informa que la producción de biomasa es menor en la unidad que opera con atmósfera de oxígeno (disminuye alrededor de 40 por ciento). Un análisis comparativo muestra que,

en dicha unidad, los lodos están formados por flóculos con diámetros más grandes y estructura más compacta que los del proceso convencional. Este hecho representa una ventaja en las propiedades de sedimentación del sistema operado con oxígeno. En un trabajo posterior, Huang y Bates (1980) confirman los datos obtenidos por Bintanja et al (1976) y proporcionan resultados de estudios en una atmósfera presurizada. Huang y Bates (1980) comprobaron que la atmósfera de oxígeno puro sometida a presión favorece el desarrollo de la biopelícula pues, en la primera etapa, la biomasa llena prácticamente los espacios entre los discos, lo cual disminuye el área de contacto entre microorganismos y agua de desecho. Sin embargo, las acumulaciones observadas no deben interpretarse como una producción excesiva de lodos en el biodisco ya que, de acuerdo con los resultados de Bintanja et al (1976), la atmósfera de oxígeno puro tiende a reducir dicha producción y mejora las características de sedimentación del sistema.

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 DQO/d·1000 m²- porque se evitan condiciones de anaerobiosis y se incrementa notablemente la eficiencia del proceso; sin embargo, hay que comparar las ventajas anteriores con el costo que representa la utilización de oxígeno puro.

2.3.9 Carga hidráulica y carga orgánica

En los estudios realizados a principios de los años sesenta, se utilizó la carga hidráulica como criterio fundamental de diseño, definida por la expresión

$$CH = \frac{Q}{A} \quad (2.11)$$

donde

CH carga hidráulica (L^3/L^2T)

Q gasto (L^3/T)

A area superficial (L^2),

pues se pensaba que la cinética de eliminación de contaminantes era de primer orden. En este caso, se puede demostrar 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, según se expresa en la ecuación

$$\%E = (1 - e^{-(k/CH)})100 \quad (2.12)$$

donde

%E porcentaje de eliminación

k constante de eliminación

CH carga hidráulica.

La constante k engloba la constante cinética de primer orden y un factor que relaciona el área superficial con el volumen del tanque.

En la práctica no existe una curva única de porcentaje de eliminación contra carga hidráulica, sino que hay una curva para cada concentración de contaminantes en el influente; por tanto, es evidente que la DBO tiene "... un efecto moderado sobre el grado de tratamiento..." (Antonie, 1976).

En investigaciones posteriores (Friedman et al, 1979; Dupont y McKinney, 1980), se demostró la importancia de la concentración de material orgánico en el influente y se empezó a utilizar 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 como

$$CO = \frac{QS_o}{A} \quad (2.13)$$

donde

CO	carga orgánica	(M/TL ²)
Q	gasto	(L ³ /T)
S _o	concentración de sustrato	(M/L ³)
A	área superficial	(L ²).

Experimentalmente, se ha encontrado que, cuando existe sobrecarga orgánica, el biodisco tiene problemas de operación: por una parte, la concentración de oxígeno disuelto en la primera etapa alcanza niveles tan bajos que se presentan, indudablemente, condiciones anaerobias; por otra, el sistema muestra un crecimiento excesivo

de bacterias que causan taponamiento del medio de soporte. Como consecuencia, se reduce la eficiencia del tratamiento.

Richard et al (1978) descubren que, en el caso anterior, el tratamiento mejora notablemente al distribuir el flujo entre las dos primeras etapas. Esto demuestra la importancia de la carga orgánica. Dupont y McKinney (1980) indican que la carga orgánica superficial no solo determina el gradiente que provoca la difusión de sustrato en la biopelícula, sino también el tiempo de reacción, y sugieren utilizar dicha carga como criterio de diseño.

Stover y Kincannon (1982) señalan que una de las ventajas de la carga orgánica es su capacidad para predecir la eliminación y eficiencia del tratamiento bajo cualquier condición de carga, independientemente de que la cinética sea de cero, primero o segundo orden. La cantidad de materia orgánica eliminada por el sistema es proporcional a la carga orgánica, independientemente de que las cargas estén originadas por alta concentración de materia orgánica y caudal bajo o bien por caudal alto y baja concentración. Debido a lo anterior, se pueden establecer relaciones cuantitativas de eliminación de sustrato en función de la cantidad total de sustrato aplicada al sistema. Dichos autores propusieron un modelo basado en el concepto de carga orgánica superficial, el cual se discute en el subcap 3.6.

Los estados de sobrecarga orgánica se identifican con la presencia

de organismos nocivos al proceso, los cuales se desarrollan al ~~existir condiciones limitantes de oxígeno.~~ Chesner et al (1982) informan que en 33 plantas de tratamiento investigadas, cuando la carga orgánica en la primera etapa es mayor de 31.2 kg DBO_{tot}/d·1000 m², 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 que la citada, se observó crecimiento de microorganismos nocivos al proceso. Dicha carga corresponde, en términos de DBO soluble, a un valor dentro del intervalo de 12 a 19 kg DBO/d·1000 m². Sin embargo, Autotrol (1978) señala que el valor límite de carga orgánica, más allá del cual se presenta anaerobiosis, está entre 19.5 y 24.4 kg DBO/d·1000 m². Los límites mencionados dependerían de la morfología del equipo y, más específicamente, de la capacidad de transferencia de oxígeno. En una investigación realizada por Norouzian et al (1985), se utilizó un biodisco modificado (el material de soporte consistió en anillos Pall fijos entre los discos rotatorios) el cual pudo trabajar en buenas condiciones con una carga orgánica de 34 kg DBO/d·1000 m², que corresponde casi al triple del valor recomendado para biodiscos por la Agencia de Protección Ambiental de EUA (ver Brenner et al, 1984).

La carga orgánica es un factor que tiene gran influencia sobre los procesos de nitrificación. En la fig 2.12 se muestran varios perfiles típicos de la concentración de nitrógeno amoniacal (NH₃-N) a través de las etapas sucesivas del proceso, con diferentes cargas

orgánicas en la primera etapa (Yu et al., 1984; Kincannon et al., 1984; Chung y Borchardt, 1984). Como puede apreciarse, la nitrificación comienza en distintas etapas para cada carga orgánica y

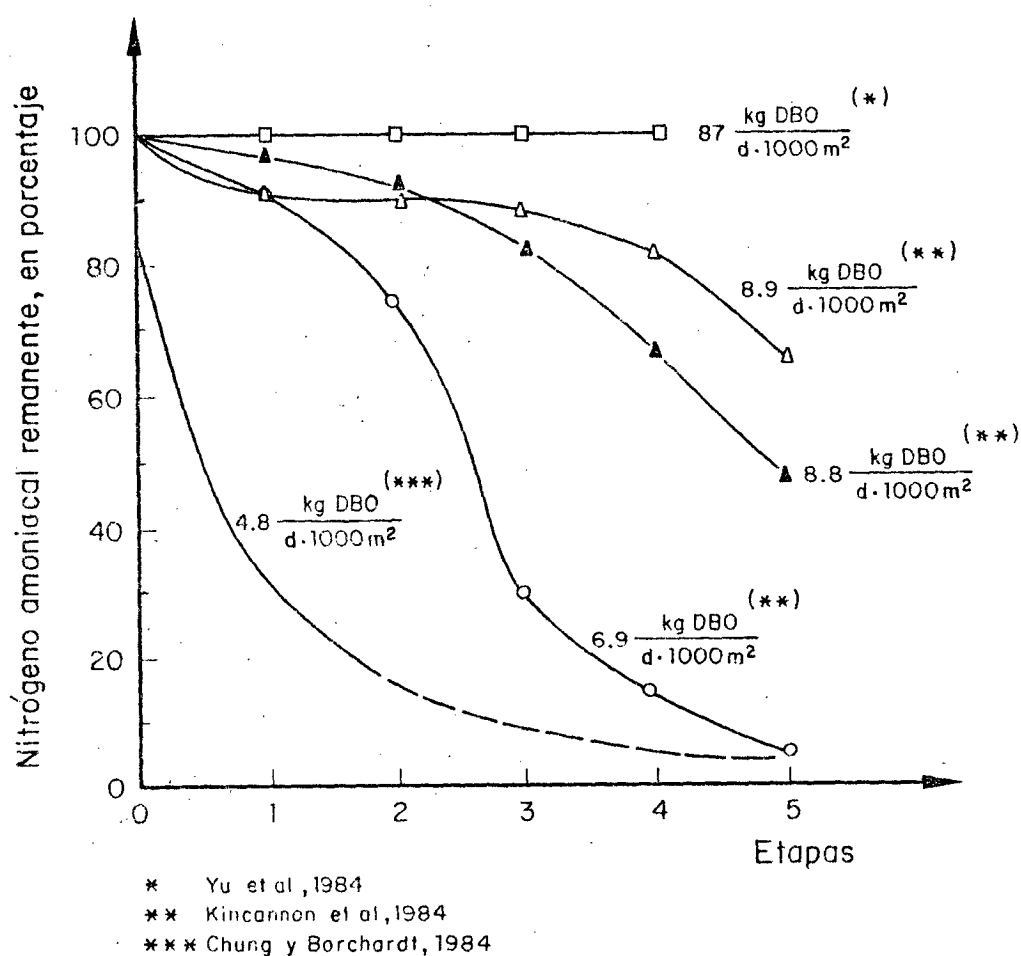


Fig 2.12 Curvas de eliminación de $\text{NH}_3\text{-N}$ para biodiscos operados bajo diferentes cargas orgánicas. Los valores especificados corresponden a la carga orgánica en la primera etapa.

no se lleva a cabo cuando esta carga 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, la

población microbiana queda constituida prácticamente por organismos heterótrofos y la nitrificación es nula. Incluso puede ocurrir un aumento de la concentración de amoníaco, en las primeras etapas, como resultado del metabolismo heterótrofo.

En el trabajo 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 ($4.1 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$, de acuerdo con dichos autores).

Un estudio del perfil de concentraciones de $\text{NH}_3\text{-N}$ para diferentes cargas orgánicas permitirá determinar la condición de carga orgánica a partir de la cual ocurre la nitrificación.

2.4 Ventajas y desventajas

A continuación se describen en forma breve las ventajas e inconvenientes del proceso de biodiscos, con base en las conclusiones de estudios comparativos recientes.

2.4.1 Ventajas

Las principales ventajas del proceso de biodiscos sobre otros tratamientos biológicos de aguas de desecho son el bajo consumo de

energía y la simplicidad de operación y mantenimiento.

Poon et al (1979) informan que un sistema de biodiscos con caudal de diseño de 3 028 m³/d requiere 286 kW·h/d de operación y un proceso de lodos activados con capacidad equivalente necesita una potencia total de 528 kW·h/d, aproximadamente; esto implica un ahorro anual de 88 330 kW·h. Rushbrook y Wilke (1980) comparan un sistema de aeración extendida con otro de biodiscos y encuentran que este último requiere 30 por ciento menos de potencia, aproximadamente. Antonie (1976) asegura que el bajo requerimiento energético del proceso de biodiscos se debe a una disminución del peso originada por la fuerza boyante del material plástico sumergido en el agua y a que el peso de la película sumergida se vuelve despreciable. Por su baja demanda de energía eléctrica, este proceso resulta más económico que otros sistemas tradicionales.

Otra ventaja del sistema de biodiscos es que se pueden diseñar fácilmente unidades para aumentar su capacidad en el futuro.

El proceso no necesita recircular lodos desde el sedimentador secundario, con lo cual se ahorran las bombas de recirculación y la tubería correspondiente. Además, 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 herra-

mienta 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 es afectado negativamente por sobrecargas hidráulicas, ya que tiene una población de microorganismos adherida. Antonie (1976) informa que una sobrecarga hidráulica con duración de tres minutos no causa un desprendimiento significativo de la biomasa; sin embargo, un impacto de la misma magnitud en el sistema de lodos activados puede provocar la dilución de las poblaciones de microorganismos suspendidos.

Cook y Wu (1979) opinan que el biodisco puede recobrar rápidamente su estabilidad en los casos donde las cargas hidráulica y/u orgánica aumenten y/o disminuyan en forma súbita o varíen de manera intermitente. En su trabajo, estos autores presentan un caso donde el biodisco recupera en 48 horas las condiciones de operación estable después de haber sido sometido a un período 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 gran número de casos, se informa que el tiempo de retención hidráulica en un biodisco es menor de sesenta minutos, mientras que resulta de más de seis horas para el proceso de lodos activados; por tanto, utilizando un menor volumen, el biodisco puede tratar un caudal mayor en un tiempo equivalente (Benefield y Randall, 1980).

La concentración de sólidos en el efluente de un biodisco es menor que la DBO o igual a esta (Antonie, 1976); esto significa que, para aguas de desecho de tipo doméstico, dicha concentración es igual a 30 mg SST/l o menor. Aunque en algunos casos la concentración de sólidos alcanza valores de 200 mg/l, resulta mucho menor que los 3 000 mg SST/l del efluente de un tanque de aeración de un sistema de lodos activados. Lo anterior implica que el tamaño del sedimentador secundario debe ser mas pequeño para el proceso de biodiscos, ya que la carga de sólidos es menor. Además, la biomasa desprendida de los discos se presenta en forma de agregados grandes y densos, los cuales sedimentan fácilmente.

Comparado con otros procesos de película fija, es posible afirmar que el biodisco retiene una película biológica que se utiliza efectivamente en toda el área de contacto. Este proceso no es

susceptible de taponamiento por desarrollo excesivo de la película como puede suceder en filtros percoladores (Welch, 1969). Además, no es necesario lavar el biodisco para eliminar el exceso de biomasa, ya que no hay acumulación.

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

El proceso de biodiscos carece de los problemas de aerosol y ruido que se presentan en todos los sistemas de lodos activados.

Cuando se tratan aguas de desecho con agentes tensoactivos, se produce el problema de la espuma, el cual es más severo en el sistema de lodos activados (sobre todo en el aerado mecánicamente) que en el de biodiscos.

2.4.2 Desventajas

La principal desventaja de los biodiscos con hojas corrugadas de polietileno es su difícil fabricación. Por otra parte, el diseño mecánico del sistema debe ser riguroso, pues se han registrado varios casos de rompimiento y desanclaje de la flecha que soporta los discos (Josephson, 1982). Además, para efectuar la instalación, generalmente se requieren grandes grúas y personal espe-

cializado.

Como el proceso involucra tres fases -líquida, sólida y gaseosa- no se ha podido desarrollar un modelo matemático que lo represente satisfactoriamente. Los modelos simples resultan insuficientes y los complicados involucran tantas variables que es necesario invertir tiempo y capital en su calibración. Por ello, el diseño se sigue basando en forma importante en la experiencia del ingeniero.

Otro inconveniente de los biodiscos es que sus costos se comportan de una manera casi lineal con respecto a los caudales de agua por tratar, lo cual no sucede en otros sistemas convencionales. Cuando el caudal por tratar es mayor de 200 ó 250 l/s, los costos de los sistemas tradicionales son menores que los correspondientes a un comportamiento de crecimiento lineal. A pesar de esto, en las ciudades de San Francisco y Washington DC se construyeron plantas con biodiscos para tratar caudales de agua residual superiores a 2 000 l/s, debido a la sencillez de operación y mantenimiento de este proceso.

3. MODELOS DE DISEÑO

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

A continuación se presenta un resumen de algunos modelos de diseño encontrados en la literatura. La mayoría de ellos no mencionan nada acerca del número de etapas, velocidad de rotación, temperatura y otras variables de diseño, las cuales se discutirán en el cap 4.

3.1 Modelo de Kornegay y Andrews

Kornegay y Andrews (1968) establecieron el primer modelo basado en aspectos teóricos, que puede proporcionar una interpretación fenomenológica de las constantes involucradas, P y K_s .

A partir 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 expresión

$$\frac{Q(S_0 - S)}{A} = P \frac{S}{K_s + S} \quad (3.1)$$

donde

Q gasto

S_0 DBO en el influente

S DBO en el efluente

A área

P, K_s constantes cinéticas.

Los valores de las constantes P y K_s se determinan experimentalmente en un equipo piloto, por medio de la forma lineal de la ec

3.1

$$\frac{A}{Q(S_0 - S)} = \frac{K_s}{P} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{P} \quad (3.2)$$

Al comparar gráficamente el inverso de la carga orgánica eliminada $[A/Q(S_0-S)]$ y el inverso de la concentración de sustrato $(1/S)$ en el efluente, se pueden obtener los valores de K_s y P . Para la deducción del modelo, se establecen 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 se relaciona con la rapidez de crecimiento microbiano por medio del coeficiente de rendimiento (Y), definido como

$$Y = \frac{(dX/dt)}{(dS/dt)} = \frac{dX}{dS} \quad (3.3)$$

donde

X concentración de microorganismos

S concentración de sustrato

t tiempo.

El término correspondiente a la rapidez de eliminación de sustrato es

$$\frac{dS}{dt} V_A = \frac{\mu_{max} X}{Y} V_A \frac{S}{K_s + S} \quad (3.4)$$

donde

$$V_A = A \cdot d$$

(3.5)

V_A volumen de biomasa activa

μ_{max} tasa máxima de crecimiento

d espesor de biomasa activa.

iii) No toda la biopelícula es biomasa activa. El espesor activo d puede ser menor que el espesor total de la biopelícula o igual a este.

iv) La constante de capacidad de área está definida por

$$P = \frac{\mu_{max} \times d}{Y} \quad (3.6)$$

y se supone invariable a través del proceso.

Chesner et al (1982) evaluaron el modelo y encontraron que es adecuado para aguas de desecho con concentraciones bajas (alrededor de 52 mg DBO/l) o cargas hidráulicas bajas (menos de 0.04 m³/m²·d). El estudio realizado por dichos autores muestra que el modelo solo representa satisfactoriamente al proceso cuando la carga orgánica está entre 0.40 y 2.10 kg DBO/d·1000 m².

Si existen 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, el empleo de sustrato y la

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

3.2 Modelo de Hartmann

Hartmann (1960) utiliza un modelo cinético de primer orden con respecto a la fracción biodegradable de materia que entra al proceso, y lo expresa como

$$\frac{X}{X_0} = 10^{-kt} \quad (3.7)$$

donde

X_0 fracción biodegradable en el influente

X fracción biodegradable en el efluente

t tiempo de retención hidráulica.

La constante de proporcionalidad k se define como

$$k = k' T^a A^b (V_p)^c \quad (3.8)$$

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

a, b constantes por determinar.

Experimentalmente, Hartmann encontró que *

$$a = 0.25$$

$$b = 0.1$$

$$k' = 3.25 \text{ para aguas residuales de la ciudad de Stuttgart}$$

$$k' = 20.5 \text{ para aguas residuales de la ciudad de Heilbronn}$$

$$k' = 5.70 \text{ para aguas residuales de la ciudad de Baden-Baden.}$$

El modelo requiere la determinación experimental de tres constantes numéricas representativas del equipo: a , b y k' . Estas solo representan al proceso en un intervalo determinado de valores de: 1) gasto de aguas de desecho (Q), 2) relación de inmersión (T), 3) velocidad periférica de los discos (V_p) y 4) concentración de material biodegradable en el influente del proceso.

El modelo contiene un error conceptual al considerar activa solamente a la biomasa sumergida, ya que los organismos también meta-

bolizan el material orgánico de la película líquida adherida a la biopelícula emergida.

3.3 Modelo de Del Borghi et al

Del Borghi et al (1985) proponen el siguiente modelo para diseñar un sistema de biodiscos

$$\frac{Q}{A} \left[1 - \frac{S}{S_0} \right] = \alpha \beta K_T \frac{k (S/S_0)}{K_m + (S/S_0)} \quad (3.9)$$

donde

T temperatura del agua de desecho, en °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

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

β factor de corrección relacionado con el número de etapas.

El procedimiento de diseño implica la determinación de las constantes k y K_m . Estas se obtienen por medio de la forma lineal de la ec 3.9, sin tomar en cuenta los factores α , β y K_T .

$$\frac{AS_o}{Q(S_o-S)} = \frac{K_m}{k} \frac{S_o}{S} + \frac{1}{k} \quad (3.10)$$

Al comparar gráficamente $AS_o/Q(S_o-S)$ y S_o/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 mediante las siguientes relaciones empíricas

$$\beta = 0.056 N + 0.90 \quad (3.11)$$

donde N es el número de etapas, y

$$\alpha = 2.8 \times 10^{-5} n + 0.69 \quad (3.12)$$

donde n es el número de habitantes y $\alpha = 1$ si $n \geq 10\,000$.

Después de determinar 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 influente es de 600 mg/l.

Las correlaciones empíricas para α y β propuestas por Del Borghi et al (1985) no pueden ser consideradas universales, ya que se

obtuvieron a partir de un proceso comparativo entre el equipo piloto empleado por ellos y diversos resultados experimentales registrados en la literatura por otros investigadores. Para poder utilizar dichas correlaciones, es necesario construir y operar un equipo piloto con las mismas características que el de Del Borghi y colaboradores.

3.4 Método de Antonie

El método de Antonie (1976) considera que las cinéticas de eliminación de sustancias orgánicas y de nitrificación tienen orden de reacción cercano a uno. Esto significa que la eficiencia de eliminación es casi independiente de la concentración de sustrato en el influente; por tanto, para una carga hidráulica dada (gasto constante), el porcentaje de eliminación es constante, independientemente de la concentración en el influente (ver inciso 2.3.9). Con base en lo anterior, el método utiliza la carga hidráulica como criterio de diseño. Empleando 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 influente.

Asimismo, el método incluye la utilización de curvas, también experimentales, de factores de corrección por temperatura si esta es menor de 12°C. Según se explica en el inciso 2.3.1, el proceso pierde eficiencia a temperaturas menores de 12°C, ya que la acti-

vidad del metabolismo bacteriano disminuye.

El método prevé los casos en los cuales el sistema se ve sometido a periodos con gastos y/o cargas orgánicas mayores que 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 correspondiente a diferentes valores de DBO en el influente.

Se recomienda un proceso con cuatro etapas a fin de utilizar en 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 (porcentaje de eliminación de la DBO, gasto y DBO en el influente), se determina la carga hidráulica de diseño para eliminación de DBO (CH_C). En caso de que el proceso deba eliminar nitrógeno amoniacal, se utiliza la gráfica correspondiente y se calcula la carga hidráulica de diseño para nitrificación (CH_N).
2. Es necesario corregir las cargas hidráulicas cuando la temperatura de operación sea menor de 12°C.

3. Se verifica que el valor de la relación gasto máximo/gasto promedio sea igual al permitido o menor que este. En caso de que el valor real exceda al permitido, hay dos alternativas:

a). Aumentar el gasto promedio de diseño hasta un valor en el cual la relación permitida sea igual a la real.

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 determinar las constantes cinéticas. Solamente es necesario conocer el gasto del agua de desecho por tratar, el porcentaje de eliminación requerido, la DBO en el influente y la temperatura mínima de operación.

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

3.5 Modelo de Wu et al

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

$$\frac{S}{S_0} = \frac{14.2 (Q/A)^{0.5579}}{e^{(0.32 N)} S_0^{0.6837} T^{0.2477}} \quad (3.13)$$

donde

N número de etapas.

Las unidades correspondientes a las variables son:

$$[Q] = \text{GPD} \quad [A] = \text{ft}^2 \quad [S] = \text{mg DBO/l} \quad [T] = ^\circ\text{C}.$$

Se recomienda utilizar $N = 4$ ó 6 y la temperatura promedio en invierno. La ec 3.13 se resuelve para el área de contacto y se sustituyen los valores correspondientes.

Los autores señalan las siguientes limitaciones del modelo:

1. Solamente es aplicable al tratamiento de aguas de desecho domésticas.
2. Se utiliza 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 aerobias.

Wu et al (1982) indican con poca precisión el intervalo de valores en el cual el modelo tiene validez, y añaden 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 ello.

3.6 Modelo de Stover y Kincannon

El modelo se basa en el concepto de carga orgánica superficial propuesto por dichos autores en 1972 (Stover y Kincannon, 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 Monod para la cinética microbiana de utilización de sustrato. Es una función hiperbólica, descrita por la ecuación

$$L_R = M \frac{L}{K + L} \quad (3.14)$$

donde

- L_R eficiencia de eliminación, en kg DBO/d·m²
- L carga orgánica aplicada, en kg DBO/d·m²
- 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

$$QS_{i-1} - L_{Ri}A_i = QS_i \quad (3.15)$$

donde

Q gasto

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

A_i área superficial de la etapa i.

Utilizando la expresión de Stover y Kincannon (ec 3.14) para la etapa i, se obtiene

$$L_{Ri} = M_i \frac{L_i}{K_i + L_i} \quad (3.16)$$

en la cual

$$L_i = \frac{QS_{i-1}}{A_i} \quad (3.17)$$

Sustituyendo L_{Ri} en la ecuación del balance de materia (ec 3.15) y resolviendo para el área de la etapa, resulta

$$A_i = \frac{Q(S_{i-1} - S_i)}{M_i - \epsilon_i K_i} \quad (3.18)$$

ϵ_i es la eficiencia de eliminación de sustrato en la etapa i y se define como

$$\epsilon_i = \frac{S_{i-1} - S_i}{S_{i-1}} \quad (3.19)$$

Los valores de las constantes M y K para cada etapa se determinan mediante la forma lineal de la ec 3.16

$$\frac{1}{L_{Ri}} = \frac{K_i}{M_i} \frac{1}{L_i} + \frac{1}{M_i} \quad (3.20)$$

Comparando gráficamente $1/L_{Ri}$ y $1/L_i$, se obtiene una recta cuya ordenada al origen es el inverso de M_i y la pendiente es el valor de la relación K_i/M_i .

Stover y Kincannon (1982) señalan que la eficiencia del tratamiento en términos de carga orgánica es independiente del diámetro del sistema cuando L es menor de $7.3 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$. Si L es mayor que dicho valor, la eficiencia del sistema a gran escala decrece más rápido que en un sistema piloto. 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 utilización del concepto de carga orgánica superficial permite

predecir la eliminación de sustrato y la eficiencia de tratamiento bajo cualquier condición de carga, sin considerar 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 ec 3.20.
2. Calcular el área de tratamiento necesaria en cada etapa con la ec 3.18.
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 m/s .
 - La relación volumen del tanque/área superficial es $0.005 \text{ m}^3/\text{m}^2$.
 - 40 por ciento del área superficial del disco debe estar sumergida en el agua de desecho.
 - Si la carga orgánica aplicada es mayor de $7.3 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$, hay que considerar factores de escalamiento al determinar el área.

3.7 Modelo de Opatken

Se basa en una cinética de eliminación de DBO de segundo orden (Opatken, 1982).

Cuando no existen limitaciones en la transferencia de oxígeno y se considera que hay mezclado perfecto en el reactor, la concentración en el efluente de cada etapa se calcula con la expresión

$$C_n = \frac{\sqrt{1 + 4k\theta C_{n-1}} - 1}{2k\theta} \quad (3.21)$$

donde

- C_n DBO en el efluente de la etapa n , en mg/l
- k constante de rapidez de eliminación, en l/mg.h
- θ tiempo de retención hidráulica, en h.

El modelo 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·1000 m².
2. Para garantizar condiciones de mezclado perfecto, el tiempo de retención debe ser mayor de 15 min en cada etapa.
3. Para prevenir condiciones anaerobias en cualquier etapa, la rapidez máxima de consumo o transferencia de oxígeno (RTO_{max}) no

debe ser mayor de 430 mg O₂/h·m² (Opatken, 1982).

4. La relacion volumen del tanque/área superficial debe ser 0.005 m³/m² (Autotrol, 1978).

El procedimiento de diseño propone los siguientes pasos:

1. Determinar el área de la primera etapa utilizando la máxima carga orgánica permisible (12.2 kg DBO/d 1000 m²); entonces,

$$A = 7.082 Q C_o \quad (3.22)$$

donde A está dada en m², Q en l/s y C_o en mg DBO/l.

2. Calcular el tiempo de retencion hidraulica (θ) empleando la relacion volumen/área de 0.005 m³/m²; por tanto,

$$\theta = 0.005 (A/Q) \quad (3.23)$$

donde θ está dado en h, A en m² y Q en m³/h.

3. Determinar la DBO en la primera etapa por medio de la ec 3.21 aplicada a dicha etapa

$$C_1 = \frac{\sqrt{1 + 4k\theta C_o} - 1}{2k\theta} \quad (3.24)$$

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

4. Definir

$$\Delta C_n = C_{n-1} - C_n \quad (3.25)$$

y, utilizando la relacion

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

verificar que la rapidez de transferencia de oxigeno (RTO) en la etapa resulte adecuada; es decir, que

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

Esto puede considerarse valido solamente si se supone que la DBO eliminada (en mg de O_2) es equivalente al oxigeno trasferido (tambien en mg de O_2).

Si se cumple la desigualdad, la etapa no está limitada por la transferencia de oxigeno sino por la rapidez de reacción. En el caso contrario, la etapa tiene limitaciones de transferencia de oxigeno y la concentracion de DBO en la etapa se calcula mediante la ecuación

$$\Delta C_{max} = \frac{A (RTO_{max})}{Q} \quad (3.26)$$

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

Entonces, se calcula C_n modificando la ec 3.25, y resulta

$$C_n = C_{n-1} - \Delta C_{max} \quad (3.27)$$

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

El modelo intenta ser una alternativa que proporcione al diseñador elementos para analizar el proceso de biodiscos y entender la problemática de los límites de capacidad del sistema. Sin embargo, aunque puedan preverse las condiciones de operación en estados de sobrecarga orgánica, el análisis que el diseñador haga no puede ser profundo, pues el modelo se limita a aspectos operacionales y además utiliza recomendaciones empíricas para cubrir sus deficiencias.

El modelo asume que la cinética de eliminación de la DBO es de segundo orden; es decir, que se cumple la expresión cinética $-(dC/dt) = kC^2$, en la cual el valor de $k = 0.083 \text{ l/mg}\cdot\text{h}$ es invariable para cualquier etapa. Sin embargo, lo anterior es cuestio-

nable, porque existe una población microbiana diferente en cada etapa del sistema de biodiscos.

Para un diseño menos incierto, se recomienda realizar un estudio piloto, en el cual se verifique que la cinética de eliminación sea efectivamente de segundo orden y se determinen los valores de las constantes de rapidez de eliminación para cada etapa.

La suposición de que el consumo de DBO es equivalente al oxígeno consumido o transferido puede considerarse válida solamente en las etapas del sistema que no presentan procesos de nitrificación significativos, ya que las bacterias nitrificantes consumen O_2 para oxidar amoníaco y no para eliminar DBO.

4. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO

Con base en los resultados registrados en la literatura, en el presente capítulo se discute la forma de determinar los parámetros necesarios para efectuar el diseño de biodiscos. Asimismo, se analizan dos casos: uno general, el cual requiere un estudio piloto de tratamiento, y otro particular, que se refiere únicamente a aguas de desecho de tipo doméstico y se basa en criterios empíricos establecidos a partir de información obtenida durante la operación de biodiscos a gran escala. Los parámetros básicos para realizar el diseño de biodiscos son:

1. Número de etapas
2. Velocidad de rotación de los discos
3. Volumen del tanque

4. Área superficial.

4.1 Numero de etapas

Como se ha señalado en el inciso 2.3.6, un equipo que consta de varias etapas requiere menos área superficial que uno de una sola etapa para dar un determinado porcentaje de eliminación de contaminantes. En varias investigaciones (Torpey et al, 1971; Friedman et al, 1979; Chesner et al, 1982; González, 1986) se ha ratificado que se obtiene practicamente la misma eficiencia de eliminación en un proceso de biodiscos con cuatro etapas y en uno con más divisiones. 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 division del proceso en etapas origina en cada una de ellas el desarrollo de diferentes tipos de poblaciones microbianas; los organismos heterotrofos predominan en todas las etapas y en las ultimas existe un alto porcentaje de bacterias nitrificantes. Con base en el contenido de amoniaco del agua por tratar, el ingeniero de diseño debe decidir si el proceso funcionara con cuatro etapas (control riguroso de la nitrificación) o solo con tres (sin control riguroso del amoniaco en el efluente).

Los autores del presente trabajo recomiendan la operación del proceso con cuatro etapas pues, aunque no se requiera un control

riguroso del contenido de amoníaco en el agua tratada, la última etapa funciona como un eliminador de turbidez debido a la presencia de organismos depredadores (protozoarios, rotíferos, nemátodos) que se alimentan de las partículas orgánicas suspendidas en el agua de desecho.

4.2 Velocidad de rotación

En el inciso 2.3.5 se han analizado ampliamente los efectos de la velocidad de rotación sobre la operación de biodiscos; se ha señalado que, para un diámetro determinado, al aumentar la velocidad, los requerimientos de área disminuyen porque se incrementa la tasa específica de eliminación de contaminantes. Sin embargo, el aumento de la velocidad ocasiona una disminución considerable de la "economía de potencia"; por tanto, se recomienda efectuar un estudio piloto para determinar la velocidad óptima de rotación, la cual 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.

Dicho estudio puede ser poco provechoso en algunos casos y entonces, mientras no exista investigación acerca de la velocidad óptima, se recomienda utilizar la velocidad periférica que ha sur-

gido de las experiencias durante la operación de unidades de bio-discos a gran escala.

Antonie (1976) recomienda emplear una velocidad periférica de 0.30 m/s porque con un valor mayor no se obtiene una diferencia significativa en la eliminación de contaminantes. Sin embargo, tal sugerencia está fundamentada en la experimentación con solamente tres velocidades periféricas diferentes: 0.18, 0.30 y 0.42 m/s. La velocidad de 0.42 m/s no mejora la eliminación, pero esto no implica que el valor óptimo sea 0.30 m/s. El diseñador puede considerar la velocidad de 0.30 m/s como una primera aproximación y posteriormente, si las condiciones de operación lo permiten, utilizar una velocidad periférica menor, siempre y cuando esta garantice condiciones aerobias en el proceso.

4.3 Volumen del tanque

Otra de las variables de diseño por especificar es el volumen del tanque sobre el cual va montado el biodisco. Dicho volumen está relacionado con el tiempo de retención hidráulica y con el gasto. La mayoría de las investigaciones realizadas hasta la fecha consideran que el tiempo de retención hidráulica no es importante, ya que la degradación de sustrato depende fundamentalmente del área superficial. Un estudio piloto reveló que, para relaciones volumen/área de 2.7, 3.0, 3.5 y 4.9 l/m², se incrementa la eliminación de DBO al aumentar el valor de la relación, pero con más de 4.9

$1/m^2$ no se obtiene ninguna mejoría en el tratamiento. La nitrificación también presenta el mismo comportamiento (Antonie, 1976).

Se recomienda construir las instalaciones de biodiscos con una relación volumen/área de $4.9 \text{ l}/m^2$ a fin de que el proceso sea más eficiente.

4.4 Área superficial. Procedimiento general

El área superficial es el parámetro más importante para el diseño de un biodisco. En este subcapítulo, se describe un procedimiento general que permite determinar dicha área y está basado en un estudio de tratamiento de las aguas de desecho en cuestión.

Cabe destacar que el estudio experimental mencionado resulta imprescindible en el caso de desechos líquidos industriales y en los casos de aguas de desecho de tipo no doméstico, ya que no existe información suficiente sobre cada uno de ellos para efectuar 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 al cálculo del área superficial. El modelo cinético se basa en el propuesto por Stover y Kincannon (subcap 3.6).

4.4.1 Determinación de los parámetros cinéticos

Para obtener los parámetros cinéticos asociados al agua de desecho por tratar, se utilizará un equipo piloto construido con las características mencionadas anteriormente. Los discos deberán girar a una velocidad periférica de 0.30 m/s. El equipo constará de cuatro etapas, cada una con igual área superficial, y estará sujeto a la relación volumen/área de 4.9 l/m²; además, deberá ser operado bajo condiciones de régimen permanente, según el diagrama mostrado en la fig 4.1.

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).

En el inciso 2.3.9, se señala 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_{TOTAL}/d·1000 m² en la primera etapa, lo cual corresponde, en términos de DBO soluble, a un valor aproximado de 12.2 kg DBO/d·1000 m².

Utilizando la relación que define la carga orgánica límite (ver subinciso 4.4.1.1),

$$l_o = \frac{Q_{1im} \cdot S_o}{A_1} \quad (4.1)$$

donde

l_o carga orgánica límite
 Q_{1im} gasto máximo permisible,

se resuelve la ec 4.1 para el gasto máximo permisible y se obtiene

$$Q_{1im} = l_o \frac{A_1}{S_o}$$

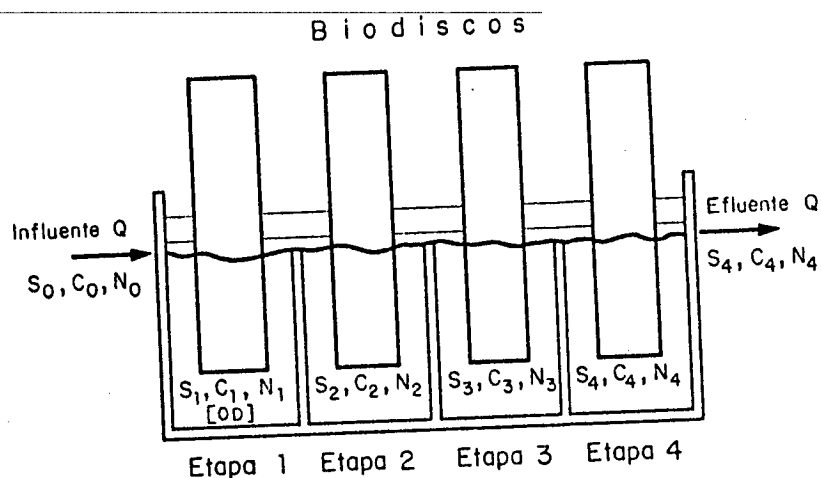
Se recomienda llevar a cabo seis corridas experimentales con los gastos múltiples de Q_{1im} especificados en la tabla 4.1.

TABLA 4.1 GASTOS RECOMENDADOS PARA EFECTUAR ESTUDIOS
 EXPERIMENTALES DE TRATAMIENTO

CORRIDA	CAUDAL, en 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 fig 4.1):



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

Fig 4.1 Diagrama esquemático del equipo piloto

- Gasto, Q, en l/s
 - Oxígeno disuelto en la primera etapa, OD, en mg/l.
- Y para cada una de las cuatro etapas del sistema, habrá que determinar:
- Concentración de amoníaco, C, en mg/l
 - Concentración de nitratos, N, en mg/l
 - DBO, S, en mg/l
 - DQO, S, en mg/l.

4.4.1.1 Carga orgánica límite

Es la carga a partir de la cual la tasa de consumo de oxígeno por consumo de sustrato supera 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 inciso 2.3.9).

Se requiere identificar experimentalmente el valor de la carga orgánica límite para evitar condiciones de anaerobiosis en la primera etapa.

La fig 4.2 muestra el comportamiento del oxígeno disuelto (OD) en la primera etapa conforme aumenta la carga orgánica (L). Al incrementar la carga orgánica, la tasa de consumo de oxígeno aumenta hasta llegar a un punto en el cual la tasa de transferencia de oxígeno se vuelve limitante para la eliminación de contaminantes y la concentración de este en el agua de desecho es despreciable (ver fig 2.10). Entonces, se propician condiciones para la proliferación de organismos nocivos al proceso y se generan malos olores.

La carga orgánica límite debe determinarse en forma experimental pues, como se ha señalado en el inciso 2.3.9, puede variar de acuerdo con la configuración del material plástico, la velocidad

de giro (de la capacidad de transferencia de oxígeno) y las características del agua de desecho.

En la fig 4.2 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 calcularse mediante una gráfica de la concentración de oxígeno disuelto en la primera etapa para diferentes valores de carga orgánica aplicada.

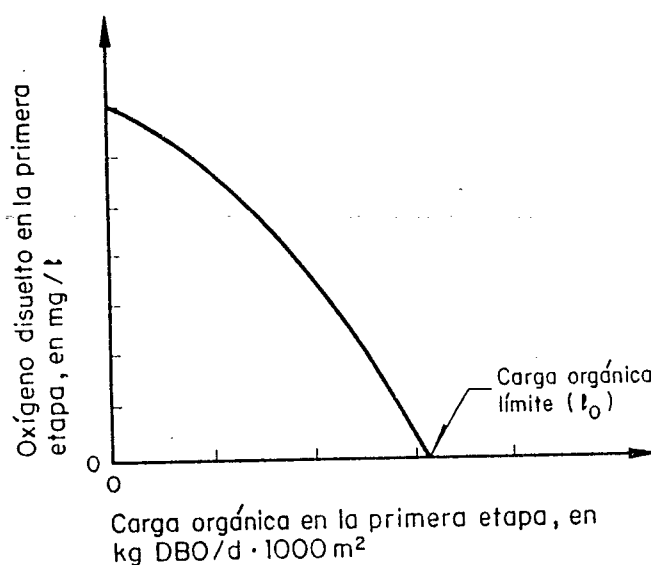


Fig 4.2 Determinación de la carga orgánica límite

Los pasos por seguir para determinar la carga orgánica límite son:

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

$$L_n = \frac{Q_n \cdot S_0}{A_1} \quad (4.2)$$

donde

L_n carga orgánica aplicada a la primera etapa durante la corrida n , en kg DBO/d·1000 m² o kg DQO/d·1000 m²

2. Obtener una gráfica de $OD_{i,n}$ vs L_n ($n = 1, 2, 3, 4, 5, 6$).

3. Determinar l_0 a partir de la gráfica anterior.

4.4.1.2 Determinación de las constantes de eliminación de DBO o DQO para cada etapa

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

$$L_{R,i,n} = \frac{Q_n(S_{(i-1)n} - S_{in})}{A_i} \quad (4.3)$$

$$L_{i,n} = \frac{Q_n \cdot S_{(i-1)n}}{A_i} \quad (4.4)$$

donde

$L_{R,i,n}$ tasa de eliminación de DBO o DQO en la etapa i

durante la corrida n, en $\text{kg/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$

$L_{i,n}$ carga orgánica aplicada a la etapa i durante la corrida n, en $\text{kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$.

Si la temperatura mínima de operación (T) es menor de 12°C , se requiere corregir los valores de L_R mediante el factor de corrección por temperatura fundamentado en la ecuación de Arrhenius (ver inciso 2.3.1)

$$L_R(\text{CORREGIDO}) = L_R(\text{EXPERIMENTAL}) (1.05)^{(T-12)} \quad (4.5)$$

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

Después, se obtiene una gráfica de los n valores de $1/L_R$ contra $1/L$ y se determinan 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 lineal de la ecuación de Stover y Kincannon (ec 3.20), los valores de la pendiente y la ordenada al origen se relacionan con las constantes cinéticas según las ecuaciones

$$\text{pendiente} = \frac{K_1}{M_1} \quad (4.6)$$

$$\text{ordenada al origen} = \frac{1}{M_1} \quad (4.7)$$

donde

K_1 constante de saturación, en $\text{kg/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$

M_1 rapidez máxima de eliminación de contaminantes, en $\text{kg/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$.

De esta manera, se obtienen cuatro parejas de constantes de eliminación de DBO o DQO (K y M) correspondientes a cada una de las etapas del proceso.

4.4.1.3 Determinación de las constantes cinéticas de nitrificación

Para calcular estas constantes, se requiere primeramente identificar las etapas 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 ($\text{NH}_3\text{-N}$) y al aumentar 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 $\text{NO}_3\text{-N}$, es posible precisar en qué etapas se efectúa la nitrificación y obtener las constantes cinéticas correspondientes.

Una vez identificadas las etapas, se procede a la determinación de las constantes cinéticas en forma análoga a la descrita en el subinciso 4.4.1.2, pero utilizando los datos de concentración de nitrógeno amoniacal (C_{in}).

Para cada una de las etapas nitrificantes, es necesario calcular los n valores de LRN y LN según las ecuaciones

$$LRN_{in} = \frac{Q_n(C_{(i-1)n} - C_{in})}{A_i} \quad (4.8)$$

$$LN_{in} = \frac{Q_n \cdot C_{(i-1)n}}{A_i} \quad (4.9)$$

donde

- LRN_{in} tasa de eliminación de nitrógeno amoniacal en la etapa i durante la corrida n
- LN_{in} carga amoniacal aplicada a la etapa i durante la corrida n
- C_{in} concentración de NH_3-N en la etapa i durante la corrida n .

Como se mencionó en el inciso 2.3.1, la temperatura afecta en forma más drástica al proceso de nitrificación que a la eliminación de DBO o DQO. Esto implica que el factor de corrección por temperatura para la eliminación de $\text{NH}_3\text{-N}$ sea diferente del que corresponde a la eliminación de DBO o DQO.

En el caso de la nitrificación, si la temperatura es menor de 20°C , la corrección está dada por la ecuación

$$L_{RN}(\text{CORREGIDA}) = L_{RN}(\text{EXPERIMENTAL}) (1.10)^{(T-20)} \quad (4.10)$$

donde T = temperatura, en $^\circ\text{C}$.

Cuando la temperatura es mayor de 20°C , no se requiere corrección (Pano y Middlebrooks, 1983).

Después de corregir los valores, se elabora una gráfica de $1/L_{RN}$ contra $1/L_N$ para cada una de las etapas nitrificantes, y se determinan los valores de la pendiente y la ordenada al origen de la recta de mejor ajuste, las cuales se relacionan con las constantes de nitrificación según las ecuaciones

$$\text{pendiente} = \frac{K_{N1}}{M_{N1}} \quad (4.11)$$

$$\frac{\text{ordenada al origen}}{M_{Ni}} = \frac{1}{M_{Ni}} \quad (4.12)$$

donde

- K_N constante de saturación de la nitrificación, en $\text{kg NH}_3\text{-N/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$
- M_N rapidez máxima de nitrificación, en $\text{kg NH}_3\text{-N/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$
- i etapa nitrificante.

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

4.4.2 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 solo involucra la determinación del área indispensable para efectuar la eliminación de material carbonoso (DBO o DQO).
- 2) Se requiere nitrificación. En este caso, hay que calcular el área de contacto necesaria para eliminar simultánea-

mente material carbonoso y nitrógeno amoniacal .

Se debe tener en cuenta que, aunque no se desee, la nitrificación puede presentarse. Por ello, es necesario considerar los consumos de oxígeno por eliminación de DBO o DQO y por nitrificación.

4.4.2.1 Eliminación de DBO

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

- 1) Los parámetros especificados en los subincisos 4.4.1.1 y 4.4.1.2:
 - Carga orgánica límite, l_0
 - Constantes de eliminación de carbono para cada una de las etapas, M_1 y K_1
- 2) El gasto promedio de las aguas de desecho, Q .
- 3) DBO en el influente, S_0 .
- 4) DBO en el efluente, S_e .

En principio, el área superficial queda determinada al resolver el sistema de ecuaciones que resulta de utilizar la ecuación de diseño 3.18 para cada una de las etapas. Escrita en forma explícita para la concentración de sustrato (DBO o DQO), la ecuación de diseño queda como

$$S_1 = S_{1-1} \left[1 - \frac{M_1}{K_1 + \frac{QS_{1-1}}{A_1}} \right] \quad (4.13)$$

El sistema está formado por cuatro 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. Se puede reducir el número de variables para tener solamente cuatro incógnitas si se fija una relación entre las áreas de las diferentes etapas y se expresan todas las superficies en función de una sola. Algunas opciones son:

- a) $A_1 = A_2 = A_3 = A_4$ (etapas iguales)
- b) $A_1 = 2A_2 = 2A_3 = 2A_4$ (el tamaño de la primera etapa es el doble del 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 considera las limitaciones de transferencia de oxígeno. La carga orgánica aplicada a la primera etapa (o a todas) puede tener valores mayores que la carga orgánica límite (l_o) aceptada por el proceso, con las consecuencias descritas anteriormente (ver subinciso 4.4.1.1).

Se recomienda resolver el sistema de ecuaciones en forma iterativa, utilizando los valores de los parámetros cinéticos M_1 y K_1 ,

asignando valores de A a determinada opción del arreglo de las etapas y considerando S_e 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, se debe aumentar el área superficial en la primera etapa o modificar el arreglo de las etapas para reducir la carga orgánica hasta que L_1 sea igual o inferior a l_o . Cuando la carga orgánica en la primera etapa sea igual o inferior a 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 proporciona la mínima área superficial 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

$$A_i = \frac{Q \cdot S_{(i-1)}}{l_o} \quad (4.14)$$

Para calcular las concentraciones en cada etapa, se utiliza la ecuación de diseño 4.13, modificándola para dar

$$S_i = S_{i-1} \left[1 - \frac{M_i}{K_i + l_o} \right] \quad (4.15)$$

en la cual la carga orgánica aplicada a cualquier etapa es l_o .

Diseñar con el criterio de "etapas cargadas al límite" para obtener la mínima área conduce necesariamente a tener áreas distintas para las etapas: la primera posee la mayor área superficial; la última etapa, el área menor.

Aunque desde el punto de vista económico (con base en el área superficial total) la anterior opción aparenta ser la mejor, no lo es en cuanto a la 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 donde el biodisco recibe cargas orgánicas mayores que l_o 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 desplaza-

das del sistema por los microorganismos heterótrofos. Además, dichas bacterias son presa fácil de organismos bacteriófagos.

4.4.2.2 Tratamiento combinado. Eliminación de DBO o DQO y nitrificación

El caso de tratamiento combinado se aborda de manera similar al de eliminación de material carbonoso. Mediante las constantes cinéticas de nitrificación, se determina si el área superficial obtenida para la eliminación de DBO o DQO es suficiente para eliminar el nitrógeno amoniacal. Cuando dicha área permite la eliminación de 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; el criterio de convergencia es la concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente. A continuación se describe el procedimiento detalladamente.

Para calcular el área superficial en el caso de tratamiento combinado, se requiere la siguiente información:

- 1) Los parámetros cinéticos especificados en el inciso

4.4.1:

- Carga orgánica límite, l_0
- Constantes cinéticas de eliminación de material carbonoso para cada una de las etapas, M_1 y K_1

- Constantes de nitrificación para cada una de las etapas nitrificantes, M_{Ni} y K_{Ni} , donde i = etapa nitrificante

- 2) El gasto promedio de las aguas de desecho, Q
- 3) DBO o DQO en el influente, S_o
- 4) NH_3-N en el influente, C_o
- 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. Con los datos de concentraciones de nitrógeno amoniacal obtenidos durante la experimentación en el equipo piloto, se recomienda elaborar una gráfica como la descrita en la fig 2.12 y así identificar fácilmente las etapas nitrificantes bajo diferentes cargas orgánicas.

A partir del valor de área superficial obtenido 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 mediante la ecuación

$$C_i = C_{i-1} \left[1 - \frac{M_{Ni}}{K_{Ni} + \frac{Q C_{i-1}}{A_i}} \right] \quad (4.16)$$

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.

Cuando el valor calculado para C_4 es igual o inferior al valor de concentración en el efluente de la última etapa (C_e), 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_4 es mayor que el de C_e , el área superficial estimada originalmente no cubre los requerimientos de nitrificación; por tanto, se necesita un área superficial mayor. En este caso, el diseño 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 mediante la ec 4.16, aumentando el área superficial de todas las etapas en un determinado porcentaje. El criterio de convergencia es la concentración de NH_3-N especificada por las bases de diseño (C_e), de tal forma que C_4 sea igual a C_e o menor.

Al aumentar el área, la carga orgánica superficial en todas las etapas disminuye; así, se incrementa 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 caso de requerir nitrificación, se

considera que la alcalinidad de las aguas de desecho por tratar es suficiente para amortiguar el medio e impedir cambios de pH que afecten en forma negativa los procesos nitrificantes (ver incisos 2.3.2 y 2.3.3).

4.4.3 Escalamiento

El escalamiento está relacionado principalmente con las características de transferencia de oxígeno. Cuando el consumo de oxígeno rebasa la capacidad de transferencia, se puede provocar un espesor excesivo de la biopelícula y/o la proliferación de organismos nocivos, lo cual ocasiona 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 ($d=0.45$ m) y uno a gran escala ($d=3.6$ 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 y Kincannon, 1982). Es decir que, con valores inferiores al mencionado, 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 rebasa el valor límite, el escalamiento puede hacerse directamente. Sin embargo, con cargas

orgánicas que sobrepasen 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 recomienda la determinación experimental de la carga orgánica límite (l_0).

Al no sobrepasar la carga orgánica límite, se asegura que no se presentarán condiciones limitantes de oxígeno en ninguna etapa; 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) señalan que se obtienen los mismos niveles para ambos sistemas bajo cualquier condición de carga amoniacal; o sea que 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 solo se presenta cuando existen condiciones limitantes de oxígeno.

4.5 Caso particular. Desechos domésticos

En este subcapítulo 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 procedimiento solo es aplicable a aguas de desecho de tipo doméstico con concentraciones inferiores o iguales a 150 mg/l de DBO soluble a 30 mg/l de nitrógeno amoniacal. Para concentraciones mayores que estos valores límite, no existen datos que permitan efectuar el diseño empírico; por tanto, se debe seguir el método descrito en secciones anteriores.

Para realizar el diseño empírico, se utilizan las siguientes relaciones gráficas:

- Concentración de DBO en el efluente contra carga hidráulica (fig 4.3; Autotrol, 1978).
- Concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente contra carga hidráulica (fig 4.4; Autotrol, 1978).
- Factor de corrección para la carga hidráulica contra temperatura (fig 4.5, eliminación de DBO; Antonie, 1976).
- Factor de corrección para la carga hidráulica contra temperatura (fig 4.6, nitrificación; Antonie, 1976).

4.5.1 Determinación del área superficial

Al igual que en el caso general discutido en el subcap 4.4, en este inciso se consideran los casos de eliminación de DBO sin

nitrificación y de tratamiento combinado.

4.5.1.1 Eliminación de DBO

Se requiere la siguiente información como base de diseño:

- Gasto promedio de las aguas de desecho por tratar, Q
- Concentración de DBO en el influente, S_o
- Concentración de DBO en el efluente, S_e
- Temperatura mínima de operación, T .

Los pasos por seguir son:

- 1) Utilizando la fig 4.3, se determina la carga hidráulica que permite la eliminación requerida.
- 2) El área superficial necesaria se calcula mediante la ecuación

$$A = \frac{Q}{CH_D} \quad (4.17)$$

donde

A área superficial total

Q gasto de diseño

CH_D carga hidráulica de diseño.

La carga hidráulica de diseño es la que se ha determinado por

medio de la fig 4.3 cuando la temperatura mínima de operación es mayor de 13°C. Si dicha temperatura es menor de 13°C, se debe corregir la carga hidráulica de la fig 4.3 mediante el factor de corrección α , el cual se obtiene a partir de la fig 4.5.

La carga hidráulica de diseño está dada entonces por

$$CH_D = \frac{CH_{13}}{\alpha} \quad (4.18)$$

donde

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

4.5.1.2 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 influente, S_0
- Concentración de DBO en el efluente, S_e
- Concentración de NH_3-N en el influente, C_0
- Concentración de NH_3-N en el efluente, C_e
- Temperatura mínima de operación, T .

Para determinar el área superficial, 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 el que requiere la mayor área superficial.

Entonces, hay que calcular la carga hidráulica de diseño basada en la eliminación de DBO, según se indica en el subinciso 4.5.1.1, así como la carga hidráulica de diseño para llevar a cabo la nitrificación. Esta última se determina en forma similar a la correspondiente a eliminación de DBO, mediante los siguientes pasos:

- 1) Utilizando la fig 4.4, se calcula 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, se debe utilizar el factor de corrección por temperatura para la nitrificación (α_N), el cual se obtiene con ayuda de la fig 4.6.

La carga hidráulica para la nitrificación está dada entonces por la ecuación

$$CH_{N,T} = \frac{CH_{N,13}}{\alpha_N} \quad (4.19)$$

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
- α_N factor de corrección por temperatura para la nitrificación.

- 2) Después de establecer las cargas hidráulicas para eliminación de DBO y nitrificación, se utiliza la menor de ellas para calcular el área superficial.

4.5.2 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 sistema 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·1000 m².

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

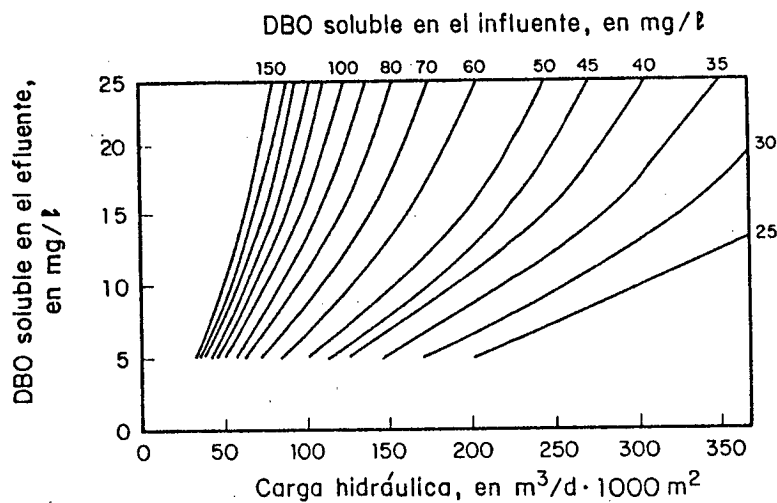


Fig 4.3 DBO en el efluente como función de la carga hidráulica para temperaturas mayores de 13°C (Autotrol, 1978)

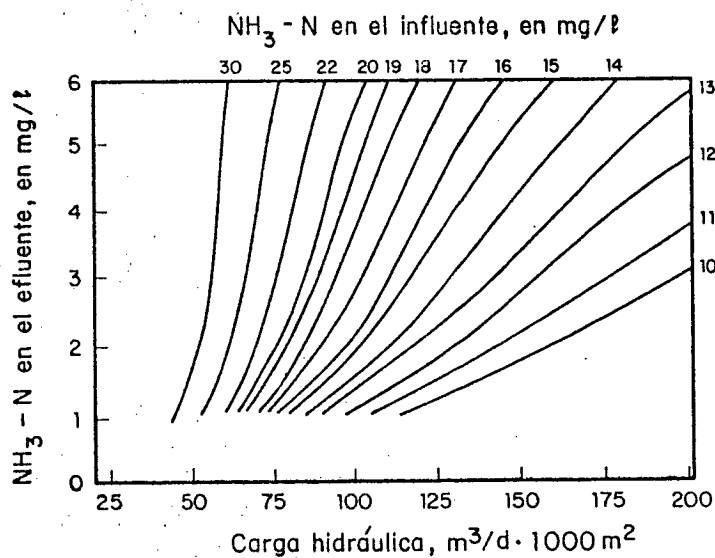


Fig 4.4 Nitrógeno amoniacal en el efluente como función de la carga hidráulica para temperaturas mayores de 13°C (Autotrol, 1978)

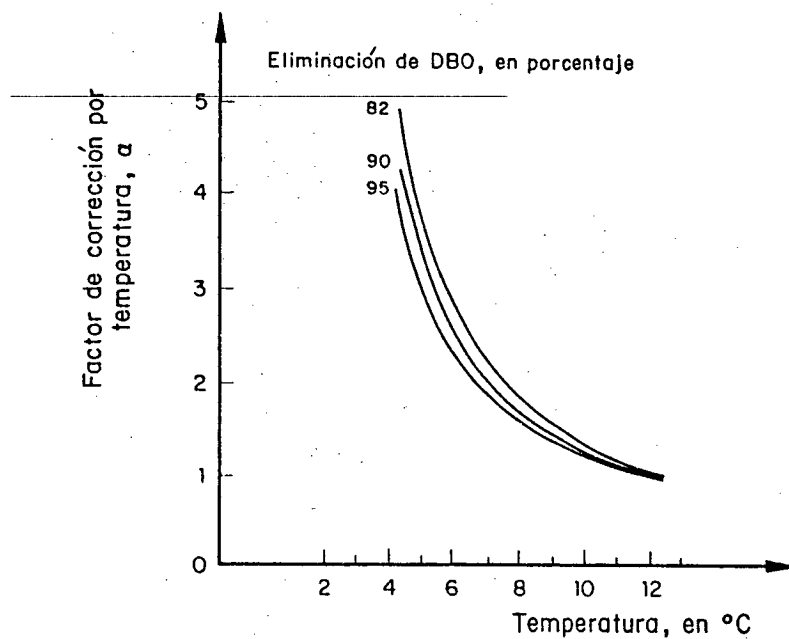


Fig 4.5 Factor de corrección por temperatura, para la eliminación de DBO (Antonie, 1976)

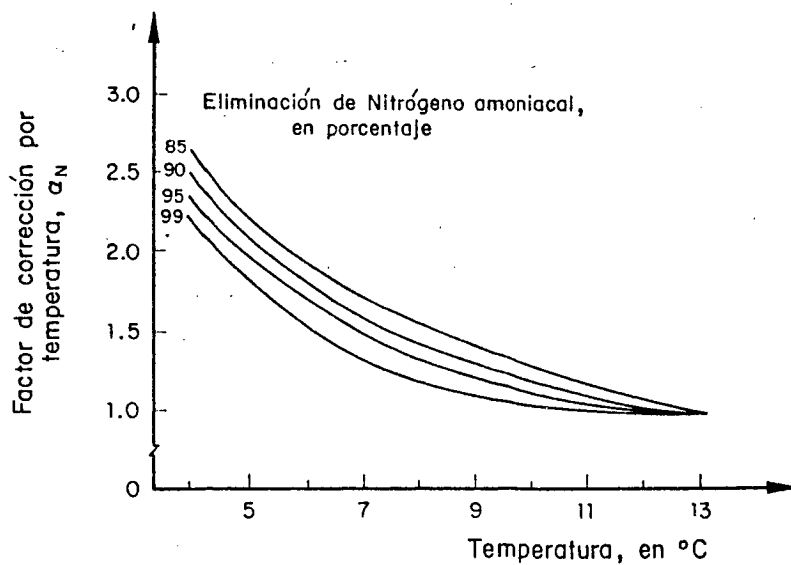


Fig 4.6 Factor de corrección por temperatura, para la nitrificación (Antonie, 1976)

5. DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES

El sistema de biodiscos es un proceso biológico de película fija que se ha utilizado con éxito para eliminar material orgánico soluble contenido en aguas provenientes de diversos usos. Se destaca 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 este compuesto se genera como resultado del catabolismo aerobio.

El sistema opera con una película biológica adherida; por tanto, es fundamental proveerlo del área necesaria para el crecimiento de los microorganismos responsables del tratamiento. El área superficial representa "el tamaño del reactor" y es el parámetro de diseño que debe ser especificado con menor incertidumbre.

Desde los trabajos iniciales de Hartmann (1960) a la fecha, se han desarrollado diferentes procedimientos para determinar el área superficial:

- a) El procedimiento completamente empirico se basa en las correlaciones multivariables hechas sobre una muestra grande de datos experimentales.
- b) El procedimiento semiempirico utiliza constantes que pueden tener una interpretación fenomenológica más o menos precisa.
- c) El procedimiento fenomenológico toma como puntos de partida los fenómenos involucrados en procesos de película fija, por ejemplo: transferencia de masa (fenómenos difusionales) y reacción química (fenómenos cinéticos).

Actualmente, no se dispone de un modelo fenomenológico que cumpla las expectativas de diseño debido a las dificultades que se presentan en su planteamiento. Uno de los problemas que merece especial mención es el hecho de que el fenómeno cinético de tipo catalítico, en si complejo por la presencia de fenómenos difusionales, se complica aun más con la intervención de 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) se comporta de manera diferente para cada uno de los reactivos (sustratos) involucrados en la reacción. Lo anterior

significa que el modelo fenomenológico debe considerar que, al cambiar de un sustrato a otro, el comportamiento de la población microbiana (el catalizador) varía pues depende del medio de cultivo. Además, el modelo debe ser calibrado con todos los componentes de las aguas de desecho para obtener las constantes que representen confiablemente al proceso, lo cual es prácticamente imposible.

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

El modelo cinético de eliminación de contaminantes utilizado en este trabajo es muy simple e involucra un criterio fundamental de diseño: la carga orgánica. Los primeros diseños de biodiscos se basaron en la carga hidráulica y otorgaron poca importancia a la concentración de sustrato (ver inciso 2.3.9). El concepto de carga orgánica toma en cuenta ambos factores y ha demostrado que es útil para predecir la eliminación. A pesar de ser experimental, el modelo propuesto se basa en que la cinética de eliminación tiene un comportamiento hiperbólico: al incrementar la carga orgánica, los microorganismos responden eliminando mayor cantidad 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 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. Además, contiene al gasto y a la concentración de contaminantes, que unidos son una medida de la cantidad de material orgánico que entra al proceso, la cual a su vez determina la rapidez de eliminación.

Es fundamental conocer la carga orgánica máxima que puede manejar el proceso de acuerdo con sus características de transferencia de oxígeno, a fin de evitar anaerobiosis en el sistema y obtener la calidad deseada en el efluente. Se ha insistido en que el valor límite de carga orgánica es $12.2 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$ (Brenner et al, 1984); sin embargo, este valor realmente depende de la capacidad de transferencia de oxígeno del equipo, la cual está determinada a su vez por la velocidad de rotación y el tipo y configuración del material utilizado como soporte (ver inciso 2.3.9). Al aumentar la velocidad de giro, mejora la transferencia de oxígeno y, por tanto, 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. Entonces, es necesario resolver el compromiso entre estos dos factores (área contra $\text{kW} \cdot \text{h}$) y encontrar la velocidad adecuada (ver inciso 2.3.5). La carga orgánica límite solamente puede ser determinada en forma experimental.

La rapidez de las reacciones de nitrificación depende inversamente de la carga orgánica (ver inciso 2.3.9). 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 a un gasto tal que la carga orgánica sea mucho mayor que 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, se espera que no ocurran procesos de nitrificación.

El proceso también es afectado por otros factores, 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 modificar el metabolismo microbiano. En el caso de la eliminación de DBO (o DQO), se ha encontrado que las temperaturas más favorables son las mayores de 13°C (ver inciso 2.3.1). Con valores superiores a este, la eficiencia de eliminación no mejora notablemente. Aunque el proceso puede trabajar a temperaturas menores de 13 °C, el efecto del descenso de la temperatura es tan importante que, para compensarlo, se

~~requiere corregir los parámetros de diseño (ver inciso 2.3.1).~~ Se han identificado dos formas de corrección: una 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. Ambas dan como resultado un aumento del área superficial.

Deducido a partir de la ecuación de Van't Hoff-Arrhenius y determinado experimentalmente (ver inciso 2.3.1), el factor de corrección por temperatura para la nitrificación es mayor que el correspondiente a la eliminación de DBO. Esto implica que un descenso de temperatura afecta más la cinética de nitrificación que 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; sin embargo, la eficiencia es afectada notablemente si la temperatura es menor de 20°C.

El pH tiene un efecto selectivo sobre la composición de poblaciones microbianas al ser, en forma análoga a la temperatura, un factor que afecta las condiciones del medio. Se ha observado que las variaciones de pH modifican más el metabolismo de las bacterias nitrificantes que el de las heterótrofas. La nitrificación cesa cuando el pH es inferior a 6.0 y si este tiene valores mayores de 8.2 la concentración de NH_3 inhibe el metabolismo de

las bacterias nitrificantes (Focht y Verstraete, 1977); por tanto, cuando se requieran efluentes nitrificados, deberán evitarse cambios significativos en el pH, lo cual se puede lograr amortiguando 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 CaCO_3). Sin embargo, para tratar aguas de desecho sin la suficiente alcalinidad, es necesario tomar en cuenta que la nitrificación destruye en promedio 7.14 mg de alcalinidad (como CaCO_3) por cada miligramo de NH_3 oxidado.

La división en etapas ha demostrado tener dos efectos benéficos sobre la operación del proceso: mejora la distribución del tiempo de retención hidráulica y favorece el desarrollo de poblaciones bacterianas especializadas en la degradación del sustrato presente en cada etapa. La experiencia ha probado que el número de etapas depende del tipo de aguas por tratar y de la calidad deseada, y que en general cuatro etapas son suficientes. Si se aumenta este número, se favorece el desarrollo de organismos depredadores que, al alimentarse de los organismos que conforman la película, evitan que la etapa afectada 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. Se requiere efectuar un estudio de tratamiento

con el fin de calcular las constantes cinéticas del modelo de eliminación asociadas al tipo específico de agua de desecho por tratar y, por tanto, a las poblaciones bacterianas responsables del proceso. Una vez establecidas las constantes cinéticas experimentales, se puede calcular el área superficial mediante un procedimiento matemático. Sin embargo, la solución no está determinada únicamente por los resultados de dicho procedimiento, sino que requiere además el criterio del ingeniero de diseño. Por tal 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 personal fundamentado en el conocimiento de la influencia de las variables de operación sobre el proceso global.

6. REFERENCIAS

1. Alleman, J E, Veil, J A y Canaday, J T, "Scanning electron microscope evaluation of rotating biological contactor biofilm", Water Research, Vol 16, Gran Bretaña (1982), 543-550
2. American Public Health Association (APHA), Standard methods for the examination of water and wastewater, 15a ed, APHA/AWWA/WPCF, Washington, DC (1981)
3. Antonie, R L, Fixed biological surfaces wastewater treatment, CRC Press Inc, Ohio (1976)
4. Autotrol Corporation, "Autotrol wastewater treatment systems design manual", Autotrol Corporation, Milwaukee, WI (1978)
5. Autotrol Corporation, "Bio-Surf installation summary. US and Canada", Autotrol Corporation, Milwaukee, WI (1980)
6. Bandy, J T y Scholze, R J, "Effects of periodically reversing the directions of flow through an RBC", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 55, No 12, EUA (1983), 1457-1460
7. Benefield, L y Randall, C W, Biological process design for wastewater treatment, Ed Prentice Hall, EUA (1980)
8. Bintanja, H H J, Van Der Erve, J J V M y Boelhouwer, C, "Oxygen transfer in a rotating disc treatment plant", Water

Research, Vol 9, Gran Bretaña (1975), 1147-1153

9. Bintanja, H H J, Brunsmann, J J y Boelhouwer, C, "The use of oxygen in a rotating disc process", Water Research, Vol 10, EUA (1976), 561-565
10. Borghei, S M, "Treatment of the effluent of a glucose production plant using a RBC", Process Biochemistry, Vol 16, No 2, Gran Bretaña (1981), 29-34
11. Brenner, R C, Heidman, J A, Opatken, E J y Petrasen, A, "Design information on rotating biological contactor", Informe EPA 600/2-84-100, Environmental Protection Agency, EUA (1984)
12. Clark, J, Moseng, E y Asano, T, "Performance of a RBC under varying wastewater flow", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 50, No 5, EUA (1978), 896-911
13. Comisión del Plan Nacional Hidráulico (CPNH), "Disponibilidad de agua y suelo", Anexo 2 del Plan Nacional Hidráulico, Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, Mexico (1981)
14. Cook, E E y Wu, B C, "Fasting conditions and intermittent loading in a fixed film biological reactor", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 51, No 10, EUA (1979), 2429-2431
15. Chesner, W, Iannone, J y McCarthy, J, "An assesment of dissolved oxygen limitations and interstage design in RBC systems", I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio (1982)
16. Chung, T y Borchardt, J A, "Biological nitrification of a secondary waste effluent using rotating discs", II International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia (1984)
17. Del Borghi, M, Palazzi, F, Parisi, F y Ferraiolo, G, "Influence of process variables on the modelling and design of a rotating biological surface", Water Research, Vol 19, No 5, Gran Bretaña (1985), 573-580
18. Dupont, R R y McKinney, R E, "Data evaluation of a municipal RBC installation, Kirksville, Missouri", I National Symposium and Workshop on RBC Technology, Champion, Pennsylvania (1980)
19. Ellis, K V y Banaga, S E I, "A study of rotating-disc treatment units operating at different temperatures", Internationale Dokumentation über das Scheibentauchkörperverfahren, Ed Verlagsdruckerei JF Bonfinger KG, Tuttingen, RFA (1976)

20. Environmental Protection Agency, (EPA), Process design manual for nitrogen control, Ed US Environmental Protection Agency Technology Transfer, EUA (1975)
21. Focht, D D y Versuraete, W, "Biochemical ecology of nitrification and denitrification", Advances in Microbial Ecology, M Alexander Ed, Plenum Press, EUA (1977)
22. Friedman, A, Robbins, L y Woods, R, "Effect of disc rotational speed on biological contactor efficiency", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 51, No 11, EUA (1979), 2678-2690
23. Fujie, K, Bravo, HE y Kubota, H, "Operational design and power economy of a rotating biological contactor", Water Research, Vol 17, No 9, Gran Bretaña (1983), 1153-1162
24. González, S, "Problemática del desarrollo de tecnología en tratamiento de aguas de desecho", Memorias V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Puebla (1986)
25. Hartmann, H, "Untersuchungen über die biologische Reinigung von Abwasser mit Hilfe von Tauchtropfkörpern", Informe técnico No 9, Institut für Siedlungswasserwirtschaft, Universidad de Stuttgart, RFA (1960)
26. Hittlebaugh, J A y Miller, R D, "Operational problems with rotating biological contactors", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 53, No 8, EUA (1981), 1283-1293
27. Huang, Ju-Chang y Bates, V I, "Comparative performance of rotating biological contactors using air and pure oxygen", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 52, No 11, EUA (1980), 2686-2703
28. Josephson, F M, "Fixed film biological processes", Environmental Science and Technology, Vol 16, No 7, EUA (1982), 380A-384A
29. Kincannon, D F, Stover, E L, Emrie, D y Jankovsky, M, "Comparison of pilot scale and full RBC-Design and operation", II International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia (1984)
30. Kornegay, B y Andrews, J, "Kinetics of fixed-film biological reactors", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 40, No 11, EUA (1968), R460-R468
31. Lama-Guagnelli, M, "El aprovechamiento intensivo del agua en los asentamientos humanos mediante su reciclaje", tesis de maestría, Facultad de Arquitectura, UNAM, México (1986)

32. Norouzian, M Y, "A performance evaluation and kinetics determination of an RBC system operating at the CU wastewater treatment plant", Informe interno (proyecto 3306), Instituto de Ingeniería, UNAM, Mexico (1983)
33. Norouzian, M Y, Deloya-Martinez, M A y Gonzalez-Martinez, S, "A modified RBC design: performance evaluation", Procs 1985 Specialty Conference - Environmental Engineering, J C O'Shaughnessy Ed, American Society of Civil Engineers Press, EUA (1985)
34. Opatken, E J, "Rotating biological contactors - second order kinetics", I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio (1982)
35. Pano, A y Middlebrooks, EJ, "Kinetics of carbon and ammonia nitrogen removal in RBCs", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 55, No 7, EUA (1983), 956-965
36. Peters, R W y Alleman, J E, "The history of fixed-film wastewater treatment systems", I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio (1982)
37. Poon, C P C, Chao, Y y Mikucki, W J, "Factors controlling rotating biological contactor performance", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 51, No 3, EUA (1979), 601-611
38. Pretorius, W, "Some operational characteristics of a bacterial disc unit", Water Research, Vol 5, Gran Bretaña (1971), 1141-1146
39. Richard, D, Haag, R, Sheth, D y Hynek, R J, "Pilot plant treatment of municipal and malting plant wastewaters", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 50, No 5, EUA (1978), 869-874
40. Roques, H, Fondements théoriques du traitement biologique des eaux, Vol II, Ed Technique et Documentation, 2a ed, Paris (1979)
41. Rushbrook, E L Jr y Wilke, D A, "Energy conservation and alternative energy sources in wastewater treatment", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 52, No 10, EUA (1980), 2477-2483
42. Steel, E W y McGhee, T J, Water supply and sewerage, Ed McGraw-Hill Kogakusha, 5a ed, Tokio (1979)
43. Stover, E L y Kincannon, D F, "Rotating biological contactor scale-up and design", I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio (1982)

Forpey, W, Heukelekian, A, Kaplovsky, J y Epstein, R, "Rotating disks with biological growths prepare wastewater for disposal or reuse", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 43, No 11, EUA (1971), 2181-2188

Welch, F M, "Preliminary results of a new approach in the anaerobic treatment of highly concentrated wastes", Procs XIII Industrial Waste Conference, Universidad de Purdue, Extension Series No 428, EUA (1968)

Welch, F M, "New approach to aerobic treatment of wastes", Water and Wastes Engineering, Vol 6, EUA (1969), D12-D15

Williamson, K y McCarty, P, "A model of substrate utilization by bacterial films", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 48, No 1, EUA (1976 a), 9-24

Williamson, K y McCarty, P, "Verification studies of the biofilm model for bacterial substrate utilization", Journal Water Pollution Control Federation, Vol 48, No 2, EUA (1976 b), 281-296

Yu, Y C, Smith, E D, Chen, Ch y Miller, R, "Evaluation of RBC scale-up", I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio (1982)

Yu, T S, Jiang, M L y Penny, R, "Evaluation of nitrification performance by rotating biological contactors", II International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia (1984)

APÉNDICE

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

EJEMPLO

Se requiere calcular el área superficial necesaria para obtener 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 .
- 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 por tratar es 10 l/s;

proviene de un tratamiento primario con 120 mg/l de 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.

Con base en la fig 4.3, la carga hidráulica requerida para obtener un efluente de 15 mg/l de DBO (87.5 por ciento de eliminación) es $CH_{13} = 84.09 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000 \text{ m}^2$.

2. Nitrificación.

Con base en la fig 4.4, para tener 1 mg/l de nitrógeno amoniacal (95 por ciento de eliminación), la carga hidráulica es $CH_{N, 13} = 62.5 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000 \text{ m}^2$.

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

1. Eliminación de DBO.

Con base en la fig 4.3, la carga hidráulica para tener un efluente de 15 mg/l de DBO es $84.09 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000 \text{ m}^2$. En condiciones invernales, la fig 4.5 indica que esta carga debe reducirse por un factor de 1.5 para mantener el mismo porcentaje de eliminación (87.5), es decir

$$CH_9 = \frac{CH_{13}}{\alpha} = \frac{84.09}{1.5} = 56.06 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000 \text{ m}^2$$

2. Nitrificación.

En invierno, el efluente de nitrógeno amoniacal debe ser 3 mg/l, o sea 85 por ciento de eliminación. Con base en la fig 4.4, la carga hidráulica para tener tal efluente es 86.9 m³/d·1000 m². A fin de mantener este nivel de nitrificación a 9°C, se requiere reducir la carga por un factor de 1.45 (fig 4.6); por tanto,

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

En el siguiente cuadro se resumen los cálculos efectuados.

CARGAS HIDRAULICAS REQUERIDAS PARA DIFERENTES CONDICIONES
DE OPERACION, en m³/d·1000 m²

	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 m³/d·1000 m² controla el diseño. El área superficial necesaria es

$$A = \frac{Q}{CH} = \frac{864 \text{ m}^3/\text{d}}{56.06 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000 \text{ m}^2} = 15\,412 \text{ m}^2$$

Considerando cuatro etapas iguales, el área de la primera etapa es $A_1 = 15\,412/4 = 3\,853 \text{ m}^2$. La carga orgánica en dicha etapa resulta ser

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

Como $L_1 = 26.91 > 12.2 = l_o$ (carga orgánica límite recomendada), la primera etapa está sobrecargada y presentará problemas de operación por anaerobiosis. Por tanto, se requiere aumentar el área de la primera etapa mediante el factor $26.91/12.2=2.21$, entonces,

$$A_1 = 2.21 (3\,853) = 8\,498 \text{ m}^2$$

El área sobrante, $6\,915 \text{ m}^2$, se puede repartir en tres etapas iguales de $2\,305 \text{ m}^2$ cada una.