

0015  
01149  
145

U. N. A. M.

D E S F I

INVESTIGACION BIBLIOGRAFICA DE LOS "DISCOS  
BIOLOGICOS ROTATORIOS" COMO SISTEMA DE  
TRATAMIENTO SECUNDARIO PARA LAS AGUAS  
RESIDUALES DOMESTICAS.

RODOLFO G.MO. TERAN FLORES

MEXICO D.F. OCTUBRE 1980

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

7 9115 74



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

## I N D I C E

- I. DESCRIPCION DE LOS DISPOSITIVOS ROTATORIOS.
  - I.1. CONSTRUCCION DEL MEDIO DE CRECIMIENTO.
  - I.2. CUBIERTAS.
  - I.3. TANQUES.
  
- II. DESARROLLO DEL PROCESO.
  - II.1. ESTUDIOS INICIALES.
    - II.1.1. EFECTO DE LA VELOCIDAD DE ROTACION - SOBRE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO.
    - II.1.2. EFECTO DE DOS Y CUATRO ETAPAS EN OPERACION SOBRE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO.
    - II.1.3. CONSUMO DE ENERGIA.
    - II.1.4. CINETICA DE LA REMOCION DE LA DEMANDA DE OXIGENO.
    - II.1.5. PRODUCCION DE LODOS.
    - II.1.6. CARACTERISTICAS DEL LICOR MEZCLADO.
    - II.1.7. RECIRCULACION DE LODOS.
  
  - II.2. CONTINUACION DE ESTUDIOS A NIVEL PILOTO.
    - II.2.1. TIEMPO DE RETENCION.
    - II.2.2. ETAPAS EN LA SECCION DE LOS DISCOS - BIOLOGICOS.

- II.2.3. TEMPERATURA DEL AGUA RESIDUAL.
- II.2.4. REMOCION DE LA DBO Y DE LOS SOLIDOS SUSPENDIDOS.
- II.2.5. CARACTERISTICAS DE LA REMOCION DEL - NITROGENO.
- II.2.6. VARIACIONES DE LA CARGA HIDRAULICA.
- II.2.7. ENRIQUECIMIENTO DE OXIGENO ATMOSFERICO.

### III. TEORIAS DE LOS PROCESOS BIOLOGICOS.

#### III.1. MODELOS MATEMATICOS APLICABLES.

##### III.1.1. DESARROLLO DEL MÓDELO.

### IV. CRITERIOS DE DISEÑO.

#### IV.1 CARGA HIDRAULICA.

#### IV.2. ETAPAS Y ARREGLOS EN LA PLANTA.

#### IV.3. CARACTERISTICAS DE LA DBO EN EL EFLUENTE.

#### IV.4. ROTACION DEL MEDIO.

#### IV.5. VOLUMEN DEL TANQUE.

#### IV.6. TEMPERATURA DEL AGUA RESIDUAL.

### V. APLICACION NUMERICA.

#### V.1. DISEÑO DE LOS DISCOS BIOLOGICOS ROTATORIOS.

##### V.1.1. EFICIENCIA DE LOS DISCOS BIOLOGICOS ROTATORIOS.

- V.1.2. CALCULO DEL AREA REQUERIDA PARA EL CRECIMIENTO BIOLÓGICO.
- V.1.3. MEDIO DE CRECIMIENTO.
- V.1.4. CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES (BIO-ESPIRALES).
- V.1.5. VOLUMEN DE LOS TANQUES.
- V.1.6. VELOCIDAD DE ROTACION.
- V.1.7. ENERGIA.
- V.1.8. TIEMPO DE RETENCION.
- V.1.9. ESQUEMA DEL TRATAMIENTO.

V.2. EJEMPLO COMPARATIVO.

- V.2.1. CALCULO DE LA  $DBO_u$  DE LOS SOLIDOS BIODEGRADABLES EN EL EFLUENTE.
- V.2.2. CALCULO DE LA  $DBO_5$  DE LOS SOLIDOS SUSPENDIDOS EN EL EFLUENTE.
- V.2.3. CALCULO DE LA  $DBO_5$  SOLUBLE DEL INFLUENTE QUE ESCAPA AL TRATAMIENTO.
- V.2.4. CALCULO DEL VOLUMEN DEL REACTOR.
- V.2.5. CALCULO DE LOS REQUERIMIENTOS DE OXIGENO BASADOS SOBRE LA  $DBO_u$  CARBONOSA.
- V.2.6. CALCULO DE LOS REQUERIMIENTOS DE OXIGENO.
- V.2.7. CALCULO DEL VOLUMEN DE AIRE REQUERIDO.
- V.2.8. CALCULO DE LA POTENCIA REQUERIDA.
- V.2.9. CALCULO DEL TIEMPO DE RETENCION.

VI. COSTOS.

VII. COMENTARIOS

BIBLIOGRAFIA.

## C A P I T U L O I

### DESCRIPCION DE LOS DISPOSITIVOS ROTATORIOS

Los discos biológicos rotatorios, como un sistema de tratamiento secundario para las aguas residuales domésticas e industriales, se remonta al año 1900 en Alemania, primeramente fueron contruidos de madera, no fueron eficientes por los problemas de taponamiento principalmente. Posteriormente, en Europa en 1950, se construyeron de plástico de 1.0 m de diámetro.

En el este de Alemania, en 1957 la compañía J. Conrad Stengelín, construyó discos de poliestireno de 2 a 3 m de diámetro para utilizarlos en plantas de tratamiento de aguas residuales.

En América, este sistema de tratamiento se conoció a mediados de los 1960s, por Allis-Chalmers, y de acuerdo con las compañías alemanas se les puso el nombre de BIODISCOS, usándose primeramente en U.S.A., en una pequeña fábrica en 1969, y en 1972 la compañía AUTOTROL anuncia el desarrollo de un nuevo medio de crecimiento, para los contactadores biológicos rotatorios, construido por láminas corrugadas de polietileno que aumentaron la densidad del área de superficie, a un poco más del doble en relación con los fabricados en Europa de poliestireno.

I.1. Construcción del Medio de Crecimiento.

Anteriormente se dijo que en 1960 los discos eran básicamente de poliestireno, estos discos tenían un diámetro aproximado 2 y 3 m, con 1/2 pulgada de espesor, la distancia de espaciamento de los discos - era de 1.33 pulgadas, se colocaban en una flecha de metal, misma que era montada en un tanque de concreto semicircular; este proceso fue competi- vo para plantas de tratamiento de 10,000 hab. aproximadamente, arriba de este índice poblacional, resultaba más económico el proceso de lodos acti- vados a pesar del bajo costo de operación y mantenimiento de los discos - biológicos rotatorios, aquí, nació el reto para la búsqueda de un nuevo me- dio de cultivo para los biodiscos, que los haga competentes para poblacio- nes mayores que la citada, manteniendo su acostumbrada economía. El - nuevo medio de cultivo para los biodiscos, es un compuesto sintético a -- base de polietileno duro, recibiendo un tratamiento especial para prevenir la temperización del polietileno por los rayos ultravioleta.

Este nuevo medio de cultivo, consta de hojas planas co- rrugadas alternadas y unidas térmicamente para formar una estructura rígida y continua, el espaciamento entre capa y capa es de 1.25 pulgadas, - con una densidad de área superficial de  $37 \text{ ples}^2/\text{ples}^3$ , que comparados con  $16 \text{ ples}^2/\text{ples}^3$  de los biodiscos europeos de poliestireno, es un poco más del doble.



El diseño de estos biodiscos es de tal forma, que al unirlos térmicamente forman unos canales radiales del centro del disco hacia la periferia del biodisco, para asegurar que el agua residual, aire y la biomasa que se desprende, pueda pasar libremente dentro y fuera de la unidad del medio de crecimiento, teniendo así una mayor eficiencia en el tratamiento. Estos canales se distribuyen cada 30° aproximadamente, con un diámetro del disco de 3.6 m, montados en una flecha horizontal de 7.6 m de longitud como lo muestra la Fig. I.1.

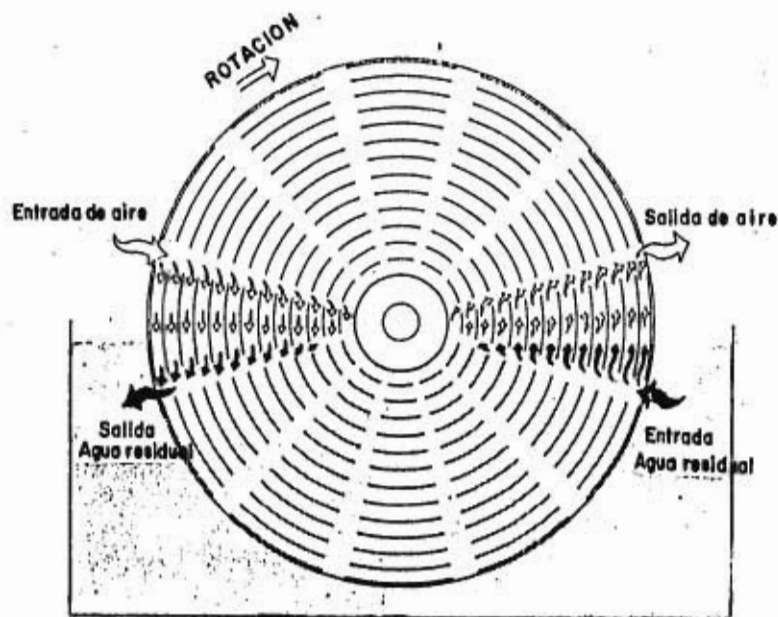


Fig. I-1. Diagrama esquemático de la distribución del agua residual y flujo en un medio corrugado.

La acción de girar de los biodiscos, hace que el exceso de la biomasa se desprenda y quede en el seno del líquido mezclado, previniendo también taponamientos y manteniendo una población de microorganismos constante, los sólidos desprendidos que se encuentran en el seno del líquido mezclado, son llevados posteriormente a un proceso de separación para su disposición final. Operando de esta manera los biodiscos, se encuentra que:

- Provee área para el desarrollo de los microorganismos.
- Provee contacto vigoroso de los crecimientos biológicos con las aguas residuales.
- Eficiencia de la reacción de las aguas residuales.
- Provee un medio positivo de continuo desprendimiento de la biomasa en exceso.
- Agitación del licor mezclado para mantener los sólidos en suspensión a través de cada paso del tratamiento.

Cabe hacer notar que la naturaleza del crecimiento biológico generado, es mucho muy diferente al de los filtros biológicos. Fig. - I.2.

REACTORES BIOLÓGICOS DE PELÍCULA FIJA

Discos Biológicos rotatorios



Película Pseudo - Homogenea

Filtros rotatorios



Película Heterogenea

A - Medio de anclaje  
B - Biomasa fija  
C - Película agua residual

Fig. I-2 Reactores Biológicos de película fija.

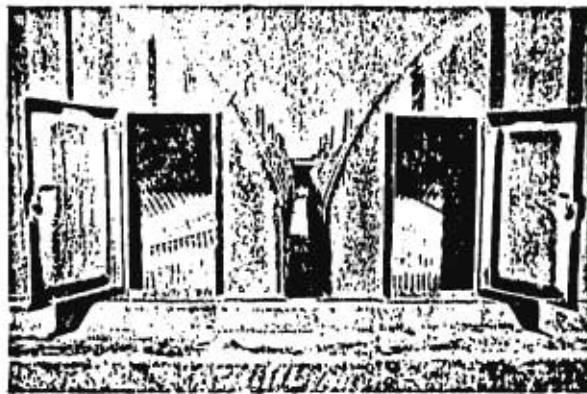
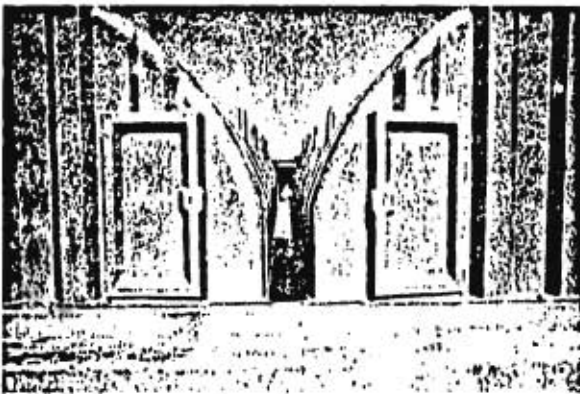


FIG. I-3 CUBIERTAS PARA LOS DISCOS BIOLÓGICOS ROTATORIOS

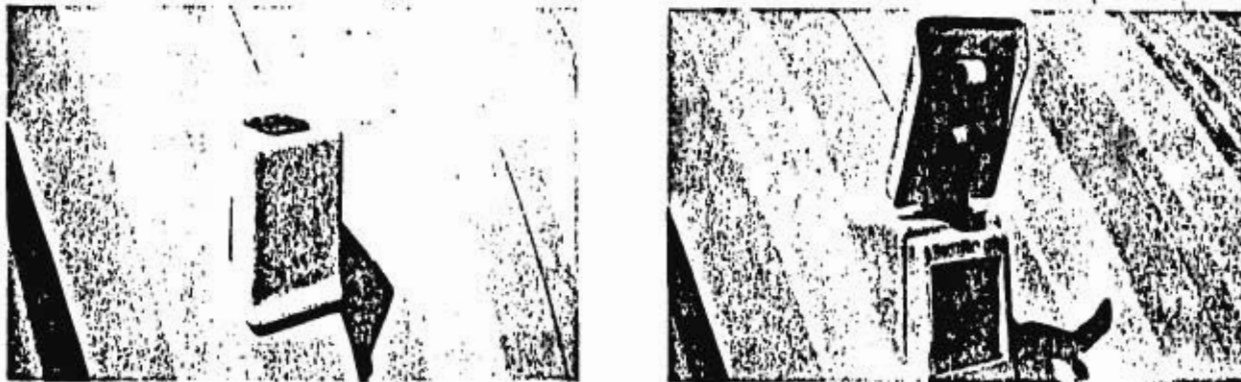


FIG. I-4 PUERTAS DE OBSERVACION PARA INSPECCION VISUAL DE LOS DISCOS

## I.2 Cubiertas.

Es recomendable el uso de cubiertas sobre los biodiscos por las siguientes razones:

- Para controlar la temperatura en los sitios donde el invierno es muy extremo y el agua se congela.
  - Para impedir el crecimiento de algas en la superficie de los biodiscos, que pueden alterar la eficiencia de tratamiento, y
  - Protección de la integridad estructural de los discos, -
- contra las acciones de la naturaleza. Figs. I.3, I.4

Las cubiertas se construyen de material resistente a la corrosión, no es necesaria la ventilación forzada ni calentamiento, deben de tener ventanas o respiraderos, los cuales se abrirán en verano y cerrarán en invierno. Cuando la temperatura es muy baja, la humedad que existe debido a las cubiertas, se condensa en las paredes y techo. Para minimizar la corrosión dentro de la cubierta, se debe de eliminar la condensación ya sea por aislamiento de la cubierta o por calentamiento del aire interior.

Normalmente es plástico el material utilizado en las cubiertas, ya sea con o sin instalación térmica, este tipo de cubiertas minimiza el área a cubrir y también elimina la necesidad del operador de entrar a la cubierta.

### 1.3 Tanques.

Los tanques en que se apoyan los discos, generalmente son de concreto, y solo en instalaciones pequeñas a nivel piloto, se pueden construir de acero inoxidable, aunque esto eleva el costo de la unidad de tratamiento. La forma y volumen del tanque depende del caudal a tratar.

## CAPITULO II

### DESARROLLO DEL PROCESO

#### II.1 Estudios Iniciales.

En el año de 1969 hasta 1971, se efectuaron pruebas a nivel de planta piloto en Wisconsin. Fig. II.1. Esta planta piloto consistía básicamente en una pared húmeda, sistemas de alimentación, tratamiento por medio de discos rotatorios y un clarificador secundario, todo esto en un solo tanque semicircular como se aprecia en la Fig. II.2. Esta planta paquete se operó conjuntamente con un tratamiento primario y un sistema de disposición de los lodos producidos.

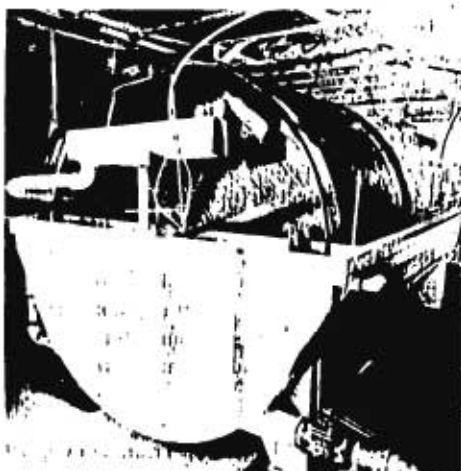
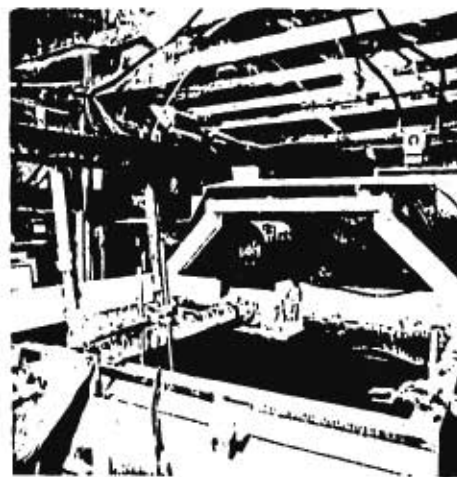


FIG. II-1 PLANTA PILOTO CBT



PLANTA PILOTO

FIG. II-2 CLARIFICADOR SECUNDARIO Y SISTEMA DE OPERACION

La sección de los discos contenía aproximadamente 90 discos de 1.75 m de diámetro, mismos que fueron divididos en etapas o secciones iguales. Cada disco tenía aproximadamente 4.7 m<sup>2</sup> de superficie disponible para el crecimiento biológico. Los discos fueron hechos a base de poliestireno con 1.27 cm de espesor y espaciados 2.54 cm. La energía de rotación de los discos la suministraba un motor eléctrico de 1/6 HP. La unidad constaba de 4.87 m de longitud, 1.98 m de ancho y 1.98 m de alto y fue diseñada para un gasto de 0.44 l/seg (26.4 l/min.). El agua residual a tratar fue el efluente del clarificador primario con las siguientes características promedio:

DBO	150 mg/l
SST	120 mg/l
DQO	350 mg/l
Nitrógeno total	47 mg/l
Fosfatos	10 mg/l

II.1.1. Efecto de la velocidad de rotación sobre la capacidad de tratamiento.

Para el estudio de este fenómeno se dividió la sección de los discos en dos partes iguales, la principal variable a investigar fue "el efecto de la velocidad del disco rotacional sobre la capacidad de tratamiento" y las velocidades que se probaron fueron de 4.6, 3.2 y 2.0 rpm que

con 1.74 m de diámetro de los disco resultaba una velocidad en la periferia del disco de 25.3, 17.67 y 11.0 m/min respectivamente. La remoción de la DBO en función de la carga hidráulica, medida como gal/dfa- $\text{pie}^2$  ( $\text{m}^3/\text{dfa}-\text{m}^2$ ) de área superficial cubierta de crecimientos de bacterias se muestran en la Fig. II.3 para las tres velocidades en investigación. En esta figura se aprecia que para velocidades altas, la remoción de la DBO es muy similar sobre un cierto rango de la carga hidráulica, en cambio, para velocidades bajas, se observa una remoción menor sobre el mismo rango de la carga hidráulica.



Fig. II-3 Remoción de la DBO en planta piloto de 2 etapas.



La velocidad de rotación de los discos afecta el grado de tratamiento en las formas siguientes:

- Incrementa la intensidad de contacto entre la biomasa y el agua residual.
- Incrementa la tasa de aereación y mantiene un mezclado mejor en cada estado del tratamiento.

Estos factores afectan el tratamiento hasta un cierto punto más allá del cual, un aumento en la velocidad de rotación no afectará la capacidad del tratamiento.

La remoción del nitrógeno amoniacal por este tipo de tratamiento es bastante aceptable según la Fig. II.4; las dos velocidades mayores logran una remoción similar, en cambio la velocidad menor obtiene una menor remoción del nitrógeno amoniacal.

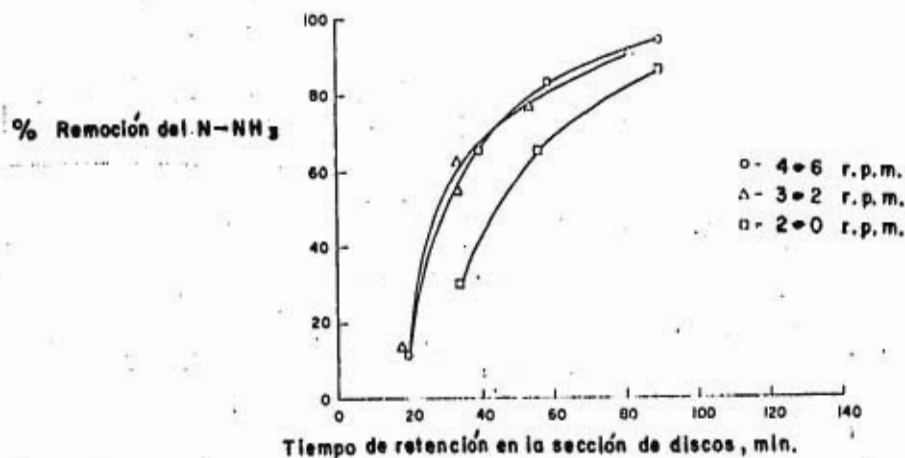


Fig. II-4 Remoción del N-NH<sub>3</sub> en planta piloto de 2 etapas

Con estas pruebas se concluye que la velocidad periférica asociada a 3.2 rpm (18.3 m/min aproximadamente) se le puede considerar como una velocidad de criterio básico de diseño para el tratamiento de las aguas residuales domésticas.

II.1.2. Efecto de dos y cuatro etapas en operación sobre la capacidad de tratamiento.

Otra de las fases a estudiar en esta misma unidad, es el efecto que causa sobre el tratamiento el operar la planta con dos y cuatro etapas en la sección de los discos. El cambio se aprecia claramente en la Fig. II.5, que nos muestra la remoción de la DBO en función de la carga hidráulica, para las etapas de operación en investigación (dos y cuatro), donde es aparente que para cuatro etapas existe mayor eficiencia de remoción de la DBO. Con los sólidos suspendidos removidos, el efecto es similar como lo muestra la Fig. II.6.

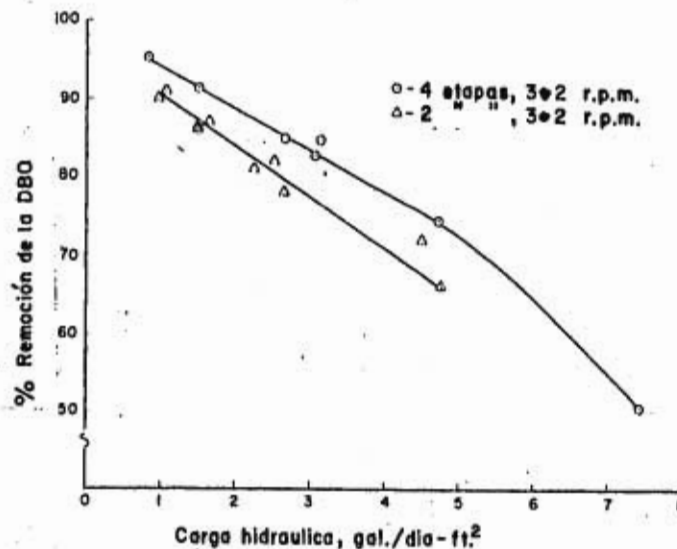


Fig. II-5 Comparación de remoción de la DBO para 2 y 4 etapas de operación.

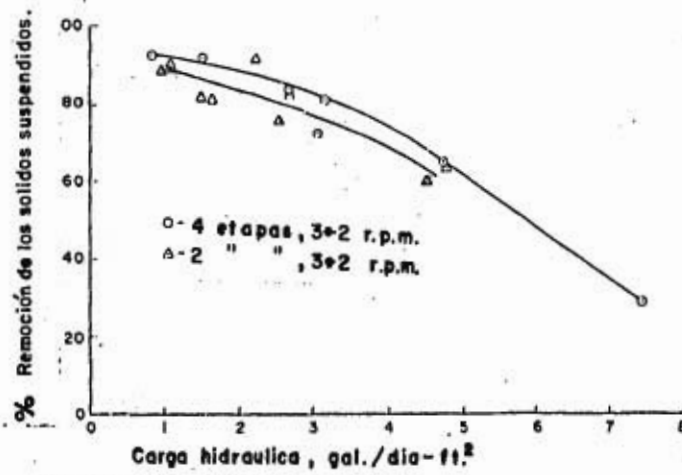


Fig. II-6 Comparación de la remoción de los sólidos suspendidos para 2 y 4 etapas de operación.

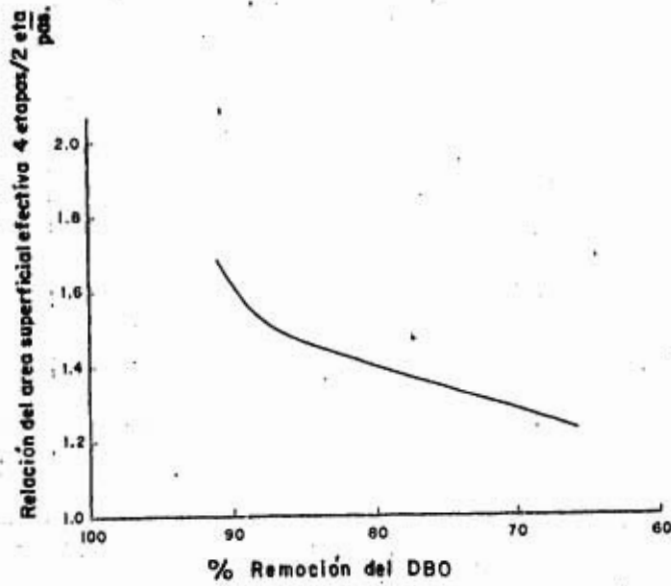


Fig. II-7 Efectividad relativa de 4 y 2 etapas en operación.

El mejoramiento se debe a que existe una mejor distribución de los tiempos de residencia, ya que la tasa de remoción de la DBO es una "concentración dependiente" de las etapas en operación.

Una comparación de la eficiencia relativa de dos y cuatro etapas de operación se ve en la Fig. II.7, por lo que para lograr una alta eficiencia en el tratamiento, las etapas de operación son muy importantes para maximizar la efectividad de rotación del área superficial de los discos.

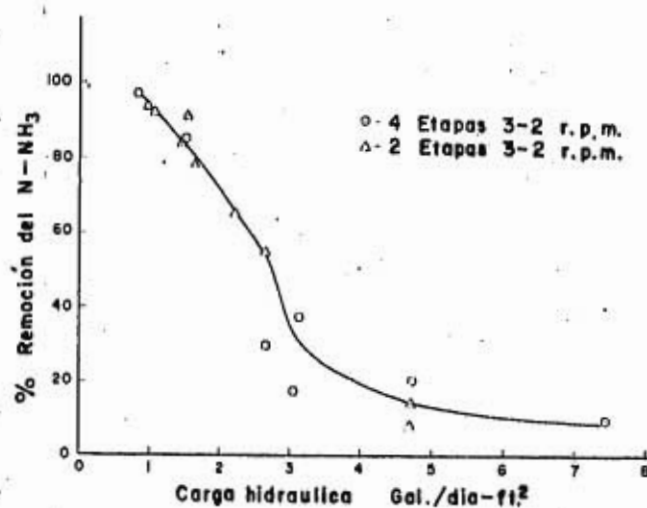


Fig. II-8 Nitrificación en 2 y 4 etapas en operación.

En este tipo de tratamiento; la DBO carbonosa se oxida en las primeras etapas de los discos, permitiendo que las bacterias nitrosomas y nitrobacter predominen en las etapas subsecuentes para lograr un alto grado de eficiencia en la oxidación del amoníaco, esto ocurre aún sin clarificación intermedia o recirculación de los lodos. La Fig. II.8 nos muestra la remoción del nitrógeno amoniacal para dos y cuatro etapas, donde pode-

mos observar que se logra un alto grado en la nitrificación en cualquiera de las etapas de operación investigadas. Esto nos lleva a la conclusión de - que para lograr una eficiencia máxima en la remoción de la DBO y sólidos - suspendidos, mientras se obtiene la nitrificación, es más conveniente ope - rar la planta en cuatro etapas.

### II.1.3. Consumo de Energía.

Para tener una idea sobre el consumo de energía en este - tipo de tratamiento, basta observar la Fig. II.9, la cual relaciona los HP con la velocidad del disco en rpm. Para la velocidad de diseño encontrada en las pruebas de estudio (3.2 rpm), sólo se requieren 0.06 HP.

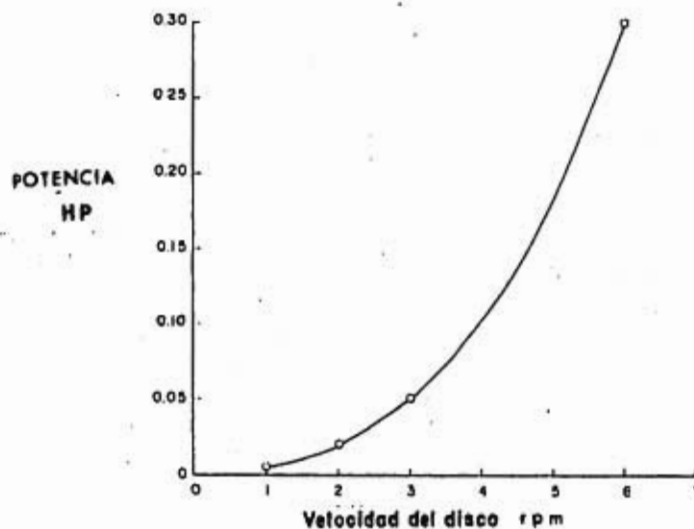


Fig. II-9 Necesidades de energía en la planta piloto

La Fig. II.10 muestra las libras de la demanda de oxígeno removidas por hp-hr de energía, en función de la remoción de la DBO, así observamos que para una remoción de 85% de DBO, aproximadamente 10 lb de  $DBO_5$  son removidas por hp-hr.

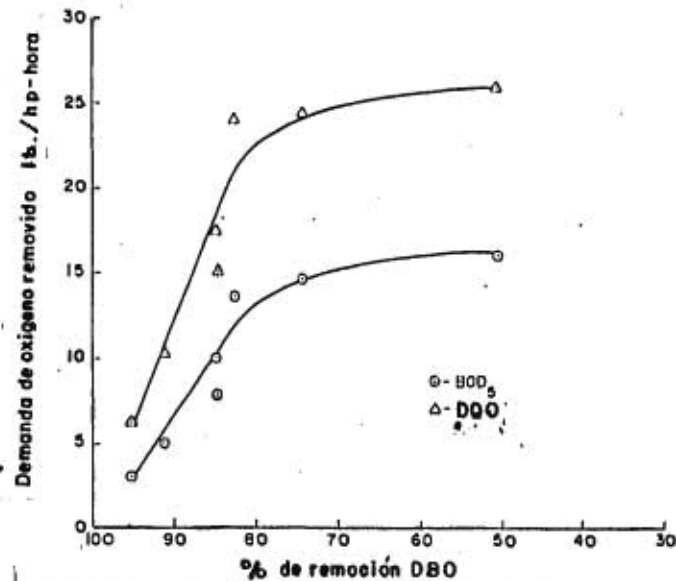


FIG. II-10 Remoción de la demanda de oxígeno en relación el consumo de energía

#### II.1.4. Cinética de la Remoción de la Demanda de Oxígeno.

La bibliografía hasta el momento ha utilizado la carga hidráulica como criterio primario para los biodiscos, la razón es que el proceso es aproximadamente de primer orden con respecto a la remoción de la DBO, esto significa que a una carga hidráulica dada, existirá un cierto porcentaje de reducción de la DBO independiente de la concentración en el

Influente.

Para poder comprobar la afirmación anterior se tiene que graficar el porcentaje de la DBO remanente, como una función del tiempo de retención en un papel semilogarítmico, si el resultado es una línea recta, indica que el comportamiento es de primer orden y la pendiente de la línea recta es la constante de la velocidad de reacción "K". En la Fig. II.11 la línea -  
continua prueba que el proceso es de primer orden para una remoción en la -  
DBO de 85% aproximadamente, después de ese punto la remoción sigue sien-  
do de primer orden pero con una constante de velocidad menor. La misma -  
gráfica nos muestra que a 30 min de tiempo de retención aproximada, se - -  
efectúa un cambio en la constante de velocidad que debida al cambio de la  
población microbiológica de los microorganismos que oxidan la materia car-  
bonosa respecto a los que oxidan la materia nitrogenada.

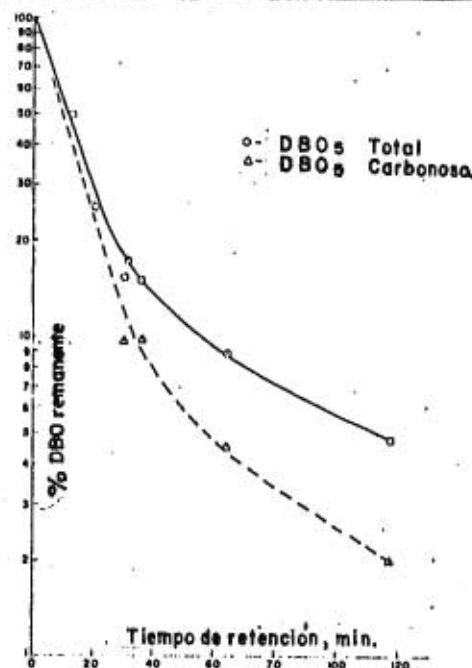


FIG. II-11 CINÉTICA REMOCION DBO EN FUNCION DEL TIEMPO DE RETENCION.

El cambio mencionado parece ser una función de la concentración de la DBO. En la Fig. II.12 se puede apreciar que la remoción del nitrógeno amoniacal es prácticamente constante para valores de DBO en el efluente de 40 mg/l aprox., esto se debe primeramente a la síntesis celular. Abajo de 40 mg/l para dos etapas de operación y abajo de 30 mg/l para cuatro etapas de operación, las bacterias nitrificantes emplezan a predominar y la oxidación amoniacal procede rápidamente, a una concentración en el efluente de 5 a 10 mg/l aprox. se considera virtualmente una nitrificación completa.

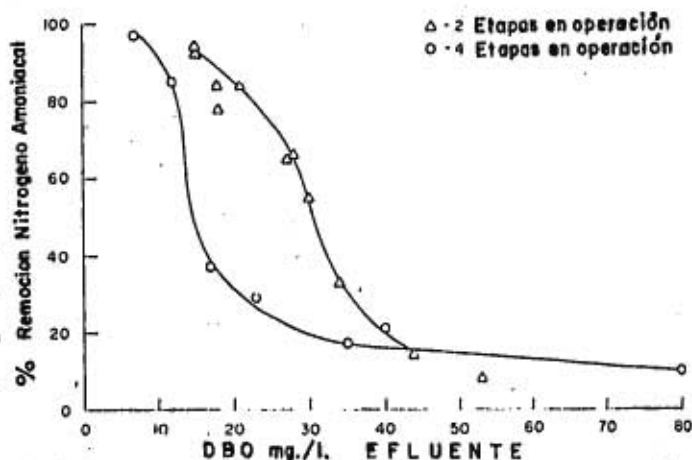


Fig. II-12 Efecto de la concentración de la DBO en la nitrificación

La Fig. II.13 prueba que la oxidación del nitrógeno amoniacal empieza aproximadamente a los 20 min de iniciado el proceso y el mecanismo de remoción es de primer orden hasta aproximadamente el 97% de remoción.



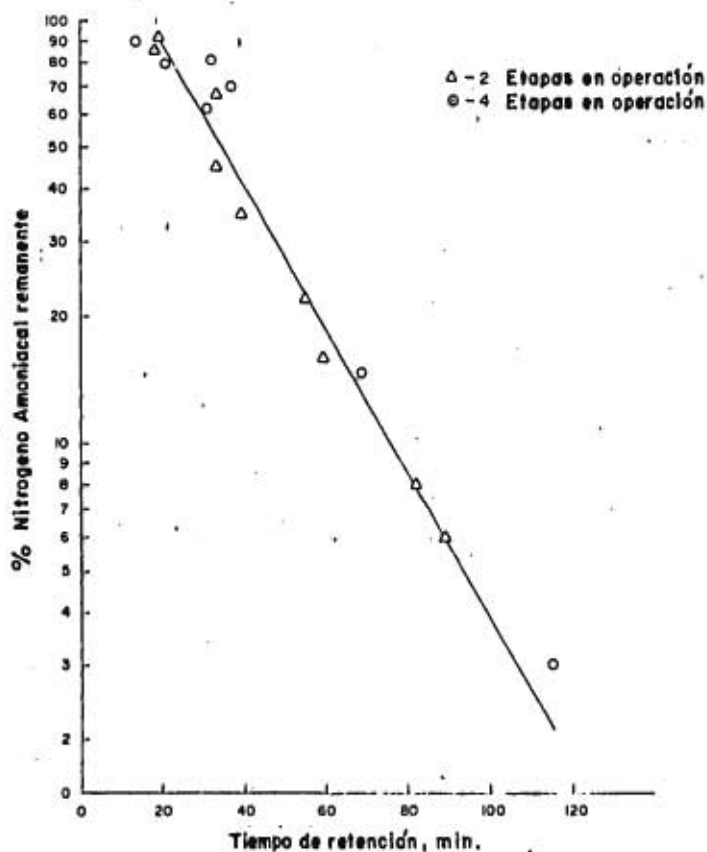


Fig. II-13 Cinética remoción Nitrogeno Amoniacoal en función del tiempo de retención.

La Fig. II.14 prueba que la remoción de la DBO última es de primer orden hasta al menos el 93% de reducción. Tomando en cuenta el desarrollo de estas pruebas realizadas en una planta piloto se concluye que "la carga hidráulica es el criterio primario en el proceso de los discos rotatorios o biodiscos",

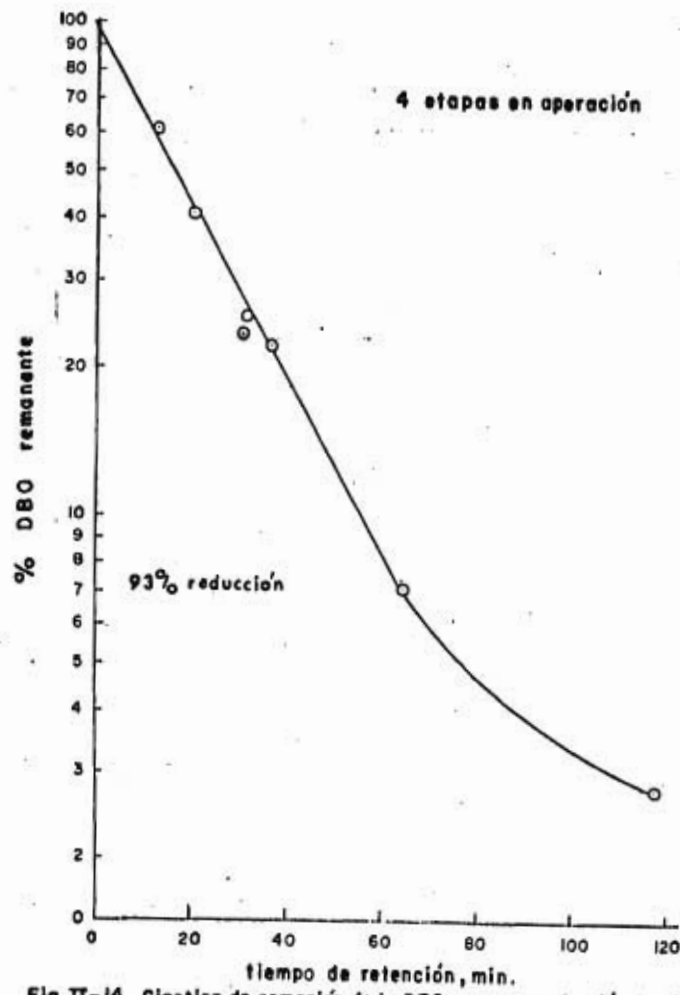


Fig.II-14 Cinética de remoción de la DBO, como una función del tiempo de retención

### II.1.5. Producción de Lodos.

La producción de los lodos en la unidad de prueba, se calculó por la substracción de los sólidos suspendidos en el efluente del clarificador y los muestreados en la última etapa de los discos, la diferencia nos representa la cantidad de lodos sedimentados en el clarificador. Ahora, si dividimos este valor entre el decremento de la DBO, tendremos la producción de lodos como lodos producidos por DBO removida y los resultados de esta prueba se aprecian claramente en la Fig. II.15.

Los puntos de la curva son dispersos por la dificultad en tomar las muestras del licor mezclado, y, a pesar de los problemas anteriores la producción de lodos parece ser mayor cuando el tratamiento de las aguas residuales domésticas está un poco abajo de los 50°F (10°C).

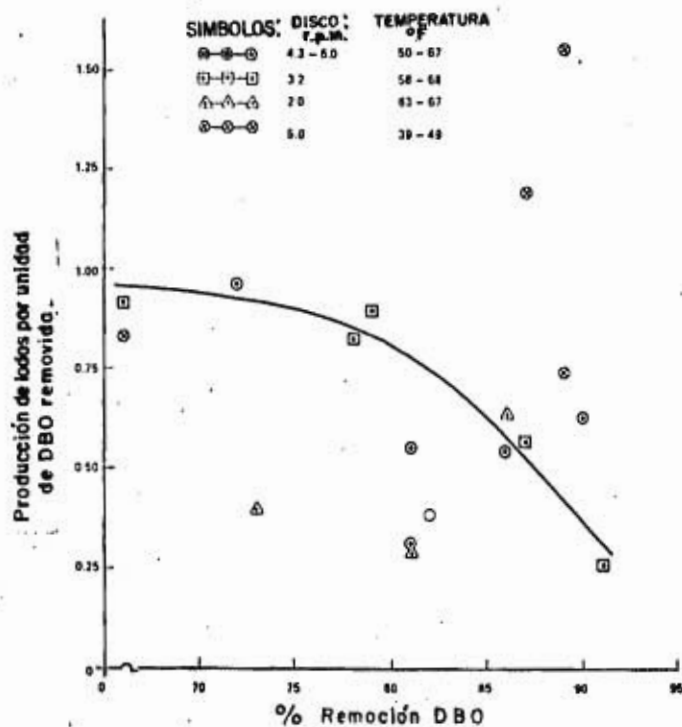


FIG. II-15 PRODUCCION DE LODOS.

La producción de los lodos crece a medida que aumenta el grado de tratamiento. Según la bibliografía, se han obtenido datos muy interesantes como para una remoción de 86% de DBO, que corresponde a una concentración en el efluente de 20 mg/lit aproximada de DBO, 0.5 a 0.6 lb de lodo se producen por lb de DBO removida, como dato interesante se menciona que en todas las pruebas para determinar la cantidad de los lodos producidos el 80% fueron sólidos volátiles.

#### II.1.6. Características del licor mezclado.

Los parámetros observados en el licor mezclado fueron - - principalmente el pH, oxígeno disuelto y los sólidos suspendidos para el licor mezclado en la prueba de dos etapas, los que son resumidos en la Tabla II.1

Tabla II-1

#### Características del licor mezclado

Fecha de muestreo	Etapas	S.S. mg./l.	r.p.m.	O <sub>2</sub> disuelto	temperatura (°F)	pH
11/13-12/19	1	275	5		54	7.3
	2	99	5			
12/23-1/19	1	228	5		50	7.6
	2	122	5			
1/20-2/9	1	146	5		49	8.0
	2	200	5			
2/10-2/13	1	202	5		42	7.6
	2	256	5			
2/25-3/2	1	250	5		39	8.5
	2	131	5			
3/3-3/9	1	154	5		45	8.5
	2	167	5			
4/1-5/15	1	138	3.2			
	2	97	3.2			
5/20-6/5	1	268	3.2		58	8.2
	2	123	3.2			

...CONTINUACION.

F.muestreo	Etapas	S.S.mg/l	rpm	O <sub>2</sub>	°F	pH
6/10-6/19	1	238	3.2		61	8.0
	2	126	3.2			
6/22-7/17	1	132	3.2		66	7.8
	2	91	3.2			
7/22-8/7	1	171	3.2		68	7.9
	2	49	3.2			
8/12-8/17	1	128	4.3	1.7	67	8.0
	2	72	4.3	3.6		
8/18-8/21	1	196	4.6	3.3	66	7.7
	2	89	4.6	3.7		
8/24-8/29	1	167	4.7	3.8	67	7.6
	2	96	4.7	5.1		
8/31-9/11	1	170	2.0	1.0	66	7.6
	2	50	2.0	2.6		
9/14-9/25	1	139	2.0	2.0	64	7.2
	2	84	2.0	3.8		
9/28-10/3	1	104	2.0	2.6	63	
	2	60	2.0	4.0		
10/7-10/23	1	88	4.7	3.1	63	
	2	121	4.7	4.0		

Quando la temperatura del agua residual es mayor que 50°F (10° C), la materia suspendida decrece del estado uno al estado dos a concentraciones generalmente abajo de los 100 mg/lt, los sólidos del licor mezclado son muy densos por lo que se sedimentan fácilmente. Cuando la temperatura en el agua residual es menor de los 50 °F (10° C), la materia suspendida generalmente aumenta del estado uno al estado dos a concentraciones alrededor de los 130 a 250 mg/lt. Esto se debe de tomar en cuenta para el cálculo de la tasa de producción de lodos a bajas temperaturas del agua residual. La concentración del oxígeno disuelto en la primera etapa varía de 1.0 a 3.8 mg/lt dependiendo de la carga hidráulica y de la velocidad de rotación del disco. En la segunda etapa, la concentración del oxígeno di--

suelto fue de 1.0 a 2.0 mg/lit más que la concentración de la primera etapa.

A temperaturas menores de 50°F (10°C) en el agua residual, la concentración del oxígeno disuelto en el efluente fue de 7 a 10 mg/lit, lo que nos indica que las concentraciones del oxígeno disuelto en el licor mezclado fueron altas.

#### II.1.7. Recirculación de Lodos.

Muchas pruebas se efectuaron con el objetivo de determinar si la recirculación de los lodos secundarios en la primera etapa de los discos, mejoraría el tratamiento de las aguas residuales domésticas, esta recirculación se efectuó mediante un sistema de bombeo a la primera etapa con tasas de 1% y 2% del flujo del agua residual. En la Tabla II.2 se encuentran los resultados en períodos de recirculación de lodos, comparados con los períodos donde no hubo recirculación. Las cantidades de lodos recirculados aparentemente tienen poco efecto sobre la concentración de los sólidos del licor mezclado, esto trae como consecuencia que no se apreció ningún efecto sobre la eficiencia del tratamiento. La proporción de sólidos volátiles a los fijos en el licor mezclado, no sufrió ningún cambio por la recirculación de los lodos, se puede decir que las tasas de recirculación de los lodos probados no tuvieron efecto aparente sobre los parámetros del sistema.

Tabla II-2

Efecto de la recirculación de lodos en la eficiencia de tratamiento

Fecha de muestra	Carga hidráulica (gal./dia ft. <sup>2</sup> )	Temp. licor mezclado (°F)	Tasa de recirculación de lodos (% flujo total)	Etapas	S.S. en licor mezclada		% Remoción			
					totales mg./l.	volátiles mg./l.	DBO	DQO	SS	N-NH <sub>3</sub>
2/10-2/13	1.06	42	0	1	202	160	87	69	60	27
				2	256	189				
2/16-2/20	1.06	42	1	1	230	192	84	66	81	25
				2	249	200				
2/25-3/2	0.55	39	0	1	250	220	89	70	85	94
				2	131	125				
2/23-2/24	0.47	44	1	1	88	83	85	60	85	~100
				2	140	133				
3/3-3/9	0.26	45	0	1	154	136	89	68	89	~100
				2	167	143				
3/10-3/13	0.26	40	2	1	113	90	93	88	90	~100
				2	75	61				

Torpey y sus colaboradores han demostrado que la recirculación de lodos logra concentraciones en el licor mezclado hasta de 2,400. - - mg/lt, lo cual no tiene efecto significativo sobre la eficiencia de tratamiento. Ellos examinaron microscópicamente los crecimientos biológicos y revelaron que existe una sucesión diferente de tipos de microorganismos, empezando con una aglomeración gelatinosa de bacterias y Sphaerotilus en las etapas iniciales, los cuales fueron seguidos por una fauna abundante y diversa de protozoarios, rotíferos y nemátodos en las etapas subsecuentes. También encontraron que la depredación animal es evidente en las últimas etapas del tratamiento, dando como resultado claros en la superficie de los biodiscos.

## II.2 Continuación de Estudios a Nivel Piloto.

En el verano de 1971, en la Villa de Pewaukee, Wisconsin, se instaló una planta piloto de cuatro etapas en la sección de los discos, - para el tratamiento de las aguas residuales domésticas. Los discos estaban contenidos en un tanque semicircular de 2.0 ft de diámetro aproximadamente (Fig. II.16), los cuales se fabricaron de poliestireno expandido de 23 pulgadas de diámetro y 3/8 de pulgada de espesor. La energía fue suministrada por un motor eléctrico de 0.1 HP; la velocidad fue de 11 rpm, equivalente a una velocidad periférica de 66 ft/min. El efluente del clarificador primario de la planta de tratamiento de Pewaukee, se usó como fuente de abastecimiento para las pruebas en la planta piloto.

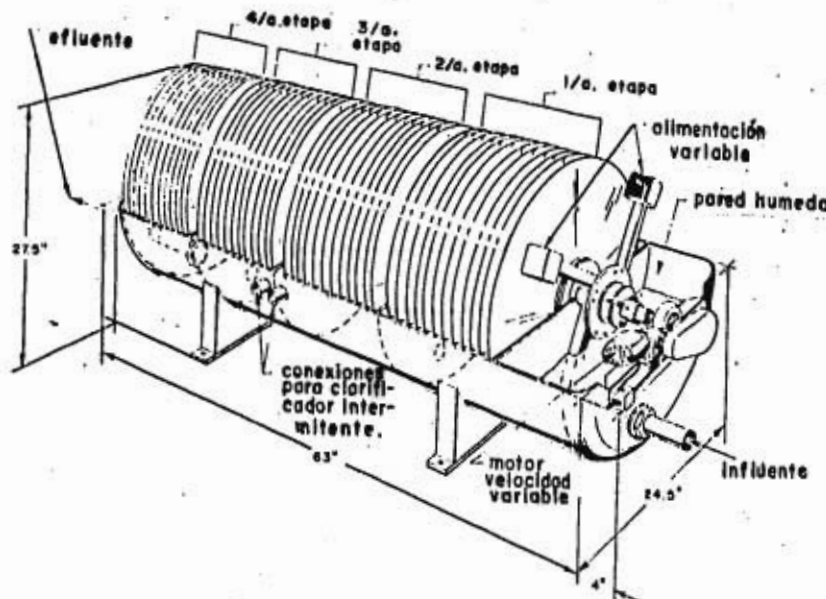


Fig. II-16 Planta piloto de discos rotatorios.



El agua residual fluía de etapa a etapa por medio de orificios sumergidos de 1.0 pulgadas de diámetro, situados en las mamparas, - la dirección del flujo del agua residual fue paralela a la flecha que contenía los discos. Las pruebas se realizaron sin clarificador secundario por la dificultad de operarlos a pequeña escala. Las operaciones que se efectuaron, fueron en un período de 1 a 2 semanas, bajo las condiciones de operación pertinentes. Los resultados de estas pruebas se compararon con las experiencias obtenidas anteriormente, ya que fueron operadas en forma similar.

#### II.2.1. Tiempo de Retención.

Un parámetro importante que afecta el proceso de los contactadores rotatorios, es el tiempo de retención de las aguas residuales domésticas, dentro de los tanques contenedores del medio (bioldiscos). A una carga hidráulica dada, el agua residual tendrá un tiempo de retención, dependiente del espaciamiento de los discos y tamaño del tanque en que éstos se encuentran, de tal modo, que un incremento en el espaciamiento de discos, y/o el tamaño del tanque, incrementará la cantidad de agua residual contenida dentro del tanque, lo que incrementará el tiempo de retención de acuerdo a la carga hidráulica dada, lo que aumentará la capacidad de tratamiento. Muchas pruebas fueron realizadas a varios espaciamientos de los discos, el parámetro investigado fue la relación "volumen-superficie" o sea que es el volumen del líquido contenido en el tanque por unidad del área superficial -

del disco dentro del tanque, las unidades de este parámetro son galones/pla<sup>2</sup>.

Las relaciones investigadas fueron cuatro y son 0.067, 0.074, 0.085 y 0.12 gal/ft<sup>2</sup>, se observó que a un aumento en la relación correspondía un aumento en la capacidad de tratamiento, sin embargo un incremento arriba de 0.12 gal/ft<sup>2</sup> no mostraba mejoramiento alguno, esto se observa en la Fig. II.17.

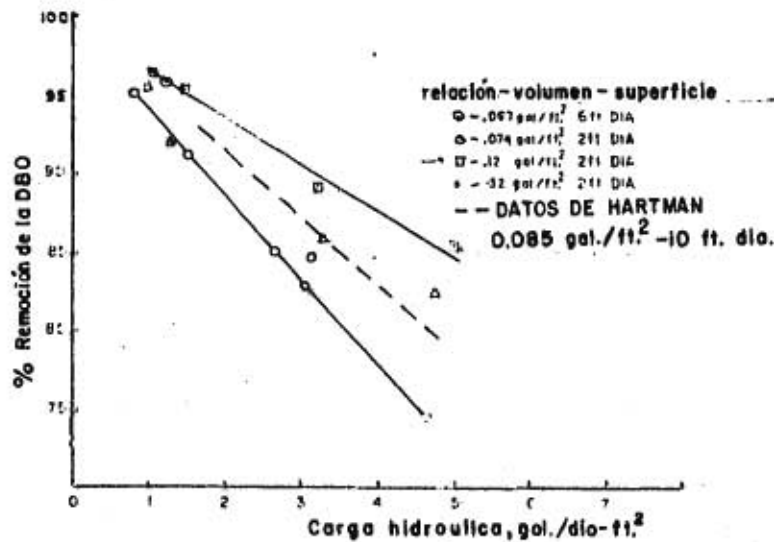


Fig. II-17 Efecto del espaciamiento de discos en la remoción de la DBO

En la Fig. II.18 se ve la concentración de la DBO en el efluente, obtenida por las tres relaciones volumen-superficie, sin incluir la de 0.067 gal/ft<sup>2</sup>. En esta figura se aprecia que para la relación de 0.12 gal/ft<sup>2</sup> se obtiene una concentración en el efluente de 8 mg/lit, cuando la

carga hidráulica es de 1.0 gal/día-ft<sup>2</sup>. El mismo efecto se observa en la Fig. II.19 con la remoción de los sólidos suspendidos, donde se observa que al aumentar la relación volumen-superficie, también aumenta la cantidad de sólidos suspendidos removidos. Un aumento en la relación a 0.32 gal/ft<sup>2</sup> y a una carga hidráulica de 5 gal/día ft<sup>2</sup> no refleja aumento en la remoción de los sólidos suspendidos.

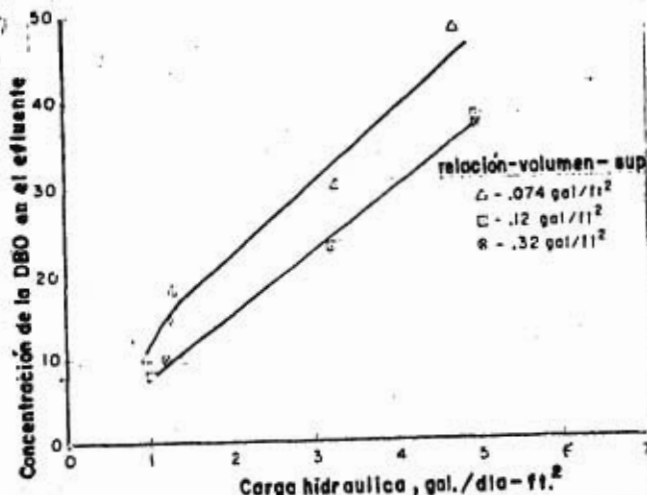


Fig. II-18 Efecto del espaciado de discos de la DBO en el efluente

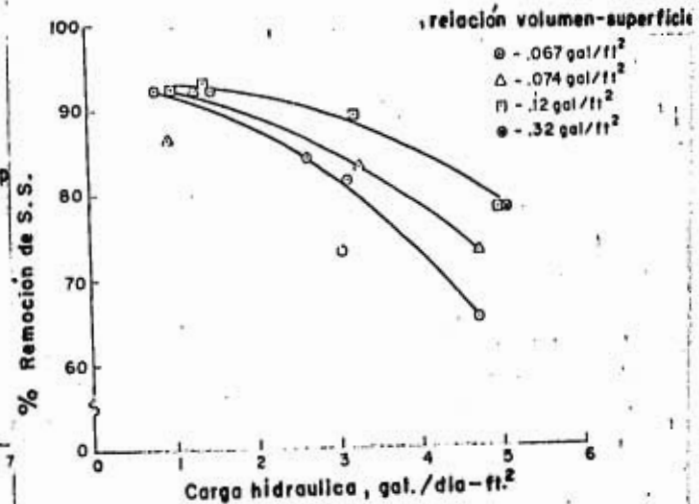


Fig. II-19 Efecto del espaciado de discos, en la remoción de los S.S.

El proceso de los discos biológicos rotatorios también ha sido probado para la oxidación del nitrógeno amoniacal. Las Figs. II.20 y II.21 muestran el porcentaje de nitrógeno amoniacal removido y la concentración del nitrógeno amoniacal en el efluente, en función de la carga hidráulica, para las cuatro relaciones "volumen-superficie" investigadas. En estas gráficas podemos observar que la relación óptima es 0.12 gal/ pie<sup>2</sup>.

Operando la planta por abajo de esta relación, obtenemos bajo porcentaje de remoción del nitrógeno, y arriba de  $0.12 \text{ gal/ple}^2$ , tampoco existe un incremento en la remoción del nitrógeno amoniacal, de ahí que operando con esta relación la planta y a una carga hidráulica de  $1.0 \text{ gal/dfa-ple}^2$ , la remoción de este elemento es casi completa.

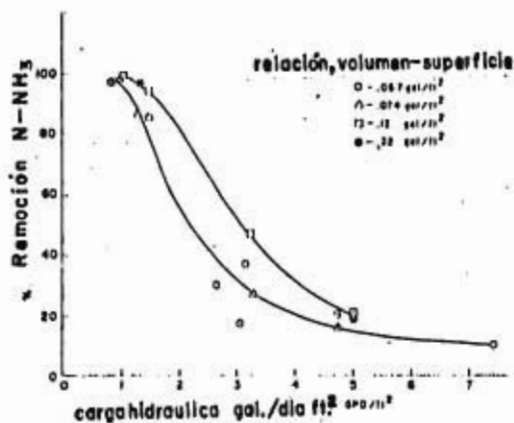


Fig. II-20 Efecto del espaciamiento de discos en la remoción del N-NH<sub>3</sub>

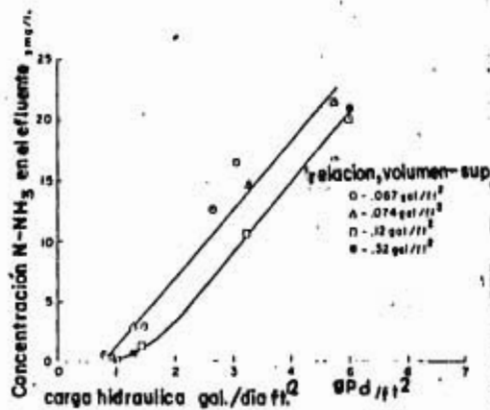


Fig. II-21 Efectos del espaciamiento de discos del N-NH<sub>3</sub> en el efluente.

Tomando en cuenta los resultados logrados en esta planta piloto, se recomienda que en las instalaciones de los discos biológicos rotatorios se construyan con una relación volumen-superficie de  $0.12 \text{ gal/ple}^2$ , con el objeto de hacer más efectiva el área superficial del disco. Se observó también que cuando predominan las bacterias nitrificantes en este proceso, existe un cambio en el color de la biomasa de un color café-grisáceo oscuro a un color café rojizo o cobrizo.

II.2.2. Etapas en la Sección de los Discos Biológicos.

Se demostró que operando la planta con cuatro etapas se obtienen mejores resultados que con dos. Las Figs. II.22 y II.23 muestran la remoción de la DBO y del nitrógeno amoniacal en función de la carga hidráulica, para cuatro y seis etapas de operación, ambas pruebas se realizaron con la relación 0,12 gal/ft<sup>2</sup>. Para la remoción de la DBO, seis etapas parecen ser mejores a cargas hidráulicas mayores de 5 gal/dia-ft<sup>2</sup>, para cargas menores o grados de tratamiento mayores, cuatro y seis etapas de operación dan prácticamente los mismos resultados. La remoción del nitrógeno amoniacal fue idéntica para cuatro y seis etapas sobre el mismo rango de la carga hidráulica probada.

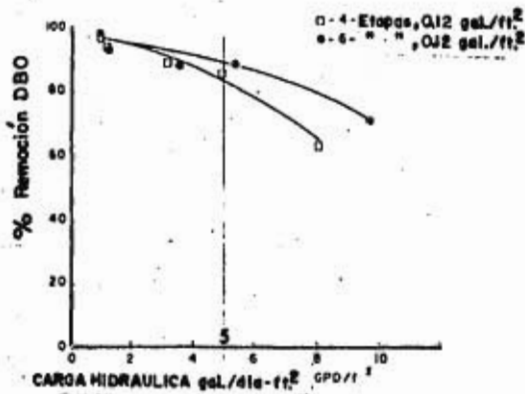


FIG. II-22 Comparación de la remoción de la DBO para 4 y 6 etapas de operación.

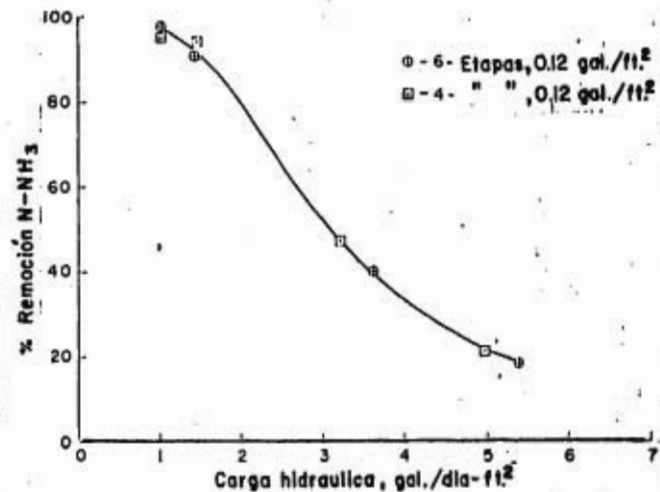


Fig. II-23 Nitrificación en 4 y 6 etapas de operación.

Una razón por la cual no es más efectivo el tratamiento en  
sels etapas que en cuatro, para la remoción de la DBO y del nitrógeno amo-  
niacal, se puede apreciar en la Fig. II.24. En la última sección de los dis-  
cos biológicos de la unidad, se puede apreciar claramente que el crecimen-  
to en la superficie de estos discos es muy rala, esto ocurre porque operando  
cuatro etapas del tratamiento se van desarrollando organismos depredadores,  
como los protozoarios, rotíferos y nemátodos en los últimos estados. Si el  
número de los microorganismos fuera el mismo en cada etapa de operación  
se obtendrían beneficios al irse incrementando las etapas de tratamiento,  
sin embargo un aumento en las etapas, por la acción de los organismos de-  
predadores neutralizan el beneficio esperado.

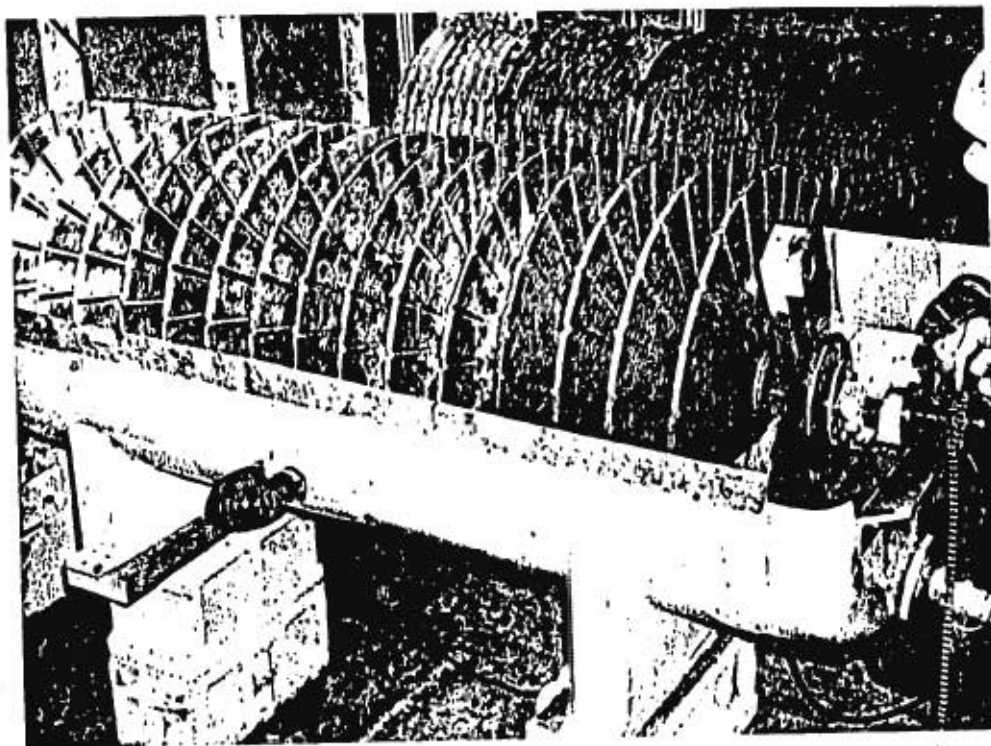


FIG. II-24 Plantas piloto de baja carga hidráulica.

Por las razones expuestas, se recomienda que los discos biológicos rotatorios sean construidos con cuatro etapas de operación y con una relación volumen-superficie de 0.12 gal/ft<sup>2</sup> para hacer máxima la efectividad del área superficial.

### II.2.3. Temperatura del Agua Residual.

El proceso de los discos biológicos rotatorios se ve inafectado cuando la temperatura del agua residual es mayor de los 13°C (55°F), para temperaturas menores la eficiencia en el tratamiento decrece al igual que todos los tratamientos biológicos de las aguas residuales domésticas.

En la Fig. II.25 se ven los efectos que causan rangos de temperatura y las relaciones de área volumen-superficie, sobre la remoción de la DBO. La línea superior muestra la remoción de la DBO en función de la carga hidráulica, para un rango de temperaturas de 60 a 70°F (16 a 20°C aprox.) y para una relación volumen-superficie de 0.12 y 0.32 gal/ft<sup>2</sup>. La segunda línea muestra una inhibición debido a las temperaturas de 39 a 50°F (4 a 10°C aprox.), para la relación volumen-superficie de 0.32 gal/ft<sup>2</sup>, y así sucesivamente.

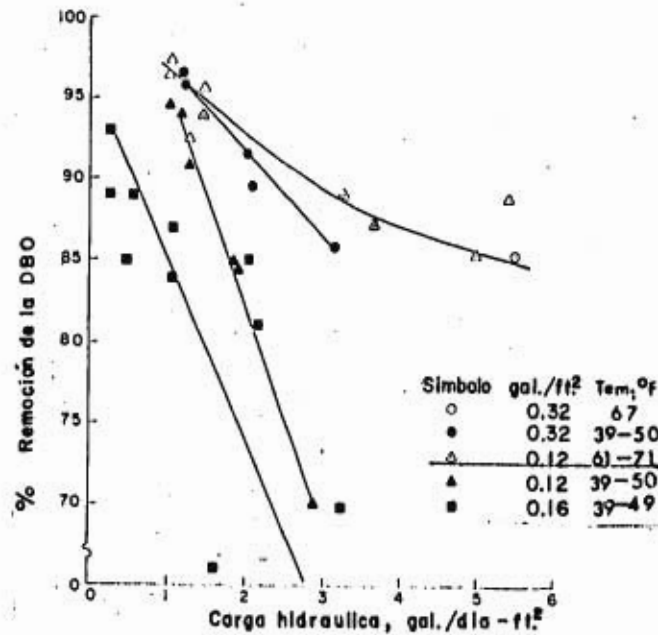


Fig. II-25 Efecto de la temperatura del agua residual en remoción de la DBO

Anteriormente se había demostrado que las relaciones volumen-superficie de 0.12 a 0.32 gal/ft<sup>2</sup>, virtualmente daban idénticas remociones de la DBO, para rangos de temperatura normales. Sin embargo para rangos de temperatura bajos, una relación volumen-superficie de 0.32 gal/ft<sup>2</sup>, muestra algunas veces menor inhibición que la relación 0.12 gal/ft<sup>2</sup>. La Fig. II.26 muestra los efectos de la temperatura en la nitrificación, que es similar a la remoción de la DBO. Las bajas temperaturas se pueden compensar operando la planta a cargas hidráulicas bajas y/o a relaciones volumen-superficie mayores en el tanque. Cuando el grado de remoción del nitrógeno amoniacal aumenta, decrece el grado de inhibición.



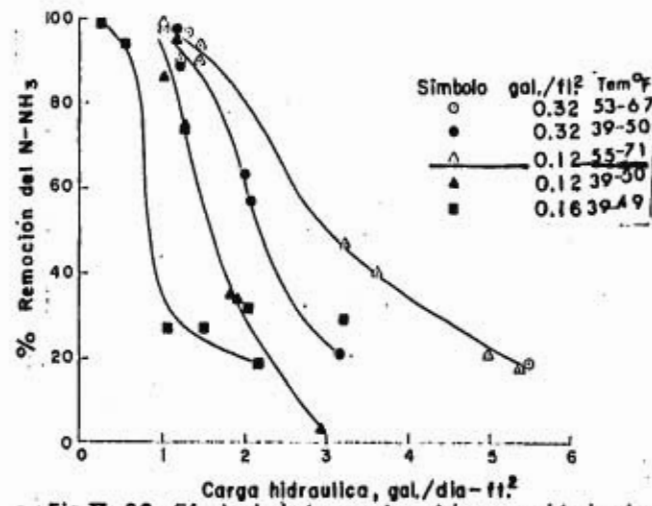


Fig. II-26 Efecto de la temperatura del agua residual en la Nitrificación

II.2.4. Remoción de la DBO y de los Sólidos Suspendedos.

Las Figs. II.27 y II.28, muestran el porcentaje de reducción de la DBO y los sólidos suspendidos como una función de la carga hidráulica sobre el área superficial del disco. Remociones de 96% y 94% respectivamente, se pueden lograr a una carga hidráulica de 1.0 gal/día-ft<sup>2</sup> aproximadamente, correspondiendo a concentraciones en el efluente de la DBO y sólidos suspendidos de 6 a 8 mg/lit. En ningún momento se observaron problemas de taponamiento del medio, esto se debe a la velocidad en la periferia de los discos.

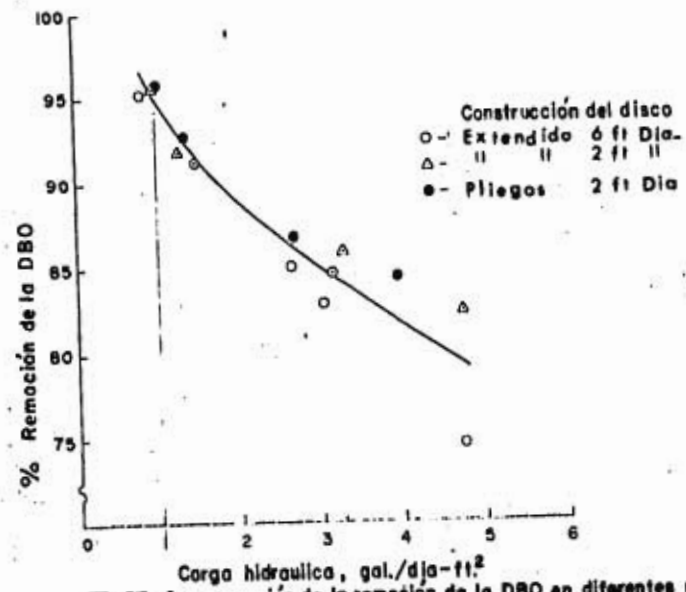


Fig. II-27 Comparación de la remoción de la DBO en diferentes medios.

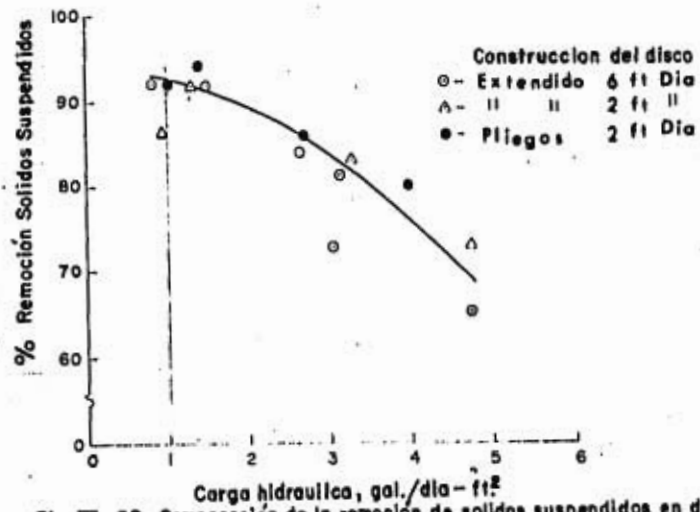


Fig. II-28 Comparación de la remoción de sólidos suspendidos en diferentes medios.

La Fig. II.29 muestra el porcentaje de remoción del nitrógeno amoniacal en función de la carga hidráulica. Podemos apreciar que a -- una carga hidráulica de 1.0 gal/día-ft<sup>2</sup>, se efectúa el 95% de remoción del nitrógeno amoniacal.

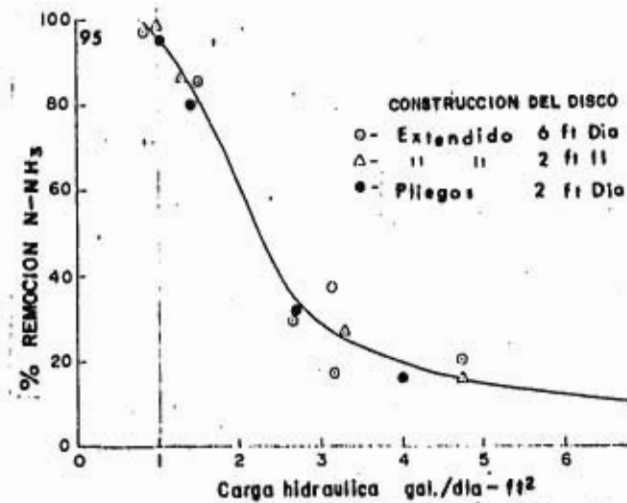


Fig. II-29 Comparación de la nitrificación en diferentes medios.

#### II.2.5. Características de la Remoción del Nitrógeno.

El desarrollo de los organismos que oxidan el amoníaco en el proceso, está en función de la concentración de la DBO. Para concentraciones altas de la DBO, estos microorganismos que oxidan la materia carbonosa, siendo relegados en el proceso a través de la dinámica poblacional. Como la materia carbonosa es removida por el tratamiento biológico, a concentraciones de 30 mg/lit aproximadamente empiezan a aparecer

no pueden competir con el crecimiento mas rapido de los microorganismos

en el proceso los organismos nitrificantes, empezando la oxidación del amoníaco e incrementándose rápidamente, mientras la concentración de la DBO es prácticamente reducida. A concentraciones de 8 a 10 mg/lit de la DBO, la oxidación del amoníaco es virtualmente completa (menos de 1.0 mg/lit). Estas relaciones se muestran en la Fig. II.30. También nos muestra la gráfica que las relaciones son independientes de la concentración de la DBO en el influente de aguas residuales frescas o sépticas, de la temperatura en el agua residual de la velocidad de rotación del disco, y número de estados. El mecanismo de remoción del nitrógeno orgánico es primeramente a través de la síntesis celular, sin embargo, la floculación y la sedimentación y algunas hidrólisis a nitrógeno amoniacal, es probable que puedan ocurrir.

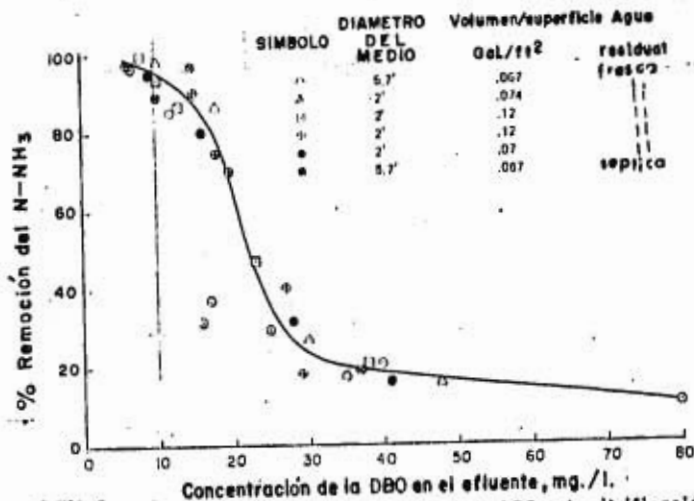


Fig. II-30 Efecto de la concentración de la DBO en la nitrificación.

#### II.2.6. Variaciones de la Carga Hidráulica.

Los flujos del agua residual de los municipios, presentan un patrón similar al mostrado en la Fig. II.31. Tomando este patrón de flujo, y una concentración constante de la DQO, se usaron para simular la operación de un contactador biológico rotatorio bajo condiciones de flujo cíclico, estas pruebas se efectuaron con discos de aluminio de 3.0 pies de diámetro, arreglados en dos estados cada uno conteniendo 87 discos, el agua residual fue un desecho sintético con sólidos y nutrientes inorgánicos. El rendimiento bajo estas condiciones de flujo y el esperado en condiciones de flujo uniforme, se presentan en la Fig. II.32. Se ve en la primera etapa que la variación en porcentaje de reducción de la DQO corresponde al desarrollo de un flujo uniforme, lo que indica que su rendimiento total no se ha reducido por las variaciones de la carga hidráulica, de hecho en su desarrollo total, el porcentaje de reducción promedio para flujos cíclicos, es algunas veces mejor que el esperado en condiciones de flujo constantes. El rendimiento de las etapas 1 y 2 no sigue el patrón de flujo uniforme. Operando las unidades en serie no se obtienen porcentajes altos de reducción como los experimentados en flujo uniforme, por los picos bajos de flujo.

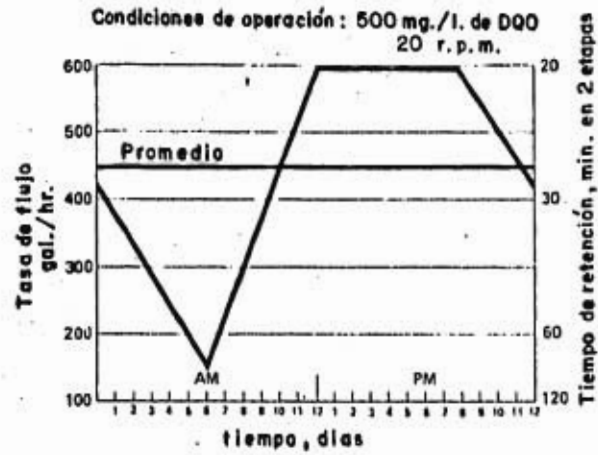


Fig. II-31 Patrón de variación de flujo

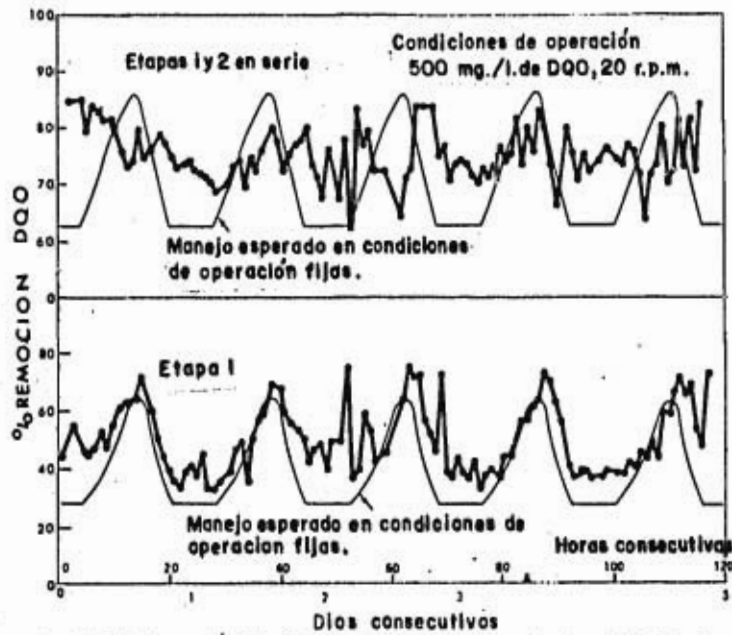


Fig. II-32 Operación del sistema de un CBR con variaciones de flujo de agua residual.

II.2.7. Enriquecimiento de Oxígeno Atmosférico.

Los trabajos realizados por Torpey, indican que a altas cargas pueden ocurrir limitaciones de oxígeno en las etapas iniciales del medio, y el uso de enriquecimiento de oxígeno puede casi doblar la tasa de remoción de la DBO. Hay que tomar en cuenta que el equipo de generación de oxígeno eleva el costo del tratamiento en este tipo de procesos.

## C A P I T U L O III

### TEORIAS DE LOS PROCESOS BIOLOGICOS

#### III.1. Modelos Matemáticos Aplicables.

En Europa como en U.S.A., existe poca información acerca del análisis cinético de un contactador biológico rotatorio, las ecuaciones cinéticas propuestas son aplicables solamente al sistema total de tratamiento biológico de los discos rotatorios, y no existe un análisis de etapa por etapa. Grieves desarrolló un modelo matemático para los objetivos mencionados, y fue probado por Torpey en una planta piloto de 10 etapas. El modelo usó la profundidad a la que va sumergida el disco, velocidad de rotación y área del disco como parámetros, se desarrolló haciendo un balance de masas sobre el sustrato en la película del líquido, en la película de los microorganismos bajo del líquido, en la película de microorganismos sumergida en el agua residual, y en el reactor completamente mezclado. Por la dificultad de medir las variables mencionadas, el modelo fue modificado por Hansford y lo probó con datos de la literatura, resultando en muchos casos algunas semejanzas con los datos prácticos, sin embargo no funcionó para concentraciones mayores de 50 mg/lit de DBO<sub>5</sub>.

Williamson and McCarty, desarrollaron y probaron un modelo matemático utilizando el sustrato de las películas biológicas, lo describieron como un proceso de difusión molecular con reacciones bioquímicas simultáneas. Este modelo se basa en la densidad de la película biológica,



la concentración del sustrato en el líquido, coeficientes de difusión del sustrato a través de la película biológica y el agua, la tasa máxima de utilización de Monod y coeficientes de velocidad, también tuvo problemas de aplicación este modelo, pues primero hay que determinar el electrón donador o el electrónreceptor, para aproximar algún valor cerca del cero en la película biológica, esto restringe su uso.

Un trabajo comprensivo sobre la cinética de la película fija en los contactadores biológicos rotatorios, fue presentado por Kornegay y asociados, también se le efectuaron algunas modificaciones para determinar el porcentaje de la biomasa activa a la masa total en el disco. Un breve desarrollo matemático de este modelo se presenta a continuación.

### III.1.1. Desarrollo del Modelo.

Haciendo un balance de masas con respecto al sustrato en un contactador biológico rotatorio tenemos:

$$\text{Acumulación} = \text{Influyente} - \text{efluente} - \text{consumo para crecimiento fijo} - \text{consumo para crecimiento suspendido.} \quad \dots (1)$$

Considerando un mezclado completo del líquido contenido en el tanque, y despreciando la muerte de los microorganismos, pues la tasa de mortandad es muy pequeña comparada con la tasa de crecimiento, la expresión de la ecuación 1 se puede escribir como sigue:

$$V \left( \frac{dS}{dt} \right) = F S_0 - F S_1 - \frac{u_a}{Y_a} A_w X_a - \frac{u_s}{Y_s} X_s V \quad \dots\dots(2)$$

donde:

- V = Volumen del líquido en el reactor (m<sup>3</sup>)
- dS/dt = Cambio de la concentración del sustrato con respecto al tiempo
- F = Flujo del agua residual (lt/seg)
- S<sub>0</sub> = Concentración del sustrato en el influente (mg/lt)
- S<sub>1</sub> = Concentración del sustrato en el efluente (mg/lt)
- u<sub>a</sub> = Tasa de crecimiento específico de la biomasa fija dfa<sup>-1</sup>
- Y<sub>a</sub> = Producción o rendimiento de la biomasa fija  $\left( \frac{\text{Kg de biomasa producida}}{\text{Kg de sustrato consumido}} \right)$
- A<sub>w</sub> = Area mojada del biodisco (m<sup>2</sup>)
- X<sub>a</sub> = Masa de la biomasa activa fija por unidad de área del biodisco (gr/m<sup>2</sup>)
- u<sub>s</sub> = Tasa de crecimiento específico de los organismos suspendidos - (dfa<sup>-1</sup>)
- Y<sub>s</sub> = Producción o rendimiento de los organismos suspendidos  $\left( \frac{\text{Kg de biomasa producida}}{\text{Kg de sustrato consumido}} \right)$
- X<sub>s</sub> = Concentración de los organismos suspendidos (mg/lt)

En la ecuación dos, la masa activa de los organismos fijos - se expresa como el producto del área mojada del biodisco y la biomasa activa fija por unidad de área del biodisco. Como el tiempo de retención en cada - etapa es relativamente corto (20 minutos aproximadamente), la biomasa que predomina en el esquema de tratamiento es la fija en el biodisco (por ejemplo

100 mg/lt suspendida contra 14,000 mg/lt fija). El consumo de sustrato por crecimiento suspendido se puede anular por la importancia que la  $u_s$  sea pequeña, y la mayor parte de energía se consuma en el crecimiento de la biomasa fija. Por lo anterior, la ecuación 2 se simplifica de la siguiente forma:

$$V \left( \frac{dS}{dt} \right) = F S_0 - F S_1 - \frac{u_a}{Y_a} X_a A_w \quad \dots\dots(3)$$

Usando la función de crecimiento de Monod:

$$u_a = u_{\text{máx}} \frac{S_1}{K_s + S_1} \quad \dots\dots(4)$$

donde:

$u_{\text{máx}}$  = Tasa de crecimiento específico máximo para la biomasa fija ( $\text{día}^{-1}$ )

$K_s$  = Coeficiente a media velocidad de Monod (mg/lt)

Relacionando la tasa de crecimiento específico con la concentración del sustrato, la ecuación 3 queda de la siguiente forma:

$$V \left( \frac{dS}{dt} \right) = F S_0 - F S_1 - \frac{u_{\text{máx}}}{Y_a} A_w X_a \frac{S_1}{K_s + S_1} \quad \dots\dots(5)$$

El parámetro  $(u_{\text{máx}}/Y_a) X_a$  en la ecuación 5 nos da la cantidad de sustrato removido por día por área superficial del disco, conociéndosele como la capacidad de área constante "P". El término  $F(S_0 - S_1)/A_w$  nos da la cantidad de sustrato removido por unidad de área superficial de cada disco y se define como el "coeficiente de remoción R".

En condiciones de equilibrio  $dS/dt = 0$ , la ecuación 5 se puede escribir

$$\frac{1}{R} = \left( \frac{K_s}{P} \right) \frac{1}{S_1} + \frac{1}{P} \dots\dots(6)$$

Graficando esta ecuación nos da una línea recta, siendo la pendiente  $K_s/P$  y la intercepción al origen es  $1/P$  (ver Fig. III.1).

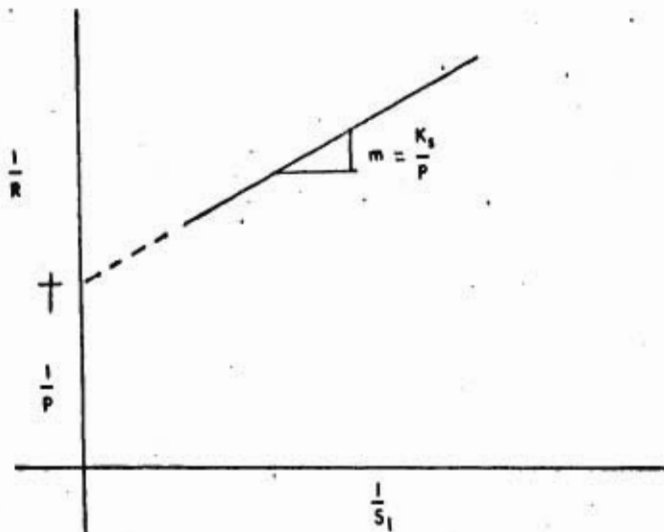


FIG. III, 1

Con esto tenemos un método para evaluar la "Ks" y "P" de la biomasa fija en los discos, y calculando  $Y_a$  y  $X_a$ , podemos encontrar el valor de  $u_{m\acute{a}x}$ .

## C A P I T U L O I V

### CRITERIOS DE DISEÑO

Los criterios para el diseño de los biodiscos se han establecido a través de las experiencias logradas en las plantas piloto, y las obtenidas en las plantas de tratamiento.

#### IV.1 Carga Hidráulica.

En el proceso de los discos biológicos rotatorios se ha demostrado que existe una cinética de primer orden para la remoción de la DBO carbonosa, de la oxidación del nitrógeno amoniacal y, la remoción de la demanda última de oxígeno. Esto significa que a una carga hidráulica específica, un porcentaje específico de remoción de la DBO, ocurrirá independiente de la concentración de la DBO en el influente. Aquí nace el primer criterio del diseño que es la "carga hidráulica" y no la carga orgánica, usual en el proceso de los lodos activados y filtros rociadores. Para simplificar los cálculos en el diseño, la carga hidráulica se expresa como flujo por unidad de tiempo por unidad de área cubierta de crecimientos biológicos,  $m^3/dfa-m^2$  (gal/dfa-ft<sup>2</sup>). El tiempo de retención es el mejor medio para determinar la carga hidráulica. La carga hidráulica sobre la biomasa que cubre la superficie del disco es usada para determinar las necesidades de equipo. Por tan

to, para el diseño y selección de equipo en cualquier tratamiento de agua residual, hay que determinar primero las necesidades de crecimiento biológico que cubrirán el área superficial del disco. Hasta ahora no existen medios prácticos para controlar la cantidad de biomasa, ya que el tipo y cantidad que se desarrolla en las etapas sucesivas del tratamiento, será el que mejor se adapte a dicho tratamiento, controlarlo no es deseable ni necesario. La edad de los lodos se calcula por comparación de una cantidad estimada de biomasa fija con la producción de lodos netos en el efluente. La edad de los lodos no es un criterio de diseño, por ser demasiado grande (un mes aproximadamente).

La relación alimento : microorganismos (F:M) es semejante al sistema de lodos activados, siendo importante en la operación del proceso. Esta relación no puede ser controlada, de ahí que no sea una base práctica en el diseño.

#### IV.2. Etapas y Arreglos en la Planta.

La eficiencia del tratamiento aumenta cuando existe un arreglo del medio en una serie de etapas, esto ocurre por las siguientes dos razones:

- El desarrollo del cultivo específico de bacterias en las etapas sucesivas del medio, que han adaptado a las características del

agua residual en cada etapa.

- Porque el proceso se desarrolla con una cinética de primer orden, por la mejor distribución del tiempo de residencia, obteniendo con las etapas, incrementando en la tasa de remoción de la DBO.

Quando se opera en flujo pistón, los organismos de la primera etapa del medio, son expuestos a concentraciones altas de la DBO y responden removiendo altas tasas de la DBO. Como la concentración de la DBO decrece de etapa a etapa, la tasa de remoción de los microorganismos también decrece. La tasa de remoción promedio de la DBO, es mayor que si todo el medio fuera un estado único completamente mezclado, donde los organismos son expuestos a concentraciones de DBO relativamente bajas. Por tales motivos se recomienda construir las plantas de tratamiento de los contactadores biológicos rotatorios al menos de cuatro etapas, para utilizar con más efectividad el área superficial de los discos. Para las plantas de tratamiento que requieran muchas flechas de medio, un arreglo conveniente sería con más de cuatro etapas arregladas en serie. En las plantas donde se requiera menos de cuatro flechas su arreglo puede ser en paralelo. Cada tanque que contiene una flecha se divide en etapas y el flujo del agua residual es paralelo a las flechas, para seccionar los estados se usan mamparas con orificios sumergidos en el agua residual. Las pruebas realizadas han demostrado que en cada etapa existe un mezclado completo, y -

no existe diferencia en la capacidad de tratamiento, cuando el flujo del agua residual es paralelo o perpendicular a las flechas que contienen el medio de crecimiento.

#### IV.3. Características de la DBO en el Efluente.

Los efluentes de los contactadores biológicos rotatorios contienen organismos nitrificantes, dado que ocurre una nitrificación significativa en la  $DBO_5$  en el efluente.

En pruebas de la DBO se agregó un compuesto de aili-tiourea para diluir el agua y suprimir la nitrificación, probándose que efluentes de 30 mg/lit de  $DBO_5$  o menos, podría contener cuando mucho 50% de la DBO nitrogenada. Esta relación es válida para efluentes de menos de 10 mg/lit de  $DBO_5$ . Abajo de este nivel, la nitrificación es prácticamente completa y la proporción de la DBO carbonosa aumenta. Estas características son importantes cuando se evalúan los datos de operación de cualquier planta de tratamiento, donde se emplean procesos biológicos. Los efluentes del proceso de los contactadores biológicos rotatorios que contienen 25 mg/lit o menos, tienen aproximadamente un 50% de DBO remanente como sólidos suspendidos, por lo tanto la filtración terciaria puede llevar a cabo el 50% adicional de la remoción de DBO, para producir finalmente efluentes con menos de 5 mg/lit.



#### IV.4. Rotación del Medio.

La velocidad de rotación del medio es también un importante criterio de diseño. Las pruebas realizadas con varios diámetros, indican que se puede usar una velocidad fija en la periferia del disco, para determinar la velocidad de rotación requerida en cualquier diámetro. Como ya se dijo, la velocidad de rotación afecta al tratamiento del agua residual en distintas formas: contacto entre el agua residual y la biomasa, provoca la aereación del agua residual y provee energía en cada etapa de tratamiento. Un incremento de la velocidad de rotación provoca también un incremento de estos factores; sin embargo, existe una velocidad de rotación óptima, arriba de la cual, un incremento de estos factores no incrementa el nivel de tratamiento. Esta velocidad varía de acuerdo a la concentración de la DBO que contenga el agua residual, así, la velocidad óptima es mayor para desechos industriales concentrados que para desechos domésticos. También la velocidad de rotación óptima decrecerá de etapa a etapa a medida que decrece la concentración de DBO de las etapas. Se ha encontrado que cuando todas las etapas de los discos en una unidad de tratamiento rotan a la misma velocidad, la velocidad periférica óptima para aguas residuales domésticas es de 60 ft/min. Esto es cierto para la remoción de DBO y nitrificación. La dirección del medio de rotación no afecta la eficiencia de tratamiento, ni tampoco es un factor para la selección de la velocidad de rotación. En una instalación de muchas flechas, conteniendo un tanque de fondo plano, la porción del medio que va sumergida, se rota en dirección opuesta al flujo del agua

residual, con el objeto de hacer mínima la posibilidad que pueda ocurrir algún corto circuito a lo largo del fondo del tanque.

#### IV.5. Volumen del Tanque.

Un factor importante que afecta el desarrollo del proceso es el tiempo de retención, del agua residual dentro del tanque que contiene el medio de crecimiento. A una carga hidráulica dada, el agua residual tendrá un tiempo de retención dependiente de la fracción hueca del medio y del tamaño del tanque que contiene el medio, de tal forma que si incrementamos la fracción hueca del medio o el tamaño del tanque, incrementaremos la cantidad de agua residual contenida en el tanque. Se realizaron pruebas usando varias fracciones huecas del medio y tamaños de tanque, llegándose a la conclusión que existe un volumen de tanque óptimo, el cual hace máxima la capacidad de tratamiento de los crecimientos que cubren la superficie -- del disco. Para propósitos de diseño, el volumen del tanque se mide como el volumen del agua residual retenido dentro del tanque que contiene la flecha del medio por unidad de superficie cubierta de crecimiento sobre la flecha o galones por pie cuadrado. El volumen óptimo del tanque determinado cuando se tratan aguas residuales domésticas hasta de 300 mg/lit de DBO, es 0.12 gal/ft<sup>2</sup>, el cual estomado en cuenta para la remoción de las aguas residuales por el medio de la biomasa fija.

IV.6. Temperatura del Agua Residual.

La temperatura del agua residual afecta al desarrollo de los contactadores biológicos rotatorios al igual que a todos los procesos biológicos. Temperaturas del agua entre los 55 y 85° F no afectan al desarrollo del proceso, sin embargo temperaturas del agua residual menores de 55° F, decrecen la eficiencia del tratamiento. ( FIG. IV-1 )

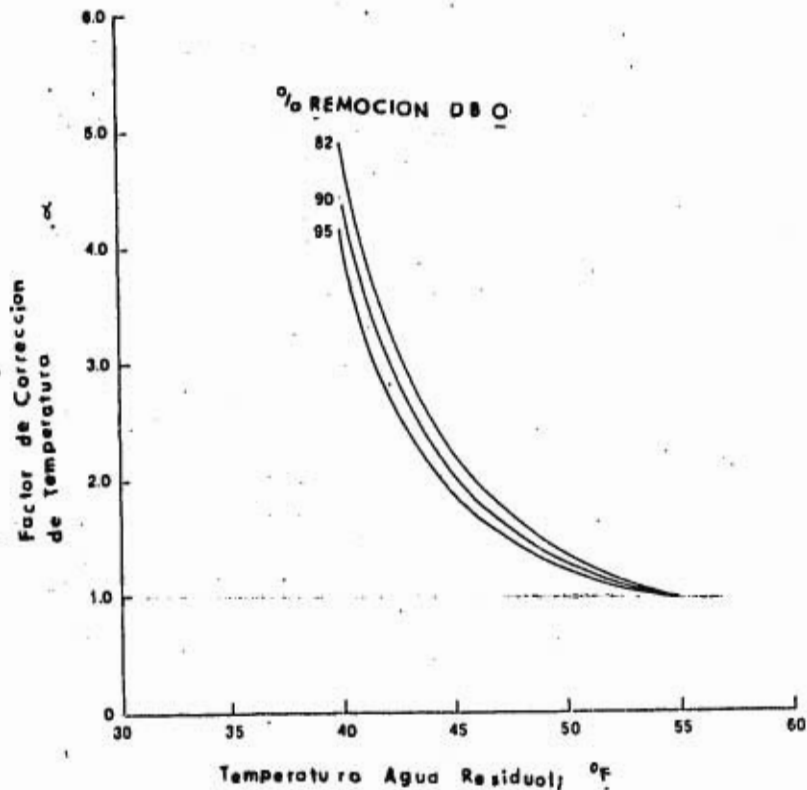


FIG. IV-1 CORRECCION DE TEMPERATURA PARA REMOCION DE LA DBO

## CAPITULO V

### APLICACION NUMERICA

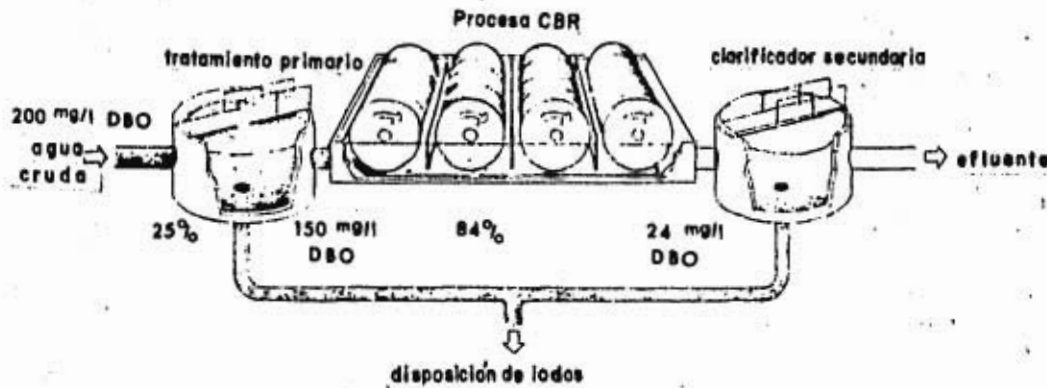
Diseñar un proceso de tratamiento biológico secundario por medio de discos biológicos rotatorios para la remoción del 88% de la  $DBO_5$  de un agua residual de las siguientes características:

Parámetros	Concentración mg/l
Sólidos Totales	720
Sólidos Disueltos Totales	500
Sólidos Fijos	300
Sólidos Volátiles	200
Sólidos Suspendidos Totales	220
Sólidos Suspendidos Fijos	55
Sólidos Suspendidos Volátiles	165
Sólidos Sedimentables, mg/l	10
$DBO_5$ a $20^\circ C$	200
Carbono Orgánico Total	160
DQO	500
Nitrógeno, como N	40
Nitrógeno Orgánico	15
Nitrógeno Amoniacal	25
Nitrógeno de Nitritos	0
Nitrógeno de Nitratos	0
Fósforo Total (como P)	8
Fósforo Orgánico	3
Fósforo Inorgánico	5

Cloruros	50
Alcalinidad (como CaCO <sub>3</sub> )	100
Grasa	100
Q lt/seg	30
T °C	20

V.1. Diseño de los Discos Biológicos Rotatorios.

Suponiendo una remoción del 25% de la DBO<sub>5</sub> en el sedimentador primario, la concentración del influente en el proceso de los biodiscos será de 150 mg/lit.



V.1.1. Eficiencia de los Discos Biológicos Rotatorios.

$$\text{Eficiencia Discos} = \frac{150 - 24}{150} = 84\%$$

$$\text{Eficiencia Total} = \frac{200 - 24}{200} = 88\%$$

De la Fig. V.1 tenemos que para una eficiencia de remoción de la DBO de 84%, se requiere una carga hidráulica de 4.0 gal/dfa-ft<sup>2</sup> (0.1628 m<sup>3</sup>/dfa-m<sup>2</sup>).

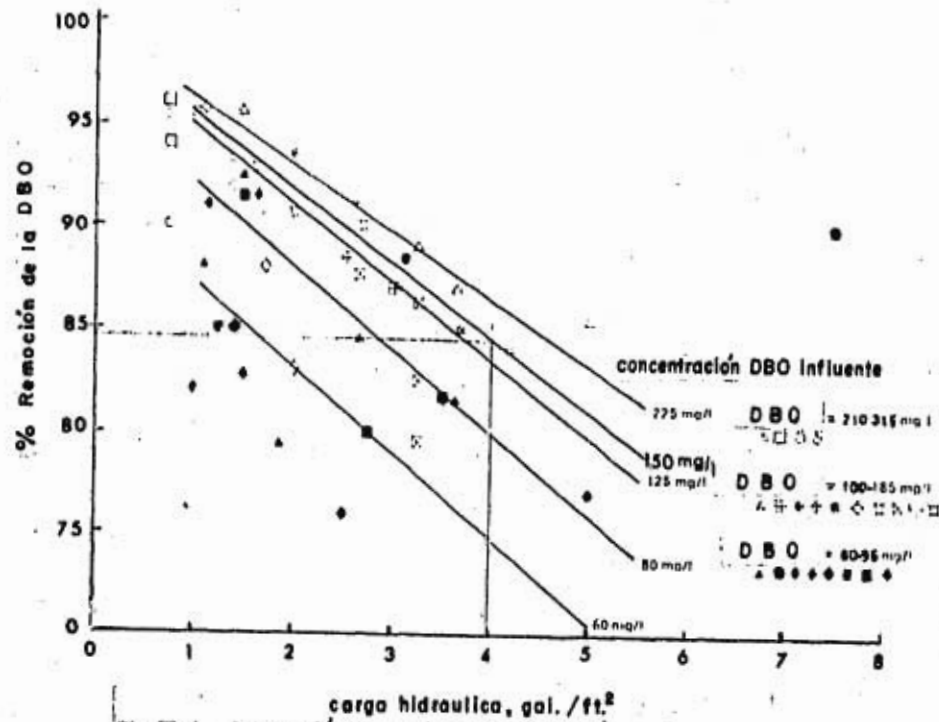


Fig. X-1 Correlación de diseño para la remoción de la DBO en plantas de tratamiento de aguas residuales municipales

V.1.2. Cálculo del área requerida para el crecimiento biológico.

$$\text{Área requerida} = \frac{\text{Gasto}}{\text{carga hidráulica}} = \text{m}^2, \text{ft}^2$$

$$Q = 30 \text{ lt/seg} = 2,592 \text{ m}^3/\text{día} = 684,808 \text{ gal/día}$$

$$A = \frac{684,808}{4.0} = 171,202 \text{ ft}^2 = 15,921 \text{ m}^2$$

V.1.3. Medio de Crecimiento.

En el mercado existen unidades estándar de cuatro etapas, la Walquer Process Corporation las llama unidades Bio-Espiral Estándar, miden 26 ft de longitud (7.9 m), y consisten de ocho espirales de medio, teniendo un área disponible al crecimiento biológico de 1,000,000 ft<sup>2</sup> (9,300 m<sup>2</sup>). Para fines del presente ejemplo, se supondrá un área como la mencionada.

V.1.4. Cálculo del Número de Unidades (Bio-Espirales).

$$\text{Número de Unidades} = \frac{\text{Área para crecimiento}}{100,000 \text{ ft}^2/\text{unidad}} = \frac{\text{Área de crecimiento m}^2}{9,300 \text{ m}^2/\text{unidad}} =$$

$$\frac{171,202}{100,000} = 1.71 \text{ unidades} \approx 2 \text{ unidades.}$$

se requieren dos unidades.

Nota.- No se requiere hacer correcciones por la temperatura, pues el factor de corrección para 20°C es de 1.0. ( $\alpha = 1.0$ )

V.1.5. Volumen de los Tanques.

De acuerdo a la relación de 0.12 gal/ft<sup>2</sup> (0.005 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>), tenemos:

$$0.12 \text{ gal/ft}^2 (100,000 \text{ ft}^2) = 12,000 \text{ gal} = 45.5 \text{ m}^3/\text{tanque}$$

V.1.6. Velocidad de Rotación.

Este tipo de unidades operan con 1.6 rpm para dar la velocidad periférica de 60 ft/min, (18.3 m/min), que es la recomendada por la literatura.

V.1.7. Energía.

La energía requerida para mover los discos, será suministrada por un motor eléctrico de 5 HP con triple reducción de velocidad, será montado sobre la flecha.

V.1.8. Tiempo de retención.

El tiempo de retención por tanque será de:

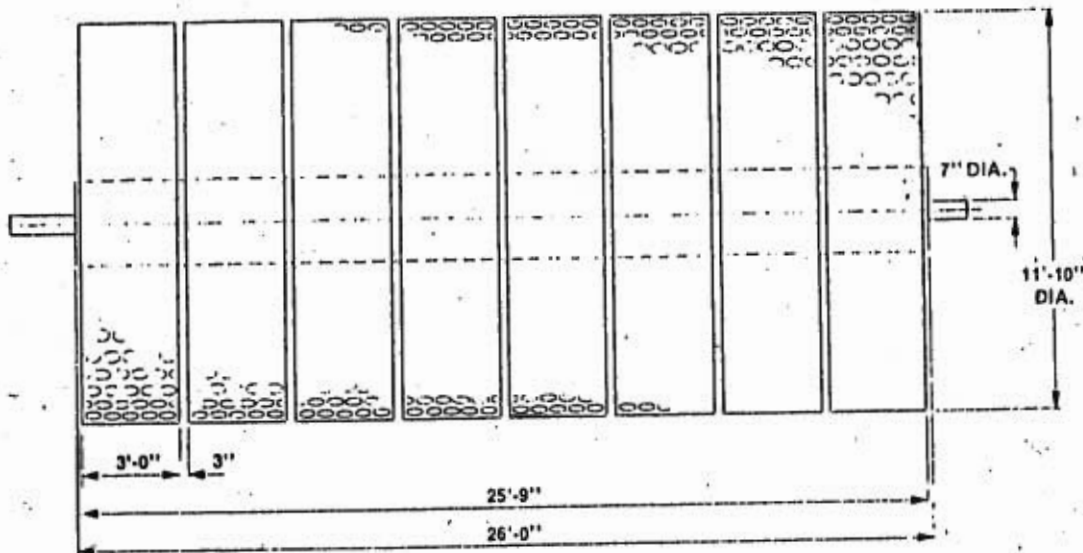


$$Tr = \frac{\text{Relación}}{\text{Carga Hidráulica}}$$

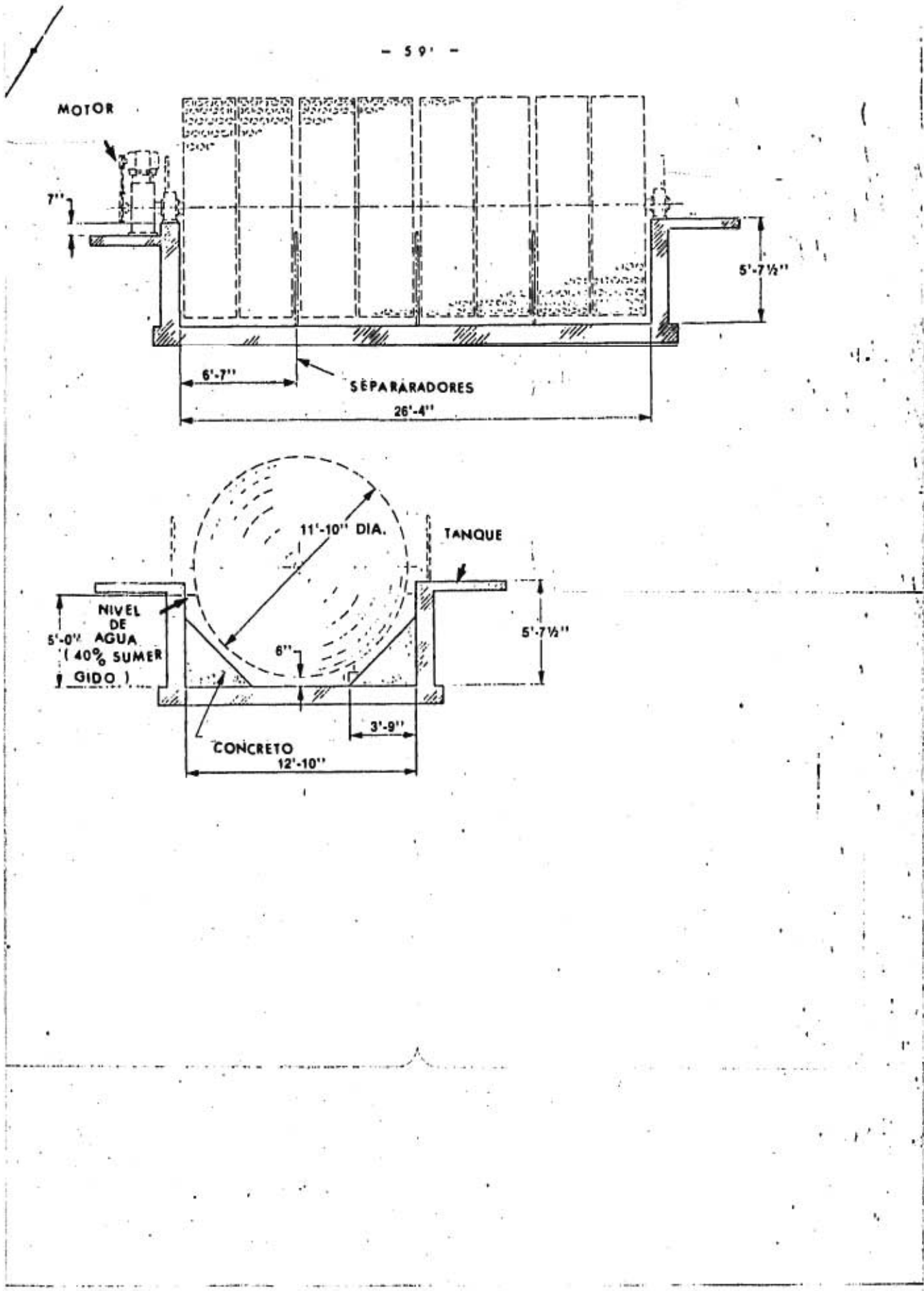
$$Tr = 0.005 \text{ m}^3/\text{m}^2 (1/0.1628 \text{ m}^3/\text{dfa-m}^2) (86,400 \text{ seg}/\text{dfa}) \left( \frac{1}{60} \frac{\text{min}}{\text{seg}} \right)$$

$$Tr = 44.22 \text{ min}/2 \text{ tanques} = 22.1 \text{ minutos}/\text{tanque.}$$

V.1.9. Esquema del Tratamiento.



DIMENSIONES DE LOS C.B.R.



V.2. Ejemplo Comparativo.

Como ejemplo comparativo, se calculará el volumen del reactor y los requerimientos de oxígeno para el proceso de lodos activados.

Haciendo las siguientes consideraciones:

- Concentraciones de los sólidos suspendidos volátiles = 3,500 mg/lit.
- Tiempo de residencia celular promedio = 10 días
- Efluente que contiene 25 mg/lit de sólidos biológicos de los cuales el 65% es biodegradable.
- El valor de la  $DBO_5$  se puede obtener multiplicando el valor de la  $DBO_u$ , por el factor 0.68 (corresponde a  $K = 0.1 \text{ día}^{-1}$  de la ecuación de la  $DBO$ ).

V.2.1. Cálculo de la  $DBO_u$  de los Sólidos Biodegradables en el Efluente.

$$DBO_u = 1.42 \text{ (masa celular, gr/m}^3\text{)} =$$
$$1.42 (0.65) (25) = 23.07 \text{ mg/lit.}$$

V.2.2. Cálculo de la  $DBO_5$  de los Sólidos Suspendidos en el Efluente.

$$DBO_5 \text{ de SS en el efluente} = 23.07 (0.68) = 15.68 \text{ mg/lit.}$$

V.2.3. Cálculo de la  $DBO_5$  Soluble del Influyente que escapa al Tratamiento.

$$24 \text{ mg/lit} = S + 15.68 \text{ mg/lit}$$

$$S = 8.32 \text{ mg/lit.}$$

V.2.4. Cálculo del Volumen del Reactor.

$$X = \frac{e_c^d Y (S_o - S)}{(1 + K_d e_c^d)} \dots\dots (1) \quad e = \frac{V}{Q} \dots\dots (2)$$

sustituyendo la ecuación 2 en la 1 tenemos:

$$V = \frac{e_c^d Q Y (S_o - S)}{X (1 + K_d e_c^d)}$$

- $e_c^d = 10 \text{ días}$
- $Q = 2,592 \text{ m}^3/\text{día}$
- $Y = 0.5 \text{ mg/mg (tablas)}$
- $S_o = 200 \text{ mg/lit}$
- $S = 8.32 \text{ mg/lit}$
- $X = 3,500 \text{ mg/lit}$
- $K_d = 0.06 \text{ día}^{-1} \text{ (de tablas)}$

$$V = \frac{10 \text{ días} (2,592 \text{ m}^3/\text{día}) (0.50) (200 - 8.32) \text{ mg/lit}}{3,500 \text{ mg/lit} (1 + 0.06 \text{ día}^{-1} \times 10 \text{ días})}$$

$$V = 443 \text{ m}^3$$

V.2.5. Cálculo de los requerimientos de Oxígeno Basados sobre la DBO<sub>u</sub> Carbonosa.

$$\begin{aligned} \text{Masa de la DBO}_u \text{ Carbonosa utilizada} &= \frac{Q (S_o - S) (10 \text{ kg/kg})^{-1}}{0.68} = \\ &= \frac{2,592 \text{ m}^3/\text{día} (200 - 8.32) \text{ mg/lit}}{0.68} = 731 \text{ Kg/día} \end{aligned}$$

V.2.6. Cálculo de los Requerimientos de Oxígeno.

$$\text{Kg de O}_2/\text{día} = 731 \text{ Kg/día} - 1.42 (\text{Px})$$

$$\text{Px} = \frac{0.3125 (2,592 \text{ m}^3/\text{día}) (200 - 8.32) \text{ mg/lit}}{1000}$$

$$\text{Px} = 155.26 \text{ Kg/día}$$

sustituyendo este valor en la ecuación anterior, tenemos:

$$\begin{aligned} \text{Kg de O}_2/\text{día} &= 731 \text{ Kg/día} - 1.42 (155.26) \text{ Kg/día} \\ &= 510.5 \text{ Kg/día de O}_2 \end{aligned}$$

V.2.7. Cálculo del Volumen de Aire Requerido.

Considerando que la eficiencia de transferencia del oxígeno por el equipo de aereación usado es del 8% y usando un factor de seguridad de 2 para determinar el volumen actual de diseño para el tamaño de los difusores.

El requerimiento de aire teórico, considerando el 23.2% - peso de O<sub>2</sub> en el aire es:

$$\frac{510.5 \text{ Kg/día}}{1,201 \text{ Kg/m}^3 (0.232)} = 1,830.8 \text{ m}^3/\text{día}$$

el requerimiento de aire es:

$$\begin{aligned} \frac{1,831 \text{ m}^3/\text{día}}{0.08} &= 22,885 \text{ m}^3/\text{día} \\ &= 15.9 \text{ m}^3/\text{min} \end{aligned}$$

V.2.8. Cálculo de la Potencia Requerida.

$$15.9 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \times \frac{1,000 \text{ lt}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{Kg}}{\text{lt}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ seg}} \times 4 \text{ m} \times \frac{\text{HP}}{76 \frac{\text{Kg-m}}{\text{seg}}} \times 0.8 = 11.15 \approx 12 \text{ HP}$$

para este cálculo, se consideró una altura del reactor de 4 m y una eficiencia de equipo de 80%.

V.2.9. Cálculo del Tiempo de Retención.

$$\text{Tr} = \frac{443 \text{ m}^3}{2,592 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}} \times \frac{86,400 \text{ seg}}{\text{día}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ seg}} = 246 \text{ min} = 4.10 \text{ hrs.}$$

## CAPITULO VI

### COSTOS

Los costos de construcción para los procesos de discos biológicos rotatorios, se presentan en la Fig. VI.1. Estos costos fueron determinados añadiendo el costo de equipo de los contactadores biológicos rotatorios, tanque de concreto a razón de 6,017 peso/m<sup>3</sup>, cubiertas de fibra de vidrio, fletes para las unidades de los biodiscos y techos a un punto promedio.

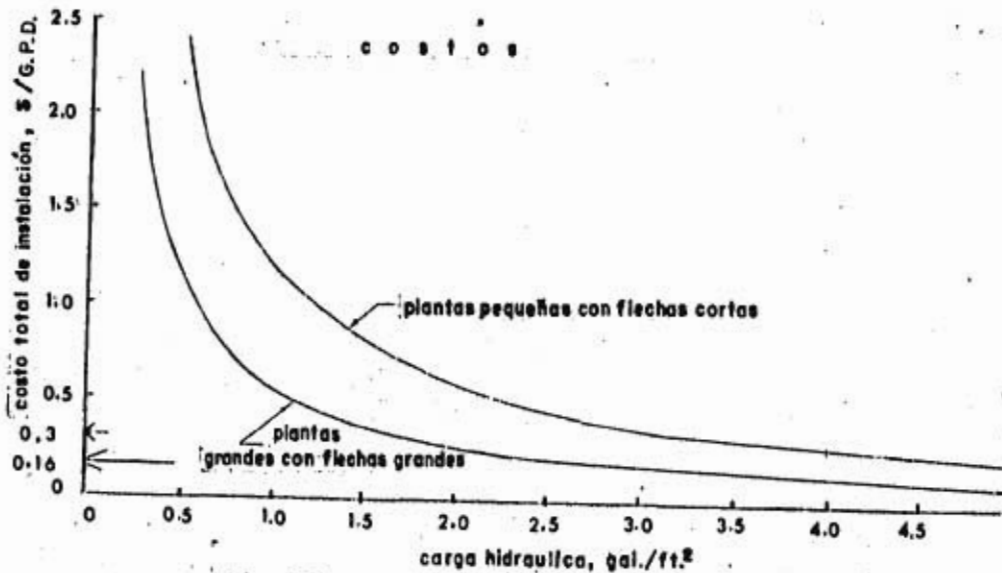


Fig. VI-1 COSTOS

El costo total de instalación se expresa por unidad de flujo de agua residual tratada y se presentan como una función de la carga hidráulica. El costo que da la Fig. VI.1 no incluye gastos de pretratamiento, clarificación secundaria y la disposición de lodos. Estos costos varían significativamente de aplicación a aplicación, dependiendo del flujo de diseño, características del agua residual, grado de tratamiento, condiciones del lugar, y las facilidades que existan. Estos costos adicionales deberán ser — estimados.

Según la Fig. VI.1 y de acuerdo a la carga hidráulica encontrada en nuestro ejemplo numérico, se obtienen aproximadamente 0.16 \$/gpd que representa un costo de:

$$0.16 \text{ \$/g.p.d. (684808 g.p.d.)} = 109,569.28 \text{ dólares}$$

$$2,520,093.00 \text{ pesos mexicanos.}$$



## C A P I T U L O VII

### COMENTARIOS

La bibliografía muestra que existen ciertas ventajas de los discos biológicos rotatorios, sobre los procesos de Lodos Activados y Fil--tros Rociadores, como tratamientos secundarios.

El proceso de los filtros biológicos rotatorios, es similar - al Proceso de los Lodos Activados, en el sentido de que ambos tienen un -- cultivo de bacterias en suspensión en el licor mezclado, que producen altos grados de tratamiento y un efluente muy claro. Sin embargo, la principal di--ferencia es que el 95% de los sólidos biológicos, en el sistema de los dis--cos biológicos están fijos en el medio, lo que ocasiona las siguientes dife--rencias en el proceso:

- El Proceso de los Lodos Activados depende de la recircu--lación de lodos, para una operación satisfactoria. Las variaciones hidráu--licas debidas al flujo municipal diario, pueden ocasionar pérdidas de lodo - activado, en el derrame del clarificador secundario y causar desajustes en la operación del proceso. Las diferencias de carga orgánica también pueden causar pérdidas de lod del clarificador secundario. El proceso de los dis--cos biológicos rotatorios, no se afecta por las variaciones de carga orgánica

o hidráulica, porque la mayoría de los organismos activados se encuentran fijos en el medio.

- Existen dos problemas de operación en las plantas de lodos activados, la primera es que empiezan a funcionar con flujos mucho más bajos que los flujos de diseño, y la segunda, los períodos de operación con poco flujo. La operación de una planta de discos biológicos rotatorios a flujos iniciales bajos o en períodos de casi nada de flujo, producirán efluentes de mayor calidad que los flujos de diseño. En las condiciones de poco flujo, el efluente se puede recircular para mantener la actividad biológica.

- El bajo mantenimiento y el bajo consumo de energía en el proceso de los discos biológicos rotatorios, son dos atractivos más del proceso de lodos activados.

- En muchas partes del país se requiere que las plantas de tratamiento, efectúen varios grados en la nitrificación, al igual que la remoción de sólidos suspendidos y de la DBO. Para lograr lo anterior en el proceso de lodos activados, se requiere de construcción de más reactores, sedimentadores y sistemas de recirculación de lodos. En el proceso de los discos biológicos rotatorios, se ha demostrado que se puede lograr cualquier grado de nitrificación deseada, con un solo tanque y sin recirculación de lodos.

- La densidad y baja concentración de los sólidos en el -

licor mezclado, en el proceso de los discos biológicos rotatorios, permite que los clarificadores sean diseñados con una relativa alta tasa de derrame de carga superficial, sin importar los problemas posteriores de sedimentación y espesamiento de lodos, como sucede en el proceso de lodos activados. También los clarificadores secundarios, en el proceso de biodiscos, no requieren ser diseñados para disponer de tasas de recirculación altas, como en el proceso de lodos activados. A diferencia de los lodos activados, el sistema de biodiscos, puede ser diseñado para cualquier grado de tratamiento, y los lodos secundarios se sedimentarán en una cisterna, ya que en este proceso los lodos se encuentran a altas concentraciones en el clarificador secundario, y las necesidades de espesamiento de lodos se pueden reducir para eliminarlos de distintas formas.

El funcionamiento del proceso de los biodiscos es similar al proceso de los filtros rociadores, ya que ambos operan con reactores de película biológica fija. Pasando el agua residual sobre el medio de un filtro rociador, resulta un flujo casi laminar de agua residual que pasa a través del medio. Esto afecta la operación del proceso de los filtros rociadores de las siguientes formas:

- El tiempo de retención del agua residual en los filtros rociadores es relativamente corto, debido a la poca agua residual que existe en el medio en un tiempo dado. Esto trae como resultado que se limita el grado de tratamiento, especialmente para la remoción de la DBO soluble.

- La tasa de aereación de un filtro rociador es limitada por la baja tasa de renovación superficial de la película del agua residual.

- El contacto del crecimiento biológico y el agua residual en un filtro rociador no es intenso, resultando poca penetración de la materia orgánica y el oxígeno disuelto dentro del crecimiento biológico.

- Los crecimientos excesivos no se remueven eficientemente en un filtro rociador y los taponamientos pueden ocurrir. El lodo frecuentemente se desarrolla en condiciones anaeróbicas en la interfase entre el crecimiento biológico y el medio filtrante.

En el Proceso de los Biodiscos, la biomasa pasa a través del agua residual, en lugar de que el agua residual pase sobre la biomasa, esta diferencia trae consigo muchas mejoras:

- La aereación en el medio de los discos biológicos rotatorios es una forma positiva de suministrar oxígeno a toda la biomasa que cubre la superficie.

- La intensidad de contacto entre la biomasa y el agua residual y la tasa de aereación, se pueden controlar fácilmente con una velocidad de rotación apropiada en el diseño.

- En el ejemplo numérico, se puede apreciar claramente las diferencias en el volumen requerido por los reactores de los procesos -

de biodiscos y de lodos activados. También se ve la diferencia que existe en estos dos procesos de tratamiento en las necesidades de oxígeno. Mientras que en los biodiscos se satisface esta necesidad por medio de la velocidad de rotación adecuada, en los lodos activados se requiere de equipo extra para suministrar la cantidad de aire calculada.

## BIBLIOGRAFIA

- Metcalf and Eddy, Inc.: "Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse", McGraw Hill Book Company, Segunda Edición, 1972.
- Ronald L. Antonie: "Fixed Biological Surfaces-Wastewater Treatment", CRC Press, Cleveland, Ohio, 1975.
- Autotrol Corporation: "Bio-Surf, design Manual". Nippon Autotrol Kabushiki Kaisha, Tokio, Japon.
- James H. Clark, Ethan M. Moseng, Takashi Asano: "Performance of a rotating biological under varying wastewater flow", Journal WPCF, Washington State University, Pullman, Mayo 1978.
- Harvey Olem, Richard F. Unz: "Rotating-Disc Biological Treatment of Acid Mine Drainage", Pennsylvania State University, Journal WPCF, Vol. 52, No. 2, Febrero 1980.
- Ronald L. Antonie: "Nitrification of Activated Sludge Effluent: Bio-Surf Process Parts I and II". Autotrol Corporation, Water and Sewage Works, Noviembre 1974.
- Cecil Lue-Hing, Alan W. Obayashi, David R. Zenz, Booker Washington and Bernard M. Sawyer: "Biological Nitrification of Sludge Supernatant by

Rotating Disks". Journal WPCF, Vol. 48, No. 1, Enero 1976.

Paul M. Sutton, Keith L. Murphy, Bruce E. Jank, and Brian A. Monaghan:

"Efficacy of Biological Nitrification". Journal WPCF, Vol. 47, No. 11,  
Noviembre 1975.

Enos L. Stover and Don F. Kincannon: "One-Step Nitrification and Carbon  
Removal". Water and Sewage Works, Junio 1975.

Calvin P. C. Poon, Ya-Len Chao, Walter J. Mikucky: "Factors Controlling  
Rotating Biological Contactor Performance". Journal, WPCF, Vol. 51,  
No. 3, Marzo 1979.

Oliver Hao, Goral F. Hendricks: Rotating Biological Reactors Remove - -  
Nutrients, Parts I and II": Water & Sewage Works, Octubre 1975.

Gary E. Congram: "Blodisk Improves effluent-water-treatment operation".  
The Oil and Gas Journal, Febrero 1976.

John McNeil: " Wastewater Applications of the Bio-Surf Process in Deve-  
loping Countries". International Conference of WPCF, Febrero 1978.

Howard M. Wexler: "Value Engineering; Make Sure the Costs are Right".  
Water & Wastes Engineering, 1976.

Gary E. Congram: "Blodisk Improves Effluent-Water-Treatment Operation".  
Oil & Gas Journal, 1976.

A. K. Singhal: "AWT Plants Cuts Nutrients Economically". Water & Wastes Engineering, Noviembre 1975.

Carl W. Reh, Thomas W. Wilson, and R. Srinivasaraghavan: "An approach to design of RBCs for treatment of Municipal Wastewater". Present at the ASCE National Environmental Engineering Conference, Nashville, Tennessee, Julio 1977.

Sudarshan K. Malhotra, Theodore C. Williams, and Willard L. Moleey: "Performance of a Bio-Disk plant in a Northern Michigan Community". WPCF Conference, Miami Beach, Florida 1975.

Keith L. Murphy, Paul M. Sutton, Rick W. Wilson and Bruce E. Jank: "Nitrogen control: design considerations for supported growth systems", Journal WPCF, Abril 1977.

Information Bulletin Bio-Surf Process: "Bio-Surf pilot plant Program". Autotrol Corporation.

Carmen F. Guarino, Michael D. Nelson, William J. Marrazzo: "Philadelphia develops surfact". Presented at the 50th Annual WPCF Conference, Octubre 1977, Philadelphia, Pa.

Walker Process Corporation: "Biospiral rotating biological contactors". Bulletin 11-W-79.