



**DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO**  
FACULTAD DE INGENIERIA

3  
2ej.

**TRATAMIENTO DE AGUA DE REMOJO DE LA CEBADA  
POR MEDIO DE BIODISCO.**

FELIPE SOLORIO PERUSQUIA

**T E S I S**

PRESENTADA A LA DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA

FACULTAD DE INGENIERIA

DE LA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

COMO REQUISITO PARA OBTENER  
EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERIA  
( AMBIENTAL )

CIUDAD UNIVERSITARIA

MARZO DE 1988

TESIS CON  
FALLA FE CR:G66u



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

Todo el material contenido en esta tesis 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.

## CONTENIDO

	Pág.
1. INTRODUCCION	1
1.1 OBJETIVOS	2
1.2 HISTORIA DEL BIODISCO	4
2. LA INDUSTRIA MALTERA	7
2.1 Consumo de agua en la Industria Maltera	7
2.2 DESCRIPCION DEL PROCESO DE MALTEO	10
2.2.1 Malteo de Cebada	10
2.2.2 Limpieza y clasificación por tamaños de la cebada	10
2.2.3 Remojos	12
2.2.4 Germinación	13
2.2.5 Secado	14
3. PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS DE REMOJO	16
3.1 Alternativas de tratamientos físicos y químicos	16
3.1.1 Rejillas	16
3.1.2 Tamices	16
3.1.3 Mezclado	17
3.1.4 Floculación	17
3.2 Sedimentación	18
3.3 Aplicaciones de los procesos fisicoquímicos	20

4.	METODOS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO	22
4.1	Proceso de lodos activados	22
4.2	Lagunas aireadas	24
4.3	Filtros percoladores	24
4.3.1	Diseño de filtros percoladores	27
4.3.2	Sistemas de filtros percoladores	28
4.4	Biodisco o Contactor Biológico Rotatorio (CBR)	30
4.4.1	Principios del Proceso Biológico	30
4.4.2	Aplicación de reactores con película biológica en el tratamiento de aguas residuales	33
4.4.2.1	Cinética de la película biológica	35
4.5	Fundamentos de la cinética de los procesos	37
4.5.1.	Tasas de reacción	38
4.5.1.1	Reacciones de orden cero	38
4.5.1.2	Reacciones de primer orden	40
4.5.1.3	Reacciones de segundo orden	41
4.5.2	Reacción y difusión	42
4.5.3	Tipos de reactores	45
4.5.3.1	Reactor Continuo de Mezclado Completo	46
4.5.3.2	Reactores de flujo pistón	48
4.5.4.	Transferencia de oxígeno en películas biológicas	51
4.5.4.1	El modelo físico de transferencia de oxígeno	52
4.5.4.2	Transferencia de oxígeno en la masa total de agua	55
4.6	Aplicación de los procesos biológicos	57

4.6.1	Procesos aeróbicos	57
4.6.2	Modelos matemáticos	60
5.	DESCRIPCION DEL EXPERIMENTO	65
5.1	Industria maltera y generación de agua de remojo	65
5.2	Descripción de la planta piloto	66
5.2.1	Diseño Hidráulico	69
5.3	Metodología de Análisis Químicos	70
5.3.1	Muestreo y análisis de los parámetros	70
5.3.2	Parámetros analizados	71
5.3.3	Métodos de análisis	71
6.	PRESENTACION Y ANALISIS DE RESULTADOS	73
6.1	Comparación de dos procesos biológicos a través de variación de la concentración de DBO total por etapas	73
6.2	Variaciones en las concentraciones de la DBO en el biodisco	80
6.3	Variaciones en los sólidos suspendidos totales y volátiles en el biodisco	84
6.4	Cálculo de la tasa máxima específica de remoción de sustrato $\mu_{max}$ y la constante de la tasa de la carga orgánica superficial $K_B$	92
6.5	Cálculo de $\mu_{max}$ y $K_B$ para el modelo de Kincannon y Stover utilizando DBO soluble.	97



Tabla 6.4	Concentraciones, en mg/L, y productividad, en % de los Sólidos totales y Volátiles de operar en un biodisco con agua de remojo proveniente del malteo (Solorio, 1987)	85
Tabla 6.4.1	Estimaciones estadísticas de la productividad de Sólidos Suspendidos Totales y Volátiles (Solorio, 1987)	86
Tabla 6.5	Variaciones en el pH y temperatura ( ° C ) durante el tratamiento biológico de las aguas de remojo de la cebada	90
Tabla 6.6	Valores de DBO soluble en el influente, etapas I, II, III y efluente	93
Tabla 6.7	Datos de DBO soluble para determinar las constantes de Kincannon y Stover	94
Tabla 6.8	Datos de DBO soluble para determinar las constantes $\mu_{max}^5$ y $K_B$ de Kincannon y Stover	98

## Relación de Gráficas

Gráfica 6.1 Variación de la DBO <sub>5</sub> total con respecto al tiempo:	74
Gráfica 6.2 Variación de la DBO <sub>5</sub> soluble con respecto al tiempo.	75
Gráfica 6.3 Variación de la DBO soluble con respecto al tiempo.	83
Gráfica 6.4 Variación de Sólidos Suspendedos Totales con respecto al tiempo.	87
Gráfica 6.5 Variación de los Sólidos Suspendedos Volátiles con respecto al tiempo	88
Gráfica 6.6 Valores de $1/S_i \times 10^{-4}$ contra $1/S_i - S_e \times 10^{-4}$ para determinar las constantes $\mu_{max}$ y $K_B$ empleando DBO soluble.	95
Gráfica 6.7 Valores de $1/S_i \times 10^{-4}$ contra $1/S_i - S_e \times 10^{-4}$ para determinar las constantes $\mu_{max}$ y $K_B$ empleando DBO soluble.	99

## Relación de Figuras

Figura 2.1	Diagrama de operaciones en una maltería	11
Figura 4.1	Diagrama de flujo para el proceso de lodos activados con flujo continuo y recirculación de lodos.	22
Figura 4.2	Filtros rociadores, a) Corte de un filtro rociador, b) Filtro convencional lleno de piedras	26
Figura 4.3	Sistemas de filtros percoladores, a) Filtro simple, b) Filtros alternados.	29
Figura 4.4	Reactores de biopelícula empleados en tratamientos de aguas residuales	34
Figura 4.5	Representación esquemática de la tasa limitante potencial involucrada en las reacciones de biopelícula	36
Figura 4.5a	Fenómenos involucrados en los reactores de flujo pistón	49
Figura 5.1	Planta piloto de biodiscos empleada en el tratamiento de agua de remojo de la cebada.	68

## 1. INTRODUCCION

La industria en general y en este caso la alimenticia es conciente del uso racional del agua sobre todo en la zona metropolitana de la Ciudad de México y da los pasos necesarios para tratar sus efluentes y reciclarlos internamente utilizando para ello los mejores procesos de tratamiento de sus aguas residuales. Entre las principales industrias alimentarias del país se encuentra la cervecera que tiene como una de sus principales filiales y proveedoras de materia prima a la industria maltera. Es precisamente esta industria una de las que consume mayor volumen de agua (Landa, 1962) y es en una de las etapas de su producción como es el remojo de la cebada en la que consume cerca del 70% del agua que se utiliza en toda la planta, la cual puede reusarse precisamente para el mismo proceso de remojo, pero también puede utilizarse para lavados de pisos, agua de bombeo, etc.

## 1.1 OBJETIVOS

Los objetivos principales de este trabajo son:

- 1) Evaluar las eficiencias de remoción de materia orgánica (como DBO soluble y total, así como DCO soluble) obtenidas en el tratamiento del agua residual proveniente del remojo de la cebada, por medio de una planta piloto de biodisco.
- 2) Comparar las eficiencias obtenidas por medio del biodisco contra otros sistemas de tratamiento biológico, como son los lodos activados y filtros percoladores, en la remoción de estos contaminantes encontrados en las aguas procedentes del remojo de la cebada.
- 3) Sentar las bases para el diseño y operación de un contactor biológico rotatorio (biodisco) a escala

completa, que cubra las necesidades de aguas actuales y futuras, las cuales pueda utilizarse para el remojo de la cebada.

- 4) Aplicar los resultados experimentales obtenidos a algunos modelos matemáticos reportados en la literatura del tratamiento de aguas residuales industriales, mediante biodisco, seleccionando aquel que proporcione los mejores resultados en el ajuste de datos experimentales contra datos generados.

## 1.2 HISTORIA DEL BIODISCO

Wergand (Autotrol, Corp.) usó por primera vez en Alemania en 1900 un contactor biológico rotatorio, para el tratamiento de aguas residuales. Su patente para el reactor describe un cilindro construido con tablillas de madera.

En los Estados Unidos, Allen reporta la invención de la "rueda biológica" por Maltby en 1929 (Antonie, 1976). Esta consistía en una serie de paletas rotantes (Rotating Paddle Wheels). El mismo año, Doman reportó los ensayos en discos rotatorios de metal (Antonie, 1976). Esta fue la primera vez que los discos rotatorios fueron investigados como un sistema de contacto pero los resultados no fueron alentadores y no se realizaron trabajos posteriores.

Nada se desarrolló en Europa hasta fines de 1950, cuando

primero Hartman y después Popel, en la Universidad de Stuttgart, realizaron numerosas pruebas utilizando discos de plástico de 1.0 m de diámetro. Casi al mismo tiempo, el poliestireno expandido comenzó a usarse como material de construcción barato. El desarrollo del trabajo de Hartman y Popel, junto con el uso de este material de construcción nuevo, dió como resultado un nuevo proceso comercial de tratamiento de aguas de desecho.

En 1957, la compañía J. Conrad Stengelín en Tuttlingen, Alemania Occidental, comenzó a fabricar discos de poliestireno expandido de 2 y 3 m de diámetro para el uso en plantas de tratamiento de aguas de desecho. La primera instalación comercial fué puesta en operación en 1960 (Norouzian, 1983). Hasta el momento hay cerca de 1,000 instalaciones, localizadas principalmente en Alemania Occidental, Suiza y Francia y algunas en Italia, Austria, Gran Bretaña y en los países escandinavos. La mayoría de las instalaciones son para poblaciones menores de 1,000 habitantes. Hay muy pocas instalaciones para poblaciones mayores de 10,000 habitantes. Aunque el proceso ofrece un sistema de operación simple y mucho menor requerimiento de energía, ha sido restringido a instalaciones pequeñas por el alto costo de construcción en comparación con el proceso de lodos activados.

En los Estados Unidos de América las investigaciones en contactores biológicos rotatorios comenzó a mediados de 1960, las cuales se realizaron sin conocimiento de los trabajos previos y fue una consecuencia de trabajos de investigación que pensaban aplicarse en procesos químicos. Más tarde conociendo los trabajos realizados en Europa, la compañía Allis-Chalmers obtuvo una licencia para la manufactura y distribución del nuevo proceso en los Estados Unidos. El proceso de tratamiento se comercializó en Estados Unidos y Europa con el nombre de biodisco. La primera instalación comercial se puso en operación en los Estados Unidos en el año 1969 para una pequeña fábrica de quesos (Deloya, 1984).

En 1972 se anunció el desarrollo de un nuevo sistema construido de hojas de poliestireno, aumentando el área superficial de  $2.3 \text{ m}^2/\text{m}^3$  a  $121 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . El nuevo sistema se comercializó bajo el nombre de Bio-Surf. A partir de entonces, el uso comercial del sistema ha aumentado y expandido a aguas residuales municipales e industriales.

## 2. LA INDUSTRIA MALTERA

### 2.1 Consumo de agua en la Industria Maltera

El problema de recuperación de aguas residuales en la industria en general, en la actualidad es uno de los más serios al que se enfrenta la industria, sobre todo en la zona metropolitana de la Ciudad de México. En la industria maltera, este problema requiere de una resolución pronta, ya que, aunque la industria objeto de este estudio cuenta con pozos propios, la SEDUE (Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología) está exigiendo a todas las industrias un tratamiento adecuado de sus aguas residuales para su posterior descarga o reuso.

Por otro lado la SARH (Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos) ha aumentado considerablemente las cuotas por consumo de agua, obligando a las empresas a instalar plantas de tratamiento de aguas residuales apropiadas para cada tipo de industria.

El consumo de agua dentro de la fábrica es como sigue:

Remojos	380-390	m <sup>3</sup>	x día	x 100 ton. malta
Lavados	70-80	"	"	"
Agua de Bombeo	60-70	"	"	"
Humidificadores de aire	50-60	"	"	"
Riegos de la cebada	20-30	"	"	"
Otros usos	5-10	"	"	"

Las pérdidas de agua por evaporación y otras causas en el proceso son así

Secado de Malta	40-50	m <sup>3</sup>	x día	x 100 ton malta
Humidificaciones de aire	50-60	"	"	"
Agua de sanitarios, lab.	5-10	"	"	"
Torre de enfriamiento	3-55	"	"	"
Pérdida en las fosas de recuperación	10-15	"	"	"

Tabla 2.1 Consumo de agua dentro de la fábrica (Landa 1962)

En la industria maltera el agua se utiliza principalmente para promover la germinación de la cebada (Lindas, 1962). Las etapas para los usos del agua son: humidificación del aire de los pisos de germinación, riegos de la cebada en los pisos de germinación, lavado de pisos y limpieza del agua. (Ver tabla 2.1)

Del cuadro de consumos de agua en la fábrica, se puede notar que el mayor gasto de agua está en los riegos, pues es más de la mitad de la cantidad de agua consumida. Además en esta parte del proceso se utiliza agua en el bombeo para pasar la cebada de los tanques de almacenamiento a los pisos de germinación. La cantidad de agua bombeada se estima en un 75% del agua consumida.

## 2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE MALTEO

### 2.2.1 Malteo de Cebada

Los métodos para la obtención de la malta son muy variados y dependen de la clase de cebada que se va a procesar, así como del equipo con que se cuenta (Clerck, 1960; Landa, 1962). Las operaciones que comprende son las siguientes (vease figura 2.1):

- a) limpieza y clasificación por tamaño de la cebada,
- b) remojo,
- c) germinación, y
- d) secado.

### 2.2.2 Limpieza y clasificación por tamaño de la cebada.

La cebada se entrega a la empresa malteadora, en forma de granos de diferentes tamaños, semillas extrañas, basura, etc., por lo que es necesario limpiarla y clasificarla. El polvo y las impurezas menudas se eliminan mediante cilindros giratorios.

Para clasificar las cebadas se emplean tambores giratorios o cribas con movimientos oscilatorios de vaiven.

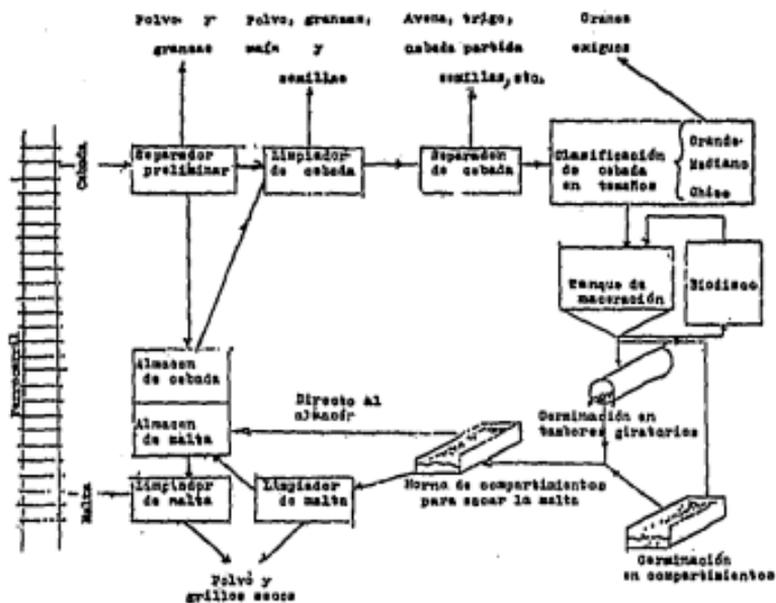


Figura 2.1 Diagrama de operaciones en una maltería (Lahda, 1962).

Una vez clasificados los granos por tamaños, todavía se requiere de una posterior separación, ya que existen variantes en el proceso de malteo dependiendo del tamaño de los granos. Los granos pequeños, tienen mayor capacidad para absorber agua que los granos de tamaños más grande.

### 2.2.3 Remojos

Los remojos son, fundamentalmente, para proporcionar humedad al grano. El agua es indispensable porque constituye el medio de transporte de los nutrientes que deben difundirse a través de los tejidos del grano. La respiración aumenta considerablemente con el contenido de agua. El grano absorberá, en poco tiempo, el oxígeno contenido en el agua de remojo; de otra manera el grano se puede asfixiar rápidamente, teniéndose una germinación irregular. Es esencial, por lo tanto, aerar el grano durante el remojo.

Después del remojo es necesario remover el agua, por varias razones. Los microorganismos originales, que se encuentran sobre el grano, son eliminados por medio de esta operación. Asimismo, la cebada contiene sustancias orgánicas que inhiben la germinación. Estas sustancias orgánicas son solubles y se remueven luego de 5 ó 9 cambios de agua durante el remojo. Luego de realizadas todas estas operaciones de

remojo y de limpieza de los granos, todas las aguas de remojo se envían a la fosa de captación. La composición física y química de dichas aguas dependerá de las demandas operacionales del proceso de germinación y de la calidad de los granos de cebada durante las diferentes estaciones de cultivo y almacenamiento. Las sustancias que entran en solución se originan, exclusivamente, de la cascarilla del grano y además de los componentes minerales. Estas sustancias orgánicas están constituidas, principalmente, por sustancias tánicas; las cuales son fácilmente hidrolizables y que liberan azúcares fácilmente, proteínas y cantidades pequeñas de resinas.

Generalmente la cebada se tiene en los tanques de remojo durante 24 horas, pero sólo permanece en contacto con el agua el tiempo requerido dependiendo del tipo de cebada, para obtener una humedad final de 40 - 42% en peso, que es la más adecuada para iniciar la germinación. Una vez terminado el remojo, la cebada es transferida a los pisos de germinación.

#### 2.2.4 Germinación

La germinación exige un control adecuado de la temperatura, teniéndose una mínima de 3 - 4 ° C, pero siendo la más conveniente alrededor de 20 ° C; aunque depende de la

variedad de cebada usada originalmente.

Para evitar que al remover el grano se seque demasiado, se hace circular, a través de los pisos o tambores de germinación, aire frío y húmedo. En el caso de presentarse un crecimiento no uniforme en los granos germinados, es necesario regar los pisos de germinación; el número de riegos y la cantidad de agua empleada varía según el tipo de cebada y época del año.

#### 2.2.5 Secado.

Cuando la malta ha alcanzado sus condiciones óptimas, se suspende la germinación, para lo cual se coloca la malta verde sobre pisos perforados y se le hace pasar aire caliente. El aire se calienta mediante el contacto del aire con el intercambiador de calor en un horno y se evacúa por una chimenea, activándose la recirculación con el uso de ventiladores. Según la manera de calentar y la temperatura a la que se llega se puede conferir más o menos el color y el aroma de la malta deseada.

Los objetivos principales del secado son:

1. Suspender la germinación y disgregar los granos

de la malta.

2. Proporcionar a la malta el sabor apropiado al tipo de cerveza que se va a fabricar.

La malta verde llega al secado con una humedad aproximada de 45% y, al final de esta operación de secado, debe tener de 3 a 5% en peso.

### **3. PROCESOS DE TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE REMOJO**

#### **3.1 Alternativas de tratamientos físicos y químicos**

En general las operaciones unitarias que involucran tratamientos físicos y químicos de aguas residuales son principalmente: cribado, mezclado, floculación y sedimentación (Metcalf and Eddy, 1979).

##### **3.1.1 Rejillas**

La primera operación en las plantas de tratamiento de aguas residuales, es el cribado. Esto se logra por medio de rejillas, que es un dispositivo con aberturas generalmente de tamaño uniforme, utilizado para retener los sólidos gruesos como pueden ser trapos y objetos de gran tamaño (Metcalf and Eddy, 1979).

##### **3.1.2 Tamices.**

Los tamices constan de placas de cobre o bronce con ranuras fresadas de 0.8 mm a 3 mm de ancho por 5 cm de largo y fueron utilizadas por los años veintes en lugar de los tanques de sedimentación primaria que se colocan perpendicularmente al flujo.

### 3.1.3 Mezclado.

El mezclado es una importante operación unitaria que se emplea en muchas fases del tratamiento de aguas residuales en las que una sustancia tenga que ser totalmente entremezclada con otra. El mezclado de un líquido puede realizarse de varias formas: 1) resaltos hidráulicos dentro de canales; 2) en tubos tipo Venturi; 3) en tuberías paralelas; 4) en bombas; y 5) en recipientes con ayuda de medios mecánicos. El mezclado tiene lugar en las cuatro primeras formas como resultados de la turbulencia que existe en el régimen de circulación. En la quinta forma la turbulencia es inducida por el uso de impulsores giratorios como paletas, turbinas y hélices; gases (como una aereación por difusión) y bombas impelentes de chorro de aire y agua.

### 3.1.4 Floculación

Una parte esencial de cualquier sistema de precipitación química, es la agitación con vistas a aumentar la posibilidad del contacto entre partículas (floculación), tras la adición de los productos químicos. La floculación se ve favorecida por una agitación moderada con paletas a poca velocidad. Un mayor contacto entre las partículas favorecerá la formación.

de flóculos; sin embargo, si la agitación fuese demasiado fuerte, los esfuerzos cortantes que se producen romperán los flóculos, en partículas más pequeñas. La agitación debe controlarse con mucho cuidado, de modo que los flóculos sean de tamaño adecuado y se depositen rápidamente.

### 3.2 Sedimentación

Sedimentación es la separación de las partículas suspendidas más densas que el agua, mediante la acción de la gravedad. Uno de sus usos más importantes es la eliminación de las partículas pesadas en los tanques de sedimentación primaria y secundaria, y también en la coagulación química. El propósito fundamental de la sedimentación es obtener un efluente clarificado libre de partículas pesadas y producción de lodos con concentración de sólidos que puedan ser tratados y manejados con facilidad.

Con base en la concentración y tendencia a la interacción de las partículas pueden efectuarse cuatro clasificaciones generales sobre la forma en que dichas partículas se depositan:

1. Sedimentación tipo I. Es la sedimentación en partículas discretas en una suspensión de sólidos de

concentración baja. Las partículas se depositan como entidades individuales y no existe interacción significativa con las partículas próximas. Este tipo de sedimentación se conoce también como sedimentación libre.

2. El tipo II. Se refiere a una suspensión bastante diluida de partículas que se agregan, o flocculan, durante la sedimentación. Al agregarse, las partículas aumentan en masa y se depositan más rápidamente. A este tipo de sedimentación se le conoce como sedimentación por flocculación o coagulación.
3. El tipo III. Tiene lugar en suspensiones de concentración intermedia, en las que las fuerzas interparticulares son suficientes para retardar la sedimentación de las partículas vecinas. Las partículas tienden a permanecer entre sí en posiciones fijas y la masa de las mismas se deposita como una unidad. En la parte superior del lodo que sedimenta se desarrolla una interfase sólido líquido bien diferenciada. Se conoce este tipo como sedimentación zonal.

4. El tipo IV. Tiene lugar cuando las partículas alcanzan tal concentración de sólidos, que se forma una estructura rígida y sólo puede producirse un nuevo asentamiento por la compresión de dicha estructura. La compresión ocurre por el peso de las partículas que continuamente se van añadiendo a la estructura por sedimentación del líquido sobrenadante. Este tipo se conoce con el nombre de sedimentación por compresión y suele presentarse en las capas profundas de lodo.

### 3.3 Aplicaciones de los procesos fisicoquímicos

De los tratamientos físicos y químicos previos al tratamiento biológico en el CBR (biodisco) en las plantas de malteo como son el cribado, mezclado, floculación y sedimentación, sólo se emplea el cribado por medio de una malla de yute para eliminar la basura gruesa proveniente del agua de remojo y que contiene, además, los sólidos que fácilmente sedimentan por gravedad en un tanque de 200 litros, y al agua proveniente del propio compartimento de alimentación de la planta piloto de donde sale el influente que entra a la primera etapa (Ayanegui, 1984).

En este estudio no fué necesario emplear ninguno de los procesos unitarios antes descritos. Cabe, sin embargo, mencionar que en el estudio piloto realizado hace 25 años (Landa 1962) el cual se empleó un filtro percolador, se utilizaron un tanque de homogeneización de 400 m<sup>3</sup>, luego a otro de menor capacidad (30 m<sup>3</sup>) de donde se dosificaba, por gravedad a la planta piloto. El agua dosificada del tanque anterior pasaba a otro mezclador de 200 litros en donde se combinaban con oxido de calcio (cal) y sulfato de aluminio (alumbre) en una proporción adecuada evaluada mediante prueba de sedimentación de jarras; para después pasar al tanque clarificador primario.

Las experiencias que entonces se hicieron en el laboratorio, indicaron que la máxima DBO total que el agua de remojo puede alcanzar es de 2000 mg/L, <sup>5</sup> siendo el flujo tratado de 19 litros/min obteniéndose una eficiencia de 73%. (Landa, 1962). El filtro percolador diseñado, era del tipo de baja tasa, cuya carga orgánica esta comprendida entre 0.08 y 0.32 kg/m<sup>3</sup>-dia (Metcalf and Eddy, 1979)

#### 4. METODOS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

##### 4.1 Proceso de lodos activados

El tratamiento biológico de agua residual por el proceso de lodos activados, para un sistema de flujo continuo con recirculación de lodos (Ramalho, 1983), se puede representar en la figura 4.1.

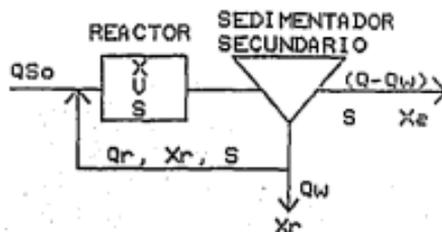


Figura 4.1 Diagrama de flujo para el proceso de lodos activados con flujo continuo y recirculación de lodos.

donde:  $Q$  = flujo del influente;

$S_0$  = concentración de materia orgánica en el influente, expresada como  $\text{DBO}_5$ ,  $\text{DBO}$  o  $\text{COT}$  (masa/volumen);

$X$  = concentración de sólidos volátiles en el reactor o tanque de aeración,  $\text{SSVLM}$  (masa/volumen);

- V = volumen del reactor;
- S = concentración de materia orgánica en el efluente, medida como DBO, DQO o COT (masa/volumen);
- Gr = flujo de recirculación (volumen/tiempo);
- Xe = concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente (masa/volumen);
- Xr = concentración de sólidos suspendidos volátiles en la recirculación (masa/volumen).
- Qw = flujo extraído del sistema (volumen/tiempo); y
- Q - Qw = flujo del efluente (volumen/tiempo).

El residuo orgánico, entra al reactor en el que se encuentra un cultivo de organismos, en condiciones de medio ambiente adecuado, en su mayoría bacterias en suspensión. Al contenido líquido del reactor biológico se le llama licor mezclado.

En el reactor los microorganismos llevan a cabo las reacciones de oxidación, síntesis y fase endógena. El medio ambiente aerobio y la mezcla de sustrato y microorganismos se mantiene mediante el uso de difusores o aereación mecánica. Después de un determinado tiempo, el contenido pasa a un tanque de sedimentación, donde se lleva a cabo la separación de microorganismos (flóculos) del agua. Una parte de la

biomasa sedimentada es retornada al tanque de aereación, para mantener la concentración deseada, medida como sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, y otra parte es retirada como desecho. El nivel al cual la biomasa debe mantenerse en el reactor depende de la eficiencia deseada del tratamiento y otras consideraciones relacionadas con la cinética del crecimiento y la utilización del sustrato.

#### 4.2 Lagunas aireadas.

Una laguna aireada es un estanque en el que se trata agua residual de forma continua. El oxígeno es generalmente suministrado por aireadores superficiales o unidades de aireación por difusión. La acción de los aireadores y la de burbujas de aire que asciende desde el difusor mantiene en suspensión el contenido del estanque. Dependiendo del grado de aireación, las lagunas suelen clasificarse en aerobias, facultativas y anaerobias (Metcalf and Eddy, 1979).

#### 4.3 Filtros percoladores.

Los filtros percoladores consisten de un lecho altamente permeable, donde los microorganismos se adhieren, a través del cual el agua residual se percola o gotea (Mc Kinney, 1962). Usualmente, el medio filtrante consiste de rocas que varían en

tamaño de 25 a 100 mm de diámetro. La profundidad del lecho de rocas varía con cada uno de los diseños en particular, oscilando usualmente de 0.9 a 2.5 m y promediando 1.8 m. Los filtros percoladores que utilizan medios filtrantes de plástico, una innovación más reciente, tiene forma cuadrada, entre otras, con profundidades que varían de 9 a 12 m. Normalmente los filtros de lecho de rocas son circulares, siendo el agua residual distribuida en la parte superior del lecho mediante un distribuidor rotatorio.

Los filtros se construyen con un sistema de drenes, en la parte inferior, para recolectar el agua residual tratada y cualquier sólido-biológico que se desprenda del medio. El sistema de drenaje es importante como una unidad de recolección y como una estructura porosa a través de la cual el aire puede circular, como se observa en las figuras 4.2a y 4.2b. El líquido recolectado se pasa a un tanque de sedimentación donde los sólidos se separan del agua residual tratada. En la práctica, una porción del líquido recolectado en el sistema de drenaje o en el efluente sedimentado, se recircula, usualmente para diluir el agua residual influente.

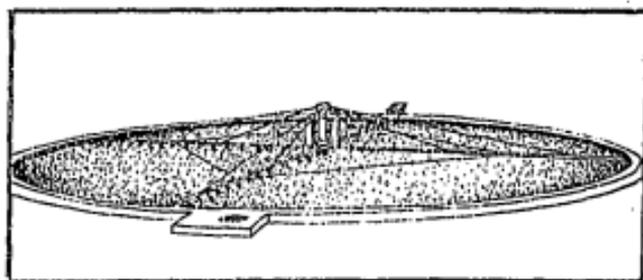
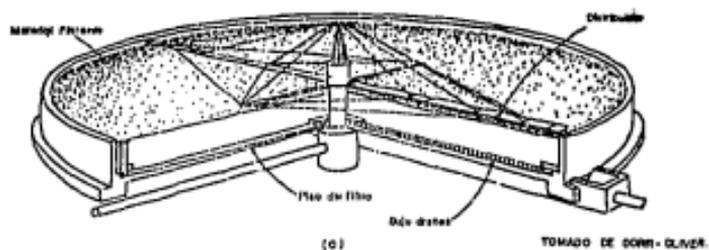


Figura 4.2 FILTROS ROTADORES. (a) CLASE DE UN FILTRO ROTADOR, (b) FILTRO CONVENCIONAL LLENO DE PIEDRAS.

#### 4.3.1 Diseño de filtros percoladores.

Para el diseño de los filtros percoladores se usan las relaciones entre remoción de DBO, profundidad del filtro, carga hidráulica y características del medio. La formulación para el diseño desarrollada por Eckenfelder y asociados (1970) hacen las consideraciones fundamentales siguientes: 1) el filtro percolador es tratado como un reactor de flujo pistón; y 2) la remoción de DBO es considerada como una cinética de primer orden. La expresión matemática del diseño está dada por la ecuación 4.1

$$\frac{S_e}{S_o} = \exp(-KD/L) \quad (4.1)$$

Donde:

$\frac{S_e}{S_o}$  = cociente de DBO residual o sin tratar

D = profundidad del filtro; y

L = carga hidráulica.

El parámetro K para un medio específico de empaque, es función de la constante k para el sustrato. Esto se sigue de la definición de K, esto es:  $K = kC^m C'^{m+1} (Av)$  en donde C' y C'' son constantes de proporcionalidad y Av es la superficie específica del medio  $m^2/m^3$ . El parámetro n depende solamente de las características del medio de empaque.

#### 4.3.2 Sistemas de filtros percoladores.

Los arreglos más comunes de filtros percoladores (Ramalho, 1983) se muestran en las figuras 4.3a y 4.3b.

- a) Sistemas de filtros simples. Este sistema puede operarse con o sin recirculación del efluente y están indicados para altas calidades del efluente. Si la DBO del influente es mayor de 500 mg/l, usualmente se recomienda la recirculación.
- b) Doble filtración alternada. El primer filtro es responsable de la mayor parte de la remoción de DBO; el segundo, es un pulidor del efluente del sistema. Consecuentemente, el mayor crecimiento de biopelícula ocurre en el primer filtro. El ciclo es revertido periódicamente (diario o semanalmente) como lo indican las líneas punteadas de la figura 4.3b, por lo cual se logra un espesor de película uniforme en ambas unidades.

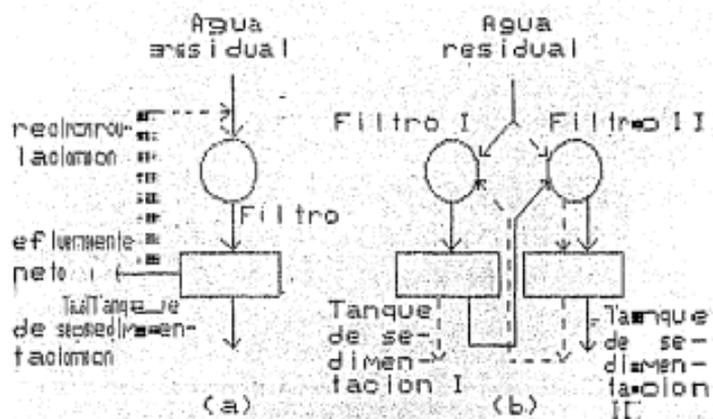


Figura 4-3: Sistemas de filtros periódicos. a) Filtro Simple b) Filtros alternados.

#### 4.4 Biodisco o Contactor Biológico Rotatorio (CBR)

##### 4.4.1 Principios del Proceso Biológico

Los principios biológicos involucrados en los procesos del contactor biológico rotatorio son los mismos para todos los procesos biológicos de tratamiento. Los microorganismos crecen en un ambiente aeróbico controlado, con el desecho y las sustancias carbonaceas son consumidas en su ciclo de respiración y metabolismo energética.

La característica fundamental del biodisco es que los microorganismos están adheridos a la superficie del disco, el cual está parcialmente sumergido en el agua residual. Los discos de un medio plástico están colocados en una flecha horizontal montada sobre un tanque de aluminio o de acero, recubierta con pintura epóxica y sumergidos aproximadamente en un 40% del área superficial total del biodisco. Los microorganismos presentes en el agua residual comienzan a fijarse y multiplicarse en la superficie de los discos que se cubren con una película biológica de 2 a 4 mm de espesor. (Benefield and Randall, 1980).

Durante la rotación, el reactor acarrea una película de agua residual, la cual absorbe oxígeno del aire, para que

los organismos de la película biológica fijos a los discos puedan realizar su metabolismo y remover la materia orgánica soluble en el licor dentro del reactor.

El suministro de oxígeno y la remoción de la materia orgánica se efectúa mientras que el sistema de discos continúe girando a través del agua residual contenida en el tanque.

Las fuerzas de fricción ejercidas sobre la película biológica provocan que el exceso de biomasa se desprenda de los discos. Esto evita la producción excesiva de la película biológica manteniéndola con un espesor casi constante que es función del sustrato removido y de la velocidad de rotación. La rotación del sistema mantiene en suspensión a la biomasa desprendida hasta que el flujo de agua la lleva fuera del reactor para su separación posterior por sedimentación.

La rotación del sistema cumple con algunos propósitos:

1.- Proporciona contacto vigoroso entre la película y el agua residual.

2.- Expone continuamente al aire a la película biológica. Esto mantiene el sistema en condiciones aerobias.

3.- Ayuda a la distribución uniforme del oxígeno y del sustrato soluble en la biomasa.

4.- Crea un medio mecánico para establecer un equilibrio de la biomasa de organismos adheridos a los discos y la que se encuentra en suspensión en el licor del reactor.

5.- Mantiene el reactor biológico en condiciones de mojado propicias para la difusión de los gases.

El desarrollo de la película biológica se divide en 3 etapas (Trulear y Characklis, 1982).

Fase de inducción. Esta fase comprende la adsorción orgánica, seguida del transporte y adhesión de las bacterias sobre la superficie.

Fase de acumulación. Durante esta fase hay un aumento logarítmico de la población de bacterias con una tasa de acumulación casi constante.

Fase estacionaria. En esta fase la película biológica desprendida y la producida se encuentran en equilibrio dinámico.

#### 4.4.2 Aplicación de reactores con película biológica en el tratamiento de aguas residuales

Se han empleado tres tipos de reactores de película biológica para el tratamiento de aguas residuales: filtros percoladores, discos rotatorios y filtros sumergidos; los cuales se muestran en la figura 4.4. Los filtros percoladores son sistemas de tres fases, con una de ellas en estado estacionario; el material inerte sobre el que se forma la película biológica y por cuya superficie exterior fluye el agua residual. Los filtros sumergidos son sistemas de dos fases, teniendo una restricción considerable en su aplicación porque las sustancias gaseosas han sido disueltas en agua antes de entrar al filtro y que, de acuerdo con su forma de operación hidráulica se tienen tres tipos: de flujo inferior, de flujo superior y de flujo fluidizado superior. Finalmente se tienen los filtros rotatorios, de los cuales se trató más ampliamente en este trabajo.

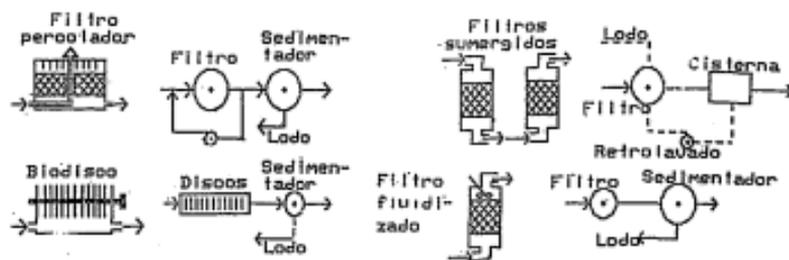


Figura 4.4 Reactores de biopelícula empleados en tratamientos de aguas residuales.

#### 4.4.2.1 Cinética de la película biológica.

Los procesos para los cuales los reactores de película biológica han sido usados o propuestos para usarse en el tratamiento de aguas residuales son: la oxidación de la materia orgánica, nitrificación, desnitrificación y digestión anaeróbica; ésta última no se considera en este trabajo. La estequiometría de las reacciones que involucran materia orgánica incluyen la producción celular y la dependencia de las condiciones ambientales (Harremoës, 1978).

Una reacción de óxido-reducción común en estos procesos es:



Para agua residual doméstica se establece, en general, que ya sea A o B son los sustratos limitantes, pero en aguas residuales industriales el factor limitante puede ser un nutriente.

Diferentes fenómenos pueden ser limitantes en la reacción total de la película biológica. Algunos de estos fenómenos están indicados en la figura 4.5. Cada sustrato (donador de electrones), y cada nutriente requerido para la reacción ha sido transportado de la solución total a la

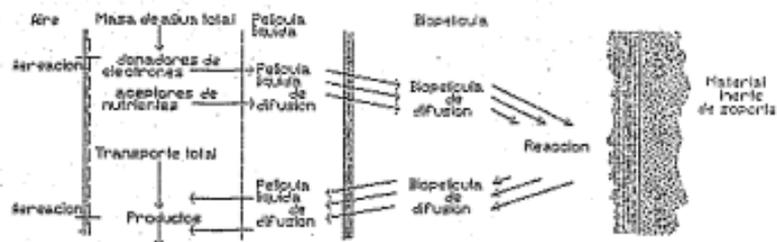


Figura 4.5 Representación esquemática de la tasa limitante potencial involucrada en las reacciones de bio película.

película biológica, en donde la reacción se efectúa y todo producto, excepto la biomasa, han sido transportados hacia afuera. Los fenómenos involucrados son: la difusión en la película líquida, difusión dentro de la película biológica y la reacción de óxido-reducción propiamente dicha. Si uno de los materiales limitantes es gaseoso, la transferencia de masa entre el gas total y su concentración en la solución total, también interviene. Se ha puesto muy poca atención a la necesidad de los productos de difusión al ser transportados entre las distintas fases (agua, aire, agua estacionaria, agua en paso, aire estacionario, aire de paso, etc.).

#### 4.5 Fundamentos de la cinética de los procesos.

El ingeniero que diseña un proceso biológico está generalmente interesado en las velocidades a las cuales varios componentes (tales como material orgánico), sean eliminados del agua residual y la tasa a la cual la biomasa se produce en el reactor preferido para un grado específico de tratamiento (Benefield and Randall, 1980).

#### 4.5.1 Tasas de reacción

Las reacciones químicas pueden ser clasificadas en una de las siguientes formas:

1. Con base al número de moléculas que deben reaccionar para formar el producto de reacción;
2. Por una base cinética, de acuerdo con el orden de reacción

Esta última clasificación es útil en la descripción de muchos procesos biológicos; cuando las reacciones están clasificadas con base en la cinética. Diferentes órdenes de reacción pueden ocurrir para variaciones en los organismos, sustrato o condiciones ambientales.

##### 4.5.1.1 Reacciones de orden cero

Las reacciones de orden cero, son aquellas que ocurren a una tasa independiente de la concentración de algún reactivo. Como por ejemplo, se considera la conversión de un solo reactivo hacia un solo producto.



Si una reacción sigue una cinética de orden cero, la velocidad de desaparición de A, está descrita por la ecuación:

$$-\frac{d[A]}{dt} = k[A]^0 = k \quad (4.3)$$

en donde

$$-\frac{d[A]}{dt} = \text{velocidad de desaparición de A}$$

$k$  = es la constante de velocidad de reacción

Si  $[A]$  representa la concentración de A en un tiempo cualquiera,  $t$ , la ecuación de la tasa, puede ser expresada como:

$$-\frac{d[A]}{dt} = k \quad (4.4)$$

en donde

$-\frac{d[A]}{dt}$  es la velocidad de cambio en la concentración de A respecto del tiempo, con unidades,  $\frac{\text{masa}}{\text{volumen} \cdot \text{tiempo}}$  (el signo negativo indica que la concentración de A decrece con el tiempo).

$k$  constante de la velocidad de reacción, en  $\frac{\text{masa}}{\text{volumen} \cdot \text{tiempo}}$

Integrando la ecuación (4.4) se obtiene la siguiente ecuación:

$$C = -Kt + C_0 \quad (4.5)$$

La constante de integración, al tiempo  $t = 0$ , será  $C_0$ .

Entonces, se tiene que la ecuación de la tasa de reacción, ya integrada, tiene la forma:

$$C - C_0 = -Kt \quad (4.6)$$

#### 4.5.1.2 Reacciones de primer orden

Las reacciones de primer orden son aquellas que proceden a una velocidad directamente proporcional a la concentración de un reactivo. Debido a que la velocidad de reacción depende de la concentración de reactivo, al trazar una gráfica aritmética de la variación en la concentración de reactivo con el tiempo, no daría una respuesta lineal, como en el caso de la reacción de orden cero.

Considerando nuevamente la conversión de un reactivo a un solo producto:



Si la cinética es de primer orden, se deduce que la tasa de desaparición de A, está descrita por la ecuación de la velocidad:

$$-\frac{dC}{dt} = KC \quad (4.8)$$

en donde:

$$-\frac{dC}{dt} \quad \text{velocidad de cambio, en la concentración de A con el tiempo, masa volumen}^{-1} \text{ tiempo}^{-1}$$

$$K = \text{constante de reacción, tiempo}^{-1}$$

Integrando la ecuación (4.8) y transformando  $C = C_0$  en un tiempo  $t = 0$ , se obtiene una ecuación de la forma:

$$\frac{C_0}{C} = \exp(Kt) \quad (4.9)$$

#### 4.5.1.3 Reacciones de segundo orden

Son aquellas que proceden a una velocidad proporcional a la segunda potencia del reactivo simple. La reacción que describe la conversión de un reactivo simple a un producto simple es:



La velocidad de desaparición de A, para una reacción de segundo orden es:

$$- \frac{dC}{dt} = KC^2 \quad (4.11)$$

en donde

K es la constante de la velocidad de  
reacción, masa<sup>-1</sup>, volumen tiempo<sup>-1</sup>

La ley de la velocidad para la reacción de segundo orden tiene la forma:

$$\frac{1}{C} - \frac{1}{C_0} = Kt \quad (4.12)$$

#### 4.5.2 Reacción y difusión

Por medio de los estudios cinéticos que involucran película biológica sin difusión de líquido, es posible determinar tres constantes cinéticas k (Harremoës, 1978).

$$k(0a) = k(of) L \quad (A)$$

$$k(1/2)a = \sqrt{2Dk(of)} \quad (B)$$

$$c = (\tanh \alpha) / \alpha$$

$$k(1a) = k(1f)LE$$

$$\alpha = \frac{\sqrt{k(1f) L^2}}{D} \quad (C)$$

La ecuación (A) expresa que la tasa constante de reacción de orden cero por unidad de superficie, que es igual a la tasa constante de reacción de orden cero por unidad de volumen en la película biológica multiplicada por el espesor de la misma película. La ecuación (B) expresa que la tasa constante de reacción de orden 1/2 por unidad de superficie es igual a la raíz cuadrada del doble del coeficiente de difusión multiplicada por la tasa constante de orden cero por unidad de volumen de la película biológica. Por lo que se refiere al conjunto de ecuaciones (C), se tiene que el valor de la constante de reacción de primer orden por unidad de superficie, es igual a la tasa de la constante de reacción de primer orden por unidad de volumen por la eficiencia de primer orden, la cual está dada por el coeficiente de la tangente hiperbólica de la constante de la película biológica y dicha constante está expresada como la raíz cuadrada de la tasa constante de primer orden por unidad de volumen de la biopelícula.

Por otro lado, no se ha considerado el coeficiente de difusión o el espesor de la película biológica medido con

exactitud; si no se considera una reacción de primer orden ( $K_s$  pequeña), los valores de  $k(f)$  y  $D$  pueden determinarse a partir de las dos primeras ecuaciones.

Desde el punto de vista teórico, los parámetros  $k(f)$ ,  $k(lf)$  y  $D$  pueden ser considerados constantes a una temperatura dada para una reacción dada. El espesor de la película biológica es una función de la geometría del material de soporte y del esfuerzo de corte hidrodinámico ejercido sobre la película biológica por el paso del flujo por la interfase líquido-aire.

Es interesante hacer notar que la dependencia de la temperatura de la reacción completa se reduce a la mitad en el rango de medio orden. La reacción completa es proporcional a la raíz cuadrada de los tiempos de las tasas de reacciones intrínsecas de orden cero del coeficiente de difusión molecular; la cual aparentemente se ha recomendado para procesos biológicos en suspensión, como los lodos activados, al hacer la modificación de Arrhenius.

Ha sido práctica convencional el uso de la cinética de Monod en la cual la tasa de reacción  $r(f)$  está dada por:

$$r(f) = k(of) \frac{Cf}{Cf + Ks} \quad (4.13)$$

En donde:

$k(of)$  es la tasa de la constante de reacción de orden cero por unidad de volumen de la película biológica.

$Cf$  es la concentración instantánea adyacente a la bacteria, y

$Ks$  es la constante de saturación.

Aunque existen dudas acerca de si esta cinética de crecimiento microbiológico sostenida por Monod puede ser aplicada al crecimiento en películas biológicas, se puede utilizar para modelos preliminares.

#### 4.5.3 Tipos de reactores

Los sistemas de reactores de interés en este trabajo son los de flujo continuo de mezclado completo; de flujo pistón al ser aplicados a contactores biológicos rotatorios (Benefield y Randall, 1980).

#### 4.5.3.1 Reactor Continuo de Mezclado Completo

El reactor continuo de mezclado completo (RCMC) opera en condiciones de estado estacionario, de tal manera que las propiedades a través del sistema no varían con el tiempo. Los reactivos fluyen continuamente al reactor y los productos salen continuamente. Para este tipo de reactor, la concentración del reactivo en cualquier punto en el volumen del reactor, es la misma. En este tipo de reactores se deberá tener una agitación continua del líquido, con un balance de material que deberá considerar no solamente los cambios que ocurren como resultado de las reacciones en el reactor, sino también aquellos cambios resultantes de las características hidráulicas del sistema.

En estos reactores, la concentración del reactivo es constante a través del volumen del reactor; por lo que no se requiere considerar el cambio en la masa del reactivo con la posición del reactor, como en el caso del flujo pistón, por lo cual el balance del material para la tasa de cambio en la masa del reactivo A en el reactor se puede expresar como:

<p>Tasa neta de cambio en la masa del reac- tivo A en el reactor</p>	<p>=</p>	<p>Tasa de incremento en la masa A debi- da a su presencia en el influente</p>	<p>-</p>	<p>Tasa de decremento en la masa de A, debida a la remo- sión en el ofluen- te</p>
--	----------	--	----------	--

$$\begin{aligned} & \text{Tasa de decremento} \\ & \text{en la masa de A de-} \\ & \text{bida a la reacción} \\ & \text{de A en el reactor} \end{aligned} \quad (4.14)$$

Para condiciones de estado estacionario y una cinética de reacción de primer orden, la tasa neta de cambio en la masa del reactivo A en el reactor, es cero. Se tendrá la siguiente ecuación, en el equilibrio:

$$0 = Q C_0 - Q C_e - V k C_e \quad (4.15)$$

Despejando de la ecuación (4.15), el tiempo de retención hidráulica nominal está dada por:

$$t_{RCHC} = V/Q \quad (4.16)$$

Con la ecuación (4.16) la eficiencia puede expresarse como:

$$\frac{C_e}{C_o} = \frac{1}{1 + Kt} \quad (4.17)$$

RCMC

Los reactores continuos de mezclado completo tienen un uso muy extendido en el tratamiento biológico de aguas residuales.

#### 4.5.3.2 Reactores de flujo pistón

En los reactores de flujo pistón se considera que no ocurre mezclado longitudinal entre elementos adyacentes del fluido. Cada elemento del fluido en este tipo de reactores es análogo a un reactor intermitente completamente mezclado moviéndose a lo largo del tiempo; es decir, la posición variable en un reactor de flujo pistón corresponde a la variable del tiempo en un reactor intermitente completamente mezclado. Así en un reactor de flujo pistón, la variación en la concentración del reactivo A en ambos, espacio y tiempo es de interés. En otras palabras, no sólo es necesario conocer como varía la concentración de A con el tiempo, sino también

esto en cuanto al recorrer lo largo del reactor. Esta situación se ilustra en la figura (4.5a).

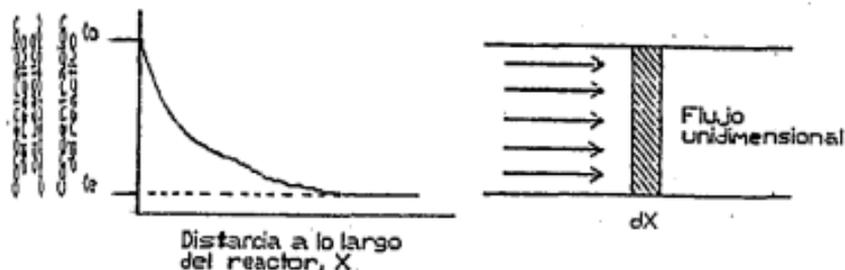


Figura 4.5a Fenómenos involucrados en los reactores de flujo pistón.

En el análisis de un reactor de flujo pistón lo que principalmente son tres variables: concentración, tiempo y distancia (posición de un elemento del fluido en el reactor con respecto a su entrada). Usando el tiempo como una variable una condición de estado estacionario para la cual el cambio en la concentración del reactivo A puede ser representado por:

<p>Cambio en la concentración de A debida a la reacción A en el tiempo diferencial</p>	=	<p>Cambio en la concentración de A debida al cambio en la posición de un elemento fluido en un tiempo diferencial, dt.</p>	(4.18)
--	---	--	--------

Considerando una cinética de primer orden en donde la concentración de A disminuye como resultado de la reacción de A, la ecuación (4.18) puede ser expresada como:

$$\frac{dC}{KC} = \frac{dx}{v} \quad (4.19)$$

en donde  $v$  representa la velocidad del flujo a través del reactor y  $dx$  representa el cambio diferencial en la distancia lo largo del reactor.

Integrando el miembro de la izquierda de la ecuación (4.19) entre los límites  $C_0$  y  $C_e$  e integrando el lado derecho de dicha ecuación entre longitud  $L$ , del reactor, se tiene:

$$- \int_{C_0}^{C_e} \frac{dC}{KC} = \int_0^L \frac{dx}{v} \quad (4.20)$$

o como es mostrado por Weber (1972)

$$\frac{1}{K} \ln \frac{C_0}{C_e} = \frac{1}{v} = \frac{LR}{vR} = \frac{V}{Q} \quad (4.21)$$

En donde R representa la sección transversal del reactor.

#### 4.5.4 Transferencia de oxígeno en películas biológicas

Sobre los mecanismos de la transferencia física del oxígeno del aire al agua por medio de un biodisco, Yamane y Yoshida (1972), Bintanja et al., (1975) y Zeevalkink et al. (1979), sugirieron que los procesos de transferencia de oxígeno en la película de agua pueden afectar todo el proceso. Quano (1981), consideró la importancia de la transferencia de oxígeno de la superficie agitada del agua en relación a la transferencia de oxígeno en la película del agua. Dichos autores han obtenido datos experimentales, demostrando la importancia de la transferencia de oxígeno a través de la película de agua a las profundidades de sumergencia y velocidades rotacionales usuales.

Zeevalkink et al. (1979) demostraron que los modelos propuestos por Yamane y Yoshida (1972) y Bintanja et al. (1975) dan resultados incorrectos a velocidades rotacionales

intermedias y sumergencia escasa de los discos, sugiriendo que la diferencia entre los valores teóricos y experimentales deberá ser explicado por el mezclado incompleto de la película de agua con la masa total de agua en el recipiente durante cada revolución del disco relativo al agua estacionaria.

#### 4.5.4.1 El modelo físico de transferencia de oxígeno

Para el desarrollo del modelo matemático para la transferencia física de masa del aire a la masa total de agua, éste se divide en dos etapas: La primera es el proceso de absorción del aire en la película de agua adherida al disco, y la segunda es la transferencia de oxígeno de la película de agua a la masa total de agua.

En el primer paso un proceso de difusión molecular controla la transferencia de oxígeno en la película de agua durante la rotación del disco a través del aire. En el segundo paso, mientras el disco se sumerge en la masa total de agua, el oxígeno absorbido en la película de agua es transferido de la película a la masa total de agua, no solamente por difusión molecular a través de la capa límite, la cual se considera formada por el lado exterior de la película de agua sino también por el mezclado a gran escala de

los sitios de emergencia.

La ecuación diferencial básica para el proceso de difusión molecular del aire en la película de agua por el disco está dada por la ecuación siguiente (Yamane y Yoshida, 1972):

$$\frac{\partial C}{\partial t'} = D_{CW} \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} \quad (4.22)$$

en donde:

C = concentración del oxígeno disuelto en la película de agua

D<sub>CW</sub> = difusividad molecular del oxígeno en agua

y = distancia de la superficie del disco, y

t'a = tiempo de permanencia del elemento dA en el aire.

las condiciones de frontera son:

$$\begin{array}{lll} t'a = 0, & 0 < y < \delta & C = C_0 \\ t'a > 0, & y = 0, & \frac{\partial C}{\partial y} = 0 \\ t'a > 0, & y = \delta & C = C^* \end{array}$$

en donde:

$C_0$  = concentración inicial del oxígeno disuelto en la película de agua en los puntos de emergencia.

$C^*$  = concentración de saturación del oxígeno disuelto yf

$\delta$  = espesor de la película de agua sobre el disco.

La solución de la ecuación (4.22) está dada por la ecuación (4.23)

$$C - C_0 = (C^* - C_0) \sum_{n=0}^{\infty} (-1)^n \left[ \operatorname{ferrc} \frac{(2n+1)\delta - y}{2\sqrt{Dcwt'a}} + \operatorname{ferrc} \frac{(2n+1)\delta + y}{2\sqrt{Dcwt'a}} \right] \quad (4.23)$$

en donde:

$$\operatorname{ferrc}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_x^{\infty} \exp -\xi^2 d\xi$$

$\operatorname{ferrc}$  = función de error complementaria de  $x$

## Transferencia de oxígeno en la masa total de agua

Considerando el procedimiento actual para medir la eficiencia de transferencia de oxígeno (Jorgensen, 1985) el fenómeno de transferencia de oxígeno puede ser evaluado con la expresión completa como es:

$$\frac{dC_b}{dt} = K_L^* a (C^* - C_b) \quad (4.24)$$

en donde

$a = \frac{A_c}{V}$  = Área específica de contacto basada en el Área de contacto entre el aire y el agua

$A_c$  = Área de contacto total entre el aire y el agua, y

$K_L^*$  = coeficiente total de transferencia de masa de oxígeno

Por lo tanto el espacio entre los discos es usualmente mucho más pequeña que el radio de los discos, el Área superficial de los discos expuestos al aire,  $A_a$  puede considerarse la misma que  $A_c$ , el Área de contacto total. Por comparación con la ecuación (4.24), se obtiene la ecuación siguiente:

$$K_L^* = \frac{f}{(1-f)k + f} \quad (4.25)$$

en donde :

$$k = K_L / (\delta / t_a)$$

$K_L$  = coeficiente de transferencia de oxígeno.

$f$  = coeficiente de intercambio de masa total de oxígeno.

$t_a$  = tiempo medio de retención en el aire.

El coeficiente de transferencia total de masa,  $K_L^*$ , evaluado por medio de la ecuación (4.25) proporciona un dato muy útil para varias condiciones experimentales, tales como varios tamaños de disco, profundidades de sumergencia de los discos y varias velocidades rotacionales. Es muy importante el conocimiento de los procesos que controlan la tasa de transferencia de oxígeno de acuerdo con la construcción a gran escala y las capacidades de aereación que se logren.

#### 4.6 Aplicación de los procesos biológicos

Un artículo publicado recientemente (Smith, 1986) reporta para este tipo de procesos biológicos con una DBO tan alta como 4000 mg/l, cuyo tratamiento es más fácil que un agua residual doméstica con carga de DBO igual.

##### 4.6.1 Procesos Aeróbicos

El proceso de lodos activados a veces desarrolla gran cantidad de organismos filamentosos, los cuales están asociados con condiciones notorias conocidas como "bulking" o hinchamiento de lodos en las cuales es difícil separar los sólidos en efluentes de estas plantas de tratamiento biológica. En una planta de tratamiento de lodos activados en Escocia para tratar aguas residuales de una destilería se producía el efluente requerido de 20 mg/l pudiéndose controlar los lodos activados; pero con un índice volumétrico de lodos tan alto como 1000 ml/g. Debido a experiencias similares con los procesos de lodos activados, este proceso se hizo impopular para el tratamiento biológico de los desechos o aguas residuales de cervecerías y destilerías además de contar con elevados costos de operación y mantenimiento.

También se ha reportado que los desechos de malterías en contraste, con la experiencia obtenida con desechos de cervecerías y destilerías, pueden ser tratadas por el proceso de lodos activados. En un caso reportado por Lines (1974) desechos con valor de DBO de 1140 mg/l producen un efluente de 12 mg/l de DBO con una carga de 0.28 kg DBO /m<sup>3</sup> siendo posible mantener sólidos totales de los lodos activados con 7000 mg/l en el licor mezclado.

El tratamiento por filtración biológica en filtros percoladores produce un excesivo crecimiento debido a que en estos casos se tiene un sustrato muy rico. Por el uso de una doble filtración alternada (DFA). Se han mantenido los espacios mínimos al uso máximo superándose así esta dificultad. Debido a la alta concentración de materia orgánica de los desechos líquidos ha sido necesario conservar mojado el medio filtrante para mantener la acumulación de biomasa en filtros de tasa alta.

En el caso de desechos del malteo, los filtros convencionales de piedra operados con DFA se ha empleado en una planta en una localidad rural de Yorkshire, Reino Unido. Se producen aguas residuales con un promedio de DBO de alrededor de 1500 mg/l obteniéndose un efluente con 20 mg/l con lo que se logra más de un 98% de purificación del efluente con

excesos de carga orgánica de DBO de  $0.2 \text{ Kg DBO} \frac{1}{\text{m}^3}$  por metro cúbico por día.

Un proceso aeróbico el cual ha adquirido recientemente popularidad para el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales es el contactor biológico rotatorio, CBR. El proceso comparte con la filtración de alta tasa, las ventajas de una biomasa cautiva y principalmente la reducción de costos de transferencia de oxígeno que le confiere un considerable ahorro de energía eléctrica.

#### 4.6.2 Modelos matemáticos

Existen muchos modelos matemáticos para el diseño de biodiscos. En la tabla 4.1 se muestran los modelos matemáticos más relevantes a la fecha. Kincannon y Stover, 1983, desarrollaron un modelo que parece ser el que mejor se ajuste a las pruebas en planta piloto, el cual está basado en la carga orgánica superficial (Deloya, 1984).

El modelo se deriva de la siguiente forma:

masa de sustrato que entra al vo- lumen de control	=	masa de sustrato que sale del vo- lumen de control	+	masa de sustrato que se remueve - en el volumen de control
--	---	--	---	---

Esto se escribe como:

$$F_{Si} = F_{Se} + \left( \frac{dS}{dt} \right) A \quad (4.26)$$

en donde:

F Tasa de flujo (L T<sup>-1</sup>)  
S<sub>i</sub> Concentración del sustrato influente (ML<sup>-3</sup>)

Tabla 4.1 Modelos de diseño para Biodiscos (Elías, 1987).

AUTOR	MODELO	CONSIDERACIONES
FRANZINI (1960)	$C_0 - C_1 e^{-k_1 t} = \frac{C_0}{K_1} = 0$	H y K son constantes que dependen del agua residual; el modelo aplica en el momento del reactor al área de los discos no fija de acuerdo a la velocidad 0.13 gal/ft <sup>2</sup> , sólo es válido para valores de C <sub>0</sub> menor de 100 mg/l (600 mg soluble) la carga hidráulica y el contenido de nitrógeno amoniacal limitan la operación.
FORSL (1964)	$A = \frac{0.027 U(C_0 - C_1)^{1.4}}{C_1^{0.4}}$ Si C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> se expresan como 100% soluble $A = \frac{0.0543 D(C_0 - C_1)^{1.5}}{C_1^{0.5}}$ si C <sub>1</sub> , C <sub>2</sub> se expresan como DPO	El modelo sólo es válido para aguas residuales municipales o domésticas.  en rangos de intervalos de validez se muestran restricciones a la operación (velocidad de giro, carga orgánica, carga hidráulica, relación área de los discos/área del reactor, etc.)
YOUNG, WU y WU, 1970	$P = \frac{14.2 \eta^{0.5379}}{\exp(0.1210) C_0^{0.0831} \eta^{0.2417}}$ P = fracción remanente de C <sub>0</sub> H = no de etapas $A = \frac{115.75 Q}{P \exp(0.3210) C_0^{0.0831} \eta^{0.2417} 1/0.5379}$	Los aguas residuales deben ser de tipo doméstico (DPO) total 150-300 mg/l; los datos en serie se dan por motor;  velocidad de giro = 4 RPM; la transferencia de oxígeno se debe ser muy limitada al proceso.
GRONBY	$\frac{d(C_0 - C_1)}{dt} = -K \frac{C_0 - C_1}{C_0 - C_1}$	K y K <sub>0</sub> son constantes que se obtienen de corrientes en planta piloto; a P se llama constante de la capacidad del área y la calcula $P = \frac{K_0 K_1 K_2}{K}$ T = productividad K = cantidad de microorganismos en agua, <sup>3</sup> ya que depende al crecimiento microbiano
YAMAMOTO	$\frac{C_0}{C_1} = 10^{-k_1 t}$ C <sub>1</sub> y C <sub>0</sub> = fracción biológica $k_1 = K C_0^{-2} V_1 A^2 U_1^{0.1}$ K = constante de proporcionalidad V <sub>1</sub> = velocidad de liberación $A^2 = \frac{A}{V_1}$	solo considera activa la biocapa sustrato, no considera número de etapas, no es posible intervalos (DPO, carga orgánica, carga hidráulica, etc.)
USL, BONGHI	$\frac{C_0 - C_1}{C_1} = \frac{(1-10) K(C_0/C_1)}{\ln(C_0/C_1)}$	no muestra intervalos de validez para ninguno de los parámetros que intervienen en la ecuación;

$\alpha = 2.8 \times 10^{-5} \eta^{10.58}$  para  $\eta < 10,000$   
 $\alpha = 1 \times 10^{-5} \eta^{10.58}$  para  $\eta > 10,000$   
 Q = factor de corrección relacionada con el número de etapas (H)  
 $\beta = 0.054 \eta + 0.9$

Se Concentración del sustrato efluente (ML<sup>-3</sup>)  
 A Área del volumen de control (L<sup>-2</sup>)

$\frac{dS}{A dt}$  Utilización específica de sustrato (MT L<sup>-1</sup> L<sup>-2</sup>)

El término  $\frac{dS}{A dt}$  puede representarse de la siguiente manera:

$$\frac{dS}{A dt} = \frac{\mu_{\max} \frac{FSi}{A}}{K + \frac{FSi}{A}} A \quad (4.27)$$

donde:

$\mu_{\max}$  Tasa máxima específica de remoción de sustrato (MT L<sup>-1</sup> L<sup>-2</sup>)

$K_B$  Constante de proporcionalidad, también llamada "constante de la tasa de la carga orgánica superficial".

Sustituyendo la ecuación (4.27) en la ecuación (4.26) se tiene:

$$FSi = FSe + \frac{\mu_{\max} \frac{FSi}{A}}{K + \frac{FSi}{A}} A \quad (4.28)$$

La ecuación (4.28) representa el modelo desarrollado por Kincannon y Stover, cuya forma linealizada de la misma es:

$$\frac{A}{F(S_i - S_e)} = \frac{K}{v_{\max}} \frac{A}{FS_i} + \frac{I}{v_{\max}} \quad (4.29)$$

La ecuación (4.29) es similar a  $y = ax + b$

donde:

$$y = \frac{A}{F(S_i - S_e)}$$

$$a = \frac{K}{v_{\max}}$$

$$x = \frac{A}{FS_i}$$

$$b = \frac{I}{v_{\max}}$$

$$\frac{a}{b} = \frac{K}{I}$$

Si se requiere el Área para tratar un determinado desecho, para obtener una DRO soluble dada en el efluente, la ecuación (4.29) se puede escribir como:

$$A = \frac{FS_i}{\frac{v_{\max} S_i}{S_i - S_e} - K} \quad (4.30)$$

El modelo de Kincannon y Stover ofrece un alto coeficiente de correlación entre los datos y es muy sencillo de utilizar. En esta investigación se empleó este modelo para determinar la cinética del proceso. Debe mencionarse que el modelo tiene relación con la materia orgánica biodegradable; por lo tanto, sus autores consideran que debe usarse exclusivamente la DBO para medir la concentración del sustrato. El concepto de  $\Delta$  DBO representa, para propósitos prácticos, la cantidad de DBO biodegradable y puede usarse en lugar de los valores de DBO. Entre las ventajas del uso de la DBO se tiene:

- . La prueba de DBO es más fácil y rápida de realizar
- . La prueba de DBO es más reproducible que la prueba de DBO
- . El  $\Delta$  DBO está relacionado con el sustrato removido biológicamente.
- . El nitrógeno amoniacal no se oxida en ésta prueba cuando existe baja concentración de cloruros.

## 5 DESCRIPCION DEL EXPERIMENTO

### 5.1 Industria maltera y generación de agua de remojo

La industria maltera objeto de este estudio se encuentra en la zona industrial Vallejo y es bien sabido que en dicha zona, los problemas de abastecimiento de agua cada día son más críticos. Esta industria cuenta con sus propios pozos de agua, cuya composición típica de uno de ellos está dado en la tabla 5.1

Como ya se mencionó, el mayor consumo de agua en este tipo de industrias se emplea para el remojo de la cebada, lo cual representa un promedio de  $3.85 \text{ m}^3$  x día x ton de malta, (Landa, 1967).

El agua empleada en los remojos es recomendable que sea alcalina pues disuelve mejor las sustancias de la cascarrilla del grano y no es conveniente emplear aguas ferruginosas porque dichas sales producen una coloración oscura en la malta terminada. Por otro lado si el agua es excesivamente suave extrae de la cebada demasiada materia mineral, que se requiere para alimentar la levadura en la elaboración de la cerveza; se recomienda por lo tanto, usar agua que tenga una dureza de 100 a 200 mg/L (Betz Laboratories INC, 1957).

**TABLA 5.1 ANALISIS DE AGUA CRUDA POZO No. 1 PROFUNDIDAD 300 m**  
**( Extractos y Maltas S.A.)**

Equivalente	Ion	6/VI/81		21/VIII/81		14/X/81	
		ppm	epm	ppm	epm	ppm	epm
17	OH <sup>-</sup>	0	0	0	0	0	0
30	CO <sup>=</sup>	0	0	0	0	0	0
61	HCO <sup>-3</sup>	475.8	7.9	497.6	8.1	442.3	7.3
48	SO <sup>=3</sup>	0	0	0	0	0	0
35.5	Cl <sup>-4</sup>	173.9	4.9	165.7	4.7	176.2	5.0
46	NO <sup>-2</sup>	0	0	0	0	0	0
22	CO <sup>2</sup>	95	4.3	121	5.5	118.4	5.4
30	SiO <sup>2</sup>	103.6	3.6	109	3.6	115.2	3.8
28	Fe <sup>+++</sup>	0	0	0	0	0	0
20	Ca <sup>++</sup>	40	2.0	40	2.0	47.2	2.3
12.1	Mg <sup>++</sup>	30	2.5	24.6	2.0	27.3	2.3
23	Na <sup>+</sup>	190.9	8.3	202.4	8.8	175	7.6
1	H <sup>+</sup>	0	0	0	0	0	0
50	Dtot	225.0	4.5	200	4.0	230	4.6
50	Dper	50	1.0	50	1.0	55	1.1
	Stot	318.5	-	378.4	-	308.4	-
	pH	6.6	-	6.4	-	6.5	-

La extracción promedio es de 0.8% del peso de cebada seca en el método ordinario de remojos. El peso de los compuestos nitrogenados asciende más o menos al 0.1% de las sustancias orgánicas. Las aguas de remojo representan sustratos nutritivos extraordinariamente favorables al desarrollo de bacterias. El tratamiento de las aguas de remojo de la cebada, por lo tanto, tiene como objetivo principal la eliminación de la materia orgánica.

Se hicieron malleos pilotos en E.U.A. (Bio. Tech. Res. 1932) por una empresa especializada empleando una sola inmersión similar a la que se usa rutinariamente en la maltera que hizo el estudio aquí en México. Se usaron cuatro muestras diferentes obtenidas de la planta piloto de E.U.A. y una muestra del agua de pozo de la maltera mexicana para remojar la cebada. No se obtuvieron diferencias significativas en la malta germinada de las pruebas anteriores, es decir usando agua del pozo y agua de remojo tratada.

## 5.2 Descripción de la planta piloto

La planta piloto consiste de un tanque cilíndrico con un eje central de acero el cual soporta un medio plástico corrugado. La vista transversal seccional muestra canales

internos que están modelados hexagonalmente con una estructura de panel (Autotrol Corp.) El eje tiene una rotación lenta y cuyos medios plásticos están sumergidos en un 30% aproximadamente dentro del nivel del agua residual. El eje está soportado sobre los bordes del tanque por medio de baleros. El tanque está dividido en 3 etapas; la primera con 18 discos y las otras dos etapas con 9 discos cada una. El tanque antes mencionado está provisto de una cámara de alimentación que llenan las cubetas sobre los brazos sujetos al eje de rotación. El biodisco utilizado en este trabajo puede ver en la figura 5.1.

ETAPAS: 3 con arreglo 2-1-1

Area superficial:  $23 \text{ m}^2$

Relación volumen a superficie:  $0.005 \text{ m}^3/\text{m}^2$  (nominal) en biomasa.

Díametro del disco: 0.5 metros

Número de discos: 18 la primera etapa y 9 cada una de las siguientes.

Longitud de cada etapa: 66 cm la etapa y 33 cm cada una de las dos siguientes.

Espesor nominal: 3.05 cm

Capacidad máxima:  $6.15 \text{ m}^3/\text{día}$

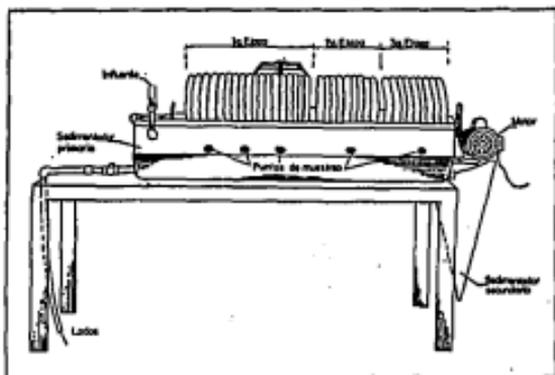
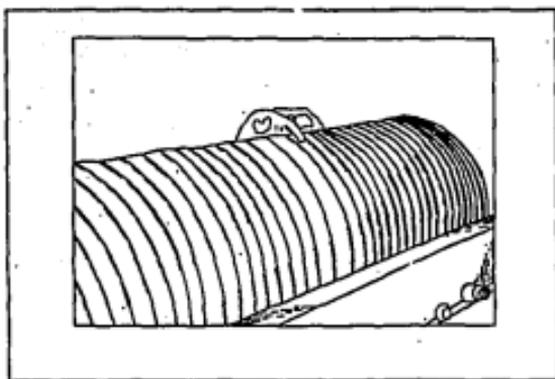


Figura 5.1 Planta piloto de Biodiscos empleada en el tratamiento de agua de remojo de la cobada.

## MOVIMIENTO DEL BIO-SURF

Motor: Westinghouse

Voltaje: 115 Volts

Potencia: 0.25 HP

Fases: 1

Frecuencia: 60 ciclos

RPM: 1722

RPM de salida: 29.2

Engranaje motriz: 60 dientes

Cadena: RC 35

Revoluciones de la flecha: 7

Velocidad periférica media: .086 m/seg

### 5.2.1 Diseño Hidráulico

El nivel del líquido está establecido por la manpara del efluente y usualmente corre a 6.35 cm por debajo de la flecha. La primera etapa es alimentada por cubetas alimentadoras sujetas a la flecha. El flujo en la segunda y tercera etapas es a través de orificios alternados en cada etapa, perpendicular a la flecha a través de cada compartimento. A los lados se encuentran orificios normalmente tapados que pueden ser utilizados para facilitar una experimentación especial (por ejemplo un clarificador intermedio) pudiéndose cerrar los orificios entre cada etapa.

### 5.3 Metodología de Análisis Químicos

#### 5.3.1 Muestreo y análisis de los parámetros.

El muestreo del influente, del licor mezclado en cada etapa y el efluente final se requiere para la evaluación de eficiencias específicas por etapa y por contaminante, así como la eficiencia global. Por razones de carencia de personal y equipo adecuado, no se obtuvieron muestras compuestas, siendo lo ideal usar técnicas de muestreo automáticas o bien manuales.

En vista que no se pudo tomar muestras compuestas en el turno normal de 8 horas, pues solamente se trabaja en la fábrica un turno, se optó por uniformizar el patrón de muestreo tomando una muestra simple entre la 1 y 2 p.m., dos veces por semana, siendo los días más apropiados el jueves y el viernes, para tener preparadas las muestras para la determinación de DBO, los martes y miércoles de la semana siguiente al muestreo. Este patrón de muestreo se siguió a todo lo largo del periodo experimental. Dicho periodo de muestreo se llevó a cabo durante 9 semanas.

### 5.3.2 Parámetros analizados

Los principales parámetros que se determinaron en este estudio están basados en la periodicidad y frecuencia recomendados por estudios hechos en E.U. con unidades piloto utilizadas para el tratamiento de agua de malteo de la cebada (Bio-Technical Resources Inc. 1982). Generalmente los parámetros a determinar son: pH, temperatura, OD, DBO total y soluble, DBO soluble, SST y SSV. Con los parámetros anteriores se ha visto que son suficientes para evaluar el comportamiento del proceso del biodisco y estimar las constantes cinéticas para el diseño y construcción de la unidad a gran escala.

### 5.3.3 Métodos de análisis.

Todos los análisis de los parámetros monitoreados se efectuarán de acuerdo con los métodos estandarizados (Standard Methods, 16a. edición). Cabe, sin embargo, hacer las siguientes observaciones:

- a) Los valores de pH y oxígeno disuelto se efectuaron en la planta usando un medidor de pH marca Corning modelo 7 y el oxígeno disuelto en el reactor usando el método de Winkler.

- b) Las demandas bioquímicas de oxígeno (DBO) se hicieron empleando diluciones de 0.1 a 50% y utilizando probetas de 1000 ml. En este caso no hubo necesidad de inocular la muestra, dado que el agua de remajo es rica en nutrientes y sirve como sustrato ideal para el desarrollo de los microorganismos.

Para la determinación de la DBO total se puso la muestra en un cono Imhoff y se dejó reposar 45 minutos y se tomó el 75% del sobrenadante para análisis. La DBO soluble y DBO insoluble se hicieron con muestra filtrada en embudos Buchner utilizando papel filtro Whatman No. 50.

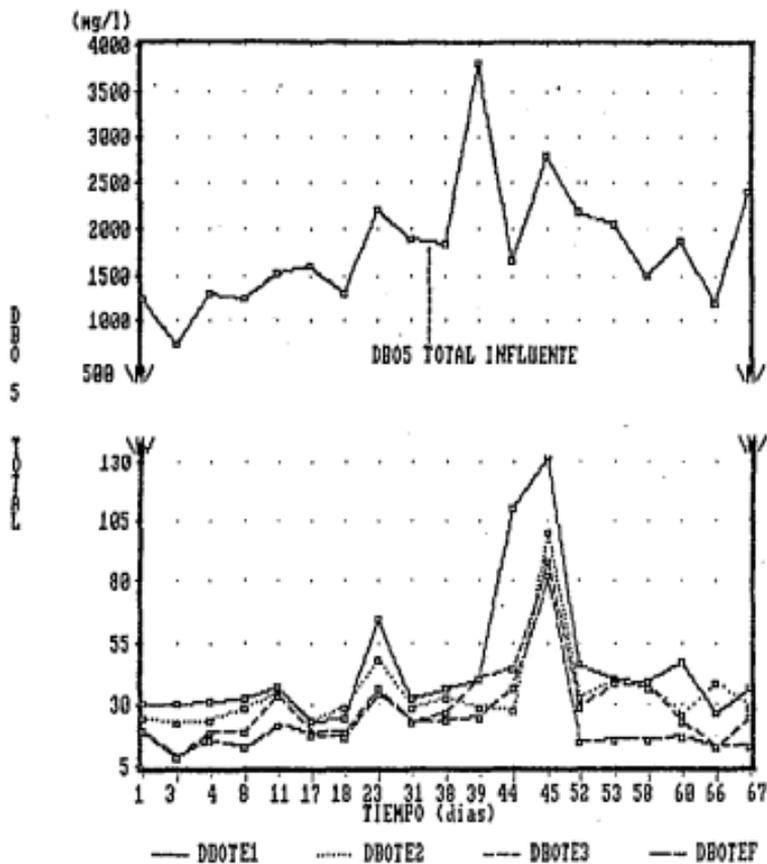
- c) En la determinación de la DBO, se agregó el ácido sulfúrico directamente al matraz y se conectó lo más rápidamente posible al refrigerante del equipo de digestión. Primero, por ser más fácil su ensamblado y segundo, el ácido se adicionó mientras se mezclaba manualmente el contenido del matraz, procurando que la distribución del calor fuera uniforme para prevenir la evaporación y la pérdida innecesaria del material volátil.

## 6. PRESENTACION Y ANALISIS DE RESULTADOS.

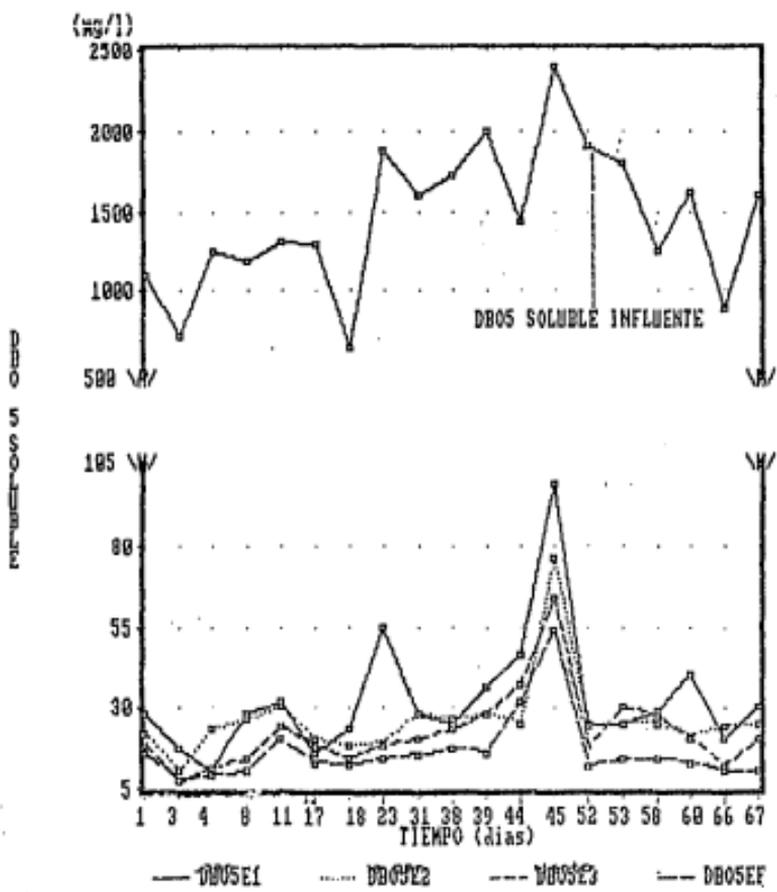
### 6.1 Comparación de dos procesos biológicos através de variación de la concentración de DBO total por etapas.

En las gráficas 6.1 y 6.2 y en la tabla 6.1 se pueden ver las variaciones con el tiempo de DBO<sub>5</sub> totales y solubles en el influente, en cada una de las etapas así como en el efluente, a lo largo de 67 días de experimentación con el biodisco utilizado. Al evaluar y comparar estadísticamente, la confiabilidad de los biodiscos en la remoción de los sustratos orgánicos contra las eficiencias relativas de los procesos utilizados en el estudio hecho por Landa en 1962 con un filtro percolador para el tratamiento de agua de remojo de la cebada; se han comparado, las eficiencias de remoción encontrando los resultados presentados en las tablas 6.2 y 6.2.1; con respecto a la DBO<sub>5</sub> total y siguiendo criterios de Montgomery, (1985), empleando medias aritméticas y desviaciones estandares. Se tienen cuatro casos para la definición de un proceso como a estar fuera de control:

- a) Al menos un valor cae fuera de los límites inferior o superior de control de tres veces la desviación estandar alrededor del valor central promedio.



Gráfica 6.1 Variación de la BOD<sub>5</sub> total con respecto al tiempo.



Gráfica 6.2 Variación de la DBO soluble con respecto al tiempo.

Tabla No. 6.1 DBO total y DBO soluble (mg/L)

No. (FECHA)	INFLUENTE		ETAPA I		ETAPA II		ETAPA III		EFLUENTE	
	TOT.	SOL.	TOT.	SOL.	TOT.	SOL.	TOT.	SOL.	TOT.	SOL.
1 (18-IX)	1250	1100	30	28	24	22	18	18	19	16
2 (20-IX)	750	712	30	17	22	10	8	7	8	7
3 (21-IX)	1292	1241	31	10	23	23	18	11	15	9
4 (25-IX)	1250	1186	32	28	28	26	18	14	12	10
5 (28-IX)	1515	1312	37	32	34	30	33	24	21	20
6 ( 4-X )	1408	1291	23	16	23	20	18	18	17	13
7 ( 5-X )	1312	633	24	23	28	18	18	14	16	12
8 (10-X )	2203	1874	65	55	48	19	36	18	34	14
9 (18-X )	1900	1600	32	28	28	28	22	20	22	15
10 (25-X )	1830	1722	36	25	32	26	24	23	23	17
11 (26-X )	3800	2000	40	36	28	28	40	28	24	16
12 (31-X )	1638	1438	110	46	27	25	44	37	36	32
13 ( 1-XI)	2800	2400	132	100	100	76	88	64	82	54
14 ( 8-XI)	2178	1900	46	25	32	24	28	18	14	12
15 ( 9-XI)	2051	1800	40	25	39	25	38	30	15	11
16 (14-XI)	1500	1250	39	29	36	25	36	27	15	14
17 (16-XI)	1874	1621	47	40	25	21	22	20	16	13
18 (22-XI)	1200	880	26	20	38	24	12	12	12	10
19 (23-XI)	1900	1600	36	30	28	25	24	20	12	10
$\bar{x}$	1781	1450	45	32	34	26	28.8	22.3	21.7	16.1
$\sigma$	674	454	29	19	17	13	17.4	12.4	16.25	10.6

Tabla 6.2 Concentraciones, en mg/L, de DBO en el tratamiento de las aguas de remojo por los procesos biológicos y eficiencias de remoción.

Muestras	Filtro percolador (Mer Llanada, 1962)			Biodisco (Solario, 1987)		
	Influente	Efluente	Eficiencia	Influente	Efluente	Eficiencia
1	306	127	58.5	1250	18	98.6
2	339	119	64.9	750	8	98.6
3	426	131	69.2	1292	18	98.6
4	401	108	73.1	1250	18	98.6
5	396	99	75.0	1515	33	97.8
6	434	106	75.6	1608	18	98.9
7	520	120	76.3	1312	18	98.6
8	347	87	74.9	2203	36	98.4
9	414	126	69.6	1900	22	98.8
10	684	182	71.9	1830	26	98.5
11	353	86	75.6	3600	40	98.9
12	446	117	73.8	1638	44	97.3
13	462	102	77.9	2800	88	96.9
14	384	123	68.0	2178	28	98.7
15				2051	38	98.1
16				1500	36	97.6
17				1874	22	98.8
18				1200	12	99.0
19				1900	24	98.7

Tabla 6.2.1 Estimaciones estadísticas de los procesos biológicos sobre la remoción de DBO

5

	Filtro percolador (Landa, 1962)			Biodisco (Solario, 1987)		
	Influente	Efluente	Eficiencia	Influente	Efluente	Eficiencia
Numero muestras	14	14	14	19	19	19
Promedio Arit	422.3	117	72.8%	1781.2	28.8	98.4
$\sigma$	90.2	24.9	3.8	676.0	17.4	0.5
Intervalo	378.0	40.0	13.0	3050.0	80.0	2.1
L.S.C. (+3 $\sigma$ )			84.2			99.9
L.I.C. (-3 $\sigma$ )			61.4			96.9
L.I.S. (+2 $\sigma$ )			80.4			99.4
L.I.I. (-2 $\sigma$ )			65.2			97.4

L.S.C. Límite Superior de Control.

L.I.C. Límite Inferior de Control.

L.I.S. Límite Intermedio Superior.

L.I.I. Límite Intermedio Inferior.

$\sigma$  Desviación Estandar.

\* Debido a que el filtro percolador tardó de una a dos semanas en estabilizarse, la eficiencia de remoción de la muestra 1 no fue tomada al evaluar la eficiencia promedio y demás estimaciones estadísticas.

- b) Al menos dos de tres valores caen fuera del intervalo intermedio definido a dos veces la desviación estandar alrededor del promedio.
- c) Cuatro de cinco valores consecutivos caen fuera del intervalo definido a una vez la desviación estandar alrededor del valor promedio.
- d) Ocho valores consecutivos caen en un solo lado del intervalo del valor central del promedio, sin importar a la distancia de desviación.

Estos criterios se basan en una población de distribución de frecuencias obligadamente a ser log-normal.

En la tabla 6.2 se observa que el filtro percolador tuvo 5 valores, de la muestra No 4 a la No 8, que casi caen fuera del patrón requerido para un proceso bajo control y al menos dos valores (No 1 y No 2) afuera del criterio b. En la tabla 6.2.1 se describe que el biodisco no se sale de los límites establecidos de control ni incurre en infracción alguna a los patrones de variables de un proceso bajo control. Por lo que se refiere a la evaluación de la DBO soluble en el biodisco, con respecto a estos criterios, se observa que, el biodisco aún cuando no infracciona el criterio a, si lo hace sobre el

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

criterio b al tenerse dos valores fuera del intervalo de dos veces la desviación estandar (días 44 y 45), por lo que se deduce que el proceso estuvo fuera de control durante la operación normal de la unidad biológica, para regresar rápidamente y en forma natural, a estar nuevamente bajo un control adecuado.

## 6.2 Variaciones en las concentraciones de la DQO en el biodisco.

Analizando ahora el comportamiento de la DQO, en el biodisco (ver tablas No. 6.3 y 6.3.1. y gráfica No. 6.3 ), se observa que viola el primer criterio de control al salir de la franja de tres veces la desviación estandar al caer la muestra del día 4 afuera de ella, no infraccionando ninguno de los demás criterios. Desafortunadamente no se tienen datos de DQO para el filtro percolador del estudio realizado por Landa para poder comparar estos criterios con los obtenidos con el biodisco.

Lo interesante de los tres parámetros tratados es que luego de un periodo breve de infracción, regresan naturalmente a estar bajo control operativo; además de que las infracciones aparentan no estar relacionadas entre sí, y a ser independientes unas de otras. Estas infracciones son

Tabla 6.3 Concentraciones, en mg/L, y eficiencias de remoción, en %, de la materia orgánica en el biodisco experimental (Solorio, 1987)

Día	DBO soluble			DQO soluble		
	Influyente	Efluente	5 Eficiencia	Influyente	Efluente	Eficiencia
1	1110	18	98.4	1364	182	86.6
3	712	7	99.0	946	80	91.5
4	1241	11	99.1	1368	331	75.8
8	1186	14	98.8	1324	150	88.7
11	1312	24	98.2	1706	165	90.3
17	1261	18	98.6	2256	212	90.6
18	633	14	97.8	1653	122	92.6
23	1874	18	99.0	2428	182	92.5
31	1600	20	98.8	2160	256	88.2
38	1722	23	98.7	1950	174	91.1
39	2000	28	98.6	2090	128	93.6
44	1438	37	97.4	1845	210	88.6
45	2400	64	97.3	3160	296	90.6
52	1900	18	99.1	3213	255	92.1
53	1800	30	98.3	2300	132	94.3
58	1250	27	97.8	1797	159	91.1
60	1621	20	98.8	1959	212	89.2
66	880	12	98.6	1400	84	94.2
67	1600	20	98.8	2089	185	91.1

Tabla 6.3.1 Estimaciones estadísticas de la eficiencia de remoción de materia orgánica (DBO soluble y DQO soluble). Concentraciones, en mg/L, y eficiencias en % (Solorio, 1987)

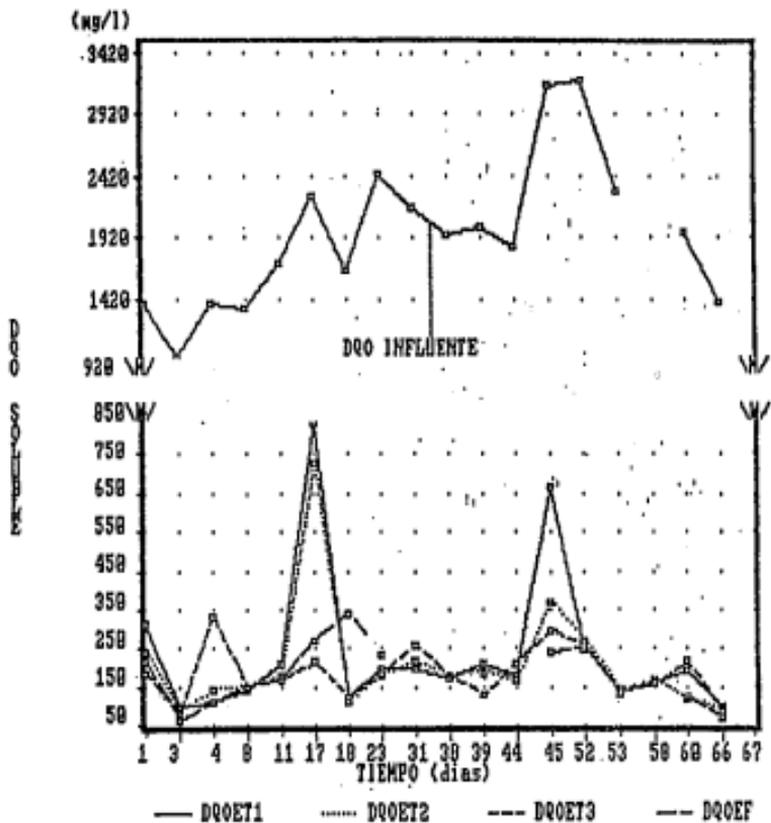
	DBO soluble			DQO soluble		
	Influente	Efluente	Eficiencia	Influente	Efluente	Eficiencia
Muestras	19	19	19	19	19	19
Promedio	1451	22.3	98.5	1943.1	185.2	90.1
$\sigma$	453.9	12.4	0.5	583.9	68.3	4.0
Intervalo	1767	57	1.8	2267	251	18.5
L.S.C. (+3 $\sigma$ )			100.0			100.0
L.I.C. (-3 $\sigma$ )			97.0			78.1
L.I.S. (+2 $\sigma$ )			99.5			98.1
L.I.I. (-2 $\sigma$ )			97.5			82.1

L.S.C. Límite Superior de Control.

L.I.C. Límite Inferior de Control.

L.I.S. Límite Intermedio Superior.

L.I.I. Límite Intermedio Inferior.



Gráfica 6.3 Variación de la DQO soluble con respecto al tiempo.

provocadas por la forma característica del comportamiento de los procesos biológicos desarrollados en película al desprenderse la biomasa de una manera errática (Rittman y McCarty, 1980) .

### 6.3 Variaciones en los sólidos suspendidos totales y volátiles en el biodisco

Las tablas 6.4 y 6.4.1 y las gráficas 6.4 y 6.5 presentan tanto concentraciones como las variaciones de sólidos suspendidos totales y volátiles a lo largo de los 67 días de experimentación. Basándose en estos datos, los dichos parámetros SST y SSV monitoreados en este estudio se mostraron ser muy variables, según se puede ver en la tabla 6.4 , pero siempre de una manera aleatoria y no mostrando una tendencia fija. La productividad de ambos tipos de sólidos se observa muy variable, independientes entre sí y a no infraccionar ninguno de los criterios de Montgomery referidos, mostrando un proceso bajo control.

Sin embargo, los valores de la productividad de los SSV, que posiblemente están por organismos activos, muestran varias infracciones a los criterios referidos por Montgomery. Cinco

**Tabla 6.4 Concentraciones, en mg/L, y productividad, en % de los sólidos totales y volátiles de operar un bio-disco con agua de remojo proveniente del malteo (Solario, 1987)**

Dia	SST			SSV		
	Influente	Efluente	Productiv	Influente	Efluente	Productiv
1	340	1128	231.8	280	832	197.1
3	328	1200	265.8	246	920	274.0
4	484	1112	129.8	328	846	157.9
8	560	1200	114.3	460	980	113.0
11	468	1100	135.0	380	868	128.4
17	724	842	16.3	648	728	12.3
18	630	1310	107.8	480	912	90.0
23	840	1030	22.6	580	910	56.9
31	840	1580	88.1	420	800	90.5
38	520	690	32.9	410	570	39.0
39	490	1420	189.8	370	1110	200.0
44	334	630	88.6	210	450	114.3
45	442	1200	171.5	330	880	142.4
52	530	880	66.0	390	730	87.2
53	450	850	88.9	370	660	78.2
58	350	430	22.9	250	430	72.0
60	230	1100	378.3	180	980	444.4
66	290	1140	293.1	196	860	338.8
67	650	1250	92.3	320	860	168.8

Tabla 6.4.1. Estimaciones estadísticas de la productividad de sólidos suspendidos totales y volátiles (Solorio, 1987)

	SST			SSV		
	Influente	Efluente	Productiv	Influente	Efluente	Productiv
Muestras	19	19	19	19	19	19
Promedio	486.3	1057.5	129.1	360.4	802.4	308.1
$\sigma$	156.8	280.7	94.0	124.8	175.8	186.4
Intervalo	610	1150	362.0	468	680.0	432.1
L.S.C. (+3 $\sigma$ )			411.1			867.3
L.I.C. (-3 $\sigma$ )			0			0
L.I.S. (+2 $\sigma$ )			317.1			680.9
L.I.I. (-2 $\sigma$ )			0			0
L.M.S. (+1 $\sigma$ )			223.1			494.5
L.M.I. (-1 $\sigma$ )			35.1			121.7

L.S.C. Límite Superior de Control.

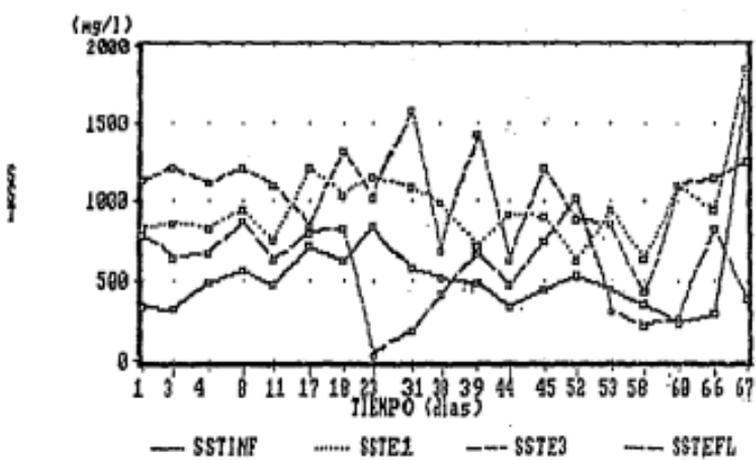
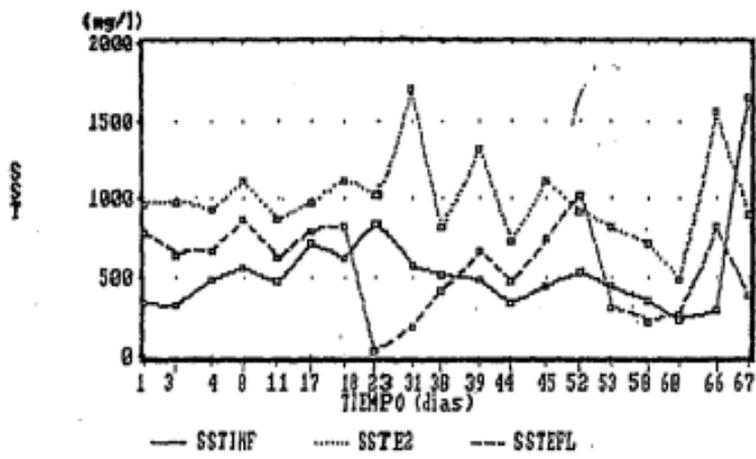
L.I.C. Límite Inferior de Control.

L.I.S. Límite Intermedio Superior.

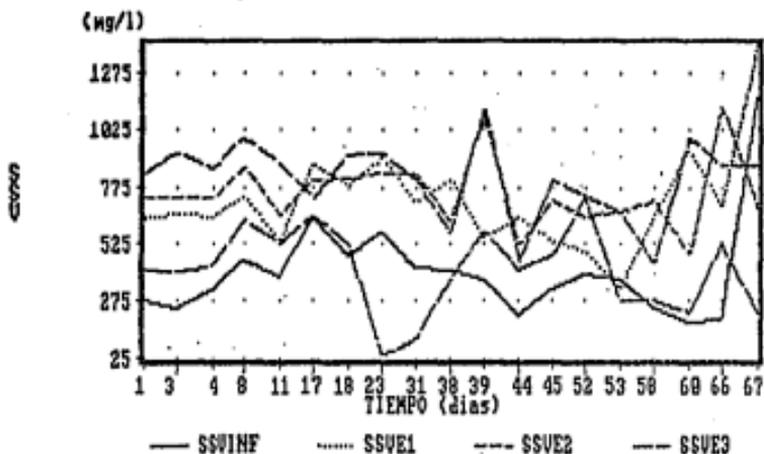
L.I.I. Límite Intermedio Inferior.

L.M.S. Límite Mínimo Superior.

L.M.I. Límite Mínimo Inferior.



Gráfica 4.4 Variación de los Sólidos Suspendedos Totales con respecto al tiempo.



Gráfica 6.5 Variación de los Sólidos Suspended Volátiles con respecto al tiempo.

valores sucesivos (días 17, 18, 23, 31 y 38) salen de a franja mínima de control (-10) en torno del valor central. El patrón, sin embargo, de los valores es aleatoria y muy variable.

La presentación de los SST y SSV en el licor en el recipiente del biodisco está indirectamente relacionado con el crecimiento de los organismos adheridos, de la tasa de remoción de sustrato por los organismos en la película biológica, de la tasa de desprendimiento de la misma película y de la degradación biológica de los sólidos suspendidos y solubles por parte de los organismos en suspensión (Rittman y Mc Carty, 1980).

La tabla 6.5, incluye los datos referentes al pH y temperatura, tanto en el influente, cada una de las etapas y el efluente; teniéndose un pH promedio en el influente de 6.39 y fluctuando dicho pH entre 8.41 y 8.62 entre la primera etapa y el efluente. Esta variación significa que dichos valores se encuentran dentro del rango apropiado para que los microorganismos aerobios cumplan adecuadamente su función (Benefield and Randall, 1980).

Por lo que se refiere a la temperatura, se observa, en la tabla 6.5, una temperatura máxima de 24 °C y una

Tabla 6.5 Variaciones en el pH y temperatura (°C) durante el tratamiento biológico de las aguas de remojo de la cebada.

No.	(Fecha)	Influente		Etapa I		Etapa II		Etapa III		Efluente	
		pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp
1	(18/IX)	6.9	22	7.4	20	7.6	20	7.6	19	8.2	21
2	(20/IX)	6.8	21	8.7	20	8.8	20	8.8	20	8.8	20
3	(21/IX)	6.7	20	8.7	20	8.7	20	8.7	20	8.7	21
4	(25/IX)	6.2	20	8.5	19	8.6	19	8.6	19	8.7	20
5	(28/IX)	5.8	21	8.7	19	8.8	19	8.9	19	8.8	21
6	( 4/X)	6.4	18	8.6	18	8.6	18	8.7	18	8.7	19
7	( 5/X)	6.7	24	8.4	19	8.4	19	8.4	19	8.6	20
8	(10/X)	6.2	22	8.4	20	8.5	20	8.5	19	8.6	21
9	(18/X)	6.4	20	8.5	18	8.5	18	8.6	18	---	20
10	(25/X)	6.4	20	8.4	19	8.6	19	8.3	19	---	--
11	(26/X)	6.3	20	8.5	18	8.5	18	8.5	18	8.6	19
12	(31/X)	6.5	20	8.6	18	8.6	18	8.6	18	---	--
13	(1/XI)	6.4	17	8.7	18	8.7	17	8.8	17	8.6	18
14	(8/XI)	6.4	17	8.2	16	8.2	16	8.2	16	8.6	17
15	(9/XI)	5.8	28	8.3	15	8.4	16	8.5	16	---	--
16	(14/XI)	---	--	8.2	16	8.2	15	8.3	16	---	--
17	(16/XI)	6.3	20	8.2	16	8.3	16	8.3	16	8.5	17
18	(22/XI)	6.2	--	8.3	--	8.4	--	8.6	--	8.6	--
19	(23/XI)	8.5	11	8.5	11	8.5	11	8.6	--	8.7	--
X		6.4	20	8.4	18	8.5	18	8.5	18	8.6	19

temperatura mínima de 11 ° C al final del otoño. Las temperaturas entre 13 ° C y 32 ° no afectan el funcionamiento del sistema ( Antonie, 1976 ); no obstante, a 11 ° C no decrece notablemente el metabolismo del sistema biológico.

6.4 Cálculo de la tasa máxima específica de remoción de sustrato  $\mu_{\max}$  y la constante de la tasa de la carga orgánica superficial  $K_B$

La tabla 6.6 da los valores de DBO en el influente, etapas I, II y III y efluente, y así se tiene que:

$$\Delta DBO = DBO_{In} - DBO_{Ef} \quad y \quad S = \Delta DBO$$

$$S = DBO \text{ (etapa III)} - DBO \text{ (efluente)}$$

La tabla 6.7 muestra los valores del inverso de  $S_e$ , así como los valores del inverso de  $(S_i - S_e)$  con los cuales se construyó la gráfica 6.6.

De la gráfica 6.6 se tiene por mínimos cuadrados, la siguiente ecuación:

$$y = 0.117 \times 10^{-4} + 0.988 x$$

en donde

$$y = \frac{1}{S_i - S_e} \times 10^{-4} \quad ; \quad x = \frac{1}{S_e}$$

entonces:

$$\frac{1}{\mu_{\max}} = \frac{0.117 \times 10^{-4} \text{ l/mg} \times 250 \text{ ft} \times 453 \text{ g/lb} \times 1000 \text{ mg/g}}{0.091 \text{ l/min} \times 60 \text{ min/h} \times 24 \text{ h/d} \times 1000}$$

Tabla 6.6 Valores de DBO soluble en el influente: etapas I, II, III y efluente.

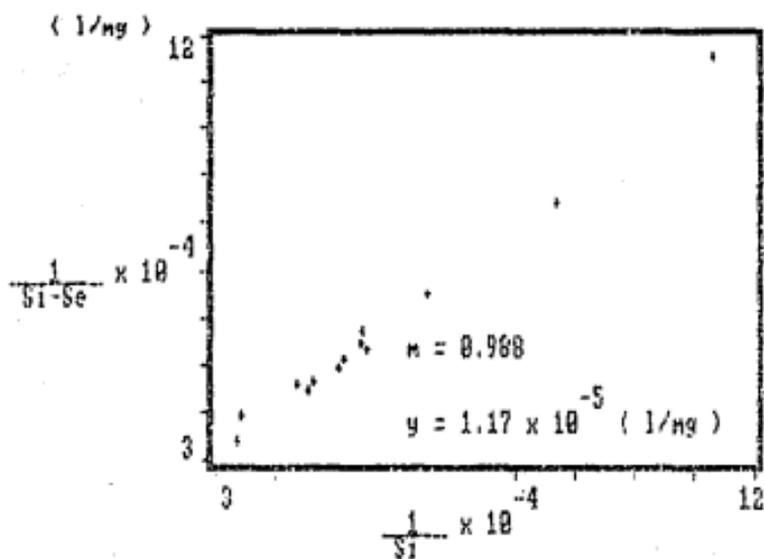
No. (Fecha)	DBOsol mg/L				
	Inf	ETAPA I	ETAPA II	ETAPA III	EFLUENTE
1 (18-IX)	1364	312	242	182	212
2 (20-IX)	946	98	84	80	62
3 (21-IX)	1368	113	143	331	109
4 (25-IX)	1324	143	150	150	150
5 (28-IX)	1706	206	176	165	169
6 (4-X)	2256	830	728	212	272
7 (5-X)	1653	122	114	122	336
8 (10-X)	2429	196	179	182	232
9 (18-X)	2160	196	212	256	---
10 (25-X)	1950	174	180	174	---
11 (26-X)	2000	208	192	128	184
12 (31-X)	1845	180	163	210	---
13 (1-XI)	3160	664	368	296	240
14 (8-XI)	3213	260	272	255	248
15 (9-XI)	2300	136	140	132	---
16 (14-XI)	----	160	164	159	----
17 (16-XI)	1959	188	117	212	121
18 (22-XI)	1400	98	90	84	70
X	1982	242	210	187	180

$$S_i = \Delta DBO = DBO_i - DBO_{EF}$$

$$S_e = \Delta DBO = DBO_{EIII} - DBO_{EF}$$

Tabla 6.7 Datos de DQO soluble para determinar las constantes de Kincannon y Stover.

No.	Influente	Efluente	$1/S_i \times 10^{-4}$	$1/S_i - S_e \times 10^{-4}$
	(S <sub>i</sub> , mg/l)	(S <sub>e</sub> , mg/l)	1/mg	1/mg
1	1152	-30	8.68	8.46
2	884	18	11.31	11.55
5	1537	-4	6.51	6.49
6	1984	-60	5.04	4.89
8	2197	-50	4.55	4.45
9	2160	256	4.63	4.63
1	1950	174	5.13	5.13
11	1816	-56	5.51	5.34
12	1845	210	5.42	5.42
13	2920	56	3.42	3.49
14	2965	7	3.37	3.38
15	2300	132	4.35	4.61
17	1836	91	5.44	5.72



Gráfica 6.6 Valores de  $\frac{1}{Si} \times 10^{-4}$  contra  $\frac{1}{Si-Se} \times 10^{-4}$  para determinar las constantes  $\mu_{max}$  y  $K_B$  empleando DBO soluble.

donde:

$\mu_{\text{max}}$	tasa máxima de utilización del sustrato
$0.117 \times 10^{-4} = y$ ,	la ordenada al origen obtenida de la gráfica 6.6 (l/mg)
250/100	área en 1000 ft <sup>2</sup> de la planta piloto
453 x 1000	factor de conversión de mg a lb
0.091	flujo del influente en l/min
60 x 24	factor de conversión de minutos a días

Efectuando operaciones se tiene:

$$\mu_{\text{máx}} = 98.89 \text{ lb DBO/día/1000 ft}^2$$

De la gráfica 6.6 se tiene una pendiente de 0.988, por tanto:

$$\frac{K}{\mu_{\text{máx}}} = 0.988 ; K = 0.988 * 98.89$$

El valor de la tasa de la carga orgánica superficial será:

$$\frac{K}{B} = 98.79 \text{ lb DBO/día/1000 ft}^2$$

6.5 Cálculo de  $\mu_{\max}$  y  $K_B$  para el modelo de Kincannon y Stover utilizando DBO soluble.

Aplicando el modelo matemático de Kincannon y Stover a la DBO soluble, se puede obtener en la tabla 6.3 y en la gráfica 6.7; en donde,  $S_i$  es la concentración de DBO soluble en el influente y  $S_e$  es la DBO soluble en el efluente.

De la gráfica 6.7 se obtiene la ecuación:

$$y = 4.20 \times 10^{-6} + 0.483 x$$

$$\frac{1}{\mu_{\max}} = \frac{4.2 \times 10^{-6} \times 250 \text{ ft}^2 \times 453 \text{ g/lb} \times 1000 \text{ mg/g}}{0.091 \text{ l/min} \times 60 \text{ min/h} \times 24 \text{ h/d} \times 1000}$$

$$\mu_{\max} = 275.5 \text{ lb de DBO/día/1000 ft}^2$$

Y una obtiene una pendiente de 0.983. Por lo tanto:

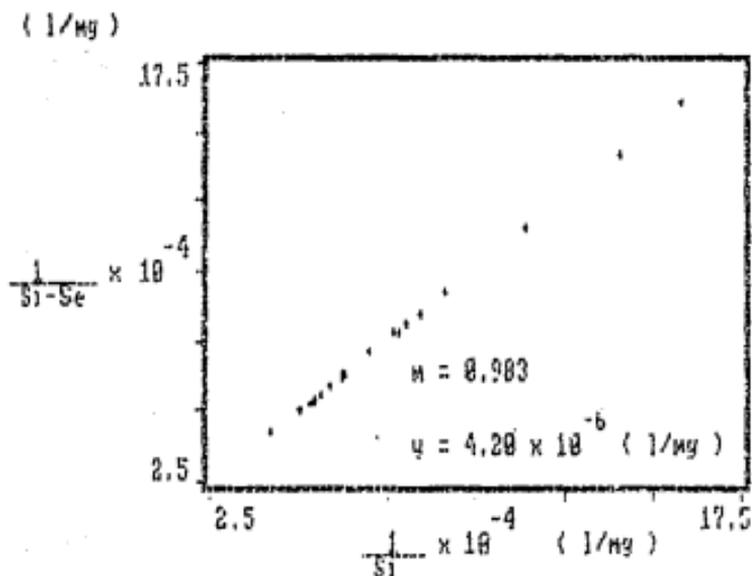
$$\frac{K_B}{\mu_{\max}} = 0.983 \quad ; \quad K_B = 0.983 \times 275.5$$

El valor de la tasa de la carga orgánica superficial para la DBO soluble será:

$$K_B = 271 \text{ lb de DBO5 sol/día/1000 ft}^2$$

Tabla 6.8 Datos de DBO soluble para determinar las  
 constantes  $\mu_{max}^5$  y  $K_B$  de Kincannon y Stover

No.	Influente (Si)	Efluente (Se)	$1/S_i \times 10^{-4}$	$1/S_i - S_e \times 10^{-4}$
1	1100	16	9.09	9.23
2	712	7	14.04	14.18
3	1241	9	8.06	8.12
4	1196	10	8.43	8.50
5	1312	20	7.62	7.74
6	1291	13	7.75	7.82
7	633	12	15.80	16.10
8	1874	14	5.34	5.38
9	1600	16	6.25	6.31
10	1722	17	5.81	5.87
11	2000	16	5.00	5.04
12	1438	32	6.95	7.11
13	2400	54	4.17	4.26
14	1900	12	5.26	5.30
15	1800	11	5.56	5.59
16	1250	14	8.00	8.09
17	1621	13	6.17	6.22
18	830	10	11.36	11.49
19	1600	10	6.25	6.29



Gráfica 6.7 Valores de  $\frac{1}{S_1} \times 10^{-4}$  contra  $\frac{1}{S_1 - S_e} \times 10^{-4}$  para determinar las constantes  $m_{\max}$  y  $K_B$  empleando DBO soluble.

superficial para la  $DBO_5$  soluble será:

$$K_8 = 271 \text{ lb de } DBO_5 \text{ sol/día/1000 ft}^2$$

## 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

### 7.1 Conclusiones

7.1.1 Se obtuvieron eficiencias promedios e individuales superiores al 98 por ciento en el biodisco utilizado contra 73 por ciento en el filtro percolador para DBO total y del 90 por ciento DBO soluble en el biodisco, lo cual demuestra su mejor aplicabilidad a este propósito de tratamiento.

7.1.2 Se han reportado en la literatura eficiencias de remoción de DBO similares a las obtenidas en el biodisco objeto de este estudio (Lines, 1974) por el proceso de lodos activados; pero a mayores costos de operación y problemas de producción excesiva de lodos para el tratamiento de aguas de desecho de malterías. En cuanto al empleo de filtros percoladores, además de que se tienen problemas de moscas, recirculación, operación y mantenimiento, entre otras, se obtienen menores eficiencias de remoción de materia orgánica.

7.1.3 El sistema mostró ser muy adecuado para el tratamiento de aguas de remojo de la cebada con

tiempos de retención hasta de 24 horas, velocidades de rotación de 7 rpm, 40 por ciento de sumergencia de los discos y  $23 \text{ m}^2$  de área superficial de contacto.

7.1.4 Se aplicaron a los resultados de remoción de DBO soluble y de DBO soluble los modelos de Kornegay<sup>5</sup> (1968), Deloya (1984), y Kincannon y Stover (1983) siendo este último el que mejor se aplica a los datos experimentales ( $r = 0.99$ ) de aguas residuales industriales.

7.1.5 Los datos de eficiencia de remoción de sustratos orgánicos solubles fueron, para el biodisco, de una mejor calidad de control estadístico, según los criterios de Montgomery, que para un filtro percolador tratando las mismas aguas residuales de remolaje.

## 7.2 Recomendaciones.

7.2.1 Utilizar preferentemente este sistema para el tratamiento de las aguas residuales mezcladas, con

las de remojo.

- 7.2.2 Evaluar las eficiencias de remoción para tiempos de retención menores a 24 horas; por ejemplo 12 horas. Velocidades de rotación comprendidas entre 9 y 15 rpm y menores áreas superficiales, por ejemplo 10 a 15 m<sup>2</sup>.
- 7.2.3 Generar un modelo matemático semiempírico a partir de estos datos para observar el incremento en productividad de la biomasa a partir del monitoreo de los sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles.
- 7.2.4 Obtener, con el auxilio de un modelo matemático adecuado, los parámetros de escalamiento para una unidad de biodisco a escala completa apropiada a la industria maltera en consideración.

## REFERENCIAS

- Autotrol Corporation, Autotrol Wastewater Treatment Systems Design Manual, Bio-Systems Division, Milwaukee, Wisconsin, Copia registrada Número 10267.
- Antonie R.L., (1976) Fixed Biological Surfaces Wastewater Treatment. The Rotating Biological Contactor, GRC Press, Inc., Cleveland, Ohio.
- APHA, AWWA, WCPF., (1985) Standar Methods for Examination of water and Wastewater. 16 th. Edition. American Public Health Association, Washington, D.C., (483-493).
- Ayanegui J.S., (1984) Comunicación personal.
- Benefield L. and Randall C.W., (1980) Biological Process Design for Wastewater Treatment, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., (2 - 5, 14 - 20).
- Bintanja H.H.J., Vander Erve J.J.V.M. and Boelhouwer C., (1975) Oxygen Transfer in a Rotating Disc Treatment Plant. Water Research 9, (1147-1153).
- Beta Laboratories, INC., (1957) Hand book of Industrial Water Conditioning, Beta Laboratories, Inc., Philadelphia.

- Bio-Technical Resources INC., (1982) Comunicacion personal.  
Febrero 23, 1982.
- Clerck, J. D., A. (1957) Textbook of Brewing, Chapman  
and Hall L.T.D., London.
- Deloya M. A., (1984) "Estudio del Comportamiento de una  
Unidad de Biodiscos Estructuralmente Modificada". Tesis de  
Maestria en Ingenieria Ambiental. DEPEFI., UNAM. (4 - 6,  
40 - 42).
- Elias C.J.G., (1987) "Diseño de Biodiscos" Tesis de  
Licenciatura en Ingenieria Quimica. Facultad de Quimica.  
UNAM. ( 59 - 74 ).
- Eckenfelder. W. W. Jr., (1970) "Water Quality Engineering  
for practicing Engineers". Barnes and Noble, New York.
- Harrenoes, P., (1978) "Biofilm Kinetics", In Water  
Pollution Microbiology, volume II, Ralph Mitchell, ed. John  
Wiley and Sons, New York., (71 - 75).
- Kincannon, D.F. and Stover, D.L., (1983) "Design Methodology  
for fixed-film reactors RBC and biological Towers", In  
Civil Engineering for Practicing and Design Engineers, Vol  
II, Pergamon Press, New York.

- Landa V. A., (1962) Recuperación de agua en una planta de malta. Tesis profesional para obtener el título de Ingeniero Químico. Escuela Nacional de Ciencias Químicas. U.N.A.M.
- Lines G.T., (1974) Malting brewery and distilling effluent. Water Pollution Control; Proceedings of symposium; Treatment of Waste Waters from food and drink industry. (69-74).
- Mc Kinney, R. E., (1962) Microbiology for sanitary Engineers, Mc Graw-Hill, New York., (199 - 200 ).
- Montgomery D. C., (1985) Statistical Quality Control. John Wiley and Sons., (113 - 115 ).
- Metcalf and Eddy, (1979) "Wastewater, Engineering: Treatment, Disposal and Reuse" 2nd ed. Mc Graw-Hill., (180 -220 ).
- Norouzián, M. Y., (1983) A Performance Evaluation and Kinetics Determination of an RBC System Operating at the C.U. Wastewater Treatment Plant., Instituto de Ingeniería, U.N.A.M., proyecto 3306.
- Quano E.A.R., (1981) Response to the comment by J.A. Zeevalkink on "Oxygen Mass Transfer Scale up Rotating Biological Filters" by Quano (Water Research 12, 1005-1008

(1978). Water Research 15, 1129-1130.

- Matsuo T. and Yamamoto K., (1985) "Mathematical Models for the Oxygen Transfer Processes in a Rotating Biological Contactor" in Mathematical models in Biological Wastewater Treatment\* Jorgensen, S. E. and Gromac L., Elsevier, New York., (358 - 363).
- Ramalho, R. S., (1983) "Introduction to Wastewater Treatment Processes" Academic Press 2a, ed (397 - 398).
- Rittman, B.E. and McCarty, J.L., (1980) Design of Fixed - Film Processes with Steady-State-Biofilm Model. Prog. Wat. Tech., 12, (271-281).
- Smith, L. J., (1986) "The Treatment of Wastewaters from Malting, Breewing and Distilling" Water Sci. Tech (18) (127-135).
- Trulear, M. G. and Characklis W.G. (1982) "Dynamics of the Biofilm Processes" Journal of the Water Pollution Control Federation, 54 (9): (1288-1305).
- Weber, W. J. Jr., (1972) Physicochemical Processes for Water Quality Control, Wiley-Interscience, New York., (46 - 47).

- Yamane T. and Yoshida F., (1972) Absorption in a Rotating-disk Gas-liquid Contactor. Journal of Chemical Engineering Japan 5, (381-385).
- Zeevalkink J. A., Kelderman P., Visser D. C. and Boelhouwer C., (1979) Physical Mass Transfer in a Rotating Disc Gas-liquid Contactor. Water Research 13, (913-919).