

24/4

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TRATAMIENTO BIOLÓGICO AEROBIO DE AGUAS DE DESECHO DE UN
MOLINO DE NIXTAMAL EN UN REACTOR DE DISCOS ROTATORIOS

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
GUILLERMO ANDERE MENDIOLEA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

1987



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	Pág.
RESUMEN	1
1. INTRODUCCION	5
1.1 <i>Objetivos</i>	6
1.2 <i>Metas</i>	7
2. EL MAIZ Y LA NIXTAMALIZACION	9
2.1 <i>Antecedentes históricos</i>	9
2.2 <i>Generalidades sobre el maíz</i>	10
2.3 <i>Efectos de la cocción alcalina</i>	12
2.4 <i>Proceso de nixtamalización</i>	13
2.5 <i>Nixtamalización en pequeña y gran escala</i>	15
3. REACTOR BIOLOGICO ROTATORIO	21
3.1 <i>Antecedentes históricos y descripción del proceso</i>	21
3.1.1 <i>Historia</i>	21
3.1.2 <i>Características del Reactor Biológico Rotatorio (RBR)</i>	24
3.1.3 <i>Descripción del proceso: Fundamentos</i>	27
3.2 <i>Biología del sistema</i>	34
3.2.1 <i>Procesos metabólicos</i>	34

	Pág.
3.2.2 Clasificación metabólica de los microorganismos	36
3.2.3 Dinámica de los procesos de película biológica	37
3.3 Factores que afectan la operación de los reactores biológicos rotatorios	44
3.3.1 Temperatura	45
3.3.2 pH	46
3.3.3 Alcalinidad	48
3.3.4 Salinidad	48
3.3.5 Efectos de la carga orgánica y de la carga hidráulica	49
3.3.6 Recirculación del efluente	51
3.3.7 Efecto de la velocidad de giro (RPM)	52
3.3.8 Número de etapas	56
3.4 Modelo matemático seleccionado	57
4. METODOLOGIA	67
4.1 Descripción del equipo	67
4.2 Determinaciones analíticas	70
4.2.1 Temperatura	70
4.2.2 pH	71
4.2.3 Conductividad	71
4.2.4 Alcalinidad	72
4.2.5 Turbiedad	72

	Pág.
4.2.6 Sólidos	73
4.2.7 Demanda Bioquímica de Oxígeno	73
4.2.8 Demanda Química de Oxígeno	74
4.2.9 Oxígeno Disuelto	75
4.2.10 Nitrógeno (Kjeldahl)	75
4.3 Forma de operación del reactor	75
4.4 Programa de muestreo	77
4.5 Caracterización del nejayote	79
5. RESULTADOS Y DISCUSION	80
5.1 Caracterización del nejayote	80
5.2 Arranque y período de estabilización del reactor (RBR)	83
5.3 Resultados experimentales	84
5.3.1 Primera corrida experimental	84
5.3.2 Segunda corrida experimental	98
5.3.3 Tercera corrida experimental	108
5.4 Aspectos generales de las corridas experimentales	112
5.5 Características de la biopelícula	115
5.6 Consideraciones técnicas y comportamiento cinético del reactor experimental	116
5.6.1 Consideraciones	125
5.6.2 Aplicación para el diseño	125

	Pág.
5.6.2.1 Método analítico	125
5.6.2.2 Método gráfico	129
5.6.3 Bases de diseño para la planta de tratamiento	133
6. COSTOS	138
7. CONCLUSIONES	148
BIBLIOGRAFIA	153

LISTADO DE FIGURAS

		Pág.
2.1	El maíz	11
2.2	Proceso de nixtamalización	17
2.3	Planta de nixtamalización	18
3.1	Proceso típico empleando un Reactor Biológico Rotatorio (RBR)	26
3.2	Fenómeno de rapidez limitante en reacciones de película de contacto	30
3.3	Reactores con película biológica adherida	31
3.4	Proceso de desarrollo de la biopelícula	35
3.5	Proceso de crecimiento de biocapa	35
3.6	a) Acumulación de biocapa	43
	b) Rapidez de corte de la biopelícula	43
3.7	Efecto de la velocidad del fluido sobre el máximo espesor de la capa	43
3.8	Efecto de la rapidez de corte sobre el máximo espesor de la capa	44
3.9	Representación del modelo matemático de Kornegay y Andrews	66
4.1	Diagramas del reactor	69
4.2	Fotografía del equipo	70
5.1	Valores experimentales primera corrida (pH, T, OD)	86
5.2	Conductividad primera corrida	87
5.3	Alcalinidad y turbiedad en la primera corrida	89
5.4	Remoción de DQO y DBO ₅ en la primera corrida	91
5.5	Eficiencia del RBR en la primera corrida	93
5.6	Estudio de biomasa adherida al reactor en la primera corrida	96
5.7	pH, T, OD en la segunda corrida	102
5.8	Alcalinidad en segunda corrida	103

	Pág.	
5.9	Remoción de la demanda química de oxígeno en la segunda corrida	104
5.10	Remoción de la demanda bioquímica de oxígeno en la segunda corrida	105
5.11	Eficiencia del reactor en la segunda y tercera corridas	106
5.12	Constantes cinéticas del modelo de Kornegay y Andrews (K_d y P)	122
5.13	Método gráfico McAliley-Beder	130
5.14	Diagrama esquemático de la planta de tratamiento de aguas de desecho en la industria nixtamalizadora	136
5.15	Perfil de proceso en planta de tratamiento de aguas de desecho de una fábrica de harina de nixtamal	137

LISTADO DE TABLAS

		Pág.
4.1	Condiciones de operación del reactor	76
4.2	Programa de muestreo experimental	78
5.1	Caracterización del nejayote	81
5.2	Resultados de las mediciones correspondientes a la primera corrida experimental en el RBR	85
5.3	Eficiencia del reactor en la primera corrida	92
5.4	Producción de sólidos y nitrógeno Kjeldahl	93
5.5	Análisis del contenido de nitrógeno y sólidos de la biomasa adherida a los discos: primera corrida	95
5.6	Estudios de biomasa raspada	96
5.7	Resultados de las mediciones correspondientes a la segunda corrida experimental	99
5.8	Eficiencia del RBR en la segunda corrida	107
5.9	Análisis del contenido de nitrógeno Kjeldahl	107
5.10	Resultados de las mediciones correspondientes a la tercera corrida experimental	109
5.11	Eficiencia del RBR en la tercera corrida	110
5.12	Análisis del contenido de nitrógeno y sólidos de la biomasa adherida a los discos en la tercera corrida	111
5.13	Condiciones y resultados globales durante las tres corridas experimentales	113
5.14	Determinaciones experimentales de D_{90} en las tres corridas experimentales	118
5.15	Datos experimentales para el modelo de Korne-gay y Andrews	119
5.16	Constantes cinéticas del modelo de Korne-gay y Andrews	121
5.17	Determinación de los coeficientes de rendi-miento	123
5.18	Coefficiente de velocidad de máximo crecimi-en-to específico	124

	Pág.	
5.19	Area húmeda de contacto por comportamiento	128
5.20	Comportamiento de un CBR en cuatro etapas	132
5.21	Análisis gráfico de Mc Aliley-Beder	132
5.22	Datos de diseño	134
6.1	Costos capitales y de operación y mantenimiento.	143

LISTADO DE ECUACIONES

	Pág.	
3.1	Proceso total de desarrollo de biocapa	28
3.2	Relación de Arrhenius	46
3.3	Proceso de nitrificación	47
3.4	Predicción del comportamiento del sistema	53
3.5 a 3.26	Desarrollo del modelo matemático de Kornegay	58-65
5.1	Función lineal del modelo de Kornegay	117
5.2	Constante de capacidad de área	117
5.3	Coefficiente de remoción de sustrato	117
5.4	Area húmeda de contacto para un solo compartimiento	126
5.5 a 5.8	Definición del método gráfico de Mc Aliley-Eeder	126-131
6.1	Valor presente	138
6.2	Valor presente de pagos anuales	139
6.3	Valor presente total de pagos anuales	139
6.4	Pago de anualidades	139
6.5	Pago total de anualidades	140
6.6	Costo del agua tratada	140

RESUMEN

En los últimos años se ha trabajado fuertemente en la búsqueda de alternativas dentro del campo del tratamiento de efluentes domésticos e industriales. Este trabajo se originó de una necesidad, a nivel industrial, en las plantas de harina de maíz nixtamalizado de tratar sus aguas residuales. Estas aguas de desecho (conocidas como Mejayote), tienen altas concentraciones de sustancias orgánicas e inorgánicas que contaminan el ecosistema.

Como parte de un proyecto global de investigación en el Instituto de Ingeniería de la UNAM, en este trabajo se procedió al desarrollo experimental de un sistema de reactores biológicos rotatorios.

El sistema consta de un reactor con un volumen total de 49 l que consta de 50 discos de 30 cm de diámetro agrupados en 10 compartimientos, montados sobre una flecha de acero inoxidable e impulsados por un motor-reductor a 16 RPM.

El desarrollo experimental consto de tres etapas en las que se hicieron variar las cargas orgánicas del influente y los tiempos de retención dentro del reactor (26.5, 40.2 y 18.9 g materia orgánica, medida como demanda química de oxígeno por metro cúbico al día y 1.17, 1.18 y 2.50 días de tiempo de retención).

En todos los casos, al variar la concentración del influente del sistema o el tiempo de retención, se midió el curso de la degradación de la materia orgánica teniendo como parámetro de control, T , pH, O_2 disuelto y DQO. Cuando los valores de dichos parámetros prácticamente no variaban con respecto al tiempo, se consideraba que la operación del reactor había alcanzado un estado estable.

Se realizaron mediciones del porcentaje de remoción de DBO_5 y de DQO, las cuales van en incremento conforme se aumenta el tiempo de residencia hidráulica, y se disminuye el valor de carga orgánica. (Etapa 1, 47.8% DQO y 79.45% DBO_5 ; Etapa 2, 48% DQO y 86% DBO_5 ; Etapa 3, 83.5% DQO y 96.2% DBO_5).

Se observó que el primer compartimiento del reactor biológico rotatorio era el más eficiente en cada corrida, ya que midiendo la remoción de los contaminantes (medidos como mg DQO por gramo de biomasa al día), se encuentra con valores cercanos al 60% del total eliminado, por lo que se corrobora la aseveración de Durán et al, (1981).

Por fines económicos y de diseño se comprueba el uso máximo de cuatro etapas dentro del tratamiento de efluentes con reactores biológicos rotatorios.

En cuanto al cálculo del área húmeda de contacto siguiendo el método analítico desarrollado por Kornegay (1975) y Kornegay et al (1968), se encontraron valores de áreas húmedas de contacto para diez compartimientos y para cuatro compartimientos de $290\,718\text{ m}^2$ y $158,301\text{ m}^2$ respectivamente.

El método analítico se encuentra soportado por el método gráfico de Mc Aliley et al (1975) en el que se encontraron valores de área húmeda de contacto de $251\,214\text{ m}^2$.

Se presentó una estimación económica de campo para la construcción del proyecto de acuerdo al área de 158.301 m^2 el cual, tomando como base la unidad paquete marca Autotrol, se alcanzó un costo de capital de \$ 476'304,400.00 pesos. Considerando una vida útil de planta por 20 años y un interés

compuesto anual del 85%, el costo de operación y mantenimiento de \$ 7'605,084 pesos, para un gasto de alimentación de 327 992 m³/año, se obtuvo un costo de \$ 1'475.37 pesos/m³ de agua tratada bajo estas condiciones.

Este costo genera ahorros por casi 500 millones de pesos al año lo que originaría una tasa interna de retorno del 36% y 4.18 años para pagarse. Bajo estas condiciones, se establece la rentabilidad del proyecto.

1. INTRODUCCION

El problema de abastecimiento del agua se ha incrementado conforme la población en el país aumenta, por lo que es comprensible que día a día la búsqueda de procesos para recuperación del agua, tanto de uso doméstico como de uso industrial, se haya visto favorecida enormemente tanto a nivel científico como a nivel institucional.

Dado que el agua que se desecha de cualquier proceso contiene grandes concentraciones de contaminantes, ésta, al cabo de poco tiempo terminaría por volver inhabitable cualquier punto de nuestro ecosistema.

Es por eso, que en estos días se ha dado gran importancia ecológica al tratamiento de aguas de desecho, ya sea para poder reutilizarla en los procesos industriales o para disminuir la

contaminación de los diferentes cuerpos receptores.

El maíz es el alimento básico para la mayoría de los mexicanos y su procesamiento se lleva a cabo con la técnica conocida como nixtamalización, siendo los molinos de nixtamal y las fábricas de harina nixtamalizada una de las ramas de la industria de alimentos más difundida en el país y, a su vez, una de las ramas que mayor volumen de agua requiere para su funcionamiento, por tanto, produce grandes cantidades de aguas de desecho con altas concentraciones de sustancias orgánicas e inorgánicas. Se considera que por medio del tratamiento de dichas aguas de desecho, también llamadas "nejayote", es posible reutilizarlas, ya sea dentro del proceso de nixtamalización o en otros fines, originando ahorros de agua.

1.1 Objetivos

Este trabajo es parte de un proyecto global de investigación del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México, con la finalidad de desarrollar un paquete tecnológico para el tratamiento de las aguas residuales de las fábricas de harina de maíz nixtamalizado.

Para ello se instrumentaron varios subproyectos, tales como el uso de lodos activados (Guerrero, 1984), de filtros anaerobios (Marmolejo, 1984), el efecto de estos desechos en el mo-

delo de un río (Inclán, 1985) y el del uso de reactores biológicos rotatorios, que es el objeto del presente trabajo (Pedroza, 1985).

Los objetivos de la investigación realizada en esta tesis son los siguientes:

1. Diseñar y construir una unidad a escala laboratorio de un reactor de biodiscos o reactor biológico rotatorio, con el propósito de obtener el mayor porcentaje posible de eliminación de contaminantes utilizando el nejayote de un molino de nixtamal como agua de desecho tipo.
2. Realizar tres corridas experimentales haciendo variar las cargas orgánicas y tiempos de retención hidráulicos dentro del reactor para obtener los parámetros cinéticos que permitan escalar el equipo.
3. Obtener el costo de producción del agua tratada.

1.2 Alcance

Se realizaron ya estudios con nejayote sintético en un reactor biológico rotatorio de 15 l, obteniéndose buenos resultados (Durán et al, 1980; Durán, 1982). En consecuencia, se plantea en este subproyecto corroborar esos resultados, em-

pleando efluentes reales, con objeto de encontrar un modelo cinético que involucre parámetros de diseño para, eventualmente, escalar este tipo de reactores. El modelo que se probará será el desarrollado por Kornegay et al (1968). Tam-
bién, se hará un análisis económico preliminar sobre la in-
versión del proyecto de construcción de un sistema de trata-
miento que emplee reactores biológicos rotatorios evaluando
su rentabilidad.

Este trabajo experimental se realizó en el período comprendi-
do entre 1984 y 1985.

2. EL MAIZ Y LA NIXTAMALIZACION

2.1 *Antecedentes históricos*

A través de los siglos, se han llevado a cabo tres grandes revoluciones agrarias, una en el Medio Oriente con la domesticación del trigo, otra en el Lejano Oriente con la domesticación del arroz y otra más en el continente americano con la domesticación del maíz (Katz et al, 1974).

La evidencia arqueológica más antigua que se conoce sobre la existencia del maíz data de hace aproximadamente 7000 años en la parte central de México. Dos mil años después ya se había domesticado y se considera como el factor decisivo que favoreció al desarrollo de las grandes culturas en Mesoamérica. En Sudamérica también se cultivó el maíz, sin embargo, no tuvo la misma influencia en el desarrollo de las culturas

(Katz et al, 1974).

Durante la época de las grandes culturas en Mesoamérica, fue el maíz el cultivo obligado y predominante de los pueblos precolombinos. Actualmente se cultivan híbridos del maíz, los cuales tienen diferentes características alimenticias así como diferentes rendimientos agronómicos dependiendo de su resistencia y adaptabilidad a los diferentes climas.

De acuerdo a estudios antropológicos, se ha podido observar que la cocción alcalina del grano de maíz seco fue un factor decisivo sobre la alimentación de algunos pueblos y que, el principio del desarrollo de las culturas mesoamericanas se relacionó directamente, no con la domesticación del maíz, si no con el descubrimiento del proceso de cocción alcalina del grano de maíz seco (Katz et al, 1974).

2.2 Generalidades sobre el maíz

Para demostrar la importancia de la cocción alcalina del grano del maíz se da una breve descripción del grano de maíz. El grano de maíz tiene varias partes anatómicas (Fig 2.1): la cubierta del grano incluye el pericarpio y a la aleurona, el endospermo constituye la mayor parte del grano y el germen contiene al embrión y al escutelo.

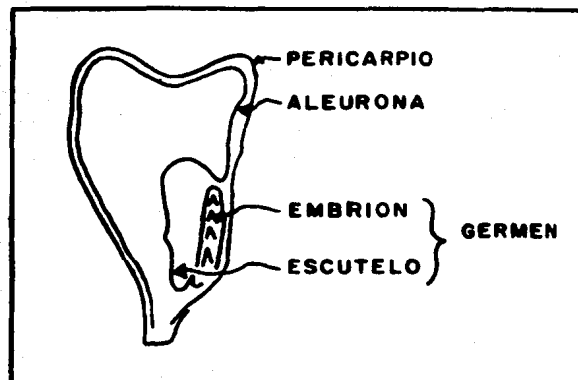


Figura 2.1 Partes esenciales del maíz (Katz, et al, 1974).

El grano seco contiene aproximadamente entre 6.8 y 12% en peso de proteína, 74.5% de almidones, 12% de agua, 3.4% de grasas y 1% de cenizas y fibras.

Se han podido identificar en el grano del maíz diferentes clases de proteínas, localizándose principalmente en el endospermo y en el germen. Se clasifican estas proteínas en cuatro diferentes grupos: I) Albúminas, II) Globulinas, III) Zeína, una proteína heterogénea con pesos moleculares entre 20,000 y 1'000,000, la cual puede extraerse en soluciones alcalinas y IV) Gluténas.

El maíz es deficiente en algunos aminoácidos esenciales, como lisina y triptofano y también en niacina, la cual forma

parte del complejo de la vitamina B₁₂.

La cubierta del grano contiene entre 20 y 22% de celulosa, entre 2.6 y 4.9% de lignina y entre 73.2 y 77.1% de hemicelulosa (Illescas, 1943).

Actualmente el maíz constituye la principal fuente de calorías para los pueblos de Mesoamérica. En las áreas rurales llega a ser tan importante que cubre el 70% de los requerimientos energéticos humanos con un consumo anual de 186 kg por habitante como promedio para México. Esto se refleja en el cultivo de la tierra, ya que, aproximadamente el 40% de la tierra activa de México es utilizada para el cultivo de maíz.

2.3 Efectos de la cocción alcalina

Como efectos de la cocción alcalina se presentan cambios en el grano, físicos y químicos. El cambio físico consiste en el reblandecimiento del grano por absorción de agua, permitiendo su fácil molienda húmeda. Dentro de los cambios químicos, los cuales son muchos y complejos, uno de los más importantes es la solubilización parcial de la cubierta del grano, pudiéndose eliminar casi totalmente al frotar unos granos con otros y enjuagándolos con agua. También se acompaña de otros cambios químicos, como son la dextrinización

del almidón y la hidrólisis de las estructuras proteicas (Ca
brera et al, 1984).

Estos cambios permiten que la "masa" o producto de la molien
da tenga una plasticidad que la hace idónea para la prepara
ción de los alimentos derivados de ella.

2.4 *Proceso de nixtamalización*

El proceso de nixtamalización se lleva a cabo de diversas
formas, dependiendo de la cantidad y calidad o tipo de maíz
que se desee nixtamalizar. Antiguamente, el proceso se lle
vaba a cabo en grandes ollas o recipientes de barro ("nixc6-
mitl") y el producto se molía en el "metate". En la actuali
dad, este proceso se lleva a cabo en pequeños molinos para
su consumo diario o en grandes plantas, para producir hari
nas precocidas estables.

Del proceso de nixtamalización se obtienen dos corrientes
líquidas: El nejayote, nombre dado a las aguas de desecho
originadas durante la cocción alcalina y las aguas de lava
do, que eliminan el exceso de cal y el pericarpio ya separa
do del grano.

Los orígenes de todas las palabras usadas en el proceso de
cocción tradicional del maíz provienen del idioma Náhuatl

(Estrada et al, 1986). Por ejemplo:

"Nixtamal" viene de "Nextli" = cenizas de cal y de

"Tamalli" = maíz cocido

"Nejayote" viene de "Nextli" = cenizas de cal, de

"Ayoh" = caldo o cosa aguada y de "Atl" = agua.

La nixtamalización puede describirse como una lixiviación empleando una solución de hidróxido de calcio, la cual se realiza a temperaturas que varían entre los 80° y 100°C y se lleva a cabo de la siguiente forma:

Se coloca una cantidad de agua, aproximadamente de dos a cuatro veces mayor a la del peso del maíz en un recipiente y se calienta hasta alcanzar la ebullición, se añade una cantidad entre 0.5 y 1.5% del peso del maíz de cal viva (hidróxido de calcio) y se agita para formar la "lechada"; se agrega el maíz y se mantiene todo a una temperatura entre 80° y 90°C ó, en algunas regiones del país, se deja que alcance nuevamente la ebullición, durante aproximadamente 30-45 minutos hasta que la cascarilla se desprenda fácilmente con la uña. Después se deja reposar la mezcla durante algunas horas sin calentamiento, para que el grano absorba agua y se modifiquen los carbohidratos y matrices proteicas del endospermo. Generalmente, en molinos pequeños o a nivel doméstico se deja reposar la mezcla durante toda la noche para poder lavar

el grano y llevar a cabo la molienda durante las primeras horas del día.

Después del reposo, se desecha el agua de cocimiento y se lava el grano cocido con agua fresca al mismo tiempo que se frotan los granos unos con otros por medio de acción mecánica. Se desecha el agua de lavado y se repite la operación de lavado una vez más. Se desecha el agua del segundo lavado y se procede a la molienda en húmedo del grano cocido (Fig 2.2).

2.5 Nixtamalización en pequeña y gran escala

Actualmente la nixtamalización en pequeña escala se realiza en molinos ubicados en diferentes zonas y localidades.

En los molinos se procesan, en forma diaria, aproximadamente entre 500 a 2000 kg de maíz seco, el cual es pasado a través de una criba para limpiarlo de pequeñas piedras o basura, así como eliminar el tamo. De la operación de limpieza pasa a los tanques de nixtamalización. Se le agrega la lechada de cal viva a una temperatura de 80-90°C, se mantiene esta temperatura durante aproximadamente seis horas y se deja reposar durante toda la noche. A la mañana siguiente, se deja salir al drenaje el agua de cocimiento que es de color amarillo. Ya vaciado el tanque se agrega agua fresca para la-

var los granos moviendo éstos con unas palas de madera y una vez lavados se transportan al molino. Como producto de esta molienda se obtiene la masa fresca que puede ser utilizada para la fabricación de tortillas o puede secarse para la obtención de harina de maíz (Fig 2.2).

Para describir la nixtamalización a gran escala hay que hacer notar que las plantas tienen diferentes capacidades de producción, así como diferentes procesos, por lo que los tamaños y tipos de los equipos serán diferentes.

La mayor parte de las plantas constan de varios grupos de tanques de nixtamalización cuya capacidad varía entre 5-15 m³ dependiendo del tipo de producción y de la demanda. A cada grupo de tanques le corresponde una tolva, en la cual se recibe el producto que será nixtamalizado (Fig 2.3).

Antes de llevar a cabo el proceso de nixtamalización, el maíz es transportado desde los silos de almacenamiento hasta una máquina limpiadora y posteriormente a una despedregadora. El maíz es pesado para luego pasarlo a los tanques de conocimiento en unidades de varias toneladas.

En estas plantas, el proceso de la nixtamalización es un proceso discontinuo o "batch" que se lleva a cabo de la siguiente forma:

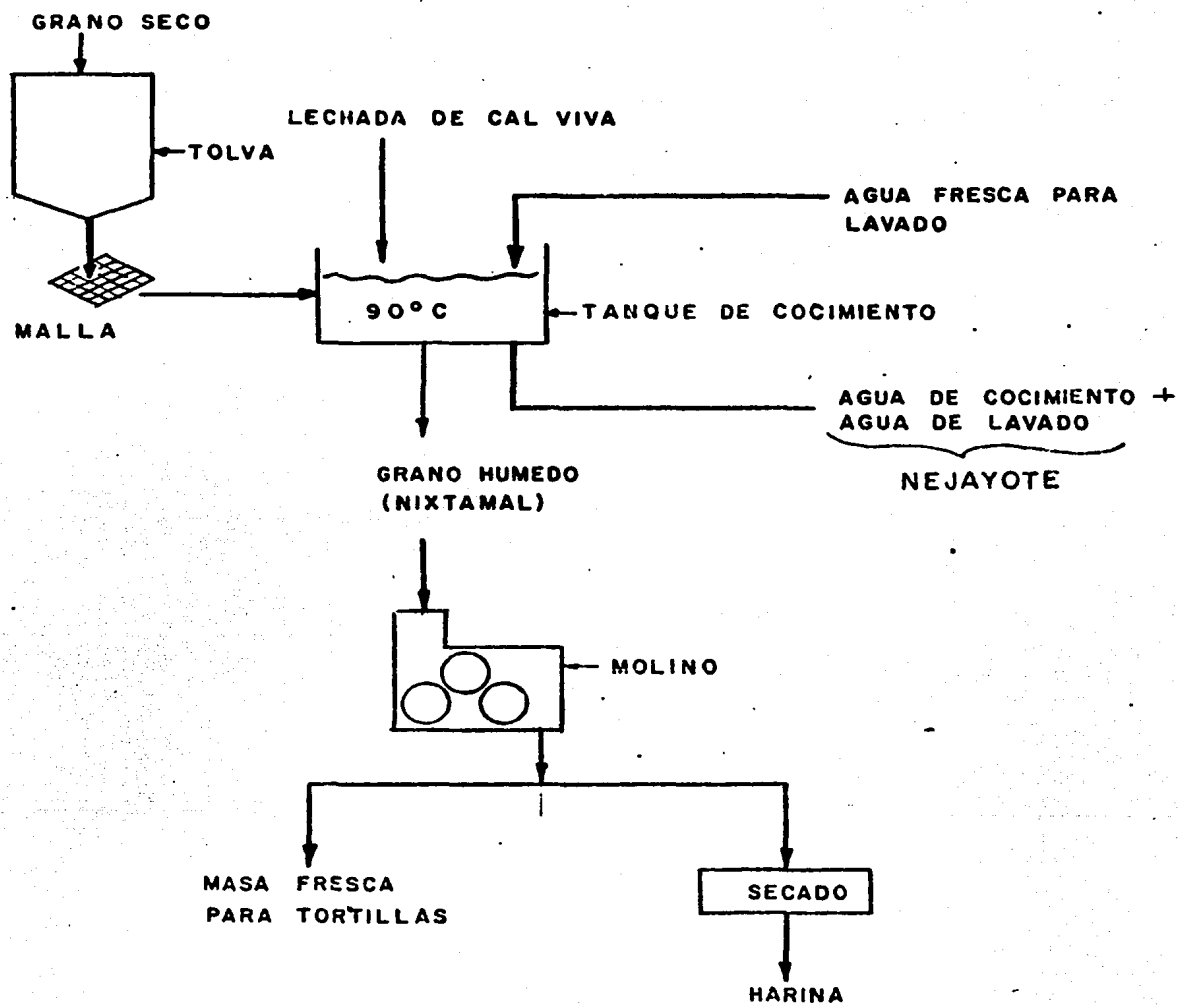


Figura 2.2 Proceso de nixtamalización

1. El proceso se inicia con la introducción de agua potable al tanque a temperatura ambiente, aunque en algunas plantas se introduce el agua potable ya caliente.
2. Se agrega cal hidratada (hidróxido de calcio con una pureza del 96%).

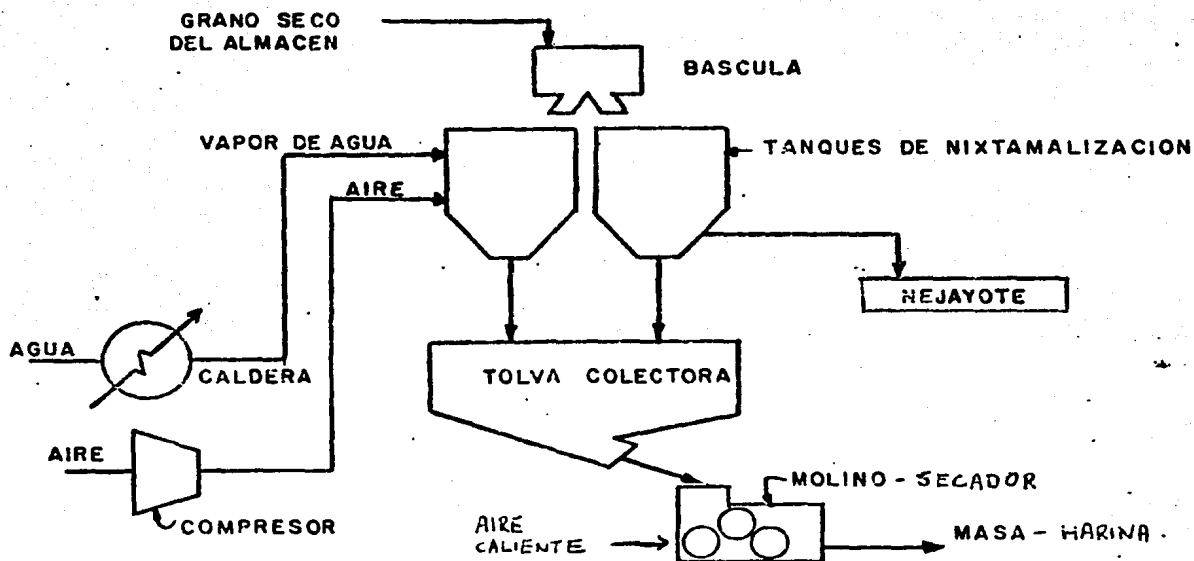


Figura 2.3 Planta de harina de maíz nixtamalizado.

3. Se burbujea vapor de agua sobrecalentado hasta subir la temperatura del agua entre 93-95°C; en las que el agua ya está caliente, sólo se burbujea vapor para mantener

la temperatura.

4. Se añade el maíz en la proporción adecuada.
5. Se burbujea aire comprimido durante tres minutos con objeto de mezclar bien el contenido del tanque y para permitir la flotación de las impurezas, las cuales son retiradas de forma manual.
6. Se deja reposar el contenido del tanque durante aproximadamente sesenta minutos. El tiempo de cocimiento o de reposo, depende del tipo del grano de maíz que sea tratado.
7. Se desaloja el agua de cocimiento.
8. Se añade agua potable a temperatura ambiente con el objeto de lavar el grano.
9. Se burbujea aire comprimido durante tres minutos para mezclar el contenido del tanque.
10. Se desaloja el agua de lavado.
11. El grano nixtamalizado y escurrido se pasa a una tolva que está en un nivel inferior al de los tanques de nix-

tamalización.

Desde la tolva se dosifica el grano de maíz hacia los molinos, en los cuales el grano es molido cuando éste se encuentra aún húmedo para formar la "masa". La masa es secada, tamizada, y posteriormente se empaca. En plantas más modernas se introduce aire o gases calientes al molino y se muele y seca el nixtamal en forma simultánea, ahorrando energía. El agua de cocimiento abandona el sistema a una temperatura de 78 a 80°C y el agua de lavado a 62-64°C. La mezcla de las dos aguas abandona la planta con una temperatura que varía entre 70 y 72°C.

Estas aguas residuales son las que deben ser tratadas con objeto de recuperarlas para el proceso y evitar que sean arrojadas a los sistemas colectores con un pH tan elevado, una temperatura tan alta y una concentración de materia orgánica proveniente del maíz tan considerable.

En los siguientes capítulos se verá el enfoque dado a la resolución de esta problemática.

3. REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO (RBR)

3.1 *Antecedentes históricos y descripción del proceso*

3.1.1 Historia

La biopelícula como tal, no es un nuevo concepto a tratar. De hecho, la naturaleza la ha venido utilizando por millones de años. Sin embargo, su aplicación en el campo de los procesos de tratamiento de aguas de desecho, es un descubrimiento relativamente novedoso.

Los primeros equipos diseñados bajo este principio fueron los llamados filtros percoladores, cuyo medio filtrante fue construido a base de pequeñas piedras. Posteriormente, este medio pedregoso fue substituído por material plástico y así se vió la posibilidad de construir "filtros" más grandes.

Los principios del filtro percolador se extienden a los procesos anaerobios, así como en los filtros anaerobios de medio adherido y en los digestores. En este caso el soporte se encuentra fijo y el líquido fluye a través del soporte.

A principios de este siglo se patentaron nuevos sistemas en los que el soporte de la biopelícula no estaba fijo sino que se movía con respecto al efluente líquido a tratar.

La primera unidad de contacto biológico rotatorio fue inventada en Alemania por Weigand en 1900 (Autotrol, 1982).

En 1929 en EE.UU de A., Doman realizó pruebas utilizando discos metálicos (Wu-Chang et al, 1980). Posteriormente se perdió todo interés y el reactor rotatorio quedó olvidado durante aproximadamente cincuenta años. Durante los años cincuentas la idea del reactor de contacto biológico rotatorio recibió una gran consideración en Alemania y, en la Universidad de Stuttgart, se iniciaron investigaciones más exhaustivas (Autotrol, 1982).

El uso del material de poliestireno expandido que era económico y muy manejable adelantó la investigación del proceso enormemente. Con este material, la compañía alemana Stengelín fabricó en 1957 discos con diámetros entre 2 y 3 metros.

En 1960, se puso en marcha el primer reactor biológico rotatorio (RBR). El proceso se difundió rápidamente hacia otros países en Europa.

Estos sistemas se empezaron a construir en los Estados Unidos a mediados de los años sesentas cuando Allis-Chalmers logró un acuerdo con la compañía alemana que poseía la patente de producción. El primer nombre registrado en los Estados Unidos fue el de "Biodisco". En 1969, la primera instalación comercial se realizó en una pequeña fábrica de queso.

Entre 1970 y 1972, la comercialización de esos equipos patentados se realizó a través de Allis-Chalmers, por conducto de la corporación Autotrol. En 1972, los discos fueron modificados por Autotrol utilizando láminas corrugadas de polietileno. Hoy en día, los discos son fabricados con polietileno de alta densidad y siguen siendo de forma corrugada.

En la última década y considerando los grandes incrementos en la utilización de la energía, los reactores biológicos rotatorios (RBR) se han hecho cada vez más populares debido a sus bajos requerimientos de energía, a su operación simple y a su bajo mantenimiento.

Instalaciones de diferentes capacidades, que varían entre menos de un millón de galones por día y más de cincuenta millo

nes de galones por día, han sido adquiridas por los Estados Unidos de América desde 1969. Para septiembre de 1980, habían sido puestos en uso en los Estados Unidos de América y Canadá 381 sistemas de biodiscos (RBR) (Autotrol, 1982).

3.1.2 Características del Reactor Biológico Rotatorio (RBR)

El reactor biológico rotatorio, RBR, consiste de una serie de discos fabricados de materiales duros montados sobre un eje (flecha) y espaciados de 2 a 3 cm cada uno. Algunos de estos materiales son madera, aluminio, acero inoxidable, polietileno, poliestireno, acrílico, plástico en general, etc. Para mantener condiciones de aerobiosis, aproximadamente el 40% de la superficie de los discos se encuentra siempre sumergida en el agua de desecho y el 60% restante está en contacto con el aire ambiente. La flecha que contiene a los discos gira a diferentes velocidades, dependiendo del tamaño del tanque y principalmente de la cantidad de oxígeno disuelto en el seno del líquido. La rotación se logra con un motor eléctrico o con aire. En el sistema de movimiento por aire, se presentan pequeñas copas atraparoras dentro del sistema del tanque. La rotación proporciona una fuente continua de nutrientes y oxígeno para las bacterias que se encuentran adheridas a la superficie de los discos (Metcalf-Eddy, 1972).

La principal diferencia operacional entre el proceso de un RBR y los procesos biológicos convencionales, como son los lodos activados es de que no existen recirculaciones de biomasa activa.

Con respecto al proceso de lodos activados se diferencia por tener a la biomasa activa, que es la responsable del tratamiento, adherida a las superficies de los discos (Benefield et al, 1980).

El RBR difiere del proceso de los filtros percoladores en que el RBR tiene un tiempo de residencia hidráulica significativamente mayor al de los filtros percoladores (mayor de ocho a diez veces) además de presentar una mejor dinámica que la existente con el medio estacionario (Metcalf-Eddy, 1972).

Posteriormente se ha comprobado que, en los RBR, también la biomasa suspendida, además de la adherida a las paredes de los compartimientos, coadyuva en el tratamiento o degradación de la materia orgánica disuelta presente (Durán et al, 1982).

Por último, el proceso RBR, presenta una menor susceptibilidad a alteraciones debidas a cambios de la carga orgánica o hidráulica en el reactor. Además, presenta más bajos costos

de operación y mantenimiento.

El proceso típico del RBR se puede ver en la Fig 3.1.

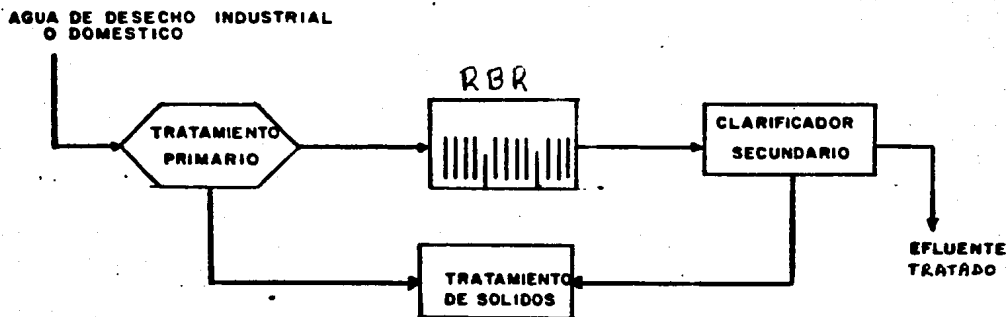


Figura 3.1 Proceso típico empleando un Reactor Biológico Rotatorio.

El proceso RBR puede usarse para remover la mayor parte de la materia orgánica, expresada como demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y el amoníaco de cualquier agua con desechos biodegradables. El proceso es aplicado, tanto en el tratamiento de desechos domésticos como en el tratamiento de algunos desechos industriales, tales como los de la industria alimenticia, papelera, química, petroquímica, etc.

3.1.3 Descripción del proceso: Fundamentos

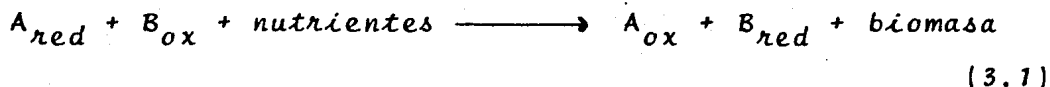
El proceso que emplea discos rotatorios se encuentra dentro de los sistemas de tratamiento biológico secundario de película adherida.

La rotación de los discos sirve para varios propósitos: mezclar el contenido del tanque manteniendo a los sólidos sus-pendidos. Simultáneamente, el movimiento levanta una pelicula líquida que al contacto con el aire absorbe el oxígeno necesario para que los microorganismos presentes en la pelicula utilicen tanto el oxígeno disuelto como el material orgá-nico de agua de desecho. Y, finalmente, oxigena el lícor mezclado del tanque, evitando condiciones anaerobias en el seno del líquido y manteniendo bajo control el espesor de la biopelícula debido al esfuerzo constante entre la película y el agua.

Las bacterias siendo consideradas como partículas micrométricas y con carga, son absorbidas y adheridas a la interfase sólido-líquido, primordialmente sobre la superficie de los discos y después de su multiplicación a través de varias ge-neraciones formando una biocapa.

El proceso total del desarrollo de la biocapa ha sido estu-diado por Trulear et al, (1983) y será explicado en la Sec-

ción (3.2.3). Baier (1972) considera que la adsorción de material orgánico sobre la superficie es un prerequisite para la adhesión biológica, ya que esto condiciona la superficie del medio. Este proceso se puede ejemplificar como sigue:



A ó B pueden limitar la rapidez de reacción. Los nutrientes no son el factor limitante para los sistemas de tratamiento de desechos domésticos, pero podría ser el caso en los tratamientos de agua de desechos industriales.

La reacción (3.1) muestra que el crecimiento bacteriano se realiza a expensas de la energía liberada durante el flujo de electrones procedente de las especies donadoras y dirigida por conducto de microbios a las especiesceptoras. El sustrato es el donador de electrones mientras que el oxígeno, nitritos, nitratos, sulfitos, sulfatos y dióxido de carbono (CO_2) son ejemplos de aceptores de electrones.

En los reactores de película adherida, la remoción del sustrato de una fase acuosa requiere de la difusión de los reactivos metabólicos al interior de la película para así poder ser metabolizados por los microorganismos y de la difusión de todos los productos metabólicos dentro de la fase acuosa

a través de la película. Este fenómeno se muestra en la Fig. 3.2.

La importancia de la difusión de los productos reside en el hecho de que la producción de CO_2 , la acidez y la alcalinidad pueden causar un cambio significativo en los valores del pH. Sin embargo, la producción de productos gaseosos debida a las resistencias difusionales puede causar desprendimientos no deseados de la biopelícula. La remoción masiva de la biopelícula es atribuída a los nutrientes y/o al agotamiento de oxígeno dentro de la biopelícula. Este problema de desprendimiento de la película es observado frecuentemente con biopelículas gruesas y de baja densidad que se desarrollan bajo condiciones de esfuerzos cortantes considerables. La separación y el desprendimiento de biopelícula son términos que no deben confundirse dentro del mismo proceso; la separación es la remoción continua de biopelícula debida a la acción cortante del flujo y forma parte del proceso, mientras que el desprendimiento de la película se considera como un fuerte problema, ya que se debe, primordialmente, a problemas de anaerobiosis al interior de la biocapa.

La naturaleza de la película biológica adherida en un reactor biológico rotatorio difiere grandemente de la película biológica en un sistema de filtros percoladores (Fig 3.3).

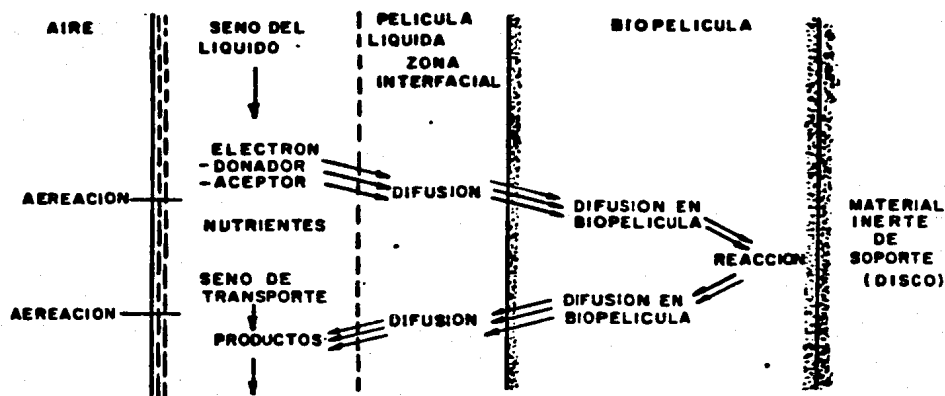


Figura 3.2 Representación esquemática del fenómeno de rapidez limitante involucrado en reacciones con película de contacto (Harremöes, 1978).

En un filtro percolador, el crecimiento biológico tiene un aspecto liso y de apariencia gelatinosa. El sustrato soluble y el oxígeno disuelto deben ser suministrados por difusión a la porción de biomasa cercana al medio de soporte, pero la porción superficial de biomasa rápidamente consume la mayor parte del oxígeno disuelto por lo que frecuentemente la zona cercana al soporte presenta condiciones anaerobias. Se piensa que esta actividad anaerobia es la causa principal del desprendimiento o caída de grandes cantidades de biopelícula. Con el oxígeno y el sustrato limitados sólo a la zona exterior o superficial se puede decir que sólo una fracción del total de la biomasa se encuentra activamente tratando al agua de desecho.

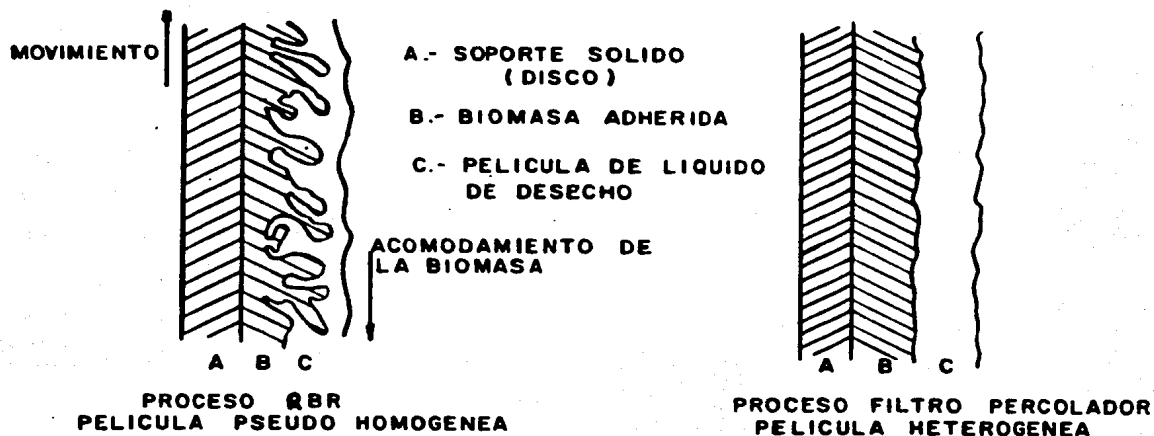


Figura 3.3 Reactores con película biológica adherida

En contraste, el proceso RBR presenta una biomasa rugosa que se proyecta de forma adyacente a la película del agua de desecho. Esto provee de mucho mayor área de contacto que el área disponible del medio de soporte. También, se logra que el sustrato y el oxígeno disuelto en la biopelícula la alcanzen para una mayor porción de biomasa haciendo que ésta, sea también aerobiamente activa.

La estructura rugosa de la biomasa se debe, no solamente a la presencia particular de algunas especies de organismos, sino también a la rotación del sistema. Esta rugosidad se hace más aparente en los primeros compartimientos o etapas que es donde la concentración de sustrato es más alta y el espesor de la capa es mayor y gradualmente va disminuyendo

en los últimos compartimientos. A diferencia del proceso de filtros percoladores, el proceso RER utiliza una fuerza hidráulica de corte controlada, como el principal mecanismo para remover el exceso de crecimiento biológico. Esto quiere decir, que el desarrollo de la película sobre los discos tiene un límite finito (ver Capítulo 3.2.3).

El crecimiento excesivo que es removido de los discos, se encuentra en el licor mezclado en forma de biomasa muy densa que es fácilmente sedimentable en un clarificador.

La rotación del sistema debe también proporcionar turbulencia en la interfase entre la biomasa y el agua de desecho con lo que el oxígeno disuelto y el sustrato soluble se encuentran disponibles uniformemente para la porción de biomasa adherida directamente al medio de soporte. Esto se logra, tanto por el mezclado como por el fenómeno de difusión. Como resultado de una alta turbulencia y una aeración más efectiva, el proceso RER ha demostrado tener una rapidez de remoción de sustrato por unidad de área dos o tres veces más alta que la de procesos de película adherida en medio estacionario como es el caso del filtro percolador (Autotrol, 1982; Benefield et al, 1980).

El fenómeno de la transferencia de masa juega un papel importante en los procesos de película adherida. En los sistemas

donde los crecimientos que se presentan están suspendidos en el líquido, la cinética de las reacciones biológicas generalmente cubre los efectos de la transferencia de masa debido al tamaño relativamente pequeño de las partículas bacterianas floculantes. En los sistemas de película adherida, la biopelícula es gruesa y la difusión del sustrato ocurre solamente en una dirección. Por esta razón, las resistencias a la transferencia de masa que ocurre en la película líquida y en la biopelícula son significativas y generalmente controlan el funcionamiento del proceso.

Maier (1966) realizó estudios del proceso de filtros percoladores con superficie inclinada, y demostró que la transferencia de masa de la materia biodegradable presentaba una rapidez limitante. McKinney (1962) haciendo mención al sistema de "filtración" y tomando en cuenta al proceso de película adherida, concluyó que la rapidez de transferencia de oxígeno era el factor clave dentro del proceso y no así la transferencia del sustrato. Su teoría se basa en el hecho de que la película líquida móvil se mezcla con la película adherida mientras ésta se mueve. A este respecto, el gradiente de concentración de la materia orgánica entre la película adherida y la capacidad móvil del líquido juega un papel más importante. Por lo tanto, una alta concentración de materia orgánica en el desecho ocasionará un incremento en el gradiente y, por ende, puede ser una ventaja.

El principal objetivo en el proceso RER es el de eliminar la materia orgánica soluble en el agua de desecho y transformar la en materia insoluble, principalmente en microorganismos.

Siendo el sistema un proceso aerobio, puede verse fácilmente afectado y limitado por las resistencias que existen en el transporte de oxígeno, por lo que funcionaría bajo condiciones de transporte de sustrato. Debido a la discusión antes mencionada, se establece que la renovación de la película líquida juega un papel vital dentro del proceso. Cualquier incremento en la rapidez de renovación de la película logrará un mejor tratamiento por lo que se obtendrá una buena difusión de oxígeno y de sustrato. La velocidad de rotación y el tiempo de retención hidráulica son utilizados como herramientas de control.

3.2 *Biología del sistema*

Dentro de esta sección se tratarán, de forma general, algunos conceptos básicos necesarios para el mejor entendimiento de los procesos biológicos en un reactor rotatorio.

3.2.1 Procesos metabólicos

El metabolismo se puede definir como el conjunto de reacciones enzimáticas que se llevan a cabo en la célula. Debe añ

dirse que todas las reacciones que se llevan a cabo en la célula tienen objetivos específicos (González, 1986).

El metabolismo tiene cuatro funciones específicas: 1) obtención de energía de uniones químicas o de energía solar absorbida, 2) conversión de nutrientes exógenos en moléculas utilizables en la síntesis de material celular, 3) ensamblaje de dichas moléculas, para formar proteínas, lípidos, ácidos nucleicos, y otros componentes celulares y 4) formación y degradación de biomoléculas que se requieran en funciones especializadas de la célula.

Los procesos metabólicos pueden dividirse en dos partes principales:

- 1) El catabolismo, que es la parte degradativa del metabolismo, por medio de la cual las grandes moléculas de nutrientes son degradadas para dar como resultado ácido acético, CO_2 , amoníaco o urea. El catabolismo va acompañado de liberación de energía, la cual es almacenada por la célula en forma de la molécula transportadora de ATP (Adenosín Trifosfato).
- 2) El anabolismo, que es la fase de formación enzimática de moléculas, tales como ácidos nucleicos, proteínas, polisacáridos y lípidos. Estos compuestos son formados

utilizando la energía y las pequeñas moléculas obtenidas por las funciones catabólicas.

3.2.2 Clasificación metabólica de los microorganismos

Los microorganismos se clasifican dependiendo de sus fuentes de energía, de carbono, de donadores de protones y receptores de protones.

Dependiendo de su fuente de energía se pueden dividir en fotótrofos, los que obtienen energía de la energía radiante (sol) y en quimiótrofos, los que obtienen su energía de reacciones químicas de oxidación-reducción.

Según su fuente de carbono pueden dividirse en dos grandes grupos: autótrofos, los que obtienen carbono de sustancias inorgánicas (CO_2) y heterótrofos, los que obtienen carbono de uniones químicas de tipo orgánico.

Los microorganismos litótrofos son los que utilizan donadores inorgánicos de protones y se denominan organótrofos a los que utilizan donadores orgánicos de protones.

De los cuatro diferentes tipos de alimentación, los dos más generalizados son los quimioorganótrofos y los fotolitótrofos. Los fotoorganótrofos y los quimiolitótrofos son microorganismos muy especializados, difíciles de encontrar en la

naturaleza y cuya existencia es objeto de importantes estudios.

Los heterótrofos pueden ser divididos en dos grandes grupos:

- 1) Aerobios son los que utilizan oxígeno molecular como aceptores últimos de los protones provistos por los donadores de protones.
- 2) Anaerobios son los que, en vez de oxígeno molecular, utilizan cualquier otra molécula como aceptor de protones. Existe otro grupo de microorganismos heterótrofos que pueden utilizar oxígeno molecular como aceptor de protones en caso de que éste se encuentre a disposición; en caso de que no exista oxígeno molecular disponible utilizan alguna otra molécula como aceptor de protones. A estos microorganismos se les denomina facultativos.

3.2.3 Dinámica de los procesos de película biológica

Trulear et al, (1983) basándose en observaciones experimentales dentro del campo de los reactores biológicos, vieron que el desarrollo de la película biológica sobre una superficie de contacto expuesta a aguas de desecho, es el resultado neto de la rapidez de transporte físico de sustrato y oxígeno disuelto y del crecimiento biológico.

Los procesos que contribuyen a la acumulación de la biopelícula son:

- i) Adsorción orgánica
- ii) Transporte de partículas microbianas a la superficie
- iii) Adhesión de microorganismos a la superficie
- iv) Crecimiento de los microorganismos adheridos
- v) Arrastre de la biocapa debido al esfuerzo cortante del líquido.

Se cree que la adsorción de una capa orgánica monomolecular, ocurre a los pocos minutos de exposición de la superficie de contacto con el agua de desecho que contiene microorganismos dispersos, nutrientes y moléculas orgánicas. Se considera que la adsorción de este tipo, es prerequisite para que ocurra la adhesión debido a las condiciones de la superficie de contacto.

El transporte de las partículas microbianas del seno del líquido hacia la superficie de contacto, depende del régimen o condiciones a las que se encuentra el líquido. En régimen turbulento, la difusión molecular y el transporte en forma

de aglomerados moleculares ("eddies") son mecanismos viables y, en flujo laminar, es posible la quimitaxis, fenómenos por el cual, las moléculas grandes arrastran a las pequeñas (Trulear et al, 1983).

Se han postulado diferentes mecanismos para explicar el proceso de adhesión de la película biológica a una superficie de contacto y se ha visto que la mayoría concuerda en que, para una fuerte adhesión de la película, se requiere de ciertas uniones de polisacáridos (Norouzian, 1980).

El crecimiento de la biocapa es considerado como el efecto combinado entre la reproducción celular y la producción de exopolisacáridos. Existen diferentes ecuaciones que describen la rapidez de remoción de sustrato como una función de la concentración limitante del nutriente y de la masa de la biocapa. Se han hecho algunos estudios con el objeto de relacionar la rapidez de remoción de sustrato con la rapidez de desarrollo de la biocapa (Williamson et al, 1976).

En cualquier punto del desarrollo de la biocapa, porciones de ésta son arrastradas debido al esfuerzo cortante que presenta el fluido. El arrastre es altamente dependiente de las condiciones hidrodinámicas del sistema. Existe también un desprendimiento masivo de la biocapa atribuible al agotamiento del oxígeno (Trulear et al, 1983).

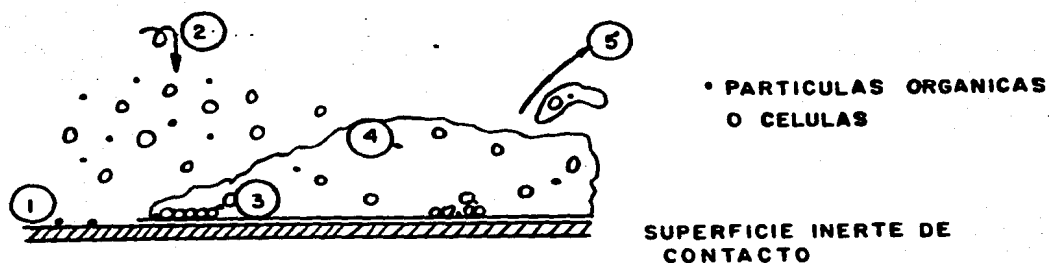


Figura 3.4 Procesos de desarrollo de la biopelícula
1. Adsorción, 2. Transporte, 3. Adhesión,
4. Crecimiento, 5. Arrastre (Trulear et al,
1983).

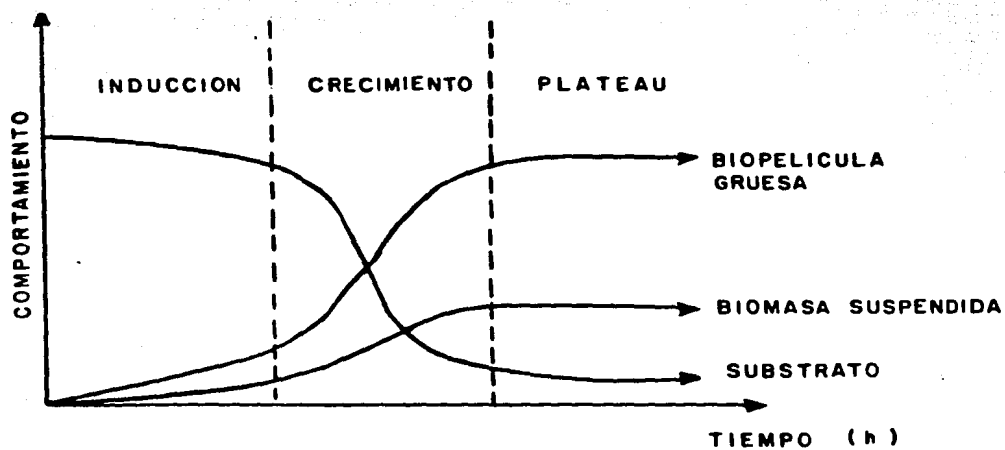


Figura 3.5 Proceso de desarrollo de la biocapa (Metcalf-
Eddy, 1972).

La acumulación de la biocapa es el resultado neto de la rapidez de los procesos que ocurren simultáneamente (Fig 3.4).

El proceso de desarrollo de la biocapa, se puede dividir en tres fases: a) inducción, b) crecimiento, c) "Plateau" o de estabilidad (Fig 3.5).

La fase de inducción se caracteriza por el desarrollo de una primera capa de biomasa sobre una superficie de contacto limpia. La adsorción orgánica seguida del transporte y de la adhesión de microorganismos a la superficie son procesos significativos durante la inducción.

La fase de crecimiento está caracterizada por dos estadios de acumulación: un crecimiento logarítmico acompañado de la rapidez de acumulación. El crecimiento logarítmico se lleva a cabo hasta alcanzar un espesor crítico de biomasa y es aquí donde la utilización de sustrato alcanza un valor de régimen permanente y no se ve afectado por alguna adición extra o acumulación. Cuando el esfuerzo cortante evita una mayor acumulación existe un período en el que, cuando la acumulación termina, la fase de crecimiento toma un valor cercano a la constante de acumulación.

El período "Plateau" o de estabilidad es cuando el crecimiento de una nueva capa se iguala a la biocapa que está

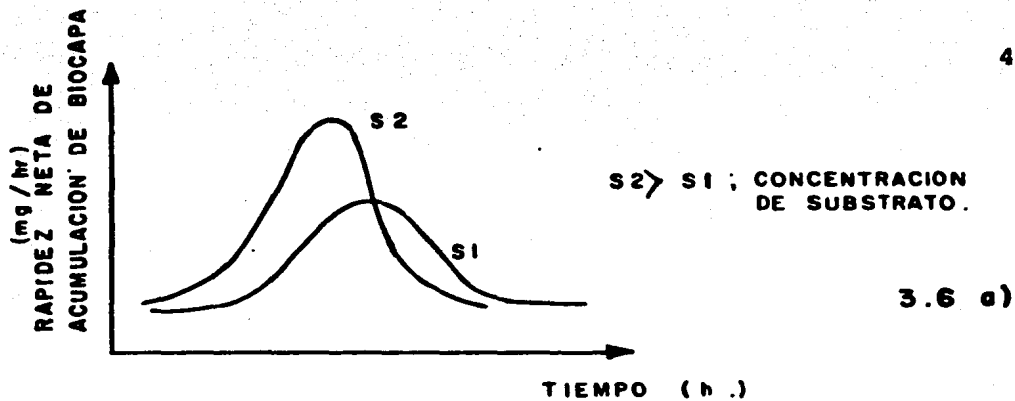
siendo arrastrada por el esfuerzo de corte del fluido. Aquí, el espesor de la biocapa, propiamente dicho, se mantiene constante.

El desarrollo de la biomasa adherida se describe adecuadamente con una curva sigmoïdal. La pendiente de esta curva a un tiempo particular es la acumulación neta de biopelícula (Figs. 3.6a y b).

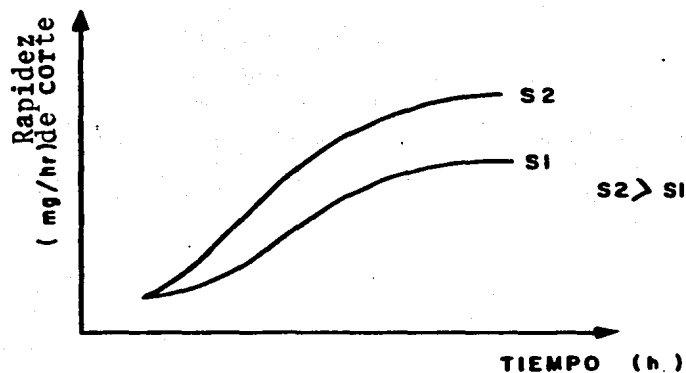
La rapidez de corte de la biopelícula incrementa proporcionalmente con el espesor de la capa: el incremento de la rapidez de corte es debida a un mayor espesor de la capa ocasionado por una mayor cantidad de sustrato.

El efecto de la velocidad del fluido y de la concentración de sustrato sobre el máximo espesor de la biocapa y sobre la rapidez de corte se muestra en la Figura 3.7 .

Un incremento en la velocidad del fluido, ocasiona una mayor rapidez de corte, lo que resulta en un decrecimiento del espesor de la biocapa.



3.6 a)



3.6 b)

Figura 3.6 a) Acumulación de biocapa, b) Rapidez de corte de la biopelícula (Metcalf-Eddy, 1972).

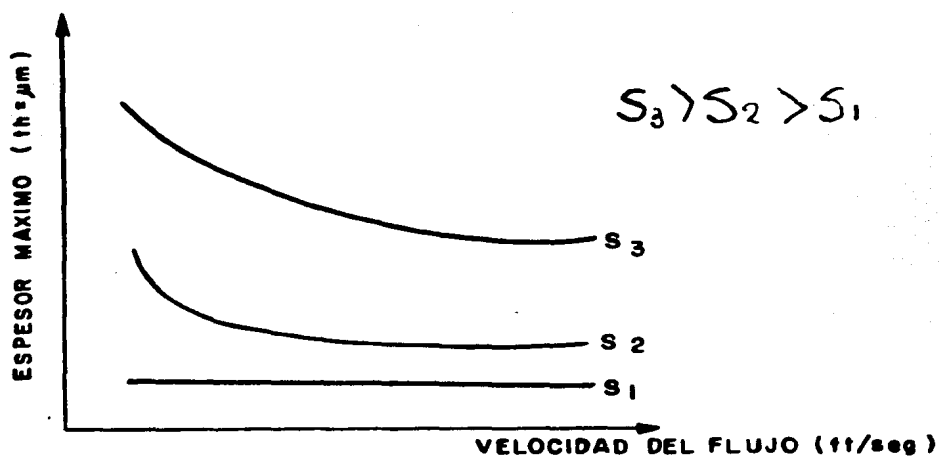


Figura 3.7 Efecto de la velocidad del fluido sobre el máximo espesor de la capa. (Metcalf-Eddy, 1972).

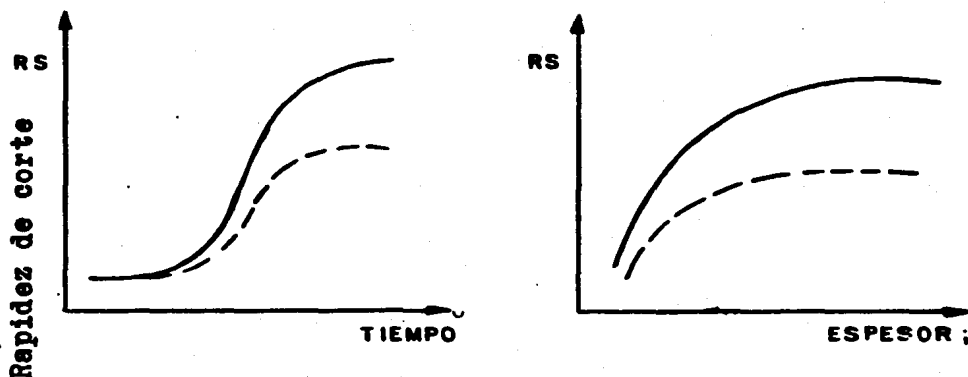


Figura 3.8 Efecto de la rapidez de corte sobre el máximo espesor de la capa. (Metcalf-Eddy, 1972).

La resistencia por fricción debida a la biocapa, muestra una dependencia similar a la del Número de Reynolds, es decir, como una resistencia debida a las superficies rugosas de los tubos comerciales (Trulear et al, 1983).

Se puede decir que la resistencia ocasionada por la fricción es dependiente del espesor de la biocapa, por lo que a mayor espesor de capa, el factor de fricción se verá incrementado.

3.3 Factores que afectan la operación de los reactores biológicos rotatorios

Todo el sistema que se encuentra en operación establece la necesidad de atender ciertos requerimientos mínimos para probar así sus condiciones de operación. Para constatar estas

condiciones, se debe tener el conocimiento de cuáles son las variables dependientes y cuáles son las independientes que gobiernan al proceso o los procesos en cuestión. Esto será tan extendido como el efecto que presentan sobre el sistema.

Algunas de las variables a ser consideradas como importantes en este proceso son: T , pH, alcalinidad, salinidad (conductividad), carga orgánica, carga hidráulica, área superficial, velocidad rotacional, espesor de la película.

3.3.1 Temperatura

Autotrol (1982) ha reportado que variaciones de temperatura entre 55° y 90°F (10 a 32°C) no afectan el funcionamiento de los sistemas RBR. Temperaturas arriba de los 32.2°C, harán cambiar la diversidad del cultivo microbiano de las más eficientes bacterias mesofílicas a los menos eficientes microbios termofílicos. A altas temperaturas se verá disminuida la solubilidad del oxígeno y el sistema trabajará bajo condiciones limitadas de oxígeno.

Si el sistema se opera a temperaturas menores de 10°C, el funcionamiento del reactor será poco eficiente, a menos que el tiempo de retención hidráulica se vea incrementado por la disminución del flujo de alimentación. Por ejemplo, para la disminución de 1-2°C en la temperatura del reactor abajo de

10°C se requiere que el gasto influente se vea disminuida en un 14%.

Usualmente, los modelos matemáticos no muestran directamente los efectos de la temperatura, pero ellos incluyen parámetros cinéticos que siguen el comportamiento de la relación de Arrhenius:

$$k_T = K_{20} (1.072)^{T-20} \quad (3.2)$$

donde

k_T = parámetro cinético

T = temperatura

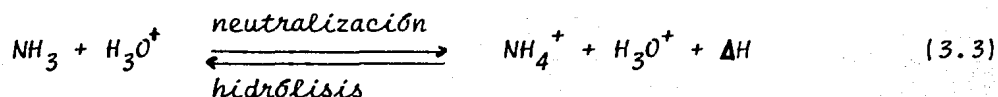
K_{20} = valor de K a 20°C

3.3.2 pH

El pH es un término utilizado internacionalmente para expresar la intensidad de la condición ácida de una solución, siendo así una forma de expresar la concentración de iones hidrógeno, o dicho de una forma más precisa, es una expresión para cuantificar la actividad de los iones hidrógeno (Potencial Hidrógeno).

Norouzian (1983) informa que para un funcionamiento adecuado del RBR, el intervalo adecuado de pH es entre 6.5 y 8.5. A

bajos o altos valores de pH pueden suceder que los microbios se separen de los discos y salgan del reactor. Usualmente, las aguas de desecho de tipo doméstico tienen la suficiente alcalinidad para amortiguar los cambios en el pH. Una caída de pH en la primera etapa del reactor podría ser una indicación de condiciones limitantes de oxígeno cuando se producen ácidos orgánicos. Una disminución en el pH en las últimas etapas puede deberse a la nitrificación. Este mismo autor ha reportado que las bacterias nitrificantes pueden vivir en valores de pH entre 5 y 10, con el valor óptimo en 7.5. Un reporte de Antonie et al, (1982) muestra que, a un pH de menos de 6.8, la nitrificación se ve fuertemente inhibida en los RBR. Esto se puede relacionar parcialmente con el efecto del pH sobre la disociación del amoníaco. Observando la ecuación 3.3, valores bajos del pH ocasionan un desplazamiento del equilibrio de la izquierda a la derecha y así enriquecen la solución de iones amonio. Sabiendo que el amonio, no es muy favorable para las bacterias nitrificantes, el proceso de nitrificación se desacelera. Lo contrario sucede a valores altos de pH, aquí se favorece a la presencia de amoníaco pero hay que considerar que altas concentraciones de amoníaco son tóxicas para las bacterias nitrificantes.



3.3.3 Alcalinidad

Es una medida para neutralizar ácidos en una solución acuosa. La alcalinidad de un desecho doméstico normal es de 200 mg/l, medida como CaCO_3 . Esta alcalinidad es suficiente para amortiguar el pH del sistema en la mayoría de los casos. La alcalinidad como fuente de carbón inorgánico para las bacterias autótrofas previene fuertes variaciones de los valores del pH debido a los procesos químicos y bioquímicos que se dan lugar en el sistema. En el agua residual resulta principalmente de la presencia de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos.

La alcalinidad es muy importante para las bacterias nitrificantes. Norouzian (1980) reporta que hay casos en que la nitrificación está limitada debido a la escasez de alcalinidad. La alcalinidad puede también afectar la diversidad de microorganismos que se encuentran en el sistema.

3.3.4 Salinidad

Un estudio realizado por Poon et al, (1979) muestra que un sistema de RBR puede ser usado para tratar aguas de desecho con altos contenidos de sales. Un estudio reciente, realizado por Jonguitud et al, (1982), muestra que los sólidos disueltos contenidos en el agua mejoran la eficiencia en la transferencias del oxígeno, sólo si la temperatura se mantiene

ne constante. Esta puede ser la razón del mejoramiento en la calidad del efluente del sistema estudiado por Poon et al, (1979).

Concentraciones de cloruros (Cl^-) en el intervalo de 100 a 11,600 mg/l mejoran la calidad del efluente y se mejora aún más cuando varían entre 8600 hasta 11600 mg/l. (González, 1986).

3.3.5 Efectos de la carga orgánica y de la carga hidráulica

Filion et al, (1979) y Clark et al, (1978) establecen que las cargas orgánicas encontradas en los desechos domésticos no afectan al funcionamiento de los RBR's. Esto quiere decir que, para cierta carga hidráulica, el porcentaje de la remoción de DBO_5 , que es una medida de la carga orgánica, es una función de dicha carga hidráulica.

Sin embargo, Friedman et al, (1979) y Dupont et al (1979) consideran que las cargas orgánica e hidráulica son criterios esenciales para el diseño y la operación. Dupont et al (1979) argumentan que la carga orgánica ha dado mayor peso al diseño. Ellos apuntan que la carga orgánica superficial no sólo refleja el gradiente para la difusión del sustrato de la biopelícula en términos de DBO_5 , sino también el tiempo de reacción en términos de carga hidráulica. Por lo tanto,

ellos sugieren como unidades de diseño la cantidad de materia orgánica a metabolizar o degradar, medida como demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5), por unidad de área biológica activa.

Fair et al (1968) y McKinney (1962) afirman que el gradiente de concentración de un sustrato a través de la interfase de la biopelícula y del líquido juega un papel importante en los sistemas de tratamiento de aguas de desecho con películas adheridas. Un reporte de Dupont et al (1969) indica que el RBR muestra un alto grado de sensibilidad para las altas cargas solubles orgánicas. Switzenbaum et al, (1983) indican qué tan importante es el efecto de la carga orgánica sobre la nitrificación y establecen que la concentración de materia orgánica, medida como DBO_5 , ha sido considerada más importante que el tiempo de retención hidráulica en los sistemas RBR. El material orgánico presente normalmente en los desechos domésticos no inhibe el proceso de nitrificación.

Jonguitud et al, (1982) reportan que una nitrificación simultánea con remoción de materia orgánica soluble sólo puede ocurrir cuando la rapidez de transferencia de oxígeno pueda exceder a la rapidez de utilización del oxígeno. Friedman et al, (1979) dicen que, un sistema con una sobrecarga orgánica puede mostrar un crecimiento microbiano disperso y crear problemas de sedimentación. En un estudio realizado por Richard et al (1978), una planta con sobrecarga fue restituida distribu-

yendo la carga en cuatro puntos. Esto claramente muestra la importancia de la carga orgánica como variable de diseño en un RBR.

Poon et al (1979) han reportado que la carga orgánica es la variable operacional más importante y muestran que el valor más grande de "sensibilidad" es de 0.77 ("Sensibilidad", está definida como el porcentaje de cambio de las variables dependientes, mientras que todas las otras variables, son mantenidas constantes). El signo de la sensibilidad indica el efecto positivo (+) o negativo (-), mientras que el valor absoluto, muestra la magnitud del efecto. Esto significa que un incremento del 1% en la carga orgánica se verá reflejado como un incremento del 0.77% en la concentración de DBO_5 en el efluente. La misma variación porcentual en la carga hidráulica causa sólo una variación de 0.165% en la concentración de DBO_5 en el efluente.

3.3.6 Recirculación del efluente

Se ha observado que la recirculación del efluente en un proceso de película adherida, como en los filtros percoladores, origina una mejor distribución de la materia orgánica y por ende, un funcionamiento más efectivo. Poon et al (1979) reportan que en el primer compartimiento de una unidad de RBR que se estudió, se presentaba una remoción del 50% de DBO_5 ; los otros compartimientos no mostraron una eficiencia razona

bles. Debido a la baja remoción de DBO_5 que se presentó, se utilizó la recirculación del efluente. Esta acción reduce la carga orgánica y la eficiencia de remoción durante la primera etapa. Sin embargo, el incremento de eficiencia de remoción de DBO_5 en las siguientes etapas contrarresta la disminución en la remoción de la primera etapa. Para un RBR se recomienda una recirculación máxima del 100%, dependiendo de la carga orgánica inicial.

Otro importante aspecto de la recirculación es que previene cualquier sobrecarga orgánica en la primera etapa. Cuando se presenta un valor alto de carga orgánica, ocasiona una situación de sobrecarga en la primera etapa del sistema, la cual no lograría oxidar más a la materia orgánica y entonces parte de la capacidad del sistema se vería perdida. La recirculación del efluente al sistema al diluir el influente puede servir de ayuda cuando son de esperar efectos tóxicos.

3.3.7 Efecto de la velocidad de giro (RPM)

Wu-Chang et al (1980) estiman que la rapidez de remoción de sustrato en un sistema de RBR es generalmente controlada por el mecanismo de transferencia de oxígeno en las etapas iniciales más que por la misma difusión del sustrato dentro de la película. Incrementando la velocidad rotacional de los discos se mejora la eficiencia de la transferencia de oxígeno

de la unidad y causa un incremento en la rapidez de utilización del sustrato.

En esencia, la rapidez de renovación de la película líquida se verá incrementada con el aumento de las RPM que también son responsables de la transferencia de oxígeno y de la utilización del sustrato simultáneamente.

Valores de RPM de 4.6, 3.2 y 2 han sido investigados por Clark et al, (1978). Los resultados fueron similares para 4.6 y para 3.2 RPM. Una inspección de los datos indica que a 2 RPM se presenta un uso más eficiente de la energía eléctrica en todos los casos estudiados. Por último, un importante estudio ha sido realizado por Friedman et al (1979), sobre el efecto de las RPM en el funcionamiento de un RBR. El experimento fue llevado a cabo en el intervalo de 0.09 y 0.47 m/s de velocidad periférica. La siguiente ecuación fue dada para la predicción del comportamiento del sistema:

$$K = a \ln (\theta C_i) + b \ln w \quad (3.4)$$

donde

K constante empírica de remoción, 1/h

a, b constantes con valores de -36.21 y 228.85 respectivamente

θ tiempo de retención hidráulica (h)

- C_i concentración del sustrato en el influente (mg/l)
 w velocidad periférica (m/s)
 θC_i factor de carga (mg/h/l)

Conociendo que 'a' representa un valor negativo, la ecuación 3.4 muestra que si 'w' se incrementa, la capacidad del sistema se verá también incrementada, permitiéndole así poder aceptar mayores cargas. También se discute si la velocidad de 0.3 m/s (velocidad periférica) es un valor propio para considerarse como criterio de diseño.

Por otro lado, La Motta (1976) considera que un sistema de RBR a 2 RPM puede operarse bajo régimen difusional. Esto quiere decir que la difusión del sustrato puede ser el factor controlante. Sus resultados muestran que una información cinética verdadera y confiable puede obtenerse sólo si la velocidad periférica excede los 0.8 m/s. Esta es una clara muestra del hecho de que aumentar la velocidad rotacional de la unidad de RBR puede mejorar su funcionamiento, lo cual va de acuerdo con la ecuación 3.4.

A pesar de que a mayores RPM se presenta un mejor funcionamiento en la remoción de la DBO_5 , se presentan algunas limitaciones para su uso. A altas RPM se necesita un mantenimiento mayor en el sistema. Estudios reportados por Clark et al (1977) indican que 0.3 m/s, ofrece el mínimo de mante-

nimiento. Hablando en términos de energía, a velocidades rotacionales altas se consume más potencia.

El incremento en las RPM crea esfuerzos cortantes mayores, lo que ocasionaría una aceleración en la rapidez de desprendimiento de la biopelícula. También, la rapidez de desprendimiento se incrementará si el diámetro del disco es incrementado sin modificación de las RPM.

La velocidad óptima de operación no deberá exceder el valor de la rapidez de desprendimiento de la biopelícula aunque éste se encuentre en un intervalo aceptable. Conforme al diámetro del disco se vaya incrementando, las RPM deberán ir disminuyendo para así conservar constante la velocidad periférica.

Los efectos del diámetro (ϕ) del disco han sido reportados por Chesner et al (1976). Todo esto quiere decir que escogiendo un valor de RPM para un RBR se deberá considerar que:

1. El disco se mantenga húmedo
2. Se garantice un suministro constante en el influente
3. Se garantice suficiente capacidad de mezclado
4. Se tengan bajos costos de mantenimiento
5. Haya un menor consumo de energía
6. Que la rapidez de desprendimiento de la biopelícula se

mantenga igual que la de formación (espesor constante).

3.3.8 Número de etapas

Cada etapa juega el papel de un reactor ideal perfectamente mezclado y opera en serie con el resto de las etapas. Welch (1969) establece que el número de etapas puede ser usado para obtener las condiciones óptimas del tratamiento y que aumentando el número de etapas aumenta la eficiencia del sistema.

Antonie (1976) dice que el desarrollo de un grupo microbiano específico para cada etapa se adaptará a las características del desecho en cada etapa. Por ejemplo, en el tratamiento de desechos domésticos, en las últimas etapas se desarrollan bacterias nitrificantes.

Se estudiaron unidades de RBR de 2 y 4 etapas bajo condiciones similares. Los resultados indican que la unidad de 4 etapas presenta una eficiencia superior a la de 2 etapas (Antonie, 1976).

Weber (1972) dice que aumentando el número de etapas, el RBR se aproxima a un reactor de flujo pistón, el cual es más eficiente que el reactor totalmente mezclado.

3.4 Modelo matemático seleccionado

Algunos modelos matemáticos que se orientan a los procesos de película biológica en general y en especial a los reactores de contacto biológico rotatorio han sido reportados por Norouzian (1983).

De estos modelos, el que se utiliza en este estudio es el modelo establecido por Kornegay (1975) y Kornegay et al (1968) y reportado por Benefield et al (1980). Se seleccionó este modelo por considerar, tanto la eliminación de nutrientes por la película como por la biomasa suspendida en los licores de tratamiento (Escárcega et al, 1986).

Los fundamentos teóricos del modelo se basan en el modelo cinético desarrollado por Monod, el cual ha sido utilizado eficientemente durante muchos años en el campo del tratamiento de aguas de desecho.

Este modelo presenta la enorme ventaja de que se encuentre apoyado por el método gráfico de Mc Aliley-Beder (1975) permitiendo conocer las concentraciones de los efluentes para cada compartimiento.

Kornegay (1975) considera en su modelo matemático que el paso que controla la cinética del sistema es el proceso metabó-

lico microbiano (reacciones enzimáticas).

Harremöes (1978) opina que, en algunos casos la cinética del proceso es controlada por los procesos de difusión de nutrientes y de oxígeno al interior de la película. Dichas limitaciones deben ser determinadas experimentalmente.

A continuación se presenta la deducción del modelo de Kornegay (1975) y Kornegay et al (1968).

Suponiendo que un RBR de una etapa se comporta como un reactor totalmente mezclado, se puede plantear el balance de materia de la siguiente forma:

$$\begin{array}{ccccccc}
 \text{rapidez neta de} & & \text{rapidez a la que} & & \text{rapidez a la} & & \text{rapidez a la} \\
 \text{cambio en la can} & = & \text{el sustrato entra} & - & \text{que el sustra} & - & \text{que el sustra} \\
 \text{tidad de sustra} & & & & \text{to desaparece} & & \text{trato es oxi} \\
 \text{to en el reactor} & & & & \text{del reactor} & & \text{dado en el} \\
 & & & & & & \text{reactor} \\
 & & & & & & (3.5)
 \end{array}$$

y expresado de forma matemática

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_V = QS_0 - QS_e - \left(\frac{dS}{dt}\right)_A V_A - \left(\frac{dS}{dt}\right)_S V_S \quad (3.6)$$

donde

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) \text{ rapidez neta de consumo de sustrato en el reactor} \\
 (MV^{-1} T^{-1})$$

$\left(\frac{dS}{dt}\right)_A$ rapidez de utilización de sustrato por unidad de volumen de biomasa adherida ($MV^{-1} T^{-1}$)

$\left(\frac{dS}{dt}\right)_S$ rapidez de utilización de sustrato por unidad de volumen de biomasa suspendida ($MV^{-1} T^{-1}$)

V volumen de líquido en el reactor (V)

V_A volumen de biomasa adherida activa (V)

V_S volumen de biomasa suspendida en el reactor (V)

S_0 concentración de sustrato en el influente (M/V)

S_e concentración de sustrato en el efluente (M/V)

Q gasto del reactor (M/T)

Como puede observarse del planteamiento anterior, el consumo de sustrato se debe, tanto a la actividad de los microorganismos en la película como de los microorganismos en el seno del líquido.

Sabiendo que:

para biomasa total en el reactor

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_g = y_T \left(\frac{dS}{dt}\right) \quad (3.7)$$

para biomasa adherida en el reactor

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Ag} = y_A \left(\frac{dS}{dt}\right)_A \quad (3.8)$$

para biomasa suspendida en el reactor

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Sg} = y_S \left(\frac{dS}{dt}\right)_S \quad (3.9)$$

donde

$\left(\frac{dX}{dt}\right)_g$ rapidez de crecimiento absoluto de biomasa total
($MV^{-1} T^{-1}$)

$\left(\frac{dS}{dt}\right)$ rapidez de utilización de sustrato total por unidad
de volumen ($MV^{-1} T^{-1}$)

$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Ag}$ rapidez de crecimiento absoluto de biomasa adherida
($MV^{-1} T^{-1}$)

y_A coeficiente de rendimiento teórico para bioamsa adherida
($MV^{-1} T^{-1}$)

$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Sg}$ rapidez de crecimiento absoluto de bioamsa suspendida
($MV^{-1} T^{-1}$)

y_S coeficiente de rendimiento teórico para biomasa suspendida

Las ecuaciones (3.8), (3.9) pueden reacomodarse como sigue:

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Ag}}{y_A} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_A \quad (3.10)$$

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Sg}}{y_S} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_S \quad (3.11)$$

multiplicando el lado izquierdo de las ecuaciones (3.10) y (3.11) por X_A/X_A y X_S/X_S

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Ag} (X_A)}{X_A} \frac{1}{Y_A} = \frac{\mu_A X_S}{Y_A} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_A \quad (3.12)$$

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Sg} (X_S)}{X_S} \frac{1}{Y_S} = \frac{\mu_S X_S}{Y_S} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_S \quad (3.13)$$

donde

X_A biomasa activa por unidad de volumen de biomasa adherida

X_S biomasa activa por unidad de volumen de biomasa suspendida

μ_A rapidez de crecimiento específico de biomasa adherida (T^{-1})

μ_S rapidez de crecimiento específico de biomasa suspendida (T^{-1})

sustituyendo (3.12) y (3.13) para $(dS/dt)_A$ y $(dS/dt)_S$ en la ecuación (3.6).

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) V = QS_0 - QS_e - \frac{\mu_A X_A}{Y_A} V_A - \frac{\mu_S X_S}{Y_S} V_S \quad (3.14)$$

El volumen de la biomasa adherida total en los discos está da do por la ecuación

$$V_A = 2 \frac{1}{4} \pi (D_o^2 - D_i^2) d \quad N = \frac{1}{2} \pi (D_o^2 - D_i^2) Nd$$

por lo que la ecuación 3.14 quedaría

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_V = QS_o - QS_e - \frac{\mu_A X_A}{y_A} \frac{1}{2} \pi (D_o^2 - D_i^2) Nd - \frac{\mu_S X_S}{y_S} V_S \quad (3.15)$$

donde

D_o = diámetro total del disco

D_i = diámetro no sumergido del disco

N = número de discos

d = profundidad activa de la película microbiana sobre el disco (espesor de película).

Por lo que a régimen permanente donde la concentración de substrato permanece constante en el reactor, la ecuación se vuelve igualada a cero.

$$0 = QS_o - QS_e - \frac{\mu_A X_A}{y_A} \frac{1}{2} \pi (D_o^2 - D_i^2) Nd - \frac{\mu_S X_S}{y_S} V_S \quad (3.16)$$

El término $\frac{1}{2} \pi (D_o^2 - D_i^2) Nd$ es igual al área húmeda total de los discos, entonces:

$$0 = QS_o - QS_e - \frac{\mu_A X_A}{y_A} (A) d - \frac{\mu_S X_S}{y_S} V_S \quad (3.17)$$

Si se supone que el crecimiento microbiano cumple con la rela ción de Monod

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \frac{S_e}{K_S + S_e} \quad \text{y se substituye en la ecuación 3.17 ésta quedaría:}$$

$$0 = QS_0 - QS_e - \frac{(\mu_{max})_A}{y_A} X_A (Ad) \frac{S_e}{K_S + S_e} - \frac{(\mu_{max})_S}{y_S} X_S (V) \frac{S_e}{K_S + S_e}$$

(3.18)

Sin embargo, los RBR's generalmente trabajan a cortos tiempos de retención hidráulica. De acuerdo con esto, la importancia de la biomasa suspendida en el proceso degradativo es muy pequeña comparada con la de la biomasa adherida, por tanto la biomasa suspendida puede ser considerada despreciable (Benefield et al, 1980). Por esto, la ecuación 3.18 queda reducida a:

$$Q(S_0 - S_e) = \frac{(\mu_{max})_A}{y_A} (X_A)_d (A) \frac{S_e}{K_S + S_e} \quad (3.19)$$

Si el sistema se compone de series de reactores y cada uno con una serie de discos en un solo tanque, la utilización total de sustrato será la suma de la utilización en cada reactor

$$u_T = u_1 + u_2 + \dots + u_{n-1} + u_n \quad (3.20)$$

quedando

$$u_T = Q(S_0 - S_{en}) \quad (3.21)$$

donde

S_{en} concentración de sustrato de reactor n (MV^{-1})

Para series de RBR's donde cada unidad es idéntica, la ecuación (3.19) queda:

$$Q(S_0 - S_e) = \frac{(\mu_{max})_A}{y_A} X_A (A) d \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{K_S + S_i} \quad (3.22)$$

donde

S_i concentración del sustrato en el efluente de cualquier unidad en particular (MV^{-1})

Si se introduce un término P definido como

$$P = \frac{(\mu_{max})_A X_A d}{y_A} \quad (3.23)$$

la ecuación (3.19) (que es aplicable al sistema de una sola etapa) puede ser escrita:

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

y para el sistema de varias etapas se tiene

$$Q(S_0 - S_{en}) = (P) (A) \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{K_S + S_i} \quad (3.25)$$

Antes de que las ecs. (3.24) y (3.25) puedan emplearse, los parámetros cinéticos K_S y P deben ser determinados.

Cuando el sistema trabaja a bajos tiempos de retención, sólo la asimilación del sustrato por conducto de la biomasa adherida es significativo, por lo que la ec. (3.24) se puede re-arreglar de la siguiente forma (Benefield et al, 1980)

$$\frac{A}{Q(S_o - S_e)} = \frac{1}{P} + \frac{K_S}{PS_e} \quad (3.26)$$

graficando $\frac{A}{Q(S_o - S_e)}$ vs $\frac{1}{S_e}$ (fig 3.9)

se tiene como pendiente $\frac{K_S}{P}$ y como ordenada al origen a $1/P$

$$K_S = (\text{mg}/\ell)$$

$$S_o, S_e = (\text{mg}/\ell) \text{ DBO}_5 \text{ ó DQO}$$

$$P = \text{mg}/\text{m}^2 \cdot \text{día}$$

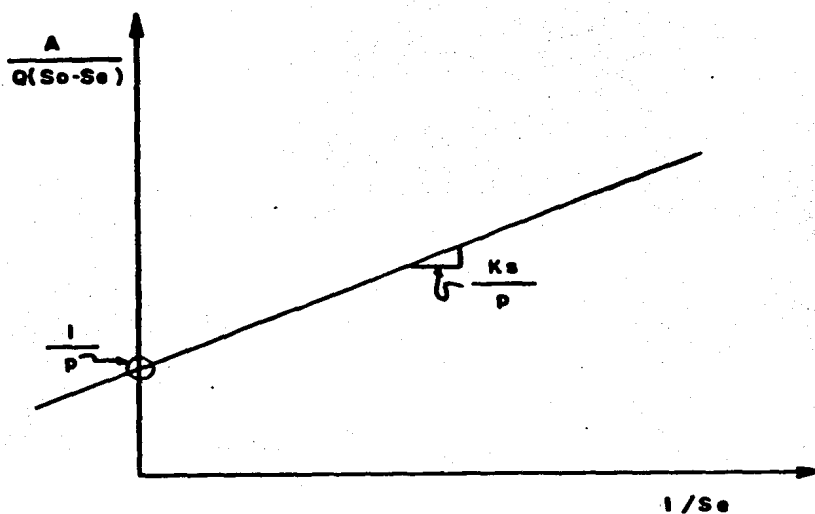


Figura 3.9 Representación gráfica del modelo de Kornegay (1975), y Kornegay et al (1968).

Con objeto de obtener toda la información experimental necesaria para evaluar las constantes cinéticas, se programaron tres experimentos. En los siguientes capítulos se describe el trabajo realizado.

4. METODOLOGIA

La experimentación se llevó a cabo en un reactor de discos rotatorios a nivel laboratorio. Dicho reactor fue alimentado de forma continua por medio de una bomba de membrana y su eficiencia fue determinada por medio de análisis en vía húmeda.

4.1 Descripción del equipo

El equipo consiste en un sistema de discos rotatorios, los cuales están colocados en serie y separados en grupos de 5 para formar un total de 10 grupos. Entre grupo y grupo hay una mampara la cual forma un compartimiento de 4.9 l por lo que el volumen del reactor es de 49 l. El diámetro de los discos es de 30 cm y su espesor de 4 mm. Los discos están fabricados con acrílico, y se encuentran colocados so-

bre una flecha de acero inoxidable, la cual tiene 1.5 cm de diámetro y 180 cm de longitud. La separación entre disco y disco es de 1.8 cm.

El espesor de las mamparas es de 4 mm, a excepción de la mampara central que es de 12mm.

La flecha se encuentra apoyada sobre tres rodamientos de acero inoxidable colocados dos en los extremos del tanque y uno sobre la mampara central. Al final de la flecha se encuentra colocado un tren de poleas con el cual se regula la velocidad de giro del sistema. El movimiento se logra por medio de un motor de 1/4 de caballo de fuerza el cual gira a 1750 RPM y está acoplado a un reductor de corona sin fin con relación de reducción de 1:30. Se utiliza una banda tipo "A" para hacer la conexión del tren de poleas con el sistema moto-reductor. El intervalo de velocidades que se logra con este sistema es entre 7 y 60 RPM.

El tanque en el cual se encuentran sumergidos los discos es también de acrílico y tiene una longitud de 126 cm.

La alimentación se hace por medio de una bomba de membrana.

En la Fig 4.1 se muestran diagramas del reactor y en la Fig 4.2 una fotografía del equipo.

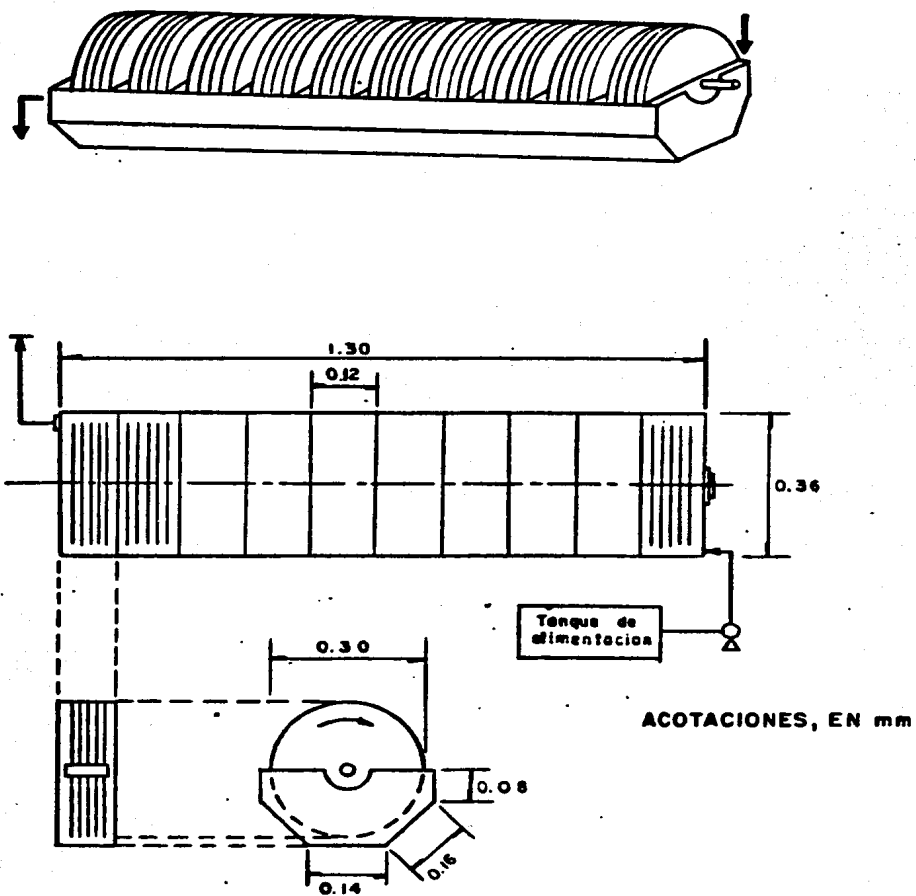


Figura 4.1 Diagrama esquemático del reactor biológico rotatorio de laboratorio.

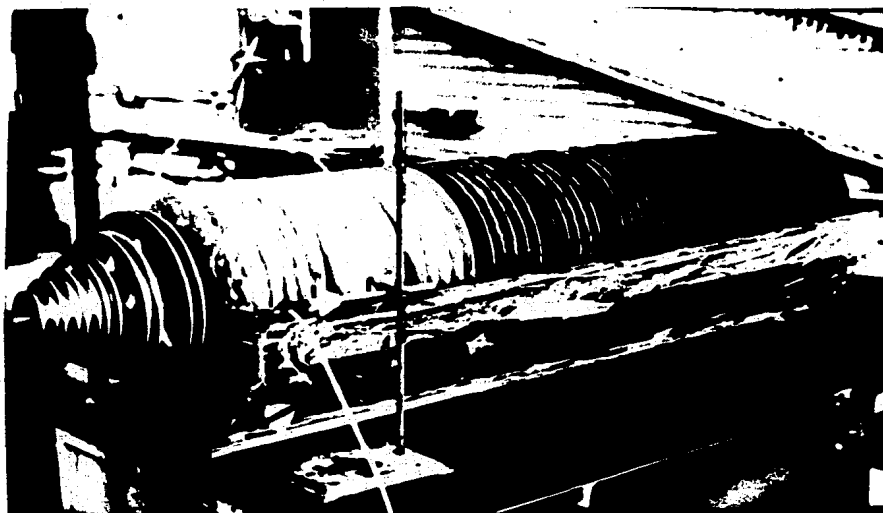


Figura 4.2 Fotografía del Equipo

4.2 Determinaciones analíticas

Una vez alcanzada la estabilidad del reactor, se efectuaron determinaciones de los siguientes parámetros para obtener información sobre el comportamiento del sistema RCBR: temperatura, oxígeno disuelto, pH, conductividad, alcalinidad, turbiedad, DQO, DBO₅, sólidos suspendidos y solubles, sólidos adheridos a los discos, contenido de nitrógeno.

4.2.1 Temperatura

La temperatura es un parámetro físico importante por sus efectos en los microorganismos como se mencionó en el Capí-

tulo 3. Puede además afectar las rapideces de las reacciones químicas y de floculación. Se determinó directamente en cada cámara del reactor, por medio de un sensor de temperatura marca YSI, modelo 54 (Green 1979).

4.2.2 pH

Es un término utilizado de manera internacional, para medir la intensidad de la condición ácida o alcalina de una solución. Es una forma de expresar la concentración de iones hidrógeno, o dicho de una forma más precisa, es una expresión de la actividad de los iones hidrógeno. (Green 1979).

La determinación de este parámetro se efectuó de forma electrométrica por medio de un potenciómetro marca Corning, Modelo G10A portátil.

4.2.3 Conductividad

Es una medida de la capacidad de una solución para permitir el paso de una corriente eléctrica y es dependiente de la temperatura, del número y de las especies iónicas presentes en la solución.

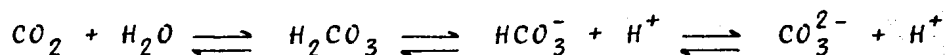
Se determinó la conductividad para cada cámara del RCBR y en las tres etapas de experimentación, utilizando un medidor de

conductividad marca Hach portátil.

4.2.4 Alcalinidad

La alcalinidad es definida como la capacidad de una solución acuosa para neutralizar ácidos. Se debe, normalmente, a la presencia de sales de ácidos débilmente ionizados y a la porción no ionizada de bases débilmente ionizadas. Se asume comúnmente que los bicarbonatos representan la forma principal de alcalinidad, ya que éstos se forman en cantidades considerables a partir de CO_2 (Benefield y Randall, 1980).

El equilibrio del carbonato en agua puede ser representado con la siguiente ecuación:



La alcalinidad se determinó por titulación con ácido sulfúrico valorado 0.02 N hasta un pH de 4.5 y se reportó en términos de equivalentes de $CaCO_3$ (Standard Methods, 1980).

4.2.5 Turbiedad

La turbiedad es una propiedad óptica de una solución acuosa, que causa que la luz sea desviada o absorbida en lugar de ser transmitida en línea recta a través de la muestra. Es

causada por la presencia de materia suspendida sólida o coloidal. Se determinó por medio de un turbidímetro Hach 2100 A (Standard Methods, 1980).

4.2.6 Sólidos

La definición usual de sólidos se refiere a la materia remanente después de que una solución acuosa ha sido sometida a evaporación y secado.

Uno de los principales objetivos de efectuar la determinación de sólidos en aguas residuales es obtener una medida de la cantidad de materia orgánica presente. La prueba de determinación de sólidos es completada con un procedimiento de combustión, en el cual la materia orgánica es convertida a CO_2 y agua, a temperatura controlada, para prevenir la descomposición y volatilización de sustancias inorgánicas. La pérdida en peso después de la combustión es interpretada en términos de materia orgánica (Standard Methods, 1980).

4.2.7 Demanda Bioquímica de Oxígeno

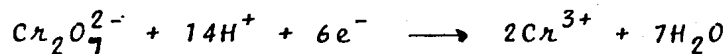
La prueba de demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5) da una medida del oxígeno utilizado por las bacterias durante la oxidación del material orgánico contenido en una muestra de agua residual. Esta prueba se basa en la premisa de que todo el

material orgánico biodegradable contenido en la muestra, será oxidado a CO_2 y H_2O , usando oxígeno molecular como aceptor de electrones. De aquí que sea una medida directa de los requerimientos de oxígeno y una medida indirecta de la contaminación por materia orgánica biodegradable. El subíndice 5 se refiere al tiempo de incubación de la muestra en días (Standard Methods, 1980; Benefield, 1980).

4.2.8 Demanda Química de Oxígeno (DQO)

Esta prueba es ampliamente usada para estimar la concentración de materia orgánica en las aguas de desecho. Se basa en el principio de que la mayoría de los compuestos químicos, orgánicos e inorgánicos son oxidados a CO_2 , SO_2 , NO_2 y H_2O , etc, por un agente fuertemente oxidante, como el dicromato de potasio, bajo condiciones ácidas. (Acción del ácido crómico en caliente).

La materia orgánica e inorgánica de la muestra es oxidada y el ión dicromato amarillo, es consumido y reemplazado por el ión crómico, de color verde. Se adiciona sulfato de plata, como catalizador



Se titula el dicromato remanente con una solución valorada

de sulfato ferroso amoniacal $(NH_4)_2Fe(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ en presencia de ferroína (monohidrato de fenonantrolina en solución acuosa) como indicador. El punto final de la titulación corresponde a un color café rojizo debido a la formación de un complejo de fierro-fenantrolina (Standard Methods, 1980).

4.2.9 Oxígeno disuelto (OD)

En la cantidad de O_2 expresada como concentración de oxígeno molecular que se encuentra disuelto en una solución acuosa. Esta determinación fué realizada por medio de un electrodo de oxígeno disuelto marca YSI, modelo 54.

4.2.10 Nitrógeno (Kjeldahl)

Es la determinación de la cantidad total de nitrógeno orgánico contenido en una muestra, sin diferenciar el tipo de compuesto al que pertenezca. Se determinó de acuerdo al método descrito en Standard Methods, (1980).

4.3 Operación del reactor

La operación del reactor se dividió en tres corridas. En la Tabla 4.1 se muestran las condiciones de operación en cada corrida. Se escogieron tres corridas ya que se querían obtener tres puntos que son los mínimos recomendables para la

elaboración de las rectas de comportamiento del reactor, además de que no se contaba con todo el tiempo deseado para desarrollar profundamente la investigación por problemas ajenos al proyecto.

El criterio que se siguió para seleccionar estas tres corridas fue el de considerar a la carga orgánica como la variable susceptible a ser modificada variando, tanto la concentración del influente del reactor como el gasto de alimentación. Con estos datos se obtendrán los parámetros cinéticos del sistema (Cap 3.4).

TABLA 4.1. CONDICIONES DE OPERACION DEL REACTOR

Corrida	Concentración de contaminantes mgDQO/l	Gasto alimentación l/día	RPM Vel. giro	Tiempo de residencia hidráulica (días)	Carga Orgánica gDQO/m ³ d
1	4226	41.7	16	1.17	3630
2	6525	41.3	16	1.18	5500
3	6500	19.6	16	2.5	2600

Como se observa, en la primera y segunda corridas varían los valores de concentración de contaminantes en el influente manteniendo el tiempo de residencia hidráulica (θ).

En la tercera corrida se mantiene constante el valor de con-

centración de contaminante en el influente y se aumenta el tiempo de residencia hidráulica a 2.5 días, con objeto de aumentar la carga orgánica por unidad de tiempo.

La velocidad de giro seleccionada fue de 16 RPM, suficiente para mantener al sistema en condiciones de aerobiosis. Esta velocidad se determinó midiendo el valor de oxígeno disuelto en cada compartimiento cuando no se encontraban en movimiento los discos. Posteriormente se hacía girar el sistema midiendo el valor de oxígeno disuelto al cabo de 30 minutos, considerando así a estos datos como patrón de comparación máxima. Posteriormente se agregó al tanque una solución de $CoCl_2 \cdot 6H_2O$ (cloruro cobaltoso hexahidratado), la cual ocasionaba que el valor de oxígeno disuelto en cada compartimiento se desplomara a cero. Se arrancaba el sistema midiendo el oxígeno disuelto para cada compartimiento y se esperaba a que llegara al valor máximo, el cual se había identificado anteriormente.

Este procedimiento se hizo antes de iniciar la experimentación llenando el reactor con agua, con objeto de analizar su comportamiento.

4.4 Programa de muestreo

La estabilización del reactor para cada corrida tomó entre

dos y tres semanas. Para corroborar si el reactor había alcanzado la estabilidad se realizaron diferentes mediciones, diariamente (pH, T, OD) y otras con intervalos entre dos y tres días (DQO). Estas mediciones proporcionan información sobre el funcionamiento del reactor. Para considerar estable el comportamiento del reactor, las mediciones del valor de cada parámetro no debían salirse de un intervalo de $\pm 10\%$.

Las mediciones se realizaron de acuerdo a un programa de actividades semanal que se elaboró considerando las necesidades de control del sistema (Tabla 4.2.).

TABLA 4.2. PROGRAMA DE MUESTREO EXPERIMENTAL

	Lu	Ma	Mi	Ju	Vi
T	X	X	X	X	X
pH	X	X	X	X	X
OD	X	X	X	X	X
DQO	X		X		X
DBO ₅	salida		entrada		
Conduc.		X		X	
Turb.		X		X	
Alcalin.		X		X	
N Kj-efluente	X	X	X	X	X
Sólidos efluente	X	X	X	X	X
Biomasa	el último día de análisis				

X = todos los compartimientos

Los estudios de biomasa comprenden Nitrógeno-Kjeldahl y sólidos suspendidos totales.

4.5 Caracterización del nejayote

Cuando se inició el estudio del reactor, como parte integral del paquete de investigación, anteriormente se había realizado un estudio de caracterización del nejayote procedente de diferentes locales; un molino (de nixtamal) y dos fábricas de harina de maíz nixtamalizado (Tabla 5.1.).

El significado de dichas determinaciones se encuentra descrito en las secciones 3.3 y 4.2.

Los análisis se efectuaron para el agua de cocimiento, para el agua de lavado y para la mezcla de ambas. Con esto, se establecen las comparaciones entre los diferentes tipos de agua de desecho en el proceso de nixtamalización.

En el siguiente capítulo se presentan los resultados obtenidos de estas tres corridas y se discute su análisis.

5. RESULTADOS Y DISCUSION

En el presente capítulo se exponen y discuten los resultados obtenidos durante las tres corridas y se establece una comparación entre cada una de éstas; además se describe el comportamiento cinético del sistema tomando en cuenta el modelo matemático propuesto por Kornegay (1975), y Kornegay et al (1980).

5.1 *Caracterización del nejayote*

Los resultados de la caracterización del nejayote se encuentran en la Tabla (5.1) de la cual se desprenden las siguientes observaciones:

1. La cantidad de sales contenida en el nejayote es muy alta comparada con la de aguas de desecho de tipo doméstico.

		pH	Conductividad (mohs/cm)	Alcalinidad Total (mg CaCO ₃ /l)	Color	Turbiedad (UNT)	DBO ₅ (mg/l)	DQO (mg/l)	N-Kjeldahl (mg/l)	NH ⁺ (N)	NO ₃ ⁻ (mg/l)	P (mg/l)	SO ₄ ⁻ (mg/l)	Sólidos (mg/l)	Ca ⁺⁺	
Gran Industria	Cocimiento	Total	11.7	5100	6520	575	235	5625	20,075	140	-	-	26	-	14,910	348
		Soluble	11.7	5200	2480	578	190	3750	15,400	98	4	22	19	1084	-	350
		Suspendido	-	-	4040	-	-	1875	4,675	42	-	-	9	-	5,290	-
	Lavado	Total	11.1	2450	2000	571	350	3560	7,100	80	-	-	21	-	8,810	471
		Soluble	11.2	2500	1140	570	118	3190	5,600	59	2	21	13	454	6,980	353
		Suspendido	-	-	860	-	-	370	1,400	21	-	-	8	-	1,830	118
Mediana Industria	Cocimiento	Total	11.6	5100	3260	570	380	6190	13,650	118	-	-	27	-	13,310	305
		Soluble	11.6	5000	2600	575	42	6000	10,020	98	4	22	24	2402	11,295	295
		Suspendido	-	-	660	-	-	190	3,630	20	-	-	3	-	2,015	10
	Lavado	Total	11.6	2100	900	560	240	940	3,960	42	-	-	7	-	3,010	298
		Soluble	11.6	2100	700	570	30	750	2,290	35	2	13	2	1886	2,540	240
		Suspendido	-	-	200	-	-	190	1,670	7	-	-	5	-	470	58
Pequeña Industria	Cocimiento	Total	11.6	4000	2720	560	260	7875	21,280	291	-	-	178	-	19,490	320
		Soluble	11.6	4000	2540	573	84	6750	18,560	274	5	-	65	1199	17,680	300
		Suspendido	-	-	180	-	-	1125	2,720	17	-	-	113	-	1,810	20

TABLA 5.1 CARACTERIZACION DEL NEJAYOTE

2. La alta alcalinidad se debe principalmente al alto contnido de carbonatos y bicarbonatos.
3. La turbiedad proviene de sólidos suspendidos y coloidales los cuales pueden ser eliminados por medio de sedimentación, coagulación y/o floculación.

En trabajos previos se encontró que los sólidos suspendidos del nejayote son fácilmente sedimentables (Durán et al, 1980). Para separar la materia coloidal se usaron pruebas de coagulación (González, 1986).

4. Los valores de sólidos disueltos, medidos como demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5) y como demanda química de oxígeno, son aproximadamente 20 veces mayores que los valores típicos para aguas de desecho de tipo doméstico.
5. El material sólido coloidal es refractario al ataque microbio. Esta afirmación se basa en los valores de DBO_5 del nejayote conteniendo sólidos suspendidos y sin ellos.
6. Después de la sedimentación primaria, la mayor parte de los contaminantes, tanto orgánicos como inorgánicos se encuentran en forma soluble.

7. Si se considera a la relación DBO_5 a nitrógeno y a fósforo como la relación ideal de nutrientes para microorganismos, la relación debe ser de 100:5:1 ($DBO_5:N:P$). La mezcla de las aguas de cocimiento y lavado tienen una relación de sustancias solubles de 260:5:1 lo cual significa que el nejayote, como alimento para microorganismos aerobios, es deficiente en nitrógeno y fósforo. Sin embargo, en experimentos previos con nejayote sintético, se encontró que era un buen medio de cultivo. (Durán, 1982).

De forma general se puede concluir que el material orgánico contenido en el nejayote es susceptible de ser eliminado por medio de procesos biológicos de tratamiento y de que el material suspendido grueso puede ser eliminado por sedimentación.

5.2 Arranque y período de estabilización del reactor

El reactor fue alimentado inicialmente con nejayote con una concentración de 4000 mg DQO/l (correspondiente a la primera corrida). Para que el crecimiento de la biomasa fuera rápido se agregó al tanque aproximadamente 1 litro de biomasa procedente de un reactor de lodos activados para que sirviera de inóculo y empezara la fase de desarrollo de la biopelícula en las paredes de los discos del reactor.

El crecimiento de la biopelícula fue notorio durante las dos primeras semanas y posteriormente se fue estabilizando el sistema.

Una vez observado que los parámetros de control permanecieron con fluctuaciones no mayores al 10% se procedió con la evaluación formal del sistema. Después de cambiar la carga orgánica en la siguiente corrida experimental, se esperó hasta que los parámetros de control no presentaran variaciones mayores del 10% para proceder a estudiar el nuevo sistema.

5.3 Resultados experimentales

5.3.1 Primera corrida

Los valores de las diferentes determinaciones que se realizaron durante la fase de estabilidad en la primera corrida se encuentran reportados en la Tabla 5.2.

Como ya se mencionó en el Capítulo 3, la temperatura óptima de trabajo para el RCBR es de 12° a 30°C y analizando la Tabla se observa que los valores para cada compartimiento están dentro de ese intervalo (Fig 5.1). El valor de pH para cada compartimiento se encontró en el intervalo neutro (aproximadamente $\text{pH} = 7$).

TABLA 5.2. RESULTADOS PROMEDIO DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA PRIMERA CORRIDA EXPERIMENTAL EN EL RBR
 ($w = 16 \text{ rpm}$; $DQO_1 = 4,266 \text{ mgO}_2/\text{L}$; $\sigma = 1.17 \text{ d}$; $c = 47.8\%$)

Cámara	OD (mg/l)	T (°C)	pH	Conductividad ($\mu\text{mhos/cm}$)	Turbiedad (NTU)	Alcalinidad (CaCO_3/l)	DQO (mgO_2/l)	DBO ₅ (mgO_2/l)	Sólidos (mg/l)			Nitrogeno Kjeldahl (mg/l)		
									Tot.	Susp.	Dis.	Tot.	Dis.	Susp.
Influente	-	-	6.05	1815	-	380	4,266	1,275	-	-	-	3	-	-
1	2.70	13	6.62	1570	56	260	2,756	975	3,600	860	2,740	83	40	43
2	2.74	13	7.17	1550	59	300	2,582	1,013	4,532	1,562	2,970	88	36	52
3	2.75	13	7.25	1450	80	350	2,468	638	4,852	1,762	3,090	152	38	114
4	3.15	13	7.32	1350	100	350	2,291	375	3,680	200	3,480	131	51	80
5	3.67	13	7.38	1190	125	360	2,270	300	3,532	252	3,280	56	47	9
6	3.65	13	7.41	1370	130	350	2,257	285	3,844	454	3,390	62	28	34
7	3.64	13	7.39	1340	145	350	2,230	375	3,528	298	3,230	56	29	27
8	3.86	13	7.37	1280	155	340	2,206	300	4,040	540	3,500	66	29	37
9	3.57	13	7.33	1200	270	350	2,301	375	3,848	558	3,280	47	24	23
10	3.02	13	7.23	1150	275	340	2,225	262	5,002	1,968	3,034	134	39	95

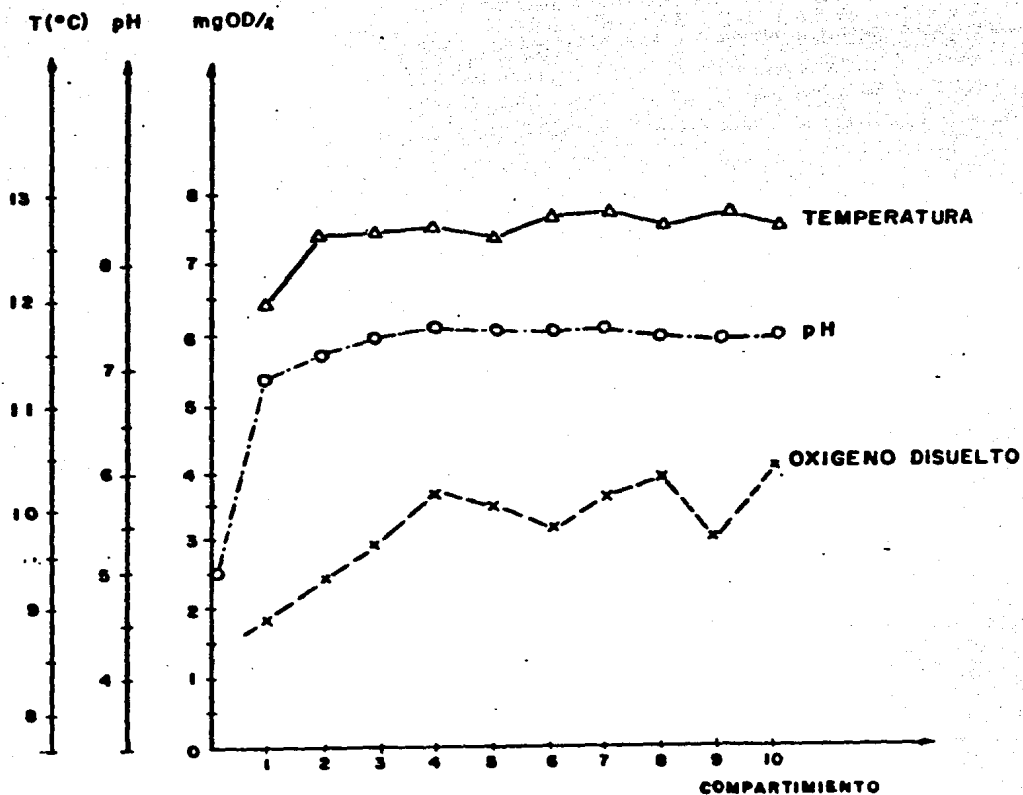


Figura 5.1 Valores experimentales de la primera corrida (pH, Temperatura, Oxígeno Disuelto)

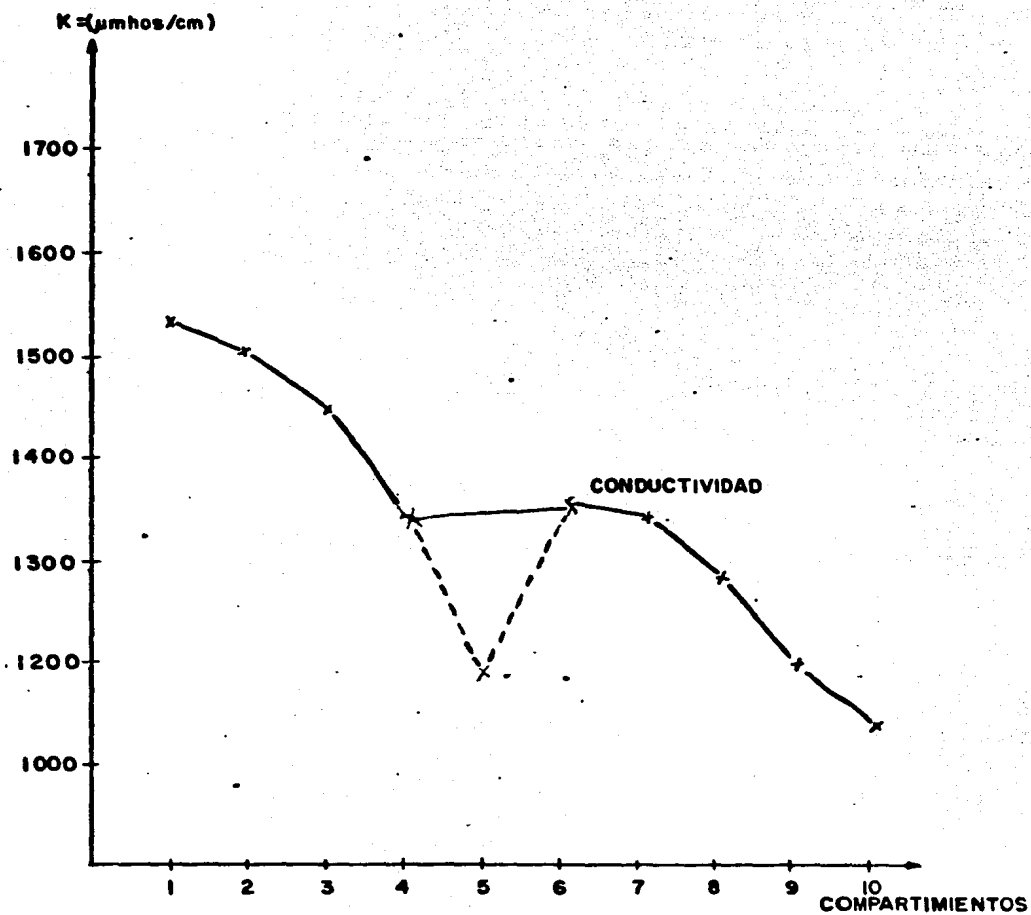


Figura 5.2 Valores experimentales de la conductividad para la primera corrida

Como puede verse en la Tabla 5.2, el pH de alimentación es bajo comparándolo con los otros compartimientos. Esto puede deberse a las condiciones de anaerobiosis dentro del tanque de alimentación. Dado que el tiempo de residencia en el tanque de alimentación variaba de 2 a 5 días, dependiendo de la corrida experimental, y debido a la acción amortiguadora que tienen los microorganismos y a su tendencia a vivir en medios neutros o poco alcalinos, el pH va disminuyendo y llega hasta 6.

El oxígeno disuelto (OD) es la medida que indica si el sistema se encuentra trabajando en condiciones de aerobiosis. De la Tabla 5.2 y de la Fig 5.1 puede observarse que el sistema siempre mantuvo condiciones de aerobiosis arriba de 1 mg/l de Oxígeno disuelto.

En la Tabla 5.2 se observa que los valores de conductividad fueron disminuyendo, lo que quiere decir que se reduce el contenido de iones en solución de compartimiento a compartimento (Fig 5.2). Observando la figura, se aprecia un valor en la cámara 5, mucho menor que los de las subsiguientes. Este valor pudiera ser incorrecto ya que en la Fig 5.4 se observan los datos para DQO y DBO_5 que indican la degradación secuencial.

En la Fig 5.3 se presenta los datos de turbiedad y alcalini-

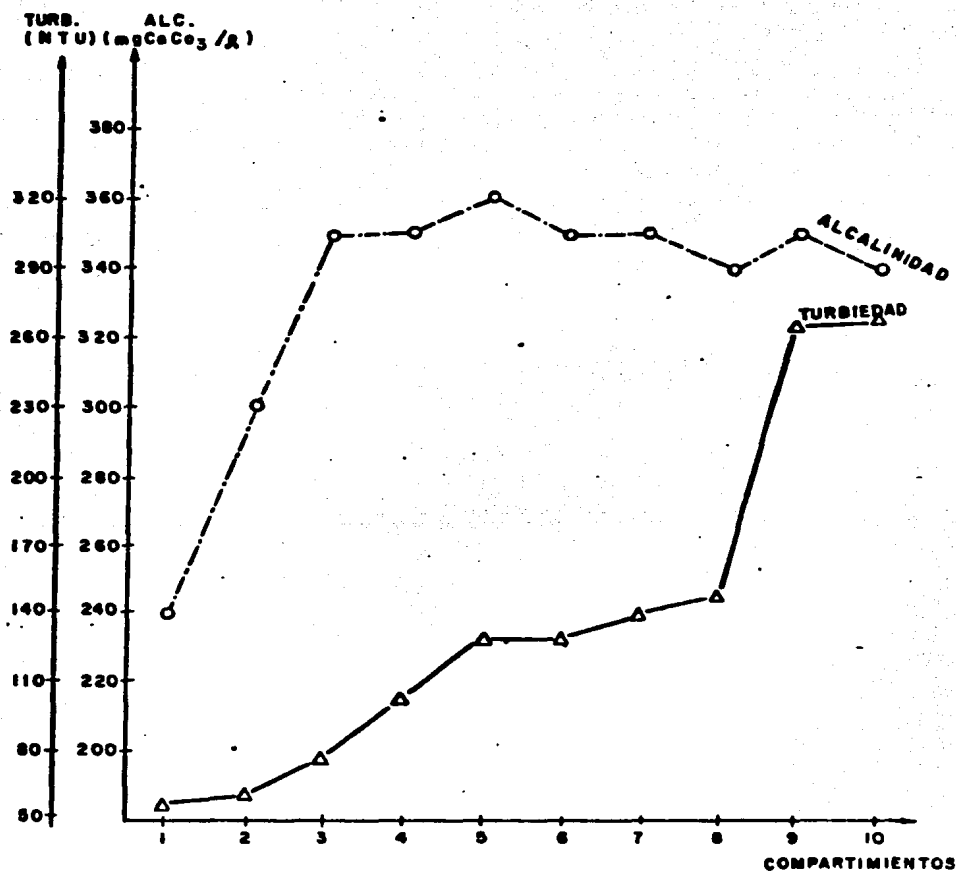


Figura 5.3 Valores experimentales: Turbiedad (NTU) y alcali-
nidad (mgCaCO₃/l) para la primera corrida

dad. En el caso de la turbiedad el valor aumenta de compartimiento a compartimiento. En el caso de la alcalinidad se ve que en el primer compartimiento el contenido de sales inorgánicas, expresadas como $\text{mg CaCO}_3/\text{l}$, es bajo comparado con los compartimientos del tercero en adelante, en los que se mantiene con pequeñas variaciones. Esto puede relacionarse con los valores de pH observados en el sistema, que se estabilizan a partir de la tercera cámara.

La demanda química de oxígeno (DQO) disminuye de compartimiento a compartimiento, alcanzando una remoción del 47.8% (Fig 5.4). La demanda bioquímica de oxígeno, alcanza una remoción del 79.45%.

Analizando los valores obtenidos de sólidos en la Tabla 5.2 se puede observar que varían de forma irregular de compartimiento a compartimiento y alcanzan su máximo valor en los últimos compartimientos. El nitrógeno Kjeldahl, que es una medida indirecta de biomasa viable, también sigue la misma tendencia. Esto puede deberse al transporte mecánico que los discos realizan al empujarlos hacia la salida del reactor. Estudiando la eficiencia del reactor y entendiéndola como la cantidad de contaminante o sustrato que es consumido por un gramo de biomasa al día (Tabla 5.3), se observa que el primer compartimiento es más eficiente que los otros nueve (fig 5.5).

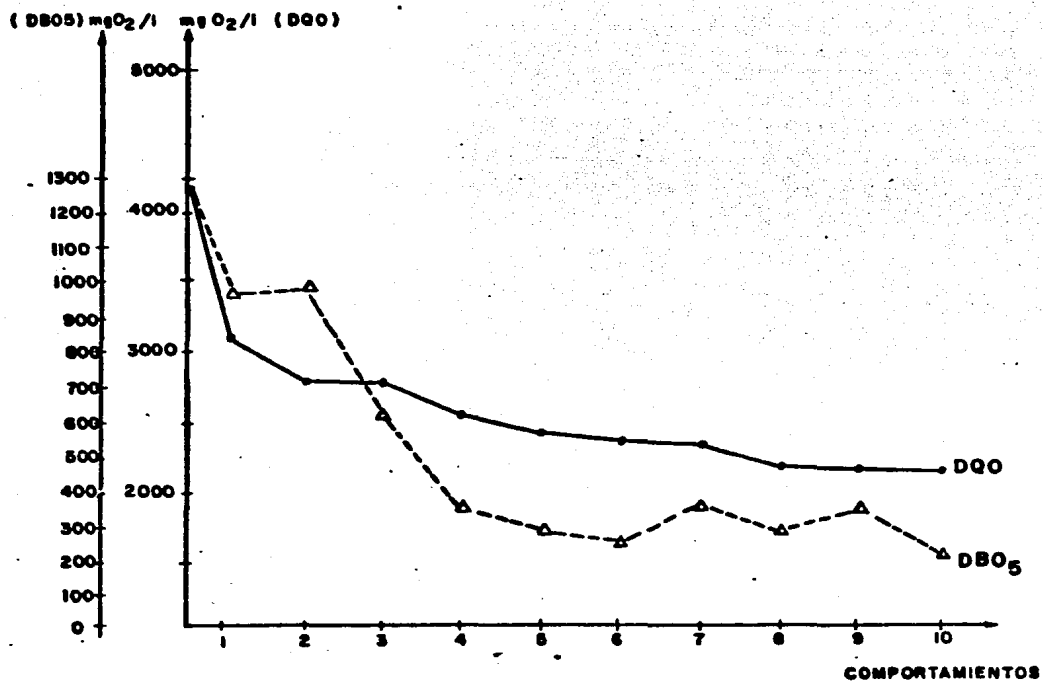


Figura 5.4 Valores experimentales de demanda química de oxígeno (DQO) y demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5) para la primera corrida

TABLA 5.3. RELACION DE EFICIENCIA PARA LA PRIMERA CORRIDA

	B_{iA} (g)	B_{iS} (g)	B_{iC} (g)	$\frac{Q(S_i - S_e)}{B_{iC}} = \frac{\text{mg DQO}}{\text{g Biomasa} \times \text{día}}$
1	16.9133	4.2140	21.1273	2980.00
2	18.3965	7.6538	26.0503	276.13
3	22.8835	8.6338	31.5173	148.23
4	27.8067	0.98	28.7867	249.75
5	40.3826	1.2348	41.6174	20.32
6	35.9954	2.2246	38.22	13.5714
7	52.5846	1.4602	54.0448	19.754
8	33.4029	2.646	36.0480	26.0846
9	38.0519	2.7342	40.7861	(-90.4205)
10	24.7032	9.6432	34.3464	85.1024

B_{iS} = Biomasa Suspendida Total

B_{iA} = Biomasa Adherida Total

$B_{iS} + B_{iA} = B_{iC}$ = Biomasa Total Compartimiento

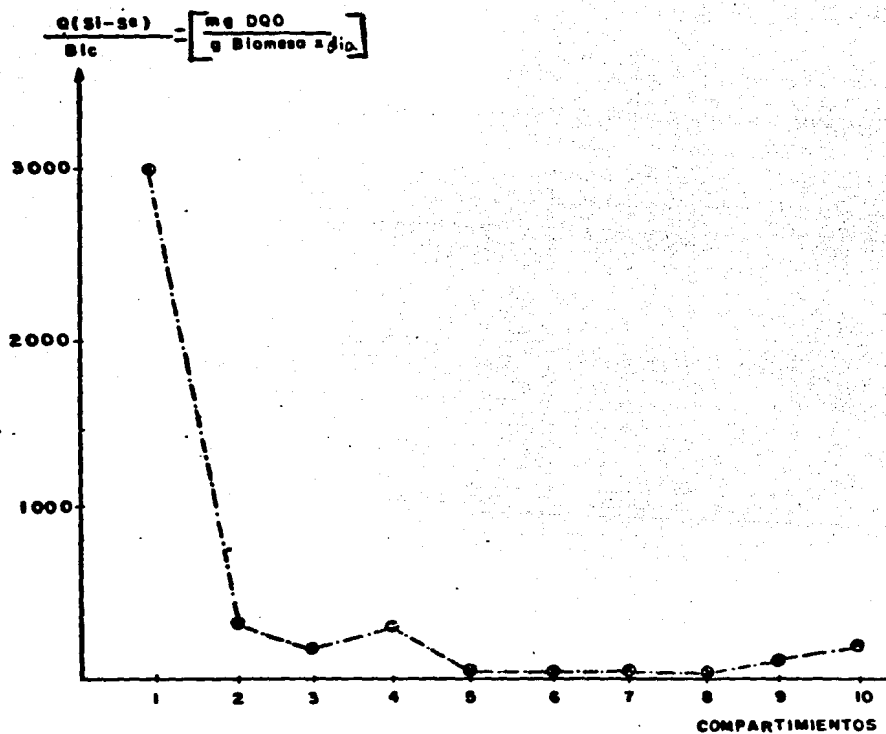


Figura 5.5 Estudio de la eficiencia del reactor biológico para la primera corrida

Con los valores de los sólidos suspendidos totales y el gasto volumétrico a la entrada de cada compartimiento se obtiene la relación de cuantos sólidos suspendidos se producen al día (g SST/día). Dividiendo la cantidad de sólidos suspendidos totales (g SST/día) sobre la cantidad de sustrato consumido se obtiene el coeficiente de rendimiento, el cual indica la cantidad de sólidos producidos por cantidad de sustrato consumido.

Realizando esto mismo en el décimo compartimiento se obtiene la cantidad de sólidos producidos y de la relación SST/DQO. La producción de N-Kjeldahl por día, además de la relación entre éste y la DQO se encuentran reportados en la Tabla 5.4.

TABLA 5.4. PRODUCCION DE SOLIDOS Y NITROGENO KJELDAHL.

	<u>SST Producido</u> día	<u>DQO Consumido</u> día	SST/DQO	N Kj. Prod.	N Kj/DQO
Global	75.6	92.5	0.817	3.65	0.040
Comp. 10	75.6	3.84	18.86	--	--

En la Tabla 5.5 se reportan valores de sólidos totales totales, sólidos suspendidos totales, y sólidos fijos totales, fijos totales, además se presentan valores de N-Kjeldahl y de la relación existente entre N-Kjeldahl y la cantidad de sólidos

TABLA 5.5 ANALISIS DE CONTENIDO DE NITROGENO Y SOLIDOS DE LA BIOMASA ADHERIDA A LOS DISCOS, DURANTE LA PRIMERA ETAPA DE EXPERIMENTACION.

Cámara	Sólidos		(mg/cm ²)	NK	NK/ST	mg SST	mg NK
	ST	SV	SF	(mgN/cm ²)	(mgN/mg)	compt.	compt.
1	1.97	1.48	0.47 (24%)	0.080	0.041	13544	550
2	2.15	1.39	0.74 (35%)	0.055	0.026	14781	378
3	2.67	1.55	1.10 (41%)	0.048	0.018	18356	330
4	3.24	1.27	1.95 (58%)	0.052	0.016	22275	358
5	4.71	1.29	3.39 (72%)	0.049	0.010	32381	337
6	4.20	1.01	3.17 (78%)	0.053	0.013	28875	364
7	6.14	1.29	4.91 (80%)	0.056	0.009	42213	385
8	3.90	1.13	2.97 (76%)	0.048	0.012	26813	330
9	4.44	1.13	3.28 (74%)	0.056	0.013	30525	385
10	2.88	1.59	1.27 (44%)	0.059	0.020	19800	406

ST : Sólidos totales

SV : Sólidos volátiles

SF : Sólidos fijos

NK : Nitrógeno Kjeldahl de sólidos totales.

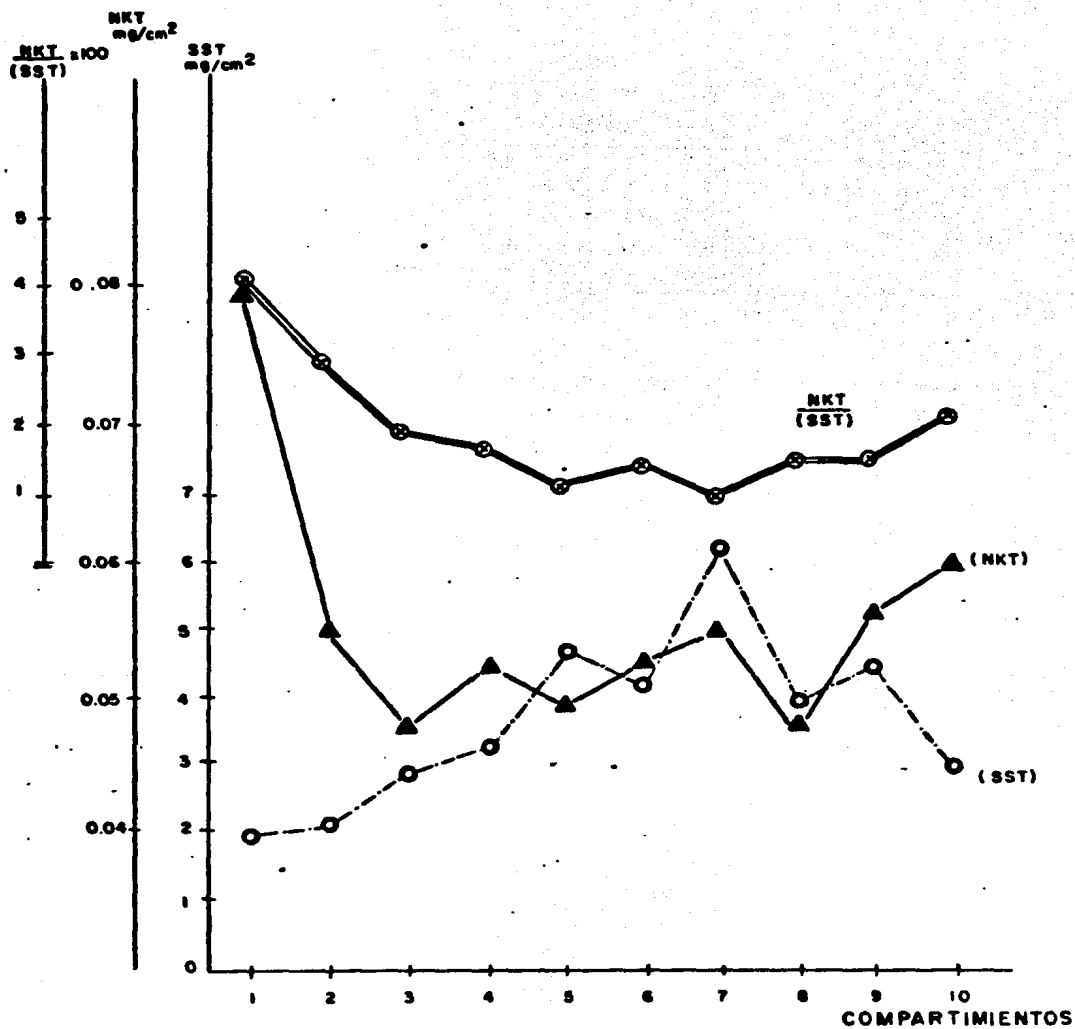


Figura 5.6 Estudios de biomasa adherida a los discos del reactor en la primera corrida

dos totales por compartimiento.

Era lógico esperar pérdidas de agua en el tanque del reactor ocasionados por evaporación, es decir, que el gasto de agua que entra al reactor no es igual al que sale. Tomando 2 horas como base para evaluar las pérdidas de agua al ambiente se obtuvieron los siguientes resultados:

Influyente	$t = 2 \text{ h}$
	Volumen introducido = 3.5 l
Efluyente	$t = 2 \text{ h}$
	Volumen desalojado = 3.2 l

Considerando que el tiempo de evaporación es de 2 horas, se establece que cada hora se evaporan 0.15 l de nejayote, por lo que:

$$G_{ev} = 0.15 \frac{\text{l}}{\text{h}} = 3.6 \frac{\text{l}}{\text{día}}$$

Para estos propósitos y considerando una pérdida constante por compartimiento, se observa que la pérdida es del 8.5%. Es claro, que ésto depende de la temperatura y de la humedad absoluta del aire ambiente. Este valor influye en las determinaciones analíticas.

5.3.2 Segunda corrida

Al igual que en la primera corrida, se trabaja a ciertas con d iciones preestablecidas. En este caso, se incrementó el valor de la concentración del sustrato en el influente y se mantuvo constante el tiempo de retención hidráulica.

Los resultados de las determinaciones analíticas y de los es t udios biológicos realizados en la biomasa se encuentran reportados en la Tabla 5.7.

Como se puede observar, los valores de pH, T, y oxígeno disuelto se mantienen con poca variación con respecto a la pri me ra corrida. El comportamiento del sistema se puede observar en la Fig 5.7.

Hablando de alcalinidad y turbiedad, los valores presentan un comportamiento similar a los de la Tabla 5.2 en la primera corrida (Fig 5.8).

Los valores de DBO_5 disminuyen de 1575 mg/l a 525 mg/l lo que representa una remoción del 86%. En cambio, los valores de DQO disminuyen de 6525 mg/l a 3400 mg/l, lo que representa una remoción del 48%. El comportamiento de estas determinaciones se puede observar en las Figs 5.9 y 5.10. En estas gráficas y, especialmente, en la de DQO , se pueden observar

TABLA 5.7. RESULTADOS PROMEDIO DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA SEGUNDA ETAPA EXPERIMENTAL EN EL RBR
($w = 16 \text{ rpm}$; $DQO_i = 6,525 \text{ mgO}_2/\ell$; $\theta^* = 1.18 \text{ d}$; $\alpha = 47.8\%$)

Cámara	OD (mg/l)	T (°C)	pH	Conductividad ($\mu\text{mhos/cm}$)	Alcalinidad (mgCaCO_3/ℓ)	DQO (mgO_2/ℓ)	DBO ₅ (mgO_2/ℓ)	Sólidos (mg/l)			Nitrogeno Kjeldahl (mg/l)		
								Tot.	Susp.	Dis.	Tot.	Susp.	Dis.
Influente	-	-	5.8	1,400	-	6,525	1,575	4,710	-	-	70.5	-	-
1	3.2	12.0	6.3	1,500	75	4,814	1,200	4,548	1,472	3,076	83.9	25.7	58.1
2	4.4	12.0	7.0	1,500	150	4,400	1,200	4,408	1,536	2,872	67.8	11.8	56.0
3	3.9	12.0	7.0	1,300	350	4,300	1,080	6,911	5,767	1,143	214.1	159.8	34.3
4	4.1	11.5	7.20	1,400	375	4,283	862	6,562	1,908	4,654	179.5	131.1	48.3
5	4.6	11.5	7.7	1,500	450	3,963	900	4,498	3,001	1,496	59.0	11.3	47.7
6	4.9	11.7	7.7	1,350	450	3,800	750	4,205	2,149	2,055	58.9	12.6	46.3
7	4.2	12.0	7.7	1,450	500	3,700	450	5,173	1,539	3,643	73.2	27.9	45.3
8	2.9	12.0	7.4	1,300	500	3,600	300	13,087	9,079	4,007	288.0	242.3	45.7
9	2.5	11.5	7.4	1,300	550	3,550	263	14,137	10,663	3,474	279.0	229.7	49.3
10	2.3	13.0	7.4	1,300	550	3,403	225	13,123	7,692	5,432	282.4	238.4	44.0

las secuencias degradativas de sustrato, las cuales se estudiarán posteriormente cuando se analice el comportamiento cinético del reactor.

Observando los valores de sólidos suspendidos totales y los de nitrógeno Kjeldahl, al igual que en la primera corrida, alcanzan valores más altos en los últimos compartimientos (Tabla 5.7).

Con respecto a la eficiencia del reactor, analizando la Tabla 5.8 y observando la Fig 5.11 se observa que al igual que en la primera corrida, el compartimiento que realiza un mayor consumo de sustrato por gramo de biomasa al día, es el primer compartimiento.

En general, el comportamiento de esta segunda corrida experimental sigue el mismo patrón de la primera corrida.

Como se observa en la Tabla 5.7, la presencia de gran cantidad de sólidos totales en los últimos compartimientos se debe a un aumento en la cantidad de biomasa originada por el gran tamaño de los flóculos, los cuales, al no pasar fácilmente por el tubo de salida del reactor, se acumulaban en la última etapa.

TABLA 5.8. EFICIENCIA EN LA SEGUNDA CORRIDA

	B_{iS} (g SSTs)	B_{iA} A Tot (XA_i) = gSSTA	B_{iC} ($B_{is} + B_{iA}$)	$\frac{Q(S_i - S_e)}{B_{iC}} = \frac{\text{mg DQO}}{\text{mg } B_{iC} \cdot d}$
1	7.213	63.9828	71.196	1000.66
2	7.5264	56.33	63.8564	320.49
3	28.2632	34.2255	62.4887	0.6491
4	0.35	34.9172	44.2664	45.3983
5	14.71	103.2872	177.997	118.1226
6	10.54	87.2028	97.7378	40.367
7	7.55	104.4028	111.9488	34.91
8	44.5	107.07	151.562	25.544
9	52.25	79.98	132.23	14.50
10	46.4716	87.98	134.45	42.37

B_{iC} = Biomasa suspendida

B_{iA} = Biomasa adherida

B_{iC} = Biomasa por comportamiento

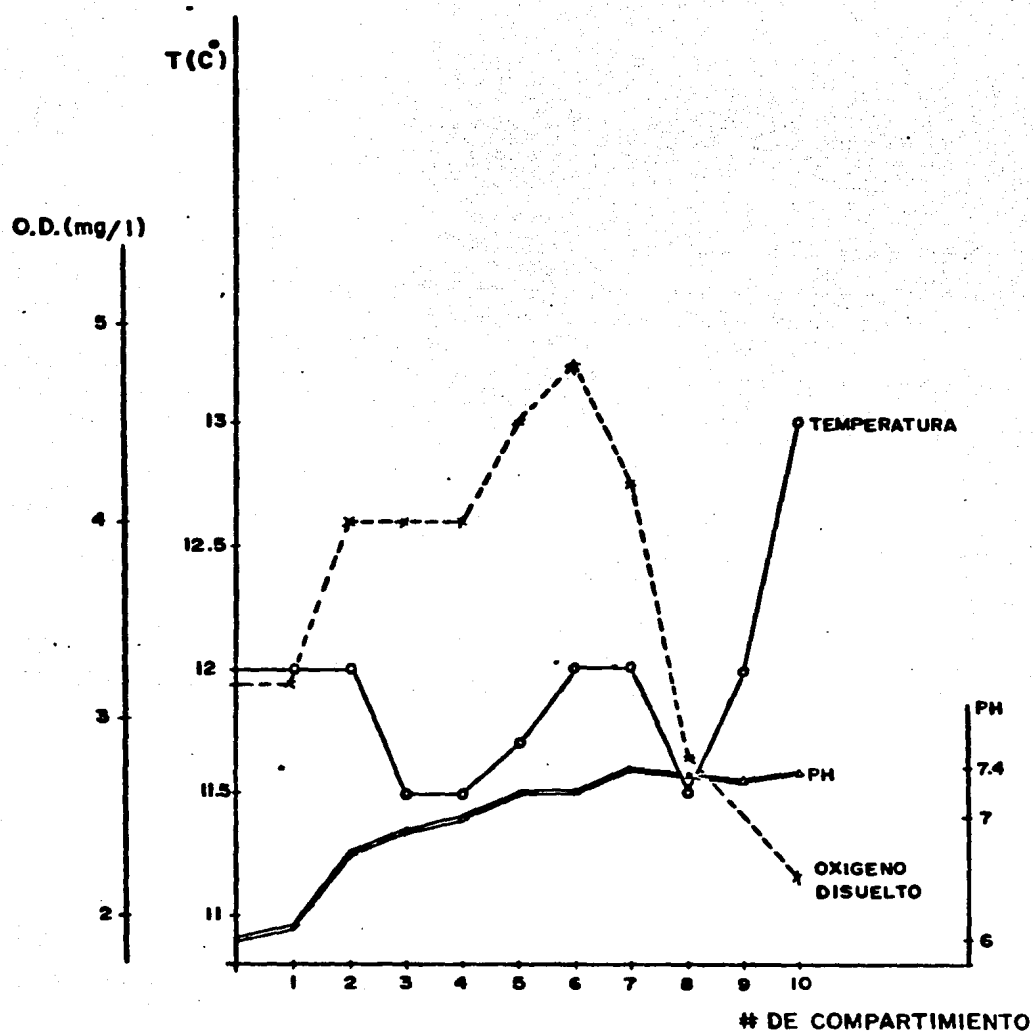


Figura 5.7 Gráficas de temperatura, oxígeno disuelto y pH correspondientes a la segunda corrida

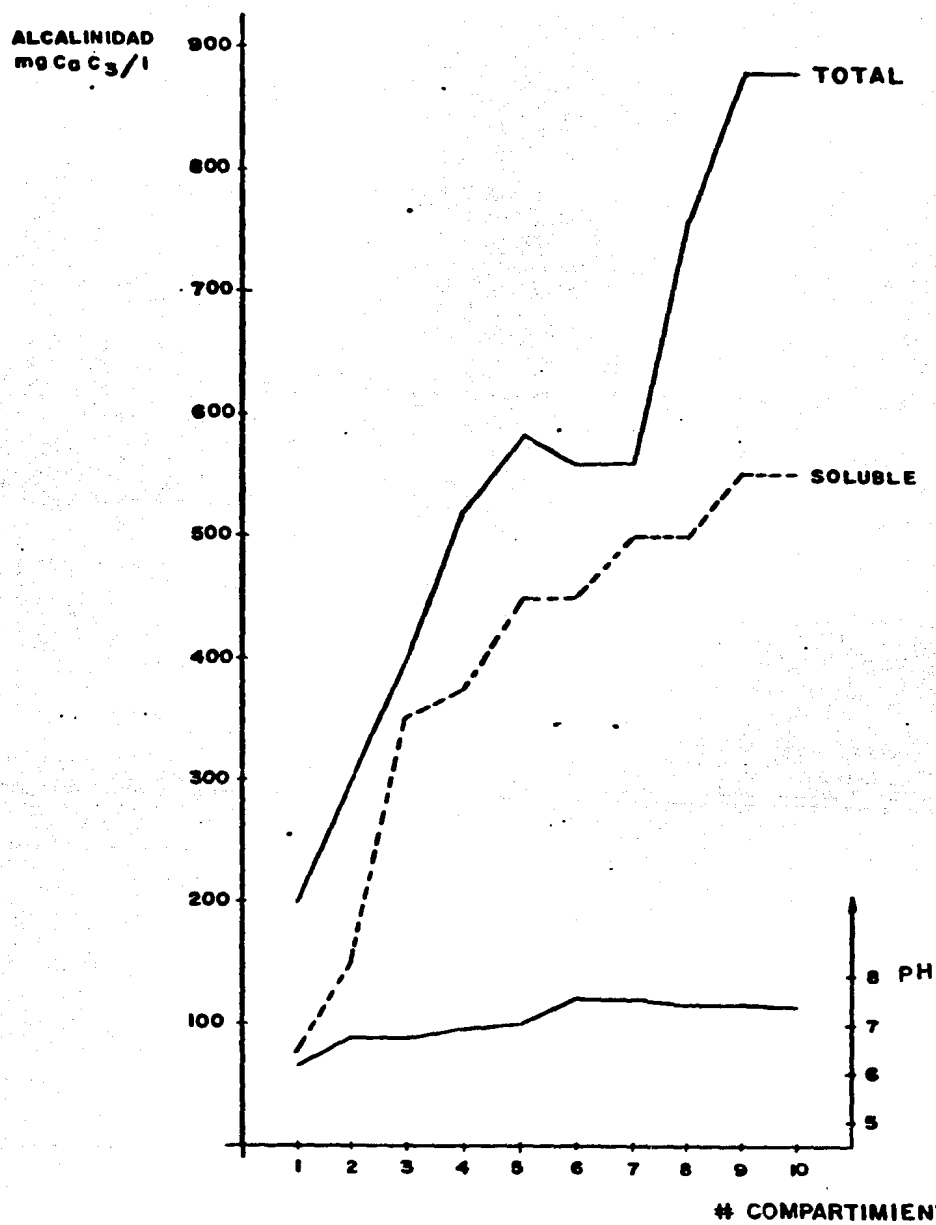


Figura 5.8 Resultados de alcalinidad correspondientes a la segunda corrida

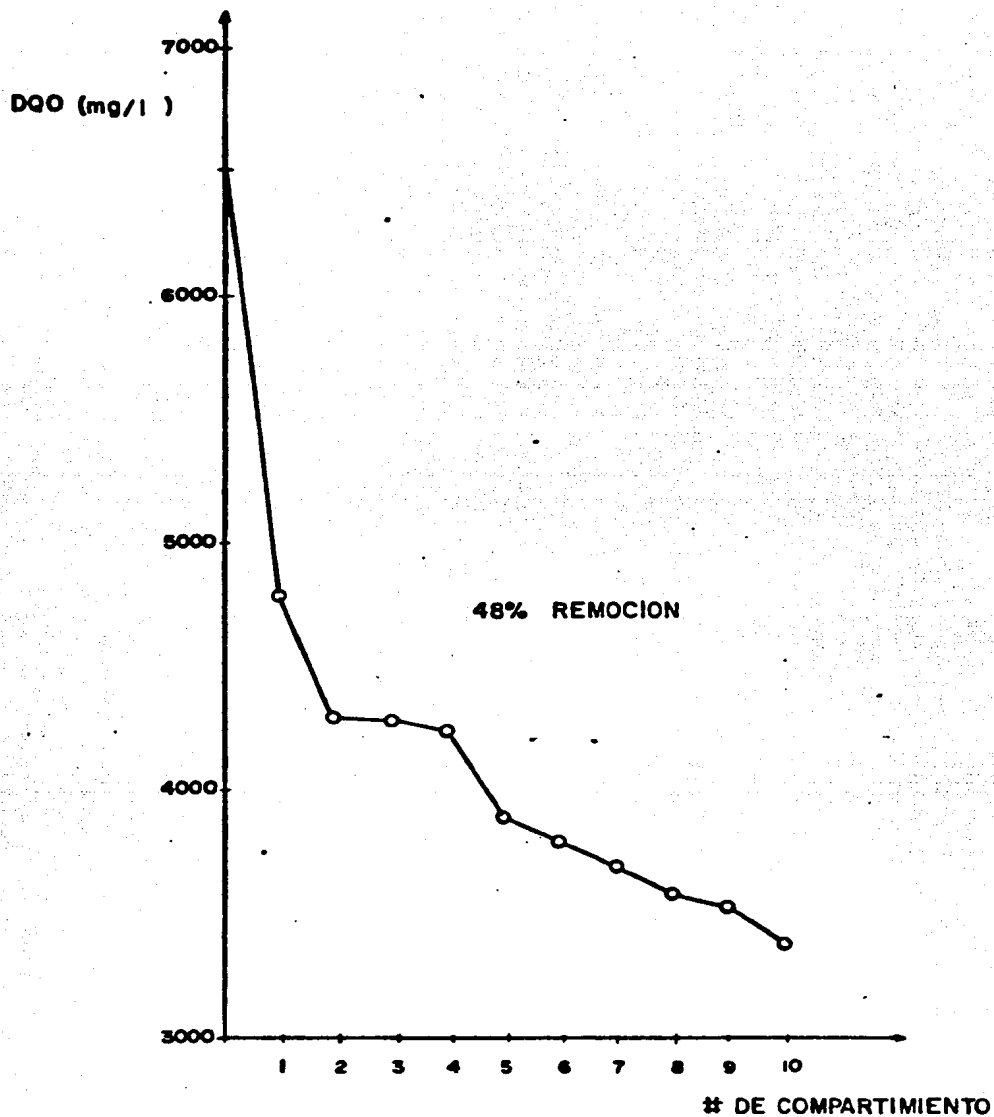


Figura 5.9 Remoción de demanda química de oxígeno (DQO) en la segunda corrida

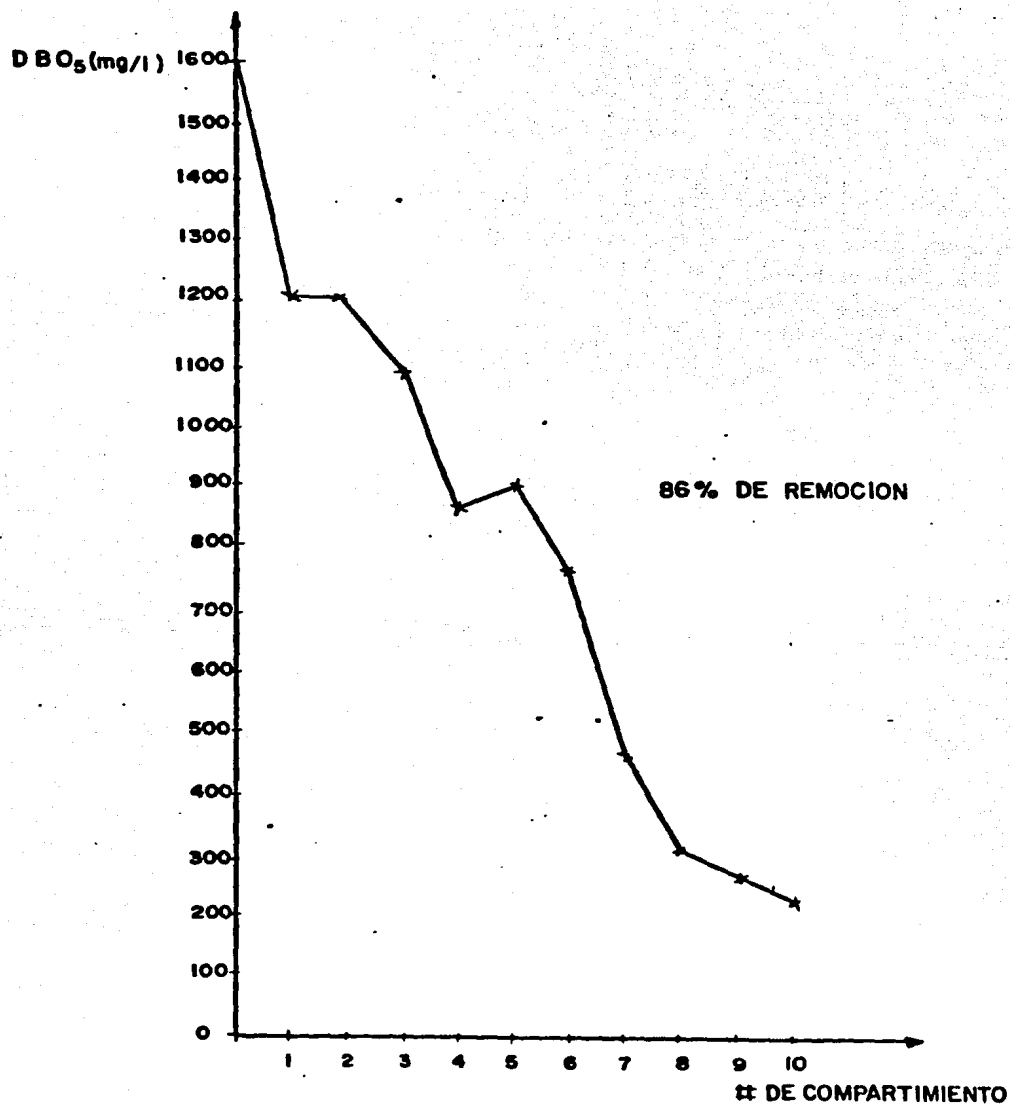


Figura 5.10. Remoción de demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅) en la segunda corrida

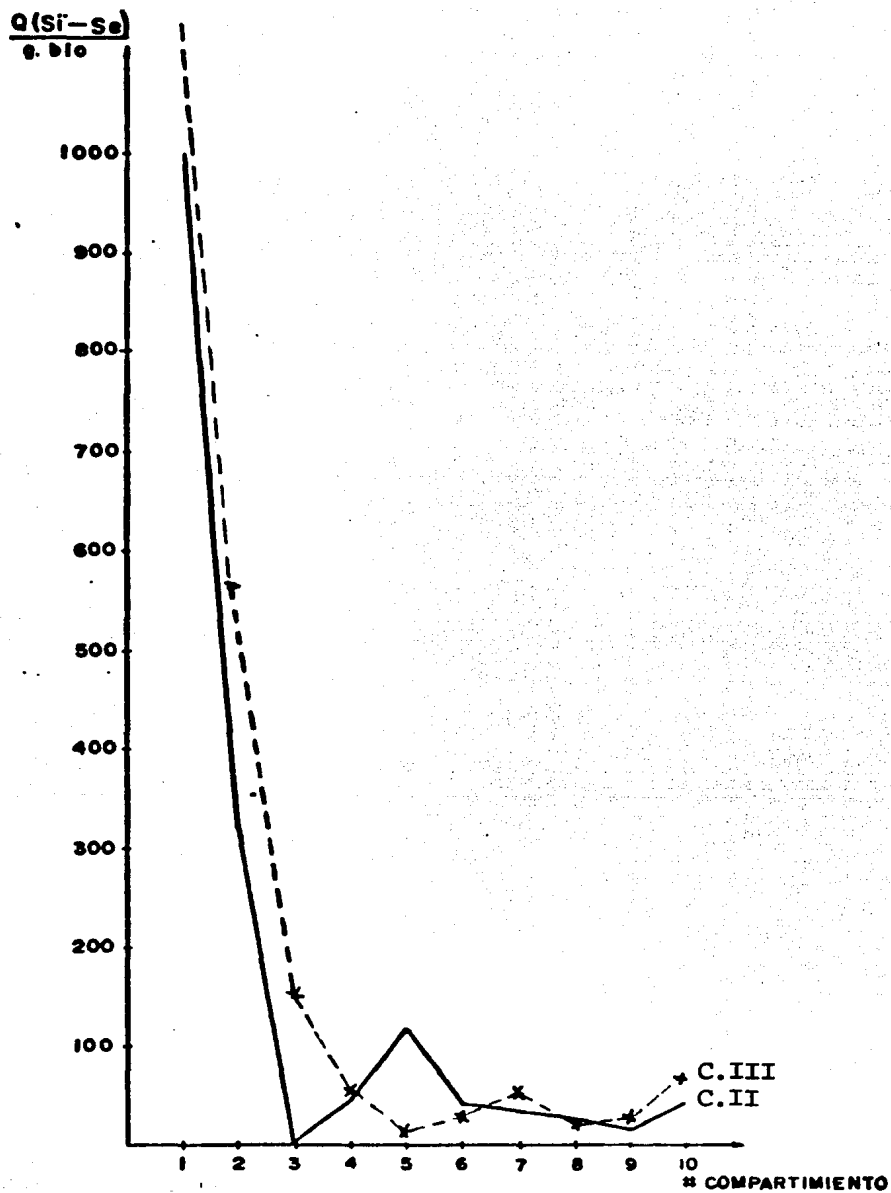


Figura 5.11. Relación de eficiencia en la segunda y tercera corrida

TABLA 5.9. ANALISIS DEL CONTENIDO DE NITROGENO Y SOLIDOS DE LA BIOMASA ADHERIDA A LOS DISCOS EN LA SEGUNDA ETAPA EXPERIMENTAL.

Cámara	Sólidos (mg/cm ²)			NK (mgN/cm ²)	NK/ST (mgN/mgST)
	ST	SV	SF		
1	7.44	6.5	0.94	0.463	0.062
2	6.55	5.81	0.74	0.349	0.053
3	3.98	2.79	1.19	0.134	0.034
4	4.06	2.11	1.95	0.087	0.021
5	12.01	3.19	8.82	0.148	0.012
6	10.14	4.22	7.92	0.167	0.014
7	12.14	4.22	7.92	0.167	0.014
8	12.45	4.6	7.85	0.149	0.012
9	9.3	3.89	5.41	0.099	0.011
10	10.23	3.20	7.03	0.109	0.010

ST : Sólidos totales

SV : Sólidos volátiles

SF : Sólidos fijos

NK : Nitrogeno Kjeldahl de sólidos totales

En la corrida experimental se producen en todo el reactor 356.6 gSST/día y se consumen 141.64 gDQO/día, se determina que 2.52 gSST consumen 1 g de DQO y se producen también 9.55 gN-Kj. al día.

En la segunda corrida, se evaporan, en promedio, 3.692 l/d (9%) del gasto del agua del reactor.

En la Tabla 5.9 se presentan los resultados de sólidos presentes de la cantidad de nitrógeno Kjeldahl y la relación (N_{kt}/SST) correspondiente a la biomasa adherida a las paredes de los discos; el contenido de nitrógeno proteínico, disminuye conforme pasa el efluente de compartimiento a compartimiento.

5.3.3 Tercera corrida

Por los resultados de la dos corridas anteriores, se estimó que aumentando el tiempo de retención hidráulica al doble del de la primera y segunda corrida ($\theta = 2.5$ días) se alcanzaría una remoción superior a las anteriores. Efectivamente, la eficiencia de purificación mejoró notablemente: 83.5% de remoción de DQO y 96.2% de remoción de DBO_5 .

En la Tabla 5.10 se encuentran los resultados correspondientes a esta corrida experimental. En todo el reactor se pro-

TABLA 5.10. RESULTADOS DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA TERCERA ETAPA DE EXPERIMENTACION EN EL RBR

($w = 16 \text{ rpm}$; $DQO_{\text{L}} = 6,406 \text{ mgO}_2/\text{L}$; $\theta = 2.5 \text{ d}$; $e = 0.35$ %)

Comportamiento	OD (mg/l)	T (°C)	pH	Conductividad ($\mu\text{mhos/cm}$)	Alcalinidad (mgCaCO_3/l)	DQO (mgO_2/l)	DBO ₅ (mgO_2/l)	Sólidos Suspendidos (mg/l)	Nitrógeno Kjeldahl Susp. (mg/l)
Influente	-	11.2	6.1	1,500	200	6,406	1,970	-	
1	3.2	11.5	6.4	1,470	240	3,141	1,503	1,150	201.3
2	2.5	12.7	6.4	1,420	340	2,267	1,320	1,320	210.3
3	3.2	12.0	6.4	1,440	420	1,976	1,064	3,740	239.7
4	3.6	11.7	6.7	1,400	560	1,725	831	7,235	1,248.0
5	4.3	11.6	6.7	1,350	600	1,667	630	6,270	256.1
6	4.4	12.0	6.7	1,310	580	1,567	320	4,357	265.0
7	4.5	12.7	6.7	1,300	560	1,396	218	4,425	287.0
8	4.6	13.0	6.8	1,230	740	1,357	174	2,692	295.0
9	3.8	13.0	6.9	1,200	920	1,218	103	4,380	303.0
10	4.2	13.0	6.7	1,170	880	985	75	6,625	312.0

TABLA 5.11. EFICIENCIA - TERCERA CORRIDA

	B_{iA} (g STT)	B_{iS} (g SST)	B_{iC} ($B_{iA} + B_{iS}$)	$\frac{Q(S_i - S_e)}{B_{iC}} = \frac{\text{mg DQO}}{\text{mg B}_{iO} \times d}$
1	27.77	5.635	33.4086	1897.9
2	27.6721	6.1054	33.77	560.56
3	20.1212	18.326	38.4512	146.413
4	36.38	35.452	71.83	66.5795
5	42.74	30.723	73.47	15.2344
6	34.74	21.352	56.09	33.5501
7	31.134	21.682	52.82	60.061
8	29.2412	13.191	42.432	17.45
9	44.98	21.462	66.442	38.388
10	25.3712	32.46	57.834	73.3240

B_{iC} = Biomasa Suspendida Total

B_{iA} = Biomasa Adherida Total

B_{iX} = Biomasa Total por Comportamiento

TABLA 5.12. ANALISIS DEL CONTENIDO DE NITROGENO Y SOLIDOS DE LA BIOMASA ADHERIDA A LOS DISCOS. TERCERA ETAPA EXPERIMENTAL.

Cámara	Sólidos (mg/cm ²)			NK	NK/ST
	ST	SV	SF	(mgN/cm ²)	(mgN/mgST)
1	3.23	1.15	2.08	0.52	0.160
2	3.29	1.10	2.19	0.121	0.037
3	2.34	0.90	1.44	0.97	0.041
4	4.23	2.21	2.02	0.076	0.018
5	4.97	2.55	2.42	0.070	0.014
6	4.04	1.01	3.03	0.069	0.017
7	3.62	0.86	2.76	0.065	0.018
8	3.40	0.91	2.48	0.060	0.018
9	5.22	1.26	3.96	0.059	0.011
10	2.95	0.80	2.15	0.058	0.020

ST : Sólidos Totales

SV : Sólidos Volátiles

SF : Sólidos Fijos

NK : Nitrogeno Kjeldahl de Sólidos Totales

ducen 119.52 gSST/día, se consumen 109.2 gDQO/día y 1.0945 g de SST equivalen a la cantidad de sólidos que consumen 1 g de DQO. La cantidad producida de nitrógeno Kjeldahl al día equivale a 0.04330 kNk/día.

En esta corrida experimental, se observa también que el primer compartimiento es el más eficiente ya que consume 1897.9 mgDQO/g biomasa al día en comparación de los últimos compartimientos (Tabla 5.11 y Fig 5.11).

El comportamiento del reactor sigue el mismo patrón a las corridas anteriores.

En esta tercera corrida se evaporan, en promedio, 1.56 l/día equivalente al 8% del gasto de alimentación. En la Tabla 5.12 se reportan los resultados de biomasa adherida a las paredes del reactor. Aquí se observa también el contenido de nitrógeno proteínico disminuye de compartimiento a compartimiento.

5.4 Aspectos generales de las tres corridas experimentales

La Tabla 5.13 presenta los valores característicos del tratamiento durante las tres corridas experimentales.

La segunda corrida, cuya carga orgánica era mayor con respec

TABLA 5.13. CONDICIONES Y RESULTADOS GLOBALES DURANTE LAS TRES ETAPAS EXPERIMENTALES

Corrida	DQO (mg/l)	Gasto (l/d)	Carga orgánica $(\frac{gDQO}{m^3 \cdot d})$	Porcentaje de remoción como DQO	Biomasa Producida $(\frac{kgSST}{m^3 \cdot d})$	Coefficiente de rendimiento $(\frac{KgSST}{KgDQO})$
1	4,266	41.7	26.5	48	1.54	0.81
2	6,525	41.3	40.2	48	6.03	2.52
3	6,477	19.6	18.9	83.5	2.67	1.09

pecto a la etapa precedente, mostró un coeficiente de rendimiento mayor, pero para propósito de obtener un agua de desecho con menor grado de contaminación, las condiciones de la tercera corrida fueron las que reportaron las más altas eficiencias de remoción.

En conclusión, se puede decir que para una carga orgánica constante menor se logra una mayor capacidad de remoción de sustrato.

En las Tablas 5,2, 5.7 y 5.10 están los valores de pH, temperatura, oxígeno disuelto, alcalinidad, conductividad, nitrógeno Kjeldahl y sólidos en base seca de las tres corridas.

Se requiere que el tratamiento tenga condiciones de aerobiosis, lo que se logró manteniendo la cantidad de oxígeno disuelto arriba de 1 mg/l. La rotación del sistema es el factor más importante para lograr estas condiciones.

Los valores de pH se ajustan a nivel neutro (aproximadamente 7). Puede observarse que en el influente el pH es bajo pero al paso del líquido por los compartimientos se amortigua debido a la acción de los microorganismos existentes y a la cantidad de sales dentro del sistema.

5.5 Características de la biopelícula

El espesor de la biopelícula sobre la superficie de los discos varió entre 2 y 3 mm.

Analizando los datos de contenido de nitrógeno por cantidad de sólidos en cada compartimiento (Tablas 5.5, 5.9 y 5.12), se puede observar que en los cuatro primeros compartimientos realmente se encuentra un contenido de nitrógeno que indica la presencia de bacterias viables, lo cual favorece a la degradación de los sustratos. También se comprueba la máxima eficiencia en reactores biológicos rotatorios, con un máximo de cuatro etapas dentro del tratamiento.

Llevando a cabo pruebas de sedimentación de la biomasa colec tada en el último compartimiento durante la primera y segunda corrida se colocó un sedimentador que recibiera el efluen te del compartimiento 10 durante la tercera corrida. Con es te sistema y posteriormente se realizaron los estudios de só lidos suspendidos producidos en el reactor y su contenido de N-Kjeldahl.

5.6 Consideraciones técnicas y comportamiento cinético del reactor experimental

5.6.1 Consideraciones

Para poder establecer las bases del comportamiento cinético del reactor hay que hacer algunas consideraciones, las cuales se detallan a continuación:

- a) La biomasa adherida a las paredes de cada compartimiento puede considerarse despreciable comparada con la biomasa adherida a las paredes de los discos y a la biomasa suspendida en cada compartimiento (Kornegay et al, 1968).
- b) Debido al arrastre continuo de biomasa originada por la acción del flujo, la actividad de la biomasa suspendida en los últimos compartimientos es despreciable por no ser biomasa adaptada al tiempo de sustrato (Clark et al, 1978).
- c) En un tratamiento biológico por biodiscos, se presenta una degradación secuencial, es decir, se lleva a cabo por etapas. Las etapas de degradación demuestran que existen diferentes tipos de sustrato y diferentes sistemas enzimáticos a lo largo del reactor. (Antonie, 1976; Benefield et al, 1980; Durán, 1982).

De acuerdo a la ecuación 3.26, se puede ver el comportamiento lineal de la función y se puede expresar como sigue (Kornegay, 1975; Kornegay et al, 1968):

$$\frac{1}{R} = \frac{k_S}{P S_e} + \frac{1}{P} \quad (5.1)$$

donde

$$P = \frac{\mu_{max} X_a}{Y_a} = \text{constante de capacidad de área y se entiende como la cantidad de sustrato removido por día por unidad de área superficial de contacto} \quad (5.2)$$

$$R = \frac{Q(S_o - S_e)}{A w} = \text{coeficiente de remoción y se entiende como la cantidad de sustrato removido por área de contacto} \quad (5.3)$$

En la Tabla 5.14 se presentan los valores experimentales de las determinaciones de la demanda química de oxígeno para todas las corridas experimentales.

En la Tabla 5.15 muestra los datos utilizados en el modelo cinético para cada compartimiento del reactor. Posteriormente se calculan los valores de P y K_S y el valor de μ_{max} .

TABLA 5.14. DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO. DETERMINACIONES EXPERIMENTALES

Influente	DQO ₁₁	DQO ₁₂	DQO ₁₃	DQO ₁₄	DQO ₁₁₁	DQO ₁₁₂	DQO ₁₁₃	DQO ₁₁₁₁	DQO ₁₁₁₂	DQO ₁₁₁₃
1	4134	4200	4120	4080	6545	6470	6560	6364	6449	6507
2	3070	3120	2080	3360	4900	4423	5120	3712	2571	3142
3	2766	2800	1880	3080	4500	4200	4500	2576	1959	2268
4	2766	2760	1880	2840	4550	3800	4500	2197	1755	1976
5	2523	2510	2840	2720	4200	4000	4350	1818	1633	1726
6	2432	2420	1960	2680	4003	3600	4290	1742	1592	1667
7	2432	2420	1920	2680	3800	3500	4100	1705	1429	1567
8	2401	2290	2000	2440	3800	3300	4000	1364	1429	1397
9	250	2210	2160	2360	3500	3300	4000	1326	1388	1357
10	2265	2240	2100	2320	3450	3400	3800	1212	1224	1218
	2250	2220	1920	2200	3400	3400	3409	909	1061	985

TABLA 5.15. DATOS EXPERIMENTALES PARA EL MODELO CINETICO DE KORNEGAY

Compartimiento	Corrida	$F \times 10^{-4}$ (l/s)	S_0 (mg/l)	S_e (mg/l)	$R = \frac{(mg)}{segm^2}$	$1/R = \frac{(segm^2)}{mg}$	$\frac{1 \times 10^4}{S_e} = \frac{l}{mg}$
1	1	4.8	4133	2902	0.88	1.12	3.43
	2	4.7	6508	4814	1.21	0.82	2.07
	3	2.3	6440	3142	1.12	0.89	3.18
2	1	4.8	2908	2632	0.19	5.00	3.79
	2	4.7	4814	4333	0.34	2.90	2.30
	3	2.3	3142	2268	0.29	3.36	4.41
3	1	4.8	2632	2562	0.05	19.74	3.90
	2	4.7	4333	4183	0.11	9.30	2.39
	3	2.3	2268	1976	0.10	9.94	5.0607
4	1	4.8	2562	2398	0.12	8.42	4.17
	2	4.7	4183	4000	0.13	7.62	2.50
	3	2.3	1976	1726	0.08	11.62	5.80
5	1	4.8	2398	2270	0.09	10.80	4.40
	2	4.7	4000	3963	0.03	37.77	2.52
	3	2.3	1726	1667	0.02	49.93	5.99
6	1	4.8	2270	1920	0.25	3.94	5.20
	2	4.7	3963	3800	0.11	8.56	2.63
	3	2.3	1667	1400	0.09	10.88	7.14
7	1	4.8	1920	2200	—	—	—
	2	4.7	3800	3700	0.07	13.95	2.70
	3	2.3	1400	1396	—	7.26	7.16
8	1	4.8	2200	2160	0.03	34.55	4.62
	2	4.7	3700	3500	0.14	6.97	2.85
	3	2.3	1396	1270	0.04	23.06	7.87
9	1	4.8	2160	2000	0.12	8.64	5.0
	2	4.7	3500	3350	0.11	9.3	2.98
	3	2.3	1270	1000	0.09	10.76	10
10	1	4.8	2000	1920	0.06	17.27	5.20
	2	4.7	3350	3300	0.04	27.90	3.03
	3	2.3	1000	900	0.03	29.05	11.11

De acuerdo con los valores experimentales de las Tablas 5.14 y 5.15 se observa que aproximadamente el 75% de la remoción se obtiene en los cuatro primeros compartimientos. En la Tabla 5.16 y Fig 5.12 se presentan los valores de las constantes cinéticas obtenidas experimentalmente. Analizando los valores de las constantes cinéticas obtenidas para cada compartimiento (Tabla 5.16), tomando en cuenta el coeficiente de rendimiento, Y_a y el valor de la biomasa activa, X_a (Tabla 5.17), se calcula el valor de la velocidad de máximo crecimiento específico, $\mu_{m\grave{a}x}$ (Tabla 5.18).

El coeficiente de rendimiento, Y_a , fue calculado tomando en cuenta la relación entre biomasa producida y el DQO soluble removido, sin embargo, lo complejo de la remoción de los sólidos en cada compartimiento haría muy difícil calcular el valor de Y_a para cada compartimiento. La dificultad se crea porque la biomasa adherida, se llega a desprender de los discos y es arrastrada por el líquido de uno a otro compartimiento. Los valores de Y_a calculados se refieren a todo el reactor y se toma el promedio de éstos como el aproximado para los cálculos, el valor promedio que se encontró fue de 1.48 kg SST producidos/kg DQO consumida.

La masa activa X_a por unidad de área de crecimiento biológico adherido a las superficies de contacto fue determinada calculando el peso seco de la biomasa que fue obtenida ras-

TABLA 5.16. CONSTANTES CINÉTICAS DEL MODELO DE KORNEGAY

Compartimiento	Coef. de capacidad de área; P (mg/seg m ²)	Coef. de velocidad media de MONOD K_S (mg/l)
1	2.273	3,977
2	0.45	1,967
3	0.09	525
4	0.24	2,880
5	0.05	1,336
6	0.17	667
7	-	-
8	0.11	2,518
9	0.12	308
10	0.15	249

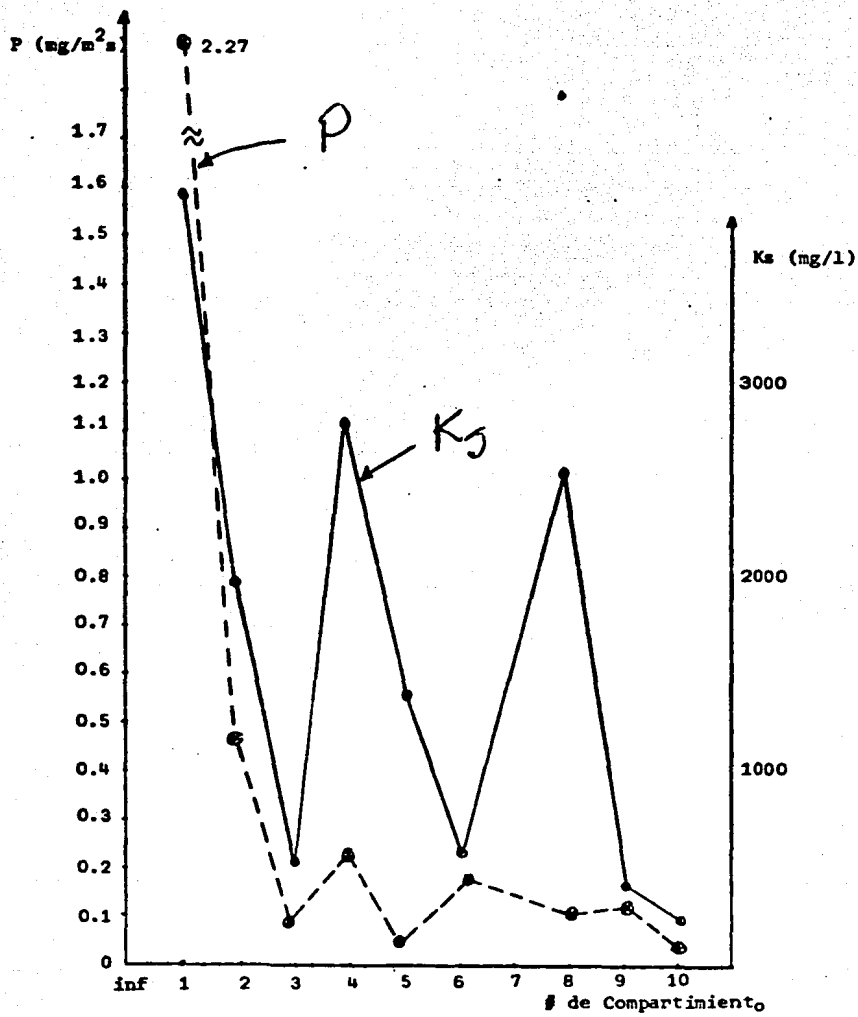


Figura 5.12. Constantes cinéticas del modelo de Kornegay

TABLA 5.17. DETERMINACION DE LOS COEFICIENTES DE RENDIMIENTO

	CORRIDA I		CORRIDA II		CORRIDA III	
	y_a	x_a	y_a	x_a	y_a	x_a
1	1.48	0.20	1.48	0.74	1.48	0.32
2	1.48	0.22	1.48	0.66	1.48	0.32
3	1.48	0.27	1.48	0.40	1.48	0.23
4	1.48	0.32	1.48	0.41	1.48	0.42
5	1.48	0.47	1.48	1.20	1.48	0.50
6	1.48	0.42	1.48	1.01	1.48	0.40
7	1.48	0.61	1.48	1.21	1.48	0.36
8	1.48	0.39	1.48	1.25	1.48	0.34
9	1.48	0.44	1.48	0.93	1.48	0.52
10	1.48	0.29	1.48	1.02	1.48	0.30

NOTA: y_a $\frac{\text{mg SST producida}}{\text{mg de sustrato consumido}}$

x_a $\frac{\text{mg de biomasa}}{\text{cm}^2}$

TABLA 5.18. COEFICIENTE DE VELOCIDAD DE MAXIMO CRECIMIENTO
 ESPECIFICO μ_{max} (d^{-1})

	CORRIDA I	CORRIDA II	CORRIDA III
1	145.3	39.3	91
2	26.2	8.7	18
3	4.3	2.9	5
4	9.6	7.5	7.3
5	1.4	0.5	1.3
6	5.2	2.15	5.4
7	-	-	-
8	3.6	1.1	4.1
9	3.5	1.6	3
10	2.2	0.6	2.1

pando un área conocida de los discos.

Una vez que "P" y " X_a " fueron determinados para cada compartimiento en cada corrida, así como " y_a " fue determinada de forma global en el sistema pero a su vez aplicable a cada compartimiento se pudo calcular el valor de la rapidez de máximo crecimiento específico de acuerdo a la ecuación (5.2),

$$P = \frac{\mu_{m\acute{a}x}}{y_a} X_a$$

Los resultados se presentan en la Tabla 5.18).

5.6.2 Aplicación para el diseño

5.6.2.1 Método analítico

El modelo empleado puede utilizarse en el diseño de reactores industriales determinando el área superficial de los discos que sea necesaria para un buen tratamiento de los efluentes contaminados.

A continuación se muestra el procedimiento que es aplicable al diseño cinético de un sistema de biodiscos que ha alcanzado el estado estacionario.

La constante de capacidad de área (P) que se encontró era de $0.4 \text{ mg/seg}\cdot\text{m}^2$ y la constante de velocidad media de Monod (K_s) fue de 1440 mg/l .

Tomando como ejemplo la planta de harina de maíz nixtamalizada en Industrias Conasupo, S.A. de C.V. en Monterrey, N.L., el sistema debe tener capacidad para manejar $984 \text{ m}^3/\text{d}$ de agua de desecho (aproximadamente 11.4 l/s). El valor de DQO en el influente es de 6500 mg/l , y por lo menos, el 85% de la DQO deberá de ser eliminado (el valor de DQO en el efluente del reactor deberá ser menor de 980 mg/l).

Arreglando la ecuación 3.24 se puede expresar de la siguiente manera:

$$A_w = Q(S_o - S_e) + \frac{1}{P} + \frac{K_s}{PS_e} \quad (5.4)$$

entonces:

$$A_w = 11.4 \text{ l/s} \left(6500 \frac{\text{mg}}{\text{l}} - 980 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \right) \times \frac{1}{0.4 \frac{\text{mg}}{\text{seg}\cdot\text{m}^2}} + \frac{1440 \text{ mg/l}}{0.4 \frac{\text{mg}}{\text{seg}\cdot\text{m}^2} \times 980 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}$$

$$A_w = 3.88 \times 10^5 \text{ m}^2$$

El cálculo anterior da el valor del área requerida por los discos en el tratamiento suponiendo que éste fuera de un so

lo compartimiento.

Para determinar el área de discos requerida para un sistema de 10 compartimientos, la ecuación (5.4) debe escribirse para cada etapa con sus respectivos valores de coeficientes cinéticos.

Utilizando los valores experimentales de la tercera corrida (Tabla 5.16) sustituyéndolos de forma simultánea en el sistema de ecuaciones (ec. 5.4), se obtiene el área de contacto por cada compartimiento (Tabla 5.19).

De acuerdo con la literatura (Autrotrol, 1978; Benefield et al, 1980) el máximo número recomendado de compartimientos en un tren de tratamiento es de 4, por lo que si se considera que el mayor porcentaje de la remoción de sustrato durante el tratamiento se obtiene dentro de los primeros cuatro compartimientos, se toma el área de éstos como $158,301 \text{ m}^2$.

Como se puede observar, mientras menos compartimientos se utilicen en un tratamiento global, más grande deberá ser el área superficial de contacto. Esto se puede observar comparando el área del reactor considerando una sola etapa o compartimiento con el área obtenida en un RBR con diez compartimientos.

TABLA 5.19. AREA HUMEDA DE CONTACTO POR COMPARTIMIENTO

Compartimiento	Area Húmeda (m ²)
1	38,160.00
2	41,633.00
3	46,817.00
4	31,691.00
5	24,229.00
6	9,560.00
7	2,189.00
8	11,833.00
9	16,548.00
10	68,053
Area Total	= 290 718 m ²
Area Húmeda de los compartimientos 1 al 4	= 158 301 m ²

Para este estudio se toma en cuenta el valor del área de contacto referente al tratamiento con 10 compartimientos y a su vez el área correspondiente a los 4 primeros compartimientos de este tren de tratamiento.

5.6.2.2 Método gráfico

Otro método de diseño es utilizando el método gráfico de Mc Aliley et al (1975). En este método, el coeficiente de remoción de sustrato se grafica contra el valor de la concentración del sustrato en el efluente de cada etapa (Fig 5.13).

Para determinar el área requerida para cada compartimiento, se traza una línea entre el valor de la concentración del sustrato en el influente y el valor deseado de la concentración del sustrato en el efluente del compartimiento. La pendiente de esta línea se deduce de la siguiente forma:

Por definición:

$$R = \frac{F(S_o - S_e)}{Aw} \quad (5.6)$$

la pendiente de la línea está dada por:

$$\frac{\Delta R}{\Delta S_o} = \frac{0 - R_1}{S_o - S_e} \quad (5.7)$$

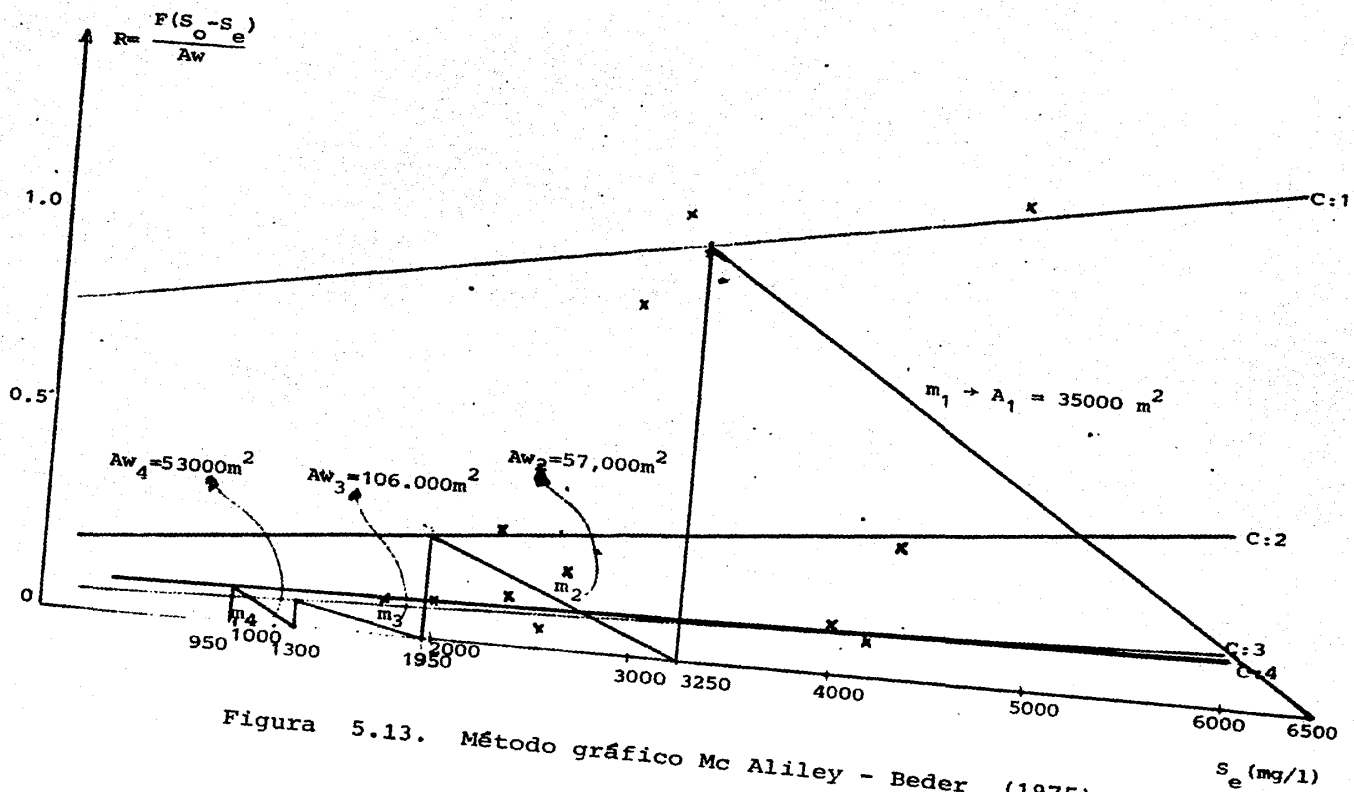


Figura 5.13. Método gráfico Mc Aliley - Beder (1975)

sustituyendo la ec. (5.7) en la ec. (5.6) se obtiene

$$\text{Pendiente} = \frac{0 - \frac{F(S_0 - S_e)}{Aw}}{(S_0 - S_e)} = - \frac{F}{Aw} \quad (5.8)$$

donde

F = es el gasto de alimentación = l/s

Aw = es el área húmeda de contacto (m^2)

El valor deseado del efluente de cada compartimiento se puede obtener con el porcentaje promedio en la remoción de DQO en cada compartimiento. Considerando que la mayor remoción de sustrato se obtiene en los cuatro primeros compartimientos, se hace el estudio con respecto a éstos (Tabla 5.20).

Analizando la Fig 5.13 se observa que la pendiente de las rectas que parten de los valores de concentración de sustrato y se dirigen a las rectas correspondientes a cada compartimiento es igual a $- F/Aw$. Los valores de estas pendientes dan el área de contacto por comportamiento.

El gasto que se desea manejar es el mismo que el utilizado en el anterior método ($F = 11.4$ l/s).

TABLA 5.20. COMPORTAMIENTO DE UN RCBR DE 4 ETAPAS

Compartimiento	% Remoción de sustrato (promedio)	S_e (mg/l)	$S_0 = 6500$ mg/l
1	50	3250	
2	30	1950	
3	20	1300	
4	15	975	

S_e : Valores teóricos esperados.

Los valores de las pendientes de las curvas m_1 , m_2 , m_3 y m_4 , así como el valor respectivo del área para cada compartimento se presenta en la Tabla 5.21.

Observando la Fig 5.13 se confirma que con tan sólo 4 etapas de tratamiento es suficiente para alcanzar valores de efluentes de 980 mgDQO/l basándose en una concentración inicial de 6,500 mgDQO/l (85% de remoción).

TABLA 5.21. ANALISIS GRAFICO MC ALILEY - BEDER

F (l/s)	$m = - F/Aw$	Aw (m ²)
11.4	3.23×10^{-4}	35,286
11.4	2.00×10^{-4}	57,000
11.4	1.08×10^{-4}	106,000
11.4	2.15×10^{-4}	52,928
	TOTAL	251,214 m ²

Como se puede ver, el método gráfico de Mc Aliley-Beder es mucho más flexible que el método analítico estudiado anteriormente para calcular el área requerida y el número de discos para cada compartimiento.

5.6.3 Bases de diseño de la planta de tratamiento

De acuerdo a un proveedor especializado en la construcción de reactores rotatorios Marca Autotrol, los datos de diseño son los siguientes:

Unidad paquete:

Area superficial / Volumen de trabajo	=	135 m ² /m ³
Diámetro de empaque	=	3.05 m
Diámetro de flecha de soporte	=	0.305 m
Longitud de flecha	=	9 m
Area superficial	=	9000 m ²

y tomando en cuenta los valores de área obtenidos por compartimiento en cada método estudiado se obtienen los datos de diseño específicos para este problema (Tabla 5.22).

Como se dijo anteriormente, se recomienda un máximo de 4 etapas por unidad de tratamiento, por lo que el arreglo deberá quedar como se muestra en la Fig 5.14.

TABLA 5.22. DATOS DE DISEÑO

No. de Etapas	Area total de contacto (m ²)	Volumen de tratamiento (m ³)	No. de unidades paquete	Longitud del tren de tratamiento (m)
1	388,000	2874	44	396
10	290,718	2153	33	297
4(+)	158,301	1173	18	162
METODO GRAFICO				
4	251,214	1860	28	252

(+) Valor recomendado

En esta figura se observa que la operación de las unidades se lleva a cabo en paralelo con objeto de mantener tanto las cargas hidráulica como orgánica constantes en todas las unidades.

Los efluentes de cada tren de biodiscos desembocan a un tanque sedimentador secundario en donde se separan los lodos remanentes del tratamiento y el agua clarificada que se retorna al proceso de nixtamalización o se puede almacenar en un tanque para así poder disponer de ella, (Fig 5.14).

La Fig 5.15 muestra el perfil hidrodinámico de la planta de tratamiento. En esta figura se puede observar que el nejayote sale de la planta nixtamalizadora a una altura de 5 m sobre nivel de tierra, por lo que se aprovecha esta carga dinámica para la alimentación del agua de desecho en el sedimentador primario.

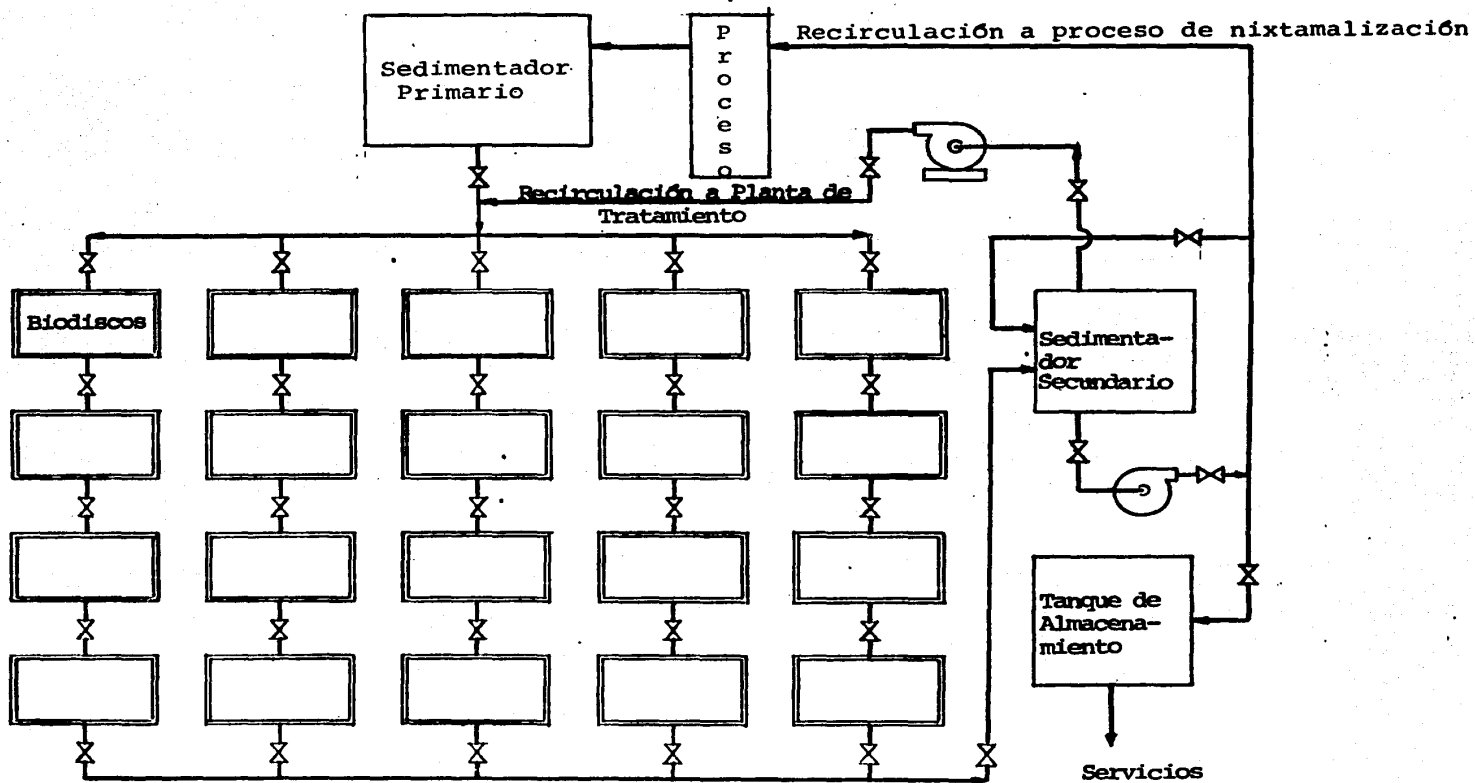


Figura 5.14. Diagrama esquemático de la planta de tratamiento de aguas de desecho para una planta de harina de maíz nixtamalizado.

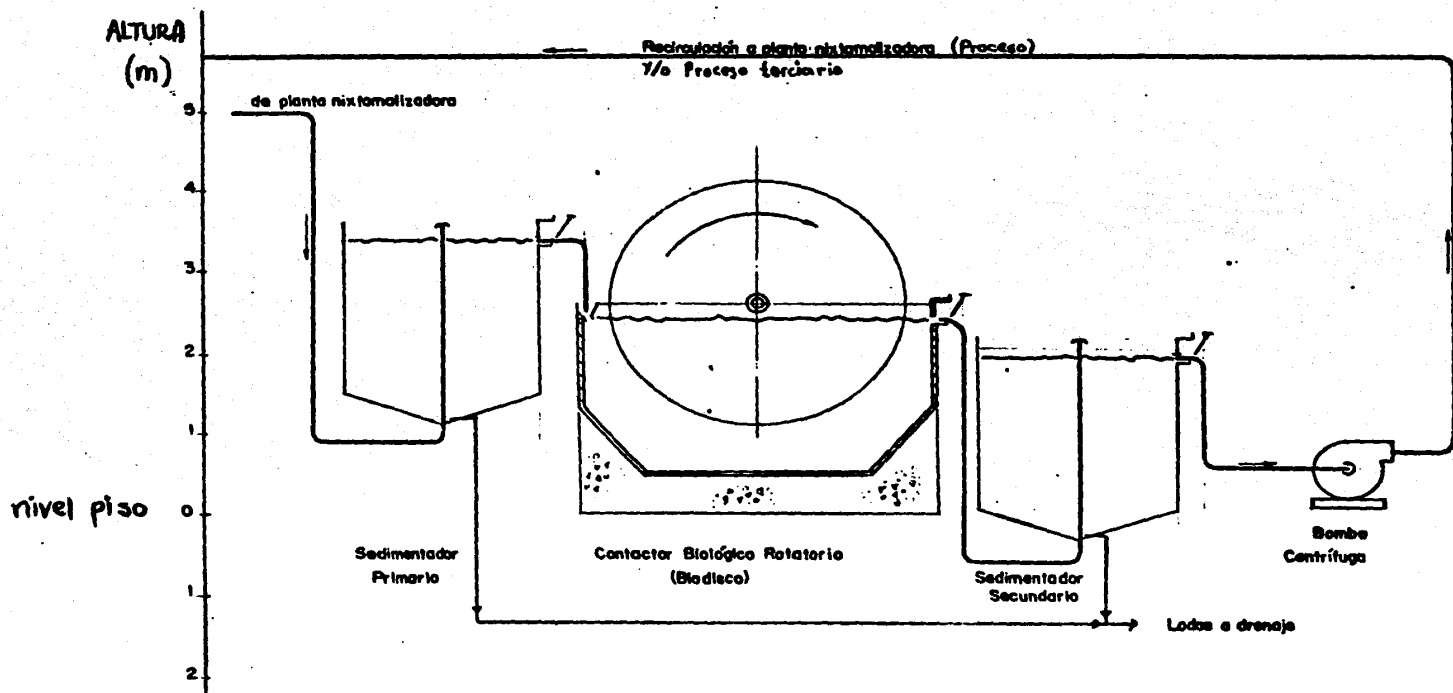


Figura 5.15. Perfil de proceso en la planta de tratamiento de aguas de desecho de planta nixtamalizadora.

6. COSTOS

El cálculo de costos de capital y de operación y mantenimiento se llevó a cabo basándose en el diseño del proceso.

Para efectuar el cálculo de costos por unidad de agua por tratar es necesario conocer los conceptos de "valor presente", "valor presente de pagos anuales" y "pago de anualidades".

"Valor presente". Si una cantidad P tiene un valor S después de un número n de períodos de tiempo, entonces el valor presente de S , pagable en un número de períodos de tiempo n es

$$P = S / (1 + i)^n \quad (6.1)$$

"Valor presente de pagos anuales". Si la anualidad consiste en un número de n de pagos iguales de P . A_n es el valor presente total de un número n de pagos, entonces:

$$A_n = PV \frac{(1 + v^n)}{1 + v} \quad (6.2)$$

donde:

$$v = \frac{1}{1 + i} \quad \text{así} \quad (1 - v) = \frac{i}{1 + i} \quad \text{y}$$

$$A_n = \frac{P(1 - v^n)}{i}$$

En particular, si $P=1$, entonces el valor de A_n , denotado por el símbolo $A_{n,i}$ está dado por

$$A_{n,i} = \frac{1 - v^n}{i} = \frac{1 - (1 + i)^{-n}}{i}$$

"Pago de anualidades". Se define como

$$P = S \frac{i}{A_{n,i}} \quad (6.4)$$

en donde P es el pago anual y S es el valor después de un número de pagos.

El costo unitario del agua de desecho por tratar se calcula encontrando el valor de pago de anualidades y posteriormente dividiendo el producto entre la cantidad de agua por tratar:

$$P = \text{costos de capital} + \left[(\text{operación y mantenimiento} \times 12) \times A_{n,i} \right] \frac{1}{A_{n,i}} \quad (6.5)$$

$$\text{El costo de agua por tratar es } P/F \quad (6.6)$$

donde F es la cantidad de agua por tratar.

La Tabla 6.1 muestra los costos de capital y de operación y mantenimiento del proceso. La ejecución del proyecto durará aproximadamente 12 meses.

De acuerdo a las estimaciones financieras proporcionadas por el Banco de México (1986), se calcula que la inflación para todo el año de 1987 será de valores cercanos al 61%.

En la siguiente tabla se presentan los valores estimados por mes.

Enero	8.5%	
Febrero	4.5%	
Marzo	4.0%	30% = primer semestre 1987
Abril	3.5%	
Mayo	3.5%	
Junio	3.0%	
Julio	3.5%	
Agosto	3.5%	
Septiembre	3.5%	24% = segundo semestre 1987
Octubre	3.0%	
Noviembre	4.0%	
Diciembre	4.5%	

Considerando que a los diez meses de iniciado el proyecto se tendrán los mayores gastos o erogaciones, aproximadamente 80% del total hasta esa fecha, el porcentaje de inflación por escalamiento para octubre de 1987 será cercana a 48.5%.

En los Estados Unidos, la inflación estimada para el año 1987 se considera cercana al 9.5%. Esta consideración es importante ya que los reactores de biodiscos son unidades de importación. Esto se debe a que en nuestro país no se tiene la tecnología adecuada para la construcción de las unidades de biodisco.

Con la combinación de costos de capital y costos de opera-

ción y mantenimiento presentados a continuación, se calculan los precios unitarios del agua por tratar. Estos precios se calculan para una vida útil de planta de 20 años, y tasa de interés social compuesto del 85% anual.

ESTIMACION DE CAMPO

COSTO ESTIMADO

	Material (MPS)	Mano de Obra (MPS)	
TERRENO			
1. Levantamiento de terreno	3200	800	2 parejas
2. Nivelación de terreno	300	75	2 parejas
3. Red de drenaje interno	360	810	4 parejas
T O T A L	3860	1185	
EDIFICIOS			
1. Laboratorio analítico y de control	10,000	575	3 parejas
CIMENTACION DE EQUIPOS Y ESTRUCTURAS			
1. Cimentación de unidades RBR y estructura de 20 piletas de tratamiento (4m x 10m x 0.4m)	23,000	9,500	13 parejas
2. Soporte tubería en general	200	230	3 parejas
3. Cimentaciones y estructuras de los sedimentadores (7m x 12m x 4m)	3,890	1,220	4 parejas
T O T A L	27,090	10,950	
EQUIPOS			
1. 20 unidades RBR (5 HP) (1cm x 3m) ₃	200,000	2,000	10 parejas
2. 20 tanques de tratamiento (96 m ³) (w=4m, L=6m, h=4m) concreto	8,000	2,000	10 parejas
3. 2 tanques rectangulares de concreto (w=5m, L=8m, h=3m) (120 m ³)	1,500	750	7 parejas
4. 2 bombas centrífugas de 15 HP acero al carbón (40 GPM, 440/220 V)	3,000	25	
5. Herramientas	1,500	-	
6. Refacciones en general	15,000	-	
	229,000	4,775	

NOTA: 1 pareja = 4,500 ps/dfa

ESTIMACION DE CAMPO

COSTO ESTIMADO

	Material (MPS)	Mano de Obra (MPS)	
INSTRUMENTOS			
1. Válvula de control automático (10)	10,000	50	1 pareja
2. 25 termómetros (-10 a 70°C) SS.316	500	-	
3. 5 manómetros (0-7 kg/cm ²)	100	-	
4. 25 indicadores de nivel	1,500	25	1 pareja
5. Tablero de control	10,000	150	1 pareja
6. 1 minicomputadora HP-150 incluye impresora y graficadora	<u>2,000</u>	<u>-</u>	
	24,000	225	
SUBESTACION Y ALIMENTADORES			
1. Subestación 40,000 KVA	8,000	600	4 parejas
2. Conduits y cables de subestación al centro de control de motores	<u>2,000</u>	<u>300</u>	2 parejas
	10,000	900	
PODER Y CONTROL			
1. Centro de control de motores (CCM) Nema 1 espacio para 30 motores de 440/220 V	4,500	600	2 parejas
2. Conduit y cableado	<u>1,500</u>	<u>300</u>	2 parejas
	6,000	900	
T O T A L	316,050	19,890	
	<u>Miles de Pesos</u> 316,050	Materiales	
	<u>19,890</u>	Mano de Obra	
	335,940		

Escalamiento 10 meses

80% de 335,940 MP\$

Materiales y mano de obra son tomar
en cuenta los equipos de importación

52,745

a 48.5% inflación

Escalamiento 12 meses

27,188 MP\$ de materiales y mano de obra

16,585

a 61% inflación

Inflación en E.E.U.U. para el año de 1987

Equipo de importación = 200,000 MP\$ =

$$\frac{11,080}{416,350}$$

$$a \frac{9.5\%}{12 \text{ meses}} \times 7 \text{ meses} = 5.5\%$$

Materiales y/o mano de obra no
enlistados (3%)

12,490.5

Contingencias (7%)

$$\frac{29,144.5}{457,985}$$

Post arranque (4%)

$$\frac{18,319.4}{476,304.4}$$

Total de costos de capital

476,304.4

Miles de pesos

(obra mecánica, civil y eléctrica)

Total de la inversión

Vida útil de la Planta = 20 años

Tiempo de ejecución del proyecto = 12 meses

COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO

ENERGIA

$$20 \text{ motores de } 5 \text{ HP} = 100 \text{ HP}$$

$$2 \text{ bombas centrífugas} = \frac{30 \text{ HP}}{1 \text{ HP}}$$

$$\text{Total Energía} = 130 \text{ HP} \times \left(\frac{0.7457 \text{ Kw}}{1 \text{ HP}} \right) = 96.94 \text{ Kw}$$

$$96.94 \text{ Kw} \times \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} \times \frac{30 \text{ días}}{\text{mes}} = 69,797.5 \frac{\text{KW} \cdot \text{hr}}{\text{mes}}$$

$$69,797.5 \frac{\text{Kw} \cdot \text{h}}{\text{mes}} \times \frac{1.2 \text{ Ps}}{\text{KW} \cdot \text{h}} = 83,757 \text{ Ps/mes}$$

ADMINISTRATIVOS

1 Supervisor	130,000	
2 Operadores (3 turnos)	<u>420,000</u>	
	550,000	Ps/mes

$$\text{Total costos de operación y mantenimiento} = 633 \text{ 757} \frac{\text{Ps}}{\text{mes}}$$

Tomando en cuenta la ecuación 6.5 se calcula el costo unitario del agua de tratamiento

$$V = \frac{1}{1 + i} = \frac{1}{1 + 0.85} = 0.5405$$

$$An_i = \frac{1 - V^n}{i} = \frac{1 - 0.5405^{(20)}}{0.85} = 1.1765$$

$$n = 20 \text{ pagos}$$

$$i = 85\% \text{ anual} = \text{interés compuesto}$$

$$P = 476\,304\,000.00 \text{ pesos} + \left[(633\,757 \frac{\text{Pesos}}{\text{mes}} \times 12 \text{ meses}) 1.1765 \right] x$$

$$\frac{1}{1.1765} = P = 412,453,362.8 \text{ pesos a pagar en 1 año.}$$

Sumando los costos de capital y los de operación y mantenimiento, y a su vez dividiéndose entre el volumen de agua a tratar, obtendremos el costo unitario del agua tratada por este tratamiento.

$$\frac{P'}{F} = \frac{483,909,484 \text{ Pesos/año}}{327,992 \text{ m}^3/\text{año}} = 1475.37 \frac{\text{Ps}}{\text{m}^3} \text{ agua tratada}$$

7. CONCLUSIONES

De los resultados obtenidos durante el desarrollo de este trabajo se desprenden las siguientes consideraciones:

- 1) La cantidad de materia orgánica contenida en el nejayote es muy alta comparada con las aguas de desecho de tipo doméstico.
- 2) Los valores de la demanda química de oxígeno y de la demanda bioquímica de oxígeno son aproximadamente 20 veces mayores que los valores de aguas de desecho de tipo doméstico.
- 3) A mayores tiempos de residencia hidráulica dentro del sistema de discos rotatorios (menores valores de carga orgánica) la remoción de sustrato se verá incrementada a

lo largo del tratamiento.

- 4) Los bajos valores de pH en el influente de alimentación que se observan en los datos experimentales son debidos a que el tanque de alimentación tenia condiciones anaerobias, por lo que se abatía el valor del pH. Durante el tratamiento, el pH, se estabilizó entre 7 y 8 debido a la acción del metabolismo microbiano.
- 5) La biomasa suspendida en el seno del líquido de tratamiento se considera tan importante como la cantidad de biomasa a las paredes de los discos. Por tanto habrá que reconsiderar el modelo empleado.
- 6) De acuerdo a los datos reportados en la Tabla 5.16, del modelo cinético se concluye que el primer compartimiento o etapa es la que presenta una mayor constante de capacidad de área (P) y un mayor coeficiente de velocidad media de Monod (μ_{max}).
- 7) De acuerdo a lo reportado por Durán (1982), el nejayote es un polisustrato. Los microorganismos presentes degradan secuencialmente a cada uno de estos substratos de acuerdo con sus diferentes energías de activación. Este trabajo demuestra que, en efecto, en la primera cámara, se lleva a cabo la eliminación de la mayor parte de la

materia orgánica más fácilmente biodegradable, corroborando lo realizado con nejayote sintético (Durán et al, 1981). Los experimentos microbiológicos empleando cuatro diferentes substratos (carbohidratos, lípidos, proteínas y celulosa) con biomasa de cada compartimiento confirmaron estas aseveraciones (Pedroza, 1985; González et al, 1985).

- 8) De acuerdo con los datos obtenidos durante el experimento y observando que los cuatro primeros compartimientos del tratamiento se efectúa la mayor remoción de sustrato, se decidió calcular analíticamente el área húmeda de contacto para el diseño de la planta con RBR's de cuatro etapas.
- 9) El método gráfico empleado para la determinación del área de contacto es claramente una demostración de que en los cuatro primeros compartimientos se llevan a cabo la mayor parte de la remoción del sustrato.
- 10) Las más altas remociones de sustrato 84% como DQO fueron observadas durante la tercera corrida experimental para una carga orgánica inicial de $18.9 \text{ gDQO/m}^2 \cdot \text{d}$ con una concentración inicial de $6,500 \text{ mgDQO/l}$.
- 11) Considerando que al Departamento del Distrito Federal le

cuesta tratar un metro cúbico (1 m^3) de agua de desecho de tipo doméstico aproximadamente 150 pesos, el costo por metro cúbico de agua tratada en este sistema (1475.4 pesos/ m^3) es bastante bueno, ya que como se dijo en la consideración número cuatro de este inciso, el nejayote está veinte veces más contaminado que el desecho doméstico.

- 12) Haciendo consideraciones económicas sobre los costos de agua tratada con los reactores evaluados en este estudio se encontró lo siguiente:

Si el agua de desecho de la industria del maíz fuera tratada con los sistemas actuales que se emplean en el Departamento del Distrito Federal, el costo se incrementaría aproximadamente a 3000 pesos/ m^3 por lo que comparándolo con los 1475.4 pesos/ m^3 , la diferencia es significativa.

Esto quiere decir que tomado en cuenta el volumen de agua que se evalúa en este estudio, el cual es de 327,992 m^3 /año, el ahorro total sería de 500,066,516.1 pesos/año (para una planta que procesa aproximadamente 300 t/d).

Tomando como base estos datos, y detallándolos más a fondo (anexo A) se encuentra una tasa de retorno del 36% a pagarse en 4.4 años, lo cual es aceptable.

- 13) En consecuencia, puede decirse que, con base en este es
tudio de prefactibilidad, el proyecto puede ser rentable.

BIBLIOGRAFIA

1. Análisis del Agua. MERCK (1980).
2. Antonie, L.R. "Fixed Biological Surfaces-Wastewater Treatment". En The Rotating Biological Contactor. CRC Press Inc. EE.UU. de A. (1976).
- 3) Antonie, L.R. y Van Aacken, K. "Rotating Discs Fulfill Dual Wastewater Role". Journal Water and Wastewater Engineering, 8(1): 37-38 (1976).
4. Antonie, L.R. y Hyhek, J.R. "Field Experience with Rotating Biological Contactors Treating Domestic or Industrial Wastewater". Escrito presentado en el I Congreso Nacional de la Sociedad Mexicana de Ingenieros Sanitarios. México, D.F. (1982).
5. "Autotrol Wastewater Treatment System Design Manual". Autotrol Corp., Bio-Systems Division, Copia registrada No. 10267, EE.UU. de A. (1978), (1982).
6. Baier, R.E. "Influence of the Initial Surface Condition on Bioadhesion". Escrito presentado en el III Congreso Internacional de Biofouling. Universidad de Connecticut, EE.UU. de A. (1972).

7. Banco Nacional de México. "Examen de la situación económica en México". 62(725): 4-8. México (1987).
8. Benefield, L.D. y Randall, W.C. "Biological Process Design for Wastewater Treatment". Prentice-Hall, Inc. EE.UU. de A. (1980).
9. Cabrera, E., Pineda, J.C., Durán de Bazúa, C. Segurajáuregui, J.S. y Vernon, E.J. "Kinetics of Water Diffusion and Starch Gelatinization in Cooked Corn". En Food Engineering, Ed. B. Mackenna Vol. 2. pp. 117-125, Inglaterra (1984).
10. Clark, J.H., Moseng, E.M. y Takashi, A. "Performance of a Rotating Biological Contactor under Varying Wastewater Flow". JWCPF 50(5): 896-911 (1978).
11. Chesner, W.V. y Molof, A.H. "Relative Performance of Different Sized Biological Rotating Discs". Escrito presentado en la 49 Conferencia Anual de la WPCF. EE.UU. de A. (1976).
12. Dupont, R.R. y McKinney, E.R. "Data Evaluation of Municipal Rotating Biological Contactor Installation". En Municipal Wastewater Treatment, Parte 3. EE.UU. de A. (1979).

13. Durán de Bazúa, C., Engelmann, G. y Hartmann, L. "Aprovechamiento de los residuos de la nixtamalización en la producción de biomasa por métodos biológicos". En Eco-tecnologías para el desarrollo de México. Instituto de Ecología, A.C. Publicación Seminario, pp. 119-123., México, D.F. (1982).
14. Durán de Bazúa, C. "Problemas sanitarios en la industria de alimentos". Problema tipo: Tratamiento de los efluentes de la industria del maíz en México. En Informe de actividades para el H. Consejo Técnico; Facultad de Química, UNAM, México, D.F. (1982).
15. Escárcega, C. y Pulido, R. "Modelo cinético para un reactor biológico rotatorio usado en el tratamiento aerobio de efluentes". Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM: México, D.F. (1986).
16. Estrada, O., Herrero, L. y Lara, V. "Harina de maíz nixtamalizado, estudio comparativo entre el proceso tradicional y el proceso por extrusión". Tesis profesional, Universidad La Salle, México, D.F. (1986).
17. Fair, G.M., Geyer, J.C. y Okun, D.A. "Water and Wastewater Engineering". Ed. Wiley, Vol. 2. pp. 341-345, EE.UU. de A. (1968).

18. Filion, P.M., Keith L.M. y Stephenson, P.J. "Performance of a Rotating Biological Contactor Under Transient Loading Conditions". JWPCF, 51(7): 1925-1934 (1979).
19. Friedmann, A.A., Robbins, L.E. y Woods, R.C. "Effect of Disk Rotational Speed on Biological Contactors Efficiency". JWPCF, 51(11): 2678-2690 (1979).
20. González, S. "Tratamiento de aguas de desecho de la industria del nixtamal". Ed. Instituto de Ingeniería, UNAM, México, D.F. (1986).
21. González-Martínez, S., Pedroza-de-Brenes, R., Durán-de-Bazúa, C., y Norouzian, M. "Treatment of the Wastewater from the Alkaline Cooking of Maize in an RBC-System". En Proc. Speciality Conf., Env. Eng. Dir., ASCE. Ed. J.C. O'Shaughnessy, ASCE, pp. 606-613. Boston, EE.UU. de A. (1985).
22. Green, J.H. y Kramer, A. "Food Processing Waste Management", AVI Publishing Co. Connecticut EE.UU. de A. (1979).
23. Guerrero, M.A. "Estudio de la tratabilidad de efluentes líquidos provenientes de la industria procesadora de maíz". Tesis de Maestría, Facultad de Ingeniería, UNAM, México, D.F. (1984).

24. Harremöes, P. "Biofilm Kinetics". En Water Pollution Microbiology. Ed. Ralph Mitchell, John W. & Sons, New York, EE.UU. de A. (1978).

25. Hartmann, L. y Durán de Bazúa, C. "Produktion von Biomasse aus hochkonzentrierten Abwassern der Lebensmittelindustrie". Wiss. und Umwelt, 3:141-145 Rep. Fed. Alemana, (1981).

26. Illescas, R. "La teoría química de la formación del nixtamal". Revista de la Sociedad Mexicana de Historia Natural 4(34): 129-134 (1943).

27. Inclán, S. "Estudio de la tratabilidad de las aguas de desecho de la industria nixtamalizadora en un sistema continuo de reactores en cascada totalmente mezclados". Tesis profesional, Facultad de Química, UNAM, México, D.F. (1984).

28. Jonguitud, F.V. y Norouzian, M. "Effect of Dissolved Solids on the Concentration of Dissolved Oxygen and Tapwater". Información no publicada del Instituto de Ingeniería, UNAM, México, D.F. (1982).

29. Katz, S.H., Hediger, M.L. y Vallery, L.A. "Traditional Maize Processing Techniques in the New World". Science, 84(5): 765-773 (1974).
30. Kincannon F.D. y Stover, L.E. "Design Methodology for Fixed Film Reactors-RBC's and Biological Towers". En Civil Engineering for Practicing and Design Engineers. Pergamon Press. LTD. Vol. 2. pp. 107-124, Inglaterra, (1983).
31. Kornegay, B.H. "Modeling and Simulation of Fixed Film Biological Reactors". En Mathematical Modeling of Water Pollution Control Process. Ed. Ann Arbor, Michigan, EE.UU. de A. (1975).
32. Kornegay, B.H. y Andrews, F. "Kinetics of Fixed Film Biological Reactors". JWPCF, 40(11): R460-R468, (1968).
33. La Motta, E.J. "External Mass Transfer in a Biological Film Reactor". En Biotechnology and Bioengineering 18:1359-1370, New York, EE.UU. de A. (1976).
34. Maier, W.J. "Mass Transfer and Growth Kinetics on a Slim Layer, a Simulation of the Trickle Filter". Tesis de Doctorado, Universidad de Cornell, EE.UU. de A. (1966).

35. Marmolejo, C. "Estudio de los productos del metabolismo anaerobio durante el tratamiento de las aguas de desecho de la industria nixtamalizadora". Tesis profesional, Facultad de Química, UNAM, México, D.F. (1984).
36. Mc Aliley, J.E. y Beder, H. "A Pilot Plant Study of a Rotating Biological Surface for Secondary Treatment of Unbleached Kraft Mill Waste". TAPPI, 57(9): 106-120 (1975).
37. McKinney, R.E. "Microbiology for Sanitary Engineers". Mc Graw-Hill, Boston, EE.UU. de A. (1962).
38. Metcalf-Eddy, Inc. "Wastewater Engineering: Treatment Disposal and Resue". Mc Graw-Hill Co. Boston, EE.UU. de A. (1972).
39. Norouzian, M. "Characteristics of an Aerated Lagoon for Municipal Wastewater Treatment". Tesis de Doctorado, Universidad de Kansas, EE.UU. de A. (1980).
40. Norouzian, M. "A Performance Evaluation and Kinetics Determination of an RBC System Operating at the C.U. Wastewater Treatment Plant". Informe de proyecto, Instituto de Ingeniería, UNAM, México, D.F. (1983).

41. Pedroza, R. "Estudio de la degradación biológica aerobia de los efluentes de la nixtamalización". Tesis de Maestría, Universidad Ibero-Americana, México, D.F. (1984).
42. Pedroza, R., González, S. y Durán de Bazúa, C. "Degradación biológica de las aguas de desecho provenientes de la industria nixtamalizadora en un reactor biológico rotatorio". Informe de proyecto, Instituto de Ingeniería, UNAM, México, D.F. (1984).
43. Peters, M.S. y Timmerhaus, K.D. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers". Mc Graw-Hill Co., 3a. Ed. Boston, EE.UU. de A. (1981).
44. Poon, P.C., Chao, Ya-Len y Mikucki, W.J. "Factors Controlling Rotating Biological Contactor Performance". JWPCF, 5(4): 601-611 (1979).
45. Richard, D., Haag, R., Sheth, D. y Hyhek, J. "Pilot Plant Treatment of Municipal and Malting Plant Wastewater". JWPCF, 71(3): 869-874 (1978).
46. "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater". American Public Health Association. Washington, D.C., EE.UU. de A. (1980).

47. Switzenbaum, M.S. y Pause, S.M. "Biological Filters". JWPCF, 55(6): 612-615 (1983).
48. Trulear, G.M. y Characklis, G.W. "Dynamics of Biofilm Processes". JWPCF, 54(9): 1288-1301 (1983).
49. Water Pollution Control Federation. "Wastewater Treatment Plant Design". Manual of Practice (8): 309-315 (1982).
50. Weber, W.J. "Physicochemical Processes for Water Quality Control". Wiley-Interscience, New York, EE.UU. de A. (1972).
51. Welch, M.F. "New Approach to Aerobic Treatment of Wastes". En Water and Waster Engineering, 6(6): D12-D15 (1969).
52. Williamson, K. y McCarty, P.L. "A Model of Sustrate Utilization by Bacterial Films". JWPCF, 48(1): 9-24 (1976).
53. Williamson, K. y McCarty, P.L. "Verification Studies of the Biofilm for Bacterial Sustrate Utilization". JWPCF, 48(2): 281-296 (1976).

54. Wu-Chang, H. y Bates, F.V. "Comparative Performance of Rotating Biological Contactors using Air And Pure Oxygen". JWPCF, 52(11): 2678-2703 (1980).

ANEXO A

TASA INTERNA DE RETORNO Y PERIODO DE PAGO

INVERSION	MILES DE PESOS	
Costos de capital	476,304.4	
Costos de operación y mantenimiento	7,605.084	
Créditos de inversión = P =		412,453.362
	<u>483,909.484</u>	<u>483,909.484</u>
Total a recuperarse		896,362.846
Flujo de retorno. Promedio anual (periodo de pago)		
AHORROS	500,066.516	
Reparaciones adicionales y gastos (5% del capital)	(23,815.22)	
Impuestos sobre la renta y seguro (2% del capital)	(9,526.09)	
Incremento en costos de operación y mantenimiento. (50% escalación anual)	(3,802.54)	
Impuesto sobre utilidad (52% de las ganancias)	(260,034.6)	

AHORRO TOTAL sin tomar en cuenta
la depreciación

202,888.08

Años para pagarse:

Total a recuperarse = 4.418 años

Ahorros totales

Tasa de retorno = 36%