

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TESIS

ESTUDIO DEL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE DESECHO  
DE LA INDUSTRIA DEL NIXTAMAL EN UN SISTEMA  
CONTINUO DE REACTORES EN CASCADA TOTALMENTE  
MEZCLADOS

Nombre del sustentante: SERGIO IGNACIO INCLAN RODRIGUEZ

Carrera: INGENIERO QUIMICO

1985



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.
1. INTRODUCCION	1
1.1 Problemática	1
1.2 Objetivos	3
2. NIXTAMALIZACION	5
2.1 Descripción del proceso de nixtamalización	5
2.2 Balance de materia para el proceso de nixtamalización	6
2.3 Caracterización del nejayote	8
2.4 Conclusiones de la caracterización del nejayote	13
3. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO. GENERALIDADES	15
3.1 Tratamiento de aguas de desecho	15
3.1.1 Pretratamiento y tratamiento primario	17
3.1.2 Tratamiento secundario	18
3.1.3 Tratamiento terciario	18
3.1.4 Tratamiento de lodos	19
3.2 Elementos básicos de microbiología	20
3.2.1 Conceptos generales	20
3.2.2 Procesos metabólicos	22
3.3 Cinética microbiana	26

	Pág.
3.3.1 Etapas de un cultivo discontinuo	26
3.3.2 Desarrollo de un modelo cinético para el consumo de sustrato	33
3.3.3 Relación entre el consumo de sustrato y el crecimiento microbiano	37
3.4 Reactores biológicos	39
3.4.1 Reactor intermitente o "batch"	44
3.4.2 Reactor totalmente mezclado	47
3.4.3 Reactor tubular (flujo pistón)	50
3.4.4 Cascada de reactores totalmente mezclados	53
3.4.5 Reactores de película sumergida	55
4. METODOLOGIA	60
4.1 Descripción del reactor	61
4.2 Régimen hidráulico de la cascada de reactores	62
4.3 Arranque del reactor y forma de muestreo	63
5. RESULTADOS Y DISCUSION	66
5.1 Régimen hidráulico	66
5.2 Comportamiento general de la cascada de reactores	67
5.2.1 Parámetros de control	67
5.2.2 Parámetros de diseño	69
5.2.3 Eficiencia de remoción de contaminantes	69

	Pág.
5.2.4 Producción de biomasa	75
5.3 <i>Modelos matemáticos</i>	76
5.3.1 Modelo cinético de Monod para un reactor tubular (flujo pistón)	81
5.3.2 Modelo cinético de Monod para un reactor totalmente mezclado con película adherida	83
5.3.3 Reacción de primer orden para un reactor tubular	86
6. CONCLUSIONES	91
7. BIBLIOGRAFIA	94
ANEXO	100

## INDICE DE FIGURAS

Núm.	Nombre	Pág.
1.	Clasificación de los diferentes tipos de tratamiento de aguas de desecho	16
2.	Organismos que forman el Reino Protista	20
3.	Pasos principales del metabolismo aerobio	25
4.	Pasos principales de los procesos metabólicos involucrados en la digestión anaerobia	27
5.	Etapas de un cultivo discontinuo o "batch"	28
6.	Comportamiento de la rapidez específica de crecimiento con respecto al sustrato	36
7.	Diagrama esquemático de un reactor	41
8.	Diagrama esquemático de un reactor batch	45
9.	Comportamiento del crecimiento microbiano y del consumo de sustrato en un reactor batch	45
10.	Diagrama esquemático de un reactor totalmente mezclado	48
11.	Diagrama esquemático de un reactor tubular	50
12.	Diagrama esquemático de una cascada de reactores totalmente mezclados	54

	Pág.
13. Diagrama esquemático del proceso de crecimiento de la película	55
14. Diagrama esquemático de la cascada de reactores	62
15. Cascada de reactores	62
16. Estudio del régimen hidráulico en la cascada de reactores	68
17. Curvas experimentales de <i>DTR</i> en la cascada de reactores	68
18. Resultados experimentales. Primera carga orgánica	70
19. Resultados experimentales. Segunda carga orgánica	70
20. Resultados experimentales. Tercera carga orgánica	71
21. Comportamiento de la <i>DQO</i> (muestréos 1-4)	73
22. Comportamiento de la <i>DQO</i> (muestréos 5-10)	73
23. Comportamiento de la <i>DQO</i> (muestréos 11 y 12)	74
24. Comportamiento de la <i>DQO</i> (muestreo 13)	74
25. Concentraciones de microorganismos adheridos y	

Pág.

suspendidos 76

26. Curva teórica de la ecuación de Walker 84

27. Curva experimental de la ecuación de Walker 84



## INDICE DE TABLAS

Núm.	Nombre	Pág.
1.	Caracterización del nejayote	12
2.	Clasificación según sus características de los diferentes procesos biológicos para tratamiento de aguas de desecho (Ejemplos)	18
3.	Expresiones cinéticas para describir el comportamiento microbiano	40
4.	Programa del muestreo semanal en la cascada de reactores	65
5.	Resultados de las mediciones realizadas durante la 1a. carga orgánica	77
6.	Resultados de las mediciones realizadas durante la 2a. carga orgánica	78
7.	Resultados de las mediciones realizadas durante la 3a. carga orgánica	79
8.	Resultados de las mediciones de la DQO en el transcurso de la experimentación	80
9.	Resumen de los parámetros cinéticos obtenidos con la ecuación de Walker	82
10.	Parámetros cinéticos obtenidos con el modelo de Kornegay	85

	Pág.
11. Constantes de reacción de 1er. orden para las diferentes corridas	87
A.1 Resultados del comportamiento hidráulico de la cascada de reactores por el método de la función paso	101
A.2 Resultados experimentales obtenidos durante las diferentes corridas	102
A.3 Valores cinéticos para obtener los parámetros cinéticos por medio de la ecuación de Walker	107
A.4 Valores utilizados para obtener los parámetros cinéticos en el modelo de Kornegay	109
A.5 Valores utilizados en la ecuación de reacción de primer orden.	111

## SIMBOLOGIA

- $X$  concentración de microorganismos, mg SST/l ó mg N/l
- $X_0$  concentración inicial de microorganismos, mg SST/l ó mg N/l
- $X_a$  concentración de microorganismos promedio, mg SST/l ó mg N/l
- $X_d$  concentración de microorganismos muertos, mg SST/l ó mg N/l
- $X_S$  concentración de microorganismos al terminarse el sustrato, mg SST/l ó mg N/l
- $C', X'$  concentración de microorganismos en la película, mg SST/cm<sup>2</sup> ó mg N/cm<sup>2</sup>
- $S$  concentración de sustrato, mg DQO/l
- $S_0$  concentración inicial de sustrato, mg DQO/l
- $E$  concentración de enzima, mg/l
- $P$  concentración de productos, mg/l
- $I$  concentración de inhibidor, mg/l
- $\mu, k$  rapidez específica de crecimiento de microorganismos, tiempo<sup>-1</sup>
- $\mu_{max}, k$  rapidez máxima específica de crecimiento de microorganismos, tiempo<sup>-1</sup>
- $V$  rapidez de reacción para el sustrato, masa/volumen/tiempo
- $V_{max}$  rapidez máxima de reacción para el sustrato, masa/volumen/tiempo
- $V_{max}^*$  rapidez máxima específica de reacción para el sustrato, masa sustrato/masa de microorganismos/tiempo

- $r_s$  rapidez de consumo de sustrato, masa/volumen/tiempo  
 $r_x$  rapidez de producción de microorganismos, masa/volumen/tiempo  
 $\mu_a$  rapidez específica de crecimiento de los microorganismos de la película, tiempo  
 $\mu_s$  rapidez específica de crecimiento de los microorganismos suspendidos, tiempo  
 $(ds/dt)_{V_a}$  rapidez de consumo del sustrato debido a la película adherida, masa/volumen/tiempo  
 $(ds/dt)_{V_s}$  rapidez de consumo de sustrato debido a la biomasa suspendida, masa/volumen/tiempo  
 $D$  coeficiente de dilución, tiempo<sup>-1</sup>  
 $k_d$  coeficiente de decaimiento endógeno, tiempo<sup>-1</sup>  
 $Y$  coeficiente de rendimiento, masa microorganismos producidos/masa sustrato consumido  
 $Y_a$  coeficiente de rendimiento de la película  
 $Y_s$  coeficiente de rendimiento de los microorganismos suspendidos  
 $d$  espesor de la película adherida, longitud  
 $A_s$  área cubierta por la película, área  
 $V_a$  volumen de la película, volumen  
 $V_s$  volumen de líquido, volumen  
 $t_{lag}$  tiempo de duración de la etapa "lag", de retardo, tiempo  
 $t_d$  tiempo de duplicación de los microorganismos, tiempo  
 $k_{+1}, k_{-1}, k_{+2}, k_{-2}$  constantes de reacción en el modelo de Michaelis-Menten, tiempo<sup>-1</sup>  
 $k_s, K', K$  constantes de reacción de primer orden, tiempo<sup>-1</sup>  
 $K_s$  constante de saturación de Michaelis y Menten, masa/volumen

$K_m$  constante de saturación de Monod, masa/volumen  
 $K_I$  constante de inhibición por sustrato, masa/volumen  
 $K_c$  constante de Contois, adimensional  
 $\partial_m$  constante de Moser, adimensional  
 $K_t$  constante de Teissier, masa/volumen

## 1. INTRODUCCION

### 1.1 Problemática

Desde hace algunos años el país sufre por la escasez de agua, sobre todo donde el aprovisionamiento de agua es difícil por su localización geográfica y aún más durante la época de estiaje.

Debido a que el agua es una sustancia básica para el desarrollo del sector industrial, la iniciativa privada y el Gobierno se han visto obligados a buscar fuentes alternativas de agua para no ver frenado su crecimiento por falta del líquido.

La industria de la nixtamalización es de gran importancia dentro del contexto alimentario del país ya que procesa maíz para consumo humano directo. El producto de esta industria es

la principal fuente de alimento de la población mexicana. Esta industria requiere de grandes cantidades de agua para el procesamiento del maíz, saliendo de él una parte considerable como aguas de desecho (nejayote).

Para disminuir el consumo de agua en sus plantas de producción de harina o de maíz nixtamalizado, la industria paraestatal ha contemplado el tratamiento de sus efluentes para recircular el agua dentro del proceso. Debido a las altas concentraciones de contaminantes y a ser un agua de desecho producto de un proceso, el nejayote se considera como agua de desecho de tipo industrial.

Por cada tonelada de maíz nixtamalizado se producen aproximadamente 1.5 toneladas de nejayote. Si en México se consumen aproximadamente 12 millones de toneladas de maíz, previa nixtamalización, la cantidad de nejayote producido es de 18 millones de toneladas anualmente.

Esta cantidad de aguas residuales coloca a la industria del maíz para consumo humano dentro de los cinco principales contaminantes líquidos que se producen en el país (SRH, 1974).

El alto contenido de carbohidratos en el nejayote (Illescas, 1943, Trejo-González et al., 1979; Trejo-González et al. 1982) y la reciente información acerca de la degradación bio-

lógica de esta materia orgánica (Durán de Bazúa et al., 1980; Durán de Bazúa et al., 1982) han llevado a considerar la posibilidad de utilizar procesos biológicos para el tratamiento del nejayote. Dentro de estos sistemas se encuentran los aerobios (Brown and Van Meer, 1978; Hartmann y Durán de Bazúa, 1981a; Durán de Bazúa, 1983) y los anaerobios (Eckenfelder, 1966; Civit et al., 1984).

En este trabajo se buscará alcanzar los objetivos que se desglosan en el siguiente inciso.

## 1.2 *Objetivos*

Este estudio forma parte de un proyecto global de investigación realizado en el Instituto de Ingeniería sobre el tratamiento biológico del nejayote con el propósito de seleccionar entre las diferentes alternativas, el sistema biológico más adecuado para este tipo de aguas de desecho.

Sus principales objetivos son:

- 1) Conocer las características contaminantes de los desechos líquidos del proceso de nixtamalización
- 2) Conocer la capacidad de degradación del nejayote en un sistema biológico aerobio de película sumergida



- 3) Con base en los resultados de la experimentación y en los modelos de los reactores, proponer una expresión matemática que permita el diseño de reactores para el tratamiento del nejayote.

## 2. NIXTAMALIZACION

La técnica de nixtamalización es un proceso en el cual el grano de maíz sufre una lixiviación o hidrólisis alcalina. Del proceso se obtienen principalmente dos productos, el nixtamal que es el maíz cocido y el nejayote que son las aguas de desecho originadas durante el cocimiento y lavado del nixtamal (del náhuatl "nextli", cenizas de cal, "áyotl", caldo y "tamalli", maíz cocido) (Hartmann y Durán de Bazúa, 1981b).

### *2.1 Descripción del proceso de nixtamalización*

El proceso de "nixtamalización" es un proceso discontinuo o "batch" a nivel semi-industrial y casero principalmente.

A nivel industrial, se coloca una determinada cantidad de agua y se agrega cal apagada ( $Ca(OH)_2$ ) en los tanques de cocimiento.

Con vapor de agua sobrecalentado se calienta la mezcla hasta 90-94°C y luego se agrega el maíz seco. Se vuelve a aplicar vapor de agua sobrecalentado para mantener la mezcla en una temperatura cercana a la de ebullición durante algunos minutos (10 a 15). Después se deja reposar el contenido del tanque durante aproximadamente una hora y se permite la salida del agua de cocimiento. Se agrega nuevamente agua y se burbujea aire comprimido para mezclar el contenido del tanque. Se permite la salida del agua de lavado y el maíz cocido o nixtamal se pasa a molienda en húmedo. A la mezcla de las aguas de cocimiento y de lavado se le conoce como "nejayote".

## 2.2 Balance de materia para el proceso de nixtamalización

El balance de materia se realizó con los datos de una planta de harina de maíz nixtamalizado adquirida por CONASUPO en Cd. Guadalupe, N.L., la cual procesa 600 toneladas de maíz al día.

### Datos de la planta productiva

Volumen del tanque de cocimiento	7.1 m <sup>3</sup>
Volumen de agua de cocimiento	4.0 m <sup>3</sup>
Volumen de agua de lavado	2.5 m <sup>3</sup>
Temperatura de salida del agua de cocimiento	70-80 °C
Temperatura de salida del agua de lavado	61-64 °C
Temperatura de la mezcla del agua de lavado y cocimiento	70-72°C
Carga de maíz alimentado al tanque	3 toneladas

Peso de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  con 96% de pureza 25 Kg

Temperatura de cocimiento 93-95°C

Tiempo de burbujeo del aire comprimido 3 minutos

Tiempo de reposo en el tanque 60 minutos

Porcentaje de agua (en peso) en el maíz antes del proceso 12.5%

Porcentaje de agua (en peso) en el maíz después del proceso 43.6%

Densidad aparente del maíz 0.73 Kg/l

Volumen libre 35%

La ecuación general de balance del proceso de nixtamalización es:

En el cocimiento

$$\text{Agua} + \text{Maíz} = \text{Nejayote} + \text{Nixtamal} \quad (1)$$

$$4 \text{ ton} + 3 \text{ ton} = Y + Z \quad (2)$$

$$Y = \text{agua de cocimiento}$$

$$Z = \text{nixtamal}$$

Balance para el agua

$$4\rho_{\text{H}_2\text{O}} + 3X_0 = Y + ZX \quad (3)$$

$X_0$  fracción peso del agua en el maíz

$X$  fracción peso del agua en el nixtamal

$\rho_{H_2O}$  densidad del agua =  $1 \text{ ton/m}^3$

Balance para el maíz

$$3(1 - X_0) = Z(1 - X) \quad (4)$$

$$\frac{3(1 - X_0)}{(1 - X)} = Z \quad (5)$$

Sustituyendo (5) en (2)

$$4 + 3\left(1 - \frac{1 - X_0}{1 - X}\right) = Z = 2.40 \quad \text{ton de agua de cocimiento dese-  
chada}$$

En el caso del agua de lavado, la fracción de agua se mantiene constante. Por consiguiente la cantidad de agua potable de lavado es igual al agua desechada. Como resultado de esto, el efluente del proceso de nixtamalización es de  $4.9 \text{ m}^3$  por cada 3 toneladas de maíz. La relación existente es de  $1.63 \text{ m}^3$  nejayote/ton maíz y se consumen  $2.16 \text{ m}^3$  agua potable/ton maíz.

### 2.3 Caracterización del nejayote

La importancia de caracterizar un agua de desecho es la de conocer con qué tipo de agua de desecho se está trabajando. Dentro de las características físicas o químicas se encuentran:

concentraciones de amonio y de calcio, el color, la conductividad, la demanda bioquímica de oxígeno, la demanda química de oxígeno, las concentraciones de fósforo, nitratos, nitritos, de nitrógeno Kjeldahl, el oxígeno disuelto, el pH, las cantidades de sólidos totales, suspendidos y solubles, la concentración de sulfatos y la turbiedad. Las muestras analizadas fueron de tres distintas procedencias: grande, mediana y pequeña industrias, tomadas al azar. Los resultados se muestran en la Tabla 1.

A continuación se presenta una breve descripción de las características antes mencionadas.

Alcalinidad. Es una medida de la capacidad para neutralizar ácidos, grandemente influenciada por las especies carbonatadas ( $CO_2$ ,  $HCO_3^-$  y  $CO_3^{=}$ ), además del ion hidroxilo ( $OH^-$ ).

Amonio. Su existencia en solución acuosa es de dos formas, como amonio y como amoniaco. La forma predominante depende del equilibrio  $NH_4^+ \rightleftharpoons NH_3 + H^+$ .

Calcio. Es la cantidad de calcio contenida en una muestra, sin importar la especie aniónica unida a él.

Color. Es el resultado del contacto del material colorante con el agua de desecho. Alguno de los materiales son los re-

residuos orgánicos y extractos vegetales, tales como, los taninos, ácido húmico y humatos. Existen dos clases de color en la superficie del agua: color aparente (debido al material suspendido) y el color real (debido a residuos orgánicos y extractos vegetales).

Conductividad. Es una medida de la capacidad de una solución para permitir el paso de la corriente eléctrica a través de ella. Varía con el tipo y número de iones que contiene.

Demanda bioquímica de oxígeno. Es usualmente definida como la cantidad de oxígeno requerido por los microorganismos para estabilizar y descomponer la materia orgánica bajo condiciones aerobias a 20°C, en la obscuridad, durante un período determinado.

Demanda química de oxígeno. Es la cantidad de oxígeno molecular requerida para oxidar el material orgánico a  $CO_2$  y  $H_2O$ .

Fósforo. Es la cantidad de fósforo contenida en una muestra. En las aguas de desecho generalmente se encuentra como fósforo orgánico y ortofosfatos.

Nitratos y Nitritos. Es la cantidad de iones  $NO_3^-$  y  $NO_2^-$  contenida en el agua de desecho.

Nitrógeno Kjeldhal. Es la determinación de la cantidad total de nitrógeno orgánico contenida en una muestra, en cualquiera de sus formas.

Oxígeno disuelto. Es la concentración de oxígeno molecular disuelto en agua.

pH. Es un término usado universalmente para expresar la condición ácida o alcalina de una solución. Es una forma de expresar la actividad del ion hidrógeno.

Sólidos totales. Es usualmente definido como la materia que permanece como residuo después de una evaporación y secado a una temperatura de 105°C, e incluye ambas formas de sólidos suspendidos y disueltos.

Sulfatos. Es la cantidad de iones sulfato contenida en una muestra. Son indirectamente responsables de dos serios problemas asociados con el tratamiento de aguas de desecho: olor y corrosión.

Turbiedad. Término usado para soluciones acuosas que contienen material suspendido que interfiere con el paso de un haz luminoso a través de ellas.

Una descripción más amplia de estos métodos y términos se en-



		pH	Conductividad ( $\frac{\mu\text{mhos}}{\text{cm}}$ )	Alcalinidad (mg $\text{CaCO}_3/\text{L}$ )	Color ( $\lambda$ )	Turbiedad (UNT)	$\text{CO}_5$ (mg $\text{O}_2/\text{L}$ )	DQO (mg $\text{O}_2/\text{L}$ )	Nitrógeno Kjeldahl (mg $\text{N}/\text{L}$ )	Amonio (mg $\text{N}/\text{L}$ )	Nitratos (mg $\text{L}$ )	Fósforo Total (mg $\text{L}$ )	$\text{SO}_4$ (mg $\text{L}$ )	Sólidos (mg $\text{L}$ )	Ct (mg $\text{L}$ )
Gran Industria	Licor de Cocimiento Susp. Soluble Total	11.6	5100	3260	570	380	6190	13,650	118	-	-	27	-	13,310	305
		11.6	5000	2600	572	42	6000	10,020	98	4.0	22	24	2401	11,295	295
		-	-	660	-	-	190	3,630	20	-	-	3	-	2,015	10
	Licor de Lavado Susp. Soluble Total	11.6	2100	900	560	240	940	3,960	42	-	-	7	-	3,010	298
		11.6	2100	700	570	30	750	2,290	35	2.0	21	2	1886	2,540	240
		-	-	200	-	-	190	1,670	7	-	-	5	-	470	58
Mediana Industria	Licor de Cocimiento Susp. Soluble Total	11.7	5100	6520	575	235	5625	20,075	140	-	-	26	-	14,910	348
		11.7	5200	2480	578	190	3750	15,400	98	4.0	22	19	1084	9,620	350
		-	-	4040	-	-	1875	4,675	42	-	-	7	-	5,290	-
	Licor de Lavado Susp. Soluble Total	11.1	2450	2000	571	350	3560	7,100	90	-	-	21	0	8,810	471
		11.2	2500	1140	570	118	3190	5,660	59	2.0	13	13	454	6,980	353
		-	-	860	-	-	370	1,440	21	-	-	8	-	1,830	118
Pequeña Industria	Licor de Cocimiento Susp. Soluble Total	11.6	4000	2720	569	260	7875	21,280	291	-	-	178	-	19,490	320
		11.6	4000	2540	573	84	6750	18,560	274	5.0	-	65	1199	17,680	300
	-	-	180	-	-	1125	2,720	17	-	-	113	-	1,810	20	

cuentran en Standard Methods (1980) y Sawyer et al (1978).

#### 2.4 Conclusiones de la caracterización del nejayote

De acuerdo al análisis realizado en el nejayote puede concluirse:

- 1) El nejayote contiene una gran cantidad de sales disueltas comparada con la de aguas de desecho de tipo doméstico
- 2) La alta alcalinidad se debe principalmente al alto contenido de bicarbonatos y carbonatos
- 3) La turbiedad es originada por material suspendido, el cual puede ser eliminado por sedimentación, coagulación o filtración
- 4) La mayor parte de los contaminantes, tanto orgánicos como inorgánicos se encuentran en forma soluble. Para verificar ésto basta comparar los valores de la Tabla 1 para  $DBO_5$ ,  $DQO$  y sólidos
- 5) La concentración de contaminantes de las aguas de desecho es mayor para la industria pequeña, siguiendo la mediana y por último la gran industria. Esto se debe a que en los molinos de nixtamal se sigue el proceso tradicional

de cocción que implica tiempos de reposo después de la cocción de más de 8 horas

- 6) El valor de pH es muy alto para considerar al nejayote como susceptible de ser tratado en sistemas biológicos sin un ajuste previo
  
- 7) Si se considera a la relación de  $DBO_5$  a nitrógeno a fósforo como la relación ideal de nutrientes para microorganismos, la relación debe ser de 100:10:1 ( $DBO_5:N:P$ ). La mezcla de aguas de cocimiento y lavado tienen una relación de sustancias solubles de 165:4:1, lo cual significa que el nejayote, como alimento para los microorganismos es deficiente en nitrógeno y fósforo
  
- 8) Los valores de sólidos en base seca, demanda bioquímica de oxígeno y demanda química de oxígeno son aproximadamente 20 veces mayores que los valores típicos para aguas residuales de tipo doméstico.

Observando las características contaminantes del nejayote, en el siguiente capítulo se analizan las características de los sistemas biológicos que podrían ser utilizados para el tratamiento de estas aguas de desecho.

### 3. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO. GENERALIDADES

La necesidad de eliminar los contaminantes solubles y suspendidos de las aguas de desecho ha obligado a recurrir a diversos procesos de tratamiento de aguas de desecho, algunos de los cuales se mencionan a continuación.

#### 3.1 *Tratamiento de aguas de desecho*

Existen cuatro tipos principales de tratamiento de aguas de desecho (Figura 1) (Sundstrom et al., 1979):

- 1) Pretratamiento y tratamiento primario
- 2) Tratamiento secundario
- 3) Tratamiento terciario
- 4) Tratamiento de lodos

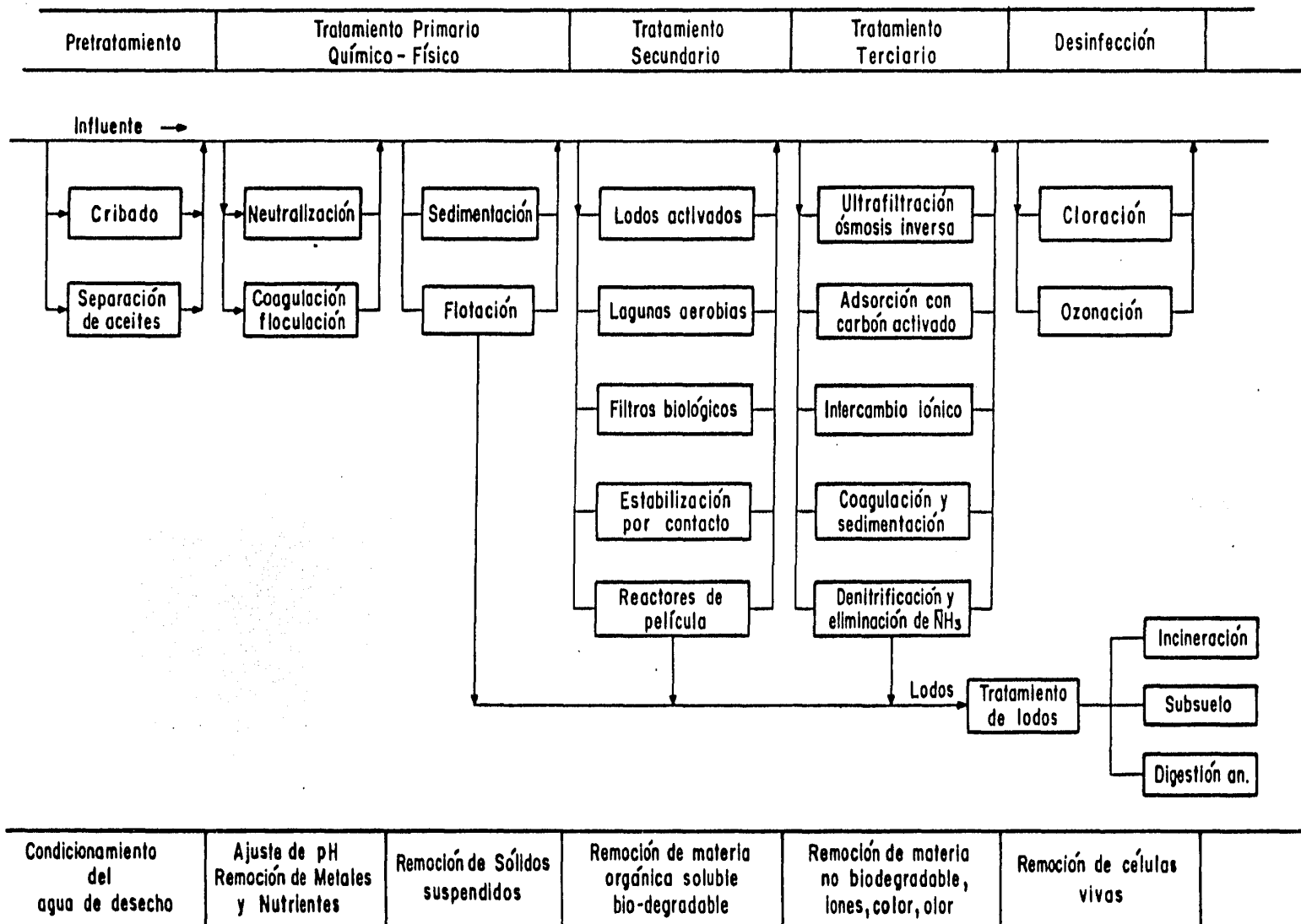


Figura 1 . Clasificación de los diferentes tipos de tratamiento de aguas de desecho (Sundstrom, 1979) .

### 3.1.1 Pretratamiento y tratamiento primario

Las aguas de desecho llevan consigo piedras, arena y basura en general que pueden obstruir bombas, válvulas y tuberías. En este pretratamiento se trata de eliminar dichos cuerpos mediante diversas operaciones tales como el cribado, la sedimentación, el filtrado, etc.

El tratamiento primario tiene como objetivo eliminar sólidos suspendidos y coloidales que han pasado por el pretratamiento. Se puede dividir en dos grandes grupos:

- a) Tratamiento físico. Se basa en la sedimentación de los sólidos de mayor densidad que la del agua y en la flotación de los sólidos con menor densidad que la del agua. El uso del proceso adecuado estará de acuerdo al tipo de sólidos por eliminar
  
- b) Tratamiento químico. Este tratamiento tiene como objetivo eliminar algunos iones tales como  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$  y materia en estado coloidal, basándose en la neutralización, coagulación y floculación mediante la adición de reactivos tales como  $Ca(OH)_2$ ,  $Na_2CO_3$ ,  $Fe_2(SO_4)_3$ ,  $Al_2(SO_4)_3$ , etc.

### 3.1.2 Tratamiento secundario

También llamado tratamiento biológico. El propósito de éste es remover el material orgánico disuelto en el agua de desecho. Esto se expresa como eliminación de carbón orgánico total, demanda bioquímica de oxígeno y demanda química de oxígeno, los cuales son parámetros de control y diseño de los procesos biológicos. En este tipo de operaciones unitarias se aprovecha el hecho de que los microorganismos, principalmente bacterias, consumen el material orgánico disuelto utilizándolo como sustrato. Algunos ejemplos de este tipo de tratamiento se presentan en la Tabla 2.

TABLA 2. CLASIFICACION SEGUN SUS CARACTERISTICAS DE LOS DIFERENTES PROCESOS BIOLOGICOS PARA TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO (EJEMPLOS)

	Metabolismo aerobio	Metabolismo anaerobio
Película adherida	Biodiscos	Reactor de filtro empacado
Biomasa suspendida	Sistema de lodos activados	Digestor anaerobio

### 3.1.3 Tratamiento terciario

Ciertos tipos de aguas de desecho requieren de un tratamiento más específico para remover algunos contaminantes tales como sales de fósforo, compuestos orgánicos no biodegradables, compuestos coloidales, sustancias que produzcan color, etc. Al-

gunas de las operaciones unitarias utilizadas para lograr la remoción son: torres de intercambio iónico, ósmosis inversa, electrodiálisis, torres de adsorción en carbón activado, torres de agotamiento, etc.

#### 3.1.4 Tratamiento de lodos

La mayoría de los procesos de tratamiento de aguas de desecho, tanto primarios como secundarios, generan una gran cantidad de desechos en forma de sólidos. Ejemplo de ellos son la biomasa generada en los procesos biológicos y los precipitados generados por los reactivos químicos añadidos. El uso de los diferentes tipos de tratamiento depende de la naturaleza de los lodos. Ejemplos de estos tratamientos son (Metcalf and Eddy, 1972; Sundstrom et al., 1979):

- 1) Digestión anaerobia y aerobia
- 2) Filtración en vacío
- 3) Lechos de secado
- 4) Combustión húmeda
- 5) Secado e incineración
- 6) Vertido al mar
- 7) Relleno de terrenos (composteo)



## 3.2 Elementos básicos de microbiología

### 3.2.1 Conceptos generales

En los procesos de tratamiento biológico se utilizan los organismos del reino protista que consumen parte del material orgánico disuelto, transformándolo principalmente en material celular. Estos organismos son todos aquellos organismos que no son clasificados dentro del reino animal o del vegetal. Son células sencillas que presentan algunas características de ambos reinos sin llegar a pertenecer a ninguno de ellos. Los protistas se pueden clasificar en dos grandes grupos (Figura 2): los procariotes son unicelulares o pluricelulares pero con un solo tipo de células; en ellos no existe diferenciación celular y además no presentan un núcleo verdadero. Los eucariotes son pluricelulares, existiendo la diferenciación celular y que tienen núcleo verdadero (Bailey et al., 1977).

	Procariotes	Algas verdiazules Bacterias
Reino Protista	Eucariotes	Algas Protozoos Hongos    Levaduras Hongos (verdaderos)

Figura 2. Grupo de organismos que forman el Reino Protista

Las bacterias son microorganismos importantes en el tratamiento de aguas de desecho ya que son los principales responsables de la transformación metabólica del material orgánico soluble. Las bacterias son células procariotes que presentan una pared rígida, no tienen núcleo verdadero y tienen un modo usual de reproducción asexual (división celular). De forma general, las bacterias están constituidas por 80% de agua y 20% de materia seca, del cual un 90% es materia orgánica y 10% materia inorgánica. El pH óptimo para su crecimiento oscila entre 6.5 y 7.5. Con base en las temperaturas óptimas bajo las cuales las bacterias llevan a cabo sus funciones metabólicas se pueden clasificar como (Metcalf and Eddy, 1972):

	Rango (°C)	Optimo (°C)
Crioófilico	- 20 a 30	12 a 18
Mesofílico	20 a 45	25 a 40
Termofílico	45 a 75	55 a 65

Las bacterias se pueden clasificar por su forma y modo de agruparse:

- a) Esféricas. Llamadas cocos, tienen un diámetro promedio de 0.5 a 1.0 micrómetros y por su forma de agruparse en monococos, diplococos, estreptococos, estafilococos y sarcina

- b) Curvas o helicoidales. Se presentan en forma de espirales y pueden clasificarse como vibrium y espirillum. Tienen un espesor promedio entre 0.5 a 5 micrómetros y una longitud promedio de 6 a 15 micrómetros
- c) Rectas. Conocidas como bacilos de forma cilíndrica con un espesor promedio de 0.5 a 1.0 micrómetros y una longitud de 1.5 a 3 micrómetros.

### 3.2.2 Procesos metabólicos

Se llama metabolismo al conjunto de reacciones que se llevan a cabo en la célula y que tienen funciones específicas de: 1) obtención de energía, 2) utilización de nutrientes 3) formación de componentes celulares y 4) formación y degradación de biomoléculas que se requieran en la célula. El metabolismo puede dividirse principalmente en catabolismo y anabolismo.

El catabolismo es un proceso metabólico durante el cual se llevan a cabo reacciones de óxido-reducción. Las grandes moléculas de nutrientes, como pueden ser carbohidratos, lípidos y proteínas, son degradadas para dar moléculas sencillas y liberar energía en forma de adenosintrifosfato (ATP).

El anabolismo es un proceso metabólico en el cual moléculas

simples forman moléculas grandes, tales como ácidos nucleicos, proteínas, lípidos, polisacáridos, enzimas, etc., utilizando la energía disponible en forma de ATP, la cual proviene del catabolismo.

Los microorganismos pueden clasificarse como sigue:

1) Por su fuente de aceptor de electrones:

a) Aerobios. Utilizan el oxígeno molecular como último aceptor de electrones

b) Anaerobios. Utilizan cualquier otra molécula diferente al oxígeno molecular como su último aceptor de electrones

2) Por su fuente de carbono:

a) Autotróficos. Utilizan  $CO_2$  y  $HCO_3^-$ , como su sola fuente de carbono para la síntesis de biomoléculas

b) Heterotróficos. Requieren de carbón en forma de compuestos orgánicos reducidos, tales como la glucosa

3) Por su fuente de energía

a) Fototróficos. Utilizan la luz radiante como fuente

de energía

b) Quimiotróficos. Emplean reacciones de oxido-reducción para obtener energía. Estos a su vez se clasifican, de acuerdo con el tipo de compuesto oxidado, en

- Quimioorganotróficos. Utilizan moléculas orgánicas como fuente de energía
- Quimioautotróficos. Utilizan moléculas inorgánicas simples tales como  $H_2S$ ,  $NH_3$ ,  $NO_2^-$ , etc.

En los procesos de tratamiento biológico de aguas de desecho el grupo más importante de microorganismos son los heterotróficos aeróbicos. Este tipo de microorganismos tienen un metabolismo eficiente en la utilización de sustratos orgánicos como fuente de alimento.

En el metabolismo aerobio llevado a cabo por microorganismos quimioorganotróficos la degradación de moléculas de proteínas polisacáridos y lípidos da como resultado del catabolismo energía y moléculas sencillas ( $NH_3$ ,  $H_2O$ ,  $CO_2$ ) y del anabolismo nuevo material microbiano (Figura 3).

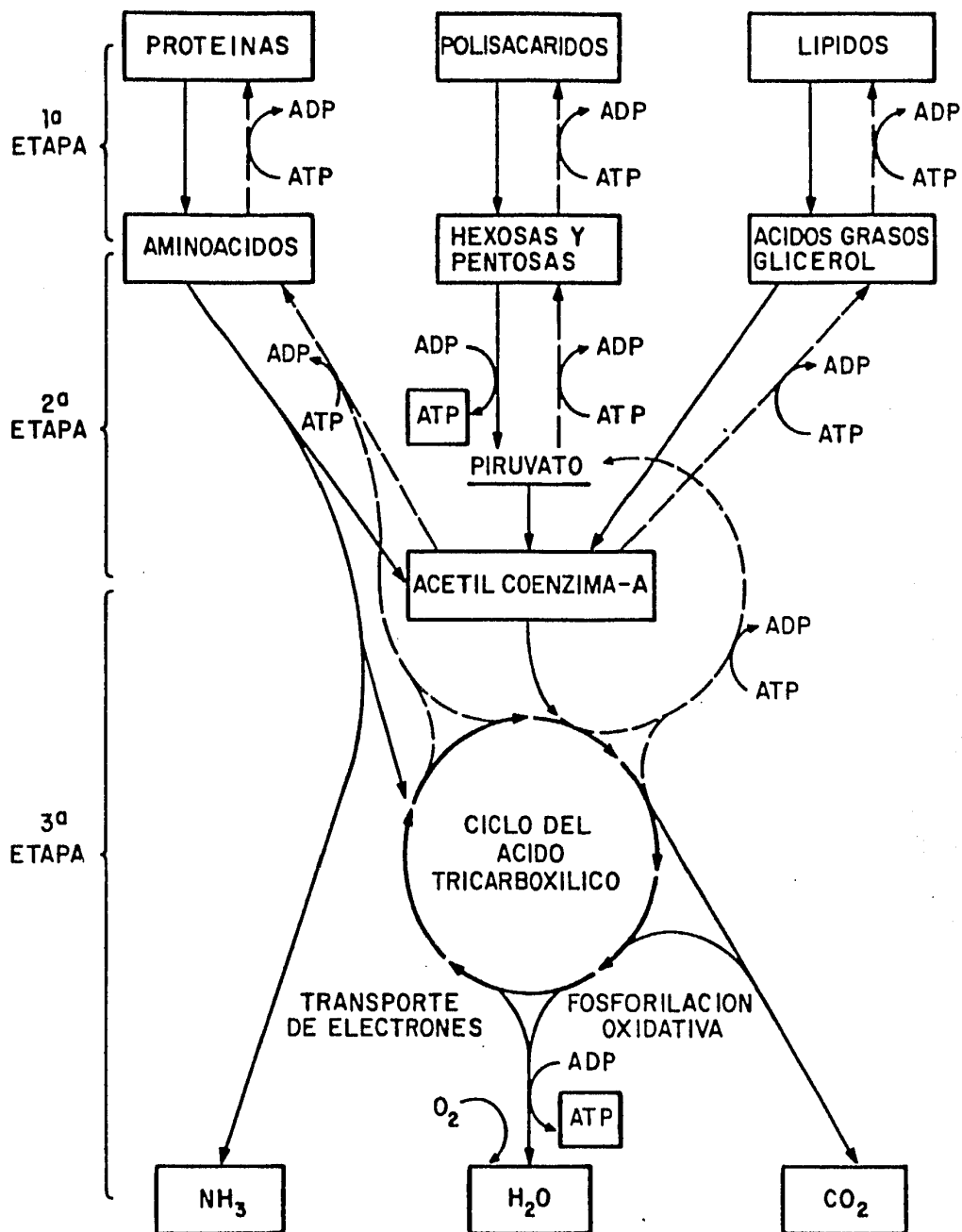


Figura 3 . Pasos principales del metabolismo aerobio (Lehninger,1975) .

El metabolismo anaerobio es llevado a cabo por diferentes microorganismos que pueden ser clasificados principalmente en hidrolíticos, acidogénicos y metanogénicos.

En una primera etapa los microorganismos hidrolíticos rompen las grandes moléculas transformándolas en moléculas más sencillas. Dichas moléculas son transformadas por bacterias acidogénicas en ácidos volátiles grasos, los cuales son utilizados por las bacterias metanogénicas como sustrato. Los productos principales del metabolismo de las bacterias metanogénicas son  $CH_4$  y  $CO_2$  (Figura 4).

### 3.3 *Cinética microbiana*

#### 3.3.1 Etapas de un cultivo discontinuo

En un cultivo discontinuo de microorganismos se observan diferentes etapas en el crecimiento microbiano y en el consumo de sustrato. Estas etapas se muestran en la Figura 5 (Bailey et al., 1975).

A continuación se describen las etapas mostradas en la Figura 5.

- 1) Etapa de retardo o "Lag". Representa el tiempo en el cual los microorganismos se adaptan al medio de cultivo

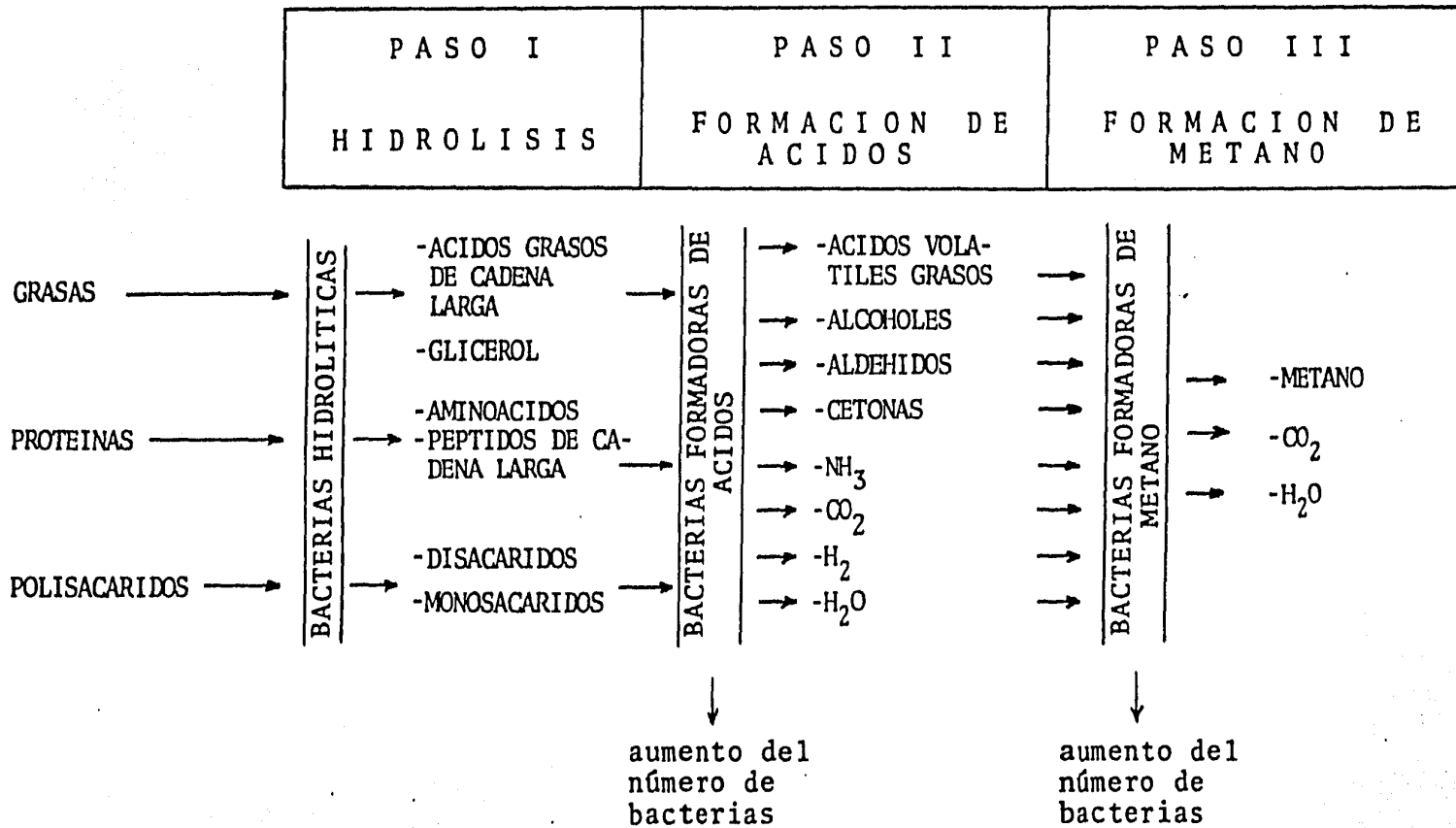


Figura 4. Pasos principales de los procesos metabólicos involucrados en la digestión anaerobia.



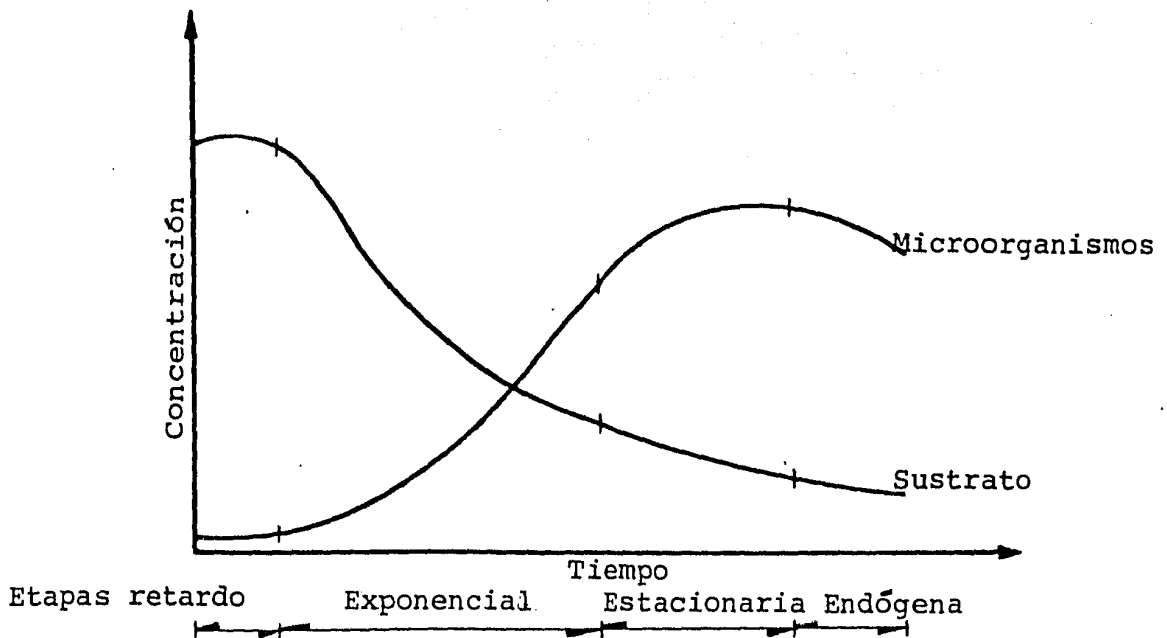


Figura 5 . Etapas de un cultivo discontinuo o "batch".

Dean y Heanshelwood (1966) propusieron un modelo para calcular el tiempo de duración de esta fase,  $t_{retardo}$

$$t_{retardo} = \frac{c'/a' - aV/a'}{\eta_0 + a''/a} \quad (1)$$

donde

$c'$  concentración de la sustancia limitante al terminar la etapa

$a$  concentración de la sustancia limitante/volumen del inóculo

$\eta_0$  número de células (por volumen de reacción)

$a'$  incremento promedio de células por unidad de sustrato limitante

$a''$  decremento del sustrato limitante debido a la producción de células

$V$  volumen del inóculo

El modelo considera una reacción de primer orden para el crecimiento de los microorganismos, llegando a una expresión para el cálculo de la concentración de los microorganismos en un tiempo  $t > t_{\text{retardo}}$

$$X = X_d + X_0 e^{-k_d t} + e^{\mu(t-t_{\text{retardo}})} \quad (2)$$

donde

$X$  concentración de microorganismos al tiempo  $t > t_{\text{retardo}}$

$X_d$  concentración de microorganismos muertos

$X_0$  concentración inicial de microorganismos cuando  
 $t = 0$

$k_d$  coeficiente de decaimiento considerando una reacción de primer orden

$\mu$  rapidez específica de crecimiento

- 2) Etapa exponencial. Los microorganismos adaptados se reproducen rápidamente. Se plantea una rapidez de crecimiento similar a una ecuación de reacción de primer orden

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (3)$$

Con  $X = X_0$  cuando  $t = t_{\text{retardo}}$

integrando la ecuación (3)

$$X = X_0 e^{\mu(t-t_{\text{retardo}})} \quad (4)$$

Existe un tiempo de duplicación celular  $t_d$  en el cual el número de microorganismos se duplica

$$t_d = \frac{\ln 2}{\mu} \quad (5)$$

- 3) Etapa estacionaria. En esta se encuentra la máxima población celular. La baja concentración de sustrato hace que se equilibren la rapidez de crecimiento y la rapidez de mortandad: el crecimiento neto es cero y la rapidez de consumo del sustrato es:

$$\frac{dS}{dt} = -k_s X \quad (6)$$

Con:  $X = X_0 e^{\mu t}$

los límites de la integración de la ecuación (6) son:

$X_0, S_0$  cuando  $t = t_0$ , inicio fase estacionaria

$X_s, 0$  cuando  $t = t$ , donde  $X_s$  es la concentración máxima de microorganismos

$$S_0 = \frac{k_s}{\mu} (X_s - X_0) \quad (7)$$

Despejando  $X_\delta$  de la ecuación (7)

$$X_\delta = X_0 + \frac{\mu}{k_\delta} S_0 \quad (8)$$

- 4) Etapa endógena. La muerte de microorganismos excede a la producción de nuevas células. La rapidez de muerte se plantea en función de la población viva y de las características del medio. Se ha propuesto un comportamiento de una reacción de primer orden

$$X = X_\delta e^{-k_d t} \quad (9)$$

donde

$k_d$  coeficiente de rapidez de decaimiento endógeno  
(tiempo<sup>-1</sup>)

Es importante notar que en el tratamiento biológico de aguas de desecho el sistema biológico es una población mixta y compleja de microorganismos y cada uno de ellos en particular tienen su propia curva de crecimiento. La posición y duración de cada etapa está en función de los sustratos, nutrientes disponibles y de factores ambientales tales como temperatura, pH y condiciones de aereación (Sundstrom et al., 1979).

Basándose en una serie de resultados experimentales, Monod llegó a la conclusión de que la rapidez de crecimiento de cultivos microbianos es dependiente de la concentración de substra-

to. Al graficar la rapidez de crecimiento contra la concentración de sustrato pudo observar que el comportamiento de las curvas siempre seguían el mismo patrón. Pudo darse cuenta que el comportamiento de las curvas obtenidas era idéntico al del modelo de Langmuir para adsorción. De aquí concluyó que la ecuación que pudiera describir el comportamiento del crecimento de microorganismos deberá tener la forma de una parábola (Gaudy et al., 1981).

Como resultado de sus experiencias obtuvo la siguiente ecuación, la cual se deriva de un planteamiento empírico:

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_m + S} \quad (10)$$

donde

$\mu$  rapidez específica de crecimiento

$\mu_{max}$  rapidez máxima de crecimiento

$K_m$  constante de Monod

S concentración del sustrato

En la etapa exponencial del crecimiento microbiano se considera que el aumento de la concentración de microorganismos con respecto al tiempo es dependiente de su misma concentración e independiente de la concentración del sustrato, siempre y cuando este último se encuentre en exceso.

Sustituyendo la ecuación (10) en (3) queda:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{max} X \frac{S}{S + K_m} \quad (11)$$

Esta ecuación describe el cambio de la concentración de los microorganismos con respecto al tiempo basándose en las concen-traciones de microorganismos y del sustrato en el sistema.

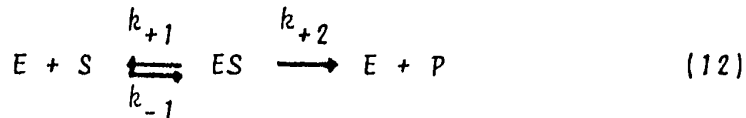
### 3.3.2 Desarrollo de un modelo cinético para el consumo de sustrato

El modelo que a continuación se presenta es el modelo de ciné-tica enzimática desarrollado por Michaelis y Menten (Sundstrom et al., 1979).

El modelo cinético de Michaelis y Menten hace las siguientes consideraciones:

- 1) El sustrato  $S$  se combina con la enzima  $E$  en una reacción reversible para formar el complejo  $ES$
- 2) El complejo  $ES$  se descompone de forma irreversible en el producto  $P$  y la enzima  $E$

La reacción enzimática es la siguiente:



El cambio neto de la concentración del complejo ES con respecto al tiempo es

$$\frac{d ES}{dt} = \underset{\text{formación}}{k_{+1} S E} - \underset{\text{descomposición}}{k_{-1} ES} - \underset{\text{descomposición}}{k_{+2} ES} \quad (13)$$

La concentración total de enzima  $E_t$  en el sistema reaccionante es la suma de la enzima libre más la enzima contenida en el complejo ES, entonces

$$E = E_t - ES \quad (14)$$

Sustituyendo la ecuación (14) en la ecuación (13)

$$\frac{d ES}{dt} = k_{+1} (E_t - ES) S - k_{-1} ES - k_{+2} ES \quad (15)$$

En el régimen permanente la concentración del complejo ES es constante

$$\frac{d ES}{dt} = 0 \quad (16)$$

Por lo tanto la ecuación (15) se transforma en

$$ES = \frac{E_t S}{S + (k_{-1} + k_{+2})/k_{+1}} \quad (17)$$

Donde  $(k_{-1} + k_{+2})/k_{+1}$  se conoce como la constante de Michaelis y Menten,  $K_s$ .

Si  $V$  es la rapidez neta de consumo de sustrato, se tiene que

$$- \frac{dS}{dt} = V = k_{+2} ES \quad (18)$$

La rapidez neta de reacción depende exclusivamente de la rapidez de descomposición del complejo ES en producto y enzima libre. Considerando que toda la enzima del sistema se encuentra en forma del complejo ES, la rapidez neta de reacción alcanzaría un valor máximo, denominada rapidez máxima ( $V_{max}$ ), al estar actuando toda la enzima en la descomposición del complejo ES para dar producto y enzima libre

$$V_{max} = k_{+2} E_t \quad (19)$$

Despejando ES y  $E_t$  de las ecuaciones (18) y (19)

$$ES = \frac{V}{k_{+2}} \quad (20)$$

$$E_t = \frac{V_{max}}{k_{+2}} \quad (21)$$

Sustituyendo (20) y (21) en (17) queda



$$-\frac{dS}{dt} = V = V_{max} \frac{S}{S + K_s} \quad (22)$$

Esta expresión se conoce como la relación de Michaelis y Menten.

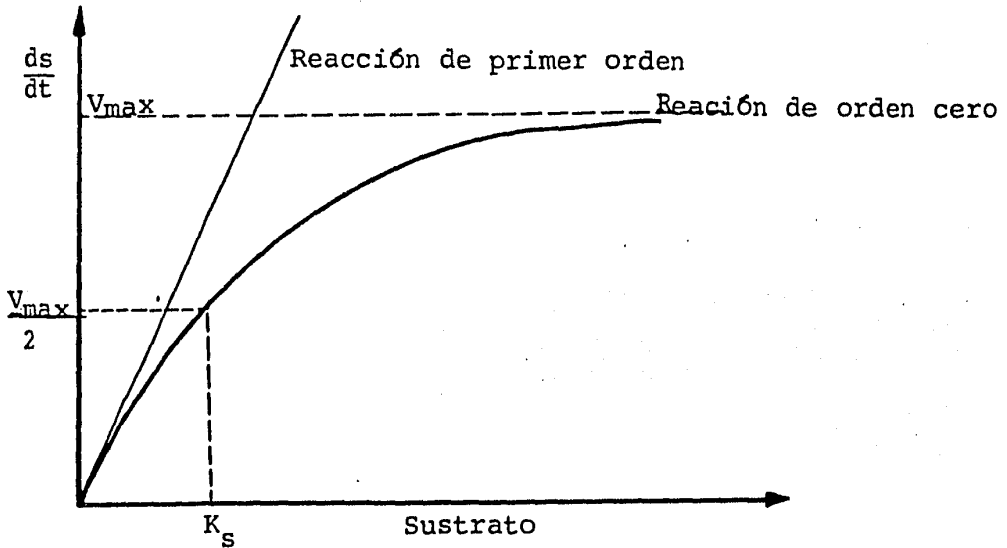


Figura 6 . Comportamiento de la rapidez específica de crecimiento con respecto al sustrato.

Los corolarios de la ecuación de Michaelis y Menten son (Figura 6):

- 1) Si  $S \gg K_s$  la reacción tiende a una reacción de orden cero

$$V = V_{max}$$

- 2) Si  $S = K_d$  la rapidez de reacción tiene el valor de la mitad del valor máximo

$$V = \frac{V_{max}}{2}$$

- 3) Si  $S \ll K_d$  la reacción tiende a una reacción de primer orden

$$V = \frac{V_{max}}{K_d} S$$

Para fines prácticos se define una rapidez máxima específica de consumo de sustrato por unidad de microorganismos que lo consumen,  $V_{max}^* = V_{max}/X$ , donde  $X$  es la concentración de microorganismos. La ecuación de Michaelis y Menten se transforma en:

$$-\frac{dS}{dt} = V_{max}^* X \frac{S}{K_d + S} \quad (23)$$

### 3.3.3 Relación entre el consumo de sustrato y el crecimiento microbiano

De forma experimental se ha podido comprobar que solamente una parte del sustrato consumido por los microorganismos es transformado en nuevas células (Sundstrom, 1979; Gaudy et al., 1981; Metcalf and Eddy, 1979). Esto se debe a que otra parte del sustrato consumido es utilizado como fuente de energía dando productos finales del catabolismo  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $NH_3$ , etc.

También pudo observarse que para un determinado sistema sustrato-microorganismo la relación entre el sustrato utilizado para funciones catabólicas y el sustrato utilizado para la formación de nuevas células es constante. A la relación de cantidad de nuevas células producidas por cantidad de sustrato consumido se le denomina coeficiente de rendimiento,  $Y$ , el cual siempre es menor o igual a la unidad.

Expresada en términos de rapidez de producción de nuevas células y de consumo de sustrato:

$$\frac{\frac{dX}{dt}}{-\frac{dS}{dt}} = Y = \frac{dX}{-dS} \quad (24)$$

Sustituyendo las ecuaciones (11) y (23) en la ecuación (24)

$$\frac{\mu_{max} X \frac{S}{K_m + S}}{V_{max}^* X \frac{S}{K_s + S}} = Y \quad (25)$$

Si se considera que los valores de  $K_m$  y  $K_s$  tienen el mismo valor no se incurre en un error significativo (Wilderer, 1976), entonces

$$Y = \frac{\mu_{max}}{V_{max}^*} \quad (26)$$

La curva del comportamiento del crecimiento microbiano y de

Consumo de sustrato (Figura 5) pueden ser descritas por medio de las ecuaciones (11) y (23), las cuales quedan de la siguiente forma

$$\mu_x = \frac{dX}{dt} = \frac{k_0 X S}{K_s + S} - k_d X \quad (27)$$

donde

$k_0 = \mu_{max}$ , (tiempo<sup>-1</sup>)

$k_d$  coeficiente de decaimiento endógeno, (tiempo<sup>-1</sup>)

$\mu_x$  rapidez neta de producción de microorganismos

y además

$$\mu_s = -\frac{dS}{dt} = -\frac{k_0 X S}{Y(K_s + S)} \quad (28)$$

donde

$Y = k_0 / \mu_{max}^*$ , coeficiente de rendimiento

$\mu_s$  rapidez de consumo de sustrato

Existen muchas modificaciones a este modelo. En la Tabla 3 se presentan algunas de ellas (Sundstrom, 1979).

### 3.4 Reactores biológicos

En el diseño de reactores biológicos es necesario el establecimiento de modelos matemáticos para predecir el comportamiento

TABLA 3. EXPRESIONES CINÉTICAS PARA DESCRIBIR EL COMPORTAMIENTO MICROBIANO (Bailey, 1977).

Forma	Nombre
$k = k_0 / (1 + K_s / S)$	Monod
$k = k_0 (1 - e^{-S/K_t})$	Teissier
$k = k_0 / (1 + (K_c X / S))$	Contois
$k = k_0 / (1 + (K_s S^{\lambda_m}))$	Moser
$k = k_0 / (1 + K_s / S + K_s / K_i)$	Inhibición Competitiva
$k = k_0 / (1 + K_s / S) (1 + I / K_i)$	Inhibición no Competitiva
$k = k_0 / (1 + K_s / S + S / K_i)$	Inhibición por Sustrato
$k = k_0 S^2 / (K_1 + S) (K_2 + S)$	Doble Saturación, Jost
$k = \frac{K_1 S}{K_1 + S} + \frac{K_2 S}{K_2 + S}$	Dif. Procesos Difusionales, Shehata-Mon.
$k = k_0 \frac{(K_s + L + S)}{2L} \left[ \sqrt{1 - \frac{4LS}{(K_s + L + S)^2}} \right]$	Resistencias Difusionales
$k = \frac{k_0 S}{K_s + S} (C + S/V C')$	Crecimiento de película, (Topiwala-Hamer, 1971)

de los diferentes tipos de reactores, los cuales se basan en balances de materia y energía.

Dichos balances se realizan en el elemento de volumen  $V$ , (Figura 7), teniendo un gasto volumétrico  $Q$  a la entrada del reactor.  $Q_s$  es el gasto volumétrico a la salida del reactor,  $S_0$  y  $S$  las concentraciones del sustrato limitante a la entrada al reactor y al tiempo  $t$ , respectivamente, y la rapidez de reacción es  $r$ .

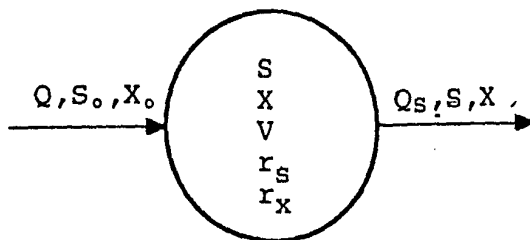


Figura 7 . Diagrama esquemático de un reactor.

Para el desarrollo del modelo se hacen las siguientes consideraciones (Sundstrom, 1979):

1. La cinética es descrita por el modelo de Monod
2. El sustrato es la substancia limitante y todos los demás nutrientes están presentes en exceso

3. Las constantes cinéticas son independientes de la concentración del sustrato limitante
4. El coeficiente de rendimiento (formación de biomasa/consumo de sustrato) es constante para condiciones de pH, T, P, etc. dadas
5. La concentración de sólidos biológicos activos es proporcional a la concentración de sólidos volátiles o nitrógeno Kjeldahl
6. La rapidez global de reacción es controlada por la cinética enzimática
7. El reactor trabaja bajo condiciones isotérmicas
8. Las propiedades físicas del fluido son constantes (densidad, viscosidad, etc.)
9. No hay resistencias a la transferencia de oxígeno

El balance de materia generalizado es

$$\begin{array}{l} \text{Sustrato que} \\ \text{entre al ele} \\ \text{mento de vo-} \\ \text{lumen V} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Sustrato que} \\ \text{sale del ele} \\ \text{mento de vo-} \\ \text{lumen V} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Sustrato que} \\ \text{reacciona} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Sustrato acumula-} \\ \text{do en el elemento} \\ \text{de volumen V} \end{array}$$

En términos matemáticos

$$Q S_0 = Q_\delta S + V r_\delta + \frac{d}{dt} (SV) \quad (30)$$

En la ecuación (30), la acumulación es una función del tiempo expresada como:

$$\frac{d}{dt} (SV) = V \frac{dS}{dt} + S \frac{dV}{dt} \quad (31)$$

Sustituyendo (31) en (30)

$$S \frac{dV}{dt} + V \frac{dS}{dt} = Q S_0 - Q_\delta S - V r_\delta \quad (32)$$

Donde  $\frac{dS}{dt}$  variación de la concentración en el volumen considerado, no es la rapidez de reacción

$$\frac{dV}{dt} = Q - Q_\delta \quad (33)$$

Sustituyendo (33) en (32)

$$S (Q - Q_\delta) + V \frac{dS}{dt} = Q S_0 - Q_\delta S - V r_\delta \quad (34)$$

Dividiendo entre el elemento de volumen  $V$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} (S_0 - S) - r_\delta \quad (35)$$



Definiendo el tiempo de retención hidráulico  $\theta_h$  como

$$\theta_h = \frac{V}{Q} \quad (36)$$

La ecuación (35) se transforma en

$$\frac{dS}{dt} = \frac{S_0 - S}{\theta_h} - r_s \quad (37)$$

la cual es la ecuación general del balance de materia para un reactor.

#### 3.4.1 Reactor intermitente o "batch"

El reactor intermitente o batch consiste en un recipiente, en el cual las sustancias reaccionantes interactúan durante un tiempo  $t$ . No existe intercambio de materia con los alrededores (Figuras 8 y 9).

Al no existir gasto volumétrico  $Q$ , la ecuación general del balance de materia se transforma en

$$\frac{dS}{dt} = - r_s \quad (38)$$

Del mismo modo para el crecimiento de microorganismos

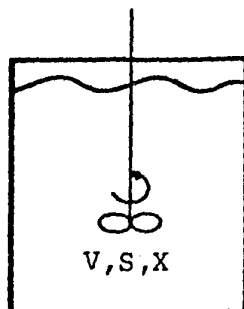


Figura 8 . Diagrama esquemático de un reactor batch.

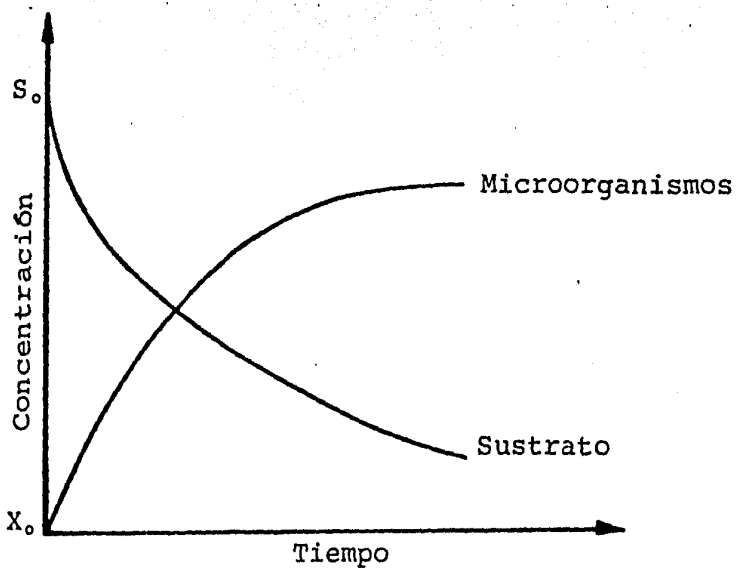


Figura 9 . Comportamiento de las concentraciones de sustrato y microorganismos en un reactor.

$$\frac{dX}{dt} = \mu_x \quad (39)$$

Considerando que las rapidezces de consumo de sustrato y de producción de microorganismos se comportan según el modelo de Monod, ecuaciones (28) y (27) respectivamente, integrando las ecuaciones (38) y (39) y considerando la respiración endógena despreciable, las soluciones analíticas son:

$$\ln S = \ln S_0 + Y(S_0 - S) \frac{S_0}{X_0} + \left( \frac{X + YX_0}{YK_\Delta} \right) \ln \frac{X_0 + Y(S_0 - S)}{X_0} - \frac{k_0 t (X_0 + YS_0)}{YK_\Delta} \quad (40)$$

$$\ln X = k_0 t + \ln X_0 - \left( \frac{YK_\Delta}{X_0 + YS_0} \right) \ln \left( \frac{X}{X_0} \right) \left( \frac{YS_0}{YS_0 + X_0 - X} \right) \quad (41)$$

donde

$S_0$  concentración de sustrato al inicio de la reacción

$S$  concentración de sustrato al tiempo  $t$

$X_0$  concentración de microorganismos al inicio de la reacción

$X$  concentración de microorganismos al tiempo  $t$

$Y$  coeficiente de rendimiento

$K_\Delta$  y  $k_0$  constantes de Monod

Estas ecuaciones se resuelven por métodos iterativos.

Cuando en el modelo de Monod se tiene la condición de  $K_\Delta \gg S$ , la ecuación (28) se transforma en una ecuación de reacción de primer orden

$$r_s = \frac{k_o X}{Y K_s} S \quad (42)$$

Donde el término  $\frac{k_o X}{Y K_s}$  puede agruparse como una sola constante.

Considerando que el incremento de la concentración de microorganismos con respecto al tiempo es pequeño, se puede considerar despreciable, por consiguiente:

$$\frac{dS}{dt} = - K S \quad (43)$$

Donde  $K = \frac{k_o X_a}{Y K_s}$  con  $X_a$  = concentración promedio de microorganismos

Integrando la ecuación (43) con las condiciones  $S_0$  para  $t = 0$  y para  $t = t$

$$\ln \frac{S}{S_0} = - K t \quad \delta \quad S = S_0 e^{-Kt} \quad (44)$$

La ecuación (44) permite conocer la concentración del sustrato para cualquier tiempo en un reactor batch para una reacción de primer orden.

### 3.4.2 Reactor totalmente mezclado

El reactor totalmente mezclado consiste en un tanque con un volumen útil  $V$ , con agitación en el cual se permite a los reacti-

vos entrar en contacto durante un tiempo  $t$ . La entrada y salida de materia del reactor es continua. En el caso real, todas las partículas tienen el mismo tiempo de residencia y la concentración del sustrato en el interior del reactor es la misma que la concentración en la salida (Figura 10).

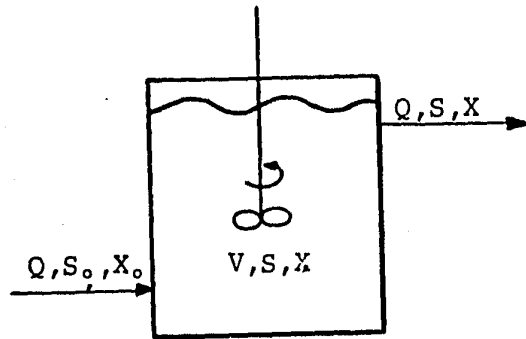


Figura 10. Diagrama esquemático de un reactor totalmente mezclado.

La ecuación general de balance de materia es la ecuación (37), adaptada para este reactor y considerando que el régimen de operación es permanente. La concentración a la salida del reactor es constante con respecto al tiempo, es

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{total} = 0 = \frac{S_0 - S}{\theta_H} - r_s \quad (45)$$

De la misma forma que para el sustrato, es para los microorganismos

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{total} = \frac{X - X_0}{\theta_H} - r_x = 0 \quad (46)$$

Sustituyendo  $\mu_d$  y  $\mu_x$  ecuaciones (28) y (27) en las ecuaciones (45) y (46) respectivamente

$$\frac{S_0 - S}{\theta_H} = \frac{k_o X S}{Y (K_d + S)} \quad (47)$$

$$\frac{X - X_0}{\theta_H} = \frac{k_o X S}{K_d + S} - k_d X \quad (48)$$

Estas ecuaciones describen los comportamientos del consumo de sustrato y producción de microorganismos según el modelo de Monod para un reactor totalmente mezclado.

Ahora bien, haciendo la consideración de que el comportamiento cinético del sustrato y de los microorganismos es de una reacción de primer orden, las ecuaciones (47) y (48) pueden expresarse como

$$\frac{S_0 - S}{\theta_H} = K S \quad (49)$$

$$\frac{X - X_0}{\theta_H} = K' S \quad (50)$$

Donde  $K$  y  $K'$  son constantes cinéticas

Las ecuaciones (49) y (50) se pueden deducir de las ecuaciones

(47) y (48) haciendo la suposición de que  $K_d \gg S$ , entonces

$$K = \frac{k_o X}{y K_d} \quad (51)$$

$$K' = \frac{k_o X}{K_d} \quad (52)$$

### 3.4.3 Reactor tubular (flujo pistón)

Un reactor tubular tiene una forma cilíndrica (tubo) en el cual se alimenta el sustrato con una velocidad constante respecto a su sección transversal. En este reactor no existe mezclado, la composición varía con la longitud del reactor (Figura 11).

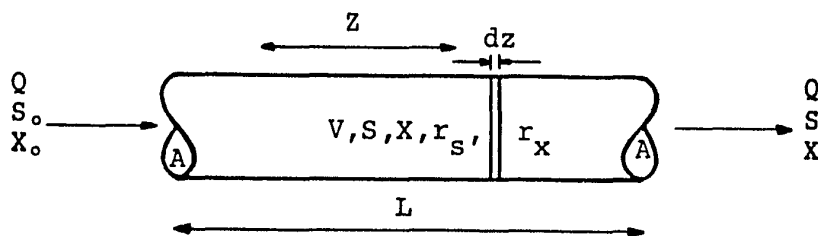


Figura 11 . Diagrama esquemático de un reactor tubular.

La ecuación general de balance de materia (37) aplicada a este reactor, en forma diferencial, al variar la concentración con respecto a la longitud del reactor se hace en un segmento dado y en el régimen permanente, entonces

$$Q d S - r_s d V = 0 \quad (53)$$

De forma similar para la producción de los microorganismos

$$Q d X - r_x d V = 0 \quad (54)$$

Sustituyendo las ecuaciones (28) y (27) en las ecuaciones (53) y (54), respectivamente

$$Q d S + \frac{k_o X S}{Y(K_s + S)} d V = 0 \quad (55)$$

$$Q d X - \left( \frac{k_o X S}{K_s + S} - k_d X \right) d V = 0 \quad (56)$$

Las ecuaciones anteriores son los balances de materia para el consumo de sustrato y producción de microorganismos en un reactor tubular considerando el comportamiento cinético según el modelo de Monod. La diferencial de volumen  $dV$  se expresa como (Figura 11).

$$dV = A d Z \quad (57)$$

Sustituyendo la ecuación (57) en las ecuaciones (55) y (56)

$$Q d S + \frac{k_o X S}{Y(K_s + S)} A d Z = 0 \quad (58)$$

$$Q d X - \frac{k_o X S}{K_s + S} A \cdot d Z = 0 \quad (59)$$



Las condiciones de frontera de estas ecuaciones diferenciales son:

$$\begin{array}{ll} S = S_0 & \text{cuando } Z = 0 \\ X = X_0 & \text{cuando } Z = 0 \end{array} \quad \text{y} \quad \begin{array}{ll} S = S & \text{cuando } Z = Z \\ X = X & \text{cuando } Z = Z \end{array}$$

Las soluciones de las ecuaciones (58) y (59) se realizan por métodos numéricos, sin embargo para casos particulares se pueden resolver, como por ejemplo, si la variación de la concentración de microorganismos es pequeña puede usarse un valor promedio  $X_a$ . Usando esta premisa las soluciones quedan de la siguiente manera:

$$S_0 - S + K_s \ln \frac{S_0}{S} = - \frac{k_d X_a A Z}{Y Q} \quad (60)$$

El pequeño cambio de la concentración de microorganismos es aproximadamente

$$X - X_0 = Y (S_0 - S) - \frac{k_d A Z}{Q} X_a \quad (61)$$

Si en las ecuaciones (53) y (54) se supone que las expresiones cinéticas del consumo de sustrato y producción de microorganismos son ecuaciones de reacción de primer orden, entonces quedan:

$$Q dS + K S dV = 0 \quad (62)$$

$$Q dX - K' S dV = 0 \quad (63)$$

Resolviendo estas ecuaciones con los límites

$$S = S_0 \quad \text{para} \quad Z = 0$$

$$X = X_0 \quad \text{para} \quad Z = 0$$

$$Z \frac{A}{Q} = - \frac{1}{L} \ln \frac{S}{S_0} \quad (64)$$

$$Z \frac{A}{Q} = \frac{X - X_0}{K' (S_0 - \frac{X_0}{Y})} + \frac{Y}{K'} \ln \frac{X}{X_0} \quad (65)$$

Donde  $K$  y  $K'$  pueden deducirse de la ecuación de Monod cuando  $K_s \gg S$ , por lo tanto

$$K = \frac{k_0 X_a}{Y K_s} \quad (66)$$

$$K' = \frac{k_0 X_a}{K_s} \quad (67)$$

#### 3.4.4 Cascada de reactores totalmente mezclados

La cascada de reactores totalmente mezclados consiste de una secuencia de reactores totalmente mezclados, en el cual la salida de un reactor es la alimentación del siguiente (Figura 12).

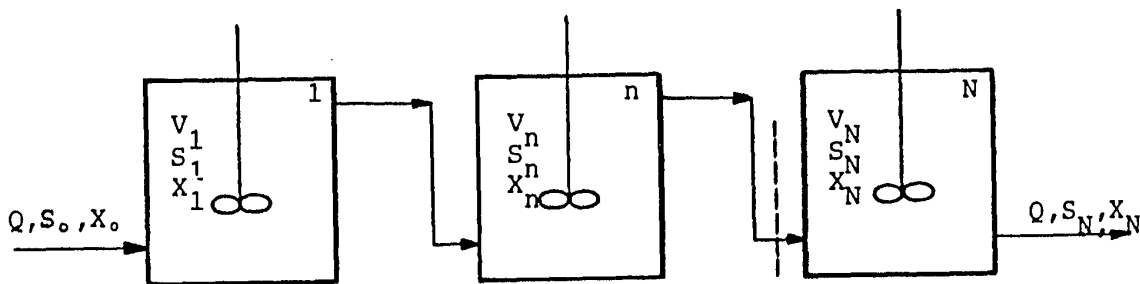


Figura 12 . Diagrama esquemático de una cascada de reactores totalmente mezclados.

La ecuación general de balance de materia (37) aplicada a este sistema de reactores, considerando que son aplicables las expresiones cinéticas del modelo de Monod (28) y (27) para el consumo de sustrato y producción de microorganismos es

$$V_n \frac{dS_n}{dt} = Q S_{n-1} - Q S_n - \frac{k_o S_n X_n}{Y(K_s + S_n)} V_n \quad (68)$$

y la producción de microorganismos

$$V_n \frac{dX_n}{dt} = Q X_{n-1} - Q X_n + \left( \frac{k_o S_n X_n}{K_s + S_n} - k_d X_n \right) V_n \quad (69)$$

En el régimen permanente y asumiendo que todos los volúmenes de los reactores son iguales, que las rapidezces de reacción son pequeñas, entonces

$$\frac{S_n}{S_0} = \left[ \frac{1}{1 + \frac{k_o X_a \theta}{Y(K_s + S_n)}} \right]^n \quad (70)$$

$$\frac{X_0}{X_n} = \left[ \frac{k_o S_n \theta}{K_s + S_n} - (k_d \theta + 1) \right]^n \quad (71)$$

En ambas ecuaciones, si  $n \rightarrow \infty$  se obtiene una expresión similar a la del reactor tubular.

### 3.4.5 Reactores de película sumergida

Los reactores de película fija, sumergida, consisten de una película compuesta de microorganismos adheridos a una superficie sólida (empaque o área superficial del reactor), la cual está sumergida en el agua de desecho. El sustrato, los nutrientes y oxígeno se difunden del seno del líquido hacia la película (Figura 13). Casos específicos de estos reactores son los biodiscos, reactores empacados, filtros percoladores y los reactores con película en su superficie.

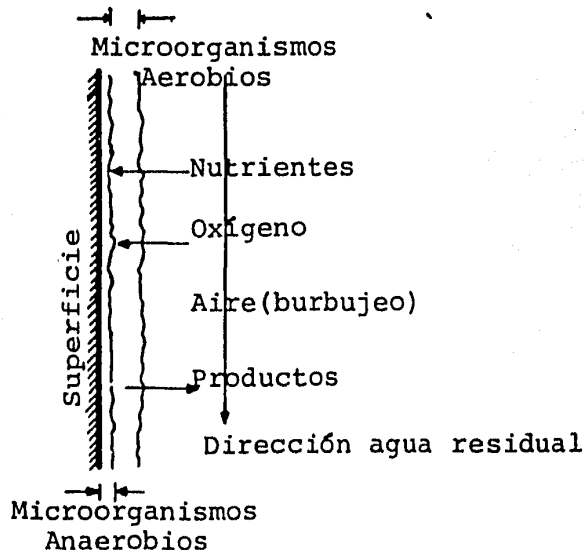


Figura 13 . Diagrama esquemático del proceso de crecimiento de la película.

Se han realizado modificaciones al modelo de Monod para los reactores con crecimiento en la superficie (Topiwala et al., 1971). Suponiendo que no hay resistencias difusionales, el balance para la producción de microorganismos se expresa como

$$\frac{dX}{dt} = X D + \frac{k_0 S}{K_s + S} (X + S/V X') \quad (72)$$

Donde  $D = 1/\theta_H$

Para el sustrato

$$\frac{dS}{dt} = D(S_0 - S) - \frac{1}{Y} \frac{k_0 S}{(K_s + S)} (X + S/V X') \quad (73)$$

La integración de la ecuación (73) es

$$0 = Y(D - k_0)S^2 + S \left[ k_0(S/V X' + YS_0) - DY(S_0 - K_s) \right] - DYK_s S_0 \quad (74)$$

donde

$X'$  concentración de los microorganismos, asumida constante de la película

$S/V$  relación área-superficie húmeda/volumen útil de reacción

La solución de la ecuación (74) da la concentración final de un reactor totalmente mezclado que cumple con la cinética de Monod.

Otro modelo aplicable al sistema de película adherida considera que los microorganismos se encuentran en el reactor tanto en forma adherida como en forma suspendida (Kornegay, 1975). Si no existen resistencias difusionales, el balance de materia, considerando un reactor totalmente mezclado, es

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) V = QS_0 - \left[ \left(\frac{dS}{dt}\right)_{u_a} V_a + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{u_s} V_s \right] - QS \quad (75)$$

donde

$\left(\frac{dS}{dt}\right)$  variación del sustrato en el reactor

$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{u_a}$  rapidez de utilización de sustrato por los microorganismos adheridos

$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{u_s}$  rapidez de utilización de sustrato por los microorganismos suspendidos

$V_a$  y  $V_s$  volumen de los microorganismos activos adheridos y volumen del líquido en el tanque, respectivamente

Definiendo los coeficientes de rendimiento por los microorganismos adheridos y suspendidos como

$$y_a = \frac{(dX/dt)g_a}{(dS/dt)u_a} \quad (76)$$

$$y_s = \frac{(dX/dt)g_s}{(dS/dt)u_s} \quad (77)$$

La rapidez específica de crecimiento para los microorganismos adheridos y suspendidos son

$$\mu_a = \frac{(dX/dt)g_a}{X_f} \quad (78)$$

$$\mu_s = \frac{(dX/dt)g_s}{X_s} \quad (79)$$

donde

$X_f$  concentración activa de los microorganismos adheridos

$X_s$  concentración activa de los microorganismos suspendidos

Suponiendo que el volumen de la película ( $V_a$ ) es  $dA$ , donde  $d$  es el espesor de la película y  $A$  el área superficial de la película y el sistema está en el régimen permanente, el consumo de sustrato, siguiendo el modelo de Monod, es

$$0 = Q(S_0 - S) - \frac{(\mu_{max})_a X_f dA}{y_a} \frac{S}{K_s + S} - \frac{(\mu_{max})_s X_s V_s}{y_s} \frac{S}{K_s + S} \quad (80)$$

Para reactores con tiempo de retención hidráulica pequeño y con concentración de microorganismos suspendidos mucho menor que la concentración de microorganismos adheridos, el último término de la ecuación (80) puede despreciarse, esto es:

$$Q(S_0 - S) = (\mu_{max})_a \frac{X_f dA}{y_a} \frac{S}{K_s + S} \quad (81)$$

Para una cascada de reactores iguales, la ecuación (81) se transforma en:

$$Q(S_0 - S_{e_n}) = \frac{2(\mu_{max})_a X_f dA}{y_a} \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{K_s + S_i} \quad (82)$$

donde

$S_i$  es la concentración del sustrato en el efluente de cualquier unidad de la cascada

Ambas ecuaciones (81) y (82) describen el consumo de sustrato en uno o en una serie de reactores totalmente mezclados con película sumergida, la cual es la principal causa del consumo de sustrato y se comporta según el modelo de Monod.

Las ecuaciones de diseño y la breve explicación de cada uno de los reactores biológicos descritos en este capítulo servirán para situar al reactor biológico usado en este estudio y el tratamiento matemático de los resultados obtenidos.



#### 4. METODOLOGIA

En este capítulo se describe la cascada de reactores totalmente mezclados de película sumergida en la cual se llevó a cabo el estudio. El sistema se creó para simular la degradación que ocurre en un río al arrojar a él efluentes contaminantes.

Presenta la gran ventaja a nivel laboratorio de que no se requiere recirculación de lodos ya que la biomasa se encuentra dentro del reactor y solamente el exceso sale con el efluente, la conexión en serie de las pequeñas etapas permite que al variar la composición de los desechos en cada etapa cambie también la composición de la biopelícula, logrando una eficiencia mayor al tener microorganismos especializados en cada etapa (Engelmann 1978; Hirose, 1983). También se describe someramente la forma de muestreo, control y mantenimiento del sistema.

#### 4.1 Descripción del reactor

El sistema consiste en 70 reactores conectados en serie, de tal manera que el efluente de uno sea el influente del siguiente (Figuras 14 y 15). Fabricados con acrílico transparente de un espesor de 6 mm, cada reactor tiene un volumen real de 130 ml, y un volumen útil de 127 ml debido al desplazamiento del líquido por las burbujas de aire y los tubos de aeración. El volumen útil total es de 8,900 ml; el área superficial de cada reactor es de  $189 \text{ cm}^2$ , teniéndose un área superficial húmeda total de  $1.32 \text{ m}^2$ . La forma de un reactor es similar a un prisma rectangular con medidas de 3.2 cm de ancho, 3.5 cm de largo y 11.9 cm de altura. La cascada de reactores tiene una inclinación de  $15^\circ$  sobre la horizontal y una longitud de 291 cm. El aire es suministrado por un tubo de vidrio en cada reactor. El aire, además de proporcionar oxígeno, origina un mezclado suave. La alimentación al reactor se lleva a cabo mediante una bomba dosificadora de membrana. Reactores con características similares ya han sido reportados en la literatura (Wilderer, 1976, Engelmann, 1978; Wolff, 1979; Wilderer, 1981).

#### 4.2 Régimen hidráulico de la cascada de reactores

Previo al arranque se realizó una serie de experimentos para estudiar el régimen hidráulico de la cascada. El procedimiento fue el siguiente: una vez llena la cascada de reactores

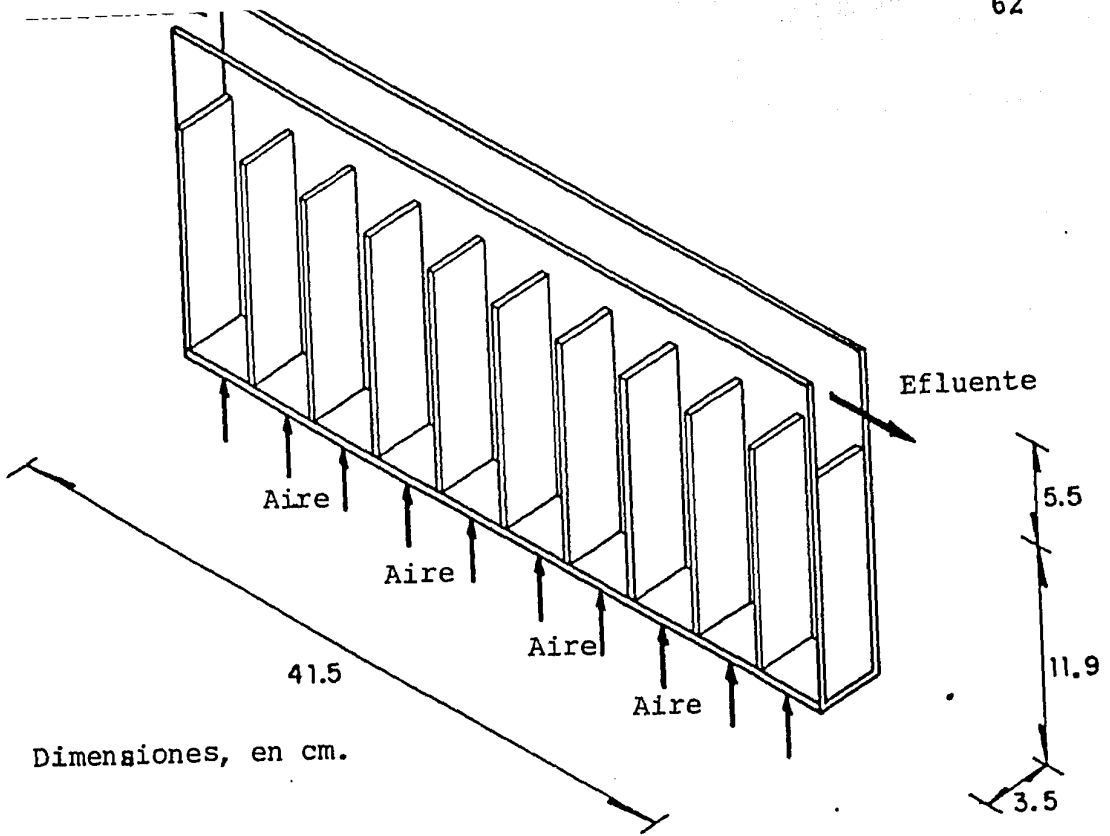


Figura 14 . Diagrama esquemático de la cascada de reactores.



Figura 15 . Cascada de reactores.

con agua se alimenta una solución salina que tiene una conduc tividad eléctrica conocida. Midiendo la conductividad a la salida del reactor a diferentes tiempos se obtienen diagramas de dilución que son características para cada reactor y su for ma depende del régimen de mezclado, forma del reactor y del gasto volumétrico (Smith, 1970).

#### 4.3 Arranque del reactor y forma de muestreo

Se denomina arranque al periodo durante el cual se forma la película biológica y al mismo tiempo el sistema alcanza condi ciones de estabilidad. Para acelerar dicho proceso se procede a inocular con lodos activados de alguna planta de tratamiento.

Variando la carga orgánica volumétrica es posible obtener información suficiente para evaluar la eficiencia del sistema bajo diferentes condiciones de operación.

La carga orgánica volumétrica se define como

$$CO = \frac{Q S_0}{V} \quad (83)$$

donde:

$Q$  gasto volumétrico ( $m^3/d$ )

$S_0$  concentración de contaminante en el influente ( $Kg DQO/m^3$ )

$V$  volumen del reactor,  $m^3$

El contenido de  $O_2$  disuelto es controlado por medio un electrodo de  $O_2$  y la cantidad de aire es controlada de forma manual para garantizar una concentración mínima de 2 mg  $O_2/l$ .

Con objeto de planear el muestreo del sistema de reactores fueron numerados del 1 al 70 para su identificación. El reactor número 1 es el que recibe la descarga de la bomba y se encuentra en los límites izquierdo superior de la Figura 15.

El muestreo semanal se describe por medio de la Tabla 4. Con la información proporcionada por los resultados del muestreo fue posible detectar las condiciones de estabilidad del sistema, para así, proceder a efectuar las determinaciones de  $DBO_5$ , fosfatos, alcalinidad, calcio, cantidad de biomasa y la producción de biomasa por unidad de sustrato consumido. Esta última determinación se lleva a cabo con base en los sólidos suspendidos o adheridos y el nitrógeno Kjeldahl.

El nejayote fue alimentado con temperatura ambiente y valores de pH entre 6 y 7. Pudo observarse que al almacenar el nejayote en un cuarto refrigerado por períodos de aproximadamente 24 horas, el valor del pH bajaba hasta 6 o 7; de esta forma no fue necesaria la adición de reactivos para ajustar el pH.

TABLA 4. PROGRAMA DEL MUESTREO SEMANAL EN LA CASCADA DE REACTORES

Número de Reactor	Temperatura	pH	Conductividad	Oxígeno Disuelto	DQO
Influente	-	-	-	-	X
1	X	X	X	X	-
3	-	-	-	-	X
6	-	-	-	-	X
7	X	X	X	X	-
10	-	-	-	-	X
14	X	X	X	X	-
15	-	-	-	-	X
20	-	-	-	-	X
21	X	X	X	X	-
25	-	-	-	-	X
30	X	X	X	X	X
35	-	-	-	-	X
40	X	X	X	X	X
45	-	-	-	-	X
50	X	X	X	X	X
55	-	-	-	-	X
60	X	X	X	X	X
70	X	X	X	X	X

## 5. RESULTADOS Y DISCUSION

### 5.1 Régimen hidráulico

La determinación del régimen hidráulico es de gran utilidad para el escalamiento de reactores. Al diseñar un reactor a nivel industrial basándose en datos obtenidos en planta piloto se pueden presentar deficiencias en el rendimiento del sistema ocasionado por la falta de información sobre el régimen de mezclado. Conociendo la cinética del proceso y el régimen de mezclado de la planta piloto es posible predecir la eficiencia de la planta industrial.

De las curvas de distribución de tiempos de residencia, conocidos como *DTR*, y de los modelos matemáticos reportados en la literatura (Smith, 1970; Levenspiel, 1972) es posible conocer el tipo de régimen de mezclado y establecer la ecuación de diseño

correcta.

Con los datos experimentales reportados en la Tabla A.1 del anexo se construyeron las curvas de *DTR* reportados en la Figura 17. Como puede observarse de estas curvas de distribución, el sistema se aleja del comportamiento ideal de un reactor tubular con flujo pistón al aumentar el tiempo de residencia hidráulico.

## 5.2 Comportamiento general de la cascada de reactores

El comportamiento de la cascada de reactores fue estudiado con base en parámetros de control (temperatura, pH, oxígeno disuelto y *DQO*), en parámetros de diseño (*DQO*), en la eficiencia de la remoción de contaminantes y en la producción de biomasa.

### 5.2.1 Parámetros de control

Temperatura. Este parámetro se mantuvo durante cada muestreo con una variación de  $\pm 2.5^{\circ}\text{C}$ . Entre la entrada y la salida del reactor se observó una diferencia de aproximadamente  $1.5^{\circ}\text{C}$ , debida a la evaporación de agua. Como puede observarse en la Tabla A.2 del anexo el intervalo de temperatura durante toda la experimentación varió entre  $16.0$  y  $21.5^{\circ}\text{C}$ .

pH. De forma general se observó que el valor del pH aumentaba





Figura 16 . Estudio del régimen hidráulico en la cascada de reactores.

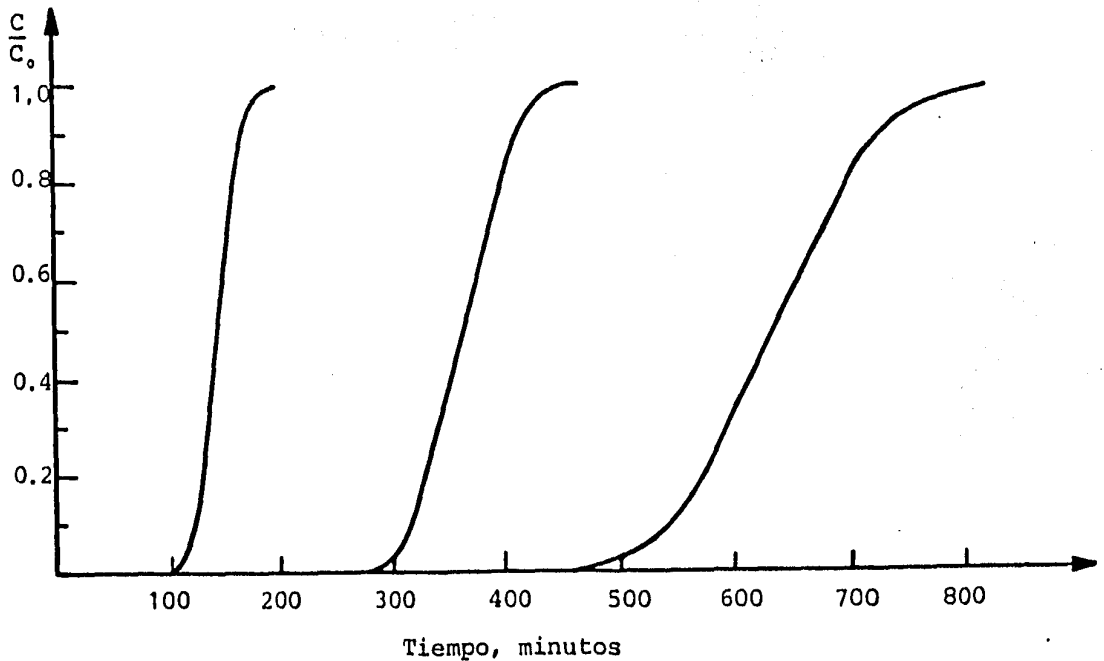


Figura 17 . Curvas experimentales de DTR en la cascada de reactores.

ligeramente a lo largo del reactor. Los valores a la entrada fueron ligeramente ácidos (5.7 y 7.0) y a la salida ligeramente alcalinos (hasta valores de 9). Esto puede explicarse debido a que la alcalinidad del sustrato no era constante y al poder regulador del metabolismo microbiano.

DQO. Se puede observar que la DQO siempre disminuyó a lo largo del reactor y fue utilizado como parámetro de control para determinar las condiciones de estabilidad del sistema al variar las cargas orgánicas (Figuras 18, 19 y 20).

#### 5.2.2 Parámetros de diseño

Como parámetro de diseño y para la evaluación de la eficiencia del sistema se utilizó la concentración de materia orgánica ó sustrato limitante medida como demanda química de oxígeno (DQO). En el Capítulo 5.3 se plantean los modelos matemáticos con los cuales se efectuó la evaluación de la eficiencia del sistema.

#### 5.2.3 Eficiencia de remoción de contaminantes

El parámetro utilizado para evaluar la eficiencia de remoción de contaminantes fue la DQO. En el Capítulo 5.3 se plantean los modelos matemáticos para evaluar la remoción de contaminantes. En la Tabla 8 se presentan los resultados de las medicion

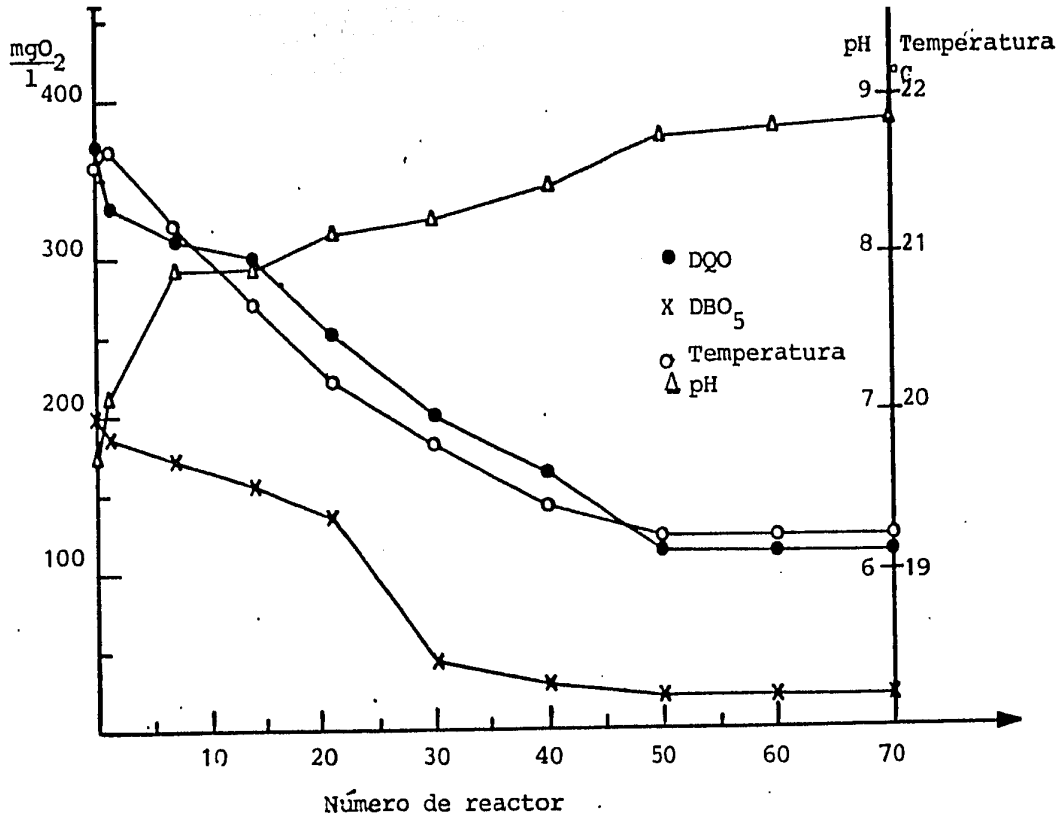


Figura 18 . Resultados experimentales. Primera carga orgánica (1.56gDQO), 1Día

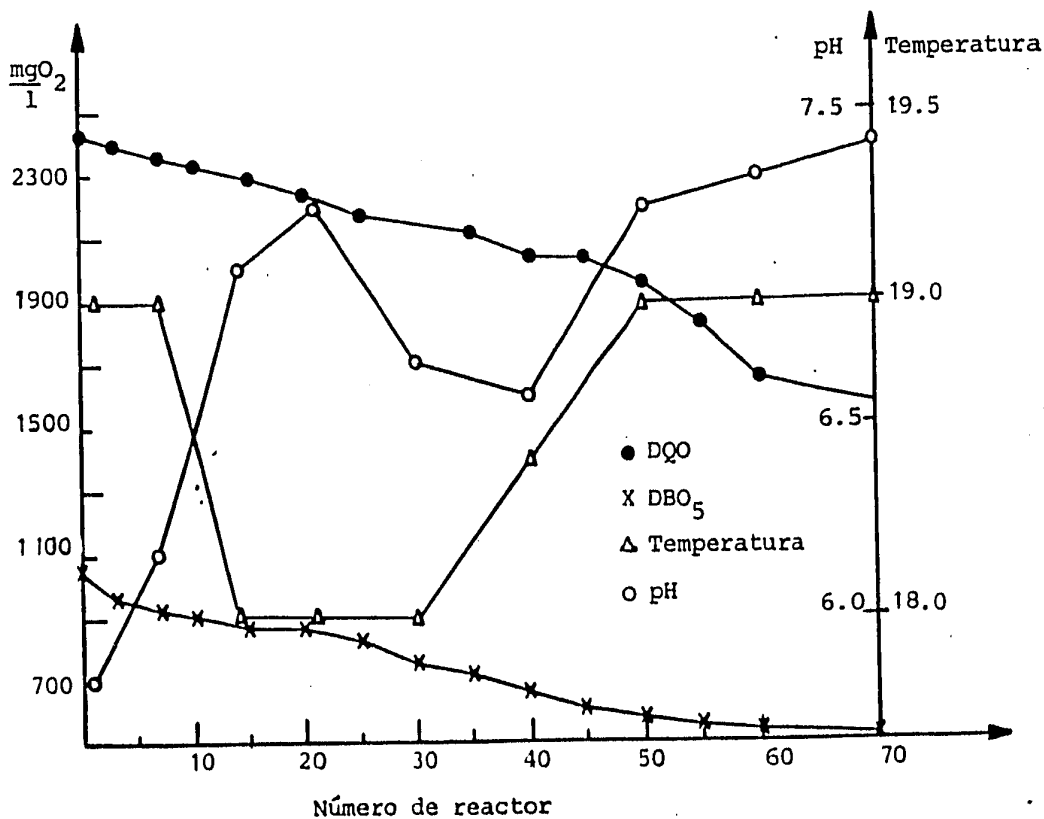


Figura 19 . Resultados experimentales. Segunda carga orgánica (4.96gDQO), 1Día

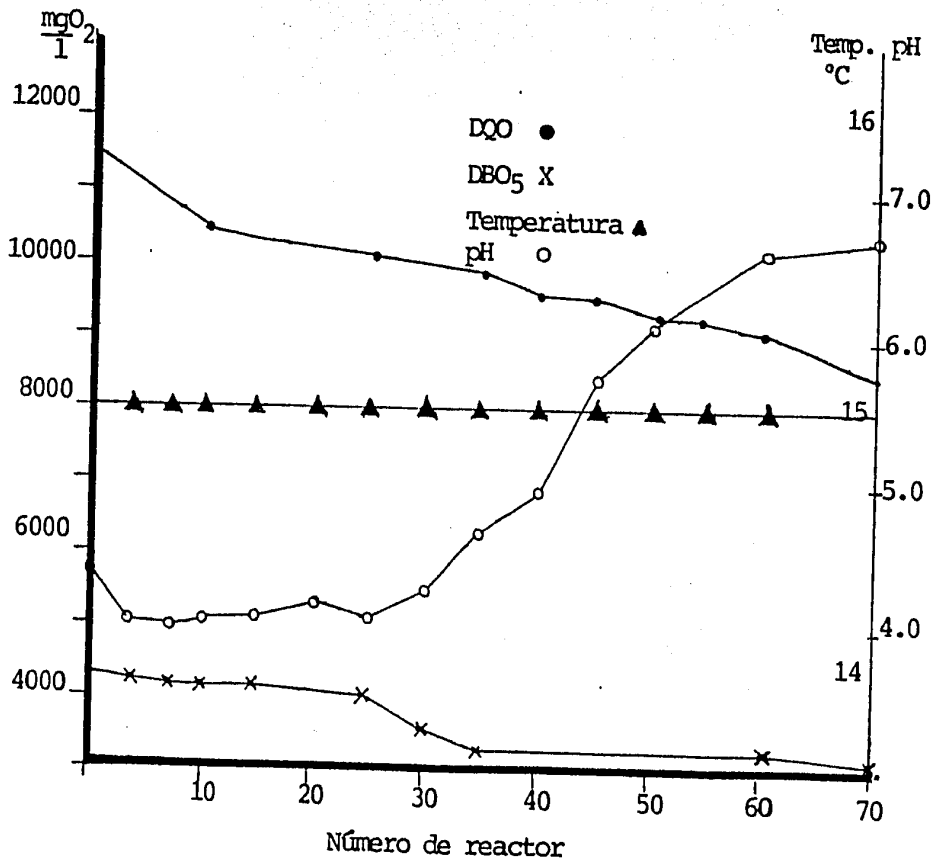


Figura 2C . Resultados experimentales. Tercera carga orgánica (5.76gDQO).  
1Día

nes de la *DQO* en el transcurso de la experimentación. En dicha tabla se observa que al aumentar la carga orgánica la eficiencia del sistema disminuye. Analizando las Figuras 21, 22, 23 y 24 se observa que para cada muestreo en particular hay zonas del reactor que pueden ser caracterizadas como sigue:

Una zona a la entrada del reactor donde se observa un rápido consumo de contaminantes, probablemente debido a que los microorganismos en esta etapa tienen la posibilidad de elegir los contaminantes más fácilmente biodegradables y a la disponibilidad de nutrientes tales como N y P. Posteriormente se observa una segunda zona, en la cual la rapidez de consumo de sustrato decrece. Esto se puede interpretar como una escasez de sustrato fácilmente biodegradable, quedando moléculas complejas como fuente de alimento. Al final del reactor se distingue una tercera zona en la cual la rapidez de consumo de contaminantes aumenta con respecto a la zona intermedia.

Se concluye basándose en los datos obtenidos con nejayote sintético (Durán, 1983) y de molinos de nixtamal (Pedroza y Durán, 1984), que la degradación de contaminantes se lleva a cabo en forma secuencial al encontrarse a lo largo del reactor aquí estudiado, microorganismos especializados en la degradación de moléculas específicas.

De los resultados obtenidos en el Capítulo 5.3.3, Tabla 11, se

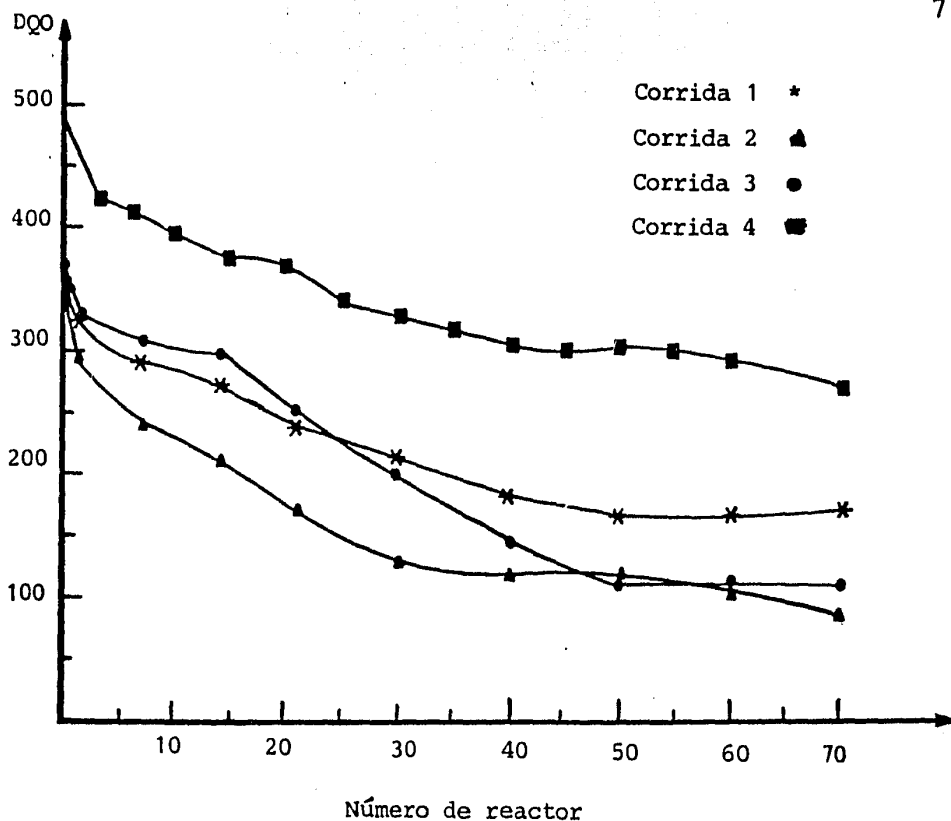


Figura 21 . Comportamiento de la DQO (muestreros 1-4).

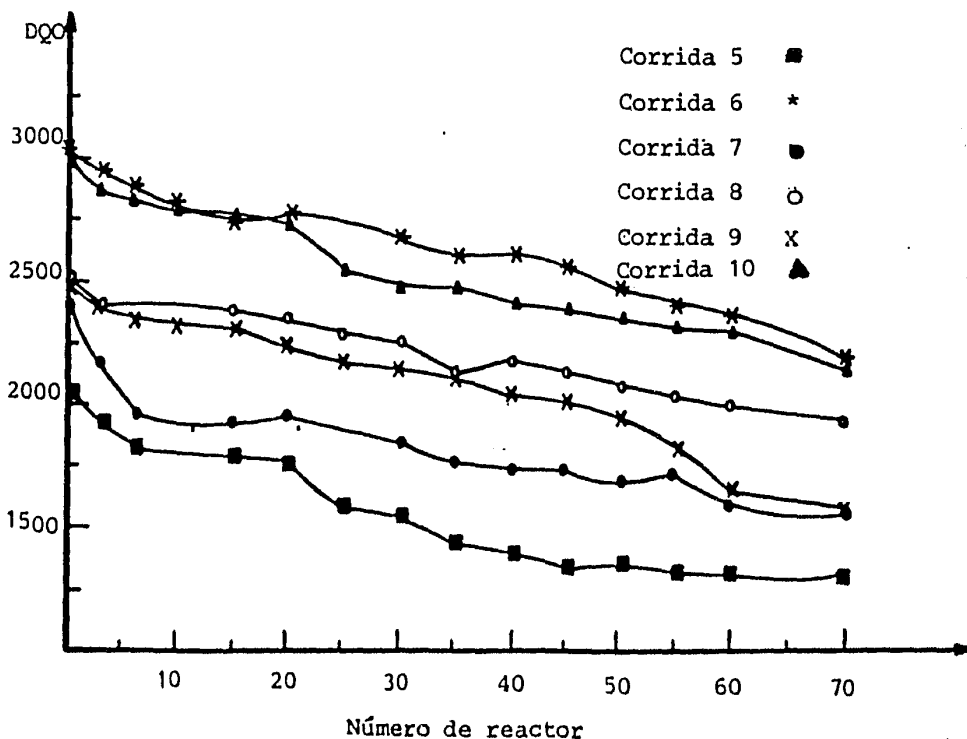


Figura 22 . Comportamiento de la DQO (muestreros 5-10) .

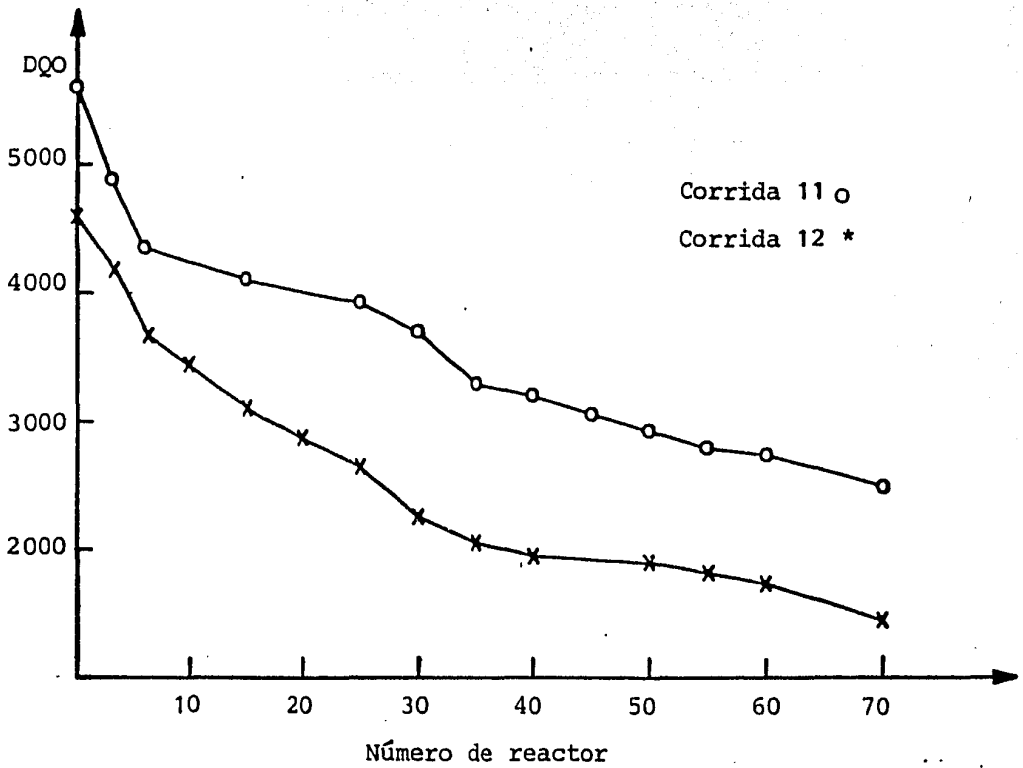


Figura 23 . Comportamiento de la DQO (muestréos 11 y 12).

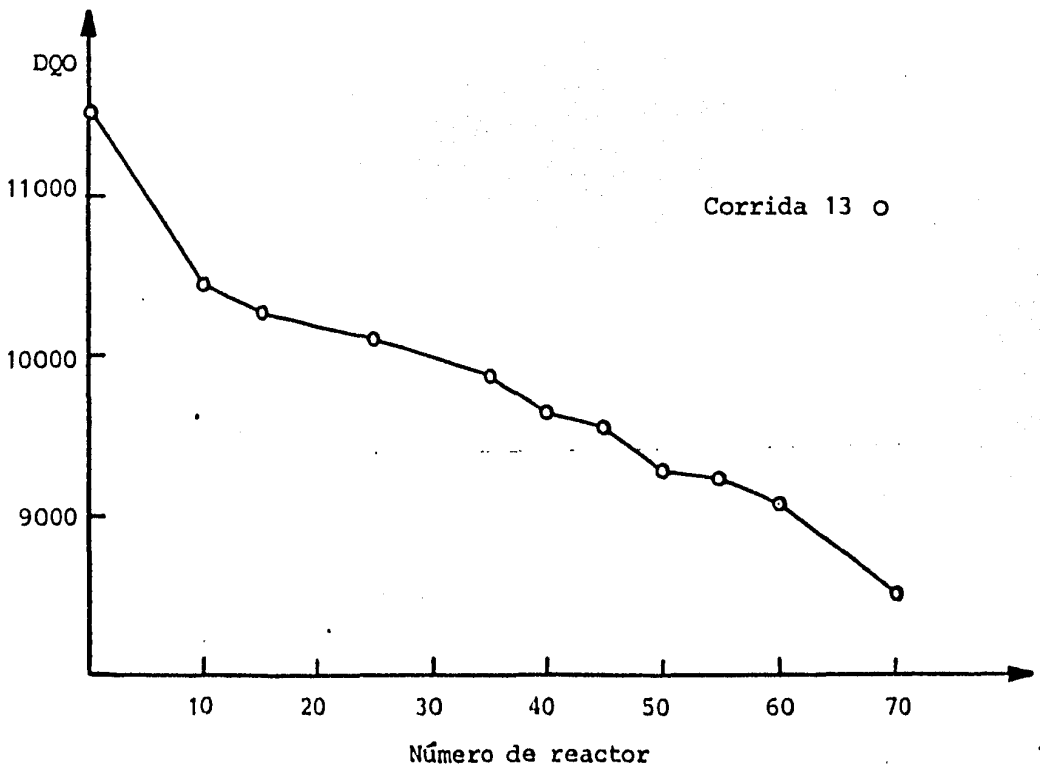


Figura 24 . Comportamiento de la DQO (muestreo 13).

observa que la eficiencia del sistema será dependiente del área superficial expuesta y del gasto volumétrico, así como de la concentración del influente.

#### 5.2.4 Producción de biomasa

Al establecerse las condiciones de equilibrio se procedió a realizar mediciones de sólidos suspendidos y sólidos adheridos así como sus valores correspondientes de nitrógeno orgánico (Kjeldahl). Dichos valores se reportan como producción de biomasa y de coeficiente de rendimiento en las Tablas 5, 6 y 7. En la Figura 25 se presentan las concentraciones de microorganismos adheridos y suspendidos en forma de nitrógeno orgánico a lo largo de la cascada de reactores. En esta figura se puede observar que la concentración de microorganismos adheridos era mucho mayor que la concentración de microorganismos suspendidos, corroborando las suposiciones de la literatura de que la biomasa de la película es realmente la que realiza la depuración de las aguas residuales (Grieves, 1972; Paolini et al., 1979). Además, las concentraciones de microorganismos adheridos fueron mayores a la entrada e iban disminuyendo a lo largo de la cascada siguiendo justamente una relación paralela a la composición de la materia orgánica remanente en los efluentes de cada cámara.



### 5.3 Modelos matemáticos

La evaluación de la eficiencia y la descripción matemática del modelo se basan en la determinación de la demanda química de oxígeno. Dichos valores experimentales fueron utilizados para el análisis de los modelos de Walker (Capítulo 5.3.1), de Kornegay (Capítulo 5.3.2) y exponencial (Capítulo 5.3.3).

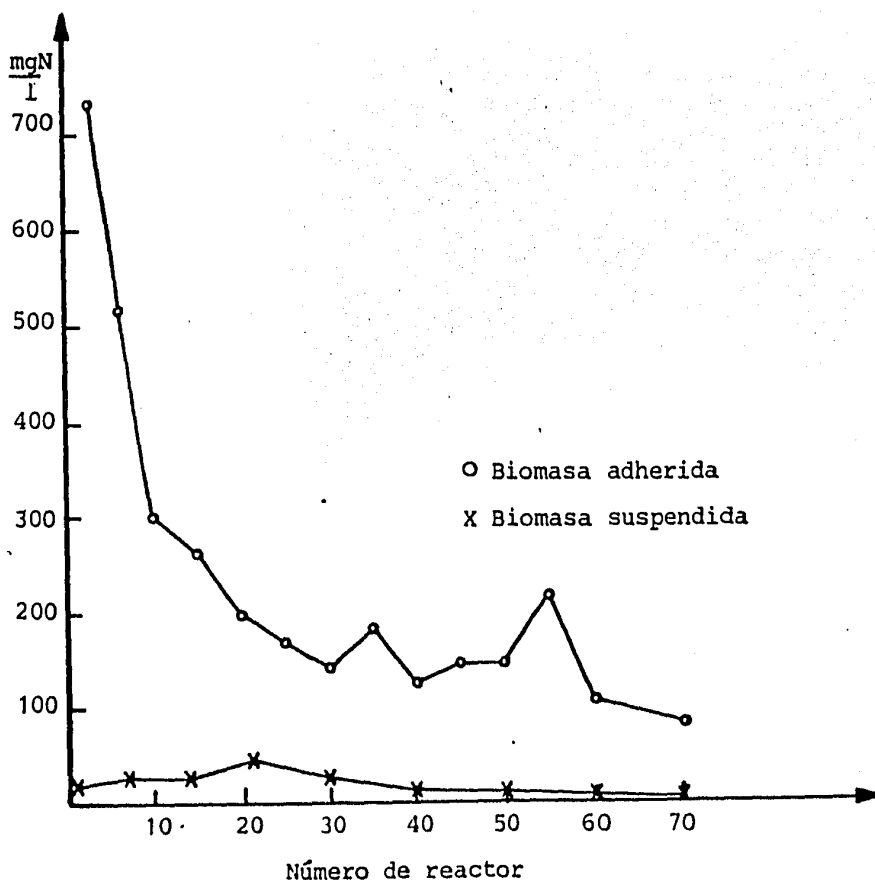


Figura 25 . Concentraciones de microorganismos adheridos y suspendidos.

Los resultados de la  $DQO$  se muestran en la Tabla 8 y sus grá-

TABLA 5. RESULTADOS DE LAS MEDICIONES REALIZADAS DURANTE LA  
1a. CARGA ORGANICA, 1.56 gDQO/l/día

Reactor	Temperatura (°C)	pH	Conductividad ( $\Omega^{-1}$ )	Oxígeno soluble (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	DBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)
0	-	-	-	-	485	301
1	19.2	7.02	5800	3.2	-	-
3	-	-	-	-	425	264
6	-	-	-	-	416	264
7	18.8	7.74	5800	3.5	-	-
10	-	-	-	-	0.96	249
14	18.6	8.10	5400	5.6	-	-
15	-	-	-	-	376	241
20	-	-	-	-	368	220
21	18.4	8.18	5500	5.3	-	-
25	-	-	-	-	340	211
30	18.1	8.43	2500	4.3	232	190
35	-	-	-	-	320	184
40	18.0	8.46	5000	3.6	304	168
45	-	-	-	-	300	177
50	18.0	8.60	5100	5.0	304	-
55	-	-	-	-	300	152
60	17.0	8.74	5200	5.3	296	148
70	18.0	8.72	5000	5.3	272	146

Fecha: 23 - V - 83

Eficiencia: 69.73%

Tiempo de residencia hidráulico: 5.7 hr

Producción microorganismos, sólidos: 1.88 gSST/día

Producción microorganismos, nitrógeno: 0.256 gN/día

Coefficiente de rendimiento, sólidos: 0.23 gSST/gDQO

Coefficiente de rendimiento, nitrógeno: 0.032 gN/gDQO

Relación nitrógeno/sólidos: 0.139 gN/gSST

Consumo de DQO en gDQO/día: 7.58 gDQO/día

TABLA 6. RESULTADOS DE LAS MEDICIONES REALIZADAS DURANTE LA  
2a. CARGA ORGANICA, 4.96 gDQO/l/día

Reactor	Temperatura (°C)	pH	Conductividad ( $\Omega^{-1}$ )	Oxígeno soluble (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	DBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)
0	-	-	-	-	2430	1050
1	19	5.7	15000	2.0	-	-
3	-	-	-	-	2400	966
6	-	-	-	-	2360	930
7	19	6.1	16300	2.1	-	-
10	-	-	-	-	2330	904
14	18	7.0	16500	3.9	-	-
15	-	-	-	-	2290	879
20	-	-	-	-	2240	864
21	18	7.2	1600	3.9	-	-
25	-	-	-	-	2175	833
30	18	6.7	15900	3.7	2147	750
35	-	-	-	-	2120	714
40	18.5	6.6	1700	3.2	2040	660
45	-	-	-	-	2027	600
50	19.0	7.2	17800	3.1	1947	576
55	-	-	-	-	1827	551
60	19.0	7.3	17300	3.5	1667	546
70	19.0	7.4	16300	4.3	1573	525

Fecha: 14 - IX - 83

Eficiencia: 36.57%

Tiempo de residencia: 12 hr

Producción microorganismos, sólidos: 2.045 gSST/día

Producción microorganismos, nitrógeno: 0.2832 gN/día

Coefficiente de rendimiento, sólidos: 0.1291 gSST/gDQO

Coefficiente de rendimiento, nitrógeno orgánico: 0.0178 gN/gDQO

Relación nitrógeno orgánico/sólidos: 0.138 gN/gSST

Consumo de DQO gDQO/día: 16.15 gDQO/día

% Evaporación: 2.20%

TABLA 7. RESULTADOS DE LAS MEDICIONES REALIZADAS DURANTE LA  
3A. CARGA ORGANICA 5.76 (g DQO/l/día)

Reactor	pH	Temperatura (°C)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	DBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)
0	4.40	15	11520	4350
1	-	-	-	-
3	4.05	15	-	4200
6	4.00	15	-	4200
7	-	-	-	-
10	4.05	15	10440	4200
14	-	-	-	-
15	4.05	15	10230	4200
20	4.15	15	-	-
21	-	-	-	-
25	4.05	15	10120	4050
30	4.25	15	-	3600
35	4.65	15	9880	3300
40	4.95	15	9600	-
45	5.70	15	9560	-
50	6.10	15	9280	-
55	6.50	15	9240	-
60	6.60	15	9080	3300
70	6.70	15	8520	3150

Fecha: 12-XII-83

Eficiencia: 26.04%

Tiempo de retención hidráulico: 48 (h)

Gasto volumétrico: 0.1854 (l/h)

Producción de microorganismos sólidos: 2.0134 (gSST/día)

Producción de microorganismos, nitrógeno kjeldahl: 0.4944 (gN/día)

Consumo de DQO: 13.35 (g DQO/día)

Coefficiente de rendimiento, sólidos: 0.1508 (gSST/gDQO)

Coefficiente de rendimiento, nitrógeno: 0.0370 (gN/gDQO)

Relación nitrógeno a sólidos: 0.2456 (g N/g SST)

TABLA 8. SECUENCIA DE LA DQO EN EL TRANCURSO DE LA EXPERIMENTACION

MUESTREO FECHA CO (gdQO/l/d) $\theta_H$ (horas) $n$ (%)	1 10-V-83	2 16-V-83	3 23-V-83	4 6-VII-83	5 10-VIII-83	6 23-VIII-83	7 29-VIII-83	8 5-IX-83	9 14-IX-83	10 21-IX-83	11 17-XI-83	12 26-XI-83	13 12-VI-84
	1.507	1.491	1.560	1.940	6.060	6.134	4.105	4.864	4.960	5.986	2.82	2.29	5.7
	5.7	5.7	5.7	6.0	9.5	12	12.0	12.4	12.0	12.0	48	48	48
	47.85	75.87	69.73	43.92	34.46	28.69	34.65	22.36	36.57	28.73	56.06	68.93	26.0
REACTOR													
0	358	354	370	485	2 400	3 067	2 053	2 513	2 480	2 993	5 635	4 576	11 500
1	326	294	332	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	-	-	-	425	2 173	2 973	1 960	2 400	2 400	2 880	4 889	4 180	-
6	-	-	-	416	1 973	2 907	1 827	-	2 360	2 867	4 365	3 608	-
7	290	246	312	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
10	-	-	-	396	-	2 827	1 800	-	2 330	2 813	-	3 432	10 200
14	270	210	300	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	376	1 933	2 760	1 773	2 385	2 280	2 787	4 104	3 102	10 200
20	-	-	-	368	1 960	2 773	1 587	2 359	2 240	2 760	-	2 882	-
21	238	170	252	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
25	-	-	-	340	-	-	1 560	2 308	2 173	2 546	3 942	2 640	10 120
30	214	130	200	332	1 867	2 693	1 553	2 256	2 147	2 506	3 713	2 244	-
35	-	-	-	320	1 787	2 600	1 440	2 154	2 120	2 493	3 290	2 068	9 880
40	186	118	144	304	1 760	2 627	1 413	2 205	2 040	2 427	3 192	1 936	9 660
45	-	-	-	300	1 747	2 587	1 347	2 154	2 027	2 400	3 062	-	9 560
50	170	118	112	304	1 693	2 480	1 360	2 102	1 947	2 373	2 932	1 892	9 280
55	-	-	-	300	1 733	2 413	1 333	2 051	1 827	2 360	2 801	1 804	9 240
60	170	110	112	296	1 600	2 347	1 320	2 000	1 667	2 320	2 736	1 716	9 040
70	170	86	112	272	1 573	2 187	1 307	1 949	1 573	2 153	2 476	1 440	8 520

ficas respectivas en las Figuras 21, 22, 23 y 24.

### 5.3.1 Modelo cinético de Monod para un reactor tubular (Flujo pistón)

La aplicación del modelo de Monod en un reactor tubular en el cual permanece casi constante la concentración de microorganismos, ecuación (60)

$$S_0 - S + K_s \ln \frac{S_0}{S} = \frac{k_o X_o}{y} t \quad (60)$$

se realiza mediante la siguiente modificación a la ecuación (60), la cual es una forma de linearizarla y se le conoce como la ecuación de Walker

$$\frac{S_0 - S}{t} = -K_s \cdot \frac{1}{t} \ln \frac{S_0}{S} + \frac{k_o X_o}{y} \quad (84)$$

En la Tabla A.3 se presentan los valores obtenidos mediante la ecuación (84) y un resumen de estos se encuentra en la Tabla 9.

Como puede observarse, las pendientes de todas las rectas obtenidas con el modelo tienen signo positivo, lo cual no corresponde con el modelo. Esto significa que el valor de  $K_s$  es negativo.

TABLA 9. RESUMEN DE LOS PARAMETROS CINETICOS OBTENIDOS CON LA ECUACION DE WALKER

Muestreo	$S_0$ (mgDQO/l)	Tiempo (h)	Correlación	Pendiente (mgDQO/l)	Ordenada al Origen (mgDQO/l h)
1	358	5.6	0.9997	355.51	- 15.106
2	354	5.6	0.9995	339.20	- 35.796
3	370	5.6	0.9948	368.33	- 25.177
4	485	6.0	0.9997	476.1	- 10.0030
5	2400	9.5	0.9994	2284.2	- 12.278
6	3067	12.0	0.9981	3167.0	- 9.875
7	2053	12.0	0.9957	2161.0	- 21.728
8	2513	12.0	0.9994	2488.2	- 3.160
9	2480	12.0	0.9811	2509.5	- 7.866
10	2993	12.0	0.9973	3068.9	- 9.486
11	5635	48.0	0.9987	2512.7	- 24.345
12	4576	48.0	0.9856	5260.3	- 58.894
13	11520	48.0	0.9991	11361.2	- 5.759

Por otro lado según el modelo, las ordenadas al origen deberían ser positivas y son en todos los casos negativas. Esto tampoco corresponde con el modelo.

Por lo anteriormente observado este modelo no es susceptible de ser utilizado para el diseño del sistema.

Según la discusión del modelo de Walker hecha por Wilderer (1976) (Figura 26) los resultados aquí presentados no se ape- gan a ninguno de los casos por él discutidos. En la Figura

27 se muestra una recta obtenida con la ecuación (84) utilizando los datos de la corrida número 4, Tabla A.3 del anexo.

### 5.3.2 Modelo cinético de Monod para un reactor totalmente mezclado con película adherida

En la sección 3.4.5 se discutió este tipo de reactores. La expresión adecuada a la cascada de reactores es la ecuación (85), sin embargo no existe la forma de linearizarla. Haciendo la consideración de que una serie de cinco reactores se comportan como uno solo totalmente mezclado puede utilizarse la ecuación (81)

$$Q (S_o - S_e) = \frac{\mu_{max} X_f d A}{y_a} \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (81)$$

Rearreglándola de la siguiente forma

$$\frac{Q (S_o - S_e)}{A} = \frac{\mu_{max} X_f d}{y_a} \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (85)$$

El término  $\frac{\mu_{max} X_f d}{y_a}$  puede agruparse en una sola constante, de tal forma

$$\frac{Q (S_o - S_e)}{A} = p \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (86)$$



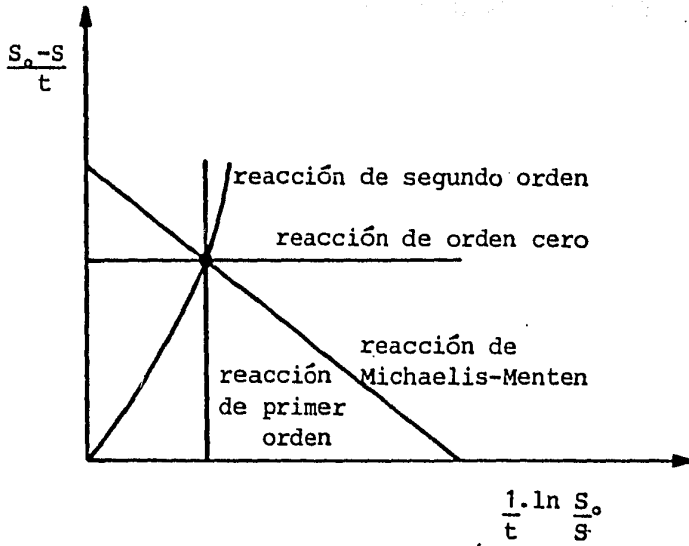


Figura 26 . Curva teórica de la ecuación de Walker.

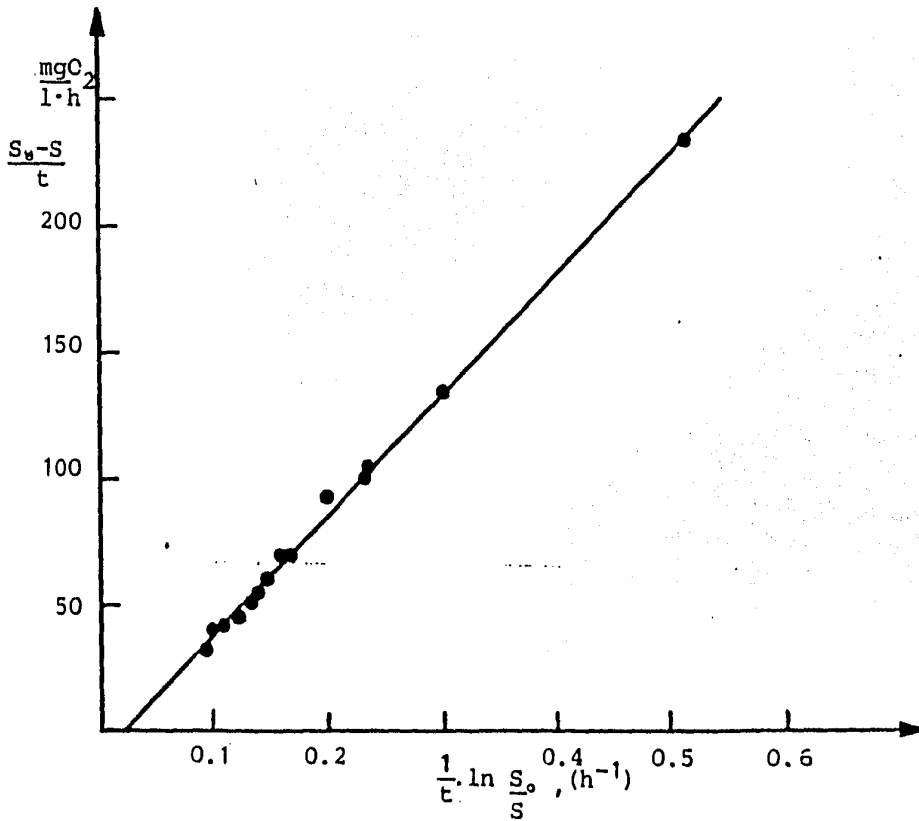


Figura 27 . Curva experimental de la ecuación de Walker.

donde

$$p = \frac{2\mu_{max} X_b d}{y_a}$$

Linearizando la ecuación (86) se obtiene

$$\frac{A}{Q(S_o - S_e)} = \frac{K_s}{P} \cdot \frac{1}{S_e} + \frac{1}{P} \quad (87)$$

En la Tabla A.4 del anexo se reportan los valores de cuatro corridas con los cuales se ensayó este modelo y en la Tabla 10 se presenta un resumen de los parámetros cinéticos obtenidos.

Los resultados muestran claramente que el modelo de Kornegay no es aplicable al sistema en el cual se realizó este estudio.

TABLA 10. PARAMETROS CINETICOS OBTENIDOS CON EL MODELO DE KORNEGAY

Reactor	Correlación	$K_s$ (mgDQO/l)	P (mgDQO/m <sup>2</sup> día)
0-5	0.6983	260.7	3.37306
5-10	0.9991	1117.9	1.4648
10-15	0.8358	143.5	0.5821
15-20	-0.4934	-221.2	0.3745
20-25	-0.3914	-169.5	0.4976
25-30	-0.2932	-124.25	0.2974
30-35	-0.2583	- 93.66	0.5628
35-40	-0.4837	- 60.85	0.3909
40-45	-0.3365	- 84.74	0.2616

### 5.3.3 Reacción de primer orden para un reactor tubular

Modificando la ecuación (62) y considerando que la concentración de sustrato varía con respecto al área superficial expuesta se obtiene:

$$-\frac{dS}{dA_{\delta}} = \frac{k_1 S}{Q} \quad (88)$$

Las condiciones a la frontera de esta ecuación son

$$S = S_0 \quad \text{cuando} \quad A_{\delta} = 0 \quad \text{y}$$

$$S = S \quad \text{cuando} \quad A_{\delta} = A_{\delta}$$

Integrando la ecuación (88) se obtiene

$$\ln S = \ln S_0 - \frac{k_1 A_{\delta}}{Q} \quad (89)$$

Graficando  $\ln S$  contra  $A_{\delta}/Q$  se obtiene una recta cuya pendiente es igual a  $k_1$  y su ordenada al origen es  $\ln S_0$ . En la Tabla A.5 del anexo se presentan los resultados de la aplicación de la ecuación (89) para cada corrida.

Graficando los valores de  $\ln k_1$  contra  $\ln S_0$  se obtiene una recta con pendiente  $m$  y ordenada al origen  $b$ . La ecuación correspondiente es:

$$\ln k_1 = b + m \ln S_0 \quad (90)$$

para la obtención de los parámetros  $b$  y  $m$  se utilizan los valores de la Tabla 11. De tal forma se puede generalizar para obtener el valor de la constante  $k_1$  según la siguiente ecuación:

$$k_1 = e^b S_0^m \quad (91)$$

Donde  $b$  y  $m$  son coeficientes cuyo valor es característico para un sistema reactor-sustrato determinado.

TABLA 11. CONSTANTES DE REACCION DE 1er. ORDEN PARA LAS DIFERENTES CORRIDAS

Corrida	$S_0$ ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )	$-k$ ( $1/\text{m}^2/\text{h}$ )	Correlación
1	358	0.8981	0.9574
2	354	1.4927	0.9550
3	370	1.5827	0.9744
4	485	0.9635	0.9542
5	2400	0.2481	0.9434
6	3067	0.1597	0.9794
7	2053	0.2618	0.9588
8	2513	0.1329	0.9833
9	2480	0.2256	0.9697
10	2993	0.1702	0.9821
11	5019	0.1037	0.9810
12	4576	0.1536	0.9759
13	11520	0.0350	0.9745

Para el tratamiento del nejayote como sustrato en el reactor utilizado en este estudio dichos coeficientes tienen los valores

$$m = -0.976$$

$$b = 6.021$$

$$\text{coeficiente de correlación} = 0.981$$

Sustituyendo la ecuación (91) en la (89) y despejando el área superficial  $A_s$  se obtiene

$$A_s = \frac{Q S_0^{-m}}{e^b} \ln \frac{S_0}{S} \quad (92)$$

Esta ecuación es la ecuación general de diseño para un sistema con características similares al utilizado en este estudio.

Basándose en un análisis dimensional, se tiene que el término  $e^b$  adopta las características de un factor de eficiencia con unidades de  $\text{mg DQO consumidos/h/m}^2$ . Considerando que la ecuación es de primer orden, la ecuación cinética de Monod adopta la forma de la ecuación (42).

$$r_s = \frac{-k_0 X'_a S}{Y K_s} \quad (93)$$

Donde  $X'_a$  es la concentración promedio de microorganismos por unidad superficial expuesta.

Sustituyendo la ecuación (93) en un balance de materia para un reactor tubular con película biológica, se obtiene

$$QS - Q(S + dS) \frac{-k_0 X'_a}{Y K_s} dA_s = 0 \quad (94)$$

La integración de la ecuación (94) considerando las condiciones de frontera  $S = S_0$  para  $A_s = 0$  y  $S = S$  para  $A_s = A_s$  es

$$A_s = \frac{Q Y K_s}{k_0 X'_a} \ln \frac{S_0}{S} \quad (95)$$

Comparando las ecuaciones (92) y (95) se tiene que

$$\frac{Y K_s}{k_0 X'_a} = \frac{S_0^{-m}}{e^b}$$

Efectuando nuevamente un análisis dimensional, para la cinética de Monod, el término  $Y/k_0 X'_a$  tiene características de un factor de eficiencia, al igual que el término  $e^b$ , con las unidades de mg DQO consumidos/h/m<sup>2</sup>.

Por consiguiente la constante  $K_s$  deberá tener un valor igual al término  $S_0^{-m}$  con unidades de mg DQO/l.

De los datos experimentales mostrados en las Tablas 5, 6 y 7 se obtiene el valor de  $V = 0.17$  mg SST producidos/mg DQO consumidos; el valor promedio de  $X'_a$  es 2.897 mg/cm<sup>2</sup> (Tabla A.2 del anexo, corrida 12) y el valor de  $e^b$  es 412 mg DQO/m<sup>2</sup>/h. De la

identidad se tiene el valor de  $k_0 = 0.00242 \text{ h}^{-1} = 0.058 \text{ día}^{-1}$ .

## 6. CONCLUSIONES

Las conclusiones más relevantes que se desprenden del estudio aquí presentado son:

1. La mayor parte de los contaminantes, tanto orgánicos como inorgánicos, se encuentran en forma soluble
2. Tanto la temperatura como el pH deben ser ajustados antes del tratamiento biológico (comparar Capítulo 4.3)
3. Si se considera a la relación de  $DBO_5$  a nitrógeno a fósforo como la relación ideal de nutrientes para microorganismos, la relación debe ser 100:10:1 ( $DBO_5:N:P$ ). La mezcla de las aguas de cocimiento y de lavado tienen una relación de sustancias solubles de 165:4:1, lo cual significa que el nejayote, como alimento para microorganismos



mos es deficiente en nitrógeno y fósforo, pero sin embargo es biodegradable

4. Los valores de sólidos en base seca, demanda bioquímica de oxígeno y demanda química de oxígeno del nejayote son aproximadamente 28 veces mayores que los valores típicos para aguas de desecho de tipo doméstico reportados por Metcalf and Eddy, 1972
5. El comportamiento hidráulico de la cascada de reactores es similar al de un reactor tubular con flujo pistón. Conforme aumenta el tiempo de retención hidráulico el sistema se aleja del comportamiento ideal
6. La película biológica es resistente a cambios bruscos, tanto de concentración como de gasto del influente. Aproximadamente una semana después de haberse modificado la carga orgánica la remoción de  $DQO$  podría considerarse estable
7. Los modelos matemáticos propuestos por Walker (Wilderer, 1976) y Kornegay (1975) no son susceptibles de ser utilizados para la descripción del comportamiento del sistema
8. La ecuación de diseño (92) desarrollada, describe de forma confiable el comportamiento del sistema estudiado y

muestra que la eficiencia depende del área superficial expuesta y no del volumen del reactor. Por lo tanto la carga orgánica superficial es la que controla el proceso; para mejorar la eficiencia es necesario aumentar el área superficial expuesta. Ecuación 92:

$$\ln \frac{S_0}{S} = \frac{e^b A_s}{Q S_0^{-m}}$$

9. La eficiencia del sistema estudiado es dependiente tanto de la concentración de contaminantes como del gasto del influente así como del área superficial expuesta
10. El nejayote sí es susceptible de ser tratado para su purificación en sistemas de tratamiento de aguas de desecho con película biológica aerobia
11. La cascada de reactores mostró una eficiencia de remoción de materia orgánica de aproximadamente 75% medida como DQO, a cargas volumétricas bajas, descendiendo la eficiencia al llegar a cargas volumétricas altas
12. Desde el punto de vista de la contaminación ambiental, este trabajo demuestra que efluentes como el nejayote no pueden ser degradados por los sistemas existentes en la naturaleza y crean desequilibrios ecológicos graves.

## 7. BIBLIOGRAFIA

1. American Public Health Association. (1981)  
"Standard Methods for Examination of Water and Wastewater"  
15th Edition. American Public Health Association,  
Washington, D.C.
2. Bailey, J. & Ollis, D. (1977)  
"Biochemical Engineering Fundamentals"  
Mc Graw-Hill Book Company, U.S.A.
3. Brown, D.R. and Van Meer, G.L. (1978)  
"Biological Treatment of Wastes from the Corn Wet Milling  
Industry" EPA-Report No. 600/2-78-105
4. Civit, E.; Durán de Bazúa, C.; Engelmann, G.; González,  
S.; and Hartmann, L. (1984).  
"Anaerobic Treatment of Maize Processing Wastewater (Ne-  
jayote) in a Packed Bed Reactor Cascada"  
Env. Technol. Letters, 5:89-95.
5. Dean, A.C.R. and Hinshelwood, C.N. (1966)  
"Growth, Function and Regulation in Bacterial Cells",  
Oxford University Press. London, G.B.

muestra que la eficiencia depende del área superficial expuesta y no del volumen del reactor. Por lo tanto la carga orgánica superficial es la que controla el proceso; para mejorar la eficiencia es necesario aumentar el área superficial expuesta. Ecuación 92:

$$\ln \frac{S_0}{S} = \frac{e^b A_s}{Q S_0^{-m}}$$

9. La eficiencia del sistema estudiado es dependiente tanto de la concentración de contaminantes como del gasto del influente así como del área superficial expuesta
10. El nejayote sí es susceptible de ser tratado para su purificación en sistemas de tratamiento de aguas de desecho con película biológica aerobia
11. La cascada de reactores mostró una eficiencia de remoción de materia orgánica de aproximadamente 75% medida como DQO, a cargas volumétricas bajas, descendiendo la eficiencia al llegar a cargas volumétricas altas
12. Desde el punto de vista de la contaminación ambiental, este trabajo demuestra que efluentes como el nejayote no pueden ser degradados por los sistemas existentes en la naturaleza y crean desequilibrios ecológicos graves.

## 7. BIBLIOGRAFIA

1. American Public Health Association. (1981)  
"Standard Methods for Examination of Water and Wastewater"  
15th Edition. American Public Health Association,  
Washington, D.C.
2. Bailey, J. & Ollis, D. (1977)  
"Biochemical Engineering Fundamentals"  
Mc Graw-Hill Book Company, U.S.A.
3. Brown, D.R. and Van Meer, G.L. (1978)  
"Biological Treatment of Wastes from the Corn Wet Milling  
Industry" EPA-Report No. 600/2-78-105
4. Civit, E.; Durán de Bazúa, C.; Engelmann, G.; González,  
S.; and Hartmann, L. (1984).  
"Anaerobic Treatment of Maize Processing Wastewater (Ne-  
jayote) in a Packed Bed Reactor Cascada"  
Env. Technol. Letters, 5:89-95.
5. Dean, A.C.R. and Hinshelwood, C.N. (1966)  
"Growth, Function and Regulation in Bacterial Cells",  
Oxford University Press. London, G.B.

6. Durán de Bazúa, C. and Hartmann, L. (1980)  
"Produktion und Verwertbarkeit von Biomasse aus Prozessabwasser der Nixtamalization"  
Internationales Seminar fuer Forschung und Lehre in Chemieingenieurwesen Technischer und Physikalischer Chemie. Wiss. Ber. pp. 214-232. Universitaet Karlsruhe, República Federal de Alemania.
7. Durán de Bazúa, C., Engelmann, G. y Hartmann, L. (1982)  
"Aprovechamiento de los residuos de la nixtamalización en la producción de biomasa por métodos biológicos." En "Eco-tecnología para el desarrollo de México". Instituto de Ecología, A.C. pp. 119-123. México, D.F.
8. Durán de Bazúa, C. (1983)  
"Tratamiento de los Efluentes de la Industria del Maíz en México".  
Departamento de Alimentos, División de Estudios de Posgrado, Fac. de Química, UNAM (Versión en español de la disertación doctoral "Biologische Reinigung von Prozessabwaesser der Maisverarbeitung". Universitaet Karlsruhe).
9. Eckenfelder, W.W. Jr. (1966)  
"Industrial Water Pollution Control"  
Mc Graw-Hill Book Company, New York.
10. Engelmann, G. (1978).  
"Untersuchungen zur Wirkung von Schwermetallsalzen auf Gewässerbiocoenosen"  
Karlsruher Ber. Ingenieurbiologie, Heft 11, Universitaet Karlsruhe, RFA.
11. Gaudy, A.F. and Gaudy, E.B.T. (1981)  
"Microbiology for Environmental Scientists and Engineers"  
Mc Graw-Hill, México.

12. González Martínez, S. (1983)  
"Estudio de la Tratabilidad de los Desechos Líquidos del Proceso de Nixtamalización"  
Informe final del proyecto 3303 elaborado para Industrias CONASUPO, S.A. de C.V.
13. Grieves, C.G. (1972)  
"Dynamic and Steady State Models for the Rotating Biological Disc Reactor"  
Ph.D. Thesis. Clemson University, U.S.A.
14. Hartmann, L. and Durán de Bazúa, C. (1981a)  
"Produktion von Biomasse aus hochkonzentrierten Abwaessern der Lebensmittel-industrie".  
Wiss. und Umwelt, 3:141-145.
15. Hartmann, L. and Durán de Bazúa, C. (1981b)  
"Biological Treatment of Maize Processing Effluents (Nejāyote) in Batch and Continuous Laboratory Tests"  
Second World Congress of Chemical Engineering and IX Inter American Congress of Chemical Engineering. Montreal, Canada, October 4-9.
16. Hirose, M. (1983)  
"Ein neues System einer Kombination des Belebungsverfahrens mit sessilen Organismen auf Aufwuchsflaechen"  
Gwf-Wasser/Abwasser, 124 pp 239-242.
17. Kornegay, B.H. (1975)  
"Modelling and Simulation of Fixed Film Biological Reactors", in Mathematical Modeling of Water Pollution Control Processes, T.M. Kernath, Editor. Ann Arbor Science, Ann Arbor, Michigan.

18. Lehninger, A.L. (1975)  
"Biochemistry"  
Worth Publishers, Inc. New York
19. Levenspiel, O. (1972)  
"Chemical Reaction Engineering"  
2a Edith., John Wiley & Sons.
20. Metcalf, L. & Eddy, P. (1972)  
"Wastewater Engineering, Collection, Treatment, Disposal".  
Mc Graw-Hill Book Company, USA.
21. Paolini, A.E.; Sebastiani, E., and Variali, G. (1979)  
Water Res., 13:751-761
22. Pedroza de Brenes, R. y Durán de Bazúa, C. (1984).  
"RBC Characteristics for Nejayote Aerobic Treatment".  
Comunicación personal
23. Sawyer, C.N. and McCarty, P.L. (1978)  
"Chemistry for Environmental Engineers"  
Mc Graw-Hill Kogakusha, Ltd., Tokyo, Jap.
24. Smith, J.M. (1970)  
"Chemical Engineering Kinetics"  
2a Edith, Mc Graw-Hill Book, Tokyo, Jap.
25. Sundstrom, D.W. and Klei, H.E. (1979)  
"Wastewater Treatment"  
Prentice-Hall. New Jersey



26. Trejo-González, A. and Faria-Morales, A. (1979)  
"Acondicionamiento, reutilización y obtención de subproductos de las aguas de desecho de la nixtamalización del maíz"  
Departamento de Investigaciones en Alimentos. Facultad de Ingeniería Mecánica; Eléctrica y Electrónica de la Universidad de Guanajuato, Salamanca, México.
27. Trejo-González, A.; Faria-Morales, A.; Wild-Altaminaro, C. (1982)  
"The Role of Lime in the Alkaline Treatment of Corn for Tortilla Preparation"  
in Advances in Chemistry Series, No. 198. Modification of Proteins. Robert E. Fiency and John R. Whitaker, Editors.
28. Topiwala, H.H. and G. Hamer. (1971)  
"Effect of Wall Growth in Steady State Continuous Cultures"  
Biotech. Bioeng., 13, (795-813).
29. Wilderer, P. (1976)  
"Reaktionskinetik in der Biologischen Abwasseranalyse"  
Karlsruher Ber. Ingenieurbiologie, Heft 11, Universitaet Karlsruhe, RFA.
30. Wilderer, P. (1981)  
"A Model-River tests Describe the Various Impacts of Chemical Substances on Microbial Biocomunities"  
AICHE.

31. Wolff, E. (1979)

"Der Einfluss der Temperatur auf die Selbstreinigung und deren Indikatororganismen in einem Modellfließgewässer".

Tesis de Doctorado, Karlsruher Ber. Ingenieurbiologie, Heft 11, Universität Karlsruhe, RFA.

**A N E X O**

TABLA A.1. RESULTADOS DEL COMPORTAMIENTO HIDRAULICO DE LA CASCADA DE REACTORES POR EL METODO DE LA FUNCION PASO

Tiempo de retención

hidráulica (h)	2.36	6.37	11
Gasto volumétrico (l/h)	3.78	1.396	0.81
Volumen útil (l)	8.91	8.89	8.85

T (min)	C/C <sub>0</sub>	T (min)	C/C <sub>0</sub>	T (min)	C/C <sub>0</sub>
				457	0.009
				462	0.01
0	0	0	0	467	0.013
60	0	265	0	472	0.016
90	0	270	0.002	477	0.018
110	0.03	275	0.005	482	0.020
115	0.05	280	0.007	487	0.022
120	0.10	285	0.01	492	0.024
125	0.17	290	0.017	497	0.034
130	0.26	295	0.03	502	0.037
135	0.36	300	0.04	507	0.04
140	0.47	305	0.06	512	0.045
145	0.56	310	0.07	517	0.053
150	0.69	315	0.10	522	0.059
155	0.78	320	0.13	527	0.068
158	0.83	325	0.16	532	0.08
160	0.86	330	0.20	537	0.09
163	0.90	335	0.24	542	0.10
165	0.92	340	0.29	547	0.13
168	0.94	345	0.32	552	0.14
170	0.95	350	0.36	557	0.16
173	0.96	355	0.41	562	0.17
175	0.97	360	0.46	572	0.20
180	0.98	365	0.52	582	0.26
185	0.99	370	0.58	592	0.30
190	1.00	375	0.62	602	0.35
		380	0.68	612	0.40
		385	0.70	622	0.46
		390	0.74	632	0.52
		400	0.79	642	0.57
		405	0.83	652	0.60
		410	0.87	662	0.64
		415	0.89	672	0.68
		420	0.92	682	0.73
		425	0.94	692	0.77
		430	0.95	702	0.84
		435	0.97	712	0.87
		440	0.98	722	0.89
		445	0.99	732	0.91
		450	0.997	742	0.93
			1.000	752	0.94
				762	0.95
				772	0.96
				782	0.975
				792	0.98

TABLA A.2 RESULTADOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS DURANTE LAS DIFERENTES CORRIDAS

Muestreo: 1				2			3							
Fecha: 10-V-83				16-V-83			23-V-83							
$\theta_H$ (horas) 5.7				5.7			5.7							
N (%) 47.85				75.70			69.73							
Parámetro Reactor	Temp. (°C)	pH	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Temp. (°C)	pH	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Temp. (°C)	pH	DBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Nitrógeno (mg N/l)	Fosfatos (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> /l)	Sólidos (mgSST/l)	Calcio (mgCa/l)
0	19.6	7.77	358	21.7	6.75	354	21.6	6.76	200	370	0	121	0	
1	20.5	8.11	326	23.4	7.15	294	21.7	7.14	190	332	18.2	73	200	36.03
7	19.9	8.66	290	22.4	7.80	246	21.2	7.94	193	312	28.7	20	150	24.04
14	19.2	8.65	270	21.8	7.90	210	20.7	7.95	156	300	28.7	30	193	28.85
21	19.0	8.75	238	21.5	7.70	170	20.2	8.15	135	252	44.6	23	185	19.23
30	18.4	8.84	214	21.0	8.10	130	19.8	8.25	45	200	27.3	23	208	19.23
40	17.8	8.94	186	20.4	8.05	118	19.4	8.46	27	144	13.0	6	115	24.04
50	17.7	8.92	170	20.3	8.25	118	19.2	8.75	21	112	8.10	30	118	28.85
60	17.7	5.00	170	20.3	8.20	110	19.2	8.79	21	112	7.40	40	103	25.65
70	17.8	9.02	170	20.3	8.30	86	19.2	8.85	21	112	6.30	23	135	16.03

TABLA A.2 CONTINUACION

Muestreo: 4							5				6			
Fecha: 6-7-83							10-8-83				23-8-83			
$\theta_H$ (horas) 6.0							9.5				12.0			
N (%) 43.9							34.5				28.7			
Parámetro Reactor	Temp. (°C)	pH	Conductividad ( $\Omega^{-1}$ )	Oxígeno disuelto ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )	DBO <sub>5</sub> ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )	DQO ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )	Temp. (°C)	pH	Oxígeno soluble ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )	DQO ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )	Temp. (°C)	pH	Oxígeno disuelto ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )	DQO ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )
0	-	-	-	-	301	485	-	-	-	2400	-	-	-	3067
1	19.2	7.02	5800	3.2	-	-	19.0	7.4	1.3	-	18.5	5.5	4.6	-
3	-	-	-	-	264	425	-	-	-	2173	-	-	-	2973
6	-	-	-	-	264	416	-	-	-	1973	-	-	-	2907
7	18.8	7.74	5800	3.5	-	-	18.0	6.2	1.3	-	17.5	6.1	4.2	-
10	-	-	-	-	249	396	-	-	-	-	-	-	-	2827
14	18.6	8.1	5400	5.6	-	-	18.0	6.4	1.4	-	17.0	6.4	6.6	-
15	-	-	-	-	241	376	-	-	-	1933	-	-	-	2760
20	-	-	-	-	220	368	-	-	-	1960	-	-	-	2773
21	18.4	8.18	5500	5.3	-	-	18.0	6.9	1.4	-	17.0	6.5	4.0	-
25	-	-	-	-	211	340	-	-	-	-	-	-	-	-
30	18.1	8.43	5500	4.3	190	332	18.0	6.8	0.5	1867	17.0	6.5	4.7	2693
35	-	-	-	-	184	320	-	-	-	1787	-	-	-	2600
10	18.0	8.46	5000	3.6	168	304	18.0	7.0	1.0	1760	17.0	6.4	5.7	2627
5	-	-	-	-	177	300	-	-	-	1747	-	-	-	2587
)	18.0	8.60	5100	5.0	-	304	18.0	6.6	0.8	1693	17.0	6.0	4.6	2480
	-	-	-	-	152	300	-	-	-	1733	-	-	-	2413
	18.0	8.74	5200	5.3	148	296	18.5	6.9	0.7	1600	17.0	6.4	5.9	2347
	18.0	8.72	5000	5.3	146	272	19.0	6.8	2.2	1573	17.0	5.6	5.6	2187

Muestreo:		7				8				9				
Fecha:		29-VIII-83				5-IX-83				14-IX-83				
$\theta_H$ (horas)		12.0				12.4				12.0				
N (%)		34.65				22.36				36.57				
Parámetro Reactor	Temp. (°C)	pH	Oxígeno disuelto (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Temp. (°C)	pH	Oxígeno disuelto (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Temp. (°C)	pH	Oxígeno disuelto (mgO <sub>2</sub> /l)	DBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	
0	-	-	-	2053	-	-	-	2513	-	-	-	1050	2480	
1	19	5.7	1.6	-	19.0	5.7	0.1	-	20.0	6.0	2.0	-	-	
3	-	-	-	1960	-	-	-	2400	-	-	-	966	2400	
6	-	-	-	1827	-	-	-	-	-	-	-	930	2360	
7	19	6.1	2.4	-	18.0	6.3	1.4	-	19.0	6.1	2.1	-	-	
10	-	-	-	1800	-	-	-	-	-	-	-	904	2330	
14	18	7.0	6.5	-	17.0	7.0	3.5	-	18.5	6.3	3.9	-	-	
15	-	-	-	1773	-	-	-	2385	-	-	-	879	2290	
20	-	-	-	1587	-	-	-	2359	-	-	-	864	2240	
21	18	7.2	4.5	-	17.0	7.0	3.5	-	19.0	6.7	3.9	-	-	
25	-	-	-	1560	-	-	-	2308	-	-	-	833	2173	
30	18	6.7	4.7	1553	17.0	7.8	4.9	2296	19.0	6.6	3.7	750	2147	
35	-	-	-	1440	-	-	-	2154	-	-	-	714	2120	
40	18.5	6.6	5.3	1413	17.0	7.6	4.8	2205	19.0	6.6	3.2	660	2040	
45	-	-	-	1347	-	-	-	2154	-	-	-	600	2027	
50	19.0	7.2	6.5	1360	17.0	7.7	4.5	2102	19.0	6.8	3.1	576	1947	
55	-	-	-	1333	-	-	-	2051	-	-	-	551	1827	
60	19.0	7.3	6.5	1320	16.8	7.4	5.2	2000	19.0	6.9	3.5	546	1667	
70	19.0	7.4	6.5	1307	16.8	7.1	4.9	1949	19.0	7.3	4.3	525	1573	

Muestreo: 10					11				12					
Fecha: 21-IX-83					17-XI-83				26-XI-83					
$\theta_H$ (horas) 12					48				48					
N (%) 28.73					56.06				68.93					
Parámetro Reactor	Temp. (°C)	pH	Oxígeno disuelto (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Temp. (°C)	pH	Oxígeno disuelto (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Temp. (°C)	pH	Oxígeno Soluble (mgO <sub>2</sub> /l)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	Sólidos Adheridos (mg/cm <sup>2</sup> )	Nitrógeno Adheridos (mgN/cm <sup>2</sup> )
0	-	-	-	2993	-	-	-	5635	-	-	-	4576	-	-
1	19.0	6.7	3.5	-	18	8.5	3.4	-	17.0	5.1	0.5	-	-	-
3	-	-	-	2880	-	-	-	4889	-	-	-	4180	4.506	0.492
6	-	-	-	2867	-	-	-	4365	-	-	-	3608	3.782	0.347
7	19.0	6.5	4.3	-	18.0	6.2	4.1	-	16.0	6.4	4.2	-	-	-
10	-	-	-	2813	-	-	-	-	-	-	-	3432	3.468	0.202
14	18.5	6.2	2.6	-	17.0	6.5	3.1	-	16.0	6.6	4.1	-	-	-
15	-	-	-	2787	-	-	-	4104	-	-	-	3102	3.373	0.177
20	-	-	-	2760	-	-	-	-	-	-	-	2882	1.817	0.133
21	18.5	6.7	3.3	-	17	6.5	5.4	-	16.0	6.6	4.1	-	-	-
25	-	-	-	2546	-	-	-	3941	-	-	-	2640	2.088	0.114
30	18.0	6.5	2.8	2506	16	6.0	4.0	3713	16.0	6.7	3.1	2244	5.356	0.096
35	-	-	-	2493	-	-	-	3290	-	-	-	2068	1.956	0.125
40	18.0	7.3	5.3	2427	16	6.0	3.4	3192	16.0	6.6	3.3	1936	2.918	0.086
45	-	-	-	2400	-	-	-	3062	-	-	-	-	4.727	0.098
50	18.0	6.6	2.7	2373	16	6.5	5.4	2932	16.0	6.8	3.9	1892	3.273	0.096
55	-	-	-	2360	-	-	-	2801	-	-	-	1804	1.363	0.147
60	18.0	7.1	5.1	2320	16	7.0	4.8	2736	16.0	6.9	4.0	1716	0.983	0.071
70	18.0	7.1	5.7	2153	16	7.0	3.9	2476	16.0	7.1	4.3	1440	0.799	0.056



MUESTREO 13, FECHA 12-XII-83, $\theta_H = 48$ horas, $\eta\% 26.04$		
Reactor	pH	DQO ( $\text{mgO}_2/\text{l}$ )
0	4.40	11 520
1	-	-
3	4.05	-
6	4.00	-
7	-	-
10	4.05	10 440
14	-	-
15	4.05	10 280
20	4.15	-
21	-	-
25	4.05	10 120
30	4.25	-
35	4.65	9 880
40	4.95	9 600
45	5.7	9 560
50	6.1	9 280
55	6.5	9 240
60	6.6	9 080
70	6.7	8 520

TABLA A.3. VALORES UTILIZADOS PARA OBTENER LOS PARAMETROS CINETICOS POR MEDIO DE LA ECUACION DE WALKER

		CORRIDA 1			CORRIDA 2			CORRIDA 3				
Reactor No.	Tiempo (h)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )		
0	0	358	393.1	1.1503	354	0	0	370	0	0		
1	0.0814	326	393.1	1.1503	294	737.1	2.2815	332	466.83	1.3315		
7	0.57	290	119.3	0.3695	246	189.5	0.6385	312	101.75	0.2990		
14	1.14	270	77.2	0.2475	210	126.3	0.4581	300	61.40	0.1840		
21	1.71	238	70.2	0.2387	170	107.6	0.4289	252	69.00	0.2246		
30	2.443	214	58.9	0.2106	130	91.7	0.4101	200	69.59	0.2518		
40	3.257	186	52.8	0.2010	118	72.5	0.3373	144	69.39	0.2897		
50	4.071	170	46.2	0.1829	118	57.9	0.2699	112	63.32	0.2935		
60	4.886	170	38.5	0.1524	110	49.9	0.2392	112	52.80	0.2496		
70	5.7	170	33.0	0.1307	86	47.0	0.2482	112	45.86	0.2096		
Coef. corr.		0.9997			0.9996			0.9948				
Pendiente		355.51			339.2			368.33				
Ordenada origen		-15.106			-35.796			-25.177				
		CORRIDA 4			CORRIDA 5			CORRIDA 6				
Reactor No.	Tiempo (h)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	Tiempo (h)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	Tiempo (h)	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )
0	0	485	0	0	0	2400	-	-	0	3067	-	-
3	0.257	425	233.46	0.5139	0.407	2173	557.7	0.2441	0.514	2973	182.9	0.0606
6	0.514	416	134.84	0.2986	0.814	1973	524.6	0.2407	1.029	2907	156.5	0.0521
10	0.857	396	103.85	0.2366	1.357	-	-	-	1.714	2827	140.0	0.0475
15	1.286	376	84.76	0.1979	2.036	1933	229.4	0.1063	2.571	2760	119.4	0.0410
20	1.714	368	68.26	0.1611	2.714	1960	162.1	0.0746	3.429	2773	85.7	0.0294
25	2.143	340	67.66	0.1658	3.393	-	-	-	4.286	-	-	-
30	2.571	332	59.51	0.1474	4.070	1867	131.0	0.0617	5.143	2693	72.7	0.0253
35	3.000	320	55.00	0.1386	4.75	1787	129.1	0.0621	6.000	2600	77.8	0.0275
40	3.429	304	52.79	0.1362	5.429	1760	117.9	0.0571	6.857	2627	64.2	0.0226
45	3.857	300	47.96	0.1245	6.107	1747	106.9	0.052	7.714	2587	62.2	0.0221
50	4.286	304	42.83	0.1090	6.786	1693	104.2	0.0514	8.571	2480	68.5	0.0248
55	4.714	300	39.29	0.1019	7.464	1733	69.4	0.036	9.429	2413	69.4	0.0254
60	5.143	296	36.75	0.0960	8.143	1600	98.2	0.0498	10.286	2347	70.00	0.0261
70	6.000	272	35.50	0.0964	9.50	1573	87.1	0.0445	12.000	2187	73.33	0.0282
Coef. corr.		0.9997			0.9994			0.9981				
Pendiente		476.1			2284.15			3167.0				
Ordenada origen		-10.03			-12.2776			-9.875				

TABLA A.3 CONTINUACION.

Reactor No.	Tiempo (h)	CORRIDA 7			CORRIDA 8			CORRIDA 9			CORRIDA 10		
		DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )
0	0	2053	-	-	2513	-	-	2480	-	-	2993	-	-
3	0.514	1960	180.9	0.0902	2400	219.8	0.0895	2400	155.6	0.0638	2880	219.8	0.0749
6	1.029	1327	219.6	0.1133	-	-	-	2360	116.6	0.0482	2867	122.4	0.0418
10	1.714	1800	147.6	0.0767	-	-	-	2330	87.5	0.0364	2813	105.0	0.0362
15	2.571	1773	108.9	0.0570	2385	49.8	0.0235	2290	73.9	0.0310	2787	80.1	0.0277
20	3.429	1587	135.9	0.0751	2359	44.9	0.0184	2240	70.0	0.0297	2760	67.9	0.0236
25	4.186	1560	115.0	0.0641	2308	47.8	0.0199	2173	71.6	0.0308	2546	104.3	0.0377
30	5.143	1552	97.2	0.0543	2256	49.97	0.0208	2147	64.7	0.0280	2506	94.7	0.0345
35	6.000	1440	102.2	0.0591	2154	59.8	0.02569	2120	60.0	0.0261	2493	33.3	0.0305
40	6.857	1413	93.3	0.0545	2205	44.9	0.01907	2040	64.2	0.0285	2427	82.5	0.0306
45	7.714	1347	91.5	0.0546	2154	46.5	0.0200	2027	58.7	0.0261	2400	76.9	0.0286
50	8.571	1360	80.9	0.0480	2102	48.0	0.0208	1947	62.2	0.0282	2373	72.3	0.0271
55	9.429	1333	76.4	0.0458	2051	49.0	0.0216	1827	69.3	0.0324	2360	67.1	0.0252
60	10.286	1320	71.3	0.0429	2000	49.9	0.0222	1666	79.1	0.0387	2320	65.4	0.0248
70	12.000	1307	62.2	0.0376	1949	47.0	0.0212	1573	75.60	0.0379	2153	70.0	0.0275
Coef. corr. Pendiente Ordenada origen		0.9957 216.097 -21.728			0.9994 2488.19 -3.1604			0.9811 2509.5 -7.8655			0.9973 3068.9 -9.4863		

Reactor No.	Tiempo (h)	CORRIDA 11			CORRIDA 12			CORRIDA 13		
		DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )	DQO (mgO <sub>2</sub> /l)	S <sub>0</sub> -S/t (mgO <sub>2</sub> /l)	1/t ln S <sub>0</sub> /S (h <sup>-1</sup> )
0	0	5635	-	-	4576	-	-	11520	-	-
3	2.057	4889	362.7	0.0690	4130	192.5	0.0440	-	-	-
6	4.114	4365	308.7	0.0621	3608	235.3	0.0578	-	-	-
10	6.857	-	-	-	3432	166.8	0.0420	10440	157.5	0.0144
15	10.286	4104	148.8	0.0308	3102	143.3	0.0378	10280	120.6	0.0111
20	13.714	-	-	-	2882	123.5	0.0337	-	-	-
25	17.143	3941	98.8	0.0209	2640	112.9	0.0321	10170	81.7	0.0076
30	20.571	3713	93.4	0.0203	2244	113.4	0.0347	-	-	-
35	24.000	3290	97.7	0.0224	2068	104.5	0.0331	9880	68.3	0.0064
40	27.429	3192	89.1	0.0207	1936	96.2	0.0314	9660	67.8	0.0064
45	30.857	3062	83.4	0.0198	-	-	-	9560	63.5	0.0060
50	34.286	2932	78.8	0.0191	1892	78.2	0.0258	9280	65.3	0.0063
55	37.74	2801	75.1	0.0185	1804	73.5	0.0247	9240	60.5	0.0058
60	41.143	2736	70.5	0.0176	1716	69.5	0.0238	9080	59.3	0.0058
70	48.00	2476	65.8	0.0171	1440	65.3	0.0241	3520	62.5	0.0063
Coef. corr. Pendiente Ordenada origen		0.9987 5512.7 -24.3451			0.9856 5260.28 -58.8943			0.9991 11,361.2 -5.7585		

TABLA A. 4 VALORES UTILIZADOS PARA OBTENER LOS PARAMETROS CINETICOS EN EL MODELO DE KORNEGAY

Reactores		1 - 5			5 - 10		10 - 15		15 - 20	
Corrida	Q (1/día)	S <sub>o</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q(S <sub>o</sub> -S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mgDQO)	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q(S <sub>o</sub> - S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mg DQO)	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q(S <sub>o</sub> - S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mg DQO)	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q (S <sub>o</sub> - S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mg DQO)
3	37.5	370	318	0.4816	310	3.15	300	2.5200	260	0.6300
7	17.8	2053	1856	0.2615	1800	1.0618	1773	1.9663	1587	0.2854
10	17.8	2993	2870	0.4317	2813	0.9314	2787	2.0410	2760	1.9366
11	4.45	5635	4480	0.1839	4250	0.9233	4104	1.4545	4060	4.8266
Coef. corr.		0.6983			0.9991		0.8358		0.4934	
P ( $\frac{mgDQO}{m^2 dfa}$ )		3.7306			1.4648		0.5821		0.3745	
K <sub>B</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )		260.7			1117.9		143.5		-221.2	
Reactores		20 - 25			25 - 30		30 - 35		35 - 40	
Corrida	Q (1/día)	S <sub>o</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q(S <sub>o</sub> -S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mgDQO)	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q(S <sub>o</sub> - S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mg DQO)	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q(S <sub>o</sub> - S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mg DQO)	S <sub>e</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )	A/Q (S <sub>o</sub> - S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> dfa/mg DQO)
3	37.5	260	226	0.741	200	0.969	170	0.8400	144	0.9692
7	17.8	1587	1560	1.960	1553	7.854	1440	0.4698	1413	1.9663
10	17.8	2760	2546	0.240	2506	1.372	2493	4.0838	2427	0.8044
11	4.45	4060	3941	1.780	3713	0.9314	3290	0.5020	3192	2.1669
Coef. corr.		-0.3941			-0.8932		-0.2583		-0.4837	
P ( $\frac{mgDQO}{m^2 dia}$ )		0.4976			0.2974		0.5628		0.5909	
K <sub>B</sub> ( $\frac{mgDQO}{l}$ )		169.5			124.25		-93.66		-60.85	

Reactores 40 - 45				
Corrida	Q (l/día)	S <sub>o</sub> ( $\frac{\text{mgDQO}}{\text{l}}$ )	S <sub>e</sub> ( $\frac{\text{mgDQO}}{\text{l}}$ )	A/Q(S <sub>o</sub> -S <sub>e</sub> ) (m <sup>2</sup> día/mgDQO)
3	37.4	144	125	1.3263
7	17.8	1413	1347	0.8044
10	17.8	2427	2400	8.4548
11	4.45	3192	3052	1.6335
Cof. corr.		-0.3365		
P	( $\frac{\text{mgDQO}}{\text{m}^2 \text{ día}}$ )	0.2616		
K <sub>s</sub>	( $\frac{\text{mgDQO}}{\text{l}}$ )	-84.74		

TABLA A.5. VALORES UTILIZADOS EN LA ECUACION DE REACCION DE PRIMER ORDEN

Reactor No.	CORRIDA 1		CORRIDA 2		CORRIDA 3					
	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l				
0	358	0	354	0	370	0				
1	326	0.0121	294	0.0121	332	0.0121				
7	290	0.0847	246	0.0847	312	0.0817				
14	270	0.1695	210	0.1695	300	0.1695				
21	238	0.2542	170	0.2542	252	0.2542				
30	214	0.3631	130	0.3631	200	0.3651				
40	186	0.4842	118	0.4842	144	0.4842				
50	170	0.6052	118	0.6052	112	0.6052				
60	170	0.7223	110	0.7223	112	0.7223				
70	170	0.8473	86	0.8473	112	0.8473				
Coef. corr.	-0.9574		-0.9550		-0.9744					
Pendiente	-0.8981		-1.4927		-1.5827					
Ordenada origen	5.7593		5.6399		5.8732					
Reactor No.	CORRIDA 4		CORRIDA 5		CORRIDA 6		CORRIDA 7		CORRIDA 8	
	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l
0	485	0	2400	0	3067	0	2053	0	2513	0
3	425	0.0382	2173	0.0605	2993	0.0764	1960	0.0764	2400	0.0790
6	416	0.0764	1973	0.1210	2907	0.1529	1827	0.1529	-	0.1580
10	396	0.1274	-	0.2017	2827	0.2518	1800	0.2548	-	0.2683
15	376	0.1911	1983	0.3026	2760	0.3822	1773	0.3822	2385	0.3950
20	368	0.2548	1960	0.4035	2773	0.3096	1587	0.5096	2359	0.5267
25	340	0.3185	-	0.5044	-	0.6371	1560	0.6371	2308	0.6583
30	332	0.3822	1867	0.6520	2693	0.7645	1553	0.7645	2256	0.7900
35	320	0.4460	1787	0.7061	2600	0.8919	1400	0.8919	2154	0.9216
40	304	0.5097	1750	0.8070	2627	1.0193	1413	1.0193	2205	1.0533
45	300	0.5738	1747	0.9078	2587	1.1467	1347	1.1467	2154	1.1845
50	304	0.6371	1693	1.0090	2480	1.2742	1360	1.2742	2102	1.3166
55	300	0.7008	1733	1.1096	2413	1.4016	1333	1.4016	2051	1.4483
60	296	0.7645	1600	1.2104	2347	1.5290	1320	1.5290	2000	1.5800
70	272	0.8919	1573	1.4122	2187	1.7838	1307	1.7838	1949	1.8433
Coef. corr.	-0.9542		-0.9434		-0.9794		-0.9588		0.9833	
Pendiente	-0.5635		-0.2481		-0.1597		-0.2618		-0.1329	
Ordenada origen	6.0647		7.6920		8.010		7.5575		7.8222	
Reactor No.	CORRIDA 9		CORRIDA 10		CORRIDA 11		CORRIDA 12		CORRIDA 13	
	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l	DQO mgO <sub>2</sub> /l	As/Q m <sup>2</sup> h/l
0	2480	0	2993	0	5635	0	4576	0	-	0
3	2400	0.0764	2880	0.0764	4889	0.3058	4180	0.3058	-	0.6116
6	2360	0.1590	2867	0.1590	4365	0.6116	3680	0.6116	10440	1.0193
10	2330	0.2548	2813	0.2548	-	1.0193	3432	1.0193	10280	1.5290
15	2290	0.3822	2787	0.3822	4104	1.5290	3102	1.5290	-	2.0387
20	2240	0.5097	2760	0.5097	-	2.0387	2882	2.0387	10120	2.5483
25	2173	0.6371	2546	0.6371	3941	2.5483	2640	2.5483	-	3.0580
30	2147	0.7645	2506	0.7645	3713	3.0580	2244	3.0580	9880	3.5676
35	2120	0.8919	2493	0.8919	3290	3.5676	2068	3.5676	9660	4.0773
40	2040	1.0190	2427	1.0190	3192	4.0773	1936	4.0773	9580	4.5870
45	2027	1.1467	2400	1.1467	3052	4.5870	-	4.5870	9280	5.0966
50	1947	1.2742	2373	1.2742	2932	5.0966	1892	5.0966	9240	5.6063
55	1827	1.4016	2360	1.4016	2801	5.6063	1804	5.6063	9080	6.1160
60	1666	1.5290	2320	1.5290	2736	6.1160	1716	6.1160	8520	7.1353
70	1573	1.7838	2153	1.7838	2476	7.1353	1440	7.1353	-	-
Coef. corr.	-0.9570		-0.9821		-0.9810		-0.9759		-0.9745	
Pendiente	-0.2256		-0.1702		-0.1037		-0.1536		-0.0350	
Ordenada origen	7.8182		7.9047		8.5196		8.3050		9.31648	