



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química

Empleo del Oxígeno Disuelto para el Monitoreo y Control de un Reactor Discontinuo Utilizado para el Tratamiento de Aguas Residuales

T E S I S
Que para obtener el título de:
INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a
JESUS ROSALES CARREON



Asesor: Dr. Germán Buitrón Méndez

México, D. F.



269638

1999

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

EXAMEN DE TITULACION



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

Presidente **Prof. TORRES BARRERA RODOLFO**

Vocal **Prof. LUNA PABELLO VÍCTOR MANUEL**

Secretario: **Prof. BUITRÓN MÉNDEZ GERMÁN**

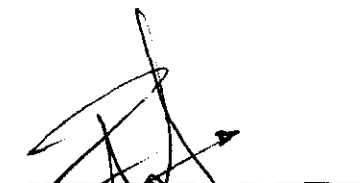
1er. Suplente **Prof. LÓPEZ MARTÍNEZ JOSÉ LUIS**

2do. Suplente **Prof. SAMANO CASTILLO JOSÉ SABINO**

Sitio donde se desarrolló el tema: Laboratorio de Bioprocesos Ambientales,
Instituto de Ingeniería, UNAM.



Dr. Germán Buitrón Méndez
ASESOR DEL TEMA



Jesús Rosales Carreón
SUSTENTANTE

Con mi más profundo y sincero
agradecimiento a:

El Dr. Germán Buitrón Méndez, por darme la oportunidad de ser parte de su equipo, así como por los consejos y jalones de orejas cuando se perdían los bichos.

El Dr. Jaime Moreno Pérez, por sus observaciones y consejos desinteresados, no solo en el aspecto educativo, sino también para ser una mejor persona.

A mis amigos:

Es poco en verdad lo que puedo expresar en tan poco espacio y además podría omitir a alguien, más por nerviosismo que por otra cosa, en la víspera de mi examen profesional. Es por eso que a ti que estas leyendo esta parte de la TESIS (y tal vez la única), te agradezco con lo mejor que puede haber en la vida: el pensamientos de dos personas notables, que al igual que nosotros decidieron trabajar por y en lo que creían.

Este trabajo está dedicado a:

Dios, por ser guía, compañero y amigo... sobre todo en los momentos en donde menos sentía su presencia...

Mi hermana, TAMARA, por ser fuente inagotable de amor, comprensión, fortaleza. Por enseñarme que aquél que sonríe es más grande que sus problemas...

A mis padres, Rodolfo Rosales y María del Carmen Carreón, por tan magnífica idea que tuvieron y por que a su manera lo afrontaron.

La máxima casa de estudios del país,

Universidad Nacional Autónoma de México

por darme la oportunidad de completar mi formación en sus aulas y por enseñarme, a través de todos aquéllos que conocí, el valor de ser universitario, lo cual, lo llevaré con el mayor orgullo hasta el último de mis días...

"I say to you, my friends, that in spite of the difficulties and frustrations of the moment...

I still have a dream!

I have a dream that one day this nation will rise up and live out the true meaning of its creed. We hold these truths to be self evident : that all men are created equal.

I have a dream today

This is our hope"

Martin Luther King

"Il y a un chemin tout simple:

*Les gens sont déraisonnables, illogiques et égocentriques. Aimez les tout de même!
Si vous faites le bien, les gens vous prêtent des motifs égoïstes ou calculateurs..Faites le bien tout de même*

Si vous réussissez vous gagnerez de faux amis et de vrais ennemis. Réussissez tout de même

Le bien que voous faites sera oublié demain. Faites le bien tout de même!

L'honnêteté et la franchise vous rendent vulnérable. Soyez honnête et franc tout de même!

Ces que vous avez mis des années à construire peut être détruit du jour au lendemain, construisez tout de même

Les pauvres ont vraiment besoin de secours mais certains peuvent vous attaquer si vous les aidez, Aidez-les tout de même!

Si vous donnez au monde le meilleur de vous-même vous risquez d'y laisser des plumes, Donnez ce que vous avez de mieux...tout de même!"

Mère Teresa de Calcutta

Los que se rinden nunca trunfan...

Los triunfadores nunca se rinden

y su obra brillará por siempre.

INDICE

Lista de figuras	I
Lista de tablas	IV
Introducción	V
Objetivos	VIII
1.- Antecedentes	
1.1 Importancia de los procesos biológicos	1
1.2 Reactor discontinuo secuencial (SBR)	2
1.2.1 Definición del proceso	2
1.2.2 Descripción del proceso SBR	2
1.2.3 Ventajas del proceso SBR	4
1.3 Variables de interés	5
1.4 Respirimetría	6
1.4.1 Definición	6
1.4.2 Respirómetros comerciales	8
1.4.2.1 Medición de la concentración de oxígeno en la fase líquida	10
1.4.2.2 Medición de la concentración oxígeno disuelto en la fase gas	11
1.4.3 Usos de la respirimetría	13
1.4.3.1 Ventajas inherentes a los respirómetros	14
1.4.4 Respirimetría electrofónica	14
1.4.4.1 Principio de operación	15
1.5 Control de procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales	18

1.5.1	Respirometría electrolítica como herramienta en el control de los procesos biológicos	20
2	Metodología	
2.1	Desarrollo experimental	25
2.1.1	Inóculo	25
2.1.2	Medio	25
2.2	Respirograma	26
2.3	Fase I (estrategia no óptima)	29
2.3.1	Sistema piloto utilizado	29
2.3.2	Descripción de la estrategia y experimentos realizados	30
2.4	Fase II (estrategia sub óptima)	32
2.4.1	Sistema piloto utilizado	32
2.4.2	Software utilizado	33
2.4.3	Descripción de la estrategia y experimentos utilizados	34
2.5	Fase III (estrategia óptima)	36
2.5.1	Modelo	36
2.5.2	Sistema piloto	40
2.5.3	Descripción de la estrategia y experimentos	40
2.5.4	Control de la estrategia	41
2.6	Técnicas analíticas	45
2.6.1	Sólidos suspendidos	45
2.6.2	Carbono orgánico total	45
2.6.3	Actividad microbiana	45
2.6.4	Coefficiente de transferencia de masa	47

2.6.4.1 Determinación del coeficiente de transferencia de masa	50
3 Resultados	
3.1 Estrategia no óptima	51
3.1.1 Aclimatación de la biomasa	51
3.1.1.1 Agua residual urbana	51
3.1.1.2 Acetato de amonio	51
3.2 Condiciones de operación	54
3.2.1 Influencia de S	54
3.2.2 Influencia de X	54
3.2.3 Influencia de la geometría y del volumen del tanque	55
3.2.4 Influencia de Q	56
3.2.5 Comentarios acerca de la estrategia no óptima	61
3.3 Estrategia sub óptima	62
3.3.1 Control de la estrategia sub optima	62
3.3.2 Operación con acetato de amonio	66
3.3.3 Operación con 4-clorofenol	70
3.3.4 Coeficiente de transferencia de masa	71
3.3.5 Comentarios acerca de la estrategia sub óptima	76
3.4 Estrategia óptima	78
3.4.1 Operación con acetato de amonio	78
3.4.2 Comentarios sobre la estrategia óptima	86
4 Conclusiones	87
Referencias	90

LISTA DE FIGURAS

Núm. de Figura	Página
1 Etapas llevadas a cabo en un SBR	3
2 Representación esquemática del metabolismo microbiano	10
3a Diagrama corriente vs. voltaje, a diferentes concentraciones de oxígeno	16
3b Calibración obtenida a un voltaje fijo de polarización de -0.6 V	16
4 Esquema del sensor de oxígeno disuelto	18
5 Respirograma obtenido en el proceso SBR	28
6 Aclimatación de la biomasa	31
7 Arreglo del equipo utilizado	31
8 Arreglo del equipo utilizado	34
9 Influencia del ayuno en la degradación de sustrato	35
10 Ley de Haldane	39
11 Ley de Monod	39
12 Diagrama de la teoría de la doble película	49
13a Disminución de la concentración de oxígeno disuelto	50
13 b Obtención del coeficiente de transferencia de masa	50
14 Consumo de sustrato al principio de la aclimatación	52
15 Consumo de sustrato con la biomasa aclimatada al acetato	53
16 Eficiencia de remoción de sustrato durante la aclimatación	53
17 Respirometría con A.R.U. utilizando diferentes valores de Q	58
18 Respirometría con acetato de amonio utilizando diferentes valores de Q	59

19	Respirometría con acetato de amonio utilizando diferentes valores de Q	59
20	Elección de la relación $\left(\frac{Q}{X}\right)$	60
21	Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato	63
22	Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato	63
23	Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato	64
24	Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato	64
25	Diagrama de flujo de la estrategia de control	65
26	Ciclos de operación del SBR utilizando acetato de amonio como fuente de alimento y energía	66
27	Ciclos de operación del SBR utilizando acetato de amonio como fuente de carbono y energía	67
28	Continuación de los ciclos de operación del SBR alimentado con acetato	67
29	Continuación de los ciclos de operación del SBR alimentado con acetato	68
30	Operación del SBR después de reinocular utilizando acetato de amonio como fuente de carbono y energía	69
31	Eficiencias de remoción del SBR alimentado con acetato de amonio utilizando la estrategia sub óptima	69
32	Ciclos de operación del SBR utilizando 4-clorofenol como fuente de carbono y energía	70
33	Tiempo de degradación de los ciclos de operación del SBR alimentado con 4-clorofenol	71

34	Respirograma para la obtención del coeficiente de transferencia de masa, Q= 1 Lpm	72
35	Respirograma para la obtención del coeficiente de transferencia de masa, Q= 1.5 Lpm	72
36	Respirograma para la obtención del coeficiente de transferencia de masa, Q= 2 Lpm	73
37	Estimación del coeficiente de transferencia de masa	73
38	Estimación del coeficiente de transferencia de masa	74
39	Estimación del coeficiente de transferencia de masa	74
40	K_{1a} vs. Q	76
41	Degradación de sustrato estimada durante los ciclos de operación del reactor alimentado con acetato	79
42	Comparación del perfil de concentraciones de sustrato	79
43	Concentración estimada de la biomasa utilizando la estrategia óptima	80
44	Evolución real de la concentración de microorganismos al utilizar la estrategia óptima	81
45	Respirograma obtenido con la estrategia óptima	82
46	Continuación de la concentración de sustrato estimada en la estrategia óptima	83
47	Continuación de la concentración de biomasa estimada en la estrategia óptima	83
48	Eficiencia de remoción de sustrato utilizando la estrategia óptima	84
49	Continuación del respirograma obtenido con la estrategia óptima	85

LISTA DE TABLAS

Núm. de Tabla	Página
1 Resumen de los principios de medición para el oxígeno disuelto	13
2 Obtención de datos en línea y control de procesos mediante respirometría	23
3 Medio mineral	26
4 Parámetros alimentados al estimador	44
5 Variación de S_o	55
6 Respirometría efectuada con agua residual urbana	57
7 Respirometría efectuada con acetato de amonio	58
8 Resultados de la estimación del coeficiente de transferencia de masa	75

INTRODUCCIÓN

Actualmente, uno de los principales problemas que se enfrentan a nivel mundial es la contaminación ambiental. Los contaminantes que se emiten proceden tanto de industrias como de residencias, establecimientos públicos y en general de las diferentes actividades realizadas por el hombre, estos efluentes se caracterizan por contener compuestos tóxicos. En fechas recientes el tratamiento de aguas residuales se ha visto incrementado debido a las presiones legales producidas por la legislación en materia ambiental.

La potencialidad que presentan los microorganismos para la degradación de compuestos tóxicos orgánicos presentes en el agua residual es ampliamente reconocida, aunado a lo anterior, se busca una disminución en los costos al tratar un agua residual.

Dos de las mas importantes limitaciones en la mayoría de los monitoreos biológicos son: (1) éstos no proveen señales rápidas de los efectos ocurridos y (2) en la mayoría de las veces la relación entre contaminante y respuesta de los microorganismos no puede ser establecida, tal es el caso de la concentración de microorganismos en el reactor y la evolución del consumo de sustrato.

Es por esto que el personal involucrado en el tratamiento de aguas residuales por medios biológicos, desearía contar con un método que de respuesta a las limitaciones antes descritas. Para un monitoreo efectivo, por ejemplo, si algunas características del proceso son conocidas, un modelo puede ser diseñado para que eventualmente permita la fácil medición y el

control de una variable deseada. En ese monitoreo efectivo se puede utilizar a la respirometría como una herramienta eficaz.

Debido a lo expresado anteriormente, los sectores académico e industrial buscan diferentes alternativas para solucionar el problema. Una solución, es la propuesta en el presente trabajo en donde se utiliza la concentración de oxígeno disuelto en el seno de un reactor biológico para llevar a cabo su monitoreo y control.

La siguiente propuesta se realizó en el Instituto de Ingeniería de la UNAM, con el propósito de presentar una alternativa para el mejoramiento en la degradación de compuestos xenobióticos mediante el control de un reactor discontinuo secuencial.

En el capítulo uno se presenta, en forma muy breve, un resumen de los procesos biológicos utilizados en el tratamiento de aguas residuales así como su importancia. Cabe señalar que el proceso SBR tiene una mención aparte debido al auge que ha tenido en los últimos años. La respirometría, que es la parte central del trabajo, está descrita de una manera amplia en los últimos apartados del capítulo.

Una vez establecidos los fundamentos teóricos que sustentan la investigación, se muestra el plan de trabajo experimental que comprende tres estrategias: no óptima, sub óptima y óptima. La estrategia no óptima fue planeada solamente para la aclimatación de la biomasa. El trabajo mas intenso fue realizado con la estrategia sub óptima ya que fue aquí en donde se implementó el respirómetro para llevar a cabo el control del SBR. Además, esta

estrategia sirvió de base para seguir con las pruebas de control con la estrategia óptima.

Por último, se exploró la estrategia óptima que consistió en utilizar un estimador de parámetros para poder determinar la concentración de sustrato en línea. Esta etapa consistió, como su nombre lo indica, en optimizar la estrategia sub óptima. La descripción de las tres estrategias mencionadas al igual que el equipo y técnicas utilizadas se encuentran en el capítulo dos.

Los resultados obtenidos, al igual que su análisis, se presentan en el capítulo 3. Estos resultados se encuentran divididos de acuerdo con la estrategia de control trabajada.

Finalmente, en el capítulo cuatro, se presentan las conclusiones generales del proyecto realizado, entre las que destaca que la respirometría es una herramienta adecuada para poder controlar un reactor discontinuo secuencial.

OBJETIVO GENERAL

Evaluar la factibilidad del uso del oxígeno disuelto para monitorear y controlar un reactor discontinuo secuencial.

OBJETIVOS PARTICULARES

Estudiar la relación entre la concentración de oxígeno disuelto y la concentración de sustrato presente en un reactor discontinuo secuencial.

Utilizar a la respirometría como una técnica adecuada para poder lograr el control de un reactor discontinuo secuencial.

Estudiar el efecto de una estrategia de control en un reactor discontinuo secuencial, sobre la eficiencia de degradación del sustrato orgánico.

Explorar la utilización de un observador no lineal basado en la respirometría para el control del reactor discontinuo secuencial.

1. ANTECEDENTES

1.1. Importancia de los procesos biológicos

El tratamiento biológico es ampliamente usado para la remoción así como para la estabilización de sustancias biodegradables contenidas en las aguas residuales.

Este tipo de tratamientos se basa en el proceso aparentemente simple en el que una población mixta de microorganismos utiliza como nutrimentos sustancias que contaminan el agua, este es el mecanismo por el cual las corrientes de aguas naturales, como lagos y ríos, se autopurifican.

Las aguas residuales que contienen solutos contaminantes se ponen en contacto con una densa población de microorganismos apropiados, durante un tiempo suficiente, que les permita descomponer y eliminar los solutos contaminantes (Winkler , 1994).

Básicamente se utilizan dos tipos de reactores en el tratamiento biológico de aguas residuales: por lotes y en continuo (completamente mezclados). Asimismo, los sistemas biológicos de tratamiento pueden dividirse en los siguientes dos grupos: Sistemas aerobios (con biomasa en suspensión o fija) y sistemas anaerobios, con biomasa fija o en suspensión (Cheremisinoff, 1994).

Existen otros sistemas en donde las formas oxidadas de compuestos inorgánicos , como los nitratos y nitritos, pueden funcionar como aceptores de

electrones para algunos organismos en la usencia de oxígeno molecular, los procesos que utilizan estos microorganismos son conocidos como anóxicos; por oto lado, los organismos facultativos son aquellos que tienen la habilidad de crecer en presencia o ausencia de oxígeno molecular (Metcalf y Eddy, 1997).

1.2. Reactor discontinuo secuencial (SBR)

1.2.1. Definición del proceso

Un reactor discontinuo secuencial o SBR (por sus siglas en inglés Sequencing Batch Reactor) es un reactor aerobio completamente mezclado que opera bajo el principio en donde los microorganismos se encuentran en suspensión, por lo cual puede ser clasificados como sistemas de lodos activados. Sin embargo, el arreglo de los sistemas convencionales de lodos activados es en función del espacio, es decir, existe un flujo de un tanque hacia otro en forma continua y los tanques tienen un volumen de líquido predeterminado; mientras que, el arreglo del sistema SBR es en función del tiempo, en donde, el flujo y el volumen del tanque varían conforme a una estrategia periódica.

A partir de la década de los sesenta, con el desarrollo de nuevas tecnologías y equipo, se produjo un interés en los sistemas de vaciado llenado. Desarrollos en sistemas de aireación y de control han hecho posible que estos sistemas alcancen altos niveles de eficiencia, lo que permite a éstos, competir exitosamente con los sistemas convencionales de lodos activados (Irvine y Ketchum, 1984).

1.2.2. Descripción del proceso SBR

Los reactores SBR llevan a cabo cinco etapas consecutivas (Irvine y Ketchum, 1984):

1- Llenado, 2- Reacción, 3- Sedimentación, 4- Decantación y 5- Tiempo muerto, cada una de estas etapas se ilustran en la figura 1 y se describen a continuación:

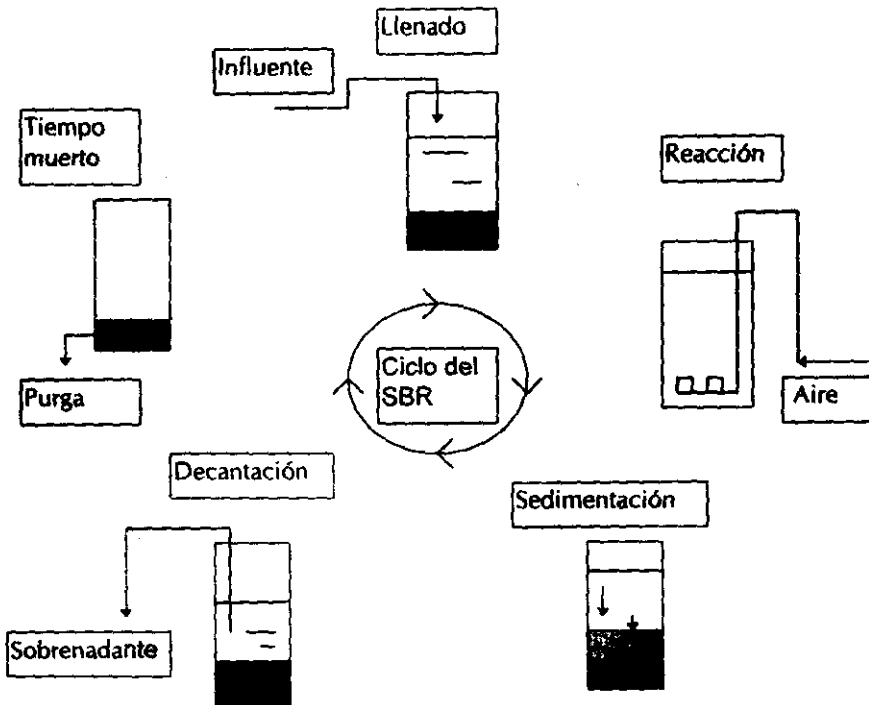


Fig. 1. Etapas llevadas a cabo en un SBR

Llenado.- El influente se añade a la biomasa, que ha quedado del ciclo anterior. Se alimenta entre un 50% y un 70% del volumen máximo del reactor. El tiempo de llenado varía entre un 25% y un 50% del total del ciclo.

Reacción.- El propósito de esta etapa es completar las reacciones que se iniciaron durante el llenado.

Sedimentación.- Su propósito es permitir la separación de los sólidos en suspensión para dar lugar a un sobrenadante clarificado que se descargará como efluente. Este periodo tiene una duración de entre 0.5 h y 1.0 h.

Purga.- Ocurre la remoción del sobrenadante clarificado. El tiempo varía del 5% al 30% del total del ciclo.

Tiempo muerto.- Se utiliza para purgar el lodo o para reairear el SBR y completar ciclos con un tiempo exacto, aunque algunas veces se omite dependiendo del modo de operación del reactor.

1.2.3. Ventajas del proceso SBR

El proceso SBR presenta las siguientes ventajas (Wanner, 1992; Brenner et al., 1992; Kolarski y Geert, 1995) :

* Establecimiento de un consorcio de microorganismos estable y con altos rendimientos.

* La etapa de sedimentación es más eficiente debido a la operación cíclica del reactor.

* Se disminuyen los costos de inversión, pues la etapa de reacción y sedimentación se llevan a cabo en el mismo tanque.

* Flexibilidad en la conducción de su operación debido a su operación en función del tiempo.

1.3. Variables de interés

En un proceso aerobio las principales variables que interesa conocer son: el flujo de entrada y el de salida, el flujo de aire, la temperatura, el pH, concentración de sustrato (tóxico), concentración de biomasa, actividad de los microorganismos y la concentración de oxígeno disuelto.

Para medir las cuatro primeras existen en el mercado gran variedad de dispositivos como: rotámetros, medidores de flujo másico, termómetros, termopares y medidores de pH.

Para determinar la cantidad de materia orgánica se utilizan las siguientes técnicas (Metcalf y Eddy, 1996) : determinación de la demanda química de oxígeno (DQO), determinación de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO); y análisis del carbonó orgánico total (COT).

La actividad de los microorganismos se puede determinar por métodos respirométricos y por medio de técnicas bioquímicas (Logue, 1983).

Para cuantificar la cantidad de microorganismos se utilizan: la técnica de determinación de sólidos suspendidos (APHA, 1992), la técnica de cuenta en placa y algunas más recientes que pretenden encontrar una relación con la actividad de los microorganismos como la técnica del ATP (Jorgensen y Erikson, 1992).

Para determinar la concentración de oxígeno disuelto en el agua se utilizan principalmente el método de Winkler o iodométrico y el método electrométrico utilizando electrodos de membrana (APHA, 1992).

La elección de los procedimientos antes listados depende de las interferencias presentes, la precisión deseada, conveniencia, rapidez y en algunos casos de recursos económicos disponibles.

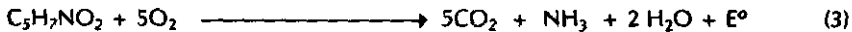
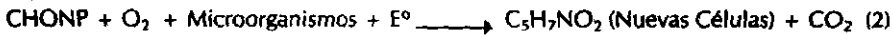
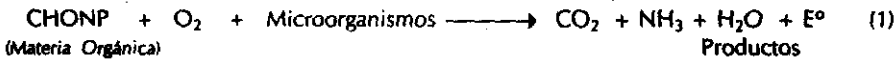
1.4. Respirometría

1.4.1. Definición

Se denomina respirometría a la medición e interpretación de la rapidez de respiración de los lodos activados. La rapidez de respiración es la cantidad de oxígeno por unidad de volumen y tiempo que es consumido por los microorganismos.

Existe una estrecha relación entre la rapidez de respiración y la concentración de oxígeno disuelto en los lodos activados, además de estar directamente ligada a dos procesos bioquímicos importantes que deben ser monitoreados: crecimiento de la biomasa y el consumo de sustrato (Spanjers et al., 1996).

Durante el proceso biológico del tratamiento de aguas residuales, el agua contaminada conteniendo compuestos orgánicos es puesta en contacto con un consorcio de microorganismos. Los microorganismos utilizan el oxígeno de acuerdo con las siguientes reacciones:



Las reacciones 1 y 2 se llevan a cabo simultáneamente durante el metabolismo de las células, es decir, durante la respiración exógena. La reacción 1 representa la actividad catábólica, oxidación de compuestos orgánicos complejos en la cual se presenta producción de energía; la reacción 2 describe la actividad anabólica parte constructiva del metabolismo en donde se utilizan la materia orgánica y la energía producida durante el catabolismo para producir nuevas células.

La reacción 3 representa la respiración endógena, es decir, el consumo de oxígeno de los microorganismos cuando el sustrato ha sido degradado (Ramírez, 1993).

Como se observa, en cada una de las reacciones existe un consumo de oxígeno, el cual es utilizado para distintos y bien establecidos procesos metabólicos; pero por simplicidad, en el manejo de las ecuaciones establecidas en el presente trabajo, se definirá al conjunto de las tres ecuaciones, es decir, al conjunto de los tres procesos como la respiración de los microorganismos y se utilizará la letra *r* para representarla; entonces:

$$\text{Rapidez de respiración} = r = \left(\frac{\text{Consumo de Oxígeno Disuelto}}{\text{Tiempo} \cdot \text{Volumen}} \right)$$

1.4.2. Respirómetros comerciales

Los respirómetros comerciales se sitúan dentro de tres tipos en una clasificación general: manométricos (ya sea a volumen constante o a presión constante), respirómetros que miden el decaimiento en la concentración de oxígeno y por último están los sistemas con remplazamiento de oxígeno.

El principio básico de operación del primer tipo es la determinación del cambio en el peso de oxígeno en un sistema cerrado que es la respuesta al cambio de presión manteniendo *V* y *T* constantes, o al cambio de volumen manteniendo *P* y *T* constantes.

El segundo tipo utiliza una sonda sensitiva al oxígeno para hacer mediciones de decaimiento en la concentración de oxígeno disuelto, ya sea en una solución o en la fase gaseosa.

El tercer tipo mide el consumo de oxígeno llevando a cabo la adición de pequeños incrementos en el reactor debido a pequeños cambios de presión. La suma de estos incrementos forma la curva de consumo de oxígeno (Young, 1996).

Los respirómetros también pueden ser clasificados atendiendo a su uso (Spanjers et al., 1996), ya sea con pruebas en lote o bien en continuo. La primera clase es típicamente utilizada en laboratorios en donde las muestras son colocadas en recipientes de reacción. Los respirómetros para monitoreo en continuo son utilizados principalmente para tener mediciones en línea que proporcionen una rápida medición.

Todos los respirómetros operan de acuerdo con una técnica para obtener la cantidad de oxígeno que es consumido por la biomasa. Sin embargo, en el caso de la rapidez de respiración se ha realizado una clasificación de acuerdo a dos criterios: 1- La fase en donde se mide la concentración de oxígeno (gas o líquido) y 2- Presencia o ausencia de flujo (gas o líquido).

La justificación de estos dos criterios yace en el concepto de considerar al consumo de oxígeno disuelto en el tanque de reacción como un balance de materia, esto es, todos los electrones disponibles en el sustrato que va a ser

degradado, deben ser transferidos al aceptor terminal de electrones (oxígeno), o bien, utilizarse para producir nueva biomasa. La figura 2 esquematiza la utilización de oxígeno por los microorganismos.

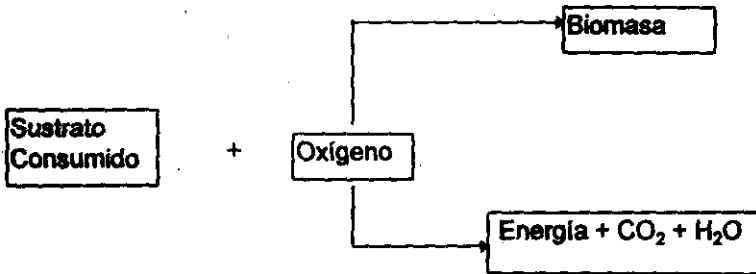


Fig. 2. Representación esquemática del metabolismo microbiano

1.4.2.1.. Medida de la concentración de oxígeno disuelto en la fase líquida

Consideremos un sistema que contiene biomasa en la fase líquida en contacto con la fase gas estando (ambas) mezcladas idealmente y teniendo entrada y salida. Se asume que la concentración de oxígeno disuelto en la fase líquida puede ser determinada. El balance de materia para el oxígeno resulta ser:

$$\left(\frac{dO_2}{dt}\right)V_L = V_L K_L a_L (O_2^* - O_2) - V_L \cdot r + (F_{en} \cdot O_{2en}) - (F_{sal} \cdot O_{2sal}) \quad (4)$$

Donde:

F_{en} = Flujo de entrada del líquido (L^3/T)

F_{sal} = Flujo de salida del líquido (L^3/T)

$K_L a_L$ = Coeficiente de transferencia de masa (T^{-1})

O_2^* = Concentración de oxígeno al equilibrio (M/L^3)

O_2 = Concentración de oxígeno en el seno del reactor (M/L^3)

O_{2en} = Concentración de oxígeno a la entrada, (M/L^3)

O_{2sal} = Concentración de oxígeno a la salida, (M/L^3)

r = Rapidez de respiración de la biomasa ($M/T L^3$)

V_L = Volumen de líquido en el reactor (L^3)

El primer termino del lado derecho de la ecuación describe la transferencia de masa del oxígeno de la fase gas hacia la fase líquida. El segundo termino corresponde a la rapidez de respiración de los microorganismos. Los términos tercero y cuarto representan, cada uno, el flujo de la concentración de oxígeno disuelto debido a la entrada y salida de líquido.

1.4.2.2. Medida de la concentración de oxígeno disuelto en la fase gas

En este caso además de utilizar el balance de masa para la fase líquida se debe considerar un balance en la fase gas:

$$\left(\frac{dO_2g}{dt}\right)Vg = (Feng \cdot O_2gen) - (Fsalg \cdot O_2gsal) - Vg \cdot KLa(O_2^* - O_2) \quad (5)$$

En donde:

- Feng = Flujo de gas a la entrada (L³/T)
- Fsalg = Flujo de gas a la salida (L³/T)
- O₂g = Concentración de oxígeno en la fase gas (M/L³)
- O₂gen = Concentración de oxígeno a la entrada (M/L³)
- O₂gsal = Concentración de oxígeno a la salida (M/L³)
- Vg = Volumen de la fase gas (L³)

Los dos primeros términos del lado derecho de la ecuación representan el flujo de entrada y salida de oxígeno en la fase gas. El tercer término representa la transferencia de masa de la fase gas a la fase líquida, se asume que el gas se comporta idealmente.

Spanjers et al. (1996), presentan un resumen del empleo de la respirometría en distintos reactores. Su objetivo es mostrar la diversidad que existe en los métodos utilizados más que los logros obtenidos. Aquí se presentan los términos del balance de materia que intervienen atendiendo a la forma de operar el reactor y a la fase en donde se mide la concentración de oxígeno disuelto. Por ejemplo si se opera un reactor por lotes (cerrado), entonces los únicos términos que intervienen en el balance de materia son:

$$r = - \frac{dO_2}{dt} \quad (6)$$

Lo que significa que la rapidez de respiración es igual a la variación de la concentración de oxígeno disuelto en el seno del reactor. En la tabla 1 se presenta dicho resumen.

TABLA 1. Resumen de los principios de medición para el oxígeno disuelto
Las figuras de la segunda fila indican el tipo de reactor: fase gas (claro); fase líquida (oscuro). El régimen de cada fase (estático o no) y el sitio en donde se mide el oxígeno disuelto. Los asteriscos indican los términos que se utilizan en el balance de materia para cada reactor.

		Medición							
		En la fase líquida				En la fase gaseosa			
Proceso	Principio respirométrico								
Balances en la fase líquida	Respiración	$V_L r$	*	*	*	*	*	*	*
	Acumulación de oxígeno disuelto	$\frac{d(V_L O_2)}{dt}$	*	*	*	*	*	*	*
	Flujo de líquido	$(F_{en} O_{2en}) - (F_{sal} O_2)$		*		*		*	
	Transferencia de Oxígeno	$V_L K_L a_L (O_2^* - O_2)$			*	*	*	*	*
Balances en la fase gaseosa	Acumulación de oxígeno gaseoso	$\frac{d(V_G O_{2G})}{dt}$				*	*	*	*
	Flujo de gas	$(F_{en} O_{2G en}) - (F_{sal} O_{2G})$						*	*
	Transferencia de oxígeno	$V_L K_L a_L (O_2^* - O_2)$				*	*	*	*

1.4.3. Usos de la respirometría

Varios tipos de respirómetros han sido utilizados desde 1908 para tener mediciones de oxígeno en reacciones biológicas. A partir de los años 50 se tuvo un interés considerable para reemplazar la prueba de la DBO_5 , pero éste no fructificó pues no hubo un acuerdo sobre su utilización. Sin embargo, algunos autores la han propuesto como un método alternativo para medir la DBO; además, los respirómetros se utilizan para determinar parámetros cinéticos de crecimiento de biomasa y consumo de sustrato.

Además, los respirómetros también son convenientes para medir los efectos de varios factores como: la dilución, tipo y concentración de sustrato, temperatura y presencia de tóxicos (Grady *et al.*, 1989).

1.4.3.1. Ventajas inherentes a los respirómetros

Se tienen las siguientes ventajas (Young, 1996):

- 1.- La muestra no requiere dilución, entonces, las características del consumo de oxígeno son medidas en su estado natural.
- 2.- Se pueden utilizar volúmenes grandes de muestra.
- 3.- Si la muestra se agita continuamente, se tiene un contacto uniforme entre: materia orgánica, sustrato y el oxígeno disuelto.

4.- No se requiere titular.

5.- Se puede conectar a un graficador contando con una toma continua del consumo de oxígeno.

1.4.4. Respirometría electrolítica

La adopción de esta técnica se realizó a finales de los años setenta (Young, 1996), y entra en la clasificación de respirómetros a presión constante (los incrementos en la presión son muy pequeños, generalmente menos de 1 mm H₂O), de uso continuo y son ocupados para medir en la fase líquida.

1.4.4.1. Principio de operación

Cuando un electrodo (cátodo) de un metal noble como platino u oro se mantiene a un potencial de entre -0.6 V y -0.8 V con respecto a un electrodo de referencia (ánodo) como puede ser plata/cloruro de plata o de calomel, en una solución de cloruro de potasio, el oxígeno disuelto en el líquido es reducido en la superficie del metal. Este fenómeno puede observarse en una gráfica de la intensidad en función del potencial llamado polarograma del electrodo, ver fig. 3.

En la gráfica 3a se presenta el resultado de la reducción polarográfica del oxígeno en una solución de KCl. Cuando el potencial sólo es ligeramente negativo con respecto al electrodo de referencia, no hay reducción apreciable de oxígeno.

Para un valor de potencial suficientemente negativo, empieza la reducción del oxígeno y la corriente aumenta. Después de un incremento brusco en la corriente, se produce una polarización de concentración: la reacción en electrodo ocurre con tanta rapidez que el régimen de transferencia electrónica empieza a ser limitado por la velocidad con que el oxígeno puede ser transportado por difusión desde el seno de la solución hasta la superficie del electrodo. Cuando el potencial es suficientemente negativo, cerca de -0.8 V la curva se eleva bruscamente debido a la reducción de H^+ .

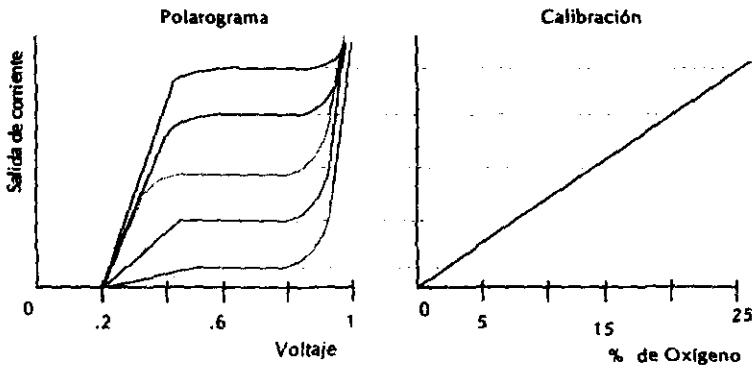
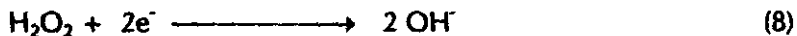
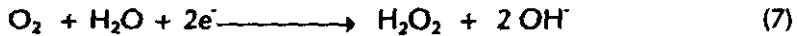


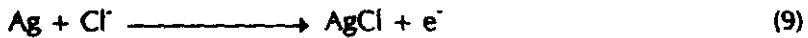
Fig. 3. a) Diagrama corriente vs. voltaje a diferentes concentraciones de oxígeno; b) Calibración obtenida a un voltaje de polarización fijo de 0.6 V.

Cuando cátodo, ánodo y electrólito son separados del entorno mediante una membrana de un polímero (teflón) que es permeable al oxígeno pero no a otras especies, y cuando la mayor resistencia a la transferencia de masa se encuentra en la membrana, el sistema puede medir la tensión de oxígeno, que es la presión parcial de éste, la cual, es proporcional a la intensidad de la corriente entre ambos electrodos. Las reacciones que se llevan a cabo en los electrodos son las siguientes:

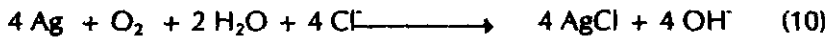
Cátodo:



Ánodo:



Global:



Este es el principio básico de operación del sensor de oxígeno disuelto (Mutharasan, 1997), que se conoce también con el nombre de electrodo de Clark.

Si un voltaje fijo en la región de polarización de concentración es aplicada al cátodo, la corriente de salida del electrodo puede ser calibrada

linealmente con el oxígeno disuelto (fig. 3b). Es importante señalar que la corriente es proporcional a la presión parcial del oxígeno disuelto, y no a su concentración. Cuando se utiliza un electrodo de referencia de Ag/AgCl se utiliza un potencial de polarización fijo entre -0.6 y -0.8V.

Las ventajas de utilizar este electrodo para mediciones respirométricas son: insensibles a cambios de presión cuando se tiene baja demanda de oxígeno, equipo compacto y de fácil operación. La figura 4 muestra un diagrama de este electrodo (Harris, 1992).

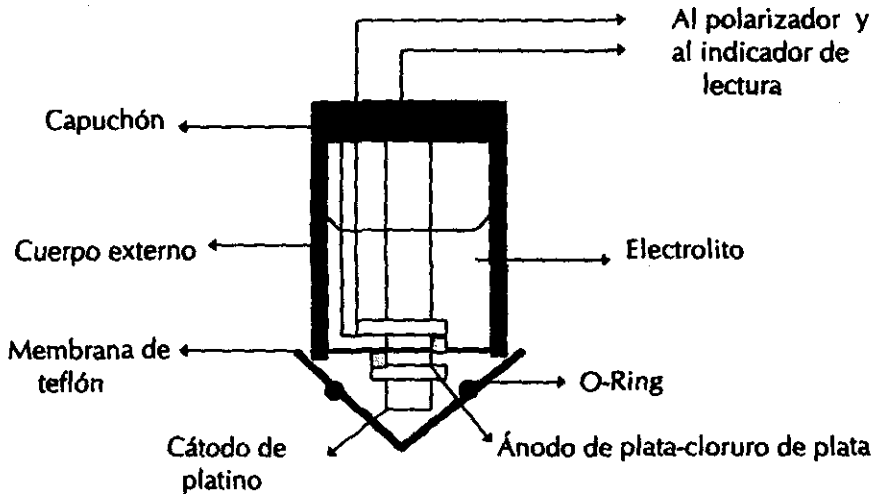


Fig. 4. Esquema del sensor de oxígeno disuelto

1.5. Control de procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales

La mayoría de las plantas de procesos químicos (incluyendo a las de tratamiento de aguas) eran operadas manualmente antes de los años cuarenta.

En los sesenta se empezó a aplicar el análisis dinámico y la teoría de control a los procesos químicos reduciendo en un control más fácil. Para la industria del tratamiento de aguas, a pesar de mas de veinte años de esfuerzo, aún no se alcanza el uso completo y efectivo del control.

Antes de entrar en detalles acerca de los trabajos realizados en este ámbito, conviene definir algunos conceptos utilizados en la teoría de control. (Luyben, 1994):

- a) Dinámica: El comportamiento del proceso depende del tiempo.
- b) Variable manipulada: Entradas o salidas del proceso que se pueden cambiar para controlar el proceso.
- c) Variable de control: Aquéllas que se quieren controlar, ya sea manteniéndolas constantes o cercanas a un valor predeterminado (punto de ajuste).
- d) Perturbaciones: Variables que no se pueden manipular pero que el sistema de control debe ser capaz de aceptar evitando que el proceso se altere.

e) Elementos de medición: Son la base del control, sensores que permiten conocer el valor de las variables. Primarios: monitoreo directo. Secundarios: utilizados para determinar a partir de su valor una variable que no se puede medir directamente.

f) Controlador: Hardware que recibe la información y "toma" la decisión sobre el que hacer.

g) Ley de control: Forma en que la información, proveniente de las mediciones, es utilizada por el controlador para ajustar las variables manipuladas.

h) Elemento final de control: Hardware que lleva a cabo la decisión.

i) Tipos de control: Arreglos que se hacen atendiendo a la ley de control y al hardware disponible para obtener la respuesta deseada. Los mas utilizados son: control retroalimentado, control adelantado, control utilizando una combinación de los anteriores y control inferencial.

1.5.1. Respirometría electrolítica como herramienta en el control de procesos biológicos

Durante su operación, una planta química debe satisfacer varios requerimientos entre ellos: seguridad, beneficios económicos y cumplimiento con especificaciones.

De los diferentes procesos existentes en la industria, el tratamiento de aguas residuales es único por las siguientes razones (Marin, 1991):

- 1) El operador no tiene control en la carga que llega, ni en la calidad ni en la cantidad, las cuales varían con el tiempo.
- 2) Inhibición: Los tóxicos son inhibidores, a altas concentraciones, de los microorganismos que llevan a cabo su eliminación.
- 3) Desaclimatación: Se ha observado que los microorganismos aclimatados disminuyen su capacidad de degradación cuando se elimina la alimentación (ayuno) del tóxico al que fueron adaptados (Buitrón et al., 1994)
- 4) La salida del proceso, independientemente de la calidad del influente, debe cumplir con los estándares de calidad.
- 5) No existe un producto que pueda ser comercializado.

En control, existen tres clases de necesidades que se busca satisfacer (Stephanopoulos, 1994): 1º- Suprimir la influencia de las perturbaciones, 2º- Asegurar la estabilidad del proceso y 3º- Optimizar el funcionamiento del proceso.

Una de las razones por la que las plantas de tratamiento de agua son ineficientes es la falta de un buen control. Algunas de las variables son medidas

en línea, los instrumentos actualmente utilizados son: medidores de nivel, medidores de flujo y detectores de oxígeno disuelto, mientras que para tener mayor información, como es el caso de la materia orgánica dentro del reactor, se deben efectuar actividades laboriosas que consumen tiempo o bien, simplemente quedarse con la duda o con un valor estimado.

En la tabla 2 se presentan los trabajos en los cuales se utiliza la respirometría para obtener datos ya sea para monitorear en línea el proceso, o bien, para lograr su control. Es importante destacar que la mayor parte de los trabajos reportan solamente la realización de monitoreo y éste es realizado en el sistema convencional de lodos activados.

El único trabajo que reporta un control es el de Brower *et al.* (1994) en donde se logra amortiguar aumentos en la carga orgánica del influente.

El trabajo realizado por Buitrón y Moreno (1998), destaca por realizar simulaciones ya no en un reactor de lodos activados convencional sino en un sistema más eficiente, como lo es el SBR, y por determinar la concentración de sustrato en línea.

TABLA 2. Obtención de datos en línea y control de procesos mediante respirometría.

Autor	Sistema biológico	Variable Manipulada	Variable de Control	Resultado
Heinzle, (1987)	Fermentadores			Monitoreo en línea de orgánicos volátiles.
Cadena et al.(1989)	Lodos activados			Monitoreo de la DBO
Klapwijk et al.(1993)	Lodos activados	Flujo de aire de entrada Purga de lodos	Rapidez de respiración: actual, máxima e instantánea	Discusión teórica
Spanjers et al.(1993)	Lodos activados			Monitoreo de la DBO
Watts y Garber, (1993)	Lodos activados			Monitoreo de la rapidez de respiración actual
Brouwer et al. (1994)	Lodos activados	Flujo de entrada	Rapidez de respiración actual.	Amortiguación para un aumento en la carga y reducción en energía
Spanjers et al. (1996)	Lodos activados			Reporte técnico sobre uso de respirometría
Buitrón y Moreno, (1998)	SBR	Flujo de aire y de entrada	Concentración de sustrato	Simulaciones

El valor del presente trabajo radica en utilizar la concentración de oxígeno disuelto como variable medida para realizar el control de un proceso biológico. La estrategia de control propuesta contiene las siguientes características:

- a) Utilizar como variable medida, y a partir de ella poder controlar el reactor, a la concentración de oxígeno disuelto, la cual es fácil de medir.
- b) Poder observar la evolución del reactor en línea.
- c) Utilizar un paquete que permita controlar de manera sencilla el reactor.
- d) Operar de una forma eficiente el reactor en comparación con su forma tradicional de operación.
- e) Asentar las bases para optimizar el proceso.

2. METODOLOGÍA

2.1. Desarrollo Experimental

La parte experimental se dividió en tres etapas: estrategia no óptima, estrategia sub óptima y estrategia óptima, descritas en los apartados siguientes.

Se trabajó con dos reactores, el primero de ellos con capacidad máxima de 4 L, el cual fue alimentado en un principio con agua residual urbana y después con acetato de amonio y el segundo con capacidad de 7 L, que fue alimentado con 4-clorofenol. A continuación se describe cada etapa.

2.1.1. Inóculo

Los lodos activados fueron obtenidos del tanque de aireación de una planta de tratamiento de aguas domésticas. La concentración inicial fue de 1624 mg/L.

2.1.2. Medio

En un principio, y solamente para efectuar las primeras experiencias al variar el flujo de aire, se utilizó agua residual urbana. Debido a que la composición del influente que llega a la planta de tratamiento de donde se obtuvo el agua residual es variable se decidió utilizar un sustrato fácilmente biodegradable, como el acetato de amonio, con una concentración similar a la del agua residual (100 mg COT/L). También se utilizó, con la implementación

de la estrategia sub óptima, 4-clorofenol (50 mg 4-clorofenol/L) como única fuente de carbono y energía.

Debe aclararse, que la biomasa utilizada en esta fase experimental había sido aclimatada en un trabajo previo (Mendoza y Buitrón, 1998). El medio mineral utilizado se muestra en la tabla 3.

TABLA 3. Medio mineral

Compuestos	Nombre	Concentración en el seno del reactor (mg/L)
KH_2PO_4	Fosfato de potasio dibásico	22.5
$KHPO_4$	Fosfato de potasio monobásico	32.62
$NaHPO_4 \cdot 7H_2O$	Fosfato de Sodio dibásico	66.45
NH_4Cl	Cloruro de amonio	7.5
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	Sulfato de Magnesio heptahidratado	2.25
$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	Cloruro de calcio dihidratado	3.64
$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	Cloruro férrico hexahidratado	0.025
$MnCl_2 \cdot 4H_2O$	Cloruro de manganeso tetrahidratado	0.0035
H_3BO_3	Ácido bórico	0.0057
$ZnCl_2$	Cloruro de zinc	0.0020
$(NH_4)_6 Mo_7O_{24}$	Heptamolibdato de amonio	0.0034
EDTA	Ácido etilendiaminotetracético	0.0055

2.2. Respirograma

En la figura 5 se muestra el perfil de la concentración de oxígeno disuelto en función del tiempo en un reactor SBR durante la oxidación de un sustrato. Este gráfico se conoce con el nombre de respirograma, la adquisición de datos se efectúa por medio de una computadora acoplada a un respirómetro (sensor de oxígeno disuelto) e inicia al empezar un ciclo del reactor SBR, la

decisión de cuando terminar se toma en función del número de ciclos que se quieran observar.

Para tener una mejor comprensión de la forma del respirograma deben recordarse las etapas de un SBR, cuando éste se encuentra justo antes de la etapa de llenado, la biomasa (aireada) se encuentra en su fase endógena por lo que la concentración de oxígeno disuelto ha alcanzado una concentración al equilibrio.

Al iniciarse la alimentación se tiene una disminución en la concentración de oxígeno disuelto debida al incremento de la rapidez de respiración de los microorganismos; después de que la mayor parte de sustrato es oxidada se presenta un incremento en la concentración de oxígeno disuelto, hasta llegar a la concentración de equilibrio; lo anterior se debe a la aireación continua.

Después de alcanzada la concentración al equilibrio, el suministro de aire se corta con lo que se inicia la etapa de sedimentación con la consecuente baja en la concentración de oxígeno disuelto; a continuación tiene lugar la decantación y, si es necesaria, la purga de lodos; finalizada esta tarea sigue la etapa de reaireación (tiempo muerto) en donde se permite que la concentración de oxígeno disuelto alcance el equilibrio nuevamente; es en este instante cuando el respirómetro se encuentra listo para registrar un nuevo ciclo.

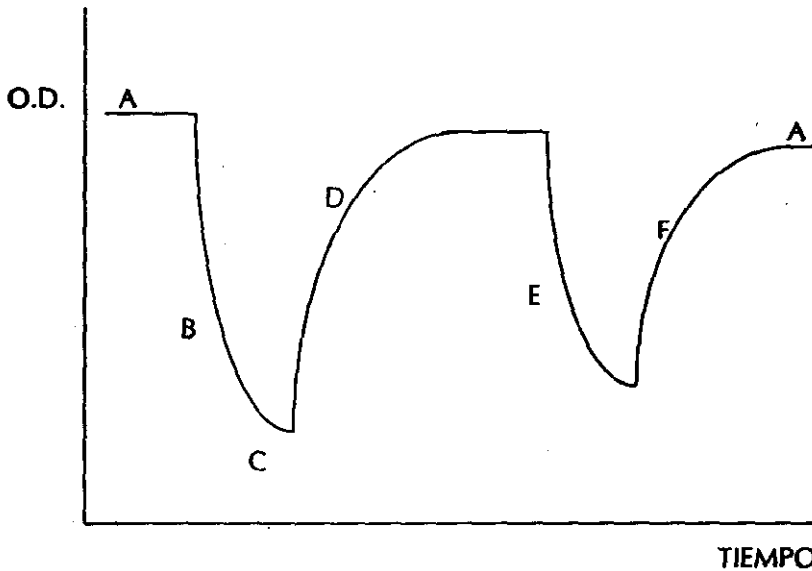


Fig. 5. Respirograma obtenido en el proceso SBR, (A) Fase endógena y concentración al equilibrio; (B) Alimentación; (C) Mínimo que corresponde a la mayor oxidación posible de sustrato; (D) Incremento en la concentración de oxígeno debido a la aireación continua; (E) sedimentación y purga; (F) Reaireación; (A) Fase endógena y concentración al equilibrio.

Es preciso comprender esta figura ya que los gráficos que se obtengan tendrán esta forma. Durante las tres fases de experimentación, esta gráfica proporcionará información como: el comportamiento y la etapa en donde se encuentre el reactor. Entonces, cuando el comportamiento del respirograma difiera significativamente, esto será un indicativo de que el reactor (o algún elemento del proceso) no está funcionando adecuadamente.

2.3. Fase I (Estrategia no óptima)

En un principio, para efectuar las pruebas iniciales, se trabajó con agua residual urbana puesto que no se necesitaba aclimatación y su obtención era relativamente sencilla, pero debido a que el agua residual urbana presentaba fluctuaciones en su composición, se decidió utilizar agua sintética.

2.3.1. Sistema piloto utilizado

Se utilizó acetato de amonio como sustrato, por ser un compuesto fácilmente biodegradable. Con el acetato se realizaron experiencias para obtener el flujo de aire adecuado para operar los reactores en las próximas estrategias. Además, se encontró el valor del cociente flujo de aire/concentración de biomasa $\left(\frac{Q}{X}\right)$, con lo que se puede determinar que flujo de aire necesario al trabajar con una determinada concentración de biomasa y viceversa.

En esta fase se utilizaron, como sustratos, agua residual urbana (a.r.u.) y acetato de amonio ambos con una concentración inicial de 100 mg COT/L.

El volumen de trabajo con el a.r.u. fue de 1L. La concentración promedio de microorganismos fue de 520 mg SSV/L; se manejaron dos flujos de aire: 1.5 y 2 litros por minuto (Lpm).

En el caso del acetato de amonio el volumen de trabajo fue de 1 y 3 litros, con una concentración promedio de biomasa de 970 y 1059 mg SSV/L

para cada uno de los volúmenes. Con el volumen de 1L el gasto de aire fue de 0.5, 1.0, 2.0 y 2.5 Lpm, en tanto que con el volumen de 3 L se suministraron 1.0, 1.5 y 2.0 Lpm. Con ambos sustratos la temperatura se mantuvo entre 18 y 22°C.

2.3.2. Descripción de la estrategia y experimentos realizados

Una forma de operación posible, y frecuentemente utilizada de un SBR, consiste en llevar el tanque hasta su volumen máximo utilizando el mayor flujo de agua posible de entrada y esperar un tiempo fijo lo suficientemente largo (usualmenté 24 h), para asegurarse que la concentración de tóxico llegué por debajo del nivel deseado.

Se le denomina estrategia no óptima debido a que el operador no conoce con certeza la evolución de la concentración del tóxico. Además, con esta estrategia se somete a los microorganismos a periodos de ayuno que se traducen en una desaclimatación de los microorganismos.

El control en esta estrategia es simple, ya que se puede realizar únicamente con un temporizador, programándolo con los tiempos que el operador crea convenientes. Esta estrategia se utilizará en la aclimatación de los microorganismos para acetato de amonio, ver figura 6.

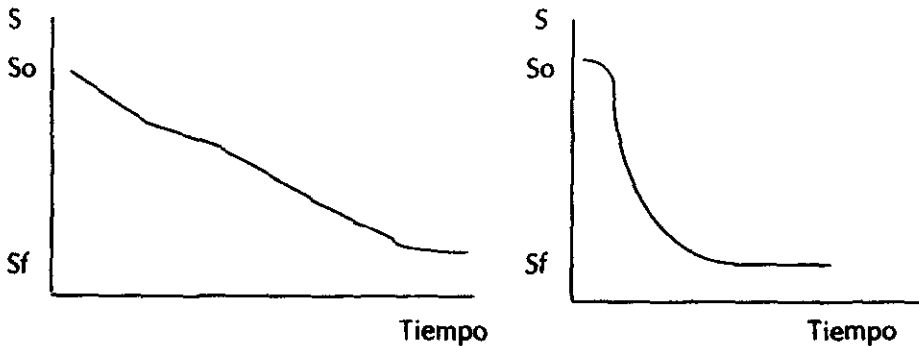


Fig. 6. Aclimatación de la biomasa. En la figura de la izquierda, en un principio, el sustrato se degrada de una forma mas lenta; en la figura de la derecha el sustrato es degradado en menor tiempo después de un periodo de tiempo en el cual se le ha alimentado de forma constante.

El trabajo experimental consistió, primero, en inocular el reactor con un volumen de trabajo de 3 L. El reactor se controló por medio de un timer, figura 7 que se programó para que el reactor operara con 2 ciclos por día.

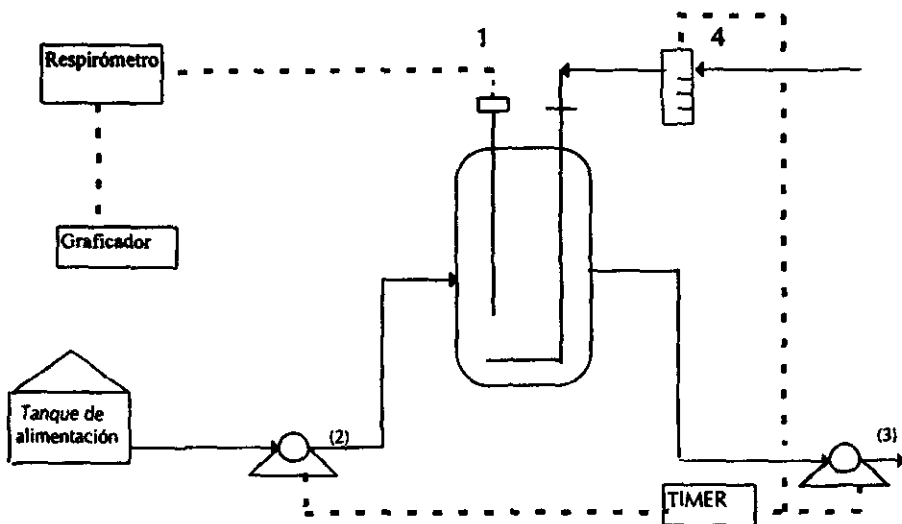


Fig. 7 Arreglo del equipo utilizado: Sensor de Oxígeno (1), Bomba de carga (2), Bomba de descarga (3), Rotámetro (4).

Adicionalmente, distintos flujos de aire fueron alimentados para monitorear el comportamiento del respirograma al inicio de la etapa de reacción. Aquí, se utilizó el sensor de oxígeno disuelto acoplado a un graficador en donde se registraba el respirograma. El flujo de aire fue controlado por un rotámetro.

2.4. Fase II (Estrategia sub óptima)

Aquí, se buscó lograr un control en línea de los reactores, lo que permitió tener un seguimiento de su operación y, lo mas importante, poder determinar el final de la etapa de reacción; lo anterior gracias al respirograma obtenido. Además, se realizaron experimentos para determinar el valor del coeficiente de transferencia de masa (K_La).

2.4.1. Sistema piloto utilizado

Ya con la biomasa aclimatada, se operó el reactor de acuerdo con el flujo de aire encontrado; se determinó el porcentaje de remoción de acetato y el tiempo de los ciclos; por otra parte se observaron los problemas que pudieran ocurrir. Cuando se consideró adecuado, se implantó la estrategia al reactor alimentado con 4-clorofenol y se realizó el mismo seguimiento.

El sistema piloto (figura 8) consistió de dos reactores SBR de 4 y 7 litros de capacidad máxima. Se utilizó un oxímetro YSI 50B para medir la concentración de oxígeno disuelto dentro del reactor; éste se conectó a una tarjeta de adquisición de datos (DS1102) por medio de la cual la computadora ejecutó el algoritmo de control diseñado con ayuda de MATLAB. El sistema

fue operado bajo la forma SBR que consta de cinco etapas: llenado, reacción, decantación, purga y tiempo muerto.

2.4.2. Software utilizado

La programación del algoritmo de control se llevo a cabo con el paquete comercial denominado MATLAB[®], que ofrece las siguientes ventajas:

- * Paquete muy conocido entre la comunidad de control
- * Contiene potentes ayudas gráficas, que facilitan la visualización de las señales obtenidas y permiten describir el sistema mediante diagramas en bloques o lógicos normalizados.
- * Además de ser utilizado servir para llevar a cabo la programación del algoritmo de control, en él se realizaron las simulaciones para validar los modelos obtenidos.

El primer reactor fue alimentado con acetato de amonio con un volumen de trabajo de 4 L. La concentración promedio de biomasa fue de 1500 mgSSV/L, el gasto de aire utilizado cuando se monitoreo la etapa de reacción fue de 1.0, 1.5 y 2.0 Lpm. Cuando se implantó la estrategia se utilizó un flujo de aire de 2 Lpm. La temperatura se mantuvo entre 18 y 22°C.

El segundo reactor fue alimentado con 4-clorofenol, 4-CF, con una concentración de 50 mg4-CF/L. El volumen de trabajo fue de 7L. La

concentración promedio de biomasa fue de 700 mgSSV/L, cuando se implantó la estrategia se utilizó un flujo de aire de 0.65 Lpm. La temperatura se mantuvo en 20 °C.

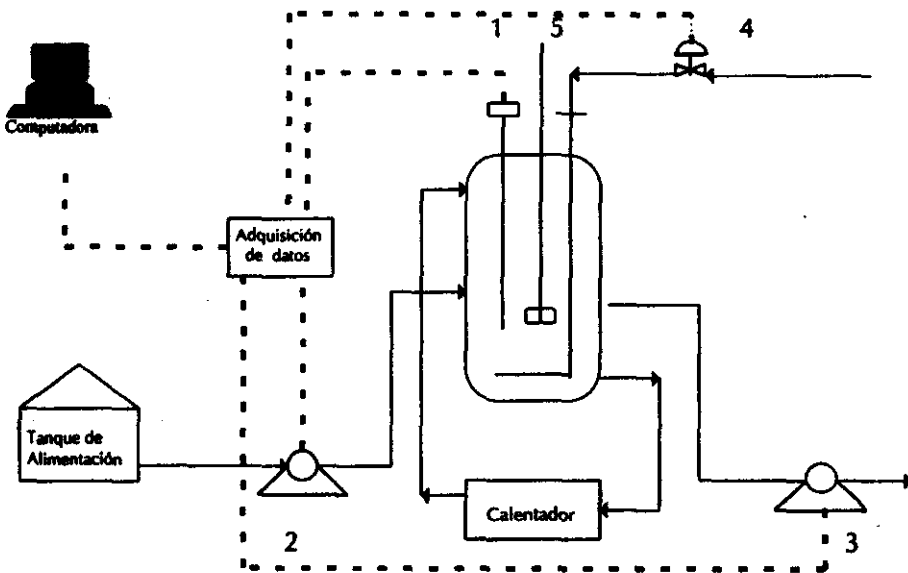


Fig. 8 Arreglo del equipo utilizado: Sensor de Oxígeno (1), Bomba de carga (2), Bomba de descarga (3), Válvula solenoide (4), Agitador (5).

2.4.3. Descripción de la estrategia y experimentación

Cuando se lleva a cabo la etapa de reacción en un SBR, se ha visto (Buitrón, 1993; Kong et al., 1994), que la concentración mínima de oxígeno coincide con la máxima actividad de los microorganismo, es decir, se tiene la máxima rapidez de del sustrato; lo anterior significa que, con la herramienta adecuada, es posible conocer el tiempo de degradación.

Lo anterior se tomará como base de partida para operar el SBR y así determinar en línea el tiempo en el cuál los microorganismos degraden la mayor cantidad de sustrato y en ese instante se detendrá la etapa de reacción y se continuará con las siguientes etapas de operación, de lo anterior, resultará una reducción en el tiempo de ayuno, figura 9, al que son sometidos los microorganismos (Buitrón y Capdeville, 1995).

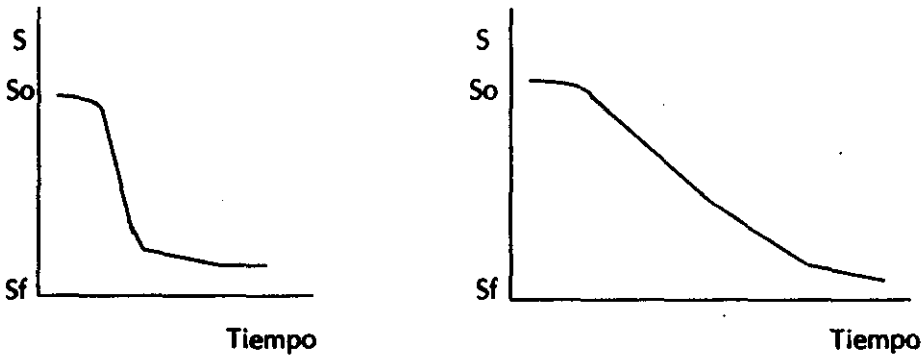


Fig. 9. Influencia del ayuno en la degradación de sustrato. En la figura de la izquierda se muestra la degradación antes del ayuno; en la figura de la derecha se muestra el comportamiento después de un periodo de ayuno

Cabe señalar que se han hecho estudios al respecto (Buitrón *et al.*, 1993), pero tomando como indicador de la actividad de los microorganismos la producción de CO_2 , este trabajo presenta la desventaja de utilizar un sistema analizador de infrarrojo para cuantificar el CO_2 producido que resulta costoso.

Respecto a la parte experimental, en primer lugar se realizó el monitoreo de la etapa de reacción del SBR 1. Además, se tomaron muestras, durante el mismo lapso, para observar la evolución de la concentración de sustrato.

En segundo termino, se implantó la estrategia en donde se dejó trabajar al reactor para observar su evolución.

2.5. Fase III (Estrategia óptima)

Con esta estrategia se pretendió alcanzar un control optimo, de tal suerte que se conociera la evolución de la concentración de sustrato en línea. Debido a los alcances del presente estudio, esta fase solamente se exploró, es decir, se realizaron algunos estudios de manera preliminar ya que el proyecto continuará.

2.5.1. Modelo matemático

En la teoría de control existe una máxima que dice: "Para implantar un buen control a un proceso y eventualmente optimizarlo, es necesario disponer de un modelo matemático que describa los fenómenos que se llevan a cabo de forma satisfactoria".

En el presente trabajo, para obtener el modelo mas simple posible que incluya los efectos mas fundamentales que se puedan observar experimentalmente, basta considerar como variables de estado del sistema: el volumen de agua en el tanque, la concentración de sustrato y la concentración de microorganismos.

El balance de masa que describe a el sistema es el siguiente:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right) = \left(\mu - \frac{Fen}{V}\right)X - (Kd \cdot X) \quad (11)$$

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) = \left(-\frac{\mu \cdot X}{Y}\right) + \left(\frac{Fen}{V}V\right) \quad (12)$$

$$\frac{dV}{dt} = Fen \quad (13)$$

Donde:

Kd: Coeficiente de decaimiento endógeno (T^{-1})

S: Concentración de sustrato en el seno del reactor (ML^3)

Sen: Concentración de sustrato a la entrada (ML^3)

t: Tiempo (T^{-1})

X: Concentración de la biomasa (ML^3)

Y : Tasa de conversión de la biomasa

μ : Tasa de crecimiento específica de la biomasa (T^{-1})

Para hacer validas las ecuaciones (11), (12) y (13), se deben de establecer algunos criterios, los cuales, deben ser aplicados en el desarrollo experimental.

El primero es que el sustrato removido, el crecimiento de microorganismos y la aireación son los únicos eventos que contribuyen al consumo de oxígeno.

El segundo es que μ satisface la ley de Haldane (ec. 14) y que modela el efecto inhibitorio que producen las sustancias tóxicas sobre los microorganismos a altas concentraciones.

Aquí, vale la pena enfatizar lo siguiente: si bien es cierto que el acetato de amonio no actúa como inhibidor, también lo es que si a la ley de Haldane se le asigna un valor lo suficientemente grande al coeficiente K_i (en la ecuación de Haldane), el cociente S^2/K_i adquiere un valor cercano a cero con lo que, la ley de Haldane se transforma en la ley de Monod (ecuación 15).

En la figura 10 se ilustra la ley de Haldane (en ella se muestra la tasa de crecimiento crítica μ^* y la concentración de sustrato, S^* , asociada a esta tasa) y la ley de Monod se ilustra en la figura 11.

$$\mu = \frac{\mu_0 \cdot S}{K_s + S + \left(\frac{S^2}{K_i} \right)} \quad (14)$$

$$\mu = \frac{\mu_0 \cdot S}{K_s + S} \quad (15)$$

Donde:

μ_0 : Tasa máxima de crecimiento específico de la biomasa (T^{-1})

K_s : Constante de afinidad o de saturación (M/L^3)

K_i : Constante de inhibición (M/L^3)

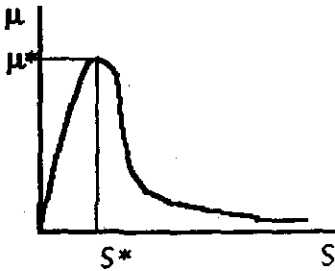


Fig. 10. Ley de Haldane

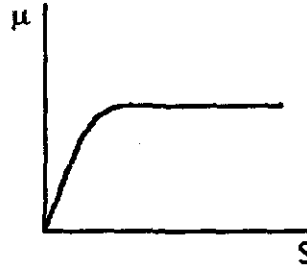


Fig. 11. Ley de Monod

Tercero, S_{en} , O_2^* , X y las constantes involucradas en la ley de Haldane son conocidas.

Cuarto, no se consideran los efectos de la temperatura y el pH.

Quinto, se considera que no existe mortandad de los microorganismos, es decir, el coeficiente de decaimiento endógeno, K_d , es igual a cero.

La ecuación (10), describe la evolución de la concentración de biomasa, la cual, se ve afectada por el crecimiento de los microorganismos .

La ecuación (11), representa la evolución de la concentración de sustrato, afectada por el consumo de los microorganismos (primer termino del lado derecho de la ecuación) y por el flujo de alimentación (segundo término).

La ecuación (12) muestra como varia el volumen del reactor, que se ve afectado únicamente por el flujo de entrada. Debido a la forma de operar un SBR, durante las etapas de llenado y de reacción no se extrae líquido del tanque, así que solo se puede introducir el agua a tratar, por lo tanto el flujo de entrada puede ser utilizado como una variable de control.

2.5.2. Sistema piloto

Se determinó la concentración de sustrato real y se comparó con la estimada por la estrategia de control, únicamente para el acetato de amonio y se observó el comportamiento del control. El arreglo de equipo corresponde al utilizado en la estrategia sub óptima.

2.5.3. Descripción de la estrategia y experimentos

La estrategia óptima consiste en que, al comienzo de la operación hay que llevar la concentración inicial de tóxico, S_0 , en el menor tiempo posible hasta la concentración crítica S^* . Debe recordarse (fig. 5), que al valor crítico de la concentración de sustrato, S^* , le corresponde μ^* que es la máxima tasa de crecimiento, de la biomasa, posible y es aquí en donde se tiene la mayor velocidad de degradación del sustrato.

Una vez que se tenga esta concentración el reactor debe llenarse de tal forma que su valor se mantenga. Cuando el volumen del tanque haya alcanzado su valor máximo V_{max} , el valor del flujo de entrada tiene que reducirse a cero, de lo contrario el reactor se desbordará; si el valor de la

concentración sustrato deseada es mayor a S^* , entonces la fase de reacción ha concluido; si es menor habrá de esperarse un tiempo a que la concentración de sustrato llegue al valor deseado.

2.5.4. Control de la estrategia

Dado que la variable de control será el flujo de entrada, debe de establecerse un algoritmo para llevar a cabo el proceso de control. No es objeto del trabajo ahondar en el desarrollo matemático realizado anteriormente, sino, validar experimentalmente dicho trabajo. Basta con mencionar la ley de control establecida (Buitrón y Moreno, 1998):

$$F_{en} = \begin{cases} 0 & \text{Si } (V = V_{max}) \text{ ó } (S > S^*) \\ F_{sin} = \frac{\mu^* \cdot V \cdot X}{Y(S_{en} - S^*)} & \text{Si } (V < V_{max}) \text{ y } (S = S^*) \\ F_{max} & \text{Si } (V < V_{max}) \text{ y } (S < S^*) \end{cases} \quad (16)$$

Donde:

S : Concentración de sustrato en el seno del reactor.

S_{en} : Concentración de sustrato en el flujo de entrada.

S^* : Concentración de sustrato, en el punto máximo de la fig. (ML^3)

F_{max} : Flujo máximo de entrada (L^3/T)

F_{sin} : Valor que puede tomar el flujo de entrada, el cuál, se encuentra entre el máximo, $F_{en} = F_{max}$, y el mínimo, $F_{en} = 0$ (L^3)

V : Volumen del reactor que se encuentra ocupado por el líquido (L^3)

Vmax: Volumen máximo del reactor(L³)

X: Concentración de biomasa (M/L³)

Y: Coeficiente de rendimiento (biomasa/sustrato)

μ^* : Tasa máxima de crecimiento específico (T⁻¹)

El utilizar la ley de Haldane para modelar la tasa de crecimiento de la biomasa implica, que existe una concentración de sustrato, S*, en la que la tasa de crecimiento específica es máxima, μ^* . Estos valores están dados por:

$$S^* = \sqrt{K_s K_i} \quad \text{y} \quad \mu^* = \frac{\mu_{max}}{1 + 2 \sqrt{\frac{K_s}{K_i}}} \quad (17)$$

Por lo tanto, para optimizar el tiempo de reacción se puede demostrar (Moreno, 1997) que se debe procurar que dicha tasa sea máxima. Expresado en palabras la estrategia de control dice:

a) El flujo de entrada será igual a cero si el volumen del reactor es el máximo, es decir, se encuentra lleno (sin importar la concentración que se tenga) ó si el valor de la concentración de sustrato es mayor a S*. Con el flujo igual a cero los microorganismos degradarán el sustrato hasta S*.

b) El flujo de entrada será igual al flujo máximo (válvula completamente abierta) si el volumen del reactor es menor que el volumen máximo y, si el valor de la concentración de sustrato es menor que aquél correspondiente a la tasa máxima de crecimiento.

c) Si la concentración de sustrato es igual a S* y el volumen es menor que el volumen máximo, entonces se debe procurar mantener el flujo en ese valor,

este flujo esta dado por el valor de flujo singular F_{sin} que depende de la medición en línea de X , S y V .

Al utilizar esta ley de control se asume que todas las variables que definen el sistema (V , X , y S), son conocidas en el momento. Dicha asunción, no es del todo válida, ya que, si bien es cierto que se cuenta con métodos para determinar sus valores, éstos no se pueden obtener en línea, en otras palabras, se presenta la situación de poder determinar estas variables en línea.

Este problema está en la raíz del concepto de observabilidad y de la construcción de un observador en la teoría de control. Un observador de estados estima los estados (variables de interés cuya dinámica describe completamente un sistema físico) a partir de mediciones de salida. En este caso el sistema es el SBR descrito por las ecuaciones 10, 11 y 12, sus estados son V , X y O_2 , y su salida es la medición de la concentración de oxígeno disuelto.

El uso de un observador conlleva a la determinación de la concentración de oxígeno disuelto, debido a esto, debe agregarse una ecuación mas al balance de materia antes establecido, para tener una relación con las demás variables:

$$\frac{dVO_2}{dt} = V \cdot K_{La}(O_2^* - O_2) + F_{en}(O_{2en}) - r \cdot V \quad (18)$$

Donde:

F_{en} : Flujo de entrada (L^3/T)

O_2 : Concentración de oxígeno en el reactor (M/L^3)

O_2^* : Concentración de oxígeno en el equilibrio (M/L^3)

K_{La} : Coeficiente de transferencia de masa (T^{-1})

O_{2en} : Concentración de oxígeno a la entrada (M/L^3)

r : Rapidez de respiración de los microorganismos ($M L / T$)

El observador que se eligió es un filtro de Kalman extendido (EKF) (Anderson y Moore 1979). este observador garantiza que los estados estimados converjan a los reales tan rápido como se desee, pero sólo si inicialmente los estados estimados son lo suficientemente cercanos a los estados reales. En la tabla 4 se presentan los parámetros que fueron utilizados para operar con la estrategia de control

Tabla 4. Parámetros alimentados al estimador

$V_{max} = 4 L$	$Q_{max} = 1.75 .Lpm$	$K_i = 10000$ mg/L	$r = 24$ mg/ (l * h)
$Sen = 160 mg/L$	$K_s = 12 mg/L$	$\mu_o = 0.6 (1/h)$	$O_{en} = 0$
$Y = 0.5$ (mg biomasa mg sustrato)	$K_{La} = 9.67Q - 1.32$ (h^{-1})	$O_2^* = 7 mg/L$	$O_o = 7 mg/L$
$X_o = 1450 mg/L$	$S_o = 100 mg/L$	$V_o = 1.5 l$	

2.6. Técnicas analíticas

2.6.1. Sólidos Suspendidos

Se determinaron los sólidos suspendidos volátiles de acuerdo con APHA (1992).

2.6.2. Carbono Orgánico Total

Se utilizó un aparato analizador SHIMADZU TOC-5050 acoplado a un muestreador automático SHIMADZU ASI-5000A.

2.6.3. Actividad microbiana

Esta técnica (APHA, 1992) es utilizada para determinar la rapidez de consumo de oxígeno de los microorganismos debida a la oxidación de sustrato y está basada en un balance de materia en la fase líquida para un reactor aerobio (ec. 4).

Debido a que la concentración de oxígeno se ve afectada por la temperatura y por la presión el primer paso para realizar la prueba es calibrar el oxímetro.

1.- Se debe contar con una solución de agua saturada de oxígeno, esto se logra introduciendo aire en un litro de agua aproximadamente. Esta solución debe permanecer en saturación por lo menos por un lapso de 12 horas antes de realizar la calibración.

2.- Posteriormente se introduce el electrodo del oxímetro en el agua, manteniéndola en aireación, ajustándose la lectura del oxímetro con la perilla de calibración según el valor de la escala corregida previamente por efectos de presión y temperatura.

3.- Debe verificarse que la membrana del electrodo se encuentre en perfecto estado, en su posición correcta y sin ninguna burbuja de aire dentro.

Para la fase experimental se siguieron los siguientes pasos:

a) Se introduce el electrodo al reactor, en este caso por tratarse de un SBR, en la fase de operación deseada.

b) Debe asegurarse que tanto la agitación como la aireación, si es el caso, sean adecuadas.

c) Asimismo, que la alimentación contenga el sustrato y nutrientes en cantidades adecuadas.

d) Se debe vigilar que no existan movimientos bruscos en el equipo y que no haya material suspendido que se adhiera a la membrana.

e) El medidor de oxígeno disuelto debe de estar conectado a un dispositivo que registre los datos, ya sea un graficador o bien a una computadora.

f) En cuanto el electrodo sea instalado en el seno del reactor el registrador empezara a adquirir los datos que posteriormente darán lugar al respirograma, por tanto es preciso conocer en que etapa se encuentra el reactor para un correcto análisis.

2.6.4. Coeficiente de transferencia de masa

Un sistema de aireación para un proceso de lodos activados tiene un doble propósito:

- Proveer a los microorganismos aerobios con el oxígeno que necesitan.
- Promover suficiente homogeneización y mezclado para asegurar un contacto entre la biomasa y el agua residual.

Estos sistemas generalmente consisten en un aparato o grupo de dispositivos dispuestos en un tanque para llevar a cabo las funciones antes citadas. La transferencia de masa puede ser definida como el proceso mediante el cual un gas es transferido de una fase a otra, esta transferencia puede ser explicada por la teoría de la doble película que está basada en un modelo físico, en el cual, existen dos capas en la interfase gas-líquido, como se muestra en la figura 12. Las dos capas, una líquida y la otra gaseosa, oponen resistencia al paso de moléculas de gas entre el seno del líquido y del gas. Aplicando la ley de Fick, la rapidez de transferencia de masa está dada por :

$$N = \frac{dm}{dt} = K_L A (x^* - x) \quad (19)$$

Donde:

x^* = Concentración en la saturación (Fracción mol)

x = Concentración en el seno del líquido (Fracción mol)

m : Cantidad del componente que se transfiere (mol)

N : Rapidez global de transferencia de masa (mol/T)

K_L : Coeficiente para la fase líquida (mol/T L² fracción mol)

A : Área interfacial para transferencia (L²)

Debido a que el área interfacial (A) no puede ser determinada, la ecuación es modificada dividiendo entre el volumen del líquido, V , y multiplicando por el peso molecular se obtiene:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_s - C) \quad (20)$$

en donde la letra C representa a las concentraciones (M/L³) y $K_L a$ es el coeficiente global de transferencia de masa. (Henley, 1990).

El coeficiente de masa puede ser calculado experimentalmente midiendo la concentración de la sustancia difundida en el líquido en distintos intervalos de tiempo (Droste 1997). Integrando la ecuación (20) entre el tiempo inicial y el tiempo t , se tiene que C_L es una función de tiempo:

$$\ln(C_s - C_t) = -K_L a t + \ln(C_s - C_0) \quad (21)$$

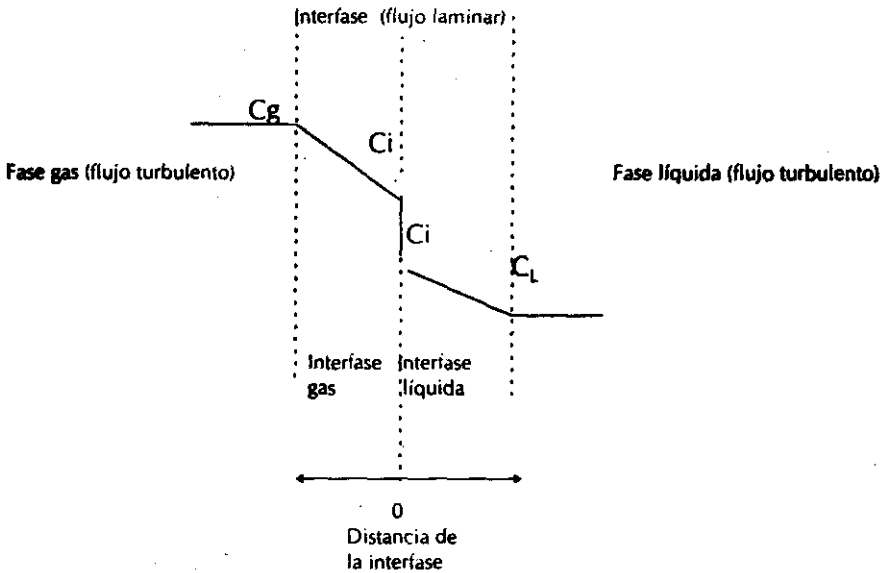


Fig. 12. Diagrama de la teoría de la doble película, para explicar el fenómeno de la transferencia de masa

El coeficiente de transferencia de masa en general se ve afectado por el pH, temperatura y por la calidad del agua, pero a nivel industrial muchas veces no se tiene tiempo para las consideraciones teóricas y el coeficiente de transferencia es considerado como una función de la geometría del reactor y de la forma de operar el equipo utilizado para difundir el aire en el agua. Sin embargo, estas consideraciones tienen como finalidad el conocer la cantidad de oxígeno que puede ser suministrada al medio y la forma en como se va a suministrar (Quintero 1997; Degrémont 1995).

2.6.4.1. Determinación del coeficiente de transferencia de masa

La concentración de saturación del oxígeno puede ser encontrada aplicando la ley de Henry a la temperatura y presión del experimento o simplemente dejando airear al reactor por un período significativo de tiempo hasta que la concentración en el líquido permanezca constante. Después se suspende el suministro de aire dejando que la concentración de oxígeno disuelto tome un valor cercano a cero. Esto se debe al consumo de oxígeno por los microorganismos. Se vuelve a aplicar el aire y se gráfica la concentración de oxígeno disuelto en función del tiempo (figura 13), enseguida, se traza una gráfica el logaritmo de la diferencia ($C_s - C_t$) vs tiempo en un papel semilogarítmico, que para el caso del oxígeno disuelto esta diferencia resulta ser ($O_2^* - O_2$). En donde la pendiente de la recta trazada es $K_1 a$.

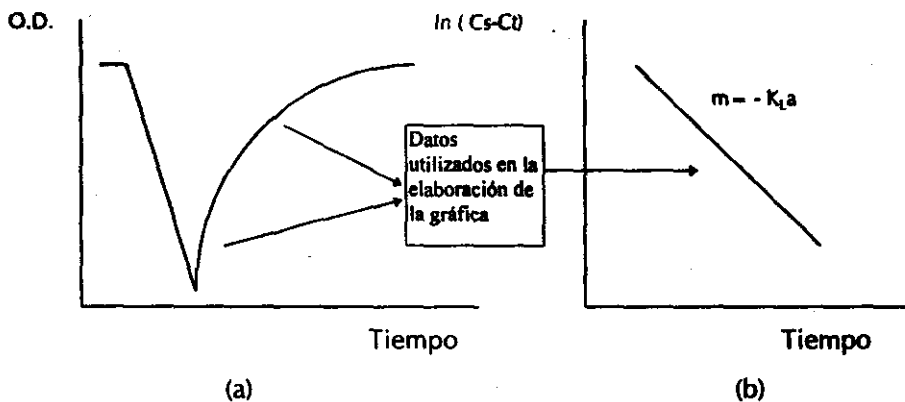


Fig. 13. a) Disminución en la concentración de oxígeno disuelto

b) Obtención del coeficiente de transferencia de masa

3. RESULTADOS

3.1. Estrategia no óptima

3.1.1. Aclimatación de la biomasa

La biodegradación de cualquier compuesto ocurre cuando su estructura puede ser atacada por las enzimas sintetizadas por los microorganismos involucrados. La secuencia mediante la cual se logra que los microorganismos degraden determinado compuesto se denomina aclimatación. Es por eso que, en este estudio, una vez que se obtuvo el inóculo se procedió a aclimatarlo a los sustratos a los cuales iba a ser expuesto.

3.1.1.1. Agua residual urbana

Debido a que este tipo de agua es la alimentación de la biomasa, no fue necesario llevar a cabo una aclimatación, por el contrario, se procedió directamente a realizar experiencias.

3.1.1.2. Acetato de amonio

En el caso del acetato de amonio, por ser fácilmente biodegradable, se siguió una estrategia de operación tal que se tuviera una concentración inicial de sustrato (S_0) similar a la de un agua residual doméstica.

En la figura 14 se observa la evolución de la concentración de sustrato, expresada en mg de Carbono Orgánico Total /L, en función del tiempo; esta evolución ocurre durante la etapa de reacción en un SBR. La concentración mínima de sustrato se presenta al cabo de 5 h, en otras palabras, este es el tiempo en que la biomasa degrada al sustrato.

En tanto que en la figura 15 se observa el mismo perfil pero ahora con la biomasa aclimatada al acetato de amonio y se aprecia que el tiempo de degradación se reduce a 1 h. Lo anterior ocurrió después de operar el reactor durante 42 ciclos de 12 h de duración.

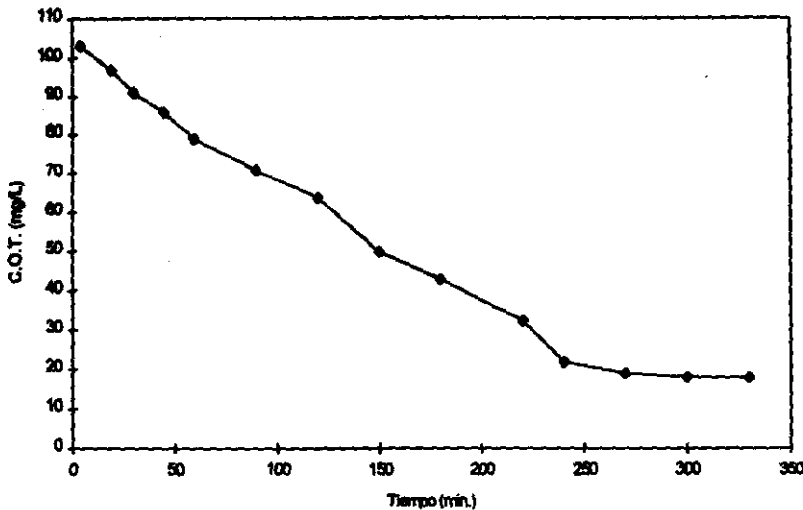


Fig. 14. Consumo de sustrato al principio de la aclimatación utilizando acetato de amonio como sustrato; $S_0 = 100$ mg COT/L; $X_0 = 1624$ mg/L; $Q = 1.5$ Lpm. Ciclo: 2

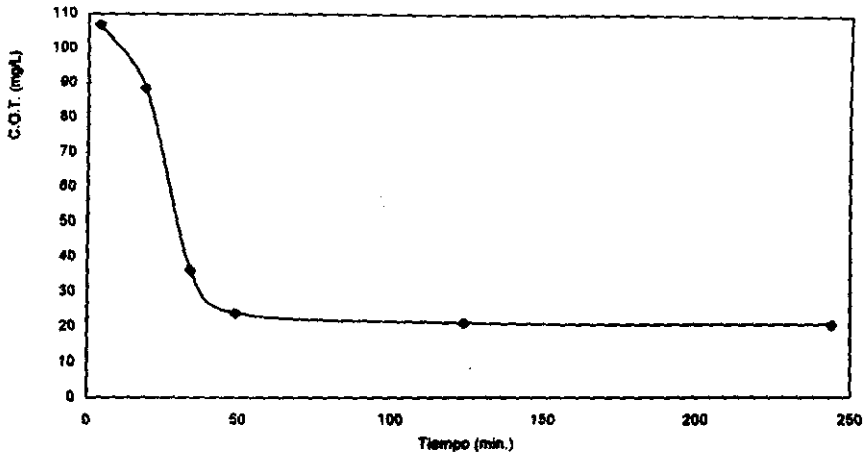


Fig. 15. Consumo de sustrato con la biomasa aclimatada a acetato de amonio; $S_0 = 100$ mg C.O.T/L; $X_0 = 1380$ mg/L; $Q = 1.5$ Lpm; Ciclo 43.

En la figura 16 se muestran las eficiencias de remoción de la etapa de aclimatación. Se puede apreciar como la eficiencia, en un principio de 80.6%, aumenta hasta un 92% en el ciclo 40, con lo cual se consideró que la biomasa se encontraba aclimatada.

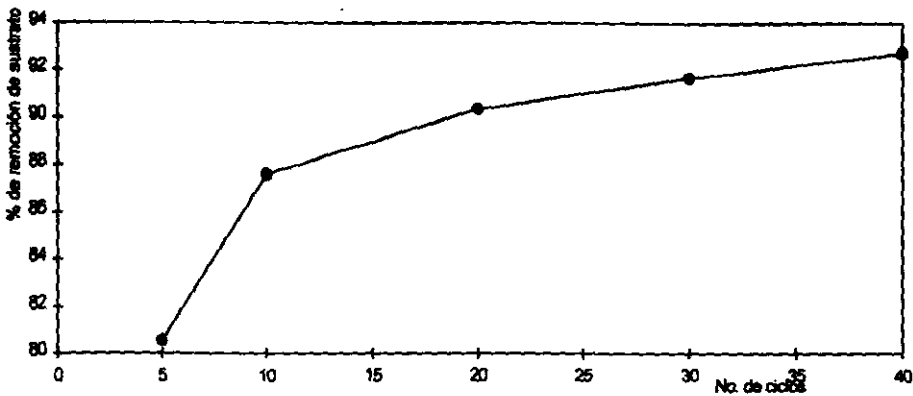


Fig. 16. Eficiencia de remoción de sustrato durante la aclimatación

3.2. Condiciones de operación

Debido a que la estrategia de control está basada en la medición de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor es necesario conocer que condiciones permiten una buena operación del reactor.

La concentración de oxígeno esta ligada directamente al flujo de aire, Q , que sea proporcionado al reactor, pero además es función de la concentración de sustrato, S , de la concentración de microorganismos, X , de la geometría del reactor y de su volumen.

3.2.1. Influencia de X

Si se mantienen constantes los valores de S , Q y V al aumentar X la concentración de oxígeno disminuye puesto que hay una mayor cantidad de microorganismos para degradar el sustrato. Pero, si el valor de X disminuye la concentración de oxígeno disuelto en el seno del reactor aumenta ya que habrá una menor demanda de oxígeno.

3.2.2. Influencia de S

Cuando los valores de X , Q y V permanecen constantes y los microorganismos se encuentran aclimatados a un sustrato, entonces una variación en el valor de S_0 impacta directamente en dos factores: 1) la

concentración de oxígeno disuelto y 2) el tiempo de reacción. En la tabla 5 se muestran las repercusiones que tiene el variar S_o .

TABLA 5. Variación de S_o

EVENTO	Concentración de oxígeno disuelto	Tiempo de reacción
Incremento de S_o	Disminución drástica de los microorganismos se vuelve mas rápida. Entonces el oxígeno será el reactivo limitante.	Aumenta, pues la biomasa tiene mayor cantidad de fuente de carbono para alimentarse, aunque se tiene el riesgo de presentarse un fenómeno de inhibición si S_o es muy grande.
Disminución de S_o	Si S_o es muy pequeña, el consumo de oxígeno disuelto será casi imperceptible y, para un SBR, no se tendría el respirograma.	Disminuye, pues hay poco alimento, aunque pueden presentarse periodos de ayuno si la biomasa permanece por espacios prolongados de tiempo sin alimentación.

3.2.3. Influencia de la geometría y del volumen del tanque

Básicamente la geometría del reactor, así como el volumen, es función del espacio con que se cuenta y el material con que se vaya a construir; su

influencia se reduce a la maniobrabilidad del reactor, es decir, facilidad para tomar muestras y/o para colocar dispositivos de medición, o cualquier otro elemento que ayude al proceso como aireadores, agitadores etcétera.

3.2.4. Influencia de Q

Si se mantienen los valores de S, X y V constantes se presentan dos casos extremos en el suministro de aire al reactor: 1) si el flujo es demasiado grande, el consumo de oxígeno debido a la oxidación del sustrato sería imperceptible ya que habría demasiado oxígeno disuelto en el medio; 2) por otro lado, un suministro pequeño en el flujo de aire daría una baja en la concentración de oxígeno.

Cabe aclarar que para un sistema de lodos activados se recomienda trabajar con una concentración de oxígeno disuelto superior a 2 mg/L, con lo cual se garantiza que este elemento no es el reactivo limitante (Degrémont, 1995). Además, a bajas concentraciones de oxígeno disuelto se favorece el crecimiento de microorganismos filamentosos con lo cual la etapa de sedimentación en un SBR sería poco eficiente. Por otro lado, la biomasa puede tener condiciones anóxicas/anaerobias con la consecuente baja en la remoción de sustrato.

En las experiencias que se realizaron en el presente trabajo los valores de X y S_0 se pueden considerar constantes, quedando así la influencia de Q como el parámetro a estudiar. Por lo tanto, el fin de esta estrategia es el de obtener respirogramas confiables, es decir, contar con una gráfica que describa

correctamente la etapa de reacción y evitar concentraciones de oxígeno disuelto menores a 2.0 mg/L.

En las tablas 6 y 7 se muestran los valores con los que se trabajó, cabe señalar que en estas experiencias se obtuvo solamente la fase de reacción del respirograma y no todo completo, pues se necesitaba saber, por el momento, solamente el comportamiento de la concentración de oxígeno al variar el aire.

En las figuras 17, 18 y 19 se presentan los perfiles de la concentración de oxígeno disuelto al variar el flujo de aire. En la figura 17 se muestran resultados de los experimentos llevados a cabo con agua residual urbana, a.r.u., se trabajó con flujos de aire de 2 y 1.5 Lpm. Se puede apreciar que cuando el flujo de aire es mayor existe una mayor cantidad de oxígeno disuelto en el medio y que, con un flujo de aire menor la concentración de oxígeno disuelto llega a tener un valor de 2 mg/L.

Tabla 6. Respirometría efectuada con agua residual urbana
 $S_o = 97$ mg COT/L; $X_o = 520$ mg SSV/L

Experimento	Q aire (Lpm)	Volumen (L)	S_o (mg COT/L)	X_o (mg biomasa/L)	Q/X
1	2	1	85	450	0.0044
2	2	1	110	480	0.0041
3	1.5	1	97	600	0.0025
4	1.5	1	95	550	0.0027
Promedio			97	520	0.0034
Desviación estándar			10	68	0.0009

Tabla 7. Respirometría efectuada con acetato de amonio
So = 104 mg COT/L; Xo = 1009 mg SSV/L

Experimento	Q aire (Lpm)	Volumen (L)	So (mg COT/L)	Xo (mg biomasa/L)	Q/X
5	2.5	1	117	970	0.0025
6	2	1	98	1000	0.0020
7	1.5	1	104	992	0.0015
8	0.5	1	103	920	0.0005
9	2	3	92	1118	0.0017
10	1.5	3	112	900	0.0016
11	1	3	101	1160	0.0008
Promedio			103.86	1009	0.0015
Desviación estándar			8	97	0.0007

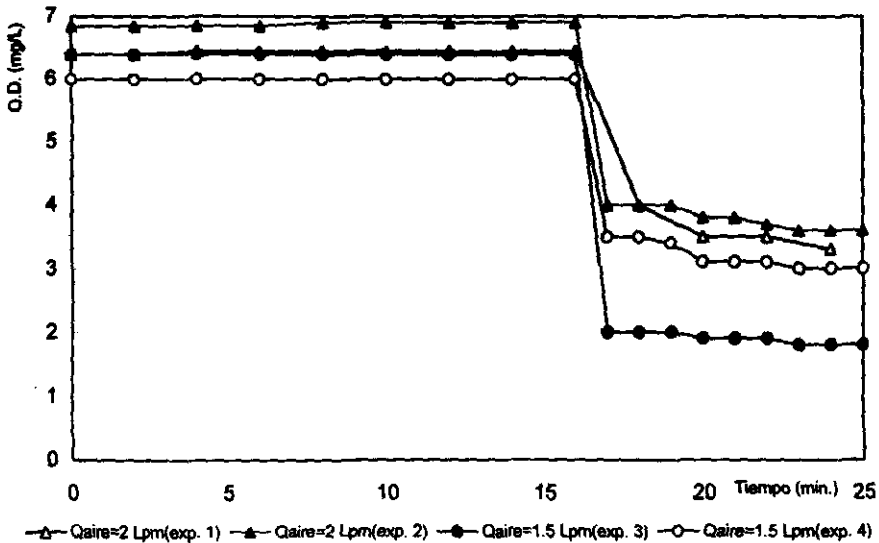


Figura 17. Respirometría con agua residual urbana utilizando diferentes valores de Q, So (promedio) = 97 mg COT/L; Xo (promedio) = 520 mg SSV/L

En las gráficas 18 y 19 se presentan los resultados al utilizar acetato de amonio como sustrato, se observa que con un flujo de 2.5 Lpm el cambio en la concentración de oxígeno disuelto es pequeño (0.7 mg/L) en tanto que para los flujos menores, 0.5 y 1 Lpm, la concentración de oxígeno baja de una forma rápida y drástica hasta tomar valores menores a 2.

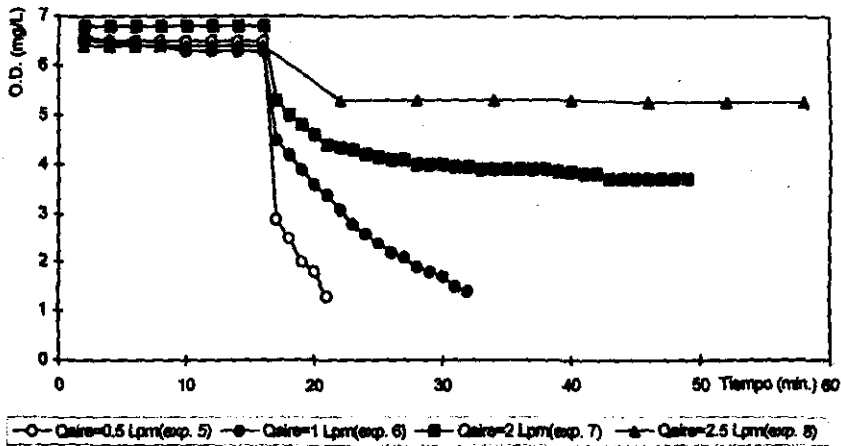


Figura 18. Respirimetría con acetato de amonio utilizando diferentes valores de Q, X_o (promedio) = 1009 mgSSV/L; S_o (promedio) = 104 mg COT/L

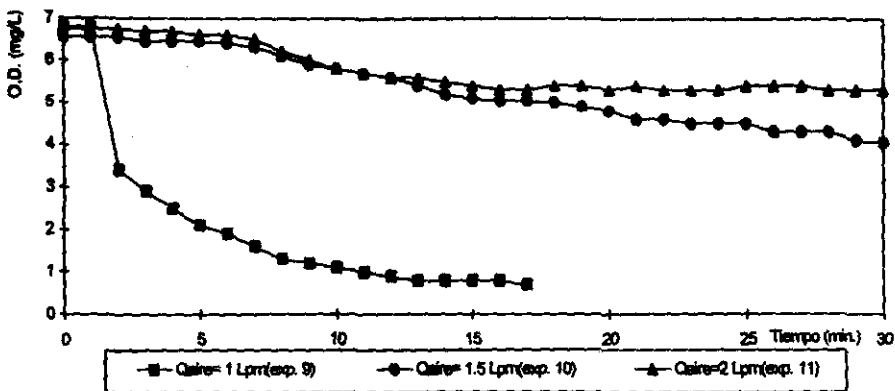


Figura 19. Respirimetría con acetato de amonio variando Q; X_o (promedio) = 1009 mg SSV/L; S_o = 104 mg COT/L

De las experiencias realizadas, el cociente Q/X es un parámetro importante ya que permitirá saber que flujo de aire se debe suministrar cuando se tenga un determinado valor de concentración de biomasa y viceversa.

En la figura 20 se graficaron los valores correspondientes al punto mínimo durante la etapa de reacción en un SBR contra el valor respectivo de Q/X para ese respirograma, así pues, se obtuvo que el valor de Q/X con el que se debe trabajar es 0.0015 ya que con este valor se obtienen concentraciones de oxígeno disuelto alrededor de 2 mg/L, por debajo de este valor de, Q/X , el oxígeno disuelto se convierte en reactivo limitante, y por arriba, si bien existe abundancia de oxígeno éste no es utilizado por la biomasa y puede hacer que el respirograma no sea bien apreciado.

Además se observa que los puntos correspondientes a los experimentos llevados a cabo con acetato de amonio se encuentran sobre una misma curva, al igual que los correspondientes a los de a.r.u.; la diferencia entre estas dos curvas se debe a que la X utilizada con acetato fue mas grande.

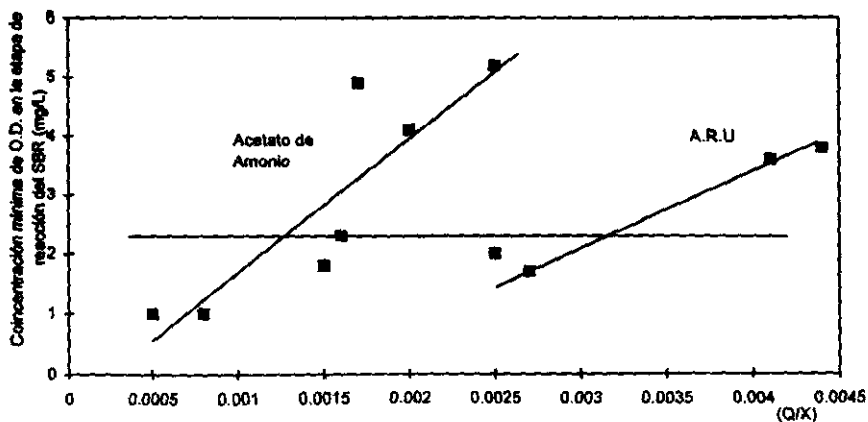


Fig. 20. Elección de la relación (Q/X)

3.2.5. Comentarios acerca de la etapa no óptima

En las figuras 17, 18 y 19, como ya se mencionó, no era el propósito obtener el respirograma completo, sin embargo se aprecian dos de las etapas que suceden en un SBR como son: la etapa en donde se tiene la concentración al equilibrio (aquí la concentración de oxígeno disuelto se mantiene constante) y la etapa de reacción del SBR (la concentración de oxígeno disuelto comienza a disminuir cuando se alimenta el sustrato).

El criterio utilizado para continuar con la estrategia sub óptima lo dieron las gráficas 15 y 16, pues en ellas se aprecia que el tiempo de reacción había disminuido y la eficiencia de degradación aumentado.

La operación del reactor resulto sencilla pues se controlaba por medio de un temporizador sin tener conocimiento, en línea, de lo que sucedía en el reactor.

3.3. Estrategia sub óptima

Al ser determinado el valor de operación para el flujo de aire suministrado el siguiente paso es el de implementar el respirómetro para poder monitorear el SBR, y así, llevar a cabo su control.

3.3.1. Control de la estrategia sub óptima

En las figuras 21, 22, 23 y 24 se presenta el comportamiento en el tiempo de las concentraciones de oxígeno disuelto (O.D.) y sustrato (S) durante la etapa de reacción de un SBR. En ellas se puede apreciar una relación entre estas dos variables, que es básica para entender la estrategia de control propuesta. Inicialmente la concentración de O.D. está en su valor de saturación; al adicionar el sustrato existe un consumo de oxígeno debido a la degradación. Esto hace que S y O.D. descendan rápidamente. Cuando S ha llegado a su valor mínimo se puede detener la etapa de reacción, ya que el prologarla sólo disminuye la eficiencia del reactor. Como se aprecia en la figura 20 cuando la concentración de O.D. está en un valor cercano a la saturación (después de haber pasado por un mínimo) se sabe con certeza que S se encuentra en un valor cercano a la máxima degradación, ya que un bajo consumo de oxígeno es signo de que los microorganismos no degradan mas sustrato.

En la experiencia que se presenta en la figura 23, se utilizó un flujo de aire igual a 2 Lpm, se aprecia como el mínimo en la concentración de oxígeno disuelto es superior a aquél encontrado con un flujo de 1.5 Lpm.

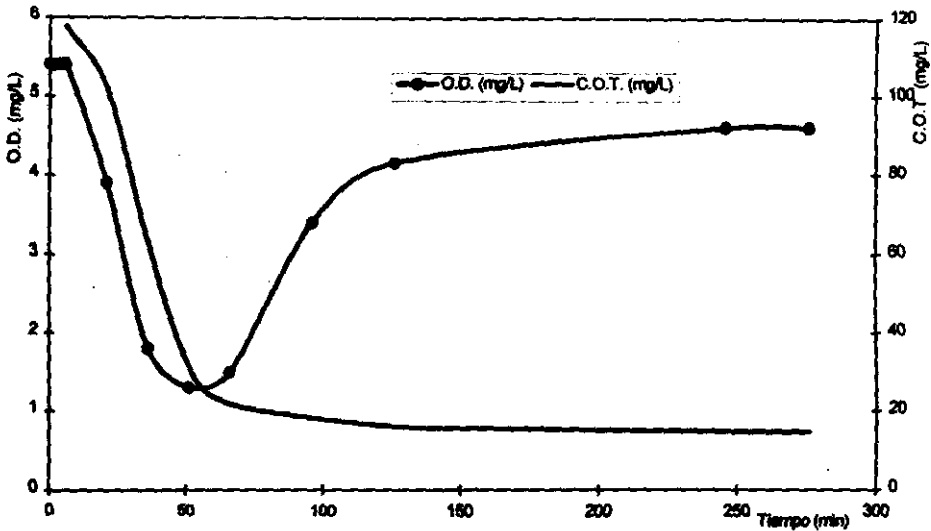


Fig. 21. Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato (acetato de amonio); Flujo de aire= 1.5 L/min; $X_o = 1380$ mg/L; $S_o = 100$ mg/L

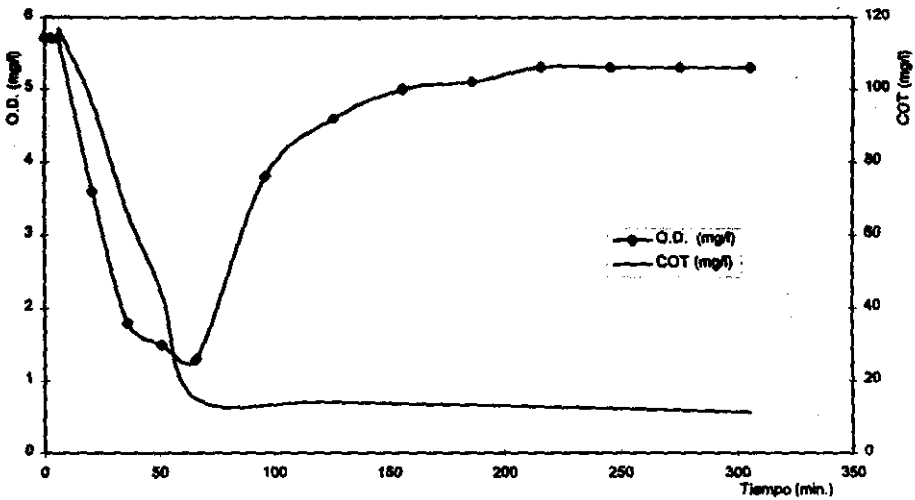


Fig. 22. Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato (acetato de amonio); Flujo de aire= 1.5 L/min; $X_o = 1426$ mg/L; $S_o = 100$ mg/L

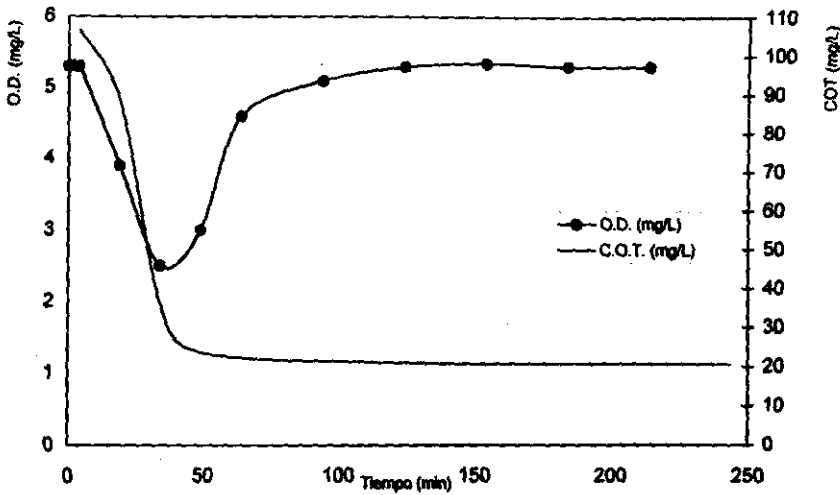


Fig. 23. Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato (acetato de amonio); Flujo de aire = 2 Lpm; $X_o = 1315$ mg/L; $S_o = 100$ mg/L

La experiencia que muestra la figura 24 se realizó con un gasto de aire con valor de 1 Lpm, con la consecuente baja en la concentración de oxígeno disuelto.

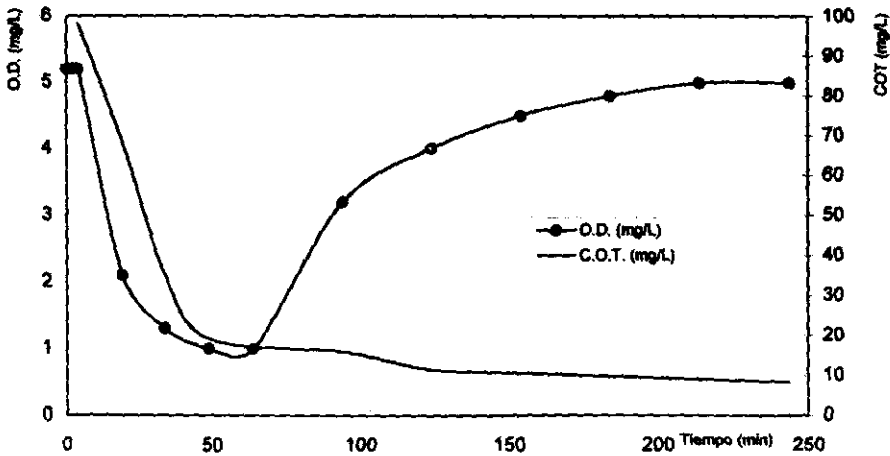


Fig. 24. Perfil de concentraciones tanto de oxígeno disuelto como de sustrato (acetato de amonio); Flujo de aire = 1 Lpm; $X_o = 1368$ mg/L; $S_o = 100$ mg/L

La estrategia de control propuesta consiste entonces en detener la etapa de reacción cuando la concentración de O.D. haya llegado de nuevo a la saturación, después de haber pasado por el mínimo (ver figura 25).

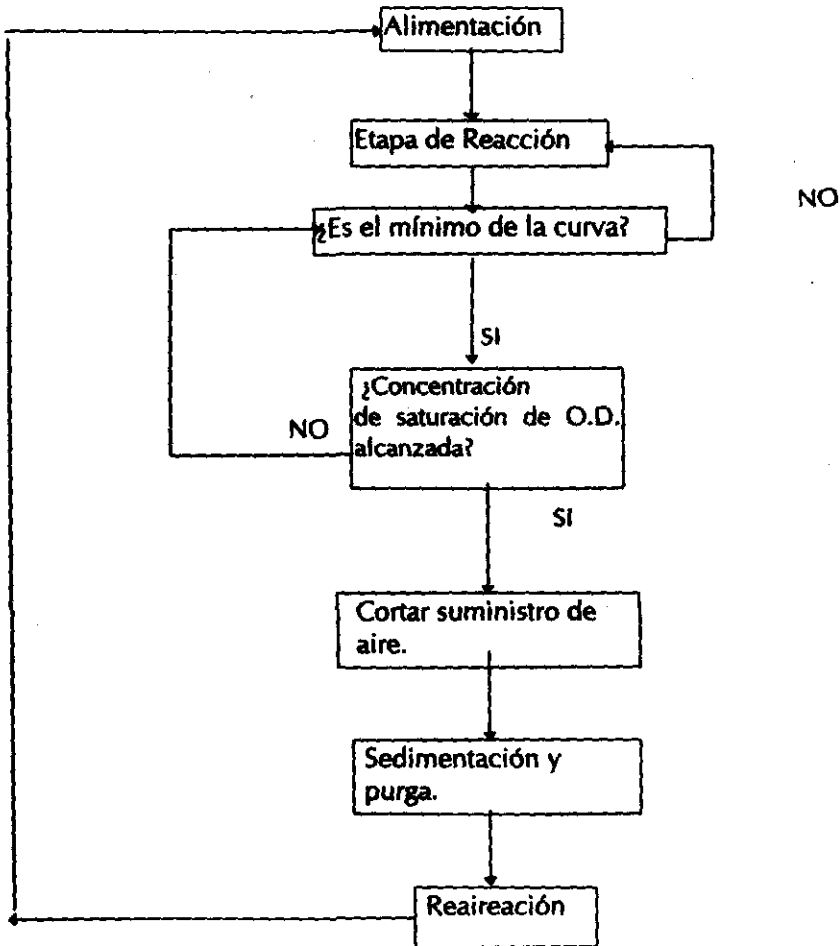


Fig. 25. Diagrama de flujo de la estrategia de control

3.3.2. Operación con acetato de amonio

En la figura 26 se muestran ciclos de operación de un SBR al implementar la estrategia de control con acetato de amonio. Se diferencian las fases correspondientes del respirograma (Fase endógena, Decantación, Reaireación, Consumo de Oxígeno, Punto mínimo, Incremento en la concentración de oxígeno hasta llegar al equilibrio).

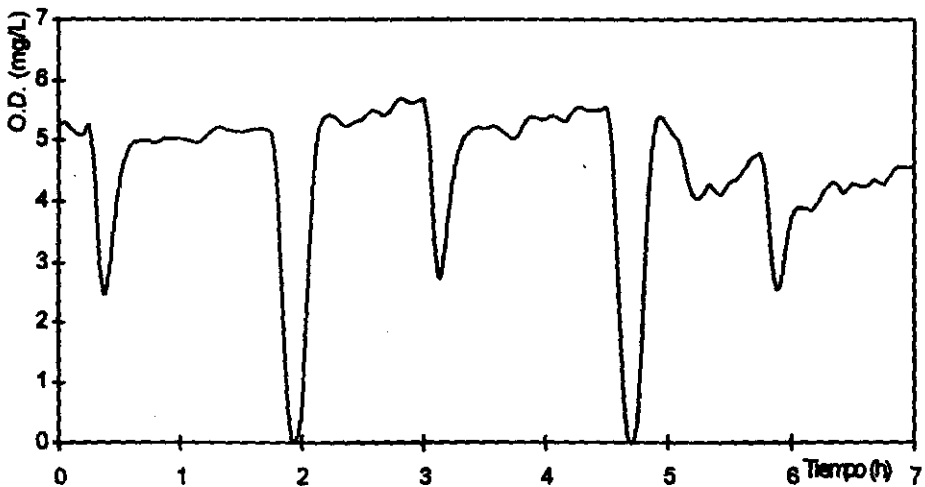


Fig. 26. Ciclos de operación del SBR utilizando acetato de amonio como fuente de carbono y energía; Flujo de aire: 1.5 L/min; $X_0 = 1630$ mg/L; $S_0 = 100$ mg COT/L

En las figuras 27, 28 y 29 se muestra el funcionamiento del SBR alimentado con acetato de amonio durante 36 h, se puede apreciar como el respirograma resulta bastante claro; sin embargo en la figura 28, tiene una disminución en la concentración al equilibrio de O.D., aunque es de notarse que los ciclos del reactor siguieron sucediendo, lo anterior fue debido a que se formó una película de biomasa en la membrana del electrodo que impedía su

buen funcionamiento. Ya en la figura 29 se observa un incremento en la concentración de oxígeno disuelto hasta el valor de 5.5 mg O.D./L, esto se debió a que el electrodo se enjuagó con agua destilada quitando con esto la biomasa.

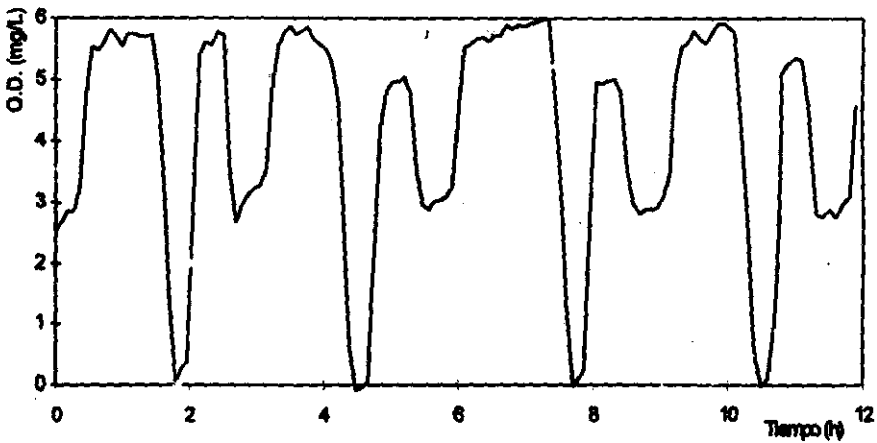


Fig. 27. Ciclos del SBR 1 utilizando acetato de amonio como fuente de carbono y energía; Flujo de aire: 2 Lpm; $X_o = 1550$ mg/L; $S_o = 100$ mg COT/L

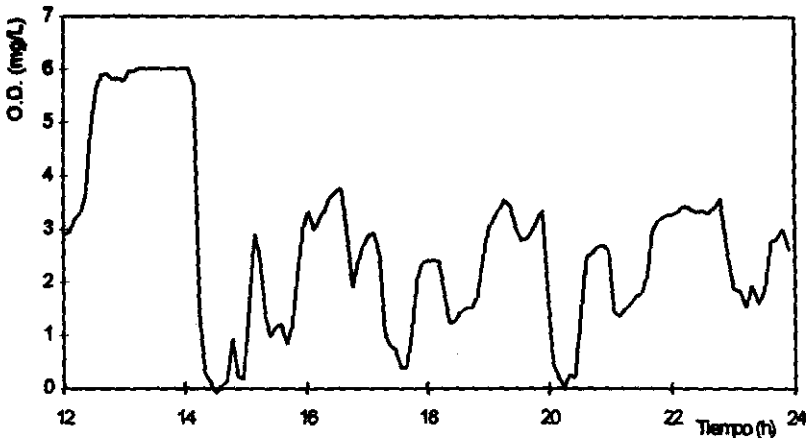


Fig. 28. Continuación de los ciclos de operación del SBR alimentado con acetato de amonio

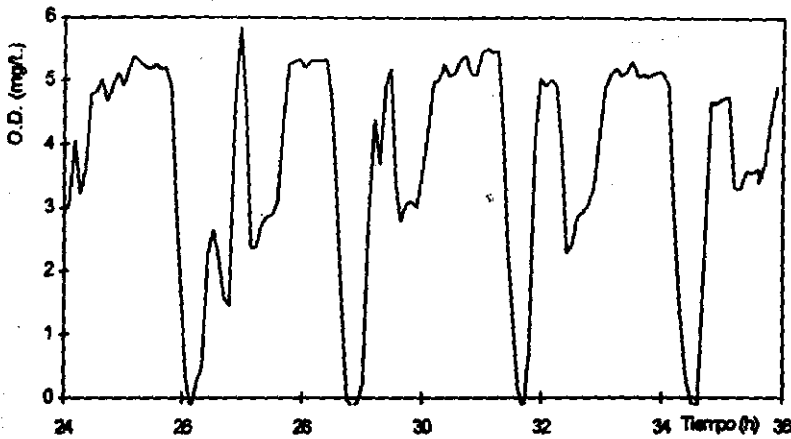


Fig. 29. Continuación de los ciclos de operación del SBR alimentado con acetato

Se reinoculo el SBR 1 debido a que hubo perdida considerable de lodos, utilizándose la estrategia sub óptima para aclimatar, este efecto se puede observar en la figura 30 en donde el tiempo de la fase de reacción es mayor en comparación al correspondiente de los lodos aclimatados (fig. 29).

Las figuras 27 y 29 reciben una mención aparte pues en ellas se ve el reflejo de lo que es el control de la estrategia sub óptima: un respirograma suave, concentración de oxígeno disuelto por arriba de 2 mg/L y, como se aprecia en la figura 31, altas eficiencias de remoción del reactor que fue alimentado con acetato de amonio.

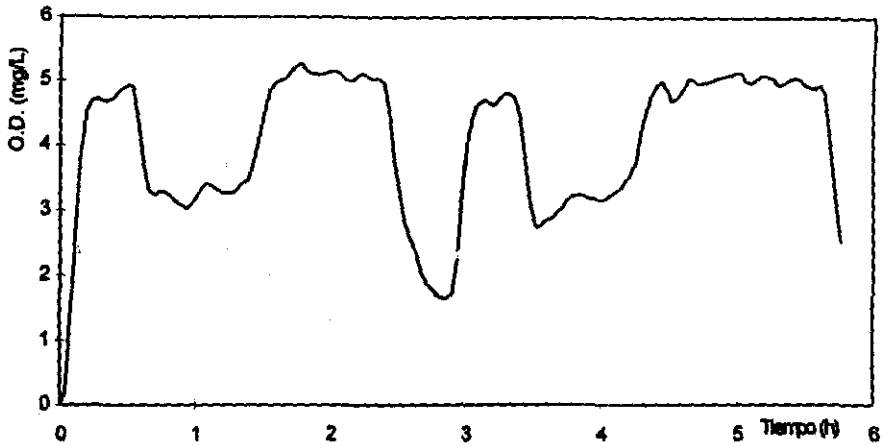


Fig. 30. Operación del SBR después de reinocular utilizando acetato de amonio como fuente de carbono y energía; Flujo de aire: 2 Lpm; $X_0 = 1200$ mg/L; $S_0 = 100$ mg COT/l

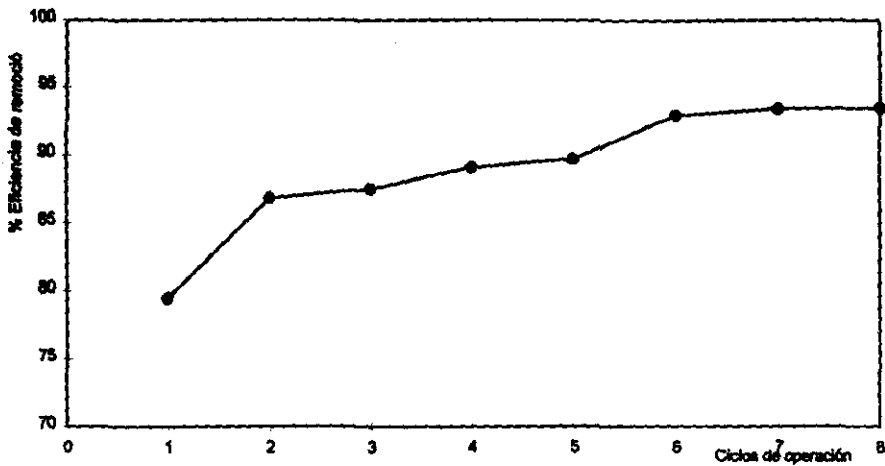


Fig. 31. Eficiencias de remoción del SBR alimentado con acetato, utilizando la estrategia sub óptima

3.3.3. Operación con 4-clorofenol

En las figuras 32 y 33 se muestra la operación del SBR y el tiempo de degradación para cada ciclo, respectivamente, cuando se utiliza 4-clorofenol como sustrato. Esto demuestra que la estrategia de control propuesta ciertamente puede determinar cuando se debe finalizar la etapa de reacción y no la prolonga innecesariamente. Esto trae consigo un incremento en la eficiencia de remoción comparado con la alcanzada mediante estrategia tradicional de operación, adicionalmente se minimiza el tiempo de ayuno de los microorganismos.

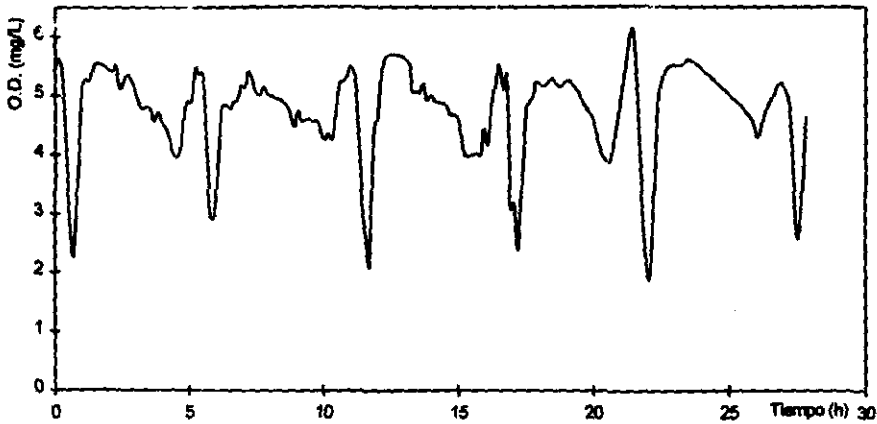


Fig. 32. Ciclos de operación del SBR utilizando 4-clorofenol como fuente de carbono y energía; Flujo de aire = 0.55 L/min; $X_0 = 650$ mg/L; $S_0 = 50$ mg 4-CF/L

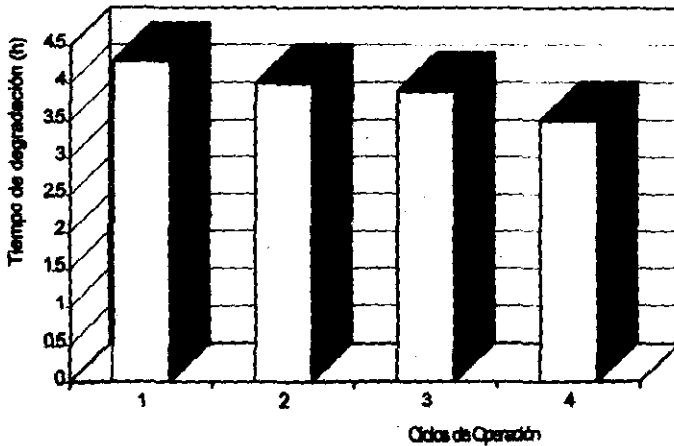


Fig. 33. Tiempo de degradación de los ciclos de operación del SBR alimentado con 4-clorofenol

3.3.4. Coeficiente de transferencia de Masa

Como se verá en el siguiente apartado, para la implantación de la estrategia óptima es necesario conocer el valor del coeficiente de transferencia de masa. Su determinación se realizó de acuerdo con lo establecido en el capítulo dos. Esta determinación se llevo a cabo con los microorganismos aclimatados al acetato de amonio para lo cual se trabajó con tres flujos de aire (1.0 1.5 y 2.0 Lpm). En las gráficas 34, 35 y 36 se muestran los datos a partir de los cuales se estimó el coeficiente de transferencia; cabe recordar que los valores que se utilizan son los correspondientes a la reaireación.

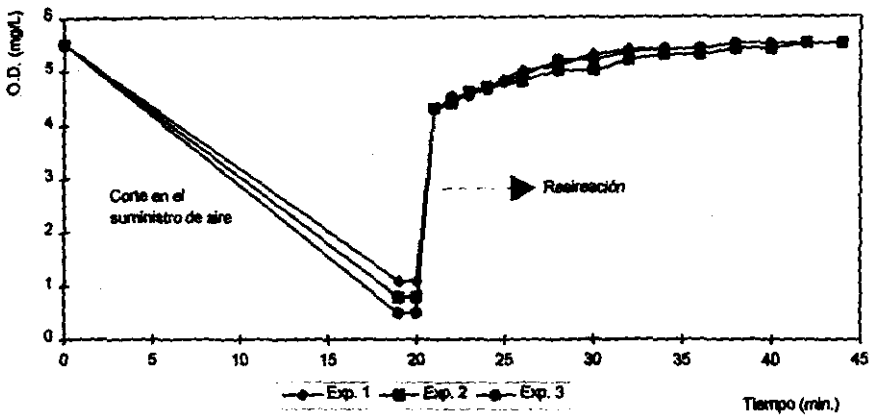


Fig. 34. Datos para obtener el coeficiente de transferencia de masa,
 $Q = 1 \text{ Lpm}$; $X = 1300 \text{ mg/L}$

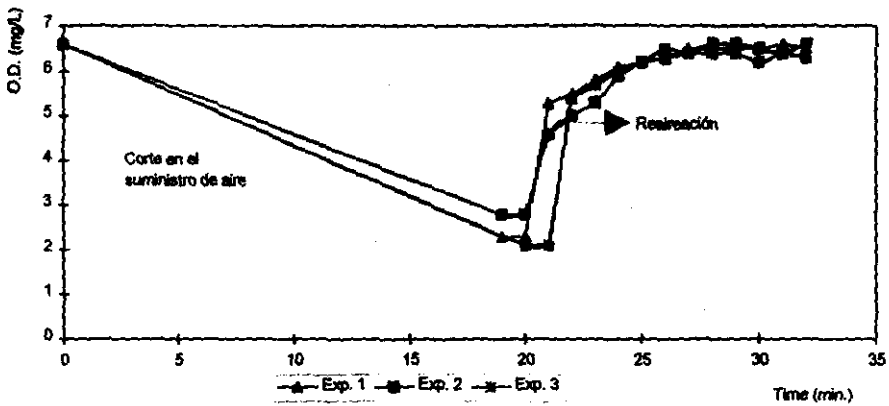


Fig. 35. Datos para obtener el coeficiente de transferencia de masa;
 $Q = 1.5 \text{ Lpm}$; $X = 1300 \text{ mg/L}$

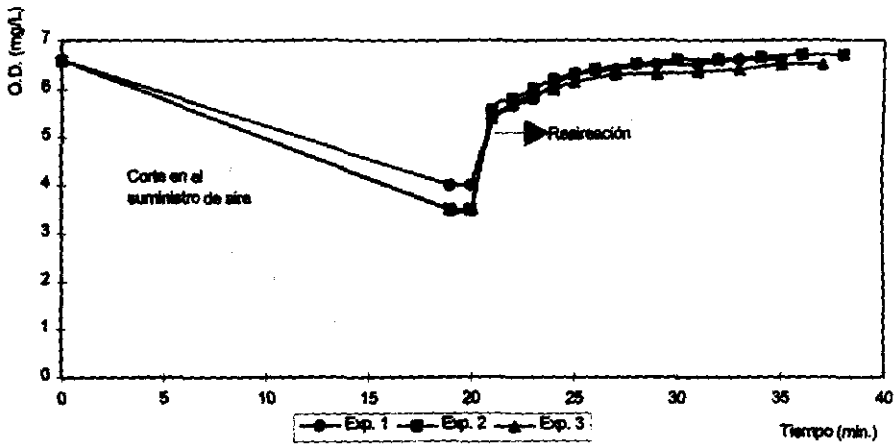


Fig. 36. Datos para obtener el coeficiente de transferencia de masa; $Q = 2$ Lpm; $Q = 1300$ mg/L

En las figuras 37, 38 y 39 se muestran los resultados al graficar la ecuación 18. En tanto que, en la tabla 7 se muestra un resumen de los resultados obtenidos.

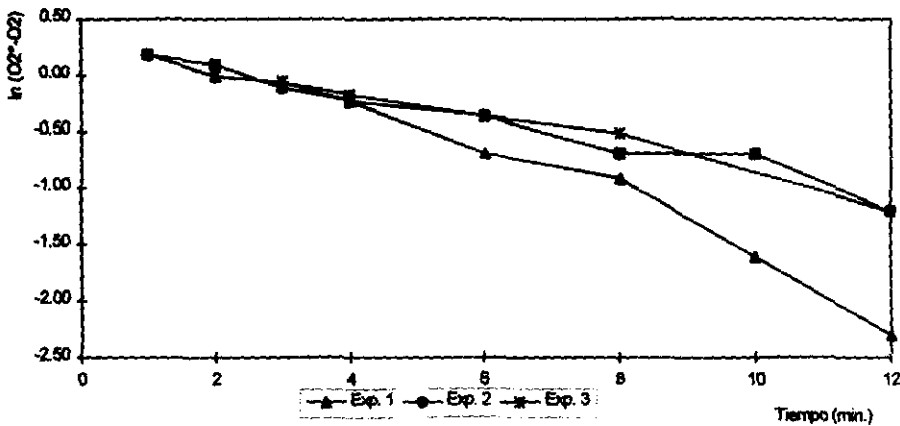


Fig. 37. Estimación del coeficiente de transferencia de masa; $Q = 1$ Lpm; $X = 1300$ mg SSV/l

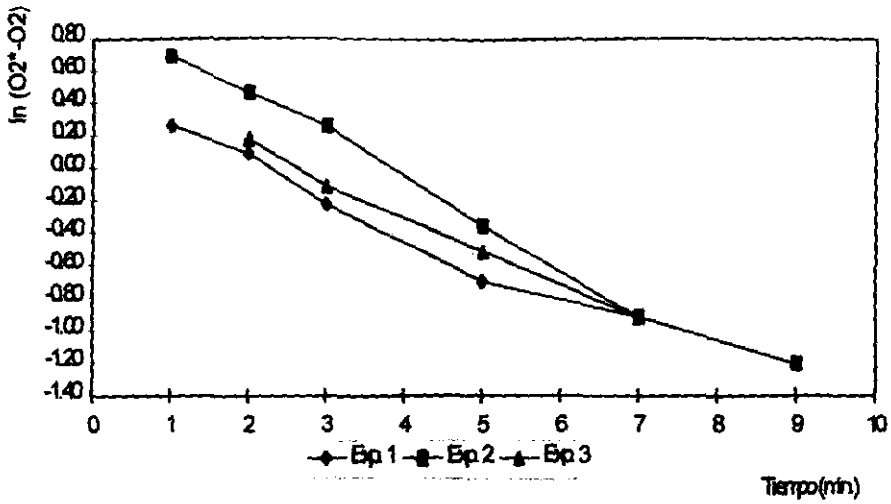


Fig. 38. Estimación del coeficiente de transferencia de masa; $Q = 1.5$ Lpm;
 $X = 1300$ mg SSV/L

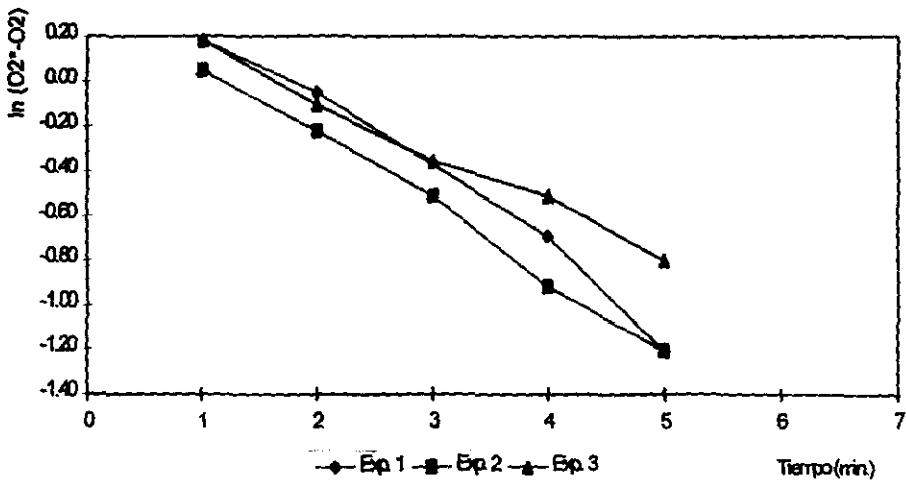


Fig. 39 Estimación del coeficiente de transferencia de masa; $Q = 2$ Lpm;
 $X = 1300$ mg SSV/L

Tabla 8. Resultados de la estimación del coeficiente de transferencia de masa

Q (Lpm)	K_{La} (min^{-1})	K_{La} (h^{-1})
1.0	0.19	11.40
	0.12	7.20
	0.09	5.40
Promedio	0.13	8.13
Desviación estándar	0.04	2.51
1.5	0.20	12.00
	0.27	16.20
	0.21	12.60
Promedio	0.23	13.60
Desviación estándar	0.03	1.85
2.0	0.34	20.40
	0.32	19.20
	0.23	13.80
Promedio	0.30	18.00
Desviación estándar	0.07	2.87

De la tabla 8 se tiene que al aumentar el flujo de aire existe un aumento en el coeficiente de transferencia de masa, ya que existe un aumento en la turbulencia dentro del reactor que favorece la transferencia (Eckenfelder, 1995).

En la figura 40 se graficó K_{La} en función de Q , con lo que se determinó una ecuación que será utilizada en el algoritmo de la estrategia óptima para determinar el coeficiente de transferencia de masa.

La ecuación obtenida es la siguiente:

$$K_{La} = 9.67 Q - 1.32 \quad (\text{hr}^{-1}) \quad (19)$$

En la figura 40 se encuentra graficada la ecuación 19.

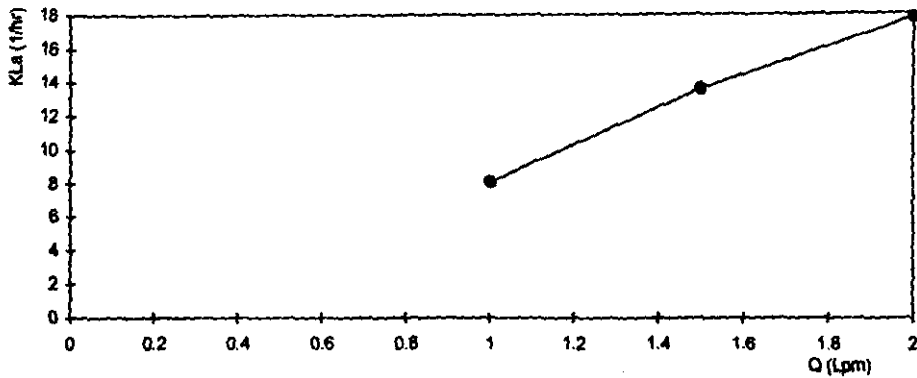


Fig. 40. $K_{L}a$ vs. Q

3.3.5. Comentarios acerca de la estrategia sub óptima

La implementación de la estrategia sub óptima de control presentó un buen funcionamiento con resultados satisfactorios. Los conceptos que definen a esta estrategia son:

- a) Variable medida: Concentración de oxígeno disuelto.
- b) Variable manipulada: Flujo de aire.
- c) Variable de control: Tiempo de degradación

En primer lugar, el respirograma muestra en que etapa de operación se encuentra el SBR (fase endógena, decantación, reaeración, reacción, incremento en la concentración de oxígeno y concentración al equilibrio).

En segundo lugar, cuando hubo un problema en el equipo (película de biomasa en el electrodo) el respirograma resulto ser un buen indicador de que el experimento no se estaba llevando a cabo correctamente, pues la baja en la concentración de oxígeno disuelto no era esperada.

Comparativamente, la estrategia sub óptima permitió tratar mas agua que la que se hubiera obtenido con la estrategia no óptima. Así, en 36 horas se trataron 48 litros de agua con la estrategia sub óptima. Por otro lado, en la operación usual de 24 horas, únicamente se hubieran tenido 3 ciclos de 12 horas cada uno, tratando solamente 12 litros de agua. Lo anterior representa un aumento en la capacidad del reactor de 4 veces.

Además, se obtuvo una ecuación para predecir el coeficiente de transferencia de masa en los experimentos correspondientes a la estrategia óptima.

3.4. Estrategia Óptima

Una vez que la estrategia sub óptima funcionó, se procedió a implementar la estrategia óptima, en donde ahora se obtuvo una estimación de la concentración de O.D., de X y de S.

3.4.1. Operación con acetato

En las figuras 41, 42, 43, 44 y 45 se presentan los resultados del control del reactor alimentado con acetato utilizando la estrategia óptima. En cuanto a la concentración de sustrato (fig. 41), ésta tiene un comportamiento esperado, disminuye su valor al transcurrir la etapa de reacción. En la figura 42 se compara la concentración de sustrato estimada con la real, teniéndose que los valores estimados son mayores hasta el punto de 20 mg/L, en donde la curva estimada adquiere valores por debajo de los reales, es de notar que la pendiente de la curva estimada es menor que la de la real. Lo anterior indica, que para el estimador, el sustrato se consume de una forma mas lenta, esto se puede explicar si se observa el comportamiento de la biomasa (decreciente), pues si la cantidad disponible de microorganismos para degradar el sustrato disminuye con el tiempo, el periodo para degradarlo se acrecentará.

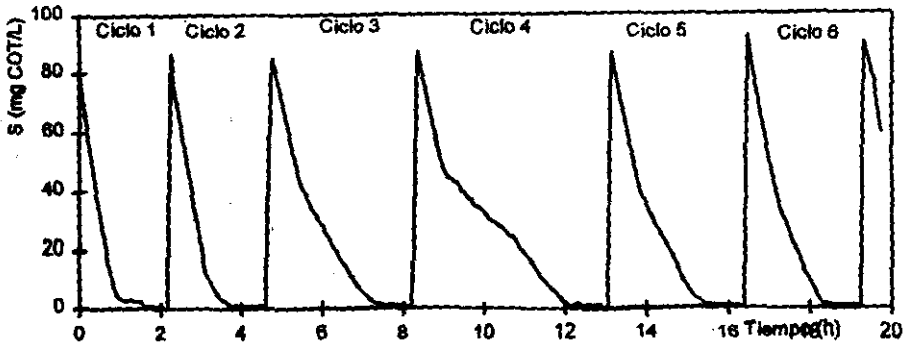


Fig. 41 Degradación de sustrato estimada durante los ciclos de operación del reactor alimentado con acetato utilizando la estrategia óptima; Fuente de carbono: Acetato; Flujo de aire: 2 Lpm; $X_0 = 1290$ mg/L; $S_0 = 100$ mg COT/L.

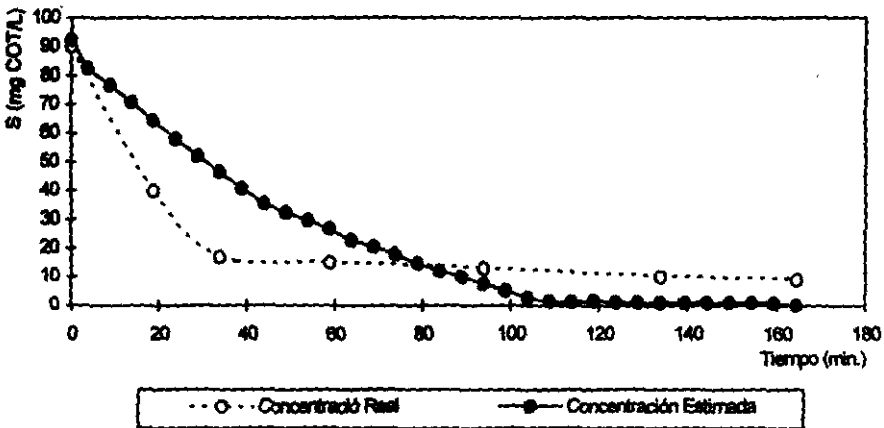


Fig. 42. Comparación del perfil de concentraciones; concentración estimada (línea continua) y concentración real (línea discontinua).

La figura 43, presenta la curva estimada para la concentración de la biomasa, en donde se aprecia que el valor de la concentración decrece en un inicio, posteriormente existe un periodo en donde se tienen valores bajos para después aumentar (al final del ciclo). Lo anterior proporciona información incorrecta sobre el proceso pues como se observa en la figura 44, la concentración aumenta al transcurri los días.

Sin embargo, existe una relación entre la información que se obtiene del estimador, de manera especial, si se observa el ciclo 4 en la figura en la figura 43 se nota un periodo de 4 horas aproximadamente en el cual, el valor de la X es muy pequeño; este hecho se hace notar en la figura 41, en donde, el ciclo que presenta un tiempo mayor de degradación es el ciclo 4.

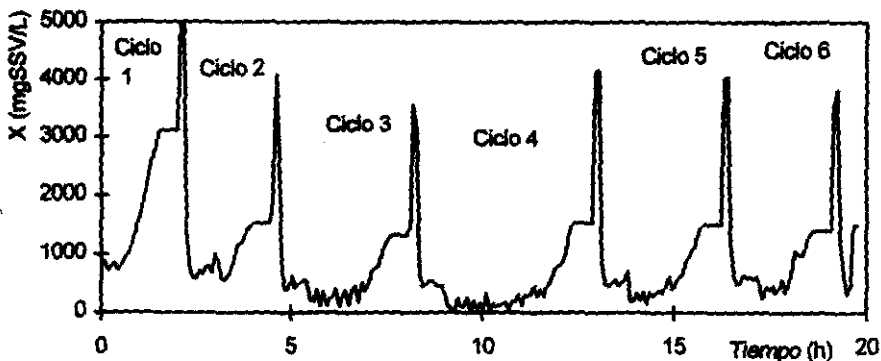


Fig. 43. Concentración estimada de biomasa utilizando la estrategia óptima

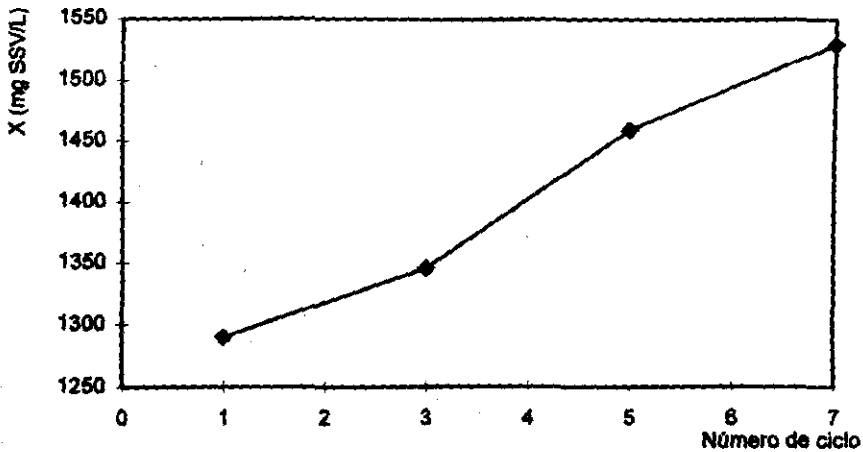


Fig. 44. Evolución real de la concentración de microorganismos al utilizar la estrategia óptima.

Es importante señalar que las partes de la gráfica que presentan el punto mínimo, mas pronunciado, de O.D. corresponden a las etapas de decantación y vaciado del SBR; por otro lado, el incremento y decremento, en la concentración de O.D., que se tienen a continuación corresponden a las etapas de reaireación (Tiempo muerto) y llenado respectivamente.

En las figuras 46, 47 y 48 se presenta la continuación de los respirogramas obtenidos con la estrategia óptima, en donde se aprecia un comportamiento similar a los de las figuras 41, 43 y 45. La figura 49 muestra como al operar el SBR, alimentado con acetato, con la estrategia propuesta se tiene un incremento en la eficiencia de remoción de hasta 97% en 38 horas. Si bien es cierto que la estimación de parámetros se puede mejorar, también lo es el hecho de que esta estrategia fue la que mejores resultados presento en cuanto a remoción de sustrato y la que mas información proporcionó.

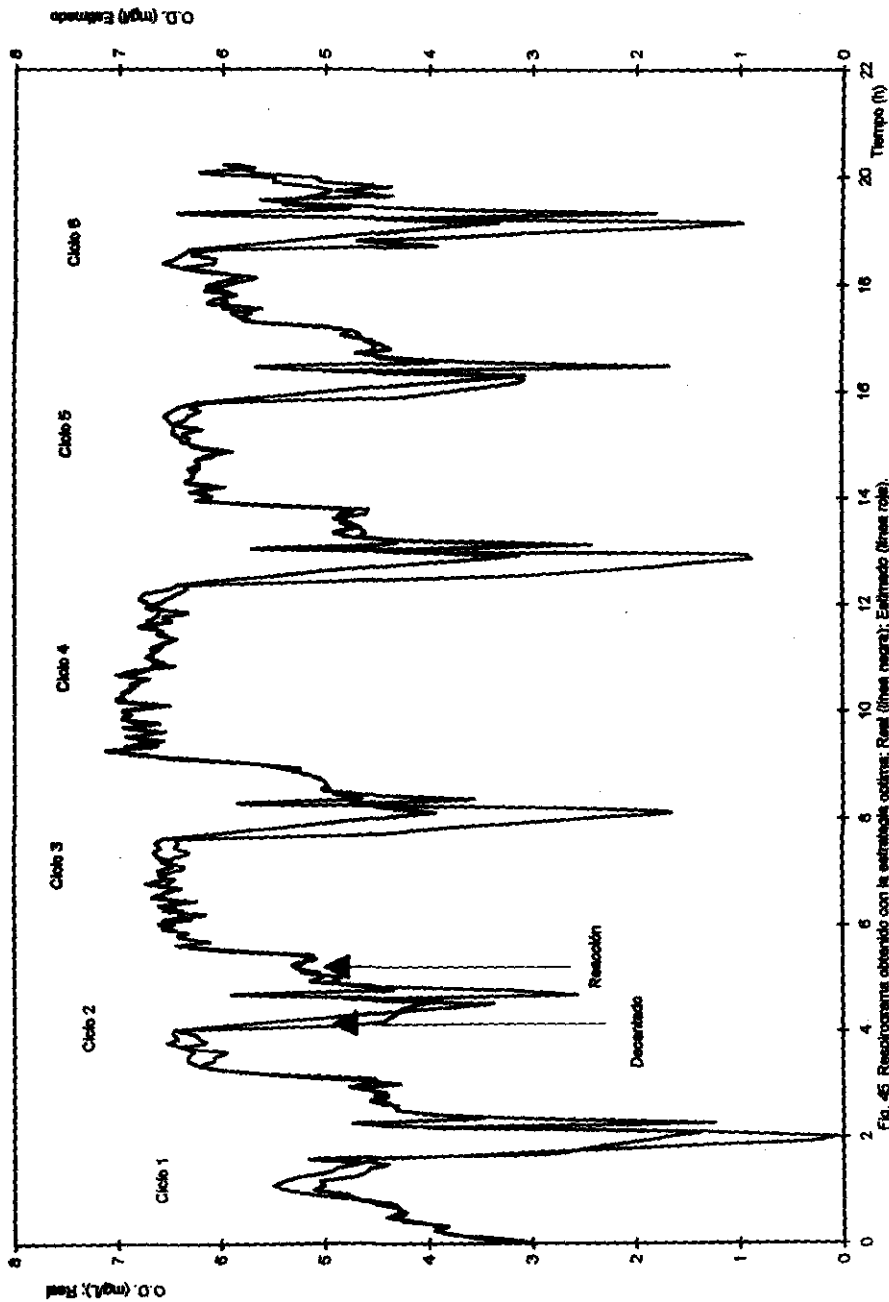


Fig. 46 Respirograma obtenido con la estrategia optimis; Real (línea negra); Estimado (línea gris).

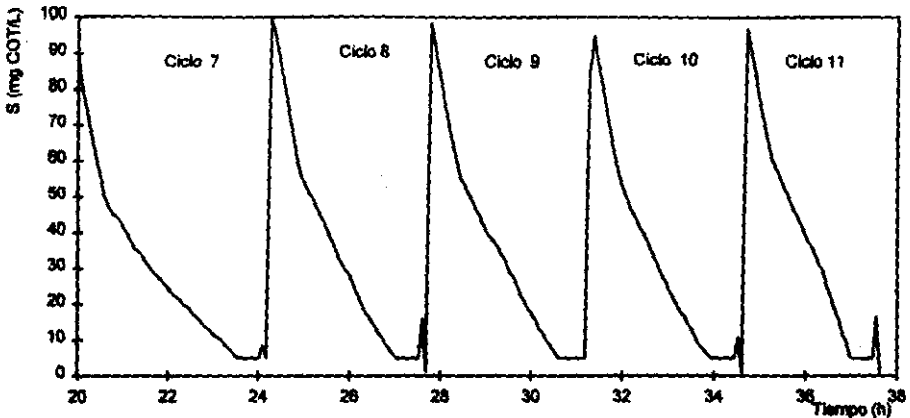


Fig. 46. Continuación de la concentración de sustrato estimada en la estrategia óptima

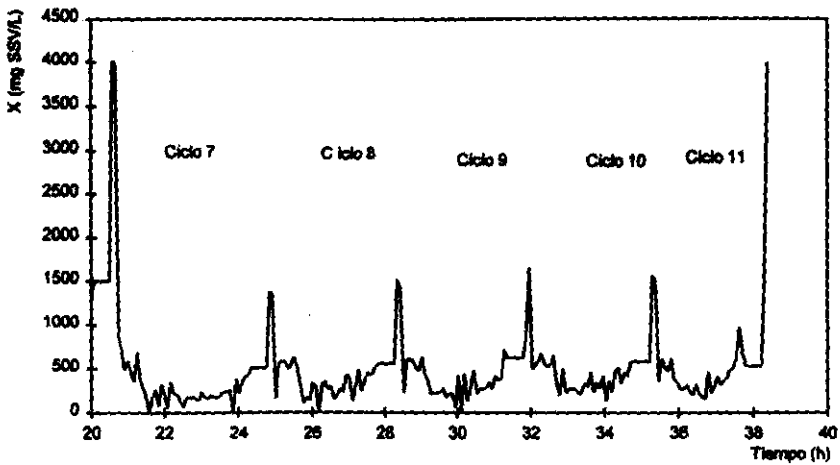


Fig. 47. Continuación de la concentración de biomasa estimada en la estrategia óptima

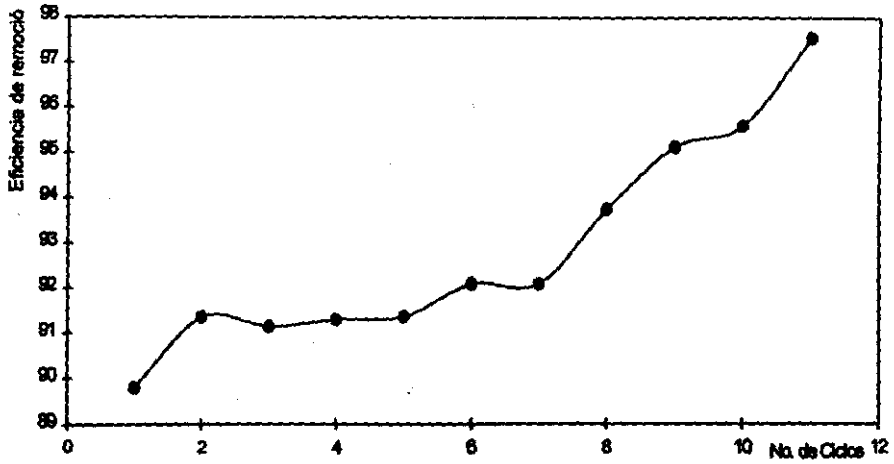


Fig. 48. Eficiencia de remoción de sustrato utilizando la estrategia óptima

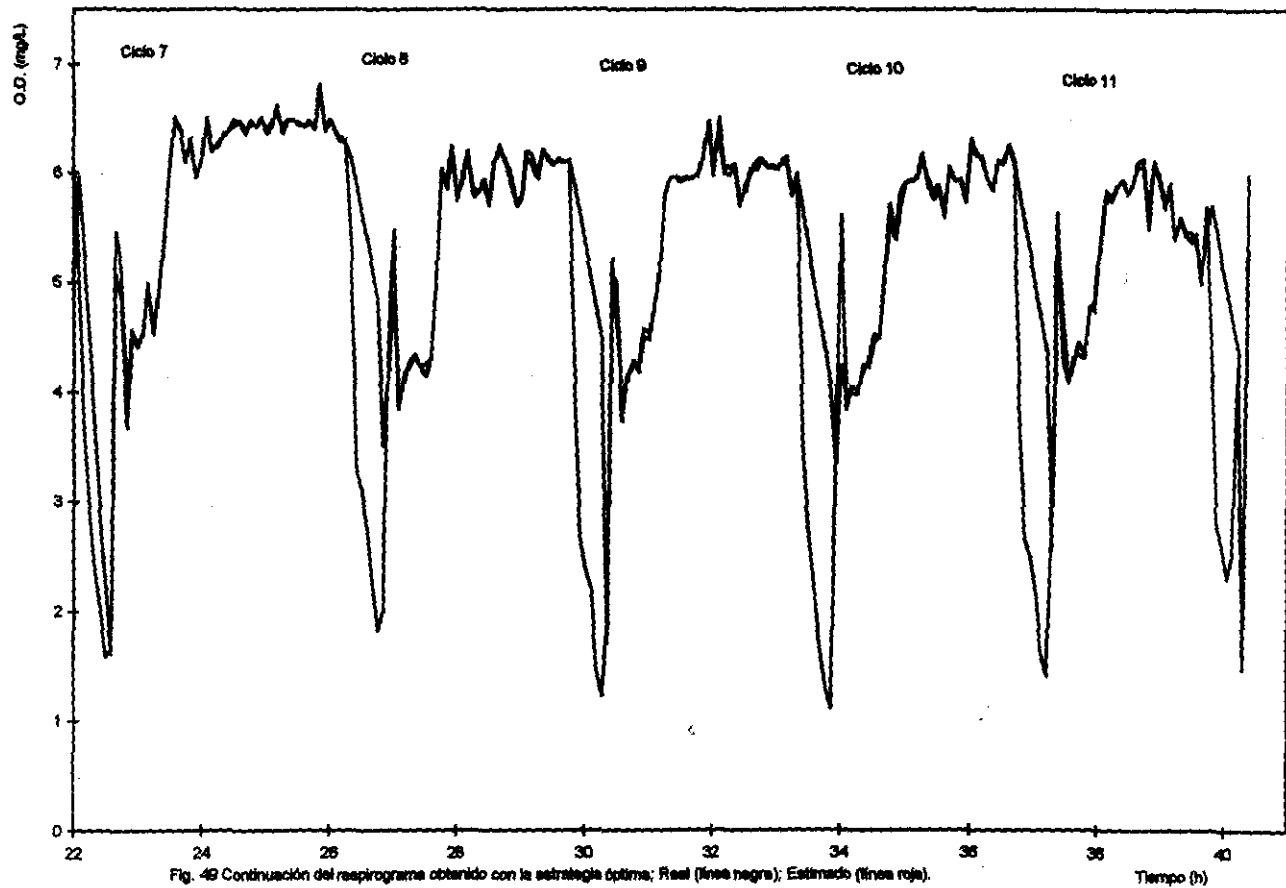


Fig. 49 Continuación del respirograma obtenido con la estrategia óptima; Real (línea negra); Estimado (línea roja).

3.4.2 Comentarios sobre la estrategia óptima

Los conceptos que definieron esta estrategia son:

- a) Variable medida: Concentración de oxígeno disuelto.
- b) Variable manipulada: Flujo de alimentación y flujo de aire.
- c) Variable de control: Tiempo de degradación.

La estrategia óptima presentó básicamente el problema de que tanto la concentración estimada de biomasa, así como la de sustrato, no fue la esperada. Lo anterior se debió básicamente a dos situaciones:

La primera, es que la calibración del observador no se concretó de una manera correcta por lo que los valores estimados, en especial los de la biomasa, decrecían y al empezar otro experimento regresaban al valor que se le había asignado inicialmente, en vez de presentar un aumento en la concentración de microorganismos.

La segunda, es que la estimación del oxígeno tiene un atraso de 15 minutos con respecto a la medición real, el cuál se va acumulando y llega el momento en que el cálculo de los valores de X y S se encuentra desfasado respecto de los reales, en el caso de la concentración de sustrato, para el estimador, los microorganismos degradan en una forma mas lenta el sustrato.

En cuanto a la implantación del respirómetro, ésta resulto exitosa pues el respirograma era un indicador de que el estimador no funcionaba del todo bien.

Es evidente que los problemas de la estimación recaen en las ecuaciones (11) y (12) del balance de materia ya que el respirograma estimado es semejante al real pero con un ligero atraso en el tiempo.

CONCLUSIONES

Se demostró que la concentración de oxígeno disuelto es una variable efectiva para lograr el control de un SBR.

La respirometría, por ser una técnica fácil de realizar y de bajo costo, resulta ser una técnica confiable para determinar la variable medida de las estrategias de control. El respirograma es una fuente valiosa de información, ya que es un fiel reflejo de las etapas que ocurren en la operación de un reactor discontinuo secuencial.

La estrategia no óptima es la más fácil de operar pero al mismo tiempo resulta ser la más ineficiente pues se logra una remoción del 92% en 21 días de operación. Sin embargo, en este estudio, resultó de utilidad debido a que se estudió el efecto que tiene el variar el aire en el respirograma.

La implementación de la estrategia sub óptima se debe al hecho de que durante la etapa de reacción, en un SBR, la concentración mínima posible de sustrato coincide con el punto mínimo en la curva de oxígeno disuelto. Esta relación permite aventajar la operación clásica de un SBR, en donde no se da cuenta del conocimiento del proceso y la cantidad del agua tratada depende de la experiencia del operador.

La operación del reactor con 4-clorofenol utilizando la estrategia sub óptima también presentó buenos resultados, como lo es una disminución en el tiempo de reacción.

Se relacionó, en el presente estudio, al coeficiente de transferencia de masa con el flujo de aire suministrado en una forma lineal. Con lo anterior se introdujo en el estimador de parámetros una ecuación que permitió calcular dicho coeficiente.

La exploración de la estrategia óptima es bastante alentadora, el mayor porcentaje de degradación de sustrato se presentó aquí. Asimismo, la información que puede suministrar esta estrategia es muy variada y fácil de analizar, todo esto a partir de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor. Con lo anterior se logra un control automático del SBR sin que esto se vuelva una operación complicada, por el contrario el grado de complejidad en la operación, si se compara con las otras dos estrategias, es mínimo.

Es importante señalar que se trató la misma cantidad de agua (en un periodo igual de tiempo), con las estrategias sub óptima y óptima, mas sin embargo, debe recordarse que una mejora en el estimador de estados propiciará una alimentación más eficaz redundando en un tiempo de reacción aún mas corto.

Los resultados obtenidos permiten sentar las bases para continuar con estudios en este ámbito en donde se determinarán los parámetros cinéticos de la ecuación que describe el crecimiento de la biomasa. Además, es conveniente trabajar con otros observadores de estados para poder contar con un estimado, de concentración de biomasa y de sustrato, aún más confiable.

REFERENCIAS

- APHA, AWWA, WPCF (1992). *Standard methods for examination of water and wastewater*. American Public Health Association. 18th de., EEUUA.
- Brenner A., Chozick R. e Irvine R. L. (1992). Treatment of a high-strenght mixed phenolic waste in an SBR. *Wat. Env. Res.*, **64**, (2), 128-133.
- Brower H., Klapwijk A. y Keesman K. J. (1994). Modelling and control of activated sludge plants on the basis of respirometry. *Wat. Sci. Tech.*, **30**, (4), 265-274.
- Buitrón G. y Moreno J. (1998). *Respirometry based on optimal control of an aerobic bioreactor for the industrial waste water treatment*. Presented at the 19th IAWQ Biennial Conference, Canada.
- Buitrón G. y Capdeville B. (1995). Enhancement of the biodegradation activity by the acclimation of the inoculum. *Environmental Tech.*, **16**, 1175-1184.
- Buitrón G., Koefoed A., y Capdeville B. (1993). Control of phenol biodegradation by using CO₂ evolution rate as an activity indicator. *Environmental Tech.*, **14**, 227-236.
- Cadena F., Drohobyczer A., Beach M. Y. y Barnes D. (1989). A novel approach to simplified respirometric oxygen demand determinations. Proc. of the 43rd Purdue Industrial Waste Conference, 459-467.
- Cheremisinoff P. N. (1994). *Biomangement of waste water and wastes*. Prentice Hall, EEUUA.
- Degrémont (1990). *Wastewater treatment handbook*. Lavoisier, 19th ed. Francia.
- Droste L.R. (1997). *Theory and Practice of waste water treatment*. Wiley and Sons, EEUUA.
- Eckenfelder W. W. y Grau P. (1992). *Activated sludge process design and control, theory and practice*. Technomic, EEUUA.

- Grady C.P.L. Jr., Dang J.S., Harvey D.M., Jobbagy A. y Wang X.L. (1989). Determination of biodegradation kinetics through use of electrolytic respirometry. *Wat. Sci. Tech.* **21**, (8/9), 957-968.
- Harris D.C. (1992). *Análisis químico cuantitativo*. Iberoamericana, 2ª ed. México.
- Heinzle E. (1997). Mass spectrometry for on-line monitoring of biotechnological processes. *Advances in Biochemical Engineering Biotechnology* **35**, 1-45.
- Henley E. J. y Seader D. J. (1990). *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*. Repla, 2ª ed., México.
- Irvine R. y Ketchum L. (1984). Sequencing batch reactors for biological wastewater treatment. *Critical reviews in environmental control*, **18**, (4), 285-294.
- Jørgensen P. y Eriksen T. (1992). Estimation of viable biomass in waste water and activated sludge by determination of ATP, O₂ utilization rate and FDA hidrólisis. *Wat. Res.*, **26**, (11), 1495-1501.
- Klapwijk A., Spanjers H. y Temmink H. (1993). Control of activated sludge plants based on measurement of respiration rates. *Wat. Sci. Tech.* **28**, (11/12), 369-376.
- Kolarski R. y M. Geert (1995). The use of SBR technology for the treatment of high-strength dairy process waste. *Proc. of the 50th Industrial Waste Conference Purdue University*, 485-494.
- Kong Z., Vanrollenghem y Verstraete W. (1994). Automated respiration inhibition kinetics analysis (ARIKA) with a respirographic biosensor. *Wat. Sci. Tech.*, **30**, (4), 275-284.
- Luyben L. W. (1990). *Process modeling, simulation and control for chemical engineers*. McGraw-Hill, 3rd. ed. EEUUA.
- Martin M. A. (1991). *Biological degradation of wastes*. Elsevier Science, EEUUA.

- Mendoza C. y Buitrón G. (1998). Actividad de deshidrogenasa como medida de la actividad microbiana en un proceso biológico usado para la degradación de compuestos tóxicos. *Memorias del 1^{er} Simposio Latinoamericano de Tratamiento y Reuso del Agua y Residuos Industriales*. 1, 12.1-12.7
- Metcalf y Eddy (1997). *Wastewater treatment*. McGraw-Hill, 3rd ed. EEUUA
- Moreno J. (1997). Optimal time control of sequencing batch reactors for industrial wastewater treatment. *Conference on Decision and Control (CDC)*, EEUUA
- Mutharasan R., Magge W.E., Wheatley M.A. y Lee Y.H. (1997). *Engineering Biotechnology*. Drexel University, EEUUA.
- Quintero R. (1998). Apuntes del curso: *Procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales*. UNAM, México.
- Ramírez K. (1990). *Biología*. Alhambra, México.
- Spanjers H., Olsson G. y Klapwijk A. (1993). Determining influent short-term biochemical oxygen demand by combined respirometry and estimation. *Wat. Sci. Tech.* 28, (11/12), 401-414.
- Spanjers H., Vanrolleghem P., Olsson G. y Dold P. (1996). Respirometry in control of the activated sludge process. *Wat. Sci. Tech.* 34, (3/4), 117-126.
- Wanner J. (1992). Comparison of biocenoses from continuous and sequencing batch reactors. *Wat. Sci. Tech.*, 25, (6), 239-249.
- Watts J.B. y Garber F. W. (1993). On line respirometry: a powerful tool for activated sludge plant operation and design. *Wat. Sci. Tech.*, 28, (11/12), 389-399.
- Winkler A. (1994). *Tratamiento biológico de aguas de desecho*. LimEEUUA, México.
- Young J. (1996). Fundamentals of respirometry: instrument types and basis of operation. *Proc. of the 51st Purdue Industrial Waste Conference*, 441-451