



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería

Instituto de Ingeniería

**OPERACIÓN DE UN BIORREACTOR AEROBIO
DISCONTINUO BAJO UNA ESTRATEGIA DE
CONTROL ÓPTIMA**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA
(AMBIENTAL)**

P R E S E N T A:

I. A. José Antonio Linares García

**DIRECTOR DE TESIS:
Dr. Germán Buitrón Méndez**



JURADO ASIGNADO

Presidente: Dr. Jaime Moreno Pérez

Secretario: Dra. Georgina Fernández Villagómez

Vocal: Dr. Germán Buitrón Méndez

1^{er} suplente: Dr. Jorge Gómez Hernández

2^{do} suplente: Dra. Petia Mijaylova Nacheva

Lugar donde se desarrolló el tema:

Grupo de Tratamiento Biológico de Aguas Residuales Industriales de la Coordinación de Bioprocesos Ambientales del Instituto de Ingeniería de la UNAM, D.F. México.

TUTOR DE TESIS

Dr. Germán Buitrón Méndez

Firma

AGRADECIMIENTOS

Gracias al CONACYT y su programa de becas que me ha permitido completar mis estudios.

Hago un reconocimiento a la importancia que tuvo el proyecto de cooperación internacional denominado Efficient Operation of Urban Wastewater Treatment Plants (EOLI, 2005) en la realización de este trabajo.

Quiero expresarle mi más sincera gratitud al Dr. Germán Buitrón por la oportunidad que me dio de trabajar en su equipo, por las enseñanzas que recibí pero sobretodo por la gran paciencia que me tuvo y me alentó a llegar a este momento.

Reitero la gratitud que siento hacia mi comité tutorial, a la Dra. Georgina Fernández Villagómez, al Dr. Jaime Moreno Pérez, a la Dra. Petia Mijaylova Nacheva y al Dr. Jorge Gómez Hernández por su esfuerzo en guiar este trabajo y sus valiosas aportaciones.

Agradezco también al M. C. Jaime Pérez Trevilla por el apoyo técnico y muy especialmente por sus consejos en los momentos difíciles, Jaime es un claro ejemplo del valor de la actitud positiva y del trabajo en equipo.

Estoy en deuda con el Dr. Manuel Betancur por todo su apoyo, sus observaciones y su siempre pronta disposición para resolver problemas y obtener resultados.

Les agradezco también su ayuda y apoyo a todos aquellos con quienes compartimos espacio y trabajo: Leonardo Jiménez, Iván Moreno, Rodrigo Cervantes y demás becarios del equipo de trabajo.

También agradezco a todo el personal de la planta de tratamiento de aguas de ciudad universitaria por su disposición y apoyo en esta labor.

Finalmente agradezco a don Pedrito, Doña Rosita y a la Lic. Griselda por todo su amor, confianza y solidaridad, son mi gran tesoro.

Nuevamente llegué al final del capítulo y eso me alegra y complace, la esperanza me ha traído hasta aquí y con tu ayuda el vuelo continuará.

ÍNDICE	Página
Objetivos	i
Hipótesis	ii
1. Conceptos Básicos	1
1.1 Aguas Residuales	1
1.2 Situación en México	2
1.3 Clasificación de los métodos de tratamiento	3
1.3.1 Métodos Físicos	3
1.3.2 Métodos Químicos	3
1.3.3 Métodos Biológicos	3
1.4 Procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales	4
1.4.1 Objetivos del tratamiento biológico	4
1.4.2 Tipos de procesos biológicos	4
1.4.3 Reactores	5
1.5 Reactor Discontinuo	7
1.5.1 Fundamentos	7
1.5.2 Microorganismos que intervienen en el proceso	8
1.5.3 Problemas existentes	10
2. Antecedentes	11
2.1 Estrategia de control de procesos discontinuos	12
2.1.1 Estrategia de tiempo fijo	12
2.1.2 Estrategia de tiempo variable	12
2.1.3 Control de tiempo óptimo basado en observadores	14
2.1.4 Control de tiempo óptimo dirigido por eventos	17
2.2 Transferencia de oxígeno	19
2.2.1 Transferencia de oxígeno en agua limpia	19
2.2.2 Temperatura	20
2.2.3 Composición	21
2.2.4 Flujo de aire	22
2.2.5 Volumen de agua dentro del reactor	23
2.3 Escalamiento	24
3. Metodología	26
3.1 Generalidades sobre el 4-Clorofenol	27
3.2 Módulo Experimental (planta piloto)	29
3.3 Plan Experimental	33
3.3.1 Etapa 1 Pruebas previas al arranque de operaciones	33
3.3.2 Etapa 2 Arranque de operaciones del reactor	35
3.4 Técnicas de análisis	36

3.5	Régimen de mezclado (trazado)	37
3.6	Transferencia de oxígeno en agua residual	40
4.	Resultados	42
4.1	Caracterización del régimen de mezclado	42
4.2	Caracterización de la transferencia de oxígeno ($k_L a$)	43
4.3	Aclimatación	45
4.4	Estrategia óptima de control	48
4.5	Estrategia óptima de control degradando un pico de concentración de 1000 mg de 4CF/L	51
5.	Conclusiones	54
6.	Referencias	56
	Anexo 1. Ponencias en congresos	58

ABREVIATURAS

ASCE	Sociedad Americana de Ingenieros Civiles (American Society of Civil Engineers)
COT	Carbono Orgánico Total
CSTR	Reactor de Tanque Agitado de Flujo Continuo o Reactor de Mezcla Completa
CU	Ciudad Universitaria
DOO	Demanda Química de Oxígeno
ED-TOC	Control de Tiempo Óptimo Dirigido por Eventos (Event Driven Time Optimal Control)
EPA	Agencia de Protección Ambiental (Environmental Protection Agency)
FTC	Estrategia de control de tiempo fijo (Fixed Timing Control)
IVL	Índice Volumétrico de Lodos
OB-TOC	Control de Tiempo Óptimo Basado en Observadores (Time Optimal Control Observed Based)
OD	Oxígeno Disuelto
PFR	Reactor de Flujo Pistón
PTAR	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales
SBR	Reactor Discontinuo o por Lotes (Sequencing Batch Reactor)
SST	Sólidos Suspendidos Totales
SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles
TA	Tanque de Almacenamiento
TR	Tanque de Reacción
US	Estados Unidos (United states)
VTC	Estrategia de control de tiempo variable (Variable Timing Control)
4CF	4-clorofenol

VARIABLES Y PARAMETROS

b:	Tasa específica de respiración endógena (h^{-1})
C_s :	Concentración de oxígeno a la saturación en equilibrio (mg/L)
C_i :	Concentración de oxígeno en la fase líquida al tiempo t, (mg/L)
C_0	Concentración de oxígeno inicial (mg/L)
k:	Constante empírica (adimensional)
K_d :	Coefficiente de decaimiento bacteriano (h^{-1})
k_{La} :	Coefficiente de transferencia de oxígeno (h^{-1})
K_s :	Constante de afinidad (mg/L)
K_1 :	Constante de inhibición(mg/L)
k_1, k_2 y k_3	Son coeficientes de correlación (adimensionales)
N	Velocidad rotacional del agitador (rpm)
O:	Concentración de oxígeno disuelto en el agua (mg/L)
O_{in} :	Concentración de oxígeno disuelto en el influente (mg/L)
O_s :	Concentración de oxígeno a la saturación (mg/L)
P_g :	Requerimiento de potencia para airear un biorreactor (hp)
Q	Es el flujo de aire usado en la aireación en (m^3/h)
Q_{in} :	Flujo de entrada al reactor (L/h)
Q_{max} :	Flujo máximo de entrada al reactor (L/h)
Q_{opt} :	Flujo óptimo de entrada al reactor (L/h)

S:	Concentración del sustrato en el reactor (mg/L)
S _b :	Concentración de sustrato en el llenado total (mg/L)
S _f :	Concentración de sustrato al final del proceso (mg/L)
S _{in} :	Concentración del sustrato a la entrada del reactor (mg/L)
S*:	Concentración de sustrato en donde se tiene rapidez máxima del desarrollo de biomasa (mg/L)
T	Temperatura (°K)
V:	Volumen de agua dentro del reactor (L)
V _f :	Volumen Final (L)
V _R :	Volumen del biorreactor (L)
V _s :	Velocidad de salida del gas superficial (cm/min)
V ₀ :	Volumen inicial (L)
X:	Concentración de la biomasa dentro del reactor (mg/L)
Y _{X/O} :	Coefficiente de rendimiento biomasa/oxígeno (adimensional)
Y _{X/S} :	Coefficiente de rendimiento celular, biomasa/sustrato (adimensional)
γ	Tasa de consumo másico de oxígeno (Oxygen mass uptake rate) (h ⁻¹)
μ(S) ó μ:	Rapidez de crecimiento bacteriano (h ⁻¹)
μ _b :	Rapidez de desarrollo de biomasa en el llenado total (h ⁻¹)
μ _{max} :	Tasa específica de crecimiento máximo(h ⁻¹)
μ*:	Rapidez máxima en el desarrollo de biomasa (h ⁻¹)
θ	Es un factor de corrección por temperatura (adimensional)

R E S U M E N

Este trabajo presenta los resultados y el análisis de la aplicación de una estrategia de control óptimo de llenado para la biodegradación, en un biorreactor discontinuo, de agua residual sintética constituida por 4-clorofenol, 4CF, (como modelo de un compuesto inhibitorio) y una mezcla de nutrientes tales como nitrógeno, fósforo, y oligoelementos. Un problema frecuentemente encontrado en el tratamiento de efluentes industriales con características tóxicas es la inhibición de los microorganismos como consecuencia de choques en la concentración de los compuestos tóxicos. En este trabajo se propone la aplicación en un prototipo industrial de una estrategia de control óptimo para la operación de biorreactores discontinuos que tratan efluentes tóxicos.

Se usó un biorreactor discontinuo, aerobio automatizado de 1 m³ con un volumen de trabajo de 750 litros y un volumen de intercambio de 300 litros. Como parte de la estrategia de control el influente se alimentó al reactor de tal modo que se tuviera en todo momento, dentro del biorreactor, la máxima tasa de degradación y evitando la inhibición de los microorganismos.

La estrategia óptima basa su control en el llenado del biorreactor empleando la Tasa de Consumo Másico de Oxígeno como control. Esta tasa está relacionada con la velocidad de degradación de sustrato de forma tal que el punto de máxima rapidez en la degradación de sustrato corresponde al punto de máximo consumo másico de oxígeno. Esta variable se estima en tiempo real usando la concentración de oxígeno disuelto, el volumen del biorreactor y el coeficiente de transferencia de oxígeno, todas ellas variables susceptibles de ser medidas en línea o calculadas luego de una caracterización.

El prototipo SBR trabajó con la estrategia óptima y se obtuvo un desempeño excelente. La degradación y mineralización del sustrato tóxico modelo, empleado en el agua residual sintética, se llevaron a cabo correctamente. El compuesto tóxico fue eliminado con una eficiencia cercana al 100% como 4CF y la Demanda Química de Oxígeno se abatió con eficiencias superiores a 90%. La estrategia Óptima fue capaz de trabajar con incrementos en la concentración del compuesto tóxico de alimentación de 250 mg/L a 1000 mg/L sin presentar problemas de inhibición.

Como resultado de este trabajo se tiene que la estrategia de control óptimo de la velocidad de llenado ofrece ahorros en el tiempo de reacción y flexibilidad para tratar aguas residuales con altas concentraciones de compuestos con características tóxicas.

A B S T R A C T

This work presents the results and analysis of the application of an optimal control filling strategy to biodegrade in a discontinuous bioreactor of a synthetic wastewater formed by 4-chlorophenol (as a model of an inhibitory compound) and a nutrients. The inhibition of the microorganisms is a frequent problem found in industrial effluents contaminated with toxic compounds. In this work the application of an optimal control strategy in an industrial prototype of a discontinuous reactor was studied to treat toxic effluents.

A discontinuous aerobic automatic bioreactor of 1 m³ with a work volume of 750 L and an interchange volume of 350 L was used. As part of the control strategy, influent was fed to bioreactor in such a way that maximum degradation rate was maintained every moment inside bioreactor, avoiding the inhibition of the microorganisms.

The control of the optimal strategy is based on the optimization of the filling and reaction phases of the reactor. The strategy uses the Oxygen Mass Uptake Rate (OMUR) as control variable. In this strategy, the maximum substrate degradation rate corresponds to the maximum value of OMUR. This variable is estimated in real time using dissolved oxygen concentration, the water volume inside reactor and the mass transfer coefficient, which are measurable variables on-line or can be calculated after a characterization.

The results showed that the control strategy was effectively applied in the prototype generating excellent treatment. Degradation and mineralization of the toxic substrate model used in synthetic wastewater was done in right way. Toxic compound was eliminated with efficiency close to 100% as 4-clorophenol and chemical oxygen demand was reduced with efficiency up to 90%. The optimal strategy was able to work with an increase in concentration of the toxic fed compound from 250 mg/L to 1000 mg/L without showing inhibition problems.

As a result of this work it has that optimal control strategy of filling rate supplies savings in time reaction and flexibility in treating wastewater with high concentrations of toxic compounds.

OBJETIVOS

Objetivo General

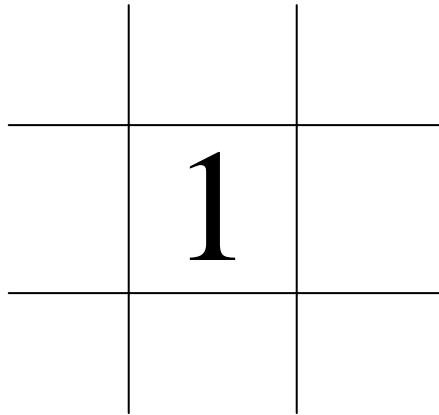
Evaluar la operación de un biorreactor aerobio discontinuo bajo una estrategia de control óptima alimentado con 4-clorofenol y con base en las eficiencias de mezclado, transferencia de oxígeno y remoción de contaminantes.

Objetivos Particulares:

1. Caracterizar hidráulicamente el biorreactor por medio de estudios de trazado.
2. Validar la correcta ubicación del sensor de oxígeno disuelto, por medio de la caracterización hidráulica del biorreactor.
3. Evaluar las eficiencias de remoción de contaminantes implementando y validando la estrategia óptima de control en el biorreactor mediante la operación del mismo con una mezcla de 4-clorofenol y nutrientes.

HIPÓTESIS

La operación de un biorreactor aerobio SBR de 1 m³ mediante una estrategia de control de tiempo óptimo es totalmente viable, representa ahorros en tiempo y una opción de solución a los problemas de choques de concentración, ayunos e inhibición.



CONCEPTOS BÁSICOS

1.1 Aguas Residuales

Las aguas residuales son todas aquellas aguas que luego de ser usadas en un proceso o actividad productiva, doméstico o industrial. No pueden ser reutilizadas por el proceso que las generó y salen de él como residuos debido a la contaminación que contienen. Este tipo de aguas arrastran consigo materia tanto orgánica como inorgánica y dependiendo de su origen hay varias formas de clasificarse.

Aguas Grises: Son todas aquellas aguas cuyo origen no aporta elementos patógenos que puedan dañar la salud humana como ejemplos están las aguas generadas por actividades domésticas como lavado de ropa, de utensilios de cocina y de manos.

Aguas Negras: Son todas aquellas aguas cuyo origen las hace portadoras de elementos patógenos que puedan dañar la salud humana como ejemplo está el agua del excusado.

Otra clasificación basada en su origen divide a las aguas residuales en doméstica, municipal e industrial.

Aguas Residuales Domésticas: Son todas las aguas que se generan en una vivienda como resultado de actividades cotidianas como lavado de ropa, de utensilios de cocina y uso de sanitarios.

Aguas Residuales Municipales: Son todas las aguas que se generan en la vivienda sumadas a las generadas en instituciones y lugares públicos como escuelas, iglesias, hospitales, etc.

Aguas Residuales Industriales: Como su nombre lo indica son todas las aguas generadas por la industria y son quizás las más complejas y variables en su composición debido a las actividades cotidianas en una empresa y a las diversas ramas que integran a la industria.

1.2 Situación en México

De acuerdo con el texto, "Estadísticas del agua en México, 2005" de la Comisión Nacional del Agua, en el país se producen aproximadamente 513 m³/s de agua residual compuestas por 255 m³/s de las descargas municipales y 258 m³/s de las descargas industriales. El sistema de alcantarillado recibe aproximadamente el 90% de estas descargas y solo una pequeña fracción de éstas se trata adecuadamente. Para el tratamiento de estos efluentes se cuenta a nivel nacional con 1182 plantas de tratamiento de aguas residuales municipales y 1 579 plantas de tratamiento de aguas residuales industriales en operación, la capacidad instalada y el caudal tratado de estas plantas se puede ver en la tabla 1.1

Tabla 1.1 Capacidad instalada para el tratamiento de aguas residuales en México Fuente: (CNA, 2005).

Origen	Capacidad Instalada	Caudal Tratado
	m ³ /s	m ³ /s
Municipal	84.3	60.2
Industrial	37.7	27.3
Total	122	87.5

De la Tabla 1.1 se puede ver que en la actualidad se usa solo el 70% de la capacidad instalada de las plantas de tratamiento y en su conjunto sólo están tratando el 17 % del agua residual generada en el país (considerando aguas municipales e industriales).

Por otra parte, de la Tabla 1.2 se puede ver que el principal proceso usado para el tratamiento es el de lodos activados y un poco más del 40% del agua tratada en el país hace uso de este proceso.

Tabla 1.2 Principales procesos de tratamiento de aguas residuales municipales Fuente: (CNA, 2005).

Tipo de Tratamiento	Caudal Tratado (l/s)	Porcentaje respecto al total tratado
Biodiscos	548	0.9
Dual	2 863	4.8
Filtros biológicos	1 766	3.0
Laguna de estabilización	11 757	19.4
Lagunas aireadas	3 977	6.6
Lodos activados	24 393	40.7
Primario	2 465	4.1
Primario avanzado	8 940	14.9
Rafa	215	0.4
Reactor enzimático	68	0.1
Tanque Imhoff	459	0.5
Tanque séptico	248	0.4
Humedal	205	0.3
Zanjas de oxidación	2 078	3.5
Otros	253	0.4
Total	60 242	100

1.3 Clasificación de los métodos de tratamiento

De acuerdo con los principios que rigen su funcionamiento, se pueden identificar tres métodos de tratamiento: físicos, químicos y biológicos y aunque hoy en día existen casos particulares que sería difícil catalogar en esta clasificación de cualquier forma es aceptada ampliamente (Grady, et al., 1999; Metcalf & Eddy, 2003). Para efectos prácticos y de manera general, la diferenciación de tales métodos conviene con el objetivo de comprender la correlación de fenómenos. De tal manera, se tienen procesos que no son puramente químicos, físicos o biológicos, sino que están compuestos por características mixtas.

1.3.1 Métodos Físicos

En esta metodología se usan las características propias de los materiales presentes en el agua residual para lograr su separación, como pueden ser su tamaño o su capacidad de sedimentación y están dirigidas, principalmente, a la remoción de materia suspendida, donde se incluye el cribado, la trituración, la filtración y floculación mecánica, sedimentación de partículas con densidad relativa mayor a la del líquido tratado y la flotación de partículas de baja densidad: aceites, grasas y otras impurezas.

1.3.2 Métodos Químicos

En esta metodología se busca eliminar los contaminantes del agua mediante la adición de productos químicos cuyas reacciones determina el grado de remoción.

Este tipo de métodos se enfoca a partículas muy finas (material coloidal) que se sedimentan muy lentamente y cuya naturaleza puede ser orgánica o inorgánica, básicamente se busca aglomerar estas partículas para formar conglomerados de mayor tamaño y mayor peso que sean fácilmente sedimentables.

Algunas aplicaciones comunes son: la remoción de metales pesados, la neutralización según el pH y oxidación química (remoción de materia orgánica, amonio, destrucción de microorganismos, remoción de compuestos orgánicos resistentes), así como el intercambio iónico.

Otro de los usos importantes de los métodos químicos se da durante la desinfección, con la cual se pretende eliminar microorganismos (principalmente patógenos) que puedan representar un peligro para el ser humano.

1.3.3 Métodos biológicos

En esta metodología se busca la degradación de contaminantes por medio de la actividad biológica de microorganismos, esto quiere decir que una comunidad microbiana será la encargada de retirar los contaminantes del agua al usarlos como alimento. Para poder realizar esta función los microorganismos se agrupan en colonias conocidas como flóculos, estas colonias se constituyen principalmente de bacterias (también se pueden encontrar protozoos, hongos y rotíferos) y son fácilmente sedimentables de modo que una vez que la sustancias coloidales son consumidas y convertidas en nuevas bacterias del floculo se pueden separar del agua sin problema. Normalmente los microbios que actúan de manera decisiva en el tratamiento del agua residual son la población

bacteriana, pero no se debe olvidar que hay una variedad de microorganismos presentes en el proceso y que gracias a sus interrelaciones y sinergias se logran mejores eficiencias en comparación con las cepas puras.

1.4 Procesos Biológicos para el Tratamiento de Aguas Residuales

1.4.1 Objetivos del tratamiento

Quizás el objetivo más importante del tratamiento de aguas residuales sea convertir los componentes contaminantes crudos, con características típicamente dañinas, en componentes inocuos dentro del agua para su descarga o reuso.

Los procesos biológicos son aquellos métodos de tratamiento en los cuales se consigue la eliminación de contaminantes por una actividad biológica. El tratamiento biológico se usa esencialmente para eliminar las sustancias orgánicas biodegradables (coloidales o disueltas) presentes en el agua residual. Básicamente, estas sustancias se convierten en gases que pueden escapar a la atmósfera y en tejido celular biológico que puede eliminarse por sedimentación, debido a lo anterior y a que los costos de operación frente a los Procesos Químicos Unitarios son significativamente más bajos aunado a su gran flexibilidad en el diseño y calidad de agua obtenida, han sido y son los más ampliamente utilizados para el tratamiento de aguas residuales, ([Metcalf & Eddy, 2003](#)).

1.4.2 Tipos de procesos biológicos

La mayoría de estos tratamientos utilizan microorganismos que pueden ser aerobios o anaerobios. Los primeros requieren oxígeno libre disuelto para su crecimiento, y los segundos se desarrollan en ausencia de oxígeno. Si los microorganismos emplean el oxígeno combinado en los compuestos, el proceso se llama anóxico. Los procesos pueden ser con cultivo en suspensión o de cultivo fijo, ([Soto, 2000](#); [Rittmann y McCarty, 2001](#)) (Tabla 1.3)

Tabla 1.3 Breve clasificación de procesos biológicos. Fuente: (Metcalf & Eddy, 2003).

	Clasificación	Descripción
Metabolismo	Aerobio	Proceso de tratamiento biológico que ocurre en presencia de oxígeno molecular (O_2)
	Anaerobio	Proceso de tratamiento biológico que ocurre en ausencia de oxígeno molecular (O_2)
	Anóxico	Proceso por el cual el oxígeno presente en compuestos, como los nitratos y nitritos, es usado en el metabolismo de la biomasa.
Proceso	Biomasa Suspendida	Proceso de tratamiento biológico en el cual los microorganismos responsables de la transformación de la materia orgánica u otros constituyentes del agua residual en gases y tejido celular se mantienen en suspensión en el líquido.
	Biomasa Fija	Proceso de tratamiento biológico en el cual los microorganismos responsables de la transformación de la materia orgánica u otros constituyentes del agua residual en gases y tejido celular se mantienen fijos en algún medio inerte, por ejemplo rocas, escoria, material plástico o cerámicas especialmente diseñadas.
	Procesos Combinados	Término que generalmente se usa cuando se combinan procesos de biomasa fija y suspendida

1.4.3 Reactores

Dentro de los Procesos Biológicos Unitarios los sistemas de lodos activados son por mucho los más usados en el tratamiento de aguas residuales industriales. Normalmente, el proceso de lodo activo es estrictamente aerobio, aunque se están empleando cada vez más modificaciones sin oxígeno en desnitrificación (Jenkins *et al.*, 1993; Rittmann y McCarty, 2001). y de ellos los reactores discontinuos mejor conocidos por sus siglas en ingles SBR (Sequencing Batch Reactor) han demostrado su superioridad con respecto a los reactores continuos, debido a su mayor eficiencia y flexibilidad (Buitrón *et al.* 2004-a). Para el proceso de lodos activados existen tres tipos principales de reactores que son: Reactor discontinuo y Reactores ideales de flujo continuo en tanque agitado o flujo en pistón, Figura 1.1.

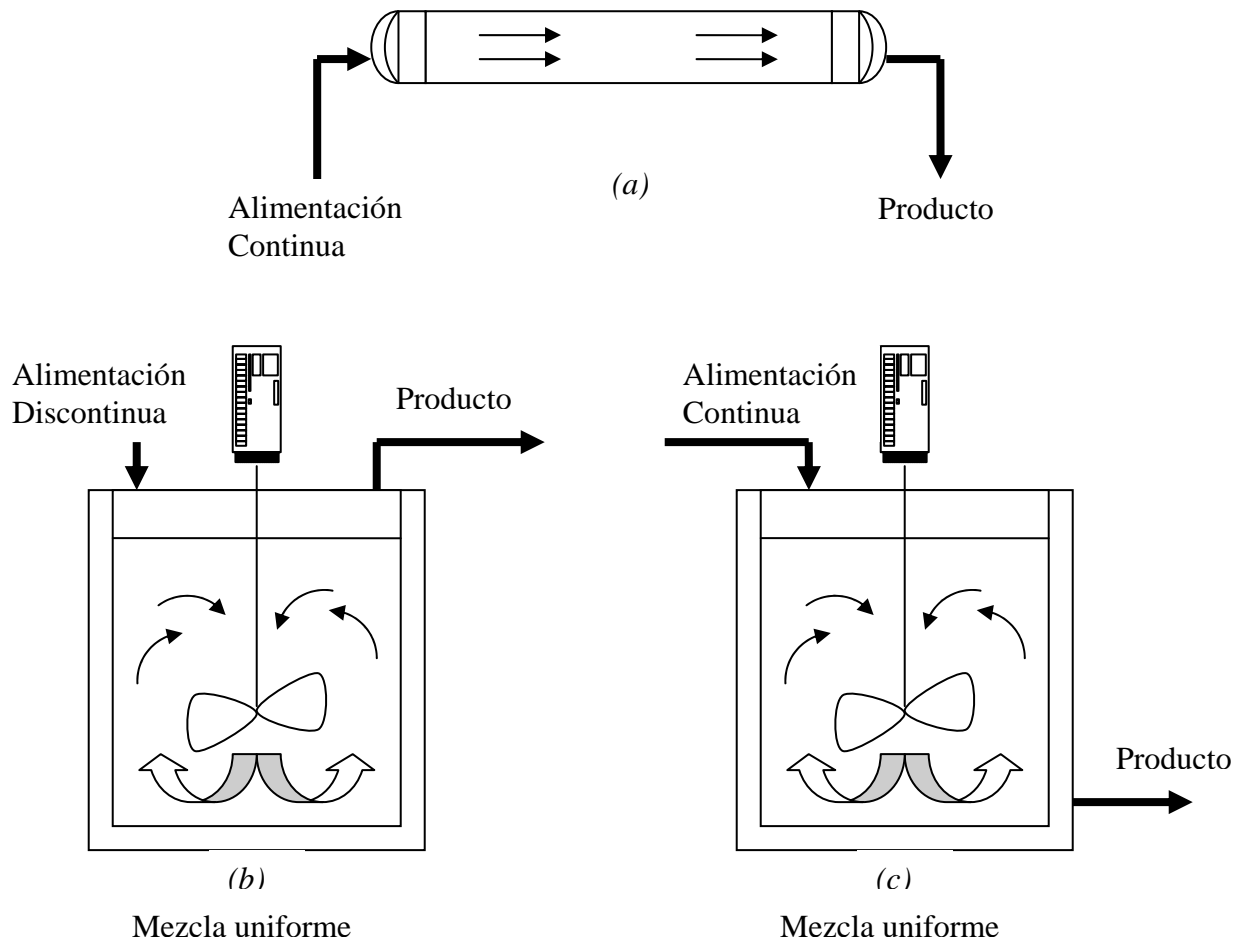


Figura 1.1. Los 3 tipos de reactores ideales (a) reactor de flujo en pistón; (b) reactor discontinuo; (c) reactor continuo

El *reactor de tanque agitado de flujo continuo* (CSTR, continuous stirring tank reactor; Figura 1.1 (c)) es conocido también como *reactor de mezcla completa*, en ellos el líquido a tratar y corriente de lodos se introduce continuamente y el contenido de líquidos es continuamente eliminado del reactor. Si se opera adecuadamente, los microorganismos que crecen en el reactor sustituyen continuamente a los que son eliminados del mismo en la corriente del efluente. La característica básica del CSTR ideal es que las concentraciones del sustrato y microorganismos son las mismas en todo el reactor.

El reactor de flujo tapón (PFR, plug flow reactor; Figura 1.1 (b)) también se le llama *reactor tubular* o *reactor de flujo en pistón*. Como en el caso del CSTR, el líquido y la corriente de lodos entran continuamente por un extremo del reactor y salen por el extremo opuesto. Sin embargo en el PFR ideal el flujo se mueve a través del reactor sin mezclarse con los flujos anteriores ni posteriores. De esta forma, un elemento de la corriente que entra en un determinado momento progresa en el reactor como "tapón". El elemento progresa entonces en el reactor de forma que si se conocen la velocidad de flujo al reactor y su tamaño, puede calcularse la localización del elemento en cualquier momento. A diferencia del CSTR, las concentraciones del sustrato y microorganismos varían a lo

largo del reactor. Un PFR ideal es difícil de realizar en la práctica, debido a que es imposible evitar el mezclado en la dirección del flujo.

1.5 Reactor discontinuo

El reactor discontinuo es mejor conocido por sus siglas en inglés SBR (Sequencing Batch Reactor). El término SBR fue usado por primera vez por R. L. Irvine en la Purdue Industrial Waste Conference en 1971 ([Wilderer et al., 2001](#)) para describir un proceso específico de lodos activados diseñado para tratar el agua residual generada durante la producción de un tipo especial de polímeros de carbohidratos. Ese sistema se caracterizaba por una repetición continua de periodos bien definidos que son: llenado, reacción, sedimentación, vaciado y tiempo muerto, cada periodo estaba definido de acuerdo a su posición y función en el ciclo.

1.5.1 Fundamentos

En un reactor SBR aerobio primero se obtiene el desarrollo de los sólidos suspendidos mediante la aireación de las aguas residuales crudas hasta obtener un valor de DQO aceptable (congruente con la norma NOM-001-ECOL-1996), después se somete a sedimentación la mezcla obtenida y posteriormente se extrae el sobrenadante clarificado. De esta forma el reactor queda en posibilidades de reutilizar la biomasa retenida en los sólidos sedimentados con solo mezclarlos a las nuevas aguas residuales a tratar y repitiendo, acto seguido, la misma secuencia de tratamiento. El éxito en la historia de la tecnología del SBR se basa tanto en el gran potencial de influencia que se tiene sobre el sistema microbiano como en el hecho de que es un proceso comparativamente fácil de operar y eficiente en costos. ([Moletta and Wilderer, 2001](#)).

Llenado: El llenado inicia después de que concluye la decantación del sobrenadante clarificado del ciclo anterior. De esta forma el agua residual entra a un tanque que ya posee una población activa de microorganismos (biomasa sedimentada) en espera de nutrientes.

El volumen de llenado como fracción del volumen total es variable y puede ser tan pequeño como 20% o mayor al 75%, esto depende de las características del agua residual y de la carga orgánica aplicada.

Reacción: Una vez que concluye el llenado, el volumen contenido en el reactor se somete a condiciones de mezcla total con o sin aplicación de aire, dependiendo si la reacción es aerobia o anaerobia, para llevar a cabo la degradación biológica del material orgánico.

Sedimentación: Al terminar el tratamiento biológico del agua residual se detienen los mecanismos de mezclado y aireación para que el tanque de lodos activados adopte la función de un sedimentador secundario. En esta etapa se denotan ventajas como: 1) lograr un periodo de reposo sin perturbaciones porque no hay entradas ni salidas de agua, 2) proporcionar un volumen mucho mayor que el de un tanque sedimentador y 3) controlar el tiempo de sedimentación para evitar la formación de gas que arrastra sólidos del fondo hacia la superficie.

Vaciado: Una vez sedimentada la biomasa se procede a decantar el sobrenadante clarificado. Esta operación se puede realizar extrayendo a nivel de superficie a medida que baja el nivel de agua

mediante un sistema de bombeo flotante o mediante un tubo de salida ubicado a una altura fija calculada por encima del nivel de lodos sedimentados.

Tiempo Muerto: En procesos a nivel industrial, en una batería de reactores, este periodo permite ajustar los tiempos de reacción de los mismos o prolongarlo con el fin de obtener las condiciones deseadas en el efluente del reactor. A nivel laboratorio y con reactores de biomasa fija este periodo es prácticamente inexistente, figura 1.2.



Figura 1.2 Etapas del proceso de lodos activados Fuente: (Wilderer *et al.*, 2001)

1.5.2 Microorganismos que intervienen en el proceso

Las condiciones que prevalecen dentro del reactor (como resultado de la interacción de tiempo de retención hidráulico y celular, concentraciones de sustrato y cosustratos, oxígeno, pH, temperatura, etc.) determinan el tipo de microorganismos que podrán desarrollarse en el mismo. El estado fisiológico del consorcio microbiano establecido exige una actividad metabólica colectiva en donde sea posible la conversión de los materiales orgánicos solubles y coloidales en biomasa, dióxido de carbono y productos residuales del metabolismo microbiano. El mecanismo cíclico del reactor SBR permite solo el establecimiento de aquellas cepas o especies que puedan desarrollarse en medios aerobios-anóxicos con cambios de concentración en sustratos.

La característica propia de los microorganismos de formar colonias (flóculos o gránulos) es de gran utilidad al momento de separar la biomasa del agua tratada (durante la sedimentación), los microorganismos tienden a agruparse ante la falta de alimento, es una forma en la que tienen mayor probabilidad de sobrevivir, se ayudan para ello de exopolímeros que segregan y le dan consistencia al floculo, (Wilderer *et al.*, 2001). En la Tabla 1.4 se muestran las variaciones de mayor interés en el proceso y su efecto sobre la biomasa.

Tabla 1.4 Efecto de variaciones propias de un reactor discontinuo. Fuente: (Wilderer *et al.*, 2001).

Tipo de Variación Cíclica	Efecto
Ascensos y descensos de concentración de sustratos biodegradables	Variación en la rapidez de crecimiento que evita el excesivo crecimiento de bacterias filamentosas. Minimiza la sensibilidad a los choques de concentración y la variación en general de los factores ambientales y constituyentes del influente.
Alta concentración de sustrato seguida de un periodo largo de ayuno	Acumulación de Sustancias Poliméricas Extracelulares y supresión del excesivo crecimiento de bacterias filamentosas. Contribuye a la formación de flóculos bacterianos con las características necesarias para el proceso.
Condiciones aerobias y anóxicas	Desarrollo tanto de nitrificantes como desnitrificantes para la remoción de Nitrógeno.
Condiciones aerobias y anaerobias	Desarrollo de bacterias acumuladoras de Fósforo, útiles en la eliminación biológica de Fósforo.

El efecto que tiene la concentración de sustrato sobre el desarrollo de la biomasa está descrito por la ecuación de Monod, sin embargo la tasa de utilización de sustrato y crecimiento microbiano pueden reducirse por la presencia de compuestos inhibitorios. Un tipo de inhibición corriente en hidrocarburos aromáticos y disolventes clorados es la autoinhibición, también llamada cinética de Haldane o de Andrews. En este tipo de inhibición se tiene que conforme aumenta la concentración del sustrato tóxico, aumenta la rapidez de consumo del mismo hasta un valor máximo luego del cual la inhibición se hace evidente y la rapidez de consumo comienza a disminuir (Figura 1.3). En este caso, la degradación del sustrato realizada por microorganismos es retrasada por la elevada concentración del mismo y puede ser irreversible si se llega hasta la zona de inhibición fuerte

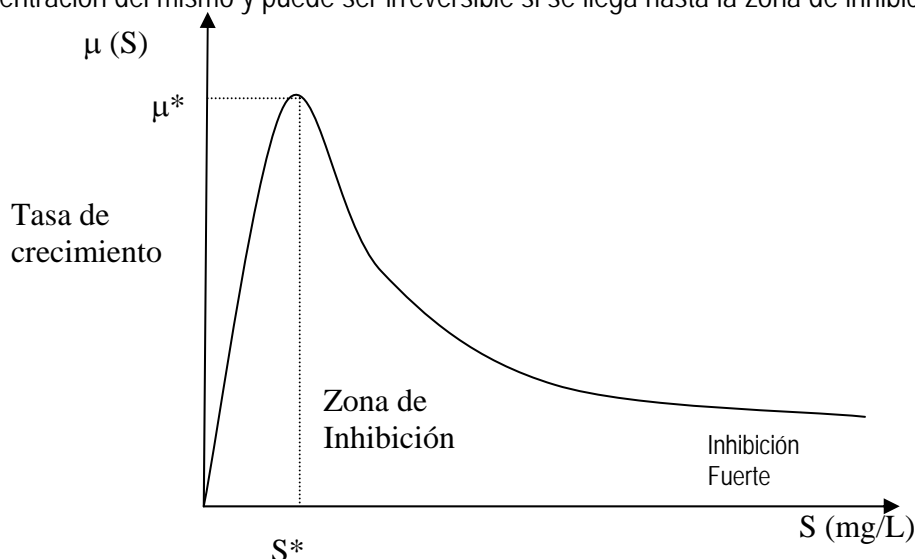


Fig. 1.3 Dependencia de la rapidez de consumo de sustrato con respecto a la concentración del mismo, ecuación de Haldane. Fuente : (Buitrón *et al.*, 2005)

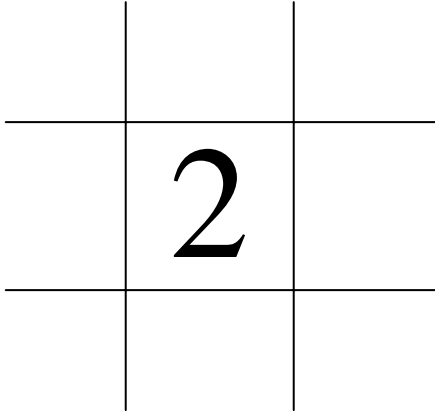
Ante este comportamiento se observa que existe una concentración de sustrato (S^*) en la cual se tiene la mayor rapidez de degradación de sustrato (μ^*), este es el punto óptimo en el que debería mantenerse la concentración del compuesto tóxico de un reactor pues hay un equilibrio entre la inhibición y el consumo que se traduce en tiempos de reacción más cortos y evita el riesgo de que los microorganismos se puedan ver inmersos en una concentración de sustrato tóxico tal que haga irreversible la inhibición y convierta en no viables las células encargadas de la degradación con lo cual el reactor se colapsaría.

1.5.3 Problemas existentes

Pese a las ventajas que presentan los SBR el modo de operación usual deja ver ciertos problemas al momento de manejar aguas que contienen compuestos tóxicos, tales como:

- **CHOQUES DE CONCENTRACIÓN:** La ocurrencia de repentinos incrementos en la concentración de sustratos tóxicos que afectan seriamente la operación de la planta de tratamiento de aguas residuales. Esto ocurre con frecuencia en la industria por la naturaleza operativa de los procesos (por lotes) y ocasiona desde variaciones en la rapidez de degradación hasta el colapso de la comunidad microbiana.
- **INHIBICIÓN:** La naturaleza tóxica del sustrato hace necesario aclimatar previamente la biomasa para la degradación del mismo, pues es común la disminución de la capacidad de degradación ante altas concentraciones de sustrato, lo que incrementa el tiempo de retención hidráulico.
- **MONITOREO EN LÍNEA:** El adecuado control del SBR requiere del monitoreo en línea de la concentración del sustrato en el reactor, lo cual a nivel industrial no es viable por cuestiones económicas y prácticas
- **DESACLIMATACIÓN:** La ausencia del tóxico por periodos prolongados provoca en la biomasa aclimatada la disminución de la capacidad de degradación. Esta ausencia de sustrato puede incluso colapsar el biorreactor al eliminar las especies útiles al proceso.
- **PROBLEMAS OPERACIONALES:** Uno o más de los factores anteriores aunado a los modos operandi comunes llevan a reducciones en la eficiencia del reactor.

El implementar una estrategia de control adecuada tendrá por objeto eliminar o minimizar los efectos negativos que las situaciones arriba mencionadas tengan sobre la comunidad bacteriana del biorreactor de modo que se pueda mantener su operación en las mejores condiciones posibles, aprovechando las características propias de los procesos SBR, principalmente la flexibilidad en la operación, que proporciona la posibilidad de ajustar la duración de algunas de las fases de que consta un ciclo de operación. Las fases de vaciado, sedimentación y tiempo muerto no pueden ser controladas por el operador o tienen tiempos fijos dentro del ciclo de operación; por lo anterior, la reducción de la duración del ciclo sólo podrá realizarse minimizando el tiempo de llenado y reacción. (Moreno y Buitrón, 1998). Una reducción en el tiempo del ciclo incrementa la cantidad de agua que puede ser tratada en el biorreactor, disminuye el volumen del tanque de reacción con lo cual se puede obtener un ahorro significativo en energía para aerar el biorreactor durante la reacción.



ANTECEDENTES

En la actualidad se utilizan más de 70,000 productos químicos orgánicos, pocos de los cuales han sido analizados con respecto a sus efectos sobre la salud humana y el medio ambiente. Se sabe ahora que varios de ellos que han sido ampliamente utilizados en el pasado, tienen efectos adversos y por esta razón han sido eliminados de la producción comercial. Cada año se descubren otros productos químicos que producen efectos dañinos y se realizan nuevos esfuerzos para determinar su biodegradabilidad y concentraciones en las que pueden usarse, (Rittmann y McCarty, 2001).

Los productos orgánicos recientes que son fácilmente biodegradables no tienen, en general, tantos efectos adversos como los que resisten mucho la biodegradación, ya que éstos tienden a persistir en el medio ambiente y propagarse en los ecosistemas del mundo. La biodegradación tiende, generalmente, a eliminar la toxicidad de un producto químico. Por ello, el potencial de biodegradación de un nuevo compuesto es el de mayor interés al evaluar su potencial de perjudicar al medio ambiente, (Rittmann y McCarty, 2001).

Como ya se destacó, el tratamiento de las aguas industriales residuales que contienen compuestos orgánicos tóxicos, tales como las producidas en la industria química y petroquímica es difícil de realizar por métodos biológicos. Muy pocas instalaciones de tratamiento de este tipo de aguas operan satisfactoriamente. Los mayores problemas se presentan debido a la variabilidad del agua residual, tanto en su composición como en su flujo (muchas operaciones en las plantas manufactureras ocurren de forma transitoria: lavado de los tanques equipos y líneas de tubería, cambio del producto manufacturado, etc.); y debido al hecho de que tales sustancias son inhibidoras de la actividad de los microorganismos, (Moreno y Buitrón, 2002).

Tradicionalmente los procesos continuos de lodos activados han sido los más usados en el tratamiento de aguas residuales industriales, sin embargo, tienen serias dificultades para satisfacer los requerimientos exigidos a los efluentes, por otro lado los procesos discontinuos (en particular los Reactores Discontinuos Secuenciales) han demostrado su eficiencia y flexibilidad en el tratamiento de efluentes industriales con altas concentraciones de tóxicos. En este capítulo se hace una revisión de la manera en que se opera un SBR y los intentos por establecer un control en el sistema de modo que se puedan superar los problemas mencionados en el capítulo 1.

2.1 Estrategia de control de procesos discontinuos

2.1.1 Estrategia de tiempo fijo (FTC, *Fixed Timing Control*)

La duración de cada fase se fija previamente de acuerdo a una estrategia programada. Para propósitos de control en esta estrategia la duración de la fase de reacción se fija sin tomar en cuenta la concentración final de sustrato (Buitrón *et al.*, 2004-a). En general es por esta estrategia que operan todos los SBR y la duración de cada una de las etapas del proceso las fija el operador basado en su experiencia.

2.1.2 Estrategia de tiempo variable (VTC, *Variable Timing Control*)

La duración de la fase de reacción está basada en el comportamiento de la concentración de oxígeno. En un proceso discontinuo cuyo sustrato de interés presenta autoinhibición existe una etapa en donde a medida que la concentración del sustrato disminuye la actividad microbiana se incrementa, zona de μ baja, Figura 2.1 (a). Por lo tanto a velocidad de aire fija, la actividad metabólica se traduce en una disminución de la concentración de oxígeno disuelto, una vez que la degradación ha terminado, la concentración de oxígeno disuelto aumenta, esta característica se usa como un indicador del final de la reacción (Figura 2.1).

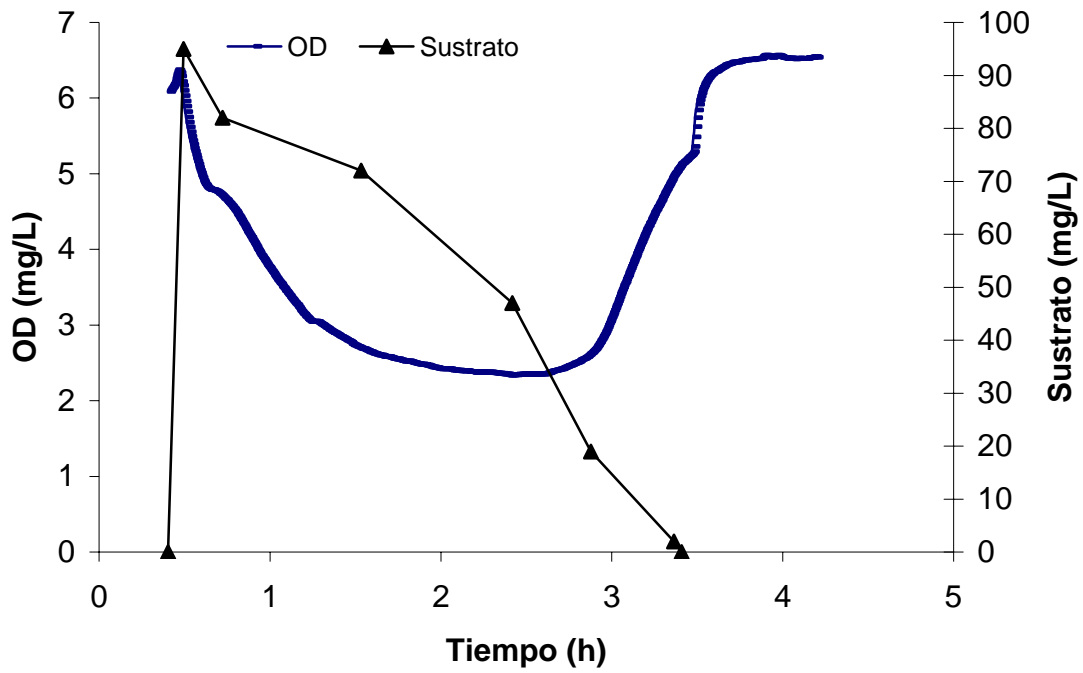
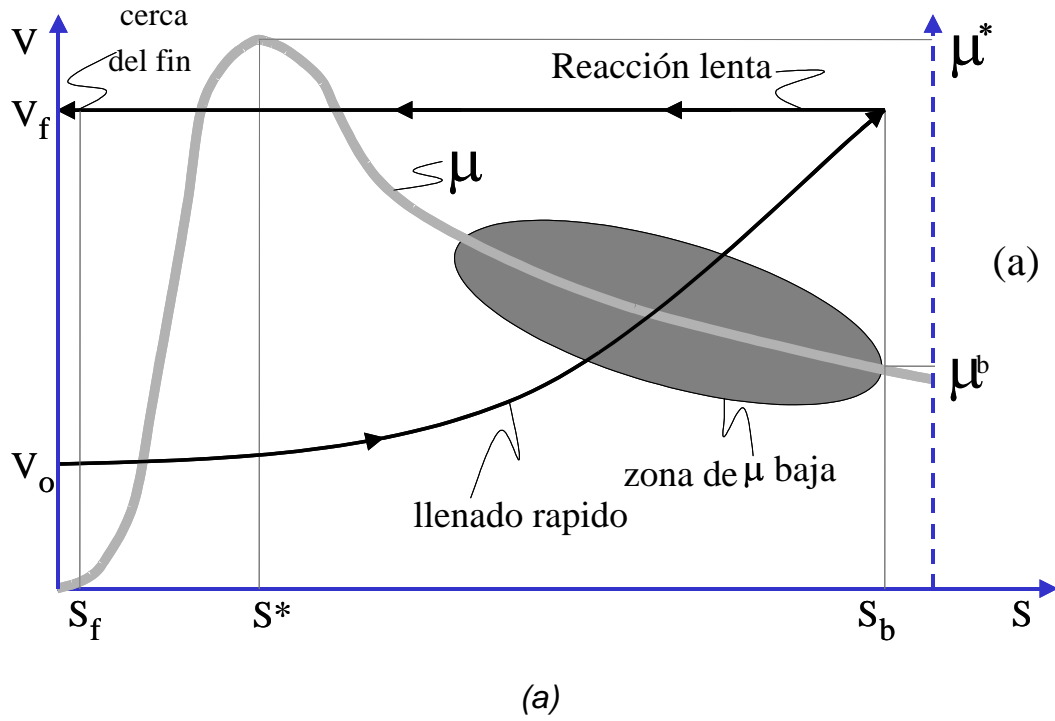


Figura 2.1 (a) Comportamiento de μ ; (b) Comportamiento del oxígeno disuelto y concentración de sustrato tóxico en la estrategia de tiempo variable (VTC, Variable Timing Control);

Fuente : (Buitrón et al., 2004-I)

En la estrategia de tiempos variables se llena el reactor con un volumen inicial V_0 hasta un volumen final V_f en el menor tiempo posible. Con esto la concentración del sustrato se incrementa hasta el valor de S_b que se encuentra, casi siempre, dentro de la zona de inhibición (zona gris de baja μ) para desplazarse a medida que avanza la reacción hasta una concentración final S_f que también se encuentra en la zona de inhibición y se espera que no caiga en la zona que representa la muerte de la biomasa

Normalmente los operadores de estos reactores desconocen el momento en el cual termina la reacción por lo que deben fijar un tiempo de reacción lo suficientemente largo para garantizar la degradación del sustrato presente en el efluente a tratar y evitar los problemas de acumulación (del sustrato con autoinhibición) que se presentan cuando no se completa la reacción del ciclo anterior. Por otra parte, si se permite un lapso de reacción demasiado largo, se puede ocasionar que la biomasa se enfrente a un periodo de ayuno prolongado del sustrato tóxico que podría disminuir su capacidad de degradación del compuesto, (Buitrón et al. 2004-a). Este fenómeno conocido como desaclimatación y descrito en el punto 1.5.3 genera problemas frecuentes en los reactores.

2.1.3 Control de tiempo óptimo basado en observadores (OB-TOC, *time optimal control observed based*)

La ley de Haldane se puede tomar en cuenta en la degradación de un sustrato inhibitorio. De esta forma se tiene que existe una concentración del sustrato S^* , a la cual se asocia una máxima rapidez de crecimiento (o rapidez de degradación). La estrategia OB-TOC aspira a controlar la velocidad de flujo del influente de tal modo que se mantenga la concentración óptima S^* en el reactor. La trayectoria vertical de la figura indica que no hay cambio en la concentración de sustrato a medida que el volumen se incrementa (Figura 2.2).

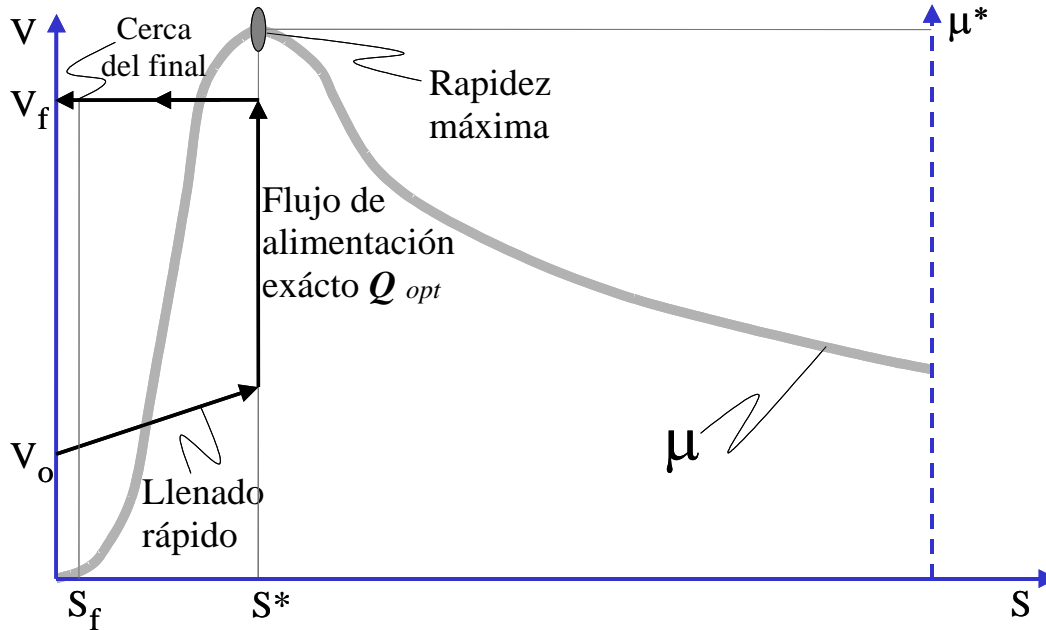


Figura 2.2 Comportamiento de μ en la estrategia de Control de Tiempo Óptimo Basada en Observadores (OB-TOC, *Time Optimal Control Observed Based*); Fuente : (Buitrón et al., 2004-a)

En la grafica se tiene:

V_0 - Volumen inicial

V_f - Volumen Final

S_f - Concentración de sustrato al final del proceso

S^* - Concentración de sustrato en donde se tiene rapidez máxima en el desarrollo de biomasa

μ^* - Rapidez máxima en el desarrollo de biomasa

El proceso se encuentra modelado por las siguientes ecuaciones diferenciales:

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= \mu(S)X - K_d X - X \frac{Q_{in}}{V} \\ \frac{dS}{dt} &= -\frac{1}{Y_{x/s}} \mu(S)X + (S_{en} - S) \frac{Q_{in}}{V} \end{aligned} \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \frac{dV}{dt} &= Q_{in} \\ \frac{dO}{dt} &= -\frac{1}{Y_{x/o}} \mu(S)X - bX + k_L a(O_s - O) + (O_{in} - O) \frac{Q_{in}}{V} \end{aligned}$$

Para los compuestos tóxicos que inhiben el desarrollo de la biomasa, la tasa específica de crecimiento puede ser modelada por la ley de Haldane, la cual depende únicamente de la concentración de sustrato.

$$\mu(S) = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S + S^2/K_1} \quad (2)$$

Donde:

μ_{\max} :	Tasa específica de crecimiento máximo
K_s :	Constante de afinidad
K_1 :	Constante de inhibición
S :	Concentración de sustrato tóxico

El control propuesto por esta estrategia está basado en la solución matemática del sistema de ecuaciones (1) tomando la rapidez de crecimiento como una función del sustrato de la forma (2). Como ya se había mencionado, la fase de llenado se realiza en paralelo con la de reacción tratando de que S se mantenga en S^* lo que se consigue alimentando la cantidad exacta del sustrato disuelto en el influente hasta que se alcanza el volumen de reacción total (Vargas *et al.*, 2000). Una vez lleno el reactor, se deja un tiempo razonable para que la biomasa complete la degradación del sustrato remanente hasta un cierto valor mínimo; de esta forma se tiene que la operación óptima es fed-batch y no estrictamente batch. El flujo de entrada tiene las siguientes condiciones límite:

$$\begin{aligned} 0 & \text{ si } (V=V_{\max}) \text{ ó } (S > S^*) \\ Q_{\text{opt}} & \text{ si } (V < V_{\max}) \text{ y } (S = S^*) \\ Q_{\max} & \text{ si } (V < V_{\max}) \text{ y } (S < S^*) \end{aligned}$$

El flujo óptimo de alimentación al reactor se define como:

$$Q_{\text{opt}} = \frac{\mu^* V X}{Y_{X/S} (S_{\text{in}} - S^*)} \quad (3)$$

El problema es que en la práctica la concentración de sustrato no se puede medir fácilmente en línea con la estrategia OB-TOC, (Vargas *et al.*, 2000). Solucionan este problema teóricamente mediante la estimación de la concentración de sustrato valiéndose de la concentración de oxígeno disuelto y el volumen de líquido en el tanque. El inconveniente de esta estrategia es que se requiere conocer la concentración exacta del sustrato en el influente y las constantes del modelo de Haldane. Un pequeño error en la estimación de tales parámetros dará como resultado la inutilidad del observador y la gráfica de volumen contra sustrato no se parecerá a la que se muestra por lo que la OB-TOC por lo que se hace difícil de llevar a la práctica (Vargas *et al.*, 2000 y Buitrón *et al.*, 2004-a).

2.1.4 Control de tiempo óptimo dirigido por eventos (ED-TOC, *event driven time optimal control*)

La estrategia ED-TOC evalúa la tasa de consumo másico de oxígeno (γ) relacionada con la rapidez de reacción. Esta variable se puede estimar en tiempo real usando la concentración de oxígeno disuelto y el volumen del reactor tal como lo describe (Betancur *et al.*, 2004). Se sabe que la rapidez de crecimiento de la biomasa (μ) como una función de la concentración de sustrato tóxico (S) se puede describir mediante la ley de Haldane en la cual μ alcanza su valor máximo μ^* cuando la concentración del sustrato es S^* . Concentraciones por encima o por debajo de este valor generarán disminución en la rapidez de crecimiento y consecuentemente en la rapidez de reacción por lo que el reto es mantener μ en su valor máximo a lo largo de todo el periodo de reacción. Un problema

adicional es que en la práctica μ es tan o más difícil de medir en línea que la concentración del sustrato por lo que la estrategia ED-TOC desarrolló un modelo para estimar γ relacionada con μ de tal forma que cuando se maximiza su formación, γ se maximiza también (Figura 2.3).

Las ecuaciones 4 a 8 describen el comportamiento dentro del reactor:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - K_d X - X \frac{Q_{in}}{V} \quad (4)$$

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y_{x/s}} \mu X + (S_{in} - S) \frac{Q_{in}}{V} \quad (5)$$

$$\frac{dV}{dt} = Q \quad (6)$$

$$\frac{dO}{dt} = -\frac{1}{Y_{x/o}} \mu X - bX + k_L a(O_s - O) + (O_{in} - O) \frac{Q_{in}}{V} \quad (7)$$

$$\gamma = \frac{XV}{Y_{x/o}} \mu + bXV = k_L a(O_s - O)V - OQ_{in} + V \frac{dO}{dt} \quad (8)$$

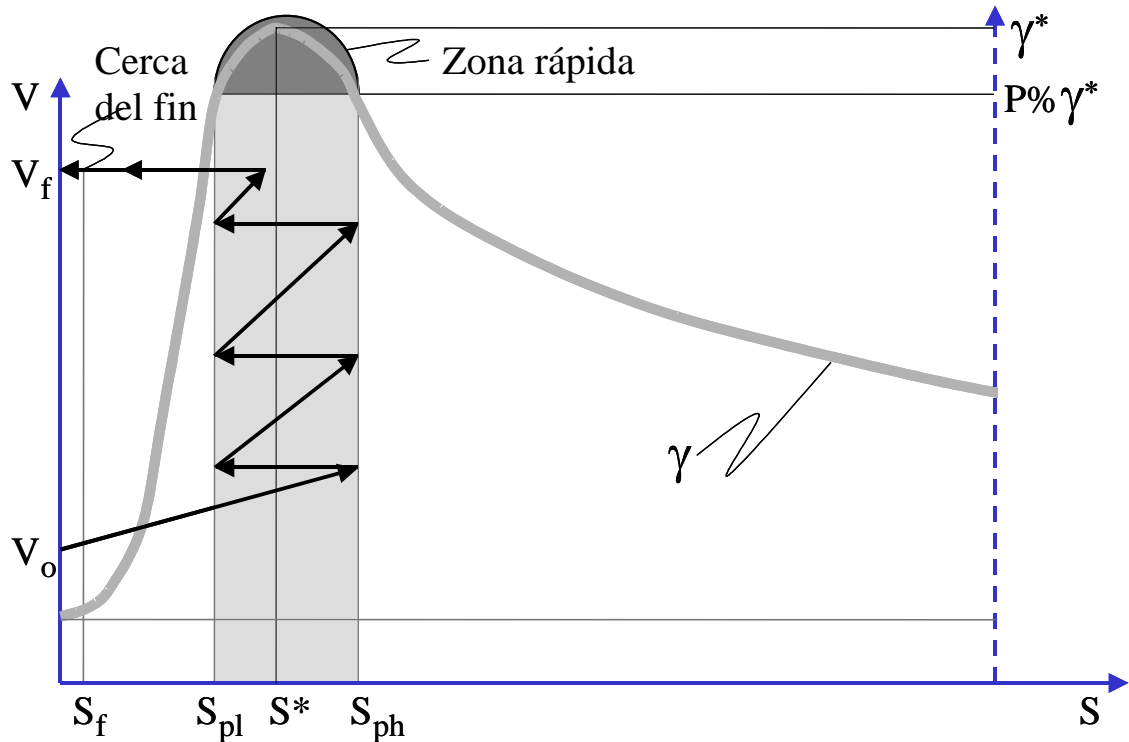


Fig. 2.3 Comportamiento de γ en la estrategia de Control de Tiempo Óptimo por Eventos Dirigidos (ED-TOC, *Event Driven Time Optimal Control*); Fuente : (Buitrón *et al.*, 2004-a)

La velocidad de flujo del influente es controlada de tal modo que la rapidez de reacción se mantiene dentro de la zona rápida (zona gris) que es la más próxima a la rapidez máxima (Figura 2.3). La rapidez de la reacción se controla manteniendo la concentración de sustrato oscilando dentro de la zona sombreada durante el llenado del reactor. En todo momento la concentración de sustrato trata de abandonar esta zona, si un evento sale la ED-TOC en seguida activa o desactiva el flujo del influente para evitarlo. La estrategia opera prescindiendo del valor de la concentración de sustrato en el influente y a pesar de los cambios de la mayoría de los parámetros del SBR solo el coeficiente de transferencia de masa $k_L a$ y la concentración de oxígeno disuelto a la saturación O_s , son necesarios para estimar γ y su valor no requiere de gran precisión. Esta solución es por tanto una buena opción para el uso en el ámbito industrial (Buitrón *et al.*, 2004-b).

2.2 Transferencia de oxígeno

La transferencia de oxígeno, el proceso por el cual el oxígeno presente en la atmósfera es transferido de la fase gaseosa a la fase líquida, es una parte vital de gran número de procesos de tratamiento de aguas residuales. La funcionalidad de los procesos aerobios, tales como lodos activados, filtración biológica y digestión aerobia, dependen de la disponibilidad de suficientes cantidades de oxígeno.

La necesidad más común en el conocimiento de la transferencia de oxígeno se da en el tratamiento biológico de aguas residuales. Debido a la baja solubilidad del oxígeno y de la consecuente baja

tasa de transferencia de oxígeno, el oxígeno necesario en los procesos aerobios no entra al agua a través de la superficie normal de interfase agua-aire. Para transferir las grandes cantidades de oxígeno que se necesitan, se deben formar interfases adicionales. Ya sea que el aire o el oxígeno se introduzcan en el líquido o que el líquido en forma de gotas se exponga a la atmósfera.

Para un volumen de agua dado, la capacidad de aireación se evalúa sobre la base de la cantidad de oxígeno transferido por unidad de aire introducida al agua en equivalentes condiciones (temperatura, composición química del agua, profundidad a la que se introduce el gas, etc.)

2.2.1 Transferencia de oxígeno en agua limpia

Con el objeto de evaluar el funcionamiento de diferentes tipos de sistemas de aireación la Sociedad Americana de Ingenieros Civiles (American Society of Civil Engineers, ASCE) y la US EPA desarrollaron en conjunto una metodología para la medición de la transferencia de oxígeno en agua limpia.

Las condiciones estándar recomendadas por ASCE son 0 mg/L de oxígeno disuelto a 20 ° C y una atmósfera de presión. La rapidez en la transferencia de oxígeno en condiciones diferentes a las estándar se ajusta mediante factores llamados α , β y θ los cuales dependen del tipo de aireadores, mezclado o intensidad de la turbulencia, características del agua residual, etc.

La prueba requiere de la remoción del oxígeno disuelto de un volumen conocido de agua mediante la adición de sulfito de sodio, seguido de una reoxigenación hasta niveles cercanos a la saturación. Para el caso de este trabajo, la biomasa existente consume el oxígeno del medio por respiración endógena. El oxígeno disuelto del agua es monitoreado durante el periodo de reaireación y la medición de la concentración de oxígeno disuelto se hace en diferentes puntos designados para la mejor representatividad del contenido del tanque.

Los datos obtenidos de cada punto se analizan con un modelo simplificado de transferencia de masa

$$\frac{C_s - C_t}{C_s + C_0} = e^{-(k_L a)t}$$

Donde

$k_L a$ = Coeficiente de transferencia de oxígeno

C_t = Concentración de oxígeno en la fase líquida al tiempo t, mg/L

C_s = Concentración de saturación en equilibrio

C_0 = Concentración de oxígeno inicial

La forma en que la concentración del oxígeno disuelto se comporta con respecto al tiempo, depende de la facilidad o dificultad que el oxígeno encuentre para disolverse en el agua (Figura 2.4). A esta cuestión hace referencia el $k_L a$ de modo que cuando su valor es mínimo la dilución del oxígeno en el agua se ve dificultada y por el contrario cuando su valor es alto, el oxígeno encontrará más facilidad para disolverse.

Esta ecuación se usa para estimar el coeficiente aparente de transferencia de masa $k_L a$.

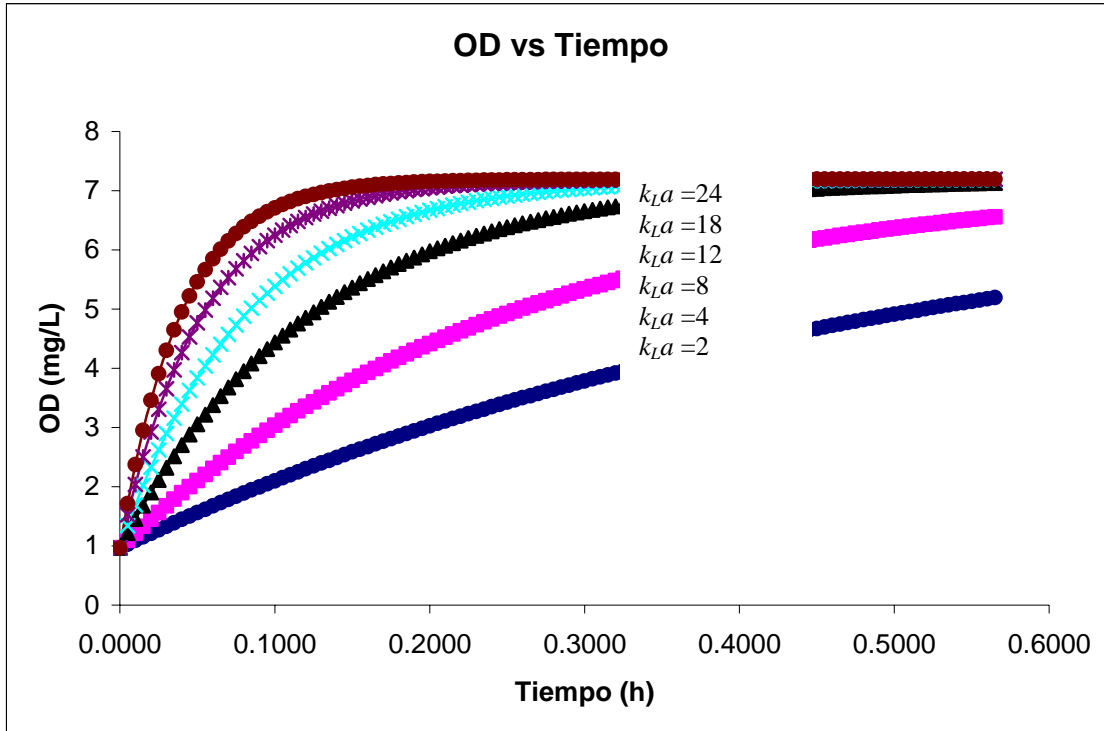


Figura 2.4 Efecto del valor de k_{La} en la oxigenación del medio

Se sabe que el valor del coeficiente de transferencia de oxígeno se ve afectado por diferentes factores como son la temperatura, la composición del agua residual, el flujo de aire con que se cuenta para la aeración etc.

2.2.2 Temperatura

De acuerdo con (Chern *et al.*, 2001) la variación del coeficiente de transferencia de oxígeno con la temperatura obedece a la siguiente ecuación

$$k_L a = k_L a_{298} \theta^{T-298}$$

Gráficamente se puede ver el efecto de esta variable en la Figura 2.5

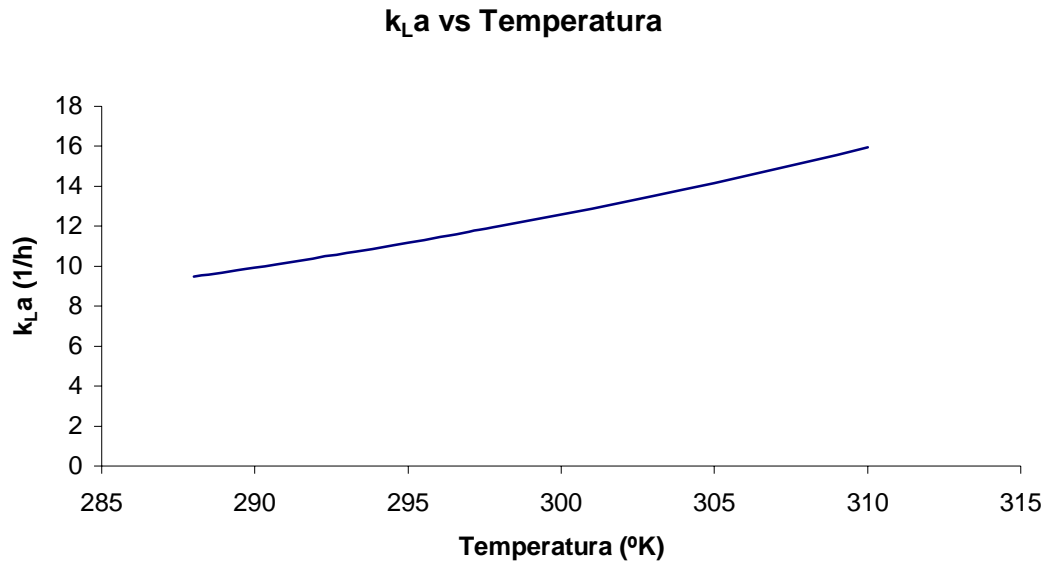


Fig. 2.5 Variación del $k_L a$ en función de la temperatura; Fuente : (Chern *et al.*, 2001)

Esta correlación se obtuvo en un rango de trabajo de 288 a 302 °K

2.2.3 Composición

El efecto de las impurezas del agua residual sobre la tasa de transferencia de oxígeno ha sido objeto de innumerables estudios, la mayoría de los cuales se han avocados a evaluar el efecto de las sustancias tensoactivas.

Tabla 2.1 Efecto de impurezas del agua residual sobre el k_La ; Fuente : (Chern *et al.*, 2001)

ESTUDIO	RESULTADO
Zieminski <i>et al.</i> , 1967	Estudió el comportamiento de las burbujas en soluciones acuosas diluidas y encontró que el coeficiente de transferencia de masa volumétrico se incrementa en presencia de ácidos mono y di carboxílicos y alcohol alifático.
Zieminski and Lessard, 1969	Estudiaron el efecto de aditivos químicos en el funcionamiento de contactores agua-aire y atribuyeron el incremento de la tasa de transferencia de oxígeno al incremento en el área superficial
Koide <i>et al.</i> , 1976	Estudió la transferencia de masa de burbujas individuales en soluciones acuosas que contenían tensoactivos y reportó que el coeficiente de transferencia de masa disminuía en presencia de tensoactivos.
Kawase y Ulbrecht, 1982	Encontraron que en fluidos no newtonianos el coeficiente de transferencia de oxígeno decrece en presencia de tensoactivos
Gurol y Nekouinaini, 1985	Estudiaron el efecto de sustancias orgánicas en la tasa de transferencia de masa y encontraron que el coeficiente de transferencia disminuía en presencia de tensoactivos pero aumentaba en presencia de alcohol y ácidos carboxílicos
Wagner y Papel, 1996	Encontraron que el coeficiente de transferencia de oxígeno disminuye en presencia de tensoactivos.
Leu <i>et al.</i> , 1998	Encontraron que el coeficiente de transferencia de oxígeno, disminuye en presencia de tensoactivos o sólidos suspendidos hasta un mínimo luego del cual se agranda conforme se incrementa la concentración de la impureza

2.2.4 Flujo de aire

De acuerdo con (Chern *et al.*, 2001) la variación del coeficiente de transferencia de oxígeno es directa con el flujo de aire usado (Figura 2.6)

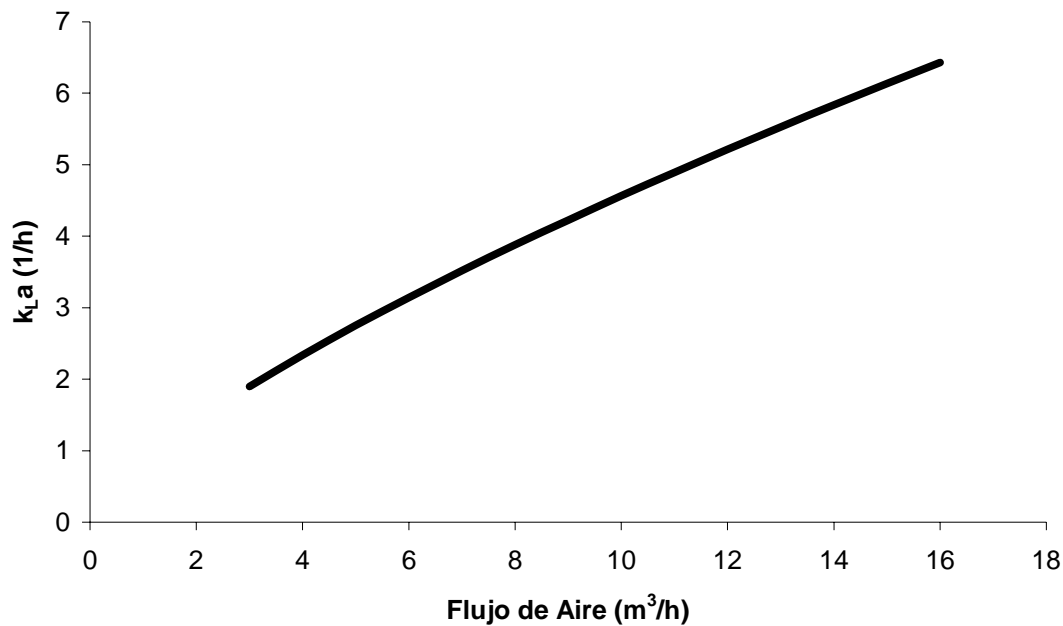


Fig. 2.6 Variación del k_{La} en función del flujo de aire inyectado Fuente : (Chern et al. 2001)

La relación propuesta es la siguiente:

$$k_L a = (k_1 + k_2 Q^{k_3}) \theta^{T-293.15}$$

Donde

- k_1, k_2 y k_3 Son coeficientes de correlación
- θ Es un factor de corrección por temperatura
- Q Es el flujo de aire usado en la aeración en m^3/h
- T Es la temperatura en grados Kelvin

2.2.5 Volumen de agua dentro del reactor

En el caso de la variación del volumen de agua dentro del reactor y su efecto en el coeficiente de transferencia de oxígeno (k_{La}) Shuler and Kargi, (1992) proponen la siguiente relación:

$$k_L a = k (P_g / V_R)^{0.4} (V_s)^{0.5} (N)^{0.5}$$

Donde

- k Constante empírica (adimensional)
- P_g Requerimiento de potencia para airear un biorreactor (hp)
- V_R Volumen del biorreactor (L)
- V_s Velocidad de salida del gas superficial (cm/min)

N Velocidad rotacional del agitador (rpm)

Y cuyo comportamiento podemos ver gráficamente en la figura 2.7

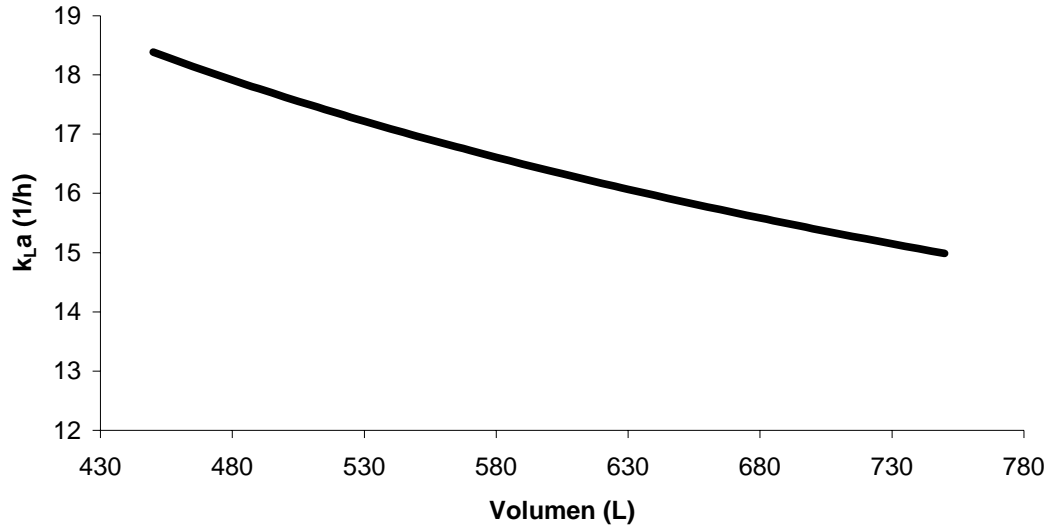


Figura 2.7 Variación del $k_{L,a}$ en función del volumen de agua presente en el biorreactor Fuente : (Shuler and Kargi, 1992)

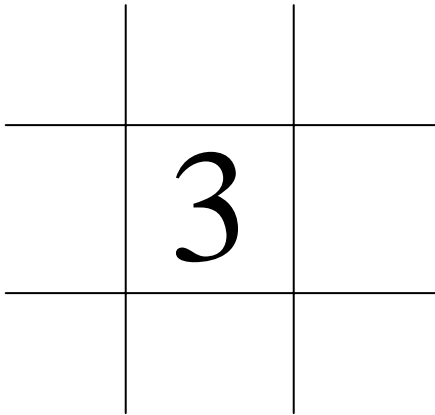
2.3 Escalamiento

Al hablar de escalamiento se hace referencia al aumento en el tamaño de un sistema, esto es, pasar, por ejemplo, de 10 L a 100,000 L en un biorreactor, tratando en todo momento de mantener las mismas condiciones fisicoquímicas que caracterizan el proceso y lo hacen adecuado. Condiciones fisicoquímicas importantes pueden ser la temperatura, concentración de compuestos o células, el régimen de mezclado y quizás el transporte de gases entre las fases. Idealmente se espera que al aumentar las dimensiones de un biorreactor las condiciones del proceso se mantengan constantes, sin embargo, en la realidad esto no siempre puede cumplirse al 100%. Uno de los principales problemas tiene que ver con la homogeneidad.

Al considerar cualquier modelo de comportamiento en un biorreactor o realizar los balances de materia y energía, siempre se lo considera como una entidad homogénea, esto quiere decir que cualquier sustancia que ingrese al reactor, se distribuirá instantáneamente y la composición será la misma en cualquier punto de su geometría. Esta condición ideal de un biorreactor homogéneo se puede considerar real en los módulos de laboratorio en los cuales el tamaño del reactor ayuda a impedir la presencia de zonas muertas dentro del mismo, sin embargo, las cosas cambian cuando se cambia el tamaño. A nivel laboratorio una partícula que ingrese por la parte superior del biorreactor deberá transitar por una distancia en centímetros para llegar al fondo del reactor, mientras que a nivel industrial esta distancia pueden ser varios metros y esto dificulta que el mezclado sea instantáneo.

Dentro de los principales puntos a tomar en cuenta para asegurar la homogeneidad se tienen a la agitación, la aireación y la transferencia del calor (Shuler and Kargi, 1992). Para el caso de este trabajo la transferencia de calor no tiene ninguna importancia como parte del proceso pues se lleva a cabo a temperatura ambiente con mediciones que fluctúan en $19.5 \pm 2^\circ\text{C}$. Por ello la agitación y la capacidad del sistema para transferir oxígeno se consideran como los puntos clave para llevar a cabo de manera exitosa el escalamiento del proceso.

En lo referente al mezclado intervienen dos equipos que son el agitador y los difusores de aire, se busca tener la mayor agitación posible tomando en cuenta que se trabaja con células vivas y que un exceso en el esfuerzo de cizalla de la propela del agitador podría lisar las células microbianas, de modo que solo se trabajó a 100 rpm. Por otro lado en la transferencia de oxígeno se trabajó con diferentes niveles de llenado del reactor y con diferentes volúmenes de aire inyectado por minuto, para buscar las condiciones que permitieran tener en todo momento una concentración igual o mayor a 2 mg/L de oxígeno disuelto.



METODOLOGÍA

El trabajo experimental se desarrolló en una planta piloto cuyos componentes son descritos en las siguientes líneas. Vale la pena decir que este módulo se ubica dentro de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) de Ciudad Universitaria (Figura 3.1), a un costado de la entrada de Av. Cerro del Agua.



Fig. 3.1 Ubicación de Planta Piloto

En concordancia con el objetivo general, en este trabajo se pretende evaluar el desempeño de un biorreactor a escala industrial operado bajo la estrategia “Control de Tiempo Óptimo Dirigido por Eventos” (Event Driven Time Optimal Control, ED-TOC). Como primer paso se caracterizó el reactor

para conocer el régimen de flujo imperante, posteriormente se trabajó con una mezcla de agua potable y 4CF para probar el funcionamiento de la estrategia óptima. La concentración de operación estándar fue de 250 mg/l de 4CF y se trabajó con un pico de concentración de 1000 mg/l de 4CF.

3.1 Generalidades sobre el 4-clorofenol

El 4-clorofenol es un compuesto de aspecto sólido cristalino soluble en agua, que al ser hidratado adquiere una apariencia aceitosa. Sus soluciones son corrosivas, al contacto con la piel produce quemaduras, se absorbe fácilmente por la piel y sus vapores son extremadamente destructivos para los tejidos de las membranas mucosas y las vías respiratorias superiores. La hoja de seguridad del producto reporta los siguientes datos (hoja de datos de seguridad proporcionada por la empresa Sigma-Aldrich Química, S. A. de C. V. para el material 106-48-9 4-chlorophenol SARA 313, 2005):

Salud: 3
Inflamabilidad: 0
Reactividad: 0

Limite de exposición:	3 mg/ m ³
Datos de toxicidad(LD50, oral, rata)	670 mg/kg
Datos de toxicidad(LD50, inhalación, rata)	11 mg/kg
Datos de toxicidad(LD50, piel, rata)	1500 mg/kg

De acuerdo con los ensayos de ecotoxicidad, los microorganismos son los organismos que toleran las concentraciones más altas de este compuesto

<i>Chorella vulgaris</i> (alga)	29 mg/L	96 h
<i>Scenedesmus subspicatus</i> (alga)	8.3-17 mg/L	75 h

Se tiene reportado por diversos autores que los microorganismos que intervienen en la degradación de los clorofenoles son principalmente *Pseudomonas* (*Pseudomonas* B13, *Norcadia* spDMS 43251, *Pseusomonas putida*, *Pseudomonas cepacia* AC 1100) *Arthrobacter*, *Alcaligenes*, *Flavobacterium* sp, *Rhodococcus chlorophenolicus* (Buitrón, 1993)

Se ha determinado que la pérdida por volatilización de 4-CF es de 0.0054 % mientras que de fenol es de 0.006 %. Es por ello que se considera que las pérdidas de los compuestos fenólicos en los reactores por arrastre de vapor son despreciables (Buitrón, 1993).

La vía de degradación propuesta (Buitrón, 1993) comienza por una mono-oxigenación para formar clorocatecol que al experimentar una ruptura en la posición orto genera el ácido cloromucónico que sufre una lactonización con la pérdida de cloro y finalmente las degradaciones subsecuentes hasta mineralizarse. La ruptura en la posición meta del clorocatecol se realiza por la catecol-2-3-dioxigenasa y genera el 5-cloro-2hidroxi ácido mucónico semialdehído que es un compuesto sumamente tóxico para los microorganismos (Figura 3.2)

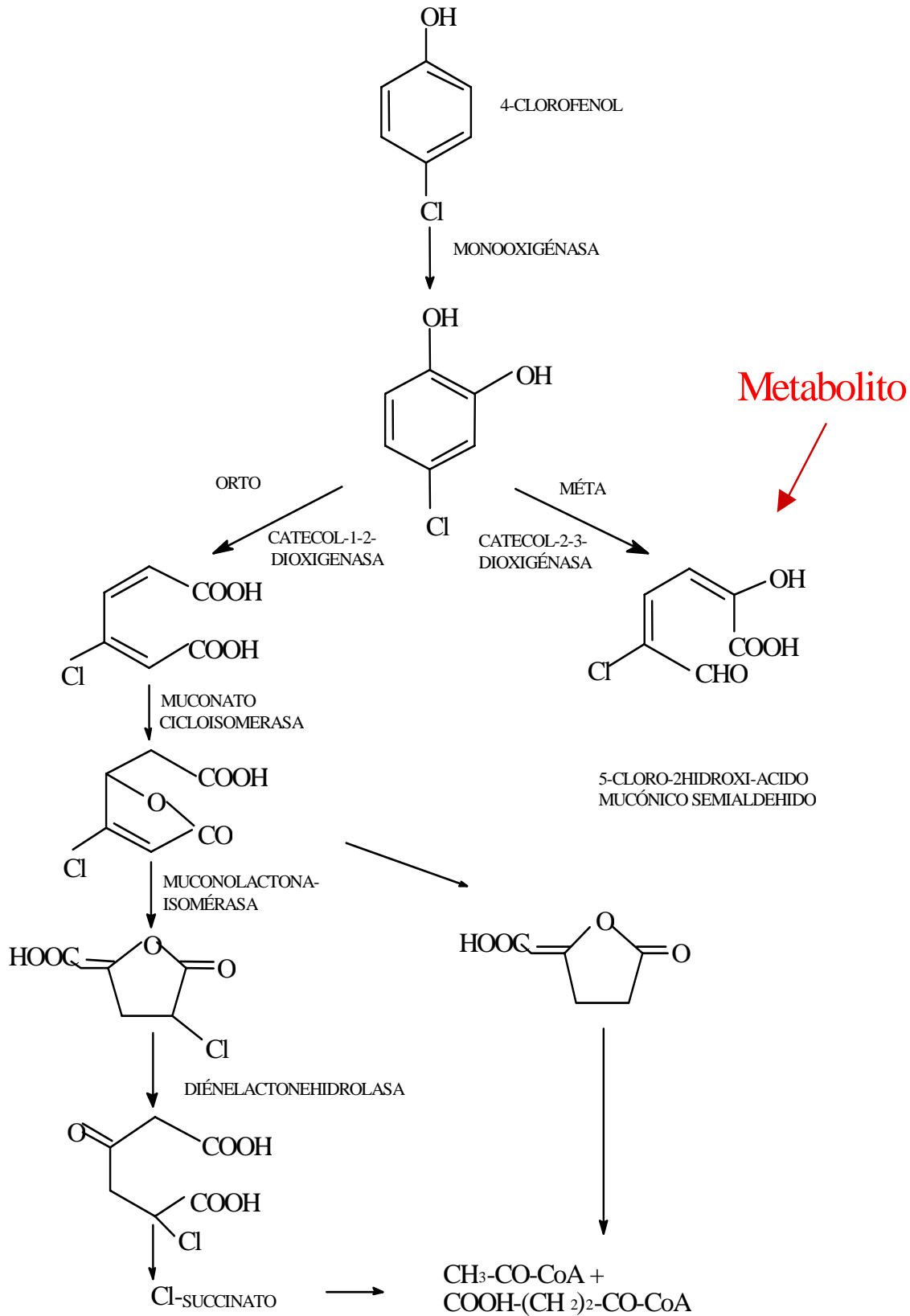


Figura 3.2 Rutas de oxidación del 4-CF, vía aerobia

3.2 Módulo Experimental (Planta Piloto)

El prototipo experimental es un módulo móvil que está montado en una plataforma de acero con el fin de que pueda ser transportada fácilmente al lugar de interés para el tratamiento de los efluentes. Las dimensiones totales de la estructura son 2m (ancho) x 4m (largo) x 3 m (alto) y su peso es aproximadamente 1.5 toneladas (Figura 3.3).

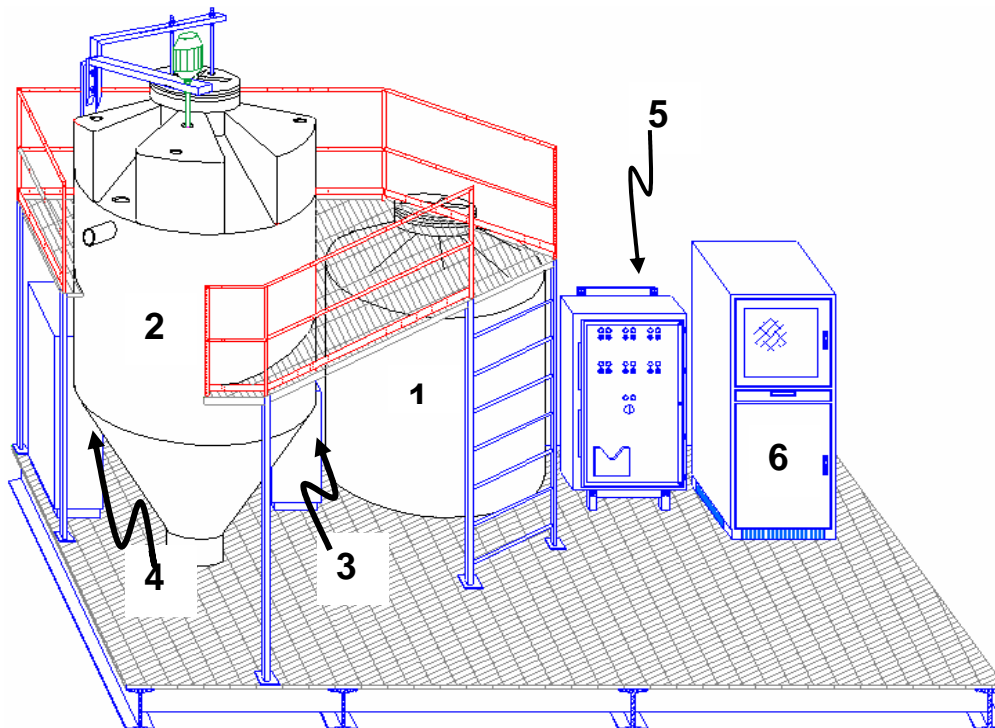


Figura 3.3 Planta piloto en Isométrico

Sistema Hidráulico

El aspecto hidráulico lo constituyen:

- (1) **Tanque de Almacenamiento (TA):** Cuenta con 1.1 m³ de capacidad (volumen útil 1 m³) hecho de polietileno de alta densidad, se encuentra conectado a 2 bombas, la primera; una bomba centrífuga horizontal de ¼ HP con capacidad de 10.3 GPM (39 l/min) lo cual permite llenar el volumen útil del TA en aproximadamente 25 minutos, en forma simultánea al llenado con agua residual tomada a la salida del desarenador de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) de cerro del agua en CU que realiza la bomba centrífuga, una segunda bomba, ahora de tipo peristáltico, se encarga de dosificar una solución concentrada de 4-CF (90g/l) de forma tal, que se obtenga la concentración deseada del compuesto tóxico en el agua residual de este tanque. Vale la pena hacer notar que la bomba peristáltica cuenta con un pequeño depósito de 50 L de fenol concentrado, para ser dosificado según se necesite. La concentración de fenol en

el TA y que, un electrónivel colocado dentro del TA es el encargado de arrancar o parar al mismo tiempo ambas bombas de llenado de este primer tanque (Figura 3.4).



Figura 3.4 prototipo industrial

- (2) **Tanque de Reacción (TR)** fabricado también en polietileno de alta densidad, cuenta con fondo cónico para facilitar la separación de lodos y capacidad de 1.3 m³ nominales, siendo el volumen útil de 1000 L está planeado para trabajar con un volumen de intercambio de 60%. Cuenta con las entradas necesarias para los portaelectrodos de los diferentes sensores y la alimentación de aire y dispone de 3 bombas, 2 primeras para el llenado y una tercera para el vaciado
- (3) **Bombas** (Figura 3.5): La primera; una bomba centrífuga horizontal de ¼ HP con capacidad de 10.3 GPM (39 L/min) lo cual permite llenar el volumen útil del TR en aproximadamente 25 minutos será usada en lo que llamamos llenado rápido, usado para aclimatar la biomasa o cuando se desee operar el TR mediante la estrategia de tiempos fijos. La segunda es una bomba del tipo peristáltica, Masterflex modelo U-07549-52/77601-10 con flujo variable entre 0.6 y 8 L/min, esta bomba será usada en lo que se llama llenado fino que es una de las características importantes de la estrategia de operación óptima que se pretende evaluar en el TR. La tercera bomba ubicada dentro del TR es la encargada de sacar el agua tratada, es una bomba sumergible marca Little Giant, modelo 5-MSP con capacidad de 1200 L/h y un caballaje de 0.17 montada en un dispositivo flotante que le permite extraer líquidos sólo a nivel de superficie evitando así la extracción accidental de lodos que es indeseable. El TR cuenta con salida para purga de lodos y muestreo por el fondo del reactor con dos vías una controlada con una válvula eléctrica de bola encendido/apagado y otra con una válvula de bola manual.



Fig. 3.5 Vista posterior de la planta piloto (equipo de bombas y sopladores)

Sistema de aireación

Se cuenta con 2 sopladores industriales de paletas deslizantes (4) de 1 HP cada uno conectados al reactor por una tubería que termina en 3 difusores circulares de membrana para generar una burbuja fina y transferir oxígeno al agua están ubicados en el fondo de la tolva. Para controlar el paso del aire al reactor se cuenta con un controlador de flujo másico.

Sistema de mezclado

El reactor está equipado con un agitador industrial de $\frac{1}{4}$ HP con el fin de mantener una mezcla homogénea dentro del reactor aún sin aeración, con capacidad de 60-300 RPM.

Sistema de sensores

El reactor constará también de los siguientes instrumentos de medición:

- pH: se cuenta con un electrodo marca Endress & Hauser modelo CPS11-2AS2ESA y con un transmisor CPM223-PR1105; el transmisor y el electrodo tiene la opción de medir ya sea pH o Potencial Oxido Reducción además de temperatura.
- Oxígeno Disuelto: Se cuenta con dos sensores Endress & Hauser modelo COS4 con sus respectivos transmisores de la misma marca y modelo LIQUISYS-M COM223-DX1105

- Temperatura: se cuenta con un sensor marca Endress & Hauser modelo TST10-CE2XCS2BA2R, el cual es de un tipo conocido como sensor "ciego" ya que tiene su transmisor integrado carente de pantalla indicadora. Físicamente es un termopar de aproximadamente 20 cm con una pastilla metálica al final de donde salen los cables que lo conectan directamente al tablero de control
- Potencial Oxido Reducción (ORP): se cuenta con un electrodo marca Endress & Hauser modelo CPS12-OPA2ESA y con un transmisor CPM223-PR1005. El electrodo tiene la opción de medir ya sea ORP o pH, además de temperatura, pero el transmisor solo puede enviar una señal, ya sea pH u ORP
- Controlador de Nivel: se cuenta con un sensor de nivel marca Endress & Hauser modelo DB50-AC12BB13EE23.

Nota: La señal emitida por los sensores al transmisor, es una señal eléctrica muy débil, que se conduce mediante un cable especial (CPK9) al transmisor, que la amplifica al nivel de 0 a 20 miliampers, y en este nivel ya puede ser recibida por el tablero de control.

Sistema de control y adquisición de datos

- (5) Se cuenta con un tablero de control Nema 4, fabricado en lámina de acero al carbón calibre 14 pintado en color gris 321 y acabado con esmalte de poliuretano para darle protección a la corrosión y a la humedad. En su interior se alojan los dispositivos eléctricos de control y fuerza (Figura 3.6), en la puerta frontal se encuentra localizada la botonera, la cual opera en modo manual, cada una de los arrancadores, cuenta también con una alarma audible 120 VCA ubicada a un costado del tablero. Junto al tablero de control se encuentra la computadora (6) protegida por un gabinete a prueba de intemperie es donde se aloja el software que controla sensores y actuadores de motores y donde se registran los datos de cada ciclo. También resguarda los algoritmos de la estrategia de operación ED-TOC con la cual se operará la planta.



Fig. 3.6 Vista interior del tablero de control y el modulo de la computadora

3.3 Plan Experimental

3.3.1 ETAPA 1. PRUEBAS PREVIAS AL ARRANQUE DE OPERACIONES

A continuación se listan las pruebas que se realizaron a la planta piloto y que constituyen un protocolo de validación para cada una de las operaciones y equipos que se usaron (Figura 3.7)

- Pruebas hidráulicas: con estas pruebas se pretende asegurar que los tanques, equipos y las tuberías que los conectan, están bien selladas y la ausencia de fugas es total. Para ello se hizo funcionar a las bombas a su máxima capacidad y se verificó visualmente que en un lapso de 15 minutos de operación no se presentaran fugas de agua.
- Pruebas eléctricas: con estas pruebas se busca corroborar que los tomacorriente de cada motor son adecuados para la capacidad de los distintos motores, y evitar que los equipos se dañen por voltaje eléctrico. El consumo básico de cada elemento se muestra en la Tabla 3.1. Puesto que se verifica que las protecciones eléctricas de cada motor se activen frente a sobrecargas. La manera de probarlas fue sometiendo cada protección a una sobrecarga y se verificó que todas las protecciones respondieron adecuadamente.

Tabla 3.1 Consumo eléctrico de la planta

CONCEPTO	CONSUMO DE ENERGÍA (amperios)
Iluminación y Computadora	2.8
Soplador	8.9
Bomba Peristáltica (máxima potencia)	1
Agitador (a 100 rpm)	0.8
Bomba Centrífuga	5.6
Máximo consumo posible	18.1

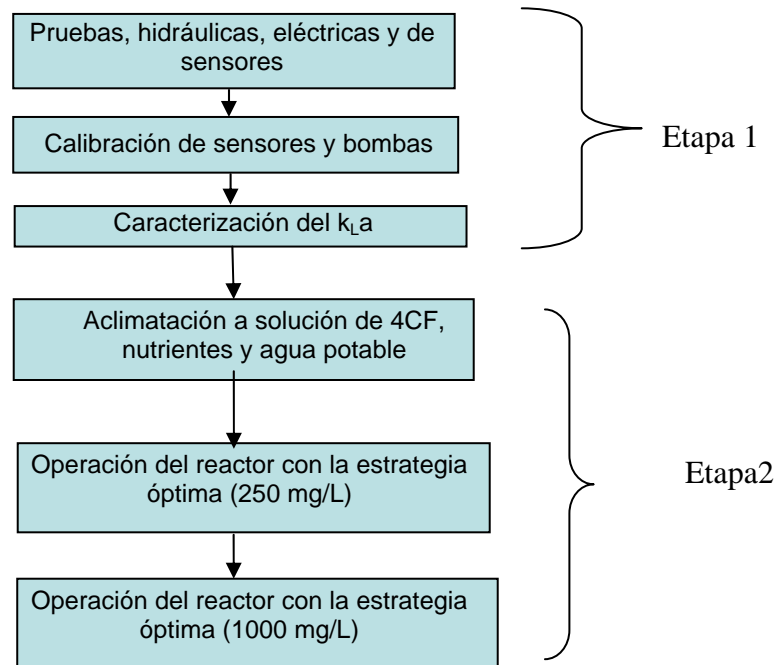


Figura 3.7 Metodología experimental

- Pruebas de respuesta de sensores y ajuste eléctrico: En este punto se hace necesario explicar que cada uno de los sensores tiene una respuesta a la variación de la magnitud que mide (magnitudes mecánicas, térmicas, eléctricas y químicas). Esta respuesta es una señal eléctrica muy débil que mediante cables especiales es conducida a un transmisor donde se puede leer dicha señal en las unidades que correspondan a cada sensor (grados centígrados, mg de oxígeno disuelto por litro, pH, etc.). El transmisor también tiene la función de amplificar la débil señal que emiten los sensores y llevarla a valores que fluctúan entre 0 y 20 miliampers, para que sea esta señal amplificada la que se envíe al tablero de control y posteriormente a la computadora para registrar el valor de la magnitud que se mide. Por tanto, en esta parte se verifica que la señal emitida por los sensores y amplificada por los transmisores (hasta el orden de 4-20 miliampers), sea recibida correctamente por la computadora. Se eligió trabajar con el intervalo de 4 a 20 miliampers y no con el de 0 a 20 para evitar que la ausencia de señal lejos de indicar el valor mínimo del intervalo pudiera encubrir problemas en alguno de los sensores. Por otro lado en esta etapa se define el intervalo de trabajo que tendrá cada sensor que son los mostrados en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2 Intervalos de medición de los sensores

Variable	Intervalo
Temperatura	0 a 50°C
pH	0 a 14
Oxígeno disuelto	0 a 10 mg/l
Potencial Oxido-Reducción	- 600 a 100 millivolts
Nivel	0 a 980 litros

- Calibración de sensores de pH, oxígeno disuelto y ORP. Para el sensor de pH se usaron soluciones buffer de 2, 7 y 10. En el caso del sensor de oxígeno disuelto, la calibración se realizó al aire con el modo calibración cargado en la programación del transmisor. Finalmente para calibrar el sensor de ORP se usó la solución comercial YSI 3682 Zobell que de acuerdo con el proveedor ofrece un potencial de 237.5 mV en las condiciones en que opera la planta, todas las pruebas se realizaron en campo con los sensores instalados en su posición definitiva.
- Aforo del tanque de reacción y del sensor de nivel. Se utilizó una medida de volumen conocida de 50 L, con la cual se fue llenando el reactor al mismo tiempo que la computadora registraba y relacionaba cada incremento de volumen con un incremento en la presión hidráulica que mide el sensor de nivel, hasta llegar al nivel máximo.
- Calibración de bombas. Con esta prueba se pretendió conocer el gasto volumétrico de cada bomba y se realizó midiendo el tiempo que le tomaba a cada bomba llenar un recipiente de volumen conocido. Los resultados se pueden ver en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3 Capacidad de trabajo de las bombas del biorreactor

BOMBA	CAPACIDAD (L/h)
Centrifuga de llenado	3887
Peristáltica de llenado	465
Flotante de salida	2854

- Pruebas de interferencia o ruido entre sensor y actuador: Se pretende tener la seguridad de que al encender una bomba o un motor la señal de temperatura o de oxígeno disuelto o cualquier otra siguen siendo confiables y se pudo comprobar que el ruido eléctrico no era significativo como interferencia para el proceso.
- Pruebas de régimen de mezclado: Esta prueba hidráulica comprende la inyección de un tinte en el influente del reactor, seguido por un muestreo en el interior del mismo a diferentes profundidades en varios instantes de tiempo, monitoreando el flujo y su patrón hidráulico en el seno del biorreactor (se explica con detalle en el punto 3.5).

3.3.2 ETAPA 2. ARRANQUE DE OPERACIONES DEL REACTOR

En esta etapa se realizaron las siguientes actividades:

- Inoculación de biomasa y aclimatación a la degradación del 4CF. El inóculo usado se componía de lodos de la PTAR de CU y de Cerro de la estrella en proporción 1:1 y fueron aclimatados a degradar una solución entrante de 250 mg/L de 4CF y nutrientes

en la composición recomendada por (APHA,1992); Los primeros 15 ciclos corresponden a dicho periodo de aclimatación y en donde se vió que al final se alcanzó un tiempo de degradación de 2.3 h.

- Determinación de la variación de $k_{L,a}$ (con biomasa aclimatada) a 5 diferentes flujos de aire que fueron: 200, 160, 120, 80, y 40 lpm.
- Determinación de la variación de $k_{L,a}$ (con biomasa aclimatada) con respecto a cuatro niveles de llenado del tanque de reacción (750, 650, 550 y 450L). Esto se necesita para validar la ecuación que define, dentro del programa de cómputo la variación del $k_{L,a}$ durante el llenado del tanque, es decir $k_{L,a}$ en función del nivel de volumen.
- Operación del Reactor mediante ED-TOC para degradar la solución de 4CF (250 mg/L). Con esto se pretende corroborar que el escalamiento de la experimentación que antecede a este trabajo, no afecta de forma negativa en el desempeño del reactor. El reactor operó a una temperatura que varió de 22 a 16 °C durante 66 días en los cuales se realizaron 56 ciclos, las condiciones de operación se muestran en la Tabla 3.4

Tabla 3.4 Condiciones de operación del reactor

CONDICIÓN	VALOR O INTERVALO
Volumen llenado máximo	750 L
Volumen llenado mínimo	450 L
Volumen de intercambio	300 L
Aeración	70*-160 L/min
Limite mínimo de O ₂ disuelto	2 mg/L
Compuesto modelo tóxico	4-Clorofenol (250 mg/L)
SSV	2000 mg/L

*(Sólo al inicio de la aclimatación)

Esta etapa duró 41 ciclos y se realizó inmediatamente después del periodo de aclimatación, el reactor fue operado con la estrategia óptima obteniéndose tiempos de degradación de 1.7 h

- Operación del Reactor mediante ED-TOC para degradar la solución de 4CF(1000 mg/L). con esto se pretendía comprobar que el reactor era capaz de trabajar óptimamente aún con picos repentinos en la concentración del compuesto tóxico y para ello en el penúltimo ciclo se aumentó 4 veces la concentración de 4CF en el influente.

3.4 Técnicas de Análisis

Durante la operación del reactor, se realizaron cinéticas de degradación a fin de verificar el funcionamiento del reactor y comprobar por medio de mediciones fuera de línea la remoción de los contaminantes presentes en el efluente sintético. Las determinaciones a realizarse son:

- 1) La concentración de 4-CF, para corroborar que la biomasa en el reactor efectivamente está consumiéndolo y transformándolo. Esta determinación se realizará por el método estandarizado de 4-aminoantipirina (APHA, 1992).
- 2) Demanda Química de Oxígeno (DQO) este parámetro se requiere para determinar la eficiencia en la remoción de material oxidable y se realiza con el método estandarizado (APHA, 1992) de oxidación con dicromato de potasio usando los reactivos de Hatch
- 3) COT (Carbono orgánico total) a fin de corroborar que el sustrato se mineraliza y no hay acumulación de intermediarios tóxicos en el reactor y se realiza en un equipo marca SHIMADZU, modelo TOC 5050.

Además de las pruebas anteriores se realizaron mediciones de sólidos suspendidos volátiles y totales, también se hicieron mediciones de respirometría para verificar el estado de actividad de la biomasa antes y después de cada experimento, el IVL (índice volumétrico de lodos) y velocidad de sedimentación por métodos estandarizados (APHA, 1992) fueron útiles para verificar la operabilidad del proceso.

3.5 Régimen de Mezclado (Trazado)

Los resultados de la prueba de trazado están asociados con la identificación de circulación exigua, zonas muertas y problemas de homogeneidad en general. Por lo tanto se busca comprobar un buen mezclado totalmente homogéneo.

La sustancia empleada deberá ser un trazador inerte, que se agregue al proceso para medir así la concentración de la sustancia por medio de absorbancia. El análisis permite ver las desviaciones en las características hidráulicas del reactor. La experiencia indica que el comportamiento hidráulico de muchas unidades de campo no es ideal, y que existen diversas oportunidades para corregir y optimizar su funcionamiento, pero antes, claro está, es fundamental conocer las fallas que arroja la prueba del régimen hidráulico.

La prueba recurre a técnicas de estímulo-respuesta en donde el estímulo es la inyección de un trazador al sistema y la respuesta es el comportamiento en función del tiempo que tiene el trazador en el interior del tanque.

En un reactor continuo el tipo de estudio de trazado depende de cómo se inyecte el trazador, si es en forma continua durante todo el estudio de trazado, figura 3.8 (inyección tipo escalón, se identifica con la letra A). Si es una inyección en un instante de tiempo (inyección tipo pulso, se identifica con la letra B), para el caso de este trabajo se empleó la inyección tipo pulso.

En el caso del experimento tipo B, la inyección de la totalidad del trazador debe ser efectuada en el menor tiempo posible para que ello no afecte los resultados obtenidos.

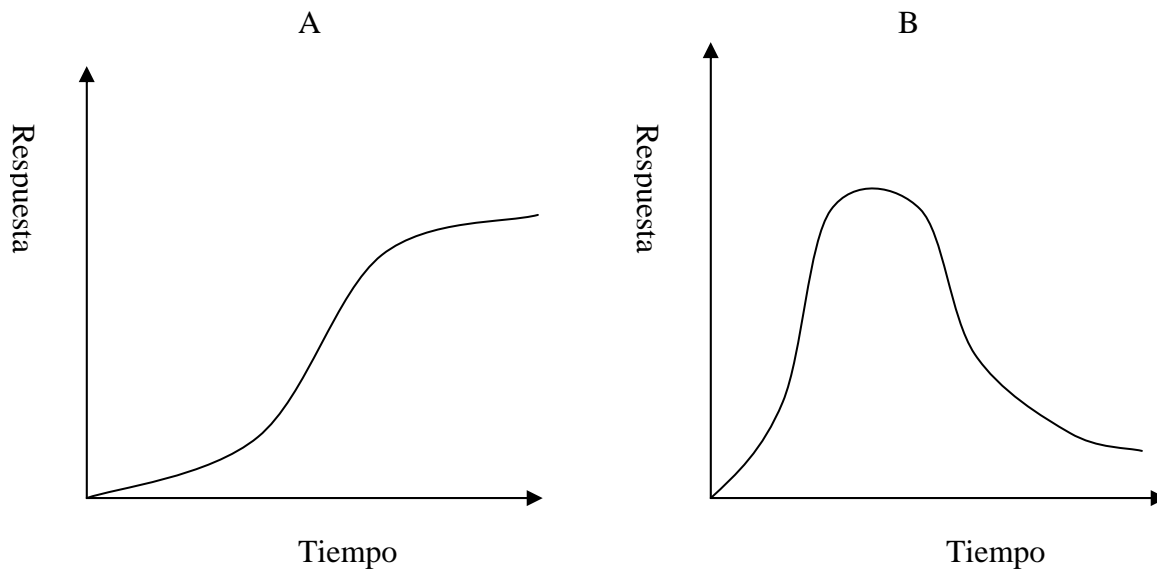


Figura 3.8 Modelado para sistemas con flujo continuo, (A) inyección escalonada, (B) inyección en un pulso

Partiendo de la idealización mostrada en la figura 3.8 para un reactor continuo, en un reactor discontinuo se alcanzará una concentración máxima, como señal de un sistema completamente mezclado. En la curva del trazador (Figura 3.9) se pueden distinguir dos trayectorias: la primera con el comportamiento de un mezclado casi instantáneo, y la otra, se asocia con la estabilización de un mezclado perfecto.

Para la realización de esta prueba se definieron cinco puntos de muestreo (Figura 3.10), que particularmente estuvieran ubicados en zonas donde los efectos del mezclado y la aireación fueran deficientes, por lo que, potencialmente representasen alguna zona muerta o exigua en relación a la circulación del líquido en el interior del reactor. No se olvide que los resultados de la prueba de trazado están asociados con la identificación de circulación exigua, zonas muertas y problemas de homogeneidad en general.

La inyección por pulso dentro del reactor SBR se realizó con una solución de 100 ml de pintura (vinil-acrílica, semi-mate, marca Comex de la línea Real Flex, color rojo) diluida en 1 L de agua, cuya dilución dentro del reactor podrá ser registrada por el espectrofotómetro en el pico de absorbancia de 619 nm.

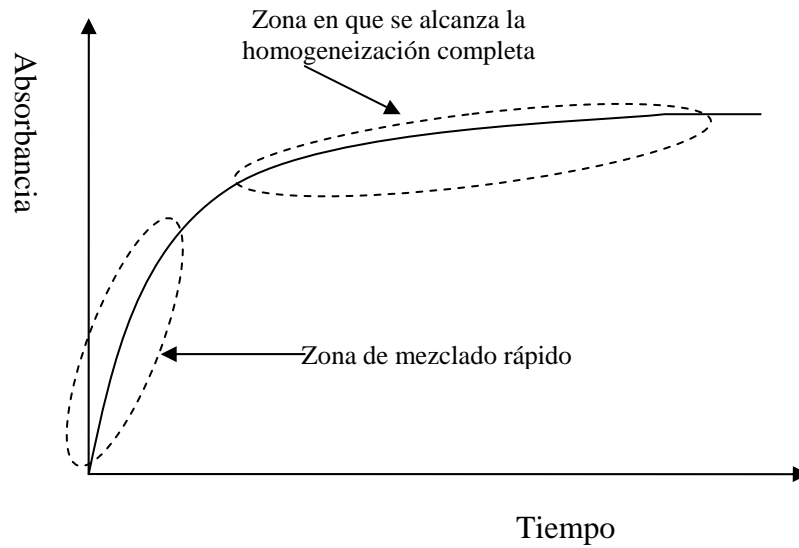


Fig 3.9 Curva del trazador durante el mezclado en un reactor discontinuo

El muestreo se efectuó en continuo, colectando las muestras con una bomba peristáltica en intervalos de tiempo iguales (cada 5 segundos) para que posteriormente fueran analizadas en un espectrofotómetro con objeto de determinar las diferentes concentraciones del colorante usado y registrarlas como absorbancia. De este modo se determinó el comportamiento en el tiempo de la concentración del trazador en un punto determinado.

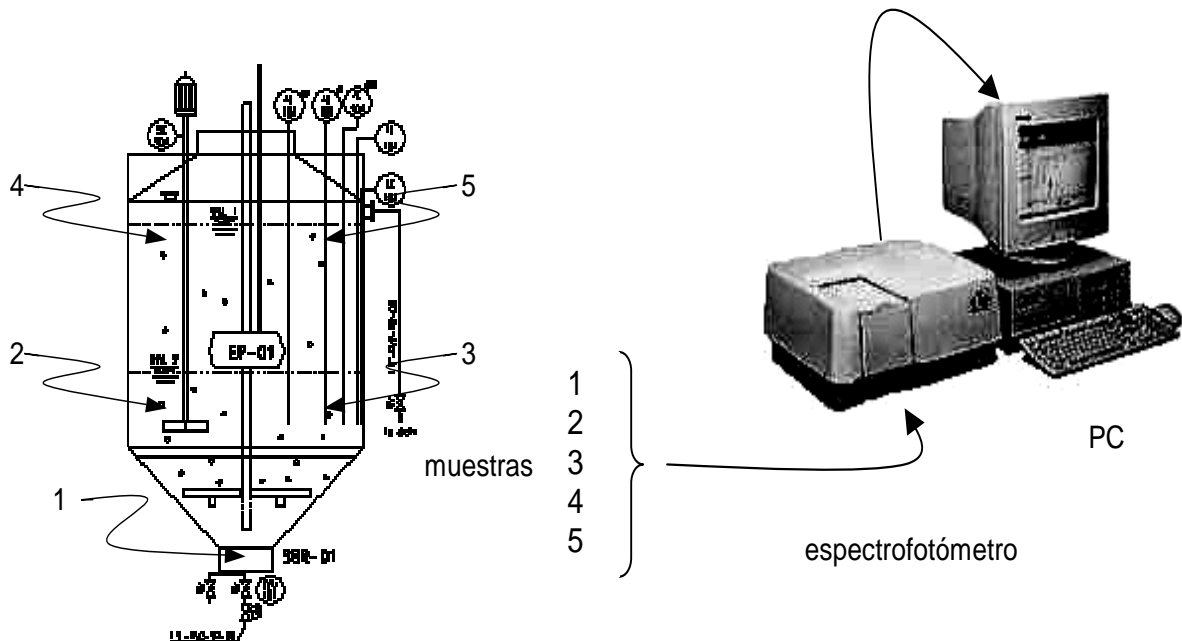


Figura 3.10 Localización de los puntos de muestreo dentro del reactor

El tiempo de mezclado está dado por el tiempo necesario para alcanzar el 95 % de la concentración final del colorante dentro del reactor (Shuler y Kargi, 1992). Es decir, cuando se acaba la zona de mezclado rápido. Los resultados de estas pruebas tienen como límite un tiempo menor o igual a 120 s para que cualquier partícula que entre por el influente del reactor llegue a los puntos de muestreo, previamente establecidos, debido a que ese es el tiempo de respuesta del sensor de oxígeno disuelto.

3.6 Transferencia de Oxígeno en Agua Residual

En un sistema de lodos activados, el valor del $k_L a$ se puede determinar considerando la parte de oxígeno que los microorganismos consumen y se parte de la expresión que describe la variación en la concentración de Oxígeno dentro del biorreactor

$$\frac{dO}{dt} = k_L a (O_s - O_t) - bX \quad (1)$$

En equilibrio el oxígeno alcanza un valor máximo O_{\max} , y su derivada se anula:

$$k_L a (O_s - O_{\max}) = bX$$

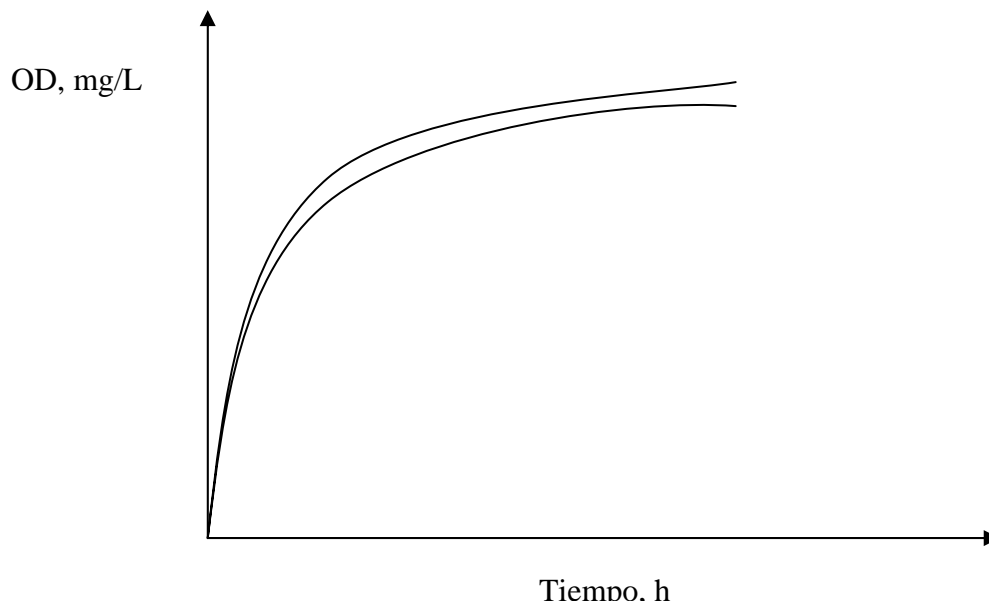
$$O_{\max} = O_s - bX / k_L a \quad (2) \text{ despejando } O_s \text{ y reemplazando en (1)}$$

$$\frac{dO}{dt} = k_L a (O_{\max} - O_t) \quad (3)$$

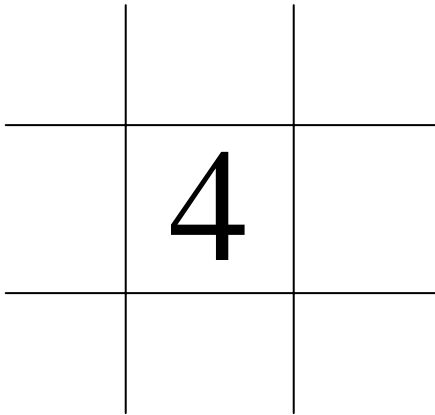
Aproximando en diferencias finitas:

$$\Delta O = k_L a (O_{\max} - O_t) \Delta t \quad (4)$$

Posteriormente se hacen dos grafica de tiempo vs. Concentración de oxígeno medida y estimada con la ecuación (4), se itera el valor de $k_L a$ hasta que ambas curvas sean muy parecidas (Figura 3.11).

Figura 3.11 Cálculo de k_{La}

De esta forma se analizaron todos los datos y se trabajó con diferentes condiciones de flujo de aire (200, 160, 120, 80 y 40 litros de aire por minuto) y de volumen de agua en el reactor (750, 650, 550 y 450 litros)



RESULTADOS

4.1 Caracterización del Régimen de Mezclado

Luego de realizar una serie de pruebas usando un colorante como trazador para encontrar el punto dentro del reactor que ofrece mayor resistencia al mezclado se obtuvieron los siguientes resultados. Los puntos de muestreo están definidos en la figura 4.2. En cada punto se realizaron 3 repeticiones para conocer el tiempo que tardaba en mezclarse completamente (Figura 4.1). En cada evento se tomaron los últimos siete puntos para sacar, como una media aritmética, el 100% de absorbancia. Posteriormente se calculó el 95 % de esa absorbancia y se interpoló para conocer el tiempo en que se llegaba a este punto. El resultado reportado es el promedio de tres eventos (Tabla 4.1).

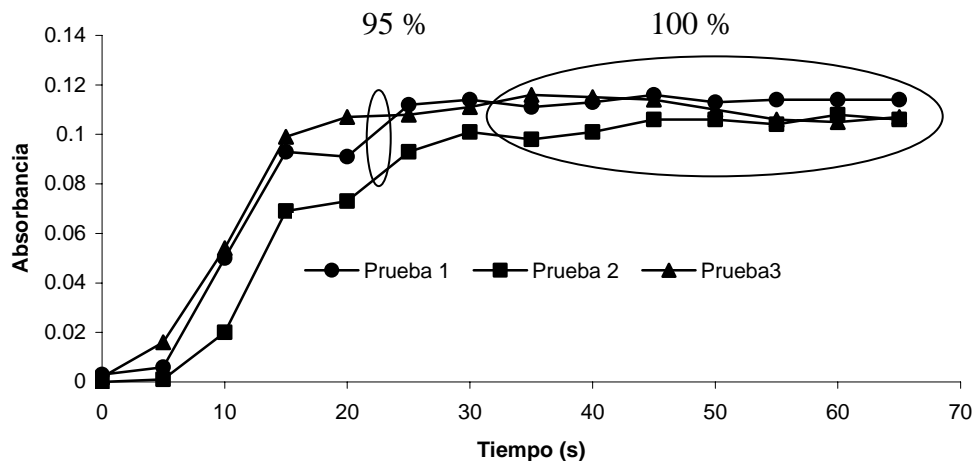


Figura 4.1 Perfil de la concentración del colorante en el punto 3 medida como absorbancia

Tabla 4.1 Tiempos de mezclado en los puntos de muestreo.

Punto	Tiempo (s)	Desv. Est.
1	29.3	10
3	22.3	5.03
5	16.3	2.51
2	16.3	6.65
4	9	0

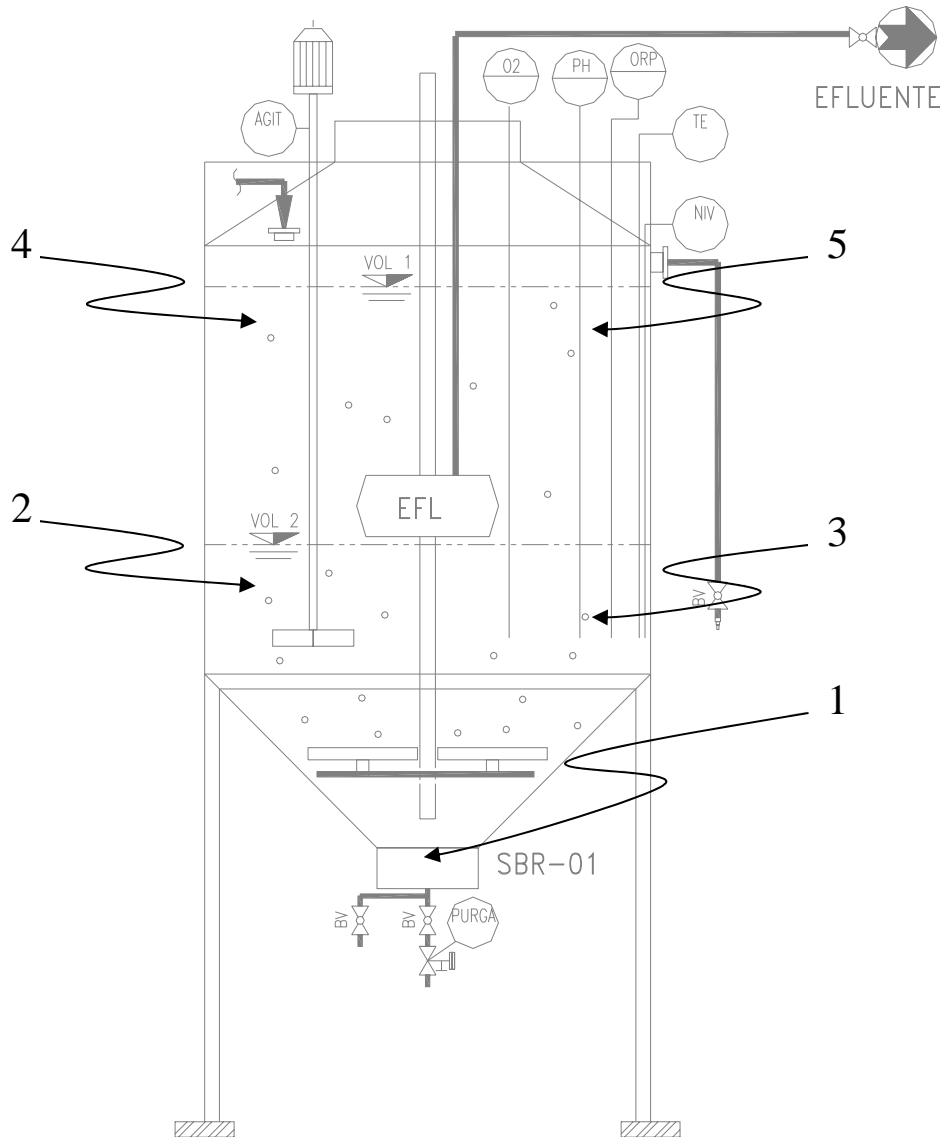


Figura 4.2 Puntos de muestreo dentro del reactor

Con estos resultados se puede ver claramente que el punto del reactor que ofrece mayor resistencia al mezclado es el fondo del reactor (punto 1) y que el segundo punto más problemático para el mezclado es el punto 3 que es la zona donde se colocaron los sensores. Si por alguna razón se presentara algún problema de mezclado, estos dos puntos serían los primeros en ser afectados y se tendrían problemas en el proceso. Considerado que el tiempo de respuesta del sensor de oxígeno es de 120 segundos y el de mezclado total del reactor de 30 segundos se puede considerar que para la operación el reactor presenta un régimen totalmente mezclado

4.2 Caracterización de la Transferencia de Oxígeno (k_La)

Queda claro que la transferencia de oxígeno es de vital importancia para cualquier proceso aerobio, y este no es la excepción. Por ello se buscó conocer la variación en el coeficiente de transferencia de oxígeno con respecto al volumen de agua en el reactor y con respecto a los diferentes flujos de aire que los sopladores pueden dar, la temperatura fluctuó entre 17.5 y 21°C. Como ya se mencionó la estrategia óptima requiere conocer, entre otros parámetros, el valor de k_La para realizar el control y por ello fue necesario conocer la manera en que varía a lo largo del proceso. Se trabajó con 4 niveles de llenado del reactor que fueron 450, 550, 650 y 750 litros y con 5 flujos de aire que fueron 40, 80, 120, 160 y 200 litros por minuto (Figura 4.3).

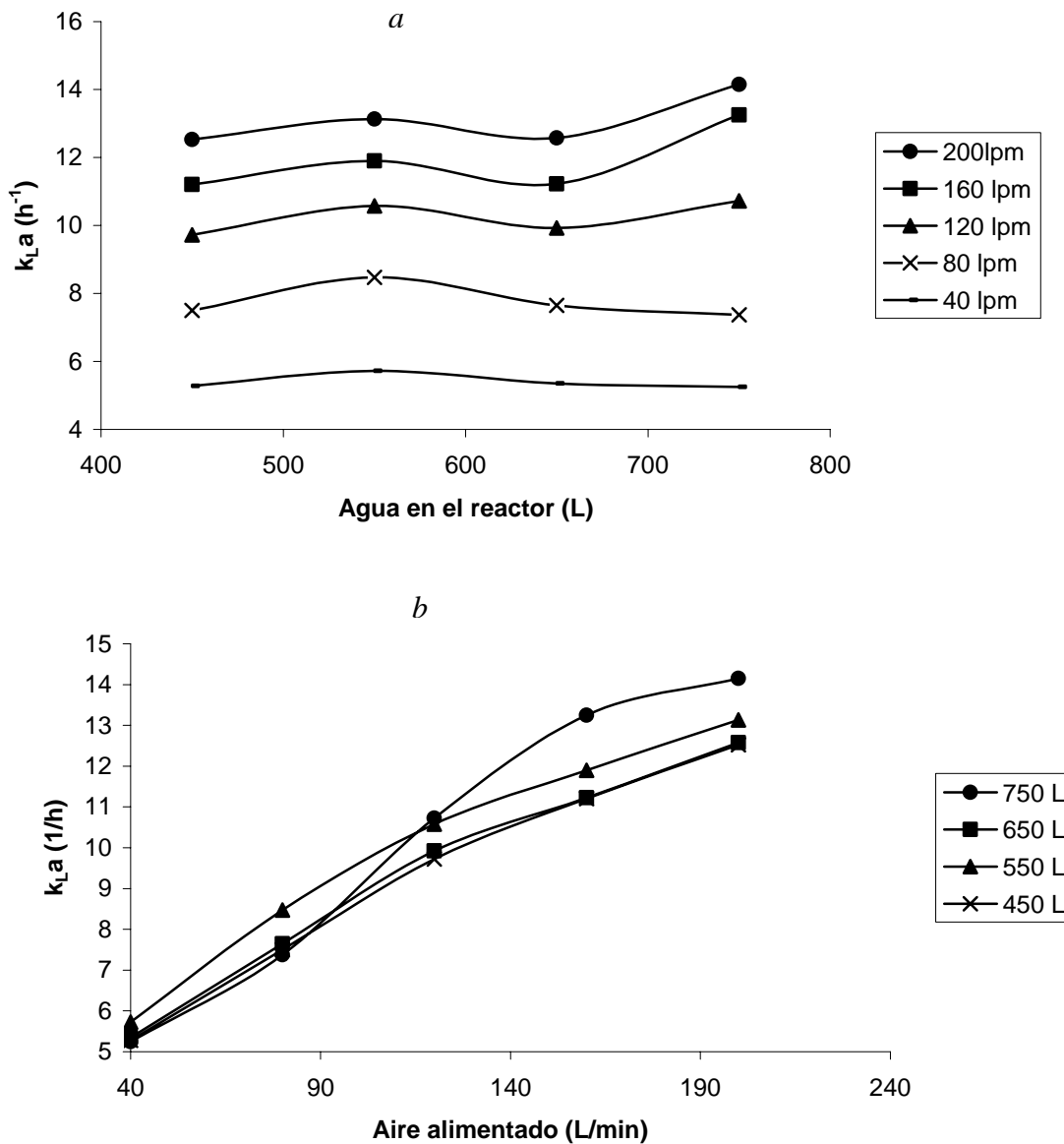


Figura 4.3 Variación en el valor de k_La para diferentes niveles de llenado del reactor (a) y flujos de aire (b).

Como se puede ver conforme aumenta el flujo de aire inyectado aumenta la transferencia de oxígeno, esto es entendible por el hecho de que al haber más oxígeno disponible para la transferencia se facilita la misma, por otra parte conforme aumenta la cantidad de agua que hay en el reactor aumenta la transferencia y esto es atribuible al efecto de concentrado que se da en los lodos, esto es: cuando hay 750 L de agua en el reactor la concentración de lodos es de 2 g/L pero cuando solo hay 450 L de agua la concentración de lodos aumenta a 3.3 g/L como efecto resultante de la decantación y esto se refleja en la manera en que se transfiere oxígeno.

El reactor se alimentó con 0.213 L aire/L agua.min (que se buscó mantener constante ya que el reactor a nivel laboratorio trabajó con 0.214 L aire/L agua.min), el kLa se pudo manejar en valores de 14 h^{-1} que permitieron que la concentración de oxígeno disuelto a lo largo de la reacción se mantuviera por arriba de 2 mg/L (de esta forma se evita que el oxígeno sea una limitante para la reacción). Por lo anterior se puede decir que el escalamiento del sistema de aireación se ha realizado correctamente y no representa un obstáculo para el correcto desempeño óptimo del reactor.

4.3 Aclimatación

El reactor se inoculó con lodos activados de reactores de flujo continuo de las plantas de tratamiento de aguas de Ciudad Universitaria y de Cerro de la Estrella, Iztapalapa en proporción 1:1. El primer ciclo de aclimatación tuvo un tiempo de reacción de 94 h y fue minimizándose hasta que se obtuvieron valores de 2.3 h como se muestra en la Fig 4.4. El tiempo de reacción se estableció como el punto en que el consumo másico de oxígeno disminuía hasta un mínimo valor constante como se muestra en la figura 4.5.

Conforme la biomasa se aclimataba se fueron modificando los tiempos de las otras etapas que componen un ciclo completo, con objeto de tener ciclos de 24 h

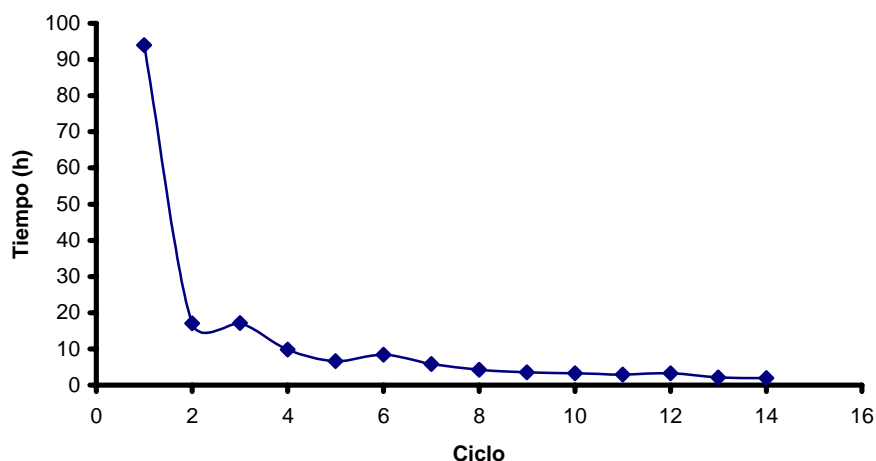


Figura 4.4 Variación del tiempo de degradación de 4-clorofenol.

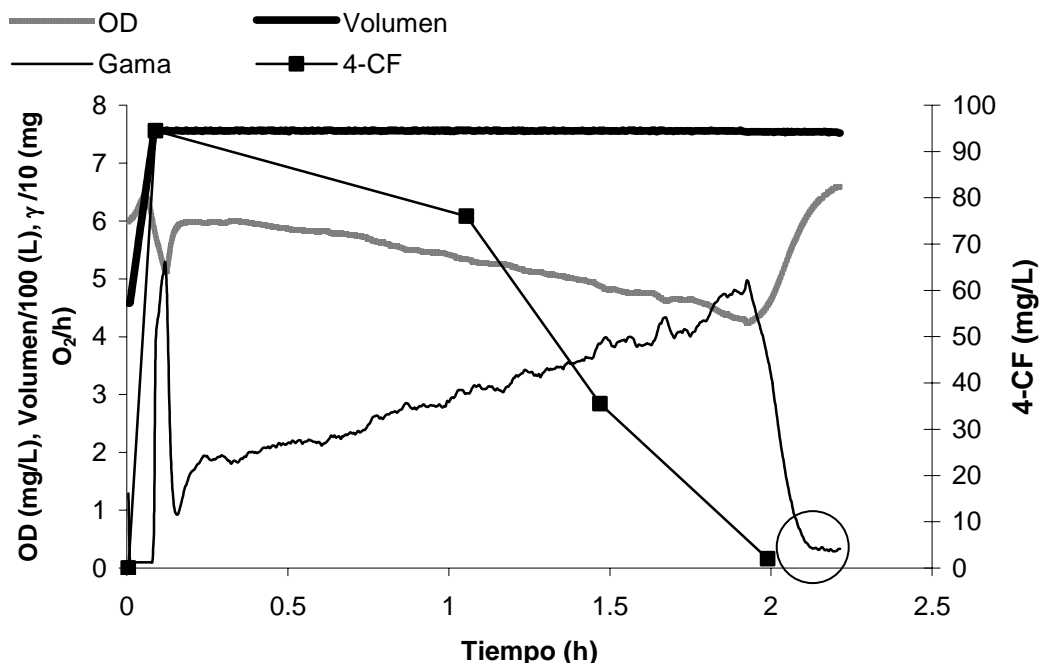


Figura 4.5 Determinación del punto final de la reacción usando el consumo másico de oxígeno.

El reactor se aclimató a degradar 250 mg/L de 4CF usando el modo de operación VTC (es decir, no se utilizó ninguna estrategia de control para la aclimatación de la biomasa). La aclimatación de los microorganismos se alcanzó en 15 ciclos (24 días). Durante este periodo, el 4CF se degradó con eficiencias mayores a 99,9% como 4CF y de 97% como DQO. La duración de la fase de reacción se mantuvo en 1.7 h. una vez que la biomasa estuvo completamente aclimatada al 4CF.

Conforme se realizaba la aclimatación, el índice volumétrico de lodos (IVL) disminuyó (Figura 4.6) dejando de manifiesto que las bacterias filamentosas encontradas en el inóculo usado fueron eliminadas por el compuesto tóxico.

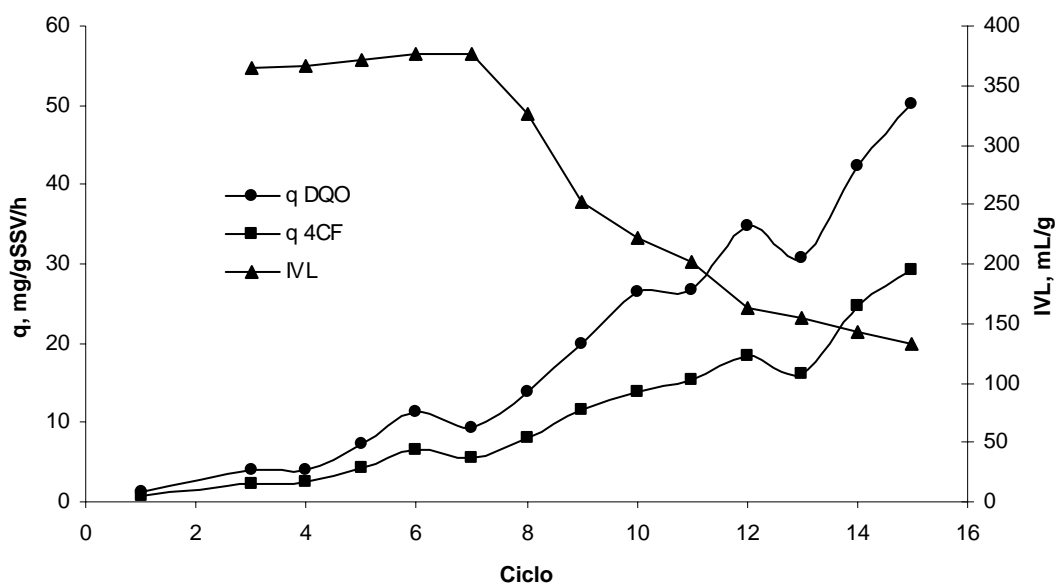


Figura 4.6 Tasa específica de degradación (q), y la variación del índice volumétrico de lodos (IVL) durante la aclimatación de los microorganismos para degradar 250 mg/L de 4CF

En general, los microorganismos degradadores del 4CF presentaron excelentes propiedades de sedimentación. Incluso para un inoculo problemático, el IVL disminuyó de 364 a 132 mL/g después de 15 ciclos. También, durante la aclimatación de la biomasa los SST en el efluente fueron reducidos de 55 a 23 mg/L, confirmando las buenas propiedades de sedimentación de la biomasa.

La figura 4.6 presenta las curvas cinéticas de la operación del reactor una vez que la biomasa estuvo aclimatada. Es posible observar que, en el modo de operación convencional, el llenado del reactor es muy rápido (5 minutos) y la concentración 4CF aumenta hasta más de 95 mg/L dentro del reactor. Los 250 mg/L son diluidos por el agua restante presente en el reactor. El comportamiento del oxígeno disuelto (OD), de γ y de la concentración del sustrato (medida como 4CF) se puede ver claramente y vale la pena destacar que en este llenado rápido el oxígeno disuelto disminuye a 5 mg/L en 5 minutos. OMUR aumenta repentinamente; sin embargo, cuando la concentración del sustrato tóxico es más alta que S^* , comienza la inhibición, y γ disminuye otra vez.

La fase de reacción toma alrededor 2,3 h. Durante este período la concentración de OD disminuye gradualmente y γ se incrementa indicando la mejora en la actividad microbiana debido a que la concentración del sustrato se aproxima a S^* . En la forma de operación convencional la actividad de los microorganismos es máxima justo unos minutos después de iniciado el llenado, posteriormente y a medida que la concentración del compuesto tóxico en el reactor supera a S^* , γ disminuye rápidamente y la concentración de OD aumenta (como resultado del bajo consumo por parte de la comunidad microbiana). A medida que la biomasa se alimenta del compuesto tóxico, su concentración en el reactor disminuye al igual que sus efectos tóxicos y la actividad microbiana se aproxima nuevamente al máximo ya casi al final de la reacción. Una vez que se alcanza S^* la presencia del sustrato continua disminuyendo hasta que es tan baja que la concentración de OD se incrementa mientras que γ disminuye debido a que no hay sustrato en el agua y entonces la actividad de los microorganismos disminuye. En el final de la fase de la reacción prevalece solamente la respiración endógena y γ alcanza su valor mínimo. Es claro que con este modo de

operación, la actividad y velocidad de degradación alcanzan su máximo valor al final de la reacción y solo por algunos minutos, porque la concentración del sustrato tóxico es superior a S^* en la mayor parte de la fase de reacción y esto genera inhibición en los microorganismos.

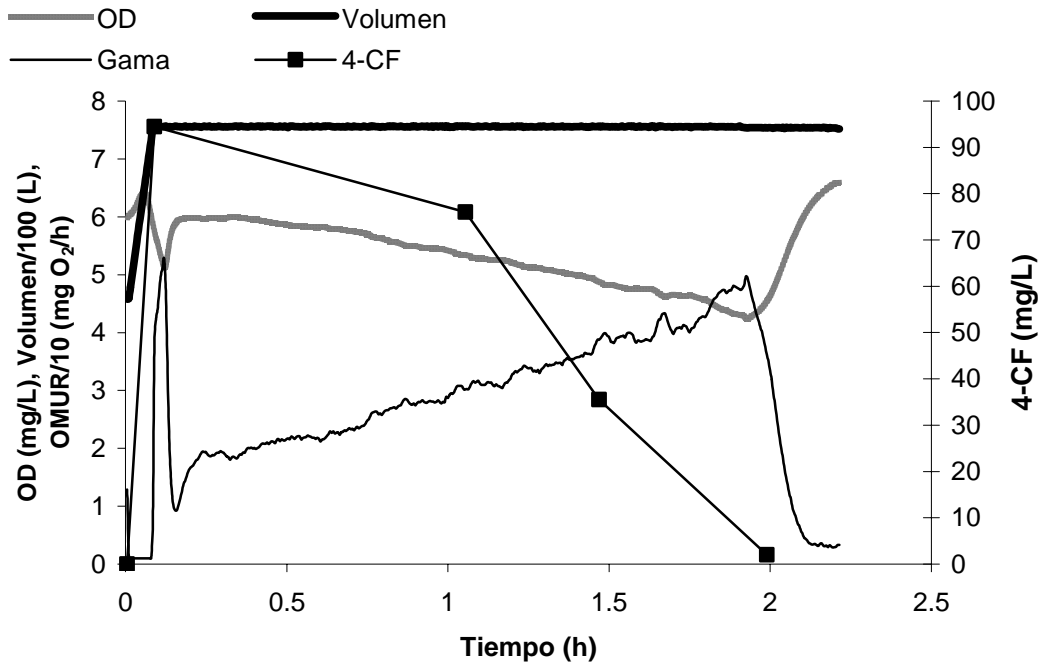


Figura 4.7 Comportamiento en el tiempo de degradación de 4-Clorofenol y de las principales variables.

4.4 Estrategia Óptima de Control

El reactor realizó 41 ciclos usando la estrategia óptima en la alimentación, al comenzar a trabajar se obtuvieron tiempos cercanos a 1.7 h. el IVL se estabilizó durante la aclimatación para mantenerse en valores cercanos a 100 mL/g (Figura 4.8).

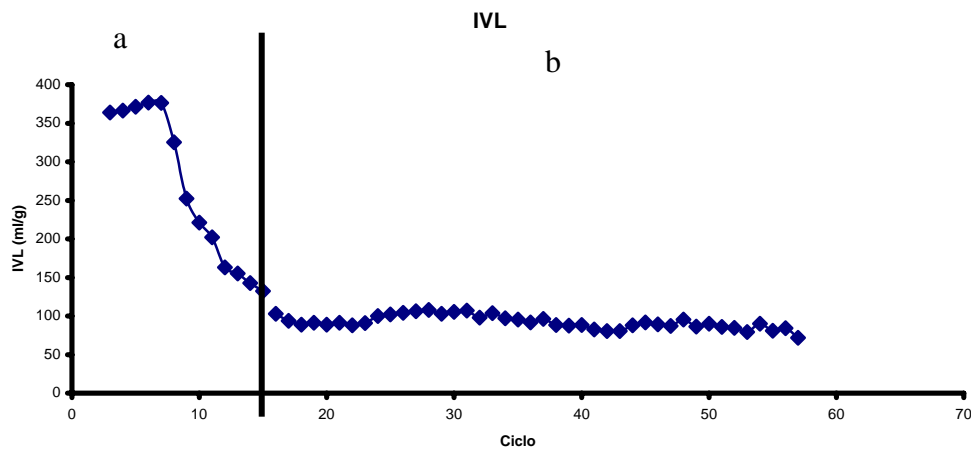


Figura 4.8 Comportamiento del IVL a lo largo de la operación (a) aclimatación, (b) estrategia óptima

Se obtuvo un buen funcionamiento del reactor operado con la estrategia óptima de control puesto que la degradación del 4CF terminó eficientemente. El promedio de las eficiencias de remoción estuvo arriba de 91% como demanda química de oxígeno y por arriba de 99,9% como 4CF.

La Figura 4.8 presenta el comportamiento de la concentración de sustrato, medido como 4CF durante un ciclo operado con la estrategia óptima de control (250 mg 4CF/L). Es posible distinguir cómo el control funciona siguiendo las curvas del sustrato, de OD y γ . Una vez que el influente comienza a ser alimentado al reactor comienza la reacción. El OD disminuye (primer 0.2 h, Figura 4.9) a medida que la actividad metabólica de la biomasa para degradar el 4CF se incrementa.

Simultáneamente, el estimador calcula γ y sigue su valor. Cuando se detecta un punto máximo de γ (antes de un mínimo en la concentración de OD), la bomba de alimentación se apaga. Los microorganismos se encuentran entonces inmersos en aguas cuya concentración de 4CF les permite degradarlo a su máxima tasa pues no hay inhibición y con esto la concentración del mismo disminuye. En este punto, γ disminuye porque la concentración del sustrato luego de pasar por S^* continua disminuyendo (ha pasado de 22 a 6 mg 4CF/L, en 0,5 h en la figura 4.9). Ante esas condiciones de baja concentración de 4CF la bomba de alimentación enciende nuevamente y una nueva carga de sustrato se alimenta al reactor. Este proceso se repite hasta que se alcanza el volumen máximo del reactor y entonces, la degradación continua en la modalidad de lote, terminando cuando la concentración de OD aumenta a un valor constante y γ disminuye y se estabiliza en un valor muy pequeño. Es posible observar en la figura 4.9 cómo la concentración de 4CF en el reactor se mantiene alrededor de 14 mg/L, que corresponde a una concentración cercana al valor de S^* y γ máximo. El modo de operación puede explicarse a partir de la idea de que se realizan muchos mini-batches en un ciclo. Para el ejemplo mostrado, la inhibición nunca ocurrió debido al hecho de que la concentración de 4CF en el seno del reactor estuvo muy cercana de S^* y nunca fue más allá de 22 mg/L durante toda la reacción.

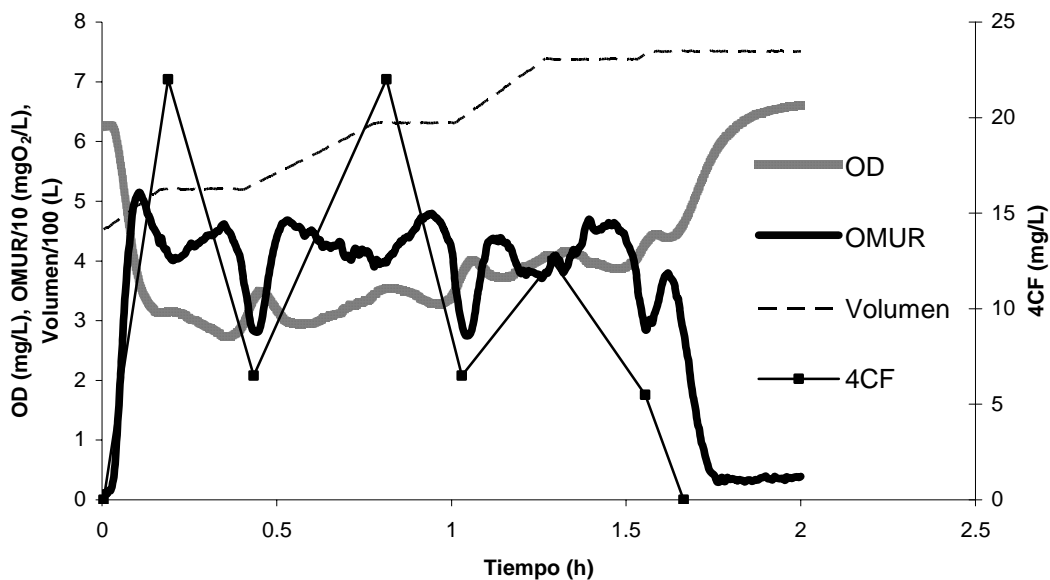


Figura 4.9 Evolución de la concentración del sustrato, medido como 4CF durante un ciclo usando la estrategia óptima de control. Nótese que los cambios en el valor de γ corresponden a cambios en la concentración de OD, ya que el OD se usa para estimar γ .

La degradación de 250 mg 4CF/L con la estrategia óptima de control se obtuvo en 1.7 h, esto representa un 26% menos que el reactor trabajando con el modo convencional de operación (Figura 4.9). La disminución en el tiempo de degradación se debe a que el control mantiene a los microorganismos en su máxima actividad y por tanto en su máxima velocidad de degradación.

En la imagen que se tiene de la pantalla del controlador (Figura 4.10) se puede apreciar la concentración real de oxígeno disuelto y un escalamiento del valor real del volumen en el reactor y la variable γ , también es posible ver el tiempo que lleva la reacción en curso

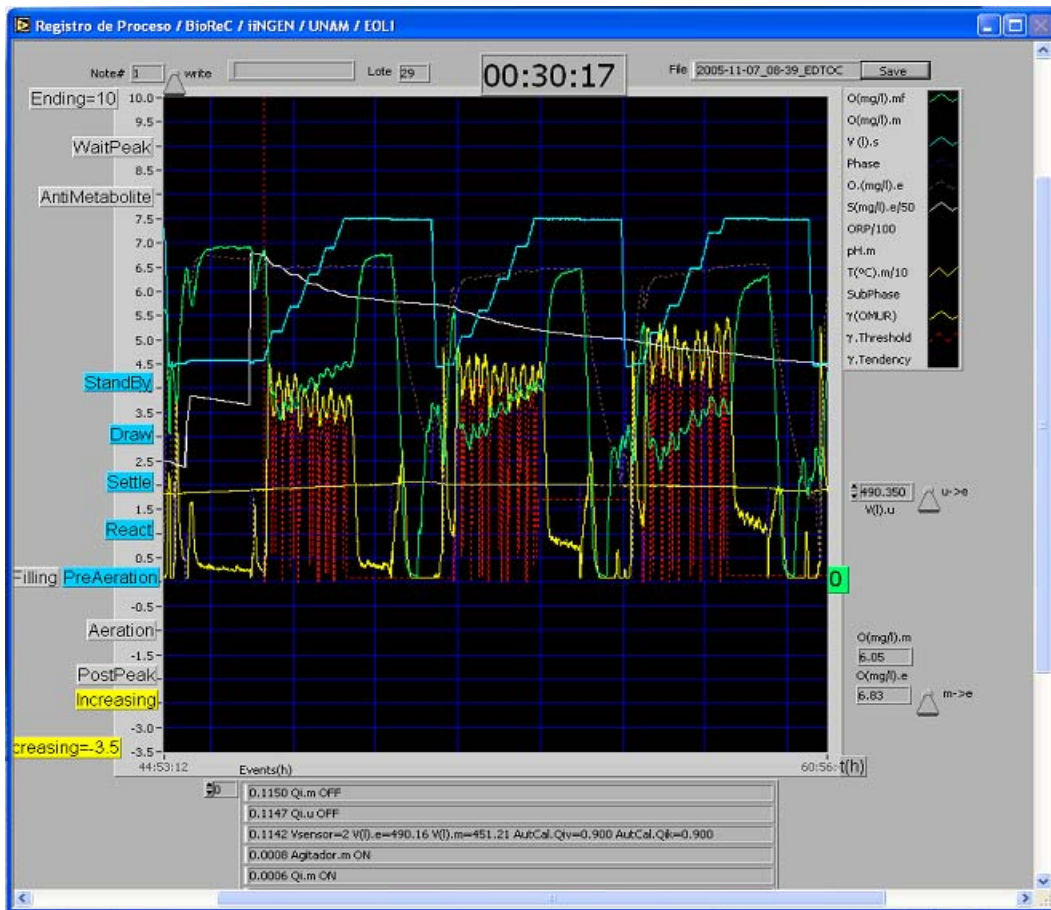
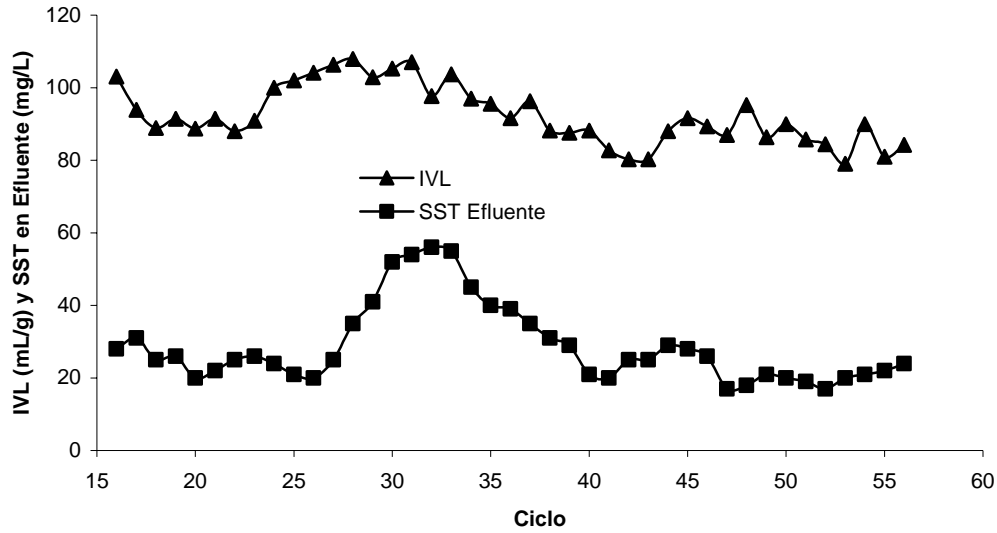


Fig. 4.10 Imagen en pantalla del control óptimo del proceso

El biorreactor fue operado durante 41 ciclos usando la estrategia óptima de control. La Figura 4.11 presenta la evolución de la tasa específica de degradación, de los sólidos suspendidos totales en el efluente y el índice volumétrico de lodos durante la evaluación a largo plazo de la estrategia óptima de control. La operación del reactor fue estable, con eficiencias mayores a 99.9% para la degradación de 4CF y $91 \pm 3\%$ como DQO. El efluente presentó 38 ± 15 mg DQO/L y $30 \pm 12,5$ SST/L. En promedio, la tasa específica de degradación fue de 45 ± 12 mg DQO/mgSSV/h para la DQO y de 26 ± 7 mg 4CF/mgSSV/h para el 4CF durante la operación con la estrategia óptima de control. En general el reactor demuestra que fue posible la implementación práctica de la estrategia óptima de control de llenado con resultados estables y reproducibles en un reactor discontinuo prototipo industrial.

A



B

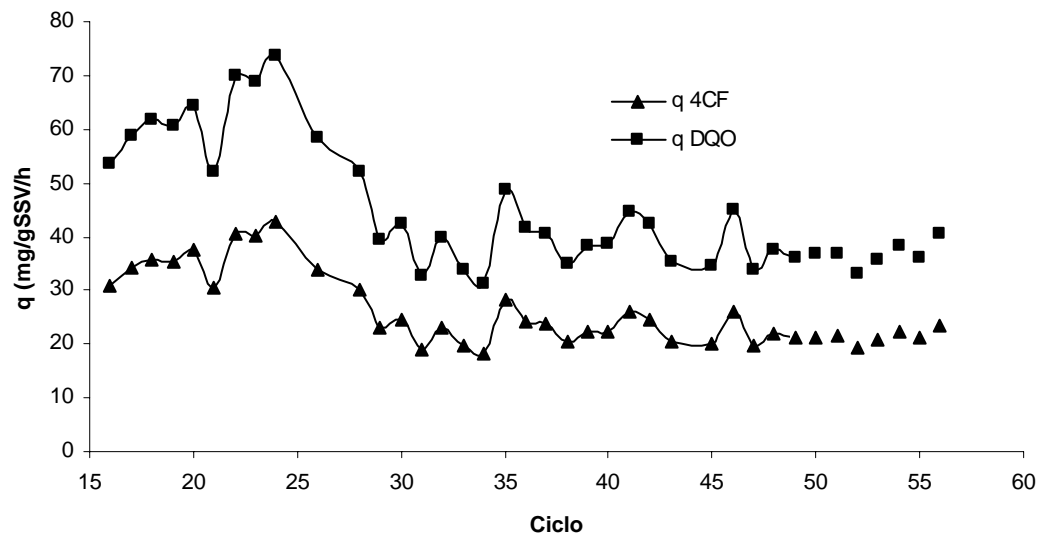


Figura 4.11. A) Sólidos suspendidos totales en el efluente y variación del índice volumétrico de lodos , B) Tasa específica de degradación durante la operación con la estrategia óptima de control

4.5 Estrategia Óptima de Control Degradando un Pico de Concentración de 1000 mg 4CF/L

Una de las principales justificaciones de este trabajo es tratar de encontrar una solución al problema de choques de concentración de compuestos tóxicos que pueden llevar al reactor a un

estado de inhibición que entorpezca o irreversiblemente detenga el proceso de degradación que se busca. Por esta razón en el último ciclo de degradación la concentración del influente se aumentó a 1000 mg 4CF/L para evaluar la respuesta de la estrategia óptima. El pico de concentración representa un aumento del 400% en la concentración de 4CF comparada con las condiciones estándar del reactor. El comportamiento del reactor en la degradación de este pico de concentración se muestra en la Figura 4.12. El funcionamiento del control fue similar al que se tiene para la degradación de 250 mg/L, pero en este caso se requirieron más mini-batches para la total degradación del volumen de influente y el tiempo total de degradación también aumentó. El tiempo necesario para degradar totalmente el sustrato fue de 8 h.

Un punto importante a considerar es que las aguas con concentraciones mayores a 250 mg/L generan problemas de inhibición que dificultan su degradación con los procesos biológicos usuales (Buitrón *et al.* 2003). Por ejemplo, cuando las aguas residuales que contienen altas concentraciones de compuestos fenólicos son descargadas en una planta de tratamiento convencional, es necesario diluir el influente para evitar la inhibición. De esta forma, se requerirán varios ciclos, además del agua usada para la dilución. Por otro lado, con la estrategia óptima de control no hay necesidad de diluir, puesto que en el reactor la estrategia de control solo alimenta la cantidad de agua residual necesaria. Como la alimentación automatizada se divide en varios mini-batches controlados no hay posibilidad de inhibición.

Teóricamente cualquier concentración inicial se puede alimentar al reactor puesto que solamente se alimentará la cantidad adecuada para mantener la velocidad de degradación tan cerca como sea posible de la tasa máxima de degradación.

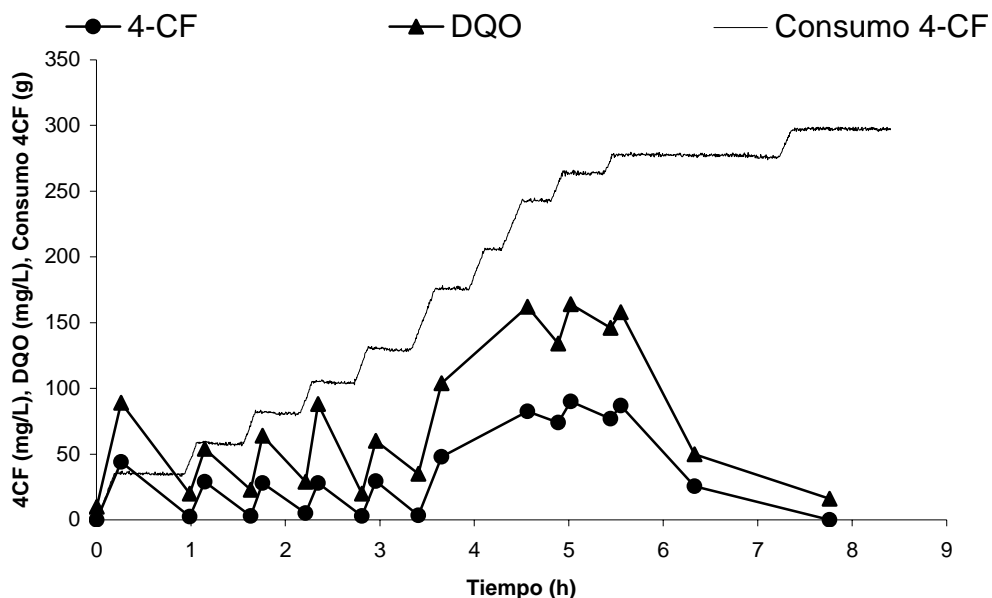
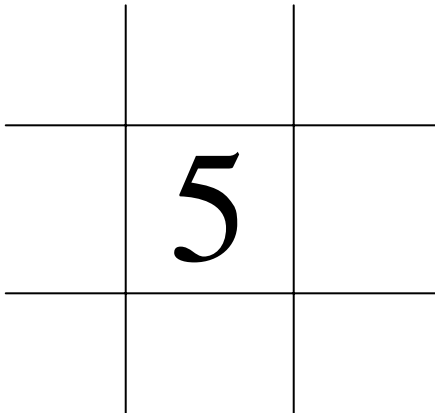


Figura 4.12. Evolución de las principales variables al usar la estrategia de operación óptima para degradar un pico de concentración de 1000 mg 4CF/L

Otra ventaja de la estrategia de control es que no es necesario conocer la concentración tóxica inicial de las aguas residuales debido a que el control se basa en el consumo microbiano de oxígeno y de este modo, se relaciona directamente a la actividad microbiana. Esto es relevante ya que en el modo de operación convencional sería necesario conocer la concentración inicial cuando el pico de concentración se presente de modo que se pueda realizar la dilución necesaria para evitar la inhibición y alcanzar satisfactoriamente la degradación de las aguas residuales.

Pese a que la concentración de 4-CF aumentó hasta valores de 80 mg/L, la estrategia logró controlar los efectos de inhibición y terminar la reacción exitosamente, cabe destacar que luego de tratar este pico la biomasa continuó con su actividad normal frente a la concentración estándar (250 mg/L).

Las concentraciones de compuesto tóxico que un SBR operado con la estrategia óptima, puede manejar no podrían ser tratadas por otro proceso biológico pues la inhibición en la biomasa sería tal que colapsaría el reactor



CONCLUSIONES

Las pruebas de trazado realizadas al reactor demostraron que el punto que ofrece mayor resistencia al mezclado es el fondo del reactor y tarda aproximadamente 30 segundos en alcanzar la homogeneidad. Los sensores están colocados en el punto más representativo para denotar problemas de mezclado ya que después del fondo del reactor, la zona de sensores es la que presenta mayores problemas de mezclado y requiere de 22 segundos para alcanzar la homogeneidad.

El tiempo medio que requiere el reactor para alcanzar homogeneidad es cercano a 30 segundos. Tomando en cuenta que el tiempo de respuesta del sensor de oxígeno es cercano a 120 segundos, se puede considerar que el reactor está totalmente mezclado para fines de operación práctica.

Se probó la estrategia óptima de llenado en la biodegradación de aguas residuales inhibitorias usando un prototipo-industrial. La estrategia óptima de control demostró que es robusta y estable en periodos de operación prolongados (más de 2 meses). Las eficiencias en la degradación del 4-clorofenol estuvieron por arriba de 99.9%, y de 91% para la demanda química de oxígeno. Los parámetros evaluados demostraron el excelente comportamiento del proceso. La estrategia óptima de control pudo manejar incrementos en la concentración tóxica del influente hasta de 1000 mg/L de 4-clorofenol sin presentar problemas de inhibición.

Por lo anterior se puede concluir que la estrategia de control denominada Control de Tiempo Óptimo Dirigido por Eventos se puede usar en un reactor 100 veces mayor que el reactor de laboratorio en el que se desarrolló y representa un ahorro en tiempo frente a la manera convencional de operar reactores discontinuos que tratan efluentes tóxicos, casi un 30% de ahorro y este ahorro en tiempo se traduce en capacidad para tratar un gasto mayor de agua residual.

Sin embargo quizás el mayor beneficio que se obtiene de operar el reactor bajo el Control de Tiempo Óptimo Dirigido por Eventos es que permite trabajar con concentraciones variables de compuestos tóxicos sin la necesidad de conocer su valor exacto y permite tratar concentraciones tan altas que ningún otro sistema biológico podría tratar.

Teóricamente cualquier concentración inicial se puede alimentar al reactor puesto que solamente la cantidad necesaria será introducida para mantener la velocidad de degradación tan cerca como sea posible de la tasa máxima de degradación. Otra ventaja de la estrategia de control es que no es necesario conocer la concentración tóxica inicial de las aguas residuales debido a que el control se basa en el consumo de oxígeno de los microorganismos y de esta forma, se relaciona directamente con la actividad microbiana.

RECOMENDACIONES

1.- El sistema de aireación es el más importante para el control del biorreactor, de modo que, al usar la estrategia aquí descrita para otros reactores, se recomienda especial cuidado en la capacidad de aireación del sistema, pues si por algún error, el consumo de oxígeno del reactor fuera mayor a la capacidad del sistema para transferirlo, el oxígeno disuelto se convertiría en un reactivo limitante y se perdería el control.

2.- En este, como en cualquier otro reactor la homogeneidad es un aspecto importante a considerar y el funcionamiento de los equipos destinados a brindar esta condición (como por ejemplo equipos de mezclado y/o de aireación) debieran ser capaces de brindarla, pues debido a las características tóxicas de los compuestos que se manejan, la presencia de zonas muertas donde se acumulen estos compuestos y no se difunda correctamente el oxígeno, pueden dar paso al uso de otras rutas metabólicas distintas a la mineralización de los compuestos y con esto generar inhibición en la actividad de los microorganismos.

ANEXO 1

Ponencias en Congresos

Linares-García JA, Moreno-Andrade I, Cervantes R, Pérez J, Betancur MJ, Moreno JA, Buitrón G. (2006). Evaluation of an optimal fill strategy to biodegrade inhibitory wastewater in an industrial-prototype discontinuous reactor. 7th IWA Specialised Conference on Small Water and Wastewater Systems, 7-10 Marzo 2006, México DF, México.

Buitrón G, Moreno-Andrade I, Linares-García JA, Betancur MJ, Moreno JA. (2006). Industrial field scale sequencing batch biorreactor for the toxic wastewater degradation 5th International Conference on Remediation of Chlorinated and Recalcitrant Compounds. 22-25 Mayo 2006, Monterrey, California, USA.

REFERENCIAS

- APHA, AWWA, WPCF (1992) *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*. American Public Health Association. 18th ed. USA
- Betancur M. J., Moreno J. and Buitrón G. (2004) *Event-Driven control for treating toxicants in aerobic sequencing batch bioreactors*. Memorias del 9th International Symposium on Computer Applications in Biotechnology (CAB9), March 28-31, 2004. Nancy, France.
- Buitrón G. (1993) *Biodegradation de Composés Xenobiotiques par un Procédé Discontinu de Type SBR*. Ph. D. Thesis, Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, France.
- Buitrón G., Schoeb M.-E. y Moreno J. (2003) *Automated Sequencing Batch Bioreactor Under Extreme Peaks of 4-Chlorophenol*. *Water Science and Technology* 47 (10), 175–181.
- Buitrón G., Moreno J. A., Betancur M. J., and Moreno I. (2004-a). **Aerobic Treatment of Toxic Wastewater: Problems, Solutions and Open Questions**, 3rd IWA Specialised Conference on Sequencing Batch Reactor Technology-SBR3, Febrero 22-26, Noosa, Australia.
- Buitrón G., Moreno-Andrade I., Betancur M. J. and Moreno J. A. (2004-b). **Application of the Event-Driven Time Optimal Control Strategy for the Degradation of Inhibitory Wastewater in a Discontinuous Bioreactor**, 4th IWA World Water Congress, September 19-24, Marrakech, Marruecos.
- Buitrón G., Schoeb M. E., Moreno-Andrade I., and Moreno J. A. (2005). *Evaluation of Two Control Strategies for a Sequencing Batch Reactor Degrading High Concentration Peaks of 4 – chlorophenol*, *Water Research* (39) 1015-1024.
- Chern J. M., Chou S. R. and Shang C. S. (2001). *Effects of Impurities on Oxygen Transfer Rates in Diffused Aeration Systems*. *Water Research* 35 (13) 3041-3048.
- Comisión Nacional del Agua (2005). *Estadísticas del Agua en México*.
- Grady L., Daigger G. T. and Lim H. C. (1999). *Biological Wastewater Treatment*. 2nd edition, Marcel Dekker Inc. USA.
- Jenkins D., Richard M. G. and Daigger G.T. (1993) *Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming* 2nd edition. Lewis Publishers. USA.
- Metcalf & Eddy (2003). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. 4rd edition. Mc. Graw Hill Inc. México.
- Moletta R. and Wilderer P. A. (2001) *Sequencing Batch Reactor Technology II*. *Water Science and Technology* 43 (3), VIII.

-
- Moreno J. y Buitrón G. (1998). *Respirometry Based Optimal Control for an Aerobic Bioreactor for the Industrial Waste Water treatment*. Water Science and Technology 38 (3) 219-226.
- Moreno J. y Buitrón G. (2002) *Optimización de un Bioreactor Aerobio para el Tratamiento de Agua Residuales Industriales*, Computación y Sistemas, Número Especial, pp. 74-82.
- Rittmann B. E., McCarty P. L. (2001) *Biología del Medio Ambiente Principios y Aplicaciones*. Mc. Graw Hill Inc. España.
- Shuler M.L. and Kargi F. (1992) *Bioprocess Engineering Basic Concepts*. Prentice-Hall, pp 474 USA
- Soto G. R. (2000) *Biodegradación de Compuestos Tóxicos en un proceso SBR controlado por medio del Oxígeno Disuelto*. Tesis de maestría, Facultad de Química, UNAM.
- Vargas A., Soto G., Moreno J. and Buitrón G. (2000) *Observer-Based Time-Optimal Control of an Aerobic SBR for Chemical and Petrochemical Wastewater treatment*, Water Science and Technology 42 (5-6), 163-170.
- Wilderer P. A., Irvine R. L. and Goronszy M. C. (2001) *Sequencing Batch Reactor Technology*. IWA Publishing, UK.