



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA**

**COMPORTAMIENTO DE UN SISTEMA DE LODOS
ACTIVADOS DE OPERACIÓN DISCONTINUA
AL DISMINUIR EL TIEMPO DE SEDIMENTACIÓN**

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTAN:

**ANTONIO ANTONIO MÓNICA
GARCÍA VILLEGAS BEATRIZ**

DIRECTOR DE TESIS:

DR. OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ



MÉXICO, D.F.

JUNIO 2009



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

MÓNICA

A mis papas, por el apoyo brindado.

A mis hermanos, Edi, Vero y José
por su cariño y apoyo.

A la familia Guzmán Antonio, los
quiero y extraño, esto es para
ustedes.

A Javis y Yatzy, por hacerme reír
con sus ocurrencias y sacar la niña
que llevo dentro.

Y en especial a Bety, amiga y
compañera de tesis, muchas gracias
por todo.

BEATRIZ

Quiero agradecer a la vida por esta
oportunidad que me ha dado, en
especial por mi familia y gente buena
que he encontrado a lo largo de ella.

Gracias a mis papas, Maguito y Fede
por su amor y apoyo moral,
financiero y por confiar en mí.

Gracias a mis hermanitos Gaby y Fer
por su cariño y su gran ejemplo.

Gracias a mi amiga y compañera de
tesis Mony por tantas cosas que
pasamos para lograr esta tesis y si,
¡lo logramos gordita!

Gracias al internado Villa de los
Niños y a las Hermanas de María por
todo lo que viví, aprendí en él y con
ellas.

Agradecemos a la Universidad Nacional Autónoma de México, nuestra alma mater y a la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza por nuestra formación profesional, de manera especial a nuestros catedráticos.

Al Instituto de Ingeniería por el apoyo brindado para este trabajo, en especial al Dr. Oscar González Barceló por su tutoría, apoyo y paciencia.

Al Dr. Simón González Martínez por su apoyo y comentarios para la tesis.

Al Ing. Juan Hilario García Gil por permitirnos hacer uso de las instalaciones de la planta de tratamiento de aguas residuales de CU.

A Victoria y Lupita por su apoyo en los laboratorios.

A Hermilo y Adolfo por su apoyo en la parte eléctrica, fue de mucha ayuda.

A Marce y a los compañeros de cubículo, Rosita, Mariana, Circe, Roberto y Lucero por su grata compañía y ser unas excelentes personas.

ÍNDICE

RESUMEN.....	I
OBJETIVO Y ALCANCES.....	II
LISTA DE TABLAS.....	III
LISTA DE FIGURAS.....	IV
1. INTRODUCCIÓN.....	1
2. SISTEMAS DE LODOS ACTIVADOS.....	5
2.1 Sistema de lodos activados convencionales de flujo continuo.....	5
2.1.1 Elementos de un sistema de lodos activados.....	7
2.1.1.1 Tratamiento primario.....	7
2.1.1.2 Proceso biológico.....	7
2.1.1.3 Sedimentación.....	7
2.1.1.4 Recirculación de lodos.....	7
2.1.1.5 Lodos en exceso.....	8
2.1.2 Flóculos en lodos activados.....	9
2.1.3 Características de sedimentación de los lodos.....	10
2.1.3.1 Abultamiento filamentoso.....	10
2.1.3.2 Desfloculación.....	10

2.1.3.3 Lodo ascendente.....	11
2.1.3.4 Formación de espuma.....	11
2.1.2.5 Crecimiento disperso.....	11
2.1.3.6 Cabeza de alfiler.....	11
2.2 Reactores de operación discontinua.....	12
2.2.1 Fases de operación de un reactor discontinuo.....	12
2.2.1.1 Alimentación del agua residual (influyente).....	14
2.2.1.2 Reacción.....	15
2.2.1.3 Sedimentación.....	15
2.2.1.4 Descarga del efluente clarificado.....	16
2.2.1.5 Purga de sólidos en exceso.....	16
2.2.2 Variables de operación.....	17
2.2.2.1 Carga orgánica.....	17
2.2.2.2 Tiempo de retención celular.....	18
2.2.2.3 Ciclos.....	19
2.2.3 Teoría de la granulación aerobia.....	19
2.2.3.1 Teoría de la selección cinética.....	19
2.2.3.2 Teoría de la acumulación-regeneración.....	23
2.2.4 Objetivos del tratamiento de las aguas residuales	28
2.2.4.1 Remoción de materia orgánica.....	28

2.2.4.2 Remoción de nitrógeno.	28
2.2.4.3 Remoción de fósforo.....	31
3. MATERIALES Y MÉTODOS.....	34
3.1 Descripción del sistema.....	34
3.2 Condiciones de operación del reactor.....	35
3.2.1 Llenado	35
3.2.2 Aireación.....	36
3.2.3 Descarga.....	36
3.2.4 Muestreo.....	36
3.2.5 Ciclos y fases de operación.....	36
3.3 Variables de control.....	38
3.3.1 Tiempo de sedimentación.....	38
3.4 Determinaciones analíticas.....	38
3.4.1 Sólidos Suspendidos Totales (SST).....	38
3.4.2 Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV).....	38
3.4.3 Demanda Química de Oxígeno (DQO)	39
4. RESULTADOS.....	40
5. CONCLUSIONES.....	51
6. BIBLIOGRAFIA.....	53

RESUMEN

Entre los principales problemas que actualmente enfrenta no solo este país, sino el mundo, en materia de contaminación acuática se encuentran, por un lado, la degradación de la calidad de los cuerpos receptores de agua y por el otro, el consumo y desperdicio de agua potable, haciendo una necesidad cada vez mayor el tratamiento de estas aguas denominadas residuales. El nivel de tratamiento dependerá de la concentración y tipo de contaminantes a remover y del uso requerido para el agua tratada.

En el tratamiento biológico de aguas residuales se remueve la mayor parte de materia orgánica biodegradable, el proceso se basa en la actividad de una población mixta de microorganismos que utiliza como nutrientes sustancias contaminantes del agua. Como producto se tiene su transformación a gases que escapan a la atmósfera y la producción de biomasa extraíble mediante sedimentación.

Ante la problemática que presenta la separación de los lodos activados por sedimentación, se propone el uso de un reactor biológico aerobio discontinuo secuencial. Este proceso es conocido por su eficiencia en cuanto a costo y remoción de contaminantes orgánicos en

aguas domésticas e industriales. El objetivo es la aplicación de tiempos cortos de sedimentación que promuevan la selección de aglomerados bacterianos que sedimenten más rápidamente, mientras la biomasa que no lo hace es evacuada en el efluente tratado.

A diferencia de un sistema convencional donde los procesos unitarios (aireación, sedimentación y clarificación) se llevan a cabo en tanques separados, en el reactor discontinuo el proceso biológico se lleva a cabo en un solo tanque, orientando las operaciones en el tiempo. Además, en este tipo de reactor los lodos generados presentan propiedades de sedimentación que pueden mejorarse mediante la alimentación controlada del influente.

El experimento se realizó en la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria y tuvo una duración de seis meses. Este periodo de tiempo se dividió en tres etapas, en las cuales se ajustaron los tiempos de sedimentación, llenado y descarga del efluente clarificado para observar el comportamiento y respuesta del sistema. El reactor discontinuo fue alimentado con agua residual de tipo municipal.

Finalmente, en la parte final del experimento se lograron obtener conglomerados floculentos de mayor densidad, cuyas condiciones de operación correspondieron a un tiempo de sedimentación más corto y una mayor carga orgánica en comparación a las primeras etapas. Se observó que a mayores tiempos de sedimentación los conglomerados mostraron mayor abultamiento en su estructura y una menor densidad, por tal motivo una mayor fracción de sólidos era arrastrada en el efluente.

OBJETIVO

El objetivo principal del presente trabajo es lograr un tiempo de sedimentación corto que permita la autoselección de aglomerados bacterianos que sedimenten rápidamente, mientras que la biomasa que crece y forma consorcios menos densos sea evacuada del efluente de un reactor discontinuo.

ALCANCES

- Realizar el trabajo experimental en un reactor discontinuo a nivel piloto alimentado con agua residual municipal.
- Utilizar el tiempo de sedimentación como parámetro de control.

LISTA DE TABLAS

CAPÍTULO 1

Tabla 1.1 Descarga de aguas residuales municipales e industriales.....	2
Tabla 1.2 Ventajas y desventajas de los procesos aerobios.....	3
Tabla 1.3 Ventajas y desventajas de los SBR respecto a los procesos continuos.....	4

CAPÍTULO 3

Tabla 3.1 Duración de ciclos y sus fases durante las etapas experimentales.....	37
----------------------------------------------------------------------------------------	----

LISTA DE FIGURAS

CAPITULO 1

Figura 1.1 Procesos y caudales de aguas residuales municipales tratadas de 1996 a 2006.....3

CAPITULO 2

Figura 2.1 Diagrama de un sistema de lodos activados convencional (Metcalf y Eddy, 1995).....8

Figura 2.2 Evolución de un sistema de lodos activados a) inicio, b) 3 días, c) flóculo (Jang, 2003).....9

Figura 2.3 Sistema típico de operación de un reactor discontinuo aerobio SBR.....13

Figura 2.4 Curvas de crecimiento microbiano de la teoría de selección cinética (Chudoba et al., 1973).....21

Figura 2.5 Esquema de la morfología del lodo como una función de las tasas de consumo de sustrato bajo condiciones aerobias sin limitación de oxígeno disuelto (Martins et al., 2003).....23

Figura 2.6 Períodos de abundancia y carencia durante un ciclo de SBR.....25

Figura 2.7 Transformación del nitrógeno en un sistema de tratamiento biológico de aguas residuales (Sedlak, 1991).....29

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.8 Secuencia alternada de fases anóxicas para nitrificar y desnitrificar en un reactor discontinuo (Wilderer, 1991).....31

Figura 2.9 Remoción biológica de nitrógeno y fósforo junto con material orgánico carbonoso (Irvine, 1983; modificado).....33

CAPITULO 3

Figura 3.1 Diagrama esquemático del reactor discontinuo utilizado en el experimento.....35

CAPITULO 4

Figura 4.1 SST en el licor mezclado (SSLM), influente y efluente a lo largo de 150 días de experimentación.....41

Figura 4.2 SSLM obtenidos para diferentes cargas orgánicas a lo largo del experimento.....42

Figura 4.3 Comportamiento de IVL en muestras puntuales del licor mezclado.....45

Figura 4.4 Tiempo de retención celular a distintas cargas orgánicas.....46

Figura 4.5 $DQO_{soluble}$ en el influente y efluente en muestras.....47

Figura 4.6 Porcentaje de remoción de $DQO_{soluble}$ a lo largo del experimento.....48

Figura 4.7. Comparación de la sedimentabilidad de los sólidos entre un sistema continuo y un sistema discontinuo al transcurrir el tiempo.....49

Figura 4.8 Evolución del los lodos en el sistema a lo largo del experimento.....50

1. INTRODUCCIÓN

México ha resistido a los problemas relacionados con el control de la contaminación ambiental y la preservación del ambiente. Por muchos años, el país ha soportado la degradación de sus cuerpos de agua, la deforestación de sus campos y montañas y la acumulación de desechos sólidos y gaseosos en sus centros urbanos. Sin embargo, se requiere de mayor infraestructura para que las medidas propuestas sean eficientes y económicas.

La ubicación de la población y las actividades económicas permiten clasificar las descargas de aguas residuales en municipales y no municipales. Las primeras corresponden a las que son manejadas en los sistemas de alcantarillado municipales urbanos y rurales, en tanto que las segundas son aquellas descargadas directamente a los cuerpos receptores de propiedad nacional, como es el caso de la industria autoabastecida (Noyola, 1999).

Tabla 1.1 Descarga de aguas residuales municipales e industriales.

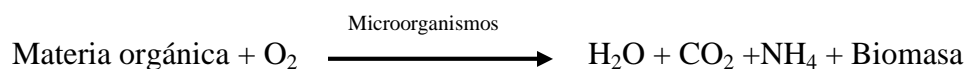
DESCARGAS DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES Y NO MUNICIPALES EN MÉXICO, 2006		
CENTROS URBANOS (DESCARGAS MUNICIPALES)		
Aguas residuales	7.63	km ³ /año (242 m ³ /s)
Se recolectan en alcantarillado	6.50	km ³ /año (206 m ³ /s)
Se tratan	2.35	km ³ /año (74.4 m ³ /s)
Se generan	2.06	Millones de toneladas de DBO ₅ al año
Se recolectan en alcantarillado	1.75	Millones de toneladas de DBO ₅ al año
Se remueven en los sistemas de tratamiento	0.52	Millones de toneladas de DBO ₅ al año
DESCARGAS NO MUNICIPALES, INCLUYENDO A LA INDUSTRIA		
Aguas residuales	5.77	km ³ /año (183 m ³ /s)
Se tratan	0.87	km ³ /año (27.7 m ³ /s)
Se generan	6.74	Millones de toneladas de DBO ₅ al año
Se remueven en los sistemas de tratamiento	0.82	Millones de toneladas de DBO ₅ al año

NOTA:

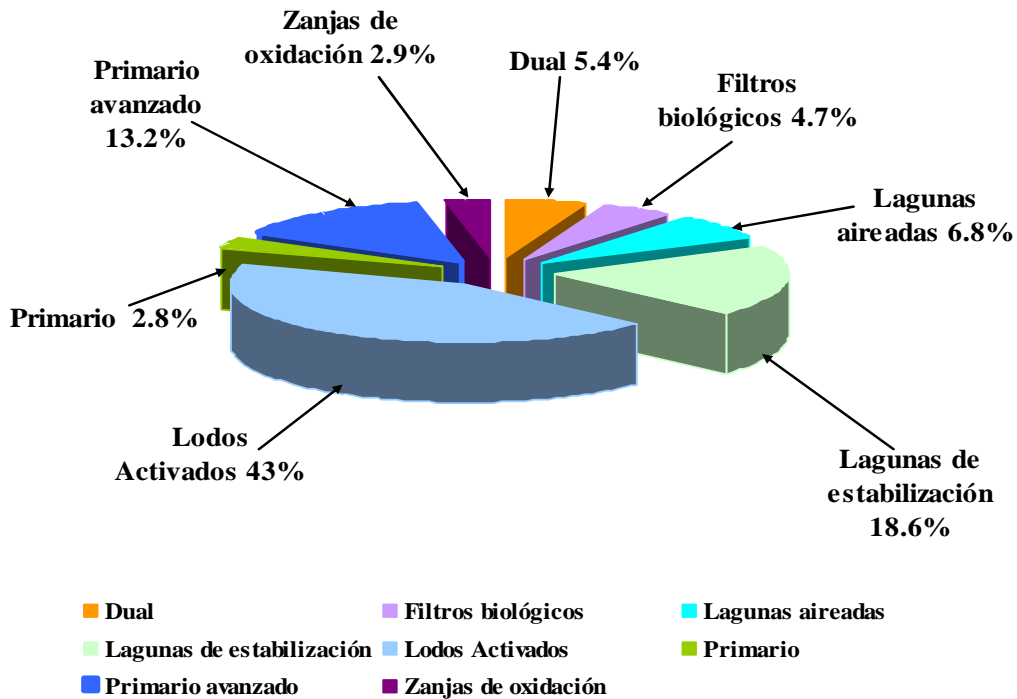
DBO₅: Demanda Bioquímica de Oxígeno a los 5 días

FUENTE: CONAGUA, 2007

En la figura 1.1 se observa que el tratamiento biológico más utilizado es el de lodos activados. El proceso aerobio es un proceso de respiración en que el oxígeno molecular es el receptor final de electrones; el oxígeno es reducido y el carbono es oxidado. En la forma más elemental:



CAUDAL DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES TRATADAS, (m³/s)
SERIE ANUAL DE 1996 A 2006



Fuente: CONAGUA, 2007

Figura 1.1. Procesos y caudales de aguas residuales municipales tratadas de 1996 a 2006.

Las principales ventajas que presentan los procesos aerobios se resumen en la tabla 1.2.

Tabla 1.2. Ventajas y desventajas de los procesos aerobios.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> • Baja producción de olores • Mineralización de los compuestos biodegradables • Las reacciones ocurren de manera rápida • Fácil control y operación 	<ul style="list-style-type: none"> • Tasa alta de síntesis celular y por consiguiente alta producción de lodos • Requieren mucha energía eléctrica para oxigenación y mezcla

Los sistemas de lodos activados que utilizan reactores discontinuos, conocidos como reactores SBR por sus siglas en inglés (Sequencing Batch Reactor), están orientados en

función del tiempo donde el caudal, el mezclado, la aireación y el volumen del reactor son variables de acuerdo a una estrategia de funcionamiento periódico y no dependen de una secuencia de espacios como en el caso de los procesos convencionales de flujo continuo.

En su forma más simple, el sistema discontinuo está constituido por un tanque que funciona bajo el sistema de llenado y vaciado. El tanque se llena durante un periodo dado y en seguida se pone a funcionar como un reactor de mezcla completa, también conocido como proceso en lotes.

El sistema SBR presenta las siguientes ventajas con respecto a los procesos continuos

Tabla 1.3 Ventajas y desventajas de los SBR respecto a los procesos continuos.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> • Establecimiento de un conjunto de microorganismos más estable que en lodos activados de flujo continuo. • Flexibilidad en la conducción de su operación. En estos procesos la degradación de los compuestos se realiza en función del tiempo. • Disminución de los costos de inversión, el mismo tanque sirve de reactor y de sedimentador. • Mejoras en la sedimentación de la biomasa debido a la operación cíclica del reactor. Los reactores discontinuos, SBR, han sido utilizados para manipular tanto la distribución de los microorganismos en el reactor como su estado fisiológico. • Una mejor selección de bacterias formadoras de flóculos. 	<ul style="list-style-type: none"> • Un nivel mayor de sofisticación de las unidades de programación temporal y controles, en comparación con los sistemas convencionales. • Un nivel más alto de mantenimiento, en comparación con los sistemas convencionales asociado con el tipo de controles, interruptores y válvulas automáticas. • Descarga de lodos flotantes o sedimentados durante la fase de descarga o decantación del reactor en algunas configuraciones de SBR. • Necesidad de homogenización de caudales dependiendo de los procesos utilizados aguas abajo.

Fuente: Irvine y Ketchum, 1989; Wanner, 1992; Brenner *et al.*, 1992

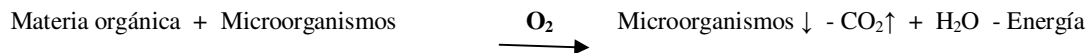
2. SISTEMAS DE LODOS ACTIVADOS

2.1 Sistema de lodos activados convencional de flujo continuo

El tratamiento biológico de aguas residuales consiste en favorecer el crecimiento de bacterias y otros organismos propios del agua con el objeto de transformar contaminantes orgánicos suspendidos y disueltos en gases y más microorganismos e incorporar sólidos coloidales suspendidos, no sedimentables, en flóculos o en una biopelícula y en algunos casos, remover trazas de compuestos orgánicos tóxicos (Metcalf y Eddy, 2003).

En el proceso de lodos activados el agua residual y una población microbiana mixta son mezcladas y aireadas en un tanque. Los microorganismos transforman los contaminantes orgánicos biodegradables y nutrientes del agua residual (Metcalf y Eddy, 2003) para asimilar la materia orgánica contenida en las aguas residuales. El proceso se da en presencia de nutrientes y oxígeno, que actúa como receptor final de electrones.

La continua agitación del agua en el tanque y la acción enzimática de las bacterias favorecen la floculación de los sólidos suspendidos. Los flóculos formados por bacterias, hongos, protozoarios y metazoarios son medios de sustentación de la flora bacteriana que forman colonias en los intersticios o huecos de cada pequeño flóculo, con lo que a medida que las bacterias se reproducen, aumenta también el volumen y el peso de cada flóculo de sustentación formando así el lodo activado (Jenkins *et al.*, 1983).



En el proceso de lodos activados, el requisito principal para el funcionamiento eficaz es la sedimentación y espesamiento rápido del lodo, que es esencialmente la biomasa. La relación alimento:microorganismo tiene que estar dentro de los intervalos que propicien una buena floculación y fuera del intervalo propicio para el crecimiento excesivo de microorganismos filamentosos.

Los lodos activados están formados por bacterias, hongos, protozoarios, rotíferos y nemátodos que cambian continuamente en función de la diversidad de la composición del agua residual y de las condiciones ambientales (Holt *et al.*, 1990). Por lo general las bacterias realizan la función de metabolizar el sustrato. Sin embargo, las actividades metabólicas de otros organismos son igualmente importantes, por ejemplo, los protozoarios y rotíferos actúan como depuradores del efluente. Los protozoarios depredan bacterias dispersas que no han floculado y los rotíferos consumen cualquier partícula biológica que no ha sedimentado (Moreno, 2006).

2.1.1 Elementos de un sistema de lodos activados

2.1.1.1 Tratamiento primario

En el tratamiento primario los sólidos que sedimentan son removidos, reduciendo el contenido de sólidos suspendidos entre 40 y 60% por medio de las diferencias de densidad entre agua y sólidos.

2.1.1.2 Proceso biológico

Se efectúa en un tanque aireado o reactor biológico para el mezclado del agua residual con los lodos activados. Los microorganismos metabolizan y biológicamente flocculan los compuestos orgánicos por medio de la aireación y agitación, a este contenido se le denomina licor mezclado. (Peavy *et al.*, 1985).

2.1.1.3 Sedimentación

El lodo activado se separa por sedimentación durante la etapa de clarificación o sedimentación. El sobrenadante clarificado corresponde al agua tratada y debe estar libre de sólidos. El efluente clarificado sale por la parte superior del tanque y los microorganismos y otros productos del proceso biológico se separan en forma de flóculos que son espesados y retenidos en el fondo.

2.1.1.4 Recirculación de lodos

Una parte de la biomasa sedimentada se retorna al tanque de aireación o reactor para mantener la concentración deseada de microorganismos en el licor mezclado (Ramírez-Camperos *et al.*, 2003). La recirculación de lodos es esencial en el ciclo de depuración y evita el empobrecimiento del contenido de bacterias del reactor biológico.

Si la cantidad de lodo que se regresa es insuficiente, los sólidos suspendidos del licor mezclado serán bajos y la estabilización resultante será pobre. Por el contrario, la recirculación de cantidades excesivas de lodos dará como resultado que los sólidos suspendidos del licor mezclado sean muy altos y no sedimenten bien. Si los lodos no se extraen rápidamente de los tanques de sedimentación, éstos emergen debido a la producción de nitrógeno por la reducción de nitratos en condiciones anóxicas; cuando esto ocurre, la calidad que se obtiene del efluente es muy pobre.

2.1.1.5 Lodos en exceso

El excedente de lodos es purgado del sistema parcialmente estabilizado después de periodos variables sujetos a respiración endógena. La fracción purgada corresponde al crecimiento del tejido celular.

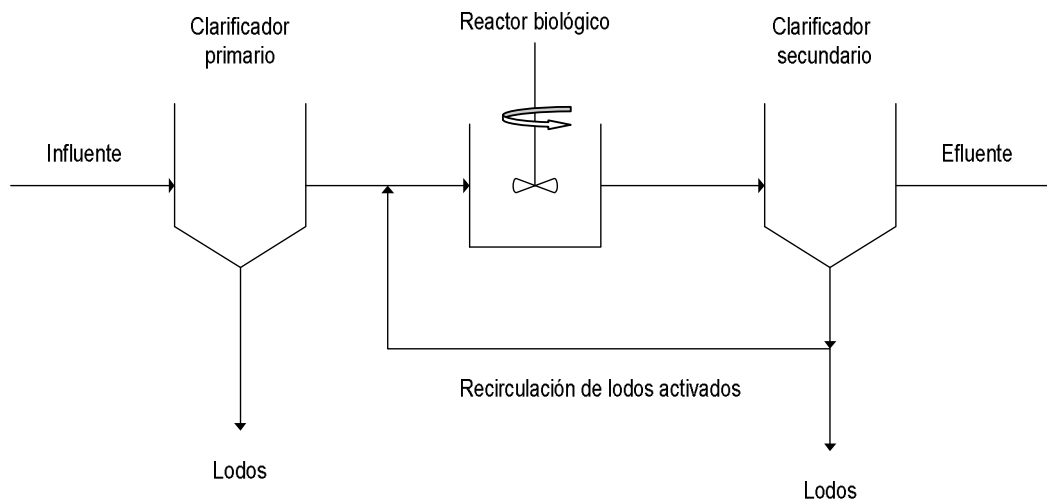


Figura 2.1 Diagrama de un sistema de lodos activados convencional (Metcalf y Eddy 1995).

2.1.2 Flóculos en lodos activados

Una de las características importantes de los lodos activados es la formación de agregados de bacterias, flóculos, formados por diferentes tipos de microorganismos junto con materiales inertes, orgánicos e inorgánicos, que se unen gracias a un mucílago que es segregado por ellas mismas y que tiene capacidad absorbente, esta característica permite la adsorción de la materia en suspensión, coloidal o iones dentro del agua residual, así como la separación rápida, eficiente y económica del lodo (Moreno, 2006). Debido a esta asociación en los consorcios es posible que un mismo organismo prolifere con mayor velocidad comparado con su respectivo cultivo puro.

A simple vista el lodo activado es un precipitado floculado de color pardo claro que se asienta rápidamente dejando un líquido claro, incoloro, inodoro y brillante. Al observarlo al microscopio no se detecta una forma regular específica, sus bordes tienen un contorno circular o elíptico. Su tamaño es una función recíproca de la turbulencia de la aireación. La distribución del tamaño está representada por flóculos de entre 50 y 200 μm . (Li Dahong, 1991).

Para que el flóculo sea eficiente debe remover el desecho del agua y ser fácilmente separado del agua tratada por sedimentación, ver figura 2.2.

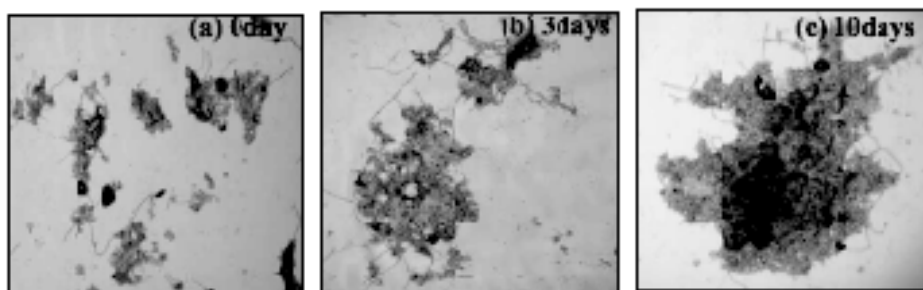


Figura 2.2. Evolución de un sistema de lodos activados a) inicio, b) 3 días, c) flóculo (Jang, 2003).

2.1.3 Características de sedimentación de los lodos

En las plantas biológicas de tratamiento de aguas residuales, principalmente con el proceso de lodos activados, las proporciones de microorganismos filamentosos en los flóculos habitualmente se altera por motivos de operación, calidad del influente, clima y diseño de las instalaciones, produciendo dos tipos de problemas biológicos, el esponjamiento filamentosos o el espumamiento biológico. Como resultado, se dificulta la sedimentación de los residuos que se quedan suspendidos impidiendo la remoción de materia orgánica y nutrientes (Amezcuca, 1976). La frecuencia de aparición de estos dos problemas, juntos o por separado, obligan a utilizar la observación microscópica como método de detección de estos microorganismos.

2.1.3.1 Abultamiento filamentosos

Después del tiempo normal de sedimentación, los sólidos ocupan demasiado espacio al no separarse del líquido. El abultamiento es un indicador de un lodo con malas características de sedimentación porque los filamentos que se extienden fuera del flóculo aumentan la resistencia al movimiento y reducen la velocidad de sedimentación del flóculo y también inhiben la compactación de los flóculos después del asentamiento (Winkler, 1994).

2.1.3.2 Desfloculación

Los flóculos se separan en pequeñas partículas que no sedimentan provocando un efluente turbio dando lugar a pérdidas de microorganismos en el efluente.

2.1.3.3 Lodo ascendente

Si se produce desnitrificación, los organismos aerobios obtienen oxígeno a partir de los nitratos para permanecer vivos provocando una mala sedimentación. El oxígeno asociado con los nitratos se consume y el nitrógeno gaseoso remanente se eleva hacia la superficie del tanque arrastrando sólidos.

2.1.3.4 Formación de espuma

Los microorganismos filamentosos producen una espuma espesa que permanece en la superficie del tanque y pasa a través de la etapa de separación para ser descargada con el efluente. Las espumas producidas por microorganismos filamentosos suelen ser producidas por secreciones del material polimérico exocelular o material hidrofóbico.

2.1.3.5 Crecimiento disperso

Los microorganismos no forman flóculos, solamente pequeños grupos.

2.1.3.6 Cabeza de alfiler

Los flóculos son pequeños, compactos y débiles, o bien, esféricos ásperos. La mayoría sedimentan rápidamente y los pequeños sedimentan despacio.

2.2 Reactores de operación discontinua

2.2.1 Fases de operación de un reactor discontinuo

El reactor SBR (Sequencing Batch Reactor) es uno de los muchos procesos cíclicos que emergen desde una atmósfera que fomenta la investigación creativa y el desarrollo. Esta es una tecnología que demanda una comprensión fundamental entre la ciencia y la aplicación creativa de los ingenieros (Irvine, 1996).

Dicho proceso es conocido como el proceso mas eficiente en cuanto a costo y a la eficiencia de remoción de contaminantes orgánicos en aguas residuales domésticas e industriales. A diferencia de un sistema convencional de lodos activados, en donde los procesos unitarios (aireación, sedimentación y clarificación) son llevados a cabo simultáneamente en tanques separados, el reactor SBR es el único proceso biológico que lleva a cabo el proceso en el mismo tanque en un esquema orientado en el tiempo.

Algunos autores afirman que los reactores discontinuos llevan a cabo un mejor grado de tratamiento que los sistemas de flujo continuo (Arora *et al.*, 1985).

Además, en este tipo de reactor los lodos generados presentan muy buenas propiedades de sedimentación, por lo que el influente puede alimentarse de forma controlada.

La eliminación de materia orgánica de las aguas residuales dentro del reactor SBR sigue una secuencia simple: el primer paso es el llenado, seguido por reacción aireada completamente mezclada, posteriormente un periodo de reposo y finalmente la decantación del efluente clarificado (figura 2.3).

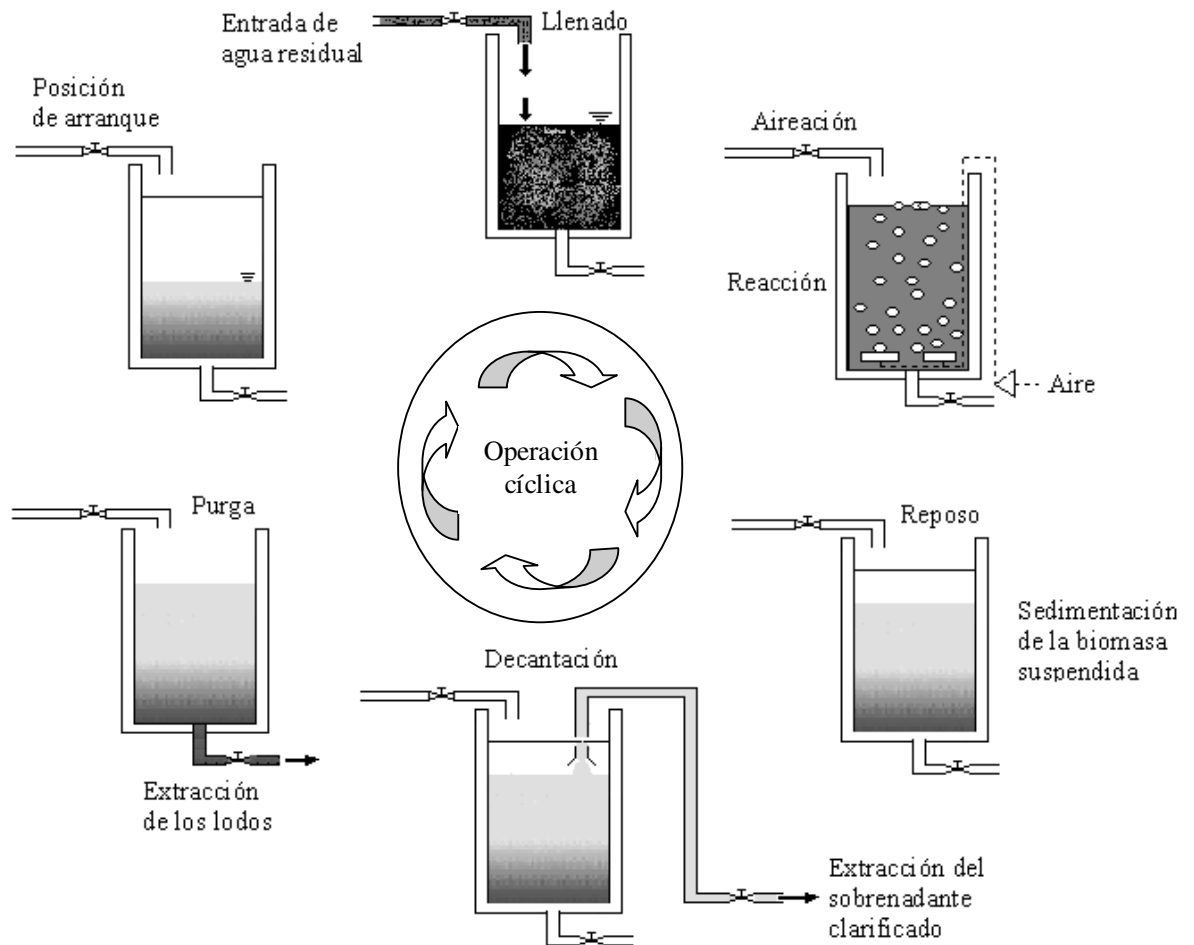


Figura 2.3. Sistema típico de operación de un reactor discontinuo aerobio SBR.

Los tanques utilizados en los sistemas de reactores discontinuos son relativamente profundos. La forma puede ser circular, cuadrada o alargada. Los sistemas para tratamiento de aguas municipales se diseñan generalmente con tanques de concreto, ya que esto favorece el diseño. Sin embargo, algunos sistemas municipales e industriales utilizan tanques de acero inoxidable de forma cilíndrica, los cuales son apropiados para controlar la corrosión además de que presentan largos periodos de vida útil.

2.2.1.1 Llenado (alimentación de agua residual)

Antes de alimentar al reactor discontinuo, el agua residual debe someterse a un pretratamiento para separación de sólidos de mayor tamaño y arenas.

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 influente es bombeado directamente al reactor discontinuo a través de un dispositivo de válvulas automáticas. El punto de alimentación se establece dependiendo el objetivo del tratamiento, algunos lo hacen cerca de la superficie, otros cerca de la pared o por debajo de la biomasa. En algunos casos se utilizan un sistema de distribución de tubos para hacer más uniforme el influente a través de la biomasa (Cuevas, 1998).

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

El tiempo de llenado depende del volumen de llenado, el número de tanques en operación y el grado de variación en el caudal del agua residual (González, 1994).

2.2.1.2 Reacción

Una vez que concluye el llenado se lleva a cabo la oxidación biológica del material orgánico con aplicación de aire, al inicio se observa la eliminación de espumas superficiales.

Es importante el uso de difusores de membrana como sistema de aireación para obtener una mezcla completa. Se ha visto que es posible iniciar las reacciones metabólicas responsables de la eliminación de los contaminantes y continuar alimentando agua residual al reactor discontinuo durante una fracción del periodo de reacción. Esta forma de operar se utiliza para manejar tiempos de llenado prolongados buscando reducir el número requerido de tanques.

Los resultados de la etapa de reacción varían dependiendo de la duración del mezclado y la aireación. Durante las reacciones con aireación se complementan las reacciones aerobias que se iniciaron durante el llenado aireado, de abatirse el sustrato orgánico puede lograrse la nitrificación (EPA, 1999).

2.2.1.3 Sedimentación

Es la fase en la cual se detiene el sistema electromecánico generando condiciones de reposo de tal manera que los lodos puedan ser separados por gravedad.

En algunos casos una agitación moderada durante las fases iniciales de la sedimentación puede producir un efluente mejor clarificado y lodo sedimentado con una mayor concentración. En un reactor SBR no existen corrientes de influente o efluente que

interfieran con el proceso de sedimentación como es el caso de los sistemas convencionales de lodos activados (EPA, 1999).

En esta etapa deben remarcarse las siguientes ventajas:

- Se logra un periodo de reposo sin perturbaciones porque no hay entradas ni salidas de agua.
- Se proporciona un volumen mucho mayor que el de un tanque sedimentador.
- Se controla el tiempo de sedimentación para evitar la formación de gas que arrastra sólidos del fondo hacia la superficie, por ejemplo de la desnitrificación.

2.2.1.4 Descarga del efluente clarificado

Al sedimentar la biomasa se procede a decantar el sobrenadante clarificado. Para esta operación lo ideal es extraer a nivel de superficie a medida que baja el nivel de agua mediante un sistema de flotación, sin embargo, la salida puede estar ubicada a una altura fija calculada por encima del nivel de lodos sedimentados.

La forma de remoción del sobrenadante puede ser con bombas sumergibles unidas a flotadores o por gravedad mediante conexiones flexibles.

2.2.1.5 Purga de sólidos en exceso

La purga del lodo es otro paso importante en el funcionamiento de los reactores SBR que afecta de manera importante a su rendimiento. La cantidad de lodo que debe purgarse y la frecuencia con que se debe efectuar la purga se determinan según las necesidades dictadas por los rendimientos.

La purga de los lodos suele tener lugar durante la fase de sedimentación o la fase inactiva. No se incluye como una más de las etapas básicas del proceso, puesto que no existe un momento determinado dedicado a la extracción del lodo en exceso dentro del ciclo de funcionamiento.

2.2.2 Variables de operación

2.2.2.1 Carga Orgánica

La carga orgánica, también conocida como relación F:M por sus siglas en inglés (food:microorganisms), en sistemas de lodos activados de flujo continuo, puede ser expresada en unidades de kgDQO/kgSST·d. Varios autores relacionan las características de sedimentabilidad del lodo con la variable F:M.

El factor de carga de orgánica o F:M es un parámetro operacional y de diseño del proceso de lodos activados, que resulta de dividir la masa del sustrato (kgDQO/d) que es alimentada diariamente al reactor, entre la masa de microorganismos (kgSSTLM) presentes en el sistema (Metcalf y Eddy, 1995).

$$CO = \frac{Q \cdot S_o}{V_T \cdot X} = \frac{V_{LL}}{V_T} \cdot \frac{S_o}{X \cdot T_{\text{reac}}}$$

Donde:

- CO Carga orgánica aplicada (kgDQO/kgSST·d)
- Q Caudal de aguas residuales (m³/d)
- V_{LL} Volumen de recambio en cada fase de llenado (m³)
- V_T Volumen del tanque para reacción (m³)
- S_o Concentración de material orgánica en el influente (kgDQO/m³)
- T_{reac} Tiempo de reacción (d)
- X Concentración de microorganismos en el reactor, kgSST/m³

En la mayoría de las aguas residuales domesticas, el valor óptimo de la relación F:M se encuentra entre 0.3 y 0.6 kgDQO/kgSST·d, DQO en forma biodegradable. En este rango el lodo tiene buenas características de sedimentabilidad, es floculento. Si la relación es menor que 0.3 kgDQO/kgSST·d indica una baja disponibilidad de sustrato para los microorganismos, por lo tanto la respiración endógena tendrá una mayor participación en el sistema, en donde el lodo generado tiene baja sedimentación. Por otro lado, si la relación es mayor a 0.6 kgDQO/kgSST·d existe el riesgo de un desarrollo predominante de microorganismos filamentosos, que permanecen suspendidos formando un lodo difuso o abultado (abultamiento filamentosos) (Metcalf y Eddy, 1995).

2.2.2.2 Tiempo de retención celular

El tiempo de retención celular (TRC) es el tiempo que permanece la biomasa dentro del reactor, está relacionada con la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos, y ésta a su vez, con la carga orgánica. El tiempo de retención celular equivale al tiempo promedio que la biomasa permanece dentro del reactor (Randall *et al.*, 1992).

$$TRC = \frac{SSLM \cdot V_T}{SS_{EF} \cdot Q + SS_W Q_W}$$

Donde:

TRC	Tiempo de retención celular (d)
SSLM	Sólidos suspendidos dentro del reactor (kgSST/m ³)
SS _{EF}	Sólidos suspendidos en el efluente (kgSST/m ³)
V _T	Volumen total (m ³)
Q	Gasto del efluente (m ³ /d)
SS _W	Sólidos suspendidos en la purga de sólidos (kgSST/m ³)
Q _W	Caudal de purga de sólidos en exceso (m ³ /d)

2.2.2.3 Ciclos

Se recomienda que la duración del ciclo sea un múltiplo de 24 horas para tratar todas las aguas residuales de un día. Variando entre 4 y 8 horas según el grado de complejidad del proceso (remoción de materia orgánica, nitrificación, desnitrificación y remoción de fósforo) que requiere disminuir la carga orgánica, y de la concentración de contaminantes del agua residual.

2.2.3 Teoría de la granulación aerobia

2.2.3.1 Teoría de la selección cinética

Una de las teorías más discutidas sobre el abultamiento de lodos fue propuesta por Chudoba *et al.*, (1973) y desde entonces ha sido modificada y desafiada por numerosos investigadores. La hipótesis de Chudoba fue titulada *teoría de la selección cinética* por el uso de la cinética de Monod para explicar la proliferación de organismos filamentosos en cultivos mezclados.

La teoría indica que los organismos filamentosos tienen valores más bajos de velocidad máxima de crecimiento μ_{\max} y de coeficientes de saturación media K_s que los organismos no filamentosos y la velocidad específica de crecimiento para las especies son dependientes de la concentración del sustrato. Usando la cinética de Monod (ecuación 1), la velocidad específica de crecimiento μ se expresa en función de μ_{\max} , de la concentración del sustrato S y de la constante de saturación media K_s , que corresponde a la concentración de sustrato en la cual se alcanza un medio de la tasa específica máxima. La ecuación se puede relacionar con la velocidad de crecimiento dX/dt con respecto a la concentración de biomasa X .

$$\frac{dX}{dt} \frac{1}{X} = \mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (1)$$

Según la teoría de selección cinética, los microorganismos con valores bajos de μ_{\max} y K_s deben prevalecer en sistemas con concentraciones bajas del sustrato (típicamente $S < K_s$) (Chudoba *et al.*, 1973). Esta condición existe en reactores completamente mezclados donde la concentración del sustrato en el efluente y en el reactor es baja. En contraste, el SBR y reactores en una configuración de flujo pistón o tanques en serie de reactores completamente mezclados (CMFR) con altas concentraciones de sustrato en el influente favorecen a los organismos con valores altos de μ_{\max} y K_s .

Una representación gráfica de esta teoría se presenta en la figura 2.4. En ésta se muestra la competición entre los organismos filamentosos y no filamentosos bajo un rango de concentraciones de sustrato. Si se asume que los organismos filamentosos tienen valores bajos de velocidades específicas de crecimiento y de K_s en comparación a los organismos no filamentosos.

Cuando la concentración del sustrato es suficientemente alta, un sistema mezclado será dominado por los organismos no-filamentosos (Albertson, 1987; Jenkins *et al.*, 1993; Metcalf y Eddy, 2003).

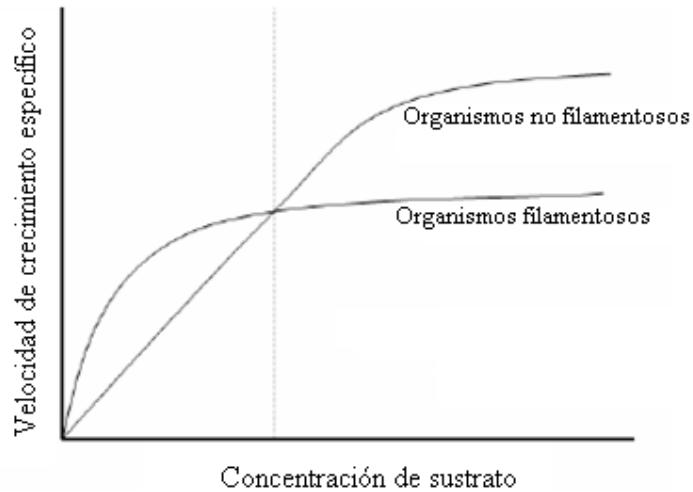


Figura 2.4. Curvas de crecimiento microbiano de la teoría de selección cinética (Chudoba *et al.*, 1973).

Para verificar experimentalmente esta teoría, la ecuación es expresada en términos de remoción del sustrato, que pueden ser medidos directamente. Al considerar que el crecimiento de la biomasa (dX/dt) es proporcional a la rapidez de consumo de sustrato (dS/dT) por el coeficiente de rendimiento Y , que equivale a la producción de biomasa por sustrato utilizado, y que existe una disminución de biomasa proporcional a su concentración X por el coeficiente de decaimiento endógeno k_d , se tiene entonces que la tasa neta de crecimiento dX/dt está dada por la ecuación 2.

$$\frac{dX}{dt} = -Y \frac{dS}{dt} - k_d X \quad (2)$$

La ecuación es simplificada al definir el coeficiente de rendimiento observado (Y_{obs}) como la biomasa neta ganada en el sistema, que se puede determinar rápidamente en el laboratorio (ecuación 3).

$$\frac{dX}{dt} = -Y_{\text{obs}} \frac{dS}{dt} \quad (3)$$

Las ecuaciones 1 y 3 pueden ser combinadas para formar la ecuación 4:

$$-\frac{dS}{dt} \frac{1}{X} = \frac{\mu_{\text{max}}}{Y_{\text{obs}}} \frac{S}{K_s + S} \quad (4)$$

La tasa específica de consumo del sustrato q_s se define como $-dS/dt/X$. Puesto que μ_{max} es proporcional a la velocidad máxima de remoción de sustrato q_s^{max} , cuando se tienen condiciones de crecimiento máximo, q_s^{max} es igual a $\mu_{\text{max}}/Y_{\text{obs}}$. Finalmente, la velocidad de remoción del sustrato se expresa en función de q_s^{max} y S (mostrados en la ecuación 5) (Chudoba *et al.*, 1985).

La observación de algunos autores es que esta ecuación final no hace caso de la pérdida de biomasa debido a la muerte o al decaimiento endógeno.

$$q_s = q_s^{\text{max}} \frac{S}{K_s + s} \quad (5)$$

Según la teoría de selección cinética de Chudoba *et al.*, (1973), las bacterias filamentosas tienen tasas más altas de consumo de sustrato que las formadores del flóculo cuando la concentración del sustrato es baja, y dominarán un sistema mezclado bajo estas condiciones.

Un diagrama esquemático de la teoría cinética de selección en función de la tasa específica de consumo del sustrato se presenta en la figura 2.5.

Cuando el cociente resultante entre la tasa específica de consumo para las condiciones de operación y la tasa específica máxima posible de consumo de sustrato (q_s/q_s^{\max}) es alto, es decir que la rapidez de utilización del sustrato es alta, los formadores de flóculos predominan en la autoregulación (Martins *et al.*, 2003).

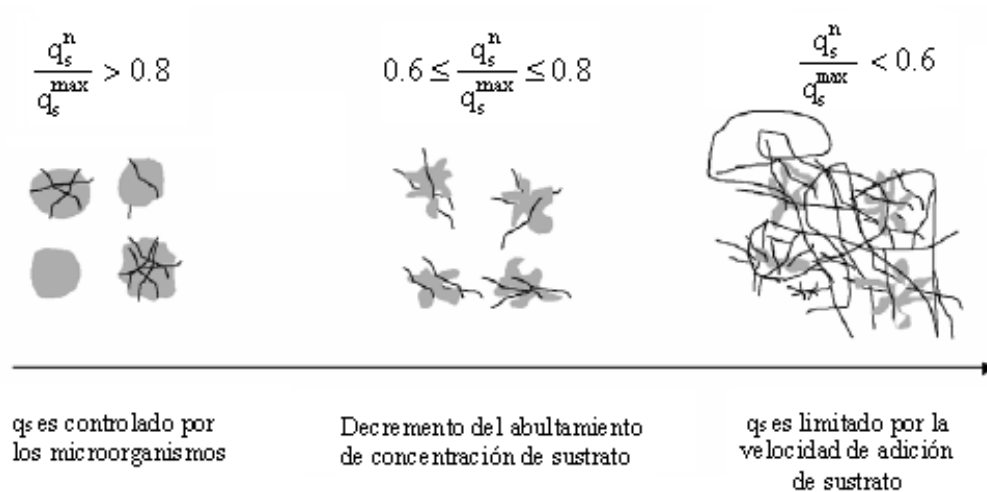


Figura 2.5. Esquema de la morfología del lodo como una función de las tasas de consumo de sustrato bajo condiciones aerobias sin limitación de oxígeno disuelto (Martins *et al.*, 2003).

2.2.3.2 Teoría de la acumulación-regeneración

Cuanto más microorganismos sean capaces de almacenar sustrato durante condiciones transitorias, para reutilizarlos posteriormente cuando existan limitaciones del sustrato, se tendrá una mayor competitividad. Esta fue llamada la teoría de la acumulación-regeneración (Grau *et al.*, 1982).

Esta teoría proporciona una explicación del control cinético de abultamiento aerobio ejercido por un selector aerobio, un reactor en configuración de flujo pistón, o el reactor SBR con alimentación intermitente. En estos sistemas, se produce un gradiente de concentración que introduce una presión selectiva para la acumulación del sustrato como almacenamiento de polímeros.

La regeneración requiere un segundo tanque de aireación u otra fase en el SBR sin sustrato adicional agregado. En este paso, los microorganismos crecen con el sustrato acumulado, pero ahora bajo condiciones de carencia en el medio líquido, siendo capaces de regenerar la capacidad limitada de almacenamiento y estar listos cuando se presenten de nuevo las condiciones de carencia (Chiesa e Irvine, 1985).

Los períodos de acumulación y regeneración se han descrito con los términos abundancia y carencia de sustrato. En la figura 2.6 se presenta un diagrama típico del consumo de sustrato durante un ciclo de SBR con llenado estático. La duración de la fase de abundancia se puede definir como el tiempo durante el cual la concentración del sustrato $[S]$ excede la concentración para que μ sea de orden cero con respecto a $[S]$, más el tiempo durante el cual μ es de primer orden con respecto a $[S]$. Por lo tanto, la duración de la abundancia se puede visualizar por la curva del consumo de sustrato, usando el tiempo transcurrido de la concentración máxima hasta que se alcanza la mínima de $[S]$ durante un ciclo.

La intensidad de la abundancia puede ser descrita usando la tasa específica de crecimiento máxima μ o la tasa específica de consumo de sustrato máxima q_s obtenidos durante el ciclo del SBR.

Se describió la intensidad de la abundancia como el cociente de la tasa específica de consumo de sustrato máxima (q_s/q_s^{\max}) en un reactor (Martins *et al.*, 2003). Asimismo, la duración de la fase de la carencia (t_{carencia}) se puede definir como el tiempo durante el cual [S] está en su mínimo en el sistema. La duración requerida de la fase de carencia se debe determinar para cada sistema midiendo las concentraciones de los compuestos del almacenamiento. Cuando las concentraciones de los compuestos almacenados se acercan a niveles más bajos, la capacidad de almacenaje en el sistema se ha regenerado, y la duración de carencia es suficiente.

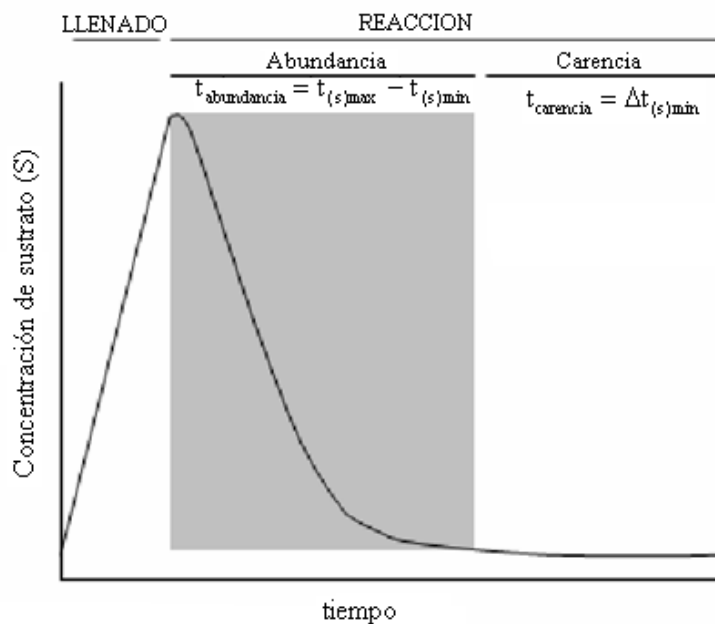


Figura 2.6. Períodos de abundancia y carencia durante un ciclo de SBR.

La intensidad y la duración de los periodos de abundancia y carencia son determinadas por la estrategia de operación del reactor. La estrategia de operación controla la selección y el enriquecimiento de un consorcio microbiano específico y dicta la fisiología de las especies individuales presentes en el consorcio.

Alternadamente, la fisiología de los microorganismos en cualquier momento dado controla el consumo de sustrato y la cinética del reactor en ese tiempo. Se sabe que son diversas las estrategias de funcionamiento seleccionadas por diversos consorcios microbianos y en un cierto plazo diversos regímenes de abundancia-carencia, y las correlaciones entre la estrategia de funcionamiento, selección microbiana y la duración o intensidad de la abundancia-carencia se hace generalmente para la operación de estado estacionario.

Porque los sistemas de aguas residuales experimentan condiciones transitorias del influente, los ingenieros también están interesados en determinar cómo un cambio severo en la estrategia de funcionamiento influye para cambiar la fisiología observada o la abundancia relativa de especies específicas en un sistema, y cómo ocurrirán rápidamente estos cambios.

La importancia de la acumulación-regeneración o de la abundancia-carencia ha sido confirmada por observaciones en sistemas reales de tratamiento de aguas residuales. Primero, la importancia de una respuesta de almacenamiento bajo condiciones transitorias para los cultivos mezclados ha sido confirmada por la determinación directa de polímeros almacenados en los lodos que almacenaban la glucosa principalmente como glucógeno (Van den Eynde *et al.*, 1984; Matsuzawa y Mino, 1991) o acetato (Majone *et al.*, 1996).

,En una serie de SBR que operaron con diversas estrategias de funcionamiento, se demostró que la mejor sedimentación del lodo es obtenida cuando la intensidad de la abundancia es mayor y la duración del carencia es más larga (Chiesa, 1982).

Estas observaciones son la base para la teoría de la acumulación-regeneración que asume que las bacterias formadoras de flóculos tienen una respuesta y una capacidad más altas de almacenaje que las bacterias filamentosas. Además, un período largo de carencia da a los formadores de flóculos otra ventaja competitiva sobre algunos filamentos sensibles a la carencia (Chiesa e Irvine, 1985; Majone *et al.*, 1996).

Se ha abordado la teoría de la acumulación-regeneración, en por lo menos dos estudios, los polímeros de almacenaje fueron producidos bajo situaciones de limitación de sustrato (Krishna y van Loosdrecht, 1999; Martins *et al.*, 2003), y los polímeros de almacenaje se observaron a menudo cuando el $\text{NH}_3\text{-N}$ fue limitado.

Se ha mostrado que aunque la alimentación intermitente causa siempre una respuesta de almacenaje, un lodo abultado también puede ser seleccionado (Beccari *et al.*, 1998; Martins *et al.*, 2003). La generalización que las bacterias filamentosas tienen pobre capacidad de almacenamiento está aún bajo discusión.

2.2.4 Objetivos del tratamiento de las aguas residuales

2.2.4.1 Remoción de materia orgánica

La descomposición de la materia orgánica por vía aerobia se divide en tres fases principales:

- La hidrólisis de las moléculas orgánicas complejas en sus monómeros
- La descomposición de estos monómeros en intermediarios comunes
- La etapa final en la que se realiza el ciclo de los ácidos tricarbónicos y la cadena respiratoria, en donde el receptor final de electrones es el oxígeno molecular, para formar agua como producto final, junto con el bióxido de carbono y el amoníaco (Ramírez -Camperos *et al.*, 2003).

Las tasas de remoción son influenciadas por la carga orgánica (CO). Las aguas residuales municipales presentan generalmente materia orgánica fácil de biodegradar.

2.2.4.2 Remoción del nitrógeno

Las formas más comunes de nitrógeno en el agua residual son la orgánica y la amoniacal. En el agua residual municipal recién vertida, del total de nitrógeno presente: cerca del 60% corresponde a nitrógeno orgánico y 40% a nitrógeno amoniacal, aunque tras la descomposición bacteriana de la materia protéica y la hidrólisis de la urea, el nitrógeno orgánico es transformado a amonio.

Para la remoción de nitrógeno de las aguas residuales se requieren dos etapas: 1) nitrificación, en donde el amoníaco es oxidado por bacterias autótrofas en presencia de oxígeno disuelto para producir nitrógeno oxidado (nitritos y nitratos) y 2) desnitrificación,

en la cual en ausencia de oxígeno disuelto y con el nitrato como fuente de oxígeno (condiciones anóxicas) las bacterias facultativas producen nitrógeno molecular (McWhorter, 1992; Ellis *et al.*, 1992; Irvine *et al.*, 1985; Halmos, 1986; Bortone *et al.*, 1992).

En los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales se procura integrar a las sustancias nitrogenadas en alguna de las etapas del ciclo del nitrógeno, por lo que pueden ser transformadas en varios procesos que dependen de la temperatura, la cantidad de materia orgánica y del oxígeno disuelto presentes (figura 2.7). Esto resulta en que los efluentes tengan, por lo general, concentraciones del orden de 1 mg/l de nitrógeno orgánico soluble (Sedlak, 1991)

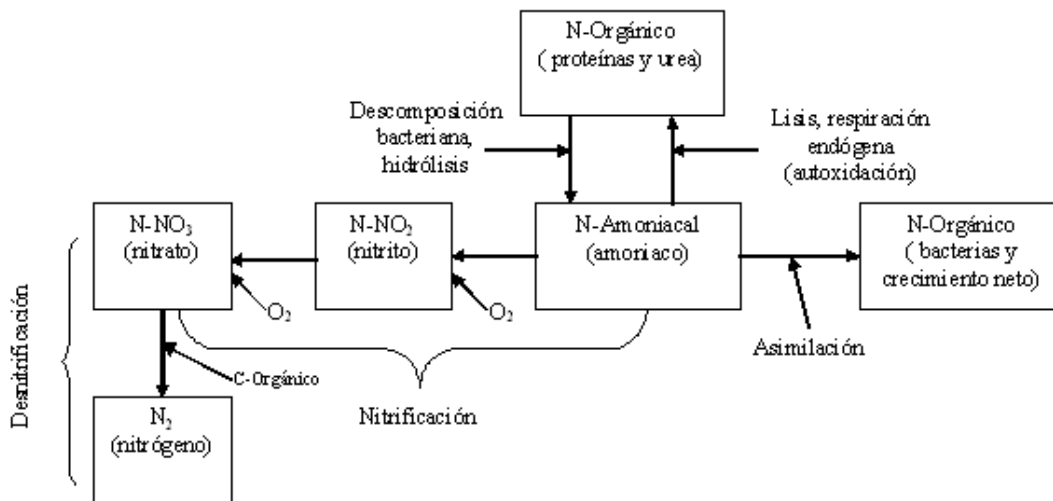


Figura 2.7. Transformación del nitrógeno en un sistema de tratamiento biológico de aguas residuales (Sedlak 1991).

Una parte del nitrógeno de las aguas residuales es removida por el crecimiento neto bacteriano, proceso denominado asimilación. El nitrógeno constituye cerca del 12.5% de la masa de las células microbianas (Sedlak, 1991).

Otra parte del nitrógeno puede ser removida mediante los procesos de nitrificación y desnitrificación. Estos son de mayor interés en el tratamiento de aguas residuales debido a que la remoción alcanzada es mucho mayor que aquella debido al crecimiento y es posible separarla fácilmente del agua tratada dado que el N_2 o el N_2O , principales productos posibles de la desnitrificación, son gases (Zeng *et al.*, 2004).

En trabajos con reactores de operación discontinua llegan a una estrategia de operación con la que logran una alta tasa de nitrificación y desnitrificación, (Oles y Wilderer 1991) figura 2.8.

El método consiste en:

- 1) una fase de llenado inicial sin mezclado y sin aireación, durante el cual permiten la entrada al reactor de aproximadamente el cincuenta por ciento del volumen total a tratar.
- 2) alimentación por intervalos del volumen remanente a lo largo de periodos de llenado que coinciden con el principio de las fases de reacción anóxica.
- 3) una secuencia de fases de reacción aireadas y totalmente mezcladas alternadas con las etapas en estado anóxico, figura 2.8.

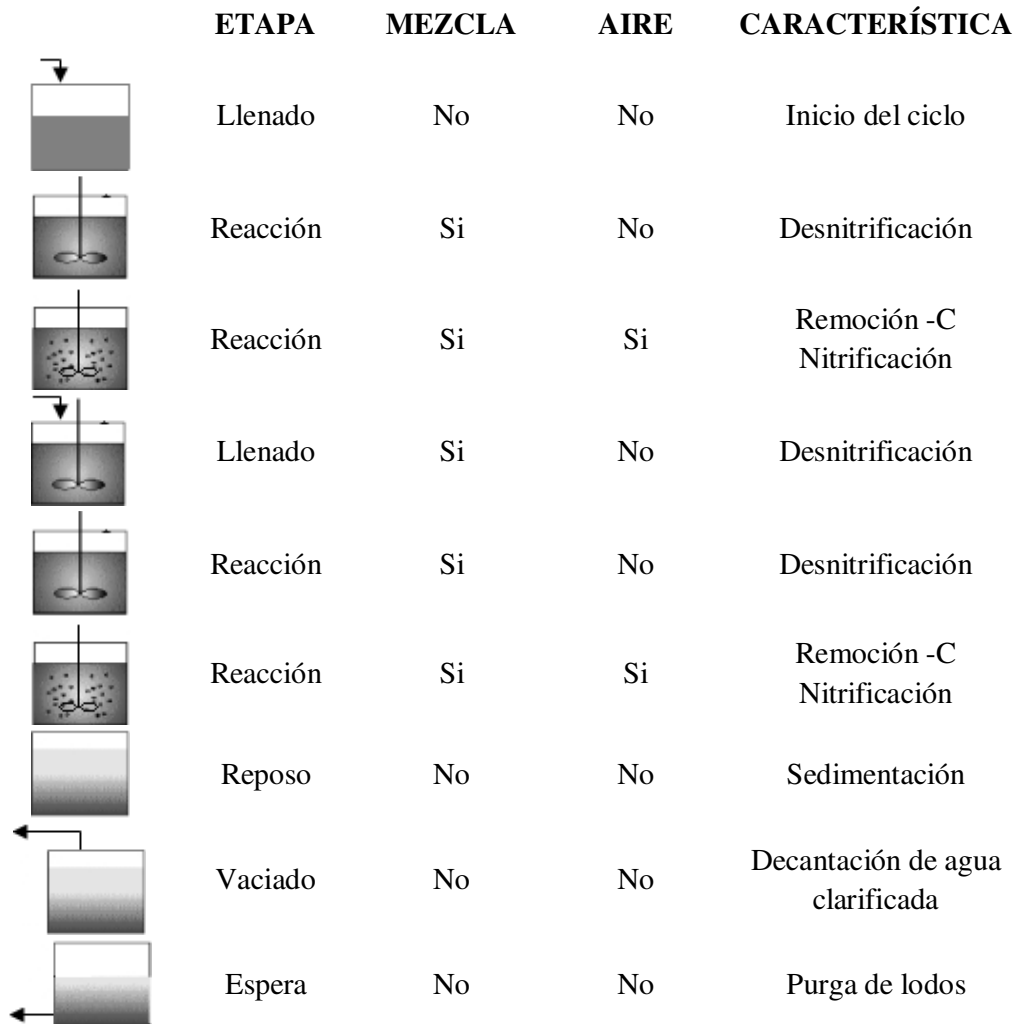


Figura 2.8 Secuencia alternada de fases anóxicas para nitrificar y desnitrificar en un reactor discontinuo (Wilderer, 1991).

2.2.4.3 Remoción de fósforo

Otro de los contaminantes importantes, presentes en las aguas residuales es el fósforo; se presenta en forma de ortofostatos, polifosfatos o como fósforo en uniones orgánicas. En los procesos biológicos de tratamiento secundario convencionales hay una remoción de carbono ya que los microorganismos requieren de este elemento para la síntesis de biomasa (Surampalle *et al.*, 1997; López, 2000).

En la remoción biológica de fósforo se crea un estado de tensión al no aportar oxígeno molecular y disminuir además la disponibilidad de nitratos, la cual propicia una ruta de supervivencia alternativa que consiste en el almacenamiento de fósforo y carbono en compuestos con grandes cantidades de energía (en forma de uniones químicas) para usarlos cuando las condiciones ambientales lo favorezcan. El fósforo suele almacenarse como polifosfatos en gránulos llamados “volutita” o de “poli-P” y el carbono como poli- β -hidroxibutirato (PHB) o glucogéno (González, 1994; Zeng *et al.*, 2004)

Para lograr la remoción biológica de fósforo, es necesario iniciar el proceso de tratamiento con una etapa de llenado bajo un régimen de mezcla completa sin aplicación de aire con objeto de aprovechar cualquier presencia de nitrógeno oxidado y reducirlo a nitrógeno molecular (desnitrificación) y a continuación lograr una etapa de mezclado anaerobia. Con este arreglo se favorece la liberación de fósforo, por parte de microorganismos acumuladores, simultáneamente con un apreciable consumo de sustrato orgánico, remoción del medio líquido de la DBO del agua para acumularla en forma de polihidroxibutirato u otras formas de almacenamiento en la célula, y que no ocurre a menos que oxígeno disuelto y nitrógeno oxidado estén ambos ausentes al iniciarse esta etapa del periodo de reacción.

Después de las dos etapas iniciales de llenado y mezclado bajo condiciones anaerobias el contenido del reactor se somete a aireación para llevar a cabo la conversión metabólica de materia carbonosa, la nitrificación y la captura de fósforo por las células que lo almacenan en exceso al requerido para su metabolismo, figura 2.9, (González-Martínez, 1989; Arora *et al.*, 1985; Wilderer, 1991; McWhorter, 1992; Ellis *et al.*, 1992; Manning *et al.*, 1985).

De esta forma, la estrategia de control que debe seleccionarse para remover fósforo, es aquella que elimine tanto nitrógeno oxidado como oxígeno disuelto durante los periodos de llenado e inicio de reacción y que contemple aireación durante la parte final de la fase de reacción (Manning *et al.*, 1985).

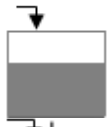
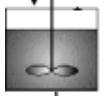
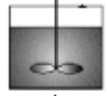
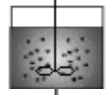
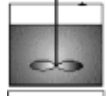



	ETAPA	MEZCLA	AIRE	CARACTERÍSTICA
	Llenado	No	No	Inicio del ciclo
	Llenado	Si	No	Fase anaerobia Liberación -P
	Reacción	Si	No	Fase anaerobia Liberación -P
	Reacción	Si	Si	Nitrificación Captura -P Remoción -C
	Reacción	Si	No	Fase anóxica Desnitrificación
	Reposo	No	No	Sedimentación
	Vaciado	No	No	Decantación de agua clarificada
	Espera	No	No	Purga de lodos

Figura 2.9. Remoción biológica de nitrógeno y fósforo junto con material orgánico carbonoso (Irvine, 1983; modificado).

3. MATERIALES Y MÉTODOS

El trabajo experimental se realizó en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria. Las pruebas de laboratorio se realizaron en el laboratorio de Ambiental y Bioprocesos del edificio 5 del Instituto de Ingeniería, UNAM. El experimento tuvo una duración de 150 días dividido en 3 etapas.

3.1 Descripción del sistema

El sistema se montó en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria y constó de un reactor discontinuo de fibra de vidrio con un diámetro de 1 m, una altura de 1.28 m y 1000 litros de capacidad, el cual fue alimentado con agua residual municipal. En la figura 3.1 se muestra el esquema del sistema experimental.

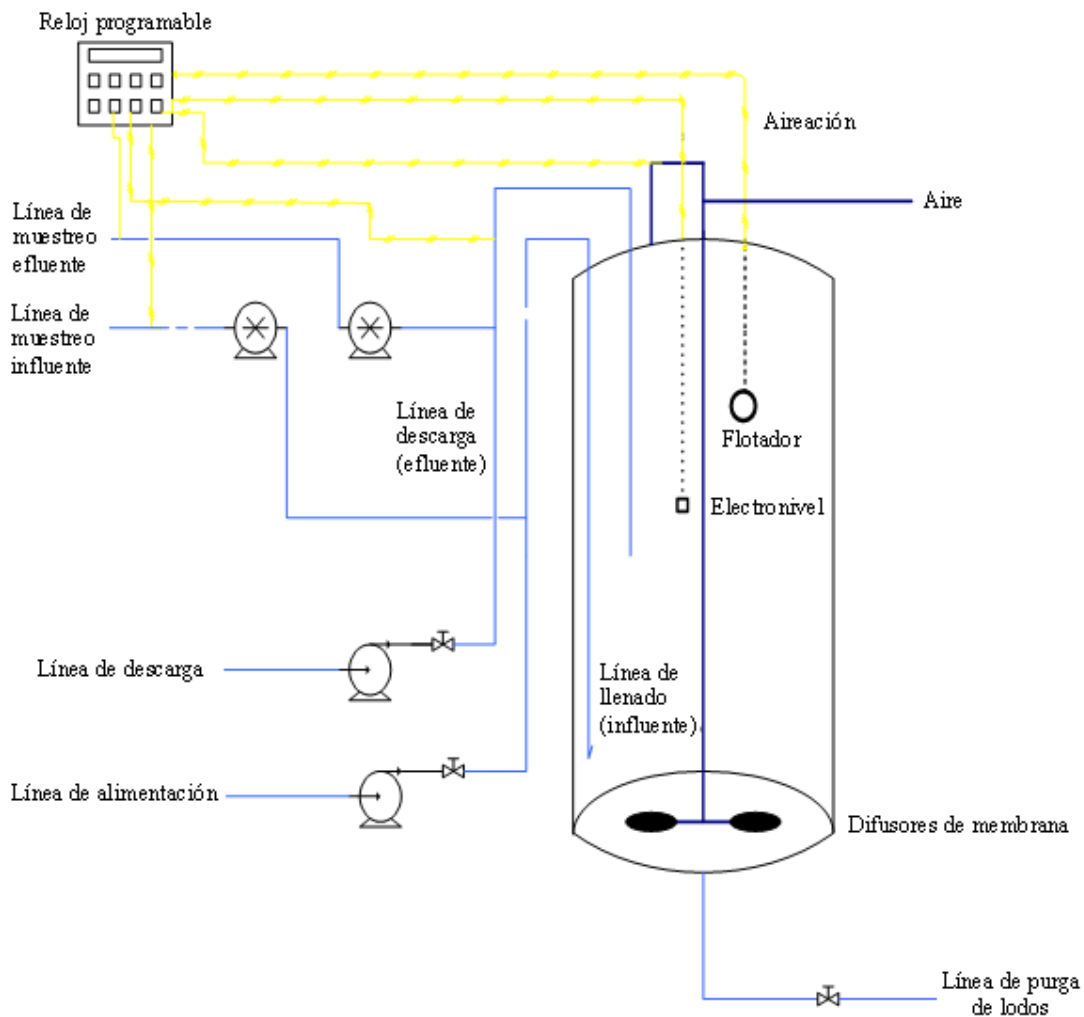


Figura 3.1. Diagrama esquemático del reactor discontinuo.

3.2 Condiciones de operación del reactor

3.2.1 Llenado

La alimentación de agua residual cruda se llevó a cabo por la parte inferior del reactor con una bomba centrífuga de $\frac{1}{4}$ HP. La toma se hizo de la línea del pretratamiento de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria. De esta línea también se conectó una línea de muestreo para el influente.

3.2.2 Aireación

El aire se alimentó a través de dos difusores de membrana colocados en la parte inferior del reactor y alimentados de un sistema de aireación de baja carga.

3.2.3 Descarga

La descarga del sobrenadante clarificado, se llevó a cabo a la altura del volumen remanente con una bomba de ½ HP, de ésta tomó una línea muestreo para el efluente. La descarga fue al drenaje de la planta.

3.2.4 Muestreo

Para influente y efluente se tomaron muestras compuestas por medio de bombas peristálticas, las tomas de muestras del reactor se hicieron de manera puntual. Las muestras se mantuvieron en refrigeración para evitar su descomposición hasta su análisis.

3.2.5. Ciclos y fases de operación

La tabla 3.1 muestra el funcionamiento del reactor durante la experimentación. La primera etapa tuvo una duración de 30 días, el reactor operó con 6 ciclos diarios de 4 horas, el llenado tuvo una duración de 30 minutos, la reacción de 198 minutos, la sedimentación de 30 minutos y la descarga de 6 minutos. Las pruebas que se realizaron en el laboratorio fueron sólidos suspendidos totales, sólidos suspendidos volátiles y DQO.

La segunda etapa tuvo una duración de 86 días, el reactor se operó con 5 ciclos diarios de 4.8 horas, se realizaron cambios graduales en el tiempo de sedimentación. Se inició con 30 minutos de sedimentación y se redujo entre 3 y 4 minutos cada tercer día a partir del

décimo tercer día de operación de esta etapa. Finalmente se llegó a 10 minutos de sedimentación y el tiempo de llenado se mantuvo en 8 min.

La tercera etapa tuvo una duración de 34 días, el reactor operó con 8 ciclos de 3 horas, la sedimentación se llevó a cabo en 6 minutos durante toda la etapa, el tiempo de llenado fue de 8 minutos y la descarga se llevó a cabo en 6 minutos.

Tabla 3.1 Duración de ciclos y sus correspondientes fases durante las etapas experimentales.

PRIMERA ETAPA			
Fase	Tiempo (minutos)	Número de ciclos por día	Días de operación
Llenado	30	6	1 - 30
Aireación	198		
Sedimentación	30		
Decantación	6		
SEGUNDA ETAPA			
Fase	Tiempo (minutos)	Número de ciclos por día	Días de operación
Llenado	8	5	31-42
Aireación	220		
Sedimentación	30		
Decantación	6		
Disminución del tiempo para sedimentación a lo largo de la segunda etapa			
Fase	Tiempo (minutos)		Días de operación
Sedimentación	27		*43-46
Sedimentación	24		*47-50
Sedimentación	19		*51-63
Sedimentación	14		**64-86
Sedimentación	10		**87-120
* Se redujo 3 min el tiempo de sedimentación			
** Se redujo 4 min el tiempo de sedimentación			
TERCERA ETAPA			
Fase	Tiempo (minutos)	Número de ciclos por día	Días de operación
Llenado	8	8	121-150
Aireación	160		
Sedimentación	6		
Decantación	6		

3.3 Variables de Control

3.3.1 Tiempo de sedimentación

El tiempo de sedimentación es un factor que actúa como el principal agente de selección hidráulica en los agregados microbianos. La sedimentación es una de las principales operaciones unitarias que rigen el tratamiento de las aguas residuales. La presencia de lodos flotados sigue siendo uno de los problemas más comunes que se presentan en la operación de las plantas para tratamiento de aguas residuales de lodos activados. Este problema se debe principalmente a una gran variedad de factores, entre ellos, la excesiva presencia de organismos filamentosos y de organismos dispersos, así como a la naturaleza floculenta de los lodos activados (Jenkins *et al*, 1993). Cuando el tiempo de sedimentación es corto se logra de forma más rápida, eficiente y económica la separación de la masa microbiana de las aguas residuales tratadas.

3.4 Determinaciones analíticas

3.4.1 Sólidos Suspendidos Totales (SST)

Los sólidos suspendidos totales fueron determinados en el reactor, en el influente y en el efluente. Éstos fueron calculados después de filtrar 20 ml de muestra en un filtro Whatman de 55 mm de diámetro y poro de 1.6 micrómetros y secados en la estufa marca Felisa a 105 °C durante 120 minutos, de acuerdo con los Métodos Estándar.

3.4.2 Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)

A partir de los SST obtenidos por diferencia de pesos, se prosiguió a calcinarlos a 550 °C durante 15 minutos en la mufla modelo Lindberg y de igual manera el resultado fue obtenido por diferencia de pesos.

3.4.3 Demanda Química de Oxígeno (DQO)

Esta determinación fue realizada de acuerdo a el método 5220 D (Métodos estándar) con las soluciones A y B de Merck. Se utilizó un digestor por temperatura y un espectrofotómetro modelo Genesys 20 para medir su absorbancia y hacer el cálculo para la obtener la DQO.

4. RESULTADOS

El reactor piloto utilizado para el experimento fue instalado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria, el agua residual es de tipo municipal. Esta resulta de la mezcla de las descargas generadas de algunas secciones de Ciudad Universitaria y la zona habitacional colindante. El influente fue agua cruda sin ningún tipo de complemento. A esto se debió la variación que presentó la DQO a lo largo del experimento, con oscilaciones entre 200 y 250 mg/l.

La experimentación en el reactor piloto tuvo una duración de 150 días y fue dividida en tres etapas, dentro de las cuales se modificó el tiempo de sedimentación así como el número de ciclos.

A continuación se muestran los resultados determinados en el laboratorio y las observaciones realizadas al microscopio.

4.1 Carga orgánica

El comportamiento de la carga orgánica dada por la cantidad de sustrato alimentado, medido como DQO, por unidad de tiempo a una masa unitaria de microorganismos, medida como sólidos suspendidos presentes en la reacción, mostró altibajos durante el experimento, figura 4.1, esto debido a las variaciones de la calidad del agua residual que se descarga a la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria.

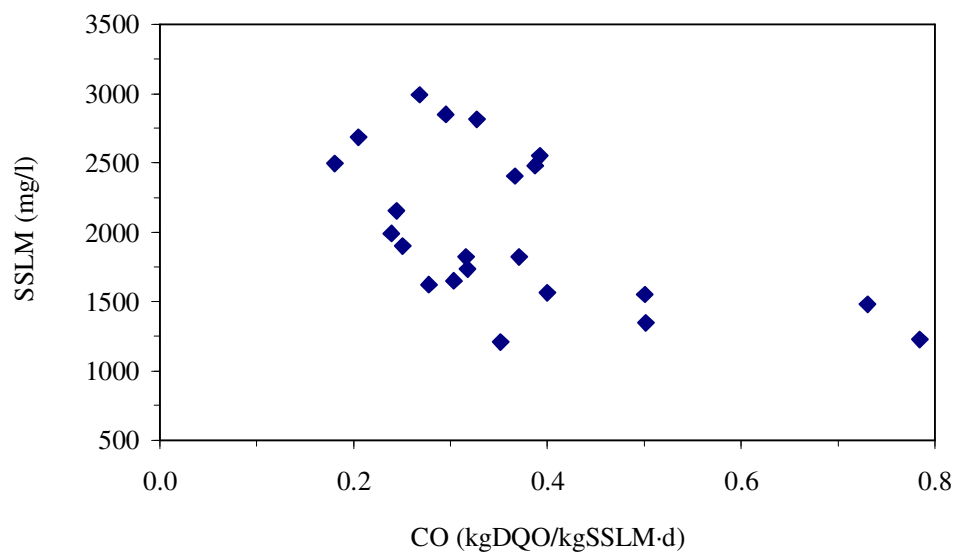


Figura 4.1 SSLM obtenidos para diferentes cargas orgánicas a lo largo del experimento.

Los sólidos suspendidos totales tuvieron un comportamiento inversamente proporcional a las diferentes cargas orgánicas, figura 4.1. A cargas orgánicas bajas se presentó una mayor cantidad de SST en el reactor, es decir, le corresponde una menor cantidad de sustrato por unidad de tiempo a cada microorganismo.

En la primera etapa se buscó lograr un comportamiento estable dentro del reactor, así como el crecimiento y producción de biomasa ya que el reactor no fue inoculado con biomasa distinta a la presente en el agua residual cruda. En la segunda etapa la carga orgánica varió entre 0.2 y 0.4 kgDQO/kgSST·d y en la tercera etapa, se presentaron incrementos desde 0.2 hasta 0.8 kgDQO/kgSST·d, figura 4.2.

Para valores entre 0.2 y 0.3 kgDQO/kgSST·d el valor mínimo de sólidos suspendidos totales en el licor mezclado (SSLM) fue de 1622 mg/l, mientras que para dicho intervalo se alcanzaron valores máximos entre 2500 y 3000 mgSST/l, con un promedio de 2230 mgSST/l, figura 4.2.

Para cargas orgánicas entre 0.3 y 0.4 kgDQO/kgSST·d, los valores mínimo, máximo y promedio fueron 1210, 2817 y 2083 mgSST/l, respectivamente. Finalmente para una carga orgánica entre 0.5 y 0.8 kgDQO/kgSST·d el promedio de SSLM fue de 1400 mg/l.

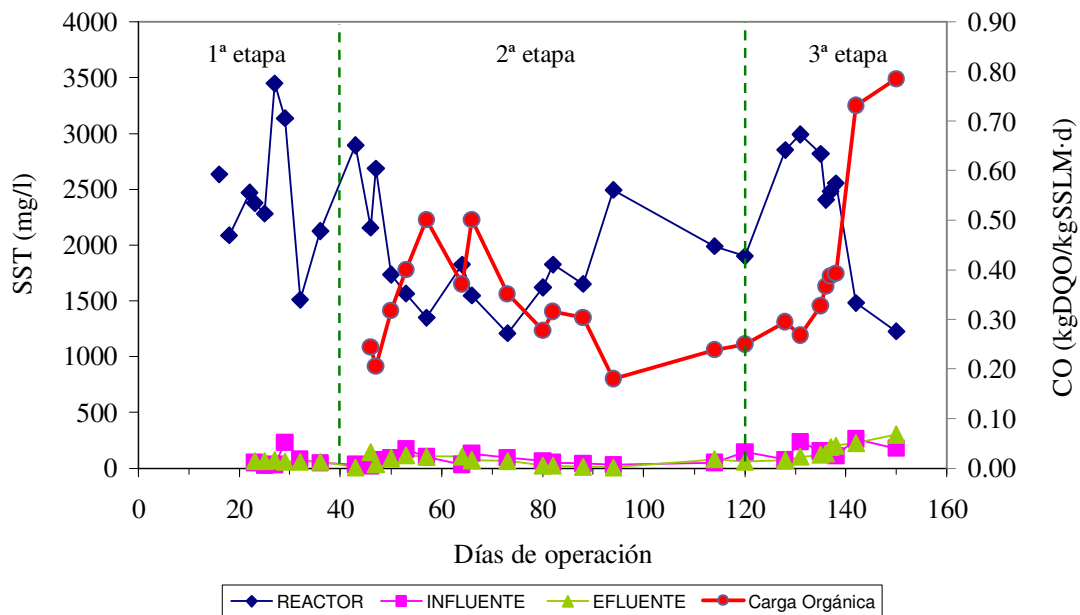


Figura 4.2 SST en el licor mezclado (SSLM), influente y efluente a lo largo de 150 días de experimentación

4.2 Sólidos suspendidos totales

En la figura 4.2 se muestra el comportamiento de los sólidos suspendidos totales durante las tres etapas del experimento.

En la primera etapa se obtuvo un promedio de 2632 mg/l de SSLM, el reactor operó con 6 ciclos diarios de 4 horas que incluían 30 minutos para sedimentación. Los SST en el influente oscilaron entre 230 y 250 mg/l y en el efluente entre 60 y 70 mg/l.

En la segunda etapa el reactor operó con 6 ciclos de 4.8 horas por día. Del día 31 al 42 se obtuvo un promedio de 2176 mgSSLM/l.

Del día 43 al 46 el tiempo de sedimentación se redujo de 30 a 27 minutos, la carga orgánica media fue 0.2 kgDQO/kgSST·d y un promedio de SSLM de 2153 mg/l.

Del día 47 al 50 la fase de sedimentación se redujo a 24 minutos, la carga orgánica se mantuvo entre 0.2 y 0.3 kgDQO/kgSST·d y el promedio de SSLM fue de 2211 mg/l.

Del día 51 al 63 se redujo el tiempo de sedimentación a 19 minutos, la carga orgánica fue entre 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d con un promedio de SSLM de 1456 mg/l.

Del día 64 al 86 se redujo el tiempo de sedimentación a 14 minutos, la carga orgánica estuvo entre 0.2 y 0.5 kgDQO/kgSST·d con un promedio de SSLM de 1605 mg/l.

Del día 87 al 120 se redujo el tiempo de sedimentación a 10 minutos, la carga orgánica estuvo entre 0.1 y 0.3 kgDQO/kgSST·d, el promedio de SSLM fue de 2008 mg/l.

Durante la segunda etapa los SST en el influente oscilaron entre 30 y 160 mg/l. Mientras que en el efluente entre 20 y 150 mgSST/l.

En la tercera etapa el reactor operó con 8 ciclos por día de 3 horas y sólo 6 minutos de sedimentación. La carga orgánica se incrementó de 0.2 a 0.7 kgDQO/kgSST·d. Para una carga de 0.2 kgDQO/kgSST·d el promedio de SSLM fue de 2920 mg/l, para una carga orgánica igual a 0.3 kgDQO/kgSST·d el promedio de SSLM fue de 2653 mg/l y para una carga orgánica de 0.7 kgDQO/kgSST·d el promedio de SSLM fue de 1353 mg/l. Los SST en el influente oscilaron entre 80 y 260 y en el efluente entre 70 y 200 mg/l durante esta tercera etapa.

4.3 Índice volumétrico de lodos (IVL)

El índice volumétrico de lodos está definido como el volumen que ocupa un gramo de sólidos suspendidos al espesarse por sedimentación.

El IVL obtenido durante la primera etapa tuvo un promedio de 264 ml/gSST, a partir de la segunda etapa se observaron variaciones las cuales pudieron deberse a los cambios en los tiempos de las duraciones de los ciclos y de las fases de sedimentación.

El IVL disminuye paulatinamente desde un valor máximo de 357 ml/gSST para el día 50 en que se aplicó una CO de 0.31 kgDQO/kgSST·d hasta descender a 124 ml/gSST en el día 120 para una CO de 0.25 kgDQO/kgSST·d. En la tercera etapa cuando la CO se aumentó de 0.30 hasta 0.78 kgDQO/kgSST·d el IVL aumentó de 81 a 114 ml/gSST.

De acuerdo a la literatura en un sistema de lodos activados convencional los valores de IVL por debajo de 110 ml/gSST (Ramalho 1983) en la mayoría de los casos corresponden a lodos que no presentan hinchamiento.

Al graficar el IVL contra carga orgánica, en la figura 4.3 se muestra que aunque no existe un comportamiento definido, los valores más bajos del IVL predominaron para CO menores de 0.4 kgDQO/kgSST·d.

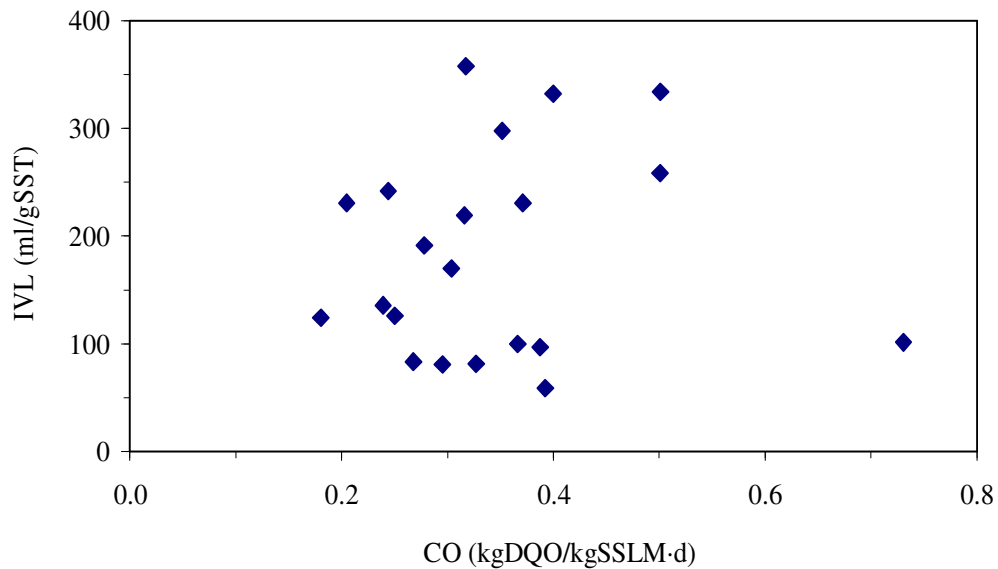


Figura 4.3. Comportamiento de IVL en muestras puntuales del licor mezclado

4.4 Tiempo de retención celular (TRC)

Como se puede observar en la figura 4.4, el TRC disminuye conforme la CO aumenta, para la CO entre 0.2 y 0.3 kgDQO/kgSST·d el TRC presenta valores entre 7 y 11 días. Para CO entre 0.3 y 0.4 kgDQO/kgSST·d el TRC está en el intervalo de 3 a 6 días.

Para CO de 0.5 kgDQO/kgSST·d el promedio del TRC fue de 4.5 días y, para una CO mayor como lo fue 0.78 kgDQO/kgSST·d el TRC fue de 2 días. Por tal motivo, la biomasa se mantuvo mayor tiempo en el reactor cuando las cargas orgánicas fueron menores.

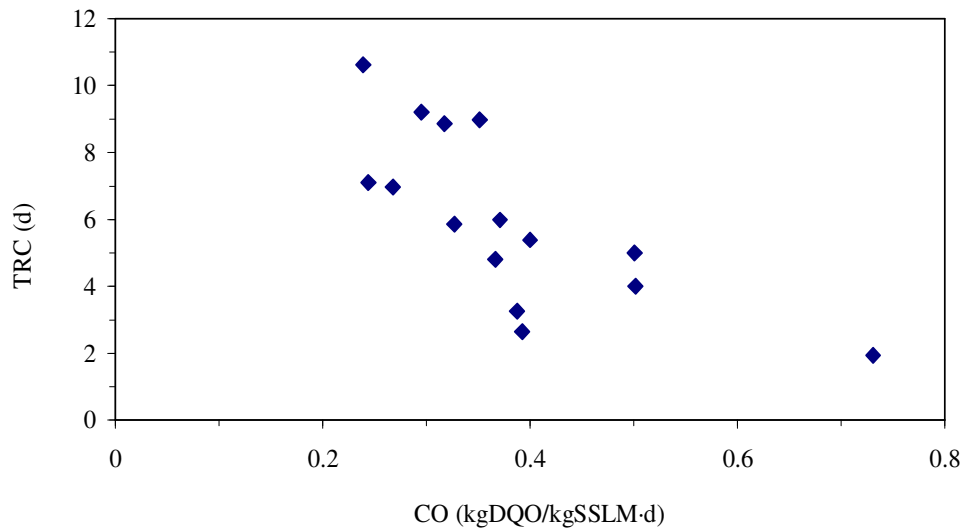


Figura 4.4. Tiempo de retención celular a distintas cargas orgánicas.

4.5 Demanda química de oxígeno (DQO)

Se obtuvieron variaciones de DQO en el influente debido a las características del agua residual cruda, figura 4.5. Para la muestra filtrada, la DQOsol promedio obtenida en el influente para CO entre 0.2 y 0.3 kgDQO/kgSST·d fue de 200mg/l con un efluente medio de 55 mgDQOsol/l.

Cuando se mantuvo una CO entre 0.3 y 0.4 kgDQO/kgSST·d. la DQOsol promedio fue 230 mgDQOsol/l en el influente y 65 mgDQOsol/l en el efluente.

Para una CO de 0.5 kgDQO/kgSST·d, el promedio obtenido fue 290 mgDQOsol/l en el influente y 70 mgDQOsol/l para el efluente.

Finalmente para un intervalo de CO entre 0.7 y 0.8 kgDQO/kgSST·d el promedio de DQOsol obtenida fue de 135 mgDQOsol/l en el influente y 60 mgDQOsol/l en el efluente.

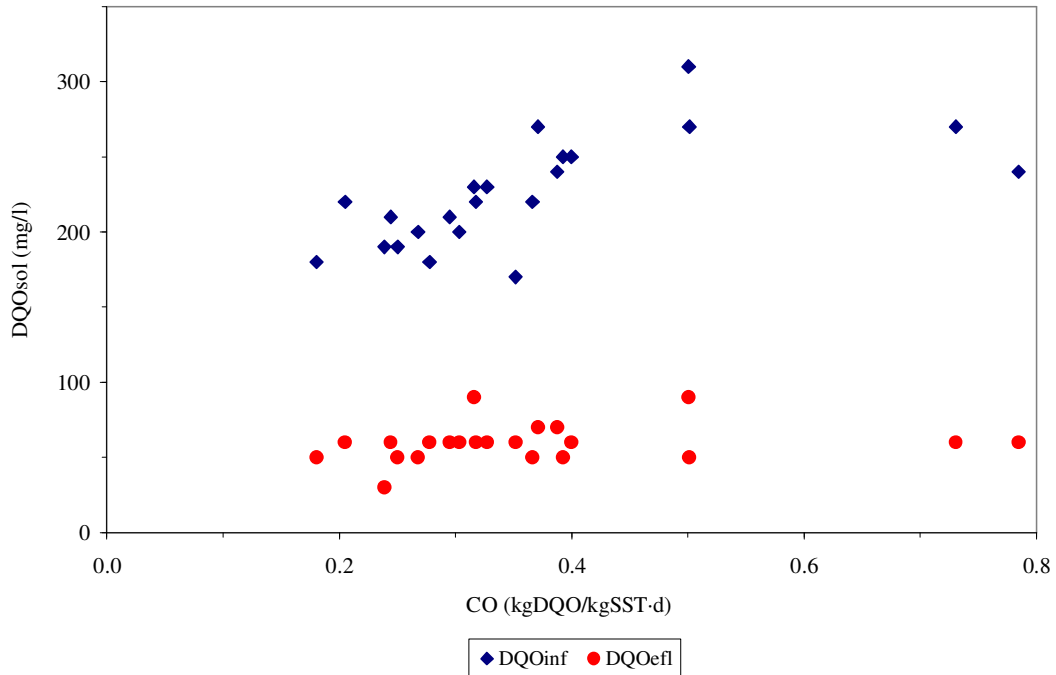


Figura 4.5. DQO soluble en influente y efluente en muestras compuestas.

4.6 Remoción de Demanda química de oxígeno (DQO)

Basándose en el criterio de diseño de reactores discontinuos que describe que una de las variables principales de operación en un sistema discontinuo es el tiempo de sedimentación, se puede observar que en la segunda etapa es cuando se manejó la disminución de los tiempos que coincide con un incremento en el porcentaje de remoción. A partir de la tercera etapa el sistema mostró un comportamiento más estable en dicho porcentaje de remoción.

El sistema mostró una remoción máxima del 85% y una mínima de 60% obteniendo un promedio general de 75% de remoción durante el experimento.

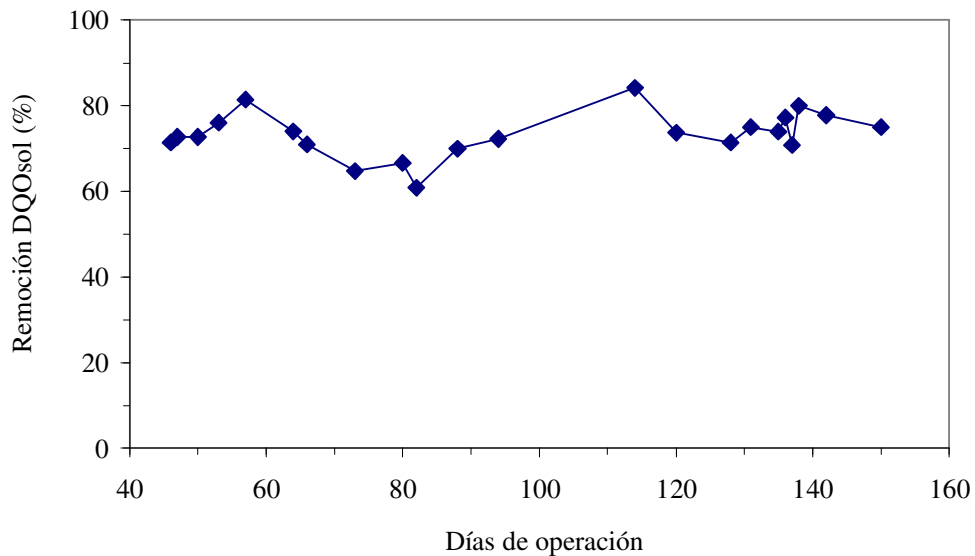


Figura 4.6. Porcentaje de remoción de DQOsol a lo largo del experimento.

4.7 Comparación entre un sistema de lodos activados convencional y el sistema discontinuo experimental

La comparación se hizo con el sistema de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria y el sistema discontinuo con el que se experimentó, figura 4.7.

La prueba consistió en observar la sedimentación de los lodos en una probeta de 1000 ml durante 30 minutos.

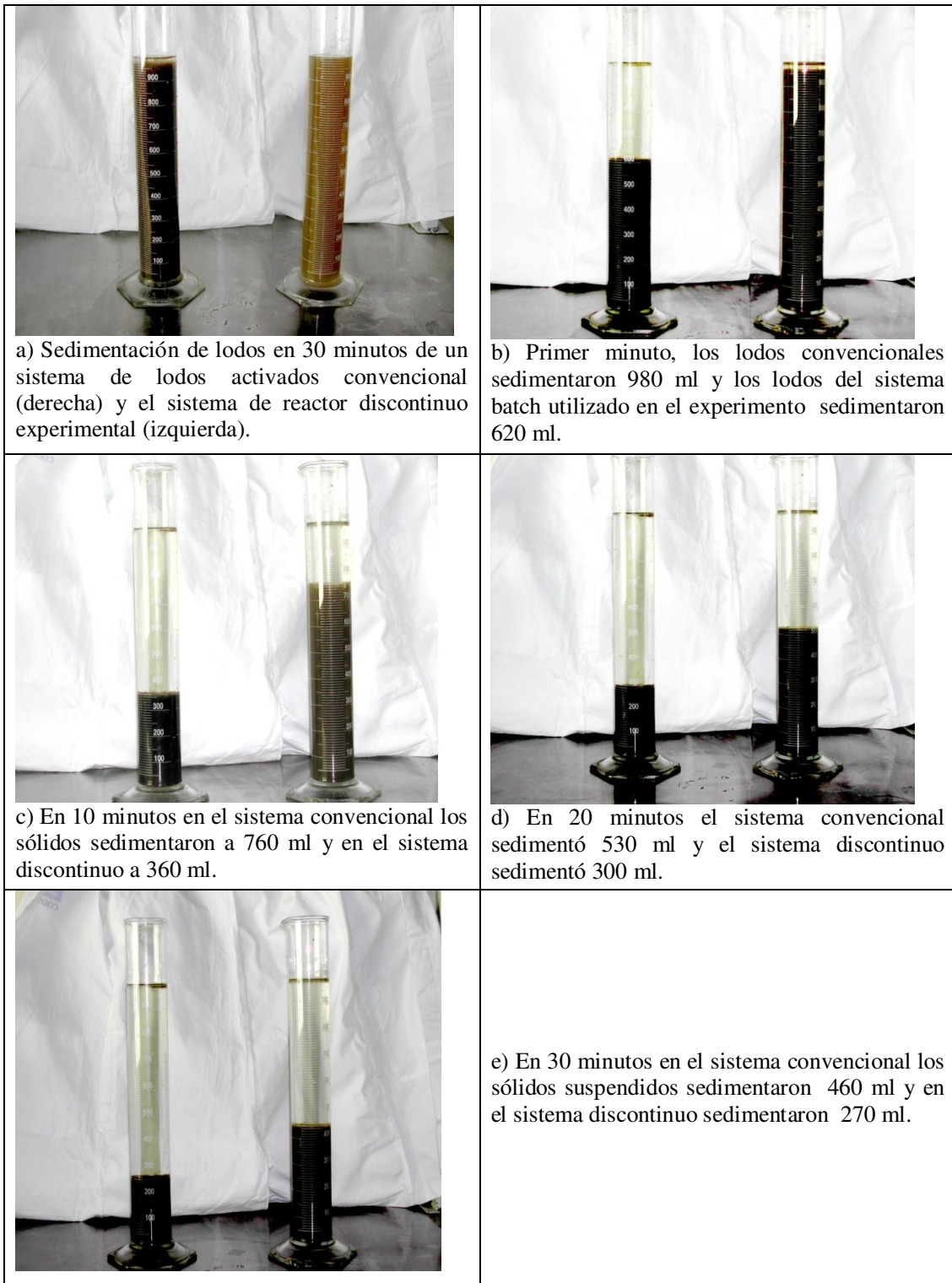


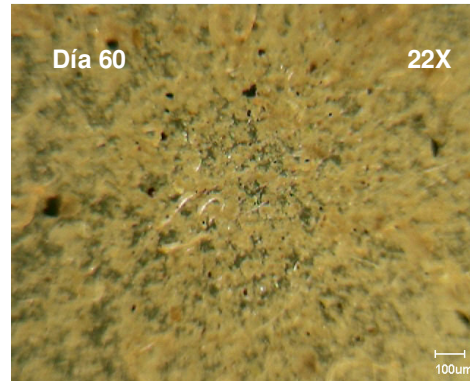
Figura 4.7 Comparación de sólidos de sistemas continuo y discontinuo al transcurrir el tiempo de sedimentación: a) tiempo cero, b) primer minuto, c) 10 minutos, d) 20 minutos y e) 30 minutos.

4.8 Observaciones al microscopio

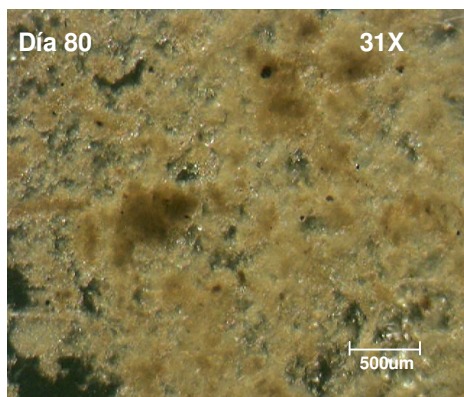
En la figura 4.8 Se presentan la evolución de los lodos activados dentro del reactor discontinuo durante el tiempo de experimentación.



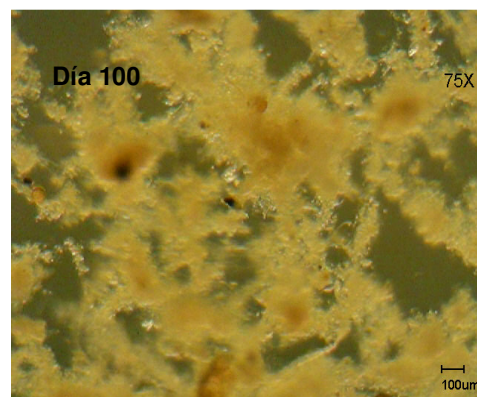
a) Lodos durante la primera etapa del experimento



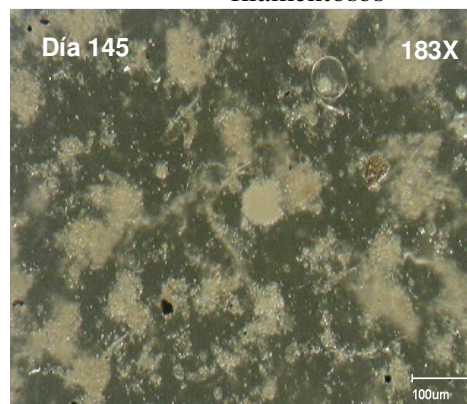
b) Aumento de biomasa en el sistema



c) Formación de flóculos



d) Mayor cantidad de flóculos ligeramente filamentosos



e) Flóculos más compactos y de mayor densidad.

Figura 4.8 Evolución del los lodos en el sistema

5. CONCLUSIONES

- En la tercera etapa del experimento se logró la formación de aglomerados bacterianos que favorecieron la sedimentación en un tiempo corto cumpliendo así acuerdo el objetivo planteado.
- Los conglomerados de mayor densidad se obtuvieron en la parte final del experimento, cuyas condiciones de operación correspondieron a un tiempo de sedimentación más corto, figura 4.8, e.
- La carga orgánica presentó un comportamiento variable debido a las características del agua residual cruda que entra a la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria.
- Los sólidos suspendidos en el licor mezclado en la primera etapa mostraron un comportamiento variable a diferencia de la segunda y tercera etapa donde se estabilizaron y su estructura fue más compacta.

- Se mantuvo una alta remoción de DQO soluble durante todo el experimento a pesar de los cambios realizados en el sistema, lo que muestra el buen funcionamiento de los sistemas de reactores discontinuos.
- Se observó que a tiempos de sedimentación mayores los conglomerados mostraron abultamiento en su estructura y una menor densidad, por tal motivo eran arrastrados en el efluente, figura 4.8.
- Se observó que a medida que se redujo el tiempo de sedimentación los conglomerados tenían una mayor densidad y por lo tanto sedimentaban más rápido. Esto se vio reflejado en el índice volumétrico de lodos de la tercera etapa, cuando los valores obtenidos fueron menores a 110 ml/gSST, coincidiendo con literatura.
- Durante el tiempo de experimentación no se realizaron purgas al sistema de tal manera que los sólidos menos densos salían por el efluente y la población en el sistema se autoregulaba.
- Este sistema piloto puede ser utilizado a nivel planta mejorando el sistema de aireación permitiendo una mayor difusión del aire en el sistema y una adecuada distribución del mismo para evitar zonas muertas. Contemplar un pretratamiento que ayude al buen funcionamiento del sistema. A nivel planta se elevan los costos debido al consumo de energía derivado de la aireación, equipo de automatización, el sistema de monitoreo y mantenimiento.

6. BIBLIOGRAFÍA

Amescua C. (1976). El problema de los nutrientes en el agua y las alternativas de remoción. Asociación Nacional de Ciencia y Tecnología de la calidad del Agua A. C., Vol. II, No. 2 Abril/Junio.

CONAGUA (2007). Anuario; Estadísticas del agua en México 2007. México.

Cuevas Rodríguez Germán, González Barceló Oscar, González Martínez Simón(1998). Arranque y estabilización de un reactor discontinuo que utiliza biomasa suspendida para la eliminación de fósforo. Informe de la Coordinación de Ingeniería Ambiental. Instituto de Ingeniería, UNAM.

Environmental Protection Agency (1999). Sequencing Batch Reactors. Wastewater Technology Fact Sheet. Washington, D.C.

González Barceló O. (1994). Un algoritmo para optimizar el diseño hidráulico de reactores discontinuos. Tesis para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Ambiental, Departamento de Estudios de Posgrado, Facultad de Ingeniería, UNAM.

González Martínez, S (1989). Phosphate removal in a biofilm reactor. Informe de proyecto del Instituto de Ingeniería, elaborado para la Comunidad Europea por el Instituto de Ingeniería, UNAM.

Holt, J, Krieg, N, Sneoth, P, Staley, J, Stanley, W (1990). *Bergey's Manual of Determinative Bacteriology*". Novena edición, Williams y Wilkins.

Irvine, R L y Ketchum, L H Jr. (1989). Sequencing batch reactors for biological wastewater treatment. *CRC Critical Reviews in Environmental Control*. 18, (4), 225-294.

Metcalf y Eddy (2003). *Wastewater engineering treatment and reuse*. Fourth edition. Editorial Mc Graw Hill. United States.

McSwain, B (2005). *Molecular investigation of aerobic granular sludge formation*. Tesis para obtener el grado de Doctor. Universidad de Notra Dame, Indiana. 2005.

McWhorter, T R (1992). *Application of the activated sludge process with sequencing batch reactors*. McWhorter & Associates, Inc. Georgia, E.U.A.

Metcalf y Eddy. (1996). *Ingeniería de aguas residuales: tratamiento vertido y reutilización*, 3ª edición en español. Volumen I y II, Mc. Graw Hill. México.

Moreno, J y Buitrón, G (1998) *Respirometry based optimal control of an aerobic bioreactor for the industrial waste water treatment*. Artículo presentado en *Water Quality International 1998* ; IAWQ 19th. Biennial International Conference, Vancouver, Canadá, 21-26 June 1998.

Randall, C W, Stensel, H D y Barnad, J L (1992). *Design of activated sludge biological nutrient removal plants*, in *Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*, Randall, C. W., Barnard, J. L. and Stensel, H. D., eds. Technomic Publishing Company, Inc., Lancaster, PA., 97-120

Ramírez, E, Cardoso, L, Mijaylova, P, Escalante V (2003). *Segundo Curso Internacional de Sistemas Integrados de Tratamiento de Aguas Residuales y su Reúso para un Medio Ambiente Sustentable*. IMTA. México.

Ramalho R, S (1993). *Tratamiento de aguas residuales*. Editorial Reverté, Barcelona

Romero R, J (1999). *Tratamiento de aguas residuales: teoría y principios de diseño*. Primera edición. Editorial escuela colombiana de ingeniería, Colombia.

Sedlak, R [editor] (1991). Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater. Principles and practice, Segunda Edición, Lewis publisher, USA.

Winkler M A (1994). Tratamiento biológico de aguas de desecho. Editorial Limusa. México, pp 338.

Wilderer, P A, (1991). New developments in industrial wastewater treatment. In new developments in industrial wastewater treatment. WATOASI series, Vol. 191, Kluwer Academic Publisher.

Wilderer, P A, Irvine, R L y Goronszy, M C (2001). Sequencing batch reactor technology. IWA Publishing, London, pp 1-76.