



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE  
MÉXICO**

---

---

**INSTITUTO DE INGENIERÍA**

**Remoción biológica de nutrientes en un reactor batch en el que  
se induce la granulación de la biomasa**

**T E S I S**

**QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE**

**INGENIERO QUÍMICO**

**P R E S E N T A:**

**BENJAMÍN CORTES SÁNCHEZ**

**DIRECTOR:**

**DR. OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ**

**Octubre, 2010**



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
\*ZARAGOZA\*  
JEFATURA DE LA CARRERA DE INGENIERÍA  
QUÍMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/026/10

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: CORTES SÁNCHEZ BENJAMÍN  
P R E S E N T E

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

<b>PRESIDENTE</b>	<b>Dr. Alejandro Rogel Ramírez</b>
<b>VOCAL</b>	<b>Dr. Oscar González Barceló</b>
<b>SECRETARIO</b>	<b>Dr. Esteban Minor Pérez</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I. Q. Ana Lilia Maldonado Arellano</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I. Q. Everardo Antonio Feria Hernández</b>

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

**A T E N T A M E N T E**  
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"  
México D. F., a 4 de Octubre de 2010

**JEFA DE LA CARRERA**

**I. Q. ZULA GENNY SANDOVAL VILLANUEVA**



## **Dedicatorias.**

*Dedico este trabajo especialmente a mi mamá, Patricia Sánchez, que admiro y quiero y por cuyo esfuerzo y sacrificio he concluido este objetivo tan importante.*

*A mi familia en general, mis abuelos, tías y tíos, que me apoyaron directa e indirectamente desde siempre. Mención aparte a mi hermano por su amistad y confianza y por esos buenos momentos.*

*A Karen, mi novia, porque me ha dado su apoyo y amor incondicionales y ha significado un sólido y constante aporte a lo largo de toda nuestra carrera.*

*A la Universidad Nacional, que es un bastión para el pueblo y que sigue dando a México herramientas para su desarrollo, de igual forma al Instituto de Ingeniería de la UNAM, donde realice este trabajo y adquirí nuevos conocimientos.*

*Les agradezco también a mis profesores y amigos de la FES Zaragoza y del Instituto de Ingeniería, al Dr. Óscar González que haya dirigido mi trabajo de tesis, a todos ellos que me brindaron siempre un buen consejo y a quienes debo mucho aprendizaje.*

# Remoción biológica de nutrientes en un reactor batch en el que se induce la granulación de la biomasa

## CONTENIDO

<b>Resumen</b>	1
<b>Introducción</b>	3
<b>Hipótesis objetivos y alcance</b>	5
<b>1. Remoción de nutrientes y materia orgánica de aguas residuales vía biológica</b>	6
1.1 Sistemas de tratamiento de agua residual con granulación de biomasa	8
1.1.1 <i>Factores que afectan la granulación de la biomasa</i>	9
1.1.2 <i>Estructura interna del gránulo</i>	11
1.1.3 <i>Configuración de un sistema para inducir la biogranulación</i>	13
1.2. Remoción biológica de fósforo de aguas residuales	15
1.2.1 <i>Descripción del mecanismo de remoción biológica de fósforo</i>	15
1.2.2 <i>Variables que influyen en el proceso de remoción biológica de fósforo</i>	18
1.2.3 <i>Reacciones del fósforo</i>	19
1.3. Eliminación biológica de Nitrógeno	21
1.3.1 <i>Reacción de nitrificación</i>	21
1.3.2 <i>Reacción de desnitrificación</i>	24
1.3.3 <i>Perfil de concentración del nitrógeno según el modelo cinético</i>	27
1.4. Reactor discontinuo secuencial en el tratamiento de aguas residuales	28
1.4.1 <i>Sistema SBR en la Remoción Biológica de Nutrientes</i>	31
1.4.2 <i>Características del reactor SBR para lodos activados</i>	33
1.4.3 <i>Operación de un Reactor Discontinuo Secuencial</i>	35
1.4.4 <i>Control de un sistema SBR</i>	38

1.5. Modelos en el tratamiento de aguas residuales	39
1.6. Balance de masa en el reactor	42
<b>2. Experimento: método y materiales</b>	<b>45</b>
2.1. Consideraciones previas	45
2.2. Puesta en marcha y estabilización del reactor	45
2.3. Unidades experimentales	47
2.4. Etapas del ciclo de operación	48
2.5. Descripción del ciclo de operación	49
2.6. Composición del influente y muestreo	51
2.7. Análisis de muestras	53
2.8. Determinación de parámetros de operación y control	54
<b>3. Obtención y análisis de resultados</b>	<b>57</b>
3.1. Establecimiento de bacterias acumuladoras de fósforo, BAF	58
3.2. Biomasa y sólidos en el reactor	60
3.3. Remoción de nutrientes	63
3.3.1 Fósforo de orto-fosfatos	63
3.3.2 Nitrógeno amoniacal	67
3.3.3 Nitratos	68
3.3.4 Demanda química de oxígeno soluble	71
3.4. Carga orgánica y volumen de recambio	72
<b>Conclusiones</b>	<b>74</b>
<b>Referencias</b>	<b>76</b>
<b>Anexos</b>	<b>82</b>

## Lista de figuras

**Figura 1.1.** Estructura del gránulo y reacciones básicas.

**Figura 1.2.** Reactor tipo *Air-lift*.

**Figura 1.3.** Reactor tipo columna.

**Figura 1.4.** Mecanismo de remoción de fósforo en un sistema de tratamiento de agua residual donde existen bacterias acumuladoras de fósforo, BAF.

**Figura 1.5.** Perfil de concentración de fosfatos y DQO en un reactor donde se alternan condiciones anaerobias/aerobias.

**Figura 1.6.** Descripción de las etapas básicas de operación de un reactor tipo SBR.

**Figura 2.1.** Reactor SBR y equipo auxiliar del sistema de remoción biológica de fósforo.

**Figura 2.2.** Diagrama de Flujo de Proceso del sistema SBR de lodos activados para remoción de fósforo.

**Figura 3.1.** Perfil de concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  en un ciclo de operación (día 30) del reactor SBR con una concentración en el influente de 4.5 mg  $\text{P-PO}_4^{3-}$  /l.

**Figura 3.2.** Comportamiento de los SST y SSV en un lapso donde se mantiene un régimen de purga constante (1l hasta el día 70 y 1.5l a partir del día 71).

**Figura 3.3.** Forma de los flóculos del día 65 al día 96 de experimentación.

**Figura 3.4.** Perfil de concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  en un ciclo de tratamiento con una concentración en el influente de 8 mg/l (día 58).

**Figura 3.5.** Perfil de concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$ , día 63, alimentando un influente con 11 mg/l de  $\text{P-PO}_4^{3-}$ .

**Figura 3.6.** Perfil de concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  sin mezcla completa en la etapa anaerobia y modificando los tiempos de las etapas del ciclo (día 78).

**Figura 3.7.** Perfil de concentración de ion amonio ( $\text{NH}_4^+$ ) en un ciclo de operación del reactor SBR realizado el día 45.

**Figura 3.8.** Perfil de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  y  $\text{NO}_3^-$  en un ciclo de tratamiento, donde se aprecia la inhibición de la liberación de fosfatos por altas concentraciones de nitratos (día 30).

**Figura 3.9.** Perfil de concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  y  $\text{NH}_4^+$  en un ciclo de operación del reactor SBR.

**Figura 3.10.** Perfil de concentración de DQO soluble durante un ciclo de tratamiento en el reactor en el día de operación 45.

**Figura 3.11.** Comportamiento de la CO en un lapso con purgas periódicas de lodo.

## **Lista de tablas**

**Tabla 2.1.** Características del reactor batch.

**Tabla 2.2.** Duración de las etapas del ciclo de tratamiento.

**Tabla 2.3.** Equipo de proceso y control.

**Tabla 2.4.** Composición del concentrado de alimentación (agua residual sintética).

**Tabla 2.5.** Técnicas de análisis para aguas residuales.

**Tabla 2.6.** Parámetros de operación recomendados en sistemas de lodos activados con remoción de fósforo.

**Tabla 2.7.** Condiciones de operación calculadas para el reactor batch.

**Tabla 3.1.** Concentraciones de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  medidas en el primer mes de operaciones.

**Tabla 3.2.** Duración de las etapas de tratamiento tras la reducción del tiempo de mezclado anaerobio en el reactor batch.

## Resumen

Las investigaciones actuales sobre remoción biológica de nutrientes (C, N y P) buscan las condiciones de operación adecuadas en un reactor para facilitar el desarrollo de distintas especies de microorganismos que aprovechen la variedad de compuestos que causan contaminación en las aguas, al costo más bajo posible. Como una de las probables respuestas a los problemas técnicos del tratamiento de agua residual se ha estudiado la obtención de gránulos aerobios, que son agregados de microorganismos de forma esférica que desarrollan altas velocidades de sedimentación y permiten la retención de mayores concentraciones de biomasa que los lodos activados comunes. Hasta ahora, la remoción de nitrógeno y fósforo en el mismo reactor no ha sido caracterizada completamente en sistemas de operación por lotes (batch) con gránulos aerobios (Cassidy, 2004).

La presente investigación se centra en la remoción biológica de fósforo, uno de los nutrientes responsables del deterioro de los cuerpos acuáticos (por eutrofización) receptores de descargas de agua residual urbana e industrial. El objetivo consiste en cuantificar el efecto sobre las eficiencias de remoción de fosfatos en un ciclo de tratamiento en un reactor batch al variar la concentración de fósforo en el influente. Se busca encontrar las condiciones de operación (tiempo de proceso, tiempo de retención hidráulico y respuesta del sistema a cambios de concentración de fosfatos en la alimentación), el experimento se dividió en dos etapas, estabilización y fase de pruebas: en la etapa de estabilización se mantuvo una concentración de  $P-PO_4^{3-}$  de 4.5 mg/l hasta constatar que se removía fósforo en el reactor, es decir, cuando se han establecido las bacterias acumuladoras de fósforo (BAF) y posteriormente en la etapa de pruebas se incrementó la concentración a 8 y 11 mg  $P-PO_4^{3-}$  /l. De donde se determinó que los rendimientos en la remoción de fósforo se incrementan, adicionalmente se registró el consumo de materia orgánica, medida como DQO, y nitrógeno como amonio y nitratos para medir la cantidad de nutrientes removidos con el tratamiento, los rendimientos alcanzados en la remoción de fósforo fueron superiores al 90%, la eliminación de DQO 88%, 93% en la

remoción de  $\text{N-NH}_4^+$  y un rendimiento del 50% en la remoción de  $\text{N-NO}_3^-$ . El reactor se controló con los parámetros clásicos del proceso de lodos activados: la carga orgánica,  $\text{CO}$ , se mantuvo en un valor de  $0.14 \pm 0.024$  kg DQO/kg-SSV-d y el tiempo de retención celular osciló en valores de  $13 \pm 0.6$  días, donde 0.14 kg DQO/kg-SSV-d corresponde al valor de diseño. La granulación fue un objetivo secundario debido a que las condiciones de operación del reactor para favorecer el establecimiento de bacterias que acumulan fósforo (BAF), requiere largos periodos de mezclado anaerobio que no permitió la aglomeración de microorganismos, de manera que primero se operó el reactor para el establecimiento de BAF y posteriormente se modificaron las condiciones de operación para intentar la formación de gránulos, como se detalla en el capítulo 3.

El experimento se realizó en un reactor de operación por lotes de etapas secuenciadas (SBR, del inglés sequencing batch reactor) a escala de laboratorio inoculado con lodos activados de una planta de tratamiento de aguas residuales urbanas, el SBR es un diseño modificado en que el proceso de lodos activados se opera por etapas: llenado, mezclado, sedimentación y decantado, todo en el mismo tanque. El reactor se alimentó con agua residual sintética, es decir preparada en el laboratorio, que se asemeja en composición a un influente de agua residual doméstica.

## Introducción

La tecnología de los procesos biológicos en el tratamiento de aguas residuales está centrada en el diseño de reactores que proporcionen un entorno óptimo para el crecimiento bacteriano, induciendo una elevada actividad de la biomasa microbiana que propicie la remoción de compuestos contaminantes (Casey, 1997).

La remoción de nutrientes (compuestos ligados al nitrógeno y fósforo) de aguas residuales es una operación importante en la tarea de conservación de la calidad de las aguas receptoras, el interés se ha centrado en la eliminación del fósforo debido a que es el nutriente crítico o limitante de la eutrofización, además, los procesos existentes de eliminación de fósforo son menos eficaces y más costosos. Se dispone de diferentes operaciones para remover fósforo como son la precipitación química, ósmosis inversa, electrodiálisis y el proceso de lodos activados modificado (Ramalho, 1991). La desventaja de los procesos fisicoquímicos radica en su elevado costo y generación de residuos de manejo especial, de esto surge la importancia de investigar procesos económicos y ecológicos.

La mayoría de plantas de lodos activados convencionales para el tratamiento de aguas residuales que actualmente operan se han diseñado para la remoción de compuestos orgánicos carbonosos, aunque presentan remoción de fósforo y nitrógeno debido a que las células bacterianas poseen en su composición 2% de fósforo y 12% de nitrógeno, en masa seca, sin embargo, la remoción es deficiente y la calidad del efluente obtenido en estos tratamientos resulta insuficiente para cumplir con las normas de conservación establecidas (Hammer, 1996). Actualmente se logran eliminaciones de fósforo superiores a las requeridas para la síntesis de biomasa, mediante estrategias de operación adecuadas: la principal condición es proveer un ambiente anaerobio, temporal, seguido de una fase aerobia en el reactor (Villaseñor, 2001). El fósforo se remueve de la siguiente forma, cuando los niveles de oxígeno disuelto en el licor mezclado (mezcla de lodos activados y agua residual) son nulos o muy bajos, la biomasa libera fósforo en el licor en forma de orto-fosfatos solubles ( $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$ ,

$\text{H}_2\text{PO}_4^-$  y  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ), posteriormente bajo condiciones aerobias, logradas con altas tasas de aireación, los microorganismos consumen los ortofosfatos en cantidad superior al inicialmente liberado, causando una remoción de fósforo del influente de agua residual alimentada al reactor (WPCF, 1994). Es posible remover también una fracción del nitrógeno con la alternancia de ambientes anaerobios/aerobios por nitrificación-desnitrificación, la nitrificación es la reacción bioquímica de oxidación de amonio a nitritos y nitratos y la desnitrificación es la conversión bacteriana de nitritos y nitratos a nitrógeno molecular (Winkler, 1994 y Rittmann, 2001).

En años recientes las investigaciones en el área de tratamiento de aguas residuales han mostrado que el uso de sistemas con alta concentración de biomasa, como los procesos de biopelícula resultan altamente efectivos para la remoción de contaminantes, una de estas tecnologías es la granulación aerobia, un gránulo es un aglomerado de microorganismos de forma redondeada que presenta mayores velocidades de sedimentación que los flóculos de los lodos activados. La granulación se ha llevado a cabo satisfactoriamente en reactores batch de columna, tipo SBR, que son sistemas modificados del proceso original de lodos activados, cuya diferencia primordial es que este sistema consta de un solo tanque en donde se llevan a cabo las diferentes etapas del tratamiento: llenado, mezcla, sedimentado y decantado (Morgenroth, et al., 1997).

La presente investigación busca encontrar las condiciones y estrategias de operación adecuadas en un SBR para inducir el establecimiento de bacterias acumuladoras de fósforo, y determinar el efecto sobre los rendimientos para remoción, como ortofosfatos, del tratamiento cuando se incrementa la concentración de fósforo en el influente manteniendo la concentración de sólidos constante en el reactor mediante la purga de lodos.

## **Hipótesis, objetivos y alcances**

### **Hipótesis**

En un reactor de lodos activados de operación por lotes donde existen bacterias acumuladoras de fósforo es factible que se incremente la concentración de fosfatos en el influente sin alterar los rendimientos de remoción de fósforo.

### **Objetivos**

#### General

Evaluar la remoción de fósforo de un influente de agua residual sintética en un reactor batch al incrementar la concentración de dicho componente.

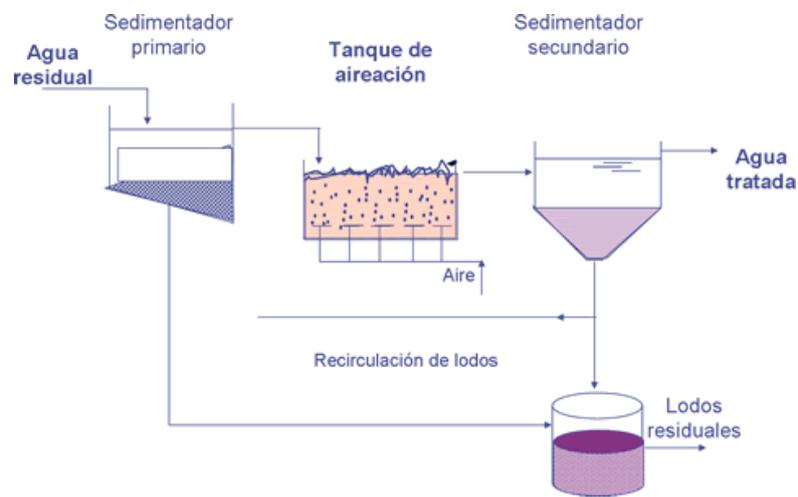
#### Particulares

- I. Determinar la concentración de biomasa en el reactor, las remociones de materia orgánica y nutrientes durante la ejecución de los ciclos de tratamiento mediante análisis de laboratorio de Sólidos Suspendidos Totales (SST), Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV), Demanda Química de Oxígeno (DQO), fósforo como orto-fosfatos y nitrógeno como  $\text{N-NH}_4^+$  y  $\text{N-NO}_3^-$ .
- II. Mantener constante la concentración de lodo en el reactor mediante la purga de licor mezclado al final de la aireación.
- III. Una vez establecidas las poblaciones de bacterias acumuladoras de fosfatos, BAF, inducir la granulación de biomasa.

### **Alcances**

- i. La experimentación se realiza en un reactor a nivel de laboratorio.
- ii. El reactor es alimentado con agua residual sintética.
- iii. El reactor no será inoculado, contiene biomasa aclimatada a condiciones específicas.

# Capítulo 1. Remoción de nutrientes y materia orgánica de aguas residuales vía biológica



## **1. Remoción de nutrientes y materia orgánica de aguas residuales vía biológica**

Uno de los objetivos centrales del tratamiento biológico de aguas residuales es la conversión de materia orgánica biodegradable en biomasa microbiana que pueda ser retirada adecuadamente por medio de una operación unitaria de separación de fases sólido-líquido como sedimentación o flotación (Casey, 1997). Adicionalmente, el retiro de nutrientes como el fósforo y el nitrógeno de las aguas residuales se ha vuelto obligatorio en el marco actual de conservación ambiental porque implica un daño severo sobre la calidad de las aguas receptoras, haciendo necesario controlar el vertido de tales compuestos (WPCF, 1994). Hay que considerar, sin embargo, que el tratamiento integral de aguas residuales para remoción de contaminantes en su conjunto, se compone de procesos físicos, químicos y biológicos (Hammer, 1996).

Las aguas residuales con una concentración relativamente baja de materia orgánica (menos de 500 mg DBO/l) pueden ser tratadas de forma eficiente y económica mediante procesos aerobios, donde una fracción de materia orgánica se convierte a dióxido de carbono a través de la respiración microbiana y la restante es transformada en biomasa microbiana. Las unidades de un proceso aerobio requieren una aportación continua de oxígeno para mantener la respiración microbiana, mientras que en el proceso anaerobio el oxígeno debe mantenerse excluido ó a muy baja concentración porque resulta tóxico para algunas bacterias, los procesos anaerobios son usados para tratar residuos con cargas orgánicas elevadas, como los lodos de desecho de una planta de tratamiento (Casey, 1997). Los microorganismos que participan en los procesos de depuración de efluentes acuosos también pueden ser clasificados como aerobios o anaerobios y existen algunas especies capaces de realizar sus funciones en ambos medios, se denominan organismos facultativos, que sin embargo tienen la capacidad de metabolizar la materia orgánica de mejor forma en presencia de oxígeno disuelto (Wun-Jern, 1989)

## **1.1 Sistemas de tratamiento de agua residual con granulación de biomasa**

El método de granulación aerobia está considerado dentro de los procesos biológicos de tratamiento avanzado o terciario de aguas residuales, que a diferencia de los métodos normales, es útil, de acuerdo a la configuración del sistema, para remover una mayor variedad de compuestos contaminantes, como materia orgánica, amonio, nitratos y nitritos, fósforo como orto-fosfatos y algunas bacterias y virus (Hammer, 1996). Los gránulos aerobios han sido descritos como aglomerados de diferentes especies bacterianas y otros organismos unicelulares, materiales inertes, orgánicos e inorgánicos que conforman un ecosistema donde cada tipo de organismo desempeña diferentes funciones en la remoción de residuos. En comparación con el proceso de lodos activados convencional, donde solamente se desarrollan flóculos, los biogránulos tienen una estructura densa y fuerte, presentan una forma redondeada u oval que permite un sedimentado más eficiente y debido a que se desarrolla una mayor cantidad de microorganismos por unidad de volumen se posibilita el tratamiento de aguas residuales con altas concentraciones de contaminantes orgánicos en un espacio reducido (Alves, 2000).

La aglomeración de microorganismos no es un proceso espontáneo, puesto que las bacterias no se pueden agregar naturalmente a causa de las fuerzas de repulsión electrostática de hidratación y de las interacciones entre ellas. Sin embargo, cuando en un sistema de tratamiento se dispone de un afluente de agua residual con un balance adecuado de nutrientes y se asignan condiciones de operación específicas, como las que se describen a continuación, es posible propiciar tal aglomeración. La biogranulación, por lo tanto, implica un equilibrio entre las interacciones celulares y las condiciones de operación del reactor que incluyen fenómenos fisicoquímicos y biológicos simultáneos que no han quedado completamente entendidos (Tay et al., 2002). Algunos autores consideran que es un caso especial del crecimiento de biopelícula (Beun et al., 2002).

Los gránulos se caracterizan por las siguientes propiedades, de acuerdo con Bishop (2003):

- Poseen diámetros de 0.5 mm a 4.5 mm.
- Desarrollan velocidades de sedimentación de 0.2 a 1.3 cm/s.
- Presentan forma regular esférica u oval.
- La superficie de los agregados microbianos puede ser lisa o áspera de acuerdo a las condiciones de operación.

Se han logrado obtener gránulos bajo condiciones anaerobias y aerobias, la granulación anaerobia es un método bien estudiado pero presenta deficiencias, por ejemplo que el tiempo de granulación es largo y la estabilización del sustrato también es lenta, ocasionando que el proceso sea poco eficiente, para superar tales deficiencias, en años recientes se ha estudiado la tecnología de granulación aerobia como método alternativo teniendo éxito en reactores batch tipo columna (Morgenroth et al., 1997)

### **1.1.1 Factores que afectan la granulación de la biomasa**

#### **Carga orgánica y composición del sustrato**

El investigador Moy (2002) reportó que es factible desarrollar gránulos aerobios de tamaño promedio, alrededor de 1.6 a 2 mm en un rango de carga orgánica de 2.5 a 15 (kg DQO/m<sup>3</sup>-día) ó 0.2 a 0.25 kg DQO/kg SST-d. En trabajos experimentales recientes se han cultivado gránulos aerobios con una gran variedad de sustratos como la glucosa, acetato, etanol, fenol y mezclas de tales compuestos (Beun et al., 2002; Peng et al., 1999), no obstante la estructura interna del gránulo puede verse afectada por la fuente de carbono ya que la diversidad de especies bacterianas aprovechan de distinto modo cada sustrato (Tsuneda et al., 2003).

#### **Tiempo de retención hidráulico (TRH)**

Se define como la relación entre el volumen de trabajo del reactor sobre el gasto del influente. Es un parámetro importante de diseño ya que si el tiempo suministrado es corto, se produce una pérdida considerable de

lodos (biomasa) porque no se dispone del tiempo necesario para el crecimiento y aglomeración de las bacterias y en caso contrario, cuando el TRH es alto se favorece la aparición de biomasa en suspensión, por esto, el TRH es un factor de selección de la comunidad microbiana que se desee en el sistema (Tay et al., 2002).

### **Tiempo de retención celular (TRC)**

El TRC o edad de lodos es un parámetro de diseño y control que mide la masa de microorganismos en el sistema sobre la fracción de microorganismos que salen del reactor por unidad de tiempo, es una variable de gran utilidad en un sistema biológico ya que modificando su valor se pueden manipular indirectamente las poblaciones bacterianas que habitan el sistema, por esto, los gránulos aerobios se ven influidos por esta variable, en general, un TRC menor de 20 días es suficiente para obtener gránulos aerobios (Wang, 2009).

### **Tiempo de sedimentación**

Este parámetro es de utilidad en la selección de las comunidades microbianas que puedan establecerse en el reactor y como regla general no debe exceder los 10 minutos. Una vez conformados los gránulos, el tiempo de sedimentación se reduce considerablemente, al respecto Qin (2004) informó que el cultivo de gránulos aerobios se consiguió efectivamente en un sistema SBR con un tiempo de sedimentación de 5 minutos.

### **Fuerzas cortantes**

Una fuerza de cizallamiento o corte alta causada por el flujo de aire ascendente en el licor mezclado favorece la formación de gránulos y una vez conformados les otorga estabilidad al incrementar o mantener su densidad y dureza (Shin et al., 1992), la velocidad superficial del gas debe ser mayor de 0.7 cm/s y para fines de diseño se suele emplear un valor de 1.2 cm/s en reactores batch de columna.

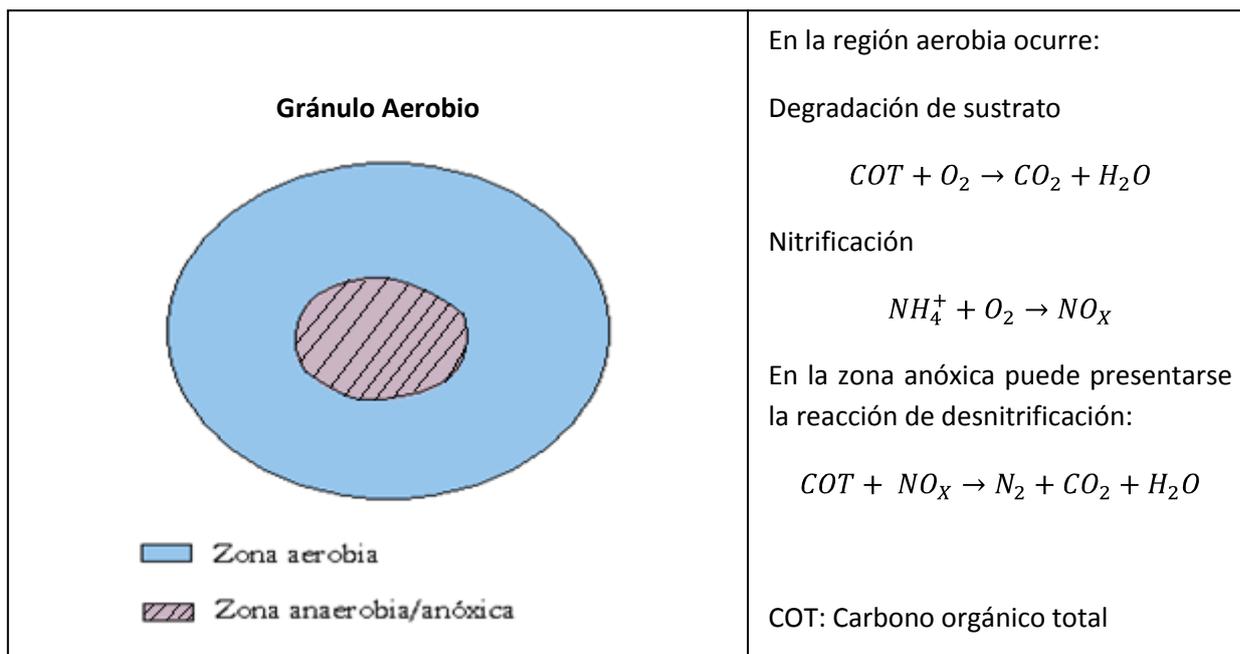
## **Oxígeno disuelto, pH y temperatura**

El oxígeno disuelto OD es una variable importante en el funcionamiento de sistemas de tratamiento aerobio de influentes acuosos. En este sentido, Peng (1999) comenta que en reactores biológicos donde la concentración de OD está por debajo de 1 mg/l no es posible obtener gránulos aerobios satisfactoriamente. Por otro lado, la influencia del pH en el desarrollo de comunidades microbianas granulares no ha sido detallada pero se ha comprobado que prefieren condiciones ligeramente básicas (Yang et al., 2003).

En cuanto a la temperatura, la granulación aerobia se ha realizado a condiciones ambiente, temperaturas entre 15 y 30°C, pero se han reportado estudios donde se obtuvieron gránulos con buenas propiedades en biorreactores que operaron a temperaturas por debajo de los 10°C (Tay et al., 2002).

### **1.1.2 Estructura interna del gránulo**

El gránulo está conformado por una gran variedad de especies bacterianas cuya distribución depende de la composición del sustrato, las condiciones ambientales y de operación. Aunque la granulación se lleve a cabo en condiciones aerobias es posible que se desarrolle una zona anaerobia en el interior del gránulo a causa de las limitaciones de difusión del oxígeno, de tal forma que la estructura del gránulo tiene dos fases, la externa que es aerobia (hasta una profundidad de 500  $\mu\text{m}$ ) y la interna anaerobia (figura 1a), así, en la región superficial se presentan reacciones de oxidación como degradación de material carbonoso y nitrificación (véase sección 1.3.1), mientras que en el interior ocurre desnitrificación (Beun et al, 2002), proceso analizado en la sección 1.3.2.



**Figura 1.1.** Estructura del gránulo y reacciones básicas.

En la interfase líquido-gránulo la transferencia de masa es dominada por la convección, sin embargo si el flujo es laminar la velocidad del fluido tiende a cero y el transporte masivo se rige por la ecuación de Fick, de esta manera, solo en la superficie granular y en el interior del gránulo es la difusión el principal mecanismo de transporte (Horn y Hempel, 1998). Puede pensarse entonces que la difusión resultante dentro del gránulo es análoga a la que se presenta en una reacción dentro de un catalizador poroso esférico.

El sustrato orgánico se transporta por difusión al interior del gránulo donde es utilizado por las reacciones microbianas. Otros investigadores, como Müller et al. (1995) han concluido que la resistencia al transporte de materia en el gránulo es mayor que en la interfase líquido-sólido lo que limita el coeficiente global de transferencia de masa, así, es posible describir la difusión de sustrato en el gránulo por considerar únicamente la resistencia debida a la estructura misma del gránulo. Evaluando la limitación de oxígeno y  $NH_4^+$  mediante un balance de masa pueden obtenerse los perfiles de concentración dentro del gránulo por integración de la ecuación diferencial de segundo orden referida a una

capa de espesor infinitesimal,  $r$ , el flux del compuesto  $A$ ,  $J_A$ , y la superficie granular,  $4\pi r^2$ . Para un gránulo completamente esférico, la ecuación es:

$$J_{A,r} * 4\pi r^2 - J_{A,r+\Delta r} * 4\pi(r + \Delta r)^2 + R_A * 4\pi r^2 \Delta r = 0$$

Una expresión tipo Monod y la ecuación de Fick son útiles para describir el consumo de sustrato y la resistencia a la difusión en un gránulo:

$$D_A \frac{1}{r^2} \frac{d}{dr} \left( r^2 \frac{dS}{dr} \right) = R_{A,i}; \quad i = 1, 2, \dots, n$$

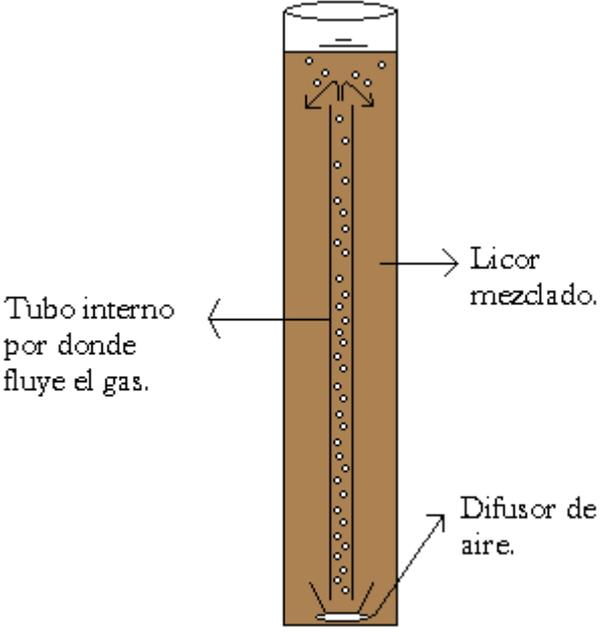
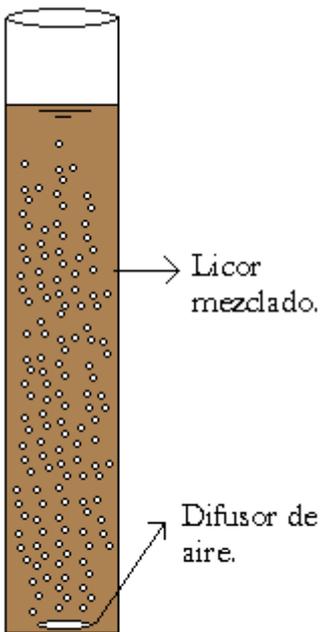
$D_A$  es el coeficiente de difusión molecular del compuesto  $A$  en la fase líquida,  $S$  es la concentración del sustrato y  $R_{A,i}$  es la velocidad de reacción de  $A$ .

### 1.1.3 Configuración de un sistema para inducir la biogranulación

Investigaciones previas reportan que la obtención de gránulos aerobios se llevó a cabo satisfactoriamente en reactores batch de columna con flujo ascendente de aire, tipo air-lift (figura 1.2) o convencional (figura 1.3). Los investigadores Beun (2002) y Tay et al. (2002) han establecido que en función de la configuración del reactor se desarrolla un patrón de flujo específico que influye considerablemente en las características de los agregados microbianos. Para aplicaciones prácticas el reactor debe tener una relación  $L/D \geq 6$ , ya que esto asegura una trayectoria más larga del fluido que proporciona un desgaste hidráulico más eficaz y fricción sobre las comunidades microbianas, factores que son necesarios para dar redondez y mayor densidad al gránulo.

Los reactores se han configurado de diversas formas con la finalidad de obtener gránulos más densos y fuertes, aunque en los experimentos precedentes los sistemas comparten características esenciales, como el flujo continuo de gas a través del licor mezclado y el aporte paulatino de nutrientes. En la figura siguiente se muestran las configuraciones de un reactor en donde se han cultivado con éxito agregados granulares.

**Configuraciones apropiadas para inducir la granulación de biomasa.**

Diagrama esquemático.	Características.
 <p>Tubo interno por donde fluye el gas.</p> <p>Licor mezclado.</p> <p>Difusor de aire.</p> <p>Figura 1.2. Reactor tipo air-lift</p>	<p>En este sistema se induce un flujo continuo de aire (u otro gas si el mezclado es anaerobio), a través de un tubo interno, el patrón de flujo desarrollado provee mezcla completa al licor y los esfuerzos de corte a lo largo de la trayectoria del fluido asignan fricción a los agregados microbianos otorgándoles redondez.</p>
 <p>Licor mezclado.</p> <p>Difusor de aire.</p> <p>Figura 1.3. Reactor tipo columna</p>	<p>Se suministra aire para proveer oxígeno como reactivo del sistema y para favorecer condiciones de mezcla uniforme entre los microorganismos y el sustrato alimentado. Con esta configuración se generan esfuerzos de corte a través de la trayectoria que sigue el gas induciendo la aglomeración de la biomasa.</p>

## **1.2 Remoción biológica de fósforo de aguas residuales**

El fósforo es uno de los nutrientes de importancia en el vertido de aguas residuales tratadas, su presencia es común en las corrientes de agua residual doméstica e industrial, en especial de aguas provenientes de las industrias de detergentes, alimenticia y ganadera, el vertido de corrientes acuosas con alto contenido de fósforo en sus formas orgánica y oxidada promueve la eutrofización (enriquecimiento de nutrientes en un ecosistema acuoso que favorece el desarrollo de flora acuática indeseable capaz de deteriorar irreversiblemente el medio), por tal motivo la regulación en muchas jurisdicciones exige una reducción de la concentración de este compuesto a niveles de 0.5 a 2 mg/l de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  antes de la descarga (Rittmann, 2001).

### **1.2.1 Descripción del mecanismo de remoción biológica de fósforo**

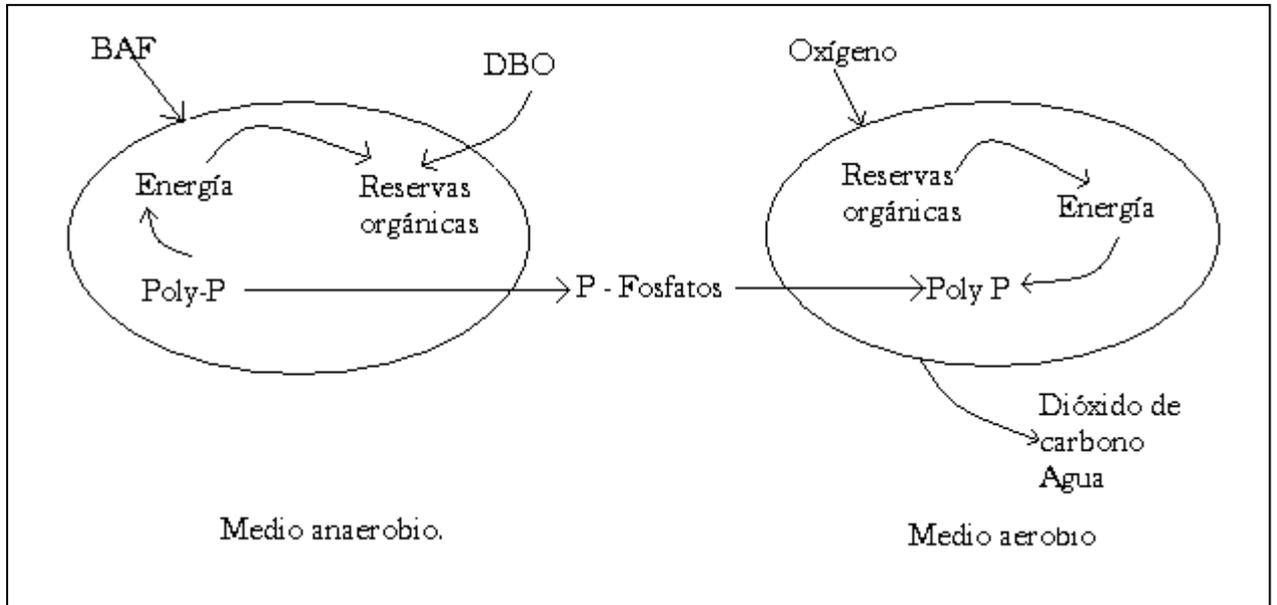
Los compuestos ligados al fósforo encontrados en aguas residuales incluyen ortofosfatos, fosfatos condensados y fósforo de compuestos orgánicos. Los ortofosfatos son:  $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$  y  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , en aguas residuales ácidas predominan los  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$  y  $\text{H}_3\text{PO}_4$  y en condiciones alcalinas los  $\text{PO}_4^{3-}$ . Los fosfatos condensados son compuestos formados por la unión de dos o más fosfatos, el enlace característico es P-O-P, de estos se consideran dos tipos, los polifosfatos (polímeros de ácido fosfórico, como el hexametofosfato que tienen una cadena lineal) y los metafosfatos que presentan cadenas cíclicas, estos compuestos se hidrolizan en las aguas residuales dando como producto ortofosfatos, aunque el proceso de hidrólisis es lento. Los compuestos orgánicos también son transformados a ortofosfatos por hidrólisis y algunas veces por oxidación e isomerización (Snoeyink & Jenkins, 1980). Las principales bacterias capaces de aprovechar esos compuestos en un tratamiento biológico de aguas residuales son del tipo heterótrofas (su fuente de carbono es la materia orgánica biodegradable) y estrictamente aerobias, estos organismos son capaces de captar elevados niveles de fósforo como poli-fosfato empleando una baja cantidad de energía. Si los microorganismos se adecúan, se induce el

almacenamiento del fósforo, provocando que la remoción neta de fósforo a través de la captación en la biomasa se incremente significativamente (Rittmann, 2001).

Las principales bacterias acumuladoras de fósforo (BAF) son las especies *Acinetobacter*, *Pseudomonas* y *Moraxella* (Toerien et al., 1990), estos microorganismos son capaces de almacenar fósforo bajo condiciones específicas. Cuando la biomasa microbiana es sometida a un ambiente anaerobio, la materia orgánica biodegradable en el agua residual es convertida en ácidos grasos volátiles (AGV) por bacterias acidogénicas a través de fermentación y oxidación y posteriormente los ácidos grasos son tomados por las bacterias acumuladoras de fósforo y almacenados como PHB (polihidroxibutirato) o PHA (polihidroxialcanoato), la energía requerida para esta captación y almacenamiento es provista por la hidrólisis intracelular de poli-fosfatos y la glicólisis de glucógeno de las reservas de las bacterias *poli P* con la liberación simultánea de orto-fosfatos al líquido. En una etapa aerobia posterior, el PHB almacenado se libera y es usado como fuente de energía para el crecimiento, la síntesis de glucógeno y la absorción de fosfato, esta energía producida es usada entonces para reponer las reservas de las BAF (WPCF, 1994), de tal forma que el fósforo es captado por los microorganismos en cantidad superior al que inicialmente se liberó causando una remoción neta de fósforo (véase figura 1.4).

Cuando se dispone de un sistema de lodos activados o gránulos aerobios en el que se produce una alternancia de ambientes anaerobios y aerobios y se cuenta también con alguna cantidad de materia orgánica fácilmente biodegradable en el agua residual se puede desarrollar una población de este tipo de bacterias que remueven fósforo (Villaseñor, 2001). Investigaciones precedentes muestran que el tratamiento tradicional remueve solo cerca del 20 al 40% del fósforo del influente bajo condiciones normales, es decir, cuando no se alternan condiciones anaerobias-aerobias en el sistema (Hammer, 1996).

La eliminación de fósforo del agua residual se da mediante la purga de biomasa del sistema que contiene una alta concentración de este compuesto (Villaseñor, 2001).



**Figura 1.4.** Mecanismo de remoción de fósforo en un sistema de tratamiento de agua residual donde existen bacterias acumuladoras de fósforo, BAF.

El esquema siguiente muestra el cambio de concentración del  $P-PO_4^{3-}$  y  $DQO_s$  en un reactor con fases anaerobia/aerobia en un cultivo donde existen bacterias acumuladoras de fósforo.

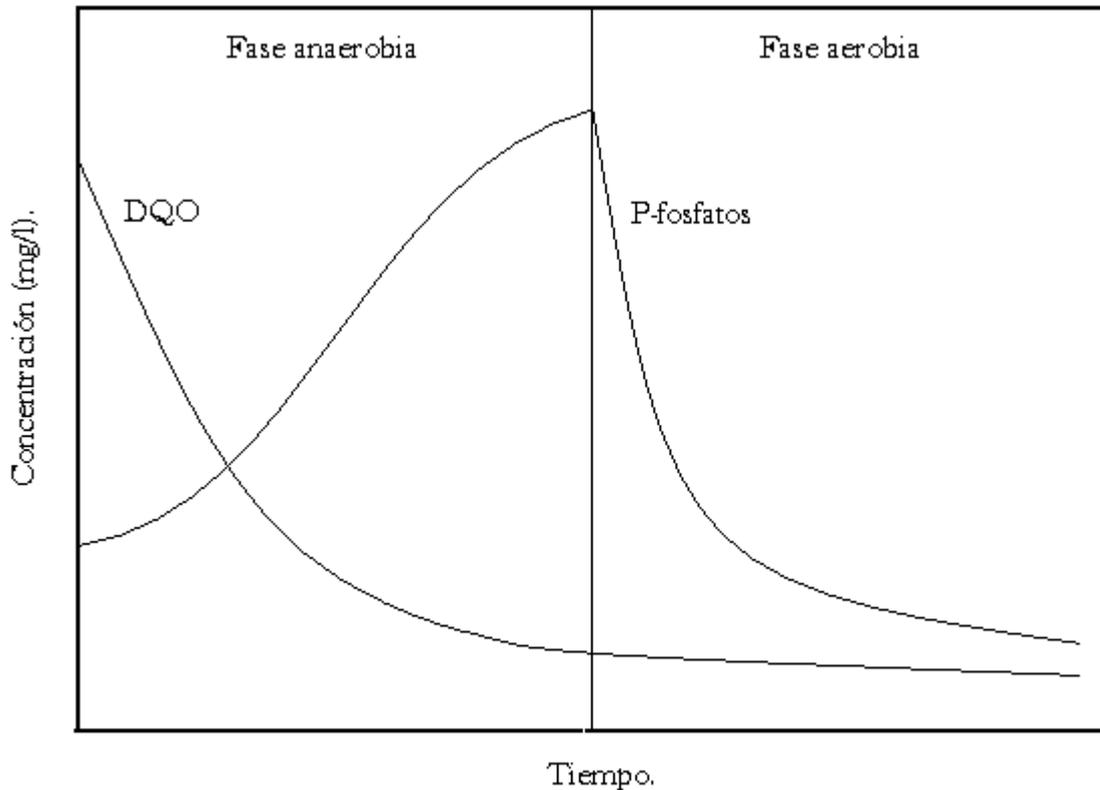


Figura 1.5. Perfil de concentración de fosfatos y DQO en un reactor donde se alternan condiciones anaerobias/aerobias

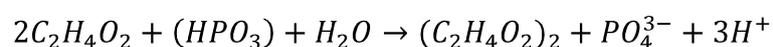
### 1.2.2 Variables que influyen en el proceso de remoción biológica de fósforo

- Temperatura. Afecta la velocidad de crecimiento de poblaciones de bacterias acumuladoras de fósforo. Se ha demostrado que a temperaturas moderadas, entre 5 y 15°C es posible tener remoción biológica de fósforo sin nitrificación (véase sección 1.5.1) y por encima de 20°C se tiene nitrificación. En la práctica las temperaturas bajas no afectan el mecanismo de remoción de fósforo pero si el de otros procesos biológicos acoplados por lo que no son recomendables (Marais y Jenkins, 1992).

- Oxígeno disuelto. En la fase aerobia un nivel de 2 mg/l es suficiente aunque puede resultar escaso para la nitrificación si esta se desarrolla simultáneamente, aún así la incorporación de remoción biológica de fósforo en un proceso biológico no supone un alto consumo de oxígeno (Villaseñor, 2001).
- Carga orgánica. El influente debe poseer materia orgánica biodegradable en cantidad suficiente para no limitar el funcionamiento del proceso, la relación de carga orgánica debe encontrarse en un rango de 0.2 a 0.4 kg DQO/kg SSV·d, en sistemas continuos (Villaseñor, 2001) y  $CO \geq 0.13$  en sistemas batch (Cuevas, 2001). En general se ha comprobado que un aumento de materia orgánica fácilmente biodegradable favorece la formación de PHB originando una mayor cantidad de fósforo liberado en la fase anaerobia y consecuentemente en la fase aerobia se produce una mayor captación de fosfatos (Villaseñor, 2001).
- Tipo de sustrato. Si al inicio de la fase anaerobia se dispone de una buena cantidad de materia orgánica como AGV, ácido acético preferentemente, las bacterias tendrán la capacidad de almacenar más PHB, afectando positivamente el rendimiento global del proceso, porque provoca una mayor liberación de fosfatos a la fase líquida. Otros compuestos también modificarán la eficiencia del proceso, los nitratos por ejemplo, pueden actuar como aceptores de electrones en la etapa anaerobia y alterar el metabolismo de las bacterias que remueven fósforo (Villaseñor, 2001).

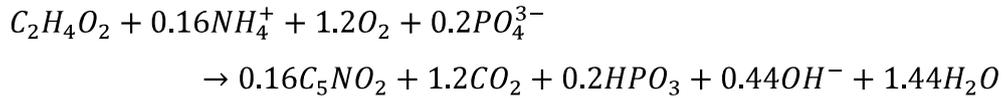
### 1.2.3 Reacciones del fósforo

La degradación de poli-fosfatos bajo condiciones anaerobias puede expresarse según la siguiente reacción:



Donde se muestra la fracción de materia orgánica como ácido acético, la fracción de materia orgánica almacenada (PHB) se expresa también tomando la molécula de ácido como unidad.

Por otro lado, bajo condiciones aerobias la ecuación correspondiente de acuerdo con Villaseñor (2001):



La cinética en la fase anaerobia se puede expresar mediante ecuaciones tipo Monod para describir el consumo del ácido acético y la producción de fosfatos en el medio:

$$r_{ac} = \frac{dS_{ac}}{dt} = k_{ac} \frac{S_{ac}}{S_{ac} + K_{S_{ac}}} X_{BP}$$

$$r_{PO_4} = \frac{dS_{PO_4}}{dt} = V_{AN} \cdot r_{ac}$$

$S_{ac}$  denota la concentración del ácido acético en g DQO/l,  $k_{ac}$  es la constante de velocidad máxima de reacción y  $K_{S_{ac}}$  es la constante de saturación propia del sustrato y  $X_{BP}$  es la concentración de bacterias "poli P" expresada en kg de biomasa/l, el término  $V_{an}$  es el volumen ocupado en la reacción anaerobia.

En la fase aerobia, considerando al fósforo como nutriente limitante, su remoción puede expresarse según la igualdad:

$$r_{PO_4} = \frac{-dS_{PO_4}}{dt} = \frac{\mu_{max,PO_4}}{Y_P} \frac{S_{PO_4}}{S_{PO_4} + K_{S,PO_4}} X_{BP}$$

Donde el coeficiente  $\mu_{max,P}$  indica la velocidad específica máxima de crecimiento de las bacterias "poli-P" o BAF,  $K_{S,PO_4}$  es la constante de saturación para el sustrato en cuestión y  $Y_P$  es el coeficiente de producción de biomasa expresado como g de biomasa formada/g de sustrato consumido. Estos modelos cinéticos pueden integrarse y producir una expresión que describa el cambio de concentración de la especie química a lo largo de la reacción pero el valor de los coeficientes cinéticos es difícil de obtener, los valores que se disponen en la literatura

corresponden solamente a cultivos puros, es decir, de una sola especie bacteriana.

### **1.3 Eliminación biológica de Nitrógeno**

El nitrógeno que contienen las aguas residuales comúnmente se encuentra como nitratos, nitritos, amoníaco, compuestos orgánicos solubles y materia orgánica en suspensión o en forma de partículas y nitrógeno gaseoso disuelto (Winkler, 1994). Este compuesto llega a las aguas residuales por medio de excretas humanas, escurrimientos de terrenos donde se capta basura y por el vertido de residuos industriales, particularmente del procesamiento de alimentos para consumo humano y animal y residuos de la industria de los fertilizantes. Una composición típica de nitrógeno en aguas residuales es 40% de  $N-NH_4^+$  y un 60 % es materia orgánica ligada a nitrógeno (Hammer, 1996). Los procesos de biopelícula útiles para la oxidación aerobia de la DBO (como granulación aerobia) también pueden ser empleados para llevar a cabo la nitrificación, siempre y cuando se consideren criterios de diseño importantes, como que la tasa de crecimiento de bacterias nitrificantes es lenta y que en el sistema existe una competencia entre organismos nitrificantes y heterótrofos por oxígeno y espacio (Rittmann, 2001).

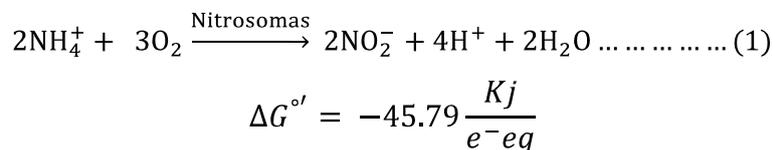
#### **1.3.1 Reacción de nitrificación**

Se denomina nitrificación a la oxidación microbiológica del  $N - NH_4^+$  a  $N - NO_2^-$  y  $N - NO_3^-$ . La remoción de  $N-NH_4^+$  es imperativa para algunos tipos de aguas residuales debido a que propicia una elevada demanda de oxígeno (mayor a  $4.57 \text{ g O}_2 / \text{g N-NH}_4^+$ ) y es tóxico para microorganismos y especies acuáticas (Reynolds, 1996). La nitrificación para remover  $N-NH_4^+$  de aguas residuales también se realiza con el fin de otorgar estabilidad biológica al efluente tratado y eliminar la demanda de cloro residual libre, responsable de la producción de cloraminas, que es un compuesto orgánico que posee al menos un átomo de cloro en su estructura y que en elevadas concentraciones resulta perjudicial para la salud humana y animal (Rittmann, 2001). Por lo tanto, la nitrificación no

remueve nitrógeno solamente transforma el amoniaco a una forma oxidada (Winkler, 1994). El tratamiento biológico tradicional de lodos activados remueve DQO, pero difícilmente oxida el nitrógeno amoniacal (Hammer, 1996).

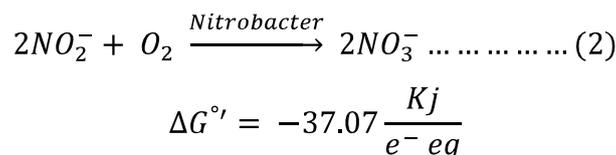
Las bacterias nitrificantes son autótrofas (su fuente de carbono es el CO<sub>2</sub>), y estrictamente aerobias, ya que usan el O<sub>2</sub> para su respiración y como un reactante directo para la mono oxigenación inicial del N – NH<sub>4</sub><sup>+</sup> a NH<sub>2</sub>OH (hidroxilamina). La nitrificación suministra la fuente de energía necesaria para las bacterias nitrificantes (Winkler, 1994).

El proceso de nitrificación consta de dos etapas, la primera consiste en la oxidación del N – NH<sub>4</sub><sup>+</sup> a N – NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, de acuerdo a la siguiente ecuación.



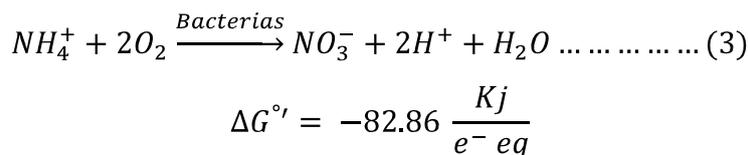
El género de bacteria más importante durante ésta primera etapa son las *Nitrosomas*; sin embargo también se han detectado géneros como *Nitrosococcus*, *Nitrosovibrio*, y *Nitrosolobus* responsables igualmente de la oxidación de N – NH<sub>4</sub><sup>+</sup> a N – NO<sub>2</sub><sup>-</sup>.

La segunda etapa de la reacción de nitrificación es la oxidación de NO<sub>2</sub><sup>-</sup> a NO<sub>3</sub><sup>-</sup> :



Se sabe que aunque la *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* y *Nitrocystis* actúan en ésta segunda etapa de reacción, la *Nitrobacter* es el género más común durante la oxidación del NO<sub>2</sub><sup>-</sup> (Rittmann, 2001).

La reacción total de Nitrificación puede escribirse como:



En sus investigaciones, Reynolds (1996) halló que la concentración de oxígeno disuelto mínima para que la nitrificación no se vea inhibida debe ser de 2 mg/l.

## **Factores que influyen sobre la nitrificación**

Si un sistema no dispone de condiciones adecuadas la nitrificación llega a inhibirse ya que las bacterias nitrificantes son susceptibles a un variado número de factores ambientales, los más representativos son, según Winkler (1994) y Reynolds (1996):

- Los organismos nitrificantes no toleran condiciones ácidas, se sabe que la nitrificación se detiene completamente a niveles de pH por debajo de 5, esto indica que la nitrificación se favorece en ambientes alcalinos y se ha reportado un valor óptimo cercano a 8.5
- La nitrificación no se presenta a temperaturas menores de 8°C.
- Llega a inhibirse a bajas concentraciones de oxígeno disuelto, menor a 2 mg/l.
- También se ve afectada por deficiencias de nutrientes clave, iones de calcio y sodio.
- El tiempo medio de retención celular, debe ser suficiente para alcanzar la nitrificación. Hay casos donde el valor del tiempo de retención celular de diseño es muy grande comparado con el tiempo requerido para remover sustrato como DBO<sub>5</sub> ocasionando deficiencia en el proceso.

## **Cinética de la nitrificación**

La cinética de la nitrificación se ve afectada por varios factores ambientales como la temperatura, el pH y la concentración de oxígeno disuelto, por esa razón los valores reportados de parámetros cinéticos en investigaciones anteriores difieren ampliamente y por lo tanto deben determinarse experimentalmente para cada sistema. El modelo cinético de crecimiento de los microorganismos que sigue el proceso de nitrificación se supone que es del tipo Monod, que relaciona la tasa específica de crecimiento,  $\mu$ , con la concentración,  $S$  de los sustratos nitrogenados:

$$\mu = \frac{\mu_m \cdot S}{(K_s + S)}$$

Donde  $\mu_m$  es la tasa de crecimiento en condiciones de abundancia de nutrientes y en un cultivo puro de *Nitrosomas* y se determina mediante la relación siguiente, citada por Winkler (1994):

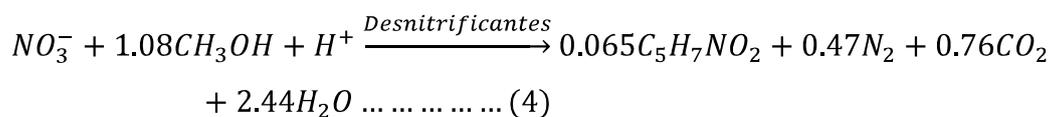
$$\mu_m(T^\circ C) = 0.47 \exp(0.098(T - 15)); \text{ día}^{-1}$$

$K_s$  es el coeficiente de saturación, característico del organismo y nutriente e indica el nivel de concentración de sustratos en el que la tasa de crecimiento se ve reducida por baja disponibilidad de sustratos. Los valores reportados por Beccari (et al., 1979) oscilan entre 0.063 y 4.59 g nitrógeno/m<sup>3</sup> y para fines de modelado se toma un valor de 1 g N/m<sup>3</sup>.

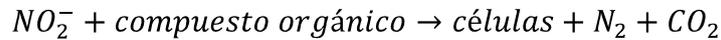
### 1.3.2 Reacción de desnitrificación

Desnitrificación se define como la conversión bioquímica de  $NO_2^-$  y  $NO_3^-$  a  $N_2$  (gas), es un proceso complementario de la nitrificación, ya que es necesaria la presencia de nitrógeno oxidado (Rittmann, 2001). Inicialmente ocurre un proceso conocido como asimilación, en que el nitrato reduce su valencia y es incorporado a moléculas orgánicas (Schroeder, 1977), este proceso es llevado a cabo por distintas especies de bacterias facultativas heterótrofas, como son *Pseudomonas*, *Micrococcus*, *Archromobacter* y *Bacillus*, en ausencia de oxígeno y presencia de nitratos (fase anóxica), utilizan el nitrógeno ya sea nitrito o nitrato como el aceptor final de electrones, en un proceso denominado disimilación de nitratos en el que el producto final es nitrógeno gaseoso. (Reynolds, 1996). Algunos organismos solo pueden reducir nitratos a nitritos y otros pueden reducir tanto nitratos como nitritos a nitrógeno, así, una población de organismos desnitrificantes contiene muchas especies diferentes que complican la cinética del proceso (Christensen y Harremöes, 1977).

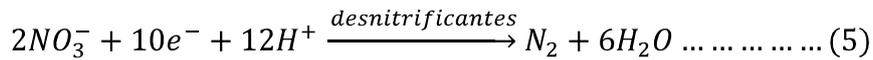
Para la conversión de nitrógeno y su eliminación en última instancia, se requiere por lo general una fuente de carbono adicional, metanol por ejemplo, que se agrega para promover la reacción de desnitrificación. La ecuación bioquímica propuesta por McCarty (1971) para la desnitrificación es:



Aunque Schroeder (1977), muestra los procesos de asimilación y disimilación por separado, debido a que no todas las poblaciones de bacterias nitrificantes llevan a cabo la reducción de nitratos y nitritos:



Que suele expresarse también según la igualdad:



Dicha consideración es solo conceptual ya que no hay ninguna omisión si se considera una reacción global para todo el proceso de desnitrificación (Schroeder, 1977).

En biotecnología medioambiental, la desnitrificación se emplea cuando se requiere una remoción alta de nitrógeno. Algunos ejemplos son los tratamientos avanzados de influentes de aguas residuales a descargarse en cuencas hidrológicas que requieren protegerse contra la eutrofización; tratamiento de corrientes procedentes de complejos agroindustriales, tratamiento de agua potable que presenta elevados niveles de  $NO_3^-$  o  $NO_2^-$ . En cada una de estas aplicaciones, el nitrógeno oxidado soluble es convertido a  $N_2$  (*gas*) que se libera a la atmósfera al final del proceso (Rittmann, 2001).

### **Factores que influyen en el proceso de desnitrificación**

- Temperatura. Los organismos desnitrificantes presentan una elevada sensibilidad a los cambios de temperatura, se presenta desnitrificación en un rango de temperatura que va de los 0 hasta los 50°C con un valor óptimo cercano a 40°C, aunque por simplicidad de operación y costos generalmente se realiza a condiciones ambiente (Christensen y Harremöes, 1997).
- pH. El valor óptimo de pH varía según el tipo de población bacteriana en el sistema, pero en general se ha determinado que un valor neutro o poco alcalino es adecuado. Aunque investigaciones reportan desnitrificación en rangos de pH de 4.5 a 9.
- Oxígeno disuelto OD. Es indispensable que existan condiciones anóxicas en un sistema para que ocurra desnitrificación, sin embargo en

este rubro los reportes de trabajos precedentes muestran variaciones amplias, muchos autores han observado nitrificación y desnitrificación simultánea en sistemas bien agitados a bajas concentraciones de oxígeno (1 mg/l).

- Concentración de sustrato orgánico. Algunas corrientes de agua residual poseen una relación C/N muy baja (menor a 20:1) como las procedentes de la industria de fertilizantes y explosivos, esto provoca que la cantidad de sustrato oxidable sea insuficiente para mantener altas tasas de desnitrificación, en tal caso deberá suministrarse sustrato orgánico adicional.
- Inhibición de la desnitrificación. Además del oxígeno y los extremos de pH y temperatura, no hay mucha información acerca de las sustancias inhibitoras de la nitrificación, Francis y Hencher (1981) encontraron que concentraciones de níquel de alrededor de 0.5 mg/l y altas concentraciones de calcio son inhibitoras, también se descubrió que el metanol resulta inhibitor a concentraciones de 1500 mg/l.

### **Cinética de la desnitrificación**

Puede representarse por un modelo del tipo Monod que toma en cuenta ambos sustratos:

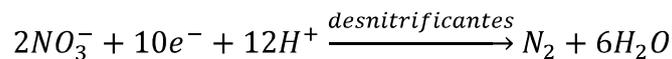
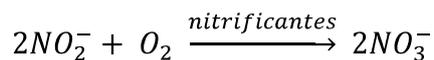
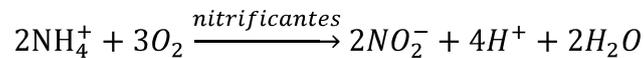
$$\mu = \mu_m \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot \frac{N_t}{K_n + N_t}$$

$\mu$  es la tasa de crecimiento de microorganismos desnitrificantes,  $\mu_m$  es la tasa específica máxima de crecimiento,  $S$  y  $N_t$  son las concentraciones de los sustratos orgánico y nitrogenado, respectivamente, y  $K_s$  y  $K_n$  sus correspondientes coeficientes de saturación, cuyo valor de saturación para los nitratos es aproximadamente 0.1 g de  $\text{N-NO}_3^-$ , según Christensen y Harremões (1977).

### 1.3.3 Perfil de concentración de nitrógeno en el reactor según el modelo cinético

Los procesos donde ocurren nitrificación-denitrificación son de considerable interés en el tratamiento de aguas residuales y suelen considerarse como un conjunto simple de reacciones secuenciadas para describir el cambio de concentración del nitrógeno y los microorganismos en el tiempo.

Retomando las reacciones (1, 2 y 5) citadas en las secciones precedentes se tienen las siguientes transformaciones para el nitrógeno:



Las reacciones pueden reordenarse de tal manera que puede escribirse una reacción secuenciada para la nitrificación-desnitrificación:



Reacciones que se representan como  $A \xrightarrow{1} B \xrightarrow{2} C$ , donde la especie A corresponde al ion  $\text{NH}_4^+$ , B denota al nitrógeno oxidado  $\text{NO}_3^-$  y C representa al  $\text{N}_2$  gaseoso, suponiendo que ambas reacciones son de primer orden e irreversibles la velocidad de reacción por componente puede expresarse como:

$$-r_1 = \frac{dC_A}{dt} = -k_1 C_A$$

$$\frac{dC_B}{dt} = r_1 - r_2 = k_1 C_A - k_2 C_B$$

$$\frac{dC_C}{dt} = r_2 = k_2 C_B$$

Integrando las ecuaciones y dadas unas condiciones de inicio se tiene para el componente A:

$$C_A = C_{A_0} e^{-k_1 t}$$

Y para las especies B y C:

$$C_B = \frac{k_1 C_{A_0}}{k_2 - k_1} (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t})$$

$$C_C = C_{A_0} \left( 1 + \frac{1}{k_2 - k_1} \right) (k_1 e^{-k_2 t} - k_2 e^{-k_1 t})$$

Estas relaciones dan la concentración de cada especie en función del tiempo de reacción y la concentración inicial del reactivo A. Los valores de la constante de velocidad de reacción  $k_1$ ,  $k_2$  y  $k_3$  se determinan experimental o empíricamente y son función de las condiciones de operación y el tipo de población microbiana que cohabite en el sistema.

De esta manera, si se relacionan las ecuaciones cinéticas de las especies nitrogenadas con la cinética de crecimiento de los microorganismos puede describirse con buena aproximación un sistema reactivo de esta naturaleza, desafortunadamente los valores de las constantes de velocidad de reacción y la caracterización de las poblaciones de microorganismos que habitan un sistema de tratamiento son difíciles de determinar, eso aunado a las simplificaciones impuestas a los modelos ocasiona que la descripción no sea rigurosa y solo sirva de referencia para cálculos preliminares.

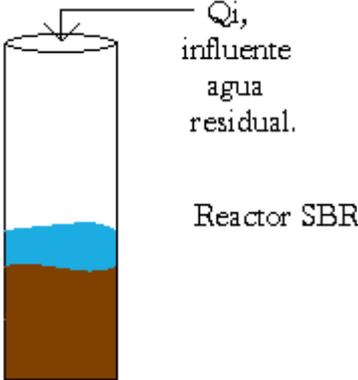
#### **1.4 Reactor discontinuo secuencial en el tratamiento de aguas residuales**

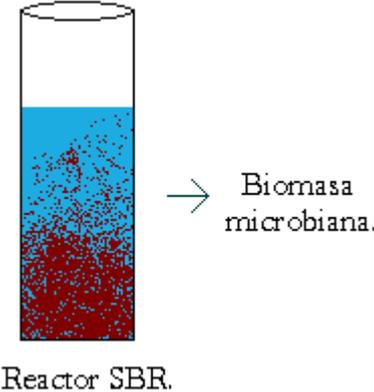
El sistema denominado SBR (del inglés, sequencing batch reactor) es un diseño modificado del proceso convencional de lodos activados y ha sido ampliamente utilizado en el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. La diferencia primordial es que el proceso de

lodos requiere múltiples tanques para llevar a cabo las distintas etapas del tratamiento, mientras que en el sistema SBR el tratamiento de agua residual se realiza en un solo tanque a través de etapas o fases secuenciadas: llenado, reacción, sedimentación y decantación. Como en el proceso convencional de lodos activados, el sistema SBR es diseñado para la remoción de material carbonoso con ó sin remoción de nitrógeno y fósforo (Wang, 2009).

Se han descrito aplicaciones exitosas de los sistemas SBR en el tratamiento de aguas residuales municipales, industria vinícola y destilerías, aguas procedentes de lixiviados de vertederos, industrias de curtidos, aguas residuales con elevada concentración de sales, industria papelera, industria láctea, aguas residuales de rastros e industria ganadera porcina, entre otras. Las aplicaciones más novedosas son las relacionadas con aguas residuales de la industria textil, de la industria azucarera y de la industria química que generan efluentes que contienen compuestos fenólicos, BTX (hidrocarburos aromáticos derivados de benceno, tolueno y xileno, principalmente), TNT, entre otros, quedando demostrado el potencial de los SBR en el tratamiento de aguas residuales industriales (Banas, 1999).

**Figura 1.6.** Descripción de las etapas básicas de operación de un reactor tipo SBR:

Fase de ciclo.	Descripción.
<p>Llenado.</p>  <p> <math>Q_i</math>,                      influente                      agua                      residual.                      Reactor SBR                 </p>	<p>En el llenado, el agua residual es distribuida dentro del reactor que contiene biomasa, iniciándose la biodegradación de compuestos orgánicos (Nyer, 2009). El tiempo de llenado es dependiente de la razón de entrada del influente y cubre aproximadamente un 10% del tiempo total del ciclo (Wun-Jern, 1989).</p>

<p>Aireación.</p> 	<p>Una vez lleno el reactor se considera el inicio de la etapa de reacción, el flujo del influente cesa e inicia la aireación del sistema para continuar y potenciar la biodegradación de los constituyentes orgánicos (Nyer, 2009). El tiempo asignado a la aireación es función de la calidad del efluente que pretenda obtenerse pero en promedio tomará un 50% de la duración del ciclo (Wun-Jern, 1989).</p> <p>Cuando solo se desea la remoción de materia orgánica, el periodo de aireación puede ser corto, 60 minutos, sin embargo se asignan periodos más largos (2-4 h) para otorgar estabilidad al proceso y promover la nitrificación (Wun-Jern, 1989).</p>
<p>Sedimentación.</p> 	<p>Para inducir la sedimentación de la biomasa, se descontinúa la aireación otorgando condiciones de reposo que permiten la separación de la biomasa y el efluente tratado. El mismo reactor SBR realiza la función de sedimentador secundario (Nyer, 2009). El tiempo de sedimentación no debe extenderse demasiado debido a que la biomasa puede comenzar a flotar, usualmente el periodo no supera 10-20 min de acuerdo a las características de la</p>

	biomasa (Wun-Jern, 1989).
<p>Decantado.</p>  <p>Reactor SBR.</p>	<p>Finalmente el efluente de descarga es retirado del reactor mediante el decantado y una vez terminado el retiro del efluente comienza nuevamente el ciclo.</p> <p>La duración de la fase de decantado convencionalmente es la mitad del tiempo de llenado.</p>

Adicionalmente, el reactor discontinuo secuencial debe ser purgado con cierta periodicidad, esta acción tiene un efecto importante en el rendimiento del sistema, aunque como tal no se incluye dentro de las fases del ciclo ya que no se puede establecer concretamente un momento determinado para el retiro de biomasa del reactor. La cantidad y frecuencia de purgado se determinan con base en las necesidades dictadas por los rendimientos. Por practicidad la purga suele realizarse durante la sedimentación o aireación (Metcalf & Eddy, 1996).

#### 1.4.1 Sistema SBR en la remoción biológica de nutrientes

La remoción biológica de nutrientes es un método relativamente barato para retirar nitrógeno y fósforo del agua residual, múltiples investigaciones han consolidado a los procesos biológicos como un medio fiable y efectivo de remoción de nutrientes (Metcalf y Eddy, 1996). Ketchum y Liao (1979) realizaron una de las investigaciones clave en el uso de sistemas SBR para la remoción biológica de fósforo cuando en un proceso de lodos activados probaron como estrategia de control, la inclusión de un periodo inicial anaerobio antes de la aireación normal, encontrando que se favorecía la acumulación de fósforo en la biomasa microbiana, sin embargo, la eficiencia global del proceso se redujo debido a que la sedimentación de lodos resultó ineficiente por el desarrollo de poblaciones de bacterias filamentosas. Posteriormente

Hayakawa (1986) confirmó esa hipótesis cuando introdujo a un sistema de tratamiento una serie de fases intermitentes anaerobia/aerobia encontrando mediante determinaciones analíticas que la tasa de remoción de nitrógeno y fósforo se incrementaba.

La tecnología SBR a menudo es utilizada en la remoción biológica de nutrientes a través de la alternancia de condiciones anaerobias/anóxicas/aerobias para inducir una mejor remoción de carbono, nitrógeno y fósforo, de manera simultánea (Wilderer, et al. 2001). Numerosos estudios han constatado su efectividad, como los realizados por Demuynck (1994); Puig, (2004) y Villaverde, (2000) dichos investigadores también encontraron que al inducir la remoción simultánea de nutrientes se reduce la demanda de carbono (sustrato orgánico) para la desnitrificación, minimizando así los costos operativos. Recientemente se han realizado experimentos con ciclos cortos anaerobios/aerobios (27-110min) que muestran altas eficiencias, como el realizado por Kuba et al. (1997) quien obtuvo una remoción más estable y completa de fósforo con esa clase de operación que en un SBR operado con una fase de reacción de hasta 330 min.

La remoción de nutrientes por granulación aerobia en sistemas SBR ha sido demostrada en investigaciones anteriores, incluyendo nitrificación (Tay et al., 2002; Tsuneda et al., 2003; Tokutomi, 2004), remoción de nitrógeno bajo condiciones alternantes aerobias/anaerobias (Jang et al., 2003; Yang et al., 2003), nitrificación y desnitrificación simultánea (Beun et al., 2002), y remoción biológica de fósforo (Lin et al., 2003). Sin embargo la remoción de nitrógeno y fósforo en el mismo reactor aún no ha sido caracterizada completamente en sistemas SBR con gránulos aerobios. Además, la experimentación con que se cuenta no ha sido realizada utilizando como afluente aguas residuales reales (Cassidy, 2004).

Es importante señalar que para lograr una buena eficiencia en la remoción de nutrientes en un proceso de tratamiento biológico es condición que estos se encuentren en cantidad suficiente. Si algunos nutrientes esenciales están ausentes, el crecimiento microbiano se detiene. Diversos investigadores han informado que nutrientes como

carbono orgánico (expresado comúnmente como  $\text{DBO}_5$ ) nitrógeno y fósforo deben presentar una relación de 100:5:1 para que el tratamiento se lleve a cabo eficientemente, también estudios pasados indican que los requerimientos de nutrientes son variantes y están en función del tipo de proceso, anaerobio o aerobio, composición de los residuos, diseño de la planta, modo de operación y factores ambientales (Broderick y Sherrard, 1985 y Sherrard y Schroeder, 1982).

#### **1.4.2 Características del reactor SBR para lodos activados**

Un sistema SBR consta típicamente de un recipiente de proceso, equipo de aireación, un decantador, equipo de bombeo, tubería y accesorios y un sistema de control del proceso que incluye sensores de nivel, temporizadores, interruptores automáticos y válvulas que permiten secuenciar y regular las diferentes etapas de operación (Nyer, 2009).

Para trabajos experimentales de laboratorio el reactor batch tiene una sección transversal circular o rectangular y la mayoría se han construido de plexiglás, tal como lo hicieron Dennis e Irvine (1977) o vidrio como el que usó Hsu (1986), que son investigaciones pioneras usando dicho sistema. Estos investigadores mencionan que en sus experimentos utilizaron reactores con diámetros cercanos a los 10 ó 20 cm y alturas que van de los 40 a 60 cm y a la fecha se siguen empleando recipientes con dimensiones semejantes. Los reactores están equipados con difusores de aire y en algunos casos con agitadores magnéticos o de paletas (Abuyafed y Schroeder, 1986). Una sola bomba puede ser usada para el llenado del reactor mientras otra bomba a través de una válvula solenoide es usada para el decantado (Dennis e Irvine, 1977). Es recomendable el uso de un controlador basado en temporizadores para actuar las bombas, válvulas y el compresor de aire.

### **Ventajas del sistema**

- Simplicidad en la operación, uso de un espacio mínimo ya que consta solamente de un recipiente de proceso, flexibilidad en su diseño (Nyer, 2009).
- Permite obtener efluentes de calidad aún bajo condiciones variables de carga orgánica en el influente (Nyer, 2009).
- Menor costo que los sistemas convencionales de tratamiento biológico, como consecuencia de la menor necesidad de terreno y de la simplicidad de operación (Banas, 1999).
- En este tipo de sistemas se elimina la necesidad de instalar el sedimentador secundario y el sistema de recirculación de biomasa típico del proceso de lodos ya que la biomasa se mantiene todo el tiempo dentro del reactor.
- Como la composición del licor mezclado es uniforme en todo el sistema, existe una alta tolerancia a caudales altos y a cambios drásticos en las cargas orgánicas.
- El tiempo de retención celular es controlado sin dificultad, limitando así el crecimiento excesivo de bacterias filamentosas, organismos que en exceso son responsables de una sedimentación ineficiente.
- Adicionalmente un sistema SBR es capaz de remover DBO con eficiencias comparables con el proceso de lodos activados, en rangos de 85% a 95% (Nyer, 2009).
- Permite eliminación de nutrientes. Los sistemas SBR pueden ser utilizados para realizar un proceso completo de nitrificación, desnitrificación y captación de fósforo. Estos parámetros son los que suelen dar más problemas cuando se trabaja con tecnologías convencionales (Banas, 1999).
- Capacidad para la adaptación de los microorganismos a influentes con elevado contenido en sales (Banas, 1999).

### **Limitaciones del sistema**

- El mayor inconveniente de un sistema SBR en el tratamiento de aguas residuales se presenta cuando la concentración de compuestos

orgánicos en el influente es baja, dando como resultado una operación incompleta que afecta significativamente a las poblaciones de microorganismos (Nyer, 2009).

- No maneja grandes caudales, los sistemas en operación se diseñaron para recibir gastos no mayores de 22 l/s debido a que el tratamiento de caudales más elevados requiere un sistema de operación y control más sofisticado y costoso que desalienta su implementación por la elevada inversión inicial (Wang, 2009).
- Se requiere un sistema de control automático que resulta costoso. Este incluye válvulas de control automáticas, sensores de flujo y nivel y un controlador lógico programable, que requieren revisión y mantenimiento constante (Nyer, 2009).
- Debido a las fluctuaciones del flujo de agua residual al sistema, las instalaciones de la planta de tratamiento deben sobre-diseñarse para soportar esos posibles cambios (Wun-Jern, 1989).

#### **1.4.3 Operación de un Reactor Discontinuo Secuencial**

Mantener estable un sistema de tratamiento biológico significa desarrollar una población bacteriana activa a una concentración específica y con características bien definidas, de forma que sean capaces de estabilizar un residuo orgánico contenido en un afluente de agua residual hasta una concentración predeterminada (Schroeder, 1977).

Los modelos empleados en la predicción de concentraciones y tiempos de reacción para un sistema de tratamiento secundario (como los que se presentan en la sección 1.5) tienen limitaciones debido a la dificultad de cálculo de las constantes cinéticas implicadas, por esto se han desarrollado relaciones más prácticas para el diseño y operación del proceso, por ejemplo, el tiempo de retención celular, la relación alimento/microorganismo o carga orgánica y la tasa de utilización específica de sustrato, ya que ofrecen indicios de la adecuada o inapropiada operación del sistema sin ser necesarias las exhaustivas determinaciones de laboratorio (Metcalf y Eddy, 1996).

El tiempo de retención celular se basa en el hecho de que para controlar la tasa de crecimiento y por lo tanto el grado de estabilización del residuo es necesario purgar una cantidad determinada de masa celular constantemente del sistema. Se define, entonces, como la masa de microorganismos en el reactor dividida por la cantidad promedio de masa purgada en un día y se expresa como:

$$TRC = \frac{VX}{Q_w X + Q_e X_e}$$

$V$  es el volumen de reacción,  $X$ , la concentración de microorganismos, que corresponde a los SSV,  $Q_w$  el gasto de purga y  $Q_e$  el gasto del efluente. De tal forma que empleando el TRC como parámetro de control no es necesario determinar la cantidad de biomasa activa, ni evaluar la cantidad de alimento utilizado (Metcalf y Eddy, 1996).

Análogamente el término carga orgánica o relación alimento-microorganismo, se usa habitualmente como parámetro de diseño y control por su rapidez y simplicidad de cálculo, se ha definido como:

$$CO = \left( \frac{S_o}{\frac{V}{Q_o} X} \right)$$

$S_o$  la concentración de sustrato en el afluente en (mg DQO/l),  $Q_o$  es el caudal del influente (l/s) y  $V$ , el volumen del reactor. El cociente  $\frac{V_r}{Q_o}$  representa el tiempo de retención hidráulica o tiempo promedio de contacto de agua residual con la biomasa microbiana (Rittmann, 2001).

El término de consumo específico de sustrato sirve para medir la cantidad de materia orgánica consumida con respecto al tiempo y la concentración de microorganismos activos, es decir, aquella fracción de la biomasa en el sistema que degrada la materia orgánica, y se calcula de forma aproximada según:

$$U = \frac{1}{X} \frac{dS}{dt} = \frac{Q_o S_o - S_e}{V X}$$

Para determinar su valor, es necesario conocer el sustrato consumido y la masa de microorganismos que intervienen en tal consumo, el sustrato consumido comúnmente se determina como la diferencia entre la DQO o  $DBO_5$  a la entrada y a la salida del sistema. El inconveniente del uso de

esta variable como parámetro de operación y control es la dificultad de la determinación de la biomasa activa de microorganismos.

Así, estas tres relaciones ofrecen un panorama claro de la forma de operación de un sistema biológico que por la rapidez de obtención de los valores permite ajustar las condiciones de operación eficientemente (Metcalf y Eddy, 1996).

En cuanto a la operación física del sistema SBR, este se ajusta en función del tiempo más que en espacio; la idea básica de operatividad de un sistema no es complicada, sin embargo cuando se trata de operar un sistema de tratamiento puede resultar complejo, sobre todo al enfrentarse a los desafíos únicos de los procesos de depuración (Nyer, 2009).

Por lo general el sistema SBR opera en ciclos con una duración de entre 6 y 12 h para el tratamiento de aguas residuales domésticas, aunque estudios demuestran su eficiencia en ciclos más cortos (Wilderer et al., 2001). Aproximadamente un 50% de la duración del ciclo es asignado a la fase de reacción, 25 % para la etapa de sedimentación y el 25 % restante para la fase de decantado y llenado (Nyer, 2009).

El proceso que dictará la forma de operación inicia durante la fase de diseño, cuando los ingenieros dimensionan el equipo de proceso, seleccionan el equipo más apropiado para una operación específica, eligen los materiales adecuados de fabricación y definen el grado de flexibilidad operacional, además deciden si el proceso operará manual o automatizado. Conseguir una flexibilidad operativa es un componente clave del trabajo de diseño ingenieril ya que será la base para definir los equipos e instrumentos que requiere el proceso, aspectos esenciales en el diseño de plantas de tratamiento de influentes acuosos contaminados (Nyer, 2009).

Para flujos relativamente grandes (mayores de 20 l/s) es recomendable la instalación de 2 reactores en paralelo para dar flexibilidad y eficiencia a la operación, mientras un reactor recibe el agua residual, el otro lleva a cabo las etapas subsecuentes de metabolización, sedimentación y decantado. Además se puede ajustar el sistema de tal modo que la

razón de flujo del efluente se mantenga constante (Nyer, 2009). Las plantas de tratamiento con 4 o más unidades SBR se asemejan en comportamiento a un sistema continuo (Wang, 2009).

#### **1.4.4 Control de un sistema SBR**

La variable de control más importante de un sistema SBR es el nivel, ya que en función del máximo o mínimo nivel se determina el cambio de etapa en el tratamiento y por lo tanto el inicio y final de cada ciclo del proceso (Rittmann, 2001).

Para el control de los equipos de proceso y auxiliares es recomendable el uso de un controlador lógico programable (PLC) por temporizadores, este dispositivo permite que el ciclo se lleve a cabo de forma automática y continua las 24 horas del día sin ser necesaria la operación manual, esto es especialmente útil en sistemas experimentales de laboratorio donde se requieren condiciones bien controladas (Wang, 2009).

Cuando se ha definido el tiempo del ciclo y se han realizado conexiones, ajustes y la programación correspondiente del PLC, el ciclo correrá en automático, y dependiendo de la fase que se lleve a cabo, el controlador enviará una señal eléctrica a la bomba de llenado o vaciado para que entre o salga de operación de acuerdo al tiempo preestablecido ó recibirá una señal por máximo o mínimo nivel de los sensores instalados dentro del reactor y el bombeo se detendrá por nivel, las válvulas solenoides también son actuadas por el controlador para permitir u obstruir el flujo de gas al reactor. También es común retirar el efluente clarificado mediante un decantador fijo o flotante, si se usa un decantador fijo, el sensor de nivel se sitúa justo debajo de la superficie del agua y la válvula de la línea de vaciado se cierra por una señal de bajo nivel, estos decantadores son instalados en la cara externa del tanque y son recomendables en sistemas con tiempos de sedimentación largos que permiten asentar a la biomasa por debajo del nivel de la entrada del decantador (Wang, 2009).

Cuando se requiere un nivel de precisión mayor en el tratamiento es posible agregar al sistema lógico de control sondas de oxígeno disuelto

para censar la concentración y observar su variación a lo largo del ciclo de operación, también se pueden instalar medidores de turbidez (Wun-Jern, 1989).

En el caso de un flujo de alimentación continuo pero variable, como en las plantas de tratamiento reales, el tiempo de llenado también se torna variable, bajo estas circunstancias el llenado ya no puede regularse a través del sistema de control por temporizadores, sino a través de medidores de flujo volumétrico (Irvine y Busch, 1979). Por simplicidad, la etapa de aireación es realizada a un tiempo fijo aunque la duración de la misma podría determinarse en función del contenido orgánico deseado (Wun-Jern, 1989).

Nótese que de todas las fases posibles de un sistema SBR las únicas que estrictamente pueden controlarse a través del controlador lógico por temporizadores son la sedimentación y el decantado, no obstante que tal práctica es rara debido a que serían necesarios demasiados y constantes ajustes (Wun-Jern, 1989).

### **1.5 Modelos en el tratamiento de aguas residuales**

Claramente, es necesaria una descripción hidráulica del reactor y una descripción matemática de la conversión de las reacciones para analizar adecuadamente un sistema de tratamiento. Los modelos propuestos para analizar sistemas de tratamiento biológico son idealizados, ya que son procesos donde existe una gran cantidad de variables que dificultan el modelado. Para desarrollar un modelo se consideran algunas suposiciones, las principales son: la biodegradación ocurre solamente sobre compuestos orgánicos solubilizados en el licor mezclado y las reacciones ocurren solo en la etapa de aireación.

Winkler (1994), comenta que el progreso global de un proceso de tratamiento por cargas intermitentes se divide en tres etapas, una fase inicial donde la reacción se describe por el modelo de orden cero, una fase intermedia de segundo orden y una fase final de primer orden.

En la fase inicial se ha observado que la razón de biodegradación del sustrato es proporcional a la concentración inicial del mismo sustrato y

se comporta como una constante en el tiempo, dando un modelo cinético de la forma siguiente:

$$r_s = -\frac{dS}{dt} = k_2 S_0 X = \text{constante} \dots \dots \dots (6)$$

Donde S es la concentración del sustrato en mg DQO/l, S<sub>0</sub> es la concentración de sustrato al inicio de la reacción, k<sub>2</sub> es la constante de velocidad de reacción de orden 2 y X es la concentración de biomasa o lodos en mg (en peso seco)/l.

Integrando la ec. (6) en el intervalo en que se produce la reacción:

$$\int_{S_0}^S -dS = k_2 X S_0 \int_{t=0}^{t_r} dt$$

$$-(S - S_0) = k_2 X S_0 t_r$$

Despejando S queda la función lineal siguiente:

$$S = S_0(1 - k_2 X t_r) \dots \dots \dots (7)$$

Este modelo simple es denominado de orden cero y es aplicable a sistemas con altas concentraciones de materia orgánica y lodos, características que a menudo se presentan al inicio de un tratamiento biológico. Comúnmente, el valor del producto k<sub>2</sub>X se toma como 15h<sup>-1</sup> para aguas domésticas a 20°C. Algunos sistemas que se ajustan al comportamiento cinético de orden cero utilizaron como sustrato la glucosa, fenol, ácido ftálico, ácido aspártico, etanol y acetato (Hammer, 1996)

Posteriormente en la fase intermedia de reacción, la razón de biodegradación del sustrato deja de ser constante debido a que la concentración de microorganismos en el sistema presenta variaciones conforme se consume el sustrato, ocurriendo una transformación de nutrientes (o sustrato) a material celular nuevo, ese cambio se denota por la tasa de conversión Y que se define como:

$$Y = -\frac{dX}{dS} [=] \frac{\text{kg de lodo formado}}{\text{kg de DQO removida}} \dots \dots \dots (8)$$

Si Y ≅ cte, la ecuación anterior puede integrarse para obtener

$$Y(S - S_0) = X - X_0 \dots \dots \dots (9)$$

Despejando  $X$  de (3) y sustituyendo en (1) se obtiene la siguiente relación:

$$-\frac{dS}{dt} = k_2S(X_0 + YS_0) - k_2YS^2$$

Ecuación que puede integrarse separando variables para obtener la siguiente igualdad:

$$\ln\left(\frac{S_0}{S}\right) + \ln\left[1 + \left(\frac{S_0 - S}{\frac{X_0}{Y}}\right)\right] = k_2t(X_0 + YS_0) \dots \dots \dots (10)$$

Despejando  $S$  de la ecuación anterior se obtiene una relación para el consumo de sustrato en función del tiempo de reacción y concentraciones iniciales de microorganismos y nutrientes:

$$S = \frac{S_0(X_0 + YS_0)}{X_0e^{k_2t(X_0 + YS_0)} + YS_0} \dots \dots \dots (11)$$

Bajo las suposición de que  $Y$  y  $k_2$  son constantes, el modelo describe, hasta donde sea cierto, el cambio de la DBO con el tiempo independientemente de la concentración del sustrato en un sistema homogéneo, los valores de las constantes  $Y$  y  $k_2$  deben determinarse experimentalmente.

Después, en la fase final de la reacción, a bajas concentraciones de sustrato y altas de lodos, la tasa de remoción del sustrato tiende a ser proporcional tanto a la concentración de microorganismos como a la concentración del mismo sustrato, de forma que:

$$-\frac{dS}{dt} = k_2XS$$

Nuevamente se integra la ecuación partiendo de ciertas condiciones de inicio, quedando:

$$S = S_0e^{-k_2Xt} \dots \dots \dots (12)$$

Que es el modelo de primer orden, uno de los más empleados en el modelado de aguas residuales, ya que presenta buenas aproximaciones cuando se tiene un sistema bien mezclado y en régimen estable, es decir, cuando la concentración de lodos se mantiene constante.

## 1.6 Balance de masa en el reactor

Los principales materiales implícitos en un sistema biológico son los microorganismos y el sustrato orgánico. Para desarrollar el balance de masa en el reactor deben asumirse las siguientes restricciones:

- La biodegradación de residuos orgánicos tiene lugar solo en la fase de reacción.
- El sustrato está completamente solubilizado en el licor de mezcla.

De acuerdo a la Ley de conservación de masa, se tiene que:

$$\text{Acumulación} = \text{entradas} - \text{salidas} + \text{generación} - \text{pérdida por reacc}$$

Entonces, el balance para los microorganismos en un reactor batch queda de la siguiente manera:

$$V \frac{dX}{dt} = 0 - 0 + [Y(r_s)V - K_d XV] \dots \dots \dots (13)$$

La constante  $K_d$  representa la fracción de microorganismos que mueren o se vuelven inviables, es decir, que ya no participan en la biodegradación de compuestos orgánicos.

Ahora, de la ec. (9), se tiene:

$$Y = \frac{X_e - X_o}{S_e - S_o} \dots \dots \dots (14)$$

Y considerando que la reacción se rige por el modelo cinético de primer orden:

$$r_s = \frac{dS}{dt} = k_2 XS \dots \dots \dots (15)$$

Multiplicando las ecuaciones (14) y (15) queda:

$$Y(r_s) = \left( \frac{X_e - X_o}{S_e - S_o} \right) (k_2 XS)$$

Sustituyendo la igualdad anterior en (13):

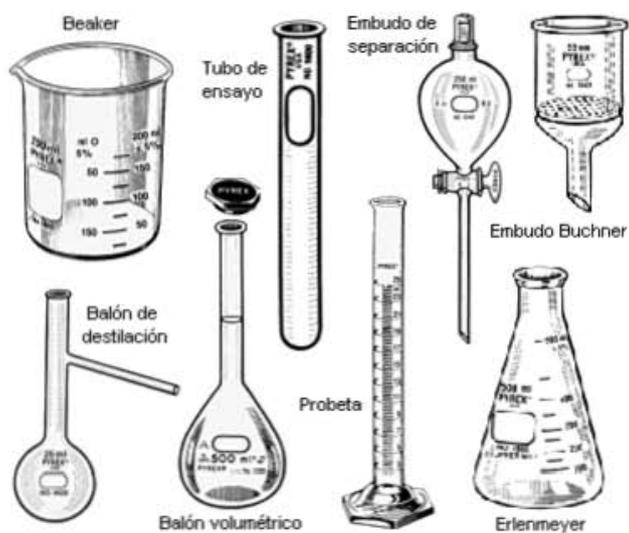
$$V \frac{dX}{dt} = \left[ \left( \frac{X_e - X_o}{S_e - S_o} \right) (k_2 X S) V - K_d X V \right]$$

Separando variables e integrando se obtiene:

$$X = e^{\left[ \left( \frac{X_e - X_o}{S_e - S_o} \right) k_2 S - K_d \right] t} \dots \dots \dots (16)$$

Siendo ésta una expresión que asigna valores a la concentración de biomasa del sistema en función del tiempo y de la concentración del sustrato en el licor mezclado.

## Capítulo 2. Experimento: método y materiales



## **2 Experimento: método y materiales**

A continuación se explica cómo se operó el reactor para favorecer el establecimiento de bacterias que acumulan fósforo (BAF), se describe la secuencia y duración de las etapas del ciclo de tratamiento, se reporta la composición del agua residual sintética de alimentación y los métodos estándar para realizar las determinaciones de concentración de sólidos y nutrientes (C, N, P) a las corrientes de alimentación, descarga del reactor y licor mezclado. Además se comenta sobre las características de las unidades experimentales, desde el reactor, las bombas, el equipo auxiliar y de control.

### **2.1 Consideraciones previas**

En el laboratorio de Bioprocesos e Ingeniería Ambiental se cuenta con un reactor batch previamente inoculado con lodos activados procedentes de una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas, que sirvió para realizar una investigación anterior a este trabajo en la que se obtuvieron gránulos estables con diámetros menores a 0.5mm que son pequeños en relación con lo que reporta la literatura, 0.5 – 2 mm de acuerdo con Bishop (2003), que permitieron eficiencias en la remoción de sustrato carbonoso de 85-90% (medido como DQO) y nitrificación simultánea, ya que la etapa de reacción sólo comprendía mezclado con aire. Se parte de estas consideraciones porque de acuerdo a la experiencia se puede inducir granulación, que es uno de los objetivos particulares, no obstante que el objetivo central sea establecer bacterias acumuladoras de fósforo (BAF).

### **2.2 Puesta en marcha y estabilización del reactor**

Inicialmente se realizó el ajuste del equipo de proceso. Se calibraron las bombas de llenado y vaciado, se revisó el adecuado funcionamiento de las válvulas solenoides de aire y nitrógeno y se ajustaron los niveles establecidos de vaciado y llenado del reactor por medio de electro-niveles, adicionalmente se instaló un tubo interno en el recipiente, tipo air-lift (figura 1.2), para incrementar los esfuerzos cortantes por el flujo

ascendente del gas para promover la granulación. A la par, se ajustaron las condiciones de operación, flujos de entrada y salida del reactor, gasto de aire (5 LPM) y nitrógeno (0.5 LPM) y se programó el sistema reloj, de acuerdo a los tiempos necesarios para permitir los procesos metabólicos específicos, que corresponden a tiempos prolongados de mezclado anaerobio para favorecer el establecimiento de las BAF y bajos tiempos de sedimentado como medio de selección de biomasa más densa.

El reactor entró en operación con una concentración de biomasa como SSV de 1160 mg/l, presentando flóculos y organismos filamentosos que son comunes en sistemas inestables. De inicio se planteó la estabilización del reactor a través de la purga, sin embargo los filamentos fueron persistentes durante el primer mes de operación, pero el criterio de estabilidad considerado de mayor importancia en estos sistemas, es el comportamiento de la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  en el licor mezclado, ya que es un indicador seguro del establecimiento de las bacterias que acumulan fósforo. Como regla, la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  al final de la etapa anaerobia debe ser al menos el doble de la concentración del influente o inicial, en concordancia con González (1989). El primer perfil de concentración realizado (día 23) indicaba claramente la presencia de microorganismos acumuladores de fósforo, indicio de que el proceso de establecimiento de BAF había iniciado mucho antes de que se estableciera la configuración propia para este trabajo (ver tabla 3.1), en tal circunstancia el reactor se encontraba acondicionado para remover materia orgánica, fósforo más ion amonio por nitrificación.

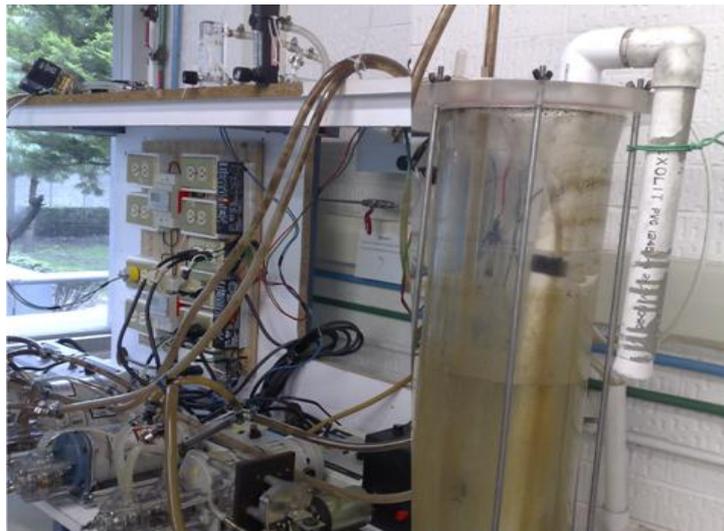
### 2.3 Unidades experimentales

El reactor batch de lodos activados es una columna de vidrio de las siguientes dimensiones:

**Tabla 2.1.** Características del reactor batch.

Dimensión	Medida
Diámetro externo	16.2 cm
Diámetro interno	15 cm
Altura	120 cm
Altura útil	100 cm
Volumen total	21 l
Volumen de trabajo	17.7 l

El reactor posee un volumen de trabajo de 17.7 l y tiene instalado un tubo de PVC de 1" de diámetro en su interior al cual se le adaptó una manguera para introducir aire o nitrógeno según la etapa del ciclo. En la base del reactor se colocó un difusor de piedra de burbuja mediana para distribuir el gas en el reactor. El influente se introduce por la base del reactor, mientras que el efluente es retirado por la parte superior, en ambos casos mediante bombeo. La imagen siguiente muestra la columna de vidrio y las principales unidades auxiliares del sistema.



**Figura 2.1.** Reactor SBR y equipo auxiliar del sistema de remoción biológica de fósforo.

## 2.4 Etapas del ciclo de operación

El ciclo consta de las siguientes fases: llenado dinámico (dinámico, ya que el flujo de nitrógeno provee mezclado), mezclado anóxico/anaerobio con N<sub>2</sub>, mezclado aerobio, sedimentado y decantado, como se aprecia en la Tabla 2.2 se asigna un periodo largo de condiciones anaerobias ya que información recabada en investigaciones anteriores como los trabajos de tesis de Bernal (1998) indica que un tiempo de ciclo de 8h y CO de 0.08-0.32 kgDQO/kgSST·d es suficiente para el establecimiento de BAF en sistemas continuos y la investigación de Cuevas (2001), reporta las condiciones de operación necesarias para llevar a cabo este proceso en sistemas batch, que son las siguientes: CO≥0.13 kgDQO/kgSST·d y un tiempo de mezclado anaerobio de 220min. En esta investigación estos parámetros fueron una valiosa referencia, pero no se consideraron como un valor forzoso ya que en dichas investigaciones no se pretendió la granulación de biomasa.

**Tabla 2.2.** Duración de las etapas del ciclo de tratamiento.

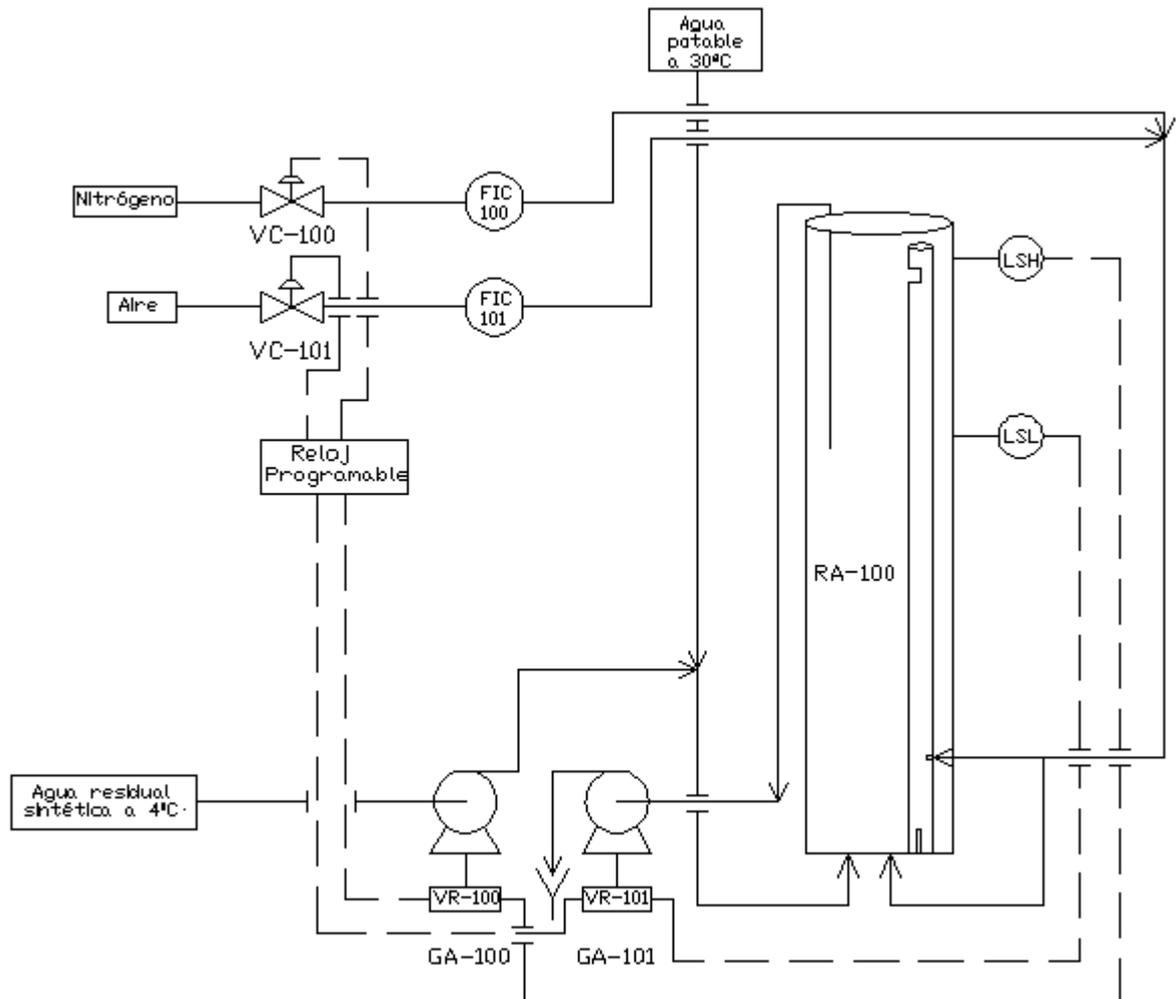
Etapa	Duración (min)	Horarios de los ciclos
Llenado y mezcla con N <sub>2</sub>	180	09:00-12:00 17:00-20:00 01:00-08:00
Mezclado con N <sub>2</sub>	120	12:00-14:00 20:00-22:00 04:00-06:00
Mezclado con O <sub>2</sub>	150	14:00-16:30 22:00-00:30 06:00-08:30
Sedimentación	10	16:30-16:40 00:30-00:40 08:30-08:40
Decantado	20	16:40-17:00 00:40-01:00 08:40-9:00
Duración total de ciclo	480	9:00-17:00 17:00-01:00 01:00-09:00

## 2.5 Descripción del ciclo de operación

El reactor (RA-100) opera bajo la modalidad de fases secuenciadas: llenado dinámico, reacción en fases anóxica/anaerobia y aerobia, sedimentado y decantado. La duración de cada etapa está controlada por el PLC basado en temporizadores. Al inicio del ciclo, el influente, permanentemente refrigerado a 4°C, es alimentado al reactor mediante una bomba peristáltica GA-100 de gasto variable que entra en operación cuando el variador de velocidad VR-100 es actuado, simultáneamente la válvula solenoide VA-100 abre automáticamente, para permitir el flujo de gas nitrógeno a razón de 0.5LPM que se regula con el rotámetro FIC-100 que conecta con el tubo interno y el difusor de gas colocado en la base del recipiente, el bombeo del influente cesa cuando el nivel del licor mezclado ha alcanzado el nivel máximo establecido (LSH) de 100 cm desde la base del recipiente y dura en promedio 180 min, el mezclado anaerobio (y anóxico, mientras haya nitratos en el sistema) con nitrógeno continúa durante 120 minutos más hasta que se bloquea el flujo de nitrógeno por el controlador que cierra la válvula VC-100.

De inmediato, comienza la fase de mezclado aerobio, el controlador envía una señal eléctrica a la válvula solenoide VC-101 para permitir el flujo de aire al recipiente de reacción a razón de 5LPM medidos con el rotámetro FIC-101, el aire se introduce al reactor a una velocidad superficial de 0.5 cm/s, de acuerdo a la recomendación de Shin (et al 1992), con el mismo difusor de burbuja mediana y a través del tubo que se usó para el nitrógeno, el aire proporciona oxígeno para favorecer oxidación de material carbonoso y ion amonio ( $\text{NH}_4^+$ ) y además promueve un régimen de mezcla completa, esta fase se lleva a cabo en un lapso de 150 minutos. Cuando concluyen las etapas de reacción el controlador detiene la operación del equipo de proceso para otorgar condiciones de reposo y permitir que la biomasa sedimente durante 10 minutos, posteriormente se retira el efluente clarificado del sistema con una bomba peristáltica GA-101 actuada con el variador de velocidad VR-101 que entra en operación cuando recibe energía eléctrica del controlador, el retiro del líquido clarificado concluye en aproximadamente

20 minutos y, finalmente por una señal de bajo nivel (LSL) en el reactor se produce el paro de la bomba de descarga y termina el retiro del efluente, en ese instante el ciclo vuelve a comenzar.



**Figura 2.2.** Diagrama de Flujo de Proceso del sistema SBR de lodos activados para remoción de fósforo.

**Tabla 2.3.** Equipo de proceso y control.

Equipo	Características	Función
Bomba peristáltica GA-100	Gasto variable	Bombeo de influente al reactor: llenado
Bomba peristáltica GA-101	Gasto variable	Bombeo de efluente de descarga: vaciado
Válvula solenoide VC-100	Normalmente cerrada	Permitir flujo de aire al reactor
Válvula solenoide VC-101	Normalmente cerrada	Permitir flujo de nitrógeno al reactor
Rotámetro FIC-100	Flujo regulable	Medidor-controlador de flujo de aire
Rotámetro FIC-101	Flujo regulable	Medidor-controlador de flujo de nitrógeno
Temporizador programable	Automático-manual	Secuencia de fases en el sistema

## 2.6 Composición del influente y muestreo

El influente alimentado al reactor posee una composición de nutrientes (C, N, P) suficiente para facilitar la reproducción microbiana, también se han añadido micronutrientes a nivel traza que son indispensables en los procesos metabólicos celulares. Se optó por el uso de agua residual sintética para tener certeza de los resultados, ya que utilizar agua residual real implica el desconocimiento de la composición precisa del influente. La composición del influente basada en el trabajo experimental de Tay et al (2002) es la siguiente:

**Tabla 2.4.** Composición del concentrado de alimentación (agua residual sintética).

Compuesto	Concentración en el influente (esperada) en mg/l
Acetato de sodio trihidratado	216.9 (147.5 como DQO)
Proteína vegetal hidrolizada (gluten de maíz)	216.9 (100.9 como DQO)
Fosfato de potasio monobásico	33.4 (7.4 como P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> )
Sulfato de amonio	84.3 (23 como N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )
Cloruro de calcio dihidratado	10
Cloruro férrico	42.3
Sulfato de magnesio heptahidratado	38.5
Sulfato de manganeso monohidratado	Trazas
Ácido bórico	Trazas
Cloruro de zinc	Trazas
Cloruro de aluminio	Trazas

Esto da una DQO teórica en el influente de 274.6 mg/l, manteniendo una relación DQO:N:P de 100:8:3, sin embargo los análisis de laboratorio realizados al influente arrojan valores distintos, una DQO=200 mg/l y una concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> de 4.5 mg/l que da una relación de 100:7:2, la concentración medida de fósforo y DQO difiere de la esperada posiblemente porque en la línea donde se unen el concentrado de alimentación y el agua potable es de esperar que no se mezclen completamente ambos fluidos.

La toma de muestras del reactor es puntual, es decir, se tomó un volumen directamente del recipiente y se analizó de inmediato, en el caso de los perfiles y para el influente y el efluente la muestra fue obtenida de la línea de llenado y vaciado, respectivamente.

## 2.7 Análisis de muestras

Los métodos de análisis para determinar la concentración de especies químicas en muestras acuosas están basados en la guía APHA, AWWA, WCPF (1992), en esta investigación se usaron kit estándar de la compañía Merck que permiten determinar indirectamente la concentración por fotometría, en un espectrofotómetro Hach. Los compuestos considerados son el fósforo como orto-fosfatos  $P-PO_4^{3-}$ , el nitrógeno como  $NH_4^+$  y nitratos  $NO_3^-$ , así como la demanda química de oxígeno soluble  $DQO_S$ , es decir filtrada a través de papel con poro de  $0.45\mu m$ . La concentración de sólidos se determinó a través de técnicas simples de filtración y gravimetría (Tabla 2.5).

**Tabla 2.5.** Técnicas de análisis para aguas residuales.

Determinación	Método estándar	
Fósforo como ortofosfatos	APHA 4500-P C	Fotometría con azul de molibdeno a 410 nm. Reactivos Merck spectroquant (0.5- 30 mg $P-PO_4^{3-}$ /l)
Nitrógeno amoniacal	APHA 4500- $NH_3$ -D	Fotometría con Indofenol a 630 nm, kit de Merck spectroquant (2-150 mg $NH_4^+$ /l)
Demanda química de oxígeno	APHA 5220-D	Fotometría. Digestión por reflujo cerrado a $150^\circ C$ con reactivos preparados a 600 nm
Nitratos	APHA	Fotometría a 525 nm. Kit de Merck spectroquant (0.5-20 mg $N-NO_3^-$ /l)
Sólidos suspendidos totales	APHA 2540-B	Gravimetría. Sólidos secados a una temperatura de $103$ a $105^\circ C$
Sólidos suspendidos volátiles	APHA 2540-E	Gravimetría. Sólidos incinerados a $550^\circ C$

## 2.8 Determinación de parámetros de operación y control

Para operar y controlar el reactor se utilizaron relaciones empíricas y variables de operación de uso común en los sistemas de lodos activados, tales como la carga orgánica CO, el tiempo de retención celular TRC y la velocidad ascensional del aire en el licor mezclado. Cada una de estas variables influye de manera directa y específica sobre las comunidades microbianas del sistema, ya que en función de su valor (tal como se describió en el capítulo 1) se alteran los rendimientos globales del ciclo y las características de los lodos. Según los resultados obtenidos en experimentos precedentes, los valores de las relaciones operacionales para sistemas de remoción biológica de fósforo se muestran en la Tabla 2.6.

**Tabla 2.6.** Parámetros de operación recomendados en sistemas de lodos activados con remoción de fósforo.

Variable	Valor recomendado	Unidades
Carga orgánica CO	0.08-0.32	mgDQO/mgSSV·d
Tiempo de retención celular TRC	≤20	días
Velocidad superficial del aire	≥0.7; 1.2 (típico)	cm/s

La carga orgánica se calcula según la ecuación definida en 1.4.3, como:

$$CO = \left( \frac{Q_o S_o}{V \cdot X} \right) \dots \dots \dots (1)$$

$Q_o$  es el caudal influente en l/d,  $S_o$  la concentración de sustrato expresada como mg DQO/l,  $V$  es el volumen útil de reacción en litros y  $X$

la concentración de microorganismos en el licor mezclado en mg SSV/l, que suele expresarse simplemente como SSV.

Para un reactor batch, el volumen de recambio o volumen vaciado por ciclo, puede calcularse de acuerdo con:

$$V_r = \frac{Q_e}{\frac{\# \text{ ciclos}}{d}} \dots \dots \dots (2)$$

Donde  $Q_e$  es el gasto promedio del efluente en un día de operación en l/d, el volumen total recambiado en un día se iguala al volumen del reactor, entonces:

$$V_r = \frac{17.7 \text{ l/d}}{3 \text{ ciclos/d}} = 5.9 \text{ l/ciclo}$$

Ahora, considerando que en promedio para un día,  $Q_0=Q_e$  y despejando  $Q_e$  de (2) y sustituyendo en (1), se obtiene la siguiente igualdad para la carga orgánica, útil para describir sistemas batch:

$$CO = \frac{V_r \frac{\# \text{ ciclos}}{d} S_o}{V \cdot SSV} \dots \dots \dots (3)$$

Así, si se consigue establecer un régimen permanente en el sistema, donde la carga orgánica se mantenga constante, se puede considerar como variable dependiente a los SSV y la variable independiente resultaría ser la carga orgánica, despejando SSV se obtiene:

$$SSV = \frac{V_r \frac{\# \text{ ciclos}}{d} S_o}{V \cdot CO}$$

Como se mencionó, el valor recomendado de CO oscila entre 0.08-0.32 mgDQO/mgSSV·d cuando se opera un sistema de lodos activados configurado para remover materia orgánica y fósforo, se inició con una carga orgánica baja para constatar su efecto en función de los rendimientos, el valor asignado fue 0.14 mgDQO/mgSSV·d y se determinó una concentración de sustrato en el influente de 200 mg

DQO/l, con estos datos se obtiene la concentración de SSV para operar el sistema de acuerdo a las características actuales:

$$SSV = \frac{5.9l \cdot \frac{3 \text{ ciclos}}{d} \cdot 200 \frac{mgDQO}{l}}{17.7l \cdot 0.14 \frac{mgDQO}{mgSSV \cdot d}} \approx 1430 \frac{mgSSV}{l}$$

Debe alcanzarse entonces un valor cercano a 1400 mg SSV/l en el licor mezclado para mantener las condiciones de operación propuestas. De acuerdo a estos valores pueden estimarse las condiciones de operación del sistema, para una carga orgánica de 0.14 mg DQO/mg SSV d (Tabla 2.7).

**Tabla 2.7.** Condiciones de operación calculadas para el reactor batch.

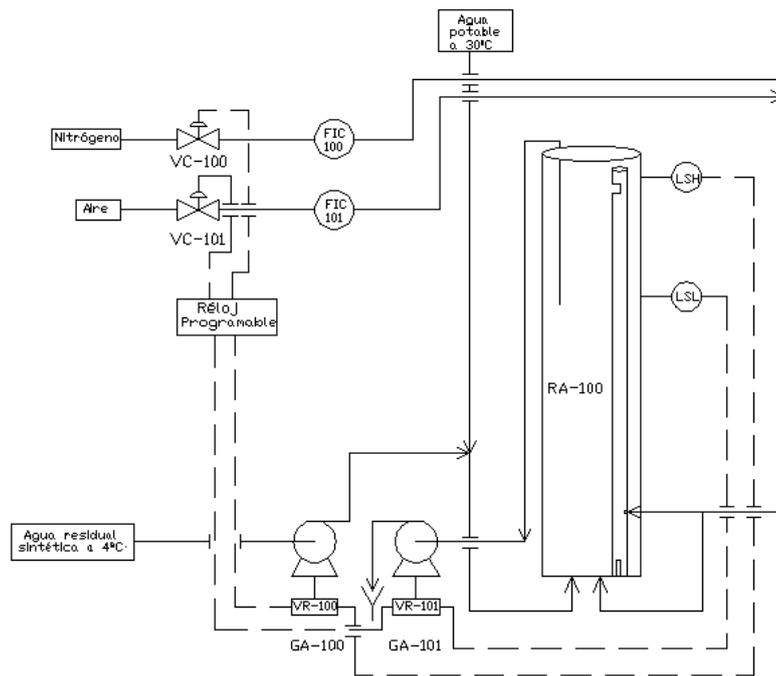
Condiciones de operación	Valor	Unidades
Carga orgánica volumétrica, COv	0.2	$\frac{mg \text{ DQO}}{ml \text{ d}}$
Consumo específico de sustrato (U)	0.13	$\frac{mg \text{ DQO}}{mg \text{ SSV d}}$
Tiempo de retención celular*	17.7	d
Velocidad superficial del aire (Q/A)	0.5	$\frac{cm}{s}$
Velocidad terminal del aire**	16	$\frac{cm}{s}$
Número de Reynolds	1600	-

\*El tiempo de retención celular se calculó considerando que los sólidos del efluente son despreciables.

\*\*Véase Treybal "Operaciones de transferencia de masa" (2ª ed.) para consultar detalles.

Puede observarse que los valores para la operación y control del sistema difieren de los valores citados en las referencias, sin embargo, la experimentación se llevará a cabo con tales condiciones operativas hasta estabilizar paulatinamente el reactor.

## Capítulo 3. Obtención y análisis de resultados



### 3. Obtención y análisis de resultados

Los resultados de la experimentación en el reactor batch recabados durante 96 días de operación ofrecen una buena perspectiva de como estabilizar y controlar el sistema para inducir el establecimiento de las BAF. Se discute la influencia de las condiciones de operación con las que se trabajó en el experimento y la relación entre éstas y los rendimientos del ciclo de tratamiento a través de los datos obtenidos en las determinaciones analíticas de concentración de nutrientes y sólidos.

#### 3.1 Establecimiento de bacterias acumuladoras de fósforo, BAF

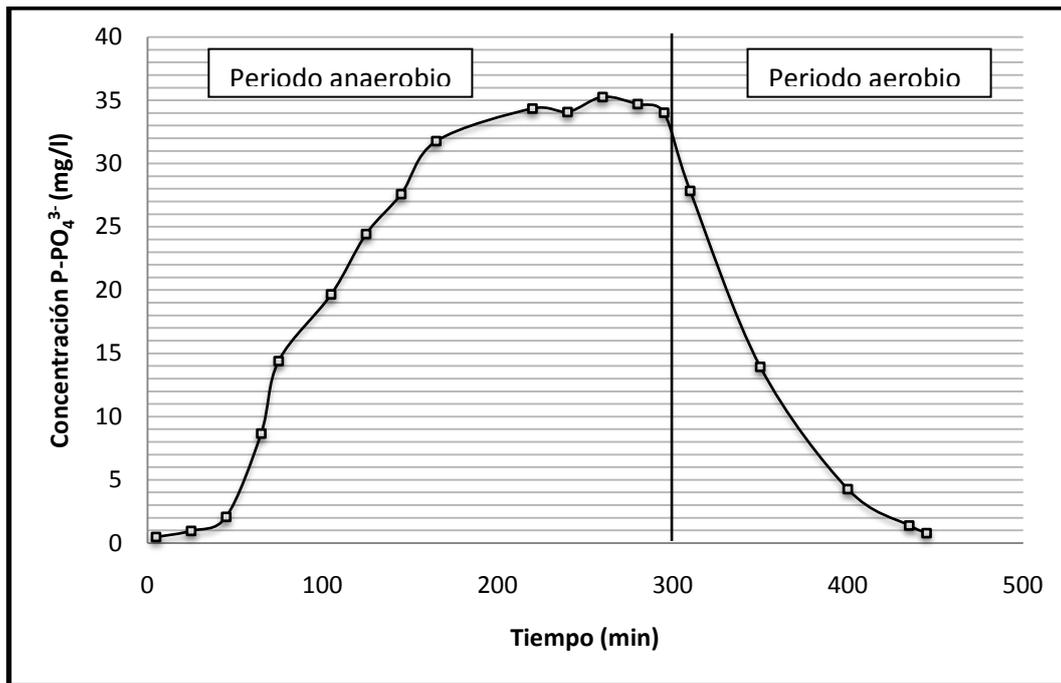
La configuración inicial del sistema (descrita en la sección 2.4) permitió una aclimatación rápida de las bacterias acumuladoras de fósforo, a partir de la biomasa recuperada de un experimento anterior y lodos de planta. Inicialmente se realizaron determinaciones de concentración de orto-fosfatos al inicio del ciclo, final de la etapa anaerobia y final de la aerobia para inferir la presencia de BAF en el reactor, los resultados se anexan en la Tabla 3.1, para el día de operación 23 hay liberación al licor mezclado y consumo de orto-fosfatos indicando que en el reactor habitan especies bacterianas que acumulan  $P-PO_4^{3-}$ .

**Tabla 3.1.** Concentraciones de  $P-PO_4^{3-}$  medidas en el primer mes de operaciones

Día de operación para la prueba	Concentración de ortofosfatos en el licor mezclado para distintos días (mg $P-PO_4^{3-}/l$ )	
23	Inicio de ciclo	1.8
	Final etapa anaerobia	20.7
	Final etapa aerobia	1.0
24	Inicio de ciclo	1.0
	Final etapa anaerobia	32.5
	Final etapa aerobia	0.5
28	Inicio de ciclo	0.5
	Final etapa anaerobia	40.0
	Final etapa aerobia	1.2

Posteriormente se realizó un perfil más detallado a los 30 días de operación (figura 3.1) que muestra la curva típica de los sistemas biológicos de remoción de fósforo: si prevalecen condiciones anaerobias se produce una liberación notable de ortofosfatos al medio y posteriormente, en presencia de oxígeno, se da la captura de los fosfatos por los microorganismos ocasionando un consumo neto de fósforo. Como se ha señalado, el proceso de establecimiento de BAF pudo haber iniciado antes de la configuración propia para este trabajo, porque en la práctica no es tan rápido, al respecto, investigaciones anteriores citan tiempos de establecimiento de BAF de aproximadamente 120 días bajo condiciones bien controladas (Bernal, 1998 y Cuevas, 2001) en sistemas de lodos activados convencionales. La razón del establecimiento previo de BAF incluso sin una etapa anaerobia como tal, puede explicarse por las limitaciones de difusión del oxígeno en los gránulos (cultivados en la investigación precedente ya comentada) a causa de la estructura misma del agregado, en la que se crea una zona anóxica/anaerobia interna que puede proveer un medio adecuado para el desarrollo de comunidades de microorganismos que captan fosfatos, así, al presentarse la desintegración de los gránulos, las BAF que se encontraban en el interior probablemente se liberaron al medio.

Con estos resultados se comprueba el criterio de estabilidad para sistemas de remoción de fósforo que de acuerdo con González (1989), se debe cumplir que la concentración al final del mezclado anaerobio sea al menos el doble de la concentración del influente, las determinaciones de laboratorio muestran que la liberación de ortofosfatos al líquido resulta de  $(33/4.5) \approx 7$  y esto asegura que la población de BAF está completamente establecida en el reactor.



**Figura 3.1.** Perfil de concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en un ciclo de operación (día 30) del reactor SBR con un concentración en el influente de 4.5 mg P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>/l.

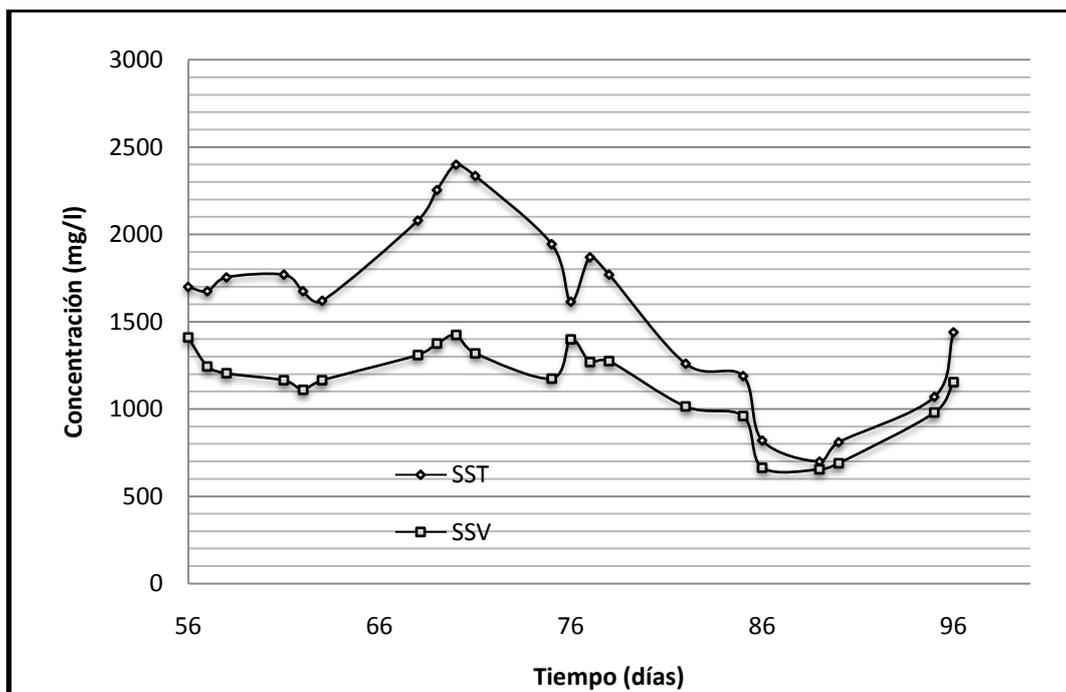
En esta etapa inicial se mantuvieron constantes las condiciones de operación de acuerdo a los valores calculados en la sección 2.8, una  $CO \approx 0.14$  mgDQO/mgSSV·d y un  $TRC \approx 13.5$  días (en el efluente se midió una concentración de sólidos de  $25 \pm 5$  mg/l), que según las referencias (Villaseñor, 2001; Wang, 2009) son valores adecuados para sistemas de lodos activados con remoción de fósforo.

### 3.2 Biomasa y sólidos en el reactor

El reactor entró en operación con biomasa microbiana de apariencia esponjosa y suave, el tipo de lodo activado más común en las plantas de tratamiento convencional, y organismos filamentosos que resultaron persistentes hasta el primer mes de operación, se planteó la estabilización del reactor y selección de biomasa a través de la purga diaria de 1 un litro de licor mezclado y paulatinamente se observó la desaparición de los organismos filamentosos quedando solamente flóculos dentro del reactor. Al cumplir 65 días de operación con la configuración del reactor ya mostrada no se observaron gránulos, la razón es el largo tiempo de mezclado anaerobio (con nitrógeno) a un

gasto de 0.5 LPM, que es insuficiente para generar la turbulencia y esfuerzos de corte requeridos para alentar la aglomeración de los microorganismos.

La concentración de sólidos volátiles que produce una  $CO \approx 0.14$  mg DQO/mg SSV-d oscila entre 1200 y 1400 mg SSV/l, para mantener la concentración de sólidos dentro del reactor es necesaria una razón de purgado constante que se iguale a la producción de lodos en el sistema, es decir, conseguir un régimen estable, donde la cantidad de microorganismos en el reactor sea suficiente para estabilizar el sustrato alimentado. Se realizaron determinaciones periódicas de contenido de sólidos, manteniendo una razón de purgado constante de 1 litro de licor mezclado por día y 1.5 l a partir de que se intentó la granulación (día 65), la tendencia se muestra en la figura 3.2.

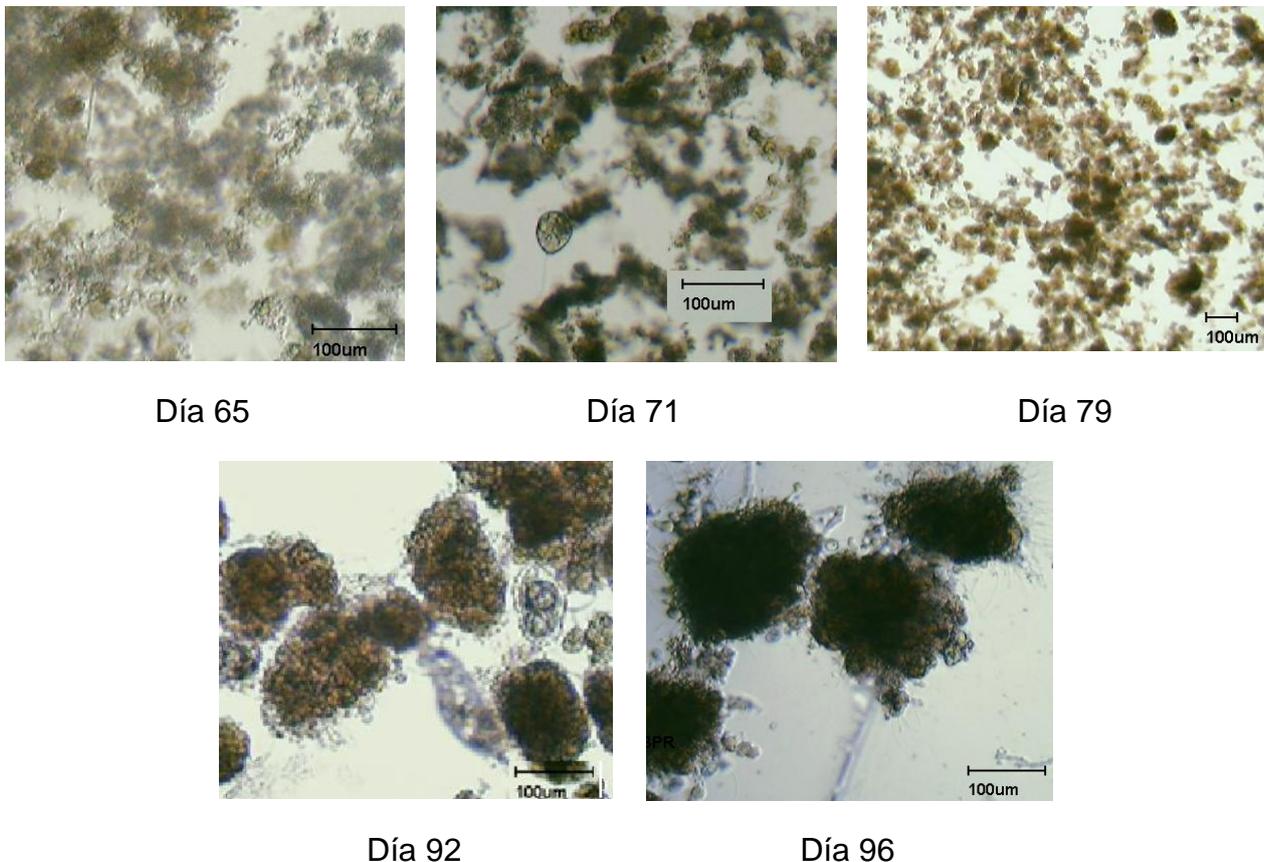


**Figura 3.2.** Comportamiento de los SST y SSV en un lapso donde se mantiene un régimen de purga constante (1l hasta el día 70 y 1.5l a partir del día 65).

Las determinaciones de sólidos se iniciaron el día de operación 56, cuando en el sistema ya removía fósforo, se alcanzó una concentración de SSV en el licor mezclado de 1400 mg/l, se planteó mantener este

valor constante de forma tal que la carga orgánica y el tiempo de retención celular, que son los principales parámetros de control de un sistema de tratamiento de agua residual por medios biológicos, se mantengan también fijos, los primeros días de purgado se apreció un descenso considerable de los SSV hasta concentraciones de 1150 mg/l, las opciones pertinentes fueron reducir el volumen o la frecuencia del purgado, se optó por lo segundo, purgando 5 días de la semana para permitir que las poblaciones de microorganismos se desarrollen, a partir del día 61 de realizar determinaciones consecutivas, nuevamente aumenta la concentración de SSV a los valores deseados, así, puede garantizarse que con la razón y frecuencia de purgado establecidas el reactor puede mantenerse estable la concentración de sólidos y operarse indefinidamente sin alterar los rendimientos en la remoción de materia orgánica y nutrientes.

A partir del día 65, el sistema se configuró para inducir granulación de biomasa (véase tabla 3.2), se observaron los cambios de la figura 3.3.



**Figura 3.3.** Forma de los flóculos del día 65 al día 96 de experimentación.

Paulatinamente los flóculos tienden a agregarse hasta formar óvalos con diámetros de 0.1 a 0.3 mm, considerados pequeños en relación con la información recabada en la literatura (Bishop, 2003), donde se informa que un gránulo debe poseer al menos 0.5 mm de diámetro. Aunque las características de sedimentabilidad mejoran, no se puede afirmar que se consiguió obtener gránulos en esta etapa del experimento. La explicación puede ser que la biomasa permanece demasiado tiempo inactiva, a pesar de la reducción de la duración del ciclo, aún hay 200 minutos sin mezcla completa por cada ciclo, eso implica carencia de sustrato y menor desgaste hidráulico sobre la biomasa en promedio por día, esto afecta directamente las características de los lodos impidiendo que se aglomeren.

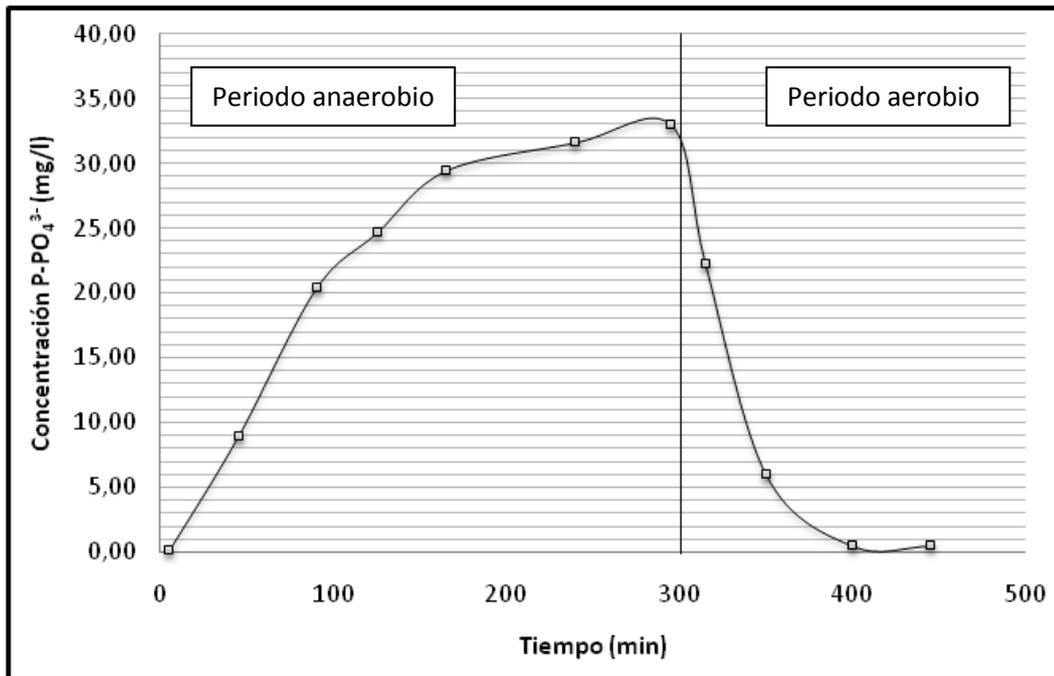
### **3.3 Remoción de nutrientes**

#### **3.3.1 Fósforo de orto-fosfatos**

Durante la fase de estabilización del reactor y establecimiento de BAF se alimentó agua residual sintética con una concentración de  $P-PO_4^{3-}$  de 4.5 mg/l, que es una concentración baja en relación con aguas residuales urbanas, con estas condiciones se alcanzó una liberación de ortofosfatos al final de la fase anaerobia de 33 mg/l y se registró una concentración por debajo de 2 mg/l al final de la etapa aerobia que es cuando se han removido los fosfatos del medio, siendo éste un valor que cumple con las actuales normas de regulación sobre concentraciones máximas permisibles en descargas de efluentes acuosos (NOM-001-ECOL-1996). Una vez que se comprobó el establecimiento de las BAF en el sistema se procedió a modificar algunas variables de operación con el fin de constatar el efecto sobre los rendimientos en la remoción de fósforo y verificar la hipótesis propuesta.

Los sistemas estables pueden soportar variaciones en la concentración de nutrientes en el caudal de alimentación, para probar el efecto sobre los rendimientos del tratamiento se incrementó la concentración de fosfatos en el influente a 8 mg/l, valor típico de concentración en aguas residuales domésticas y se construyó un nuevo perfil (día 58 del

experimento) para verificar el efecto tanto en la liberación como en el consumo de fosfatos a lo largo del ciclo (figura 3.4).



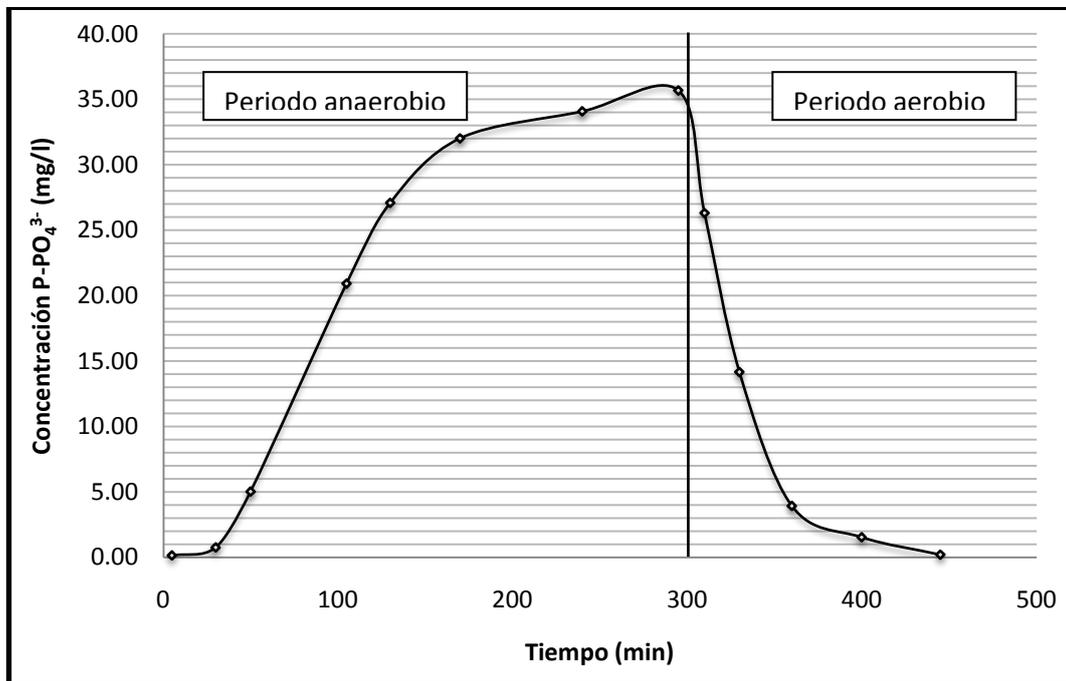
**Figura 3.4.** Perfil de concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en un ciclo de tratamiento con una concentración en el influente de 8 mg/l (día 58).

Es visible que la tendencia se mantiene igual que el anterior perfil e incluso se determinaron concentraciones de fosfatos en el reactor al final del ciclo menores que en las determinaciones anteriores, cercanas a 0.5 mg/l, lo que demuestra que el aumento en la concentración de fosfatos en el influente no afecta el rendimiento en la remoción de fósforo. La tasa neta de remoción de fósforo del influente de agua residual se calculó según:

$$Rendimiento = \left( \frac{C_i - C_e}{C_i} \right) * 100$$

Donde C<sub>i</sub> es la concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en el influente y C<sub>e</sub> la concentración en el efluente. En las determinaciones del primer mes se alcanzó un rendimiento del 66%. Después, cuando se incrementó la concentración de fosfatos en el influente a 8 mg/l se registró un rendimiento del 93%, lo cual implica que los microorganismos que cohabitan en el sistema están adaptados para soportar cambios en la carga del influente. Como prueba final de las conclusiones anteriores se

incrementó nuevamente la concentración de fosfatos en la alimentación a 11 mg/l, una concentración alta, el resultado es el perfil realizado el día 63 del experimento, figura 3.5.



**Figura 3.5.** Perfil de concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>, día 63, alimentando un influente con 11 mg/l de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.

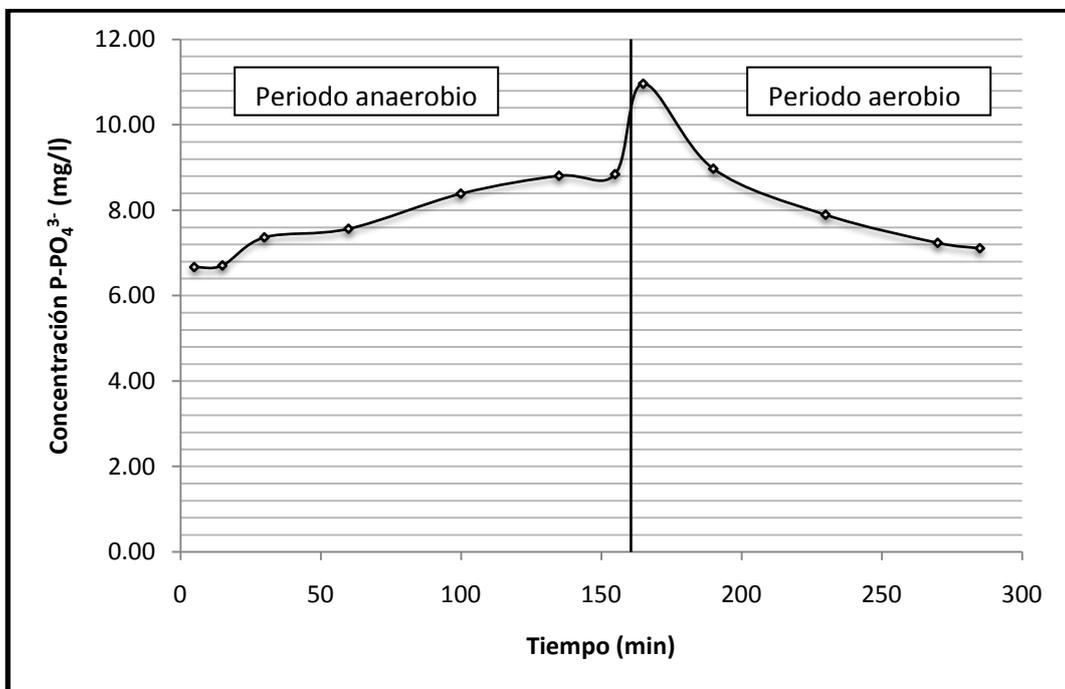
Estos datos comprueban que el sistema puede operar adecuadamente aún con cambios en la composición del influente de alimentación, el rendimiento para este ciclo de tratamiento fue de 98 %, que corresponde al máximo obtenido en todo el experimento.

En los perfiles de concentración de fosfato realizados hasta el día de operación 63 es apreciable que la liberación de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> alcanza un valor mayor a 30 mg/l como P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> a los 200 min del ciclo y se mantiene casi constante durante los 100 minutos posteriores de mezclado anaerobio, esto indica que la duración de dicha etapa está sobrada, se optó por reducir la etapa anaerobia a 2 horas sin proveer mezcla completa, es decir sin suministro de nitrógeno, quedando el ciclo de la siguiente manera:

**Tabla 3.2.** Duración de las etapas de tratamiento tras la reducción del tiempo de mezclado anaerobio en el reactor batch.

Etapa del ciclo	Duración (min)
Llenado estático	150
Mezclado con aire	140
Sedimentado	10
Decantado	20
Tiempo muerto	40
Total	360

Al tener ciclos de 6 h se incrementa el volumen de agua tratada por día y podría favorecerse la granulación de biomasa al tener mayor tiempo de aireación en promedio por día. Una semana después (en el día 78 del experimento) de esta reconfiguración se realizaron determinaciones de concentración de fósforo para medir el efecto sobre la eficiencia del tratamiento, el perfil obtenido se muestra en la figura 3.6.

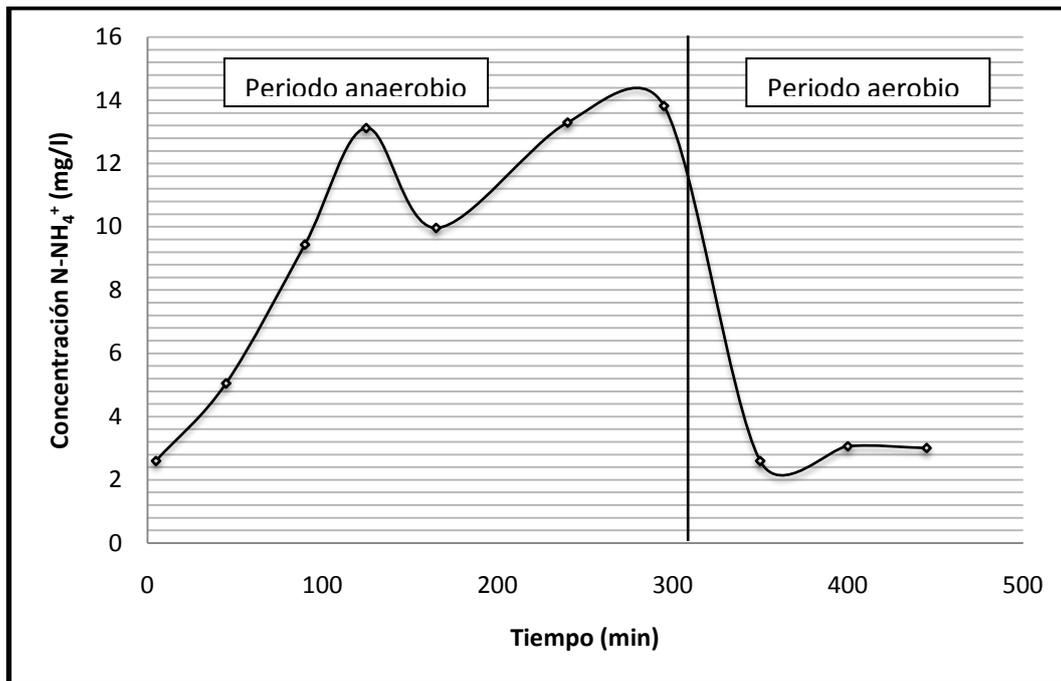


**Figura 3.6.** Perfil de concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> sin mezcla completa en la etapa anaerobia y modificando los tiempos de las etapas del ciclo (día 78).

Es notorio que la liberación de ortofosfatos al licor mezclado se inhibe, ya que al no proveer mezclado los microorganismos no entran en contacto directo con la materia biodegradable, impidiéndoles llevar a cabo el mecanismo de remoción de fósforo que conlleva un consumo de materia orgánica. Además de verificar que es necesario un régimen de mezcla completa en el periodo anaerobio para favorecer la liberación de fosfatos también se comprueba que las características de la biomasa cambian en respuesta a las modificaciones hechas, en este periodo se observó una sedimentación deficiente y concentraciones en el efluente de 100-120 mg SST/l, reduciendo el tiempo de retención celular a 6 días.

### **3.3.2 Nitrógeno amoniacal**

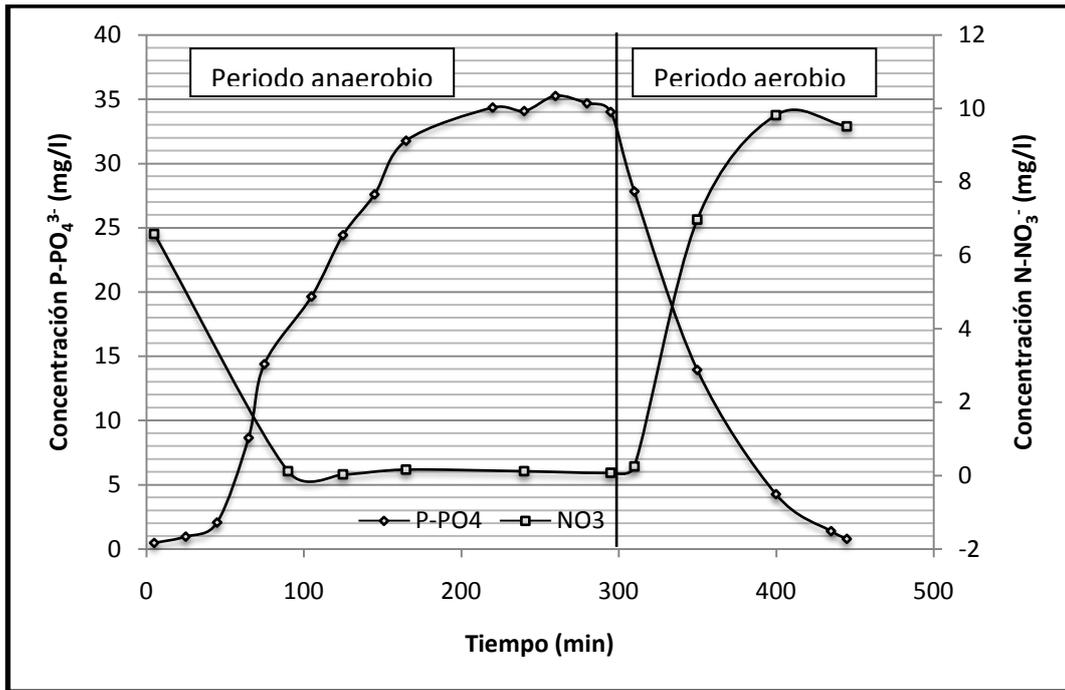
La conversión de nitrógeno amoniacal en su forma ionizada ( $\text{NH}_4^+$ ) se realiza por nitrificación, una reacción bioquímica de oxidación que da como productos nitritos ( $\text{NO}_2^-$ ) y nitratos ( $\text{NO}_3^-$ ). Al ser un proceso de oxidación solo se lleva a cabo en presencia de oxígeno molecular disuelto, es decir en la etapa de mezclado con aire. El perfil de concentración de ion amonio realizado muestra la tendencia típica de sistemas en los que existe una población de bacterias nitrificantes (figura 3.7). Al inicio del ciclo la tendencia de la curva es creciente debido a que el reactor se está llenando y no hay nitrificación por las condiciones anaerobias, luego, en la fase de aireación la nitrificación se produce rápidamente manteniendo una razón decreciente de la concentración del ion amonio durante la primera hora de mezclado aerobio. En cuanto a la eliminación neta del ion amonio se alcanzaron rendimientos de 85-90% al registrarse una concentración de 23 mg  $\text{NH}_4^+$ /l en el influente y de 3 mg  $\text{NH}_4^+$ /l en el efluente, este valor es más bajo que el correspondiente con la norma actual de calidad de aguas a descargar en cuerpos receptores naturales (NOM-001-ECOL-1996).



**Figura 3.7.** Perfil de concentración de ion amonio ( $\text{NH}_4^+$ ) en un ciclo de operación del reactor SBR, realizado el día 45.

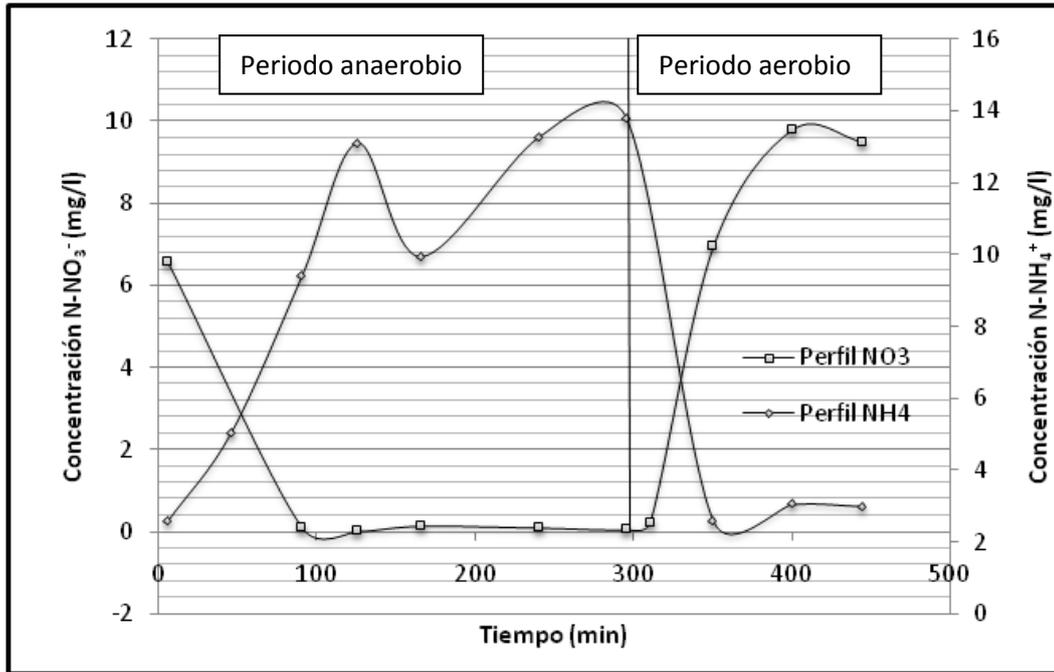
### 3.3.3 Nitratos

La concentración de nitratos en el influente es 10 mg/l y se debe al agua potable que ingresa al sistema, convencionalmente la concentración de nitratos en aguas urbanas no supera los 15 mg/l, no obstante, en un estudio realizado por Wentzel et al. (1990), se encontró que la concentración de tal compuesto debe ser menor a 5 mg  $\text{N-NO}_3^-/\text{l}$  en el licor mezclado para permitir la liberación de orto-fosfatos en el periodo de mezclado anaerobio, ya que a concentraciones superiores, los  $\text{NO}_3^-$  actúan como aceptores de electrones inhibiendo la liberación de ortofosfatos al licor mezclado por una alteración en el metabolismo de las BAF, como se aprecia en la gráfica 3.8, la presencia de nitratos inhibe la liberación de fósforo al líquido en los primeros 60 minutos del ciclo y una vez que ha desnitrificado y se ha consumido la mayor cantidad de nitratos se aprecia un incremento en la concentración de ortofosfatos en el licor mezclado.



**Figura 3.8.** Perfil de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  y  $\text{NO}_3^-$  en un ciclo de tratamiento, donde se aprecia la inhibición de la liberación de fosfatos por altas concentraciones de nitratos (día 45).

Lo anterior supone la presencia de microorganismos desnitrificantes en los lodos activados, de tal forma que el sistema remueve nitrógeno por nitrificación-desnitrificación según el siguiente mecanismo: el ion amonio que se alimenta al reactor se consume por nitrificación en la etapa aerobia generando nitritos y en mayor porcentaje nitratos, este compuesto queda en licor mezclado y pasa al siguiente ciclo, esta cantidad, más los nitratos que contiene el influente son transformados por bacterias desnitrificantes a nitrógeno gaseoso en los primeros 60 minutos del mezclado anaerobio, ver figura 3.9.



**Figura 3.9.** Perfil de concentración de  $N-NO_3^-$  y  $NH_4^+$  en un ciclo de operación del reactor SBR.

La cantidad de nitrógeno removida del sistema por nitrificación-desnitrificación es:

$$N \text{ removido} = N - NO_3^- \text{ alim} + N - NO_3^- \text{ prod. por nitrificación}$$

$$\begin{aligned} N \text{ removido} &= 13.3 \text{ mg } N - NO_3^- + 43.16 \text{ mg } N - NO_3^- \\ &= 62.46 \text{ mg } N - NO_3^- \end{aligned}$$

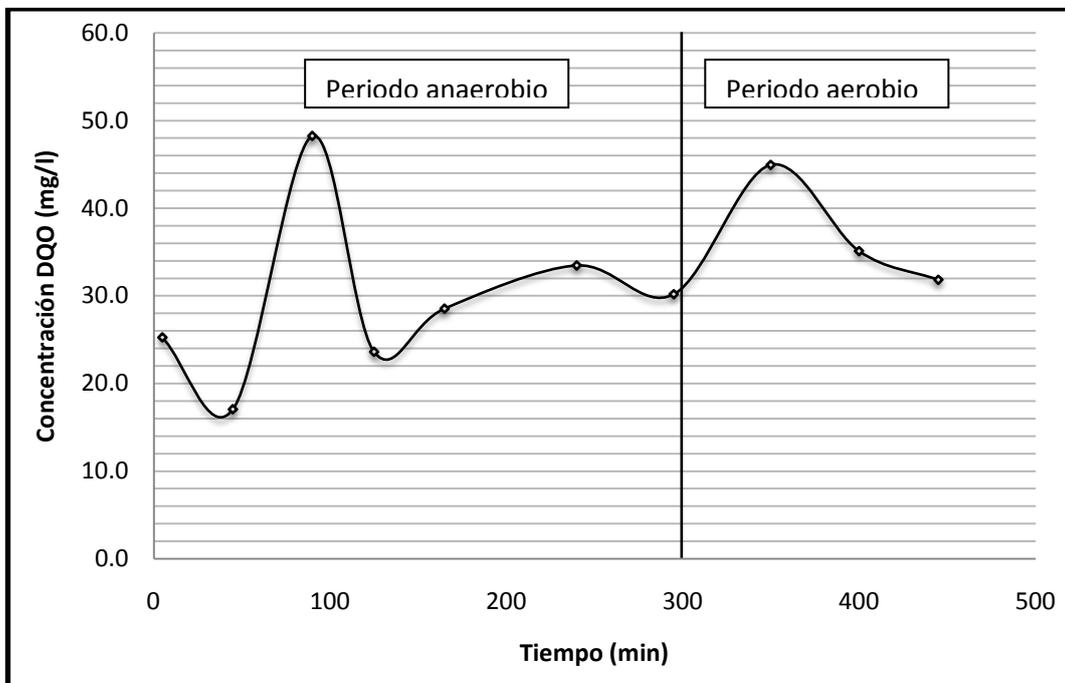
El rendimiento en la remoción de nitrógeno correspondiente resulta de:

$$R = \left[ \frac{(149 \text{ mg } N)^* - 62.46 \text{ mg } N}{149 \text{ mg } N} \right] * 100 = 58\%$$

\*La cantidad de nitrógeno alimentado (149mg) corresponde al nitrógeno de los nitratos y al nitrógeno del ion amonio, por lo que el rendimiento es el global del ciclo, sin contar el nitrógeno ligado a compuestos orgánicos.

### 3.3.4 Demanda química de oxígeno soluble

El reactor recibe una concentración de materia orgánica medida como DQO de  $200 \pm 12$  mg/l, que es suficiente para cubrir las necesidades nutricionales de las distintas especies bacterianas que cohabitan el sistema y es comparable a la DQO típica de las aguas residuales urbanas que oscila entre 150 y 400 mg/l. Se optó por utilizar como parámetro de medición la DQO y no la DBO por simplicidad y tiempo, mientras la primera puede determinarse en 3 horas, la DBO requiere al menos 5 días, además la relación DBO/DQO sería cercana a 1 debido a que la materia carbonosa que contiene el agua residual sintética son acetatos y proteínas simples, que pueden oxidarse por vía biológica. El perfil de DQO en un ciclo se muestra en la figura 3.10.



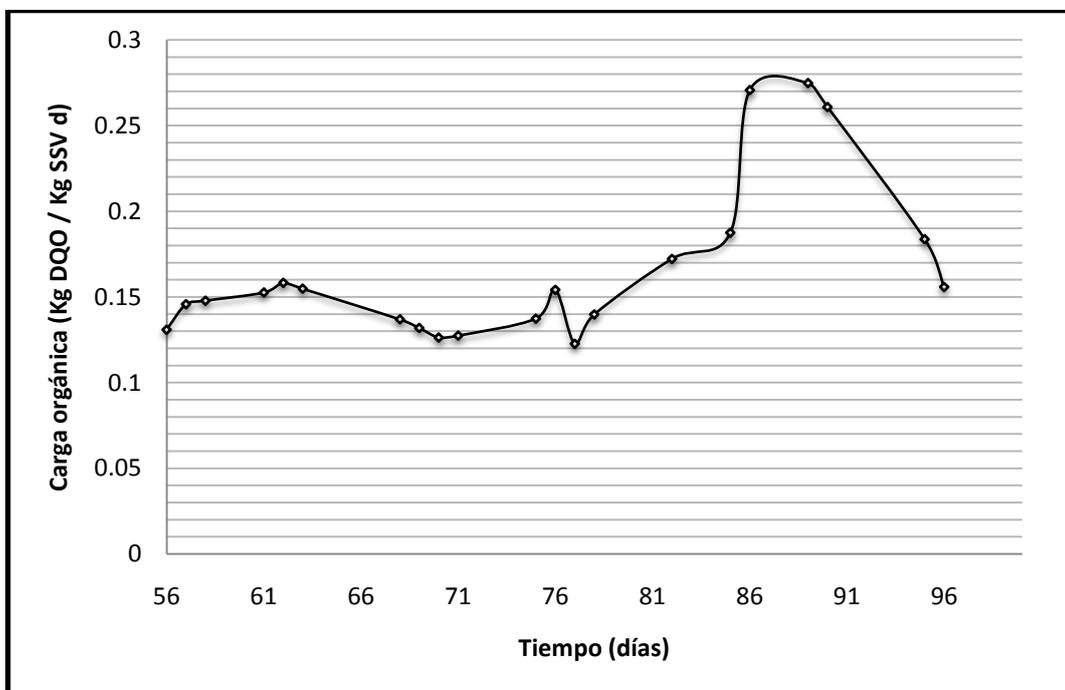
**Figura 3.10.** Perfil de concentración de DQO soluble durante un ciclo de tratamiento en el reactor en el día de operación 45.

El consumo de la DQO no se ajusta al comportamiento típico de los sistemas de lodos activados con operación por lotes, debido a las condiciones de operación del reactor, especialmente por la forma de llenado que se realiza lentamente, a diferencia de los sistemas típicos de experimentación, en donde el llenado es rápido y los microorganismos disponen de todo el material carbonoso desde el inicio del tratamiento.

La forma irregular de la curva sugiere que la razón de consumo de la materia orgánica es inferior a la razón de entrada en el influente de alimentación, es decir, durante el periodo de llenado existe una acumulación de materia orgánica en el reactor que se consume a partir de los 100 primeros minutos de mezclado anaerobio, al finalizar el ciclo la DQO se consume hasta llegar a valores cercanos a los 20 mg/l, obteniendo un rendimiento en la remoción de materia orgánica de 88 %.

### 3.4 Carga orgánica y volumen de recambio

De los cálculos mostrados en la sección 2.8, se encontró que para una carga orgánica de 0.14 mg DQO / mg SSV-d, es necesario recambiar un 1/3 del volumen total del reactor y mantener una concentración de biomasa como SSV cercana a los 1400 mg/l en el licor mezclado, es claro que al ser un proceso multivariable, las concentraciones tanto de microorganismos y nutrientes en el licor mezclado como de sustrato en el influente no pueden mantenerse completamente estables, de manera que la carga orgánica presentó variaciones a lo largo de la experimentación, ver figura 3.11.



**Figura 3.11.** Comportamiento de la carga orgánica en un lapso con purgas periódicas de lodo.

A medida que se reduce la concentración de SSV en el licor mezclado la carga orgánica aumenta, ocasionando que una menor cantidad de microorganismos dispongan de una mayor cantidad de sustrato, de forma que si se quiere mantener estable el reactor, es necesario permitir el crecimiento de las poblaciones bacterianas, por esto anteriormente se determinó la frecuencia de purgado. Se aprecia que a partir del día 61 de las determinaciones, cuando el purgado se suspendió dos días cada semana, la carga orgánica tiende a estabilizarse en valores cercanos a 0.14 mg DQO/mg SSV-d, que representa el valor seleccionado para este parámetro y el volumen de recambio calculado puede mantenerse inalterado a lo largo del experimento.

A partir del día 71 de experimento, se intentó promover granulación sin condiciones de mezcla completa durante el llenado, para lograrlo se requiere una carga orgánica superior a 0.2 mg DQO/mg SSV-d, de acuerdo con Moy (2002), para alcanzar tal valor debe reducirse la concentración de sólidos en el sistema o aumentar la concentración de materia orgánica en el influente, lo que se hizo fue aumentar el volumen purgado por día a 1.5 l/día, la respuesta del sistema fue inmediata alcanzando valores de CO superiores 0.2 mg DQO/mg SSV-d.

## Conclusiones

- La estrategia de operación planteada, de largos periodos de mezclado anaerobio con llenado lento y bajo volumen de recambio favorecen el mecanismo de remoción de fósforo en sistemas batch.
- El tratamiento entrega un efluente de calidad en los parámetros de DQO (20 mg/l), fósforo como orto-fosfatos (1 mg/l), SST (20 mg/l), nitrógeno como amonio (3 mg/l) y nitratos (12 mg/l), una vez estabilizado el reactor, por lo que las condiciones de operación propuestas resultan adecuadas para el tratamiento de agua residual doméstica a descargar en cuencas naturales.
- En el sistema se desarrolló una población diversa de especies bacterianas: nitrificantes, desnitrificantes y acumuladoras de fósforo, indicando que las condiciones de operación son adecuadas para un sistema de remoción conjunta de nutrientes.
- Cuando se ha establecido una población de bacterias acumuladoras de fósforo (BAF) en el reactor y el sistema se mantiene en régimen estable, CO y TRC constantes, que para este experimento tuvieron valores de 0.14 Kg DQO/Kg SSV·d y 13.5 días, respectivamente, es posible que el sistema biológico reciba concentraciones variables de  $P-PO_4^{3-}$  en el influente equivalentes al doble o superior a la inicial (concentración suministrada en la fase de estabilización) y que se favorezcan los rendimientos del tratamiento.
- No se obtuvieron gránulos en la primera etapa del experimento (que corresponde al establecimiento de BAF) debido a los largos periodos anaerobios, donde se suministra nitrógeno a un gasto de 0.5 LPM, que resulta insuficiente para generar la turbulencia y los esfuerzos de corte que promueven la granulación.

- Al modificar las condiciones de operación se observó el desarrollo de agregados microbianos densos que, sin embargo, no terminaron por conformarse en gránulos ya que presentaron diámetros menores a 0.5mm, solamente se observó que las características de sedimentabilidad mejoran al obtener una concentración de SST en el efluente de 25 mg/l y un índice volumétrico de lodos de 95 ml/g.

## Referencias.

Abuyafed, A. A., Schroeder, E.D. (1986). "Performance of SBR/Denitrification with a primary sludge carbon source." *J. Water Pollut. Control. Fed.* 58(5), 387-397.

Alves M, Cavaleiro AJ, Ferreira EC, Amaral AL, Mota M, da Motta M, Vivier H, Pons MN. Characterization by image analysis of anaerobic sludge under shock conditions. *Water Sci Technol* 2000; 41:207–14.

APHA, AWWA, WCPF. (1992). *Translation of Standard methods for the examination of water and wastewater*, 17th ed. American Public Health Association, American Water Works Association y Water Pollution Control Federation. Washington D.C. USA.

Banas, J.; Plaza, E.; Styka, W. y Trela, J. (1999) "SBR technology used for advanced combined municipal and tannery wastewater treatment with high receiving standards". *Water Sci. Technol.* 40, 451.

Beccari, M., Marani, D. y Ramadori, R. (1979) A critical analysis of nitrification alternatives, *Water Res.*, 13, 185-192.

Bernal M. A. (1998). Eliminación biológica de macronutrientes en un reactor discontinuo con biomasa suspendida. Tesis de maestría. México D. F. Instituto de Ingeniería, UNAM.

Beun, J.J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., (2002). Aerobic granulation in a sequencing batch airlift reactor. *Water Res.* 36, 702–712.

Bishop, Paul L., Jang, Am, Yoon, Young-Han, (2003). Characterization and evaluation of aerobic granules in sequencing batch reactor. *Journal of Biotechnology* 105 71-82

Broderick, T.A., and Sherrard, J.H. (1985) Treatment of nutrient deficient wastewater. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 57, 1178.

Casey, T.J. *Unit Treatment Processes in water and wastewater engineering*. Wiley Series in Water Research Engineering. 1997.

Cassidy, C.P., Belia, E., (2004). Nitrogen and phosphorus removal from abattoir water in a SBR with aerobic granular sludge. *Water Research*. 39, 4817-4823.

Christensen, M.H. and Harremoes, P. (1977) Biological denitrification of sewage: a literature review, *Progress Water Technology*., 8(4/5); 451-555

Cuevas R. G. (2001) Mejoramiento de la capacidad de la capacidad de eliminación de nutrientes de aguas residuales por medio de la fermentación anaerobia. Tesis de maestría. México D. F. Instituto de Ingeniería, UNAM.

Demuynck, C., Vanrolleghem. P.A. Migneau, C. Liessens, J. Verstraete, W. 1994. NDBEPR process optimization in SBRs-reduction of external carbon source and oxygen supply. *Water Sci. and Technol.* 34, 169-179.

Dennis, R.W. & Irvine, R.L. (1977). Laboratory Investigation of Fill-and-Draw Biological Reactors for the Treatment of High Strength Wastes. *Proc. 32<sup>nd</sup> Annual Purdue Industrial Waste Conf. Purdue University, West Lafayette, Ind.*, 611.

Francis, C. W. y Hencher, C. V. (1981) Biological Denitrification of High-nitrate wastes generated in the nuclear industry. *Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater* editions Cooper, P.F. and Atkinson, B., Ellis Horwood/Wiley, Chichester, 243-250.

González, S. (1989). Phosphate removal in a biofilm reactor. Report elaborated for The Commission of the European Communities. Directorate General. Science, Research and Development.

Hammer, Mark J. *Water and Wastewater Technology*. 3<sup>a</sup> ed. Prentice Hall. Columbus Ohio. 1996.

Hayakawa et al., (1986), Eliminación simultánea de nitrógeno y fósforo en un reactor con ciclos intermitentes. *Ciencia y Tecnología del Agua* 18, pp. 319-326

Horn, H., Hempel, D. C., 1998. Modeling mass transfer and substrate utilization in the boundary layer of biofilm systems. *Water Sci. Technol.* 37 (4-5), 139-147.

Hsu, E.H. (1986). Treatment of a Batch Petrochemical Wastewater in Sequencing Batch Reactors. *Environmental Progress*, 5(2), 71-81.

Irvine, & R. L. & Busch, A. W. (1979). "Sequencing Batch Biological Reactors – an Overview." *J. Water Pollution Control Fed.*, 51(2), 235-243.

Jang, A., Yoon, Y.H., Kim, I.S., Kim, K.S., Bishop, P.L., (2003). Characterization and evaluation of aerobic granules in sequencing batch reactor. *J. Biotechnology*. 105, 71–82.

Ketchum Jr., L. H. & Liao, P.C. (1979). Tertiary Chemical Treatment for Phosphorus Reduction Using Sequencing Batch Reactors. *Water Pollut. Control Fed.*, 51(2), 298-304.

Kuba, T., VanLoosdrecht, M.C.M., Murnleitner, E., Heijnen, J.J., (1997). Kinetics and stoichiometry in the biological phosphorus removal process with short cycle times. *Water Research* 31. 918-928.

Lin, Y. M., Liu, Y., Tay, J.-H., (2003). Development and characteristics of phosphorus-accumulating microbial granules in sequencing batch reactors. *Appl. Microbiol. Biotechnology*. 62, 430–435.

Marais D & Jenkins D. (1992). The effects of MCRT and temperature on enhanced biological phosphorus removal. *Water Sci. and Technol.* 26 (5/6): 955-965. Gran Bretaña.

McCarty, P.L. y Haug, R.T. (1971) Nitrogen Removal from waste-waters by biological nitrification and denitrification, en *Microbial Aspects of Pollution*, eds. Sykes, G. and Skinner, F.A., Academic Press, Londres, 215-232.

Metcalf & Eddy, Inc. *Ingeniería de Aguas Residuales, Tratamiento Vertido y Reutilización*. Mc Graw-Hill, Volumen 1. 3º Ed. México 1996.

Morgenroth E, Sherden T, van Loosdrecht MCM, Heijnen JJ, Wilderer PA. Aerobic granular sludge in sequencing batch reactor. *Water Res* 1997; 31:3191-4.

Moy BYP, Tay JH, Toh SK, Liu Y, Tay STL. High organic loading influences the physical characteristics of aerobic sludge granules. *Let Appl Microbiol* 2002; 34:407-12.

Müller, E. B., Stouthamer, A. H. van Verseveld, H. W., (1995). Simultaneous NH<sub>3</sub> oxidation and N<sub>2</sub> production at reduced O<sub>2</sub> tension by sewage sludge subculture with chemolithotrophic medium. *Biodegradation* 6 (4), 339-349.

Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales.

Nyer, Evan K. *Groundwater Treatment Technology*. John Wiley & sons, Inc. 3<sup>a</sup> ed. USA 2009.

Peng D, Bernet N, Delgenes JO, Moletta R. (1999). Aerobic granular sludge- a case report. *Water Res*; 2:598-603.

Puig, S., Vives, M.T., Corominas, L. Balaguer, M.D., Colprim, J. (2004). Wastewater nitrogen removal in SBRs applying a step feed strategy: from lab-scale to pilot-plant operation. *Water Science and Technology* 50, 89-96.

Qin, L., Tay JH, Liu Y. Selection pressure is a driving force of aerobic granulation in sequencing batch reactor. *Process Biochem*. 2004;39:579-84.

Ramalho, R. S. *Tratamiento de aguas residuales*. Editorial Reverté, S. A., España 1991.

Reynolds, D. Tom. *Unit Operations and Processes in Environmental Engineering*. 2<sup>a</sup> ed. PWS Publishing Company. 1996.

Rittmann, Bruce E. *Water Resources in Environmental Engineering*. Mc Graw-Hill, 2001.

Sherrard L., Schroeder, E.D. (1976). *Design of Sequencing Batch Reactor Activated Sludge Processes*. Civil Engineering for Practicing and Design Engineers, 2, 33-44.

Schroeder E.D. and Sherrard, J.H., (1977) Stoichiometry of industrial biological wastewater treatment. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 48, 742.

Shin HS, Lim KH, Park HS. Effect of shear stress on granulation in oxygen aerobic up flow sludge reactors. *Water Sci. Technol.* 1992;26:601-5.

Snoeying, V.L and Jenkins, D. (1980) *Water Chemistry*. John Wiley & Sons, New York, N.Y.

Tay, J.-K., Liu, Q.-S., Liu, Y., (2002). Aerobic granulation in sequential sludge blanket reactor. *Water Sci. Technol.* 46 (4), 13-18.

Toerien, D.F., et al. (1990) Enhanced Biological Phosphorous Removal in Activated Sludge Systems. In *Advances in Microbial Ecology*, Volume 11. K.C. Marshall (Ed.), Plenum Press New York, N.Y.

Tokutomi, T., 2004. Operation of a nitrite-type airlift reactor at low DO concentration. *Water Sci. Technol.* 49 (5–6), 81–88.

Treybal, Robert, E. *Operaciones de transferencia de masa* Mc Graw-Hill. 2ª Ed. México 1998.

Tsuneda, S., Nagano, T., Hoshima, T., Ejiri, Y., Noda, N., Hirata, A., (2003). Characterization of nitrifying granules produced in an aerobic up flow fluidized bed reactor. *Water Res.* 37, 4965-4973.

Villaseñor, José Camacho. Eliminación de fósforo en aguas residuales urbanas. Tesis doctoral. Universidad de Castilla La Mancha, ediciones de Universidad de Castilla La Mancha. 2001.

Villaverde, S., Encina, P.A.G., Lacalle, M. L., Fdez.-Polanco, F., (2000). New operational strategy for SBR Technology for total nitrogen removal from industrial wastewater highly loaded with nitrogen. *Water Sci. and Technol.* 41, 85-93.

Wang, Lawrence. *Advanced Biological Treatment Processes*. Ed. Humana Press. Cleveland USA. 2009.

Water Pollution Control Federation (WPCF) *Nutrient Control*, Manual of Practice FD-7, Washington, DC, 1994.

Wentzel, M. C., Ekama, G. A., Dold, P. L., Marais, GvR. (1990). Biological excess phosphorous removal-Steady state process design. *Water S A*, 16, (1): 29-48.

Wilderer, PA, Irvine, RL, Goronszy, MC, (2001). Tecnología de secuenciación del reactor por lotes. La Ciencia y el Informe Técnico, publicación IWA, Londres, Reino Unido.

Winkler, Michael A. *Tratamiento biológico de aguas residuales de desecho*. Limusa Noriega Editores. México, 1994.

Wun-Jern. Sequencing Batch Reactors (SBR) Treatment of Wastewaters. Environmental Sanitation Information Center. Asian Institute of Technology. September 1989.

Yang, S.F., Tay, J.H., Liu, Y., 2003. A novel granular sludge sequencing batch reactor for removal of organic and nitrogen from wastewater. *J. Biotechnology*. 106, 77–86.

## Anexos

### Determinaciones de laboratorio.

#### Fosfatos.

- Filtrar muestra a vacío a través de papel filtro de 0.45µm.
- Diluir la muestra si espera concentraciones mayores a 30 mg/L P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.
- Añadir 5 ml de muestra a un tubo de ensaye.
- Adicionar 1.2 ml de reactivo Merck spectroquant para fosfatos.
- Tapar y agitar.
- Determinar absorbancia a 410 nm.
- Calcular la concentración de acuerdo a la curva de calibración.
- Preparar el testigo (blanco) con agua destilada.

#### Nitrógeno amoniacal.

- Filtrar muestra a vacío a través de papel filtro de 0.45µm.
- Diluir la muestra si la concentración esperada es mayor que el rango que puede determinarse con el kit.
- Añadir 5 ml del reactivo 1 de Merck spectroquant.
- Tomar 0.2 ml de muestra y colocar en un tubo de ensaye.
- Adicionar una cuchara rasa del reactivo 2.
- Tapar y agitar.
- Dejar reaccionar por 10 minutos.
- Leer absorbancia a 630 nm.
- Determinar la concentración de acuerdo a la curva de calibración.
- Preparar testigo (blanco) con agua destilada.

#### Demanda química de oxígeno (disuelta) DQO

- Filtrar la muestra a vacío a través de papel filtro de 0.45 µm.
- Si espera una concentración alta realice diluciones 1:100 ó 1:1000 según corresponda.
- Coloque 2.5 ml de muestra en un tubo de ensaye.
- Añada 1.5 ml de la solución de digestión de dicromato de potasio.
- Adicione lentamente 3.5 ml de la solución de ácido sulfúrico.
- Tapar y agitar.
- Coloque la o las muestras a digerir a 150 grados Celsius durante 2 hrs.
- Dejar enfriar.
- Medir absorbancia a 600 nm.
- Determinar concentración de acuerdo a la curva de calibración.
- Preparar testigo con agua destilada.
- Realizar cada determinación por duplicado.

## Sólidos suspendidos totales.

- En cápsulas de porcelana a peso constante, calentar papel filtro de 1.6 µm de poro a 105 grados Celsius durante 20 minutos.
- Pesar cápsula y papel y registrar el peso (A).
- Filtrar 20 ml de muestra a vacío.
- Colocar el papel con el filtrado en la cápsula y calentar a 105 grados Celsius durante 1 hora.
- Dejar enfriar dentro del desecador 20 min.
- Pesar nuevamente y registrar el valor (B).

La concentración de sólidos se calcula de acuerdo a:

$$SST \left( \frac{mg}{L} \right) = \frac{B - A (g)}{V \text{ muestra (mL)}} * 1000$$

## Sólidos suspendidos volátiles.

- Una vez determinados los SST es posible determinar los SSV con la misma muestra.
- Después de haber tomado el peso (B) para determinar los SST colocar esa misma cápsula en la mufla e incinerar a 550 grados Celsius durante 20 minutos.
- Dejar enfriar en la estufa a 100 grados y después dejar enfriar en el desecador.
- Pesar la cápsula (C).

Determinar la concentración de sólidos suspendidos volátiles según:

$$SSV \left( \frac{mg}{l} \right) = \frac{B - C (g)}{V \text{ muestra (mL)}} * 1000$$