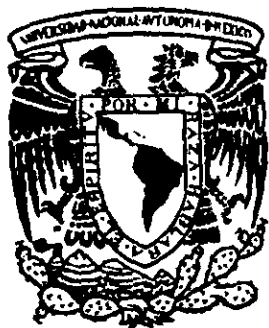


01177

8

2ef



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

EFFECTO DE LA CARGA ORGÁNICA SOBRE LA  
ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES EN  
AGUA RESIDUAL DOMÉSTICA CON ALTO  
CONTENIDO DE FÓSFORO, EMPLEANDO UN  
SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS MODIFICADO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA (AMBIENTAL)  
P R E S E N T A  
QFB. PATRICIA FLORES ORDEÑANA



DIRECTOR: DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ



TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

262995

MÉXICO, D. F. 1998



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.

## AGRADECIMIENTOS



Dedico con todo mi amor la presente tesis a mis papás, agradeciendo profundamente lo que han hecho por mí, por lo que han sido, por lo que son ahora..., por ayudarme a descubrir la verdad, mi verdad sin importar las equivocaciones.

A mis pequeñas: Carito y Marita, por ser la razón de mi existir.

A mis hermanos: Manolo, Mare y Alex, gracias por su compañía, apoyo y alegría.

A mis amigos: Vale, Esteban, Fulvio, Pera, Adrián, Elihut, Isa y Beto, por los buenos y malos momentos que compartimos.

A mis profesores y sinodales: Dra. Georgina Fernández Villagómez, M en I. Ana Elisa Silva Martínez, M en I. Gabriela Möller Chávez, por su orientación y valiosos comentarios.

Al M en I. Oscar González Barceló, por su apoyo incondicional en la realización de mi trabajo.

Y de una manera muy especial al Dr. Simón González Martínez, por ser además de un muy buen director de Tesis, una excelente persona. Gracias por escucharme y tener confianza en mí.



# ÍNDICE DEL CONTENIDO

## RESUMEN

## ÍNDICE DE TABLAS

## ÍNDICE DE FIGURAS

## NOMENCLATURA

<b>1</b>	<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
	1.1 Problemática	1
	1.2 Justificación	5
	1.3 Objetivos y alcances	8
<b>2</b>	<b>ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO (EBF)</b>	<b>9</b>
	2.1 Aspectos metabólicos	9
	2.2 Bioquímica	13
	2.2.1 Generalidades	13
	2.2.2 Condiciones anaerobias	14
	2.2.3 Condiciones aerobias	16
	2.3 Microbiología	17
	2.4 Factores que afectan la EBF	20
	2.4.1 Características del agua residual	20
	2.4.2 Oxígeno molecular y óxidos de nitrógeno	20
	2.4.3 Temperatura	21
	2.4.4 pH	22
	2.4.5 Tiempo de retención celular (TRC)	22
<b>3</b>	<b>ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO (EBN)</b>	<b>23</b>
	3.1 Nitrificación	25
	3.1.1 Microbiología y bioquímica	25
	3.1.2 Factores que afectan la nitrificación	27
	3.1.2.1 Temperatura	27
	3.1.2.2 Oxígeno molecular	27

3.1.2.3	pH	28
3.1.2.4	Alcalinidad	28
3.1.2.5	Sustancias tóxicas	28
3.1.2.6	Tiempo de retención celular	28
3.2	Desnitrificación	29
3.2.1	Microbiología y bioquímica	29
3.2.2	Factores que afectan la desnitrificación	30
3.2.2.1	Temperatura	31
3.2.2.2	Oxígeno molecular	31
3.2.2.3	pH	31
3.2.2.4	Tiempo de retención celular	32
<b>4</b>	<b>TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES</b>	<b>33</b>
4.1	Tratamiento biológico mediante Sistema de Lodos Activados	34
4.1.1	Fundamento	35
4.1.2	Etapas	35
4.1.3	Microorganismos que intervienen	37
4.1.4	Cinética del proceso	39
4.1.5	Factores que afectan el proceso	41
4.1.5.1	Temperatura	41
4.1.5.2	pH	42
4.1.5.3	Nutrientes	42
4.1.5.4	Oxígeno molecular	43
4.2	Procesos para eliminación biológica de fósforo	44
4.2.1	Proceso PhoStrip	44
4.2.2	Proceso A/O	45
4.2.3	Proceso Bio-Denipho	46
4.2.4	Reactores discontinuos (SBR)	47
4.3	Procesos para eliminación biológica de nitrógeno	49
4.3.1	Proceso Bardenpho de cuatro etapas	49
4.3.2	Sistema de lodos activados con desnitrificación parcial	50

4.3.3	Proceso de nitrificación y desnitrificación en dos pasos	51
4.3.4	Proceso de desnitrificación con filtros biológicos	52
4.4	Procesos para eliminación biológica de fósforo y nitrógeno	53
4.4.1	Proceso AAO	53
4.4.2	Proceso Bardenpho Modificado o de cinco etapas	54
4.4.3	Proceso UCT	55
4.4.4	Proceso UCT modificado	57
4.4.5	Proceso VIP (Virginia Initiative Plant)	59
<b>5</b>	<b>ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES EN AGUA RESIDUAL DOMÉSTICA</b>	61
<b>6</b>	<b>MATERIAL Y MÉTODO</b>	79
6.1	Descripción de la investigación	79
6.2	Descripción del arreglo experimental	81
6.2.1	Reactor	82
6.2.2	Recirculaciones	82
6.2.3	Solución alimentadora de nutrientes	84
6.3	Parámetros y técnicas analíticas	84
6.4	Condiciones de operación	87
6.5	Procedimiento experimental	87
<b>7</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b>	90
7.1	Influencia de factores ambientales sobre la capacidad de remoción de nutrientes	91
7.1.1	pH	92
7.1.2	Oxígeno molecular	94
7.1.3	Temperatura	95
7.2	Remoción de materia orgánica	95
7.3	Comportamiento de los Sólidos Suspendidos Totales	101
7.4	Remoción de Fósforo	105
7.5	Remoción de Nitrógeno	111
7.6	Características de sedimentación del lodo	118

4.3.3	Proceso de nitrificación y desnitrificación en dos pasos	51
4.3.4	Proceso de desnitrificación con filtros biológicos	52
4.4	Procesos para eliminación biológica de fósforo y nitrógeno	53
4.4.1	Proceso AAO	53
4.4.2	Proceso Bardenpho Modificado o de cinco etapas	54
4.4.3	Proceso UCT	55
4.4.4	Proceso UCT modificado	57
4.4.5	Proceso VIP (Virginia Initiative Plant)	59
<b>5</b>	<b>ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES EN AGUA RESIDUAL DOMÉSTICA</b>	<b>61</b>
<b>6</b>	<b>MATERIAL Y MÉTODO</b>	<b>79</b>
6.1	Descripción de la investigación	79
6.2	Descripción del arreglo experimental	81
6.2.1	Reactor	82
6.2.2	Recirculaciones	82
6.2.3	Solución alimentadora de nutrientes	84
6.3	Parámetros y técnicas analíticas	84
6.4	Condiciones de operación	87
6.5	Procedimiento experimental	87
<b>7</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b>	<b>90</b>
7.1	Influencia de factores ambientales sobre la capacidad de remoción de nutrientes	91
7.1.1	pH	92
7.1.2	Oxígeno molecular	94
7.1.3	Temperatura	95
7.2	Remoción de materia orgánica	95
7.3	Comportamiento de los Sólidos Suspendedos Totales	101
7.4	Remoción de Fósforo	105
7.5	Remoción de Nitrógeno	111
7.6	Características de sedimentación del lodo	118

## ÍNDICE DE TABLAS

2.1	Remoción biológica de fósforo	13
2.2	Principales bacterias facultativas y poli-P en un sistema de lodos activados que remueve fósforo (Tomada de Doria <i>et al.</i> , 1992)	19
4.1	Procesos biológicos de tratamiento	34
4.2	Sistemas de tratamiento biológico aerobio	34
4.3	Microorganismos comúnmente presentes en los lodos activados	38
5.1	Composición del agua influente (Morgan Sagastume <i>et al.</i> , 1993)	62
5.1'	Composición del agua influente (Rodrigo <i>et al.</i> , 1996)	63
5.2	Características del influente a la planta Öresundsverket (Jönsson <i>et al.</i> , 1996)	64
5.3	Condiciones operacionales y características del influente a la planta piloto (Mishima <i>et al.</i> , 1996)	66
5.4	Características de operación del sistema aplicado por Choi <i>et al.</i> , 1996	68
5.5	Condiciones de operación de los reactores empleados en el estudio de McClintock <i>et al.</i> , 1993	69
5.6	Composición promedio del influente (Mamais y Jenkins, 1992)	70
5.7	Parámetros de diseño del sistema de lodos activados (Mamais y Jenkins, 1992)	71
5.8	Características del agua residual municipal influente (Daigger <i>et al.</i> , 1988)	72
5.9	Resultados de los diferentes periodos y condiciones de operación de la planta piloto a escala laboratorio (Meganck <i>et al.</i> , 1985)	74
5.10	Resultados obtenidos durante la fase A (Meganck <i>et al.</i> , 1985)	74
5.11	Resultados obtenidos durante la fase B <sub>1</sub> (Meganck <i>et al.</i> , 1985)	75



5.12	Resultados obtenidos durante la fase B <sub>2</sub> (Meganck <i>et al.</i> , 1985)	75
5.13	Remoción de fósforo a diferentes dosis de acetato (Meganck <i>et al.</i> , 1985)	76
5.14	Resultados obtenidos por (Meganck <i>et al.</i> , 1985)	77
5.15	Resultados promedio de la planta a escala semi-industrial con adición de acetato (Meganck <i>et al.</i> , 1985)	77
6.1	Características y geometría del reactor	82
6.2	Parámetros monitoreados y técnicas analíticas	86
6.3	Condiciones de operación	87
7.1	Condiciones de operación del reactor en el estado estable a diferentes cargas orgánicas	90
7.2	Características fisicoquímicas del influente y efluente durante el periodo estable a diferentes cargas orgánicas	91
7.3	Comportamiento de la DQOs y porcentaje de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas	96
7.4	Comportamiento de los PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> y porcentaje de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas	106
7.5	Comportamiento del N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> y porcentaje de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas	112
7.6	Comportamiento de los N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> y porcentaje de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas	115

## ÍNDICE DE FIGURAS

2.1	Vía metabólica del Poliβ-hidroxibutirato (Sedlak, 1991)	11
2.2	Modelo bioquímico postulado para el metabolismo anaerobio de la BAF. el transporte de sustrato y el movimiento celular (Comeau <i>et al.</i> , 1985)	15
2.3	Modelo bioquímico postulado para el metabolismo aerobio de la BAF (Comeau <i>et al.</i> , 1985)	17
3.1	Transformaciones del nitrógeno en el proceso biológico (Sedlak, 1991)	24
3.2	Procesos de transformación biológica del nitrógeno (Sedlak, 1991)	26
4.1	Proceso de lodos activados convencional (Jenkins <i>et al.</i> , 1983)	37
4.2	Fases de crecimiento de la población microbiana	40
4.3	Diagrama del proceso PhoStrip (Sedlak, 1991)	45
4.4	Diagrama del proceso A/O (Sedlak, 1991)	46
4.5	Diagrama del proceso Bio-Denipho (Andersen & Sun-Nan Hong, 1994)	47
4.6	Representación de las fases que constituyen un ciclo de tratamiento en reactores discontinuos que eliminan fósforo (González-Martínez.. 1990)	48
4.7	Diagrama del proceso Bardenpho de cuatro etapas (Sedlak, 1991)	50
4.8	Diagrama del proceso de desnitrificación parcial (Cooper <i>et al.</i> , 1994)	51
4.9	Esquema de un sistema de lodos activados que nitrifica y desnitrifica en dos pasos (Cooper <i>et al.</i> , 1994)	51
4.10	Diagrama de tres procesos diferentes que emplean filtros biológicos para eliminar nitrógeno. (1) Proceso Aerobio/Anóxico, (2) Proceso Anóxico/Aerobio, (3) Proceso Biostyr (tomado y modificado de Cooper <i>et al.</i> , 1994)	53

4.11	Diagrama del proceso AAO (Sedlak., 1991)	54
4.12	Proceso Bardenpho modificado o de cinco etapas (Sedlak., 1991)	55
4.13	Diagrama del proceso UCT (Sedlak., 1991)	56
4.14	Diagrama del proceso UCT modificado (Sedlak., 1991)	58
4.15	Diagrama del proceso VIP (Sedlak., 1991)	60
5.1	Configuración del sistema empleado por Rodrigo <i>et al.</i> , 1996	63
5.2	Configuración del sistema empleado por Meganck <i>et al.</i> , 1985	73
6.1	Esquema del reactor empleado	81
6.2	Reactor empleado durante el estudio	83
7.1	Comportamiento del pH a una Carga Orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST*d	92
7.2	Comportamiento del pH a una Carga Orgánica de 0.4 kgDQO/kgSST*d	93
7.3	Comportamiento del pH a una Carga Orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST*d	93
7.4	Efecto de la Carga Orgánica sobre la remoción de materia orgánica	96
7.5	Comportamiento de la DQOs a una Carga Orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST*d	97
7.6	Comportamiento de la DQOs a una Carga Orgánica de 0.4 kgDQO/kgSST*d	98
7.7	Comportamiento de la DQOs a una Carga Orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST*d	100
7.8	Comportamiento de los SST a una Carga Orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST*d	101
7.9	Comportamiento de los SSV a una Carga Orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST*d	102
7.10	Comportamiento de los SST a una Carga Orgánica de 0.4 kgDQO/kgSST*d	103
7.11	Comportamiento de los SSV a una Carga Orgánica de 0.4 kgDQO/kgSST*d	104
7.12	Comportamiento de los SST a una Carga Orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST*d	104
7.13	Comportamiento de los SSV a una Carga Orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST*d	105
7.14	Comportamiento de los P-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> a una Carga Orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST*d	107

- 7.15 Comportamiento de los  $P-PO_4^{3-}$  a una Carga Orgánica de 0.4 kgDQO kgSST\*d 109
- 7.16 Comportamiento de los  $P-PO_4^{3-}$  a una Carga Orgánica de 0.5 kgDQO kgSST\*d 109
- 7.17 Efecto de la Carga Orgánica sobre el  $N-NH_4^+$  115

## NOMENCLATURA

Ac <sup>-</sup>	Acetato
AcCoA	Acetil Coenzima A
ADP	Adenosin di- fosfato
AGV	Acidos grasos volátiles
ATP	Adenosin tri- fosfato
BAF	Bacteria Acumuladora de Fósforo
CAT	Ciclo de los ácidos tricarboxilicos
CTE	Cadena de transporte de electrones
CO	Carga Orgánica
CoASH	Coenzima A reducida
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DQOs	Demanda química de oxígeno soluble
DQOt	Demanda química de oxígeno total
IVL	Indice volumétrico de lodos
MO	Materia orgánica
NAD	Nicotinamidadenín-dinucleótido
NADH	Nicotinamidadenín-dinucleótido reducido
N-NH <sub>3</sub>	Nitrógeno como amonio
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrógeno como nitritos
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrógeno como nitratos
NO <sub>x</sub>	Óxidos de nitrógeno
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
pH	Potencial de hidrógeno
P-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	Fósforo como ortofosfato
PT-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	Fósforo total como ortofosfato
Proceso A/O	Proceso anaerobio-aerobio
Proceso AAO	Proceso anaerobio-anóxico-aerobio
Proceso UCT	Proceso University of Cape Town

Proceso VIP

Proceso Virginia Initiative Plant

Q

Caudal

RBN

Remoción biológica de nutrientes

SST

Sólidos suspendidos totales

SSV

Sólidos suspendidos volátiles

SSF

Sólidos suspendidos fijos

SSLM

Sólidos suspendidos del licor mezclado

TRC

Tiempo de retención celular

TRH

Tiempo de retención hidráulico

## RESUMEN

En el presente estudio se describen las actividades a nivel laboratorio para tratar agua residual doméstica por régimen continuo operando un proceso de lodos activados modificado a temperatura constante. Para ello se utilizó el sistema de alta tasa Virginia Initiative Plant (VIP), el cual fue alimentado con las agua residuales de Ciudad Universitaria. El reactor trabajó con tres diferentes cargas orgánicas, 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d para observar su efecto sobre la remoción de materia orgánica y nutrientes. Fue inoculado con lodos activados procedentes de un reactor Batch que elimina fósforo y nitrógeno.

El reactor fue operado durante 70 días bajo la carga orgánica de 0.3, 100 días para la carga de 0.4 y para la carga de 0.5 kgDQO/kgSST·d tomó un tiempo de 40 días. Durante estos días se monitoreó periódicamente la DQO, sólidos suspendidos, oxígeno molecular, pH, temperatura y fósforo como ortofosfatos; una vez alcanzado el periodo de estabilización del reactor para cada carga orgánica, además de los parámetros antes mencionados, también se determinó nitrógeno como amonio, nitritos, nitratos, nitrógeno total Kjeldahl y fósforo total.

Para variar la carga orgánica fue necesario agregar diferentes cantidades de una solución alimentadora de azúcar y fosfatos al agua residual influente al reactor biológico. Es así que el agua residual presentó diferentes concentraciones de materia orgánica (DQO<sub>t</sub> = 258, 351 y 420 mg/l en promedio para las cargas orgánicas de 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d respectivamente) así como concentraciones de fósforo total superiores a

35 mg/l. Pudo observarse que en cada muestreo la composición y característica del agua residual varió aunque de una manera poco significativa, por lo que fue posible alcanzar las condiciones de estabilización del sistema.

Con las cargas orgánicas estudiadas se obtuvieron buenas remociones de materia orgánica (> 89%), aunque se observó una ligera disminución de ésta conforme la carga se incrementó. Así mismo, se logró una nitrificación completa operando el sistema con una carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST·d (remoción de N-NH<sub>3</sub> del 98%). Remociones menores se lograron con la carga de 0.4 kgDQO/kgSST·d (91.4%); por su parte, los datos muestran que se presentó una nitrificación incompleta con la carga de 0.5 kgDQO/kgSST·d (remoción de N-NH<sub>4</sub> del 89.2%). Es importante señalar que el sistema fue operado a una temperatura constante de 20.3±0.5°C. La eficiencia en la desnitrificación mejoró conforme se incrementó la carga orgánica, aunque los cambios no fueron muy significativos entre 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d. La cantidad de fósforo capturado por las bacterias acumuladoras de fósforo estuvo fuertemente influenciada por la carga orgánica. La mejor remoción de fósforo se logró a una carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST·d (90.5 %), seguida de la carga de 0.4 (81.3%) y fue un poco más baja a 0.5 kgDQO/kgSST·d (77.5%).

Con base en los resultados obtenidos se estableció que el empleo del reactor tipo VIP es eficiente para eliminar materia orgánica, nitrógeno y fósforo cuando se utilizan cargas orgánicas apropiadas (0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d) y aún con agua residual con alto contenido de fósforo (> 20 mg/l)..



## CAPITULO 1

### INTRODUCCIÓN

El agua es el recurso natural más importante para la vida. Es indispensable garantizar su pureza tanto en embalses y corrientes superficiales, así como en subterráneos con el fin de asegurar los recursos en cantidad suficiente y de calidad adecuada para las necesidades del hombre, los animales y la industria.

Todas estas medidas forman parte integral de la protección del medio ambiente. Una protección activa que involucra la evacuación y purificación de las aguas residuales mediante construcción de redes de alcantarillado así como de plantas de tratamiento.

#### **1.1 Problemática**

Actualmente, debido al gran desarrollo urbano e industrial que han sufrido algunas ciudades se ha presentado un constante desequilibrio ambiental. Uno de los principales problemas que se suscitan es la contaminación de las aguas epicontinentales, siendo las tres fuentes fundamentales de aguas residuales: las aguas domésticas o urbanas, las industriales, las pluviales y las agrícolas.

Normalmente las aguas residuales, tratadas o no, se descargan a un cuerpo de aguas superficiales (mar, río, lago, etc), que se considera medio receptor. Si son vertidas sin un tratamiento previo, generan contaminación saprobia debida a la acumulación y degradación

de materia orgánica. Como los procesos para la degradación y mineralización de la materia orgánica bajo condiciones aerobias requieren de altas concentraciones de oxígeno molecular, éste se agota parcial o totalmente, deteriorando como consecuencia la calidad del agua.

Por otra parte, aún cuando el agua residual recibe un tratamiento secundario antes de ser vertida, se genera contaminación. Esta es la llamada contaminación trófica, la cual se genera por una elevada concentración de nutrientes inorgánicos que inducen el aumento en la productividad primaria provocando con ello procesos de eutrofización en los cuerpos de agua. Las masas algáceas depositadas en los márgenes de una corriente de agua, mueren y se pudren produciendo condiciones anaeróbicas y presentando un peligro para la salud.

### **Importancia del fósforo y nitrógeno en la contaminación del agua**

Existen varias razones por las cuales es importante remover el nitrógeno y el fósforo de las aguas residuales, entre ellas se encuentran beneficios ambientales, económicos y operacionales. El más importante de éstos es el control de la eutrofización en los cuerpos receptores de agua, ya que la carga de nutrimentos, en particular la de fósforo, regula dicho proceso (Vollenweider, 1985). Aunque el nitrógeno juega un papel secundario, cuando se presenta un nivel de eutrofización avanzado, se convierte en un factor de control. Rodier (1990), indica que los elementos responsables de la eutrofización son esencialmente el fósforo y el nitrógeno y recomienda que para evitar el problema de crecimiento excesivo de algas y otros organismos acuáticos fotosintéticos que aceleran la eutrofización, así como la pérdida excesiva de fuentes de oxígeno y cambios indeseables en las poblaciones acuáticas, es necesario limitar el contenido de fósforo total en las aguas. Vollenweider (1985) sugiere que concentraciones de 0.01 mg/l se consideran aceptables, mientras que 0.02 mg/l excesivas en el cuerpo receptor.

Randall *et al* (1992) mencionan que la concentración de fósforo en las aguas residuales de tipo municipal depende de la infiltración, del uso de detergentes y de las contribuciones del

agua residual de la industria. En los Estados Unidos, la DQO de un agua residual municipal cruda es de 400 mg/l en promedio, mientras que el contenido de fósforo varía entre 6 y 10 mg/l. Si las algas asimilaran completamente un kilogramo de fósforo para generar nuevas células de elementos fotosintéticos e inorgánicos, se producirían 111 kg de biomasa con una DQO de 138 kg. Por lo tanto, la descarga de 6 mg/l de fósforo podría resultar en una producción de 828 mg/l de DQO, es decir más del doble de la DQO de la materia orgánica en el agua no tratada.

Por su parte, el nitrógeno se sabe que se encuentra en las aguas residuales principalmente en forma de  $\text{NH}_4^+$  y proviene de la descomposición de la materia orgánica así como de desechos industriales. Se sabe que en el agua residual fresca, alrededor del 60% del nitrógeno se encuentra en forma orgánica y el 40% en forma de amonio (Metcalf, 1979). La descomposición bacteriana de la materia protéica y la hidrólisis de la urea, transforman el nitrógeno orgánico a amonio. Normalmente, muy poco (<1%) del nitrógeno es oxidado a nitratos y nitritos (Sedlak, 1991). El problema de la presencia del nitrógeno amoniacal en el agua se debe principalmente a que acelera el proceso de eutrofización, produce olores desagradables a concentraciones de 35 mg/m<sup>3</sup> de aire, es tóxico a concentraciones mayores que 50 mg/l y es un contaminante que demanda grandes concentraciones de oxígeno molecular para ser oxidado, lo que crea graves problemas de anoxia en los cuerpos de agua receptores. Randall *et al* (1992) mencionan que un kilogramo de nitrógeno estimula la producción de 16 kg de biomasa de algas, la cual es equivalente a 20 kg de DQO. Por lo tanto, una descarga de 30 mg/l de nitrógeno produce una DQO equivalente a 600 mg/l. Esto es menor que la producción debida al fósforo, pero mayor que la DQO debida a los compuestos orgánicos en el agua no tratada.

Se sabe que algunos procesos biológicos de tratamiento transforman el nitrógeno amoniacal a óxidos de nitrógeno. Sin embargo esto no soluciona el problema ya que el nitrógeno amoniacal no es la única forma indeseable del nitrógeno en el agua. Por ejemplo, los óxidos de nitrógeno tal como los nitratos propician el desarrollo de la enfermedad conocida como metahemoglobinemia en niños. Por su parte, Tomasso *et al.* (de Boyd 1982) mencionan que

un tiempo de exposición de 24 h y una concentración de nitritos de 5 mg/l. resulta tóxica para las formas de vida acuática.

Así mismo, el ácido nitroso producido a partir de los nitritos durante el proceso de desnitrificación, puede reaccionar con aminas secundarias para formar aminas nitrificadas conocidas por su poder carcinogénico. De allí la importancia de eliminar eficientemente al nitrógeno de las aguas residuales y no únicamente cambiar su forma dentro del sistema.

De lo anterior se deduce la importancia de eliminar no solo la materia orgánica de las aguas residuales, sino también los compuestos inorgánicos responsables del deterioro del recurso acuático.

Para llevar a cabo este objetivo, existen dos tipos de procesos: los fisicoquímicos y los biológicos. Los procesos fisicoquímicos son aplicados principalmente en aguas con contaminantes inorgánicos o materia orgánica no biodegradable: sin embargo, presentan la gran desventaja de ser procesos muy costosos y generar lodos de manejo delicado. Por otro lado, los procesos biológicos se utilizan cuando los principales componentes contaminantes del agua son biodegradables y resultan ser una alternativa atractiva para el tratamiento del agua residual (Arvin *et al.*, 1985).

En México, se ha calculado que aproximadamente del total de sistemas secundarios de tratamiento biológico del agua residual, el 50% operan bajo el sistema de lagunas de estabilización, el 22% con lodos activados convencional, el 12% con filtros percoladores y el restante 8% corresponde a otro tipo de procesos. Con estos sistemas se remueven principalmente compuestos carbonosos, permaneciendo compuestos de fósforo y nitrógeno lo que resulta inconveniente para los cuerpos de agua receptores. Por lo tanto, es necesario desarrollar nuevas tecnologías que permitan remover dichos compuestos y elaborar normas más estrictas para el control de nutrientes.

Se ha observado que la remoción biológica de nutrientes en aguas residuales domésticas por un proceso de lodos activados modificado resulta atractiva dada su eficiencia de remoción en dichos nutrientes. Además de que, en muchos casos, los procesos de remoción de fósforo y nitrógeno pueden ser fácilmente incorporados en las plantas de tratamiento de lodos activados existentes.

Recientemente se han estudiado procesos integrados para la remoción de nutrientes donde se combinan diferentes operaciones biológicas para reducir las concentraciones de nitrógeno y fósforo en los efluentes de las plantas de tratamiento. Estos procesos integrados incluyen varias fases o zonas con condiciones anaerobias, anóxicas y aerobias y a menudo con recirculaciones entre estas fases. La secuencia exacta, el tamaño de las zonas y la magnitud de las recirculaciones depende de la calidad del efluente que se requiera.

## **1.2 Justificación**

El agua en nuestro país al igual que en todo el mundo, siempre ha tenido un gran valor debido a la estrecha relación que guarda con los procesos vitales y con el desarrollo de cualquier actividad humana. Su adecuado aprovechamiento es condición básica para superar los desafíos del presente y preservar las posibilidades del futuro. Sin embargo, dado el crecimiento poblacional, cada día son menos los cuerpos de agua que se pueden aprovechar y más el agua que se contamina. Es por ello que el tratamiento de las aguas residuales, ha llegado a configurar un gran desafío para la política hidráulica y la acción concertada de instituciones y sociedad.

Uno de los problemas a los que nos enfrentamos, es la eutrofización de los cuerpos de agua, el cual se ve favorecido cuando se descargan aguas residuales con altos contenidos de fósforo ( $>10$  mg/l) y nitrógeno. Esta situación es muy frecuente en nuestro país, principalmente en aquellos embalses que son utilizados para fines recreativos o como fuentes de abastecimiento de agua potable, como es el caso de las Presas Villa Victoria, Valle de Bravo, Colorines, Chilesdo y El Bosque, entre otras.

Para evitar el proceso de eutrofización, es necesario llevar a cabo la transformación biológica de dichos nutrientes, por lo que se requieren sistemas de tratamiento de aguas residuales, en donde se favorezca el crecimiento tanto de bacterias acumuladoras de fósforo como de nitrificantes. En estos procesos biológicos, es necesario que el tiempo en el que permanezcan dichas bacterias en el reactor (TRC), sea suficiente para realizar sus actividades metabólicas.

Un parámetro de diseño muy importantes es la carga orgánica, la cual está relacionada con el tiempo de retención celular. Con cargas orgánicas altas, el TRC disminuye, impidiendo el establecimiento de microorganismos con tiempos de duplicación largos, como las bacterias nitrificantes y acumuladoras de fósforo. Por otro lado, si la carga orgánica es baja, las células tienen un tiempo largo de decaimiento por lo que el crecimiento de las poblaciones es lento, lo cual se traduce en fracciones bajas de dichos microorganismos, provocando que la eliminación biológica de nutrientes disminuya. De allí la importancia de operar los sistemas con una carga orgánica adecuada.

La relación  $DBO_5:NTK$  del agua residual, ejerce una gran influencia en la tasa de nitrificación. Conforme esta relación se incrementa, la tasa disminuye (Nutrient Control, 1983). Es por ello que en una planta de lodos activados con etapas separadas (Sistema de remoción biológica de nutrientes "RBN"), donde se lleva a cabo la remoción de materia orgánica en la primer etapa y la nitrificación en la segunda, la tasa de nitrificación es más rápida que en un sistema convencional donde dichos procesos ocurren en el mismo reactor. Parte de la materia orgánica influente es estabilizada en la zona anóxica utilizando los nitratos producidos en el proceso, lo cual reduce los requerimientos de oxígeno y el consumo de alcalinidad. Además de que al reducir los nitratos en la zona anaerobia, se favorece la eficiente eliminación de fósforo.

Lo anterior se debe a varias razones:

- 1.- Inhibición de la nitrificación en el sistema convencional a causa de la competencia heterotrófica por los nutrientes o la presencia de orgánicos (McClintock *et al.*, 1993, Comeau *et al.*, 1985).
- 2.- Menor competencia por el oxígeno disuelto en la segunda etapa del reactor del sistema RBN.
- 3.- En el sistema convencional, la tasa de nitrificación se ve limitada por la tasa de desaminación.
- 4.- En la segunda etapa del reactor del sistema RBN hay una mayor concentración de microorganismos nitrificantes comparada con el sistema convencional. al ser inferior la carga orgánica.

Si se requiere la remoción de nutrientes (nitrógeno y fósforo), es posible incorporar una zona anaerobia y una anóxica (presencia de nitratos) a un proceso convencional de lodos activados. Al tratar agua residual municipal, normalmente toda la materia orgánica se remueve en la fase anaerobia previa a la zona aerobia por lo que hay menor competencia por el oxígeno disuelto. Otro punto importante es que la desaminación ya ha ocurrido en las zonas anaerobia y anóxica por lo que esto no limita la reacción de nitrificación. Además la actividad heterotrófica es considerablemente menor en la zona aerobia de este tipo de sistema y el tiempo de permanencia de los microorganismos en el sistema es mayor, favoreciendo el crecimiento de bacterias nitrificantes. Por otro lado, si la tasa de nitrificación es más rápida en el sistema RBN comparada con el sistema convencional, se requerirá menor volumen aerobio para llevar a cabo la nitrificación. Al evitar la introducción de nitratos a la zona anaerobia, se favorece la remoción de fósforo.

De los diferentes tipos de procesos para la eliminación biológica de nutrientes, en el presente trabajo se eligió el sistema de alta tasa Virginia Initiative Plant (VIP) que se describe en el inciso 4.1.4.5.

### 1.3 Objetivos y alcances

El objetivo general de la presente investigación es determinar el efecto de la carga orgánica sobre la remoción biológica de materia orgánica medida como DQO, nitrógeno y fósforo, en un sistema de lodos activados modificado tipo VIP.

Los objetivos específicos son:

- \* Evaluar las condiciones óptimas de carga orgánica para el establecimiento de bacterias nitrificantes así como de acumuladoras de fósforo, manteniendo la temperatura constante en el sistema.
- \* Identificar los problemas o limitaciones al tratamiento causados por las características particulares del agua residual. Específicamente, agua residual tipo doméstica proveniente de la colonia Copilco "El Alto" y de algunas facultades de Ciudad Universitaria, enriquecida con una solución alimentadora de azúcar y fosfatos.

Alcances:

- \* Realizar la investigación en un sistema en continuo a nivel laboratorio, empleando un reactor de 50.4 l de capacidad, compuesto por tres cámaras distintas: anaerobia, anóxica, aerobia, donde se combinan diferentes operaciones biológicas para eliminar materia orgánica, fósforo y nitrógeno del agua residual.
- \* Operar el sistema anaerobio-anóxico-aerobio, bajo tres diferentes cargas orgánicas: 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d.
- \* Monitorear la remoción de materia orgánica como DQO, nitrógeno como  $\text{NH}_4^-$  y fósforo como  $\text{PO}_4^{-3}$ .



## CAPITULO 2

### **ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO (EBF)**

Los procesos para la remoción biológica de fosfatos tienen como principal objetivo la eliminación de material orgánico carbonoso y de fósforo, para lo cual se utilizan sistemas modificados de lodos activados y de biopelícula. La captura de fósforo en exceso por las bacterias en el sistema de lodos activados fue observada por primera vez por Vacker, Connell y Wells en 1967 (Heymann, 1985). Se creyó que ciertas bacterias pertenecientes al grupo *Acinetobacter* eran las responsables. Actualmente se sabe que es necesario que exista una secuencia de fases anaerobia y aerobia para que el proceso de remoción biológica de fósforo se realice, pues los microorganismos involucrados emplean un mecanismo metabólico alterno que se activa bajo estas condiciones.

#### **2.1 Aspectos metabólicos**

El contenido típico de fósforo en los microorganismos presentes en un sistema de tratamiento convencional de aguas residuales fluctúa entre 1.5 y 2% del peso seco. El grupo de bacterias capaces de eliminar fósforo de las aguas residuales, conocido como "acumuladoras de fosfato" (BAF), se caracteriza por almacenar altas concentraciones de fósforo en forma de gránulos de polifosfatos y su contenido fluctúa entre 3 y 6% del peso seco de la biomasa (Sedlack, 1991).

Las BAF son microorganismos aerobios que obtienen su energía (ATP) a través de la vía metabólica del ciclo de los ácidos tricarboxílicos y cadena respiratoria, empleando oxígeno como receptor final de electrones. Cuando estos organismos son sometidos a una secuencia de condiciones anaerobias/aerobias, activan un mecanismo metabólico de sobrevivencia para competir con grupos de bacterias facultativas por la materia orgánica (MO) bajo condiciones anaerobias.

Barnard (1974) postuló que para lograr la remoción de fósforo es necesario que los organismos pasen a través de una etapa anaerobia en ausencia de nitratos y oxígeno molecular. Nicholls y Osborn (1979) sugirieron que la etapa anaerobia libre de nitratos propuesta por Barnard es necesaria para que *Acinetobacter* utilice ácidos grasos volátiles (AGV) tales como acetatos, también producidos en esta zona como resultado de las reacciones de fermentación para formar polihidroxibutiratos (PHB). La síntesis de PHB por las células bacterianas se muestra en la Fig.2.1. Estos compuestos tienen baja solubilidad en agua y por lo tanto no afectan la presión osmótica dentro de la bacteria. Los PHB están formados de acetoacetato, los cuales sirven como aceptores de electrones permitiendo así la reoxidación de NADH a NAD. La energía necesaria para que se lleve a cabo este proceso se obtiene del rompimiento de enlaces de polifosfatos a fosfatos, también llamado liberación de fosfatos, por vía de ATP.

Posteriormente cuando estas mismas bacterias se someten a condiciones aerobias, utilizan la materia orgánica que almacenaron en forma de PHB para producir acetil CoA, que es reincorporado al ciclo de los ácidos tricarboxílicos y cadena respiratoria para su degradación. A través de esta vía, se produce la energía necesaria para reactivar todo el metabolismo celular, incluyendo el crecimiento. Es en este momento cuando ocurre la verdadera separación del fósforo del agua residual, ya que las BAF consumen el fósforo presente en el agua residual en una mayor proporción a la concentración excretada durante la fase anaerobia para emplearlo tanto en la generación de ATP, como para recargar las reservas energéticas en forma de poli-P (polifosfatos), esto es resultado de una estrategia de sobrevivencia ante la posibilidad del establecimiento de otro periodo

anaerobio. La eliminación de fósforo del sistema se hace a través de la extracción de los lodos de purga.

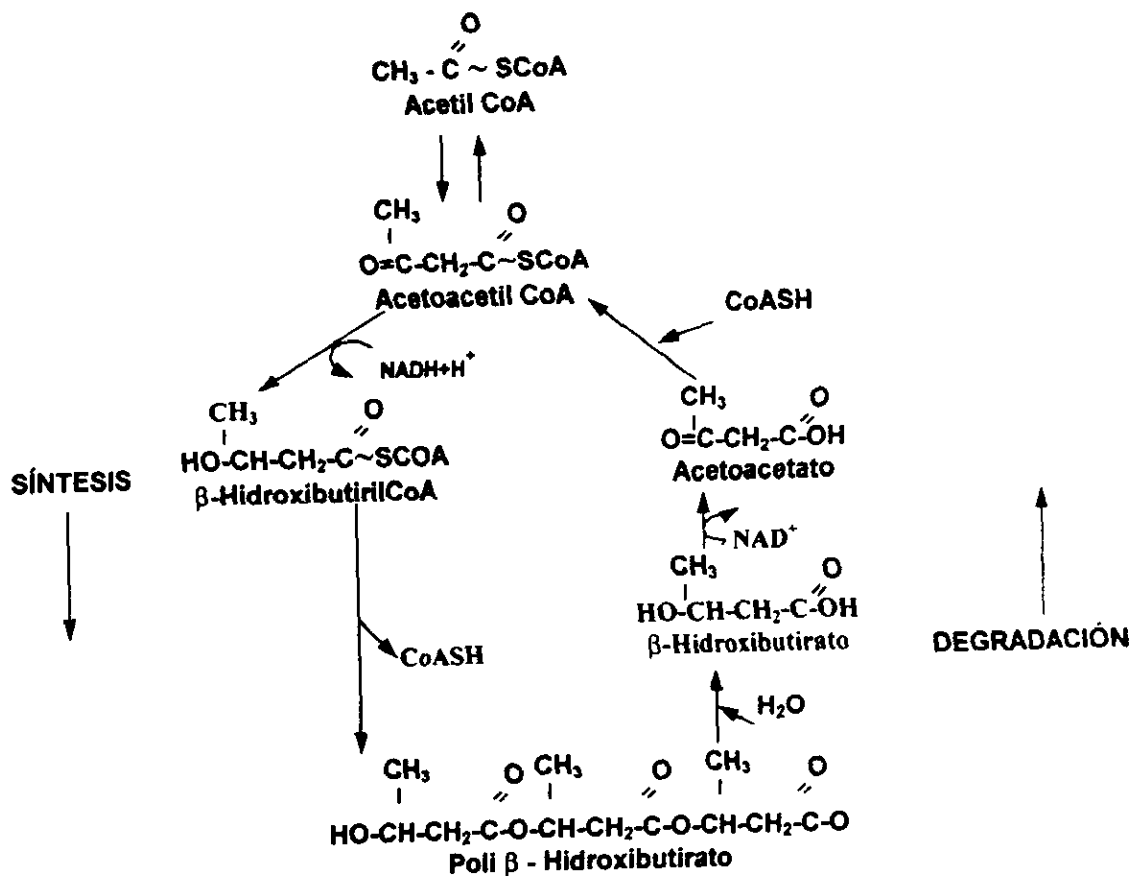


Figura 2.1 Vía metabólica del Poliβ-hidroxibutirato (Sedlack, 1991).

Ahora bien, en algunas aguas residuales la fracción de AGV es tan pequeña que limita la captura y liberación de fósforo esperado. Sin embargo, debido a que se ha observado que la remoción de fósforo está muy ligada a la fracción fácilmente biodegradable de la DQO influente, Marais *et al.*, (1983) suponen que en la zona anaerobia algunos de los microorganismos heterótrofos no acumuladores de fósforo (aerobios facultativos) absorben la materia orgánica de fácil asimilación y derivan parte de energía vía glucólisis (Ruta metabólica Embden-Meyerhof) transformando sustratos tales como azúcares a AGV y formas similares los cuales son liberados al medio. Estos materiales entonces están disponibles para ser atrapados por las BAF; en consecuencia, los heterótrofos no acumuladores de fósforo están indirectamente involucrados en la remoción de fósforo

donde el agua residual no contiene AGV. Si entrasen nitratos a la zona anaerobia, los heterótrofos utilizarían rápidamente una fracción o todo el material absorbido vía procesos oxidativos (p.e. ciclo de los ácidos tricarbónicos) y por consiguiente se liberaría poco o nada de material apropiado (AGV) para las BAF. Esto explica porqué la introducción de nitratos a la zona anaerobia se asocia tan a menudo con la disminución en la remoción de fósforo (Wentzel *et al.*, 1985).

El mecanismo de remoción biológica de fósforo se resume en la *Tabla 2.1*. Acetato y otros productos de la fermentación son producidos por organismos facultativos en la zona anaerobia. Se sabe que estos productos de fermentación se derivan de la porción soluble de la DBO influente y que no hay tiempo suficiente para la hidrólisis y conversión de la DBO influente en suspensión. Los productos de la fermentación son fácilmente asimilados y almacenados por los microorganismos removedores de fósforo. Esto se lleva a cabo gracias a la energía disponible de la hidrólisis de los polifosfatos almacenados. éstos proporcionan la energía para el transporte activo de sustrato y para la formación de acetoacetato, el cual es utilizado para producir PHB. La facilidad de que los microorganismos removedores de fósforo puedan asimilar los productos de la fermentación en la fase anaerobia significa que tienen ventaja sobre otros microorganismos que se encuentran en los sistemas de lodos activados. Por lo tanto, la fase anaerobia propicia una selección y desarrollo de la población de microorganismos acumuladores de fósforo. Rensink *et al* (1985) señalan que *Acinetobacter* son bacterias de crecimiento relativamente lento que prefieren carbohidratos simples como sustrato. por lo que sin la fase anaerobia, no pueden estar presentes a niveles significativos en un sistema de lodos activados convencional.

Durante la fase aerobia, los sustratos almacenados son consumidos y el fósforo soluble es capturado en exceso. Como resultado de la utilización del sustrato se espera un incremento en la población de las BAF. Este mecanismo indica que el nivel de remoción biológica de fósforo se relaciona directamente con la cantidad de sustrato que pueda ser fermentado por los microorganismos presentes en la fase anaerobia y subsecuentemente

asimilada y almacenada como productos de fermentación por microorganismos removedores de fósforo, también en la fase anaerobia.

Tabla 2.1 Remoción biológica de fósforo

Zona	Característica
<u>Anaerobia</u>	
1. Fermentación	Del material orgánico soluble se producen AGV por organismos facultativos.
2. Liberación de fósforo	Los AGV son transferidos al interior de la célula para generar PHB a través de la liberación de energía de los ortofosfatos.
<u>Aerobia</u>	
1. Captura de fósforo	Los PHB son oxidados. Los ortofosfatos son capturados y retenidos en el interior de la célula como Poli-P y por lo tanto removidos de la solución. El fósforo es separado del sistema vía purga de lodos.
2. Producción de nuevas células	La energía es capturada en las cadenas de polifosfatos para crecimiento y almacenamiento (a niveles que exceden en lo requerido para reproducción y crecimiento).

## 2.2 Bioquímica

Durante los últimos años se han propuesto modelos para explicar la bioquímica de la remoción de fósforo. Uno de los modelos más aceptados es el de Comeau-Wentzel (1986), el cual considera a bacterias del género *Acinetobacter* como responsables de la remoción de fósforo.

### 2.2.1 Generalidades

*Acinetobacter* es una bacteria Gram negativa (G(-)), no móvil, estricta aerobia que utiliza el acetato como fuente de carbono en la fase anaerobia, almacenándolo como poliβhidroxibutirato (PHB) y utilizando la hidrólisis de polifosfatos (poliP) como fuente de energía. De esta manera son liberados los ortofosfatos (Pi) al medio. En la etapa aerobia subsecuente, ocurre la captura de los Pi en una cantidad mayor que la

originalmente presente. Durante esta fase los Pi se transforman a poliP cuando el PHB es utilizado como fuente de carbono para producir acetilCoA, que es reincorporado al ciclo de los ácidos tricarboxílicos (CAT) y cadena respiratoria. A través de esta vía se produce la energía necesaria para reactivar todo el metabolismo celular, incluyendo el crecimiento. Es en este momento cuando sucede la verdadera separación del fósforo del agua residual, la cual se hace a través de la extracción de los lodos de purga.

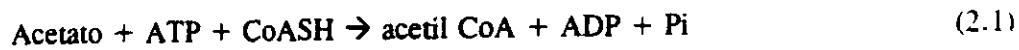
### 2.2.2 Condiciones anaerobias

Bajo condiciones anaerobias (ausencia tanto de oxígeno molecular como de nitratos) el acetato o algún otro AGV sirven como única fuente externa de carbono. Sin embargo, la concentración de estos en el agua residual es muy baja. La glucosa y otros carbohidratos constituyen la fuente más común de carbono para la biomasa. *Acinetobacter* no puede degradar glucosa bajo condiciones anaerobias (Mino *et al.*, 1987 y Wentzel *et al.*, 1991). La glucosa es utilizada en la etapa anaerobia por microorganismos fermentativos los cuales producen AGV, entre ellos el acetato que requiere *Acinetobacter*.

El pH que normalmente se registra en el agua residual municipal (6.5-7.5) permite que el acetato se encuentre en su forma aniónica ( $\text{CH}_3\text{COO}^-$ ) y es transportado al interior de la membrana por difusión junto con un protón  $\text{H}^+$  del exterior al interior de la membrana plasmática de la bacteria (Fig. 2.2). El acetato se activa a acetilCoA a expensas del ATP que se forma por ruptura de enlaces de poliP. Esta reacción libera cationes (usualmente  $\text{K}^+$  o  $\text{Mg}^{++}$ ), los cuales salen de la célula por un mecanismo de difusión. La salida de estos cationes obliga a la entrada de un segundo protón que es utilizado por un Pi para formar el anión  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ . La molécula de  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$  sale por difusión, se disocia y libera protones que se ocupan para restablecer el gradiente de cargas y se utilizan nuevamente para el transporte de acetato. Una vez dentro el acetato puede entonces ser almacenado por la célula en forma de PHB. Es importante mantener el gradiente de cargas para que el acetato pueda ser transportado y almacenado. Este gradiente de cargas se re-establece por las cadenas de poliP las cuales suministran una fuente de moléculas de fosfato, que

pueden ser neutralmente transportadas a través de la membrana plasmática (Comeau *et al.*, 1985).

La fuente de energía requerida para metabolizar el acetato hacia acetilCoA proviene de la molécula de ATP, la cual se genera por el rompimiento de la cadena de poli-P. Se tiene la siguiente expresión para la reacción:



### Bacteria Acumuladora de Fosfato

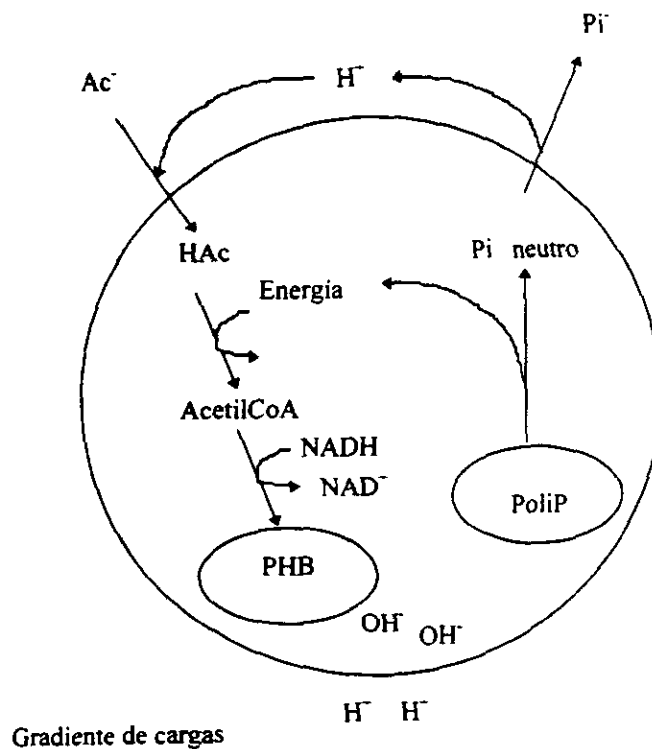
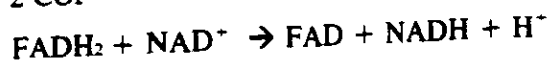
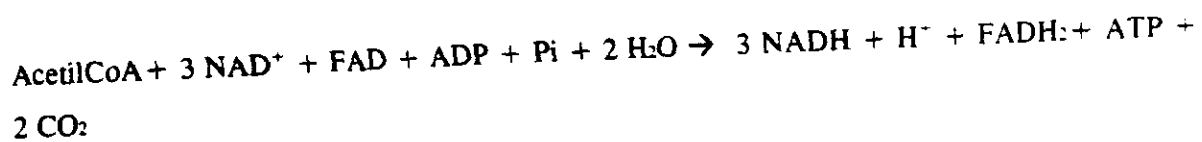


Figura 2.2 Modelo bioquímico postulado para el metabolismo anaerobio de la BAF, el transporte de sustrato y el movimiento celular (Comeau *et al.*, 1985).

Wentzel *et al* (1991) consideran que el ciclo de los ácidos tricarbónicos está activo aunque a una velocidad baja durante la fase anaerobia y que es esta vía la que suministra

los NADH necesarios para originar el potencial reductor y así pueda almacenarse AcetilCoA como PHB.

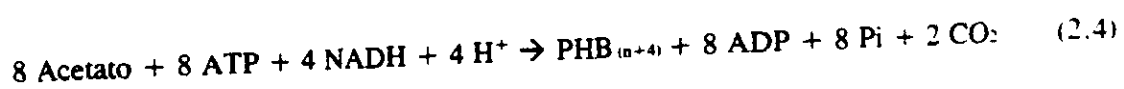
El metabolismo del acetato vía ciclo de los ácidos tricarboxílicos puede resumirse como sigue:



Sumando estas ecuaciones a (2.1):



En la ecuación (2.2) se observa que la incorporación de dos moléculas de acetato a PHB requiere de dos moléculas de ATP y 1 de NADH + H<sup>-</sup>, metabolizar una molécula de acetato vía ciclo de los ácidos tricarboxílicos requiere 1 ATP y genera 4 moléculas de NADH + H<sup>-</sup>. Si todo el NADH generado durante el ciclo de los ácidos tricarboxílicos se utiliza para la síntesis de PHB, la ecuación (2.2) queda:



Sumando las ecuaciones 2.3 y 2.4, entonces:



La relación acetato consumido : fosfato liberado es de 9:8 o 1.1:1 (Sedlak, 1991).

### 2.2.3 Condiciones aerobias

Bajo condiciones aerobias subsecuentes (Fig. 2.3) la BAF tiene la ventaja de poseer una reserva de PHB que puede utilizar para producción de energía. mientras que otras bacterias aerobias compiten fuertemente por cualquier otro sustrato disponible en solución. En el catabolismo las moléculas de PHB se rompen a acetilCoA. la cual entra



al ciclo de los ácidos tricarbónicos y se asocia al ciclo del glioxalato para ser parcialmente metabolizada y producir NADH. Los NADH generados en esta vía son subsecuentemente oxidados en la cadena de transporte de electrones (CTE) o fosforilación oxidativa en presencia de oxígeno (o  $\text{NO}_3^-$ ) para expulsar protones y por tanto reestablecer el gradiente de cargas. Este gradiente es utilizado para generar ATP. El ATP que se produce se utiliza como fuente de energía para síntesis de poliP, el cual es almacenado. Este poliP puede acumularse y la BAF puede crecer y multiplicarse (Comeau *et al.*, 1985).

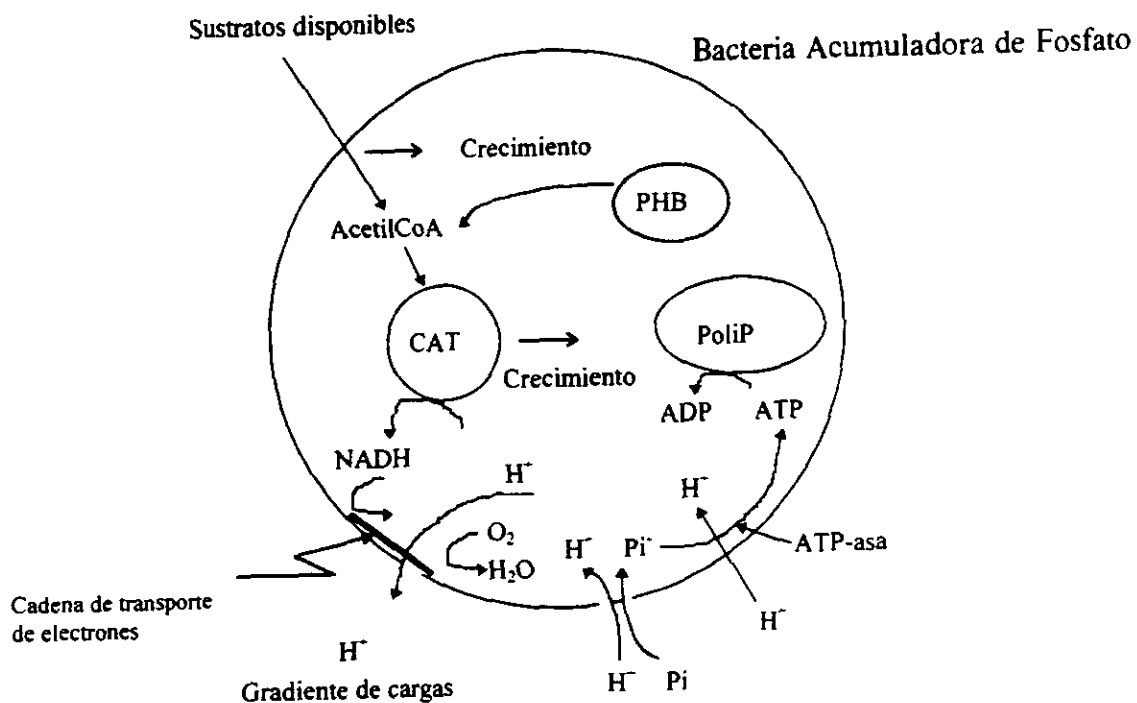


Figura 2.3 Modelo bioquímico postulado para el metabolismo aerobio de la BAF (Comeau *et al.*, 1985).

### 2.3 Microbiología

El proceso de remoción biológica de fósforo en el agua residual se atribuye a la presencia de ciertas bacterias llamadas bacterias poli-P. Wentzel (1988) obtuvo un cultivo puro de *Acinetobacter* utilizando acetato como única fuente de carbono y consideró a este género como el responsable de la remoción de fósforo observada. El habitat natural de

*Acinetobacter* es el suelo y el agua en cuyos cuerpos aproximadamente el 0.001% de la población heterótrofa aerobia pertenece a este género. Son bacterias gram (-). no móviles, catalasa positiva y oxidasa negativa. Requieren oxígeno para el catabolismo: sin embargo, hay algunas especies que utilizan nitrato como aceptor de electrones cuando el oxígeno no está presente. Puede crecer en un medio mineral simple, con una sola fuente de carbono y energía tal como etano, acetato, lactato, etc. Pocas especies usan glucosa como fuente de carbono para el crecimiento y son utilizadas vía Entner-Doudoroff. No posee la vía glucolítica de Embden-Meyerhof-Parnas para el metabolismo de azúcares. Posee todas las enzimas del ciclo de los ácidos tricarboxílicos así como también las enzimas del ciclo del glioxalato.

De acuerdo a Wentzel y colaboradores, la cantidad de acetato en el agua residual es prácticamente nula y puede ser producida bioquímicamente durante la etapa anaerobia. Algunos autores como Brodish y Löter (Wentzel, 1985), consideran que la glucosa es utilizada en la etapa anaerobia por microorganismos fermentativos, los cuales producen AGV de bajo peso molecular, entre ellos el acetato necesario para *Acinetobacter*. Wentzel *et al* (1985) desarrollaron un modelo cinético en el cual el paso limitante en el proceso de remoción es la fermentación de sustratos fácilmente degradables por organismos no poli-P como *Aeromonas punctata*, *Flavobacterium*, *Klebsiella*, *Proteus*, *Enterobacter*, *Alcaligenes* y otras bacterias facultativas fermentativas gram (-).

Brodish, 1983 (citado por Wentzel *et al.*, 1991) reporta una buena remoción de fósforo y una insignificante cantidad de *Acinetobacter* en el reactor, mientras que Mostert *et al.* (1989), reportan que los reactores alimentados con propionato, peptona o extracto de levadura, muestran una muy buena remoción de fósforo aún cuando *Acinetobacter* no esté presente en la biomasa. Se ha observado que la presencia de bacterias de este género, no es una condición suficiente para observar una buena remoción de fósforo (Cloete *et al.*, 1985; Löter, 1985 de Doria *et al.*, 1992). Además se reporta que otros sustratos de bajo peso molecular como el ácido butírico, etanol, metanol, isobutírico, valérico e isovalérico (Abu-ghararah y Randall, 1990 de Doria *et al.*, 1992) permiten una mejor remoción de fósforo que el acetato.

*Acinetobacter* no puede ser considerado el único microorganismo poli-P. Muchas otras bacterias son capaces de acumular fósforo, PHB y/o glucógeno y han sido aisladas del sistema de lodos activados. En la Tabla 2.2, se presenta una lista de las principales bacterias conocidas que participan en la remoción biológica de fósforo. Algunas de estas bacterias son estrictamente aerobias y otras son anaerobias fermentativas: algunas pueden utilizar acetato como fuente de carbono, pero la mayoría puede también metabolizar glucosa, aminoácidos y muchas otras moléculas orgánicas.

Tabla 2.2 Principales bacterias facultativas y poli-P en un sistema de lodos activados que remueve fósforo (Tomada de Doria et al., 1992).

Microorganismos		Referencia
<i>Acinetobacter calcoaceticus</i>	Aerobia	Fuhs and Chen, 1975
<i>Aeromonas hydrophila</i>	Facultativa	Brodish et al., 1983
<i>Aeromonas spp.</i>	Facultativa	Kavanaugh et al., 1991
<i>Alcaligenes spp.</i>	Facultativa	Mostert y Gerber, 1989
<i>Arthrobacter globiformis</i>	Poli-P	Shoda et al., 1980
<i>Citrobacter freundii</i>	Facultativa	Mostert y Gerber, 1989
<i>Enterobacter</i>	Poli-P	Löter y Murphy, 1985
<i>Escherichia coli</i>	Facultativa	Mostert y Gerber, 1989
<i>Klebsiella pneumoniae</i>	Poli-P	Gersberg, 1985
<i>Micrococcus</i>	Poli-P	Ye et al., 1988
<i>Moraxella spp.</i>	Poli-P	Streichan y Schön, 1991
<i>Pasterurella spp.</i>	Aerobia	Brodish et al., 1983
<i>Pseudomonas vesicularis</i>	Poli-P	Suresh et al., 1985
<i>Pseudomonas spp.</i>	Aerobia	Malonon et al., 1983

Takeuchi (De Wentzel, 1991) confirmó el comensalismo establecido entre *Acinetobacter* y *Aeromonas* cuando la glucosa es el sustrato. Este autor también estudió la competitiva relación entre *Acinetobacter* y *Pseudomonas*: el crecimiento de esta última es estimulado por los nitratos mientras que el acetato estimula a *Acinetobacter*: en este sentido se

explica el porqué la presencia de nitrato inhibe la liberación de fósforo en la etapa anóxica. Es importante señalar que de acuerdo a Ballard *et al.*, 1968 (De Wentzel, 1991), la capacidad de *Pseudomonas vesicularis* para acumular carbohidratos depende de las bajas concentraciones de nitrato en el medio. Se ha visto entonces que el proceso de remoción de fósforo y la desnitrificación están en competencia por el sustrato orgánico disponible y esta competencia puede ser intra o intercelular, se sabe que ciertas especies de *Acinetobacter* son capaces de desnitrificar.

## **2.4 Factores que afectan la EBF**

Aunque es requisito que exista una zona anaerobia para la remoción biológica de fósforo, existen muchos factores que pueden afectar positiva o negativamente el grado de remoción de dicho nutriente.

### **2.4.1 Características del agua residual**

La composición del agua residual juega un papel importante en el proceso de remoción de fósforo, especialmente el hecho de contar con productos de la fermentación orgánica disponibles para los organismos acumuladores de fósforo. Como los productos de fermentación en la zona anaerobia son asimilados por los microorganismos acumuladores de fosfatos tan rápido como son producidos, no es posible medir directamente el sustrato de fermentación disponible en un agua residual dada, solo es posible saber sustrato removido y gases producidos ( $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ ). Por tanto esto hace difícil definir la capacidad de remoción de fósforo y por ello se ha intentado caracterizar el agua residual con las relaciones DBO/P y DBO/NTK.

### **2.4.2 Oxígeno molecular y óxidos de nitrógeno**

El consumo y almacenamiento de materia orgánica solamente puede ocurrir en condiciones anaerobias ya que en presencia de óxidos de nitrógeno (condiciones

anóxicas), estos sustratos pueden ser usados como aceptores de electrones (Eckenfelder.. 1985).

Por otra parte, en la zona aerobia se debe disponer de oxígeno suficiente para los microorganismos acumuladores de fósforo. Si la capacidad de oxigenación no es suficiente, la captura de fósforo no será óptima. Sin embargo, Kern-Jespersen y Henze (1993), mencionan como posible la captura de fósforo tanto en condiciones aerobias como anóxicas.

El nitrato inhibe el proceso de remoción de fósforo en la zona anaerobia. Los mecanismos de inhibición dados por varios autores se dividen en dos grupos: los relacionados con el potencial redox y los relacionados con la desnitrificación. La presencia de nitratos es comparable a la presencia de oxígeno. Cuando el nitrato está presente en la zona anaerobia, el potencial redox es muy alto para la producción de AGV por las bacterias anaerobias facultativas. Tan pronto como se remueve el nitrato, tiene lugar la liberación de fosfato, en señal de la producción de AGV. Por su parte, las bacterias desnitrificantes en presencia de nitratos, pueden consumir ácidos grasos volátiles (requeridos como sustrato por la BAF) para transformar  $\text{NO}_3$  a  $\text{N}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}$  y  $\text{NO}$  dejando a la BAF sin sustrato (Iwema y Meunier, 1985). Una manera de estimar el grado de inhibición por nitrato es cuantificándolo en el lodo recirculado. Para que exista una baja concentración de nitrato en el lodo recirculado, debe haber una zona anóxica que dé lugar a la desnitrificación.

### 2.4.3 Temperatura

Aunque la temperatura del agua residual no tiene efectos significativos en la remoción biológica de fósforo, la tasa de reacciones bioquímicas, especialmente hidrólisis se ven afectadas. Los microorganismos capaces de acumular fósforo pueden ser psicrófilos, mesófilos e incluso termófilos, por lo que la temperatura óptima dependerá del grupo dominante dentro del sistema (Fukase, 1985).

#### 2.4.4 pH

Tracy y Flammino (1987) encontraron que el consumo de ortofosfatos es óptimo en el intervalo de pH entre 6.6 y 7.4. A valores menores el crecimiento de los microorganismos disminuye, y a valores mayores de 8.0 el fósforo precipita en presencia de carbonatos y/o bicarbonatos, como fosfato de calcio.

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

Se ha visto que el tiempo de retención celular juega un papel importante. pues a mayores TRC puede existir mayor cantidad de *Acinetobacter* resultando por tanto en una mayor captura de fósforo. Esto se debe según Wentzel et al., (1985) a que los microorganismos acumuladores de fósforo poseen una velocidad baja de decaimiento endógeno (~0.05/día) comparada con los organismos heterotróficos no acumuladores de fósforo (~0.24/día).

### CAPITULO 3

#### **ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO (EBN)**

El nitrógeno existe en varias formas debido a que puede asumir diferentes estados de oxidación, como -3 en compuestos orgánicos nitrogenados y amonio, o +5 cuando el nitrógeno se encuentra como nitratos. Las transformaciones que puede presentar el nitrógeno en los sistemas de tratamiento biológico se ilustran en la *Fig. 3.1* y *3.2* (Sedlak, 1991).

Como se observa en la *Fig. 3.1*, el nitrógeno orgánico presente en el agua residual cruda puede transformarse a amonio a través de la descomposición bacteriana de material proteico y de la hidrólisis de urea. Puesto que el nitrógeno constituye del 12-13% de la masa celular seca, una fracción del nitrógeno amoniacal se asimilará para formar nuevas células. Dependiendo de los procesos de tratamiento y de las condiciones de carga, la autooxidación celular y la lisis también pueden ocurrir. Parte del amonio usado para síntesis celular regresará al líquido a través de la lisis y la autooxidación.

Bajo condiciones apropiadas que se discutirán más adelante, el nitrógeno amoniacal puede oxidarse en un proceso de dos etapas a nitratos. Finalmente los nitratos pueden reducirse a nitrógeno molecular a través del proceso de desnitrificación. El gas nitrógeno formado escapa a la atmósfera. Algunas veces es más difícil lograr la desnitrificación que la nitrificación debido a que requiere tanto la presencia de una fuente de carbono orgánica degradable como la presencia de nitratos. Esto puede lograrse suministrando una fuente

de carbono exógeno tal como metanol o acetato a la zona de desnitrificación del reactor (Choi *et al.*, 1996).

A continuación se presenta un resumen de los aspectos microbiológicos y bioquímicos así como los factores fisicoquímicos que afectan la nitrificación y la desnitrificación. Estos procesos en conjunto, intervienen en la eliminación del nitrógeno de las aguas residuales.

La remoción biológica de los compuestos nitrogenados del agua residual municipal típica incluye tres procesos básicos (Sedlak, 1991):

- \* Síntesis.- incorporación del nitrógeno a la masa microbiana como resultado del crecimiento celular.
- \* Nitrificación.- conversión del amonio y del nitrógeno orgánico comúnmente encontrado en el agua residual municipal a nitrato a través de la oxidación por microorganismos nitrificantes.
- \* Desnitrificación.- conversión del nitrato a nitrógeno molecular por organismos desnitrificantes, el cual es luego liberado del agua residual a la atmósfera.

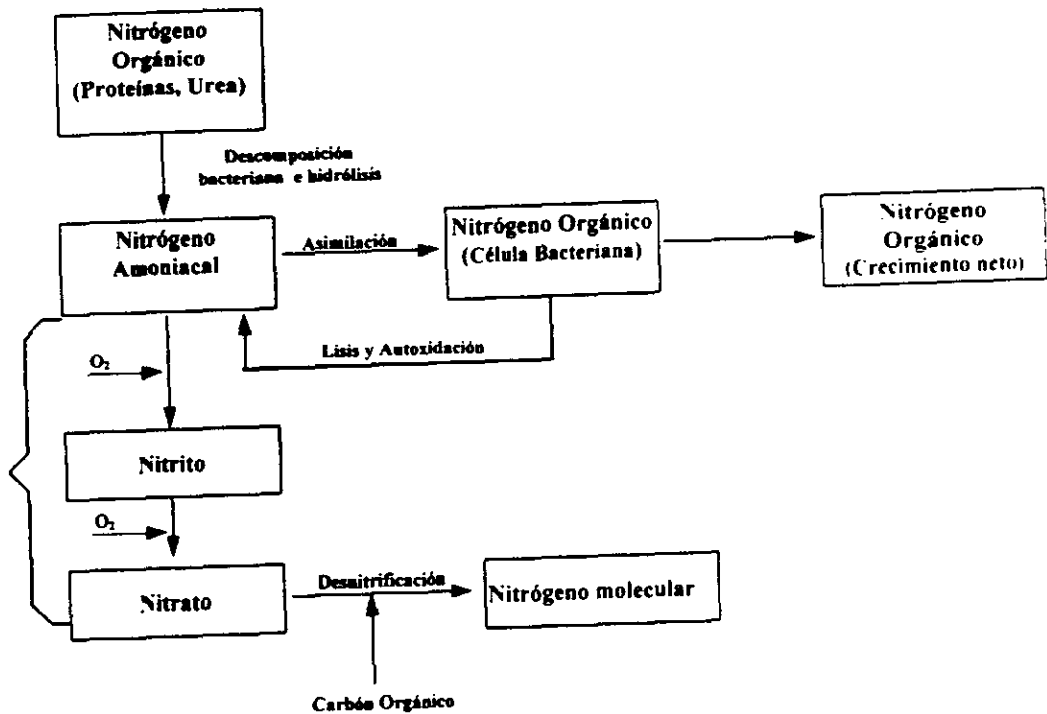


Figura 3.1 Transformaciones del nitrógeno en el proceso biológico (Sedlak, 1991).



### 3.1 Nitrificación

El agua residual municipal de origen predominantemente doméstico, contiene nitrógeno en forma orgánica y como amonio, el cual se origina del metabolismo de las proteínas en el cuerpo humano. Al llegar a las plantas de tratamiento, una parte importante del nitrógeno orgánico ya ha sido convertido a la forma de amonio (Metcalf y Eddy, 1979).

La fase de nitrificación consiste en la aireación, utilizando un tiempo de retención en el reactor biológico considerablemente superior al que suele emplearse en el caso del proceso convencional de lodos activados. Los compuestos orgánicos de carbono se oxidan (reducción de la DBO) así como los compuestos nitrogenados que se convierten en nitritos y finalmente en nitratos en presencia de bacterias nitrificantes (Mishima *et al.*, 1996).

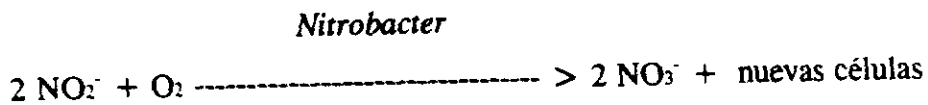
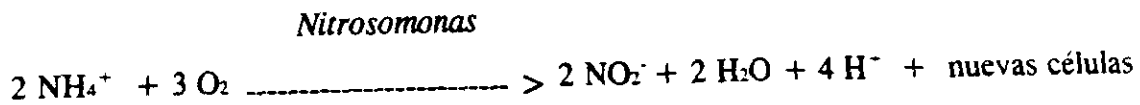
La nitrificación es por tanto la oxidación biológica de amonio a óxidos de nitrógeno (nitrito y nitrato) por la acción de bacterias aerobias que utilizan el oxígeno como receptor de electrones (Mishima *et al.*, 1996).

En ausencia de compuestos tóxicos para las bacterias nitrificantes puede alcanzarse un efluente con niveles de amonio inferiores a 10 mg/l en aguas residuales domésticas que contienen entre 20 y 30 mg/l (WEF, Manual of Practice No.8: 1992).

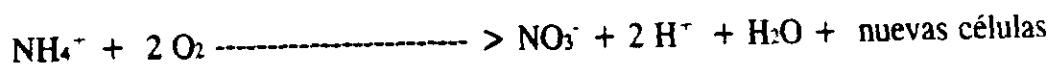
#### 3.1.1 Microbiología y bioquímica

En el proceso biológico, la nitrificación es un pre-requisito para la remoción de nitrógeno por desnitrificación. La nitrificación siendo mediada por organismos aerobios obligados, puede tener lugar únicamente si la edad del lodo es lo suficientemente grande ( $> 5$  días) para permitir el crecimiento de estos organismos (Sedlak, 1991).

La utilización del nitrógeno amoniacal se lleva a cabo por la acción de las especies autótrofas *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*, las cuales efectúan la reacción en dos pasos (Schlegel, 1988).



La reacción completa es:



Ambos grupos de bacterias son quimiolitótrofos, es decir, su fuente de carbono es el  $\text{CO}_2$  y su fuente de energía proviene de iones inorgánicos. La diferencia entre ambos es que *Nitrosomonas* obtiene su fuente de energía del amonio mientras que *Nitrobacter* la obtiene a partir del ión nitrito. El crecimiento neto de biomasa de *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* es aproximadamente 0.15 g SSV/g  $\text{NH}_3\text{-N}$  oxidado.

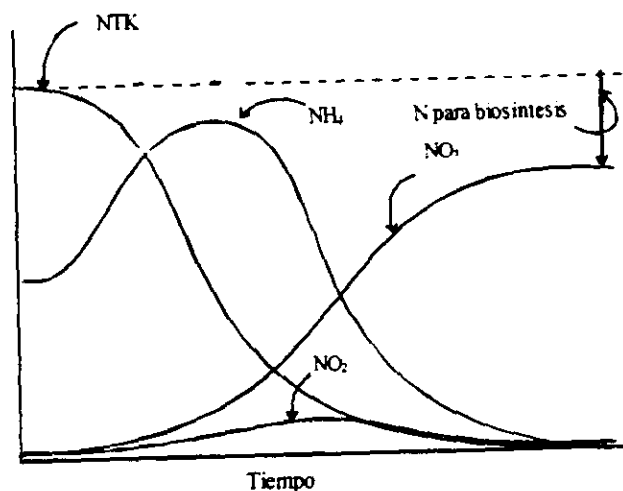


Figura 3.2 Procesos de transformación biológica del nitrógeno ( Sedlak, 1991).

### **3.1.2 Factores que afectan la nitrificación**

En el proceso de lodos activados la nitrificación se ve afectada por los siguientes factores:

#### **3.1.2.1 Temperatura**

La temperatura óptima para la nitrificación se encuentra entre 28 y 32°C. La nitrificación disminuye conforme se reduce la temperatura. Por abajo de 5°C y por arriba de 40°C cesa toda actividad de nitrificación (Mitchell, 1974).

#### **3.1.2.2 Oxígeno molecular**

El oxígeno es el factor de mayor importancia en el proceso de nitrificación. Randall *et al* (1992) mencionan que algunos autores encontraron que se requiere una concentración de oxígeno molecular de al menos 0.3 mg/l para que la nitrificación se efectúe. Sin embargo, la mayoría de los investigadores reportan valores entre 1.0 y 3.0 mg/l, como la concentración de oxígeno molecular a la cual la tasa de nitrificación se hace independiente.

Un exceso en la aireación es un desperdicio de energía e incremento en los costos de operación, además una adición extra de oxígeno a la zona anóxica durante la recirculación y por tanto reducción en la remoción de nitrógeno. Por otra parte, un inadecuado nivel de aireación puede inhibir el proceso de nitrificación ya que el oxígeno disponible será preferentemente utilizado para la oxidación de carbono sobre la nitrificación (Sedlak, 1991).

### **3.1.2.3 pH**

*Nitrobacter* es inhibido a valores de pH arriba de 9.5 en presencia de amoníaco, mientras que *Nitrosomonas* es activo en condiciones alcalinas y se inhibe a valores de pH inferiores a 6.0. La máxima tasa de nitrificación se obtiene a pH entre 7.8 y 8.9, y empieza a decrecer a pH de 6.3 a 6.7 (DeBarbadillo, 1995).

### **3.1.2.4 Alcalinidad**

La alcalinidad se ve destruida por la oxidación de amonio a nitrato. Aproximadamente se destruyen 7.1 g de alcalinidad como  $\text{CaCO}_3$  por gramo de  $\text{NH}_3\text{-N}$  oxidado. En aguas residuales con baja alcalinidad y/o alta concentración de amonio, se pueden mantener niveles adecuados de pH regulando la alcalinidad, esto se logra adicionando bicarbonato o cal al sistema (Sedlak, 1991).

### **3.1.2.5 Sustancias tóxicas**

Las bacterias nitrificadoras autótrofas son extremadamente sensibles. Se ha comprobado que compuestos tales como los metales pesados, cianuros, compuestos halogenados, fenoles, mercaptanos, guanidinas y tiourea resultan altamente tóxicos para estas bacterias (DeBarbadillo, 1995).

### **3.1.2.6 Tiempo de retención celular**

El tiempo de retención celular requerido para la nitrificación es sustancialmente mayor que el necesario para la oxidación de carbono, particularmente para aguas residuales con bajas temperaturas, debido a que las bacterias nitrificantes presentan bajas tasas de crecimiento. La tasa de purga de lodo debe ser cuidadosamente controlada para mantener un tiempo de retención celular deseado. También el nivel de oxígeno disuelto en la zona aerobia debe ser cuidadosamente monitoreado (Sedlak, 1991).

Conforme disminuye el tiempo de retención celular, la tasa de utilización de oxígeno debido a la oxidación del carbono se incrementa, por lo que decrece la penetración de oxígeno. Al contrario, con altos tiempos de retención celular, la tasa baja de utilización de oxígeno permite una buena penetración de oxígeno y consecuentemente ocurre una tasa alta de nitrificación. Por tanto para mantener una máxima nitrificación, la concentración de oxígeno disuelto deberá incrementarse conforme disminuye el tiempo de retención celular.

### 3.2 Desnitrificación

En los sistemas biológicos la reducción de nitratos puede ocurrir de dos maneras: por asimilación y por desasimilación o desnitrificación. La asimilación involucra la reducción de nitrato a amonio para utilizarlo en el la síntesis celular. Por otra parte la desasimilación o desnitrificación involucra la reducción de nitratos a nitritos a óxido de nítrico a óxido nitroso y a nitrógeno molecular:



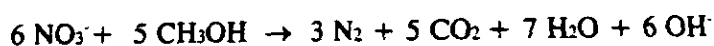
La desnitrificación es considerada como un proceso anóxico, que se lleva a cabo en ausencia de oxígeno molecular, y requiere de un donador de electrones orgánico o inorgánico (Mishima *et al.*, 1996).

#### 3.2.1 Microbiología y bioquímica

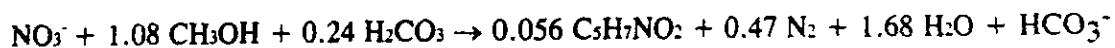
El interés por las reacciones de desnitrificación empezó a mediados de 1800 para explicar la pérdida de nitrógeno de los suelos fertilizados. En 1876, Meusel (citado por Randall *et al.*, 1992) sugirió que las bacterias son responsables de la transformación de nitrato en suelos o agua. En 1882, Gayon y Dupetit (citado por Randall *et al.*, 1992) introducen el término de desnitrificación para describir la producción de gas durante la actividad anaerobia de la bacteria utilizadora de nitrato en agua residual. Las bacterias capaces de desnitrificar son tanto heterótrofas como autótrofas.

Entre los organismos heterótrofos desnitrificadores se encuentran *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* y *Vibrio*. La mayoría de estas bacterias pueden usar oxígeno así como nitratos y algunas pueden también llevar a cabo la fermentación en ausencia de nitratos u oxígeno. Bajo la desnitrificación autótrofa, la bacteria utiliza dióxido de carbono o bicarbonato como fuente de carbono en lugar de carbono orgánico. *Paracoccus* y *Tiobacillus denitrificans* usan hidrógeno y reducen compuestos de sulfuro respectivamente, como donadores de electrones durante la desnitrificación. Ambos pueden crecer heterotróficamente si una fuente de carbono orgánico está presente. De las bacterias desnitrificantes, las especies de *Pseudomonas* son las más comunes y ampliamente distribuidas. Cabe señalar que las bacterias heterótrofas realizan el proceso con más celeridad que las bacterias autótrofas.

La desnitrificación depende del material carbonoso involucrado. Si se considera al metanol como donador de electrones, la reacción es como sigue (McCarty *et al.*, 1969, citado por Randall *et al.*, 1992).



Incluyendo la síntesis celular:



Esto significa que por un gramo de  $\text{NO}_3^-$  que es desnitrificado:

se consumen 2.47 g de metanol o aproximadamente 3.7 g de DQO,

se producen 0.45 g de células nuevas y

se forman 3.57 g de alcalinidad.

### 3.2.2 Factores que afectan la desnitrificación

Como en la nitrificación, existen factores que afectan también la tasa de desnitrificación.

### 3.2.2.1 Temperatura

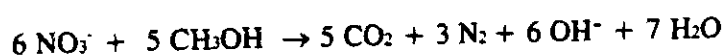
Como en todas las reacciones bioquímicas, la desnitrificación depende de la temperatura. La desnitrificación puede llevarse a cabo en un intervalo amplio de temperatura que va de 2 a 60°C, el óptimo se reporta a 25°C (Mitchell, 1974).

### 3.2.2.2 Oxígeno molecular

La presencia de oxígeno molecular no es tóxica para la desnitrificación, pero compete con el nitrato por lo que es deseable su ausencia. Al respecto, una concentración de 0.2 mg/l es suficiente para inhibir la desnitrificación de *Pseudomonas* (Randall *et al.*, 1992).

### 3.2.2.3 pH

El intervalo óptimo de pH para que se lleve a cabo la desnitrificación va de 6.5 a 8. Se ha observado que a valores de pH neutros o alcalinos se favorece la conversión de óxido nitroso a nitrógeno gaseoso (Mitchell, 1974 y Randall *et al.*, 1992). La desnitrificación tiende a incrementar el pH del sistema por producción de alcalinidad del donador orgánico de electrones. La reacción estequiométrica que describe la desnitrificación depende del material carbonáceo involucrado. Para metanol, el cual se utiliza en muchos estudios como fuente de carbono, la reacción es como sigue,



Se ha estimado que la alcalinidad ganada vía desnitrificación es aproximadamente la mitad de la pérdida durante la nitrificación.

#### **3.2.2.4 Tiempo de retención celular**

El potencial de desnitrificación del proceso depende de la fracción de biomasa desnitrificante; si es muy pequeño, no podrán ser removidos todos los nitratos producidos durante la nitrificación. Consecuentemente, es necesario incrementar el tiempo de retención celular del proceso para aumentar esta fracción de biomasa desnitrificante, manteniendo la mínima edad de lodo aerobio requerido.



## CAPITULO 4

### **TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES**

Los procesos biológicos se han aplicado al tratamiento de desechos orgánicos en aguas residuales desde el siglo pasado; es entonces cuando se comenzaron a utilizar sistemas rústicos como la fosa séptica. Posteriormente se desarrollaron otros procesos tales como el sistema conocido como lodos activados. Sin embargo, fue hasta mediados del presente siglo que se empezaron a plantear las bases teóricas sobre el crecimiento bacteriano y la fermentación que se lleva a cabo en dichos procesos (Barnard, 1994).

Actualmente, con el desarrollo de la biotecnología y dada la necesidad de controlar los efluentes contaminantes, existe información considerable acerca de los fundamentos y la aplicación de los procesos biotecnológicos para el tratamiento de residuos orgánicos.

En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en tanques o reactores, obteniendo así la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales. Muchos sustratos orgánicos de alto peso molecular, coloidales o suspendidos no pueden ser utilizados directamente por los microorganismos, estos sustratos se hacen disponibles a la célula a través de reacciones enzimáticas, a este proceso se le llama hidrólisis. Los organismos heterotróficos son responsables de la hidrólisis de los sustratos lentamente biodegradables, de la degradación aerobia y oxidación anóxica de los sustratos orgánicos fermentables y de

los productos de fermentación así como de la reducción de nitratos (desnitrificación), y de la fermentación anaerobia (Peavy *et al.*, 1985).

La principal división de los procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales se hace con base en la vía metabólica de los microorganismos presentes y en el tipo de aceptor final de electrones. Así, se tienen procesos aerobios que requieren de oxígeno y procesos anaerobios que operan en ausencia de oxígeno. En la *Tabla 4.1* se presentan los sistemas de tratamiento biológico más comúnmente utilizados (Metcalf, 1979).

*Tabla 4.1 Procesos biológicos de tratamiento*

Procesos Aerobios	Microorganismos en suspensión. Microorganismos adheridos a un medio fijo. Combinación
Procesos Anaerobios	Microorganismos en suspensión. Microorganismos adheridos a un medio fijo. Combinación.

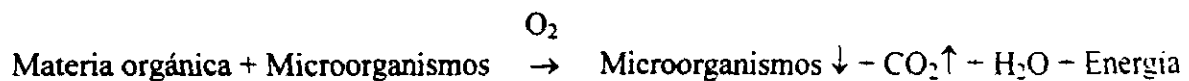
#### **4.1 Tratamiento biológico mediante sistema de Lodos Activados**

En el mecanismo de oxidación biológica, los microorganismos asimilan la materia orgánica contenida en las aguas residuales en presencia de nutrientes y toman al oxígeno como receptor final de electrones. Durante el proceso, el agua es aireada y los microorganismos oxidan el carbón orgánico a dióxido de carbono y nuevas células. El material celular y ciertos materiales no degradables sedimentan formando lodos. En la *Tabla 4.2* se presentan los sistemas de tratamiento aerobios más utilizados en la estabilización de la materia orgánica.

*Tabla 4.2 Sistemas de tratamiento biológico aerobio (Metcalf, 1979).*

SISTEMA AEROBIO	MODALIDAD
Microorganismos en suspensión	Lodos Activados Lagunas Aireadas
Microorganismos adheridos a un medio fijo	Filtros Rociadores Biodiscos
Combinación	Medio granular fluidizado Lodos activados en medio fijo

El proceso de lodos activados fue desarrollado en Inglaterra en el año de 1914 por Fowler, Arden, Mumford y Lockett quienes presentaron los beneficios de retener organismos adaptados al sustrato para un tratamiento eficiente (citado por Jenkins *et al.*, 1983). Ellos inventaron el término de “lodo activado” para describir la masa biológica resultante. Este proceso emplea una suspensión de microorganismos floculentos formado por bacterias, hongos, protozoarios y metazoarios para el tratamiento del agua residual. Las características del agua residual, las condiciones ambientales, el diseño del proceso y el modo de operación determinan el grupo de microorganismos predominantes. El mecanismo básico del proceso está representado por la siguiente reacción biológica:



#### 4.1.1 Fundamento

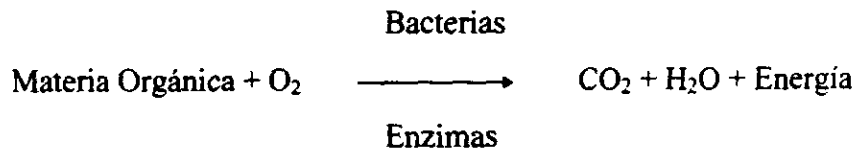
En el proceso de lodos activados el agua residual y los microorganismos son mezclados y aireados en un tanque denominado de aireación. La continua agitación del agua en el tanque de aireación y la acción enzimática de las bacterias favorecen la floculación de los sólidos suspendidos. Los pequeños flóculos así formados, son medios de sustentación de la flora bacteriana que forma colonias en los intersticios o huecos de cada pequeño flóculo, con lo que a medida que las bacterias se reproducen, aumenta también el volumen y peso de cada flóculo de sustentación, formando así lo que físicamente se percibe y denomina “lodo activado” (Jenkins *et al.*, 1983).

#### 4.1.2 Etapas

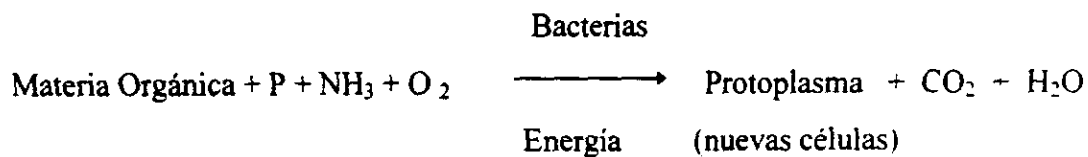
Después de que el agua residual recibe un tratamiento primario, inicia propiamente el proceso de lodos activados (proceso secundario). El agua residual que fluye continuamente dentro del tanque de aireación, recibe aire, el cual es introducido para mezclar el lodo biológico y proporcionar el oxígeno necesario para que los microorganismos remuevan con mayor rapidez la materia orgánica, esto se hace mediante el uso de difusores o aireadores

mecánicos. La población biológica utiliza el oxígeno para los siguientes propósitos (Ramalho, 1983):

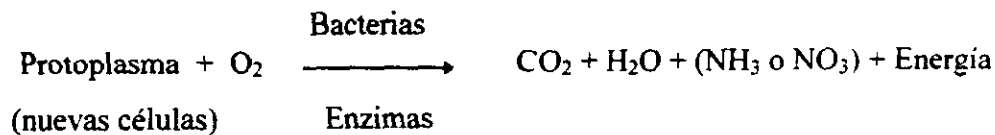
Conversión de materia orgánica



Producción de nuevas células



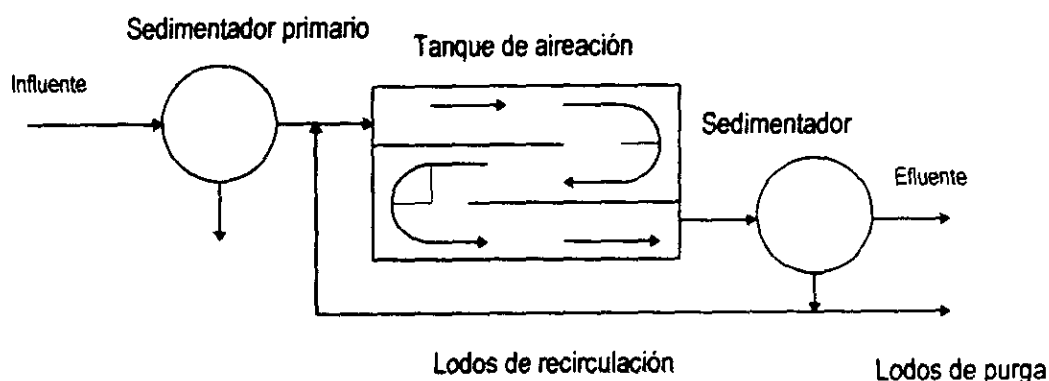
Degradación de otras células



Al contenido del tanque de aireación se le denomina licor mezclado. el cual. después de un tiempo de contacto suficiente, se conduce a un clarificador denominado también sedimentador secundario donde los lodos se separan del agua residual tratada. Una parte de los lodos sedimentados es recirculada al tanque de aeración para mantener la concentración deseada de organismos, mientras que el excedente es purgado del sistema parcialmente estabilizado después de periodos variables sujetos a respiración endógena (Metcalf y Eddy, 1979).

La fracción purgada corresponde al crecimiento del tejido celular. El tiempo que la masa biológica debe permanecer en el sistema (tiempo de retención celular) depende de varios factores como el nivel de eficiencia deseado, la estabilización requerida de la materia

orgánica y consideraciones relacionadas con la cinética de crecimiento. En la *Fig. 4.1* se presenta un diagrama del proceso de lodos activados.



*Figura 4.1* Proceso de lodos activados convencional (Jenkins *et al.*, 1983)

#### 4.1.3 Microorganismos que intervienen

El lodo activado es un sistema ecológico formado por muchos tipos diferentes de microorganismos, junto con materiales inertes, orgánicos e inorgánicos. La población microbiana está normalmente dominada por microorganismos heterótrofos que requieren materia orgánica biodegradable como fuente de energía y para síntesis de nuevas células. Típicamente la biomasa que se desarrolla está formada por aproximadamente 95% de bacterias y 5% de organismos como protozoarios, rotíferos e invertebrados superiores. Algunos de los microorganismos más comúnmente encontrados en los lodos activados, se presentan en la *Tabla 4.3* (Mitchell, 1974).

Sin embargo no todas las bacterias que se desarrollan en el lodo activado son formadoras de flóculo. Los microorganismos que no sedimentan ni espesan bien, son los llamados microorganismos "abultantes" (bulking); estos son organismos filamentosos (principalmente bacterias pero también hongos) que pueden desarrollarse y producir problemas operacionales. Dos de los más comunes son el abultamiento y la espuma. Algunos investigadores (Sezgin *et al.*, 1978) afirman que un flóculo ideal es aquel que contiene exactamente una mezcla correcta de microorganismos filamentosos y formadores

de flóculo que le permita mantenerse en suspensión dentro del tanque de aireación y posteriormente sedimentar.

En el proceso de lodos activados, la bacteria es el microorganismo de mayor importancia ya que es el responsable de la descomposición de la materia orgánica.

Tabla 4.3 *Microorganismos comúnmente presentes en los lodos activados* (Willard, 1976)

<b>BACTERIAS</b>	<b>PROTOZOARIOS</b>
<i>Pseudomonas</i>	<i>Paramecium</i>
<i>Achromobacter</i>	<i>Aspidisca</i>
<i>Flavobacterium</i>	<i>Vorticella</i>
<i>Alcaligenes</i>	
<i>Arthrobacter</i>	
<i>Citromonas</i>	
<i>Zooglea</i>	
<i>Acinetobacter</i>	

Se ha reportado que el elemento fundamental del proceso de lodos activados es el crecimiento de la bacteria formadora de flóculo (*Zooglea*). También se reporta con frecuencia, la presencia de *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*, que participan en la oxidación de los compuestos con nitrógeno, de amonio a nitrito y de nitrito a nitrato. La pobre sedimentación produce "abultamiento" de los lodos, causado por la proliferación de bacterias filamentosas tales como *Sphaerotilus*, *Beggiatoa*, *Thiotrix*, y *Bacillus*. Las causas del abultamiento aún no son bien entendidas, pero se asocia frecuentemente con altas relaciones C:N y C:P o bajas concentraciones de oxígeno molecular (Wanner *et al.*, 1988).

Por su parte, la población de hongos en general es baja en el sistema de lodos activados. Hongos filamentosos tales como *Geotrichum*, *Cephalosporium*, *Cladosporium* y *Penicillium* causan abultamiento (Sezgin, 1978).

Los protozoarios contribuyen significativamente al proceso de lodos activados, y su presencia en cantidades razonables se considera como un signo de lodo saludable. Algunos protozoarios están fijos en los flóculos y se alimentan de las bacterias dispersas, otros nadan libremente en el líquido intersticial y también consumen bacterias dispersas. Otros protozoarios se deslizan sobre la superficie del flóculo y algunos segregan una mucosidad que acrecenta la floculación. El efecto más importante de los protozoarios está en la remoción de las bacterias dispersas, las que no podrían separarse de las aguas residuales tratadas solamente por sedimentación (Wanner, 1988).

Los seis grupos básicos de protozoarios y metazoarios observados en lodos activados son flagelados, ameba, ciliados libres, ciliados fijos, rotíferos y algunos invertebrados (Schlegel, 1988). La clasificación taxonómica de estos organismos está basada en la movilidad. Se ha sugerido que los protozoarios ciliados proporcionan microagitación que ayuda al suministro de nutrientes al flóculo. Dentro de los invertebrados superiores se incluyen los nemátodos, tal como *Macrobiotus*, y anélidos tal como *Aelosoma* (que pueden impartir un color rojizo al lodo activado).

#### **4.1.4 Cinética del proceso**

La cinética del proceso de lodos activados se estudia desde el punto de vista del crecimiento de los microorganismos, el cual involucra cuatro fases. Estas fases son ilustradas gráficamente en la *Fig.4.1* (Jenkins, 1983). Inicialmente la reproducción de microorganismos es baja, y el número de células se incrementa gradualmente. Durante esta primera fase de crecimiento, los microorganismos son aclimatados a su medio ambiente y empiezan a producir las enzimas que necesitan para degradar los orgánicos presentes en el agua residual. Siguiendo el periodo de aclimatación inicial (fase lag), los microorganismos entran a una fase de crecimiento logarítmico. Durante esta segunda fase de crecimiento (fase log), hay bastante alimento (material orgánico) disponible, y la velocidad de crecimiento de los microorganismos se incrementa significativamente. Sin embargo, si la velocidad de crecimiento durante esta segunda fase es demasiado alta, las células no forman

un buen flóculo, sino que se quedan dispersas, lo cual da como resultado una pobre sedimentación en el clarificador y una alta concentración de sólidos suspendidos en el efluente final de la planta. Además si es mucho más el alimento que los microorganismos pueden asimilar, la DBO del efluente será alta hasta que se tenga establecida una adecuada población biológica.

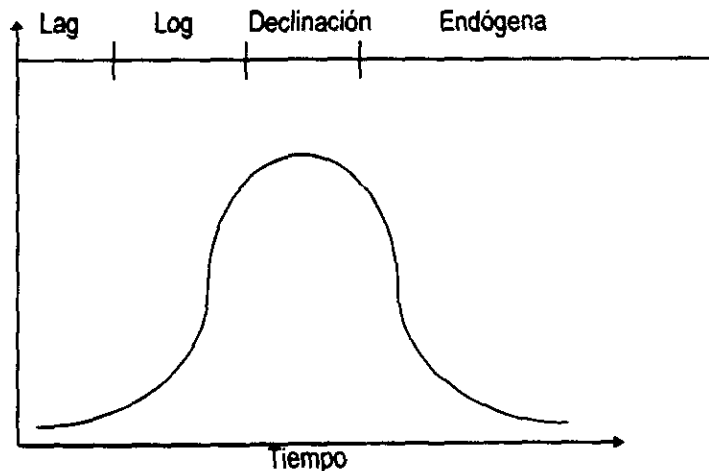


Fig. 4.2 Fases de crecimiento de la población microbiana (Jenkins. 1983).

En la declinación de la fase de crecimiento la cantidad de alimento disponible por célula disminuye, causando una baja velocidad de crecimiento. No obstante durante esta fase, los microorganismos tienden a unirse más con otros y resulta en un buen flóculo, dando como resultado una mejor sedimentación y un rebose (derrame) limpio en el clarificador (Jenkins. 1983).

La última fase de crecimiento, la endógena, es característica por ser pequeña o no tener alimento disponible para los microorganismos, y consecuentemente se observa una declinación en el número de microorganismos presentes en el sistema (Jenkins. 1983).

Una vez que los microorganismos han consumido todo el alimento almacenado en sus cuerpos, mueren y se rompe su membrana (lisis). Cuando esto sucede, su contenido interno llega a ser una fuente de alimento para otras células. Eventualmente si no hubiera alimento necesario, el número de microorganismos presentes disminuiría sustancialmente y los



restantes finalmente morirían. Por esta razón, los digestores aerobios (los cuales se consideran como una extensión del proceso de lodos activados) son operados en la fase de crecimiento endógena para reducir la cantidad de lodos que más convenga. Los microorganismos en la fase de crecimiento endógena tienen una baja rapidez de crecimiento, un alto contenido inerte, son densos y sedimentan rápidamente. Sin embargo, debido a sus propiedades de rápida sedimentación, los sólidos finos (coloidales) son arrastrados fuera sin ser filtrados como el floculo biológico sedimentado, resultando un sobrenadante turbio que presenta una alta concentración de sólidos suspendidos. (Jenkins, 1983).

En un proceso de lodos activados de mezcla completa los microorganismos permanecen en la fase de crecimiento logarítmico y se reproducen a una rapidez constante mientras que las características (por ejemplo: tipo, tasa de alimento y concentración) de la fuente de alimento permanezcan constantes. Si la rapidez de alimento proporcionado aumenta o disminuye, la rapidez de crecimiento de los microorganismos también aumenta o disminuye respectivamente. Una rapidez de crecimiento que es demasiado alta o demasiado baja arroja problemas de sedimentación como los ya descritos (Jenkins, 1983).

#### **4.1.5 Factores que afectan el proceso**

En esta sección se presentan algunos de los factores más importantes que afectan el proceso de lodos activados.

##### **4.1.5.1 Temperatura**

Un factor operacional importante que generalmente no es controlado en la planta es la temperatura del agua residual. La temperatura afecta las reacciones cinéticas, las constantes estequiométricas y las velocidades de transferencia de oxígeno, por lo que se ve afectado el nivel de actividad de la bacteria en el sistema de lodos activados. Con temperaturas altas, las bacterias llegan a ser más activas y con temperaturas bajas disminuye su actividad. El

tipo de bacteria (mesofilica) presente en el tanque aerobio de los lodos activados puede sobrevivir a temperaturas superiores de 37.7°C, pero su actividad prospera a temperaturas entre 26.6 y 32.2 °C (Eckenfelder *et al.*, 1992).

Para compensar la variación de la actividad biológica a diferentes temperaturas, debe ajustarse la concentración de los SSLM en el tanque de aireación. Durante el invierno cuando la temperatura es baja y disminuye la actividad biológica, los SSVLM deben incrementarse en el reactor. Por su parte, durante el verano cuando aumenta la actividad biológica, deberá disminuirse la concentración de dichos sólidos, de tal forma que la bacteria asimile grandes cantidades de materia orgánica (Eckenfelder *et al.*, 1992).

#### **4.1.5.2 pH**

Es necesario mantener un intervalo de pH adecuado en el proceso para obtener una actividad biológica adecuada del sistema. La bacteria puede sobrevivir en un intervalo de pH de 5 a 10; sin embargo, mejoran su actividad entre valores de 6.5 a 7.5. Abajo de un pH de 6.5, los hongos pueden llegar a ser los organismos predominantes en el sistema y esto se traducirá en bajas remociones de materia orgánica. Por otra parte con valores altos de pH, los nutrientes tales como el fósforo empezarán a precipitar y por tanto no estarán disponibles para las bacterias, por lo que también se verá desfavorecida la remoción de materia orgánica (Eckenfelder, 1992).

#### **4.1.5.3 Nutrientes**

Es necesario que exista un adecuado balance de nutrientes para asegurar que se obtengan lodos con buenas características de sedimentación. Normalmente los nutrientes están presentes en cantidad suficiente en el agua residual doméstica lo que no sucede con el agua residual industrial a la cual es necesario adicionarlos. En la mayoría de los casos, el nitrógeno se adiciona como amonio y el fósforo como ácido fosfórico. La bacteria requiere nitrógeno para producir protoplasma (nuevas bacterias) y fósforo para generar los

compuestos químicos (enzimas) necesarios para romper los compuestos orgánicos presentes en el agua residual (Sezgin, 1978).

Si el sistema carece de una cantidad suficiente de nitrógeno, puede traer como resultado el desarrollo de microorganismos filamentosos o dispersos, los cuales no tienen buenas características de sedimentación. Además la escasez de nitrógeno inhibe la producción de nuevas células mientras que las bacterias existentes continúan removiendo materia orgánica. Como resultado, los microorganismos excretan exceso de sub-productos fuera de su pared celular formando un floculo que sedimenta pobremente. Como regla general, los requerimientos nutricionales están basados en una relación  $DBO_5$ :nitrógeno:fósforo de alrededor de 100:5:1 (Eckenfelder, 1992).

#### **4.1.5.4 Oxígeno molecular**

La concentración de oxígeno molecular es otro parámetro de control importante. Para mantener una población de bacterias aerobia, es necesario adicionar oxígeno (como aire o como oxígeno gas) al tanque de aireación. En los sistemas diseñados para remoción de  $DBO_5$ , se requiere un promedio de oxígeno de 2.0 mg/l (Andrews, 1992).

Los cambios estacionales afectan la cantidad de oxígeno que debe suministrarse. Durante el verano cuando la temperatura es alta, aumenta la actividad de las bacterias por lo que se requiere mayor cantidad de oxígeno. Además conforme se incrementa la temperatura del agua residual, el valor de saturación de oxígeno (cantidad de oxígeno que puede disolverse en el agua) disminuye. Estos dos fenómenos conducen a un mayor suministro de oxígeno al sistema. Por otra parte, durante el invierno cuando las temperaturas son bajas, ocurre una disminución de la actividad biológica, se incrementa el valor de saturación de oxígeno y por lo tanto se requiere menor suministro de aire para mantener la misma concentración de oxígeno disuelto (Andrews, 1992).

## 4.2 Procesos para eliminación biológica de fósforo

En muchas plantas de tratamiento de aguas residuales se requiere la remoción de nutrientes principalmente nitrógeno y fósforo. Se ha probado que los principios de remoción de dichos nutrientes pueden ser incorporados a un sistema convencional de lodos activados. Se han propuesto y desarrollado varios esquemas de flujo que incluyen oxidación de carbono, nitrificación, desnitrificación y remoción biológica de fósforo. La selección de un proceso en particular va a depender de la aplicación específica, especialmente de la calidad del efluente deseado y de las características del influente (Cooper *et al.*, 1994).

En esta sección se presentan varios procesos utilizados para la remoción biológica de fósforo. La característica común de todos estos procesos es el uso de una zona anaerobia para la captura del sustrato por las bacterias almacenadoras de fósforo.

A principio de los años 70 se comenzó a desarrollar el primer modelo de remoción biológica de fósforo denominado PhoStrip y desde entonces, se han propuesto y probado otros procesos, siempre utilizando como base al sistema de lodos activados (Buchan, 1985).

### 4.2.1 Proceso PhoStrip

El proceso PhoStrip fue propuesto por Levin y Shapiro en 1965. Es una modificación del sistema de lodos activados donde se aprovecha la "captura" y almacenamiento de fosfatos que algunos microorganismos pueden realizar. Este proceso combina la remoción biológica y química de fósforo (*Fig. 4.3*). Durante el proceso se desvía la biomasa rica en fósforo de la recirculación de los lodos activados a una etapa anaerobia donde el fósforo es liberado en la solución. El fósforo es entonces precipitado con cal mientras que la biomasa libre de fósforo regresa al tanque de aeración. La recirculación de lodos y el caudal enviado al reactor anaerobio pueden ser variados fácilmente, lo cual permite ajustar a voluntad la concentración de fósforo en el efluente. Este proceso permite

remover el fósforo del agua residual por dos métodos: a través del sobrenadante del reactor anaerobio o como lodos de exceso. El proceso PhoStrip es capaz de producir efluentes con concentraciones promedio de fósforo (fosfatos) inferiores a 1 mg/l. sin filtración, a partir de agua con una concentración entre 8 y 10 mg/l (Sedlak, 1991).

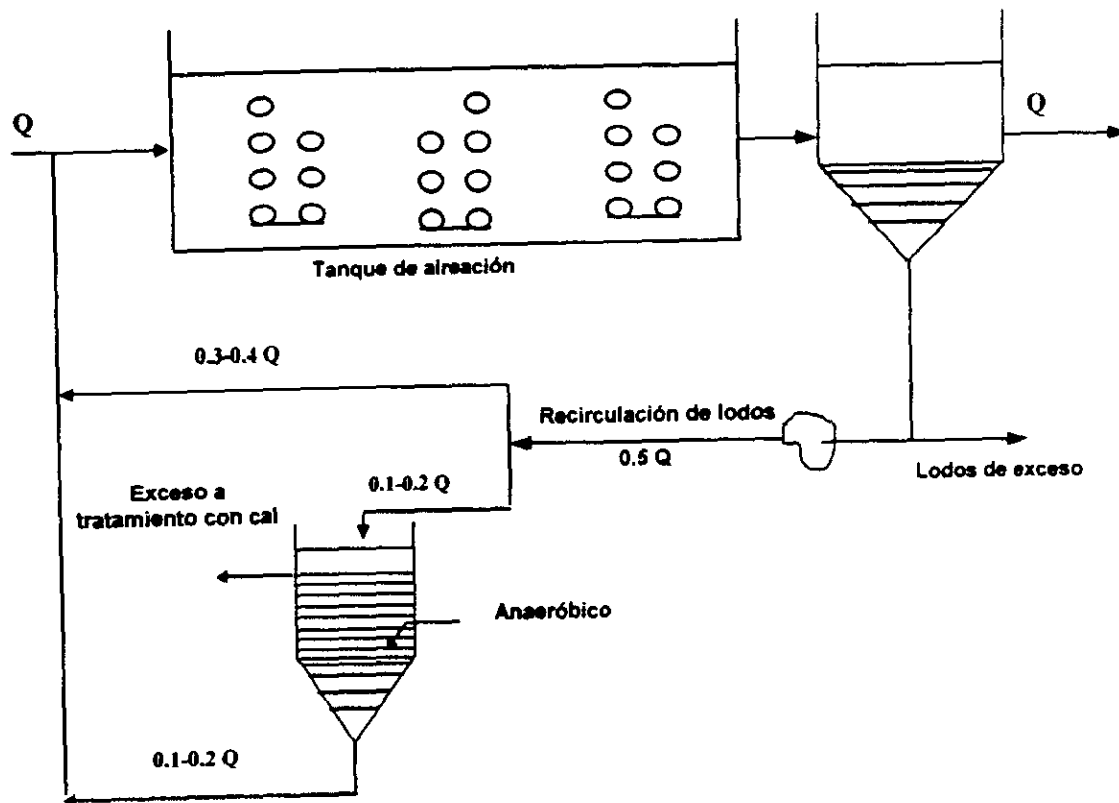


Figura 4.3 Diagrama del proceso PhoStrip (Sedlak, 1991).

#### 4.2.2 Proceso A/O

En el proceso A/O (Anaerobio/Óxico), las etapas anaerobias y aerobias están divididas en secciones de igual tamaño. Este proceso típico para eliminación de fósforo consta de tres reactores anaerobios seguidos de tres o más reactores aerobios. Los lodos que salen de los reactores son separados en un sedimentador secundario y recirculados al primer reactor donde se lleva a cabo la "captura" de sustrato bajo condiciones anaerobias (Fig. 4.4). Durante la fase anaerobia liberan fosfatos que vuelven a "capturar" en la fase aerobia posterior. Esto hace que los reactores anaerobios requieran mezcladores que no transfieren oxígeno (Hong y Kritchén, 1985).

La etapa óxica sirve para metabolizar el sustrato almacenado y para "capturar" fosfatos: la oxigenación se puede llevar a cabo con aire o con oxígeno puro. El fósforo se separa con los lodos de exceso, los cuales pueden contener entre 4 y 6 por ciento en peso seco de fósforo. Las concentraciones de fósforo en el efluente dependen de la tasa de purga de lodos de exceso, la cual depende del tiempo de retención celular y de la carga orgánica. Si se requiere, la nitrificación se puede llevar a cabo en la etapa óxica ajustando los tiempos de retención hidráulica y celular y la carga orgánica. Si se requiere desnitrificación adicional, el proceso se diseña con una etapa anóxica entre las etapas anaerobia y óxica, a este proceso se le llama AAO. La sección anóxica es deficiente en oxígeno molecular pero contiene oxígeno en forma de nitritos y nitratos, lo cual se logra recirculando una parte del líquido de la sección óxica. Una característica del proceso A/O, es que maneja TRC relativamente cortos y altas cargas orgánicas (Sedlak, 1991).

La concentración de ortofosfatos en aguas residuales puede ser reducida a menos de 1 mg/l, sin nitrificación simultánea, por medio del proceso A/O, en aproximadamente 4 horas de tiempo de retención.

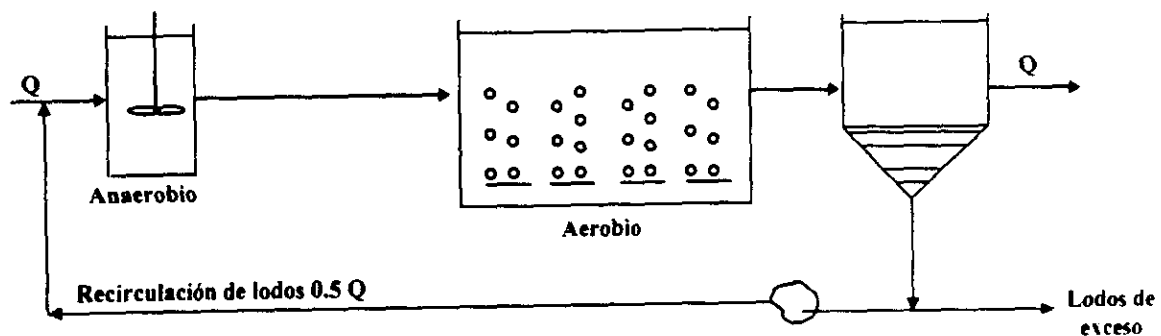


Figura 4.4 Diagrama del Proceso A/O (Sedlak, 1991).

#### 4.2.3 Proceso Bio-Denifho

En Dinamarca a principios de los años 70 se desarrollaron configuraciones con múltiples etapas de oxidación para la remoción biológica de nitrógeno, o de nitrógeno y fósforo (Bungaard, 1988 citado por Andersen y Sun-Nan Hong, 1994). llamados los procesos Bio-Denitro y Bio-Denifho, respectivamente. El proceso Bio-Denifho es una

modificación del Bio-Denitro el cual nitrifica y desnitrifica empleando dos tanques de aireación intermitente que funcionan de manera acoplada. El suministro de agua es alternado y ambos procesos (nitrificación y desnitrificación) ocurren en el mismo tanque.

Como se muestra en la Fig. 4.5 el proceso Bio-Denitro, incluye un tanque anaerobio al inicio del tren de tratamiento para permitir la eliminación biológica de fósforo.

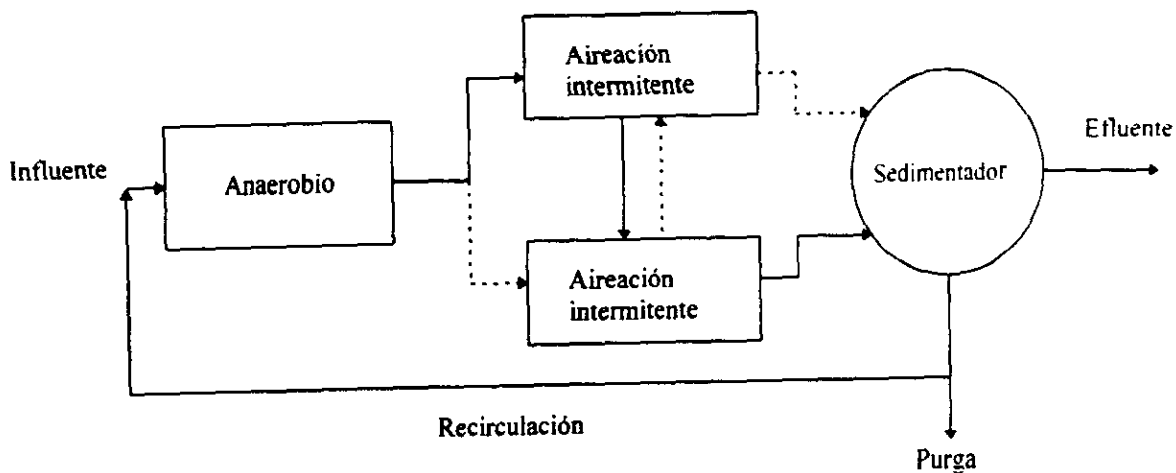


Figura 4.5 Diagrama del proceso Bio-Denitro (Andersen K. & Sun-Nan Hong, 1994).

#### 4.2.4 Reactores discontinuos (SBR)

Desde 1971 los reactores de operación discontinua mejor conocidos por sus siglas en inglés como SBR (Sequencing Batch Reactors) han sido ampliamente investigados en varios países (Manning e Irvine, 1985; Irvine et al., 1985; Arora et al., 1985). Estos reactores tienen su origen en los trabajos publicados por Sir Thomas Ward en 1893 y Arden y Lockett en 1914. En esa época se les conocía como "Reactores de Llenado y Vaciado". Sin embargo, estos sistemas fueron abandonados por la dificultad de su operación; y no es hasta principios de los años setenta que Irvine y Davis (1971) retomaron el estudio de esta tecnología, la cual comenzó a ser más aceptada y utilizada hasta principios de los años ochenta.

En un principio, el objetivo de este tipo de reactores no era eliminar fósforo, pero debido a las características de operación, se observó que se lleva a cabo eficientemente el almacenamiento y liberación de fosfatos. El proceso SBR es una variación del sistema de lodos activados. A diferencia del sistema continuo, el agua residual es introducida al reactor en un tiempo ya definido (Fig. 4.6). La degradación bioquímica de los contaminantes y la separación posterior de la biomasa se llevan a cabo en el mismo tanque. Las fases del proceso son secuenciales y se repiten de forma periódica, es decir, trabajan por ciclos. Un ciclo incluye: fase de llenado, periodo de reacción, fase de sedimentación, decantación y purga.

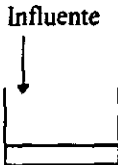

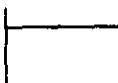
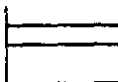
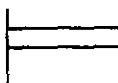
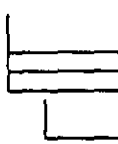
Volumen máximo	Fase	Influente	Mezclado	Aireación	
25	Llenado		si/no	no	
100	Anaerobia		si	no	Liberación de fosfatos
100	Aerobia		si	si	Captura de fosfatos, nitrificación y eliminación de carbono
100	Sedimentación de lodos		no	no	
5	Decantación		no	no	
25	En espera de un nuevo ciclo		no	si/no	

Figura 4.6 Representación de las fases que constituyen un ciclo de tratamiento en reactores discontinuos que eliminan fósforo ( González-Martínez, 1990).



Para lograr el almacenamiento bioquímico de fosfatos, la degradación del material orgánico y la nitrificación, el contenido del tanque se airea después de una fase de llenado anaerobia. En caso que se requiera desnitrificación se lleva a cabo una fase anóxica después de la fase aerobia. El orden y la duración de las fases, la cantidad de agua residual introducida al reactor (relativa al volumen) y la cantidad de lodos desechados son factores que deberán ser seleccionados de acuerdo con las características deseadas en el efluente.

### **4.3 Procesos para eliminación biológica de nitrógeno**

La remoción biológica de nitrógeno del agua residual municipal, incluye tres procesos básicos como se explica en el capítulo 3.

Como lo mencionan Siebritz *et al* (1983), en los sistemas donde se remueve el nitrógeno (presencia de fases aerobia y anóxica) existen dos parámetros importantes: (1) la capacidad de nitrificación la cual es la máxima concentración de nitratos (con respecto al influente) que puede generarse en el reactor aerobio, y (2) el potencial de desnitrificación el cual es la máxima concentración de masa de nitratos (con respecto al influente) que puede desnitrificarse en el reactor no aireado si los nitratos están presentes en el reactor. Si no hay suficientes nitratos recirculados al reactor anóxico significa que la capacidad de nitrificación es menor que el potencial de desnitrificación. La capacidad de nitrificación y el potencial de desnitrificación dependen principalmente de la concentración de NTK y de la DQO influente respectivamente.

#### **4.3.1 Proceso Bardenpho de cuatro etapas**

Este proceso fue propuesto por Barnard (1974), y es una modificación del sistema de lodos activados. La *Fig. 4.7* muestra el diagrama esquemático de dicho proceso. Con este proceso se logra más del 90% de remoción de nitrógeno sin usar una fuente de carbono exógena. El agua residual entra a una zona anóxica de desnitrificación a la cual se recircula licor mezclado de la zona de nitrificación aerobia. El material carbonoso

presente en el agua residual es usado para desnitrificar el nitrato recirculado, el cual posteriormente es liberado como gas nitrógeno.

El amonio presente en el agua residual cruda pasa a través de la primera zona anóxica sin sufrir cambios para ser nitrificado en la primera zona aerobia, donde también se remueve DBO y se captura fósforo. El licor mezclado nitrificado el cual fluye de la zona de aeración, luego pasa a la segunda zona anóxica donde ocurre una desnitrificación adicional a una tasa baja usando la fuente de carbono endógena. Finalmente hay un periodo de aeración antes de la sedimentación para estimular la liberación de nitrógeno molecular y mejorar la sedimentabilidad del lodo. El amonio liberado del lodo de la segunda zona anóxica es también nitrificado en la última zona aerobia.

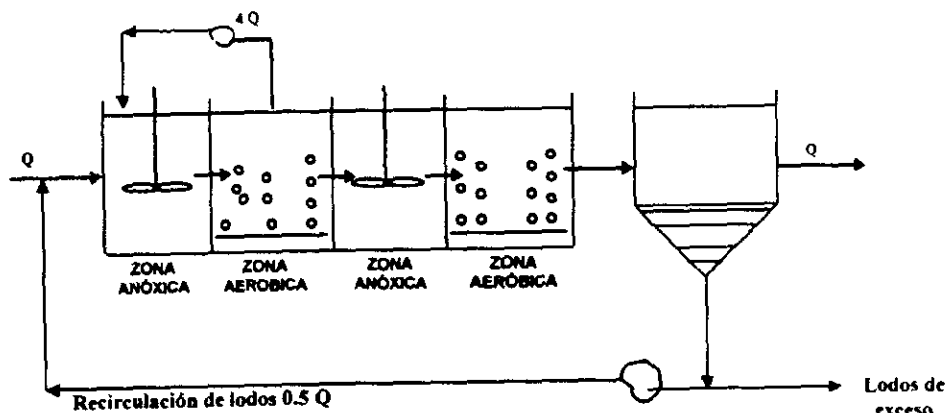


Figura 4.7 Diagrama del proceso Bardenpho de cuatro etapas (Sedlak, 1991).

#### 4.3.2 Sistema de lodos activados con desnitrificación parcial

Para eliminar parte del nitrógeno en un sistema de lodos activados, es normal incluir una etapa anóxica al inicio del tren de tratamiento. La cual se obtiene recirculando los lodos del sedimentador secundario, junto con los óxidos de nitrógeno que se forman en el tanque de aireación (Fig. 4.8).

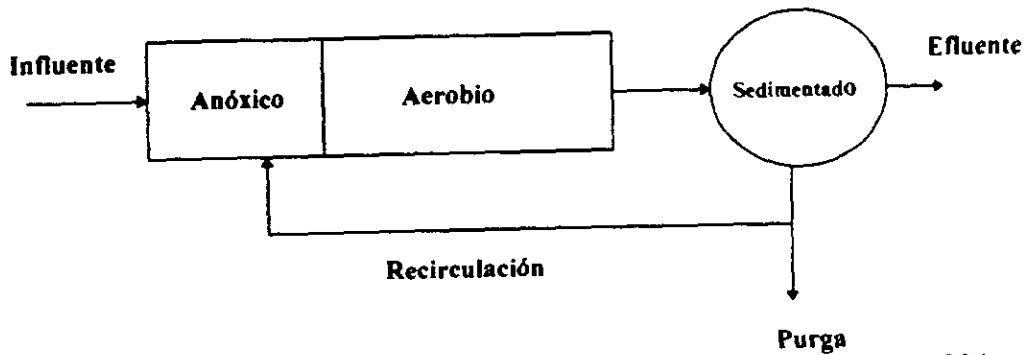


Figura 4.8 Diagrama del proceso de desnitrificación parcial (Cooper et al., 1994).

### 4.3.3 Proceso de nitrificación y desnitrificación en dos pasos

Este proceso fue propuesto por Cooper *et al.*, (1977). Es una modificación del sistema de lodos activados que consiste en alimentar agua residual en distintos puntos del reactor (Fig. 4.9). Cada punto de alimentación recibe los óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) formados en la etapa aerobia anterior, con excepción de la primer etapa anóxica en cuyo caso los nitratos provienen de la recirculación de lodos. De tal forma que en las etapas anóxicas los microorganismos tienen materia orgánica y NO<sub>x</sub> disponibles para una desnitrificación heterótrofa.

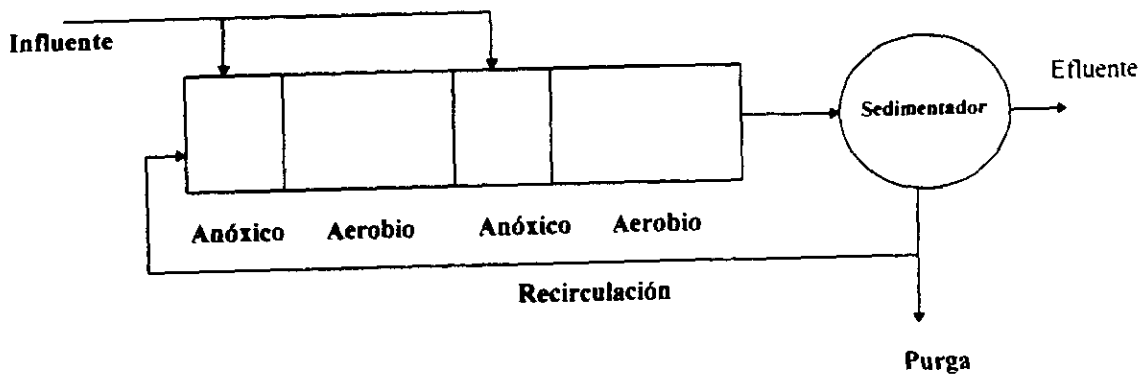
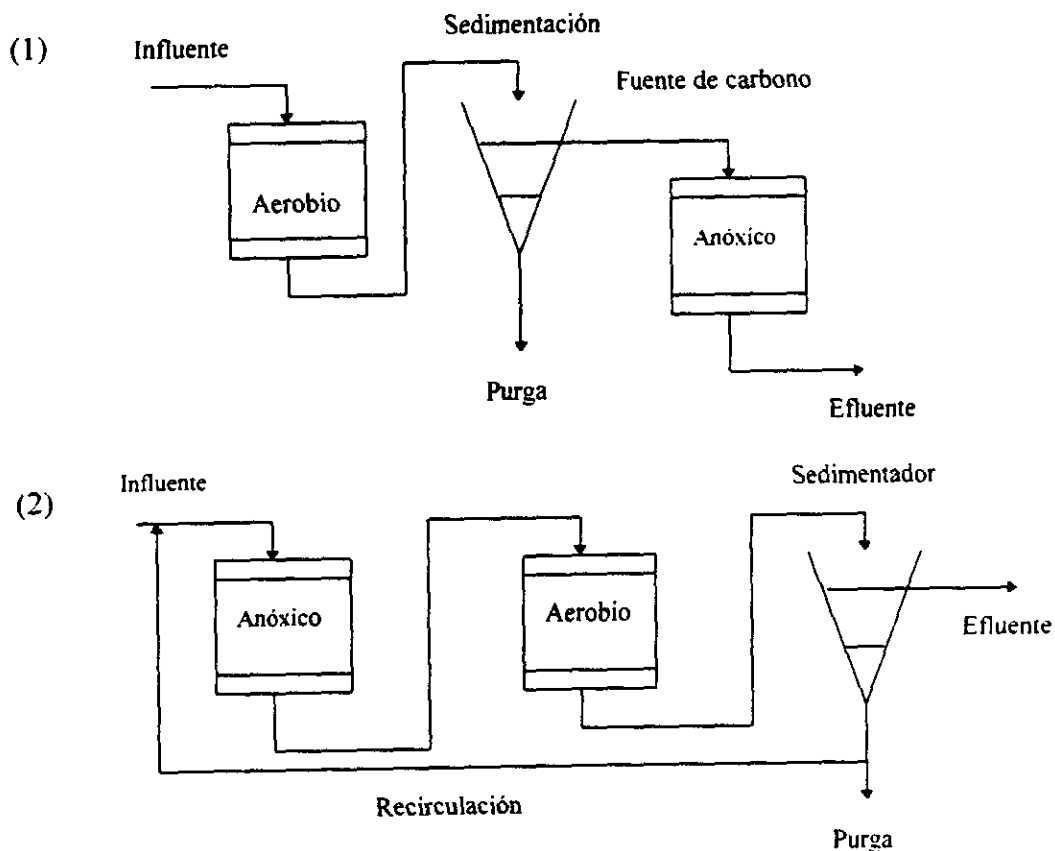
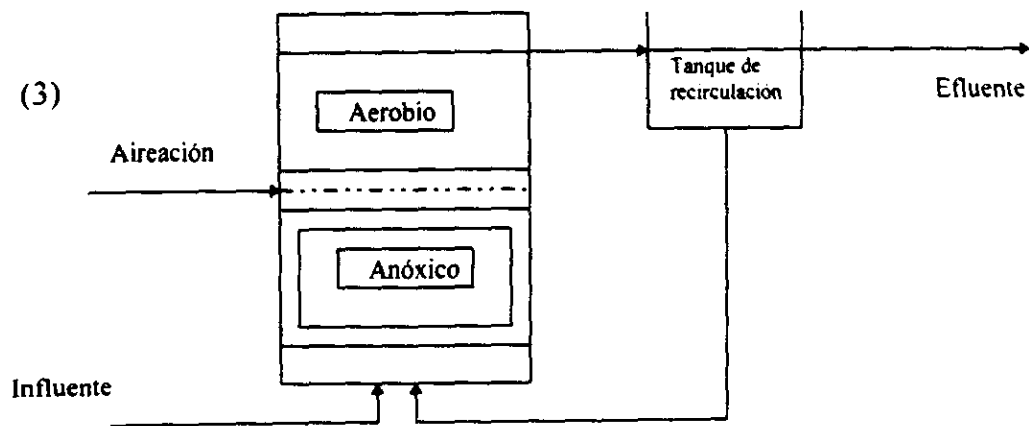


Figura 4.9 Esquema de un sistema de lodos activados que nitrifica y desnitrifica en dos pasos (Cooper et al., 1994).

#### 4.3.4 Proceso de desnitrificación con filtros biológicos

Los siguientes procesos emplean biomasa adherida (Fig. 4.10). El proceso del diagrama (1) muestra un sistema constituido por dos biofiltros uno aerobio en el cual ocurre nitrificación y otro anóxico, al que se le adiciona metanol como fuente de carbono para acelerar la desnitrificación. El proceso del diagrama (2) presenta la posición de los biofiltros invertida. Obteniendo condiciones anóxicas en el primer biofiltro a través de la recirculación del agua nitrificada que sale del biofiltro aerobio. En el sistema "Biosyr" un filtro biológico es alimentado por la parte inferior y aireado solamente en la mitad superior (Diagrama 3). Es en esta zona donde ocurre la nitrificación y el efluente se recircula introduciéndolo por la parte inferior (no aireada) en donde existen las condiciones anóxicas necesarias para que se efectúe la desnitrificación.





*Figura 4.10 Diagrama de tres procesos diferentes que emplean filtros biológicos para eliminar nitrógeno. (1) Proceso Aerobio/Anóxico. (2) Proceso Anóxico/Aerobio. (3) Proceso Biostyr (tomado y modificado de Cooper et al., 1994).*

#### 4.4 Procesos para eliminación biológica de fósforo y nitrógeno

Muchos efluentes, requieren reducir los niveles tanto de fósforo como de nitrógeno. Los procesos biológicos para la remoción de dichos nutrientes pueden ser incorporados a un sistema de lodos activados con relativa facilidad. Estos factores han favorecido el desarrollo de varios procesos combinados para la remoción de nitrógeno y fósforo. Todos estos procesos incluyen los mismos componentes básicos: anaerobio/anóxico/aerobio. Sin embargo, existen diferencias significativas entre los procesos según los arreglos y número de estos componentes, y también de acuerdo con el número y destino de las corrientes de recirculación.

##### 4.4.1 Proceso AAO

Este proceso es una modificación del proceso A/O descrito anteriormente, solo que incluye una etapa anóxica entre las etapas anaerobia y óxica (Fig. 4.11). Las condiciones anóxicas se obtienen recirculando parte del agua del tanque óxico, el cual contiene una gran cantidad de óxidos de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ ), al final de la fase anaerobia. En ausencia de oxígeno, los  $\text{NO}_x$  son reducidos. Por otra parte, la concentración de nitratos en la recirculación podría reducir la eficiencia y efectividad de la remoción de fósforo.

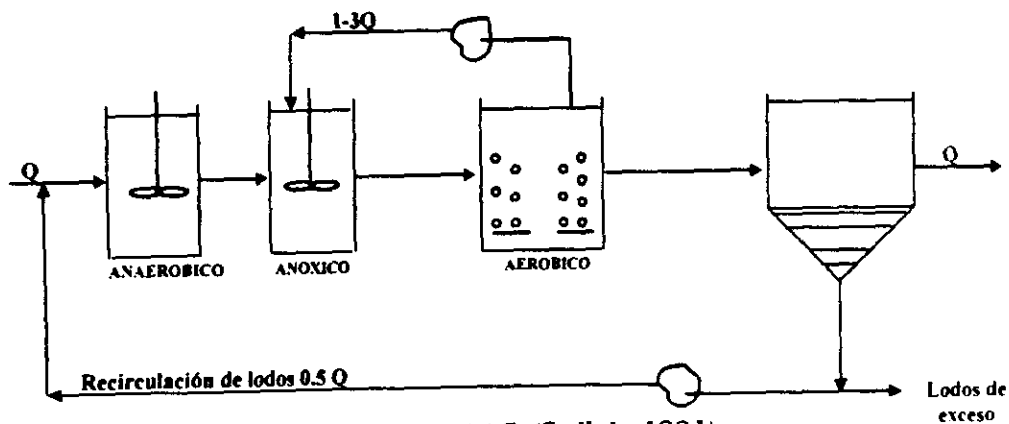


Figura 4.11 Diagrama del proceso AAO (Sedlak, 1991)

#### 4.4.2 Proceso Bardenpho Modificado o de cinco etapas

El proceso Bardenpho Modificado está diseñado para eliminar simultáneamente materia orgánica carbonosa, nitrógeno y fósforo (Fig. 4.12).

La primer etapa del proceso es anaerobia para permitir la "captura" del material orgánico y liberación de fosfatos. La segunda etapa es anóxica para desnitrificar la corriente recirculada de la tercera etapa. La tercera etapa es aerobia para lograr la metabolización del material orgánico almacenado por los organismos almacenadores de fosfatos. para "capturar" nuevamente el fosfato liberado en la primera etapa y para oxidar (nitrificar) el amoníaco contenido en el agua residual. El licor mezclado de esta etapa se recircula a la anterior para reducir los nitratos a nitrógeno molecular (desnitrificación). La cuarta etapa tiene por objeto desnitrificar el remanente de la tercera etapa y lograr la eliminación completa de nitrógeno. La quinta y última etapa consiste en aeración para garantizar la eliminación del material orgánico y el almacenamiento de fosfato que no fue "capturado" en etapas anteriores y para aumentar la concentración de oxígeno molecular antes de descargar el agua en el cuerpo receptor.

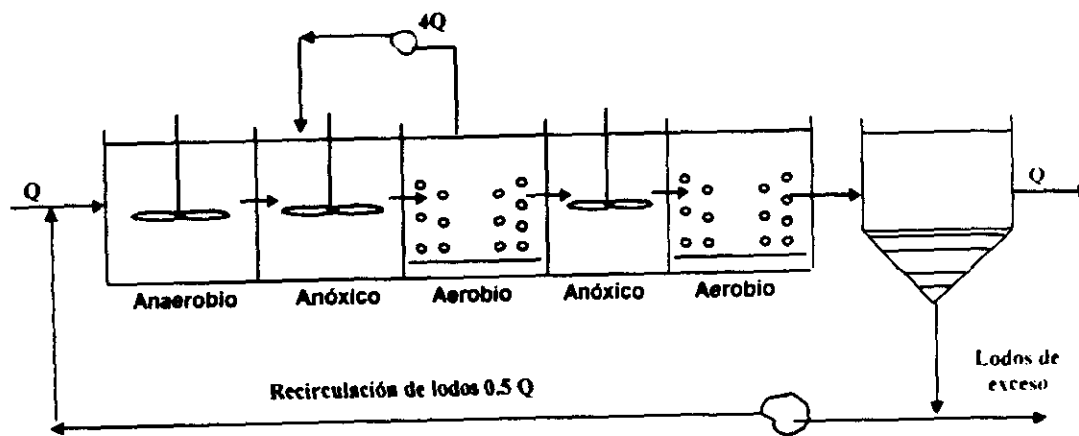


Figura 4.12 Proceso Bardenpho modificado o de cinco etapas (Sedlak, 1991).

El fósforo se elimina como constituyente de los lodos de desecho con concentraciones entre 4 y 6 por ciento en peso seco. Dependiendo de las concentraciones relativas de DBO, P y nitrógeno en el influente, se pueden alcanzar concentraciones inferiores a 3 mg/l de fósforo total en el efluente. Debido a los altos tiempos de retención hidráulica requeridos es posible alcanzar altos valores de remoción de DBO, N, P y sólidos suspendidos en el efluente. Como consecuencia de los altos tiempos de retención celular (de 10 a 20 días), los lodos salen estabilizados de forma aerobia y no requieren digestión posterior antes de ser dispuestos (Irvine et al, 1982).

Como lo ilustra la Fig. 4.12 el influente y la recirculación de lodos están en contacto en el tanque anaerobio lo cual promueve las reacciones de fermentación y libera el fósforo antes de que el licor mezclado pase a través del sistema.

#### 4.4.3 Proceso UCT

En investigaciones anteriores, se determinó el efecto adverso de los nitratos sobre la efectividad de los procesos de remoción biológica de fósforo al entrar a la zona anaerobia, por lo que se desarrolló un proceso llamado UCT (University of Cape Town), el cual se muestra esquemáticamente en la Fig. 4.13.

El proceso UCT disminuye notablemente la cantidad de óxidos de nitrógeno y oxígeno disuelto que se recirculan junto con los lodos al reactor anaerobio. En este proceso tanto los lodos que se capturan en el sedimentador secundario, como parte del agua en tratamiento que sale del reactor aerobio (óxico) se recirculan al reactor anóxico, en donde los nitratos son reducidos.

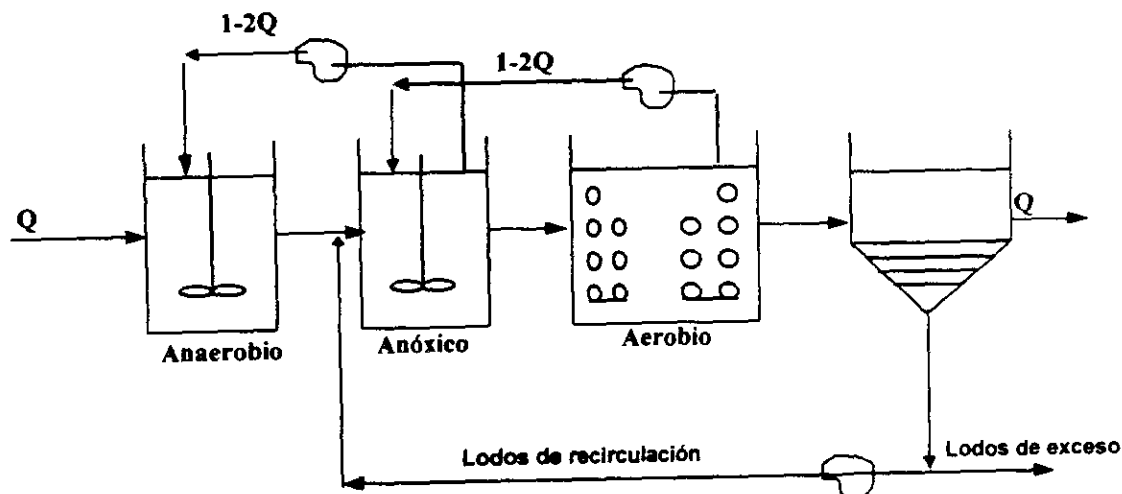


Figura 4.13 Diagrama del proceso UCT (Sedlak, 1991 )

Los nitratos recirculados se controlan con un ajuste apropiado del licor mezclado de tal forma que la concentración de nitratos en el reactor anóxico sea aproximadamente cero. Otra recirculación va del reactor anóxico al anaerobio, donde se evita la descarga de nitrato favoreciendo las condiciones anaerobias y por lo tanto la remoción de fósforo. Si los nitratos están presentes en la zona anaerobia, servirán como receptores de electrones durante la oxidación biológica de la DBO. Esto resulta en una competencia por la DBO soluble fácilmente biodegradable que normalmente podría ser convertida a productos de fermentación, los cuales son utilizados por las bacterias removedoras de fósforo en la zona anaerobia en ausencia de nitratos.

En este tipo de sistemas (UCT, UCT modificada y Virginia Initiative Plant(VIP)) se tiene la flexibilidad de trabajar con relaciones NTK/DQO arriba de 0.14 mgN/mgDQO (Siebritz et al., 1983) ya que no es esencial una desnitrificación completa para lograr una buena remoción de fósforo. Puede reducirse la tasa de recirculación del licor mezclado



aerobio hasta que la concentración de nitrato en la recirculación del reactor anóxico al anaerobio sea cero.

Con una relación NTK/DQO de 0.14 la concentración de nitrato en la tasa de recirculación del reactor aerobio al anóxico es tan alta, que esta carga de nitrato en el reactor anóxico es suficiente para satisfacer su potencial de desnitrificación por lo que la relación recirculada al reactor anaerobio se reduce a cero. Una vez que esta recirculación es cero, cualquier incremento en la relación NTK/DQO provocará una descarga de nitrato al reactor anaerobio. Conforme esta relación se incrementa, la tasa de recirculación necesita reducirse para evitar una sobrecarga en el reactor anóxico con los nitratos que van al reactor anaerobio. Sin embargo una reducción en la tasa de recirculación causa un incremento en el tiempo de retención hidráulico anóxico (Ekama *et al.*, 1983).

De resultados experimentales, hay fuertes indicios de que cuando el tiempo de retención hidráulico anóxico se incrementa a más de una hora, la sedimentabilidad del licor mezclado declina. Esta limitante crea un conflicto entre una buena remoción de fósforo y una buena sedimentabilidad del lodo; esto se resolvió con la modificación del proceso UCT. El proceso UCT se diseña generalmente para TRC de 13 a 25 días.

#### **4.4.4 Proceso UCT modificado**

Randall, 1984 (citado por Sedlak, 1991), recomendó la utilización del proceso UCT como un sistema de remoción biológica de nutrientes de alta velocidad, TRC entre 13 y 25 días; para el tratamiento de aguas residuales municipales. Más tarde se modificó dicho proceso para ofrecer al mismo tiempo una mejor protección de la zona anaerobia en cuanto a los nitratos recirculados. En esta variante el reactor anóxico es dividido en dos etapas (*Fig. 4.14*).

A la primera etapa se recirculan solamente los lodos captados en el sedimentador secundario y ahí son reducidos los nitratos y el oxígeno molecular que arrastran. en esta

etapa se tiene una fracción de masa de lodo de 0.10 a 0.12 (dependiendo de la DQO). A la segunda etapa, se recirculan parte del agua en tratamiento que sale del reactor aerobio, la cual contiene la mayor concentración de N-ox. Debido a que el segundo reactor anóxico está separado del primero, la tasa de recirculación aerobio-anóxico puede ser lo suficientemente alta para:

- 1) Satisfacer al segundo reactor anóxico el potencial de desnitrificación
- 2) Mantener el tiempo de retención hidráulico anóxico a menos de una hora.

Con esta modificación, se pueden mantener mejor las condiciones anaerobias dentro del reactor anaerobio; mejorando a su vez la eliminación de fósforo.

Es importante que tanto en el sistema UCT modificado como UCT o VIP se mantenga la concentración de oxígeno disuelto en un intervalo de 1.5-3.0 mg/l para la buena remoción de fósforo. Si la concentración de oxígeno disuelto es muy alta, la desnitrificación será reducida, especialmente en el reactor anóxico del proceso UCT modificado, causando una descarga de nitrato en el reactor anaerobio. Si esta concentración es muy baja, la remoción de fósforo se reduce debido a una incompleta captura en el reactor aerobio, la nitrificación se ve afectada adversamente y se desarrolla pobre sedimentabilidad de lodo.

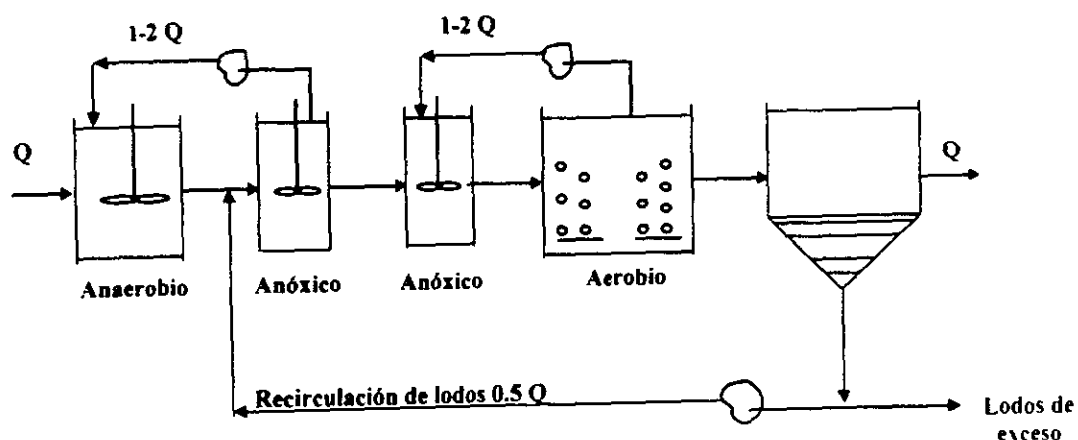


Figura 4.14 Diagrama del proceso UCT modificado (Sedlak, 1991)

#### 4.4.5 Proceso VIP (Virginia Initiative Plant)

El proceso VIP es otro sistema de remoción biológica de nitrógeno y fósforo. Este proceso es similar al proceso UCT, y se muestra esquemáticamente en la Fig. 4.15.

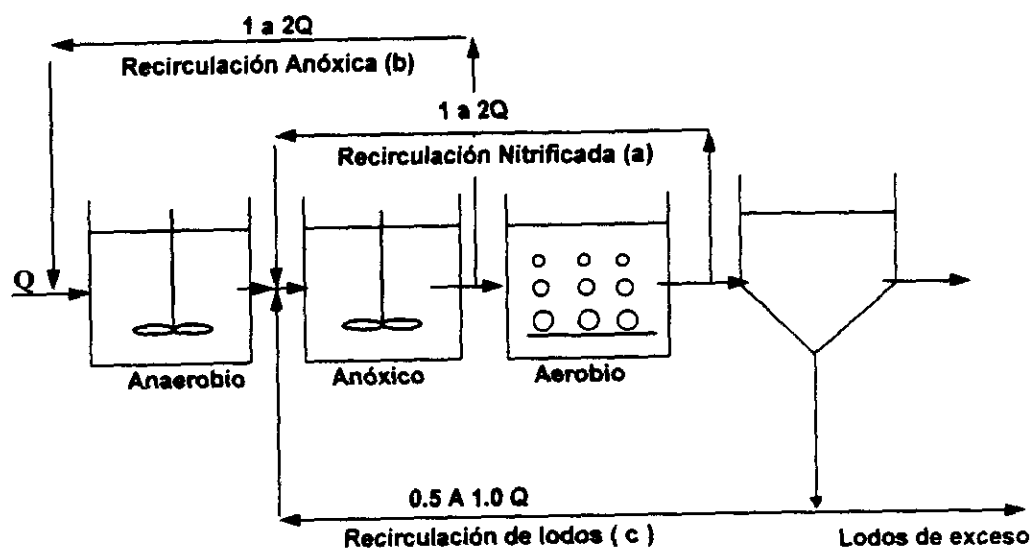
Como otros sistemas de remoción biológica de nutrientes, el proceso VIP incluye tres zonas: anaerobia, anóxica y aerobia. Sin embargo, en este proceso, además de que la recirculación de lodos pasa a la zona anóxica y el licor mezclado desnitrificado es recirculado a una tasa de 1:1 a 2:1 de la zona anóxica a la anaerobia, se manejan altas velocidades y menores TRC (5 a 10 días) que en el proceso UCT, con lo cual se incrementa la proporción de biomasa activa y en consecuencia aumenta la rapidez de remoción de fósforo, lo cual sirve para reducir el tamaño de los reactores.

Como ya se había mencionado, gracias a este diseño tanto el sistema VIP como el UCT y UCT modificado pueden manejar relaciones NTK/DQO relativamente altas ( $>0.14$ ), ya que no es esencial que se lleve a cabo una desnitrificación completa para que haya una buena remoción de fósforo puesto que los nitratos se excluyen del reactor anaerobio por medio de dichas recirculaciones. En este tipo de procesos, conforme se incrementa la relación NTK/DQO es necesario reducir la recirculación "a" (Fig. 4.15) y con ello evitar una sobre carga de nitratos en el reactor anóxico que después pasarían al reactor anaerobio. Sin embargo una reducción en dicha recirculación causaría un incremento en el TRH anóxico.

Ekama *et al.*, 1983, encontraron que generalmente para concentraciones altas de DQO influente ( $>500$  mgDQO/l) y relaciones NTK/DQO  $> 0.11$  mgN/mgDQO, el TRH anóxico es mayor a 1 hora. De resultados experimentales, hay fuertes indicios de que cuando el TRH anóxico se incrementa más de una hora, las características de sedimentabilidad del lodo del licor mezclado se ven desfavorecidas, cosa que no ocurre con el TRH anaerobio (por razones que aún no se explican). Esta limitante crea un conflicto entre una buena remoción de fósforo y una buena sedimentabilidad del lodo.

Las zonas anaerobias y anóxicas constituyen el 34% del volumen total del reactor. con un tiempo de retención hidráulico en el proceso completo de alrededor de 6.5 horas. En este proceso se utiliza una mezcla múltiple y completa de microorganismos (nitrificantes, desnitrificantes acumuladores de fósforo) en cada una de las etapas del tratamiento, aumentando la rapidez de captura de fósforo debido a la alta concentración de residuos orgánicos almacenados en el tanque aerobio (Sedlak, 1991).

El proceso VIP se diseña para un tiempo de retención celular medio de 5 a 10 días, lográndose concentraciones de nitrógeno total en el efluente de entre 6 y 7 mg/l con un contenido en el influente de 40 mg/l. Asimismo si se opera correctamente, la concentración de nitrato en la recirculación anóxica se puede mantener cercana a cero.



NOTA: La configuración del sistema se logra usando, al menos, dos celdas bien mezcladas en serie para cada zona de reactor Biológico.

Figura 4.15 Diagrama del Proceso VIP (Sedlak, 1991)

## CAPÍTULO 5

### **ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NUTRIENTES EN AGUA RESIDUAL DOMÉSTICA**

En México se tienen pocas referencias de estudios sobre la tratabilidad biológica de agua residual doméstica con un sistema de lodos activados modificado. La bibliografía internacional sobre el tema es relativamente extensa, y se han publicado varios trabajos sobre el tratamiento biológico de este tipo de desecho.

En este capítulo se presentan resumidas algunas experiencias recientemente publicadas. El objetivo es situar el problema y sentar las bases de comparación con el agua residual municipal estudiada en el presente trabajo.

En el estudio realizado en México por Morgan-Sagastume *et al.*, (1993) donde se utilizó un proceso anaerobio-anóxico-aerobio con recirculaciones y diferente concentración de biomasa para remover principalmente nitrógeno y materia orgánica de agua residual doméstica, se varió la tasa de recirculación entre los reactores aerobio y anóxico. Los reactores anaerobio y anóxico fueron del tipo UASB y el aerobio fue un filtro sumergido empacado con tubos de PVC. Con una tasa de recirculación de 3:1 se logró remover el 80% de carbón orgánico total, el 62% de nitrógeno y el 90% de sólidos suspendidos totales, por lo que no fue necesario emplear sedimentadores secundarios. Con ello se lograron obtener concentraciones en el efluente de 7, 4.6 y 12 mg/l para carbón orgánico

total, nitrógeno y sólidos suspendidos totales, respectivamente. En la Tabla 5.1 se presenta la caracterización promedio del agua residual empleada en este estudio.

*Tabla 5.1 Composición del agua influente (Morgan Sagastume et al., 1993)*

<b>Parámetro</b>	<b>Concentración Promedio (mg/l)</b>
pH	7.5
Alcalinidad	171
DQO <sub>t</sub>	234
DQO <sub>s</sub>	134
Carbón Orgánico Total	60
Sólidos Suspendidos Totales	131
Sólidos Suspendidos Fijos	39
Sólidos Suspendidos Volátiles	92
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	23
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	2.4
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	0.3
N-NTK	34
Turbiedad (NTU)	31
Temperatura (°C)	18
Oxígeno disuelto	4

En un estudio realizado en España por Rodrigo *et al.*, (1996) utilizando reactores a escala piloto con una configuración AAO se observó la influencia de los ácidos grasos volátiles en la etapa anaerobia y la edad del lodo en la remoción biológica de nutrientes. El objetivo de esta investigación fue establecer la relación entre el consumo de sustratos orgánicos, la liberación de fósforo y su captura bajo condiciones bien definidas, y determinar su variación con la edad del lodo en un proceso integral de remoción de nutrientes. La composición del agua sintética alimentada se presenta en la *Tabla 5.1*.

Tabla 5.1' Composición del agua influente (Rodrigo et al., 1996)

Parámetro	Concentración (mg/l)
Ácido acético	200
NH <sub>3</sub> -N	30
Fósforo soluble	14
Solución de metales en traza	Appeldoorn, 1992

La configuración del sistema se muestra en la Fig.5 .1.

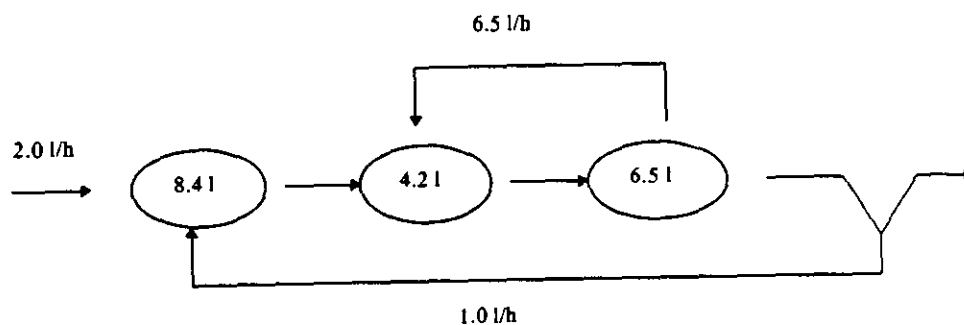


Figura 5 .1 Configuración del sistema empleado por Rodrigo et al., 1996.

El oxígeno disuelto se mantuvo entre 2 y 3 mg/l y la temperatura de experimentación entre 19 y 20 °C. El exceso del lodo producido fue purgado diariamente del licor mezclado. En el arranque, el sistema fue inoculado con licor mezclado de una planta de lodos activados. La concentración de fósforo en el efluente siempre fue arriba de 1.2 mg/l.

El proceso AAO fue operado por un periodo de 300 días. Se experimentó con 5 diferentes edades de lodo: 11, 16, 32, 49 y 65 días. No se probaron edades de lodo menores de 11 días porque se obtenían índices volumétricos de lodo altos, lo que generaba problemas operacionales. Por otra parte, con el tiempo de lodos de 11 días, se detectó un decremento en la eficiencia de remoción del nitrógeno.

Ellos observaron que conforme decrece la edad de lodo se incrementa la capacidad de remoción de fósforo debido a que los AGV capturados se incrementan. Se detectó una disminución en la fracción de microorganismos acumuladores de fósforo en el cultivo mixto conforme se incrementó la edad del lodo.

En otros estudios, Jönsson *et al* (1996) manejando un sistema UCT a escala real encontraron que el principal factor que afecta a la remoción biológica de fósforo es la concentración de AGV presentes en el sistema. Otros factores operacionales que afectan el proceso son la concentración de oxígeno y nitrato en el flujo del reactor anaerobio y el grado de recirculación interna del reactor aerobio al anóxico. Las características del influente se presentan en la *Tabla 5.2*.

*Tabla 5.2 Características del influente a la planta Öresundsverket (Jönsson et al., 1996).*

Característica	Influente
Q (m <sup>3</sup> /d)	54,000
DQO (mg/l)	420
DBO <sub>7</sub> (mg/l)	130
N-Tot (mg/l)	33
P-Tot (mg/l)	5.7
Temperatura (°C)	10-19

Ellos encontraron que se remueve 1 mg de fósforo por cada 14 mg AGV adicionados. Si hay suficientes AGV presentes es posible lograr menos de 0.3 mgP/l en el efluente, aún a temperaturas por abajo de 10°C. La concentración de nitrógeno en el efluente durante la evaluación fue entre 8-10 mg/l, encontrándose que los polihidroxicarbonatos fueron una de las principales fuentes de carbono para la desnitrificación.

En estudios realizados a escala piloto, Satoh *et al* (1996) investigaron el mecanismo de captura de sustrato anaerobio por los lodos activados tratando agua residual cruda para mejorar la remoción biológica de fósforo.



En este estudio el agua residual fue bombeada a un tanque de fermentación donde se obtuvieron ácidos grasos volátiles, enseguida el agua residual pasó por un sedimentador primario donde se separaron los sólidos suspendidos del fermentador. El efluente de la sedimentación primaria pasó a una zona anaerobia del proceso de eliminación biológica de fósforo a través de una configuración UCT en sistema batch.

Ellos observaron que la concentración de polihidroxicanoatos se incrementó drásticamente en el lodo, los carbohidratos decrecieron y los fosfatos se liberaron cuando se adicionó principalmente acetato o propionato como sustrato. Un punto importante de su investigación fue el material utilizado; ellos utilizaron lodos activados aclimatados con agua residual real conteniendo varios compuestos orgánicos. Los resultados mostraron claramente que la mayor parte de remoción de carbono en fase anaerobia (más del 70%) pasa a ser polihidroxicanoato además de los polihidroxi-butiratos y polihidroxi-valeratos, y que la glucólisis juega un papel importante en la captura anaerobia de acetato y propionato.

En otro estudio realizado en Dinamarca, Temmink *et al* (1996) investigaron la recuperación de la remoción biológica de fósforo después de periodos de carga orgánica baja, ya que dependiendo de la naturaleza exacta de estos disturbios puede ocurrir una parcial o completa caída del almacenaje interno de los polihidroxi-butiratos (PHB). Para ello llevaron a cabo estudios a nivel planta piloto utilizando el sistema Bio-Denipho. La planta piloto se alimentó con agua residual municipal pre-sedimentada. Después de la aclimatación, el sistema se sometió a un periodo de 20 horas con una carga orgánica extremadamente baja.

Ellos mostraron que después del periodo de perturbación ocurre una rápida reducción de PHB seguida por un gradual decremento durante el curso de dicho periodo. Posiblemente parte de los PHB se vuelven menos accesibles para la biodegradación. Los resultados mostraron que la recuperación del sistema después del periodo de baja carga orgánica es lenta y puede resultar en altas concentraciones de fósforo en el efluente. Mientras que la liberación de fósforo y el almacenaje de PHB se recupera casi instantáneamente, la

captura de fósforo muestra una respuesta mucho más lenta. Por otra parte también se observó que durante el periodo de recuperación se incrementó la concentración de nitrato. Una explicación de esto podría ser que debido a las bajas cargas orgánicas en la planta piloto, la desnitrificación depende en gran medida de la presencia de organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes los cuales usan los PHB como fuente de carbono, una estrategia de control a este fenómeno podría ser mantener a ciertos niveles mínimos la concentración de PHB. Esto podría lograrse minimizando el tiempo de aireación para evitar un consumo innecesario de PHB y adicionando una fuente externa de carbono.

Por su parte Mishima *et al* (1996), utilizando un proceso M-A<sup>2</sup>O (medio-anaerobio-anóxico-aerobio) a escala piloto llevaron a cabo estudios en batch para eliminación de nitrógeno y fósforo. Ellos hicieron una modificación del sistema A<sup>2</sup>O simplemente adicionando un medio de soporte para los microorganismos en la etapa aerobia, buscando con ello reducir el tamaño original del reactor a la mitad.

Las condiciones operacionales y características del agua residual influente se presentan en la *Tabla 5.3*. La tasa de recirculación del reactor aerobio al anóxico fue de 2 a 2.5 Q y la de la tasa de recirculación de lodo al reactor anaerobio de 0.5 Q.

*Tabla 5.3 Condiciones operacionales y características del influente a la planta piloto (Mishima et al., 1996)*

Característica	Promedio
Q influente (m <sup>3</sup> /d)	25
TRH (h)	8.7
Tanque anaerobio (m <sup>3</sup> )	1.0 ó 1.5
Tanque anóxico (m <sup>3</sup> )	4.8
Tanque aerobio (m <sup>3</sup> )	3.2
TRC (días)	16
TRC aerobio (días)	5.7
SSLM (mg/l)	2300-3200
Diámetro del medio de soporte (mm)	5.0
Carga media (v/v %)	20
OD (mg/l)	1.8-5.0
DBO (mg/l)	49-151
N-T (mg/l)	14-34
P-T (mg/l)	1.2-2.9

La calidad promedio del efluente de dicha planta fue 8.3 mg/l de N-T y 0.6 mg/l de P-T después de un tiempo de retención de 8 a 9 horas en el bio-reactor. De acuerdo con los resultados experimentales, se obtuvo una nitrificación del 93% a bajas temperaturas (menos de 15°C). La tasa de desnitrificación de los lodos activados se incrementó casi en proporción con la carga orgánica y disminuyó con el decremento en la temperatura (0.1-0.4 mgN/g-SSLM/h a T menores de 15°C). A dicha temperatura se pierden del reactor las bacterias nitrificantes debido al limitado tiempo de retención celular en el reactor aerobio. Tanto la nitrificación como la desnitrificación se consideraron reacciones de orden cero. La velocidad de nitrificación se incrementa conforme aumenta la concentración de oxígeno molecular.

Mishima *et al.*, sugieren que la captura de fósforo en el tanque anóxico estuvo muy ligada con la desnitrificación, ya que el principal donador de hidrógeno de desnitrificación en el tanque anóxico fue la materia orgánica almacenada en el tanque anaerobio por los microorganismos acumuladores de fósforo. En otras palabras, los desnitrificadores en este sistema fueron los microorganismos acumuladores de fósforo. sin embargo es necesario aislar a las bacterias desnitrificadoras acumuladoras de fósforo y observar su comportamiento para confirmar lo antes mencionado.

En el estudio realizado en la Universidad de Korea por Choi *et al* (1996) utilizaron una fuente de carbono "nightsoil" (la cual contiene altas concentraciones de AGV) adicional al sistema de lodos activados, empleando un proceso de remoción biológica de nutrientes a una temperatura de 20 °C. El objetivo del estudio fue minimizar el efecto de los NO<sub>3</sub>-N sobre los microorganismos acumuladores de fósforo en la etapa anaerobia; ya que se sabe que un agua residual con una relación DQO/NTK baja, produce efluentes con una alta concentración de NO<sub>3</sub>-N afectando con ello a dichos microorganismos. La *Tabla 5.4* presenta las características de operación del sistema aplicado.

El sistema de remoción biológica de nutrientes empleado en este estudio consta de una etapa anóxica-anaerobia-anóxica-aerobia con una recirculación interna que va del reactor aerobio al segundo reactor anóxico y una recirculación de lodos del sedimentador

secundario a la primera etapa anóxica. La fuente de carbono se aplicó en la línea de recirculación de lodos que va del sedimentador secundario al tanque anóxico con una tasa de aplicación del 0.06%. El influente fue aplicado a la etapa anaerobia.

*Tabla 5.4 Características de operación del sistema aplicado por Choi et al (1996)*

<b>Característica</b>	<b>Agua residual municipal</b>
	TRH
Reactor anóxico con recirculación	0.5 h
Reactor anaerobio	1.5 h
Reactor anóxico	1.6 h
Reactor aerobio	3.75 h
Tasa de recirculación de lodos (%)	50
Tasa de recirculación interna (%)	100
SSVLM/SSLM	3000/2000
TRC (d)	10
Temperatura (°C)	20

Los resultados demostraron que la adición de esta fuente de carbono, la cual contiene una relación DQO<sub>t</sub>/NTK alta de 10.2, mejoró la eficiencia de remoción tanto de nitrógeno como de fósforo empleando un agua residual municipal de concentración típicamente baja con una relación DQO/NTK de 6, llegando a concentraciones similares a las obtenidas en un proceso UCT. La carga orgánica se incrementó del 20 al 60% con la aplicación del sustrato "nightsoil" y la DQO del efluente únicamente se incrementó del 10 al 20% (DQO<sub>ef</sub>. = 22 mg/l).

Por otra parte McClintock *et al* (1993) en un estudio realizado en el Instituto Politécnico de Virginia en Estados Unidos investigaron el efecto de la temperatura y el tiempo de retención celular sobre el proceso de remoción biológica de nutrientes. Para ello utilizaron dos reactores en paralelo con flujo continuo, uno de ellos operado bajo el sistema de remoción biológica de nutrientes "VIP" (Virginia Initiative Plant) y el otro

bajo un sistema convencional de lodos activados. Ambos reactores fueron alimentados con la misma agua residual doméstica, la cual fue adicionada de fosfato de potasio y almacenada 12 horas antes de alimentarse para equilibrar la temperatura. eliminar una fracción del oxígeno molecular y promover la fermentación. En la *Tabla 5.5* se presentan las condiciones de operación de ambos reactores.

*Tabla 5.5 Condiciones de operación de los reactores empleados en el estudio de McClintock et al (1993)*

Influente alimentado	Agua residual municipal
Gasto del influente	151.2 l/d
Recirculaciones	151.2 l/d
Volumen total del reactor	50.4 l
TRH	8 horas
TRC	1.5, 2.7, 5 y 15 días
Temperaturas	10, 15 y 20 °C

Los resultados mostraron que para llevar a cabo la nitrificación completa se requiere un menor volumen aerobio en el sistema VIP que en el sistema convencional, aplicando condiciones de temperatura y TRC apropiados para la nitrificación. Sin embargo el sistema VIP es más susceptible a fallos en la nitrificación que el sistema convencional. La remoción biológica de fósforo se vio adversamente afectada por las bajas temperaturas y los TRC igualmente bajos.

Se logró una nitrificación completa en el sistema VIP con un TRC de 5 días y T de 20 °C pero fue incompleta a 15 °C y no existió a 10 °C. Por otra parte, casi se logra la nitrificación completa con un TRC de 2.7 días y T de 20 °C, pero fue incompleta a esta misma temperatura con un TRC de 1.5 días. Así mismo, se logró una buena remoción biológica de fósforo con todas las temperaturas estudiadas a un TRC de 15 días, pero decreció lentamente conforme se disminuía la temperatura. La mejor remoción de fósforo

se obtuvo con un TRC de 5 días y una temperatura de 20 °C. pero se perdió completamente a una temperatura de 10°C incluso con adición de DQO (acetato).

Con el TRC de 5 días y temperatura de 10°C no se logró la remoción biológica de fósforo. Los mejores resultados para la remoción tanto de nitrógeno como de fósforo, se obtuvieron con el TRC más bajo con el cual se logró la nitrificación cuando dicho sistema estuvo limitado por la demanda química de oxígeno (DQO). Se consideraron óptimos los TRC elevados, cuando el sistema VIP estuvo limitado por el fósforo debido a la baja producción de lodos.

Finalmente los autores reportan que empleando una concentración inicial de materia orgánica medida como DQO de aproximadamente 300 mg/l con un TRH de 8 horas y recirculaciones de 1Q, obtienen una eliminación de materia orgánica del 90% y de fosfatos y nitrógeno entre el 60 y 70% respectivamente.

En otro estudio, llevado a cabo a escala piloto (Mamais y Jenkins, 1992) para el tratamiento de agua residual doméstica, se utilizó un sistema modificado de lodos activados con flujo continuo para investigar los efectos del TRC y la temperatura en la remoción biológica de fósforo. Las características del agua residual alimentada se presentan en la *Tabla 5.6*.

*Tabla 5.6 Composición promedio del influente (Mamais y Jenkins, 1992).*

Componente	Concentración (mg/l)
DQOt	430
DQOs	230
Acetato como DQO	55
P Total	8.5
P Soluble	7.3
Ortofosfatos	6.5
NH <sub>3</sub> -N	20

El influente fue enriquecido con 55 mg/l de acetato. Se manejaron TRC de 2 a 4 días y temperaturas de 13.5 a 20 °C. La concentración de oxígeno molecular en la zona aerobia se mantuvo en 4.0 mg/l. Los parámetros de diseño del sistema de lodos activados se presentan en la *Tabla 5.7*.

*Tabla 5.7 Parámetros de diseño del sistema (Mamais y Jenkins, 1992)*

<u>Zona Anaerobia</u>	
No. de etapas	2
TRH (h) de la 1ª. Etapa	0.55
TRH (h) de la 2ª. Etapa	0.90
<u>Zona Aerobia</u>	
No. de etapas	3
TRH (h) de la 1ª Etapa	0.90
TRH (h) de la 2ª Etapa	1.85
TRH (h) de la 3ª Etapa	1.85
TRH (h) del sedimentador secundario	1.7
Caudal del influente	43
Recirculación de lodos	40

Estos autores encontraron que el TRC tiene un efecto significativo en la eficiencia de remoción de fósforo. Dentro del intervalo de temperaturas estudiadas la eficiencia de remoción de dicho nutriente no se ve afectada con TRC mayor a 2.9 días. Con TRC bajos, decae la eficiencia de remoción de fósforo.

En otro estudio llevado a cabo por Daigger *et al* (1988) donde se investigó el mejoramiento en la remoción de nitrógeno y fósforo por medio de la utilización de una planta piloto con un proceso VIP, se obtuvieron eficiencias de remoción del 67% y 70% para fósforo y nitrógeno respectivamente a una temperatura de 20°C. Los análisis económicos indican que los costos para el diseño de este tipo de sistemas son mínimos.

por lo que es factible modificar sistemas de lodos activados convencionales cuando se requiera remover eficientemente el nitrógeno y fósforo.

El principal objetivo de su estudio fue verificar que el concepto VIP puede remover fósforo a lo largo de todo el año y nitrógeno estacionalmente. Las zonas anaerobia y anóxica constituyeron el 34 por ciento del volumen total del reactor, con un TRH de 6.5 horas a 40 MGD.

El reactor biológico constó de 12 celdas completamente mezcladas: 3 celdas anaerobias, 3 anóxicas y 6 aerobias, lo que permitió variar el volumen de dichas zonas y por consiguiente el tiempo de retención hidráulico. Todas las recirculaciones se mantuvieron constantes. Las características promedio del agua residual tipo doméstico se presentan en la *Tabla 5.8*.

*Tabla 5.8 Características del agua residual municipal influente. (Daigger et al., 1988)*

Parámetro	Promedio	Intervalo
DBO <sub>st</sub> (mg/l)	142	109-199
SST (mg/l)	133	98-152
NTK (mg/l)	25.0	21.2-29.3
PT (mg/l)	5.2	4.2-6.4
DBO <sub>st</sub> /PT	27.3	----
Temperatura	----	13-25°C

Durante el estudio en planta piloto, el TRH varió de 4 a 8 horas y el TRC de 5 a 6 días o de 10 a 11 días dependiendo de la temperatura. Los SSLM variaron de 1200 a 3000 mg/l. La nitrificación se mantuvo a lo largo del estudio. El promedio de DBO<sub>s</sub> total y SST en el efluente fue de 8 y 10 mg/l, respectivamente. Este excelente comportamiento se atribuye particularmente al tamaño sobrepasado del sedimentador secundario en la planta piloto. Los niveles de nitrógeno total en el efluente se mantuvieron por debajo de 10 mg/l durante los periodos cuando se llevó a cabo una nitrificación completa. Por su



parte el promedio de fósforo total (PT) en el efluente fue de 1 mg/l. La relación DBO: total/PT relativamente alta fue la responsable de estos bajos niveles de fósforo.

Por su parte Meganck *et al* (1985), estudiaron la posibilidad de remover simultáneamente nitrógeno y fósforo bajo condiciones de temperaturas de invierno en Francia (8-10°C), utilizando para ello una planta piloto a escala laboratorio operada a 20°C y TRC aerobio de 8.5 días comparada con una planta a escala real donde se varió la carga orgánica y se manejaron bajas temperaturas.

En la Fig. 5.2 se presenta el esquema de la planta piloto a escala laboratorio del tipo "Phoredox modificado" empleado en este estudio.

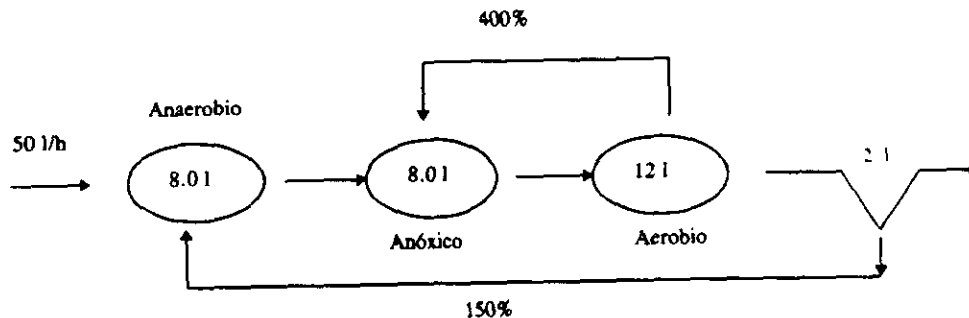


Figura 5.2 Configuración del sistema empleado por Meganck *et al.*, 1985.

Se ha observado que mientras el proceso de remoción de nitrógeno requiere de TRC aerobios largos (20 días a  $T = 8-10^{\circ}\text{C}$ ), el de fósforo se ve inhibido por esas mismas condiciones, siendo la fase acidogénica la más afectada.

El influente al reactor fue agua residual tipo doméstica, ya que era necesario obtener DQO alrededor de 600 mg/l fue necesario adicionar a esta agua extracto de carne, peptona y leche en polvo. En la Tabla 5.9 se presentan los resultados de los diferentes periodos y condiciones de operación de la planta piloto a escala laboratorio.

Por otra parte la planta piloto a escala semi-industrial también se operó con el principio Phoredox. Las zonas anaerobia y anóxica contaron con un volumen de 1 m<sup>3</sup> cada una mientras que el volumen de la etapa aerobia fue de 1.8 m<sup>3</sup>.

*Tabla 5.9 Resultados de los diferentes periodos y condiciones de operación de la planta piloto a escala laboratorio (Meganck et al., 1985)*

Periodo	Carga orgánica kgDQO/kgSSLM-d	Acetato adicionado (mgDQO/l)	Remoción de fósforo
A	0.39	0	buena
B <sub>1</sub>	0.21	0	pobre
B <sub>2</sub>	0.22	100	buena
C <sub>1</sub>	0.20	0	pobre
C <sub>2</sub>	0.21	3.5	moderada
C <sub>3</sub>	0.21	10	buena
C <sub>4</sub>	0.23	20	buena

Los resultados obtenidos durante la fase A se presentan en la *Tabla 5.10*. Durante este periodo se manejó una relación NTK/DQO de 0.11, la cual es alta para este tipo de sistema, sin embargo los resultados fueron satisfactorios debido quizá a que el sustrato en el influente era fácilmente biodegradable.

*Tabla 5.10 Resultados obtenidos durante la fase A (Meganck et al., 1985)*

Característica	Influente (mg/l)	Efluente (mg/l)	Remoción (%)
DQO	594	27	95
NTK	67	4	94
N-NO <sub>3</sub>	0	14.7	-
N-Total	67	18.7	72
P-Total	13.4	1.9	86

En la *Tabla 5.11* se presentan los resultados del periodo B<sub>1</sub>. En este periodo la recirculación de lodos se redujo a 100% del flujo del influente y la recirculación interna se mantuvo en 400%. El flujo del influente fue de 17.3 l/d y la concentración de SSLM de 4000 mg/l. La producción diaria de lodo fue de 3000 mg/d dando un TRC aerobio de 16 días y un TRC total de 39 días. Como se observa en la *Tabla 5.11*, aparentemente la remoción de fósforo fue inhibida por esta baja carga orgánica.

*Tabla 5.11 Resultados obtenidos durante la fase B<sub>1</sub> (Meganck et al., 1985)*

Característica	Influente (mg/l)	Efluente (mg/l)	Remoción (%)
DQO	588	48	92
NTK	60	4	93
N-NO <sub>3</sub>	0	12.7	-
N-Total	60	16.7	72
P-Total	13.8	9.3	33

En el periodo B<sub>2</sub> se adicionó acetato con una equivalencia de 100mg/l como DQO. el flujo del influente fue de 18 l/d y las tasas de recirculación fueron iguales al periodo B<sub>1</sub>. En la *Tabla 5.12* se presentan los resultados obtenidos durante este periodo. Como puede observarse se obtuvieron buenas remociones tanto de DQO como de nitrógeno y excelentes remociones para el fósforo. Aparentemente el alto TRC (18 días aerobio y 40 días total) no impidió la actividad de los microorganismos acumuladores de fósforo.

*Tabla 5.12 Resultados obtenidos durante la fase B<sub>2</sub> (Meganck et al., 1985).*

Característica	Influente (mg/l)	Efluente(mg/l)	Remoción (%)
DQO	596	28	95
NTK	64	4	94
N-NO <sub>3</sub>	0	4.7	-
N-Total	64	8.7	86
P-Total	8.9	0.8	94

La liberación de fósforo en la zona anaerobia comenzó inmediatamente después de la adición de acetato al sistema y cuatro días después la concentración de fósforo bajó hasta menos de 1 mg/l. Este fenómeno se debe a que los microorganismos acumuladores de fósforo pueden crecer y acumular fósforo por unos pocos días después de que la liberación de fósforo se detiene, utilizando sus reservas de PHB como sustrato orgánico. Similarmente, el crecimiento y la captura de fósforo por los microorganismos acumuladores de fósforo no es suficiente para remover todo el fósforo del agua residual hasta que se ha almacenado suficiente PHB.

En los siguientes periodos se investigó la influencia de la adición de acetato a diferentes concentraciones sobre la eficiencia de remoción de fósforo. Esto puede observarse en la *Tabla 5.13*. Durante estos periodos se manejó una carga orgánica de 0.21 kgDQO/kgSST·d, un TRC aerobio de 16 días y un TRC total de 37 días.

*Tabla 5.13 Remoción de fósforo a diferentes dosis de acetato (Meganck et al., 1985).*

Periodo	Acetato adicionado (mgDQO/l)	Fósforo influente (mg/l)	Fósforo efluente (mg/l)	Remoción de fósforo (mg/l)
C <sub>1</sub>	0	14.9	9.7	5.4
C <sub>2</sub>	3.5	16.4	8.5	7.9
C <sub>3</sub>	10	18.7	6.5	12.2
C <sub>4</sub>	20	16.1	3.4	12.7

Como se observa en la Tabla anterior, la remoción tanto de DQO como de fósforo fue buena en todos los periodos. La remoción de fósforo mejora conforme se incrementa la adición de acetato; sin embargo, es difícil establecer una relación entre la concentración de acetato adicionado y la remoción de fósforo.

Por otra parte, también se observó el efecto de las bajas temperaturas a diferentes cargas orgánicas en la planta piloto a escala semi-industrial. Los resultados se muestran en la *Tabla 5.14*. El caudal del influente fue de 120 l/h. Las relaciones de recirculación fueron de 120% y 400% para el lodo y el licor mezclado respectivamente. La concentración de

SSLM fue de 3600 mg/l y la producción de lodos de 0.38 gSS/gDQO removida. El TRC total fue de 23.5 días y el aerobio de 12.4 días.

*Tabla 5.14. Resultados obtenidos por Meganck et al., 1985.*

<b>Característica</b>	<b>Influyente (mg/l)</b>	<b>Efluente (mg/l)</b>	<b>Remoción (%)</b>
DQO	565	34	94
SST	330	27	92
NTK	80	17	79
N-NO <sub>3</sub>	0	11	-
N-Total	80	28	65
P-Total	18.4	11	40

Como puede observarse la remoción de fósforo es pobre y el contenido de fósforo en el lodo es bajo (3.4%) comparado con el sistema anterior (6-7%). Posiblemente uno de los factores que tuvo influencia negativa fue el diseño del sedimentador secundario. aparentemente ocurre una liberación de fósforo en el sedimentador secundario. Además la cinética lenta de desnitrificación hace difícil mantener condiciones anaerobias reales en la zona de fermentación. Por otro lado, cuando se adicionó acetato a esta planta se obtuvieron los resultados que se presentan en la Tabla 5.15.

*Tabla 5.15 Resultados promedio de la planta a escala semi-industrial con adición de acetato (Meganck et al., 1985)*

<b>Característica</b>	<b>Influyente (mg/l)</b>	<b>Efluente (mg/l)</b>	<b>Remoción (%)</b>
DQO	890	41	95
SST	420	4	99
NTK	102	27	74
N-NO <sub>3</sub>	0	4	-
N-Total	102	31	70
P-Total	23	7	70

Durante este periodo la carga orgánica fue alta, el TRC aerobio fue de 7 días y el total de 15 días operado a una temperatura de 11 °C, lo que causó una nitrificación incompleta. como puede observarse se mejoró la remoción de fósforo, si no se alcanzaron bajas concentraciones de fósforo en el efluente fue porque la concentración en el influente era muy alta: normalmente el agua residual doméstica contiene menos de 23 mg/l. La liberación de fósforo en la zona anaerobia también fue más pronunciada.

## CAPÍTULO 6

### MATERIAL Y MÉTODO

#### **6.1 Descripción de la investigación**

La investigación consistió en determinar la carga orgánica óptima bajo la cual se desarrollan de la mejor manera las bacterias acumuladoras de fosfato, las nitrificantes y las desnitrificantes dentro del tren de reactores anaerobio-anóxico-aerobio, con el objeto de eliminar satisfactoriamente materia orgánica y nutrientes (nitrógeno y fósforo). Para ello se utilizó el proceso VIP (Virginia Initiative Plant) descrito en la sección 4.1.4.5.

Durante la investigación se experimentaron tres diferentes cargas orgánicas. Para cada una de las cargas se arrancó el tren de procesos anaerobio-anóxico-aerobio, describiendo el comportamiento de los contaminantes de interés.

Debido a que el objetivo de la presente tesis fue investigar el efecto de la carga orgánica sobre la remoción de nutrientes y material carbonoso, es importante mencionar el concepto de dicho parámetro.

La carga orgánica se define como la concentración de contaminantes en el influente disponibles para su degradación, con respecto a la cantidad de microorganismos presentes dentro del reactor por unidad de tiempo (Manual of Practice No.8, WEF, 1992). En los sistemas continuos está definido por la siguiente ecuación:

$$\text{Carga Orgánica} = S_o \cdot Q / X \cdot V \quad (\text{kgDQO/kgSST} \cdot \text{d})$$

donde:

$$Q = \text{caudal promedio (m}^3/\text{d)}$$

$$S_o = \text{sustrato inicial medido como DQO o DQO (kg/m}^3\text{)}$$

$$X = \text{población microbiana medida como SST (kg/m}^3\text{)}$$

$$V = \text{volumen del reactor (m}^3\text{)}$$

A continuación se presenta un cálculo numérico para obtener la carga orgánica de 0.3 kg DQO/kg SST·día

$$Q = 151.2 \text{ l/d}$$

$$V = 50.4 \text{ l}$$

$$S_o = \text{DQO influente} = 258 \text{ mg/l (promedio en el periodo estable)}$$

X = Sólidos Suspendidos Totales (SST) en el licor mezclado, el cual incluye los sólidos en los tres reactores:

$$\begin{aligned} \text{SST en el reactor anaerobio} &= \text{SST}_{\text{ANA}} \text{ (mg/l)} * \text{Volumen del reactor anaerobio (l)} = \\ &1436 \text{ mg/l} * 9.45 \text{ l} = 13570.2 \text{ mg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SST en el reactor anóxico} &= \text{SST}_{\text{ANX}} \text{ (mg/l)} * \text{Volumen del reactor anóxico (l)} = \\ &2587 \text{ mg/l} * 9.45 \text{ l} = 24447.2 \text{ mg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SST en el reactor aerobio} &= \text{SST}_{\text{AER}} \text{ (mg/l)} * \text{Volumen del reactor aerobio (l)} = \\ &2315 \text{ mg/l} * 31.5 \text{ l} = 72922.5 \text{ mg} \end{aligned}$$

$$\text{SST en el Sistema} = \text{SST}_{\text{ANA}} + \text{SST}_{\text{ANX}} + \text{SST}_{\text{AER}} = 110939.2 \text{ mg}$$

$$\begin{aligned} \text{SST en el Sistema} &= \text{SST del sistema (mg)} / \text{Volumen Total (l)} = 110939.2 \text{ mg} / 50.4 \\ &\text{l} = 2201 \text{ mg/l} \end{aligned}$$

$$\text{Carga Orgánica} = (151.2 \text{ l/d}) (258 \text{ mg/l}) / (50.4 \text{ l}) (2201 \text{ mg/l}) \cong 0.3 \text{ kg DQO/ kg SST} \cdot \text{día.}$$



## 6.2 Descripción del arreglo experimental

La investigación en continuo de las aguas residuales tipo doméstico provenientes de la colonia Copilco "El Alto" y de algunas facultades de Ciudad Universitaria (CU), se llevaron a cabo en un sistema combinado de tratamiento, el cual estuvo integrado por una cámara anaerobia, una anóxica y una aerobia. La Fig. 6.1 presenta un esquema del sistema empleado. Esta agua fue bombeada del influente a la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria.

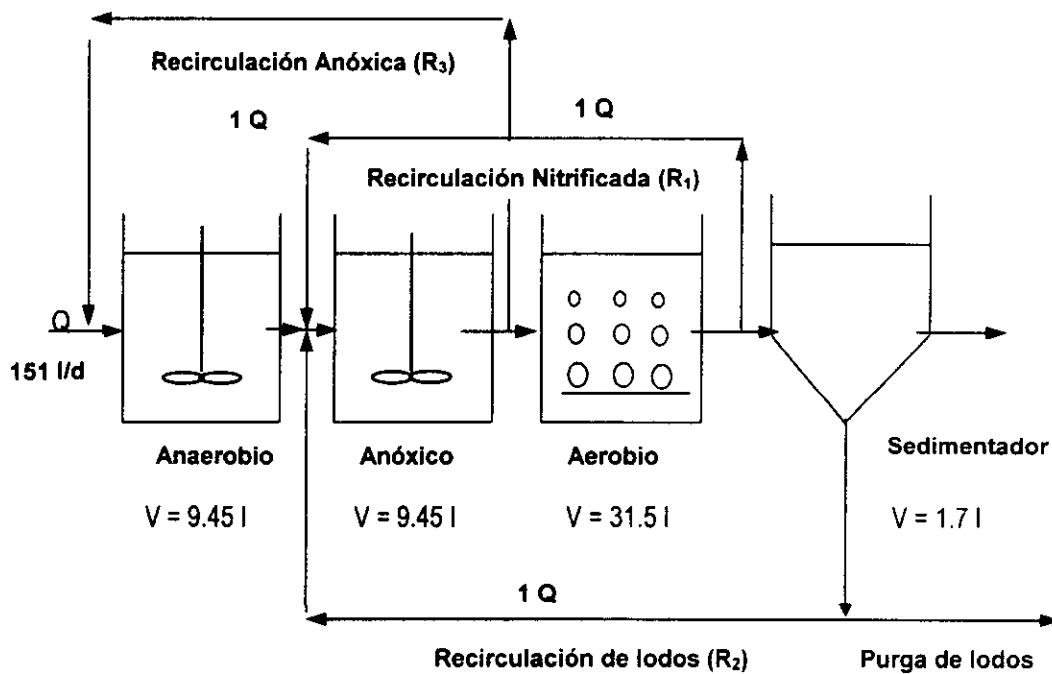


Figura 6.1 Esquema del sistema empleado

La alimentación al sistema fue de forma continua a la cámara anaerobia. El efluente de ésta pasó a la cámara anóxica y finalmente el agua residual entró a la cámara aerobia. La cámara aerobia es una celda simulador del sistema de lodos activados (tanque de aeración) con su tanque sedimentador. Para la transferencia de oxígeno, en el tanque de aeración se utilizaron difusores de aire tipo pecera. El sistema se mantuvo en condiciones de temperatura controlada ( $20.5^{\circ}\text{C}$ ) utilizando durante la época de invierno termostatos para pecera.

### 6.2.1 Reactor

El reactor (*Fig. 6.2*) se construyó con placas de vidrio de 6 mm de espesor. La *Tabla 6.1* resume las características y geometría del sistema.

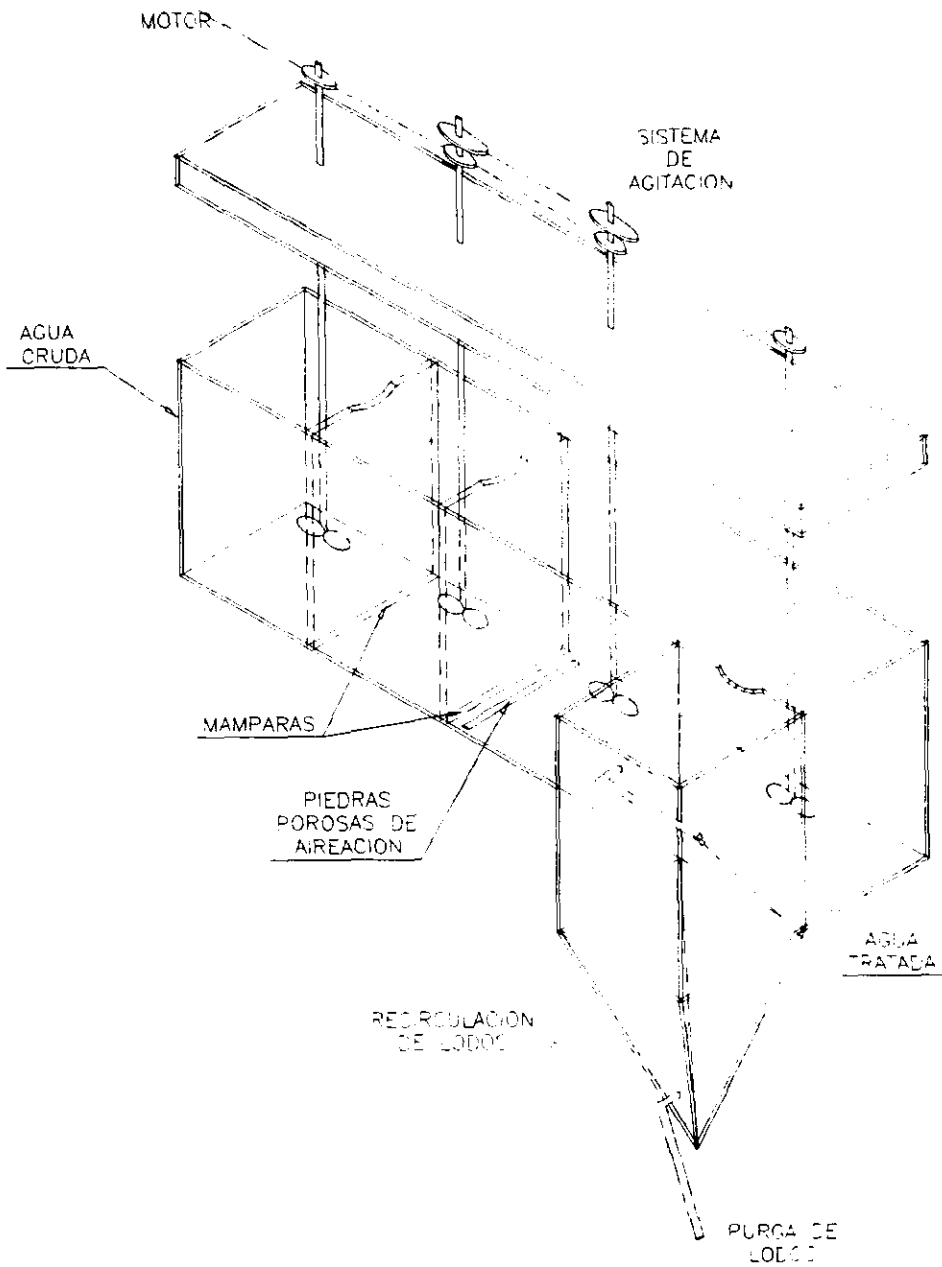
*Tabla 6.1 Características y geometría del reactor*

Sistema	Altura (cm)	Ancho (cm)	Largo (cm)	Volumen (l)
Anaerobio	21	25	18	9.45
Anóxico	21	25	18	9.45
Aerobio	21	25	60	31.5
Sedimentador	26	17.5	17.5	1.7

### 6.2.2 Recirculaciones

Como se muestra en la *Fig. 6.1*, existen varias recirculaciones necesarias para mejorar las eficiencias de remoción de los nutrientes de interés. Una primera recirculación es la que lleva el licor mezclado de la cámara aerobia a la anóxica ( $R_1$ ), para permitir la desnitrificación. Por otro lado, parte del lodo del sedimentador secundario se recircula a la cámara anóxica ( $R_2$ ) para además de mantener la concentración de biomasa requerida por el proceso, permitir la desnitrificación de los nitratos que pudiera contener el lodo: de esta manera se evita que en la recirculación del licor mezclado de la etapa anóxica a la anaerobia ( $R_3$ ), estén presentes los nitratos. Con esta recirculación se proporciona un licor mezclado desnitrificante y se favorece la remoción biológica de fósforo. Todos los flujos de recirculación se mantuvieron constantes.

El agua residual se alimentó continuamente desde un sistema de carga constante mediante una bomba peristáltica (Masterflex), también para las recirculaciones se utilizó este tipo de bombas.



*Figura 6.2 Reactor empleado durante en el estudio*

El caudal se mantuvo constante mediante el ajuste de la bomba peristáltica. La bomba funciona según el principio peristáltico proporcionando movimiento alternativo de compresión y relajación de la línea de alimentación.

### **6.2.3 Solución alimentadora de nutrientes**

El agua residual que llega a la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria, se caracteriza por presentar bajas concentraciones de materia orgánica y fósforo. Con la finalidad de trabajar a diferentes concentraciones de material orgánico y fósforo durante la experimentación, se incluyó un sistema de adición de solución alimentadora de azúcar y de fosfato dibásico de potasio, de esta manera se pudo observar mejor la eficiencia de remoción de dichos nutrientes. Para regular la cantidad de solución alimentadora fue necesario conocer el valor promedio de la DQO y los fosfatos en el agua residual; sin embargo, ya que estos valores cambian durante el año de acuerdo con la época de lluvia, estiaje, ciclo escolar, etc., fue necesario monitorear continuamente el influente.

### **6.3 Parámetros y técnicas analíticas**

Para cada carga orgánica se estimó un periodo de estabilización del reactor de entre dos a tres tiempos de retención celular. Como parámetros de control para determinar el estado estable del sistema se dio seguimiento a la DQOs, sólidos, fosfatos y nitrógeno amoniacal, tanto del influente como del efluente y de cada una de las zonas anaerobia, anóxica y aerobia. Para ello se tomó en consideración que las bacterias acumuladoras de fosfato se establecen y estabilizan dentro del reactor cuando durante la fase anaerobia se elimina aproximadamente el 80% de los sustratos carbonosos y cuando se libera en el medio una cantidad de fósforo igual o superior al doble de la concentración inicial (González-Martínez, 1989).

En el momento en que prácticamente no se mostraban cambios significativos por un periodo de varios días en la concentración de dichos parámetros, se consideraba que ya

se había alcanzado el estado estable. En este estudio no se pudo lograr un verdadero estado estable debido a que se presentaron variaciones diarias en las características del agua residual. Sin embargo, los cambios día a día no fueron tan grandes como para que no se llegara a considerar el estado de estabilización.

Una vez estabilizado el sistema, se determinaron los parámetros fisicoquímicos que se presentan en la *Tabla 6.2*. Cabe mencionar que los datos de los análisis provienen de muestras puntuales tomadas a diario de las tres secciones del sistema, del influente y del efluente, por un periodo de dos semanas. El volumen de muestra aproximado fue de 200 ml, el cual fue recolectado diariamente entre las 10 y las 11 de la mañana y transportado inmediatamente al laboratorio del Instituto de Ingeniería para su análisis.

Las pruebas analíticas de laboratorio se realizaron de acuerdo con la metodología propuesta por APHA (1985). Las pruebas químicas se hicieron previa filtración de las muestras en membranas de nitrato de celulosa de  $0.45 \mu$ , excepto DQOt y los sólidos suspendidos.

La DQO total y soluble, el fósforo en forma de ortofosfatos, el nitrógeno como nitrógeno amoniacal y el nitrógeno de nitritos y nitratos fueron determinados por fotometría. Se utilizaron reactivos de las pruebas analíticas "Spectroquant" de Merck y un espectrofotómetro Perkin-Elmer Lambda 3B de doble rayo. El pH se midió con un potenciómetro marca Orión 520 A. El oxígeno disuelto y la temperatura fueron medidos con un oxímetro YSI 57. Para la digestión de la DQO se utilizó un termoreactor marca Hach modelo 45600-0.

Tabla 6.2 Parámetros monitoreados y técnicas analíticas

Parámetro	Técnica
pH	Medición directa con un potenciómetro modelo Orión 520 A.
Temperatura	Medición directa in situ con un termómetro a escala Celcius de mercurio.
Nitrógeno amoniacal	Fotometría del 2,2'-isopropil-5-5'-metilindofenol azul (reacción de Berthelot).
Nitratos	Fotometría de la reacción de los nitratos en ácido sulfúrico concentrado con nitrospectral para dar un compuesto de color rojo intenso.
Nitritos	Fotometría de la reacción de los nitritos en ácido sulfanílico y N-1-nafiletilendiamindihidrocloruro al colorante azoico violeta (reacción de Griess).
Nitrógeno Total Kjeldahl	Digestión en aparato microKjeldahl seguido de destilación y titulación según el método de Wieninger.
Sólidos Suspendidos Totales del licor mezclado	Sólidos suspendidos totales secados en estufa a 103-105°C.
Sólidos Suspendidos Volátiles del licor mezclados	Sólidos fijos y volátiles calcinados en mufla a 550°C.
Oxígeno disuelto	Medición directa con un medidor de oxígeno con electrodo de membrana YSI modelo 57.
DQO total y soluble	Digestión por reflujo cerrado y determinación por fotometría.
Fósforo como ortofosfatos	Fotometría del fosfomolibdeno azul (PMB).
Fósforo total	Digestión por el método del ácido nítrico-ácido sulfúrico y determinación por fotometría del fosfomolibdeno azul (PMB).

## 6.4 Condiciones de operación

En la *Tabla 6.3* se presentan las principales condiciones de operación de los reactores. las cuales fueron elegidas con base en los resultados obtenidos en el laboratorio por Mc Clintock *et al.* (1993), quienes reportan que empleando una concentración inicial de materia orgánica medida como DQO de aproximadamente 300 mg/l con un TRH de 8 h y recirculaciones de 1 Q, obtienen una eliminación de materia orgánica de 90% y de fosfatos y nitrógeno entre el 60 y 70%, respectivamente.

*Tabla 6.3 Condiciones de operación*

Cámara	TRH (h)
Anaerobia <sup>a</sup>	1.5
Anóxica <sup>b</sup>	1.5
Aerobia <sup>c</sup>	5.0
Sedimentador	2.0

<sup>a</sup>TRH anaerobio (ANA), está definido como el volumen de las zona ANA dividido entre el caudal promedio influente del proceso.

<sup>b</sup>TRH anóxico (ANX), está definido como el volumen de la zona ANX dividido entre el caudal promedio influente del proceso.

<sup>c</sup>TRH aerobio (AER), está definido como el volumen de la zona AER dividido entre el caudal promedio influente del proceso.

Volumen total del reactor = 50.4 l

Tiempo de retención hidráulico = 8 h

Gasto de influente = 151.2 l/d

Recirculaciones internas = 1Q

## 6.5 Procedimiento Experimental

El procedimiento experimental se describe a continuación:

- 1) La cámara de aeración se inoculó con lodo proveniente de un sistema de lodos activados en batch para eliminar fósforo, hasta un volumen predeterminado. Se llevó a cabo la dilución con agua residual con objeto de obtener una concentración de sólidos suspendidos totales de 2000 a 3000 mg/l.
- 2) Se conectó el aire en la cámara aerobia para lograr una concentración de oxígeno disuelto de al menos 2 mg/l. Al mismo tiempo se conectaron los agitadores mecánicos para asegurar un reactor completamente mezclado.
- 3) Se puso en marcha la bomba peristáltica a un caudal de 150 l/d necesario para obtener el tiempo de retención hidráulico deseado en el reactor, y al mismo tiempo para que funcionaran las recirculaciones.
- 4) Se operó el reactor hasta conseguir las condiciones de equilibrio.
- 5) La concentración de sólidos suspendidos totales y volátiles se midió diariamente, y se ajustaron a un valor casi constante a lo largo de la experimentación. Para comprobar el aumento neto de sólidos suspendidos se extrajo una muestra del tanque aerobio. Se realizaron determinaciones de sólidos suspendidos cada 24 horas obteniéndose los valores  $X_1$  y  $X_2$ . El aumento neto de sólidos suspendidos totales se determinó como sigue:

$$\Delta X_V = V_{TA}X_2 - V_{TA}X_1 = V_{TA}(X_2 - X_1) \text{ En 24 horas de crecimiento}$$

Donde los valores  $X_1$  y  $X_2$  representan concentraciones promedio de sólidos suspendidos totales para el volumen total del tanque, al tiempo cero y a las 24 horas, respectivamente.

Una vez que se alcanzaron las condiciones de equilibrio, se determinaron los parámetros fisicoquímicos que se presentan en la *Tabla 6.2*.

Con base en las experiencias reportadas en la literatura, en el presente trabajo se propuso una modificación del sistema de lodos activados (se incluye una fase anaerobia y una anóxica) para la remoción biológica de nutrientes, específicamente el sistema VIP (*Fig. 6.1*):



El agua residual entra a una etapa anaerobia o de fermentación, donde ocurre un decaimiento de la materia orgánica y se producen ácidos grasos volátiles (AGV) los cuales son utilizados por las bacterias que liberan fósforo (*Acinetobacter*) en el mecanismo de remoción biológica de fósforo. Para acelerar las reacciones de fermentación (especialmente acidogénesis y acetogénesis) se inocula parte de la biomasa de la cámara anóxica en la anaerobia ( $R_3$ ) para lograr el almacenamiento de polihidroxibutirato y la liberación de fósforo.

Para la remoción de nitrógeno el sistema cuenta con una zona anóxica entre las zonas anaerobia y aerobia donde se lleva a cabo la desnitrificación. El licor mezclado de la zona aerobia y el lodo del sedimentador secundario se recirculan a la etapa anóxica ( $R_1$  y  $R_2$ ) a razón del 100 por ciento del caudal del influente para permitir la desnitrificación. Por otra parte, se recircula el licor mezclado de la etapa anóxica a la etapa anaerobia al 100% del flujo del influente ( $R_3$ ), para proporcionar un licor mezclado desnitrificante a la etapa anaerobia y así permitir la eficiente remoción biológica de fósforo. El sistema cuenta con una etapa aerobia, donde el principal objetivo es oxidar el sustrato orgánico remanente, nitrificar el nitrógeno amoniacal y acumular ortofosfatos del licor mezclado por las BAF.

Con este arreglo del sistema de lodos activados modificado se buscó:

- a) Favorecer el establecimiento de la población de bacterias acumuladoras de fósforo en el sistema y activar la estrategia de sobrevivencia a través de la cual capturan fósforo.
- b) Proporcionar las condiciones necesarias para el crecimiento y desarrollo de las bacterias nitrificantes junto con la población de bacterias acumuladoras de fósforo.
- c) Eliminar el nitrógeno por medio de una zona anóxica acoplada a las zonas aerobia y anaerobia.
- d) Eliminar eficientemente el fósforo, el nitrógeno y la materia orgánica dentro del reactor.

## CAPÍTULO 7

### RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los resultados obtenidos durante los 210 días en que se operó el reactor anaerobio-anóxico-aerobio se presentan en forma de tablas en los Apéndices 1, 2 y 3 para las cargas orgánicas de 0.3, 0.4 y 0.5 kg DQO / kg SST·d, respectivamente. Los resultados fueron analizados para determinar el efecto de la carga orgánica sobre la remoción de materia orgánica, fósforo y nitrógeno.

La *Tabla 7.1* presenta las condiciones de operación del reactor bajo las tres diferentes cargas orgánicas durante el periodo de condiciones estables.

*Tabla 7.1 Condiciones de operación del reactor en el estado estable a diferentes cargas orgánicas*

Característica	0.3 kg DQO/kg SST·d	0.4 kg DQO/kg SST·d	0.5 kg DQO/kg SST·d
TRC total (días)	15	11	7
TRC anaerobio (días)	1.8	1.3	0.8
TRC anóxico (días)	3.3	2.3	1.4
TRC aerobio (días)	9.9	7.5	4.8
SSTLM aerobio (mg/l)	2315 ± 390 (n=5)	2910 ± 174 (n=5)	2527 ± 651 (n=5)
T (°C)	20.5 ± 0.5	20.5 ± 0.5	20.5 ± 0.5
IVL (ml/g)	125 ± 15	123 ± 10	174 ± 5

n= No. de muestra

Las características fisicoquímicas, también durante el periodo de condiciones estables, tanto del influente como del efluente del agua residual alimentada al reactor biológico bajo el intervalo de cargas orgánicas estudiadas, se presentan en la *Tabla 7.2*.

*Tabla 7.2 Promedio de las características fisicoquímicas del influente y efluente, durante el periodo estable a diferentes cargas orgánicas*

	Influente			Efluente		
	0.3 kgDQO/kgSST-d	0.4 kgDQO/kgSST-d	0.5 kgDQO/kgSST-d	0.3 kgDQO/kgSST-d	0.4 kgDQO/kgSST-d	0.5 kgDQO/kgSST-d
DQO <sub>t</sub> (mg/l)	258 ± 22 n=9	351 ± 54 n=13	420 ± 19 n=7	30 ± 16 n=9	30 ± 3 n=13	50 ± 5.8 n=7
SST (mg/l)	111 ± 17 n=9	123 ± 27 n=12	184 ± 84 n=5	74 ± 32 n=9	58 ± 7.5 n=12	48 ± 15 n=5
PT-PO <sub>4</sub> (mg/l)	35.2 ± 3.7 n=4	41.1 ± 4.3 n=4	41.7 ± 3.8 n=4	4.2 ± 0.2 n=4	17.5 ± 1.3 n=4	11.5 ± 2.9 n=4
P-PO <sub>4</sub> (mg/l)	21.6 ± 3.4 n=9	24.6 ± 4.3 n=13	25.6 ± 3.1 n=7	2.1 ± 0.28 n=9	8.9 ± 1.2 n=13	5.8 ± 1.5 n=7
NTK (mg/l)	27.6 ± 2.7 n=4	21.56 ± 2.5 n=4	34.97 ± 2.9 n=4	0.41 ± 0.17 n=4	2.31 ± 0.8 n=4	3.9 ± 0.9 n=4
N-NO <sub>2</sub> (mg/l)	0.26 ± 0.03 n=8	0.3 ± 0.05 n=5	0.25 ± 0.02 n=5	0.73 ± 0.11 n=7	0.5 ± 0.01 n=5	0.22 ± 0.004 n=5
N-NO <sub>3</sub> (mg/l)	2.5 ± 0.29 n=8	4.5 ± 0.26 n=4	3.0 ± 0.76 n=7	3.8 ± 0.29 n=8	0.73 ± 0.2 n=4	0.37 ± 0.11 n=7
N-NH <sub>3</sub> (mg/l)	19.5 ± 1.76 n=9	15.3 ± 4.5 n=10	24.7 ± 2.9 n=7	0.25 ± 0.18 n=8	1.5 ± 1.2 n=10	2.6 ± 0.6 n=7

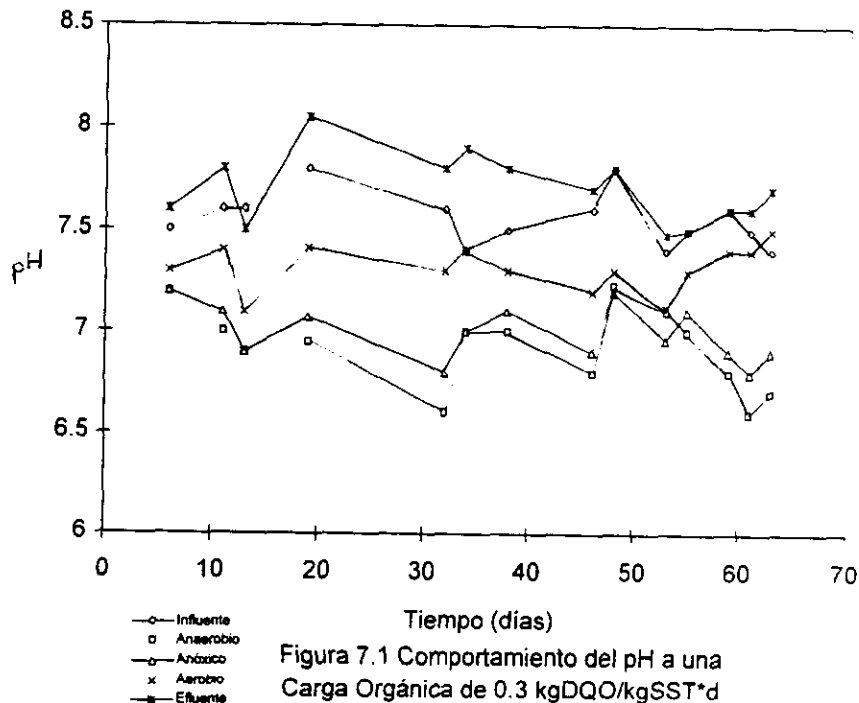
n = No. de muestra.

### 7.1 Influencia de factores ambientales sobre la capacidad de remoción de nutrientes

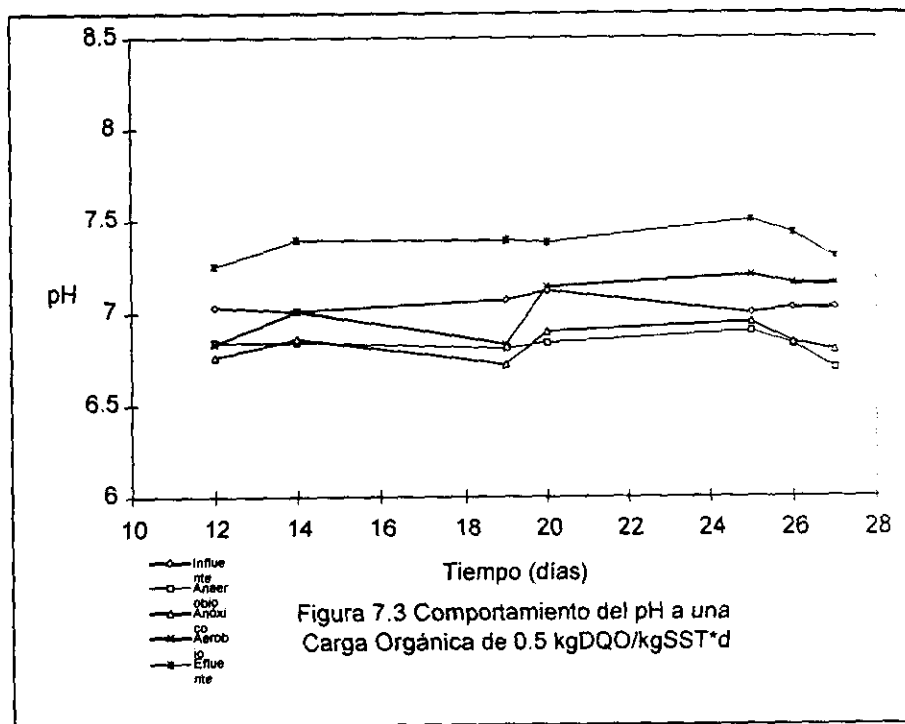
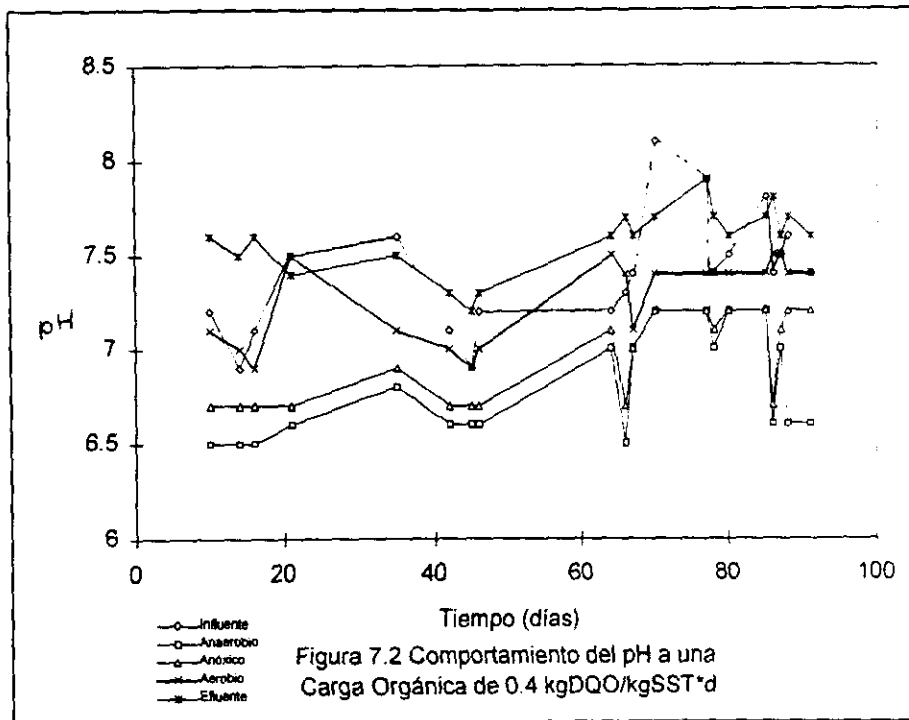
Puesto que el crecimiento de los microorganismos responsables de la eliminación de nutrientes en el agua residual se ve influenciado por diversos factores ambientales, a continuación se hace un análisis del comportamiento del pH, temperatura y oxígeno molecular durante la investigación.

### 7.1.1 pH

En las Figs. 7.1, 7.2 y 7.3 se presenta el comportamiento del pH bajo las tres diferentes cargas orgánicas estudiadas, en ellas se observa que los valores de pH más bajos observados en el sistema, fueron durante la fase anaerobia donde se obtuvieron valores menores que 7, esta disminución se debe a la actividad de los microorganismos que realizan funciones de hidrólisis y fermentación. La acción conjunta de estas bacterias hidrolíticas y fermentativas generan entre otros productos AGV e  $H_2$  por lo que el valor del pH tiende a disminuir. Es importante señalar que dada la capacidad de amortiguación del sistema, no se detectaron pH más bajos.



Durante la fase anóxica y la subsecuente aerobia, el pH comienza a aumentar hasta alcanzar valores cercanos a la neutralidad; esto se debe a que en este periodo se lleva a cabo la oxidación del sustrato residual y el producido durante la fase anaerobia, por lo que hay producción de alcalinidad. Al respecto Tracy y Flammino (1987) mencionan que una remoción óptima de fósforo se obtiene en el intervalo de pH entre 6.6 y 7.4.



En el efluente se presentaron valores de pH entre 7.4 y 7.6, este aumento se debe a que en el sedimentador secundario probablemente se llevó a cabo una parte de la desnitrificación, lo cual se traduce en producción de alcalinidad y, por consiguiente, aumento del valor del pH.

De acuerdo con los resultados de pH obtenidos en la investigación, el reactor presentó niveles favorables para el desarrollo de los microorganismos responsables de la eliminación de nutrientes.

### **7.1.2 Oxígeno molecular**

El agua cruda en general presentó una concentración aproximada de oxígeno molecular de 3 mg/l la cual decreció en la etapa anaerobia y anóxica hasta alcanzar concentraciones menores de 0.5 mg/l. Esto es importante, porque es en la etapa anaerobia donde se encuentran presentes microorganismos que requieren la ausencia de oxígeno para llevar a cabo el consumo y almacenamiento de materia orgánica (Eckenfelder, 1985). Por su parte en la etapa anóxica aunque están presentes tanto los nitratos como los nitritos, no es deseable la presencia de oxígeno en forma disuelta. En este sentido, Fukase *et al.* (1985) determinaron la influencia del oxígeno molecular sobre la remoción de fósforo en un proceso A/O a nivel laboratorio con biomasa suspendida: observaron que para alcanzar una liberación óptima de fósforo, se requiere entre 0.1 y 0.5 mgO<sub>2</sub>/l. Por su parte, Levin y Shapiro (1965) mencionan que una buena liberación de fósforo se obtiene cuando el oxígeno disuelto es menor que 1 mg/l.

En la etapa aerobia siempre se mantuvo la concentración de oxígeno molecular por arriba de 3 mg/l, con lo que se aseguró suficiente capacidad de oxigenación para la captura de fósforo y la nitrificación. Al respecto Kern-Jespersen y Henze (1993) mencionan que es posible la captura de fósforo tanto en condiciones aerobias como anóxicas, aunque en esta última es más lenta.

### 7.1.3 Temperatura

En la presente investigación se tuvo especial cuidado en controlar la temperatura del reactor, pues en la literatura se menciona su importancia sobre las cinéticas de crecimiento de los microorganismos responsables de la remoción de nitrógeno. Mitchell (1974) menciona que por abajo de 5°C y por arriba de 40°C cesa toda actividad de nitrificación.

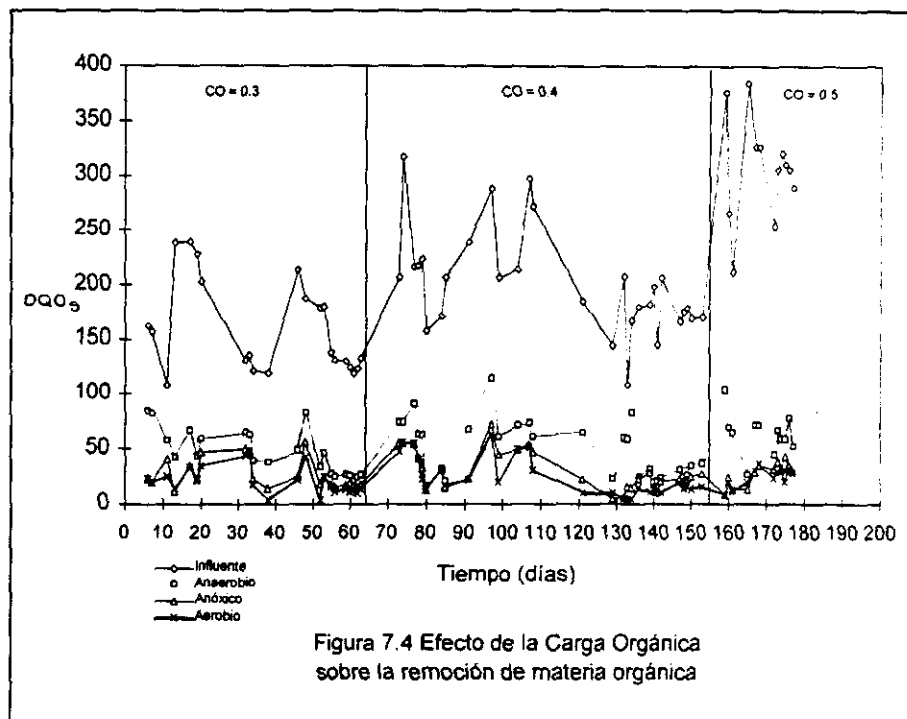
En la literatura se reporta que en general, el proceso de remoción de fósforo no se ve afectado significativamente por los valores de la temperatura. Al respecto, Mamais y Jenkins (1992) reportan que con intervalos de temperatura entre 5 y 30°C es posible obtener una aplicación exitosa del proceso de remoción de fósforo.

La temperatura en la presente investigación se mantuvo en un valor promedio de 20.5°C por lo que no fue un factor que afectara el establecimiento de las bacterias de interés. El objeto de mantener la temperatura constante fue impedir que afectara el proceso de remoción de nutrientes para observar mejor el efecto de la carga orgánica sobre éste. En este sentido, en el estudio realizado por McClintock *et al.* (1993) manejando un sistema de remoción de nutrientes en modo VIP (apartado 4.1.4.5), observaron que la temperatura tiene efectos significativos sobre el proceso (ver capítulo 5).

## 7.2 Remoción de materia orgánica

A lo largo del periodo de investigación, se varió la carga orgánica buscando que el sistema de remoción biológica de nutrientes, eliminara la mayor cantidad de materia orgánica principalmente durante la fase anaerobia. Pudo observarse que la materia orgánica se eliminó en aproximadamente un 79% y al mismo tiempo se detectó en el medio una cantidad de ortofosfatos igual al doble de la concentración inicial. González-Martínez (1990) reporta que de forma práctica se puede considerar que las bacterias acumuladoras de fosfato se han establecido y estabilizado dentro del reactor cuando se

presentan las condiciones arriba mencionadas. Este fue uno de los parámetros junto con la eliminación de fósforo que sirvió para definir el estado estable del sistema. Algo similar sucedió en el estudio realizado por Satoh *et al.* (1996) donde al operar un sistema en modo UCT, obtuvieron remociones de materia orgánica en fase anaerobia mayores al 70%.



En la Fig. 7.4 se muestra el comportamiento de la remoción de la DQOs en el transcurso de la investigación bajo los diferentes valores empleados de carga orgánica.

Los valores de DQOs en las diferentes zonas del reactor así como las remociones obtenidas bajo las tres cargas orgánicas estudiadas, se presentan en la Tabla 7.3.

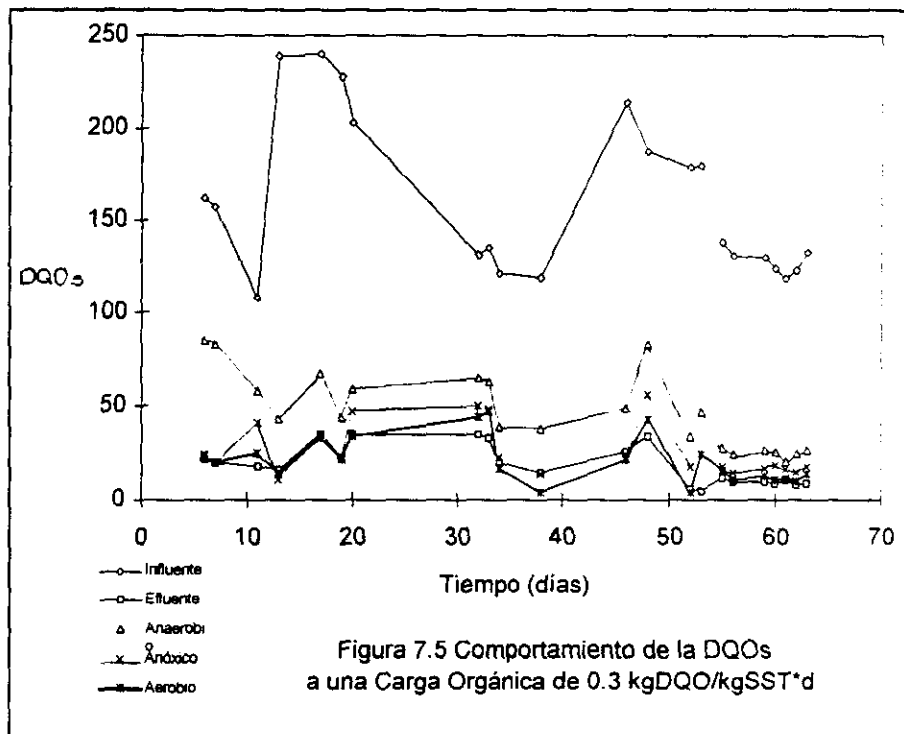
Tabla 7.3 Comportamiento de la DQOs y porcentaje de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas.

Carga Orgánica (kgDQO/kgSST*d)	Influyente (mg/l)	Anaerobio (mg/l)	Anóxico (mg/l)	Aerobio (mg/l)	Efluente (mg/l)	Remoción (%)
0.3	140±23	29±7.6	18±2.9	13±5.6	11±2.3	92.2
0.4	174±26.3	37±18	20±6.7	12±4.7	14±4.4	92.2
0.5	301±24	62±11.3	35±4.5	29±5.5	33±5.3	89.2



Durante los primeros dos meses de experimentación, el valor promedio de la carga orgánica fue de 0.3 kg DQO/kg SST·d. Bajo esta carga, la concentración de DQOt en el influente varió de 233 a 387 mg/l, posteriormente cuando se alcanzó el periodo estable, el promedio de DQOt fue de  $258 \pm 22$  mg/l. De acuerdo con estas concentraciones el agua residual se considera como un agua típica doméstica (Manual of Practice No.8). El contenido de DQOs, determinado por filtración a través del filtro de nitrato de celulosa de 0.45 micrómetros, varió entre 44 y 81 % de la DQOt, mientras que la relación DQOt a DBOs durante el periodo estable fue de 1.8 a 2.5. Es a partir del día 52 de operación que se obtiene una remoción en DQOt y DQOs prácticamente constante, por lo que se considera que el sistema ha alcanzado las condiciones de estabilización.

Como se observa en la Fig. 7.5, la concentración promedio de la DQOs bajó drásticamente desde 140 mg/l en el influente hasta 29 mg/l en la fase anaerobia. La

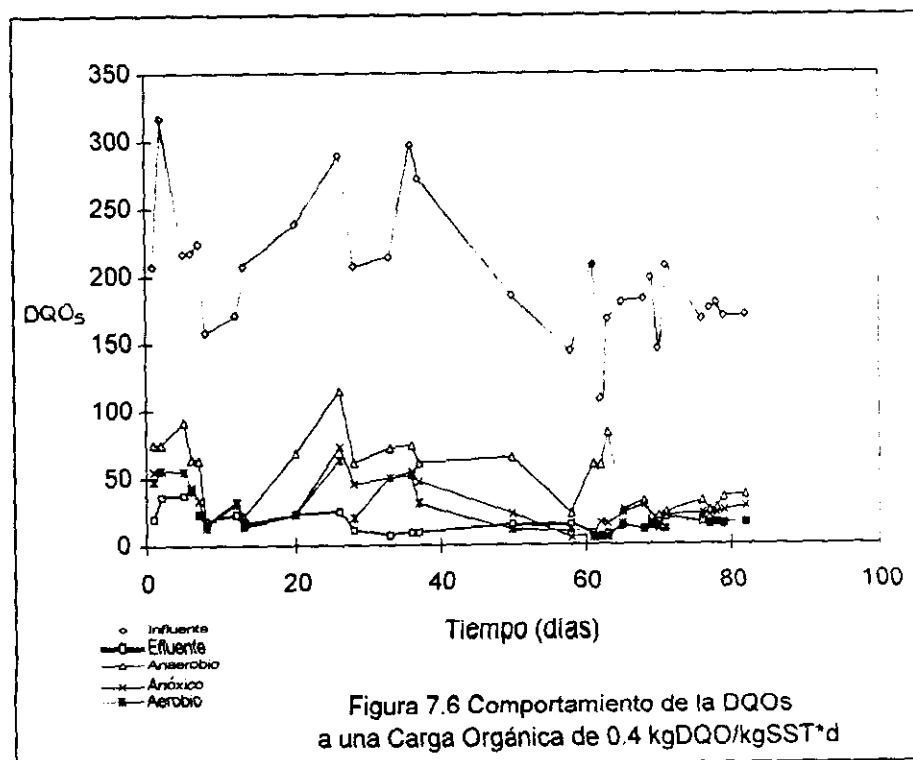


DQOs continuó disminuyendo a lo largo de las diferentes fases del sistema (Tabla 7.3).

Es con esta carga orgánica con la cual se obtuvieron las mejores remociones de materia orgánica medida como DQO, siendo del 91 y 92.2% para la DQOt y DQOs.

respectivamente. Durante los siguientes tres meses se experimentó trabajando con una carga orgánica promedio de 0.4 kgDQO/kgSST·d (Fig. 7.6). Siguiendo el comportamiento de la DQOt, la concentración en el influente varió de 243 a 475 mg/l. situándose durante el periodo en un promedio de  $351 \pm 55$  mg/l. En el efluente se obtuvo una concentración de 30 mg/l como DQOt.

Es importante señalar que el contenido de DQOs varió entre el 46 y 87% de la DQOt, mientras que la relación DQOt a DBO<sub>5</sub> durante el periodo estable fue de 1.5 a 2.2 en el influente. Es a partir del día 70 de operación que se considera se han alcanzado las condiciones de estabilidad del reactor. Como se observa en la Fig. 7.6, la concentración promedio de la DQOs en la fase anaerobia se situó en un valor de 37 mg/l. es decir, bajó el 79% con respecto al influente. En las siguientes fases del reactor, la DQOs continuó disminuyendo. Contrario a lo que se esperaba, en el efluente del sistema la concentración de la DQOs aumentó ligeramente con respecto al efluente de la fase aerobia, reportándose un valor de 14 mg/l. (Tabla 7.3). Bajo estas condiciones de carga orgánica, el reactor eliminó en promedio 91.1 y 92.2 % de la materia orgánica en forma de DQOt y DQOs, respectivamente.



Los resultados anteriores muestran que prácticamente no hubo diferencias significativas en la remoción de materia orgánica entre las cargas orgánicas de 0.3 y 0.4 kgDQO/kgSST·d, por lo que se decidió aumentar el valor de la carga orgánica a 0.5 sin modificar los tiempos de retención hidráulico. Para cambiar la carga orgánica se aumentó la concentración de la DQOt inicial a aproximadamente 420 mg/l, adicionando una mayor cantidad de solución alimentadora de azúcar y fosfatos al reactor.

Al emplear esta última carga orgánica, aunque la concentración de la DQOt se controló con la adición de la solución alimentadora de azúcar, por las características mismas del agua residual la concentración de este parámetro en el influente varió de 362 a 518 mg/l. El periodo de estabilización se consideró a partir del día 15 de operación después de haberse cambiado la carga orgánica, es decir aproximadamente cuando habían transcurrido dos tiempos de retención celular y prácticamente no se detectaban cambios en la remoción de la materia orgánica, durante este periodo se midió un valor promedio de DQOt de  $420 \pm 19$  mg/l y de DQOs de  $301 \pm 24$  mg/l para el influente. La DQOs varió entre 62 y 76% de la DQOt y la relación DQOt/DBOs durante el periodo fue de 1.3 a 1.5.

En la *Fig. 7.7* se observa que con esta carga orgánica el sistema también eliminó la mayor parte de la materia orgánica como DQOs durante la fase anaerobia, en promedio la remoción fue cercana al 80% obteniéndose una concentración de  $62 \pm 11.3$  mg/l en el efluente de la fase anaerobia (Tabla 7.3).

Durante la fase anóxica siguiente se eliminó alrededor del 8% de la DQOs en el efluente de la fase anaerobia. Tanto en esta carga como en las anteriores, esta disminución es producto de la oxidación anóxica del sustrato, donde los electrones tanto de los compuestos orgánicos presentes en el agua residual como de los generados en la etapa anaerobia, son transferidos al nitrógeno de nitratos y/o nitritos por lo que estos compuestos se reducen a nitrógeno molecular.

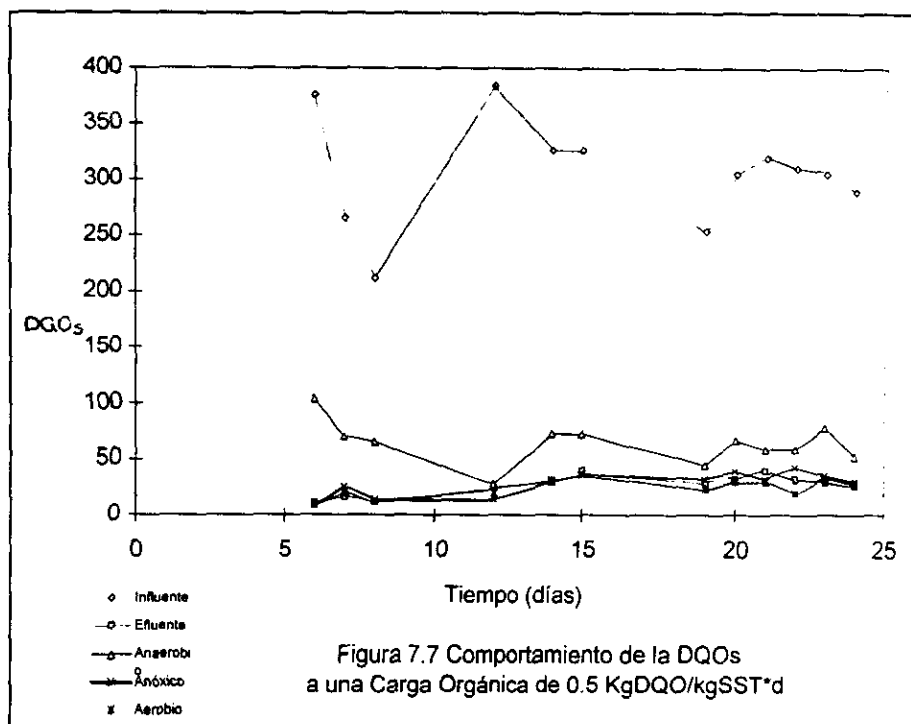


Figura 7.7 Comportamiento de la DQOs a una Carga Orgánica de 0.5 KgDQO/kgSST\*d

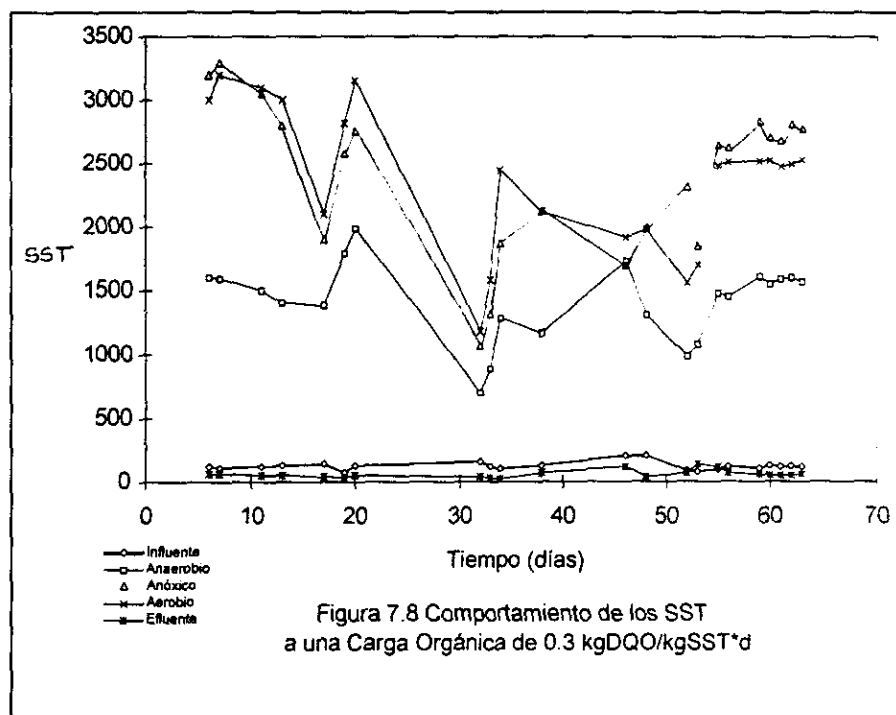
Como lo muestra la Tabla 7.3, en el efluente de la fase aerobia siguiente se obtuvo una DQOs promedio de  $29 \pm 5.5$  mg/l, lográndose una remoción del 89.2%. Sin embargo, es importante hacer notar que en el efluente del sistema, es decir a la salida del sedimentador secundario, se observó una concentración de DQOs de 33 mg/l, la cual resulta ser ligeramente mayor que la concentración obtenida durante la fase aerobia anterior. Este mismo comportamiento que también se presentó con la carga orgánica de 0.4 kgDQO/kgSST-d, hace pensar que probablemente en el sedimentador secundario se llevaron a cabo reacciones de fermentación, por problemas operacionales que se presentaron en cuanto a la purga de lodos, por lo que hubo producción de ácidos grasos volátiles incrementándose con ello el valor de la DQOs. No obstante, como ya se había señalado en la Fig. 7.3, donde se presenta el comportamiento del pH del sistema a la carga orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST-d, el valor del pH del efluente no disminuyó, sino que resultó ser ligeramente mayor que el detectado en la fase aerobia. Esto hace pensar que además de las reacciones de hidrólisis y fermentación, también tuvieron lugar reacciones de desnitrificación como se verá más adelante, lo cual implica una producción de alcalinidad y por lo tanto aumento en el pH. Estos cambios de pH debidos a las reacciones biológicas propias del sistema se lograron controlar, debido a la capacidad

amortiguadora del agua residual en estudio. Bajo la carga orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST·d el porcentaje de eliminación de materia orgánica fue el más bajo que se reportó: 88.1% para DQOt y 89.2% para DQOs.

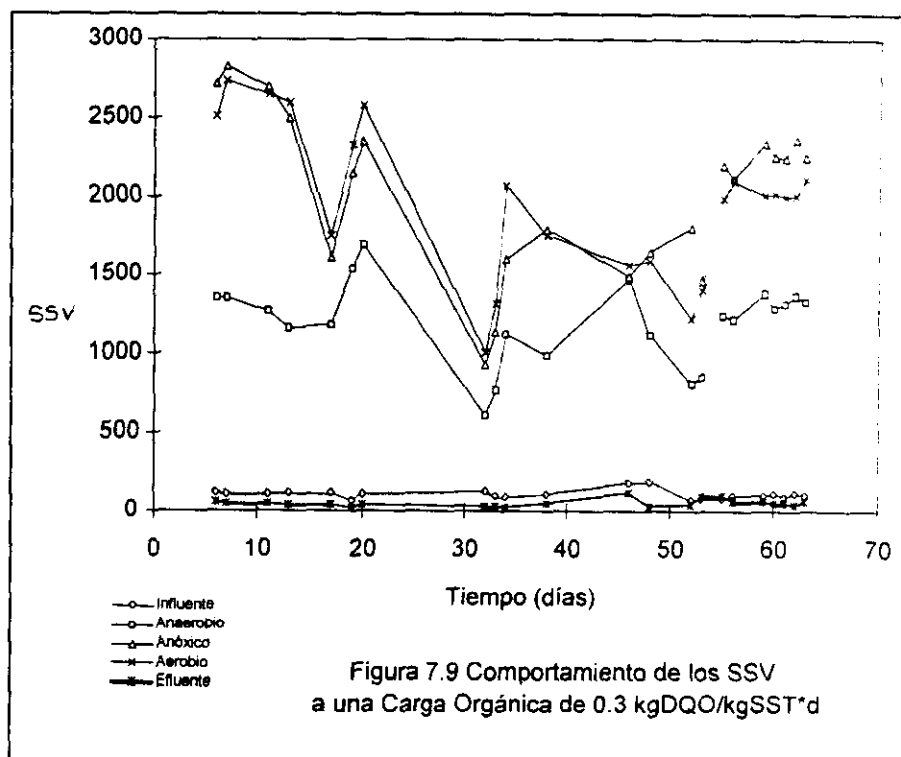
### 7.3 Comportamiento de los Sólidos Suspendedos Totales

Puesto que el sistema fue operado en modo VIP, las recirculaciones están configuradas de tal forma que la concentración de SST del licor mezclado en las secciones anóxica y aerobia son aproximadamente el doble de la sección anaerobia.

En el influente la concentración de SST para la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST·d se mantuvo en el intervalo entre 70 y 210 mg/l (Fig. 7.8). Es a partir del día 52 de operación que se alcanzan concentraciones sin variaciones considerables en todos los tanques, siendo en promedio de 1436, 2587 y 2315 mg/l para los reactores anaerobio, anóxico y aerobio, respectivamente.



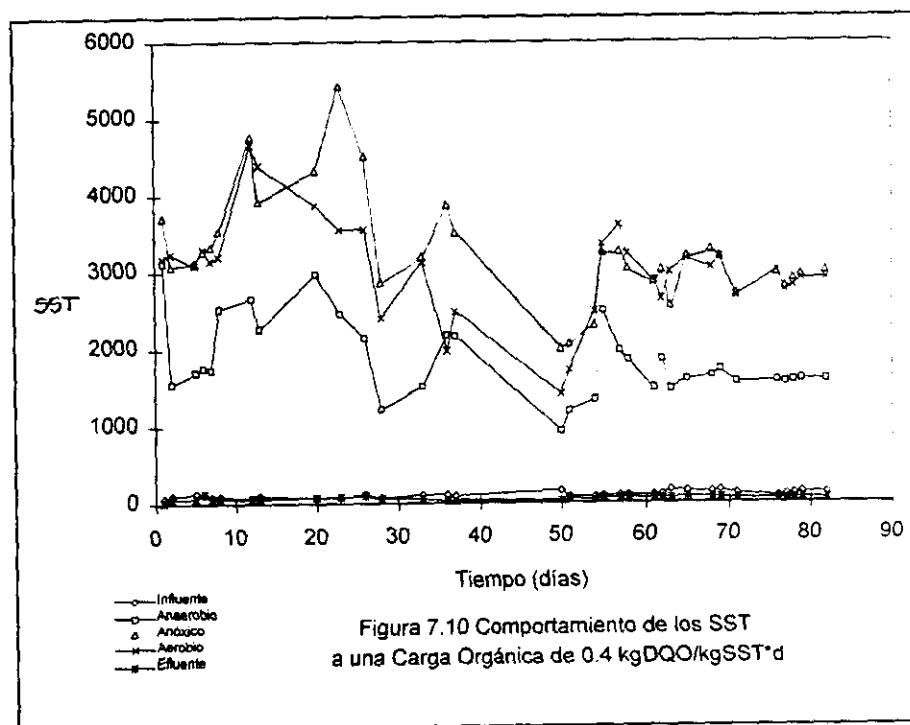
Por su parte, en la *Fig. 7.9* donde se representa el comportamiento de los SSV, se observa la misma tendencia, es decir la concentración de estos sólidos en los tanques anóxico (2114 mg/l) y aerobio (1872 mg/l) es mayor que en el tanque anaerobio (1199 mg/l). Es importante mencionar que de los SST entre el 75 y 100% lo conforman SSV.



En el mismo sentido, la concentración promedio de SST en el efluente fue de 74 mg/l. Se descarta el hecho de que este valor se debe a las pobres características de sedimentabilidad del lodo, ya que el IVL reportado, según la *Tabla 7.1*, fue de  $125 \pm 15$  ml/g. La razón por la cual para todas las cargas orgánicas estudiadas se obtienen estos valores de sólidos en el efluente es por el sistema que fue diseñado en esta investigación para recircular los lodos del sedimentador secundario al tanque anóxico, el cual provocaba una resuspensión de los lodos sedimentados.

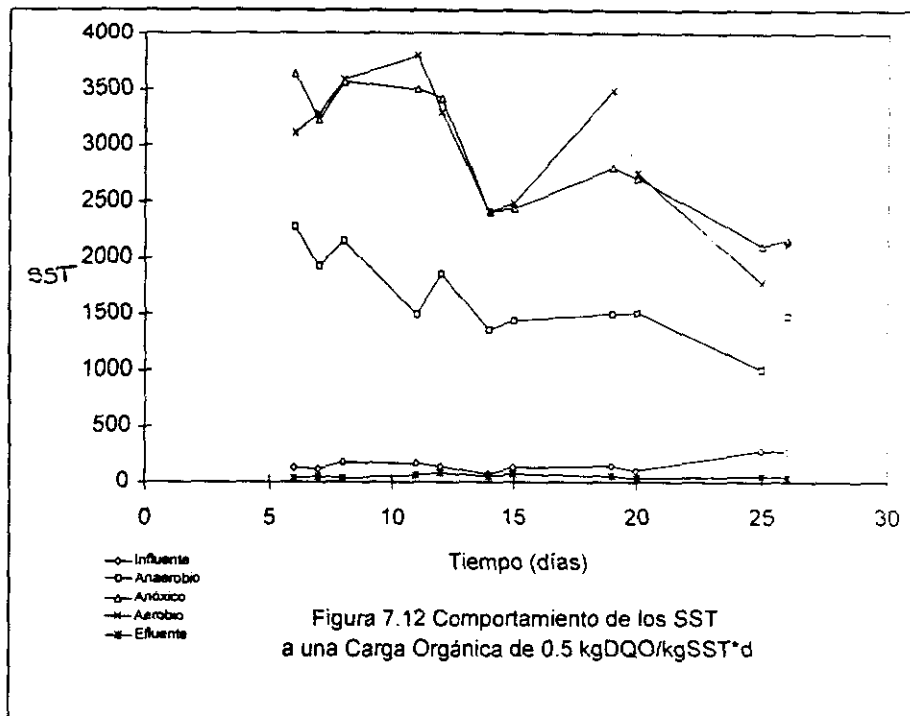
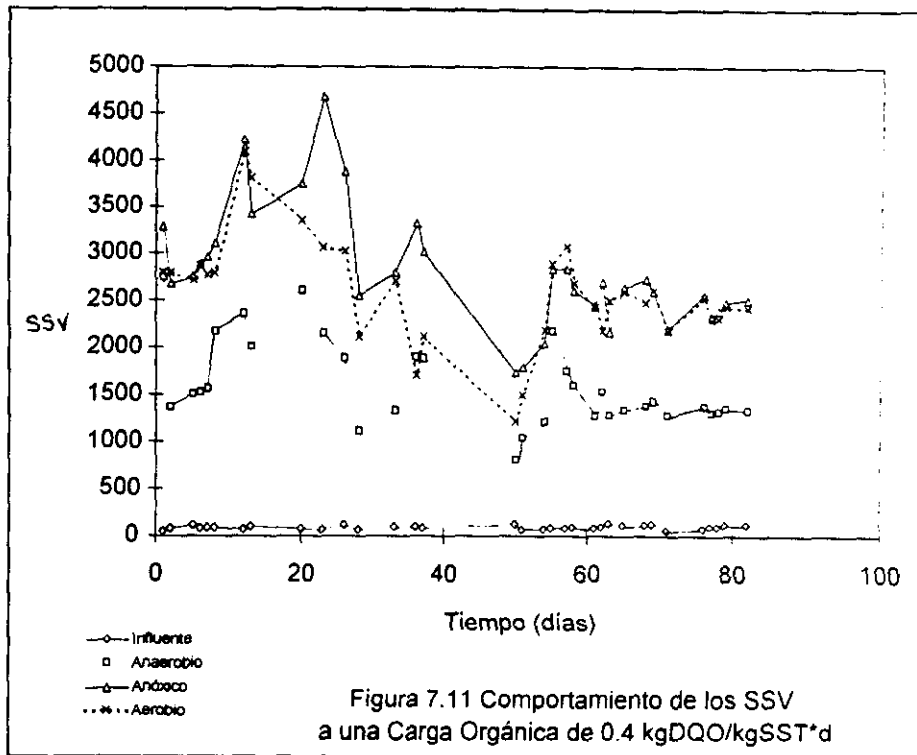
El comportamiento de los sólidos suspendidos totales bajo la carga orgánica de 0.4 kgDQO/kgSST·d se presenta en la *Fig. 7.10* y puede observarse que la concentración en el influente varió de 65 a 170 mg/l, obteniéndose un promedio de  $123 \pm 27$  mg/l durante

la fase de estabilización. Es a partir del día 70 de operación que se alcanzan concentraciones prácticamente constantes en todos los tanques, siendo en promedio de 1608, 2955 y 2910 mg/l para los reactores anaerobio, anóxico y aerobio, respectivamente. La concentración promedio de SST en el efluente fue de  $58 \pm 7.5$  mg/l, lo que indica que nuevamente se presentó el problema de resuspensión de lodos.



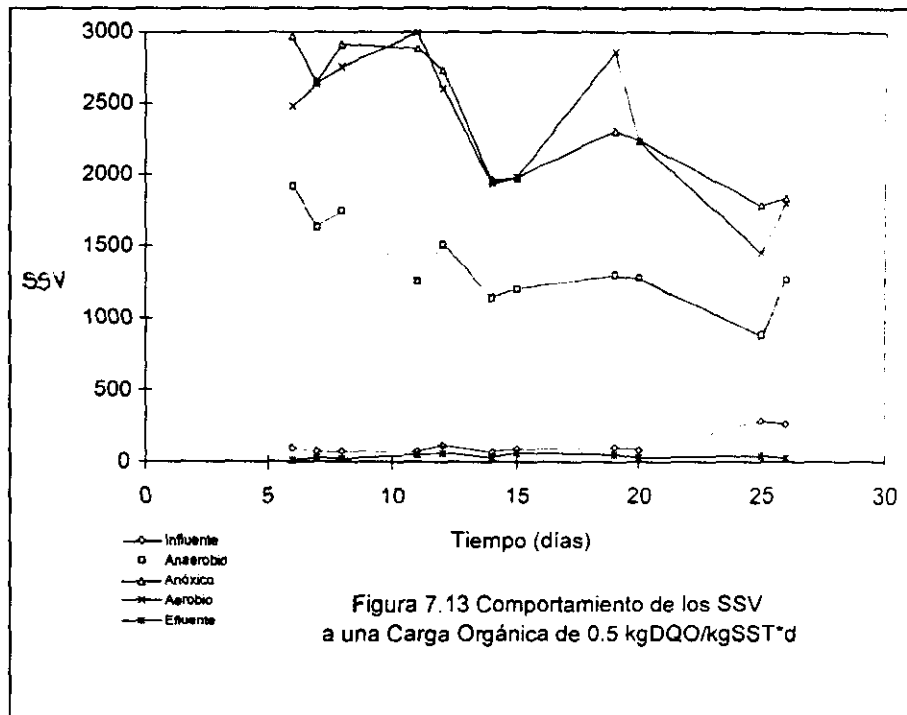
Por su parte, en la Fig. 7.11 donde se presenta el comportamiento de los SSV en el sistema, se observa que la concentración de estos sólidos es mayor en los tanques anóxico (2482 mg/l) y aerobio (2414 mg/l) comparado con el tanque anaerobio (1358 mg/l). Cabe señalar que de los SST entre el 67 y 100% lo conforman los SSV.

Cuando se incrementó la carga orgánica a 0.5 kgDQO/kgSST·d, la concentración de SST en el influente se mantuvo en el intervalo entre 70 y 280 mg/l, para situarse en un promedio de  $184 \pm 84$  mg/l durante la fase de estabilización. Es importante mencionar que entre el 75 y 100% de los SST fueron SSV. Es a partir del día 15 de operación que se alcanzan concentraciones en promedio de  $1388 \pm 213$ ,  $2445 \pm 311$  y  $2527 \pm 651$  mg/l para los reactores anaerobio, anóxico y aerobio, respectivamente (Fig. 7.12).





Por su parte, en la Fig. 7.13 donde se presenta el comportamiento de los SSV en el sistema, se observa que la concentración promedio de dichos sólidos en los tanques anóxico (2029 mg/l) y aerobio (2064 mg/l) superan a los del tanque anaerobio (1186 mg/l). La concentración promedio de SST en el efluente fue de 48 mg/l.



Cabe señalar que las concentraciones de los SST de las distintas fases del reactor a diferentes cargas orgánicas se consideran dentro del intervalo óptimo para la remoción de contaminantes en este tipo de sistemas (Sedlak, 1991).

#### 7.4 Remoción de Fósforo

La remoción de fósforo en el proceso de remoción biológica de nutrientes ocurre por acumulación de fósforo en el lodo del licor mezclado aerobio y su subsecuente remoción se hace a través de la purga de lodos (Barnard, 1974). Fueron dos factores los que influyeron significativamente sobre la remoción biológica de fósforo en el sistema: las

características del agua residual, definida principalmente por la relación DQO<sub>t</sub>/PT-PO<sub>4</sub> y: la carga orgánica.

Los efectos de la característica del agua residual y de la carga orgánica en el proceso se ilustran en las *Figs. 7.14, 7.15 y 7.16* y en la *Tabla 7.4*.

*Tabla 7.4 Comportamiento de los PO<sub>4</sub> y porciento de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas.*

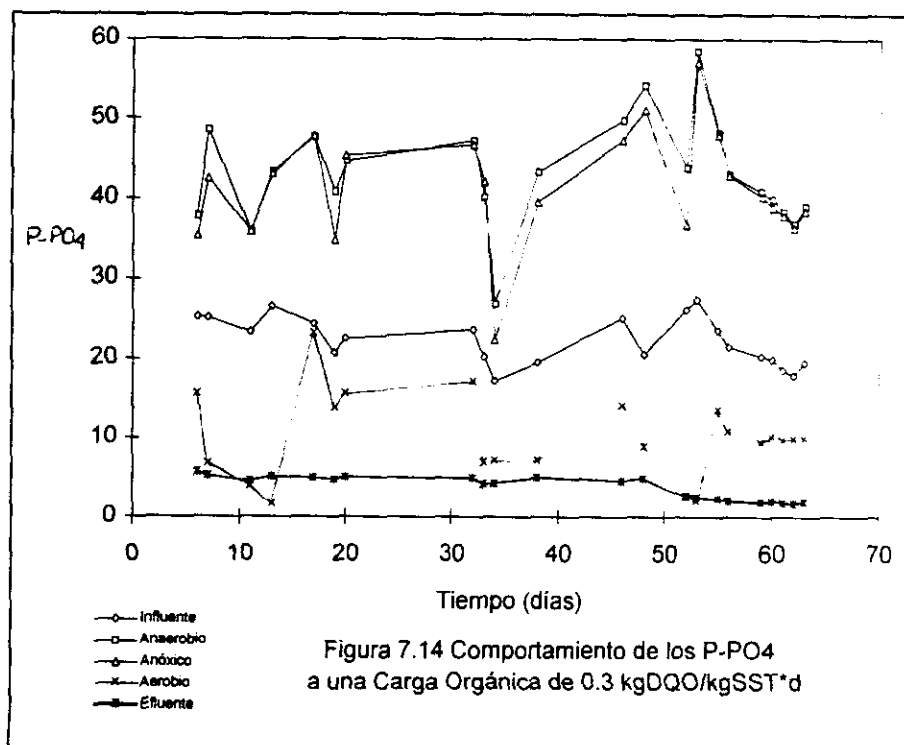
Carga Orgánica (kgDQO/kgSST*d)	Influyente (mg/l)	Anaerobio (mg/l)	Anóxico (mg/l)	Aerobio (mg/l)	Efluente (mg.l)	Remoción (%)
0.3	21.6±3.4	43.2±6.7	41.8±6.7	8.7±3.8	2.1±0.2	90.5 n = 9
0.4	24.6±4.3	52.1±8.3	49.1±9.4	10.9±3.2	4.5±1.2	81.3 n = 13
0.5	25.6±3.1	50.6±11.2	41.3±10.4	6.1±3.5	5.8±1.5	77.5 n = 7

n = No. de muestras

Es importante mencionar que la concentración de fósforo total como ortofosfatos en el agua residual influente fue alta para todas las cargas orgánicas utilizadas en la investigación, siendo en promedio de 35.2, 41.1 y 41.7 mg/l para las cargas orgánicas de 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST-d, respectivamente. Como resultado de estas concentraciones, se obtuvieron relaciones de DQO<sub>t</sub>/PT-PO<sub>4</sub> de 7.3, 8.5 y 10.1 para las mismas cargas orgánicas.

En la *Fig.7.14* y *Tabla 7.4* se aprecia que se obtiene un mejor funcionamiento del proceso cuando se manejan cargas orgánicas bajas. En el presente estudio fue posible obtener remociones de fósforo como ortofosfato de 90.5% para la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST-d, aún con relaciones DQO<sub>t</sub>/PT-PO<sub>4</sub> y DBO<sub>5</sub>/PT-PO<sub>4</sub> tan bajas como 7.3 y 3.7 respectivamente. Al respecto Daigger *et al.*(1988) mencionan que con otro tipo de sistemas como el proceso A<sup>2</sup>O, se requieren relaciones DBO<sub>5</sub>/PT-PO<sub>4</sub> por arriba de 20 para obtener remociones del 85% en promedio.

Como ya se había mencionado, a lo largo de la investigación se detectaron concentraciones de ortofosfatos mayores de 21 mg/l en el influente, es decir se trabajó un agua residual con alto contenido de fósforo lográndose obtener buenas remociones. Esto hace pensar que con el proceso VIP, la captura de fósforo por las bacterias no se ve afectada cuando existen altas concentraciones de este nutriente disponible para la acumulación, debido a que en el diseño de este sistema tanto la recirculación de los lodos del sedimentador secundario como la del licor mezclado aerobio, no se regresan directamente a la zona anaerobia sino que primero pasan a la zona anóxica. Por esto el contenido de nitratos en la zona anaerobia es menor que en otros sistemas de remoción biológica de nutrientes, donde el incremento de nitratos propicia un mayor consumo de materia orgánica biodegradable por los organismos desnitrificantes, dejando menos materia orgánica disponible para las BAF lo que resulta en una remoción incompleta de fósforo (Sedlak, 1991). Sin embargo, bajo la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST-d. donde se detectó la mayor concentración de nitratos en la recirculación ( $1.1 \pm 0.27$  mg l), se observó la mejor remoción de fósforo, lo que indica que aun con tales concentraciones de nitratos queda suficiente sustrato disponible para las BAF, puesto que también a esta carga orgánica se tiene la menor relación DQO/P<sub>T</sub>-PO<sub>4</sub> de 7.3.



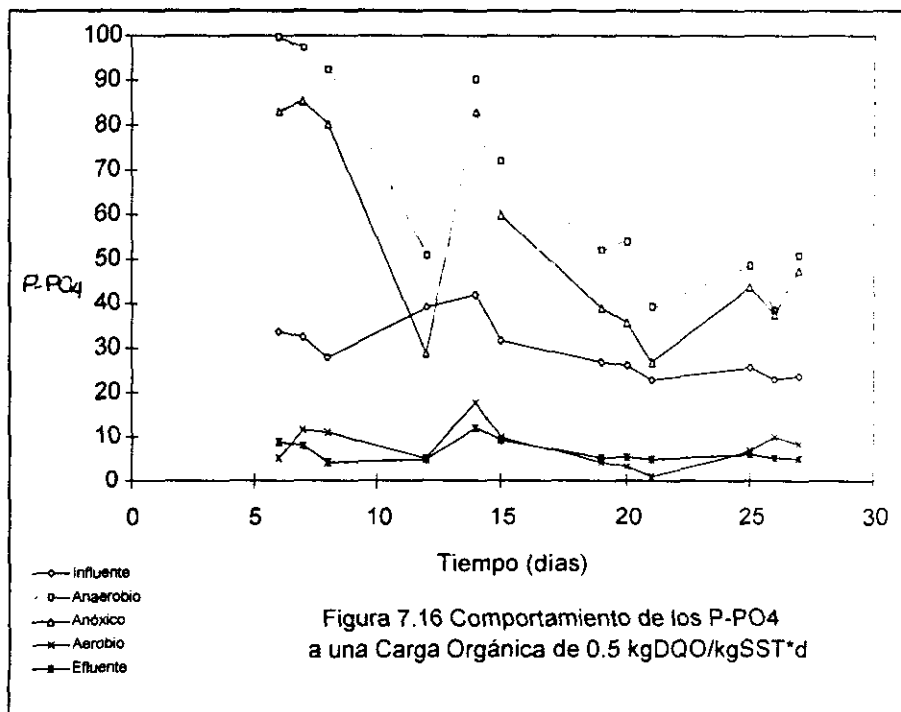
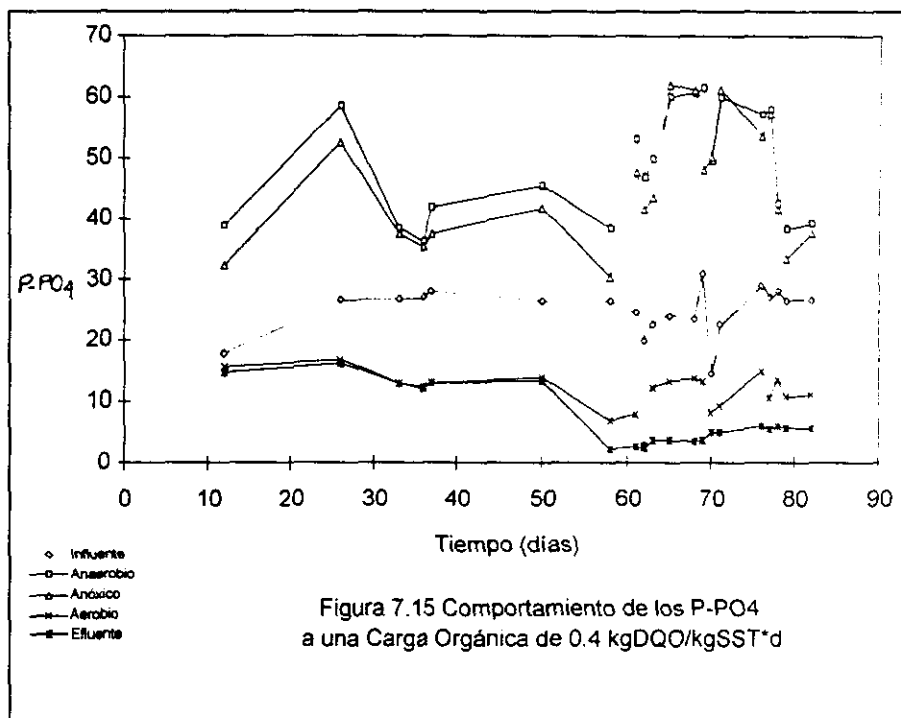
Por su parte, para las cargas orgánicas de 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d las concentraciones de nitrato en las recirculaciones fueron mínimas (0.5 y 0.8 mg/l respectivamente) lo que contribuyó a mantener condiciones anaerobias. Se sabe que las BAF pueden emplear los nitratos y nitritos como receptores de electrones, es decir, también son capaces de desnitrificar, por lo que de todas formas aún en presencia de nitritos y nitratos, una parte del alimento también es para ellas, esto hace pensar que el efecto de la carga orgánica sobre la eliminación de fósforo se vió mas bien afectado por la competencia entre las BAF y las bacterias facultativas.

Aunque con los resultados obtenidos no es posible demostrarlo, puede pensarse que cuando se manejan cargas orgánicas elevadas, una parte de los contaminantes es aprovechada durante la fase anaerobia por las bacterias facultativas por lo que en la fase aerobia queda suficiente materia orgánica para que las BAF activen su metabolismo normal sin necesidad de recurrir a la estrategia de sobrevivencia necesaria para la eliminación biológica de fósforo, puesto que durante esta fase únicamente reducen su metabolismo.

Al ir bajando la carga orgánica, es decir, los contaminantes disponibles para cada microorganismo, la mayor parte de materia orgánica es eliminada por las bacterias facultativas en la fase anaerobia, por lo que en la fase aerobia las BAF al no disponer de suficiente materia orgánica para su crecimiento y desarrollo, inician un proceso de competencia por el sustrato con las bacterias facultativas, activando el mecanismo metabólico alternativo de sobrevivencia que poseen.

Como puede observarse en la *Fig. 7.14*, para la carga orgánica más baja (0.3 kgDQO/kgSST·d) el contenido de ortofosfatos en el influente varió de 17.2 a 27.4 mg/l presentando un valor promedio de  $21.6 \pm 3.4$  mg/l en el periodo estable. Con la carga orgánica de 0.4 kgDQO/kgSST·d (*Fig. 7.15*), el contenido de ortofosfatos en el influente varió de 17.9 a 28.9 mg/l a lo largo de la experimentación, para alcanzar un valor promedio en el periodo estable de  $24.6 \pm 4.3$  mg/l. Finalmente, con la carga orgánica de

0.5 kgDQO/kgSST·d (Fig. 7.16), el contenido de ortofosfatos en el influente presentó valores desde 22.7 hasta 41.9 mg/l, lo que resultó en un valor promedio de  $25.6 \pm 3.12$  mg/l en el periodo de estabilización del sistema.



Para todas las cargas orgánicas, se presentó una buena excreción de fósforo durante la fase anaerobia, alrededor del 100 % sobre la concentración inicial, lo cual indica que las bacterias acumuladoras de fosfatos se desarrollaron y establecieron adecuadamente dentro del sistema. En las *Figuras 7.1, 7.2 y 7.3* se observa una disminución de pH durante la fase anaerobia, siendo de 6.9 para la carga orgánica de 0.3 y de 6.8 para las cargas de 0.4 y de 0.5 kgDQO/kgSST·d. Este comportamiento se debe a la actividad de los microorganismos heterótrofos aerobios facultativos no removedores de fósforo, los cuales llevan a cabo la hidrólisis y fermentación de compuestos orgánicos por lo que se generan entre otros productos ácidos grasos volátiles e hidrógeno provocando disminución del pH. En estas mismas figuras se puede observar la variación en los valores de pH a lo largo de la experimentación, el cual varió desde 7.0 hasta 7.8 en el influente debido a las características propias del agua residual.

En la fase anóxica la concentración de ortofosfato disminuyó en un 3.2, 5.7 y 18.3% de la concentración en la fase anaerobia para las cargas orgánicas de 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d, respectivamente. Al respecto Nicholls y Osborn (1979) señalan que durante la fase anóxica los ortofosfatos empiezan a ser capturados.

En la fase aerobia, después de que se degradó la mayor parte de la materia orgánica disuelta en el agua residual durante las fases anaerobia y anóxica anteriores, el fosfato comenzó a ser recapturado (*Tabla 7.4*).

En el efluente de la fase aerobia pudo observarse que el fosfato se consumió en una cantidad entre el 57 y 76% de la concentración inicial, presentándose concentraciones de  $8.7 \pm 3.8$ ,  $10.9 \pm 3.3$  y  $6.1 \pm 3.5$  mg/l, para las cargas orgánicas de 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d, respectivamente. En esta fase, después de las etapas anaerobia y anóxica los valores del pH se sitúan cercanos a la neutralidad debido a la oxidación del sustrato residual y del producido en la fase anaerobia. Estos valores de pH caen dentro del intervalo propuesto por Tracy y Flammino (1985) como óptimos para el consumo de

ortofosfatos, ya que se favorece el transporte del sustrato al interior de la célula como resultado de un balance adecuado de protones.

Por su parte en el efluente del sistema, es decir a la salida del sedimentador secundario, la concentración de ortofosfatos continuó disminuyendo alcanzándose concentraciones de  $2.1 \pm 0.28$ ,  $4.5 \pm 1.27$  y  $5.8 \pm 1.5$  mg/l para las cargas de 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d respectivamente. El pH que se detectó en el efluente se incrementó ligeramente, siendo entre 7.4 y 7.7. Como ya se había mencionado, la mejor remoción de fósforo se logró con la carga orgánica de 0.3; sin embargo, tanto con la carga de 0.4 como de 0.5 kgDQO/kgSST·d se obtuvieron muy buenas remociones de fósforo como ortofosfatos, siendo de  $81.3 \pm 6.24$  % y  $77.5 \pm 3.2$  % respectivamente. Es importante hacer notar que únicamente para la carga orgánica más baja utilizada en esta investigación la concentración de ortofosfatos fue de 2.1 mg/l, para las otras cargas la concentración fue mayor, esto se presenta comúnmente cuando se tienen aguas residuales con alto contenido de fósforo (Arvin, 1983 y Meganck *et al.*, 1985). Cabe señalar que la calidad de agua requerida como fuente de abastecimiento de agua potable, norma como concentración máxima de fósforo como ortofosfatos, 0.1 mg/l.

## 7.5 Remoción de Nitrógeno

La eliminación biológica de nitrógeno depende de la capacidad del sistema para oxidar el nitrógeno amoniacal en óxidos de nitrógeno y posteriormente, reducirlos a nitrógeno molecular. A continuación se presentan los resultados y el efecto de la carga orgánica sobre los procesos de nitrificación y desnitrificación.

Los factores que afectaron significativamente la remoción biológica de nitrógeno en el sistema fueron la carga orgánica y por tanto el tiempo de retención celular así como la característica del agua residual, la cual fue medida como relación DQO/NTK. Los efectos de la característica del agua residual y de la carga orgánica sobre la eliminación del ión amonio en el proceso de nitrificación se ilustran en la *Fig. 7.17* y *Tabla 7.5*.

Tabla 7.5 Comportamiento del N-NH<sub>4</sub> y porcentaje de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas.

Carga Orgánica (kgDQO/kgSST*d)	Influyente (mg/l)	Anaerobio (mg/l)	Anóxico (mg/l)	Aerobio (mg/l)	Efluente (mg l)	Remoción (%)
0.3	19.5±1.7	11.4±2.5	5.9±1.5	0.7±0.4	0.3±0.1	98.3 n=9
0.4	15.3±4.5	6.3±3.1	3.3±2.4	1.5±1.2	1.5±1.2	91.4 n=10
0.5	24.7±2.9	14.2±2.2	5.6±1.7	1.9±0.6	2.6±0.6	89.4 n=7

n = No. de muestras

Las concentraciones promedio de nitrógeno total Kjeldhal (NTK) en el influente fueron de 27.6, 21.6 y 34.9 mg/l lo que resulta en una relación DQO:NTK de 9.4, 16.3 y 12 para las cargas orgánicas de 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST-d, respectivamente.

En la Fig. 7.17 se aprecia que se obtiene un mejor funcionamiento del proceso de nitrificación cuando se manejan cargas orgánicas bajas. En el presente estudio, como lo muestra la Tabla 7.5 la mejor remoción de nitrógeno como amonio obtenida fue para la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST-d. Aún con las cargas orgánicas de 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST-d, la remoción de amonio fue buena.

Bajo la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST-d, la concentración de amonio en el influente varió de 10.7 a 21.3 mg/l. Durante el periodo de estabilización, el cual se considera a partir del día 52 de operación, la concentración promedio de amonio en el influente fue de 19.5 ± 1.7 mg/l, mientras que en el efluente se midió una concentración de 0.3 ± 0.1 mg/l. Estos resultados indican que se obtuvo una nitrificación completa en el sistema. Con la carga de 0.4 kgDQO/kgSST-d, la concentración de amonio en el influente varió de 5.3 a 20.6 mg/l, es durante el periodo de estabilización (a partir del día 65 de operación) que la concentración de amonio promedio en el influente se sitúa en 15.3 ± 4.5 mg/l y en el efluente en 1.5 ± 1.2 mg/l. Por su parte bajo la carga de 0.5 kgDQO/kgSST-d, se determinaron valores de amonio en el influente de 19.9 a 47.7 mg/l.



para después obtenerse un valor promedio durante el periodo de estabilización del sistema de  $24.7 \pm 2.9$  mg/l en el influente y en el efluente de  $2.6 \pm 0.6$  mg/l.

Durante la fase anaerobia se esperaba que la concentración de amonio se incrementara con respecto al influente debido a las reacciones de amonificación, esto es cuando el nitrógeno orgánico presente en el agua residual se reduce a nitrógeno amoniacal: sin embargo, la concentración de amonio disminuyó en aproximadamente 47 % para todas las cargas orgánicas estudiadas durante la fase anaerobia. Este comportamiento del sistema hace pensar que el nitrógeno amoniacal fue asimilado por los microorganismos y empleado para el crecimiento celular. Se descartó la idea de que se haya presentado el proceso de nitrificación, pues no se detectó oxígeno en el medio, en cambio, si aumentó la masa de microorganismos.

Durante los periodos anóxico y aerobio la concentración de amonio continuó bajando (*Tabla 7.5*). La nitrificación se presentó con todas las cargas orgánicas estudiadas, esto indica que con el proceso de remoción de nutrientes empleado en esta investigación, es suficiente un TRH aerobio de 5 horas y un TRC mínimo de 7 días para dar tiempo a las bacterias nitrificantes de establecerse.

El amonio fue oxidado durante la fase aerobia a óxidos de nitrógeno por acción de las bacterias nitrificantes; sin embargo, como se aprecia en la *Fig. 7.18* no se presentó aumento en la concentración de nitratos bajo las cargas orgánicas de 0.4 y 0.5, únicamente con la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST-d, que fue la única condición bajo la que el sistema no desnitrificó. Es posible que la ausencia de nitratos en el efluente de la fase aerobia de las cargas de 0.3 y 0.4, se deba a que se presentó el fenómeno de desnitrificación simultánea, por la posible existencia de microambientes anaerobios en el interior del flóculo en donde son reducidos los óxidos de nitrógeno a nitrógeno molecular. Es importante señalar que como lo muestra la *Fig. 7.19*, la concentración final de nitritos con las cargas orgánicas de 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST-d siempre fue muy pequeña (0.05 y 0.022 mg/l respectivamente), lo cual sugiere que la variación en la

concentración final de nitratos no se debe a un bloqueo de la reacción llevada a cabo por *nitrobacter*, en donde se oxidan los nitritos a nitratos ya que no se observó acumulación de nitritos. Por su parte con la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST-d las concentraciones de nitritos y nitratos en el efluente fue alta, siendo de  $0.7 \pm 0.11$  mg/l y  $3.8 \pm 0.5$  mg/l, respectivamente. Cabe señalar que según los criterios de calidad del agua (1989), la calidad de agua requerida como fuente de abastecimiento de agua potable, norma como concentración máxima de nitritos y nitratos 0.05 y 5.0 mg/l, respectivamente.

El proceso de nitrificación se vio afectado de manera adversa conforme se incrementó la carga orgánica, y por ende conforme fue disminuyendo el tiempo de retención celular. Sin embargo, aun con el TRC aerobio (masa de sólidos mantenida en la zona aerobia del reactor dividido entre el total de la masa de sólidos removidos del reactor biológico) más bajo utilizado en la investigación, el cual fue de 4.8 días se presentó la nitrificación. Al respecto Daigger *et al.* (1988), señalan que para lograr una buena nitrificación, remoción de amonio del 70%, empleando un proceso de remoción biológica de nutrientes en modo VIP (ver inciso 4.1.4.5), son suficientes TRH del proceso tan bajos como 3.7 horas con temperaturas mayores o iguales que 20°C y TRC total del sistema de 11 días. En la presente investigación, cuando se trabajó con la carga orgánica más baja (0.3 kgDQO/kgSST-d) a una temperatura de  $20 \pm 0.5^\circ\text{C}$ , se lograron TRC aerobio de 9.9 días y TRC total de 15 días. Estos valores coinciden con los citados bibliográficamente como óptimos para la nitrificación: se obtuvo una máxima remoción de nitrógeno como amonio de 98.3%.

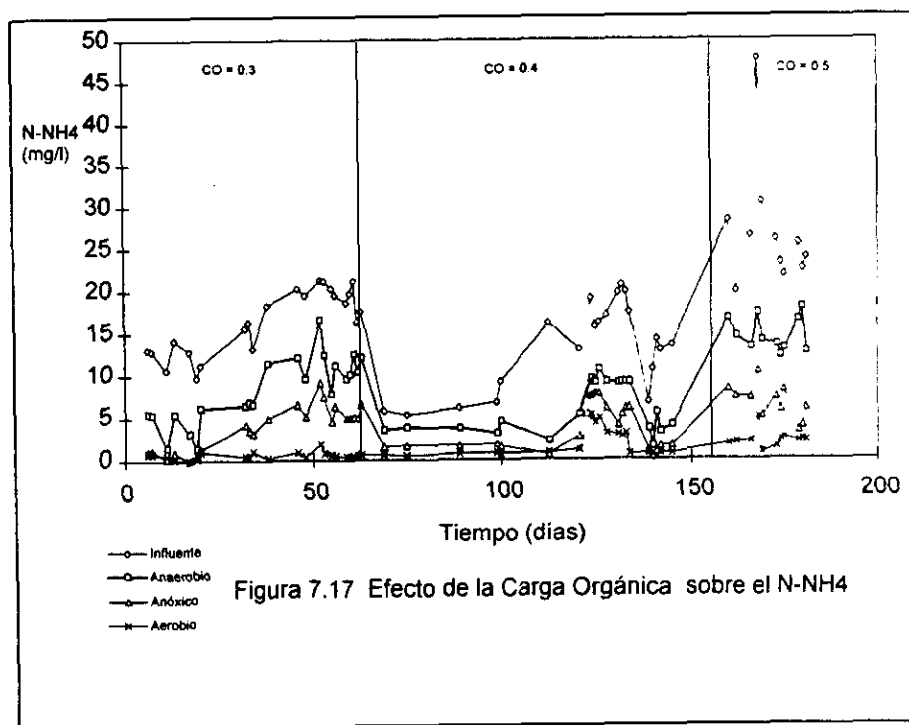


Figura 7.17 Efecto de la Carga Orgánica sobre el N-NH<sub>4</sub>

Por otra parte, en cuanto al proceso de desnitrificación se refiere, la eficiencia de éste consiste de la conversión de los óxidos de nitrógeno a nitrógeno gas. La mayoría de los autores coinciden en que el agua residual municipal cruda contiene nitrógeno principalmente como amonio y carece o presenta concentraciones muy bajas de nitratos y/o nitritos. El agua residual en estudio siempre presentó concentraciones de nitratos en el influente relativamente altas (Tabla 7.6); sin embargo, no hay que descartar la existencia de un posible error fotométrico en la determinación de los nitratos, debido al método analítico utilizado.

Tabla 7.6 Comportamiento de los N-NO<sub>3</sub> y porcentaje de remoción bajo las diferentes cargas orgánicas estudiadas.

Carga Orgánica (kgDQO/kgSST*d)	Influente (mg/l)	Anaerobio (mg/l)	Anóxico (mg/l)	Aerobio (mg/l)	Efluente (mg/l)	Remoción (%)
0.3	2.5±0.2	0.74±0.1	1.1±0.2	3.7±0.5	3.8±0.5	-
0.4	4.5±0.26	0.69±0.2	0.55±0.1	0.4±0.2	0.73±0.2	83.6 n=4
0.5	3±0.7	0.43±0.05	0.81±0.2	0.76±0.2	0.37±0.1	87.0 n=7

n = No. de muestras

Como se observa en la *Tabla 7.6*, durante la fase anaerobia la concentración de nitratos disminuyó. Por su parte, en la fase anóxica la concentración de nitratos en algunas ocasiones aumentó ligeramente y en otras permaneció prácticamente constante. Es en la fase aerobia que se nota un aumento significativo de los nitratos con la carga orgánica más baja utilizada, el incremento fue del 236 % de la fase anóxica a la aerobia. fenómeno que no se presentó para las otras cargas orgánicas en donde la concentración de nitratos fue disminuyendo.

La concentración de los nitratos en el efluente para la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST·d aumentó en un 52% con respecto al influente, mientras que para las cargas de 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d se obtuvieron remociones del 83.6 y 87% respectivamente. Estos resultados indican que solo con la carga orgánica más baja no se presentó desnitrificación simultánea en el sistema, y que ésta mejoró conforme se incrementó la carga orgánica.

Algunas veces es más difícil lograr el proceso de desnitrificación que el de nitrificación, debido a que para que se lleve a cabo con eficiencia el primero, se requiere tanto la presencia de nitratos como la de una fuente de carbono orgánico degradable y muchas veces la materia orgánica ya fue consumida en las fases anteriores del sistema: por lo que para asegurar sustrato suficiente a las bacterias, en algunas ocasiones se recomienda adicionar a la zona de desnitrificación, metanol o acetato. Probablemente este fenómeno se presentó con la carga orgánica más baja utilizada en la investigación. Este mismo comportamiento fue descrito en el estudio realizado por Temmink *et al.* (1996), quienes al manejar cargas orgánicas bajas, observaron un incremento en la concentración de nitratos en el efluente, lo cual fue atribuido a la baja población de organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes. En el mismo sentido, Choi *et al.*, 1996 para disminuir este efecto, utilizaron una fuente de carbono adicional a su sistema de lodos activados modificado, lo que mejoró la eficiencia de remoción tanto de nitrógeno como de fósforo.

Según el perfil de nitratos a través del reactor biológico, cuando se manejaron las cargas orgánicas de 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d, gran parte de la desnitrificación ocurrió en la zona anóxica, aproximadamente el 80 %. La otra parte de los nitratos también desnitrificó tanto en el sedimentador secundario, donde se observó el desarrollo de una cama de lodos, como en la zona anaerobia, sin descartarse el hecho de que parte de la desnitrificación pudo ocurrir también dentro del flóculo biológico en la zona aerobia.

Algunas especies de *Acinetobacter* tienen la habilidad de remover nitratos a través del proceso de desnitrificación; sin embargo, la mayor parte de los organismos presentes en las plantas de remoción biológica de nutrientes, prácticamente no los remueven. El alimento que estos organismos utilizan preferentemente, deja de estar disponible para las bacterias desnitrificantes (Lotter, 1989 citado por Randall *et al.*, 1992), por lo que disminuye o se detiene el proceso de desnitrificación. Este fenómeno tiene especial importancia cuando se manejan cargas orgánicas bajas, como pudo observarse cuando se trabajó con la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST·d.

Existe un efecto positivo de la remoción biológica de fósforo sobre la desnitrificación con cargas orgánicas altas. Este se relaciona con el mecanismo de "almacenamiento disparador" presente en los organismos heterótrofos facultativos, cuando se mezclan el agua residual influente con alta concentración de DQO fácilmente degradable, con la recirculación anóxica del sistema. De este modo, mientras que una parte del sustrato necesario para la desnitrificación rápida de los nitratos en la zona anóxica ha sido secuestrada por las bacterias acumuladoras de fósforo, la DQO almacenada completa el déficit de sustrato y permite un alto porcentaje de desnitrificación que con cargas orgánicas bajas no es posible (Van Huyssteen *et al.*, 1988 citado por Randall *et al.*, 1992).

## 7.6 Características de sedimentación de los lodos

Los lodos producidos en el reactor a nivel laboratorio de la presente investigación presentaron buenas características de sedimentabilidad. Sin embargo, como ya se había mencionado, la concentración de SST en el efluente no fue tan baja como se esperaba debido a deficiencias del sistema para recircular los lodos del sedimentador secundario al tanque anóxico donde se resuspendían continuamente los sólidos ya sedimentados (*Fig. 7.10*).

Las características de sedimentación y espesamiento de los lodos fueron relativamente buenas como lo indica el índice volumétrico de lodos para las cargas orgánicas de 0.3 y 0.4 kgDQO/kgSST-d, siendo inferiores de 150 ml/g. Al respecto Ramalho (1983) menciona que con concentraciones entre 2000 y 3500 mg/l de SSVLM son deseables valores de IVL entre 80 y 150 ml/g para una buena sedimentabilidad. En este mismo sentido, se ha observado que la carga orgánica óptima corresponde al mínimo valor de IVL, lo cual implica que para la mayoría de las aguas residuales se recomienda trabajar con cargas orgánicas entre 0.3 y 0.6 kgDQO/kgSST-d.

Durante la experimentación con la carga orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST-d, se observó un lodo diferente al que se presentó con las cargas anteriores, este lodo era ligeramente abultado y de un color más claro. El IVL que presentó fue de 174 ml/g, el cual resulta ser relativamente alto. Sin embargo, aún con este valor se presentó una buena remoción de contaminantes. Algunos autores mencionan que con altas cargas orgánicas predominan microorganismos filamentosos, los cuales no sedimentan bien y permanecen en suspensión casi indefinidamente dando como resultado un lodo abultado (Sezgin *et al.* (1978), Ramalho (1983) y Barker *et al.* (1996)). Al respecto se menciona que con relaciones DBO<sub>5</sub>:N de 20:1 se ve favorecido este fenómeno.

Por su parte Daigger *et al.* (1988) sugieren que las pobres características de sedimentabilidad del lodo se deben a una aireación no intencionada, transporte de

oxígeno a través de las conexiones entre las diferentes fases del sistema por una aeración excesiva en el tanque aerobio, y a la adición de oxígeno a las zonas anaerobia o anóxica o ambas, lo cual se presenta muy frecuentemente en sistemas de remoción de nutrientes que tienen recirculaciones internas.

## CAPÍTULO 8

### CONCLUSIONES

Durante el estudio pudo observarse que la carga orgánica juega un papel importante sobre la remoción biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, en el sistema de lodos activados modificado tipo VIP.

El sistema alcanzó condiciones de operación estable, cuando transcurrieron entre dos y tres tiempos de retención celular bajo cada carga orgánica estudiada.

Las condiciones óptimas de operación para lograr tanto la remoción de materia orgánica, como el establecimiento de bacterias nitrificantes y de acumuladoras de fósforo, fueron las que se obtuvieron cuando se trabajó con una carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST·d, temperatura de 20.5°C y sólidos suspendidos totales en el sistema de 2200 mg/l. Bajo estas condiciones, se lograron remociones promedio de 91%, 98.3% y 90.5% para la DQO total, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y P-PO<sub>4</sub><sup>-3</sup>, respectivamente.

La remoción de materia orgánica y la captura de fósforo fueron adversamente afectadas conforme se incrementó la carga orgánica. Sin embargo, aún bajo estas condiciones, las remociones obtenidos fueron buenas: 77.5% y 88.1% para la DQO total y el fósforo como ortofosfatos, respectivamente, para una carga orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST·d. Cabe señalar que para las tres cargas orgánicas estudiadas (0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d) se



kgDQO/kgSST-d) se presentó una buena excreción de fósforo durante la fase anaerobia, siendo alrededor del 100% sobre la concentración inicial.

El proceso de desnitrificación simultánea no se presentó con la carga orgánica de 0.3, y éste mejoró conforme se incrementó la carga. Las remociones de N-NO<sub>3</sub> obtenidas fueron de 83.6 y 87% para las cargas de 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST-d, respectivamente.

Durante la investigación pudo observarse que la remoción biológica de fósforo y nitrógeno operaron independientemente una de otra.

En el sedimentador secundario se presentaron problemas operacionales en cuanto a la recirculación y purga de lodos. Por este motivo, la concentración de SST en el efluente siempre fue superior a 40 mg/l.

Por su parte, para las cargas orgánicas de 0.3 y 0.4 kgDQO/kgSST-d, el lodo producido en el reactor presentó buenas características de sedimentabilidad, los valores de IVL obtenidos fueron inferiores de 150 ml/g: 125±15 y 123±10 ml/g para las cargas orgánicas de 0.3 y 0.4, respectivamente. Para la carga orgánica de 0.5 kgDQO/kgSST-d, el IVL fue ligeramente mayor (174 ml/g).

## **RECOMENDACIONES**

- \* Continuar con la investigación empleando el mismo sistema anaerobio-anóxico-aerobio, esta vez anteponiendo al mismo, un proceso de prefermentación del agua residual, utilizando la carga orgánica de 0.3 kgDQO/kgSST-d., que fue la que mejores resultados produjo en esta investigación.
- \* Emplear agua residual real proveniente del giro industrial de los fertilizantes, alimentos, etc., donde el agua contiene concentraciones altas de fósforo.
- \* Evaluar el efecto de la temperatura en el proceso de prefermentación.

- \* Pasar el reactor a escala piloto para un mejor control del sistema.
- \* Implementar un sistema eficiente para la captación y recirculación de lodos.

## CAPÍTULO 9

### **BIBLIOGRAFÍA**

Andersen, K. and Sun-Nan Hong. (1994). The BioDenitro and BioDenipho process for biological nitrogen and phosphorus removal. *Simposio Internacional sobre Control de Polución de Aguas por Procesos Biológicos*. Valencia-Venezuela.

Andrews, J.F. (1992). *Dynamics and control of the activated sludge process*. Water Quality Management Library- Volume 6. Technomic Publication. pp. 67-71.

APHA, AWWA & WPCF.(1989). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 17th edition. Washington, D.C. Estados Unidos.

Arvin. E. (1983). Observations supporting phosphate removal by biologically mediated chemical precipitation a review. *Wat. Sci. Tech.* 15: 43-63.

Arvin, E., Henze, M., Holm-Kristensen and Petersen. G. (1985). A model for biological phosphorus removal based on biological and chemical mechanism. Proceedings of the international conference "*Management strategies for phosphorus in the environment*". Lester J.N. and Kirk P.W.(Edt), Selper ltd., London. pp. 32-40.

Barker, P.S. and Dold, P.L. (1996). Sludge protection and oxygen demand in nutrient removal activated sludge systems. *Water quality international 1996. 18<sup>th</sup> IAWQ. Biennial International Conference and Exhibition*. Singapore. pp. 338-345.

Barnard, J.L. (1974). Cut Phosphorus and Nitrogen without chemicals. *Water and Wastes Engineering*. 11(7): 33-36.

Barnard, J.L. (1994). Alternative Prefermentation Systems use of fermentation to Enhance Biological Nutrient Removal. Proceedings of the conference seminar. October 15. 1994. 67<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Conference & Exposition, Chicago, Illinois.

Boyd, C.E. (1982). Water Quality Management for Pond Fish Culture. *Elsevier Scientific Publishing Company*. New York 1982. Chapter 2.

Buchan, L. (1985). Possible biological mechanism of phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* 15: 87-103.

Comeau, Y., Hall, K.J. and Oldhom, W.K. (1985). A biochemical model for biological enhanced phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* 17: 313-314.

Cooper, P., Day, M. and Thomas, V. (1994). Process options for phosphorus and nitrogen removal from wastewater. *J. Inst. Wat. Environ. Manag.* 8 (1): 84-92.

Cooper, P., Collinson, B. and Green, M.K. (1977). Recent advances in sewage effluent denitrification, part II. *Wat. Pollut. Control*. 76(4): 389-401.

Criterios de Calidad del Agua, publicada el 13 de diciembre de 1989. (Comisión Nacional del Agua).

Choi, E., Lee, H.S., Lee, J.W. and Oa, S. W. (1996). Another carbon source for BNR system. *Water quality international 1996. 18<sup>th</sup> IAWQ. Biennial International Conference and Exhibition*. Singapore. pp. 290-297.

Daigger, G.T., Waltrip, G.D., Romm, E.D. and Morales L.M. (1988). Enhanced secondary treatment incorporating biological nutrient removal. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 60: 1833-1842.

DeBarbadillo Christine (1995). Optimal Nutrient Removal. *Water Environment & Technology*, 7 (2): 40-44.

Eastman J.A. and Ferguson F. (1994). Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Journal WPCF*, 53 (3):

Ekama G.A. (1983). Considerations in the process design of nutrient removal activated sludge processes. *Wat. Sci. Tech.* 15: 283-318.

Eckenfelder W.W. (1985). State of the art review - Biological phosphorus removal. Proceedings of the international conference "*Management strategies for phosphorus in the environment*". Lester J.N. and Kirk P.W.(Edt), Selper ltd., London. pp. 11-23.

Eckenfelder W.W., Grau P. (1992). Activated Sludge Process Design and Control Theory and Practice. Vol.1. *Water Quality Management Library*: Technomic Publishing. Chapter 1-2.

Fuhs G.W. and Chen M. (1975). Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater. *Microbial Ecology*. Springer Verlag. 2: 119-138.

Fukase, T., Shibata, M. and Miyaji, Y. (1985). Factors affecting biological removal of phosphorus. *Wat. Sci. Tech.* 17: 187-198.

González-Martínez, S. (1989). Phosphate removal in a biofilm reactor. *Report elaborated for the Commission of the European Communities. Directorate General. Science, Research and Development.* pp 58.

González-Martínez, S. (1990). Eliminación biológica de fosfatos: procesos industriales. *Memorias del VII congreso nacional de la Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.* Oaxaca, México, pp 94-99.

Hascoet, M., Florentz, M. and Granger, P.(1985). Biochemical aspects of enhanced biological phosphorus removal from wastewater. *Wat. Sci.Tech.* 17: 23-41.

Heymann, J.B. (1985) The biochemistry of enhanced phosphorus removal by activated sudge. *Wat. Sci. Tech.* 17: 303-304.

Ho, K.M., Greenfield, P.F., Blackall, L.L., Bell, P.F.R. and Krol. A.A. (1993). Small-scale intermittent cyclic biological nutrient removal (ICBNR) activated sludge process incorporating non-mixing sequences. 2<sup>nd</sup>. *International Specialized Conference on Design and Operation of Small Wastewater Treatment Plants.* pp.415-423.

Hong, S.N. and Krichten (1985). The A/O Nutrient removal process- Theory and Operation. *Wat. Sci. Tech.* 17: 295, 296.

Iwema, A. and Meunier, A. (1985). Influence of nitrate on acetic acid induced biological phosphate removal. *Wat. Sci. Tech.* 17: 289-294.

Jenkins, R., Deeny K. and Eckhoff T. (1983). *The Activated Sludge Process: Fundamentals of Operation.* Copyright by Ann Arbor Science Publishers .pp 3-16.

Jönsson, K., Johansson, P., Christensson, M., Lee, N., Lie, E. and Welander, T. (1996). Operational factors affecting enhanced biological phosphorus removal at the waste water treatment plant in Helsingborg, Sweden. *Water Quality International 1996. 18<sup>th</sup> IAWQ. Biennial International Conference and Exhibition*. Singapore. pp. 63-70.

Kern-Jespersen, J.P. and Henze, M. (1993). Biological phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. *Wat. Res.* 27 (4): 617-624.

Knowles, R. (1982). Denitrification. *Microbiol. Rev.* 46 (1): 43-70.

Lehninger, L.A. (1985) *Bioquímica*. Omega, Barcelona, España. pp 79-81.

Levin, V. and Shapiro, J (1965). Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organism. *Jour. Water Pollut. Control Fed.*, 37: 800-821.

Löter, L.H. and Pitman, A.R. (1992). Improved biological phosphorus removal resulting from the enrichment of reactor feed with fermentation products. *Wat. Sci.Tech.* 26(5/6): 943-953.

Löter, L.H. and Pitman, A.R. (1990). Biochemical nutrient removal modelling: activated sludge plant operation. *Water Pollution Research and Control*. Kyoto. pp 489-492.

Mamais, D. and Jenkins, D.(1992). The effects of MCRT and temperature on enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Sci.Tech.* 26(5/6): 965-995.

Marais, G.V., Loewenthal, R.E. and Siebritz, I.P. (1983). Observations supporting phosphate removal by biological excess uptake. *Wat. Sci. Tech.*, 15 (3/4): 15-41.

McClintock, S.A., Randall, C.W. and Pattarkine, V.M. (1993). Effects of temperature and mean cell residence time on biological nutrient removal processes. *Water Environment Research*. 65 (2): 110-117.

Meganck, M. (1985). The importance of the acidogenic microflora in biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* 17 (11/12): 199-212.

Metcalf and Eddy, Inc. Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse. Mc Graw-Hill. 2nd edition. Book Company, New York, 1979.

Mino, T., Arun, V., Tsuzuki, Y. and Matsuo, T. (1987). Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the biological phosphorus removal process. *Biol. Phosphate Removal Wastewater Proc. IAWPRC spec. conf.*, 27-38

Mino, T., Kawakami, T. and Matsuo, T. (1985). Behaviour of intracellular polyphosphate in the biological phosphate removal process. *Wat. Sci. Tech.* 17: 11-21.

Mishima, K., Takahiko, N., Masahide, G. and Noboru, K.. (1996). Characteristics of nitrification and denitrification of the media anaerobic-anoxic-oxic process. *Water Quality International 1996. 18<sup>th</sup> IAWQ. Biennial International Conference and Exhibition.* Singapore. pp. 118-124.

Mitchell, R. (1974). Introduction to environmental microbiology. *Prentice-Hall International Inc. Englewood Cliffs, New Jersey.* pp. 305.

Morgan, J.S., Jiménez, B., Noyola, A. (1994). Anaerobic-Anoxic-Aerobic process with recycling and separated biomass for organic carbon and nitrogen removal from wastewater. *Environmental Technology*, Vol.15, p.p 233-243.



Nicholls, M.A. and Osborn, D.W. (1979). Bacterial stress: Prerequisite for biological removal of phosphorus. *Water Pollut. Control Fed.*, 51 (3): 557-569.

Peavy, H.S., Rowe, D.R., Tchobanoglous, G. (1985). *Environmental Engineering*. McGraw-Hill Publishing Company. Chapter 3-5.

Pitman, A.R., Lötter, L.H. y Alexander, W.V. y Deacon, S.L. (1992). Fermentation of Raw Sludge and elutriation of resultant fatty acids to promote excess biological phosphorus removal. *Water Science of Technology*. 25 (4,5). Pp 185-194.

Potgieter, D.J.J. and Evans, B.W. (1983). Biochemical changes associated with luxury phosphate uptake in a modified phoredox activated sludge system. *Wat. Sci. Tech.* 15. 105-115.

Quintero, R.R. (1990). *Ingeniería Bioquímica. Teoría y aplicaciones*. Alhambra Mexicana. pp 15-54

Ramalho, R.S. (1983). *Introduction to wastewater treatment processes*. Second Edition. Copyright, by Academic Press. Inc. pp. 211-334.

Randall, C.W., Barnard, J.L. and Stensel D.H. (1992). *Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*. Volume 5 ed. Technomic Publishing Co. Inc. Lancaster U.S.A.

Refling, D.R., Revoir, G.J. and Johnson, M. (1992). Removing nitrogen and phosphorus. *Water Environment & Technology*. 4(12):46-48.

Rensink, J.H. (sin publicar). Principles of Phosphorus and Nitrogen Removal Processes incorporated in activated sludge treatment systems. Agricultural University Wageningen.

Rensink, J.H., Donker, H.J. and Simons, T.S. (1985). Phosphorus Removal at low sludge loadings. *Wat. Sci. Tech.* 17: 177-186.

Rensink, J.H., Donker, H.J. and Vries, H. (1981). Biological P-removal in domestic wastewater by the activated sludge process. *5<sup>th</sup> European sewage and refuse symposium*. ESA. Munich and Gesellschaft zur Förderung der Abwassertechnik, e.v., West Germany.

Rodier, J. (1990). *Análisis de las Aguas*. Edit. Omega Barcelona. pp. 1060.

Rodrigo, M.A., Seco, A., Peña-roja, J.M. and Ferrer J. (1996). Influence of sludge age on enhanced phosphorus removal in biological systems. *Water Quality International 1996. 18<sup>th</sup> IAWQ. Biennial International Conference and Exhibition*. Singapore. pp 40-47.

Satoh, H., Ramey, D., Koch, F.A., Oldham, W.K., Mino, T. and Matsuo, T. (1996). Anaerobic Substrate uptake by the enhanced biological phosphorus removal activated sludge treating real sewage. *Water Quality International 1996. 18<sup>th</sup> IAWQ. Biennial International Conference and Exhibition*. Singapore. pp 8-15.

Satoh, H., Mino, T. and Matsuo, T. (1992). Uptake of organic substrates and accumulation of polyhydroxyalkanoates linked with glycolysis of intracellular carbohydrates under anaerobic conditions in the biological excess phosphate removal processes. *Wat. Sci. Tech.*, 26 (5/6): 933-942.

Schlegel, H. G. (1988). *Microbiología General*. Ediciones Omega, S.A. Barcelona. Tercera edición. pp 176-207.

Sedlak, R. (1991). Phosphorus and Nitrogen Removal from municipal Wastewater Principles and Practice. Second Edition. Chapter 2-4..

Seyen, J.T. (1985). Polyphosphate kinase activity during phosphate uptake by bacteria. *Wat. Sci. Tech.* 17: 43-56.

Sezgin, M. (1978). A unified theory of filamentous activated sludge bulking. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 50: 362.

Siebritz, I.P., Ekama, G.A. and Marais, G.V.R. (1983). A parametric model for biological excess phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* 15 (3/4): 127-152.

Skalsky, D.S. and Daigger, G.T. (1995). Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. *Water Environ. Res.* Mar 67 (2): 230-238.

Su, J.L. and Ouyang, C.F. (1996). Nutrient removal using a combined process with activated sludge and fixed biofilm. *18<sup>th</sup> LAWQ WQI Biennial International conference & Exhibition Conference Preprint Book 5, Singapore.*

Tracy, K.D. and Flammino, A. (1987). Biochemistry and energetics of biological phosphorus removal. Biological Phosphate Removal from Wastewater. *Advances Water Pollution Control* (4): 12-25.

Temminck, H., Petersen, B., Isaacs, S. and Henze, M. (1996). Recovery of biological phosphorus removal after periods of low organic loading. *18<sup>th</sup> LAWQ WQI Biennial International Conference & Exhibition Conference. Singapore.* pp. 1-7.

Vollenweider, R.A., (1985). Phosphorus, the key element in eutrophication control. Proceedings of the international conference "Management strategies for phosphorus in the environment". Lester, J.N. & Kirk, P.W.(Edt), Selver ltd., London. pp. 1-10.

Wanner, J. and Grau, P. (1988). Filamentous bulking in nutrient removal activated sludge systems. *Wat. Sci. Tech.* 20(4/5): 1-8.

Wentzel, M., Dold, P., Ekama, G. and Marais, G. (1985). Kinetics of biological phosphorus release. *Wat. Sci. Tech.* 17: 57-71.

Wentzel, M.C., Löter, L.M., Loewenthal, R.E. and Marais, G.R. (1991). Metabolic behavior of *Acinetobacter* sp. in enhanced biological phosphorus removal a biochemical model. *Water SA*. 12 (4): 209-224.

WEF Manual of Practice No.8 (1992). *Design of municipal wastewater treatment plants*. 1: 517-550. 2: 895-1012.

Willard, A.T. (1976). *Wastewater microbiology*. Ann. Rev. Microbiol. 30: 263-77

Winkler, M. (1985). *Tratamiento biológico de las aguas de desecho*. Limusa. México. pp 327.

Zhang, T.Ch.and Noike, T. (1994). Influence of retention time on reactor performance and bacterial trophic populations in anaerobic digestion processes. *Wat. Res.* 28 (1): 27-36.

# **APENDICE 1**

## **TABLAS DE RESULTADOS**

**CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kgDQO/SST·d**

Tabla 1.1 COMPORTAMIENTO DE LOS SÓLIDOS EN EL REACTOR (mg/l) A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kg DQO/kg SST\*d

Día	Influyente			Anaerobio			Anóxico			Aerobio			Efluyente		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
6	120	120	0	1600	1350	250	3200	2720	480	3000	2510	490	60	60	0
7	110	110	0	1590	1350	240	3300	2830	470	3200	2740	460	60	50	10
11	120	110	10	1500	1270	230	3050	2700	350	3100	2650	450	50	50	0
13	130	120	10	1400	1160	240	2800	2500	300	3000	2600	400	50	40	10
17	140	120	20	1380	1180	200	1900	1610	290	2100	1750	350	40	40	0
19	70	70	0	1790	1540	250	2580	2150	430	2820	2330	490	30	20	10
20	130	110	20	1990	1690	300	2760	2350	410	3160	2580	580	50	40	10
32	160	130	30	700	610	90	1070	930	140	1180	1010	170	40	30	10
33	120	100	20	890	770	120	1320	1140	180	1580	1320	260	30	30	0
34	100	90	10	1280	1120	160	1870	1600	270	2450	2070	380	20	20	0
38	130	110	20	1170	990	180	2130	1790	340	2120	1750	370	70	50	20
46	210	180	30	1730	1470	260	1700	1490	210	1920	1560	360	120	120	0
48	210	190	20	1310	1120	190	2000	1650	350	1980	1590	390	40	30	10
52	90	70	20	990	810	180	2320	1800	520	1560	1220	340	70	40	30
53	80	80	0	1080	850	230	1850	1460	390	1700	1400	300	140	100	40
55	100	80	20	1480	1240	240	2650	2200	450	2490	1987	503	120	100	20
56	120	100	20	1450	1215	235	2630	2115	515	2517	2100	417	70	60	10
59	110	100	10	1610	1380	230	2840	2338	502	2525	2007	518	60	60	0
60	130	110	20	1550	1285	265	2710	2254	456	2528	2017	511	50	50	0
61	120	90	30	1590	1315	275	2688	2246	442	2480	1998	482	50	50	0
62	125	115	10	1600	1367	233	2815	2365	450	2500	2005	495	50	40	10
63	120	100	20	1570	1328	242	2780	2249	531	2535	2112	423	60	60	0

**Tabla 1.2 SÓLIDOS EN LA PURGA DE LODOS (mg/l)  
A UNA CARGA DE 0.3 kgDQO/kgSST\*d**

Día	Purga		
	SST	SSV	SSF
6	6500	5600	900
7	6000	4900	1100
11	5000	4000	1000
13	4900	4000	900
17	4650	3800	850
19	4600	3750	850
20	4520	3700	820
32	4740	3870	870
33	4690	3840	850
34	4500	3700	800
38	3920	3240	680
46	3820	3080	740
48	4330	3480	850
52	4760	4280	480
53	4560	3500	1060
54	5890	4836	1054
55	6350	5247	1103
58	6700	5497	1203
59	6634	5471	1163
60	6728	5563	1165
61	6670	5639	1031
62	6950	5752	1198

Tabla 1.3 COMPORTAMIENTO DE LA DQO TOTAL Y SOLUBLE (mg/l) A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kg DQO/kg SST\*d

Día	Influyente		Anaerobio DQOs	Anóxico DQOs	Aerobio DQOs	Efluente		% Remoción DQOt	% Remoción DQOs
	DQOt	DQOs				DQOt*	DQOs		
6	303	162	85	24	23	55	22	81.8	86.4
7	300	157	83	20	20	54	20	82.0	87.3
11	248	108	58	41	25	43	18	82.7	83.3
13	387	239	43	11	14	22	16	94.3	93.3
17	350	240	67	35	33	65	35	81.4	85.4
19	302	228	44	23	22	35	23	88.4	89.9
20	250	203	59	47	34	60	35	76.0	82.8
32	268	131	65	50	44	61	35	78.8	73.3
33	268	135	63	48	47	60	33	77.6	75.6
34	234	121	39	23	17	41	20	82.5	83.5
38	308	119	38	14	4	49	15	84.1	87.4
46	341	214	49	25	22	95	26	72.1	87.9
48	334	187	83	56	43	41	34	87.7	81.8
52	268	179	34	18	4	50	14	81.3	92.2
53	306	180	47	25	25	67	15	78.1	91.7
55	270	138	28	18	16	26	12	90.4	91.3
56	251	131	25	15	11	22	10	91.2	92.4
59	250	130	27	17	13	21	10	91.6	92.3
60	239	124	26	19	11	20	9	91.6	92.7
61	233	119	21	17	12	23	11	90.1	90.8
62	245	123	25	15	10	22	8	91.0	93.5
63	260	133	27	18	14	23	9	91.2	93.2

\* Después de sedimentación secundaria



Tabla 1.4 COMPORTAMIENTO DEL pH A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kgDQO/kgSS<sup>T</sup>\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente
6	7.5	7.2	7.2	7.3	7.6
11	7.6	7.0	7.1	7.4	7.8
13	7.6	6.9	6.9	7.1	7.5
19	7.8	7.0	7.1	7.4	8.1
32	7.6	6.6	6.8	7.3	7.8
34	7.4	7.0	7.0	7.4	7.9
38	7.5	7.0	7.1	7.3	7.8
46	7.6	6.8	6.9	7.2	7.7
48	7.8	7.2	7.2	7.3	7.8
53	7.4	7.1	7.0	7.1	7.5
55	7.5	7.0	7.1	7.3	7.5
59	7.6	6.8	6.9	7.4	7.6
61	7.5	6.6	6.8	7.4	7.6
63	7.4	6.7	6.9	7.5	7.7

Tabla 1.5 CONTENIDO DE ORTOFOSFATOS A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kg DQO/kg SST\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente	Remoción (%)
6	25.2	37.7	35.3	15.6	5.7	77.4
7	25.1	48.6	42.5	6.8	5.2	79.3
11	23.3	35.8	35.8	3.9	4.5	80.7
13	26.5	43.3	43.1	1.7	5.1	80.8
17	24.3	47.6	47.8	23.2	4.9	79.8
19	20.7	40.8	34.8	13.9	4.7	77.3
20	22.5	44.6	45.3	15.6	5.0	77.8
32	23.6	47.2	46.7	17.2	4.9	79.2
33	20.2	40.1	42.0	6.9	4.1	79.7
34	17.2	26.8	22.3	7.1	4.2	75.6
38	19.5	43.3	39.5	7.1	4.9	74.9
46	25.1	49.8	47.3	14.1	4.5	82.1
48	20.5	54.2	51.1	8.9	4.8	76.6
52	26.1	43.8	36.7	2.7	2.5	90.4
53	27.4	58.5	57.1	2.0	2.4	91.2
55	23.6	48.2	48.0	13.6	2.3	90.3
56	21.5	43.0	42.9	10.8	2.0	90.7
59	20.3	40.9	40.3	9.5	1.9	90.6
60	19.9	39.8	38.9	10.2	2.0	89.9
61	18.6	38.3	37.9	9.7	1.8	90.3
62	17.9	36.8	36.4	9.9	1.7	90.5
63	19.5	39.0	38.5	10.0	1.9	90.3

Tabla 1.6 CONTENIDO DE AMONIO A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kgDQO/kg SST.d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente	Remoción (%)
6	13.1	5.5	1.0	0.8	0.8	94.3
7	12.9	5.4	1.1	0.8	0.8	94.2
11	10.7	1.5	0.3	0.6	0.4	96.3
13	14.2	5.5	0.9	0.2	0.9	93.7
17	12.9	3.2	0.0	0.1	0.0	99.8
19	9.7	1.3	0.6	0.1	0.1	99.3
20	11.2	6.1	1.2	1.0	0.3	97.3
32	15.6	6.4	4.2	0.5	0.5	96.8
33	16.3	6.8	3.5	0.4	0.4	97.5
34	13.2	6.6	3.2	1.0	0.9	93.2
38	18.3	11.5	5.0	0.3	0.2	98.9
46	20.3	12.1	6.5	0.9	0.6	97.0
48	19.5	9.6	5.1	0.4	0.7	96.4
52	21.3	16.6	9.2	1.9	1.2	94.4
53	21.2	12.4	7.4	0.8	0.6	97.2
55	20.3	7.8	4.5	0.6	0.4	98.0
56	19.5	11.2	6.3	0.5	0.3	98.6
59	18.6	9.6	4.9	0.4	0.1	99.3
60	19.7	10.1	5.0	0.3	0.1	99.6
61	21.2	12.5	5.1	0.4	0.1	99.5
62	16.3	10.4	4.9	0.5	0.2	98.9
63	17.5	12.1	6.5	0.6	0.2	98.9

Tabla 1.7 CONTENIDO DE NITRITOS A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kgDQO/kgSST\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente
34	0.25	0.07	0.06	0.07	0.04
55	0.23	0.07	0.06	0.60	0.60
56	0.31	0.08	0.05	0.70	0.60
59	0.26	0.07	0.13	0.90	0.70
60	0.23	0.06	0.15	0.80	0.80
61	0.26	0.06	0.13	0.90	0.70
62	0.30	0.04	0.04	0.70	0.80
63	0.21	0.07	0.14	0.80	0.90

Tabla 1.8 CONTENIDO DE NITRATOS A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.3 kgDQO/kgSST\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente
34	2.7	0.7	1.3	3.3	3.5
55	2.5	0.7	1.2	3.2	3.3
56	2.7	0.6	1.3	3.5	3.7
59	2.1	0.8	1.4	3.4	3.6
60	2.9	0.9	0.9	4.8	4.9
61	2.6	0.7	0.7	3.9	3.8
62	2.4	0.9	0.8	3.5	3.7
63	2.1	0.6	1.3	3.7	4.2

## **APENDICE 2**

### **TABLAS DE RESULTADOS**

**CARGA ORGÁNICA DE 0.4 kgDQO/SST·d**

Tabla 2.1 COMPORTAMIENTO DE LOS SÓLIDOS EN EL REACTOR (mg/l) A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.4 kg DQO/kg SST\*d

Día	Influyente			Anaerobio			Anóxico			Aerobio			Efluyente		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
10	65	50	15	3125	2745	380	3725	3290	435	3175	2795	380	15	15	0
11	100	80	20	1555	1365	190	3080	2675	405	3235	2790	445	60	45	15
14	130	110	20	1700	1510	190	3120	2750	370	3090	2710	380	60	60	0
15	120	80	40	1760	1530	230	3270	2880	390	3300	2860	440	130	120	10
16	90	90	0	1740	1570	170	3340	2960	380	3150	2770	380	60	60	0
17	90	90	0	2520	2170	350	3540	3110	430	3200	2790	410	60	50	10
21	70	70	0	2650	2360	290	4770	4220	550	4670	4090	580	60	50	10
22	100	100	0	2260	2010	250	3920	3420	500	4390	3810	580	70	70	0
29	80	80	0	2970	2610	360	4330	3750	580	3870	3360	510	80	80	0
32	80	70	10	2460	2150	310	5430	4680	750	3550	3070	480	90	90	0
35	120	120	0	2140	1890	250	4510	3880	630	3550	3030	520	100	100	0
37	70	70	0	1220	1120	100	2870	2560	310	2400	2120	280	60	60	0
42	110	100	10	1520	1340	180	3200	2800	400	3130	2710	420	60	60	0
45	110	100	10	2180	1900	280	3870	3330	540	1980	1710	270	30	30	0
46	100	90	10	2170	1890	280	3520	3020	500	2490	2120	370	40	40	0
59	160	130	30	940	820	120	2010	1740	270	1420	1220	200	30	30	0
60	80	70	10	1190	1050	140	2070	1800	270	1730	1500	230	50	50	0
63	80	80	0	1350	1220	130	2310	2040	270	2490	2190	300	40	40	0
64	90	90	0	2490	2180	310	3250	2830	420	3350	2890	460	60	60	0
66	100	90	10	1980	1760	220	3260	2840	420	3610	3080	530	60	50	10
67	100	100	0	1850	1610	240	3030	2610	420	3220	2690	530	60	60	0
70	100	90	10	1490	1280	210	2870	2450	420	2890	2430	460	60	60	0
71	110	100	10	1860	1540	320	3020	2700	320	2640	2180	460	60	50	10
72	170	140	30	1480	1290	190	2560	2170	390	2990	2500	490	60	50	10
74	150	120	30	1600	1350	250	3200	2650	550	3160	2600	560	70	70	0
77	140	120	20	1650	1390	260	3280	2730	550	3040	2480	560	70	60	10
78	160	130	30	1730	1440	290	3200	2600	540	3180	2610	570	60	60	0
80	110	60	50	1560	1290	270	2700	2200	500	2670	2180	490	50	50	0
85	80	80	0	1580	1380	200	2980	2560	420	3000	2530	470	50	50	0
86	100	100	0	1570	1310	260	2800	2330	470	2750	2290	460	50	50	0
87	110	100	10	1580	1330	250	2900	2400	500	2800	2310	490	50	50	0
88	130	120	10	1600	1360	240	2950	2480	470	2900	2440	460	60	60	0
91	120	120	0	1590	1340	250	3000	2510	490	2900	2420	480	50	50	0

**Tabla 2.2 SÓLIDOS EN LA PURGA DE LODOS (mg/l)  
A UNA CARGA DE 0.4 kg DQO/kg SST\*d**

Día	Purga		
	SST	SSV	SSF
10	7280	5400	1880
11	9260	7940	1320
14	6680	5800	880
15	6980	6060	920
16	7440	6500	940
17	11490	9950	1540
21	12950	11340	1610
22	10670	9220	1450
29	9290	7930	1360
32	7770	6630	1140
35	8740	7460	1280
37	7580	6300	1280
42	11930	10370	1560
45	10160	8630	1530
46	12960	10860	2100
59	7170	6210	960
60	7700	6700	1000
63	6500	5700	800
64	4500	3910	590
66	7260	6140	1120
67	6110	5110	1000
70	8200	7040	1160
71	6070	5050	1020
72	6790	5700	1090
74	6830	5670	1160
77	7200	6050	1150
78	7300	6200	1100
80	7250	6090	1160
85	7500	6370	1130
86	7200	6050	1150
87	7300	6140	1160
88	7250	6100	1150
91	7500	6400	1100

Tabla 2.3 COMPORTAMIENTO DE LA DQO TOTAL Y SOLUBLE (mg/l) A UNA CARGA DE 0.4 kg DQO/kg SST\*d

Dia	Influyente		Anaerobio DQOs	Anóxico DQOs	Aerobio DQOs	Efluente		% Remoción	
	DQOt	DQOs				DQOt*	DQOs	DQOt	DQOs
10	297	207	75	55	48	27	20	90.9	90.3
11	412	317	75	56	56	56	36	86.4	88.6
14	309	217	92	55	55	90	37	70.9	82.9
15	315	218	64	43	41	92	41	70.8	81.2
16	294	224	63	33	23	49	23	83.3	89.7
17	303	158	16	13	13	51	18	83.2	88.6
21	243	171	32	32	31	55	23	77.4	86.5
22	287	207	21	15	17	60	14	79.1	93.2
29	284	239	68	23	23	90	23	68.3	90.4
35	334	289	115	73	63	77	25	76.9	91.3
37	245	207	61	45	20	36	11	85.3	94.7
42	268	214	72	50	50	36	7	86.6	96.7
45	353	297	74	54	52	45	9	87.3	97.0
46	337	272	61	47	31	36	9	89.3	96.7
59	356	185	65	23	11	59	15	83.4	91.9
67	376	144	23	5	11	31	15	91.8	89.6
70	245	208	60	7	5	30	8	87.8	96.2
71	475	108	59	16	5	29	5	93.9	95.4
72	360	167	83	15	5	22	7	93.9	95.8
74	350	180	25	23	15	30	13	91.4	92.8
77	349	182	32	29	11	32	11	90.8	94.0
78	344	198	20	13	13	30	16	91.3	91.9
79	284	145	21	11	13	34	18	88.0	87.6
80	416	207	24	21	11	35	20	91.6	90.3
85	336	167	32	23	20	33	16	90.2	90.4
86	344	175	25	21	15	30	14	91.3	92.0
87	350	179	27	23	16	32	16	90.9	91.1
88	360	169	35	25	14	28	15	92.2	91.1
91	349	170	37	28	16	30	16	91.4	90.6

\* Después de sedimentación secundaria



Tabla 2.4 COMPORTAMIENTO DEL pH A UNA CARGA DE 0.4 kgDQO/kgSS<sup>T</sup>\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente
10	7.2	6.5	6.7	7.1	7.6
14	6.9	6.5	6.7	7.0	7.5
16	7.1	6.5	6.7	6.9	7.6
21	7.5	6.6	6.7	7.5	7.4
35	7.6	6.8	6.9	7.1	7.5
42	7.1	6.6	6.7	7.0	7.3
45	6.9	6.6	6.7	6.9	7.2
46	7.2	6.6	6.7	7.0	7.3
64	7.2	7.0	7.1	7.5	7.6
66	7.3	6.5	6.7	7.4	7.7
67	7.4	7.0	7.0	7.1	7.6
70	8.1	7.2	7.2	7.4	7.7
77	7.9	7.2	7.2	7.4	7.9
78	7.4	7.0	7.1	7.4	7.7
80	7.5	7.2	7.2	7.4	7.6
85	7.8	7.2	7.2	7.4	7.7
86	7.4	6.6	6.7	7.5	7.8
87	7.5	7.0	7.1	7.5	7.6
88	7.6	6.6	7.2	7.4	7.7
91	7.4	6.6	7.2	7.4	7.6

Tabla 2.5 CONTENIDO DE ORTOFOSFATOS A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.4 kgDQO/kg SST\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente	Remoción (%)
12	17.9	38.9	32.4	15.6	14.7	17.9
26	26.7	58.6	52.6	16.8	16.2	39.3
33	26.8	38.4	37.5	12.9	12.9	51.9
36	27.1	36.3	35.3	12.4	12.1	55.4
37	28.1	41.9	37.5	13.0	13.0	53.7
50	26.5	45.5	41.8	13.9	13.3	49.8
58	26.5	38.4	30.4	6.9	2.3	91.3
61	24.6	53.2	47.6	7.9	2.7	89.0
62	19.9	46.8	41.5	2.7	2.4	87.9
63	22.6	49.9	43.4	12.2	3.7	83.6
65	24.0	60.1	62.0	13.3	3.7	84.6
68	23.5	60.6	61.1	13.7	3.5	85.1
69	30.9	61.5	47.9	13.2	3.7	88.0
70	14.5	49.5	50.2	8.1	5.0	65.5
71	22.6	60.0	61.2	9.3	5.0	77.9
76	28.9	57.2	53.6	14.9	6.0	79.2
77	27.1	58.0	57.3	10.5	5.5	79.7
78	28.1	42.5	41.5	13.5	6.0	78.6
79	26.5	38.3	33.4	10.8	5.7	78.5
82	26.5	39.1	37.5	11.1	5.6	78.9

Tabla 2.6 CONTENIDO DE AMONIO A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.4 kg DQO/kg SST\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente	Remoción (%)
6	5.8	3.5	1.5	0.6	0.2	96.6
12	5.3	3.8	1.6	0.5	0.2	96.2
26	6.1	3.7	1.6	0.7	0.2	96.7
36	6.7	3.1	1.8	0.8	0.4	94.0
37	9.2	4.5	1.5	0.7	0.6	93.5
50	16.1	2.2	0.6	0.8	0.6	96.3
58	13.0	5.3	2.7	1.1	1.6	87.7
61	19.1	9.5	7.5	5.3	5.6	70.7
62	15.7	9.1	7.8	4.3	5.5	65.0
63	16.2	10.7	7.8	4.9	3.9	75.9
65	17.0	9.1	6.0	3.0	2.5	85.3
68	19.7	9.0	4.0	2.9	2.9	85.3
69	20.6	9.1	5.3	2.7	2.9	85.9
70	19.9	9.1	6.0	3.0	3.2	83.9
71	17.4	9.1	6.1	0.6	0.2	98.9
76	6.7	3.6	0.9	0.7	0.2	97.0
77	10.7	1.5	0.3	0.6	0.6	94.4
78	14.2	5.5	0.9	0.2	0.9	93.7
79	12.9	3.2	1.5	0.7	0.7	94.6
82	13.5	4.0	1.6	0.7	0.7	94.8

Tabla 2.7 CONTENIDO DE NITRITOS A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.4 kgDQO/kgSS<sup>T</sup>\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente	Remoción (%)
76	0.27	0.05	0.09	0.04	0.07	74.1
77	0.25	0.03	0.05	0.04	0.06	76.0
78	0.39	0.03	0.05	0.03	0.04	89.7
79	0.29	0.07	0.03	0.06	0.05	82.8
82	0.30	0.06	0.05	0.06	0.05	83.3

Tabla 2.8 CONTENIDO DE NITRATOS A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.4 kgDQO/kgSS<sup>T</sup>\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluente	Remoción (%)
76	2.7	0.63	0.8	2.4	1.99	26.3
77	4.2	0.44	0.41	0.72	1.03	75.5
78	4.8	0.55	0.53	0.34	0.63	86.9
79	4.4	0.85	0.61	0.25	0.62	85.9
82	4.6	0.90	0.65	0.30	0.64	86.1

## **APENDICE 3**

### **TABLAS DE RESULTADOS**

**CARGA ORGÁNICA DE 0.5 kgDQO/SST·d**

**Tabla 3.1 COMPORTAMIENTO DE LOS SÓLIDOS EN EL REACTOR (mg/l) A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.5 kg DQO/kg SST\*d**

Día	Influyente			Anaerobio			Anóxico			Aerobio			Efluente		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
6	130	100	30	2280	1920	360	3640	2970	670	3110	2480	630	30	10	20
7	120	80	40	1930	1630	300	3230	2650	580	3290	2640	650	50	30	20
8	180	80	100	2150	1750	400	3570	2920	650	3590	2760	830	30	20	10
11	169	76	93	1495	1260	235	3505	2890	615	3800	3000	800	60	50	10
12	140	120	20	1860	1510	350	3420	2740	680	3300	2610	690	80	60	20
14	70	70	0	1360	1140	220	2410	1960	450	2410	1940	470	50	30	20
15	130	90	40	1440	1200	240	2440	1980	460	2490	1980	510	70	60	10
19	140	100	40	1500	1300	200	2800	2310	490	3490	2860	630	50	50	0
20	100	80	20	1510	1280	230	2710	2240	470	2750	2230	520	30	30	0
25	280	280	0	1010	880	130	2110	1780	330	1780	1450	330	50	40	10
26	270	260	10	1480	1268	212	2163	1837	326	2127	1798	329	40	30	10

**Tabla 3.2 SÓLIDOS EN LA PURGA DE LODOS (mg/l) A UNA CARGA DE 0.5 kg DQO/kg SST\*d**

Día	Purga		
	SST	SSV	SSF
6	6340	5130	1210
7	6250	5070	1180
8	7780	6270	1510
11	3820	3060	760
12	9210	7290	1920
14	9500	7660	1840
15	8080	6440	1640
19	8940	7400	1540
20	7430	6060	1370
21	7502	6050	1452
25	7600	6100	1500
26	7560	6090	1470

Tabla 3.3 COMPORTAMIENTO DE LA DQO TOTAL Y SOLUBLE (mg/l) A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.5 kg DQO/kg SST.d

Dia	Influyente		Anaerobio DQOs	Anóxico DQOs	Aerobio DQOs	Efluente		% Remoción DQOt	% Remoción DQOs
	DQOt	DQOs				DQOt*	DQOs		
6	518	376	104	9	9	29	11	94.4	97.1
7	384	266	70	25	20	28	17	92.7	93.6
8	362	212	65	14	12	20	12	94.5	94.3
12	428	384	27	14	20	47	24	89.0	93.8
14	436	326	72	29	31	63	29	85.6	91.1
15	452	326	72	36	37	56	40	87.6	87.7
19	407	254	45	32	24	47	28	88.5	89.0
20	415	305	67	39	30	56	32	86.5	89.5
21	438	320	59	32	30	44	40	90.0	87.5
22	422	310	59	43	20	54	32	87.2	89.7
23	400	305	78	35	32	52	30	87.0	90.2
24	405	289	53	30	28	42	27	89.6	90.7

\* Después de sedimentación secundaria

Tabla 3.4 COMPORTAMIENTO DEL pH A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.5 kgDQO/kgSS\*<sup>d</sup>

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluyente
12	7.0	6.8	6.8	6.8	7.3
14	7.0	6.8	6.9	7.0	7.4
19	7.1	6.8	6.7	6.8	7.4
20	7.1	6.8	6.9	7.1	7.4
25	7.0	6.9	7.0	7.2	7.5
26	7.0	6.8	6.8	7.2	7.4
27	7.0	6.7	6.8	7.2	7.3

Tabla 3.5 CONTENIDO DE ORTOFOSFATOS A UNA CARGA ORGÁNICA DE 0.5 kgDQO/kgSS\*<sup>d</sup>

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluyente	Remoción (%)
6	33.7	99.8	83.2	5.2	8.9	73.59
7	32.5	97.3	85.4	11.5	8.1	75.08
8	27.9	92.4	80.2	10.9	4.2	84.95
12	39.1	50.8	28.7	5.1	4.8	87.72
14	41.9	90.3	83.1	17.7	11.9	71.60
15	31.6	71.9	59.8	9.8	9.2	70.89
19	26.8	52.1	38.9	4.2	5.2	80.60
20	26.1	53.9	35.6	3.2	5.3	79.69
21	22.7	39.2	26.7	0.8	4.9	78.41
25	25.6	48.4	43.6	6.7	5.9	76.95
26	22.8	38.3	37.3	9.9	5.2	77.19
27	23.5	50.7	47.3	8.2	5	78.72



Tabla 3.6 CONTENIDO DE AMONIO A UNA CARGA ORGANICA DE 0.5 kgDQO/kgSST\*día

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluyente	Remoción (%)
6	28.3	16.6	8.3	1.7	2.1	92.6
8	19.9	14.5	7.3	1.9	1.2	94.0
12	26.4	13.2	7.2	2.0	1.8	93.2
14	47.7	17.3	10.4	4.9	5.0	89.5
15	30.5	14.0	5.1	0.8	3.5	88.5
19	25.9	13.4	7.2	1.3	1.8	93.1
20	23.2	12.1	5.8	2.2	2.9	87.5
21	21.8	13.0	8.1	2.4	2.5	88.5
25	25.5	16.4	3.3	2.0	2.9	88.6
26	22.5	17.9	3.9	2.2	2.5	88.9
27	23.8	12.6	6.0	2.1	2.2	90.8

Tabla 3.7 CONTENIDO DE NITRITOS A UNA CARGA ORGANICA DE 0.5 kg DQO/kg SST\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluyente	Remoción (%)
19	0.25	0.03	0.02	0.04	0.03	88.0
20	0.27	0.04	0.04	0.02	0.02	92.6
25	0.23	0.01	0.01	0.01	0.02	91.3
26	0.27	0.03	0.03	0.02	0.02	92.6
27	0.25	0.02	0.02	0.02	0.02	92.0

Tabla 3.8 CONTENIDO DE NITRATOS A UNA CARGA ORGANICA DE 0.5 kgDQO/kg SST\*d

Día	Influyente	Anaerobio	Anóxico	Aerobio	Efluyente	Remoción (%)
14	1.4	0.5	0.7	0.3	0.3	80.0
15	2.9	0.4	1.1	0.7	0.6	79.3
19	3.3	0.4	1.0	1.0	0.4	87.9
20	3.3	0.4	0.9	1.0	0.3	90.9
25	3.6	0.4	0.3	0.4	0.3	91.7
26	3.3	0.5	0.8	0.9	0.4	87.9
27	3.5	0.4	0.9	1.0	0.3	91.4