



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

Facultad de Ingeniería

Efectos de la aplicación de altas cargas orgánicas en sistemas de lodos activados

TESIS

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRA EN INGENIERÍA

INGENIERÍA AMBIENTAL

P R E S E N T A :

I.Q. MARÍA CRISTINA NÁJERA FLORES

TUTOR:

Dra. Petia Mijaylova Nacheva

2012

JURADO ASIGNADO:

Presidente:	Dr. Simón González Martínez
Secretario:	Dra. Gabriela Eleonora Moeller Chávez
Vocal:	Dr. Pedro Martínez Pereda
1er. Suplente:	Dra. Petia Mijaylova Nacheva
2do. Suplente:	Dr. Oscar González Barceló

Lugar donde se realizó la tesis:

Planta piloto de aguas residuales, Instituto Mexicano de Tecnología del agua (IMTA).

TUTOR DE TESIS:

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

Firma

DEDICATORIA

A Dios, por estar conmigo a cada paso que doy, por darme la fortaleza e inteligencia para cumplir mis sueños y por esta vida tan maravillosa.

A mis padres Julio Nájera Guzmán y Carlota Flores Colima por su amor, por creer en mí, por educarme y su apoyo incondicional.

A una gran amiga Deyanira Vázquez Ochoa por su confianza, por guiarme en el sendero de la educación, por su apoyo incondicional.

Los quiero mucho.

AGRADECIMIENTOS

A mis hermanos Paola Nájera, Víctor Nájera, e Yazmin Nájera, por sus sabios consejos, por su paciencia, por las noches de desvelo y por tolerarme como hermana los amo.

A mis sobrinos Julio J. , Heidi C., Carlitos, por su cariño y a mi tío Alberto N., por ser el mejor tío del mundo.

A mis amigos Martha A., Filis M., Manuel S. Karina, Beatriz, Ivan, Carlos A., Yuridia S., Yuri V., Sandra, Sarita, Eloy, Carlos, María G., Yannet, Omar, Espín, Guillermo, Manuel, Reyna, Cristina A., y muchos otros quienes, en mi paso en esta etapa me dieron alegría, apoyo, cariño y sabios consejos para lograr la meta alcanzada. Gracias los quiero mucho.

A la Dra. Petia Mijaylova Nacheva por compartir sus conocimientos, experiencia, por el apoyo y paciencia que me brinda para realizar el presente trabajo.

A mi comité tutorial, Dr. Simón González Martínez, Dr. Pedro Martínez Pereda, Dr. Oscar González Barceló y la Dra. Gabriela Eleonora Moeller Chávez por sus grandes aportaciones para la realización de esta investigación.

A CONACYT, por el apoyo brindado a este proyecto.

Al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)- Posgrado UNAM que me recibió y abrió las puertas de sus instalaciones para realización de este proyecto.

Al personal de la Planta piloto de tratamiento de aguas residuales del IMTA, por las facilidades prestadas para la realización de este proyecto.

A Cuetzala del Progreso Gro. Lugar donde nací, del cual me siento completamente orgullosa.

¡GRACIAS!

Tabla de contenido

Nomenclatura

Resumen

CAPÍTULO 1	1
Introducción	1
1.1. Objetivos	2
1.1.1. Objetivo general.....	2
1.1.2. Objetivos específicos:.....	2
1.2. Alcance de la tesis	2
CAPÍTULO 2	3
Marco Teórico	3
2.1 El agua residual municipal y sus efectos sobre las aguas receptoras	3
2.1.1 Sólidos presentes en el agua residual	4
2.1.2 Compuestos orgánicos del agua residual	5
2.1.3. Compuestos inorgánicos del agua residual	6
2.1.3 Caracterización de los componentes microbianos del agua residual	7
2.2 Principios del tratamiento biológico, clasificación de los sistemas y parámetros de operación	8
2.2.1 Procesos de lodos activados	10
2.2.1.1 Procesos a diferentes niveles de carga.....	12
2.2.2 Mecanismos de la oxidación biológica aerobia	14
2.2.3 Fundamentos de la cinética microbiana.....	16
2.2.4 Eliminación biológica de nitrógeno	20
2.2.4.1 El ciclo biogeoquímico del nitrógeno y transformaciones del nitrógeno en los procesos de tratamiento biológico de las aguas residuales	20
2.2.4.2 Balance de nitrógeno en la nitrificación	25
2.2.5 Eliminación biológica de fósforo	27
2.2.6 Variables del proceso de lodos activados.....	28

2.2.6.1	Concentración de biomasa (Sólidos suspendidos totales, SST)	28
2.2.6.2	Carga orgánica.....	28
2.2.6.2.1	Carga orgánica o relación alimento microorganismo (F/M)	29
2.2.6.2.2	Carga orgánica volumétrica	29
2.2.6.3	Tiempo de retención de sólidos en sistemas biológicos	30
2.2.6.4	Tiempo de residencia hidráulico (TRH).....	30
2.2.6.5	Oxígeno.....	31
2.2.6.6	Temperatura	31
2.2.6.7	pH	32
2.3	Separación de la biomasa en el sistema de lodos activados	32
2.3.1	Separación de la biomasa por sedimentación	32
2.3.2	Problemas de separación de la biomasa	35
2.3.2.1	La estructura del flóculo biológico	35
2.3.3	Factores que determinan la aparición de lodos abultados filamentosos.....	38
2.3.4	Control de los lodos abultados filamentosos.....	39
CAPÍTULO 3	40
Metodología	40
3.1	Instalación experimental	40
3.2	Parámetros de operación y procedimiento experimental	43
3.3	Muestreo y determinaciones analíticas durante el período de estabilización del sistema	46
3.4	Período de evaluación de los sistemas de lodos activados	47
3.5	Muestreos durante el período de evaluación y técnicas analíticas	48
CAPÍTULO 4	52
Resultados y discusiones	52
4.1	Análisis del agua residual usada en el trabajo experimental	52
4.2	Remoción de materia orgánica	54
4.3	Remoción de SST y de SSV	62
4.4	Remoción y transformaciones de nitrógeno	65
4.4.1	Remoción de nitrógeno Kjeldahl (NTK)	65
4.4.2	Remoción de nitrógeno amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	68

4.4.3	Remoción de Nitrógeno orgánico (Norg).....	70
4.4.4	Nitratos y nitritos en los efluentes	72
4.4.5	Remoción de nitrógeno total (NT) y balance de las transformaciones de nitrógeno ..	75
4.5	Remoción de PT en el sistema experimental de lodos activados.....	79
4.6	Remoción de GyA en el sistema experimental de lodos activados	82
4.7	Remoción de coliformes fecales	84
4.8	Variación de los SSVLM y de SSTLM en los reactores durante la experimentación	86
4.9	Variación del índice volumétrico de lodos (IVL) durante la experimentación	88
4.10	Variación de las tasas de consumo de oxígeno de la biomasa en los reactores biológicos durante la experimentación	90
4.11	Variación de las cargas orgánicas COV y F/M durante la experimentación	92
4.12	Variación del TRS durante la experimentación y cálculo del coeficiente de rendimiento la biomasa (Yobs)	97
4.13	Variación de la temperatura, OD y el pH en los reactores	103
4.13.1	Temperatura.....	103
4.14.2	Oxígeno disuelto.....	105
4.13.3	pH	106
Conclusiones.....		107
Bibliografía		108

ÍNDICE DE FIGURAS
Capítulo 2

FIGURA 2. 1 CLASIFICACIÓN DE LOS DIFERENTES TIPOS DE SÓLIDOS CONTENIDOS EN EL AGUA RESIDUAL (ADAPTADO DE DROSTE, 1997).	4
FIGURA 2. 2 CONFIGURACIÓN DEL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS.....	12
FIGURA 2. 3 MECANISMO DE LA OXIDACIÓN BIOLÓGICA AEROBIA (RAMALHO, 1996).....	15
FIGURA 2. 4 CICLO BIOLÓGICO DEL NITRÓGENO (ROMERO, 2002).	21
FIGURA 2. 5 TRANSFORMACIÓN DEL NITRÓGENO EN PROCESOS BIOLÓGICOS (METCALF Y EDDY, 1995).	24
FIGURA 2. 6. CURVA DE SEDIMENTACIÓN DEL LODO (RAMALHO, 1996).	33
FIGURA 2. 7 RELACIÓN ENTRE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO, LA EFICACIA DE DEPURACIÓN Y LA SEDIMENTABILIDAD DEL LODO ACTIVADO (RAMALHO, 1996).	34

Capítulo 3

FIGURA 3. 1 DIAGRAMA DE FLUJO DE UN REACTOR EN OPERACIÓN.	42
FIGURA 3. 2 DIMENSIONES DE LOS REACTORES Y SEDIMENTADORES.....	42

Capítulo 4

FIGURA 4. 1 VARIACIÓN DE LA DQO_T DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	55
FIGURA 4. 2 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE DQO_T DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	56
FIGURA 4. 3 VARIACIÓN DE LA DQO_5 DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	57
FIGURA 4. 4 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE DQO_5 DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	57
FIGURA 4. 5 VARIACIÓN DE LA DBO_{5-T} DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	58
FIGURA 4. 6 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE DBO_{5-T} DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	59
FIGURA 4. 7 VARIACIÓN DE DBO_{5_5} DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	59
FIGURA 4. 8 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE DBO_{5_5} DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	60
FIGURA 4. 9 VARIACIÓN DE SST DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	62
FIGURA 4. 10 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE SST DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	63
FIGURA 4. 11 VARIACIÓN DE SSV DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	63
FIGURA 4. 12 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE SSV DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	64
FIGURA 4. 13 VARIACIÓN DE NTK DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	66
FIGURA 4. 14 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE NTK DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	66
FIGURA 4. 15 VARIACIÓN DE $N-NH_4^+$ DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	68
FIGURA 4. 16 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE $N-NH_4^+$ DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	69
FIGURA 4. 17 VARIACIÓN DE NORG DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	70
FIGURA 4. 18 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE NORG DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.	71

FIGURA 4. 19 VARIACIÓN DE $N-NO_3^-$ DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	73
FIGURA 4. 20 VARIACIÓN DE $N-NO_2^-$ DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	73
FIGURA 4. 21 VARIACIÓN DE NT DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	75
FIGURA 4. 22 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE NT DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	76
FIGURA 4. 23 VARIACIÓN DE PT DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	79
FIGURA 4. 24 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE PT DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	80
FIGURA 4. 25 VARIACIÓN DE GYA DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	82
FIGURA 4. 26 VARIACIÓN DE LA REMOCIÓN DE GYA DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	83
FIGURA 4. 27 VARIACIÓN DE COLIFORMES FECALES.....	84
FIGURA 4. 28 VARIACIÓN DE LAS REMOCIONES DE COLIFORMES FECALES.....	85
FIGURA 4. 29 VARIACIÓN DE SSVLM EN LOS TRES REACTORES BIOLÓGICOS.....	87
FIGURA 4. 30 VARIACIÓN DE SSTLM EN LOS TRES REACTORES BIOLÓGICOS.....	87
FIGURA 4. 31 VARIACIÓN DEL IVL EN LOS TRES REACTORES BIOLÓGICOS.....	89
FIGURA 4. 32 VARIACIÓN DE SOUR DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	91
FIGURA 4. 33 VARIACIÓN DE OUR DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	91
FIGURA 4. 34 VARIACIÓN DE COV (DQO_7) DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	94
FIGURA 4. 35 VARIACIÓN DE F/M ($DQOT$) DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	95
FIGURA 4. 36 VARIACIÓN DE COV (DBO_{5+7}) DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	95
FIGURA 4. 37 VARIACIÓN DE F/M (DBO_{5+7}) DURANTE EL PERÍODO EXPERIMENTAL.....	96
FIGURA 4. 38 VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE SST EN EL LODO EXTRAÍDO DE LOS SEDIMENTADORES DE LOS REACTORES R1, R2 Y R3.....	99
FIGURA 4. 39 VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE SSV EN EL LODO EXTRAÍDO DE LOS SEDIMENTADORES DE LOS REACTORES R1, R2 Y R3.....	99
FIGURA 4. 40 VARIACIÓN DEL TRS DURANTE LA EXPERIMENTACIÓN.....	101
FIGURA 4. 41 VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA EN LOS REACTORES DURANTE LA EXPERIMENTACIÓN.....	104
FIGURA 4. 42 VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DEL OD EN LOS REACTORES.....	105
FIGURA 4. 43 VARIACIÓN DEL PH EN LOS REACTORES.....	106

Índice de Tabla

Capítulo 2

TABLA 2. 1 CONTAMINANTES PRESENTES EN UN AGUA RESIDUAL Y SUS POSIBLES EFECTOS SOBRE LAS AGUAS RECEPTORAS (DEWISME, 1997; MATIA <i>ET. AL.</i> , 1999).....	3
TABLA 2. 2 PRINCIPALES PROCESOS BIOLÓGICOS EMPLEADOS EN LA DEPURACIÓN DEL AGUA RESIDUAL (METCALF Y EDDY, 1995).....	9
TABLA 2. 3 RESUMEN DE LA OPERACIÓN DE DIFERENTES TIPOS DE PROCESOS BIOLÓGICOS DE LODOS ACTIVADOS UTILIZANDO DIFERENTES PARÁMETROS DE DISEÑO (METCALF Y EDDY, 2003).	10
TABLA 2. 4. FORMAS DEL NITRÓGENO SEGÚN SU ESTADO DE OXIDACIÓN (EPA, 1993).	22
TABLA 2. 5. VALORES TÍPICOS DE FÓSFORO EN UN AGUA RESIDUAL MUNICIPAL SIN TRATAR (MEFCALF Y EDDY, 1995).	27
TABLA 2. 6. PROBLEMAS MÁS FRECUENTES EN LA SEPARACIÓN DE SÓLIDOS EN LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES POR LODOS ACTIVADOS (JENKINS, 1992).	36

Capítulo 3

TABLA 3. 1 CAUDALES DEL INFLUENTE DE AGUAS RESIDUALES Y TRH EN CADA UNO DE LOS REACTORES.	45
TABLA 3. 2 PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LOS SEDIMENTADORES SECUNDARIOS.	45
TABLA 3. 3 PLAN DE MUESTREO DE LOS PARÁMETROS QUE SE CONSIDERARON FUNDAMENTALES EN LA DESCRIPCIÓN PARA ESTE TIPO DE SISTEMA.	46
TABLA 3. 4 PARÁMETROS DE OPERACIÓN DEL SISTEMA EXPERIMENTAL DURANTE LOS PRIMEROS 44 DÍAS DE OPERACIÓN.	47
TABLA 3. 5 PARÁMETROS DE OPERACIÓN DEL SISTEMA EXPERIMENTAL DURANTE LOS DOS PERÍODOS EXPERIMENTALES EN LOS CUALES LA EVALUACIÓN SE REALIZÓ CON TODOS LOS PARÁMETROS.	48
TABLA 3. 6 PARÁMETROS Y FRECUENCIA DE MEDICIÓN	49
TABLA 3. 7 TÉCNICAS ANALÍTICAS.....	50
TABLA 3. 8 EQUIPOS UTILIZADOS	51

Capítulo 4

TABLA 4. 1 PROMEDIOS DE DQO_T , DQO_S , DBO_{5T} , DBO_{5S} , SST, SSV, NTK, $N-NH_4^+$ Y PT EN EL INFLUENTE A LOS REACTORES BIOLÓGICOS.	53
TABLA 4. 2 RELACIONES ENTRE PARÁMETROS DETERMINADOS EN EL AGUA RESIDUAL INFLUENTE A LOS REACTORES BIOLÓGICOS.	53
TABLA 4. 3 PROMEDIOS DE GYA Y COLIFORMES FECALES EN EL INFLUENTE A LOS REACTORES BIOLÓGICOS.	54
TABLA 4. 4 REMOCIONES PROMEDIO DE DQO_T EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE LA DQO_T EN LOS EFLUENTES.	56
TABLA 4. 5 REMOCIONES PROMEDIO DE DQO_S EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE LA DQO_S EN LOS EFLUENTES.	58
TABLA 4. 6 REMOCIONES PROMEDIO DE DBO_{5T} EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE LA DBO_{5T} EN LOS EFLUENTES.	60
TABLA 4. 7 REMOCIONES PROMEDIO DE DBO_{5S} EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE LA DBO_{5S} EN LOS EFLUENTES.	61
TABLA 4. 8 REMOCIONES PROMEDIO DE SST EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE LOS SST EN LOS EFLUENTES.	64
TABLA 4. 9 REMOCIONES PROMEDIO DE SSV EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE LOS SSV EN LOS EFLUENTES.	65
TABLA 4. 10 REMOCIONES PROMEDIO DE NTK EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DEL NTK EN LOS EFLUENTES.	67
TABLA 4. 11 REMOCIONES PROMEDIO DE $N-NH_4^+$ EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DEL $N-NH_4^+$ EN LOS EFLUENTES.	69
TABLA 4. 12 REMOCIONES PROMEDIO DE NORG EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DEL NORG EN LOS EFLUENTES.	71
TABLA 4. 13 VALORES PROMEDIO DE $N-NO_3^-$ Y $N-NO_2^-$ EN LOS EFLUENTES.	74
TABLA 4. 14 REMOCIONES PROMEDIO DE NT EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DEL NT EN LOS EFLUENTES.	76
TABLA 4. 15 PROMEDIO DEL NITRÓGENO BIOASIMILADO (CALCULADO) Y DE LAS CANTIDADES REMOVIDAS DE NT, NTK, $N-NH_4^+$ Y NORG.	78
TABLA 4. 16 REMOCIONES PROMEDIO DE PT EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DEL PT EN LOS EFLUENTES.	80
TABLA 4. 17 PROMEDIOS CALCULADOS DE PBIASIMILADO Y DE LAS CANTIDADES PROMEDIO DE PT REALMENTE REMOVIDO EN LOS REACTORES.	81
TABLA 4. 18 REMOCIONES PROMEDIO DE GYA EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE GYA EN LOS EFLUENTES.	83
TABLA 4. 19 REMOCIONES PROMEDIO DE COLIFORMES FECALES EN LOS TRES REACTORES Y VALORES PROMEDIO DE COLIFORMES FECALES EN LOS EFLUENTES.	85
TABLA 4. 20 PROMEDIOS DE SSTLM Y SSVLM EN LOS REACTORES DURANTE LOS CUATRO PERÍODOS EXPERIMENTALES.	88
TABLA 4. 21 PROMEDIOS DE IVL DURANTE LOS DIFERENTES PERÍODOS EXPERIMENTALES.	89
TABLA 4. 22 VALORES PROMEDIO DE OUR DURANTE EL PERÍODO 28-76 DÍAS DESDE EL ARRANQUE.	92

TABLA 4. 23 CARGAS ORGÁNICAS PROMEDIO DETERMINADAS EN LOS TRES REACTORES DURANTE LOS PRIMEROS DOS PERÍODOS EXPERIMENTALES.	96
TABLA 4. 24 CARGAS ORGÁNICAS PROMEDIO DETERMINADAS EN LOS TRES REACTORES DURANTE EL TERCER Y CUARTO PERÍODO EXPERIMENTAL	97
TABLA 4. 25 PROMEDIOS DE LOS SST Y SSV EN EL LODO EXTRAÍDO DE LOS SEDIMENTADORES.	100
TABLA 4. 26 PROMEDIOS DEL TRS PARA CADA PERÍODO EXPERIMENTAL.....	101
TABLA 4. 27 VALORES PROMEDIO DEL COEFICIENTE DE RENDIMIENTO DE LA BIOMASA (Y _{OB} S) EN LOS REACTORES DURANTE LOS DIFERENTES PERÍODOS EXPERIMENTALES.	103
TABLA 4. 28 PROMEDIOS DE LA TEMPERATURA EN LOS REACTORES CALCULADOS PARA CADA PERÍODO EXPERIMENTAL.	104
TABLA 4. 29 PROMEDIOS DE LA CONCENTRACIÓN DEL OD PARA LOS DIFERENTES PERÍODOS EXPERIMENTALES.	105
TABLA 4. 30 PROMEDIOS DE PH PARA CADA PERÍODO EXPERIMENTAL.....	106

Nomenclatura

b.- Oxígeno utilizado en el proceso de respiración endógena

CF.- Coliformes fecales

CO₂.- Bióxido de carbono

COT.- Carbono orgánico total

COV.- Carga orgánica volumétrica

DBO 5 t.- Demanda bioquímica de oxígeno total al quinto día

DBO.- Demanda bioquímica de oxígeno

DBO5 s.- Demanda bioquímica de oxígeno soluble al quinto día

DQO.- Demanda química de oxígeno

DQOs.- Demanda química de oxígeno soluble

DQOt.- Demanda química de oxígeno total

DTO.- Demanda total de oxígeno

e.- Efluente

F/M.- Relación alimento: microorganismos

GyA.- Grasas y aceites

H₂O.- Agua

HH.- Huevos del Helmintos

i.- influente

IVL.- Índice volumétrico de lodos

K_d.- Coeficiente de degradación endógeno

K_s.- Constante de saturación de sustrato

N asim.- Nitrógeno asimilado

NH₃.- Amoníaco

NH₄⁺.- Amonio

NO₂⁻.- Nitritos

NO₃⁻.- Nitratos

Norg.- Nitrógeno orgánico

NT.- Nitrógeno total

NTK.- Nitrógeno total kjeldhal

OD.- Oxígeno disuelto

OUR.- Tasa de consumo de oxígeno

PT.- Fósforo total

PTAR.- Plantas de tratamiento de aguas residuales

Px.- Producción de lodo diario

PxN.- Producción de biomasa autótrofa

Pxv.- Producción de biomasa heterótrofa

Qe.- Flujo de salida o efluente

Qi.- Flujo de entrada o influente

Qp.- Flujo de purga o caudal de desecho de lodos

Qr.- Flujo de recirculación o caudal de recirculación

R.- Reactor biológico

Rem.- Remoción

S.- Sedimentador secundario

Se.- Concentración de sustrato en el efluente

Si.- Concentración de sustrato en el influente

SOUR.- Tasa de utilización específica de oxígeno

SSTLM.- Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado

SSVe.- Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente

SSVLM.- Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado

SSVp.- Concentración de sólidos suspendidos en el desecho de lodos

TRH.- Tiempo de residencia hidráulico

TRS.- Tiempo de retención de sólidos

U.- Velocidad específica de consumo de sustrato

U_{max}.- Velocidad máxima de consumo de sustrato

V_r.- Volumen de líquido en el tanque de aireación

V_s.- Velocidad de sedimentación

Y.- Coeficiente de producción celular o de lodo

Y_{observado}.- Coeficiente de crecimiento

μ.- Velocidad específica de crecimiento de biomasa

ȳ.- Síntesis de células nuevas

Resumen

Los problemas derivados de la acumulación de contaminantes en las aguas residuales hacen necesario la implementación de tecnologías y métodos de tratamiento adecuados, basadas principalmente en procesos biológicos que aseguren la calidad requerida del agua tratada para su disposición de acuerdo a la normatividad vigente en cada país. En este estudio se evaluó el efecto de la aplicación de altas cargas orgánicas en sistemas de lodos activados para el tratamiento de aguas residuales municipales y se definieron las mejores condiciones de operación para lograr la calidad requerida del efluente para su reutilización en riego agrícola de acuerdo con la normatividad vigente en México, así como bajas concentraciones de nitratos en el efluente para evitar su infiltración al acuífero.

El sistema experimental estuvo integrado de tres reactores rectangulares aerobios elaborados de acero inoxidable con un volumen útil de 33.6 L, en los cuales se instalaron difusores de aire de burbuja fina para suministrar oxígeno y lograr el mezclado de la biomasa en los reactores. Cada reactor contó con sus respectivo sedimentador en forma de una pirámide invertida con un volumen total de 32 L. Los reactores fueron alimentados con el agua residual de origen municipal de la ciudad de México. Estos fueron operados con diferentes tiempos de residencia hidráulica (TRH) para el reactor R1 con TRH=2h, R2 con TRH=3h y R3 con TRH=4h. Para mantener la concentración de la biomasa (alrededor de 1,000 mg L⁻¹ de SSVLM) en el reactor se realizó una recirculación de la biomasa del fondo del sedimentador secundario al reactor biológico ($Q_r/Q=1$). Mediante la purga de lodos se mantuvo un tiempo de retención de sólidos (TRS) en el intervalo de 1.5 a 4.0 d. Con el fin de evaluar el efecto de la aireación y por consiguiente la concentración de oxígeno disuelto (OD) en el reactor sobre la remoción de materia orgánica, transformaciones de nitrógeno y en la sedimentabilidad del la biomasa se varió la concentración de OD en un intervalo de 2.0 a 5.9 mg L⁻¹.

Los resultados demostraron la eficiencia del sistema de lodos activados, para la remoción de materia orgánica medida como demanda bioquímica de oxígeno (DBO) obteniéndose porcentajes de remoción de 66-78%, con cargas orgánicas de 1.35-4.28 kg SSVLM-1d⁻¹, TRH de 2-4 h y una OD de 2.0 mg L⁻¹. Observando que el porcentaje de remoción de DBO aumenta a medida que se incrementan los tiempos de residencia hidráulica del sistema y disminuye con el incremento de la carga orgánica y con la disminución de la concentración OD en el reactor biológico. De la misma forma se definieron las condiciones óptimas de diseño y operación del sistema para obtener las concentraciones más bajas de nitratos en el efluente de 0.1 a 1.3 mg L⁻¹, con un TRH=2 a 4 h, TRS de 1.5-4 d, carga orgánica másica (F/M) de 2 a 1 kg DBO kg SSVLM-1 d⁻¹, y con una concentración de OD de 3.2 mg L⁻¹ a estas condiciones se evaluó también la remoción de algunos contaminantes como son: Fósforo total (PT), grasas y aceites (GyA) y coliformes fecales (CF) obteniendo una buena calidad del efluente para uso en riego agrícola de acuerdo con la NOM-001-SEMARNAT-1996. Con base a los resultados se estableció que el empleo de un sistema de lodos activados a alta carga orgánica y con las condiciones de operación estudiadas en esta investigación es eficiente para la eliminación de

materia orgánica y obtener bajas concentraciones de nitratos en el efluente. Sin embargo con respecto a la sedimentabilidad de lodo en el sistema referida al índice volumétrico de lodos (IVL) para altas cargas orgánicas de 4.2 kg DBO kg SSVLM-1 d-1, con un OD= 2.0 mg L-1, TRH= 2 h y con un TRS= 1.5 d, a estas condiciones la calidad de sedimentabilidad del lodos es baja, debido a la pérdida de sólidos por el efluente, presentándose durante toda la experimentación el problema de lodos abultados. Los reactores fueron operados durante 87 días.

Summary

The problems resulting from the accumulation of contaminants in wastewater necessitate the implementation of technologies and appropriate treatment methods, mainly based on biological processes that ensure the required quality of treated water for disposal according to regulations in each country. This study evaluated the effect of application of discharges organic loads in activated sludge systems for treatment of municipal wastewater and defined the best operating conditions to achieve the required quality of effluent for reuse in agriculture irrigation according to the current regulations in Mexico, as well as low concentrations of nitrates in the effluent to prevent infiltration to the aquifer. The experimental system consisted of three rectangular aerobic reactors made of stainless steel with a useful volume of 33.6 L, which were installed air diffusers for fine bubble oxygen supply and achieve the mixing of biomass in the reactors. Each reactor counted with their respective clarifier in the form of an inverted pyramid with a total volume of 32 L. The reactors were fed with wastewater from municipal origin of the city of Mexico. These were operated at different hydraulic residence times (HRT) for the reactor R1 with HTR=2h, R2 with HTR HTR =3h and R3 with HTR =4h. To maintain the concentration of biomass (about 1,000 mg L⁻¹ of SSVLM) in the reactor there was realized a recirculation of the biomass of the bottom of the secondary clarifier to the biological reactor ($Q_r/Q=1$). By means of the purge of sludge one supported a time of retention of solid (TRS) in the interval from 1.5 to 4.0 d. In order to evaluate the effect of aeration and therefore the concentration of dissolved oxygen (DO) in the reactor on the removal of organic matter, transformations of nitrogen and in the settleability of the biomass concentration was varied in a range of DO 2.0 to 5.9 mg L⁻¹.

The results showed the efficiency of activated sludge for removal of organic matter measured as biochemical oxygen demand (BOD) removal rates being obtained in 66-78%, with organic loads (of 1.35-4.28 kg⁻¹SSVLM d⁻¹, TRH of 2-4 h and an DO of 2.0 mg L⁻¹. Noting that the BOD removal rate increases with increase hydraulic residence times of the system and decreases with increasing organic load and the decrease of DO concentration in the biological reactor. In the same way we defined the optimal conditions of design and operation of the system for the lower concentrations of nitrate in the effluent from 0.1 to 1.3 mg L⁻¹, with a TRH = 2 to 4 h, TRS of 1.5-4 d, (F / M) ratio of 2 to 1 kg BOD kg⁻¹ SSVLM d⁻¹, and a DO concentration of 3.2 mg L⁻¹ to these conditions is also the removal of some pollutants such as: total phosphorus (TP), fats and oils (G y A) and fecal coliforms (FC) obtaining a good quality effluent for agriculture irrigation use in accordance with NOM-001-SEMARNAT-1996. Based on the results established that the use of an activated sludge system at high organic loading and operating conditions studied in this research is efficient for the removal of organic matter and get low nitrate concentrations in the effluent. However with respect to the settleability of sludge in the system referred to the sludge volumetric index (SVI) for high organic load of 4.2 kg BOD kg⁻¹ SSVLM d⁻¹, with an OD = 2.0 mg L⁻¹, HRT = 2 h with a TRS = 1.5 d, a quality such

conditions settleability of sludge is low due to loss of solids by the effluent, appearing throughout the experimentation the problem of bulking. The reactors were operated for 87 days.

CAPÍTULO 1

Introducción

El 59% del consumo total de agua en los países desarrollados se destina a uso industrial, el 30% a consumo agrícola y un 11% a gasto doméstico (NU, 2003). En 2025, el consumo de agua destinada a uso industrial alcanzará los 1,170 km³ / año, cifra que en 1995 se situaba en 752 km³ / año. El sector productor no sólo es el que más agua consume, también es el que más contamina. Más de un 80% de los desechos peligrosos del mundo se producen en los países industrializados, mientras que en las naciones en vías de desarrollo un 70% de los residuos que se generan en las fábricas se vierten al agua sin ningún tipo de tratamiento previo, contaminando así los recursos hídricos disponibles.

Estos datos aportan una idea de la importancia que tiene el tratamiento y la reutilización de aguas residuales. Se necesita incrementar la infraestructura en tratamiento de aguas residuales para disminuir la contaminación y hacer posible el aprovechamiento del agua residual tratada para diferentes fines. Los tratamientos biológicos constituyen una importante alternativa de tratamiento de aguas residuales. Su aplicación está basada en el aprovechamiento de la capacidad de los microorganismos para eliminar por asimilación y descomposición la materia orgánica biodegradable presente en las aguas residuales. Los procesos se llevan a cabo en reactores biológicos.

El proceso más utilizado para el tratamiento de aguas residuales en nuestro país es el de lodos activados. En el año 2008, de las 1833 plantas en operación en el país, las cuales trataron 83.6 m³/s, el 46.19 % (38.61 m³/s) funcionan por medio del proceso de lodos activados (CONAGUA, 2010).

Los objetivos del tratamiento biológico aplicado al agua residual, son: transformar materia biodegradable disuelta y particulada en productos finales (CO₂, H₂O, lodos de desecho), remover sólidos suspendidos y coloidales, principalmente la biomasa encargada de degradar la materia orgánica, transformar o remover nutrientes, principalmente nitrógeno y fósforo, y en algunos casos remover trazas de compuestos orgánicos específicos (Metcalf y Eddy, 2003).

Para el tratamiento de las aguas residuales de la Ciudad de México se implementará un sistema de lodos activados con un tiempo de residencia hidráulica (TRH) bajo y con altas cargas orgánicas, por consiguiente bajo tiempo de retención de sólidos (TRS). Este sistema tiene como principal objetivo la remoción de la materia orgánica disuelta. El nitrógeno amoniacal y orgánico no se remueven significativamente en este tipo de sistemas de tratamiento (González *et al.*, 2002) y de esta manera se pueden aprovechar por las plantas en el riego agrícola, ya que este es el destino de las aguas residuales generadas en la Ciudad. Dependiendo del tiempo de retención celular, las características

del agua, la disponibilidad de oxígeno y de la temperatura, parte del NTK se puede transformar a nitritos y nitratos. La presencia de nitratos en altas concentraciones no es deseable en el agua tratada cuando ésta se utiliza en riego agrícola ya que existe el peligro de contaminación de los acuíferos por la infiltración.

La nitrificación en los sistemas de lodos activados operados con TRH de 2-4 horas y tiempos de retención de sólidos alrededor de 3.5 días puede presentar tasas de nitrificación variables dependiendo de las características del agua residual. Es por esto que como objetivo específico de este estudio se propuso determinar con mayor precisión las transformaciones de nitrógeno en estas condiciones de operación del sistema de lodos activados.

1.1. Objetivos

1.1.1. Objetivo general

- Evaluar el efecto de la aplicación de altas cargas orgánicas en sistemas de lodos activados sobre la remoción de la materia orgánica en aguas residuales municipales.

1.1.2. Objetivos específicos:

- Analizar la capacidad de sedimentación de la biomasa y su relación con la carga orgánica mediante la determinación del índice volumétrico de lodos (IVL).
- Analizar las transformaciones del nitrógeno en el sistema y su relación con la carga orgánica y el tiempo de retención de sólidos (TRS). Definir las mejores condiciones de operación del proceso de lodos activados para obtener bajas concentraciones de nitratos en el efluente.
- Analizar el efecto de la aireación y de la concentración de oxígeno disuelto (OD) sobre la remoción de materia orgánica, y sobre las transformaciones del nitrógeno en el sistema.

1.2. Alcance de la tesis

- El estudio se realizará en tres reactores experimentales de 33.6 L de volumen, cada uno con su sedimentador secundario.
- Como agua residual modelo se usará agua del Emisor Central de la Ciudad de México.
- Durante el estudio se aplicarán TRH de 2, 3 y 4 h en los reactores biológicos R1, R2 y R3 respectivamente.
- La operación de los reactores abarca períodos de lluvia y estiaje en la Ciudad de México.

CAPÍTULO 2

Marco Teórico

2.1 El agua residual municipal y sus efectos sobre las aguas receptoras

Un agua residual puede definirse como un residuo líquido recogido mediante la red de alcantarillado para su envío a una planta depuradora (Mujeriego, 1990). El tipo y la cantidad de agua residual afluente a una estación depuradora reflejan la naturaleza del área a la que sirve, el uso que se le ha dado y las condiciones del medio de conducción. El factor que más influye en el proceso de depuración del agua residual es sin duda, su composición. La procedencia de un agua residual es un aspecto determinante de gran parte de sus características físicas, químicas y biológicas. La tabla 2.1 resume los principales contaminantes que se pueden encontrar en un agua residual y sus principales efectos sobre el cuerpo receptor.

Tabla 2. 1 Contaminantes presentes en un agua residual y sus posibles efectos sobre las aguas receptoras (Dewisme, 1997; Matia *et. al.*, 1999).

Contaminantes del agua	Impactos más significativos
Materia en suspensión	Aumento de la turbidez del agua (alteración de la fotosíntesis y reducción de la producción de oxígeno). Sedimentación, obstruyendo y cubriendo el lecho de los ríos.
Compuestos inorgánicos	Ecotoxicidad de algunos compuestos, como las sales de metales pesados. Reacciones con sustancias disueltas en el agua pasando a formar compuestos peligrosos.
Conductividad	Concentraciones elevadas de sales impiden la supervivencia de diversas especies vegetales y animales.
Nutrientes	Crecimiento anormal de algas y bacterias. Eutrofización del agua.
Materia orgánica	Su descomposición puede provocar la disminución de la concentración del oxígeno disuelto en el agua hasta alcanzar condiciones sépticas. Eutrofización del agua. Toxicidad para la vida acuática.
Compuestos orgánicos tóxicos	Disminución de la concentración de oxígeno debido a los procesos de biodegradación. Producción, en el caso de líquidos no miscibles, de una película superficial que impide la aireación del agua.
Organismos patógenos (bacterias, virus y parásitos)	Inutilización del agua para el uso humano. Contaminación de los organismos acuáticos que pueden llegar al hombre con la cadena alimenticia.
Contaminación térmica por descargas de aguas de refrigeración	Enfermedades de transmisión hídrica asociadas a la contaminación microbiológica del agua. Modificación de la solubilidad del oxígeno en el agua. Aceleración del metabolismo de la flora y la fauna acuáticas (Eutrofización). Alteración de los ecosistemas acuáticos.

La gran diversidad de contaminantes en las aguas residuales hace necesario realizar un estudio concreto de caracterización, en especial cuando se desean definir estrategias de tratamiento y de aplicación de tecnologías adecuadas que aseguren el cumplimiento de la normativa de vertidos a cauces receptores vigentes en la zona de estudio.

2.1.1 Sólidos presentes en el agua residual

Los sólidos del agua residual están presentes tanto en forma disuelta como particulada (suspensión). Se distinguen tres tipos de sólidos en el agua: Totales, fijos y volátiles. Los sólidos permiten valorar la concentración y el estado físico de los constituyentes del agua residual. Su concentración permite predecir el mayor o menor grado de depuración que puede obtenerse de acuerdo con la eficiencia de las distintas etapas de tratamiento. La figura 2.1 muestra los distintos tipos de sólidos presentes en una muestra de agua residual municipal.

Las sustancias obtenidas por decantación, filtración o centrifugación de una muestra de agua corresponden a los sólidos suspendidos, mientras que aquellas que no pueden separarse por estos métodos y pasan a través del papel filtro (0.45 μm) se denominan sólidos disueltos. Los sólidos en suspensión constituye la contaminación más fácil de eliminar del agua, siendo la sedimentación el principal mecanismo de eliminación (Mujeriego *et al.*, 1984). Tanto los sólidos disueltos como los particulados están compuestos por materia orgánica e inorgánica. La incineración a 550°C permite diferenciarlos, pues la pérdida de sólidos por incineración representa el contenido orgánico de la muestra, mientras que las cenizas residuales presentan el contenido inorgánico o mineral. Los sólidos solubles de un agua residual está compuesta mayoritariamente por materia inorgánica, mientras que los sólidos en suspensión es predominantemente de naturaleza orgánica (Horan, 1993).

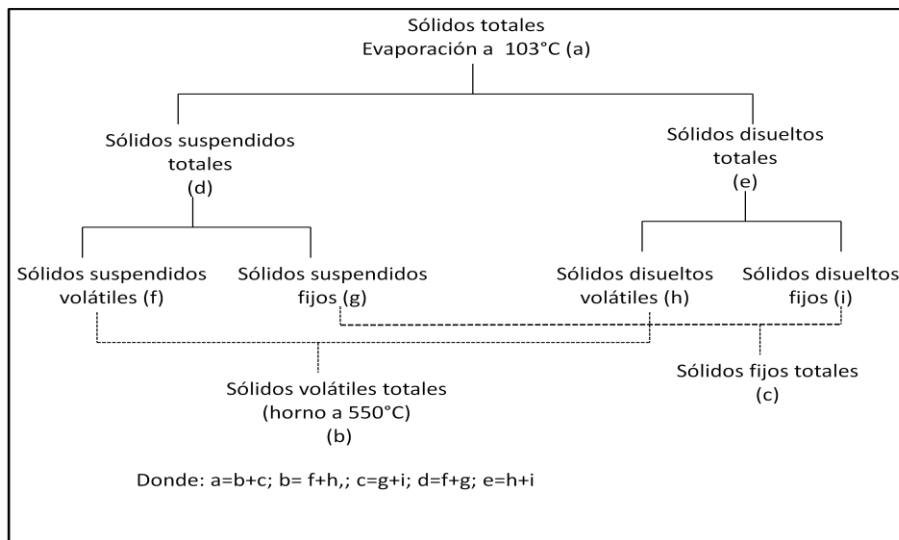


Figura 2. 1 Clasificación de los diferentes tipos de sólidos contenidos en el agua residual (adaptado de Droste, 1997).

2.1.2 Compuestos orgánicos del agua residual

La materia orgánica está constituida por una fracción particulada y una fracción disuelta. La determinación de la materia volátil ofrece una estimación del contenido de materia orgánica de un agua residual. Sin embargo, para obtener una información más precisa es necesario usar otras técnicas analíticas, como por ejemplo la de determinar el oxígeno requerido para oxidar completamente la materia orgánica a CO_2 , H_2O y NH_3 .

Los compuestos orgánicos del agua residual tienen al menos un átomo de carbono en su estructura, por lo que también se les conoce como compuestos carbonosos. Estos átomos pueden ser oxidados tanto química como biológicamente, para producir dióxido de carbono (CO_2). El parámetro para la determinación de la materia orgánica mediante su oxidación biológica se denomina demanda bioquímica de oxígeno (DBO); mientras que el parámetro basado en una oxidación química se denomina demanda química de oxígeno (DQO) o demanda total de oxígeno (DTO), dependiendo del agente químico empleando y de la naturaleza de las condiciones de oxidación (Horan, 1993).

La materia orgánica es esencial para analizar el desempeño de los procesos de tratamiento así como los efectos que tienen en los cuerpos receptores de agua. Para su caracterización se pueden emplear los siguientes parámetros:

Demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5), se define como la cantidad de oxígeno requerida para la respiración de los microorganismos responsables de la oxidación de la materia orgánica a través de su actividad metabólica en un medio aerobio (Metcalf y Eddy, 1998).

La demanda química de oxígeno (DQO), se define como la cantidad de oxígeno que se requiere para que se oxiden químicamente los componentes tanto orgánicos como inorgánicos presentes en el agua, mediante el uso de oxidante fuerte como el dicromato de potasio (Metcalf y Eddy, 1998). La DQO es ampliamente utilizada para medir la carga contaminante en el agua residual; ya que permite evaluar la cantidad de oxígeno total requerido para la oxidación de la materia orgánica en CO_2 y agua sin tener en cuenta la asimilación biológica.

La DQO se basa en el hecho de que todos los compuestos orgánicos (con pocas excepciones) se pueden oxidar por la acción de un agente oxidante. Una de las limitaciones de la DQO es que no hace diferenciación entre materia orgánica oxidable biológicamente y la inerte a la oxidación biológica. Sin embargo su mayor ventaja es el corto tiempo de análisis, mientras que la DBO tarda días, la DQO puede hacerse en 3 horas (Bermeo, 2005).

El carbono orgánico total (COT) indica la cantidad de materia orgánica global que está presente en el agua residual luego de analizar la cantidad de CO_2 que se desprende en la combustión de dicha materia orgánica. Puede utilizarse como indicador del grado de contaminación del agua en un agua residual. En los métodos para la determinación del COT se emplea oxígeno y calor, radiación ultravioleta, oxidantes químicos o alguna combinación de ellos, con el propósito de convertir el

carbono orgánico en dióxido de carbono, el cual es medido con un analizador infrarrojo (Metcalf y Eddy, 1998). Una caracterización detallada del agua residual es ahora indispensable para la modelación y el diseño de los procesos biológicos de tratamiento del agua residual.

De acuerdo con Orhon *et al* (1997), a partir de la caracterización detallada de las aguas residuales municipales se puede conseguir:

1. La selección y diseño de tecnologías de tratamiento más apropiadas.
2. La optimización de los procesos de eliminación biológica de nutrientes.
3. La evaluación de la eliminación de diferentes componentes del agua residual por procesos físicos, químicos o biológicos.
4. Un mejor modelado matemático de los procesos biológicos de tratamiento. Por ejemplo, los modelos biológicos establecidos por la International Water Association (IWA) requiere de datos de diferentes fracciones de la DQO, definidas por su carácter soluble o particulado, y por su velocidad de biodegradación rápida, lenta o nula.
5. La determinación de constantes cinéticas de carácter específico.

2.1.3. Compuestos inorgánicos del agua residual

Los compuestos inorgánicos capaces de presentar una amenaza seria de contaminación son relativamente pocos (metales pesados, cianuros y sulfuros). Son el nitrógeno y el fósforo otros compuestos inorgánicos importantes para el control de la calidad de las aguas. La mayor parte del nitrógeno y del fósforo total del agua residual municipal se encuentra en sus formas solubles (nitratos, amonio, polifosfatos y ortofosfatos).

El nitrógeno y el fósforo presentes en los cuerpos de agua provienen de diferentes fuentes, como por ejemplo los fertilizantes artificiales y los desechos ganaderos aplicados en la agricultura, los efluentes industriales, y en particular los efluentes de los sistemas de tratamiento de las aguas residuales. El nitrógeno en los influentes a las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) proviene principalmente de las conversiones metabólicas de los compuestos derivados de los excrementos (urea y proteínas), mientras que el 50% o más del fosforo procede de los detergentes sintéticos (Horan, 1993). El nitrógeno y fósforo son nutrientes esenciales para el crecimiento biológico. El fósforo se asimila en forma de fosfatos, mientras que el nitrógeno puede ser asimilado tanto en forma de amoniaco como de nitrato, según el organismo que se trate (Winkler, 1998). Los organismos que se ocupan de la purificación de las corrientes de agua forman un sistema ecológicamente equilibrado. La descomposición de la materia orgánica produce anhídrido carbónico y consume oxígeno, mientras que el crecimiento de los organismos fotosintéticos utiliza el anhídrido carbónico y produce oxígeno (Winkler, 1998).

Posiblemente, la consecuencia más relevante de la contaminación por parte de estos compuestos sea su capacidad de promover el crecimiento algal. La presencia de nitrógeno y de fósforo en un agua

propicia normalmente su eutrofización y una proliferación de algas indeseable. La eliminación del nitrógeno y del fósforo de un agua residual o la conversión del amoníaco a nitratos reduce el efecto adverso de su vertido a cuerpos de aguas (Neethling, 1995). Sin embargo, la actividad agrícola demanda agua residual tratada por la necesidad de un abastecimiento regular que compense la escasez del recurso, por causa de la estacionalidad o la distribución irregular de la oferta de otras fuentes de agua a lo largo del año (Lara y Hernández, 2003); adicionalmente, el uso de aguas residuales tratadas presenta beneficios asociados al mejoramiento de la fertilidad de los suelos agrícolas por el aporte de materia orgánica, macronutrientes como el nitrógeno y fósforo, permitiendo reducir, y en algunos casos eliminar, la necesidad del uso de fertilizantes químicos y trayendo beneficios económicos al sector (Medeiros *et al.*, 2005).

2.1.3 Caracterización de los componentes microbianos del agua residual

Las aguas residuales contienen una gran variedad de microorganismos: Virus, bacterias, hongos, protozoos y nematodos. Se estima que hay alrededor de 5 millones de especies de microorganismos en el medio ambiente, de los cuales menos del 5% han sido catalogadas, de los cuales 3,500 son bacterias, 90,000 son hongos, 100,000 son protistas y 4,000 son virus (Cloete, 1997). Los microorganismos transforman los compuestos orgánicos, contribuyendo a la depuración de los desechos en ambientes acuáticos y terrestres.

Los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales se basan en la interacción y el metabolismo de los microorganismos. Estos procesos dependen de la capacidad de la comunidad microbiana para utilizar los compuestos del agua. No existe un único organismo capaz de utilizar los compuestos orgánicos presentes en las aguas residuales; por tanto, un proceso biológico constituye un ecosistema diverso que se alimenta directamente del agua cruda que entra en el sistema y que depende de la disponibilidad de O₂, del pH y de las condiciones de mezcla.

El proceso biológico de lodos activados está constituido por bacterias, protozoos, hongos, algas y organismos filamentosos. Los hongos y las algas generalmente no tienen una gran importancia dentro del proceso, mientras que los protozoos, los organismos filamentosos y las bacterias participan activamente en el tratamiento biológico del agua residual (Muyima *et al.*, 1997). Cada una de estas poblaciones desempeña un papel determinado en el proceso y en conjunto forman la comunidad biológica característica de los lodos activados.

Las bacterias constituyen la mayor parte de biomasa del proceso siendo, por tanto, el grupo dominante dentro de la comunidad biótica de los lodos activados. Su pequeño tamaño y su elevada relación superficie/volumen favorecen el intercambio de nutrientes y catabolitos con el medio que los rodea. Las bacterias predominantes son saprofitas, responsables de degradación y mineralización de los compuestos orgánicos, y pertenecen en su mayoría a géneros aerobios gramnegativos; también las hay quimilitótrofas, capaces de oxidar el amoníaco y los nitritos (Fernández-Galiano *et al.*, 1996). La presencia de ciertas bacterias puede tener efectos desfavorables sobre los lodos activados. El

desarrollo incontrolado de muchas bacterias de tipo filamentoso impide una sedimentación eficaz de los lodos y produce el fenómeno de *bulking* o lodos abultados. Los hongos también son eficaces para la eliminación de la materia orgánica de las aguas residuales. No obstante, estos microorganismos son poco abundantes en los lodos activados, a no ser que se inhiba el crecimiento bacteriano. En general, la aparición de los hongos suele estar asociada a efluentes con gran cantidad de vertidos industriales (Fernández-Galiano *et al.*, 1996). Los nematodos que aparecen en los lodos activados son en su mayor parte depredadores de bacterias dispersas y protozoos, pero también se encuentran formas saprozoicas capaces de alimentarse de la materia orgánica en descomposición del agua residual. Su papel dentro de los lodos activados no es significativo, aunque guarda relación con el tiempo de retención de sólidos (TRS) o edad del lodo en el tratamiento biológico. Los rotíferos eliminan bacterias dispersas y protozoos, y contribuyen a la formación del flóculo por la secreción de mucus. Se les considera indicadores de un buen funcionamiento del proceso de depuración, siempre y cuando no alcancen densidades excesivas. Una gran concentración de rotíferos indica un elevado tiempo de retención de sólidos (Fernández-Galiano *et al.*, 1996).

2.2 Principios del tratamiento biológico, clasificación de los sistemas y parámetros de operación

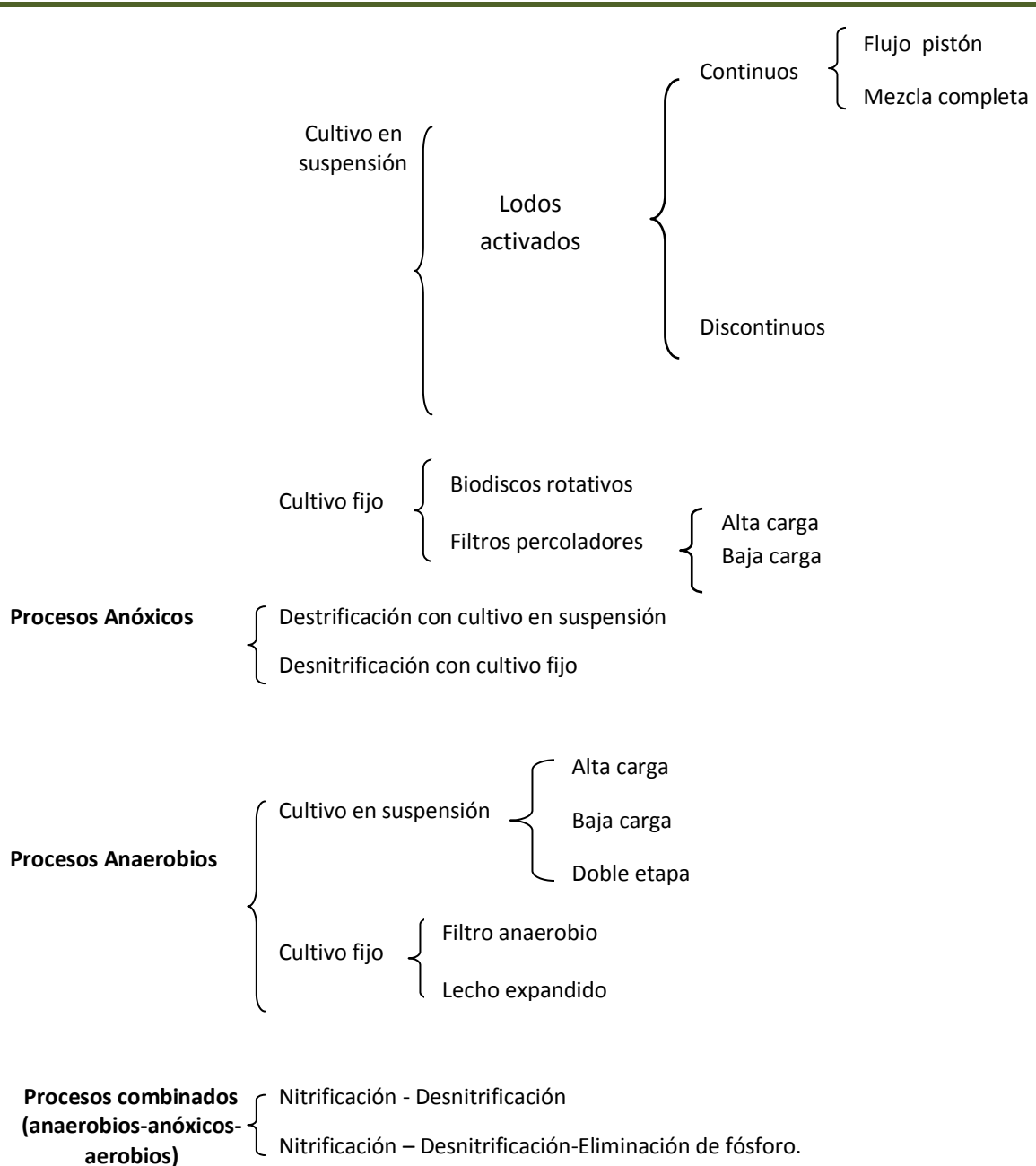
El principio del tratamiento biológico de las aguas es el mismo que en el de purificación espontánea en aguas naturales. Se realiza en reactores diseñados especialmente para mantener los microorganismos bajo condiciones controladas, acelerando el proceso natural de descomposición y neutralización de los residuos, antes de que las aguas sean finalmente vertidas a los cuerpos de aguas receptores. En el proceso participan distintas reacciones microbiológicas para eliminar o transformar diferentes tipos de materia orgánica, nutrientes y muchos otros elementos químicos tales como el sulfuro y los metales. Estas reacciones pueden ser realizadas bajo condiciones aerobias (presencia de oxígeno disuelto), anóxicas (ausencia de oxígeno disuelto, presencia de nitratos) o anaerobias (ausencia de OD y nitratos), dependiendo de la vía de degradación empleada. Con un control adecuado de las condiciones ambientales (presencia o ausencia de oxígeno, pH óptimo, temperatura y mezcla) es posible conseguir el desarrollo de una biomasa capaz de depurar el agua residual hasta alcanzar el grado del tratamiento deseado. El proceso de lodos activados ha sido desarrollado principalmente para la eliminación de materia orgánica y de nutrientes (nitrógeno y fósforo). Los microorganismos convierten la materia orgánica y los nutrientes en compuestos más simple como dióxido de carbono y agua, así como nueva biomasa.

El objetivo del tratamiento biológico para aguas residuales domésticas es:

- ✓ Transformar u oxidar materia biodegradable disuelta y particulada, en productos finales como agua (H₂O), dióxido de carbono (CO₂), y lodos de desecho entre otros.
- ✓ Capturar e incorporar sólidos suspendidos y coloides no sedimentables en un floc biológico.
- ✓ Transformar o remover nutrientes, principalmente nitrógeno y fósforo.
- ✓ Remover trazas de compuesto orgánicos específicos (Metcalf y Eddy, 2003)

Los principales tratamientos biológicos utilizados en el tratamiento de un agua residual se resumen en la siguiente Tabla 2.2.

Tabla 2. 2 Principales procesos biológicos empleados en la depuración del agua residual (Metcalf y Eddy, 1995).



Aunque se han desarrollado diferentes tipos de procesos biológicos, los más empleados en el tratamiento de aguas residuales municipales son el proceso de lodos activados y la tecnología de biomasa inmovilizada sobre un soporte.

Existen diferentes modificaciones del proceso de lodos activados cuyos parámetros de operación y diseño se resumen en la Tabla 2.3. Estas combinaciones de los parámetros claves de operación en el tratamiento biológico para aguas residuales permiten obtener diferentes grados y tasas de tratamiento. En el subtema 2.2.1.1 se describe brevemente algunas de las modificaciones del sistema de lodos activados.

Tabla 2. 3 Resumen de la operación de diferentes tipos de procesos biológicos de lodos activados utilizando diferentes parámetros de diseño (Metcalf y Eddy, 2003).

Proceso	Tipo de reactor	TRS, d	F/M, kg DBO kg ⁻¹ SSVLM.d ⁻¹	Carga orgánica volumétrica, kg DBO m ⁻³ .d ⁻¹	SSTLM, mg L ⁻¹	TRH, h	Qr/Q
Aeración de alta tasa	Flujo pistón	0.5-2	1.5-2.0	1.2-2.4	200-1,000	1.5-3	1.00-1.50
Estabilización por contacto	Flujo pistón	5-10	0.2-0.6	1.0-1.3	1,000-3,000 6,000-10,000	0.5-1 2-4	0.50-1.50
Oxígeno de alta pureza	Flujo pistón	1-4	0.5-1.0	1.3-3.2	2,000-5,000	1-3	0.25-0.50
Convencional de flujo pistón	Flujo pistón	3-15	0.2-0.4	0.3-0.7	1,000-3,000	4-8	0.25-0.75
Alimentación escalonada	Flujo pistón	3-15	0.2-0.4	0.7-1.0	1,500-4,000	3-5	0.25-0.75
Mezcla completa	Mezcla completa	3-15	0.2-0.6	0.3-1.6	1,500-4,000	3-5	0.25-1.00
Aireación extendida	Flujo pistón	20-40	0.04	0.1-0.3	2,000-5,000	20-30	0.50-1.50
Zanja de oxidación	Flujo pistón	15-30	0.10	0.1-0.3	3,000-5,000	15-30	0.75-1.50

2.2.1 Procesos de lodos activados

El proceso de lodos activados es el más habitual en el tratamiento de las aguas residuales. Fue desarrollado en Inglaterra en 1914 por Arden y Lockett, quienes realizaron experimentos con cultivo biológico en suspensión en un tanque aireado e introdujeron la idea de recircular biomasa suspendida formada durante la aireación. Esta suspensión fue llamada lodos activados y correspondía a la biomasa activa responsable del proceso de depuración.

El sistema básico de lodos activados ha experimentado notables variaciones a lo largo de los años a fin de adaptarse a los distintos requerimientos del tratamiento. Los primeros reactores de lodos activados fueron operados en régimen discontinuo, como una unidad de llenado-vaciado. Sin embargo, la necesidad de tratar grandes caudales de aguas residuales y los problemas de control de

estas unidades (obstrucción de los difusores de aireación durante la sedimentación, operación manual del ciclo cuando no se disponía de automatización), obligaron rápidamente a su transformación en reactores de flujo continuo (Droste, 1997).

La diferencia entre un reactor de flujo continuo y uno de flujo discontinuo (llenado-vaciado) es que el funcionamiento del primero obedece a una secuencia espacial, mientras que el segundo sigue una secuencia temporal. Es decir un tratamiento de tipo continuo consta de diferentes depósitos, cada uno con características particulares, por los que fluye el agua y en los cuales tiene lugar una fase determinada del tratamiento.

El volumen de cada zona determina el tiempo medio en que el agua estará sometida a unas condiciones ambientales determinadas. Por otro lado, el agua de un reactor de flujo discontinuo permanecerá todo el tiempo en el mismo tanque y las diferentes fases del tratamiento se suceden en el tiempo, en función de los objetivos de depuración que se desean conseguir (Barajas, 2002).

Un proceso de lodos activados de flujo continuo consta de diferentes etapas, cada una de las cuales efectúa una fase determinada del tratamiento. En un proceso de eliminación biológica de nutrientes, ciertas bacterias del líquido de mezcla asimilan materia orgánica a la vez que liberan fosfatos bajo condiciones anaerobias. Bajo condiciones anóxicas (ausencia de oxígeno disuelto pero en presencia de nitratos) o aerobios, la materia orgánica es utilizada por las bacterias para su crecimiento y la asimilación de fósforo.

La eliminación biológica del nitrógeno se consigue por dos procesos sucesivos, la nitrificación y la desnitrificación. En la nitrificación, el amoníaco es oxidado a nitritos y nitratos bajo condiciones aerobias. Durante la desnitrificación y bajo condiciones anóxicas, los nitratos y los nitritos son utilizados por bacterias heterótrofas facultativas como aceptores finales de electrones para la respiración celular; como resultado de ello se produce nitrógeno gas que escapa a la atmósfera, así como consumo de carbono orgánico biodegradable (Aravinthan *et al.*, 2000; Drysdale *et al.*, 2000). Para permitir la desnitrificación y establecer una población de bacterias capaz de realizar la eliminación biológica de fósforo el agua residual influente debe contener suficiente carbono orgánico (Brinch *et al.*, 1994).

La Figura 2.2 muestra la configuración básica del sistema de tratamiento de lodos activados. Normalmente consta de un reactor donde se mantiene en suspensión un cultivo microbiano capaz de asimilar la materia orgánica presente en el agua residual a depurar.

El proceso requiere de un sistema de aireación y de agitación que suministre el oxígeno requerido por las bacterias encargadas de la depuración, evite la sedimentación de los flóculos en el reactor y permita la homogenización de los lodos activados. Al cabo de un periodo de tiempo determinado, y una vez que la materia orgánica ha sido suficientemente oxidada, el líquido de mezcla se envía a un tanque de sedimentación (decantador secundario) donde se separa el lodo biológico del agua, una parte de la biomasa decantada se recircula al reactor para mantener una concentración de microorganismos adecuada, mientras que el resto del lodo se extrae del sistema para evitar una acumulación excesiva de biomasa y controlar el tiempo medio de estancia celular. Los lodos activados

están constituidos por la biomasa formada y la materia particulada aportada por el agua residual (Winkler, 1998; Lee, 1996).

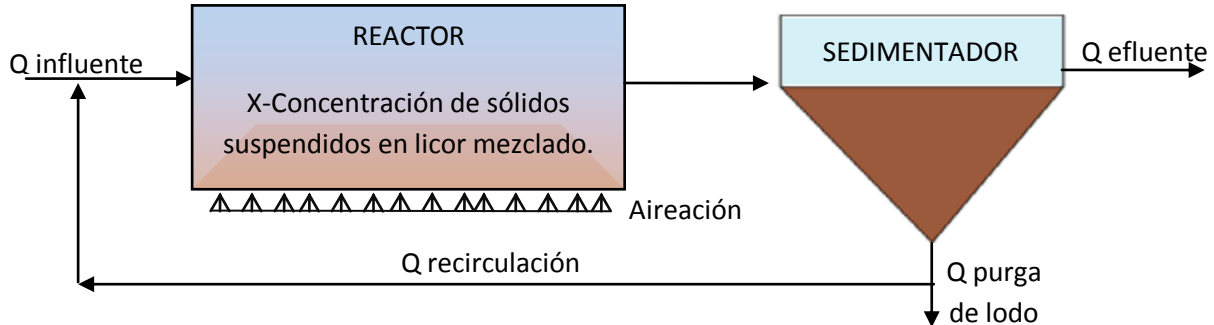


Figura 2. 2 Configuración del sistema de lodos activados

2.2.1.1 Procesos a diferentes niveles de carga

Tratamiento convencional

La carga orgánica en plantas convencionales de lodos activados, se encuentra en un rango de 0.2 a 0.4 kg DBO kg⁻¹SSVLM d⁻¹. La concentración de la biomasa en el reactor es de 1-3 kg SSTLM m⁻³ con una carga volumétrica está entre 0.3 y 0.7 kg DBO m⁻³ d⁻¹, para aguas y residuos industriales fácilmente biodegradables. El tratamiento convencional para aguas residuales domesticas es eficiente en un 90 al 95 % de remoción con respecto a la de DBO (Winkler, 2008).

La producción de los lodos de desecho en una operación convencional es alrededor de 0.5 kg (peso seco) por kg de DBO removida, de una manera que casi la mitad de la DBO se asimila por la biomasa y la otra mitad se mineraliza. Los valores típicos del tiempo de retención de sólidos (TRS) se encuentran dentro de un rango de 3 a 15 días (Winkler, 2008).

El tiempo de residencia hidráulica para el tratamiento convencional de aguas residuales es aproximadamente de 8 horas. De este tiempo solo se necesitan 6 horas para la adecuada remoción de la DBO producida por materias carbonáceas; el tiempo adicional permite que tenga lugar la nitrificación (Winkler, 2008).

El requerimiento de nutrientes para la operación convencional es de 0.03 a 0.06 de nitrógeno y de 0.007 a 0.1 kg de fósforo por kg de DBO, expresado a veces como la relación *DBO:N:P* de 100:6:1. El requerimiento de oxígeno para la operación convencional depende del TRS usado y de la temperatura de operación del sistema. Un valor típico es de 1.1 kg O₂ kg⁻¹DBO para un TRS de 7 días o más a una temperatura entre 10 y 20 °C (Winkler, 2008).

Tratamiento a alta tasa

Un proceso de lodos activados de alta tasa cuando la carga orgánica es muy alta comparada con el resto de las modificaciones del sistema y se hace máximo uso de la fase de crecimiento logarítmico microbiano. Esto tiene dos efectos:

En primer lugar, el fluido tratado tiene un alto contenido de microorganismos aun después de la etapa de sedimentación, de manera que es turbio e inapropiado para la descarga directa en una corriente de agua. Entonces el proceso se puede utilizar solamente como un tratamiento preliminar antes de otra etapa convencional en la que se eliminan los microorganismos y la DBO residual.

En segundo lugar, no puede tener lugar la remoción de demanda de oxígeno en la forma de materia coloidal y en suspensión, por adsorción y aglomeración sobre flóculos microbianos. La remoción de la DBO resulta totalmente del crecimiento microbiano, de manera que una alta proporción del contenido orgánico de los residuos se convierte en nuevas células microbianas, y el requerimiento de oxígeno por masa unitaria de DBO eliminada es proporcionalmente alta. Se necesita una intensa aeración, y el tiempo de retención puede ser tan corto como 15 minutos (Metcalf y Eddy, 2003; Winkler 2008).

En los procesos de tratamiento a alta tasa usan cargas orgánicas varias veces más altas que en el proceso convencional. La carga orgánica puede ser de 1 a 5 kg de DBO $\text{kg}^{-1}\text{SSVLM d}^{-1}$ ó 1.2 a 3.5 kg DBO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$. Los lodos están en una fase positiva de crecimiento, con tiempo de retención de sólidos de solo 0.5 a 2 días. Esto favorecen el desarrollo de microorganismos de más rápido crecimiento, de manera que tienden a ser más floculentos que en el proceso convencional y puede causar problemas en la etapa de separación (Winkler, 2008). La concentración de la biomasa en la etapa de aeración es en general la más baja, lo que combinado con el aumento en la actividad de los lodos, da una tasa alta de remoción de la DBO.

El sistema de aireación usado debe ser, por tanto, capaz de proveer la tasa aumentada de suministro de oxígeno y se recomienda, además, un nivel de tratamiento más para la concentración de oxígeno disuelto. El tiempo de residencia puede ser tan corto como 2 horas, lo que reduce la remoción de la DBO en un 60 a 70% (Winkler, 2008). La tasa de producción de lodos es alta, lo que es de esperar del corto tiempo de residencia de sólidos y alta tasa de producción de desechos y puede ser de 1 kg SSV $\text{kg}^{-1}\text{DBOremovida}$.

El tratamiento de alta tasa se usa como un tratamiento parcial o preliminar antes de descargarlas a una alcantarilla o transferirlas a una etapa de refinación del tratamiento (Metcalf y Eddy, 2003).

Aeración extendida

Los niveles de carga de orgánica son muy bajos, de 0.03 y 0.1 kg DBO $\text{kg}^{-1}\text{SSLM d}^{-1}$, ó 0.1 – 0.3 kg DBO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$. El tiempo de retención de sólidos es muy prolongado, hasta 40 días, de manera que los lodos están dentro de la fase de respiración endógena, donde la descomposición de los lodos excede

el crecimiento de los mismos. El largo tiempo de retención de sólidos y la baja carga orgánica implican una baja actividad de los lodos, y se usan tiempos largos de residencia, de 20 a 30 h, para producir una reducción del 95 % en la DBO de las aguas residuales (Metcalf y Eddy, 2003). La producción de lodos puede ser tan baja como de 0.2 a 0.3 kg SSV kg⁻¹ de DBO eliminada, y como el proceso implica la degradación aeróbica de los sólidos de los lodos, de la masa microbiana y la materia orgánica adsorbida, el requerimiento de oxígeno es casi de 1.25 veces mayor que la DBO aplicada (Metcalf y Eddy, 2003; Winkler, 2008).

Para determinar las características de diseño y operación de un sistema de lodos activados, se requiere conocer la cinética de los microorganismos responsables del proceso de degradación, lo que se resume a continuación.

2.2.2 Mecanismos de la oxidación biológica aerobia

El proceso de degradación de la materia orgánica en las aguas residuales mediante los microorganismos es complejo y difícil. Existen numerosas vías y ciclos. Cuando la materia orgánica presente en el agua residual influente a un sistema de lodos activados sirve como sustrato a las bacterias heterótrofas del líquido de mezcla, la eliminación de la materia orgánica presente en el agua residual que ha entrado en contacto con los lodos activados se produce a través de las siguientes etapas (Rivas Mijares, 1978; Wanner, 1997):

1. Atrapamiento de las partículas en la estructura del flóculo de los lodos activados.
2. Absorción del material coloidal.
3. Biosorción, es decir, eliminación rápida e inicial por absorción y almacenamiento celular de compuestos orgánicos solubles de elevado peso molecular.
4. Asimilación y acumulación intracelular de sustancias fácilmente biodegradables.
5. Autodigestión (respiración endógena) de la biomasa cuando existan limitaciones de sustrato biodegradable.

Las bacterias heterótrofas utilizan la materia orgánica presente en el agua residual como fuente de carbono para la síntesis celular.

En la mayoría de los sistemas de tratamiento biológico los procesos de oxidación, síntesis y respiración endógena tienen lugar

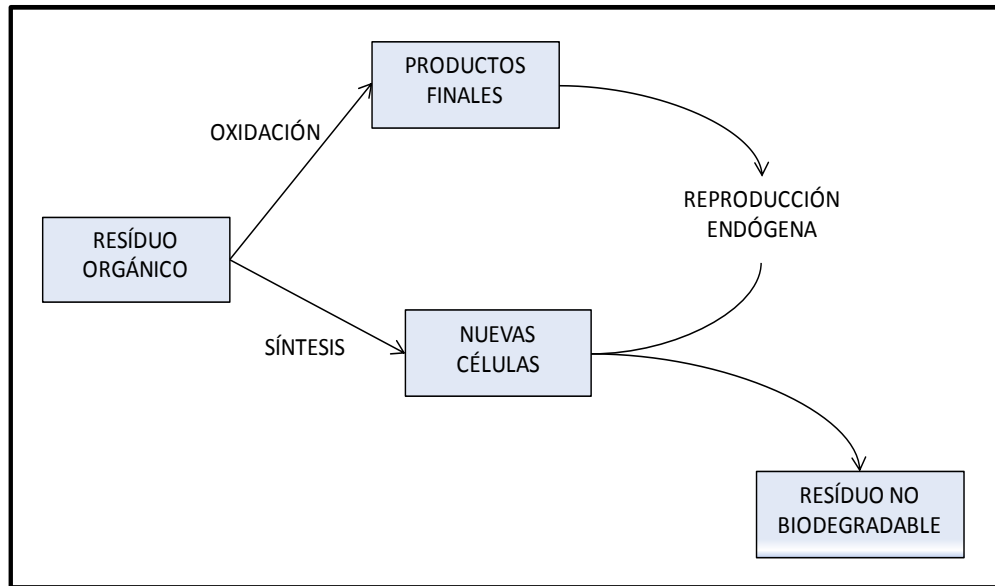


Figura 2. 3 Mecanismo de la oxidación biológica aerobia (Ramalho, 1996).

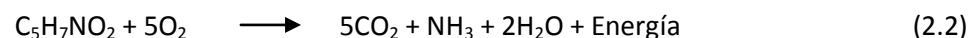
En el reactor biológico aireado ocurren dos procesos fundamentales realizados por microorganismos (Metcalf y Eddy, 2003):

Incremento de la biomasa



Respiración endógena:

A la oxidación de la materia celular con objeto de proporcionar energía suficiente para el mantenimiento y crecimiento de los microorganismos, cuando la fuente externa de materia orgánica (sustrato) ha sido consumida. Una vez consumida la materia orgánica los microorganismos entran en la fase de respiración endógena. Bajo estas condiciones, se oxida la materia celular para satisfacer las necesidades energéticas y de mantenimiento. En consecuencia la cantidad de biomasa se reducirá. Suponiendo como fórmula química de los SSV, $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$, la oxidación celular correspondiente a la respiración endógena viene dada por la ecuación (2.2).



Como se puede observar, La utilización de oxígeno y la degradación de sustrato también ocurren, sin embargo, no son considerados como fundamentales debido a que son el resultado del crecimiento y decaimiento de la biomasa y están acoplados a ellos en la estequiometría bacteriana del sistema (Henze et al., 2000).

En esta ecuación podemos observar una producción de nitrógeno amoniacal y un consumo de oxígeno disuelto en el líquido mezcla.

2.2.3 Fundamentos de la cinética microbiana

En el tratamiento biológico de los lodos activados, el estudio cinético conduce a determinar la velocidad a la cual los microorganismos degradan un residuo orgánico específico, lo que permite el dimensionamiento de los reactores biológicos. La información de velocidad de degradación se consigue realizando ensayos en un reactor batch aireado, que se provee de lodo biológico y se agrega agua residual (Ramalho, 1996). Allí se mide en intervalos de tiempo seleccionados, la concentración de sustrato y la masa de lodo biológico, expresadas como demanda química de oxígeno (DQO) y/o demanda bioquímica de oxígeno (DBO), y sólidos suspendidos volátiles en el licor de mezcla (SSVLM), y/o sólidos suspendidos totales en el licor de mezcla (SSTLM), respectivamente.

El resultado es que a medida que transcurre el tiempo, la concentración de sustrato soluble (materia orgánica) comienza a disminuir, debido, por un lado, a que una parte del sustrato se transforma en células nuevas (aumenta concentración SSVLM), y por otro lado a la oxidación que experimenta. Esto ocurre en la "fase de síntesis," según Ramalho (1996), o fase de "crecimiento exponencial," según Metcalf y Eddy (1995). En ese periodo las bacterias se reproducen a una velocidad determinada por su tiempo de generación y su capacidad de procesar sustrato.

Inmediatamente después de esta etapa, continúa la fase estacionaria, en la que la población microbiana se mantiene constante, debido a que las células han agotado el sustrato necesario para el crecimiento y a que la generación de nuevas células es compensada con la muerte de células viejas.

Transcurrida la etapa anterior, la concentración de biomasa activa disminuye considerablemente, dado que el alimento no es suficiente para mantener la síntesis; los microorganismos entran en la fase de respiración endógena o "fase de muerte exponencial," disminuyendo la concentración de SSVLM (Ramalho, 1996; Metcalf y Eddy, 1995).

Los datos cinéticos obtenidos en el sistema batch, usualmente se comportan de acuerdo a una cinética tipo Michaelis-Menten, que se basa en estudios con cultivo puro, sin embargo, se emplea para determinar la cinética de degradación de sustrato por microorganismos, como es el caso de los procesos de lodos activados (Ramalho, 1996).

La velocidad de consumo de sustrato debido a la degradación aeróbica se expresa por unidad de masa de SSVLM y se denomina “velocidad específica de consumo de sustrato”, U , que será definida más adelante (Ramalho, 1996).

Una representación general de la cinética del consumo de sustrato es la de Monod (Ecuación 2.3). Esta ecuación se reduce al modelo cinético de primer orden cuando se aplica en la zona de bajas concentraciones de sustrato y también representa un modelo cinético de orden cero, cuando se aplica en la zona de altas concentraciones de sustrato. De esta manera, la velocidad específica de consumo de sustrato queda dada por la ecuación siguiente:

$$U = (U_{\max} S_e)(K_s + S_e)^{-1} \quad (2.3)$$

Donde;

U = Velocidad específica de consumo de sustrato, g DBO g⁻¹SSVLM d⁻¹;

U_{\max} = Velocidad específica máxima de consumo de sustrato, g DBO g⁻¹SSVLM d⁻¹;

S_e = Concentración de sustrato, mg DBO L⁻¹;

K_s = Constante de saturación media de sustrato, mg L⁻¹.

A partir de la ecuación anterior puede desarrollarse una ecuación equivalente pero en función de la velocidad específica de crecimiento de la biomasa, μ :

$$\mu = [Y U] - K_d \quad (2.4)$$

Donde;

μ = Velocidad específica de crecimiento de biomasa, g SSVLM producidos g⁻¹SSVLM d⁻¹;

U = Velocidad específica de consumo de sustrato, g DBO consumida g⁻¹SSVLM producidos d⁻¹;

Y = Coeficiente de producción celular o de lodo, g SSVLM producidos g⁻¹DBO consumida;

K_d = Tasa específica de decaimiento celular d⁻¹.

La ecuación anterior representa la velocidad de crecimiento de la cantidad de biomasa, debido básicamente a la producción de nueva masa durante el metabolismo celular; de este parámetro depende la producción de lodo excedente. El coeficiente k_d corresponde a la respiración endógena y

representa la fracción de SSVLM por unidad de tiempo, oxidada durante el proceso de respiración endógena (muerte celular) (Ramalho, 1996).

Los coeficientes k_d y el de producción de lodo, Y , se utilizan para el diseño de las instalaciones de tratamiento y determinan la cantidad del lodo en exceso. La producción de lodo diario, P_x , se puede determinar a través de la siguiente ecuación:

$$P_x = Y_{\text{observado}} Q_{\text{influyente}} (S_i - S_e) \quad (2.5)$$

Donde;

$Y_{\text{observado}}$ = Coeficiente de crecimiento, $\text{g SSV g}^{-1}\text{DBO}$;

$Q_{\text{influyente}}$ = Caudal del influente, L d^{-1} ;

S_i = Concentración sustrato en el influente, g DBO L^{-1} ;

S_e = Concentración sustrato en el efluente, g DBO L^{-1} .

$Y_{\text{observado}}$, se puede definir despejando este término de la ecuación anterior:

$$Y_{\text{observado}} = \frac{P_x}{Q_{\text{influyente}} [S_i - S_e]}; \left(\frac{\text{g SSVLM}}{\text{g DBO}} \right) \quad (2.6)$$

Según la literatura, los valores típicos de $Y_{\text{observado}}$ para aguas domésticas fluctúan entre 0.4 y 0.8 $\text{kg SSV kg}^{-1}\text{DBO}$, siendo un valor representado 0.6 $\text{kg SSV kg}^{-1}\text{DBO}$ (Metcalf y Eddy, 1995).

Se ha determinado que la suma de la fracción del sustrato consumido usada para la síntesis de nuevas células (\bar{Y}) y la fracción del sustrato consumido para el metabolismo energético (a) es aproximadamente igual a 1 (Ramalho, 1996).

$$\bar{Y} + a = 1.0 \quad (2.7)$$

Donde;

a = kg de sustrato consumido utilizado para el metabolismo energético por kg de sustrato total consumido;

\bar{Y} = kg de DQO consumida para el anabolismo (síntesis).

Tasa de utilización específica de oxígeno (SOUR)

La tasa de consumo de oxígeno (OUR, por sus siglas en inglés “oxygen uptake rate”) es un indicador de la actividad de los microorganismos aeróbicos (Ros, 1993; Vanrolleghem *et al.*, 1994). Las medidas respirométricas están basadas en cambios en la concentración de oxígeno disuelto (OD) en un cultivo debido a la respiración aeróbica de los microorganismos presentes cuando son expuestos a cambios en la concentración de sustrato. Permite valorar la calidad del lodo, ya que representa la cantidad de oxígeno que es necesario suministrar al sistema por unidad de tiempo.

La respirometría ha sido empleada en la determinación de parámetros cinéticos microbianos (Cech *et al.*, 1985; Dand *et al.*, 1989; Aichinger *et al.*, 1992; Ubisi *et al.*, 1997), en la determinación de la demanda bioquímica de oxígeno (Ros, 1993) y en el estudio de la toxicidad de aguas residuales (Kong *et al.*, 1996).

Los análisis respirométricos permiten adquirir datos sobre el consumo de oxígeno como respuesta del metabolismo de los microorganismos debido a la naturaleza y cantidad del sustrato. Para analizar esta medición es necesario conocer la concentración de la biomasa y sustrato presentes y la variación de oxígeno disuelto en el tiempo.

Dividiendo el valor del OUR entre la concentración de biomasa del reactor biológico (SSVLM) se obtiene la tasa específica de consumo de oxígeno (SOUR por sus siglas en inglés), que representa la cantidad de oxígeno consumido por una cierta cantidad de biomasa por unidad de tiempo. Este parámetro elimina la variabilidad producida por los cambios de la concentración de los sólidos en el licor mezclado y hace posible la comparación entre sistemas (Sharman, 1998).

Los valores de SOUR utilizados en las plantas de tratamiento se clasifican en los siguientes rangos (Rojas, 2007):

- 1.- $>20 \times 10^{-3} \text{ mgO}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SSVLMh}^{-1}$: alto. Esto puede indicar altas cargas orgánicas o bajas concentraciones de biomasa para la degradación.
- 2.- $12\text{-}20 \times 10^{-3} \text{ mgO}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SSVLMh}^{-1}$: normal. Ocurre una alta remoción de DBO y buenas condiciones de sedimentabilidad.
- 3.- $< 12 \times 10^{-3} \text{ mgO}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SSVLMh}^{-1}$: bajo. Esto puede indicar bajas cargas orgánicas o presencia de tóxicos.

Si indicamos con la letra “b” kilogramos de oxígeno en el proceso de respiración endógena utilizados por día por kilogramo de SSVLM en el reactor, esto es:

$$b = \text{kg O}_2 \text{ d}^{-1} \text{ kg}^{-1} \text{ SSVLM en el reactor} \quad (2.8)$$

El consumo de O₂ en la respiración endógena es:

$$\text{kg O}_2 \text{ d}^{-1} = b (\text{kg SSVLM en el reactor}) \quad (2.9)$$

La relación entre k_d y b se obtiene al suponer que la formula empírica de los SSVLM es C₅H₇NO₂, y que la respiración endógena corresponde a la ecuación química 2.2 y de la ecuación 2.8:

$$b k_d^{-1} = \text{kg O}_2 \text{ kg}^{-1} \text{ SSVLM oxidado} \quad (2.10)$$

De la ecuación (2.2) esta relación es:

$$b k_d^{-1} = 160/113 = 1.42 \quad (2.11)$$

En consecuencia, se consumen 1.42 kg de oxígeno para oxidar un kg de SSVLM.

2.2.4 Eliminación biológica de nitrógeno

2.2.4.1 El ciclo biogeoquímico del nitrógeno y transformaciones del nitrógeno en los procesos de tratamiento biológico de las aguas residuales

El nitrógeno es un nutriente esencial para las plantas y los animales. Aproximadamente el 80 por ciento de la atmósfera de la tierra está compuesto de nitrógeno, y es además un elemento clave de las proteínas y las células. La masa total de nitrógeno de la tierra se encuentra dentro de la biósfera: la atmósfera, la hidrósfera, la corteza terrestre y en los tejidos de organismos vivos y muertos (EPA, 1993).

Las formas de interés en aguas residuales son las de nitrógeno orgánico, nitrógeno amoniacal, nitrógeno en forma de nitritos y nitratos. Todas son formas interconvertibles bioquímicamente y componentes del ciclo del nitrógeno. Se denomina nitrógeno total Kjeldhal (NTK), al nitrógeno orgánico más el nitrógeno amoniacal. Dependiendo del proceso del tratamiento y de las condiciones de carga, la auto-oxidación celular y la lisis también pueden ocurrir. Parte del amonio usado para síntesis celular regresa al líquido a través de la lisis y la auto-oxidación.

Los datos del nitrógeno son necesarios para evaluar la tratabilidad de las aguas residuales por tratamientos biológicos; un agua residual insuficiente de nitrógeno puede requerir la adición de nitrógeno para su adecuada descomposición. En otros casos, cuando se exige control de eutrofización de las fuentes receptoras, la remoción de nitrógeno en el agua residual, puede ser una condición del tratamiento (Romero, 2004).

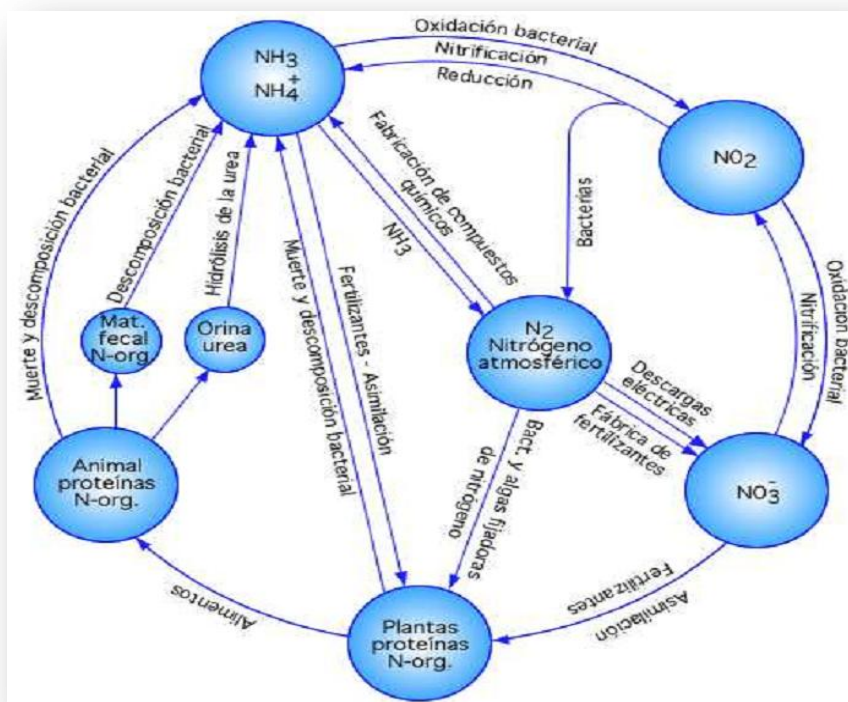


Figura 2. 4 Ciclo biológico del nitrógeno (Romero, 2002).

Como se observa en el ciclo del nitrógeno (Figura 2.4), la forma predominante del nitrógeno en aguas residuales domesticas frescas es el nitrógeno orgánico; Las bacterias rápidamente descomponen el nitrógeno orgánico en nitrógeno amoniacal y, si el medio es aerobio, en nitritos y nitratos. El predominio de nitratos indica que el residuo se ha estabilizado con respecto a la demanda de oxígeno.

Los nitratos, sin embargo pueden ser utilizados por las algas y otros organismos acuáticos para formar proteínas y, por ello, puede necesitarse la remoción del nitrógeno para prevenir dichos crecimiento (Romero, 2004).

La presencia de nitrógeno en las descargas de aguas residuales puede ser indeseable por varias razones: 1) el amoniaco libre es tóxico para los peces y muchos otros organismos acuáticos y 2) el nitrógeno amoniacal ejerce una demanda de oxígeno muy elevada. La toxicidad del amoniaco en

solución es directamente atribuible a la especie NH_3 , cuya concentración aumenta con el pH y la temperatura del agua (Horan, 1993; Sedlak, 1991).

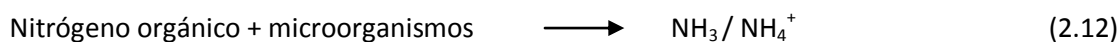
El nitrógeno puede estar presente en las aguas en las formas indicadas en la Tabla 2.4. La mayoría del nitrógeno disponible en efluentes de agua residual doméstica se presenta como nitrógeno amoniacal y orgánico. La concentración del nitrógeno amoniacal en aguas residuales municipales está alrededor de 45 mg L^{-1} , para el caso del nitrógeno orgánico fluctúa alrededor de 25 mg L^{-1} . Durante el tratamiento biológico, una porción de nitrógeno orgánico se convierte en nitrógeno amoniacal, una parte de la cual se incorpora a las células biológicas que son extraídas del flujo del agua tratada antes de la descarga. Normalmente el 60% del nitrógeno se descarga en aguas receptoras (Crites y Tchobanoglous, 2000).

Tabla 2. 4. Formas del nitrógeno según su estado de oxidación (EPA, 1993).

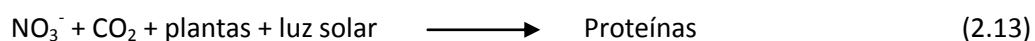
Compuestos de Nitrógeno	Formula	Estados de oxidación
Amoniaco	NH_3	-3
Amonio	NH_4^+	-3
Nitrógeno gas	N_2	0
Nitrito	NO_2^-	+3
Nitrato	NO_3^-	+5

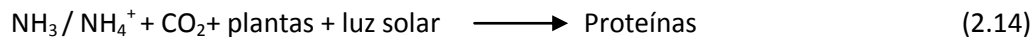
La transformación de estos compuestos puede ocurrir por diferentes mecanismos: fijación, amonificación, síntesis, nitrificación y desnitrificación (EPA, 1993). La fijación de nitrógeno indica la incorporación de nitrógeno gaseoso en un compuesto químico (NH_4^+) que pueda ser utilizado por plantas y animales.

La amonificación es el proceso de cambio del nitrógeno orgánico a formas amoniacales y ocurre normalmente durante la descomposición de tejidos animales y vegetales y de la materia fecal animal.



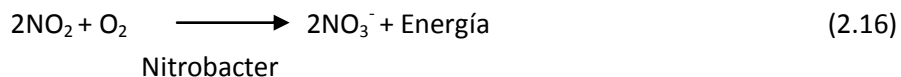
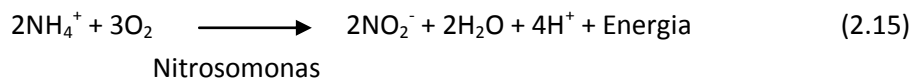
La síntesis es un proceso bioquímico que usa el amonio o el nitrato para formar proteínas vegetales y otros compuestos que contienen nitrógeno:



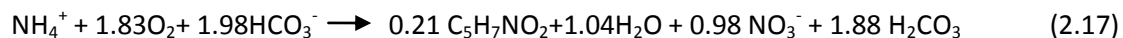


La nitrificación es la oxidación biológica del nitrógeno amoniacal. Este proceso se realiza en dos etapas, en la primera el ion amonio se oxida a nitritos y luego estos son oxidados a nitratos.

Las reacciones de transformación las realizan principalmente dos géneros de bacterias autótrofas aerobias llamadas nitrificantes, que utilizan el carbono inorgánico como fuente de carbono celular:



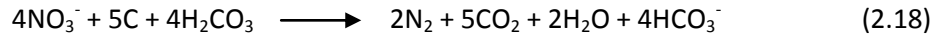
Por lo tanto la ecuación global de nitrificación se puede escribir como sigue (Randall *et al.*, 1992):



Las bacterias nitrificantes son organismos extremadamente sensibles a gran cantidad de sustancias inhibitoras, agentes tanto orgánicos como inorgánicos, que pueden impedir el crecimiento y la actividad de estos organismos. Las altas concentraciones de amonio y ácido nitroso pueden resultar inhibitoras, siendo también importante el efecto de pH. El intervalo óptimo del pH es entre 7.5 y 8.6. La temperatura también ejerce una gran influencia sobre el crecimiento de las bacterias nitrificantes, aunque la cuantificación de dicha influencia es difícil de establecer. Además para que se produzca la nitrificación, es fundamental que existan concentraciones de oxígeno disuelto superiores a 1 mg L⁻¹ (Metcalf y Eddy, 1995).

La desnitrificación es un proceso de reducción biológica del nitrato al nitrógeno gas. Durante el proceso de reducción, el nitrato se transforma inicialmente en nitrito y este en óxido nítrico, óxido nitroso y finalmente en nitrógeno gas que se libera a la atmósfera. Los organismos responsables de esta reacción son principalmente heterótrofos aerobios facultativos, que pueden adaptarse a las condiciones del medio en que se encuentran. En condiciones anóxicas estas bacterias son capaces de utilizar los nitratos y los nitritos como aceptores de electrones en lugar del oxígeno disuelto (EPA, 1993). Los géneros desnitrificantes más citados incluyen, *Alcaligenes*, *Paracoccus*, *Pseudomonas*, *Thiobacillus* y *Thiosphaera*, entre otros. La mayoría de ellos son heterótrofos, sin embargo algunas especies son fotosintéticas, como es el caso de *Rhodospseudomonas sphaeroides*, otras como *Thiobacillus desnitrificans* estas pueden utilizar hidrógeno y CO₂, o compuestos sulfurados reducidos como fuente de energía (litótrofos) y muchas otras pueden utilizar diversas fuentes orgánicas (organótrofos o heterótrofos) (Parés y Juárez, 1997).

El proceso de reducción de nitritos y de nitratos lo realizan varios tipos de bacterias, siendo el género más importante las *Pseudomonas (sp)* (Stouthamer, 1988). Los nitritos y los nitratos actúan como aceptores de electrones, mientras que el sustrato es el carbono contenido en la materia orgánica. La reacción global de oxidación y de síntesis del proceso, utilizando una fuente orgánica genérica, es la siguiente:



Esta reacción estequiométrica permite comprobar que el proceso de desnitrificación conlleva una producción de alcalinidad de 3.57 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻ reducido, valor obtenido suponiendo que se requiere 1 mol de O₂ para oxidar 1 mol de materia orgánica (Randall *et al.*, 1992).

Para llevar a cabo la desnitrificación, los microorganismos requieren una fuente de carbono orgánico a la que pueden oxidar. Esta puede ser materia orgánica presente en el agua residual a tratar o un sustrato externo (metanol, etanol, ácido acético). Si el carbono lo aporta la propia agua residual, el consumo de oxígeno en las fases aerobias disminuirá, ya que gran parte de la materia orgánica se agota previamente, será necesario agregar una fuente externa de carbono (Henze *et al.*, 1999). Una sustancia ampliamente utilizada para ello es el metanol, debido a su bajo costo y a su gran eficacia como dador de electrones.

En el agua residual, el nitrógeno puede estar presente en múltiples formas, y son numerosas las transformaciones que puede sufrir en los diferentes procesos de tratamiento biológico (Figura 2.5). Estas transformaciones permiten convertir el nitrógeno amoniacal en otros productos fácilmente separables del agua residual (Metcalf y Eddy, 1995).

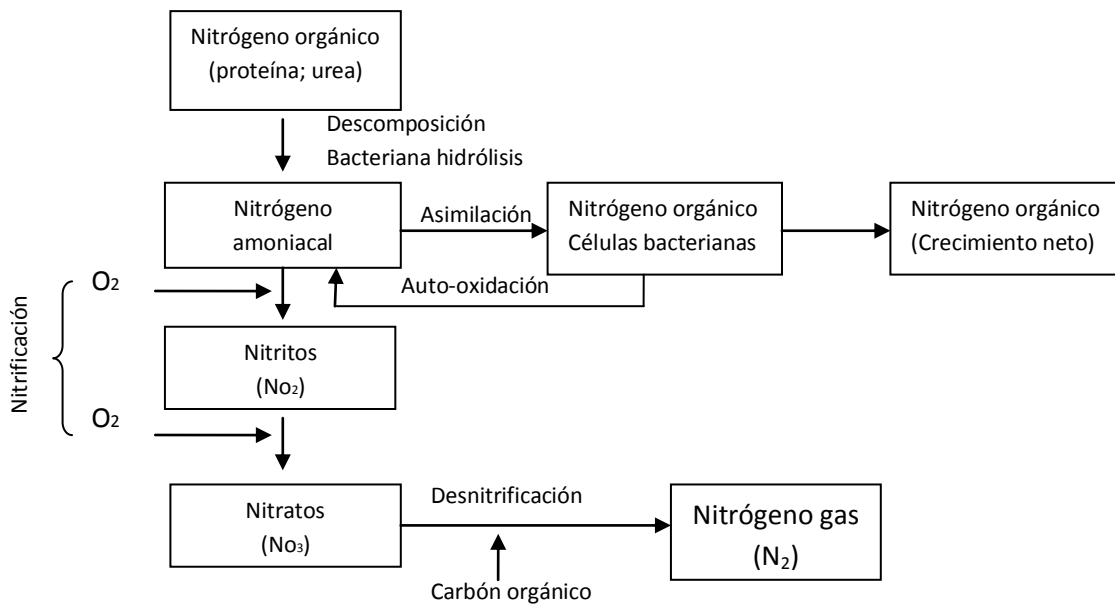


Figura 2. 5 Transformación del nitrógeno en procesos biológicos (Metcalf y Eddy, 1995).

La velocidad de purificación está en función de la concentración de sustancias removibles como un conjunto o como fracciones constituyentes individuales. Cuando el mezclado es completo, la concentración de sustancias removibles o de nutrientes, o fracciones específicas de estos componentes de las aguas residuales es invariable espacialmente. Cuando existe un movimiento escaso o nulo, la remoción y la removilidad tiende a decaer durante el tratamiento de acuerdo con una reacción simple de primer orden (EPA, 1993).

2.2.4.2 Balance de nitrógeno en la nitrificación

El nitrógeno en el agua residual se mide como nitrógeno total Kjeldahl, que incluye el nitrógeno orgánico y el $N-NH_4^+$, pero no el $N-NO_2^-$ o el $N-NO_3^-$. Generalmente en las aguas residuales no hay nitritos y nitratos.

La cantidad diaria de NTK en el influente a los sistemas de tratamiento es:

$$\text{kg NTK d}^{-1} \text{ en el influente} = 86.4 Q_i(\text{NTK})_i \quad (2.19)$$

Donde,

Q_i = Influyente en $m^3 s^{-1}$;

NTK_i = Concentración de nitrógeno total kjeldahl en el influente, $mg L^{-1}$.

1. El nitrógeno total Kjeldahl se convierte a biomasa heterótrofa. Como la biomasa heterótrofa contiene aproximadamente el 12% de nitrógeno, los $kg d^{-1}$ de nitrógeno convertidos en biomasa heterótrofa son (Ramalho, 1996):

$$\left[\begin{array}{l} \text{kg d}^{-1} \text{ de nitrógeno} \\ \text{convertido en} \\ \text{biomasa heterótrofa} \end{array} \right] = 0.12P_{X_v} \quad (2.20)$$

Donde,

P_{X_v} = es la producción de biomasa heterótrofa, $kg d^{-1}$.

2. Otra parte del nitrógeno total Kjeldahl se convierte a biomasa autótrofa (bacterias nitrificantes). Se puede suponer también que aproximadamente el 12% de la biomasa autótrofa es nitrógeno. Si P_{X_N} es la producción de biomasa autótrofa en $kg d^{-1}$ se tiene (Ramalho, 1996):

$$\left[\begin{array}{l} \text{kg d}^{-1} \text{ de nitrógeno} \\ \text{convertido en} \\ \text{biomasa autótrofa} \end{array} \right] = 0.12P_{X_N} \quad (2.21)$$

Si Y_N es el coeficiente de producción de biomasa autótrofa, la cantidad de esta biomasa autótrofa (kg d^{-1}) vendrá dada por el producto de Y_N por los kg d^{-1} de NTK convertidos en biomasa autótrofa. Esta a su vez, viene dada por la diferencia entre la cantidad de NTK eliminado y la de NTK convertida en biomasa heterótrofa. Si $(\text{NTK})_e$ indica la concentración de NTK en mg L^{-1} , como nitrógeno en el efluente del reactor, se tiene:

$$P_N = Y_N (86.4 Q_i [(NTK)_i - (NTK)_e] - 0.12 P_{X_v}) \quad (2.22)$$

3. Se supone que la diferencia entre el nitrógeno total Kjeldahl en el influente y el nitrógeno convertido en biomasa (heterótrofa + autótrofa) se convierte completamente en N-NH_4^+ antes del comienzo de la nitrificación. Por lo tanto (Ramalho, 1996):

$$\left[\begin{array}{l} \text{N-NH}_4^+ \text{ disponible} \\ \text{para nitrificación} \end{array} \right] = 86.4 Q_i \text{NTK}_i - 0.12(P_{X_v} + P_{X_N}) = 86.4 Q_i N_i \quad (2.23)$$

En la que N_i es la concentración en mg L^{-1} de N-NH_4^+ potencial en la alimentación, disponible para la nitrificación.

Este N-NH_4^+ potencial disponible para nitrificación está formado por dos fracciones:

- a) Parte de él abandona el efluente sin convertirse en nitrato, esto es lo abandona como N-NH_4^+ . Como se supone que el NTK en el efluente está formado completamente por N-NH_4^+ entonces:

$$\text{TKN}_e = N_e \quad (2.24)$$

En la que N_e es la concentración de N-NH_4^+ en el efluente en mg L^{-1} , ya que NTK no incluye nitritos ni nitratos.

- b) La otra fracción de N-NH_4^+ se convierte en N-NO_3^- . Esta fracción viene dada por la diferencia entre el nitrógeno orgánico (N_{org}) y el nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+) disponible para la nitrificación.

2.2.5 Eliminación biológica de fósforo

La concentración de fósforo total es comúnmente de 4-15 mg L⁻¹ en aguas residuales municipales (Metcalf y Eddy, 1995), siendo en su mayor parte fósforo inorgánico soluble, es decir, fosfatos solubles (Tabla 2.5).

Tabla 2. 5. Valores típicos de fósforo en un agua residual municipal sin tratar (Metcalf y Eddy, 1995).

Forma del fósforo	Unidades	Concentración débil	Concentración media	Concentración fuerte
PT	mg L ⁻¹	4	8	15
Orgánico	mg L ⁻¹	1	3	5
Inorgánico	mg L ⁻¹	3	5	10

La eliminación biológica de fósforo se basa en concentrar el fósforo en el interior de los microorganismos y eliminarlo con la purga de lodo en exceso. Para la mayor parte de los microorganismos, el fósforo representa una pequeña fracción de su peso, 1.5-2.0 % en peso seco, (Sedlak, 1991). En consecuencia, el crecimiento de la biomasa en un proceso biológico produce un consumo natural del fósforo del agua residual. De esta manera, la cantidad de fósforo eliminado dependerá de la producción neta de sólidos. El contenido de fósforo en el tejido celular es del orden de una quinta parte del contenido de nitrógeno, pero puede variar en función de las condiciones ambientales específicas (Metcalf y Eddy, 1995). El porcentaje de fósforo eliminado durante un tratamiento secundario de estas características oscila entre el 10 y 30 % de la cantidad total inicial.

Para aumentar estos rendimientos de eliminación natural y provocar lo que en inglés suele llamarse Enhanced Biological Phosphorus Removal (EBPR), y que aquí llamamos Eliminación Biológica Incrementada de Fósforo (EBIF), se han introducido modificaciones en el diseño y operación de los procesos de tratamiento convencional. Esas modificaciones han sido aplicadas en el estudio de procesos de eliminación biológica exclusiva de fósforo y, sobre todo, en la reducción simultánea del nitrógeno y fósforo (Sedlak, 1991).

El factor básico de los procesos diseñados para la EBIF es hacer que en los microorganismos responsables realicen un consumo de este nutriente superior a los niveles de asimilación normal (luxury uptake, asimilación incrementada). Esto se ha conseguido tradicionalmente por la exposición de la biomasa a secuencias aeróbicas-anaeróbicas alternadas. De esta manera, el fósforo no sólo se

emplea para el mantenimiento celular, síntesis y transporte de energía, sino también para almacenarlo como reserva para su uso posterior.

2.2.6 Variables del proceso de lodos activados

2.2.6.1 Concentración de biomasa (Sólidos suspendidos totales, SST)

La concentración de la biomasa en el reactor es un factor importante en la degradación de la materia orgánica, la presencia y abundancia indican el nivel de tratamiento de lodos activados (Méndez *et al.*, 2004). Es necesario mantener suficiente cantidad de biomasa, de tal manera que haya un equilibrio entre las cargas orgánicas aplicadas a la planta de tratamiento y la cantidad de sólidos en el reactor de oxidación, sin incrementar los sólidos por encima del oxígeno disponible. La cantidad de biomasa en los reactores se representa de forma indirecta a través de los sólidos suspendidos en el reactor (SST o SSVLM).

El análisis de sólidos en el reactor debe realizarse con la mayor frecuencia posible, si hay muchos sólidos el exceso debe eliminarse; si no es así, se debe suspender la eliminación.

La fracción de los sólidos suspendidos volátiles debe ser mantenida entre 70-80 % de los sólidos suspendidos totales. Valores superiores indican una carga orgánica excesiva y valores por debajo indican mineralización, carga orgánica muy baja o edad de lodo muy alta, o precipitación de material inorgánico. Para proceso de lodos activados convencional se recomienda una concentración de SSVLM entre 1,000 y 3,000 mg L⁻¹ (Metcalf y Eddy, 2003).

2.2.6.2 Carga orgánica

La carga orgánica en los procesos biológicos puede estar expresada mediante la relación de la cantidad de materia orgánica que entra al sistema, expresada como la cantidad de demanda de oxígeno por unidad de tiempo y la cantidad de la biomasa en el reactor o el volumen del reactor. El más significativo de estos parámetros es el factor de carga de microorganismos o relación alimento-microorganismos (relación F/M, por sus siglas en inglés), donde la carga orgánica está relacionada con la cantidad de biomasa en el reactor (SSVLM). Esto se puede considerar como la energía del sistema disponible para los microorganismos en los lodos, y, por lo tanto, intervendrá en la determinación de la actividad de los lodos (Ortiz, 2008).

2.2.6.2.1 Carga orgánica o relación alimento microorganismo (F/M)

El parámetro F/M representa la relación de la cantidad de materia orgánica en el influente (o alimento) y la cantidad de biomasa en el reactor.

La F/M se expresa en kg sustrato en el afluente $d^{-1} kg^{-1}SSVLM$ en el reactor.

Los valores de alimento y microorganismos vienen dados por:

$$F= Q_i S_i 86.4 \text{ kg d}^{-1} \quad (2.25)$$

$$M= SSVLM V 10^{-3} \text{ kg} \quad (2.26)$$

Donde,

Q_i viene dado en $m^3 d^{-1}$, S_i y $SSVLM$ en $mg L^{-1}$

Por lo tanto la F/M se define mediante la siguiente ecuación:

$$F/M = Q_i S_i (SSVLM V)^{-1} \quad (2.28)$$

En la mayoría de las aguas residuales domésticas, el valor óptimo de la relación F/M se encuentra comprendida entre 0.3 y 0.6. En este rango el lodo tiene buenas características de sedimentabilidad, es floculento. Si la relación es menor que 0.3 indica que la cantidad de alimento (sustrato) es insuficiente para mantener el crecimiento de microorganismos, por lo tanto el sistema se mantendrá en la respiración endógena, en donde el lodo generado tiene baja decantación. Por otro lado, si la relación es mayor a 0.6 existe el riesgo de un desarrollo predominante de microorganismos filamentosos, que permanecen suspendidos formando un lodo abultado o bulking (Metcalf y Eddy, 1995).

2.2.6.2.2 Carga orgánica volumétrica

Se refiere a los kilogramos de materia orgánica, medida como DBO_5 , que se aplica por metro cúbico del reactor por día. Se representa como:

$$COV = \frac{S_i Q_i}{V} \quad (2.29)$$

Donde,

V= Volumen del reactor biológico en m³.

Valores típicos para aguas residuales municipales son: Carga orgánica 0.32-0.96 kg DBO₅ m⁻³ d⁻¹ (Metcalf y Eddy, 2003).

2.2.6.3 Tiempo de retención de sólidos en sistemas biológicos

El tiempo de retención de sólidos (TRS o θ_c) es uno de los parámetros más importantes de operación en el proceso de lodos activados. Se define como el tiempo de permanencia de los sólidos en el sistema de lodos activados, lo cual es igual a la cantidad total de sólidos en el reactor, dividida por la tasa de extracción y pérdida de lodos del sistema. El cálculo del tiempo de retención de sólidos esta dado por:

$$\mathbf{TRS} = \frac{V_r \text{SSVLM}}{Q_p \text{SSV}_p + Q_e \text{SSV}_e} \quad (2.30)$$

Donde,

TRS= tiempo de retención de sólidos, en d;

V_r=Volumen de líquido en el tanque de aireación, en m³;

Q_p= Caudal de desecho de lodos, en m³ d⁻¹;

SSV_p= Concentración de sólidos suspendidos en el desecho de lodos, kg m⁻³;

Q_e= Caudal del efluente, en m³ d⁻¹;

SSV_e= Concentración de sólidos suspendidos en el efluente, kg m⁻³.

Un TRS bajo implica una alta tasa de crecimiento de lodos, lo que implica también una alta actividad. Por tanto, se puede considerar el significado del TRS como un parámetro que permite controlar la actividad de los lodos (Winkler, 1994).

2.2.6.4 Tiempo de residencia hidráulico (TRH)

El TRH es el tiempo de permanencia del agua residual en el reactor aerobio del sistema de lodos activados. Se determina como la relación entre el volumen del reactor y el caudal de alimentación. El

TRH es una de las variables independientes del sistema. Se expresa en unidades de tiempo (días, horas).

$$\mathbf{TRH} = \frac{V_r}{Q_i} \quad (2.31)$$

Donde,

Q_i = caudal del influente en, $m^3 d^{-1}$;

V_r =Volumen de líquido en el tanque de aireación, en m^3 .

El tiempo de residencia hidráulico en procesos de lodos activados convencional puede variar de 4 a 8 horas (Viessman y Hammer , 1985).

2.2.6.5 Oxígeno

Se debe mantener una concentración mínima de oxígeno disuelto (OD) en el tanque de aeración, entre 1 y 2 $mg L^{-1}$, con el fin que las bacterias puedan realizar correctamente la degradación de la materia orgánica biodegradable presente en el agua residual (Zhengyong, 2007). El bulking se presenta muchas veces por deficiencias de oxígeno, por ejemplo, como resultado de sobrecarga prolongada (Jenkins *et al.*, 1993). El exceso de aireación puede provocar desarrollo de bacterias filamentosas. El empleo de selectores se basa en la manipulación del crecimiento del filamento a través de una zona de selección previa al tanque de aireación. En esta zona se crea un ambiente anaeróbico donde los aireadores dejan de funcionar durante determinados períodos de tiempo, favoreciéndose así el crecimiento de bacterias formadoras de flóculos (Seviour y Blackall, 1998).

2.2.6.6 Temperatura

La actividad de los microorganismos del lodo activado aumenta con la elevación de temperatura. En otras palabras, requiere más kilogramo de microorganismos para eliminar un kilogramo de materia orgánica durante los fríos meses de invierno, que durante los cálidos meses de verano. Por consiguiente, cuando la temperatura baja, se tiene que aumentar el nivel de SSVLM bajo aireación y disminuir la carga orgánica al sistema (Reyes, 2009).

La temperatura también influye sobre la concentración de oxígeno libre disuelto en el agua, se sabe que la solubilidad del oxígeno disminuye con el aumento de la temperatura. De acuerdo a la literatura el intervalo de temperatura de 10-30°C las reacciones biológicas se ven beneficiadas (WEF, 1998).

2.2.6.7 pH

El pH del medio influye sobre la velocidad de las reacciones bioquímicas y, además, sobre los tipos de microorganismos susceptibles de sobrevivir. La mayoría de los microorganismos se desarrollan adecuadamente a un pH alrededor de 7.0 y experimentan ligeras variaciones para valores de pH entre 6.5 y 8.5. Debido a la desnaturalización de las proteínas del protoplasma celular, causada por iones H^+ y OH^- , muy pocas bacterias pueden sobrevivir a un pH inferior a 4.0 o superior a 9.5. Los hongos pueden desarrollarse fácilmente a un pH de 4.5 y predominan sobre las bacterias en medios con un valor de pH entre 4.5 y 6.0; parece que este fenómeno se debe al menor contenido de proteínas en el protoplasma celular de los hongos (Cooke y Pipes, 1970).

Cambios repentinos de pH disminuyen de manera importante la actividad de la biomasa por lo que se debe recurrir a una neutralización y homogenización para mantener un pH que normalmente oscile entre 6.5 y 8.5 para que en la mezcla aireada se mantenga entre 7 y 8.

2.3 Separación de la biomasa en el sistema de lodos activados

2.3.1 Separación de la biomasa por sedimentación

Para que el proceso de lodos activos funcione adecuadamente, los SSVLM del efluente del reactor deben separarse rápidamente en el clarificador secundario. La condición que se presenta a veces cuando el lodo es ligero y disperso (inflado) y por ello difícil de sedimentar se denomina "lodo abultado". El lodo con estas características pasa por encima de los vertederos de separación y se escapa con el efluente del clarificador secundario. Ya que la concentración de sustrato en el efluente es pequeña, no hay suficiente alimento para mantener el crecimiento de los microorganismos que constituyen el lodo. Por lo tanto los microorganismos se ven obligados a funcionar en régimen de respiración endógena. Debido al consumo de oxígeno de la respiración endógena, este efluente tendría una DBO relativamente elevada (Ramalho, 1996).

Las características de sedimentación de los lodos se evalúan mediante ensayos de sedimentación realizadas en el laboratorio. Para esta evaluación se utilizan normalmente dos parámetros.

1. Velocidad de sedimentación por zonas (VSZ).

Los ensayos de sedimentación en el laboratorio se realizan en una probeta graduada de 1,000 mL (la probeta graduada normalizada tiene una altura de 34 cm). La probeta se llena con la suspensión del licor mezclado, al comienzo del experimento ($t=0$) la concentración de la suspensión es uniforme dentro del cilindro. La altura de la interfase se registra a intervalos de tiempo seleccionados.

La VSZ corresponde a la velocidad a la cual las partículas en suspensión se sedimentan antes de alcanzar la concentración crítica, y viene dada por la pendiente de la tangente ver la Figura 2.6.

$$V_s = \frac{0.34}{t} \quad (2.32)$$

Un lodo fácilmente sedimentable presenta una (VSZ) elevada, aproximadamente 6 m h^{-1} .

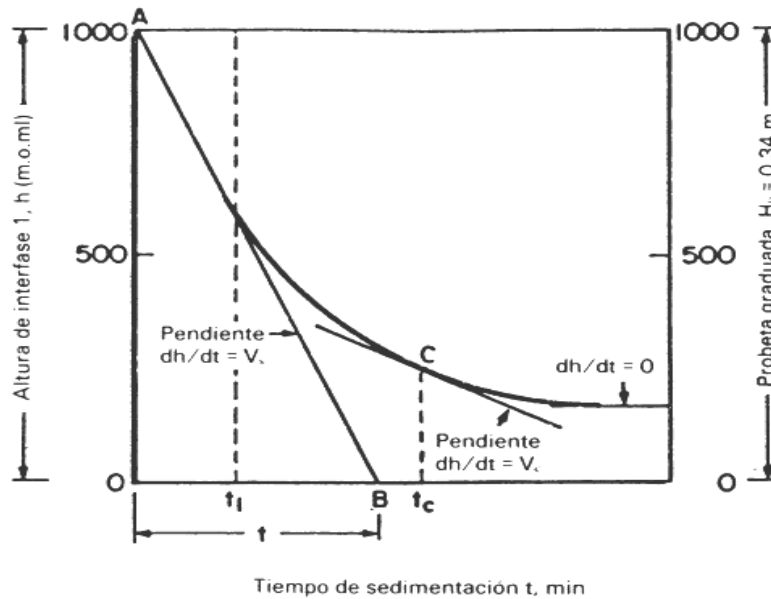


Figura 2. 6. Curva de sedimentación del lodo (Ramalho, 1996).

2. Índice volumétrico de lodo (IVL)

El índice volumétrico de lodo se define como el volumen en mililitros ocupados por 1 g de sólido en suspensión del licor mezclado (SSVLM), expresados en peso seco, después de sedimentar durante 30 minutos en una probeta graduada de 1,000 mL. Los valores de IVL típicos para los lodos con buenas características de sedimentabilidad, con concentraciones entre 800 y 3,500 mg SSVLM L^{-1} , están entre 35 y 150 $mL g^{-1}$ (Ramalho, 1996). Un valor de IVL mayor a 150 $mL g^{-1}$, puede indicar presencia de lodo joven, produciéndose un flóculo liviano, puede indicar presencia de organismos filamentosos, fenómeno conocido como lodos abultados (Metcalf y Eddy, 1995), mientras que un IVL menor a 35 es indicador de lodo excesivamente mineralizado, es decir, con elevada permanencia en el sistema.

La relación F/M influye sobre la sedimentabilidad de los lodos. Se pueden presentar los siguientes casos:

1. Para relaciones F/M bajas (por ejemplo inferior a 0.3 d^{-1}), la cantidad de alimento (sustrato) presente en el sistema es insuficiente para mantener el crecimiento de microorganismos, por lo

que se ven obligados a vivir bajo el sistema de respiración endógena. Una célula de bacteria típica contiene un material citoplasmático rico en proteínas y ácido ribonucleico (ARN) y es la principal porción de la célula que se metaboliza durante el proceso de respiración endógena.

El residuo que queda del metabolismo endógeno está constituido principalmente por cápsulas celulares muy ligeras que resisten la sedimentación. Esta es la razón por la cual a relaciones bajas de F/M el lodo tiene características muy pobres para su decantación (Ramalho, 1996).

2. Relaciones de F/M elevadas (por ejemplo, superiores a 0.6 d^{-1}) hay un predominio de un tipo de microorganismos de naturaleza filamentosa (sphaerotilus), este tipo de colonia no decanta bien permaneciendo en suspensión casi continuamente. El lodo inflado en estas condiciones es el que se le denomina bulking (Ramalho, 1996).
3. A valores de la relación F/M comprendidos entre estos dos extremos, el lodo tiene buenas características de sedimentación. El lodo bajo estas condiciones se llama floculante (Ramalho, 1996).

Existe una estrecha relación entre las variables del proceso y las características de floculación, y sedimentabilidad del lodo, que es medida con el índice volumétrico de lodos (IVL) la cual es variable con la concentración de los sólidos suspendidos volátiles en licor mezclado (SSVLM).

En la Figura 2.7 se presenta un diagrama de esta relación (Ramalho, 1996). Según el autor, los parámetros de operación deben oscilar: La F/M entre 0.2 y 0.5 $\text{kg DBO/kg SSVLM}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, y el tiempo de retención de sólidos (TRS) entre 8 y 20 días. En estas condiciones se obtienen efluente de alta calidad, así como un lodo con excelente características de sedimentabilidad.

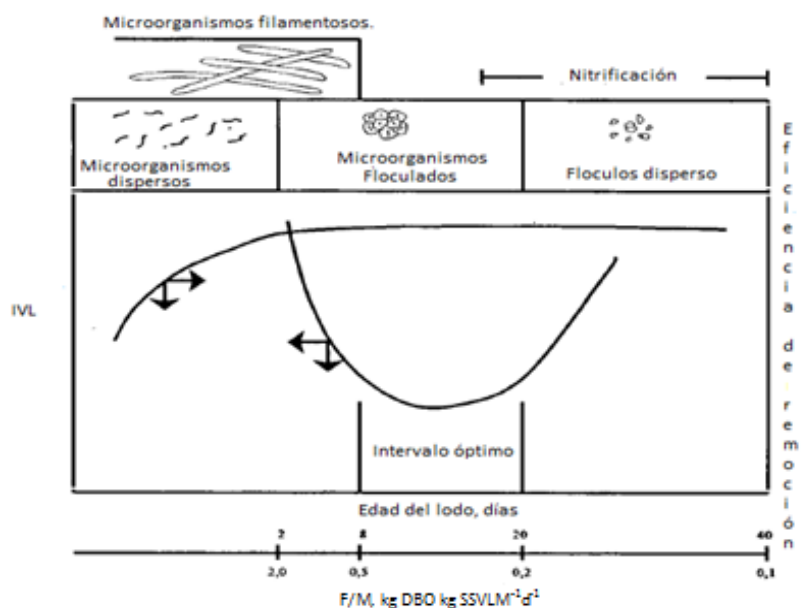


Figura 2. 7 Relación entre los parámetros de diseño, la eficacia de depuración y la sedimentabilidad del lodo activado (Ramalho, 1996).

2.3.2 Problemas de separación de la biomasa

Aunque la recirculación de los lodos activados es la clave del proceso de tratamiento de aguas residuales por lodos activados, es también la principal desventaja y limita sus aplicaciones. El lodo activado debe ser separado de la corriente principal de agua ya tratada, luego de concentrado y recirculado de manera que asegure una suficiente concentración de biomasa en el reactor aerobio. Debido a los altos caudales que generalmente se manejan en una planta de lodos activados, la mejor manera de lograrlo es por sedimentación y posterior compresión del lodo activado por gravedad; esto implica que los lodos deben tener buenas propiedades de sedimentabilidad; es evidente entonces que el desempeño del sedimentador ejerce gran influencia de la calidad final del efluente (Jenkins, 1992).

Autores como Rensink y Donker (1993), Tomilson (1982) y Verachtert (1980) reabren la discusión acerca del efecto del patrón de alimentación sobre los lodos abultados “lodo abultado” en 1970, cuando varios estudios mostraron la ventaja del uso de tanques de flujo pistón (que trabajan con altos niveles de sustrato sobre microorganismos: alta relación F/M) sobre los de mezcla completa con alimentación continua, confirmando que el cambio de los reactores de flujo pistón (que permiten cambios en el comportamiento hidráulico y régimen de distribución del sustrato) a mezcla completa, fue un factor importante según Donaldson (1932). Preocupados por solucionar el problema de la sedimentabilidad, Pasveer (1959) estudió el uso de los reactores de flujo intermitente para luego desarrollar la tecnología de las zanjas de oxidación. Este sistema tuvo gran éxito en Europa y los Estados Unidos en los años 70, pero una vez más, estos sistemas fueron cambiados a flujo continuo seguido de un sedimentador y la recirculación de lodos.

2.3.2.1 La estructura del flóculo biológico

Como puede observarse en la Tabla 2.6, la mayoría de los problemas de separación de lodos puede asociarse a la estructura del flóculo biológico. La biofloculación es el proceso mediante el cual las bacterias se agregan formando flóculos. La forma, tamaño y composición de éstos determinan las propiedades de sedimentabilidad y en última instancia, el desempeño de la planta (Jenkins, 1992).

Tabla 2. 6. Problemas más frecuentes en la separación de sólidos en las plantas de tratamiento de aguas residuales por lodos activados (Jenkins, 1992).

Problema	Causa	Efecto
Crecimiento disperso	No hay formación de flóculos, los microorganismos crecen en forma dispersa.	El efluente queda turbio debido a que no hay sedimentación de los lodos.
Pin floc o Pinpoint floc	Aparecen flóculos pequeños, compactos, quebradizos y de forma esférica. Los agregados grandes sedimentan rápido mientras que los pequeños lo hacen lentamente.	Buenas propiedades de sedimentación pero el efluente es turbio.
Bulking viscoso (bulking no filamentoso)	Aparición de una gran cantidad de polímeros extracelulares. En casos severos el lodo adquiere una consistencia muy viscosa y no puede ser bombeado.	Reducción de la velocidad de sedimentación y en la compactación. En casos severos prácticamente no hay separación de sólidos y los lodos desbordan del sedimentador. Casos más leves son usuales.
Bulking filamentoso	Producido por microorganismos filamentosos que se extienden desde el flóculo hacia el seno de la solución. Interfieren en la compactación y sedimentación de los lodos.	Malas propiedades de sedimentación pero con un sobrenadante claro. La concentración de los lodos en la corriente de recirculación es baja. En casos severos puede haber desborde de lodos en el sedimentador.
Lodos flotantes	Los procesos de desnitrificación en el sedimentador secundario liberan N_2 que se une a los flóculos y los mantiene a flote.	Se forma una capa espumosa en la superficie del sedimentador.
Formación de espumas (Foaming)	Causada por surfactantes no biodegradables y/o la presencia de ciertas bacterias (<i>Nocardia sp.</i> , <i>Microthrix parvicella</i>).	La espuma lleva a la superficie grandes cantidades de lodo activado. También se puede acumular en ciertos sectores de la planta generando olores.

Según varios autores (Erkson et al., 1992; Urbain et al., 1993; Wanner, 1994; Jorand et al., 1995) la estructura del flóculo está determinada por diferentes factores:

- 1.- Tipos de microorganismos presentes (principalmente bacterias)
- 2.- Cantidad de polímero extracelulares endógenos (proteínas, polisacáridos, ácidos nucleicos, lípidos, etc.; producidos por el metabolismo bacteriano o por lisis) y exógenos (ácidos húmicos, celulosa, etc.; provenientes del propio medio).
- 3.- Presencia de cationes divalentes (principalmente Mg^{+2} y Ca^{+2}) cuyo papel estaría relacionado con la neutralización de cargas negativas en la superficie de las partículas, permitiendo un mayor acercamiento entre sí.

Aunque estos tres factores determinan las propiedades de los flóculos, la teoría más aceptada en la actualidad resalta el papel de los microorganismos que forman el flóculo (Sezgin *et al.*, 1978). Los microorganismos presentes en los flóculos biológicos pueden agruparse en dos tipos: floculantes (también llamados formadores de flóculo) y filamentosos. Según Sezgin *et al.*, (1978) los microorganismos filamentosos formarían un esqueleto sobre el cual se agregarían los microorganismos floculantes y la estructura del flóculo dependería de la cantidad relativa entre microorganismos filamentosos y floculantes:

Los microorganismos filamentosos pueden interferir en las características de sedimentabilidad de los lodos de dos maneras (Jenkins et al., 1993; Wanner, 1994):

- 1.- Algunos microorganismos filamentosos pueden crecer bien dentro de los flóculos, generan flóculos de estructura abierta y dentro de estas estructuras abierta queda retenida agua. Así, aunque los flóculos se pueden acercar, queda gran cantidad de agua capturada que contribuye a disminuir la densidad de los flóculos y por lo tanto los lodos presentan una baja velocidad de sedimentación.
- 2.- Un mecanismo alternativo de acción de los microorganismos filamentosos es impedir el acercamiento de los flóculos. La mayoría de los microorganismos filamentosos observados en lodos con bulking filamentosos crecen formando extensiones que salen de la superficie de los flóculos. Estas extensiones impiden en forma mecánica el acercamiento de los flóculos y por lo tanto queda agua retenida en este espacio generando lodos que sedimentan lento y se compactan poco.

El balance entre los microorganismos filamentosos y floculantes determina la estructura de los flóculos y por lo tanto su capacidad de sedimentación. Como el desempeño global del sistema de tratamiento de aguas residuales por lodos activados depende del buen funcionamiento del sedimentador secundario (Jenkins, 1992), el balance entre los microorganismos filamentosos y floculantes determina en definitiva la eficiencia del tratamiento.

2.3.3 Factores que determinan la aparición de lodos abultados filamentosos

Los factores que determinan la aparición de un lodo abultado pueden agruparse en generales y específicos (Jenkins *et al.*, 1993). Los factores generales incluyen el tiempo de residencia hidráulico, el tiempo de retención de sólidos o edad de lodos, la relación alimento/ microorganismo y la configuración del reactor de aireación. Entre los factores específicos que determinan la aparición del lodo abultado se encuentran la baja concentración de oxígeno disuelto en el reactor aerobio, aguas residuales con déficit de nutrientes (nitrógeno o fósforo) y presencia de azúcares u otros sustratos fácilmente biodegradables.

Beccari *et al.* (1980) observaron que disminuyendo el tiempo de residencia hidráulica se mejoraba la floculación debido a que se favorecía el desarrollo de las bacterias adherentes respecto de las formas dispersas; mientras las primeras se aglutinaban en flóculos o se pegaban a las superficies del reactor, las formas dispersas se lavaban. Sin embargo, en otros trabajos se encontraron resultados opuestos. Tanaka *et al.* (1985) observó que el licor mezclado tenía mejores propiedades de sedimentabilidad cuando el reactor era operado con un alto tiempo de residencia hidráulico. Por el contrario trabajando con valores bajos de tiempo de residencia hidráulico aparecían serios problemas de bulking filamentosos.

Richard (1989) observó que el TRS y la relación F/M determinan la aparición de ciertos tipos de microorganismos filamentosos; como es el caso de *S. natans* aparecía en un amplio rango de valores de TRS (1.9 a 8 días) y F/M (0.2 a 0.8 g DBO g SSV⁻¹ d⁻¹).

Posteriormente, Barbusinski y Koscielniak (1995) vincularon la relación F/M con la función de la distribución de tamaños de los flóculos. Con una alta F/M se encontró un aumento en el tamaño y una mayor dispersión en función de la distribución de tamaños. Sin embargo, con F/M bajas de 0.1 a 0.3 g DQO g SSV⁻¹ d⁻¹, los flóculos se tornaron quebradizos.

Con relación al efecto de la concentración de oxígeno disuelto (OD) existe la aceptación generalizada que un valor de OD menor de 1 mg L⁻¹ en el reactor aerobio favorece el desarrollo de microorganismos filamentosos respecto de los floculantes (Strom y Jenkins, 1984; Richard *et al.*, 1985; Jenkins *et al.*, 1993). Estudios realizados por Tanaka *et al.* (1985) con cultivos puros de bacterias filamentosas (*Sphaerotilus sp.*) y formadoras de flóculos (*Pseudomonas sp.*) indicaron que en condiciones de OD bajo (OD < 1 mg L⁻¹) los microorganismos floculantes crecían en forma dispersa mientras que los filamentosos daban formas filamentosas extendidas. Sin embargo, en condiciones de OD alto (OD > 1 mg L⁻¹) los microorganismos floculantes se agregaban formando flóculos mientras que los filamentosos formaban pellets de estructura relativamente compacto.

Con relación al déficit de nutrientes (nitrógeno o fósforo), algunos autores sugieren que una relación DQO: N > 20 g DQO g N⁻¹ o DQO: P > 100 g DQO g P⁻¹ en el agua residual a tratar favorecía la aparición de bulking filamentosos por *S. natans* (Richard *et al.*, 1985; Wanner, 1994).

2.3.4 Control de los lodos abultados filamentosos

El lodo abultado filamentosos genera problemas tanto desde el punto de vista ambiental (se produce una fuga de sólidos del sedimentador afectando la calidad del efluente). Por lo tanto, el objetivo es evitar la aparición de este problema o bien una vez que se produce resolverlo rápidamente.

En la actualidad existen dos estrategias o métodos de control de lodos abultados filamentosos: métodos específicos (también llamados biológicos) y métodos no específicos. Los métodos específicos se basan en controlar y suprimir selectivamente el desarrollo de microorganismos filamentosos sin alterar o favoreciendo el desarrollo de los microorganismos floculantes (Cech *et al.*, 1985; Jenkins *et al.*, 1993; Wanner, 1994).

Los métodos no específicos de control de lodos abultados filamentosos tienen como objetivo tratar los síntomas del exceso de microorganismos filamentosos en los lodos activados con el fin de proteger la calidad final del efluente. Los métodos no específicos de control de lodos abultados filamentosos pueden ser agrupados en tres categorías (Jenkins *et al.*, 1993):

- 1.- Manejo del caudal de recirculación (Q_r) y de los puntos de alimentación al reactor de aireación.
- 2.- Adición de agentes químicos (floculantes o coagulantes) con el objeto de mejorar la velocidad de sedimentación y compactación de los lodos.
- 3.- Agregado de agentes tóxicos (biocidas) los cuales inactivan selectivamente a los microorganismos filamentosos.

En la actualidad la cloración es el método más ampliamente utilizado para el control de lodos abultados filamentosos. Uno de los principales problemas que presenta esta técnica es que la dosificación continúa siendo básicamente empírica y se corre el riesgo de eliminar toda la flora. Adicionalmente se generan productos secundarios de la cloración muchos de los cuales se desconoce su toxicidad por lo que el método está siendo cuestionado (Switzenbaum *et al.*, 1992).

CAPÍTULO 3

Metodología

3.1 Instalación experimental

Para evaluar la remoción de contaminantes y transformaciones de nitrógeno en un sistema de lodos activados operado con altas cargas orgánicas, se instaló un sistema experimental (Foto 3.1 y Figura 3.1) que consistió de tres reactores aerobios, elaborados de acero inoxidable, en los cuales se colocaron difusores de aire de burbuja fina para suministrar oxígeno y provocar el mezclado de la biomasa en los reactores (Foto 3.2). Cada reactor cuenta con su respectivo sedimentador en forma de una pirámide invertida. En la parte central superior del sedimentador está instalado un vertedor cuya posición vertical es ajustable y define el volumen efectivo de sedimentación para asegurar el tiempo de residencia hidráulica requerido. El volumen total de cada sedimentador es de 32 L y el volumen efectivo depende del ajuste de la altura de los vertedores. Las dimensiones de los reactores y los sedimentadores se presentan en la Figura 3.2. El volumen efectivo de cada reactor es de 33.6 L. Para mantener la concentración deseada de la biomasa en los reactores o sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado, se recirculó y purgó el lodo del sedimentador secundario. El exceso de lodo se extraía desde el fondo del sedimentador secundario. Se utilizaron bombas peristálticas para la alimentación de los reactores y para la recirculación de la biomasa, estas se pueden observar en la foto 3.3.



Foto 3.1 Vista del sistema experimental.

Al observar problemas de lodos abultados de la biomasa durante el primer mes de operación, en la entrada del agua a los reactores se instalaron mamparas sumergidas en el agua a una distancia del fondo de 5 cm y a una distancia de la pared de 3.5 cm. Esto permite una mejor distribución del flujo del agua en los reactores y evitar posibles zonas muertas o cortos circuitos. El volumen de la zona definida por la mampara fue de 2.2 L.



Foto 3.2 Reactor biológico y difusores de aire.



Foto 3.3 Bombas utilizadas para la recirculación en el R1, R2 y R3.

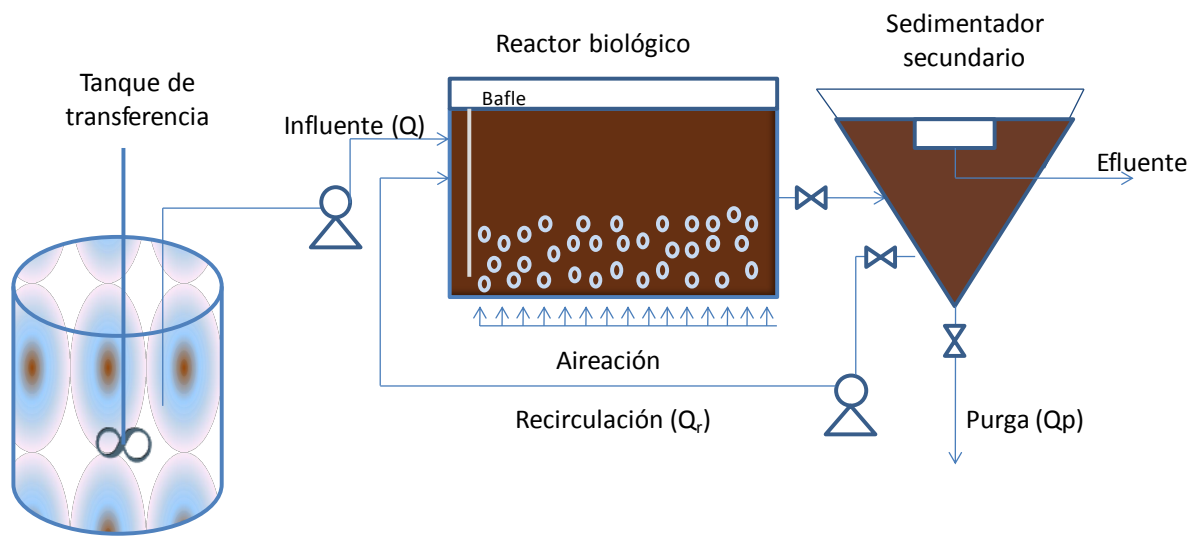


Figura 3. 1 Diagrama de flujo de un reactor en operación.

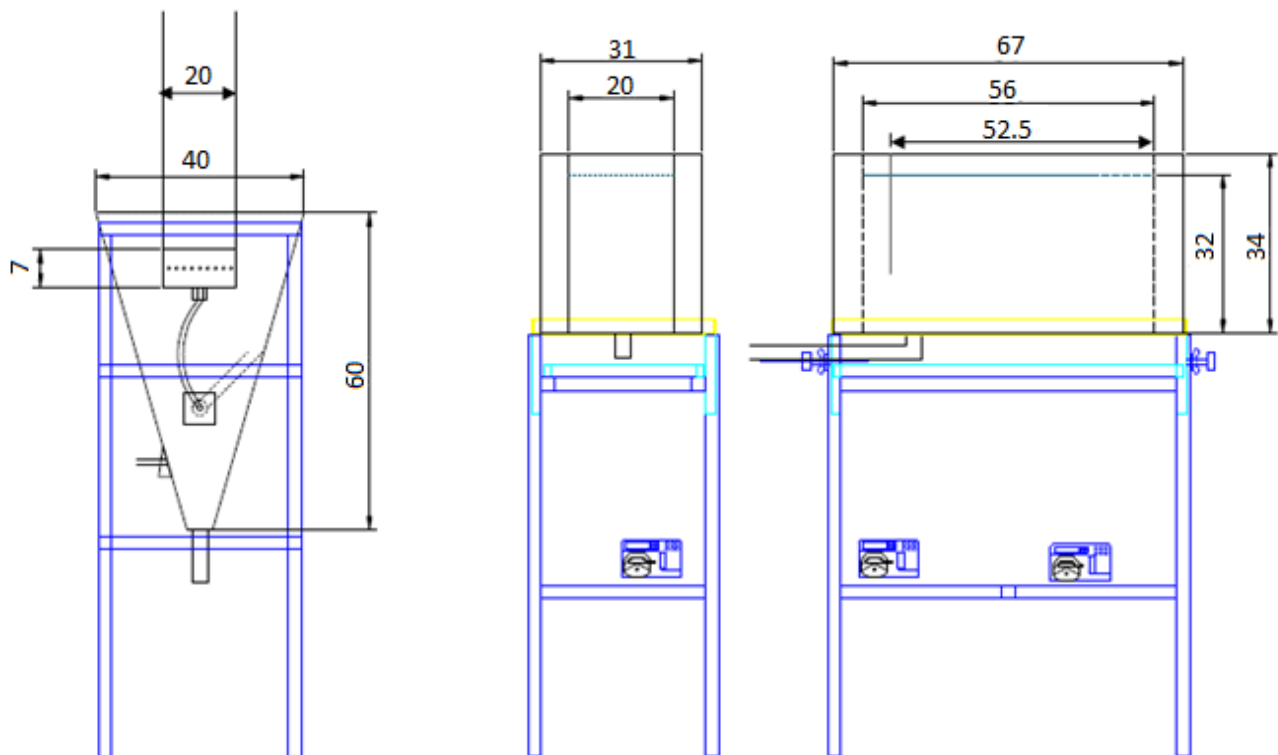


Figura 3. 2 Dimensiones de los reactores y sedimentadores.

3.2 Parámetros de operación y procedimiento experimental

El sistema de tratamiento experimental fue alimentado con aguas residuales crudas de origen municipal. El agua residual utilizada en este estudio se transportaba una vez por semana desde el Emisor central, el punto de la salida del tubo al canal en Atotonilco (Foto 3.4), a las instalaciones del IMTA en una pipa con una capacidad de 20 m³ (Foto 3.5) y se almacenaba en un tanque en donde los sólidos sedimentaban. De allí, de una altura del fondo igual a la mitad del tirante, se llenaba por gravedad el tanque de transferencia, en el cual el agua se mantenía homogeneizada. Del tanque de transferencia se alimentaban los tres reactores mediante bombas peristálticas. Las muestras del influente se tomaban de la manguera en la entrada a los reactores.

Cada uno de los reactores se operó con diferente TRH: Reactor 1 con TRH=2 h; Reactor 2 con TRH=3 h; Reactor 3 con TRH=4h. Para mantener la concentración de la biomasa en el reactor se realizó una recirculación de la biomasa del sedimentador secundario al reactor biológico, la cual se mantuvo constante ($Q_r/Q=1$) durante toda la experimentación.

La carga orgánica aplicada a los reactores variaba dependiendo de la cantidad de la materia orgánica en el agua residual. En el estudio se pretendía evaluar el efecto de altas cargas orgánicas (0.9-2.4 kg DBO m⁻³ d⁻¹) sobre la remoción de los principales contaminantes en el agua residual. La carga orgánica se determinaba 3 veces por semana durante todo el periodo experimental.

Otro parámetro importante es el tiempo de retención de sólidos (TRS), el cual depende de varios factores: Carga orgánica, tasa de crecimiento de la biomasa, tasa de decaimiento, biodegradabilidad de la materia orgánica. Para la determinación del TRS se midió el volumen del lodo extraído del sedimentador secundario y la concentración de sólidos volátiles en este lodo. El resto de los parámetros necesarios para el cálculo del TRS se determinaban durante el seguimiento y evaluación del proceso.

La temperatura del agua influye sobre la tasa de degradación de la materia orgánica y sobre el crecimiento de la biomasa. En este estudio se permitió la variación de la temperatura del agua durante el experimento, pero la temperatura se medía diariamente en los reactores para determinar el intervalo de variación.



Foto 3.4 Punto de muestreo y toma de muestra.

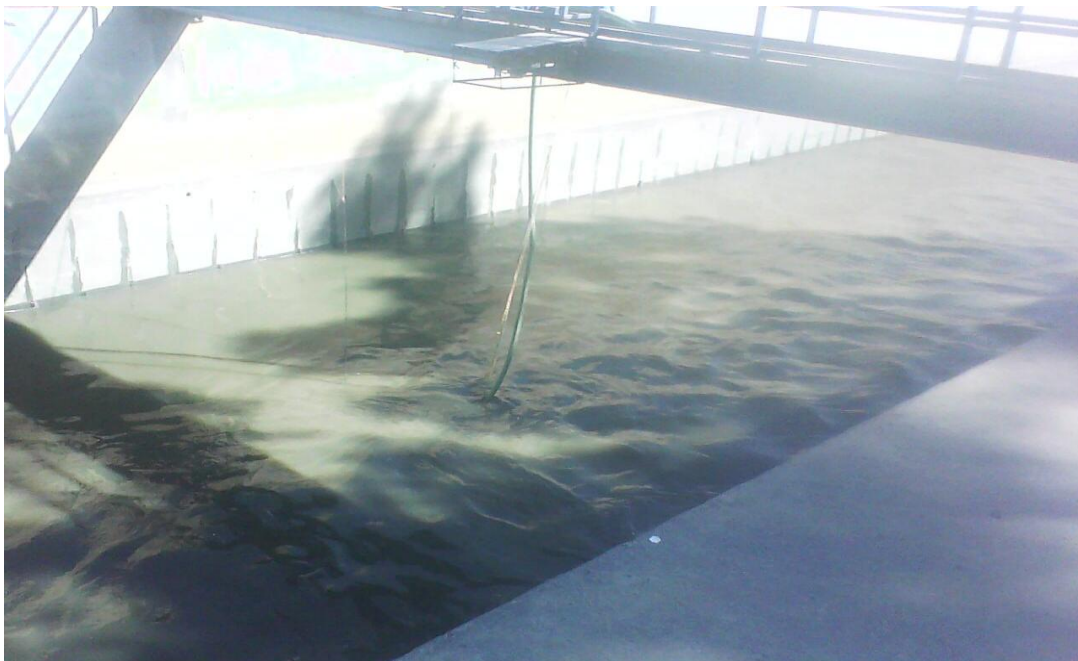


Foto 3.5 Transporte del agua residual del Emisor central a las instalaciones del IMTA.

En la Tabla 3.1 se presentan los caudales de aguas residuales a cada uno de los reactores experimentales para proporcionar el TRH requerido.

Tabla 3. 1 Caudales del influente de aguas residuales y TRH en cada uno de los reactores.

Nombre del reactor	TRH, h	Vefectivo, L	Q, L h ⁻¹	Q, L d ⁻¹	Q, mL min ⁻¹
R1	2	33.6	16.8	403.2	280.0
R2	3	33.6	11.2	268.8	186.7
R3	4	33.6	8.4	201.6	140.0

Nota: R-reactor biológico. Se presenta el volumen efectivo de la zona aireada.

En la Tabla 3.2 se presentan las profundidades efectivas de los sedimentadores secundarios. La profundidad de clarificación se calculó dependiendo del Vclarificación requerido para asegurar 1.5 h de TRH. La profundidad de compresión se consideró entre 9 y 15 cm, de manera que las profundidades en los sedimentadores fueron ajustados a 56, 45 y 39 cm en los sedimentadores de R1, R2 y R3, respectivamente. Con las áreas superficiales calculadas para cada profundidad y los tres caudales de agua se determinaron las cargas superficiales para los tres sedimentadores que como se observa en la Tabla 3.2 son similares. En el cálculo se consideró una recirculación de biomasa de 100%.

Tabla 3. 2 Parámetros de operación de los sedimentadores secundarios.

Nombre del reactor	Q, L/h	TRH, h	V clarificación, L	H clarificación, cm	H efectivo, cm	Área superficial disponible, cm ²	Carga superficial, m ³ m ⁻² d ⁻¹
S1	16.8	1.5	25.2	47	56	1394	5.786
S2	11.2	1.5	16.8	32	45	900	5.973
S3	8.4	1.5	12.6	24	39	676	5.964

Nota: S-Sedimentador secundario.

El procedimiento experimental durante este estudio consistió en la inoculación de los reactores, período de aclimatación de la biomasa, estabilización del proceso, después de lo cual se realizó la evaluación de los tres sistemas de acuerdo con el objetivo de este estudio. Durante la inoculación, aclimatación de la biomasa y estabilización del proceso fue importante tener un lodo que presentara

las características microbiológicas adecuadas, por lo que los reactores fueron inoculados con un lodo extraído de una de las planta de tratamiento de aguas residuales municipales de la Ciudad de México, la planta “Cerro de la Estrella”. El objetivo fue asegurar la aportación de poblaciones microbianas que permitieran reducir los tiempos de aclimatación de las bacterias involucradas (Gebaurer, 2004). Durante todo el experimento se dió seguimiento a la tasa de respiración de los microorganismos, así como a la concentración y la sedimentabilidad de la biomasa, determinando SSV, SST en los reactores y el índice volumétrico de lodos (IVL).

La remoción de la materia orgánica se determinaba mediante el parámetro DQO durante las primeras etapas, de aclimatación de la biomasa y estabilización del proceso, después se empezó a determinar con el parámetro DBO. Durante la evaluación final se determinaron las remociones de GyA, NTK, Norg, N-NH₄⁺, fósforo, coliformes fecales (CF) y huevos de helmintos (HH).

3.3 Muestreo y determinaciones analíticas durante el período de estabilización del sistema

Con el fin de evaluar la estabilidad del sistema de lodos activados se tomaban muestras en el influente y efluente de cada sistema, así como en los reactores, y en las purgas de los sedimentadores. En las muestras se determinaban los parámetros mostrados en la Tabla 3.3. En esta misma tabla se indica el punto de muestreo y la frecuencia del muestreo para cada uno de los parámetros determinados.

Tabla 3. 3 Plan de muestreo de los parámetros que se consideraron fundamentales en la descripción para este tipo de sistema.

Parámetros	Frecuencia	Influente	LM			Purga	Efluente
			R1	R2	R3		
DQO	3/ semana	✓					✓
SST	3 /semana	✓	✓	✓	✓	✓	✓
SSV	3/ semana	✓	✓	✓	✓	✓	✓
IVL	Diario		✓	✓	✓		
OUR	Diario		✓	✓	✓		
OD	Diario	✓	✓	✓	✓		
pH	Diario	✓	✓	✓	✓		✓
T °C	Diario	✓	✓	✓	✓		✓

Nota: OUR-Tasa de consumo de oxígeno.

3.4 Período de evaluación de los sistemas de lodos activados

Desde el arranque del sistema experimental se observaron problemas de lodos abultados, flotación de la biomasa en los sedimentadores, deterioró en el proceso de sedimentación y la compresión. En la entrada a los reactores se insertó un baffle para mejorar las condiciones hidrodinámicas, evitar zonas muertas y cortos circuitos. También se disminuyó el caudal del aire y el OD en los reactores. Al iniciar la experimentación, la DQO del agua residual fue relativamente baja, después aumentó, lo cual provocó incrementos de la carga orgánica. En las Tablas 3.4 y 3.5 se presentan los valores de los principales parámetros de operación durante los diferentes períodos de la experimentación.

La recirculación se mantuvo en 100% durante todo el experimento. Durante el período de evaluación se redujo paulatinamente la aireación para observar así su efecto sobre la sedimentabilidad y sobre la remoción de la materia orgánica y nitrógeno.

Tabla 3. 4 Parámetros de operación del sistema experimental durante los primeros 44 días de operación.

Nombre del reactor	Período de aclimatación Días 1-27 desde el arranque OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹				Día 28-44 desde el arranque OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹			
	F/M (DQO)	COV (DQO)	SSVLM, mg L ⁻¹	TRS, d	F/M (DQO)	COV (DQO)	SSVLM, mg L ⁻¹	TRS, d
R1 (TRH=2h)	1.34	1.60	1,251	3.16	3.23	3.11	982	1.75
R2 (TRH=3h)	0.88	1.14	1,359	3.83	2.00	2.26	1,148	3.16
R3 (TRH=4h)	0.80	0.90	1,257	3.90	1.53	1.53	1,111	3.16

Nota: F/M (DQO) - F/M calculada con base en la DQO, kg DQO kg⁻¹ SSVd⁻¹;

COV (DQO) - COV calculada con base en la DQO, kg DQO m⁻³ d⁻¹;

SSVLM - sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado, mg L⁻¹;

TRS - Tiempo de retención de sólidos, d.

Tabla 3. 5 Parámetros de operación del sistema experimental durante los dos períodos experimentales en los cuales la evaluación se realizó con todos los parámetros.

Nombre del reactor	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹						Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹					
	F/M (DQO)	F/M (DBO)	COV (DQO)	COV (DBO)	SSVLM, mg L ⁻¹	TRS, d	F/M (DQO)	F/M (DBO)	COV (DQO)	COV (DBO)	SSVLM, mg L ⁻¹	TRS, d
R1 (TRH=2h)	5.27	2.37	4.51	2.00	831	2.52	8.61	4.28	4.56	2.26	650	1.54
R2 (TRH=3h)	2.71	1.25	2.90	1.29	1,011	3.27	4.32	2.12	3.08	1.52	868	3.07
R3 (TRH=4h)	2.28	1.09	2.30	1.02	1,066	4.00	2.66	1.35	2.30	1.13	1,084	4.25

Nota: F/M (DQO) - F/M calculada con base en la DQO, kg DQO kg SSV⁻¹ d⁻¹;

F/M (DBO) - F/M calculada con base en la DBO, kg DBO kg SSV⁻¹ d⁻¹;

COV (DQO) -COV calculada con base en la DQO, kg DQO m⁻³ d⁻¹;

COV (DBO) - COV calculada con base en la DBO, kg DBO m⁻³ d⁻¹.

3.5 Muestras durante el período de evaluación y técnicas analíticas

Durante el período de evaluación de los tres sistemas experimentales se siguió el muestreo en los mismos puntos como en el período inicial, pero se incrementó la cantidad de los parámetros de calidad del agua. En la Tabla 3.6 se presentan los parámetros, la frecuencia de medición y los puntos de muestreo para cada parámetro. En la Tabla 3.7 se presentan las técnicas de análisis utilizadas para cada parámetro.

Durante toda la experimentación el muestreo se realizó de acuerdo a la normatividad (NMX-AA-003-1980), se tomaron los volúmenes de muestras de agua residual necesarios para cada análisis, así mismo se utilizaron los recipientes adecuados para cada determinación analítica. Las muestras obtenidas fueron analizadas inmediatamente, siguiendo de esta forma el estado del sistema.

La Tabla 3.8 muestra los equipos utilizados para cada una de las mediciones, así mismo se indican las características correspondientes para cada uno de ellos de acuerdo a la determinación analítica de cada parámetro.

Tabla 3. 6 Parámetros y frecuencia de medición

Análisis	Frecuencia	Influente	Licor mezclado	Recirculación Qr	Purga Qp	Efluentes
Caudales	Diario	✓		✓		
Sólidos suspendidos totales (SST)	3/semana	✓	✓	✓	✓	✓
Sólidos suspendidos Volátiles (SSV)	3/semana	✓	✓	✓	✓	✓
Demanda química de oxígeno (DQO _t y DQO _s)	3/semana	✓				✓
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO _{5t} y DBO _{5s})	3/semana	✓				✓
Nitrógeno: NTK, N-NH ₄ ⁺ , N _{org} , N-NO ₂ ⁻ , N-NO ₃ ⁻	3/semana	✓				✓
Fósforo total (PT)	3/semana	✓				✓
Grasas y aceites (GyA)	1/semana	✓				✓
Coliformes fecales (CF)	1/semana	✓				✓
Huevos de Helmintos (HH)	1/semana	✓				✓
Oxígeno disuelto (OD)	Diario		✓			
pH	Diario		✓			
Temperatura (T)	Diario		✓			
Índice volumétrico de lodos (IVL)	Diario		✓			
Tasa de consumo de oxígeno (OUR)	diario		✓			

Nota: DQO_t - Demanda química de oxígeno total

DQO_s - Demanda química de oxígeno soluble

DBO_{5t} - Demanda Bioquímica de oxígeno total al quinto día

DBO_{5s} - Demanda Bioquímica de oxígeno soluble al quinto día.

Tabla 3. 7 Técnicas analíticas

Parámetro	Técnicas analíticas	Referencias
Caudales	Volumen/tiempo	Ley Federal sobre Metrología y Normalización
Sólidos suspendidos totales (SST)	Gravimétrico	Secado de muestra remanente en el filtro a 103 - 105°C. NMX-AA-034 -SCFI- 2001
Sólidos suspendidos Volátiles (SSV)	Gravimétrico	Evaporación de la muestra a 550°C. NMX-AA-034 -SCFI- 2001
Demanda química de oxígeno (DQO _t y DQO _s)	Colorimétrico	NMX-AA-030 -SCFI- 2001/IMTA CAQAF6-07
Demanda Bioquímica de oxígeno (DBO _{5t} y DBO _{5s})	Volumétrico	NMX-AA-028 -SCFI- 2001
Nitrógeno: N-NO ₂ ⁻ , N-NO ₃ ⁻	Colorimétrico/Hach	NMX-AA-079 -SCFI- 2001/Method 8039 "Reducción de cadmió" NMX-AA-099 -SCFI- 2001/Method 8153 "Sulfato ferroso"
Nitrógeno: NTK, N-NH ₄ ⁺ , N _{org}	Volumétrico/Hach	NMX-AA-026 -SCFI- 2001/Method 8038 "Nessler"
Fósforo total (PT)	Colorimétrico/ Hach	NMX-AA-029 -SCFI- 2001/Method 8190, "Digestión de ácido de persulfató con Phosver"
Grasas y Aceites (GyA)	Gravimétrico	IMTA CAQAF6-23
Coliformes totales (CF)	Tubos múltiples	NMX-AA-030-SCFI-1987
Huevos del Helminto (HH)	Flotación	NMX-AA-113-SCFI-1999
Oxígeno disuelto (OD)	Electrodo de membrana	APHA 4500-0G
pH	Electrodo calibrado	NMX-AA-008 -SCFI- 2000
T ° C	Electrodo calibrado	NMX-AA-007 -SCFI- 2000
Índice volumétrico de lodos (IVL)	Probeta graduada (1000 mL)	Standard Methods
Tasa de consumo de oxígeno (OUR)	Electrodo de membrana	Ramalho, 1993

Tabla 3. 8 Equipos utilizados

Parámetro	Equipo	Características
Caudales	Probeta	Graduada de 500 mL, Kimax clase "A"
Sólidos suspendidos totales (SST)	Estufa Balanza analítica	Riossa Verificada a 103 - 105°C. Adventurer Ohaus, intervalo de medición: 0.2 mg-200 g
Sólidos suspendidos Volátiles (SSV)	Mufla	Furnace thermolyne temp: 550°C
Demanda química de oxígeno (DQO _t y DQO ₅)	Digestor	Hach (DRB200), rango de temp. reprogramable: 37-165°C.
Demanda Bioquímica de oxígeno (DBO _{5t} y DBO _{5s})	Medidor multiparámetro portátil	Hach, Sension 156, electrodo de membrana para OD. Rango de lectura 0-20 mg L ⁻¹ .
Nitrógeno: N-NO ₂ ⁻ , N-NO ₃ ⁻	Espectrofotómetro	Hach (DR/2400) Linealidad: ± 0.005 abs , desde 0.5 2.0 abs/IMTA CAFQF6-34
Nitrógeno: NTK, N-NH ₄ ⁺ , N _{org}	Espectrofotómetro	Hach (DR/2400) Linealidad: ± 0.005 abs , desde 0.5 2.0 abs/IMTA CAFQF6-34
Fósforo total (PT)	Espectrofotómetro	Hach (DR/2400) Linealidad: ± 0.005 abs , desde 0.5 2.0 abs/IMTA CAFQF6-34
Grasas y Aceites (GyA)	Estufa	IMTA CAQAF6-23
Coliformes totales (CF)	Incubadora Baño de agua	Techne, rango de temp: 5-60°C verificada a una T= 35°C Kalstein, verificado a una T= 44°C
Huevos del Helminto (HH)	Centrifuga Microscopio	Hettich, 2000-3000 rpm Motic, aumento 10 y 100x
Oxígeno disuelto (OD)	Medidor multiparámetro portátil	Hach, Sension 156, electrodo de membrana para OD. Rango de lectura 0-20 mg L ⁻¹ .
pH	Medidor multiparámetro portátil	Hach, Sension 156, electrodo de pH y buffers, rango: 2.00-19.99
T ° C	Medidor multiparámetro portátil	Hach, Sension 156, electrodo de pH, y T°C, rango de temp:-10 a 110°C.
Índice volumétrico de lodos (IVL)	Probeta	Graduada de 1000 mL, Kimax clase "A"
Tasa de consumo de oxígeno (OUR)	Medidor multiparámetro portátil	Hach, Sension 156, electrodo de membrana para OD. Rango de lectura 0-20 mg L ⁻¹ .

CAPÍTULO 4

Resultados y discusiones

4.1 Análisis del agua residual usada en el trabajo experimental

El trabajo experimental empezó el 21 de septiembre del 2010, época de lluvia, por lo cual durante los primeros 27 días la DQO_t fue muy baja, entre 100 y 200 $mg L^{-1}$. Se observa el aumento de la DQO_t la cual fue entre 250 y 580 $mg L^{-1}$ durante los dos últimos períodos experimentales. A partir del día 45 (5 de noviembre, 2010), época de estiaje, empezó el seguimiento de los parámetros DQO_s , DBO_{5_t} y DBO_{5_s} . Se observa que la DBO_{5_t} varió entre 120 y 390 $mg L^{-1}$ durante los dos últimos períodos experimentales. En la Tabla 4.1 se presentan los promedios de todos los parámetros determinados, DQO_t , DQO_s , DBO_{5_t} , DBO_{5_s} , SST, SSV, NTK, $N-NH_4^+$ y PT para cada período experimental. Los valores son típicos para un agua residual sedimentada.

En el proyecto del sistema de lodos activados de la planta de Atotonilco está considerado un valor promedio de la DBO_{5_t} de 198 $mg L^{-1}$ para la época de estiaje y de 139 $mg L^{-1}$ para la época de lluvia. Los promedios de la DBO_{5_t} obtenidos durante los dos últimos períodos experimentales de este estudio fueron de 166 y de 189 mg/L para el tercer y cuarto período experimental respectivamente. El promedio durante el tercer período es en un 16% menor que el promedio de diseño para estiaje y el promedio durante el cuarto período es solo un 4.5% menor que el promedio de diseño para estiaje. Los dos promedios del tercer y cuarto período experimental son mayores que el promedio de diseño para la época de lluvia. Durante los primeros dos períodos se determinaba solo la DQO_t . Si consideramos que la DBO_{5_t} es la mitad de la DQO_t , los promedios de la DBO_{5_t} calculados serán de 67 y 120 $mg L^{-1}$ para el primer y segundo período experimental respectivamente. Esto significa promedios menores de los de diseño para el período de estiaje, en un 66% y en un 39% para el primer y segundo período respectivamente. El promedio de DBO_{5_t} calculado para el primer período experimental es casi la mitad del promedio de diseño para época de lluvia, pero durante el segundo período experimental el promedio calculado de la DBO_{5_t} es en un 14% menor que el promedio de diseño para época de lluvia. Los promedios de SST durante los dos últimos períodos experimentales fueron de 136 y de 132 $mg L^{-1}$. En el proyecto de la planta se consideró un valor promedio de SST de 95 $mg L^{-1}$ para la época de estiaje y de 161 $mg L^{-1}$ para la época de lluvia, los valores máximos indicados son de 152 y 240 $mg L^{-1}$, respectivamente.

Los promedios de NTK durante los dos últimos períodos experimentales fueron de 42.5 y de 41.9 $mg L^{-1}$. En el proyecto de la planta se consideró un valor promedio de NTK de 34.1 $mg L^{-1}$ para la época de estiaje y de 23.8 $mg L^{-1}$ para la época de lluvia, los valores máximos indicados son de 50 y 35 $mg L^{-1}$, respectivamente. Se observa que los valores de los tres principales parámetros en el agua residual usada en este estudio durante los últimos dos períodos están dentro de los intervalos de los valores considerados en el diseño de la planta para la época de estiaje.

Tabla 4. 1 Promedios de DQO_t , DQO_s , DBO_{5t} , DBO_{5s} , SST, SSV, NTK, $N-NH_4^+$ y PT en el influente a los reactores biológicos.

Período	DQO_t i	DBO_{5t} i	DQO_s i	DBO_{5s} i	SSTi	SSVi	NTKi	$N-NH_4^+$ i	PTi
Día 1-27	135	-	-	-	75	60	-	-	-
Día 28-44	240	-	-	-	57	46	-	-	-
Día 45-59	376	166	178	89	124	90	42.5	30.0	6.1
Día 62-87	391	189	219	111	136	108	41.9	32.0	7.1
Día 45-87	386	182	206	104	132	102	42.1	31.4	6.8

Nota: Todos los valores en $mg L^{-1}$.

En la Tabla 4.2 se presentan los valores de correlaciones importantes entre parámetros de calidad del agua determinados para los diferentes períodos del trabajo experimental. Se observa que la relación DBO_s/DQO_s es de 0.51 en promedio, pero la de DBO_t/DQO_t es ligeramente menor, de 0.45 en promedio lo cual indica que la materia orgánica disuelta es biodegradable y que la materia orgánica coloidal y particulada es menos degradable. Sin embargo, según las observaciones reportadas por Metcalf y Eddy (2003), las dos relaciones obtenidas están dentro del intervalo que indica una composición de la materia orgánica adecuada para poder realizar su biodegradación en los sistemas de tratamiento biológico. Se observa también que las relaciones promedio de SSV/SST calculadas para los últimos períodos experimentales son de 0.76 y 0.80, en promedio 78 % de los SST es de origen orgánico. Las relaciones de $DBO_t/NTK < 20$ y $DBO_t/P < 100$ indican que hay suficientes nutrientes para el desarrollo normal de los microorganismos.

Tabla 4. 2 Relaciones entre parámetros determinados en el agua residual influente a los reactores biológicos.

Período	DBO_t/DQO_t	DBO_s/DQO_s	DQO_s/DQO_t	DBO_s/DBO_t	SSV/SST	DBO_t/NTK	DBO_t/P
Día 1-27	-	-	-	-	0.81	-	-
Día 28-44	-	-	-	-	0.70	-	-
Día 45-59	0.39	0.50	0.49	0.56	0.76	3.87	28.18
Día 62-87	0.49	0.52	0.59	0.61	0.80	4.49	26.85
Día 45-87	0.45	0.51	0.56	0.60	0.78	4.29	27.27

En la Tabla 4.3 se presentan los valores de los parámetros GyA y coliformes fecales (CF) que fueron determinados en el influente durante los dos últimos períodos experimentales. No se determinó presencia de HH en ninguna muestra del influente a los reactores biológicos, lo cual se atribuye a su remoción durante la sedimentación primaria.

Tabla 4.3 Promedios de GyA y coliformes fecales en el influente a los reactores biológicos.

Período	GyA, mg L ⁻¹	CF, NMP (100 mL) ⁻¹
Día 45-59	50	1.33E+06
Día 62-87	34	3.67E+06
Día 45-87	40	2.79E+06

4.2 Remoción de materia orgánica

En la Figura 4.1 se presenta la variación de la DQO_t en el influente y en los efluentes de los tres reactores biológicos y en la Figura 4.2 se presentan las remociones de la DQO_t . Durante los primeros dos períodos experimentales (día 1-27, de aclimatación; día 28-44, de estabilización y ajuste), la DQO_t del agua residual fue relativamente baja, subiendo paulatinamente con la entrada al período de estiaje. Durante el período de estabilización del proceso comprendido del día 28-44 se alcanzó una COV de 4.6 kg DQO m⁻³ d⁻¹, este valor está dentro del intervalo de diseño del sistema de lodos activados a alta carga orgánica. Sin embargo la F/M aumentó hasta 4.1 kg DQO kg SSVLM⁻¹ d⁻¹, un valor alto para el sistema de lodos activados de alta tasa, lo cual fue ocasionado por el problema de los lodos abultados que persistía a pesar de todas las medidas de prevención consideradas. Este problema no permitía mantener una concentración adecuada de SSVLM en cada uno de los reactores. La disminución de la remoción de DQO_t que se observa en la Figura 4.2 durante el período de aclimatación se debió a pérdida de biomasa. Después de la adición de nueva biomasa, a pesar de que los lodos abultados permanecieron, la remoción aumentó.

En la Tabla 4.4 se presentan los promedios de los valores de DQO_t en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor. Se observa que los promedios calculados para el segundo período (día 28-44 desde el arranque) son entre 76 y 82%. Es por esto que se decidió proceder a la evaluación del proceso con todos los parámetros de calidad de agua considerados en esta investigación. Empezó la determinación de DQO_s , DBO_{5t} y DBO_{5s} .

La variación de la DQO_s en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.3 y las remociones de la DQO_s en la Figura 4.4. En la Tabla 4.5 se presentan los promedios de los valores de DQO_s en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

Las remociones promedio de la DQO_t obtenidas en los reactores en el tercer período (día 45-59) fueron menores comparadas con las obtenidas en el segundo período (día 28-44). Esto se puede atribuir a las mayores cargas orgánicas ya que el OD promedio fue muy similar en los dos períodos, 3.5 mg L^{-1} en el segundo y 3.2 mg L^{-1} en el tercero.

Las remociones promedio de DQO_t y DQO_s fueron menores en el cuarto período (día 62-87) comparadas con las obtenidas durante el tercer período (día 45-59). En los reactores R1 y R2 esto se puede atribuir a la menor cantidad de aire suministrada, con OD promedio de 2.0 mg L^{-1} durante el último período experimental, así como a las mayores F/M promedio determinadas en el último período.

En el caso de R3 el promedio de la F/M durante el cuarto período fue de $2.7 \text{ kg DQO kg SSVLM}^{-1} \text{ d}^{-1}$, poco mayor al obtenido durante el tercer período, de $2.3 \text{ kg DQO kg SSVLM}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Entonces, la menor remoción de DQO_t y DQO_s en este reactor durante el último período se puede atribuir básicamente a la disminución del OD.

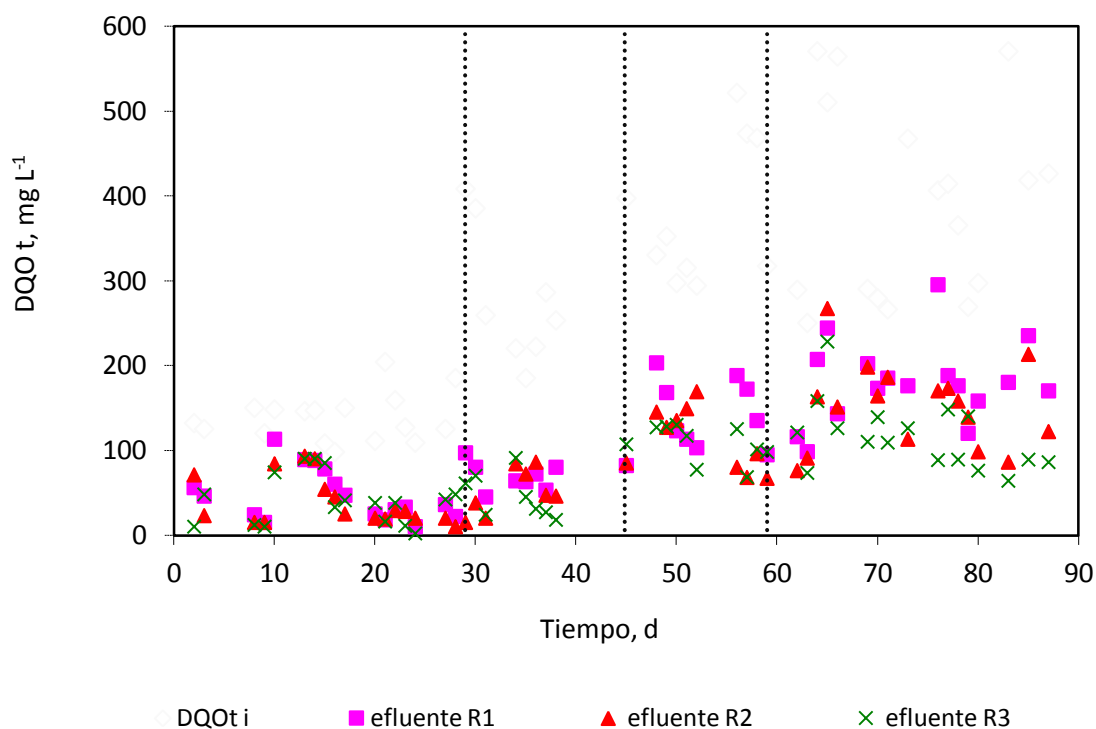


Figura 4. 1 Variación de la DQO_t durante el período experimental.

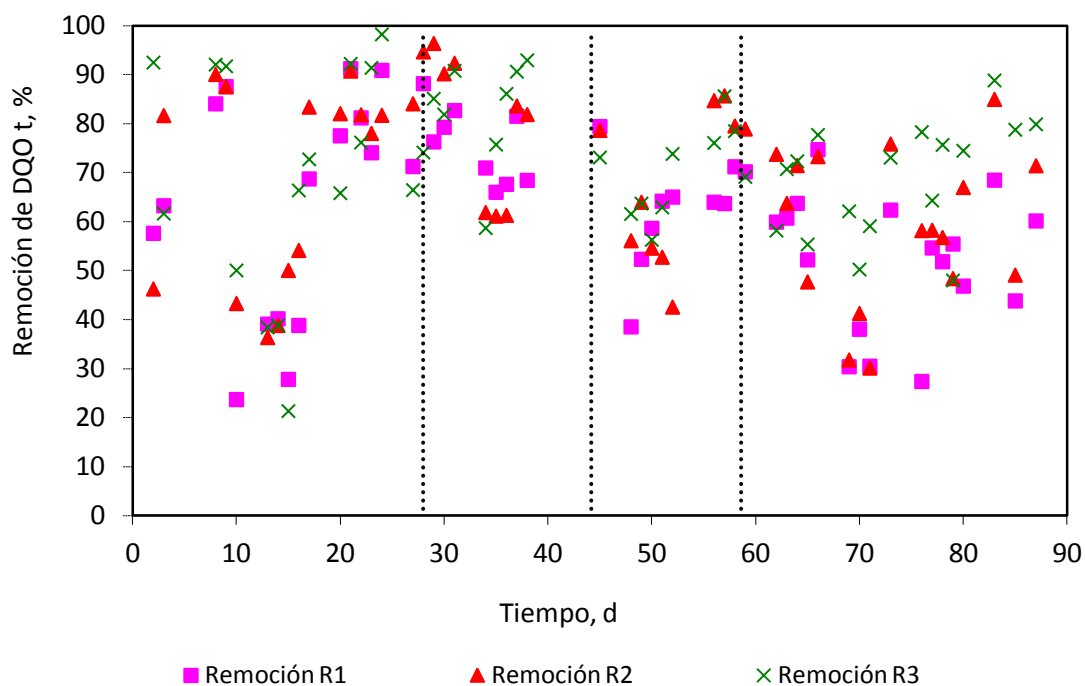


Figura 4. 2 Variación de la remoción de DQO_t durante el período experimental.

Tabla 4. 4 Remociones promedio de DQO_t en los tres reactores y valores promedio de la DQO_t en los efluentes.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹		Día 28-44 desde el arranque OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹		Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	DQO _t e, mg L ⁻¹	Rem.DQO _t , %	DQO _t e, mg L ⁻¹	Rem.DQO _t , %	DQO _t e, mg L ⁻¹	Rem.DQO _t , %	DQO _t e, mg L ⁻¹	Rem.DQO _t , %
R1 (TRH=2h)	48	64	64	76	138	63	180	52
R2 (TRH=3h)	41	69	46	80	112	68	151	59
R3 (TRH=4h)	40	70	46	82	108	70	116	69

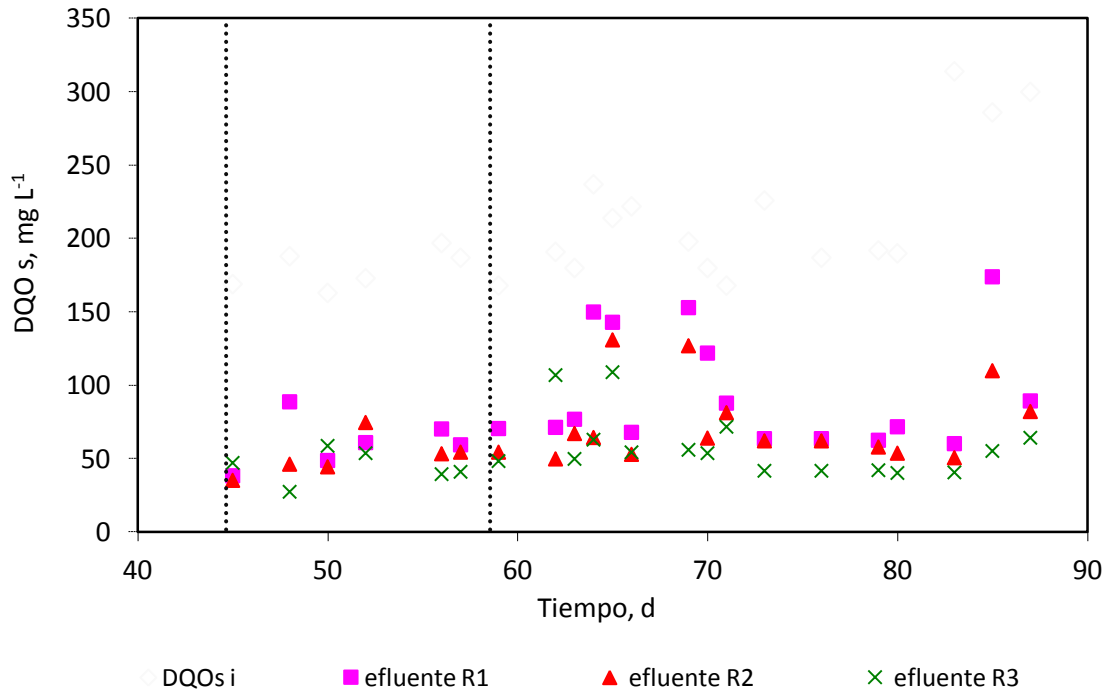


Figura 4. 3 Variación de la DQO₅ durante el período experimental.

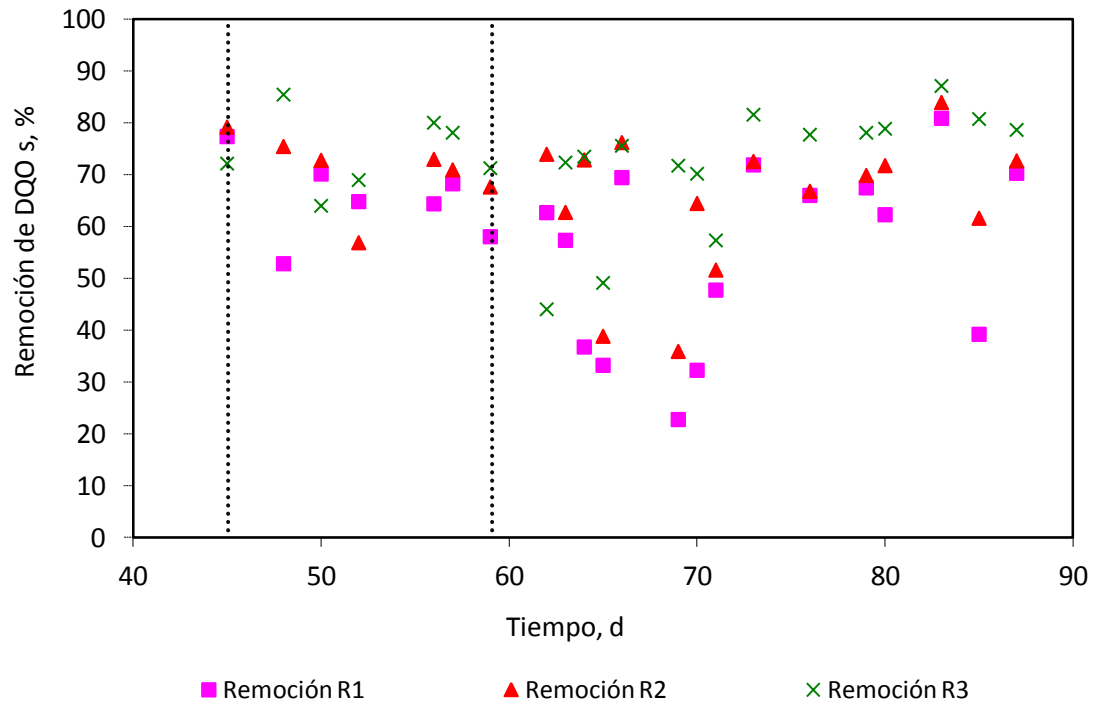


Figura 4. 4 Variación de la remoción de DQO₅ durante el período experimental.

Tabla 4. 5 Remociones promedio de DQO_s en los tres reactores y valores promedio de la DQO_s en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L^{-1}		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L^{-1}	
	$DQO_s \text{ e, mg L}^{-1}$	Rem. DQO_s , %	$DQO_s \text{ e, mg L}^{-1}$	Rem. DQO_s , %
R1 (TRH=2h)	62	65	97	55
R2 (TRH=3h)	52	71	74	65
R3 (TRH=4h)	45	74	59	72

La variación de DBO_{5t} en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.5 y las remociones de DBO_{5t} en la Figura 4.6. En las Figuras 4.7 y 4.8 se presentan los valores de DBO_{5s} y las remociones obtenidas. En la Tabla 4.6 se presentan los promedios de los valores de DBO_{5t} en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor y en la Tabla 4.7 los promedios de los valores de DBO_{5s} en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

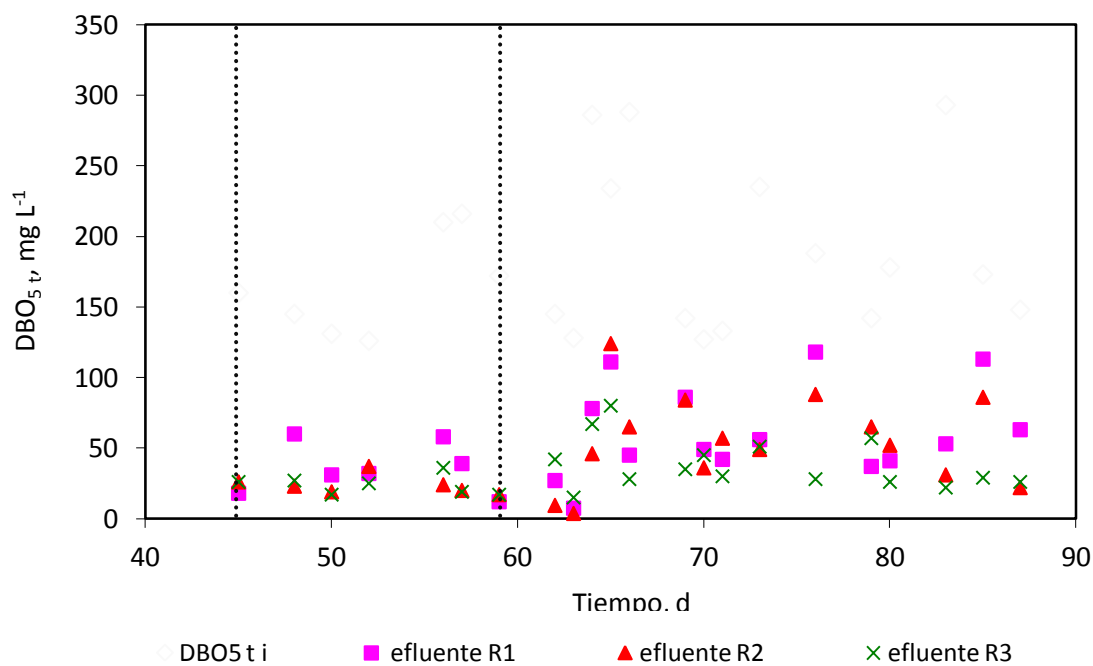


Figura 4. 5 Variación de la DBO_{5t} durante el período experimental.

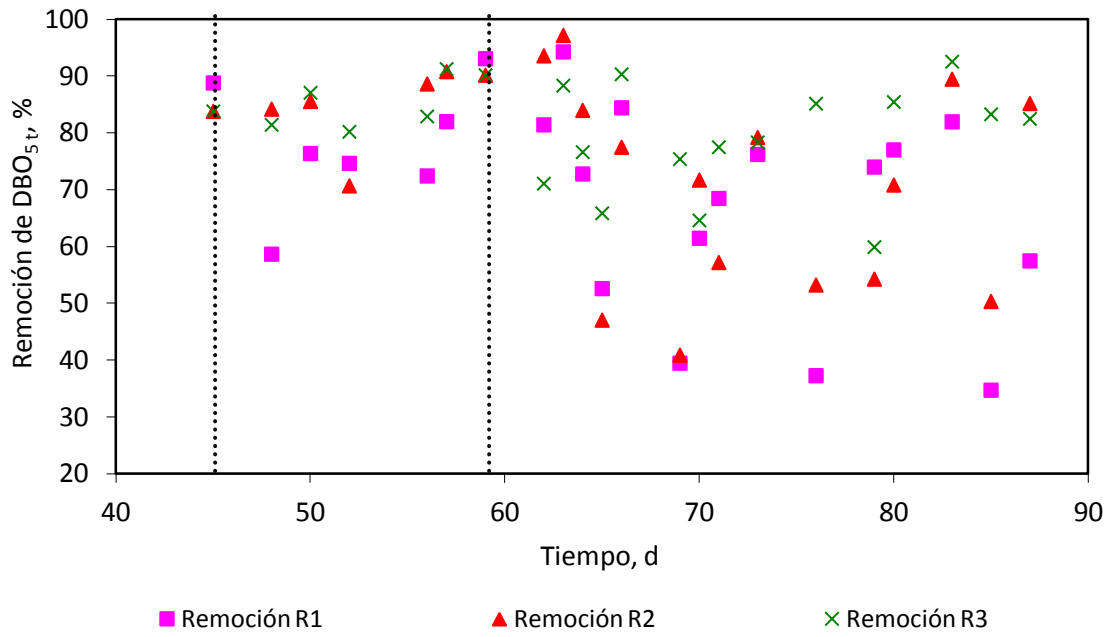


Figura 4. 6 Variación de la remoción de DBO_{5t} durante el período experimental.

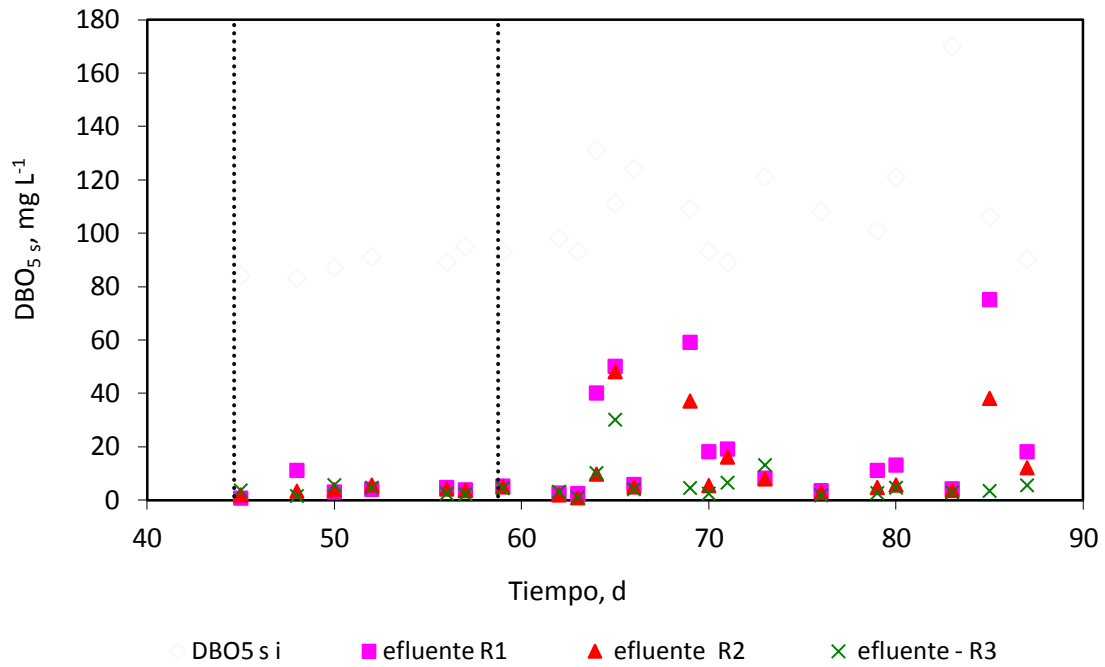


Figura 4. 7 Variación de DBO_{5s} durante el período experimental.

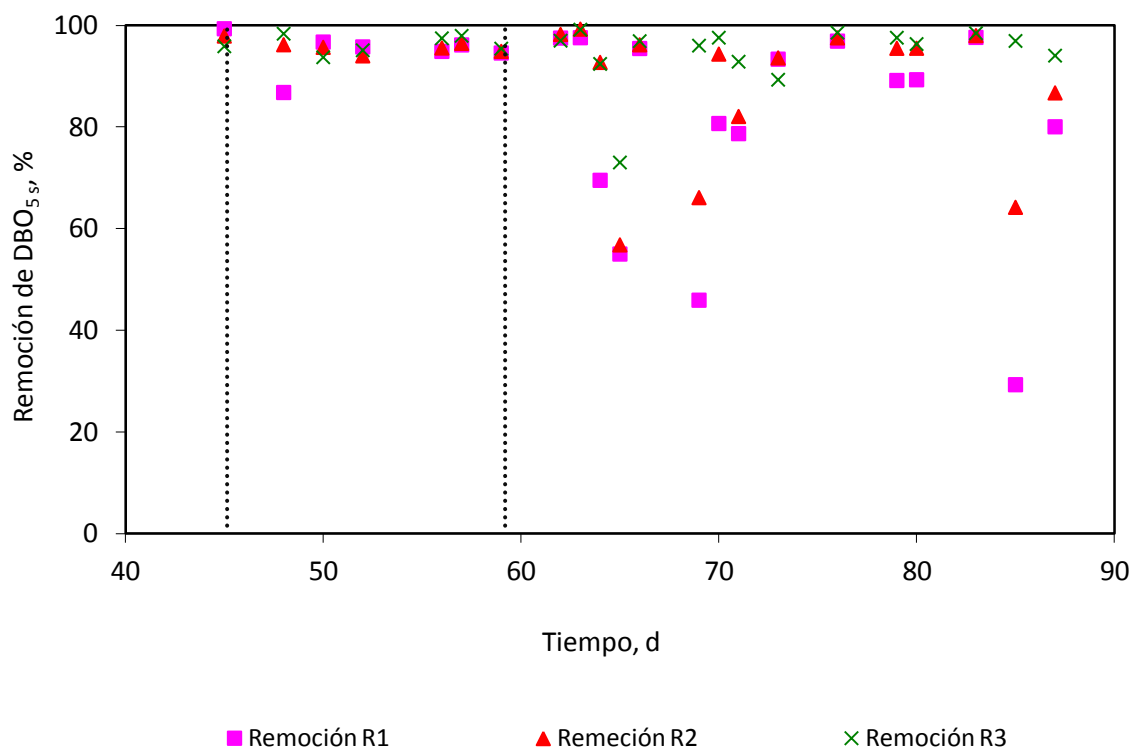


Figura 4. 8 Variación de la remoción de DBO_{5s} durante el período experimental.

Tabla 4. 6 Remociones promedio de DBO_{5t} en los tres reactores y valores promedio de la DBO_{5t} en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L^{-1}		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L^{-1}	
	$DBO_{5t} \text{ e,}$ mg L^{-1}	Rem. DBO_{5t} %	$DBO_{5t} \text{ e,}$ mg L^{-1}	Rem. DBO_{5t} %
R1 (TRH=2h)	36	78	62	66
R2 (TRH=3h)	24	85	55	70
R3 (TRH=4h)	24	85	39	78

Tabla 4. 7 Remociones promedio de DBO_{5s} en los tres reactores y valores promedio de la DBO_{5s} en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque		Día 62-87 desde el arranque	
	OD promedio de 3.2 mg L^{-1}		OD promedio de 2.0 mg L^{-1}	
	$\text{DBO}_{5s e}$, mg L^{-1}	Rem. $\text{DBO}_{5s r}$, %	$\text{DBO}_{5s e}$, mg L^{-1}	Rem. $\text{DBO}_{5s r}$, %
R1 (TRH=2h)	5	95	22	80
R2 (TRH=3h)	4	96	13	88
R3 (TRH=4h)	3	96	6	94

Igual que en el caso de DQO, las remociones promedio de DBO_{5t} y DBO_{5s} fueron menores en el cuarto período (día 62-87) comparadas con las obtenidas durante el tercer período (día 45-59). Como ya se mencionó, los promedios de las cargas orgánicas volumétricas fueron muy similares en ambos períodos en todos los reactores, sin embargo hubo diferencias en las F/M debido a los diferentes promedios de SSVLM determinados en los reactores durante los dos últimos períodos. El menor promedio de la remoción en los reactores R1 y R2 durante el cuarto período se puede atribuir a la menor cantidad de aire suministrada, con OD promedio de 2.0 mg L^{-1} durante el último período experimental, así como a las mayores F/M promedio determinadas el cuarto período.

En el caso de R3, como ya se mencionó, el promedio de la F/M durante el cuarto período fue de $2.7 \text{ kg DQO kg SSVLM}^{-1} \text{ d}^{-1}$, muy poco mayor al obtenido durante el tercer período, de $2.3 \text{ kg DQO kg SSVLM}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Entonces en este reactor, la menor remoción tanto de DQO_t y DQO_s , como de DBO_{5t} y DBO_{5s} durante el último período, se puede atribuir básicamente a la disminución del OD. En un sistema de lodos activados a alta tasa los microorganismos son continuamente alimentados con material orgánico y mantienen un consumo alto de oxígeno y una alta tasa de reproducción (Junkins, 1983). A medida que incrementa la materia orgánica medida como DQO se requiere de concentraciones más altas de OD para la oxidación biológica del material orgánico, por lo que una disminución de OD en el reactor biológico mostró una disminución el porcentaje de remoción de DQO y DBO. De acuerdo a la literatura los niveles típicos de OD en el reactor biológico aireado son entre 2 y 4 mg L^{-1} , y a concentraciones mayores no se producen notables mejoras en el proceso sino más bien aumentan los costos de aireación (Metcalf y Eddy, 1995).

De estos resultados se puede concluir que la disminución del OD de 3.2 a 2.0 mg/L puede provocar disminución de la remoción de la materia orgánica en 1-7%.

En el R3 la disminución fue en un 1% para la DQO_t , en un 7% para la DBO_{5_t} , en un 3% para la DQO_s y en un 2% para la DBO_{5_s} .

El efecto conjunto de la disminución de OD y del incremento de la F/M es más significativo. La remoción en los reactores R1 y R2 disminuyó en 6-15%.

Como es de esperarse, la remoción de la materia orgánica disminuye con el incremento de la carga orgánica y con la disminución del TRH.

La carga orgánica másica (relación F/M) es el parámetro con mayor efecto sobre la remoción de la materia orgánica (efecto mayor que el de la carga orgánica volumétrica).

4.3 Remoción de SST y de SSV

La variación de SST en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.9 y las remociones de SST en la Figura 4.10 En las siguientes Figuras 4.11 y 4.12 se presentan los valores de SSV y sus remociones. Se observa una variación muy alta de las concentraciones de los SST y SSV en los efluentes, muy frecuentemente éstos son mayores que las concentraciones en el influente. Esto es debido a la flotación de los sólidos en los sedimentadores y su frecuente arrastre con el efluente. En la Tabla 4.8 se presentan los promedios de los valores de SST en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor y en la Tabla 4.9 los promedios de los valores de SSV en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor. Las remociones fueron calculadas con base en los promedios de las concentraciones en el influente y en los efluentes para cada período experimental.

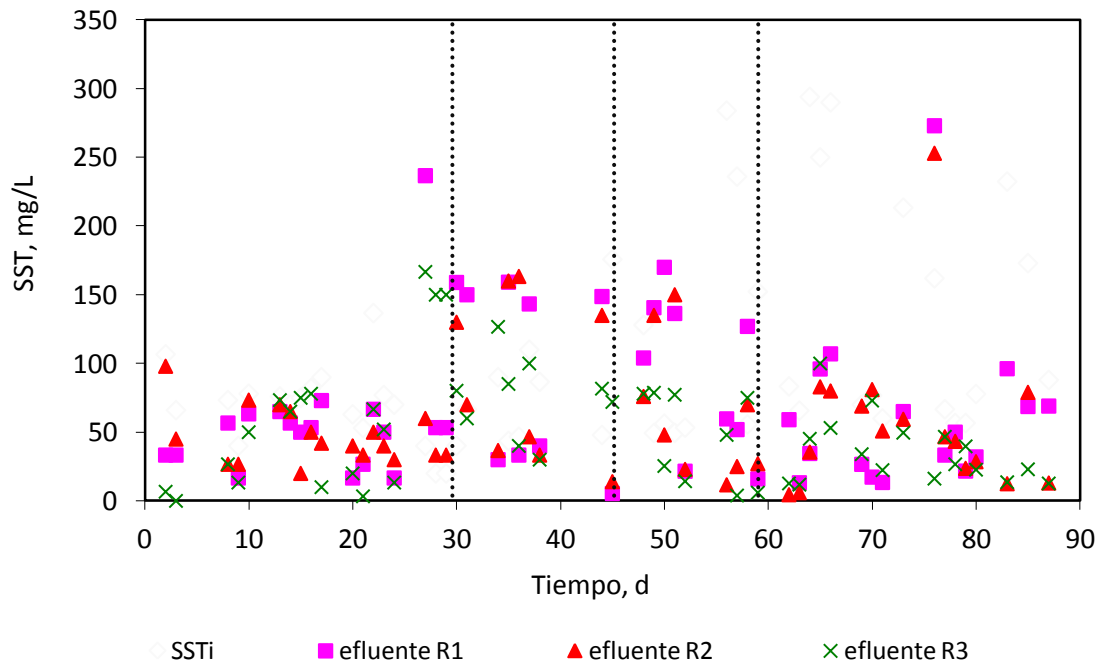


Figura 4. 9 Variación de SST durante el período experimental.

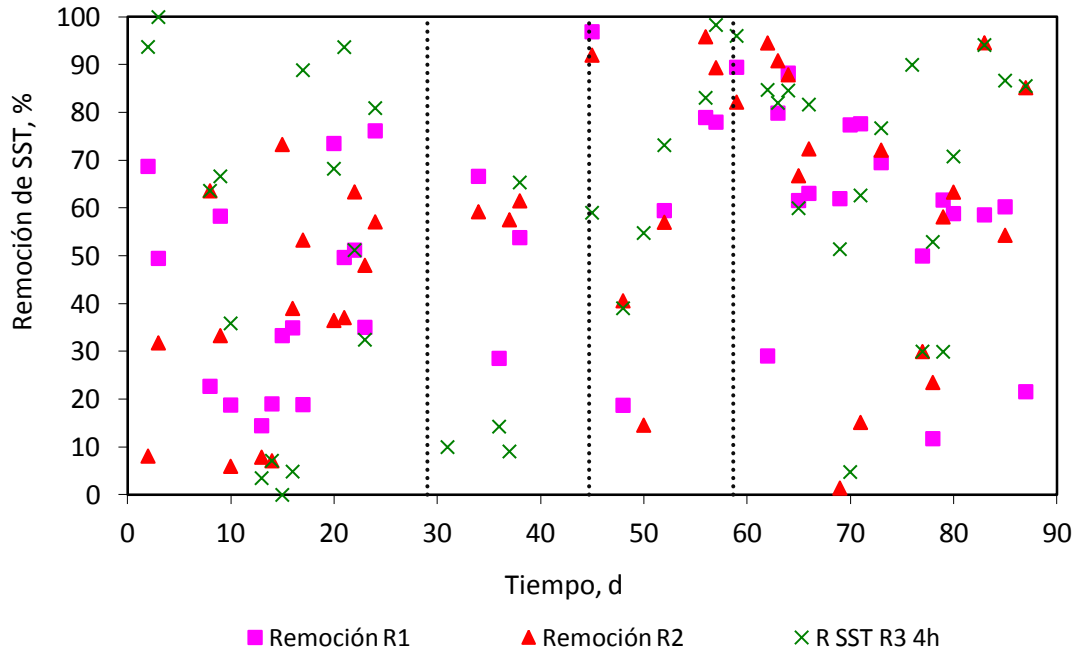


Figura 4. 10 Variación de la remoción de SST durante el período experimental.

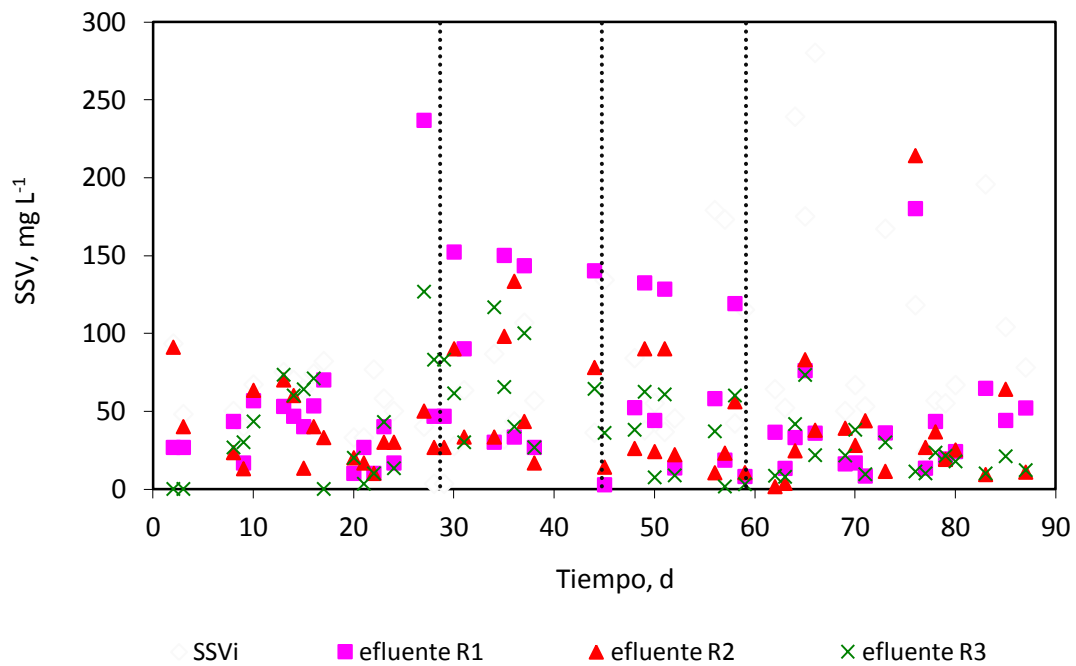


Figura 4. 11 Variación de SSV durante el período experimental.

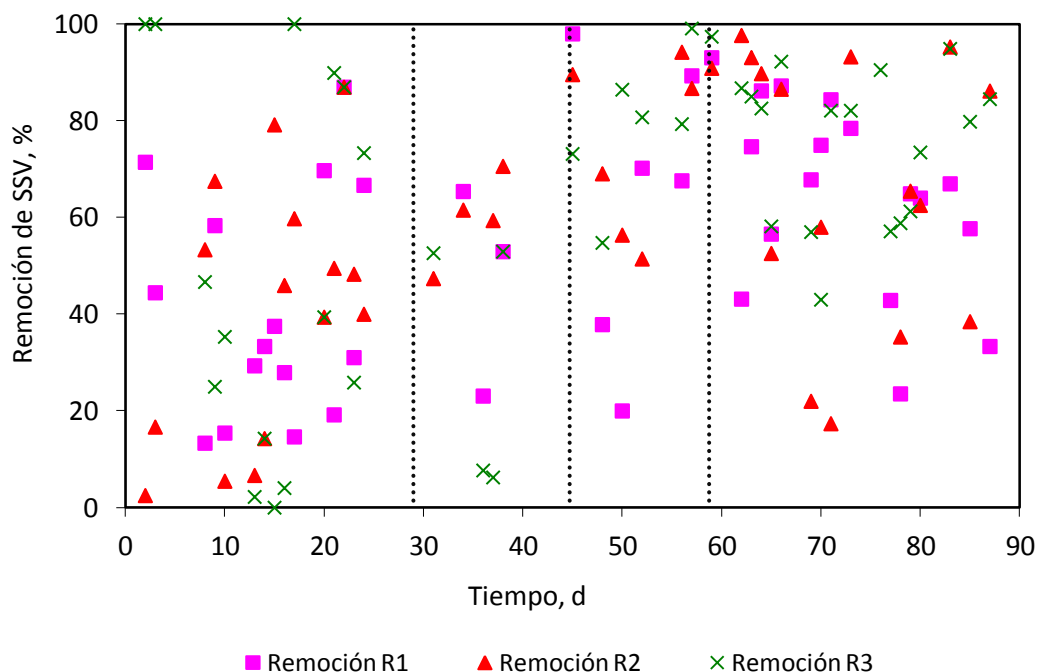


Figura 4. 12 Variación de la remoción de SSV durante el período experimental.

Tabla 4. 8 Remociones promedio de SST en los tres reactores y valores promedio de los SST en los efluentes.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹		Día 28-44 desde el arranque OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹		Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	SSTe, mg L ⁻¹	Rem.SST, %	SSTe, mg L ⁻¹	Rem.SST, %	SSTe, mg L ⁻¹	Rem.SST, %	SSTe, mg L ⁻¹	Rem.SST, %
R1 (TRH=2h)	57	24	97	0	83	33	63	54
R2 (TRH=3h)	48	36	84	0	58	53	57	58
R3 (TRH=4h)	45	40	90	0	48	61	35	74

Tabla 4. 9 Remociones promedio de SSV en los tres reactores y valores promedio de los SSV en los efluentes.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque		Día 28-44 desde el arranque		Día 45-59 desde el arranque		Día 62-87 desde el arranque	
	OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹		OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹		OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	SSVe, mg L ⁻¹	Rem.SSV, %	SSVe, mg L ⁻¹	Rem.SSV, %	SSVe, mg L ⁻¹	Rem.SSV, %	SSVe, mg L ⁻¹	Rem.SSV, %
R1 (TRH=2h)	48	19	86	0	58	54	42	69
R2 (TRH=3h)	38	37	58	0	37	70	40	71
R3 (TRH=4h)	37	39	67	0	31	75	22	84

4.4 Remoción y transformaciones de nitrógeno

4.4.1 Remoción de nitrógeno Kjeldahl (NTK)

La suma de ambas formas de nitrógeno, orgánico e inorgánico, es frecuentemente llamado nitrógeno total Kjeldahl. Representa la concentración total de todos los compuestos de nitrógeno presentes en una muestra y se expresa en mg L⁻¹. La diferencia entre el nitrógeno total Kjeldahl y el nitrógeno amoniacal representa la cantidad de nitrógeno unido o que forma parte de la materia orgánica.

La variación del NTK en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.13 y las remociones de NTK en la Figura 4.14. Se observa una disminución de las remociones durante el cuarto período experimental comparado con el tercero. Las remociones en el R3 son siempre mayores que las determinadas en R1 y R2. En la Tabla 4.10 se presentan los promedios de los valores de NTK en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

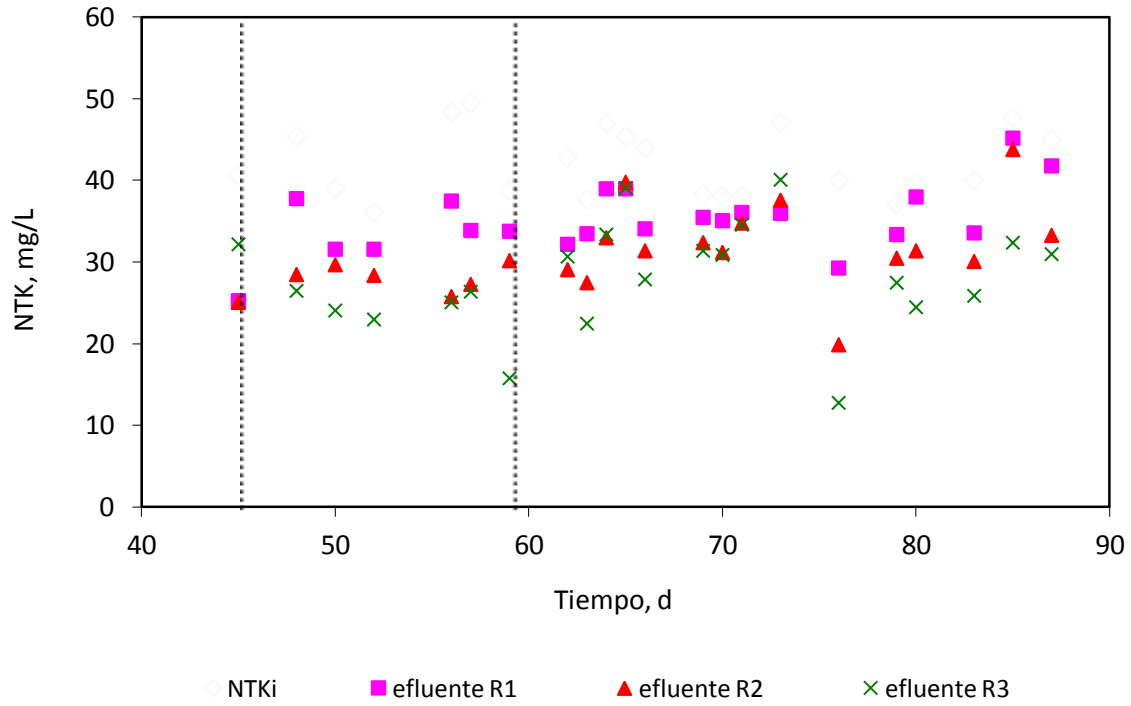


Figura 4. 13 Variación de NTK durante el período experimental.

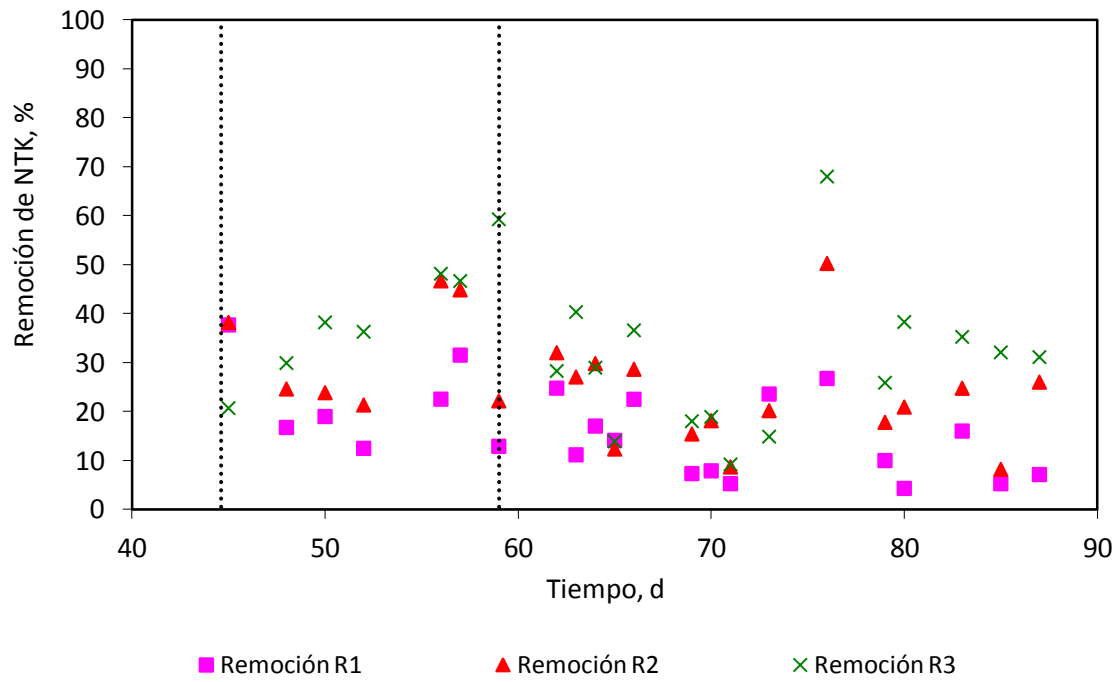


Figura 4. 14 Variación de la remoción de NTK durante el período experimental.

Tabla 4. 10 Remociones promedio de NTK en los tres reactores y valores promedio del NTK en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque		Día 62-87 desde el arranque	
	OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	NTK e, mg L ⁻¹	Rem. NTK, %	NTK e, mg L ⁻¹	Rem. NTK, %
R1 (TRH=2h)	33.1	21.8	36.1	13.5
R2 (TRH=3h)	27.9	31.7	32.4	22.7
R3 (TRH=4h)	24.7	39.9	29.7	29.3

Durante el período día 45-59 en los reactores se mantenía una concentración de OD de 3.2 mg L⁻¹. En la Tabla 4.10 se observa que los promedios de la remoción del NTK aumentan desde R1 hasta R3. Relacionado con las diferentes TRH que se mantenían en cada reactor, la mayor COV se presentaba en el R1 y la menor en el R3. Con la disminución de la COV aumenta la remoción del NTK. La mayor cantidad de biomasa se tenía en el R3, por lo cual la F/M en este reactor era ligeramente menor que la F/M en el R2, a pesar que la COV de R2 era mayor que la COV en R3. Sin embargo, se observa que la remoción del NTK fue mayor en el R3. Los TRS calculados en R1, R2 y R3 para este período fueron de 2.5, 3.3 y 4.0 d, respectivamente. Con el aumento del TRS aumenta la remoción del NTK. En el agua residual tratada queda NTK en concentraciones desde 20 hasta 38 mg L⁻¹.

Durante el período día 62-87 en los reactores se mantenía una concentración menor, de OD de 2.0 mg L⁻¹. En la Tabla 4.10 se observa que las remociones promedio del NTK son menores comparadas con el período anterior. Las COV durante este período experimental fueron ligeramente mayores comparadas con el período anterior.

Las F/M en R1 y R2 en este período eran sustancialmente mayores comparadas con las del período anterior. Sin embargo en el R3 debido a la mayor cantidad de la biomasa en el reactor, el promedio de F/M durante el cuarto período fue muy similar al valor de F/M obtenido en el tercero. En este reactor fueron muy similares los SSVLM y el TRS en ambos períodos, por lo cual la disminución de la remoción del NTK se puede atribuir a la disminución de la cantidad de oxígeno al sistema.

4.4.2 Remoción de nitrógeno amoniacal (N-NH₄⁺)

La variación del N-NH₄⁺ en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.15 y las remociones de N-NH₄⁺ en la Figura 4.16. En la Tabla 4.11 se presentan los promedios de los valores de N-NH₄⁺ en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor. Igual que en el caso del NTK se observa que la remoción del N-NH₄⁺ disminuyó durante el cuarto período experimental comparado con el tercer período. Las concentraciones del N-NH₄⁺ en los efluentes fueron siempre menores en el reactor R3 comparado con el resto de los reactores. Esto se puede atribuir básicamente al mayor TRS que en este se tenía, de casi 4 d.

Como se observa en la Figura 4.15, las concentraciones en los efluentes de los reactores varían entre 10 y 35 mg L⁻¹.

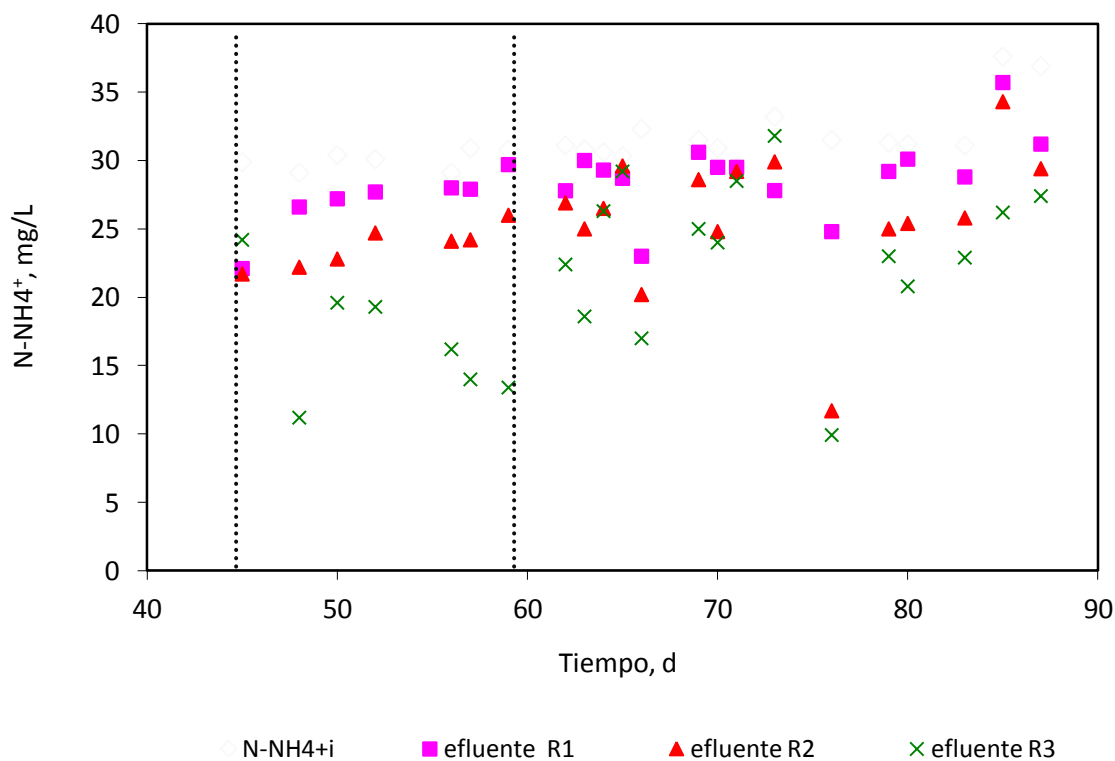


Figura 4. 15 Variación de N-NH₄⁺ durante el período experimental.

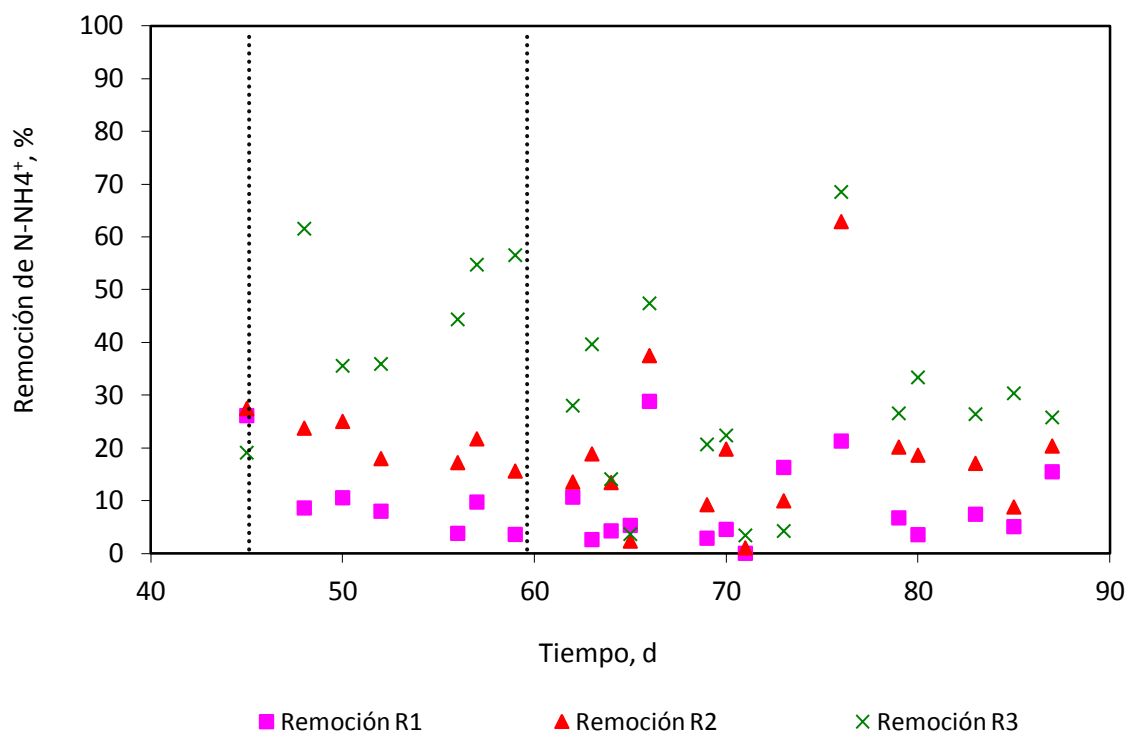


Figura 4. 16 Variación de la remoción de N-NH_4^+ durante el período experimental.

Tabla 4. 11 Remociones promedio de N-NH_4^+ en los tres reactores y valores promedio del N-NH_4^+ en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L^{-1}		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L^{-1}	
	N-NH_4^+ e, mg L^{-1}	Rem. N-NH_4^+ , %	N-NH_4^+ e, mg L^{-1}	Rem. N-NH_4^+ , %
R1 (TRH=2h)	27.0	10.0	29.0	8.97
R2 (TRH=3h)	23.7	21.2	26.2	18.2
R3 (TRH=4h)	16.8	43.9	23.5	26.3

De los resultados obtenidos se observa que igual que en el caso del NTK, la remoción del N-NH_4^+ fue menor durante el cuarto período experimental cuando el OD en los reactores se redujo a 2.0 mg L^{-1} . En los reactores R1 y R2 una aportación a esta disminución tiene el aumento de la carga orgánica y la disminución del TRS.

En el R3, a pesar de que las cargas y los TRS eran similares, se observó la disminución de la remoción del N-NH_4^+ , la cual se atribuye básicamente a la disminución del oxígeno en el sistema.

4.4.3 Remoción de Nitrógeno orgánico (Norg)

La variación del Norg en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.17 y las remociones de Norg en la Figura 4.18. En la Tabla 4.12 se presentan los promedios de los valores de Norg en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

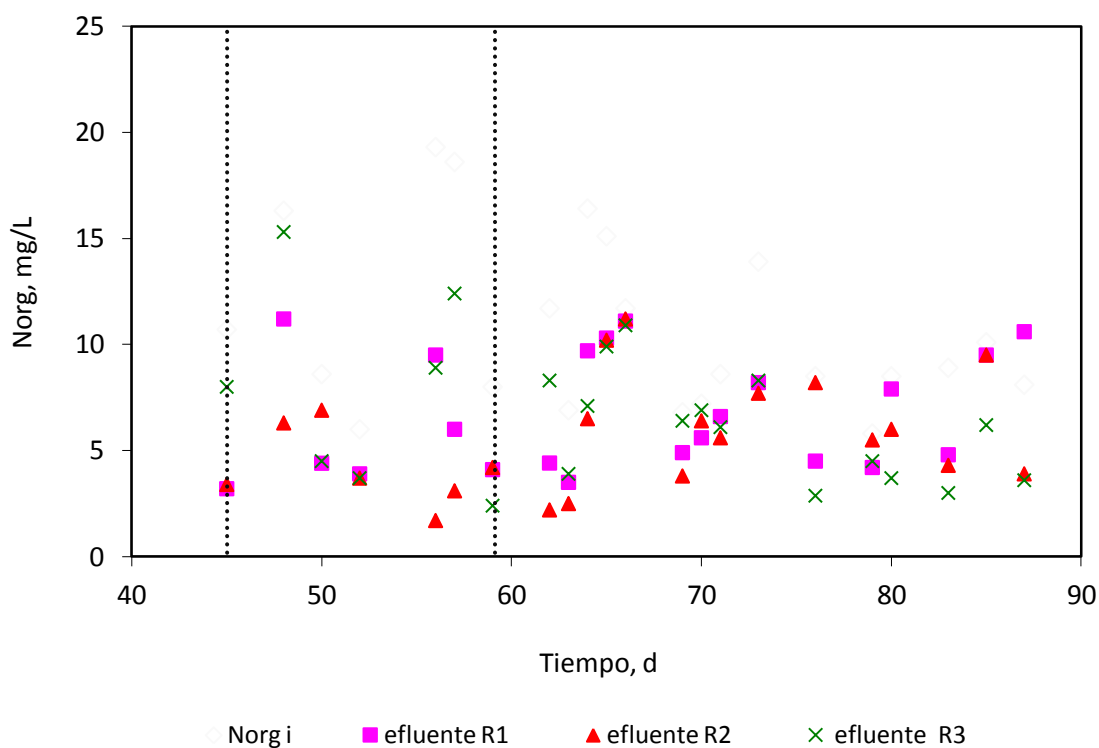


Figura 4. 17 Variación de Norg durante el período experimental.

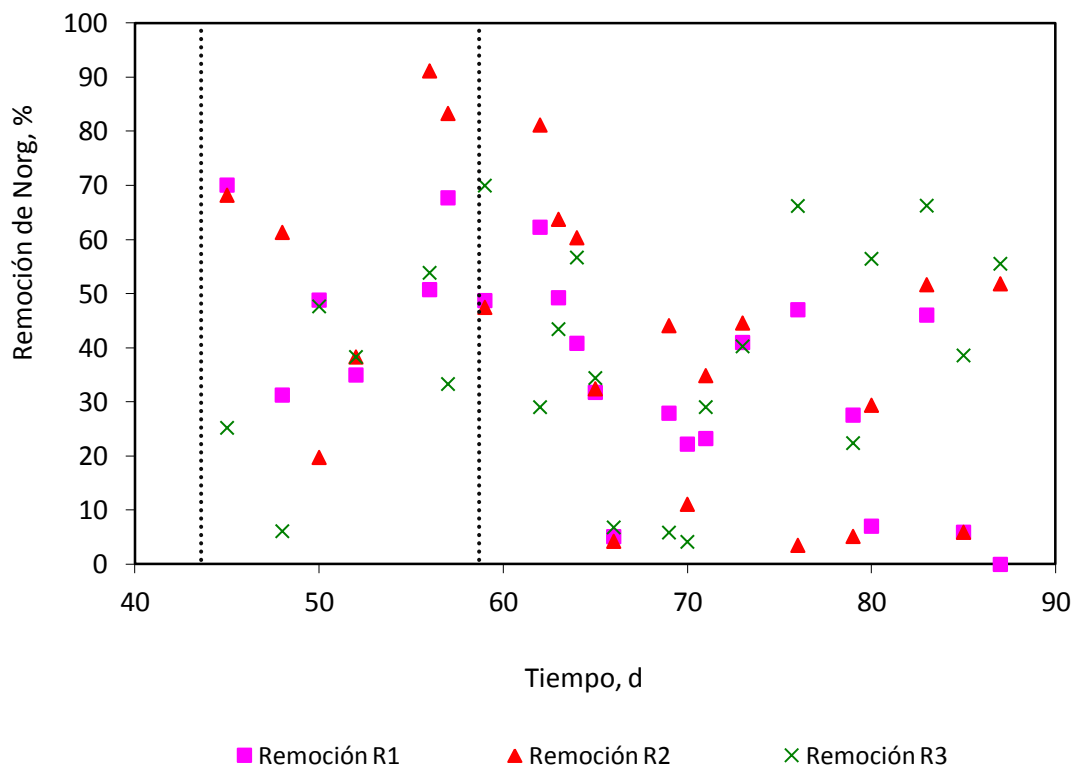


Figura 4. 18 Variación de la remoción de Norg durante el período experimental.

Tabla 4. 12 Remociones promedio de Norg en los tres reactores y valores promedio del Norg en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque		Día 62-87 desde el arranque	
	OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	Norg, mg L ⁻¹	Rem.Norg, %	Norg, mg L ⁻¹	Rem.Norg, %
R1 (TRH=2h)	6.04	50.4	7.05	29.2
R2 (TRH=3h)	4.19	58.5	6.23	35.0
R3 (TRH=4h)	7.89	39.2	6.11	37.0

De los resultados obtenidos se observa que igual que en el caso del NTK, la remoción del Norg fue menor durante el cuarto período experimental cuando el OD en los reactores se redujo a 2.0 mg L^{-1} .

En los reactores R1 y R2 una aportación a esta disminución tiene el aumento de la carga orgánica y la disminución del TRS. En el R3, la disminución del promedio de remoción de Norg fue en solo 2%, mucho menor comparada con la disminución del N-NH_4^+ . Ya que las cargas y los TRS en R3 fueron similares durante el tercer y cuarto período experimental, esta disminución se puede atribuir también a la disminución del oxígeno en el sistema.

4.4.4 Nitratos y nitritos en los efluentes

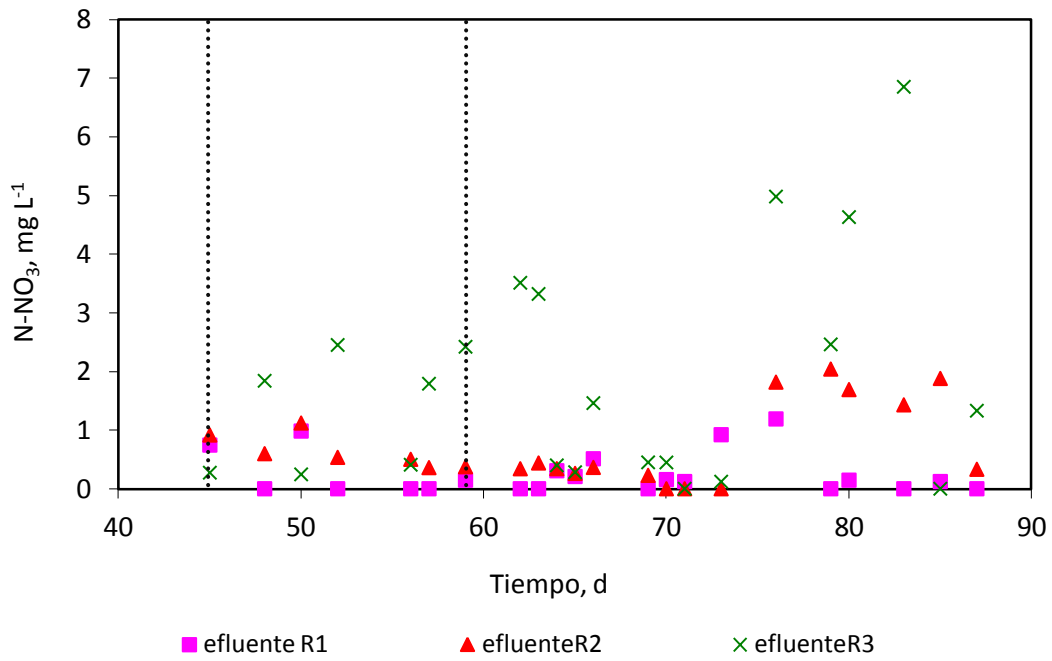
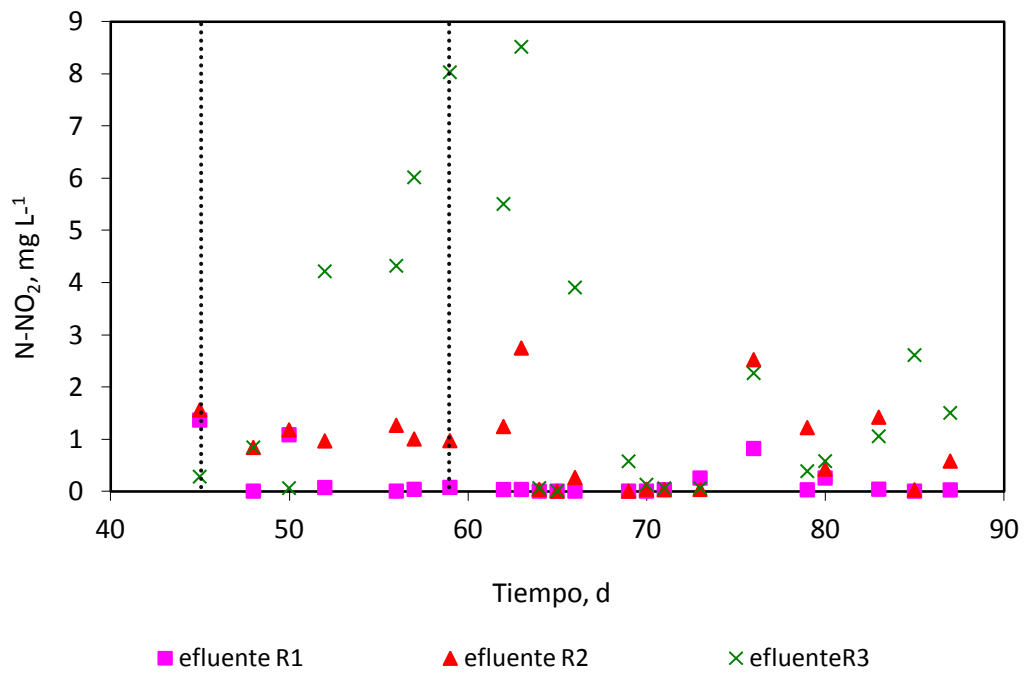
La formación de nitratos requiere oxígeno, por lo que sí predominan las condiciones reductoras, la formación del nitrato se dificulta. Estas reacciones de oxidación producen acidez (Morales *et al*, 2005).

Las concentraciones de nitratos y nitritos determinadas en los efluentes de los reactores durante la experimentación se presentan en las Figuras 4.19. y 4.20. Durante el tercer período experimental las concentraciones de los nitratos en los efluentes de R1 y R2 variaron entre 0 y 1.0 mg L^{-1} . En R3 en varias ocasiones se determinaron nitratos entre 1.0 y 2.4 mg L^{-1} . Los TRS determinados en R1, R2 y R3 fueron de 2.5, 3.3 y 4.0 d , respectivamente. La temperatura promedio en los reactores fue de 19.2°C .

Durante el cuarto período experimental se redujo la intensidad de la aireación en los reactores, manteniendo un promedio de 2.0 mg L^{-1} . Como se vio en los capítulos anteriores, esto provocó una disminución en la remoción del NTK, N-NH_4^+ y Norg. A pesar de esto, en los efluentes de R2 y R3 se determinaron nitratos que en el caso de R2 variaron entre 0 y 2.0 mg L^{-1} y en el caso de R3 entre 0 y 7 mg L^{-1} .

Cabe mencionar que los TRS de R2 y R3 durante el cuarto período experimental fueron muy similares. La cantidad de nitratos en el R1 durante el cuarto período fue entre 0 y 1.2 mg L^{-1} , similar a la determinada en el período anterior. En este reactor el TRS se redujo de 2.5 d en el tercer período a 1.5 d en el cuarto.

Los nitritos variaron entre 0 y 1.5 mg L^{-1} en los reactores R1 y R2 durante el tercer período. En el efluente de R3, en varias ocasiones se determinaron concentraciones hasta 6 mg L^{-1} . Durante el cuarto período experimental, cuando se disminuyó el OD, en R1 la concentración de nitritos varió igual entre 0 y 1.0 mg L^{-1} , en R2 se determinaron dos veces concentraciones de 2.7 mg L^{-1} , pero en R3, en 5 ocasiones se determinaron concentraciones hasta 8.5 mg L^{-1} . Estos picos no coinciden estrictamente con los picos de concentración de nitratos.

Figura 4. 19 Variación de N-NO_3^- durante el período experimental.Figura 4. 20 Variación de N-NO_2^- durante el período experimental.

En la Tabla 4.13 se resumen los promedios de los nitratos y nitritos en los tres reactores para los dos últimos períodos de evaluación del proceso. Se observa que los mayores TRH y los mayores TRS propiciaron una mayor formación de nitritos y nitratos en los efluentes de los reactores. La disminución del OD en los reactores no se vio reflejada directamente en una disminución de los nitratos, pero sí influyó sobre el porcentaje de nitrificación como se ve a continuación.

Tabla 4. 13 Valores promedio de N-NO_3^- y N-NO_2^- en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L^{-1} TRS= 2-4 d		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L^{-1} TRS=1.5-4 d	
	N-NO_3^- , mg L^{-1}	N-NO_2^- , mg L^{-1}	N-NO_3^- , mg L^{-1}	N-NO_2^- , mg L^{-1}
R1 (TRH=2h)	0.27	0.37	0.25	1.00
R2 (TRH=3h)	0.63	1.11	0.74	0.70
R3 (TRH=4h)	1.35	3.39	2.02	1.81

El TRS en R1 fue de 2.5 d durante el tercer período experimental y de 1.5 d durante el cuarto. Se observa que la concentración promedio de nitratos fue muy baja en ambos períodos experimentales, de 0.27 y 0.25 mg L^{-1} durante el tercer y cuarto período, respectivamente. Considerando los nitritos, la nitrificación fue de 1.5 y 0.8%, respectivamente. La disminución del OD de 3.2 a 2.0 mg L^{-1} disminuyó en un 0.7% la nitrificación. Sin embargo, esta disminución se puede atribuir y a la disminución del TRS.

Los TRS en R2 fue de 3.3 d durante el tercer período experimental y de 3.1 d durante el cuarto. La concentración promedio de nitratos fue de 0.63 y 0.74 mg L^{-1} durante el tercer y cuarto período respectivamente. Considerando los nitritos, la nitrificación fue de 4.1 y 3.5%, respectivamente. La disminución del OD de 3.2 a 2.0 mg L^{-1} disminuyó en un 0.6% la nitrificación. En este caso los TRS fueron similares en ambos períodos experimentales.

Los TRS en R3 fue de 4.0 d durante el tercer período experimental y de 4.2 d durante el cuarto. La concentración promedio de nitratos fue de 1.35 y 2.02 mg L^{-1} durante el tercer y cuarto período

respectivamente. Considerando los nitritos, la nitrificación fue de 11.1 y 9.1% respectivamente. La disminución del OD de 3.2 a 2.0 mg L⁻¹ disminuyó en un 2% la nitrificación.

En este caso los TRS, así como las cargas orgánicas y las cantidades de la biomasa en el reactor fueron similares en ambos períodos experimentales.

4.4.5 Remoción de nitrógeno total (NT) y balance de las transformaciones de nitrógeno

La variación del NT en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.21 y las remociones de NT en la Figura 4.22. En la Tabla 4.14 se presentan los promedios de los valores de NT en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

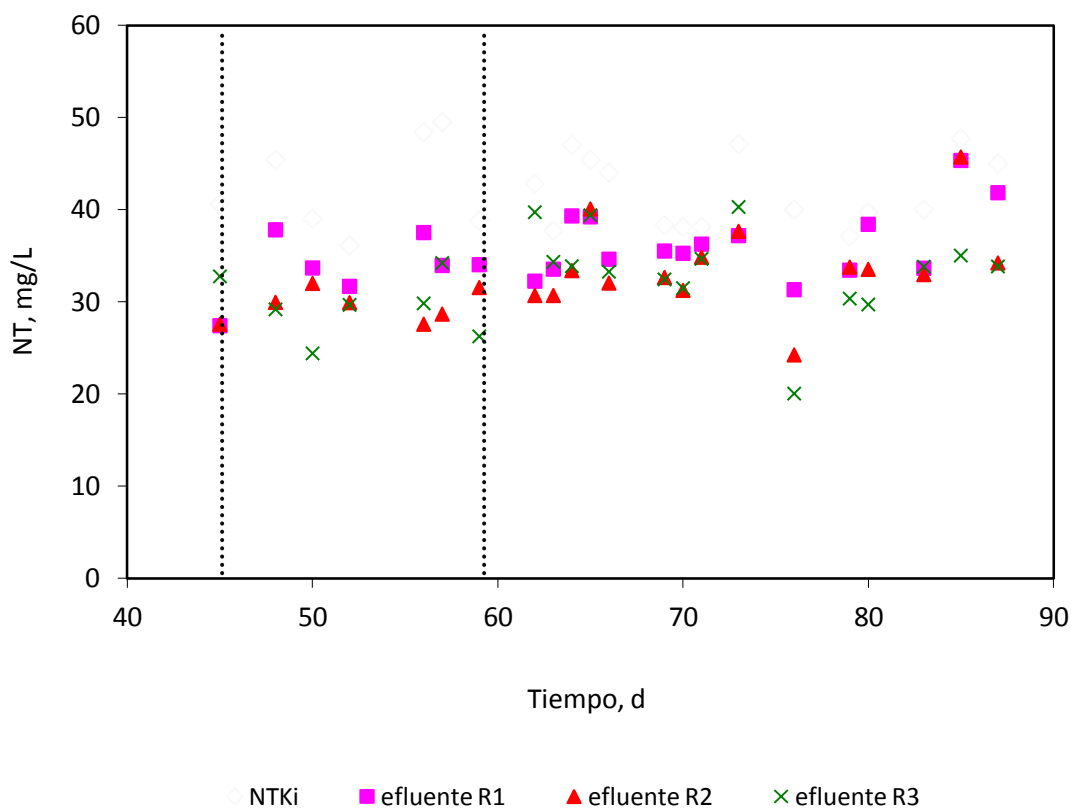


Figura 4. 21 Variación de NT durante el período experimental.

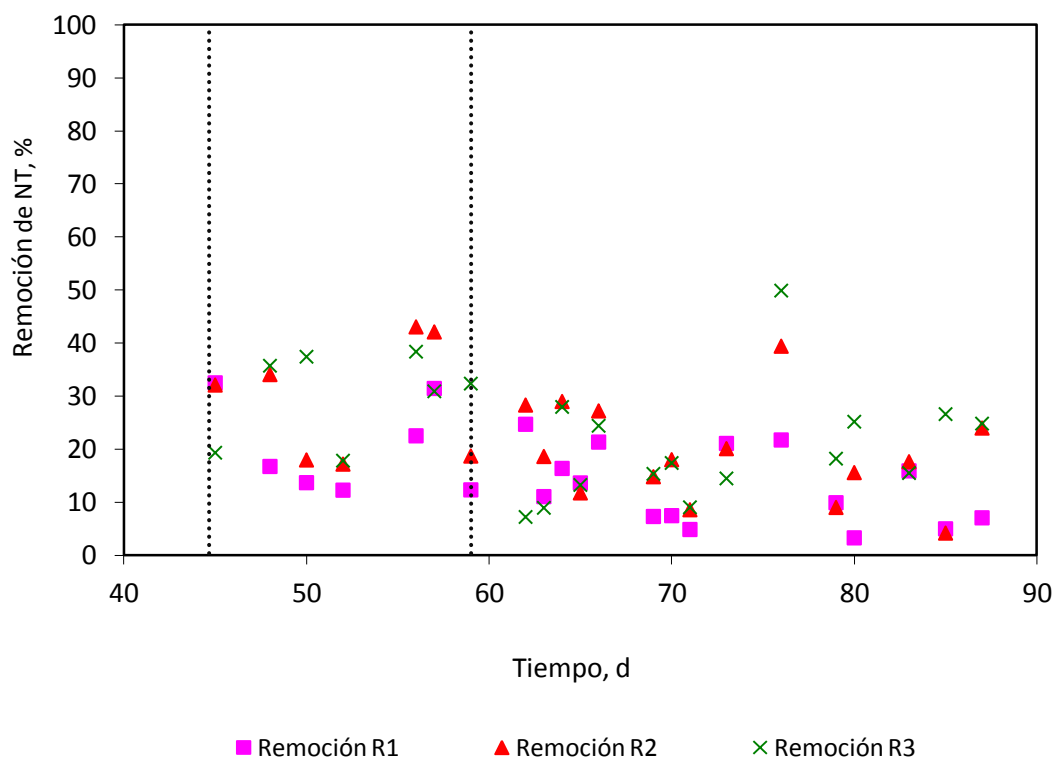


Figura 4. 22 Variación de la remoción de NT durante el período experimental.

Tabla 4. 14 Remociones promedio de NT en los tres reactores y valores promedio del NT en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	NT e, mg L ⁻¹	Rem.NT, %	NT e, mg L ⁻¹	Rem.NT, %
R1 (TRH=2h)	33.7	20.2	36.5	12.7
R2 (TRH=3h)	29.6	29.3	33.8	19.1
R3 (TRH=4h)	29.5	30.3	33.5	19.9

De los resultados obtenidos se observa que igual que en el caso del NTK, la remoción del NT fue menor durante el cuarto período experimental cuando el OD en los reactores se redujo a 2.0 mg L^{-1} .

En los reactores R1 y R2 una aportación a esta disminución tiene el aumento de la carga orgánica y la disminución del TRS. En el R3, a pesar de que las cargas y los TRS eran similares, se observó la disminución de la remoción del NT, la cual se atribuye básicamente a la disminución del oxígeno en el sistema.

Para analizar las transformaciones del nitrógeno en los sistemas de lodos activados se realizó la determinación teórica de la cantidad de nitrógeno asimilado por la biomasa (N asim). Para esto se utilizó la relación:

$$N \text{ asim} = 0.12 \text{ g NTK (g SSV Yobs (So-Se))}^{-1} \quad (\text{WEF, 1998})$$

Donde:

Yobs - Producción observada, $\text{kg SSV (kg DBO}_{5t} \text{ rem)}^{-1}$;

So - sustrato en el influente, como DBO_{5t} ;

Se - sustrato en el efluente, como DBO_{5t} .

La Yobs se obtuvo con base en un balance de la cantidad de los SSV extraídos del sistema diariamente, tanto con el lodo extraído del sedimentador (purga), como con el efluente, relacionando esta cantidad con la de DBO_{5t} removida diariamente. Los valores promedio de Yobs durante el tercer período fueron de 0.36, 0.26 y 0.29 $\text{kg SSV (kg DBO}_{5t} \text{ rem)}^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente. Los valores promedio de Yobs durante el cuarto período fueron de 0.52, 0.56 y 0.35 $\text{kg SSV (kg DBO}_{5t} \text{ rem)}^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente.

Los promedios calculados de N asim por período experimental para cada reactor se presentan en la Tabla 4.15 en la cual se presentan también los promedios de las cantidades removidas de NT, NTK, N-NH_4^+ , Norg. Los datos presentados en esta Tabla 4.15 y en la Tabla 4.14 representan el balance del nitrógeno en los sistemas de lodos activados bajo las diferentes condiciones de operación.

Tabla 4. 15 Promedio del nitrógeno bioasimilado (calculado) y de las cantidades removidas de NT, NTK, N-NH₄⁺ y Norg.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque					Día 62-87 desde el arranque				
	OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹					OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹				
	N asim, mg L ⁻¹	NTrem, mg L ⁻¹	NTK rem	N-NH ₄ ⁺ rem	Norg rem	N asim, mg L ⁻¹	NTrem, mg L ⁻¹	NTK rem	N-NH ₄ ⁺ rem	Norg rem
R1 (TRH=2h)	5.2	8.8	9.5	3.0	6.4	6.3	5.4	5.7	2.9	2.8
R2 (TRH=3h)	4.5	12.9	14.7	6.4	8.3	6.9	8.0	9.5	5.8	3.6
R3 (TRH=4h)	4.9	13.1	17.8	13.2	4.6	5.8	8.4	12.2	8.4	3.8

Como se puede observar en la Tabla 4.15, el NTrem durante el cuarto período experimental, cuando el OD promedio fue de 2.0 mg L⁻¹, se removió básicamente debido a la bioasimilación, sobre todo en los reactores en los cuales el TRS fue de 3.1 y 1.5 d (R2 y R1 respectivamente) donde por bioasimilación se removió 88% y 100% del NTrem, respectivamente. En el R3, en el cual el TRS fue de 4.2 d, el 70% del NTremovido es debido a bioasimilación.

Durante el tercer período el promedio de OD en los reactores fue de 3.2 mg L⁻¹. Los TRS en los reactores R1, R2 y R3 fueron de 2.5, 3.3 y 4.0 d. Por bioasimilación se removieron 58, 35 y 38% del NTrem, respectivamente. Una remoción parcial del N-NH₄⁺ por desorción del agua es probable sobre todo en el R2 con el TRH de 3h ya que el agua residual es ligeramente alcalina, desde 7.2 hasta 8.2. Durante el tercer período el agua tuvo un pH promedio de 7.9 y durante el cuarto período experimental el pH promedio fue de 7.7. Además la aireación fue más intensa durante el tercer período.

4.5 Remoción de PT en el sistema experimental de lodos activados

La variación del PT en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.23 y las remociones de PT en la Figura 4.24. Se observa una disminución de las remociones durante el cuarto período experimental comparado con el tercero. Las concentraciones del PT en los efluentes variaron entre 3 y 7 mg L⁻¹ durante el tercer período, y entre 4 y 9 mg L⁻¹ durante el cuarto.

En la Tabla 4.17 se presentan los promedios de los valores de PT en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

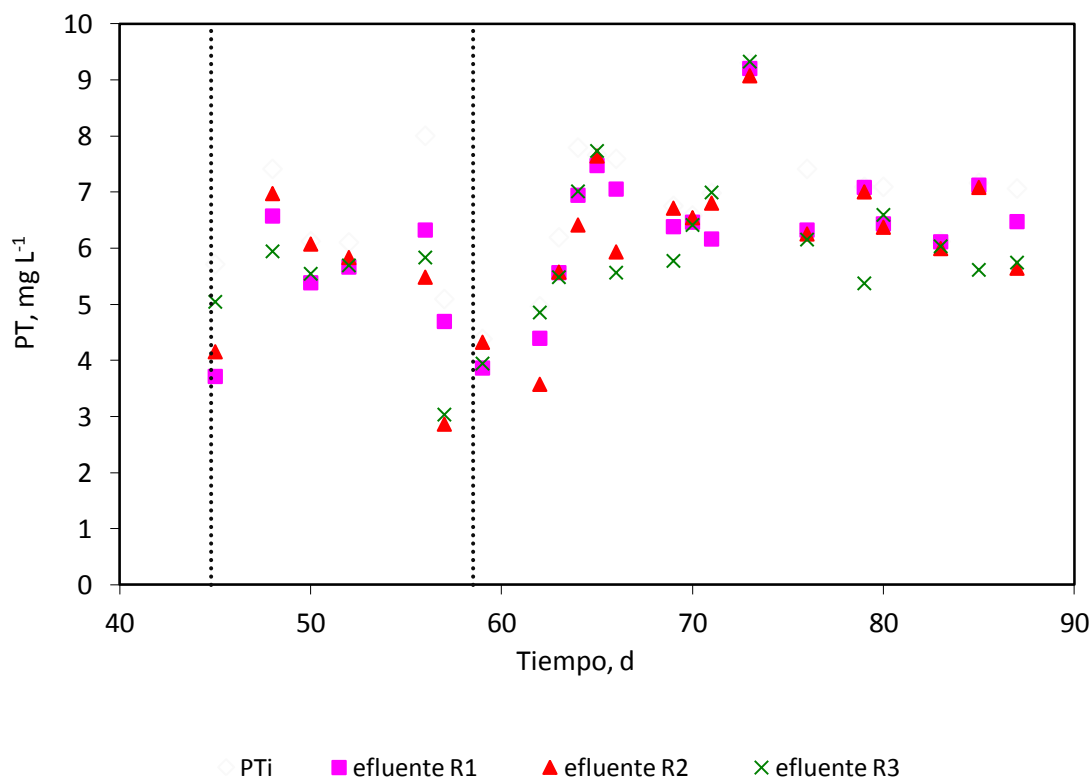


Figura 4. 23 Variación de PT durante el período experimental.

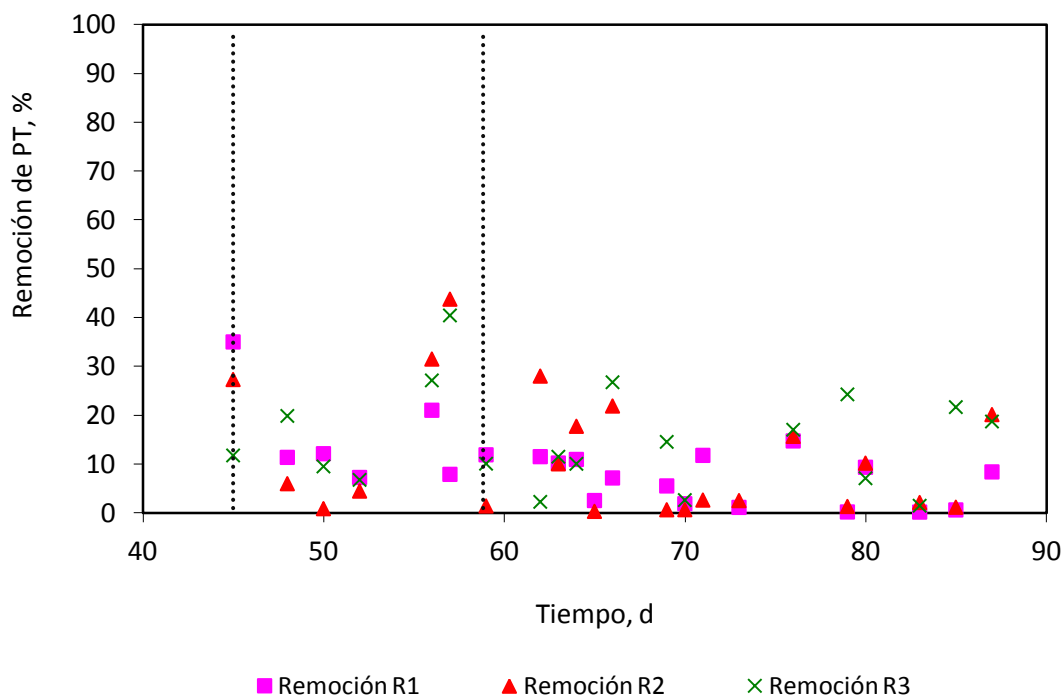


Figura 4. 24 Variación de la remoción de PT durante el período experimental.

Tabla 4. 16 Remociones promedio de PT en los tres reactores y valores promedio del PT en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque		Día 62-87 desde el arranque	
	OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	PTe, mg L ⁻¹	Rem. PT, %	PT e, mg L ⁻¹	Rem. PT, %
R1 (TRH=2h)	5.18	15.17	6.62	6.36
R2 (TRH=3h)	5.11	16.43	6.45	8.95
R3 (TRH=4h)	5.01	17.89	6.32	10.41

En la Tabla 4.16 las remociones promedio del PT aumentan con el aumento del TRH y del TRS y con la disminución de COV en los reactores. Esto se observa tanto durante el tercer período experimental, como durante el cuarto.

Las remociones promedio fueron menores durante el cuarto período experimental cuando se disminuyó el OD en los reactores. El fósforo se remueve básicamente por bioasimilación y por precipitación. Igual que en el caso de nitrógeno se realizó la determinación teórica del P bioasimilado (Pasim) con base en la expresión:

$$P_{\text{asim}} = 0.02 \text{ g P (g SSV } Y_{\text{obs}} (\text{So}-\text{Se}))^{-1} \quad (\text{WEF, 1998})$$

Donde,

Y_{obs} – Producción observada, kg SSV (kg $\text{DBO}_{5\text{t}}$ rem)⁻¹;

S_o - sustrato en el influente, como $\text{DBO}_{5\text{t}}$;

S_e - sustrato en el efluente, como $\text{DBO}_{5\text{t}}$.

Los promedios calculados de Pasim por período experimental para cada reactor se presentan en la Tabla 4.17 en la cual se presentan también los promedios de las cantidades removidas de PT. Se observa que durante el tercer período se removieron cantidades mayores de fósforo que las cantidades calculadas como removidas por bioasimilación. La diferencia se puede atribuir a una remoción por precipitación. En el cuarto período, cuando el OD promedio en los reactores fue de 2.0 mg L^{-1} , la cantidad de fósforo removida realmente fue menor que la calculada como requerida para la bioasimilación. Cabe mencionar que en el selector insertado en los reactores para disminuir el *bulking*, hay condiciones anaerobias y aunque el TRH allí es muy pequeño, pudo haber ocurrido liberación de P de la biomasa recirculada. Este efecto no se notó durante el tercer período experimental en el cual el OD en el reactor aerobio fue mayor, de 3.2 mg L^{-1} .

Tabla 4. 17 Promedios calculados de Pbioasimilado y de las cantidades promedio de PT realmente removido en los reactores.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L^{-1}		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L^{-1}	
	Pasim, mg L^{-1}	PTrem, mg L^{-1}	Pasim, mg L^{-1}	PTrem, mg L^{-1}
R1 (TRH=2h)	0.86	1.03	1.05	0.43
R2 (TRH=3h)	0.75	1.14	1.15	0.55
R3 (TRH=4h)	0.82	1.23	0.96	0.70

4.6 Remoción de GyA en el sistema experimental de lodos activados

La variación de GyA en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.25 y las remociones de GyA en la Figura 4.26. Como puede observarse se lograron remociones de grasas y aceites de un 69% en la última etapa de la experimentación con un TRS de 4d y una concentración de $OD= 2.0 \text{ mg L}^{-1}$. En la Tabla 4.18 se presentan los promedios de los valores de GyA en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

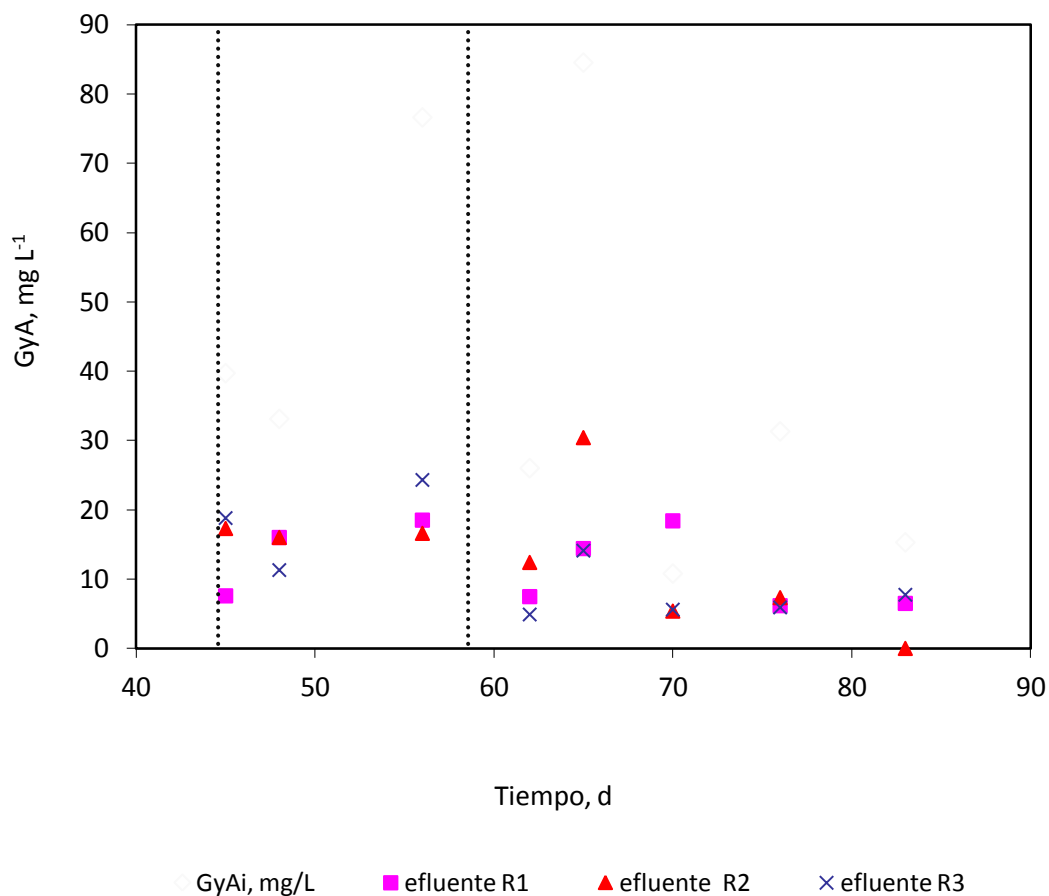


Figura 4. 25 Variación de GyA durante el período experimental.

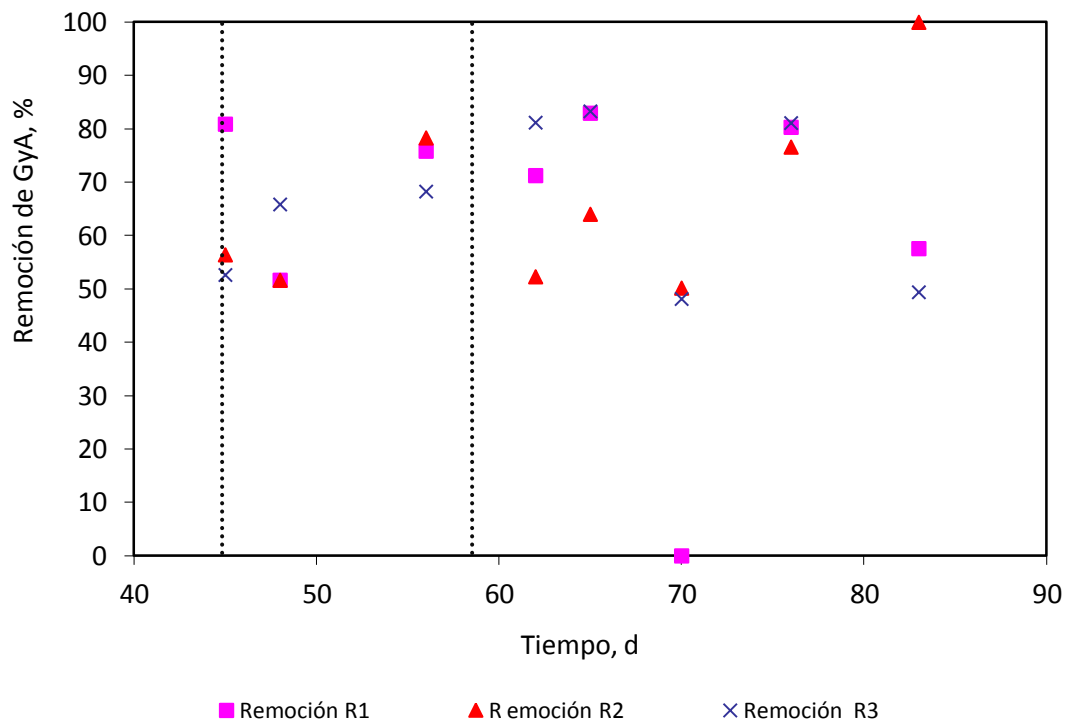


Figura 4. 26 Variación de la remoción de GyA durante el período experimental.

Tabla 4. 18 Remociones promedio de GyA en los tres reactores y valores promedio de GyA en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	GyA e, mg L ⁻¹	Rem.GyA, %	GyA e, mg L ⁻¹	Rem.GyA, %
R1 (TRH=2h)	14	69	11	58
R2 (TRH=3h)	17	62	11	69
R3 (TRH=4h)	18	62	8	69

4.7 Remoción de coliformes fecales

La variación de los coliformes fecales (CF) en el influente y en los efluentes de los reactores se presenta en la Figura 4.27 y las remociones de los CF en la Figura 4.28. En la Tabla 4.19 se presentan los promedios de los valores de CF en los efluentes de los tres reactores y las remociones promedio obtenidas en cada reactor.

A pesar de que estos sistemas de lodos activados no son capaces de eliminar coliformes fecales en un grado alto, las remociones obtenidas están dentro del intervalo que van de 0-99%, valor reportado por U.S. EPA (1992), con un buen diseño y operación apropiada las remociones señaladas son alcanzables (Metcalf y Eddy, 2003).

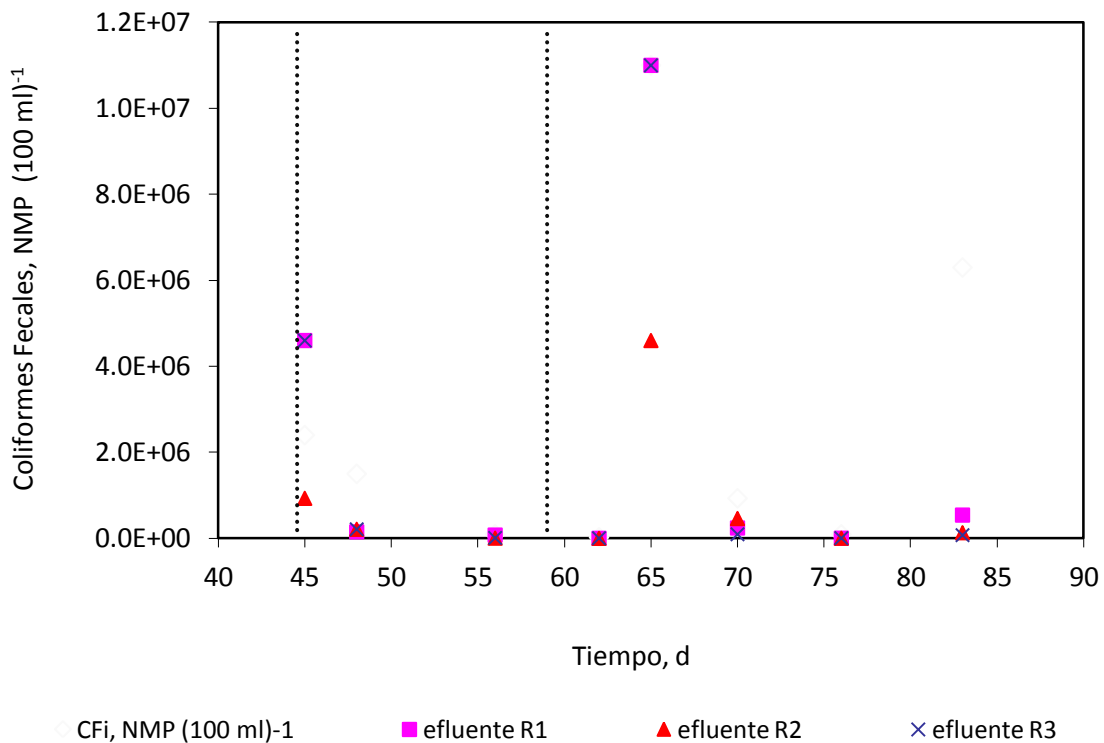


Figura 4. 27 Variación de coliformes fecales.

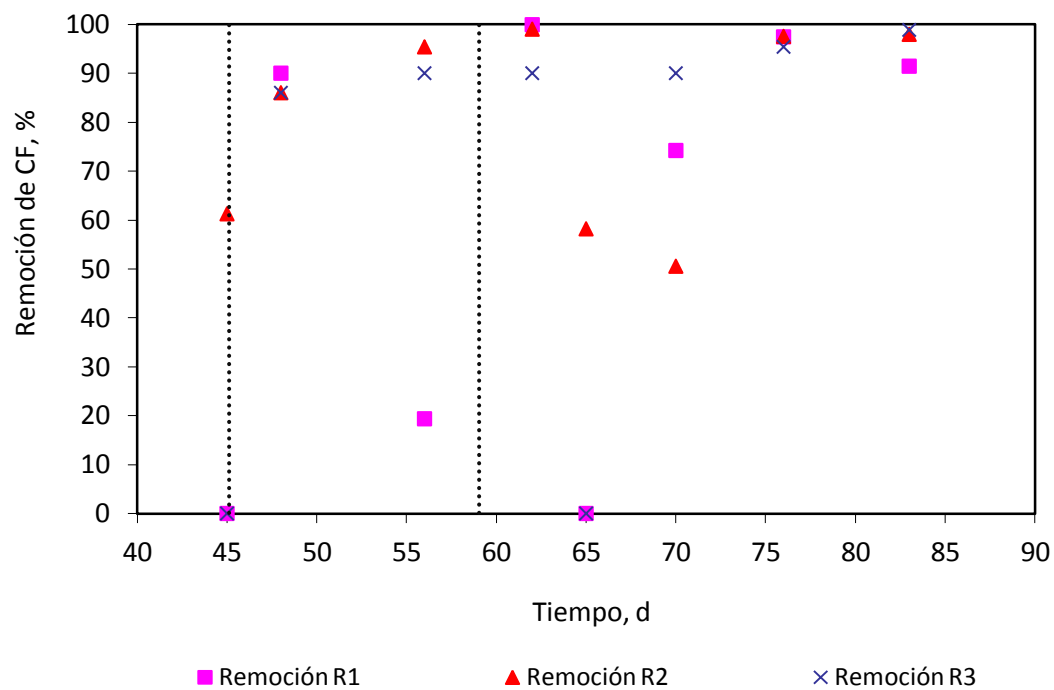


Figura 4. 28 Variación de las remociones de coliformes fecales.

Tabla 4. 19 Remociones promedio de coliformes fecales en los tres reactores y valores promedio de coliformes fecales en los efluentes.

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque		Día 62-87 desde el arranque	
	OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	CF e, mg L ⁻¹	Rem.CF, %	CF e, mg L ⁻¹	Rem.CF, %
R1 (TRH=2h)	1.61E+06	36	2.36E+06	73
R2 (TRH=3h)	3.81E+05	81	1.04E+06	81
R3 (TRH=4h)	1.61E+06	59	2.23E+06	75

4.8 Variación de los SSVLM y de SSTLM en los reactores durante la experimentación

La variación de los SSVLM y de los SSTLM en los reactores se presenta en las Figuras 4.29 y 4.30. Los reactores se inocularon con biomasa de la planta de tratamiento de aguas residuales Cerro de la Estrella ajustando las concentraciones de los SSVLM a 2,180-2,320 mg L⁻¹. Dos días después se observó una drástica disminución de la concentración de la biomasa debida a fenómenos de flotación en los sedimentadores, durante los siguientes 3-7 días el IVL se incrementó, el lodo no se comprimía y la recirculación de la biomasa (100%) no permitía mantener la cantidad de biomasa requerida en los reactores. alcanzar los valores establecidos para esta configuración de lodos activados se adicionó una cantidad adicional de biomasa y en el día 9 desde el arranque se ajustó la concentración de los SSVLM a 2,100-2,300 mg L⁻¹. Sin embargo, la concentración de nuevo disminuyó y se estabilizó en un intervalo entre 740 y 1,400 mg L⁻¹. A los días 66-70 desde el arranque se observó una drástica disminución de la biomasa en el R1, por lo cual el día 73 desde el arranque se adicionó otra vez biomasa a los tres reactores alcanzando SSVLM de 1200-1800 mg L⁻¹. Después de esto, en unos días la concentración de la biomasa bajó otra vez. En la Tabla 4.20 se presentan los promedios de SSTLM y SSVLM en los reactores para los cuatro períodos experimentales de este estudio.

Las bajas concentraciones de SSVLM se deben a problemas de abultamiento de lodos, flotación de la biomasa, afectación en la sedimentabilidad y la compresión del lodo en los sedimentadores, los cuales persistieron durante todo el estudio a pesar de las medidas tomadas para prevenirlo.

Como se puede observar en la Tabla 4.20, a mayores TRH se logra mantener una mayor concentración de SSTLM y SSVLM. En los reactores con TRH de 3 y 4 h fue posible mantener promedios de SSVLM entre 868 y 1,148 mg L⁻¹, mientras que en el reactor con un TRH de 2 h los promedios fueron entre 650 y 982 mg L⁻¹.

En la Tabla 4.20 se observa también que al aumento de la F/M provocó disminución de la cantidad de biomasa. La disminución del OD de un promedio de 3.5 a 2.0 mg L⁻¹ no permitió evitar el problema de lodos abultados al grado que se pueda subir la concentración de SSVLM.

Con base en el caso del reactor R3 y los resultados de los dos últimos períodos experimentales, se puede decir que conservando similares las cargas orgánicas, COV y F/M, y el TRH, la disminución del OD de 3.3 a 2.0 mg L⁻¹ no provocó un incremento de la cantidad de la biomasa en los reactores.

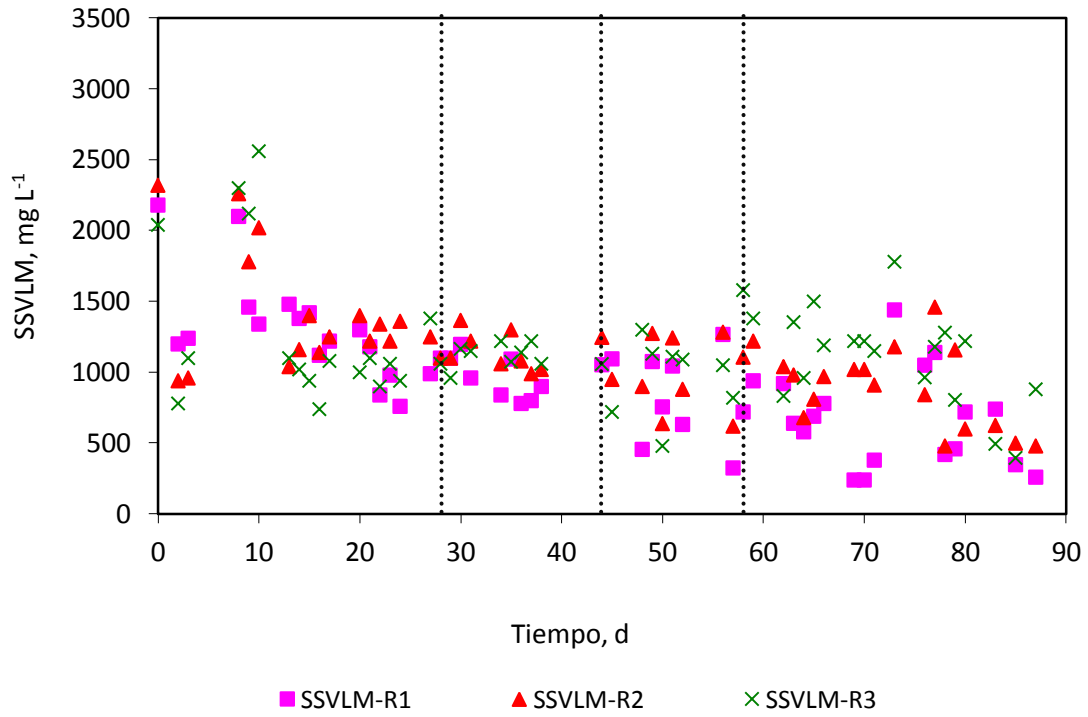


Figura 4. 29 Variación de SSVLM en los tres reactores biológicos.

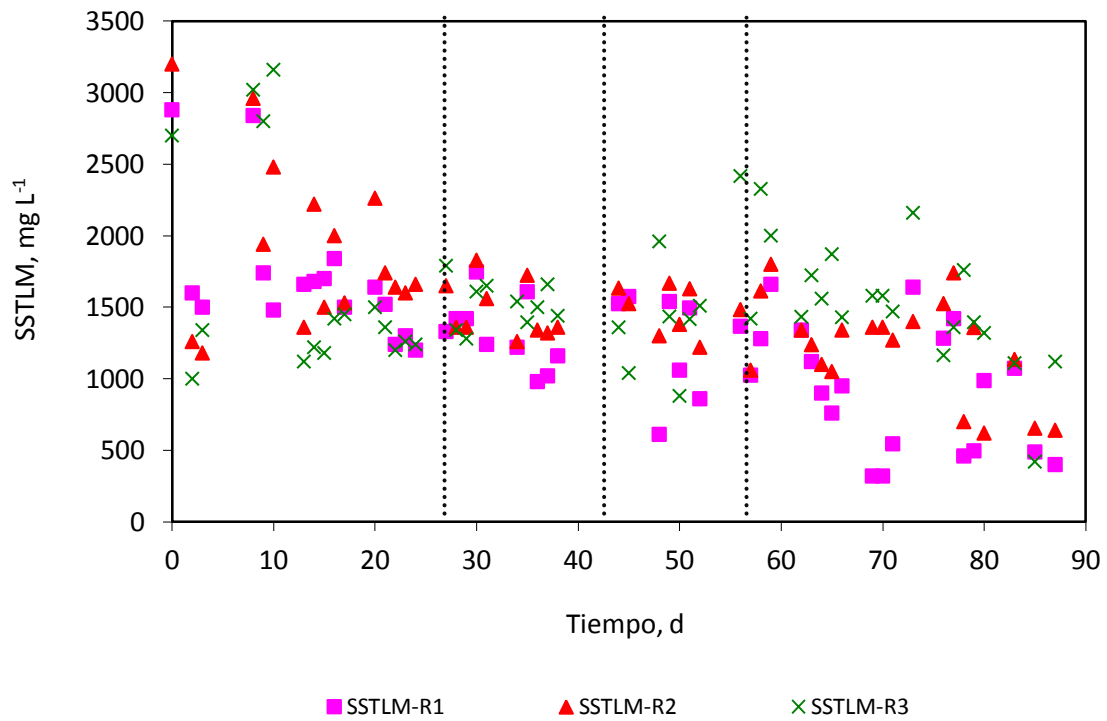


Figura 4. 30 Variación de SSTLM en los tres reactores biológicos.

Tabla 4. 20 Promedios de SSTLM y SSVLM en los reactores durante los cuatro períodos experimentales.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹		Día 28-44 desde el arranque OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹		Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	SSTLM, mg L ⁻¹	SSVLM, mg L ⁻¹	SSTLM, mg L ⁻¹	SSVLM, mg L ⁻¹	SSTLM, mg L ⁻¹	SSVLM, mg L ⁻¹	SSTLM, mg L ⁻¹	SSVLM, mg L ⁻¹
R1 (TRH=2h)	1,611	1,251	1,334	982	1,247	831	853	650
R2 (TRH=3h)	1,811	1,359	1,475	1,148	1,468	1,011	1,166	868
R3 (TRH=4h)	1,629	1,257	1,477	1,111	1,641	1,066	1,439	1,084

4.9 Variación del índice volumétrico de lodos (IVL) durante la experimentación

Los valores del IVL se presentan en la Figura 4.31. Se observa un aumento paulatino en los valores con respecto al tiempo. De acuerdo con los criterios de clasificación del lodo propuestos por Von Sperling (2001) para valores de IVL entre 50 a 100 mL g⁻¹, la calidad del lodo es considerada buena, para valores mayores de 150 mL g⁻¹ de IVL ya tienen una baja sedimentación y compactación en el sedimentador. Para nuestro caso de estudio el lodo no sedimenta y no se comprime adecuadamente.

Además, en el sedimentador se observa formación frecuente de natas, las cuales se remueven diariamente. El día 66 desde el arranque se observó un drástico incremento del IVL en el reactor R1, lo cual explica la pérdida de biomasa en el reactor. En el resto de los reactores también se notó incremento del IVL, pero no tan drástico como en el reactor R1. El día 73 desde el arranque, como ya se mencionó anteriormente se trajo biomasa de la PTAR Cerro de la Estrella y se adicionó a los tres reactores. Como se observa en la Figura 4.31 los valores de los IVL en los tres reactores eran de 110-180 mL g⁻¹, pero rápidamente empezaron a crecer otra vez alcanzando los valores que antes de la adición de nueva biomasa.

En la Tabla 4.21 se presentan los promedios de los IVL para cada reactor para los diferentes períodos experimentales. Como se puede observar, la disminución de OD de 3.5 a 2.0 mg L⁻¹ (como promedios por período experimental) no provocó una disminución del IVL. Los problemas de lodos abultados

persistieron durante toda la experimentación, a pesar de las medidas implementadas, tales como insertar un baffle en la entrada que mejoró la distribución del flujo en el reactor, hacer la recirculación desde el fondo del reactor permitiendo así un mayor volumen y tiempo para la compresión del lodo, disminuir paulatinamente la intensidad de la aireación y con esto la concentración del OD en los reactores.

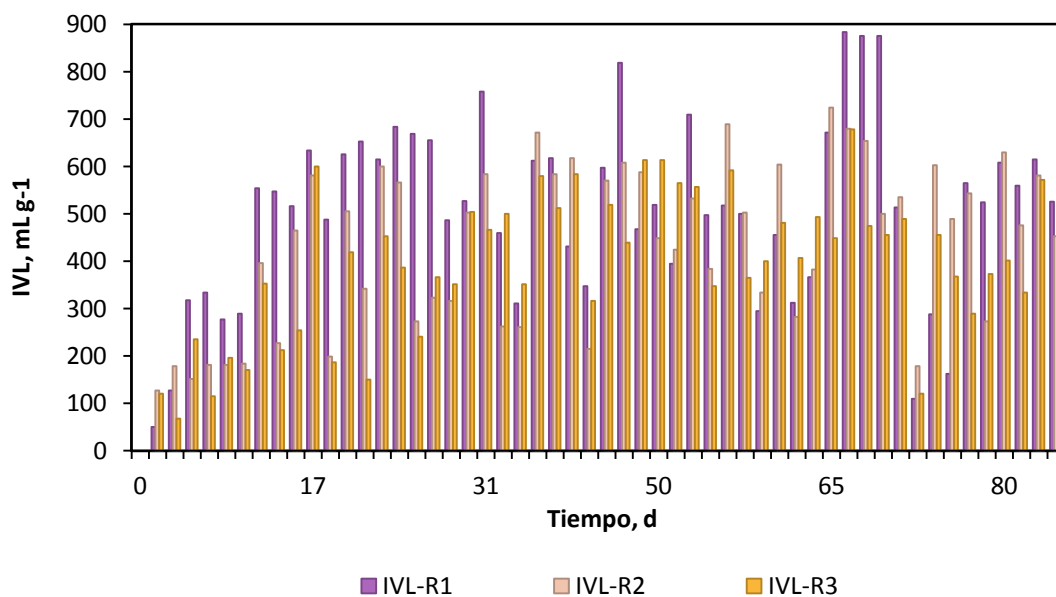


Figura 4. 31 Variación del IVL en los tres reactores biológicos.

Tabla 4. 21 Promedios de IVL durante los diferentes períodos experimentales.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹		Día 28-44 desde el arranque OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹		Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	IVL, mL g ⁻¹	Desv.est. del IVL	IVL, mL g ⁻¹	Desv.est. del IVL	IVL, mL g ⁻¹	Desv.est. del IVL	IVL, mL g ⁻¹	Desv.est. del IVL
R1 (TRH=2h)	461	202	520	141	532	149	524	230
R2 (TRH=3h)	322	171	434	174	508	110	505	153
R3 (TRH=4h)	260	145	453	99	501	104	426	120

4.10 Variación de las tasas de consumo de oxígeno de la biomasa en los reactores biológicos durante la experimentación

En la Figura 4.32 se presenta la variación de la tasa específica de consumo de oxígeno (SOUR por sus siglas en inglés) durante el período experimental y en la Figura 4.33 la variación de la tasa de consumo de oxígeno (OUR por sus siglas en inglés).

Se observa que durante el período cuando disminuyó la concentración de la biomasa día 8-13, también se presentó una disminución de SOUR y OUR. La disminución duró hasta los días 15-17, después de lo cual las tasas de consumo de oxígeno aumentaron. A pesar de la variación relativamente alta de los valores de la tasa específica de consumo de oxígeno, estos fueron mayores de $10 \text{ mg O}_2 \text{ g SSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$, siendo el intervalo de valores típicos de SOUR para sistemas de lodos activados convencionales de $8\text{-}20 \text{ mg O}_2 \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$. Muy frecuentemente se rebasaba el valor $20 \text{ mg O}_2 \text{ g SSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$, lo cual se atribuye a las altas cargas orgánicas, mayores que las de un sistema de lodos activados convencional.

Las variaciones del OUR también fueron altas, pero en un intervalo menor comparadas con las de SOUR. El intervalo típico de OUR para sistemas de lodos activados convencional es de $22\text{-}57 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$. En la Figura 4.33 se observa que hay muchos valores por debajo de $22 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$, lo cual se debe a las concentraciones de SSVLM las cuales son menores que en los sistemas convencionales de lodos activados.

Los promedios de SOUR y OUR por reactor se presentan en la Tabla 4.22. La disminución de los promedios para los diferentes períodos a lo largo de la experimentación se debe básicamente a la disminución de la cantidad de la biomasa en los reactores, al incremento de la carga orgánica y a la disminución del OD en los reactores.

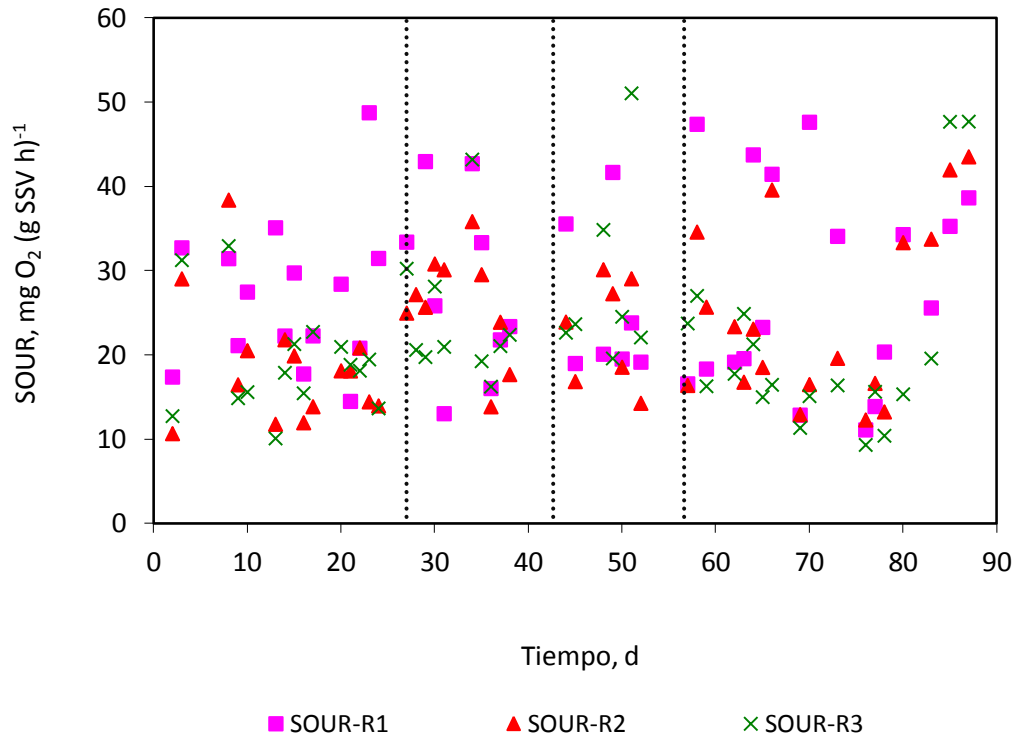


Figura 4. 32 Variación de SOUR durante el período experimental.

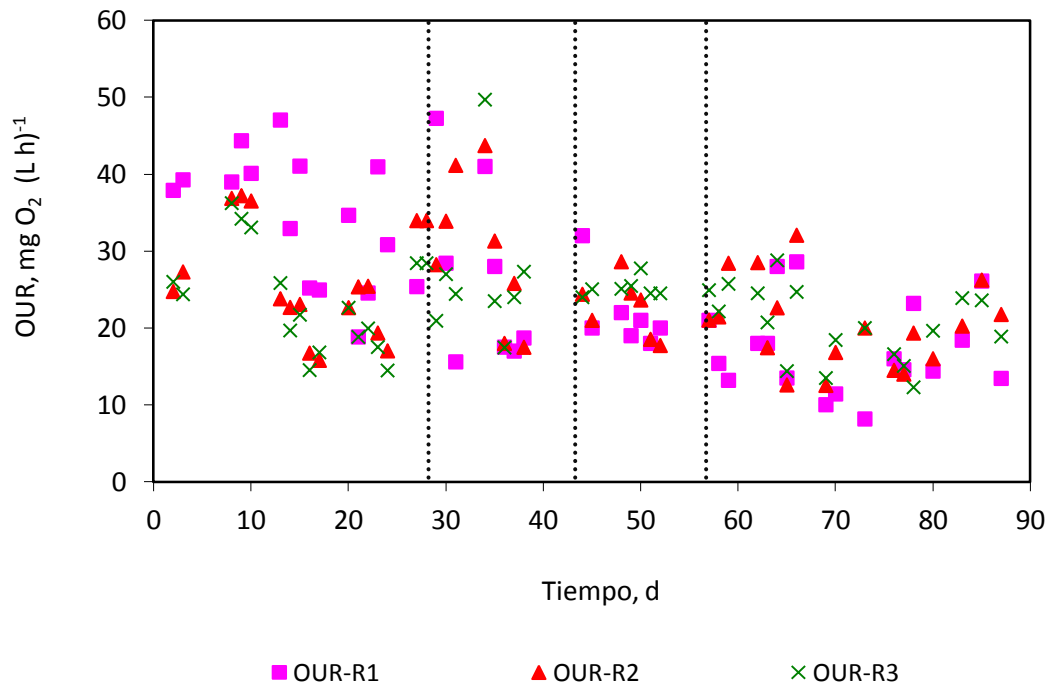


Figura 4. 33 Variación de OUR durante el período experimental.

Tabla 4. 22 Valores promedio de OUR durante el período 28-76 días desde el arranque.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹		Día 28-44 desde el arranque OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹		Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	SOUR, mg O ₂ g SSV ⁻¹ h ⁻¹	OUR, mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹	SOUR, mg O ₂ g SSV ⁻¹ h ⁻¹	OUR, mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹	SOUR, mg O ₂ g SSV ⁻¹ h ⁻¹	OUR, mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹	SOUR, mg O ₂ g SSV ⁻¹ h ⁻¹	OUR, mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹
R1 (TRH=2h)	27	34	28	27	25	19	28	17
R2 (TRH=3h)	19	26	26	30	24	23	24	20
R3 (TRH=4h)	20	23	23	27	27	25	20	20

4.11 Variación de las cargas orgánicas COV y F/M durante la experimentación

La variación de la carga orgánica volumétrica (COV) se presenta en la Figura 4.34 y de la carga orgánica másica (relación entre alimento y microorganismos o F/M por sus siglas en inglés) se presenta en la Figura 4.35. Como es de esperarse la variación de COV es menor ya que depende solo de la variación de la DQO en el influente, los TRH de 2, 3 y 4 h se mantuvieron constantes en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente. La F/M depende no solo de variación de la DQO del agua residual influente a los reactores sino que también de la concentración de SSVLM y aumenta con la disminución de la concentración de SSVLM.

Durante los primeros dos períodos experimentales (día 1-27, de aclimatación; día 28-44, de estabilización y ajuste), la DQO_t del agua residual fue relativamente baja, subiendo paulatinamente con la entrada al período de estiaje. Sin embargo, para el segundo período (día 28-44) el contenido de materia orgánica aumentó alcanzando un valor promedio de 240 mg/L de DQO_t, característica típica considerada de agua residual municipal. Por otro lado las remociones promedio de la DQO_t calculados en los reactores en el segundo período (día 28-44 desde el arranque) fueron entre 76 y 82%. Por estas razones se decidió proceder a la evaluación del proceso con todos los parámetros de calidad de agua considerados en el planteamiento del proyecto. Empezó la determinación de DQO_s,

DBO_{5t} y DBO_{5s} . De esta manera durante los siguientes períodos experimentales ya se calculaba COV y F/M con base en los dos DQO_t y DBO_{5t} . Las variaciones de las cargas calculadas con base en DBO_{5t} se presentan en las Figuras 4.36 y 4.37.

Los promedios de las cargas orgánicas determinadas en cada reactor durante cada uno de los períodos experimentales se presentan en las Tablas 4.23 y 4.24.

Durante el primer período de arranque y aclimatación (día 1-27) los valores promedio de COV en los reactores R1, R2 y R3 se calcularon de 1.6, 1.14 y 0.9 $kg\ DQO\ m^{-3}\ d^{-1}$ respectivamente. Si se supone que la DBO_{5t} es la mitad de la DQO, los valores promedio de COV serían de 0.80, 0.57 y 0.45 $kg\ DBO_5\ m^{-3}\ d^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente. Se observa que las cargas durante el primer período son relativamente bajas lo cual se atribuye básicamente al bajo contenido de DQO en el influente durante épocas de lluvias.

Los valores promedio de la F/M durante el primer período (día 1-27) se calcularon de 1.34, 0.88 y 0.80 $kg\ DQO\ (kg\ SSVLM)^{-1}\ d^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente. Con la misma suposición, de que la DBO_{5t} es la mitad de la DQO, los promedios serán de 0.67, 0.44 y 0.40 $kg\ DBO_5\ (kg\ SSVLM)^{-1}\ d^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente. Estos valores señalan el comportamiento de parámetros importantes para el diseño de un sistema de lodos activados a alta carga, como lo es la concentración de SSVLM y la DQO en el influente como se puede observar para este periodo no se logró mantener una concentración adecuada de estos parámetros en cada reactor por el hecho de que se trabajó con aguas residuales reales durante toda la experimentación, por otro lado el problema de los lodos abultados no permitió mantener las concentraciones adecuadas de SSVLM en los reactores sobre todo en el reactor R1 con un TRH de 2 h y un caudal de alimentación mayor con respecto a los reactores R2 y R3 con TRH de 3 y 4 h, respectivamente.

Durante el segundo período (día 28-44) los valores de COV aumentaron alcanzando valores de diseño para este tipo de configuración de un sistema de lodos activados. Esto debido al aumento de la DQO en el agua residual. La COV promedio en los reactores R1, R2 y R3 se calcularon de 3.11, 2.26 y 1.17 $kg\ DQO\ m^{-3}\ d^{-1}$, respectivamente. Suponiendo que la DBO_{5t} es la mitad de la DQO, los valores promedio de COV serían de 1.56, 1.13 y 0.85 $kg\ DBO_5\ m^{-3}\ d^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente.

Por otro lado, en los reactores R1 y R2 la F/M rebasó los valores de diseño por el problema con los lodos abultados que persistió en todos los reactores y más fuertemente en el R1, a pesar de todas las medidas de prevención consideradas. Este problema no permitía mantener la concentración de diseño de SSVLM ya que el lodo en el sedimentador era esponjoso y no se comprimía adecuadamente.

Los valores promedio de la F/M durante el segundo período (día 1-27) se calcularon de 3.23, 2.00 y 1.53 $kg\ DQO\ (kg\ SSVLM)^{-1}\ d^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente. Con la misma suposición, de que la DBO_{5t} es la mitad de la DQO, los promedios serán de 1.61, 1.00 y 0.77 $kg\ DBO_5\ (kg\ SSVLM)^{-1}\ d^{-1}$ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente.

A partir del tercer período empezó la evaluación con todos los parámetros y se pueden analizar directamente las cargas calculadas con base en la DBO_5 . Así, durante el tercer período (día 45-59

desde el arranque), los valores promedio de COV en los reactores R1, R2 y R3 se calcularon de 2.0, 1.29 y 1.02 kg DBO₅ m⁻³ d⁻¹, respectivamente.

Los valores de la F/M, sin embargo, rebasaron los valores de diseño por el mismo problema de los lodos abultados que permaneció durante toda la experimentación. Los valores promedio de la F/M durante el tercer período experimental (día 45-59) se calcularon de 2.37, 1.25 y 1.08 kg DBO₅ (kg SSVLM)⁻¹ d⁻¹ en los reactores R1, R2 y R3, respectivamente.

Durante el cuarto período experimental (día 62-87 desde el arranque), los valores promedio de COV en los reactores R1, R2 y R3 se calcularon de 2.26, 1.52 y 1.13 kg DBO₅ m⁻³ d⁻¹, respectivamente. Sin embargo, no se pudo aumentar la cantidad de la biomasa en los reactores, por lo cual los F/M permanecieron altos. Es más, la disminución de la cantidad de biomasa suspendida en el reactor R1 los días 66-69 desde el arranque provocó un drástico incremento de la F/M. Una vez adicionada la biomasa al reactor el día 73, el valor de F/M disminuyó. Los valores promedio de la F/M durante el cuarto período experimental (día 62-87) se calcularon de 4.28, 2.12 y 1.35 kg DBO₅ (kg SSVLM)⁻¹ d⁻¹ en los reactores R1, R2 y R3 respectivamente. El promedio de F/M en el reactor 1 y 2 aumentó con respecto al período anterior ya que disminuyó la concentración de la biomasa. El promedio de F/M en R3 no sufrió un incremento significativo comparado con el obtenido durante el período anterior, en este reactor sí se pudo mantener la misma cantidad de biomasa que en el período anterior.

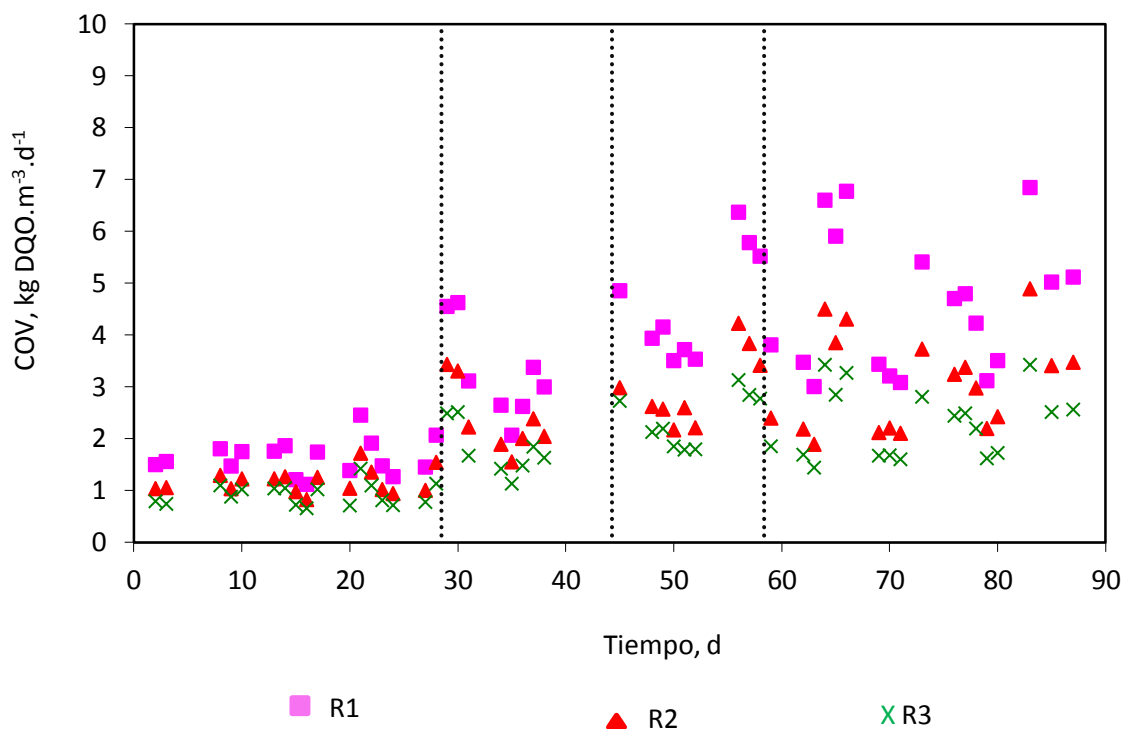


Figura 4. 34 Variación de COV (DQO_t) durante el período experimental.

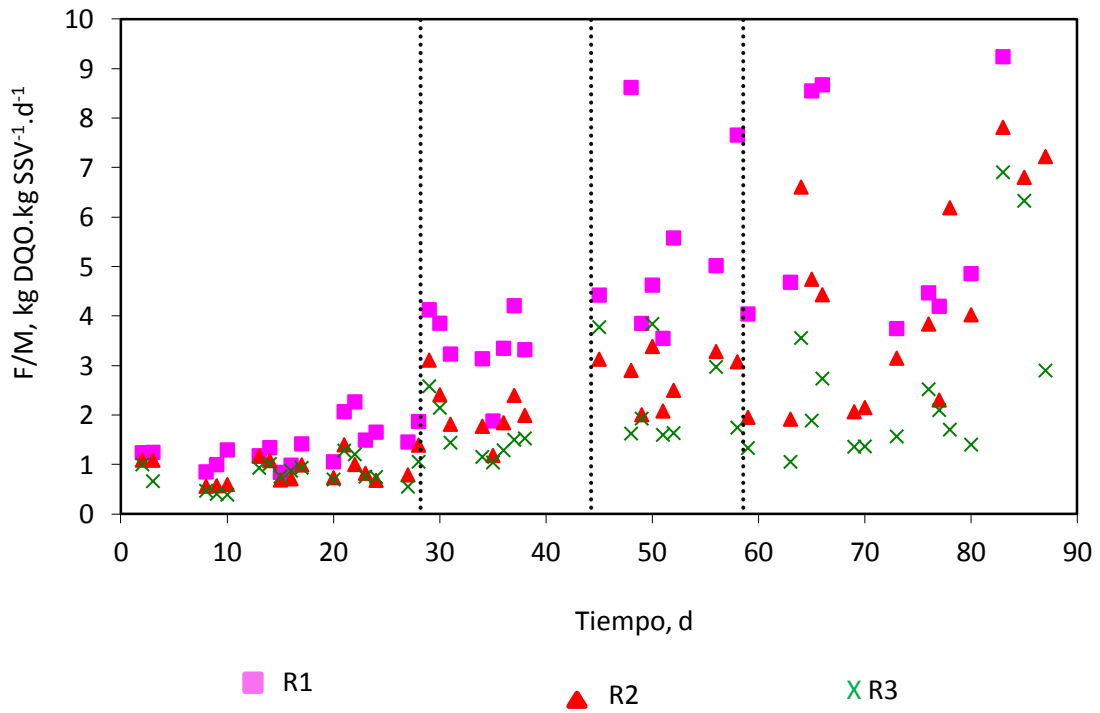


Figura 4. 35 Variación de F/M (DQOt) durante el período experimental.

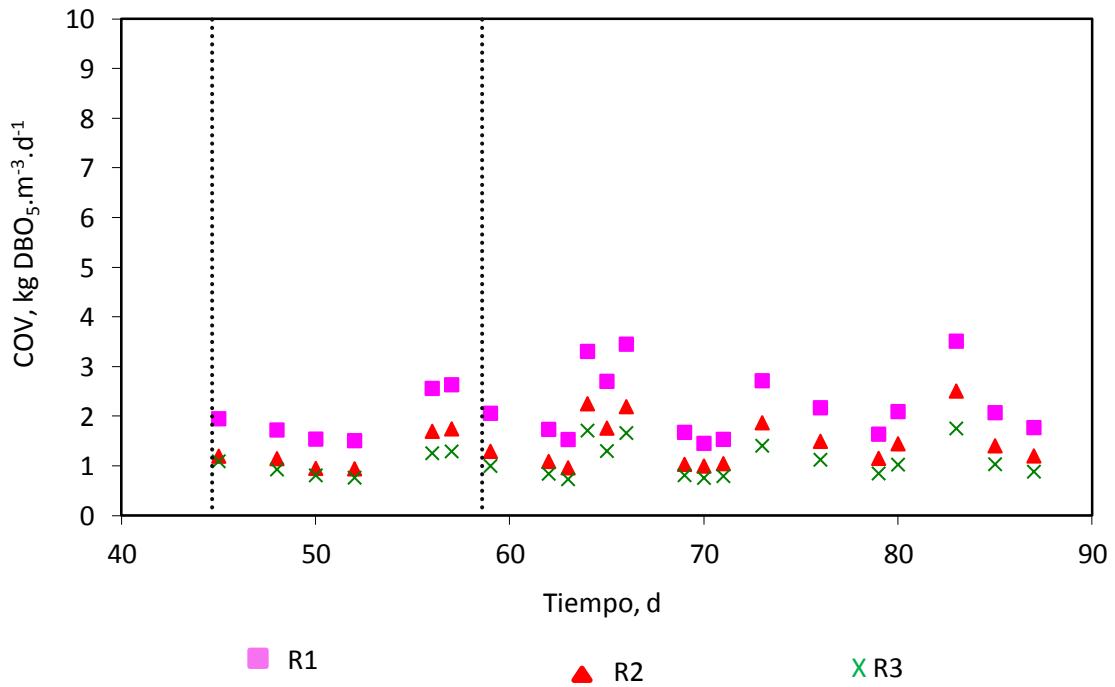


Figura 4. 36 Variación de COV (DBO_{5t}) durante el período experimental.

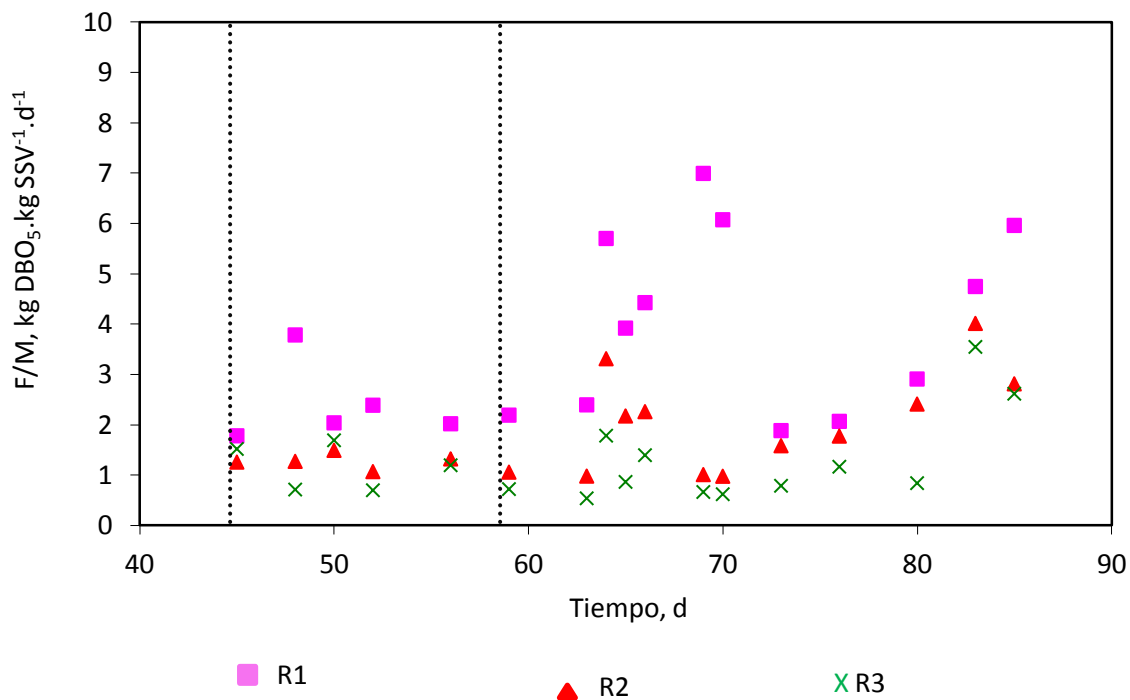


Figura 4. 37 Variación de F/M (DBO_{5t}) durante el período experimental.

Tabla 4. 23 Cargas orgánicas promedio determinadas en los tres reactores durante los primeros dos períodos experimentales.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque OD promedio de 5.9 mg L^{-1}		Día 28-44 desde el arranque OD promedio de 3.5 mg L^{-1}	
	COV (DQO), $\text{kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$	F/M (DQO), $\text{kg DQO (kg SSV)}^{-1} \text{ d}^{-1}$	COV (DQO), $\text{kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$	F/M (DQO), $\text{kg DQO (kg SSV)}^{-1} \text{ d}^{-1}$
R1 (TRH=2h)	1.60	1.34	3.11	3.23
R2 (TRH=3h)	1.14	0.88	2.26	2.00
R3 (TRH=4h)	0.90	0.80	1.70	1.53

Tabla 4. 24 Cargas orgánicas promedio determinadas en los tres reactores durante el tercer y cuarto período experimental

Nombre de los reactores	Día 45-59 desde el arranque OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹				Día 62-87 desde el arranque OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹			
	COV (DQO)	COV (DBO5)	F/M (DQO)	F/M (DBO5)	COV (DQO)	COV (DBO5)	F/M (DQO)	F/M (DBO5)
R1 (TRH=2h)	4.51	2.00	5.27	2.37	4.56	2.26	8.61	4.28
R2 (TRH=3h)	2.90	1.29	2.71	1.25	3.08	1.52	4.32	2.12
R3 (TRH=4h)	2.30	1.02	2.28	1.09	2.30	1.13	2.66	1.35

Nota: F/M (DQO) - F/M calculada con base en la DQO, kg DQO (kg SSV)⁻¹ d⁻¹;

F/M (DBO) - F/M calculada con base en la DBO, kg DBO (kg SSV)⁻¹ d⁻¹;

COV (DQO) - COV calculada con base en la DQO, kg DQO m⁻³ d⁻¹;

COV (DBO) - COV calculada con base en la DBO, kg DBO m⁻³ d⁻¹.

4.12 Variación del TRS durante la experimentación y cálculo del coeficiente de rendimiento la biomasa (Yobs)

Durante toda la experimentación se tuvieron problemas de la presencia de lodos abultados, el lodo en el sedimentador no sedimentaba y no se comprimía adecuadamente. Había frecuentes flotaciones y arrastre de sólidos con el efluente. La variación de los SST y SSV en el lodo extraído de los sedimentadores se presenta en las Figuras 4.38 y 4.39. Las concentraciones promedio de los sólidos por período experimental se resumen en la Tabla 4.25. Se puede observar que se lograron concentraciones relativamente altas de los sólidos suspendidos totales en la parte inferior del sedimentador a pesar de los fenómenos del abultamiento de lodos. Lo cual se puede atribuir al aumento significativo del volumen de la zona de compresión de los sólidos, como se puede apreciar en las fotos 4.1 y 4.2. Como resultado la profundidad de la zona de clarificación se redujo de 39-56 cm (previsto en el diseño) a solo 4-12 cm (condiciones reales). La cantidad diaria de lodo extraído de los sedimentadores fue de 0.5 L durante el primer período, se redujo a 0.05 L durante el segundo período, después con el aumento de la carga a los reactores se aumentó otra vez, siendo de 0.7 L durante el tercer período y de 0.5 durante el cuarto período.



Foto 4.1. Vista lateral de los sedimentadores secundarios.



Foto 4.2. Vista frontal de los sedimentadores secundarios

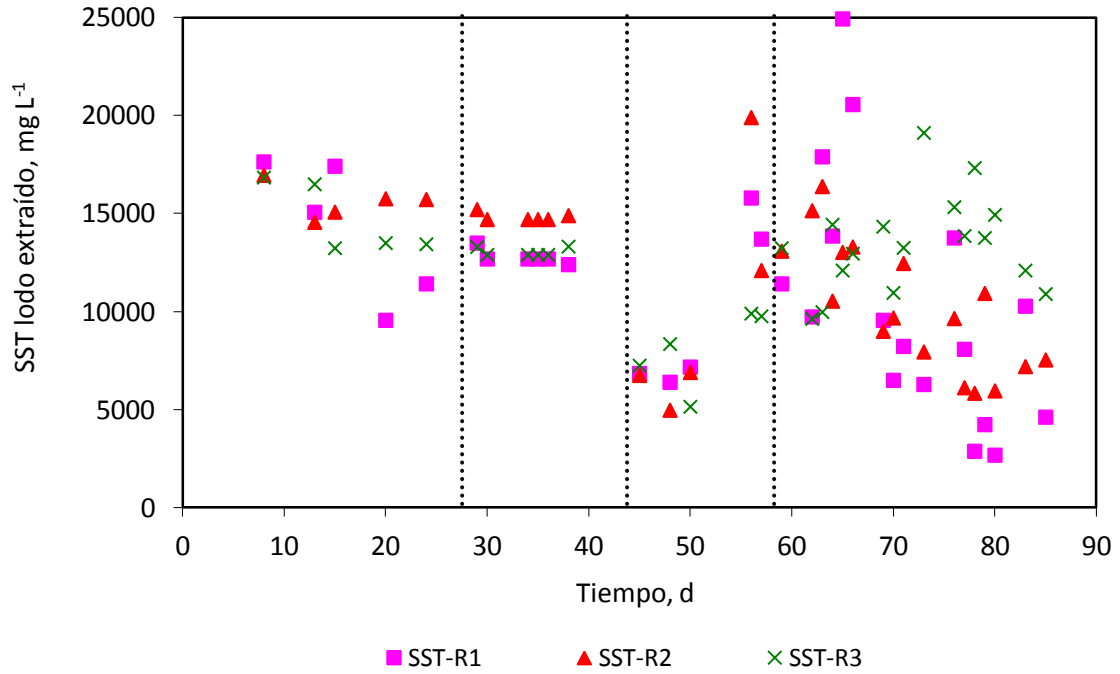


Figura 4. 38 Variación de la concentración de SST en el lodo extraído de los sedimentadores de los reactores R1, R2 y R3.

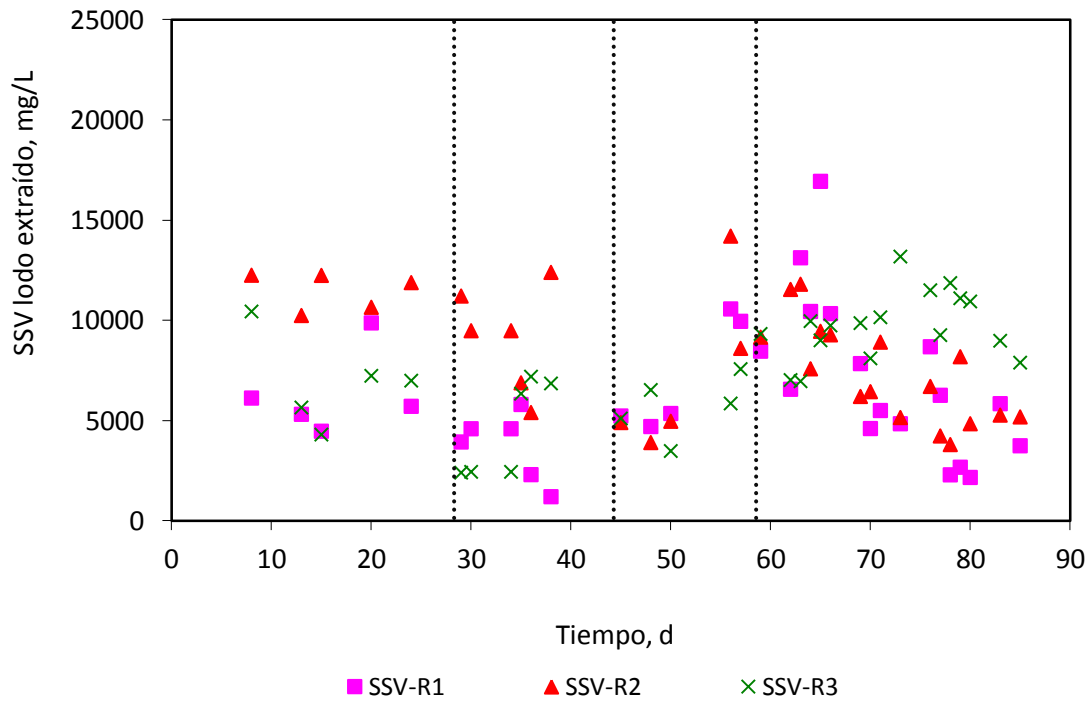


Figura 4. 39 Variación de la concentración de SSV en el lodo extraído de los sedimentadores de los reactores R1, R2 y R3.

Tabla 4. 25 Promedios de los SST y SSV en el lodo extraído de los sedimentadores.

Nombre de los reactores	Días 1-27 desde el arranque		Día 28-44 desde el arranque		Día 45-59 desde el arranque		Día 62-87 desde el arranque	
	OD promedio de 5.9 mg L ⁻¹		OD promedio de 3.5 mg L ⁻¹		OD promedio de 3.2 mg L ⁻¹		OD promedio de 2.0 mg L ⁻¹	
	SSTp, mg L ⁻¹	SSVp, mg L ⁻¹	SSTp, mg L ⁻¹	SSVp, mg L ⁻¹	SSTp, mg L ⁻¹	SSVp, mg L ⁻¹	SSTp, mg L ⁻¹	SSVp, mg L ⁻¹
R1 (TRH=2h)	14,222	6,295	1,2777	3,735	10,224	7,375	10,257	6,988
R2 (TRH=3h)	15,616	11,452	14,818	9,140	10,619	7,621	10,045	7,159
R3 (TRH=4h)	14,704	6,922	13,037	4,610	8,943	6,307	13,438	9,719

Nota: SSTp- sólidos suspendidos totales en el lodo extraído de los sedimentadores (purga);

SSVp- sólidos suspendidos volátiles en el lodo extraído de los sedimentadores (purga).

El cálculo del TRS se realizó de acuerdo con la relación:

$$\text{TRS} = \frac{\text{SSVLM} \cdot V}{Q_p \text{SSVp} + Q_e \text{SSVe}} \quad (4.1)$$

Donde,

SSVLM-sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, mg L⁻¹;

V-volumen de reactor, L;

Q_p-cantidad diaria del lodo extraído de los sedimentadores, L d⁻¹;

SSVp- sólidos suspendidos volátiles en el lodo extraído de los sedimentadores (purga), mg L⁻¹;

Q_e-caudal efluente, L d⁻¹;

SSVe- sólidos suspendidos volátiles en el efluente, mg L⁻¹.

En la Figura 4.40 se presenta la variación del TRS durante la experimentación y en la Tabla 4.26 se presentan los promedios del TRS para cada período experimental.

Se observa que los TRS promedios determinados en los diferentes períodos de la experimentación están dentro de los intervalos considerados para el diseño de estos sistemas de tratamiento.

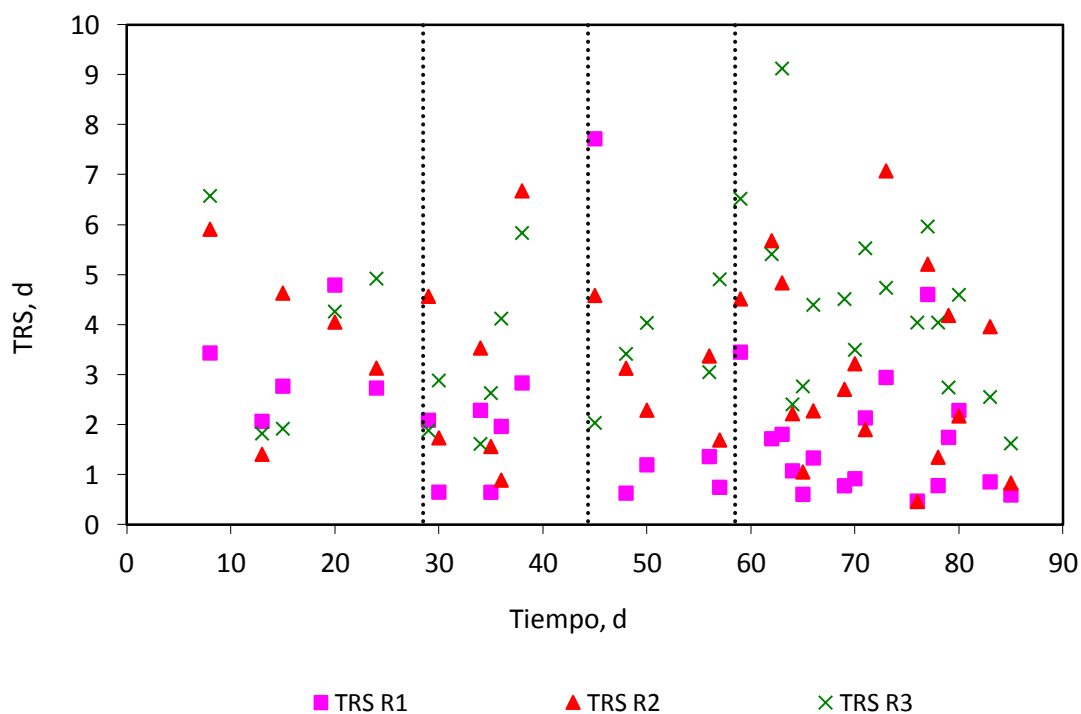


Figura 4. 40 Variación del TRS durante la experimentación.

Tabla 4. 26 Promedios del TRS para cada período experimental.

Reactores	TRS, d	TRS, d	TRS, d	TRS, d
	Día 1-27	Día 28-44	Día 45-59	Día 62-87
R1 (TRH=2h)	3.16	1.75	2.52	1.54
R2 (TRH=3h)	3.83	3.16	3.27	3.07
R3 (TRH=4h)	3.90	3.16	4.00	4.25

Con base en la cantidad de la biomasa extraída de los reactores y la cantidad de la materia orgánica removida medida como DQO_t rem y DBO_{5t} rem se calculó el coeficiente de rendimiento de la biomasa (Y_{obs} , en $kg\ SSV\ (kg\ DQO_t\ rem)^{-1}$ y en $kg\ SSV\ (kg\ DBO_{5t}\ rem)^{-1}$) usando la siguiente expresión:

$$Y_{obs} = \frac{Q_p SSV_p + Q_e SSV_e}{Q_i (S_o - S_e)} \quad (4.2)$$

Donde,

Q_p = cantidad diaria del lodo extraído de los sedimentadores, $L\ d^{-1}$,

SSV_p = sólidos suspendidos volátiles en el lodo extraído de los sedimentadores (purga), $mg\ L^{-1}$;

Q_e = caudal efluente, $L\ d^{-1}$;

Q_i = caudal influente, $L\ d^{-1}$, ($Q_i = Q_e$);

SSV_e = sólidos suspendidos volátiles en el efluente, $mg\ L^{-1}$;

S_o = DQO_t i o DBO_{5t} i, $mg\ L^{-1}$;

S_e = DQO_t e o DBO_{5t} e, $mg\ L^{-1}$;

i = influente; e = efluente.

Los valores promedio de Y_{obs} por período experimental y por reactor se presentan en la Tabla 4.27. Los valores promedio durante los dos primeros períodos de arranque, aclimatación y estabilización del proceso se determinaron solo con base en la DQO_t . Durante el primer período hubo adiciones de biomasa por el problema de lodos abultados y esto explica los altos valores de Y_{obs} obtenidos. Durante los últimos dos períodos la Y_{obs} está calculada con base en ambos, DQO_t y DBO_{5t} . Con el aumento del TRS disminuye la tasa de crecimiento. En el R2 para el TRS de 3.3 d (tercer período, día 45-59) y una temperatura promedio de $19.2^\circ C$ se obtuvo un coeficiente de rendimiento de $0.26\ kg\ SSV\ (kg\ DBO_{5t}\ rem)^{-1}$ y para el TRS de 3.1 d (cuarto período, día 62-78) y una temperatura promedio de $20^\circ C$ se obtuvo una tasa de crecimiento de $0.56\ kg\ SSV\ (kg\ DBO_{5t}\ rem)^{-1}$.

Para un agua sedimentada a una temperatura de $20^\circ C$ y un TRS de 3 d se puede esperar una tasa de crecimiento de $0.65\ kg\ SSV\ (kg\ DBO_{5t}\ rem)^{-1}$. Entonces, la tasa de crecimiento determinada es menor, casi a la mitad durante el segundo período y en un 14 % menor durante el último período experimental. Esto puede estar relacionado con las características del consorcio microbiano desarrollado en los reactores. El pH ligeramente alcalino del agua también pudo haber tenido un efecto de inhibición del crecimiento de la biomasa. El pH promedio durante el tercer período (día 45-59) fue de 7.9 y durante el cuarto (día 62-87) de 7.7.

Tabla 4. 27 Valores promedio del coeficiente de rendimiento de la biomasa (Yobs) en los reactores durante los diferentes períodos experimentales.

Reactores	Día 1-27	Día 28-44	Día 45-59		Día 62-87	
	kg SSV (kg DQO _t rem) ⁻¹	kg SSV (kg DQO _t rem) ⁻¹	kg SSV (kg DQO _t rem) ⁻¹	kg SSV (kg DBO _{5t} rem) ⁻¹	kg SSV (kg DQO _t rem) ⁻¹	kg SSV (kg DBO _{5t} rem) ⁻¹
R1 (TRH=2h)	0.68	0.41	0.21	0.36	0.30	0.52
R2 (TRH=3h)	0.68	0.43	0.14	0.26	0.30	0.56
R3 (TRH=4h)	0.63	0.36	0.16	0.29	0.20	0.35

4.13 Variación de la temperatura, OD y el pH en los reactores

4.13.1 Temperatura

La temperatura se determinó diariamente dentro de cada reactor durante todo el período experimental aproximadamente entre las 8-9 am. La temperatura se mantuvo en un intervalo entre 17-25°C. En la Figura 4.41 se presenta la variación de la temperatura en los reactores durante todo el período experimental. Se observa que hubo una disminución de la temperatura a partir del día 44, manteniéndose entre 17 y 22°C. De acuerdo a la literatura el intervalo de temperatura de 10-30°C las reacciones biológicas se ven beneficiadas (WEF, 1998).

Los promedios de la temperatura para cada período experimental se presentan en la Tabla 4.28. Se observa que los promedios estuvieron entre 19 y 24 °C, muy favorable para el proceso de biodegradación.

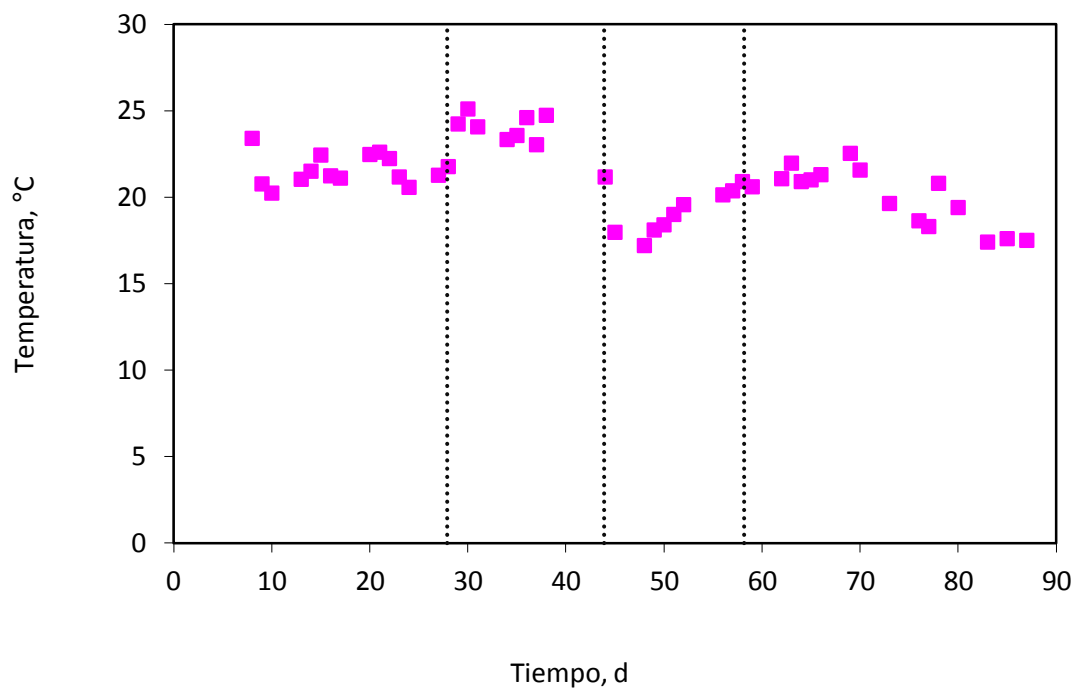


Figura 4. 41 Variación de la temperatura en los reactores durante la experimentación.

Tabla 4. 28 Promedios de la temperatura en los reactores calculados para cada período experimental.

Períodos experimentales	Temperatura promedio, °C	Desv. estándar
Primer período, día 1-27	21.57	0.91
Segundo período, día 28-44	23.56	1.28
Tercer período, día 45-59	19.22	1.27
Cuarto período, día 62-87	19.97	1.73

4.14.2 Oxígeno disuelto

En la Figura 4.42 se presenta la variación del OD en los reactores. Se observa que durante los primeros 27 días se mantenía una concentración alta de OD en los reactores, después de lo cual se disminuyó la aireación. La concentración de OD se utilizó como uno de los criterios para definir los diferentes períodos experimentales ya que se buscaba determinar su efecto sobre la remoción de la materia orgánica y sobre las transformaciones del nitrógeno en el sistema. Los promedios de OD en los reactores por período experimental se resumen en la Tabla 4.29.

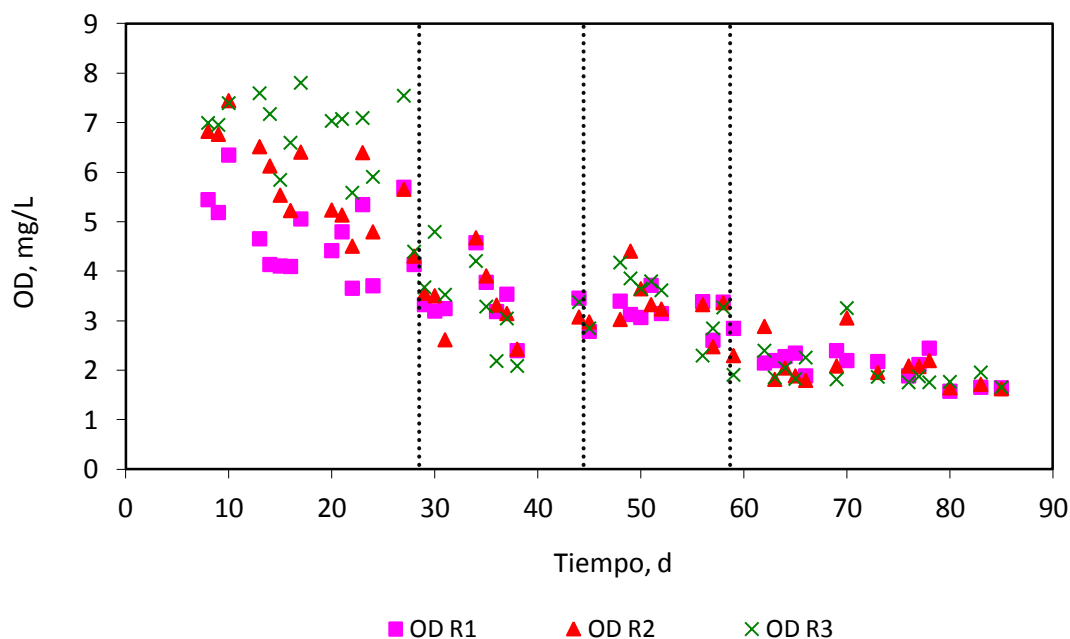


Figura 4. 42 Variación de la concentración del OD en los reactores.

Tabla 4. 29 Promedios de la concentración del OD para los diferentes períodos experimentales.

Reactores	Día 1-27	Día 28-44	Día 45-59	Día 62-87
R1 (TRH=2h)	4.76	3.49	3.1	2.05
R2 (TRH=3h)	5.90	3.46	3.2	2.05
R3 (TRH=4h)	6.91	3.46	3.2	2.00
Promedio de los tres reactores por período	5.86	3.47	3.20	2.03

4.13.3 pH

Los sistemas biológicos con microorganismos en suspensión son eficientes en intervalos de pH entre 6.5 y 8.5 (Winkler, 1994). En la Figura 4.43 se presenta la variación de pH y los promedios se resumen en la Tabla 4.30. Se observa que el agua fue ligeramente alcalina durante todo el estudio los valores varían entre 7.0 y 8.5 lo cual indica condiciones favorables para el buen funcionamiento del tratamiento biológico de las aguas residuales (Winkler, 1994).

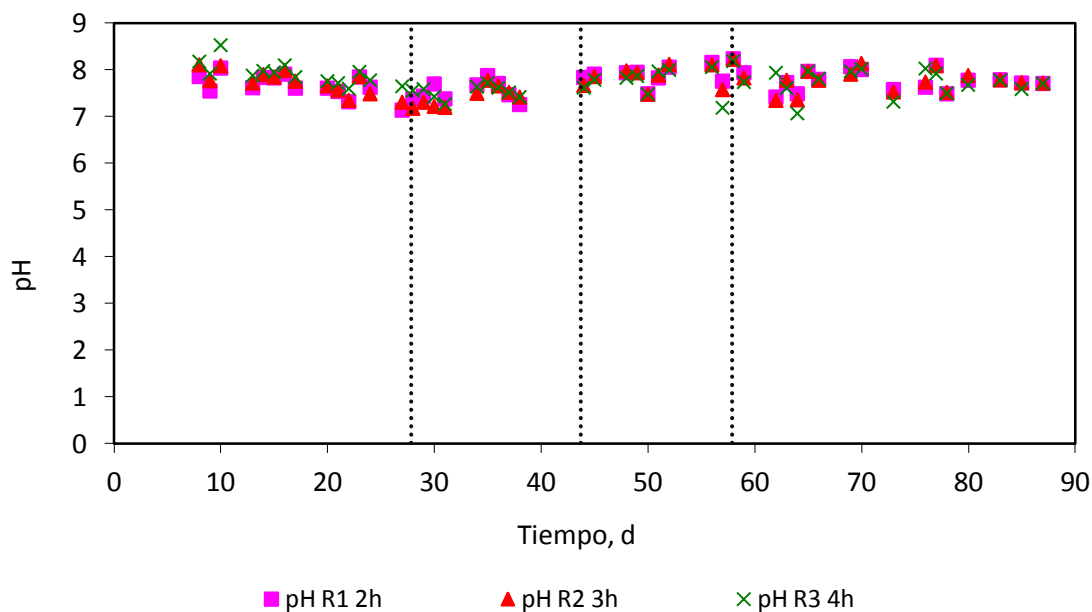


Figura 4. 43 Variación del pH en los reactores.

Tabla 4. 30 Promedios de pH para cada período experimental.

Reactores	Día 1-27	Día 28-44	Día 45-59	Día 62-87
	OD de 5.9 mg L ⁻¹	OD de 3.5 mg L ⁻¹	OD de 3.2 mg L ⁻¹	OD de 2 mg L ⁻¹
R1 (TRH=2h)	7.67	7.57	7.9	7.75
R2 (TRH=3h)	7.75	7.45	7.9	7.75
R3 (TRH=4h)	7.92	7.54	7.8	7.73
Promedio de los tres reactores	7.78	7.52	7.88	7.74

Conclusiones

- El sistema de lodos activados con altas cargas orgánicas mostró una clara aplicabilidad para tratamiento de agua residual municipal, específicamente para la remoción de materia orgánica y otros contaminantes. Las remociones de materia orgánica obtenidos son adecuadas para obtener agua tratada reutilizable en riego agrícola, según los criterios de calidad establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-1996. Con cargas orgánicas de 1.35-4.28 kg DBO kg SSVLM⁻¹ d⁻¹, TRH de 2-4 h y OD de 2.0 mg L⁻¹ se obtuvieron remociones de DBO de 66-78%. Con cargas menores, de 1.09-2.37 kg DBO kg SSVLM⁻¹ d⁻¹, TRH de 2-4 h y OD de 3.2 mg L⁻¹, las remociones aumentaron en un 12%.
- La remoción de DQO y DBO aumenta a medida que incrementan los tiempos de residencia hidráulica del sistema y disminuye con el incremento de la carga orgánica y con la disminución de la aireación y la concentración de oxígeno disuelto (OD) en el reactor biológico.
- Las remociones de nitrógeno amoniacal, orgánico y total disminuyen a medida que se reduce tiempo de residencia hidráulica de 4 a 2 h, el tiempo de retención de sólidos de 4.3 a 1.5 d, la concentración de oxígeno de 4 a 2 mg L⁻¹ y con el incremento de la carga orgánica de 1.4 a 4.3 kg DBO kg SSVLM⁻¹ d⁻¹. Con una carga orgánica de 4.3 kg DBO kg SSVLM⁻¹ d⁻¹, un tiempo de residencia hidráulica de 2 h, tiempo de retención de sólidos de 1.5 d y con concentración de oxígeno disuelto de 2 mg L⁻¹, el proceso de nitrificación en los reactores se ve limitado, permitiendo obtener a estas condiciones bajas concentraciones de nitratos en el efluente, de 0.25 ± 0.1 mg L⁻¹.
- Para el caso del fósforo las remociones de este nutriente aumentan a medida que disminuye la carga orgánica de 2.4 a 1.1 kg DBO kg SSVLM⁻¹ d⁻¹, con el incremento del tiempo de residencia hidráulica de 2-4 h, con un tiempo de retención de sólidos de 2.5 a 4 d y OD de 3.2 mg L⁻¹, obteniendo 5.0 ± 1.3 mg L⁻¹ de fósforo en el efluente.
- La sedimentabilidad de la biomasa medida a través del parámetro índice volumétrico de lodos (IVL) varió entre 260 a 530 mL g⁻¹. Estos valores indican una sedimentabilidad deficiente de los sólidos suspendidos. El IVL aumenta con el incremento de la carga orgánica y con la disminución de los TRH y TRS, persistiendo a estas condiciones el fenómeno del abultamiento de lodos.

Bibliografía

- Aichinger G., Leslie Grady Jr. C. P. y Tabak H.H. (1992). Application of respirometric biodegradability testing protocol to slightly soluble organic compounds. *Water Environment Research*. 64, 890-900.
- American Public Health Association (APHA), American Water Works Association (AWWA), Water Environment Federation. (1998). *Standard Methods For The Examination of Water and Wastewater*, 20 ed., Washington D.C, pp.1195.
- American Society of Civil Engineers (ASCE), American Water Works Association (AWWA) (2005). *Water treatment plant design*. Fourth edition. Mc Graw-Hill. 896 pp.
- Aravinthan, V., Mino, T., Takizawa, S., Satoh, H. y Matsuo, T. (2000). Sludge hydrolysate as a carbon source for denitrification. Proceedings of the 1st World Congress of the international Water Association (IWA), Paris 3-7 Julio 2000. 3, 146-153.
- Barbusinski K. y Koscielniak H. (1995). Influence of substrate loading intensity on floc size in activated sludge process. *Water Research*. 29, 1703-1710.
- Barajas, M.G. (2002). Eliminación biológica de nutrientes en un reactor biológico secuencial. Caracterización y estimulación de las fuentes de carbono del agua residual urbana. Tesis Doctoral, Universidad Politécnica de Cataluña, España.
- Beccari M., Mappelli P. y Tandoi V (1980) Relationship between bulking and physicochemical properties of activated sludges. *Biotechnology Bioengineering*. 22, 969-979.
- Bermeo Garay, M. (2005). Aguas Residuales: teoría de muestreo, análisis e interpretación de datos, Parte experimental. Escuela superior Politécnica de Litoral. Ecuador.
- Brinch, P.P., Rindel, K. y Kalb, K. (1994). Upgrading to nutrient removal by means of internal carbon from sludge hydrolysis. *Water Science and Technology*. 29(12), 31-40.
- Cech J.S., Chudoba J. Y Grau P. (1985). Determination of kinetic constants of activated sludge microorganisms. *Water Science. Technology*. 17, 259-272.
- Cooke P.F. y Pipes W.O (1970). The occurrence of fungi in activated sludge *Mycophatologia et Mycologia Applicata*, 40, 249-70.
- Crites, R. y Tchobanoglous, G. (2000). Tratamiento de aguas residuales en pequeñas poblaciones. Derechos reservados. Ed. Mc Graw-Hill interamericana. S.A. Santa fe de Bogotá, Colombia. 776p.

- Cloete, T.E. (1997). Introduction in Microbial Community Analysis: The Key to the Design of Biological Wastewater Treatment systems, Eds. Cloete, T.E. and Muyima, report, IAWQ, England.
- Comisión Nacional del Agua. (2010). Inventario Nacional de Plantas Municipales de Potabilización y de Tratamiento de Aguas Residuales en operación. México. 250 p.
- Dand J.D., Harvey D.M., Jobbagy A. y Leslie Grady Jr.C.P.L. (1989). Evaluation of biodegradation kinetics with respirometric data. J. Water Pollution Control Fed. 51, 1711-1721.
- Dewisme, E. (1997). Características de las aguas residuales. En XV curso sobre tratamiento de aguas residuales y explotación de estaciones depuradoras. CEDEX, Madrid.
- Droste, R.L. (1997). Theory and practice of water and wastewater treatment. Jhon Wiley and Sons, Inc. Canada.
- Drysdale, G.D., Kasan, H.C. y Bux, F. (2000). Assessment of denitrification by the ordinary heterotrophic organisms in a NDBEPR activated sludge system. Proceedings of the 1st World Water Congress of the International Water Association (IWA), Paris 3-7 Julio 2000. 3, 108-114.
- Eckenfelder, W.W (1980). Principles of water quality management. CBI Publishing company, Inc. Boston, Massachusetts. Pp.117.
- Eckenfelder, W.W. (1995). Activated sludge treatment of industrial wastewater. Technomic Publishing Company, Inc. Lancaster, Pennsylvania. EE. UU. Pp. 281.
- EPA (1993). Nitrogen Control Manual. EPA/625/R-23/010. United States Environmental protection Agency, Washington D.C., EE.UU.
- Eriksson L., Steen I. y Tendaj M. (1992) Evaluation of sludge properties at an activated sludge plant. Water Science and Technology. 25, 251-265.
- Fernández-Galiano, D., Guinea A., Serrano S., Martín M., Arregui L., Rodríguez B., Campos I., Calvo P. y Suarez, J. (1996). Guía práctica de identificación de protozoos ciliados en estaciones depuradoras de aguas residuales por lodos activados de la comunidad Autónoma de Madrid. Dpto. Microbiología, facultad de biología, Universidad Complutense de Madrid.
- Gebauer R. (2004). Mesophilic anaerobic treatment of sludge from saline fish farm effluents with biogas production, Bioresource Technology. 93, 155-167.
- González M., Maldonado, O., y González B. (2002). Tratamiento de aguas residuales utilizando biopelícula sobre un material poroso. XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Cancún, México, 27 al 31 de Octubre del 2002.
- Gutiérrez, P. y Salazar, R. (2004). Análisis y diseño de experimentos. Mc Graw-Hill. Distrito Federal, Mexico. Pp 571.

- Henze, W., Gujer, W., Mino T., Matsuo, T., Wentzel, M.C., Marais, G.v.R. y Van Loosdrecht. (1999). Activated Sludge Model ASM2d. *Water Science Technology*. 39(1), 165-182.
- Henze M., Gujer W., Mino T. y Van Loosdrecht M. (2000). Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d, and ASM3. Edited by IWA Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment, p.1-38 y 99-121, 2000.
- Hoover, S. R. and Porges, N. (1952). Assimilation of dairy wastes by activated sludge. II. The equation of synthesis and oxygen utilization. *Sewage Ind. Wastes*, 24, 306-312.
- Horan, N.J. (1993). Biological wastewater treatment systems: theory and operation. Jhon Wiley and Sons, Ltd, England.
- Jenkins D. (1992). Towards a comprehensive model of activated sludge bulking and control of activated sludge bulking and foaming. 2 nd Edition. Lewis Publishers, Inc., Chelsea, Michigan.
- Jenkins D., Richard M.G. y Daigger G.t. (1993) Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming. 2 nd Edition. Lewis Publishers, Inc., Chelsea, Michigan.
- Jorand F., Zartarian F., Thomas F., Block J.c., Bottero J.Y., Villemin G., Urbain V. y Manem J. (1995) Chemical and structural (2D) linkage between bacteria within activated sludge flocs. *Water Reseach*. 29, 1639-1647.
- Junkins R (1983). The activated sludge process: Fundamentals of operation. Edit Ann Arbor Science. USA. 2, 3-9.
- Kong Z., Vanrolleghem P., Willems P. y Verstraete W. (1996). Simultaneous determination of inhibition kinetics of carbon oxidation and nitrification with a respirometer. *Water Research*. 30, 825-836.
- Lara, J.A. y A. Hernández. 2003. Reutilización de aguas residuales: Aprovechamiento de los nutrientes en riego agrícola. Seminario internacional sobre métodos naturales para el tratamiento de aguas residuales. Instituto Cinara. Universidad del Valle, Cali Colombia. Pp 237-242.
- Lee, N. M. (1996). Parameter Affecting Microorganisms and the Process Performance in Biological Wastewater Treatment. Tesis Doctoral. Department of Biotechnology, Lund University, Suecia.
- Matia, L., Martin, J., Ventura, F. and Campos, C. (1999). La calidad de recursos no convencionales. En recursos del agua. Eds. M. Salgot, X. Sánchez y A. Torrens. Fundación Agbar. Universidad de Barcelona. Pp. 114-145.
- Medeiros, S., A. Soares, P. Ferreira, J. Neves, A. de matos y J. de Souza. (2005). Utilización de agua residual de origen doméstico en la agricultura: Alteraciones químicas del suelo. *Revista Brasileña de Engenharia Agrícola e Ambiental* 9(4), 603-621.

- Méndez L., Miyashiro V., Rojas R., Cotrado M., Carasco N. (2004). Tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados a escala de laboratorio. Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Instituto de Investigación FIGMMG,. 7(14), 74-83.
- Metcalf y Eddy, Inc. (1985). Ingeniería Sanitaria. Tratamiento, evacuación y reutilización de aguas residuales. Ed. Labor, S.A. Barcelona. 782p
- Metcalf y Eddy. (1995). Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. Vol 1, 3a Ed. McGraw Hill, Madrid. 1334p
- Metcalf-Eddy (1998). "Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización". McGraw Hill.
- Metcalf y Eddy. (2003). Wastewater engineering treatment and reuse. 4th. Ed. McGraw-Hill, New York. 1819p.
- Metcalf y Eddy. (2004). Wastewater Engineering treatment and reuse. McGraw Hill, New York. 4ta edición. Pp. 1817.
- Morales, J., González, S. y González, O. (2005). Remoción biológica simultánea de fósforo y nitrógeno de agua residual. Proyecto 7.2.10. Instituto de Ingeniería. UNAM.
- Mujeriejo, R., Gaztelu, M., Jové, J.M. y Bravo, J.M. (1984). Tratamiento de aguas residuales en el municipio de Barcelona. Diputación Barcelona. Pp 481.
- Mujeriejo, R. (1990). Riego con agua residual municipal regenerada. Mujeriejo, R. ed. Universitat Politècnica de Catalunya. Barcelona. Diputación de Barcelona. Pp. 145.
- Muyima, N.Y., Momba, M.N.B and Cloete, T.E. (1997). Biological Methods for the treatment of wastewaters. En Microbial Community Analysis: The Key to the Design of biological Wastewater Treatment Systems. Scientific and Technical Report, IAWQ, Inglaterra.
- Neethling, J.B. (1995). Biological nutrient removal with activated sludge systems. HDR Engineering Inc., El Dorado Hills.
- Organización Naciones Unidas. (2003). Primer informe sobre el desarrollo de los recursos hídricos del mundo: Agua para todos, agua para la vida. Nueva York: ONU
- Orhon, D., Ates, E., Sozen S., Cokgor E.U.(1997) characterization and cod fractionation of domestic wastewaters. Environment Pollution, 95(2), 191-204.
- Ortiz, G. (2008). Influencia de la carga orgánica sobre la operación de un reactor discontinuo. Tesis Maestría. UNAM, México D.F. México.
- Parés, R. y Juárez, A. (1997). Bioquímica de los microorganismos. Editorial Reverté. Barcelona. 780p.

- Pasveer, A. (1959). A contribution to the development in activated sludge treatment. Ontario, Canada. En: J Proc Institute Sewage Purification. 4, 436p.
- Ramalho, R.S (1996). Tratamiento de aguas residuales. Ed. Reverte. S.A Mexico D.F. Pp.646-666.
- Randall, C.W., Barnard, J.L and Stensel, H.D. (1992). Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Water Quality Management Library, Vol 5. Technomic, Inc., Pennsylvania, USA. Pp. 705.
- Rensink, J. H. y Donker, H.J.G.W (1993). Management of bulking sludge control by selector. In prevention and control of bulking activated sludge. Luigi Bazzuchi Center, Perugia, Italia. Pp. 77-97.
- Reyes S. (2009). Análisis y control del abultamiento filamentoso en una planta de tratamiento de efluentes. Tesis de licenciatura. Universidad Veracruzana, México.
- Richard M.G (1989) Activated Sludge Microbiology. Water Environment Federation (WEF), Alexandria, Virginia, USA. 73p.
- Richar M., Hao O. y Jenkins D. (1985) Growth kinetics of Sphaerotilus species and their significance in activated sludge bulking. J Water Pollution. Control Fed. 57, 68-81.
- Rivas Mijares, G. (1978). Tratamiento de aguas residuales. 20 ediciones Vega, Venezuela.
- Rojas, V. J. (2007). Modelamiento de la dinámica microbiana a cambios multivariados de un reactor de lodos activados. Tesis de licenciatura. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas.
- Romero, J. A. (2002). Tratamiento de Aguas residuales., Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería, Bogotá. Primera edición. 410p
- Romero, J. A. (2004). Tratamiento de aguas residuales teoría y principios de diseño., Editorial Escuela de Colombia de Ingeniería Bogotá. Cuarta edición. 1248p
- Ros M. (1993). Respirometry of Activated Sludge. Technomic Publishing Co., Inc. Basilea, Suiza.
- Sedlak, R. (1991). Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice. 20 edición. Lewis Publishers, New York, USA.
- Seviour, R. J. and Blackall, L. L. (1998). The microbiology of activated sludge. Eds. London: Chapman y Hall.
- Sezgin M., Jenkins D. y Prker D.S. (1978). A unified theory of filamentous activated sludge bulking. J. Water Pollution. Control Federation. 50, 362-381.

- Sharman, R. (1998). Water and Wastewater Technology, LBCC. <http://www.lbcc.cc.or.us/process110/8/97>.
- Stouthamer, A. H. (1988). Dissimilatory reduction of oxidized nitrogen compounds, In: A. J. B. Zehnder (ed). Biology of anaerobic microorganisms. Wiley-Liss, New York. Pp. 245-303.
- Strom P.F. y Jenkins D. (1984). Identification and significance of filamentous microorganisms in activated sludge. J. Water Pollution. Control Fed. 56, 449-459.
- Switzenbaum M.S., Plante T.R y Woodworth B.K (1992). Filamentous bulking in Massachusetts: extent of the problem and case studies. Water Science Technology. 25, 265-271.
- Syed R. Qasim. (1999). Wastewater Treatment Plants: Planning, Design, and Operation. Second Edition; Technomic Publishing Company, Inc. Lancaster Pennsylvania 17604 U.S.A.
- Tanaka H., kurano N., Ueda S., Okazaki M. y Miura Y. (1985). Model system of bulkign and flocculation in mixed culture of Sphaerotilus sp. and Psedomonas sp. for dissolved oxygen deficiency and high loading. Water Research. 19, 563-571.
- Thomsen, J., T.Geest and R. Cox. 1994. Mass spectrometric studies of the effect of pH on the accumulation of intermediates in denitrification by Paracoccus denitrificans. Applied. Environmental. Microbiology. 60, 536-541.
- Tomilson., B. Chambers y E.J. 1982. Bulking of activated sludge: Preventative and Remedial Methods. Chichester. Reino Unido, 1982. En: Ellis Horwood Limited.
- Urbain V., Block J.C. y Manem J. (1993). Bioflocculation in activated sludge: an analytic approach. Water Research. 27, 829-838
- U.S. EPA. (1992). Wastewater Treatment/Disposal for Small Communités. EPA/625/R-92/005. United States Environmental Protection Agency, Washington D.C., EEUU.
- Ubisi M.F., Jood T.W., Wentzel M.C y Ekama G.A (1997). Activated sludge mixed liquor heterotrophic active biomass. Water SA. 23, 239-248.
- Verachtert H, Van den Eynde E, Poffle R, Houtmeyers J. (1980). Relations between substrate feeding pattern and development of filamentous bacteria in activated sludge. Part II: Influence of substrate present in the influent. Louvain, Bélgica. En: European Journal of applied microbiology and biotechnology. 9, 147-149.
- Vanrolleghem P.A., Kong Z., Rombouts G. Y Verstraete W. (1994). An on line respirometric biosensor for the characterization of load and toxicity of wastewaters. J. Chemistry Technology Biotechnol. 59, 321-333.
- Viessman W., Merk Jr., Hammer J. (1985). Water Suply and Pollution Control. Fourth edition Harper y Row New York. Pp. 797.

-
- Von Sperling M. (2001). Dimensionamiento de lodos atizados por batelada utilizando los principios de la teoría de flujo de sólidos., *Ingeniería Sanitaria e Ambiental – ABES*. 6(3), 147-156.
- Wanner, J. (1994). *Activated sludge bulking and foaming control*. Technomic Publishing Company, Inc., Lancaster, Pennsylvania, USA. 11, 159-169.
- Wanner, J. (1997). Microbial population dynamics in biological wastewater treatment plants. En *Microbial Community Analysis: The Key to the Design of Biological Wastewater treatment Systems*. Scientific and Technical Report, IAWQ, Inglaterra.
- W., Danaldson (1932). Some notes on the operation of sewage treatment works. Use of activated sludge increasing. *Michigan*. 4, 48p
- WEF. (1998). Design of municipal wastewater treatment plant, *Manual of practice No. 8(1)*, 517-550, 2, 895-1012.
- Winkler, M.A. (1994). *Tratamiento biológico de aguas de desecho*. Editorial Limusa. Tercera reimpresión, Mexico D.F. 338p.
- Winkler, M.A. (1998). *Tratamiento Biológico de aguas de desecho*. Editorial Limusa S.A Mexico D.F. Pp 184-186.
- Winkler, M.A. (2008). *Tratamiento biológico de aguas de desecho*. Editorial Limusa S.A Mexico D.F. 338p.
- Zhengyong, X., Zhaohui Y., Guangming Z., Yong X., Jiuhoa D. (2007). Mechanism studies on nitrogen removal when treating ammonium-rich leachate by sequencing batch biofilm reactor. *Front, Environ. Sci. Engin. China*. 1,43-48.