



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

FACULTAD DE INGENIERÍA

CAMPUS MORELOS

**TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DEL RASTRO
MUNICIPAL DE CUERNAVACA MEDIANTE UN SISTEMA
ACOPLADO ANAEROBIO-AEROBIO CON AIREACIÓN
INTERMITENTE**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

(AMBIENTAL-AGUA)

P R E S E N T A:

Q.I. BEATRIZ PEÑA LOERA

TUTOR:

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA



MÉXICO D.F. 2012

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Simón González Martínez

Secretario: Dra. Georgina Fernández Villagómez

Vocal: Dra. Petia Mijaylova Nacheva

1^{er}. Suplente: M.en I. Esperanza Ramírez Camperos

2^{do}. Suplente: Dr. Óscar González Barceló

Lugar donde se realizó la tesis:

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)

Paseo Cuauhnáhuac No.8532 Col. Progreso

Jiutepec, Morelos, México CP. 62550

TUTOR DE TESIS:

Dra. Petia Mijaylova Nacheva

DEDICATORIA

El inicio de todo proyecto requiere de un impulso, de una motivación y sobre todo de amor, el cual nunca me faltó gracias a ti ISRAEL, mi amado esposo y a ustedes: SAMUEL, DARA y ANA, mis preciados hijos; que con tanta paciencia esperaron a que yo pudiera cumplir con una meta más en mi vida.

Agradecimientos

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT)

A la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)

Al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)

Al personal académico, de laboratorio y servicios generales del Campus Morelos.

A mi tutora, Dra. Petia Mijaylova Nacheva, por su dirección en esta investigación, su apoyo académico y científico, pero sobre todo agradezco infinitamente su amistad incondicional.

A los integrantes de mi comité tutorial, quienes me guiaron a lo largo de la elaboración de esta tesis. Dr. Simón González Martínez, gracias por sus valiosos comentarios para poder mejorar mi trabajo. Mtra. Esperanza Ramírez Camperos, gracias por su orientación y oportunos comentarios.

A la Dra. Georgina Fernández Villagómez y Dr. Óscar González Barceló, por su tiempo dedicado a revisar y sugerir mejoras al presente trabajo.

A mis padres Lorenzo y Fermina, por su apoyo incondicional durante toda mi vida, por su confianza y sacrificio. Y por enseñarme que se puede salir adelante aunque el camino esté lleno de piedras y que el trabajo duro y honesto siempre trae recompensas.

A mis hermanos Jesús, Omar y Mario por su ánimo y apoyo que me brindaron para que concluyera con mi trabajo.

A todos mis compañeros de maestría y sobre todo a mis amigos: Eloy, Poncho, Marco, Yuri y Francisco, por la paciencia y disposición que tuvieron conmigo para ayudarme en todo lo que necesitaba.

Gracias Vic, por tu asesoramiento y apoyo siempre.

Gracias Oswaldo, por tus consejos para ayudarme a recuperar la confianza en mi misma.

Pero sobre todo, gracias a Dios, por ser mi gran amigo, por poner en mi camino a tantas personas que han sido fundamentales en mi vida para crecer como persona, por las fuerzas que me da cada día para librar los obstáculos y por tantas y tantas bendiciones recibidas.

Gracias a ti por leer esta tesis.

ÍNDICE

Contenido

ÍNDICE DE TABLAS	iv
ÍNDICE DE FIGURAS	v
ABREVIATURAS	vii
RESUMEN	viii
ABSTRACT	ix
CAPÍTULO 1: OBJETIVOS Y ALCANCES.....	1
1.1.- Justificación	1
1.1.1 Problemática ambiental generada por los rastros	3
1.1.2 Consumo de agua potable y generación de aguas residuales en la industria de la carne.....	4
1.1.3 Tratamiento de las aguas residuales de los rastros	6
1.2 Objetivos y alcances.....	7
1.2.1 Objetivo general.....	7
1.2.2 Alcances del estudio	7
CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES	8
2.1 Digestión anaerobia.....	8
2.1.1 Ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento anaerobio.....	8
2.1.2 Microbiología del proceso	9
2.1.3 Fases de la degradación anaerobia de materia orgánica compleja.....	10
2.1.3.1 Hidrólisis	11
2.1.3.2 Acidogénesis	11
2.1.3.3 Acetogénesis	12
2.1.3.4 Metanogénesis.....	12
2.1.4 Parámetros que influyen en el proceso de digestión anaerobia	13
2.1.5 Compuestos tóxicos e inhibidores del proceso de digestión anaerobia.....	14
2.1.6 Reactor UASB	14
2.1.7 Combinación con procesos aerobios	16
2.2 Remoción de nitrógeno mediante procesos biológicos	16

2.2.1 Nitrificación	17
2.2.2 Desnitrificación.....	20
2.3 Sistemas de nitrificación-desnitrificación con biomasa en estado suspendido	21
2.3.1 Reactores con zonas anóxicas y aerobias	21
2.3.1.1 Reactor secuencial de operación por lotes.....	21
2.3.1.2 Proceso A ² O	22
2.3.1.3 Proceso de alimentación por etapas	22
2.3.2 Aireación intermitente en un solo tanque	23
2.4 Tecnologías aplicadas al tratamiento de agua de los rastros.....	24
CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA	28
3.1 Caracterización de las aguas residuales de los rastros.....	28
3.2 Sistema experimental	28
3.3 Control del sistema experimental.....	32
3.4 Operación del sistema experimental.....	33
3.4.1 Reactor anaerobio tipo UASB	33
3.4.2 Lodos activados con aireación intermitente.....	33
CAPÍTULO 4: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	35
4.1 Características del agua residual del rastro de Cuernavaca	35
4.2 Desempeño del reactor UASB.....	37
4.2.1 Arranque del proceso de degradación anaerobia.....	37
4.2.2 Remoción de materia orgánica	38
4.2.3 Variación del N-NH ₄ ⁺ y del NT en el reactor UASB.....	41
4.2.4 Remoción del FT en el reactor UASB	42
4.2.5 Remoción de SST y SSV en el reactor UASB.....	43
4.2.6 Variación de la temperatura, pH, alcalinidad y relación alfa en el reactor.....	46
UASB.....	46
4.2.7 Producción de biogás	50
4.2.8 Seguimiento de los sólidos en el lecho de lodos del reactor UASB.....	51
4.3 Desempeño del reactor LAAl.....	53
4.3.1 Remoción de materia orgánica en el reactor LAAl	53
4.3.2 Remoción de nitrógeno en el reactor LAAl.....	57
4.3.3 Remoción de fósforo en el reactor LAAl.....	62

4.3.4 Remoción de SST y SSV en el reactor LAAI.....	64
4.3.5 Temperatura, alcalinidad, pH, oxígeno disuelto en el reactor LAAI	66
4.3.6 Variación de los SSTLM y SSVLM en el reactor LAAI.....	70
4.4 Desempeño del sistema integral UASB acoplado a un reactor LAAI	72
4.4.1 Remoción de materia orgánica	72
4.4.2 Remoción de nitrógeno	75
4.4.3 Remoción de fósforo	77
4.4.4 Remoción de sólidos suspendidos totales	79
CAPÍTULO 5: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	81
5.1 Conclusiones.....	81
5.2 Recomendaciones.....	82
BIBLIOGRAFÍA.....	83
ANEXO I: Métodos de análisis para la determinación de parámetros fisicoquímicos	91
ANEXO II: Determinación de la concentración de ácidos grasos volátiles, AGV	92
ANEXO III: Cuantificación del biogás por desplazamiento de líquido y determinación de la producción teórica	93
ANEXO IV: Datos experimentales.....	94

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1	Producción de carne en canal, variación y estructura porcentual.....	1
Tabla 1.2	Consumo de agua en México.	5
Tabla 1.3	Concentraciones promedio de contaminantes en el agua residual de las plantas de sacrificio por especie.	6
Tabla 2.2	Tecnologías biológicas aplicadas para el tratamiento de efluentes de rastros.	26
Tabla 3.1	Programa de muestreo del sistema	33
Tabla 3.2	Condiciones de operación durante las diferentes fases experimentales del reactor LAAI.	34
Tabla 4.1	Caracterización del agua residual del rastro de Cuernavaca.	36
Tabla 4.2	Seguimiento de la calidad del agua residual del rastro durante todo el período experimental	37
Tabla 4.3	Parámetros de campo del agua residual del rastro durante todo el período experimental	37
Tabla 4.4	Resumen de los promedios de la remoción de la materia orgánica medida como DQO obtenidos con el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.....	40
Tabla 4.5	Concentraciones del N-NH ₄ ⁺ y NT en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.....	42
Tabla 4.6	Concentraciones y remociones del FT en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.....	43
Tabla 4.7	Concentraciones y remociones de SST y SSV en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.	45
Tabla 4.8	Promedios de temperatura, pH, alcalinidad y factor α en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.....	47
Tabla 4.9	Producción promedio del biogás en el reactor UASB.....	51
Tabla 4.10	Balance de sólidos en el reactor UASB.	52
Tabla 4.11	Resumen de los promedios de la remoción de la materia orgánica medida como DQO obtenidos en el reactor LAAI durante las diferentes fases experimentales.....	56
Tabla 4.12	Promedios de las concentraciones de las diferentes formas de nitrógeno en el influente y en el efluente del reactor LAAI, y de las remociones obtenidas.....	63
Tabla 4.13	Resumen de los promedios del fósforo total y su remoción en el reactor LAAI durante las diferentes fases experimentales.	64
Tabla 4.14	Resumen de los promedios de los SST y SSV y de su remoción en el reactor LAAI durante las diferentes fases experimentales.....	66
Tabla 4.15	Resumen de las temperaturas, pH, alcalinidades y OD en el reactor LAAI durante las diferentes fases experimentales.	69
Tabla 4.16	Promedios de los SSTLM y SSVLM en el reactor LAAI durante las diferentes fases experimentales.	72
Tabla 4.17	Comparación de resultados obtenidos con sistemas UASB-LA para el tratamiento de aguas residuales de rastros	75
Tabla 4.18	Comparación de remociones de nitrógeno obtenidos en el tratamiento de aguas residuales de rastros usando LA y LAAI después de un UASB.	77

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Estadística de Sacrificio de Ganado en Rastros Municipales	2
Figura 1.2 Diagrama del uso del agua y generación de aguas residuales en las diferentes etapas del proceso en un rastro	5
Figura 2.1 Representación esquemática del flujo del carbono en el proceso de digestión anaerobia	10
Figura 2.2 Etapas en un reactor secuencial de operación por lotes.....	22
Figura 2.3 Configuración del proceso A ² /O.....	22
Figura 2.4 Configuración de un proceso alimentado en etapas	23
Figura 3.1 Esquema del sistema experimental para el tratamiento de las aguas residuales mediante UASB y LAAl.	29
Figura 3.2 Reactor experimental anaerobio tipo UASB.....	30
Figura 3.3 Reactor experimental tipo lodos activados con aireación intermitente (LAAl)	31
Figura 3.4 Fotografía del reactor anaerobio tipo UASB.	32
Figura 3.5 Fotografía del reactor de Lodos Activados con Aireación Intermitente.....	32
Figura 4.1 Porcentajes de remoción de la materia orgánica medida como DQO en el reactor UASB.	39
Figura 4.2 Carga orgánica volumétrica durante el período de operación del reactor UASB.....	39
Figura 4.3 Materia orgánica medida como DQO removida durante el período de operación del reactor UASB.	40
Figura 4.4 N-NH ₄ ⁺ y del NT en el influente y efluente del reactor UASB.	42
Figura 4.5 Concentraciones del FT en influente y efluente y sus remociones en el UASB.....	43
Figura 4.6 Concentraciones de SST y sus remociones en el reactor UASB.	44
Figura 4.7 Concentraciones de SSV y sus remociones en el reactor UASB.	45
Figura 4.8 Gráfico de la temperatura en el influente y efluente del reactor UASB.....	46
Figura 4.9 Comportamiento del pH en el influente y efluente del reactor UASB.	48
Figura 4.10 Alcalinidad en el influente y efluente del reactor UASB.....	49
Figura 4.11 Relación α durante el período experimental.	49
Figura 4.12 AGV en el reactor UASB durante el período experimental.....	50
Figura 4.13 Producción de biogás en el reactor UASB.	50
Figura 4.14 Variación de la carga orgánica volumétrica (COV) en el reactor de LAAl.	54
Figura 4.15 Carga orgánica másica (F/M) en el reactor de LAAl.	54
Figura 4.16 Materia orgánica medida como DQO en el influente y efluente del reactor LAAl, y sus remociones.....	55
Figura 4.17 Remoción de la materia orgánica medida como DQO en el reactor LAAl.	55
Figura 4.18 Tasa específica de la remoción de la materia orgánica medida como DQO en el reactor LAAl.	56
Figura 4.19 Concentración del N-NH ₄ ⁺ en el influente y en el efluente del reactor LAAl, y remociones del N-NH ₄	58

Figura 4.20 Concentración del NT en el influente y en el efluente del reactor LAAl, y remociones del NT..... 58

Figura 4.21 Concentración de nitrógeno de nitratos y nitrógeno de nitritos en el efluente del reactor LAAl..... 59

Figura 4. 22 Cargas de N aplicadas al reactor LAAl. 60

Figura 4. 23 Nitrógeno removido en el reactor LAAl. 61

Figura 4. 24 Tasas de remoción de N obtenidas en el reactor LAAl. 61

Figura 4.25 Concentración del FT en el influente y en el efluente del reactor LAAl, y sus remociones. 64

Figura 4. 26 SST en el influente y en efluente del reactor LAAl y sus remociones. 65

Figura 4. 27 SSV en el influente y en efluente del reactor LAAl y sus remociones 66

Figura 4. 28 Temperaturas durante el trabajo experimental. 67

Figura 4. 29 Alcalinidad total durante el trabajo experimental..... 68

Figura 4. 30 pH durante el trabajo experimental. 68

Figura 4. 31 Oxígeno disuelto (OD) en el reactor LAAl durante los ciclos de aireación. 70

Figura 4. 32 Concentraciones de los SSTLM y SSVLM en el reactor LAAl..... 71

Figura 4. 33 Tiempo de retención de sólidos en el reactor LAAl..... 71

Figura 4. 34 Valores de DQO en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor..... 74

Figura 4.35 Remociones de la materia orgánica medida como DQO en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores. 74

Figura 4.36 Concentraciones de NT en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor..... 75

Figura 4.37 Remociones de NT en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores..... 76

Figura 4.38 Concentraciones de FT en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor..... 78

Figura 4.39 Remociones de FT en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores..... 79

Figura 4.40 Concentraciones de SST en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor..... 80

Figura 4. 41 Remociones de SST en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores..... 80

ABREVIATURAS

AGV	Ácidos grasos volátiles
Alc4.3	Alcalinidad a pH 4.3
Alc 5.75	Alcalinidad a pH 5.75
α	Relación Alfa
CFCs	Clorofluorocarbonados
COV	Carga orgánica volumétrica
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DBO5	Demanda bioquímica de oxígeno (5 días)
DQO	Demanda química de oxígeno
F/M	Relación entre sustrato (DBO o DQO) y microorganismos (sólidos suspendidos volátiles)
F	Fósforo
FT	Fósforo total
GYA	Grasas y aceites
LA	Lodos activados
LAAI	Lodos activados con aireación intermitente
N	Nitrógeno
NT	Nitrógeno total
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
N-NO ₂ -	Nitrógeno de nitritos
N-NO ₃ -	Nitrógeno de nitratos
N-NH ₄ ⁺	Nitrógeno de nitrógeno amoniacal
SSAM	Sustancias activas al azul de metileno
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSTLM	Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado
SSVLM	Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de residencia hidráulico
UASB	Reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), por sus siglas en inglés
SAAM	Sustancias activas al azul de metileno
OD	Oxígeno disuelto

RESUMEN

En el presente trabajo se analiza el desempeño de un reactor anaerobio tipo UASB seguido por un sistema de lodos activados con aireación intermitente (LAAI), para la remoción de materia orgánica y nitrógeno provenientes de las aguas residuales del Rastro Municipal de Cuernavaca. El estudio se realizó usando una instalación experimental constituida de un reactor experimental UASB de 15 L de volumen efectivo y un reactor de lodos activados (16 L de volumen) y sedimentador secundario (4 L de volumen). En este estudio el proceso de degradación anaerobia en el reactor UASB se evaluó aplicando cargas orgánicas alrededor de $25 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, con un TRH de 0.2 d. El sistema de LAAI se alimentaba de forma continua con efluente del reactor UASB, manteniendo un TRH de 1.4 d. La F/M promedio durante el estudio fue de $0.33 \text{ kgDQO}\cdot\text{kgSSVLM}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ y su variación dependía de la concentración de la DQO en el efluente del UASB y de la concentración de SSVLM en el reactor de LAAI. El promedio de los SSVLM fue de $3,640 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. El sistema se operó en la modalidad de aireación intermitente, la cual consistió en formar ciclos de operación, uno aerobio (con 50 min de aireación) y otro anóxico (con 50 min de no aireación). Durante el ciclo de aireación se mantenía una concentración del OD mayor de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, durante el ciclo de no aireación se realizaba mezclado mecánico de la biomasa. El reactor UASB ya había trabajado anteriormente con aguas residuales de rastro con una carga de $15 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^3\text{d}^{-1}$ y se había obtenido una remoción de DQO de 90% (Lomelí, 2011). Al iniciar la presente investigación la carga orgánica se aumentó paulatinamente hasta alcanzar $25 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. El incremento produjo una disminución en la remoción de la DQO pero el proceso pudo estabilizarse obteniéndose una remoción de DQO de 82% y la DQO en el efluente no rebasó los $1,000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. La producción de biogás fue de $0.47 \text{ m}^3\cdot\text{kgDQO removido}^{-1}$. Las concentraciones del nitrógeno en el influente y efluente fueron muy similares. El N-NH_4^+ representaba el 78 al 99% del NT en el agua residual del rastro. El reactor LAAI alcanzó remociones de DQO mayores de 87% después de 70 días de operación. Durante el resto de la experimentación la remoción de DQO se mantuvo alta. Con una carga orgánica de $0.99 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, F/M de $0.26 \text{ kg DQO}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, SSVLM de $4,708 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, TRH de 33 h y TRS de 39 d, con ciclos de aireación/no aireación de 50/50 min, se obtuvo una remoción de DQO de $89.1\pm 4.5\%$. La remoción integral de la DQO en el sistema UASB-LAAI se calculó de $97.4\pm 1.0\%$. La DQO en el efluente fue de $140\pm 56 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. El sistema LAAI utilizado después del tratamiento anaerobio, operado con cargas orgánicas de $0.6\text{-}1.1 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, F/M de $0.2 \text{ kgDQO}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, carga de NT de $0.07\text{-}0.14 \text{ kgNT}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, DQO/NT de 1.1 a 3.9, TRH de 1.4 d y ciclos de aireación/no aireación de 50/50 min, permite remover más de 60% del nitrógeno total en el agua residual. Sin embargo, para obtener remociones 87-95% y cumplir con el límite máximo permisible para descarga a cuerpos de agua, se necesita adicionar una fuente de carbono fácilmente degradable al reactor biológico. La materia orgánica presente en el efluente del reactor anaerobio no es suficiente para obtener altas remociones de nitrógeno. El uso del agua residual influente al UASB como fuente de carbono no permite lograr un incremento sustancial de la remoción del NT. La alcalinidad del agua residual es suficiente para proveer la cantidad necesaria para la nitrificación.

ABSTRACT

The performance of UASB reactor coupled with activated sludge system with intermittent aeration (ASIA) was studied for the organic matter and nitrogen removal in the wastewater from the Municipal Cuernavaca Slaughterhouse. The study was performed using an experimental setup consisting of one UASB reactor with 15 L effective volume and one activated sludge reactor (16 L volume) with secondary settling tank (4 L in volume). In this study, the anaerobic degradation process in the UASB reactor was evaluated using organic loads about $25 \text{ kgCOD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, with a HRT of 0.2 d. ASIA system was fed continuously with effluent from the reactor UASB, maintaining HRT of 1.4 d. The F/M average during the study was $0.33 \text{ kgCOD}\cdot\text{kgVSSML}\cdot\text{d}^{-1}$ and its variation depended on the COD values in the UASB effluent and on the VSSML concentration in the ASIA reactor. The average SSTML was $3.640 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. The activated sludge system was operated in intermittent aeration mode, which was to form cycles of operation, one aerobic (50 min of aeration) and one anoxic (50 min without aeration). The dissolved oxygen concentration was maintained greater than $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ in the reactor during the aeration cycle. Mixing was provided during the cycles without aeration. The UASB reactor had previously worked with slaughterhouse wastewater with organic load of $15 \text{ kgCOD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ and 90% COD removal had been obtained (Lomelí, 2011). When initiating the present study the organic load was increased gradually to reach $25 \text{ kgCOD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. The load increase caused a decrease of COD removal but the process could stabilize yielding a COD removal of 82% and COD in the effluent did not exceed $1,000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. The biogas production was $0.47 \text{ m}^3\cdot\text{kgCOD removed}^{-1}$. Nitrogen concentrations in the influent and effluent were very similar. The N-NH_4^+ represented 78-99% of the TN in the waste water. The reactor ASIA reached COD removal higher than 87% after 70 days of operation. The COD removal remained high during the rest of the experimentation. COD removal of $89.1\pm 4.5\%$ was obtained with organic load of $0.99 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, F/M of $0.26 \text{ kgDQO}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, VSSML of $4,708 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, HRT of 33 h, SRT of 39 d and with cycles of aeration/no aeration of 50/50 min. The global COD removal was calculated of $97.4\pm 1.0\%$ in the UASB-ASIA system. The COD in the final effluent was $140\pm 56 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. The system ASIA used after the anaerobic treatment, operated with organic loads of $0.6\text{-}1.1 \text{ kg COD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, F/M of $0.2 \text{ kgCOD}\cdot\text{kg SSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, NT load of $0.07\text{-}0.14 \text{ kgTN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, COD/NT of 1.1-3.9, HRT of 1.4 d and cycles of aeration/no aeration of 50/50 min, can remove more than 60% of the total nitrogen in the wastewater. However, addition of readily degradable carbon source to the biological reactor is needed for obtaining of higher removals, of 87-95%, required to meet the requirements for discharge into water bodies. The organic matter in the anaerobic reactor effluent is not sufficient to achieve high nitrogen removal. The addition of raw wastewater for carbon providing did not allow a substantial TN removal increase. The wastewater alkalinity is sufficient to provide the amount needed for nitrification.

CAPÍTULO 1: OBJETIVOS Y ALCANCES

1.1.- Justificación

Los rastros son establecimientos dedicados al sacrificio de animales para el consumo humano. La carne de los animales faenados en condiciones de buenas prácticas de manufactura es estéril desde el punto de vista práctico. La carne fresca que se ofrece a los consumidores debe cumplir con una serie de requisitos que la Secretaría de Salud demanda de estos establecimientos en todas sus actividades durante las operaciones de faena, almacenamiento, transporte y distribución.

En México la producción de la carne de bovino es una actividad importante en el sector pecuario debido al alto consumo de la población; el consumo per cápita de la carne de bovino es de aproximadamente 17 kg por año (INEGI, 2009). En 2010 nuevamente la producción de ésta carne en canal fue predominante en el territorio nacional, misma que presentó la mayor participación en 25 estados, mientras que en 6 entidades la de carne porcina fue la más importante (INEGI, 2011). Actualmente los rastros municipales del país suman 893 en total. En el año 2010 se contabilizaron casi 7.5 millones de cabezas de ganado sacrificadas, de las cuales el 59% fueron de la especie porcina, 37.5% bovina, 2.2% ovina y el restante 1.3% del ganado caprino. La Tabla 1.1 indica la producción de carne en canal en el año 2010.

Tabla 1. 1 Producción de carne en canal, variación y estructura porcentual.

Carne de canal	Toneladas		Estructura porcentual anual	Variación porcentual anual
	2009	2010	2009	2009-2010
Total	998,901	994,865	100.0	(-) 0.4
Ganado bovino	685,132	681,224	68.5	(-) 0.6
Ganado porcino	307,948	308,078	30.9	0.0
Ganado ovino	3,631	3,599	0.4	(-) 0.9
Ganado caprino	2,190	1,964	0.2	(-)10.3

Fuente: INEGI, 2011.

En México existen cuatro tipos de establecimientos dedicados a la matanza de animales de abasto (Castillo *et al.*, 2001): rastros municipales, rastros particulares; establecimientos Tipo Inspección Federal (TIF) y mataderos clandestinos. De acuerdo con el INEGI (c2010), los Rastros Municipales son establecimientos instalados por los gobiernos de los estados en coordinación con los municipios, cuya infraestructura e inspección sanitaria es controlada por la Secretaría de Salud. La NOM-194-SSA1-2004 establece que la distinción entre rastros y mataderos se define en función del volumen de matanza de los establecimientos, considerándose como rastros aquellos que faenen semanalmente como mínimo 168 animales de ganado mayor (bovinos y equinos), 336 animales de ganado menor (cerdos, ovinos y caprinos), 5,000 aves o una combinación entre las diferentes especies. Estos datos

concuerdan con las estimaciones de participación proporcional de cada uno de los sistemas de sacrificio de animales de abasto, los cuales indican que aproximadamente el 50.5% de la faena se realiza en rastros municipales, un 21.6% se efectúa en rastros TIF y aproximadamente el 27.9% de la matanza ocurre *in situ*. Los rastros TIF tienen una excelente planeación de proceso que se traduce en altos estándares de higiene y calidad. Los mataderos clandestinos son establecimientos que no cuentan con un registro por la Secretaría de Salud, no hay control en el proceso y carecen de las condiciones que especifica la NOM-194-SSA1-2004 para su operación.

De acuerdo con censo del INEGI en el año 2010, los estados que presentaron mayor cantidad de rastros y mataderos en México son: Guanajuato, Jalisco, Estado de México, Chiapas, Veracruz y Michoacán; mientras que los estados con menos son: Baja California, Campeche, Tabasco y Tlaxcala. La producción por estados se ilustra en la Figura 1.1.

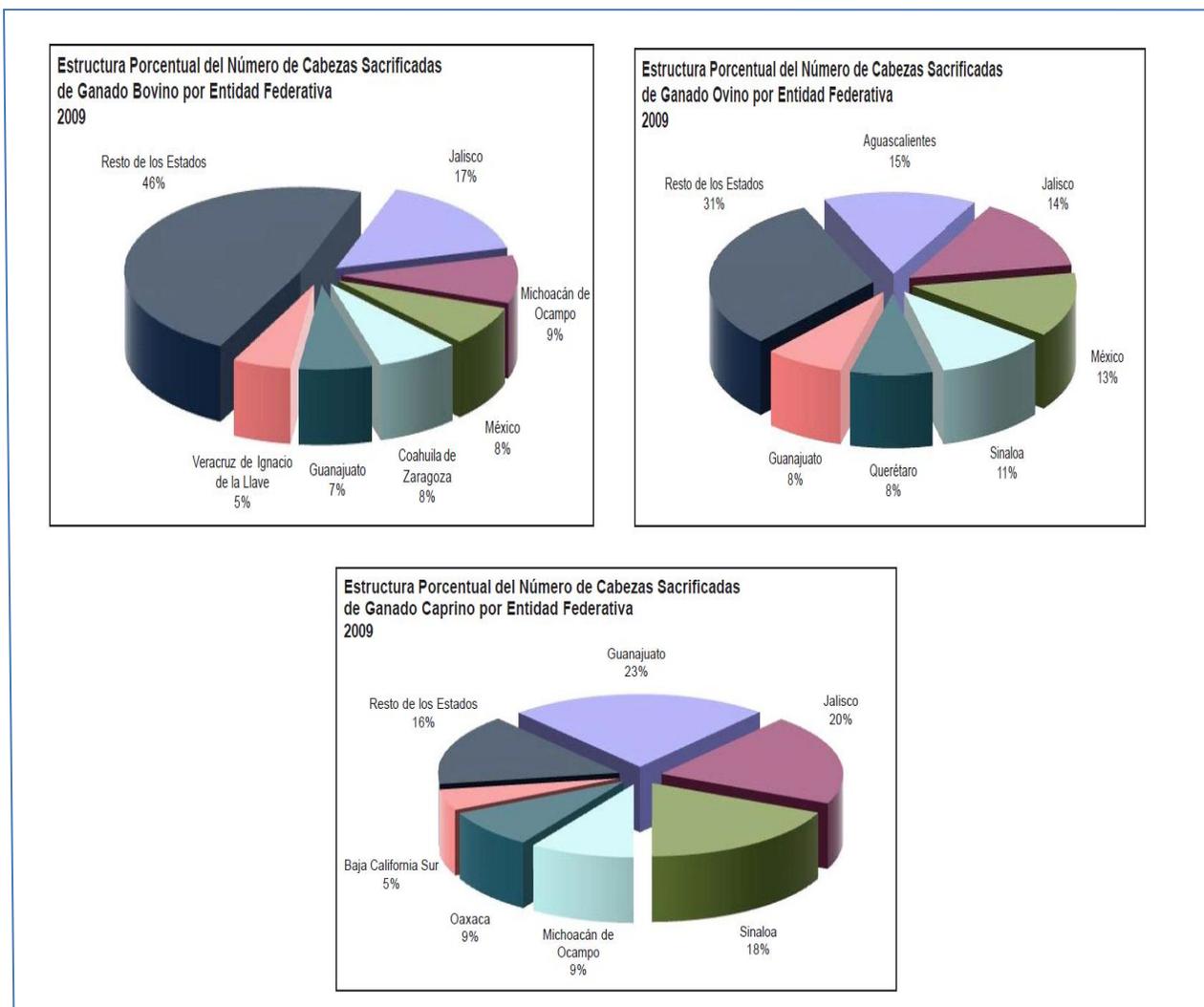


Figura 1. 1 Estadística de Sacrificio de Ganado en Rastros Municipales (INEGI, 2011).

De acuerdo con la norma oficial mexicana NOM-194-SSA1-2004, los establecimientos que se dedican al sacrificio y faenado de animales para abasto, almacenamiento, transporte y expendio de sus productos deben cumplir con las especificaciones sanitarias de manera obligatoria. Sin embargo, la situación actual de los rastros en México no es la óptima, lo que provoca problemas ambientales y éstos frecuentemente se convierten en focos de infección (Godines *et al.*, 2000).

1.1.1 Problemática ambiental generada por los rastros

El principal problema de los rastros se genera por el alto consumo de agua que utilizan para lavado de la carne, equipo y establecimiento, ya que deben cumplir con estrictas medidas higiénicas para proteger la salud humana en la operación de los mismos. Esto hace que en los rastros se generen grandes cantidades de aguas residuales. Las descargas tienen alto contenido orgánico (EPA, 2002; EC, 2005). Las altas cargas orgánicas de las aguas residuales de los rastros se deben a restos de carne, harina de hueso, grasa, sangre, cabellera, excremento y contenido estomacal (Hejnfelt y Angelidaki, 2009). Particularmente el contenido del tracto intestinal y las excreciones de los animales constituyen un gran problema para la depuración de estas aguas residuales (Marchaim *et al.*, 1991).

En México las aguas residuales de los rastros son vertidas directamente a los cuerpos superficiales o al drenaje municipal, con un escaso o nulo tratamiento, lo que provoca un grave problema ambiental y de salud. El volumen vertido de estas aguas es aproximadamente 23 millones de litros por día. Este volumen representa el 0.4% del total de las aguas residuales de origen urbano. De éste, el 62.8% no recibe ningún tratamiento previo a su descarga (COFEPRIS, 2006).

De acuerdo con el Organismo de Cuenca Balsas de la Comisión Nacional del Agua, de los rastros identificados en Morelos, 80 por ciento no cuentan con una planta de tratamiento que permita sanear sus aguas antes de descargarlas al alcantarillado sanitario o a un cauce de propiedad nacional. El organismo ha realizado visitas a 20 de los 22 rastros identificados en la entidad, mismos que son municipales. De estos 20 rastros, nueve descargan a las redes de drenaje municipal (CONAGUA, 2009).

Las aguas residuales de los rastros, además de los sólidos suspendidos, contienen compuestos orgánicos coloidales y disueltos, gran parte de los cuales son biodegradables, tales como proteínas y grasas. Además de la alta concentración de carbono, las aguas contienen una alta proporción de nitrógeno, así como fósforo y sales (Cuetos *et al.*, 2010). Además, hay detergentes y desinfectantes procedentes de las operaciones de limpieza, así como bacterias, virus y patógenos. El alto contenido de materia orgánica en el agua residual de los rastros resulta propicio para el desarrollo de microorganismos patógenos, tales como *Salmonella spp.*, *Shigella spp.*, huevos de parásitos y quistes de amibas (COFEPRIS, 2006).

El agua residual de los rastros se ha considerado como una de las más dañinas para el ambiente de acuerdo con la EPA (Hamdy y Amal, 2001). Por su alto contenido de contaminantes orgánicos, las descargas de aguas residuales de la industria de la carne, causan un gran impacto en las aguas superficiales cuando se descargan sin un tratamiento previo, ya que acaban con el oxígeno disuelto en los cuerpos receptores (Castillo *et al.*, 2001). Si las aguas se descargan al alcantarillado municipal es necesario remover los sólidos suspendidos para evitar su acumulación en el alcantarillado. Debido a los impactos negativos

que pueden provocar, las aguas residuales de los rastros no deben ser descargadas sin tratamiento a los cuerpos receptores, ni al alcantarillado; sin embargo, ésta es una práctica común en la mayoría de los rastros de México (COFEPRIS, 2006).

1.1.2 Consumo de agua potable y generación de aguas residuales en la industria de la carne

El consumo del agua potable en la industria de la carne varía de un lugar a otro dependiendo del tamaño de la planta, la modernidad del proceso y la variedad de especies que se faenan (COWI, 2001). En la Figura 1.2 se presenta un diagrama simplificado que ilustra el uso del agua y la generación de aguas residuales en las diferentes etapas del proceso en un rastro. Con base en datos obtenidos en un estudio de la FAO (1994) y debido a que los procedimientos que se aplican en México son similares a los descritos en este estudio, se puede estimar el consumo de agua de los rastros en el país, ya que México no tiene datos nacionales sobre el consumo promedio del agua en este sector industrial. La Tabla 1.2 muestra los datos estimados del consumo de agua de los rastros en México.

El volumen de las aguas residuales está relacionado con la cantidad de agua requerida en el proceso. Aproximadamente el 80-95% del agua utilizada se descarga como efluente (COWI, 2001). La cantidad y la composición de las aguas residuales dependen del tipo de animales sacrificados, los métodos y equipo para el sacrificio, tipo y peso de los animales sacrificados, producto y utilización de subproductos dependiendo de las prácticas o costumbres locales (Banks y Wang, 1994). Las concentraciones de los contaminantes pueden variar de acuerdo con cada establecimiento. En la Tabla 1.3 se presentan los valores promedio de algunos de los parámetros de calidad de las aguas residuales que indican la contaminación que provocan las descargas de los rastros.

El impacto ambiental y en la salud pública que provocan los residuos de los rastros hace necesaria la implementación de tecnologías apropiadas para su tratamiento. Los residuos sólidos de los rastros también representan un problema ambiental y de salud si no se tratan adecuadamente. Estos sólidos se podrían utilizar en diversas actividades, aprovechando así este recurso y bien pueden ser considerados como subproductos de la matanza, separando y recuperando los residuos de manera integral (COFEPRIS, 2007).

En la República Mexicana se tienen carencias importantes de agua ya que el 11% de la población no tiene acceso a este servicio y la mayor concentración natural del recurso se encuentra en la región sureste donde está asentado únicamente el 22% de la población y el 78 % restante, explota los cuerpos de agua con tal presión que dificulta la recuperación de los mismos con suficiente rapidez. Esto demanda un uso racional del agua, incluyendo rastros y mataderos, por lo que se recomienda hacer uso eficiente del agua para sus actividades, apoyados en equipos de bajo consumo y alta presión o captando agua de lluvia (COFEPRIS, 2007).

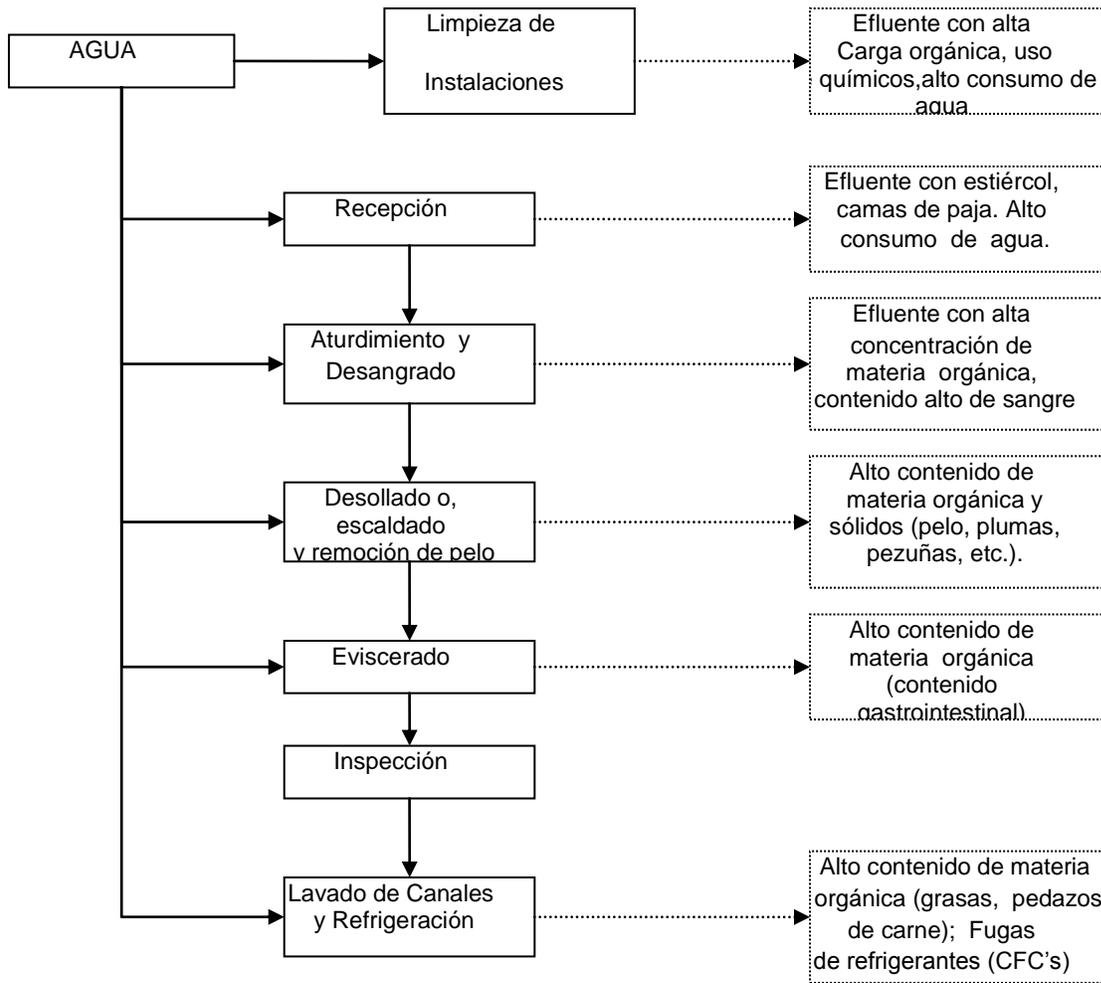


Figura 1. 2 Diagrama del uso del agua y generación de aguas residuales en las diferentes etapas del proceso en un rastro (COFEPRIS, 2006).

Tabla 1. 2 Consumo de agua en México.

Especie	Agua promedio requerida (litros/animal)
Animales mayores	1,000
Porcinos	450
Ovinos y caprinos	100

Fuente: COFEPRIS (2006)

Tabla 1. 3 Concentraciones promedio de contaminantes en el agua residual de las plantas de sacrificio por especie.

Parámetro	Porcino	Bovino	Aves	Mixto
pH	7.2	7.2	ND	7.0-8.5
DBO (mg·L ⁻¹)	1,250	2,000	1,550	-
DQO (mg·L ⁻¹)	2,500	4,000	2,500	1,000-3,000
SST (mg·L ⁻¹)	700	1,600	ND	400-800
G y A (mg·L ⁻¹)	150	270	ND	<350
N (mg·L ⁻¹)	150	180	150-400	<300
P (mg·L ⁻¹)	25	27	16-50	<10

Fuente: COFEPRIS (2006)

1.1.3 Tratamiento de las aguas residuales de los rastros

Los tratamientos anaerobios han sido ampliamente empleados para tratar aguas residuales con altas cargas orgánicas. La factibilidad de los reactores anaerobios de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés) se ha probado para el tratamiento de diferentes efluentes agro-industriales, incluyendo los provenientes de rastros (Braile y Calvalcanti, 1993; Borja *et al.*, 1994; Torkian *et al.*, 2003; Chaves, 2005). Un pretratamiento para la remoción del material grueso, de los SST y de las GyA es necesario antes del tratamiento anaerobio (Del Pozo *et al.*, 2002; Caixeta *et al.*, 2003). En estudios previos, realizados por Reyes (2009) y Lomelí (2010), se ha demostrado la factibilidad de obtener 84-90% de remoción de la materia orgánica medida como DQO en un reactor UASB operado con cargas orgánicas de 6 a 15 kgDQO·m⁻³·d⁻¹. El funcionamiento del reactor con la carga de 15 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ fue estable (alta remoción, producción adecuada de biogás) y conducía a la suposición que se podría trabajar con mayores cargas orgánicas.

Como ya se mencionó, que además de materia orgánica en el agua residual hay grandes cantidades de nitrógeno. Se sabe que el nitrógeno no se remueve en los sistemas anaerobios, por lo cual es necesario implementar procesos adicionales de tratamiento y evitar así su impacto negativo en los cuerpos de agua receptores. Reyes (2009) determinó que un sistema de lodos activado implementado después del UASB y operado con una relación alimento/microorganismo (F/M por sus siglas en inglés) de 0.40 gDQO·gSSV⁻¹·d⁻¹, permite obtener 60% de remoción de la materia orgánica medida como DQO y 61% de remoción de nitrógeno amoniacal (N-NH₄⁺). Sin embargo, es imposible lograr concentraciones de nitrógeno total (NT) menores de 70 mg·L⁻¹ ya que la oxidación del N-NH₄⁺ provoca formación de nitratos (N-NO₂⁻) y nitritos (N-NO₃⁻) que permanecen en el efluente.

Los procesos biológicos con nitrificación y desnitrificación han constituido una forma efectiva de eliminación de nitrógeno de las aguas residuales (Halling-Sørensen y Jörgensen, 1993). La nitrificación y la desnitrificación se pueden realizar en reactores separados. Para esto se utilizan uno o más reactores con aireación, creando condiciones aeróbicas y favoreciendo la nitrificación, y reactores sin aireación, creando condiciones anóxicas que favorecen la desnitrificación. Una alternativa de esta variación espacial del oxígeno es realizar la nitrificación y desnitrificación en un solo reactor variando temporalmente la concentración de

oxígeno. Esto se puede lograr mediante una aireación intermitente favoreciendo alternadamente la nitrificación y la desnitrificación (Luang y Juan, 1995; Huang y Hao, 1996; Jiayang y Bin., 2001; Jean *et al.*, 2005). En este sistema es importante crear las condiciones necesarias para el crecimiento y retención en el reactor de las bacterias encargadas de las diferentes etapas de las transformaciones del nitrógeno.

Lomelí (2010) evaluó un reactor de lodos activados con aireación intermitente operado con tiempos de residencia hidráulica de 13 y 17 horas y con patrones de aireación/no aireación de duración entre 15 y 30 min. Se obtuvieron remociones de DQO de 69-75% y remociones de $N-NH_4^+$ de 64-71%. Sin embargo, las remociones de NT fueron de 15-42% y no se logró obtener concentraciones de NT menores del límite máximo permisible establecido en la NOM-001-SEMARNAT/1996. Se recomendó evaluar el efecto de otras condiciones de operación para mejorar la remoción del NT, como por ejemplo incrementar la duración de los ciclos de no aireación ya que se observó que esto permite disminuir la cantidad de nitratos y nitritos en el efluente.

1.2 Objetivos y alcances

1.2.1 Objetivo general

Evaluar el tratamiento de aguas residuales del Rastro Municipal de Cuernavaca mediante un sistema acoplado anaerobio - aerobio con aireación intermitente.

1.2.2 Alcances del estudio

- Se determinará la remoción de la materia orgánica medida como DQO en un reactor UASB, aplicando una carga orgánica mayor de $20 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.
- Se evaluará el desempeño de un reactor de lodos activados con aireación intermitente, instalado después del UASB.
- Se determinará la remoción de nitrógeno aplicando ciclos de aireación/no aireación de 50 min cada uno.
- Se evaluará el efecto de la adición de una fuente de carbono que consistirá de azúcar comercial.

CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES

2.1 Digestión anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso biológico en donde parte de la materia orgánica (sustrato) se convierte en biogás, que es una mezcla de metano y dióxido de carbono, con trazas de otros elementos, como ácido sulfhídrico, nitrógeno e hidrógeno, gracias a un consorcio de bacterias que son sensibles o completamente inhibidas por el oxígeno (Moeller *et al.*, 2004). Los procesos de digestión anaerobia se usan principalmente en el tratamiento de lodos residuales y de descargas con alta concentración de materia orgánica. Para el caso de aguas residuales con alto contenido de materia orgánica los procesos de tratamiento anaerobios han demostrado ser más ventajosos que los aerobios ya que más del 90% de la energía disponible es convertida en metano y el 10% de la energía restante es asimilado por las células bacterianas (Malina, 1992).

En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante se utiliza como alimento por los microorganismos presentes en los reactores. De esta forma pueden obtener la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales y la materia orgánica es transformada en nuevas células y en otros productos que se pueden separar más fácilmente del agua. El rendimiento de la biomasa de los procesos anaerobios es más bajo que en los sistemas aerobios, cerca de 0.1 a 0.4 kg de biomasa·kg⁻¹DBO eliminada (Winkler, 2008).

2.1.1 Ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento anaerobio

Al hacer una comparación con los tratamientos aerobios se encuentran las siguientes ventajas y desventajas de los sistemas anaerobios.

Ventajas:

La degradación anaerobia es un sistema productor de energía debido a que sus componentes carbonosos son transformados en metano y éste a su vez puede ser utilizado en la generación de energía, para proporcionar calefacción al reactor o en cualquier parte del proceso de donde provenga el agua residual (Durán-de-Bazúa *et al.*, 2006);

El proceso contribuye a disminuir la generación de gases de efecto invernadero, si el metano producido sustituye una fuente renovable de energía (Flotats *et al.*, 2000);

Para los sistemas anaerobios los requerimientos de nutrientes son bajos (Moeller *et al.*, 2004);

En el proceso anaerobio los microorganismos son autoinmovilizados en forma natural formando agregados granulares o biopelícula (Moeller *et al.*, 2004);

Los sistemas anaerobios modernos pueden manejar cargas orgánicas volumétricas de materia orgánica disuelta en el agua residual de hasta 15 (Muñoz Valero *et al.*, 1987);

Facilidad de arranque de operaciones después de un periodo de suspensión de actividades (Von Sperling, 1996);

El proceso anaerobio puede realizarse en cualquier escala de operación; esto sin perder de vista que se requieren de instalaciones relativamente sencillas y compactas, lo que reduce notablemente los costos de operación y mantenimiento (Moeller *et al.*, 2004).

Desventajas:

El arranque es lento debido al bajo coeficiente de crecimiento de las bacterias anaerobias tratar (Von Sperling, 1996);

Es sensible a las variaciones repentinas de carga a tratar (Von Sperling, 1996);

No es un sistema satisfactorio para la remoción de nutrientes como el N y P (Von Sperling, 1996);

Puede requerir de un sistema de pos tratamiento dependiendo del origen a tratar (Von Sperling, 1996);

Pueden presentar malos olores por la formación de H₂S (Flotats *et al.*, 2000).

2.1.2 Microbiología del proceso

La conversión biológica de la materia orgánica contenida en una mezcla de lodos o en el agua residual se produce en tres etapas consecutivas del proceso de degradación del sustrato cuya finalidad es la obtención de metano. En el metabolismo anaerobio intervienen un gran número de bacterias, que además deben encontrarse en perfecta coordinación y cooperación unas con las otras, tanto es así que el sustrato de una de ellas es el producto de la anterior (Moeller, 2002). El conocimiento actual de la microbiología de estos ecosistemas ha demostrado que la digestión anaerobia involucra tres etapas:

- El primer paso del proceso consiste en la transformación vía enzimática (hidrólisis) de los compuestos de alto peso molecular en compuestos que pueden servir como fuente de energía y de carbono celular. El primer grupo bacteriano que interviene en el proceso de mineralización de la materia orgánica, se encarga de degradar lípidos, proteínas, carbohidratos y materia orgánica particulada a compuestos solubles sencillos tales como ácidos grasos de cadena corta, glicerol, péptidos, aminoácidos, oligozacáridos y azúcares.
- El segundo paso (acidogénesis) implica la conversión bacteriana de los compuestos producidos en la primera etapa en compuestos intermedios identificables de menor peso molecular. En este proceso intervienen las bacterias acidogénicas y acetogénicas. Ambos grupos convierten los productos de las bacterias hidrolíticas a sustratos clave de la metanogénesis, particularmente ácido acético, hidrógeno, dióxido de carbono y productos intermedios tales como formiato, propionato y butirato.
- El tercer paso (metanogénesis), supone la conversión bacteriana de los compuestos intermedios en productos finales más simples, principalmente metano y dióxido de carbono. Las bacterias responsables de este proceso son anaerobias estrictas y se les conoce como metanogénicas o formadoras de metano. Las bacterias más importantes de este grupo, son las que degradan el ácido acético y el ácido propiónico, tienen tasas de crecimiento muy

lentas, razón por la cual se considera que su metabolismo es un factor limitante del tratamiento anaerobio de los residuos orgánicos (Metcalf y Eddy, 2003).

Otros organismos que pueden presentarse en los procesos anaerobios son las bacterias sulfatoredutoras, las cuales pueden ser un problema cuando las aguas residuales contienen cantidades significativas de sulfatos. Estos organismos pueden reducir el sulfato a sulfuros de hidrógeno, el cual puede ser tóxico para las bacterias metanógenas cuando se encuentran en concentraciones altas (Mara y Horan, 2003). El valor límite que provoca efector de inhibición en un sistema de tratamiento anaerobio es de $150 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (Malina y Pohland, 1992).

2.1.3 Fases de la degradación anaerobia de materia orgánica compleja

En los procesos de degradación que se dan en la digestión anaerobia el 90% de la energía contenida en la materia orgánica es convertida en biogás y el 10% restante es asimilado por las células. Ésta característica es una gran ventaja dado que se evita la necesidad de tratar grandes cantidades de volúmenes de biomasa generada antes de su disposición (Moeller *et al.*, 2004). La degradación anaerobia de la materia orgánica es un proceso complejo que se lleva a cabo en grupos de reacciones en serie y en paralelo, de las cuales se tienen en cuenta diferentes procesos de conversión, incluidos en las etapas de: Hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, como se muestra en la Figura 2.1.

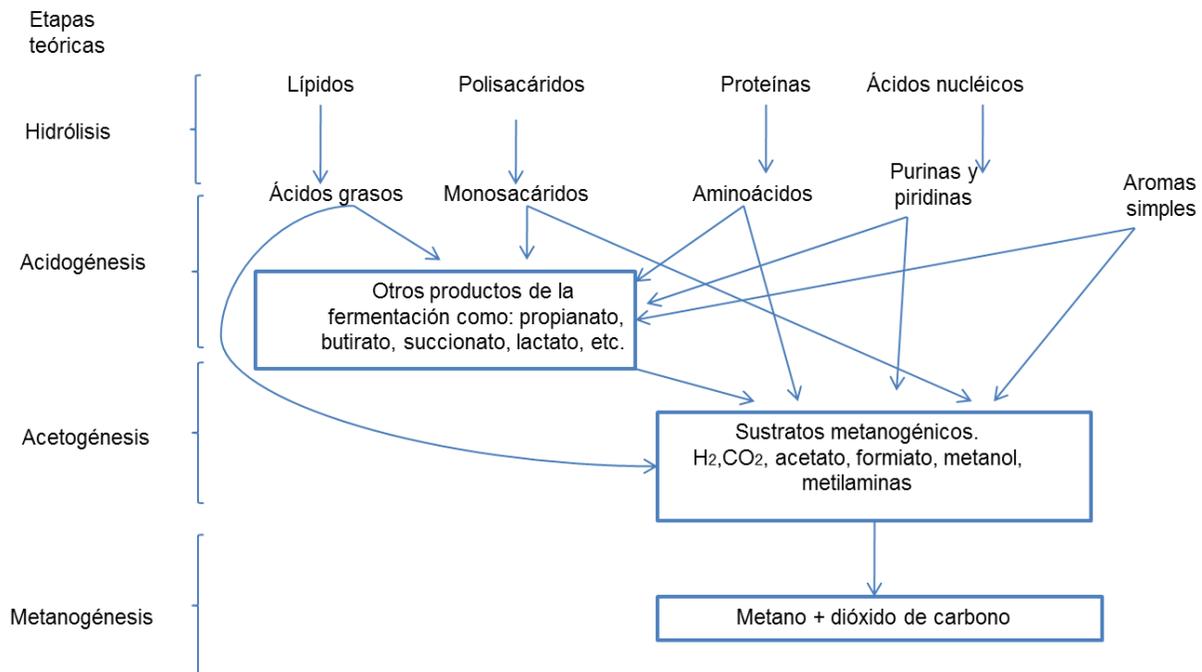


Figura 2. 1 Representación esquemática del flujo del carbono en el proceso de digestión anaerobia (Metcalf y Eddy, 2003).

2.1.3.1 Hidrólisis

El primer paso del proceso es la transformación por vía enzimática (hidrólisis), de los compuestos orgánicos de alto peso molecular en compuestos que puedan servir como fuente de energía y de carbono celular (Metcalf y Eddy, 2003). Los compuestos complejos de la materia orgánica son: proteínas, carbohidratos y lípidos. En esta etapa se realizan dos procesos: la solubilización del material particulado insoluble y la descomposición biológica de polímeros orgánicos a monómeros o dímeros.

La hidrólisis se considera la etapa limitante de la velocidad del proceso cuando el sustrato tiene alto contenido de sólidos. Además, depende de muchos otros factores como el tamaño de la partícula, el pH y la producción de enzimas.

Carbohidratos (hidratos de carbono o azúcares). En su composición entran los elementos carbono, hidrógeno y oxígeno. Abarcan sustancias muy conocidas y al mismo tiempo con características muy diferentes (azúcar común, papel, madera, algodón). La hidrólisis de los azúcares es relativamente rápida. La lignina de los carbohidratos del sustrato (conformados principalmente por la lignina, hemicelulosa y celulosa) es altamente refractaria a la degradación anaerobia, su degradación se convierte en un paso limitante de la velocidad de hidrólisis y por lo tanto, de la degradación de algunos sustratos (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

Proteínas. Están constituidas por aminoácidos unidos mediante enlaces peptídicos. Son solubles en agua y su hidrólisis es realizada por enzimas extracelulares (proteasas) en polipéptidos, aminoácidos, amoníaco y CO_2 , y es más lenta que la hidrólisis de carbohidratos. Las proteínas sirven como fuente de carbono y energía para el desarrollo bacteriano y, el amoníaco formado por la hidrólisis de éstas, sirve como la principal fuente de nitrógeno para el desarrollo de la biomasa (Campos, 2001).

Lípidos. Constituidos por ácidos grasos unidos por un enlace éster a una molécula de glicerol, se denominan triglicéridos cuando tres ácidos grasos se unen a un glicerol. La hidrólisis dependerá de la solubilidad del ácido, en función del pH. En la digestión anaerobia, los ésteres del glicerol son hidrolizados liberando los ácidos grasos. Éstos no son degradados por las bacterias fermentativas y solo en algunos casos los ácidos grasos volátiles insaturados pueden ser hidrogenados.

2.1.3.2 Acidogénesis

El segundo paso en la degradación anaerobia es la acidogénesis, que implica la conversión bacteriana de los compuestos producidos en la primera etapa en compuestos intermediarios de menor peso molecular (Metcalf y Eddy, 2003). En la etapa de acidogénesis la materia orgánica disuelta es biodegradada a AGV (ácido acético, propiónico, butírico), hidrógeno, dióxido de carbono y alcoholes por una población bacteriana heterogénea. Las bacterias acidogénicas se reproducen rápidamente, con tiempo de duplicación mínimo de 30 minutos (*Mussati et al., 1999*) y la reacción preferida por estas bacterias es la que conduce a ácido acético; las otras reacciones son las respuestas de las bacterias a la acumulación de hidrógeno durante las perturbaciones de carga al sistema produciendo también ácido propiónico, ácido butírico y etanol.

Pavlostathis y Giraldo-Gómez (1991) indican que la degradación de aminoácidos, producto de la hidrólisis de proteínas, es muy rápida y, así la etapa limitante de la degradación anaerobia de

proteínas es la hidrólisis, sobre todo tratándose de residuos con alto contenido de sólidos. El grado de hidrólisis y la velocidad del proceso dependen de muchos factores, como: pH, temperatura, concentración de la biomasa hidrolítica, tipo de materia orgánica particulada y tamaño de partícula.

2.1.3.3 Acetogénesis

Mientras que algunos productos de la degradación pueden ser metabolizados directamente por los organismos metanogénicos (H_2 y acetato), otros (valerato, butirato, propionato, algunos aminoácidos, etc.) necesitan ser transformados en productos más sencillos, acetato e hidrógeno, a través de las bacterias acetogénicas. Los procesos acetogénicos son energéticamente difíciles de proceder, por lo que necesitan ser ayudados por los organismos metanogénicos u otros organismos consumidores de hidrógeno y la energía libre de la reacción depende de la presión parcial de hidrógeno del medio. Un tipo especial de microorganismos acetogénicos, son los llamados homoacetogénicos, que consumen H_2 y CO_2 , y producen acetato (Campos, 2001).

2.1.3.4 Metanogénesis

Esta es la última etapa del proceso de digestión anaerobia, supone la conversión bacteriana de los compuestos intermediarios en productos finales más simples, principalmente metano y dióxido de carbono. Se considera como la etapa más lenta del proceso de degradación anaerobia (Mara y Horan, 2003). Las principales características de las bacterias metanogénicas son:

- Su capacidad de generar metano utilizando como sustratos el hidrógeno, monóxido de carbono, metanol, acetato, etanol, propanol, etc.
- Su pared celular no contiene mureína y su membrana citoplasmática está constituida por hidrocarburos isoprenoides. Contiene coenzimas específicas y concentraciones elevadas de micronutrientes (Ni, Fe y Co). El rango óptimo de pH es de 6.5 a 8.2 (Cuervo López, 1995, Speece, 1996).

Existen dos tipos de bacterias metanogénicas: acetoclásticas e hidrogenotróficas.

Acetoclásticas. Estas bacterias reducen el acetato a metano y dióxido de carbono elevando generalmente el pH del medio por la eliminación del ácido acético y la formación de CO_2 que al disolverse forma una solución amortiguadora de bicarbonato. Esta reacción es clave en la digestión anaerobia pues se produce el 70% del metano.

Hidrogenofílicas: Estas bacterias utilizan el hidrógeno como donador de electrones y CO_2 como aceptor de electrones para producir el metano (Metcalf y Eddy, 2003). Esta reacción tiene doble función en el proceso de la digestión anaerobia, la primera es producir metano y, la segunda, eliminar el H_2 gaseoso. Al consumir hidrógeno regulan la producción de ácidos y la mezcla de estos generados por las bacterias acidógenas (Christon *et al.*, 1997)

2.1.4 Parámetros que influyen en el proceso de digestión anaerobia

Para mantener un sistema de degradación anaerobio que establezca correctamente la materia orgánica, los microorganismos formadores de ácidos y de metano se deben encontrar en un equilibrio dinámico. Para mantener dicho estado, el contenido del reactor deberá carecer de oxígeno disuelto y estar libre de concentraciones inhibitorias de constituyentes tales como metales pesados y sulfuros. Además, el medio acuoso deberá presentar valores de pH entre 6.6 y 8.2. También deberá existir una alcalinidad suficiente para que el pH del sistema no descienda por debajo de 6.2 ya que las bacterias que intervienen en la metanogénesis prefieren rangos neutros de pH. En condiciones por arriba o por debajo de este rango, se incrementa la producción biológica de ácidos grasos volátiles y ácido carbónico, la velocidad de producción de metano decrece.

La importancia de la alcalinidad recae en que ésta es una medida de la capacidad de un sistema acuático de amortiguar el pH en la presencia de ácidos adicionales (Speece, 1996). La alcalinidad se conforma por diferentes especies de sales de ácidos débiles, convencionalmente se expresa en equivalentes de CaCO_3 .

La capacidad amortiguadora de la alcalinidad debida a los AGV ocurre en la franja de pH entre 4.3 y 5.75. Teóricamente a pH de 5.75 el 80% de los bicarbonatos serán titulados con una contribución de AGV menor al 20% (Jenkins *et al.*, 1991).

Para conocer la capacidad buffer en el sistema se aplica el concepto de relación alfa (Rojas, 1988). En este concepto se relacionan las alcalinidades a los valores de pH 4.3 y 5.75.

$$\alpha = \frac{(Alc_{4.3} - Alc_{5.75})}{Alc_{4.3}}$$

Cuando esta relación esté dentro del rango 0.2 a 0.4 se cuenta con una buena capacidad buffer.

La alcalinidad oscilará entre 1,000 y 5,000 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y la concentración de ácidos volátiles será inferior a los 250 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Es necesario disponer de suficientes nutrientes tales como fósforo y nitrógeno, para asegurar el crecimiento adecuado de la población microbiana. La temperatura es un parámetro ambiental muy importante. Los intervalos de temperatura óptima para el tratamiento mesofílico es de 30 a 38 °C y para el termofílico de 49 a 57 °C (Metcalf y Eddy, 2003). La relación teórica mínima de DQO/N/P para los sistemas de alta carga orgánica es 350/7/1.

Debido a que los sistemas anaerobios son heterótrofos, excepto por las metanógenas autótrofas que utilizan el H_2 para producir metano, la fuente de carbono para la síntesis de la biomasa heterótrofa proviene de los compuestos orgánicos en el agua residual a tratar. Para las formas autótrofas que intervienen en el consorcio anaerobio, la fuente de carbono puede ser el CO_2 disuelto en el reactor.

El donador de electrones que provee energía para la actividad de la biomasa es el constituyente orgánico del agua residual, la materia orgánica.

Los sistemas anaerobios operan en ausencia de oxígeno y utilizan el CO_2 o al sulfato como su aceptor de electrones. La reducción del CO_2 resulta en la producción de CH_4 , la reducción del sulfato resulta en la producción de H_2S . Los organismos productores de ácidos grasos volátiles son fermentativos, oxidan una fracción del sustrato y reducen el remanente.

La concentración de materia orgánica medida como DQO superior a 1500 mgL^{-1} es necesaria para producir suficientes cantidades de metano para calentar el agua sin necesidad de una fuente externa de calor (Metcalf y Eddy, 2003).

2.1.5 Compuestos tóxicos e inhibidores del proceso de digestión anaerobia

Son muchas las sustancias que pueden inhibir a los microorganismos anaerobios:

- **Nitrógeno amoniacal.** Los principales microorganismos afectados por altas concentraciones de amonio son los metanogénicos.
- **AGV.** La acumulación de ácido acético puede inhibir la acetogénesis a partir de ácido propiónico (Fukuzaki *et al.*, 1990) y la acetogénesis a partir de ácido butírico. Sin embargo, se necesitan concentraciones de ácido acético muy altas para que afecten a la producción de metano, por encima de $4,000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (Ahring *et al.*, 1995).
- **Hidrógeno.** Su acumulación puede provocar la inhibición de la acetogénesis.
- **Compuestos azufrados.** En presencia de sulfatos las bacterias metanogénicas compiten con las bacterias sulfato-reductoras por los sustratos útiles, mostrando las últimas, ventajas termodinámicas y cinéticas sobre las primeras, tanto sobre las que consumen hidrógeno como sobre las acetoclásticas. El resultado de esta competencia determinará la proporción de ácido sulfhídrico y metano en el biogás producido.
- **Ácidos grasos de cadena larga.** Altas concentraciones de ácidos grasos de cadena larga pueden inhibir el proceso de digestión (Hanaki *et al.*, 1981).
- **Cationes y metales pesados.** Todos los cationes pueden proporcionar toxicidad a algún nivel de concentración, aumentando la toxicidad con el peso molecular, por lo que los metales pesados son los que provocan más toxicidad a menor concentración.

2.1.6 Reactor UASB

Las tecnologías del tratamiento anaerobio como el reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB: Upflow Anaerobic Sludge Blanket; por sus siglas en inglés) han sido aceptados para tratamiento industrial de aguas residuales que no cumplen con las regulaciones ambientales para descarga directa a cuerpos receptores por su elevada DQO, bajo pH y presencia de sólidos en suspensión, además de sus grandes volúmenes (Noyola, 1999). La tecnología de la digestión anaerobia se encuentra firmemente establecida a nivel mundial y en América Latina y puede ser adaptable a las características del residual a tratar y el lugar donde se quiera implementar.

El proceso UASB fue desarrollado en Holanda por Lettinga y colaboradores desde 1980. El diseño del reactor UASB consiste en una zona de reacción en la parte inferior, en la que se acumula la biomasa, la de mejor sedimentabilidad en el fondo y encima los lodos más ligeros, formando el Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería

lecho de lodos con un volumen de aproximadamente 1/3 del volumen total del reactor (Moeller *et al.*, 2004). En este reactor, la materia orgánica contenida en las aguas residuales se degrada por la acción de microorganismos que se adaptan a condiciones favorables de temperatura y disponibilidad de nutrientes, en las cuales pueden sustentar sus necesidades metabólicas a través del rompimiento enzimático de las moléculas orgánicas mediante cuatro reacciones de degradación, siendo las más importantes la de formación de biogás (metano en su mayoría), principal subproducto del proceso biológico anaerobio (Hulshoff y Lettinga, 1988).

El biogás formado se adhiere a los flóculos o partículas biológicas o causa circulación interna para promover la formación de más flóculos. El gas libre y las partículas con gas adherido se elevan hacia la parte superior del reactor, chocando con las pantallas desgasificadoras para que el gas se libere. Los flóculos desgasificados caen de nuevo sobre la superficie del manto o lecho de lodos y el gas libre se captura en los domos localizados en la parte superior del reactor. La porción líquida fluye al sedimentador donde se separan los sólidos residuales del líquido. Un separador gas-sólido-líquido en la parte superior, impide la salida de los sólidos del reactor, separándolos del gas producido y del efluente líquido (Conil, 2006).

Las grandes concentraciones de biomasa con elevada actividad que se consiguen, permiten el funcionamiento bajo altas cargas orgánicas con buenas eficiencias de eliminación. Esta biomasa puede estar en forma de gránulos compactos o en forma de lodos floculentos con buena sedimentabilidad. A continuación se enlistan sus principales ventajas:

- Capaz de tratar cargas orgánicas altas, hasta 32 a 40 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, dependiendo de la temperatura y la composición del agua residual (Malina y Pohland, 1992; Moeller *et al.*, 2004);
- Producción pequeña de lodos excedentes;
- No necesita soporte;
- Uso de los lodos granulares con alta velocidad de sedimentación;
- Bajos costos de energía;
- Fácil operación;
- Aplicable a pequeña y gran escala (Lettinga y Hulshoff, 1991; Speece, 1996)

Biogás: Tiene grandes beneficios ya que productos como el metano pueden ser utilizados como fuente de energía (Malina y Pohland, 1992; Metcalf y Eddy, 2003; Durán de Bazúa *et al.*, 2006).

Lodo: Estudios realizados han demostrado que su composición guarda riquezas en cuanto al contenido de materia orgánica y mineral, pudiendo emplearse como biofertilizante y mejorador de suelos (Rodríguez *et al.*, 2002). También se ha mostrado que debido a su composición aminoacídica, calidad sanitaria, concentraciones de nitrógeno y proteína bruta; puede ser utilizado como alimento animal (Milano, 2000; Pérez, 1998).

Efluente líquido: Según los resultados obtenidos en investigaciones, se ha demostrado que éste conserva nitrógeno en forma fácilmente asimilable y otros iones los cuales enriquecen este residuo y lo hacen propicio para su uso en fertirriego (Rajeshwari *et al.*, 1999; Speece, 1996).

Sin embargo, los reactores UASB presentan algunas desventajas como son:

- Largos periodos de arranque (Von Sperling, 1996);

- Requerimiento elevado de inoculo granular(Moeller. *et al*, 2004);
- Riesgo de flotación de los gránulos en el arranque(Moeller *et al*, 2004);
- Son sensibles a la presencia de sólidos suspendidos, grasas y aceites (Moeller *et al*, 2004);
- No es un sistema satisfactorio para la remoción de nutrientes como el nitrógeno (N) y el fósforo (F) (Von Sperling, 1996);
- Se pueden presentar malos olores por la formación de sulfuros de hidrógeno (H₂S) (Flotats *et al.*, 2000);
- Puede requerir de un sistema de postratamiento dependiendo del origen del agua a tratar (Von Sperling, 1996).

2.1.7 Combinación con procesos aerobios

Afortunadamente ambos procesos, aerobios y anaerobios, han demostrado consistentemente su capacidad para la remoción eficiente de varios contaminantes de aguas que contienen tóxicos, si las condiciones favorables son establecidas. Sin embargo, se sabe que en los sistemas anaerobios de alta tasa no se logra la remoción de amonio, fosfato, nitrógeno y sulfuros. Por lo que se necesita de otro proceso para la remoción y/o eliminación de estos contaminantes para que puedan ser descargados a los cuerpos de agua (Hamdy y Amal, 2001).

Lettinga *et al.* (1997) propuso la idea de combinar procesos anaerobios con otros procesos biológicos o fisicoquímicos para que el tratamiento del agua residual sea completo. Los procesos aerobios pueden emplearse después del tratamiento anaerobio como una etapa de pulimento al efluente, utilizando así los beneficios de ambos procesos (Metcalf & Eddy, 2003). Estudios han demostrado que es posible obtener buenos resultados con la combinación de los procesos anaerobio-aerobio para tratar efluentes industriales lo que resulta ser factible en términos económicos (Mijaylova-Nacheva *et al.*, 2007; Núñez y Martínez, 2001).

2.2 Remoción de nitrógeno mediante procesos biológicos

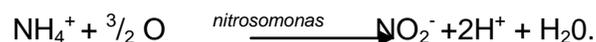
El nitrógeno que aportan las aguas de los rastros, proviene principalmente de la sangre y de la materia fecal de los animales. Parte importante de este nitrógeno llega a los diferentes cuerpos de agua en la forma de amonio, nitrato, nitrito, compuestos orgánicos solubles y materia orgánica en suspensión o en forma de partículas, creando problemas de toxicidad para los organismos acuáticos, además de cambios ambientales como la eutroficación de los lagos (Laws, 1993). Por esto es necesario implementar sistemas que mantengan la concentración de compuestos nitrogenados dentro de niveles que no causen deterioro de ríos, lagos y mares. Los métodos biológicos pueden remover nitrógeno y, en condiciones idóneas, sus productos finales son CO₂ y N₂ (Halling-Sørensen y Jörgensen, 1993). Los compuestos nitrogenados son nutrimentos clave para el crecimiento de los seres vivos (Brock y Madigan, 1991), así que el nitrógeno puede ser eliminado del agua si es asimilado por microorganismos. Los sistemas de tratamiento aerobio con biomasa en estado suspendido (lodos activados y sus modificaciones) son básicamente procesos para remoción de materia orgánica. En estos procesos el nitrógeno orgánico y amoniacal se transforman a nitritos y nitratos, y solo una parte del nitrógeno es asimilado por la biomasa y utilizado para su crecimiento. Para obtener una mayor remoción de nutrientes se requieren

mayores tiempos de retención celular y mayores volúmenes de los reactores (mayores tiempos de residencia hidráulica) (Ekama, 2010). Es por esto que los sistemas de aireación extendida y las zanjas de oxidación permiten obtener mayores remociones de nutrientes comparados con el resto de los sistemas de lodos activados (Metcalf y Eddy, 2003). Los procesos biológicos no asimilativos, como la nitrificación y la desnitrificación, han constituido la forma más efectiva, sostenible y económicamente factible de eliminación de nitrógeno de las aguas residuales (Halling-Sørensen y Jørgensen, 1993). En estos procesos la remoción de nitrógeno del agua residual se realiza en dos fases, la primera es un proceso de nitrificación y la segunda es un proceso de desnitrificación.

2.2.1 Nitrificación

La nitrificación es un proceso en que los compuestos de nitrógeno en forma orgánica y de amoníaco por acción de las bacterias nitrificantes se convierten a nitritos y nitratos, generando efluentes con concentraciones bajas de nitrógeno orgánico y amoniacal. Este proceso, sin embargo, no representa una solución para remover este nutriente en las aguas residuales (Grady, 1980). La transformación del nitrógeno amoniacal a nitratos se realiza en dos etapas ya que los microorganismos involucrados en cada una de ellas realizan la oxidación de compuestos específicos:

Paso 1. Consiste en la oxidación del nitrógeno amoniacal a nitritos por bacterias del género *Nitrosomas*.



Paso 2. Los nitritos formados se oxidan a nitratos por bacterias del género *Nitrobacter*.



Por lo tanto la reacción completa es:



Estas bacterias son las encargadas de oxidar el N-NH_4^+ a óxidos de nitrógeno, son autótrofas, además de ser aeróbicas obligadas, lo que significa que solo pueden crecer en ambientes donde haya oxígeno disuelto. Este proceso, no constituye por si solo la solución a la contaminación por nitrógeno, pero es importante que los procesos de tratamiento biológico efectúen una nitrificación completa, ya que de este paso depende la eliminación del nitrógeno completa por procesos de desnitrificación.

Otras bacterias autótrofas capaces de obtener energía de la oxidación del amonio a nitritos son: *Nitrosococcus*, *Nitrosopira*, *Nitrosolobus* y *Nitrosorobrio*. Estas bacterias fueron observadas en los años 90, muchas bacterias autótrofas más fueron identificadas como capaces de llevar a cabo la oxidación del amonio. Así como las *Nitrobacter*, el nitrito pueden ser oxidado por bacterias autótrofas del género (nitro-): *Nitrococcus*, *Nitrosopira*, *Nitrospina* y *nitroeyistis* (Metcalf y Eddy, 2003).

De acuerdo con la estequiometría de la reacción completa, se requieren 2 moles de oxígeno para oxidar un mol de N-NH_4^+ a N-NO_3 . Esto equivale a que se consumen 4.57 g de oxígeno por cada gramo de N-NH_4^+ que se oxida. Dos equivalentes de H^+ se producen de la oxidación de 1 mol de

amonio. El H^+ reacciona con 2 equivalentes de bicarbonato que se encuentra en el agua residual. En consecuencia 7.14 g de alcalinidad (CaCO_3) serán consumidos por gramo de N-NH_4^+ oxidado.

Esta reacción puede ser alterada si se considera la biosíntesis, porque una parte de amonio y bicarbonato puede incorporarse a la masa molecular. El oxígeno se obtiene de la fijación de dióxido de carbono y nitrógeno en la biomasa. Si se considera la biosíntesis, la reacción completa puede variar dependiendo de la producción de bacterias. La reacción total se basa en la producción de 0.17 g de bacterias nitrificantes que oxidan amonio hasta nitrato como se muestra en la siguiente reacción:



Cuando se considera la biosíntesis, el oxígeno que se requiere y el consumo de alcalinidad en la nitrificación cambia poco debido a la baja producción de la masa bacteriana en la reacción. El oxígeno que se requiere disminuye a 4.3 g de oxígeno por g de N-NH_4^+ oxidado, mientras que el consumo de la alcalinidad incrementa a 7.2 g de CaCO_3 por cada gramo de N-NH_4^+ oxidado (Reddy, 1998).

A continuación se presentan los factores que influyen sobre el proceso de nitrificación.

Temperatura. La temperatura óptima para la nitrificación está entre 30 y 36°C, sin embargo, los rangos se deben obtener por estudios experimentales con el agua problema (Reddy, 1998).

Requerimientos de oxígeno. Teóricamente para la síntesis en la nitrificación se necesitan 4.57 $\text{mgO}_2/\text{mgNH}_4^+$ para oxidar 1 mg de amonio, sin embargo el agua residual además de amonio contiene otros materiales que también necesitan oxígeno para su oxidación (ASCE, 1992). La capacidad de un organismo para llevar a cabo reacciones de oxidación depende del estado de oxidación-reducción del ambiente, debido a que algunos microorganismos solo pueden estar vivos en ambientes oxidados y otros solamente pueden vivir en ambientes reducidos. La tasa de nitrificación es afectada por la concentración del oxígeno disuelto en el licor mezclado de los lodos activados. Se recomienda un valor mínimo de oxígeno disuelto de 2.0 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para evitar los efectos retardadores de las bajas concentraciones de oxígeno disuelto sobre la velocidad de nitrificación.

Alcalinidad y pH. La alcalinidad en el agua residual es importante para balancear el ácido que se está produciendo en la nitrificación (Sedlak, 1991).



El consumo de alcalinidad se ve reflejado en una reducción en el pH del sistema. El rango óptimo de pH para la oxidación tanto del amonio como del nitrito es de 6.5 a 8.

La nitrificación reduce la concentración del HCO_3^- pero incrementa la de H_2CO_3 ; esto se puede contrarrestar mediante la desorción del CO_2 durante la aeración. También se puede minimizar cuando se emplea la desnitrificación, puesto que en ésta última se recupera la mitad de la alcalinidad.

Toxicidad. Las bacterias *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* son inhibidas por el amoníaco libre y el ácido nitroso. Las *Nitrobacter* son más sensibles al amoníaco libre que las *Nitrosomonas*. Algunos estudios revelan que la oxidación del nitrato fue inhibida a concentraciones de 0.1 a 1.0 mgL⁻¹ de N-NH₃ (g de amoníaco libre) (Reddy, 1998).

Potencial de óxido-reducción. Además del oxígeno disuelto, el potencial redox (ORP) es un indicador de las condiciones aerobias o anaerobias del sistema. Los microorganismos anaerobios, como las metanobacterias, demuestran actividad metabólica, solo a potenciales redox negativos (Snoeyink, 1990). Los microorganismos facultativos demuestran actividad metabólica sobre un rango más amplio de valores ORP. Éstos utilizan oxígeno como aceptor final de electrones a valores de ORP altos. Cuando el ORP es bajo algunos de estos microorganismos llevan a cabo reacciones de fermentación mientras otros, obtienen energía a través del metabolismo anaerobio. Los microorganismos facultativos bloquean sus rutas fermentativas o sus trayectorias de reducción asimiladora de nitratos o sulfatos (respiración anaerobia) en presencia de oxígeno. Bajo condiciones anaerobias y en ausencia de óxido de manganeso (MnO₂), el nitrato (NO₃⁻) resulta ser el aceptor de electrones más oxidante (Atlas *et al.*, 2002).

Los ambientes en equilibrio con el oxígeno atmosférico presentan valores de ORP alrededor de +800 mV (0.8 V). El ORP en condiciones aerobias está relacionado con el oxígeno disuelto, con la aireación el ORP aumenta progresivamente hasta alcanzar un punto de inflexión, momento en que finaliza la nitrificación. Los ambientes con una presión de oxígeno bajo tienen el potencial redox más bajo. El grupo de microorganismos que pueden crecer en los sistemas aerobios en un rango de ORP de +300 a +500 mV son: *mohos*, *levaduras*, *Bacillus*, *Pseudomonas*, *Moraxella* y *Micrococcus* (Atlas *et al.*, 2002).

En condiciones anóxicas el ORP toma valores negativos, hasta un punto de inflexión (ORP de +200 mV) coincidiendo con el agotamiento del nitrato acumulado en el sistema. Los microorganismos que pueden crecer en un rango de ORP de +100 a +300 mV son los facultativos como: bacterias *acidolácticas* y bacterias de la familia *enterobacteriacea* (Cervantes-Carrillo *et al.*, 2000).

Para los sistemas anaerobios conviene tener el valor del potencial redox por debajo de -300 mV o -330 mV para asegurar un ambiente fuertemente reductor que las bacterias metanogénicas requieren para una actividad óptima (Martí, 2002). Los microorganismos que pueden crecer a valores de ORP de -300 a +100 mV son anaerobios como: *Clostridium microaerofilicos* y *Campylobacter spp* (Cervantes-Carrillo *et al.*, 2000).

Carbono. Los organismos nitrificantes se encuentran presentes en casi todos los procesos aerobios de tratamiento biológico, pero su número puede ser limitado (Metcalf y Eddy, 2003). La competencia por los sustratos entre las diferentes poblaciones de microorganismos en un sistema de tratamiento biológico de aguas residuales con alta carga de nitrógeno, provoca la disminución de la eficacia de los procesos de nitrificación y desnitrificación. La nitrificación está fuertemente influenciada por la competencia que se establece entre las poblaciones autótrofa y heterótrofa. Esta competencia depende de la relación DQO/N del influente tratado. Cuanto mayor es la relación DQO/N, menor es la capacidad nitrificante del sistema (Cheng y Chen, 1994). Valores elevados del cociente C/N significa que la materia orgánica está en exceso con respecto a las formas de nitrógeno (Ferrara y Ramírez, 2008), por lo tanto las bacterias autótrofas están desfavorecidas, debido a que éstas tienen un rendimiento de crecimiento bajo (Cervantes-Carrillo *et al.* 2000).

Luz. Las bacterias nitrificantes son organismos quimioautótrofos, es decir, son organismos que obtienen energía de la oxidación de compuestos inorgánicos (Metcalf y Eddy, 2003). Su crecimiento es inhibido por la luz. *Nitrobacter* es más sensible a la fotoinhibición que *Nitrosomonas*. En el crecimiento de bacterias que oxidan amonio se puede reducir la sensibilidad a la luz mediante ausencia de oxígeno o altas concentraciones de amonio (Prosser, 1989).

2.2.2 Desnitrificación

La desnitrificación consiste en reducir el nitrógeno en forma de nitratos y nitritos a nitrógeno molecular y en menores cantidades en óxido nitroso y óxido nítrico, por acción de los microorganismos (EPA, 1993). Los principales organismos que pueden llevar a cabo la desnitrificación son heterótrofos. Estos microorganismos requieren de condiciones anóxicas para asegurar que sea el nitrato y no el oxígeno el aceptor final de electrones (EPA, 1993). Una población de microorganismos desnitrificantes es capaz de oxidar una gran variedad de sustancias, desde compuestos como carbohidratos, ácidos orgánicos y metanol hasta derivados del benceno. Esto resulta bastante importante ya que al aplicar desnitrificación para la eliminación de nitrógeno, también es una forma de oxidación de los nutrientes orgánicos presentes (Randall, 1992). A continuación se presentan los factores que influyen sobre el proceso de desnitrificación.

Alcalinidad y pH. La desnitrificación representa un amortiguamiento para los pH bajos que se generan durante la nitrificación, ya que se produce un incremento en la concentración de bicarbonato, mientras que el ácido carbónico es reducido. El valor óptimo del pH varía con el tipo de organismos presentes, pero se reportan como óptimos entre 7 y 8. La desnitrificación ocurre sobre un amplio rango de valores del pH, entre 4 y 9.5 (Winkler, 2008).

Temperatura. La temperatura influye sobre la velocidad del proceso de desnitrificación. El intervalo de temperaturas en el cual se han observado altas tasas de la desnitrificación es de 5 a 30°C (WPCF, 1983).

Toxicidad. El oxígeno inhibe la reducción de nitritos, es decir desacelera la velocidad de reducción de los nitritos. Los nitritos comienzan a acumularse cuando el oxígeno se adiciona al sistema de desnitrificación. Los nitritos también pueden inhibirse por causa de ácido nitroso (HNO_2) (Reddy, 1998).

Relación carbono / nitrógeno (C/N). Uno de los factores que determina el tipo de ruta que seguirá el nitrato en su reducción es la relación C/N. Las bacterias desnitrificantes obtienen la energía para el crecimiento a partir de la conversión del nitrato a nitrógeno gas, pero necesitan una fuente de carbono para la síntesis celular. Se han realizado estudios empleando fuentes de carbono como metanol, glucosa o acetato para determinar la relación DQO/N que permita obtener una completa desnitrificación y se han obtenido valores de esta relación en un amplio intervalo, de 2 hasta 9 (Metcalf y Eddy, 2003; Méndez *et al.* 2007). Aunque depende del donador de electrones, se puede considerar que con una relación C/N menor de 5, pero superior a 1.28, el proceso de desnitrificación se lleva a cabo sin limitación. En otros estudios se muestra que se deben tener relaciones de C/N con un valor mínimo de $3 \text{ gDQO} \cdot \text{g}(\text{N-NO}_3^-)^{-1}$ para garantizar una buena desnitrificación en reactores anóxicos (Rusten *et al.*, 1994).

2.3 Sistemas de nitrificación-desnitrificación con biomasa en estado suspendido

De manera general los sistemas de remoción de nitrógeno se clasifican en función de la forma en que se realiza la remoción de carbono y nitrógeno. En los sistemas de una sola etapa la nitrificación, la desnitrificación y la remoción de materia orgánica son realizadas en una sola unidad de lodos activados, esta unidad cuenta con un sistema de aeración y un clarificador. En los procesos de dos etapas la nitrificación, la desnitrificación y la remoción de materia orgánica carbonosa son realizadas en unidades separadas, cada una de ellas debe contar con sus equipos de aeración y clarificadores de forma independiente, como en el proceso Bardenpho (Winkler, 2008).

2.3.1 Reactores con zonas anóxicas y aerobias

Estos sistemas para remoción de nitrógeno incluyen una zona aerobia, en la cual, la nitrificación biológica ocurre y una zona anóxica para realizar la desnitrificación y completar la remoción de nitrógeno, los microorganismos pueden encontrarse en suspensión o adheridos a algún soporte formando biopelículas. La diferencia entre ellos es el lugar en donde se ubica cada una de estas etapas y la localización de las líneas de recirculación (Daigger, 1999, Metcalf y Eddy, 2003). La configuración más apropiada para un sistema en particular depende de la calidad que se desea obtener en el efluente y la calidad del agua cruda que entra al sistema (EPA, 2007).

La eliminación de nitrógeno total del agua residual requiere de diferentes condiciones ambientales (condiciones anóxicas y aerobias), es por esta razón que se han planteado diferentes configuraciones de los procesos biológicos para favorecer el crecimiento de microorganismos que sean capaces de transformar los compuestos de nitrógeno a nitrógeno gaseoso. A continuación se presentan algunos de los procesos biológicos que existen para la eliminación de nitrógeno.

2.3.1.1 Reactor secuencial de operación por lotes

Este proceso requiere cuatro etapas (Figura 2.2): llenado del reactor con agua cruda, un período en el que se suministra aire para que se lleve a cabo la reacción biológica, un tiempo para sedimentar los lodos biológicos y finalmente la decantación (EPA, 1999).

Los tiempos típicos que se utilizan son de 3 horas para el llenado, 2 horas para la aeración, 0.5 horas para la sedimentación de los lodos y 0.5 horas para vaciar el sobrenadante. Después de retirar el agua tratada, el licor mezclado permanece en el reactor para dar inicio a otro ciclo de tratamiento. Generalmente durante el periodo de llenado se utiliza agitación mecánica para propiciar el contacto del agua residual con el licor mezclado y favorecer la desnitrificación. Otras de las etapas en las que existe remoción de nitratos es en la sedimentación y decantación.

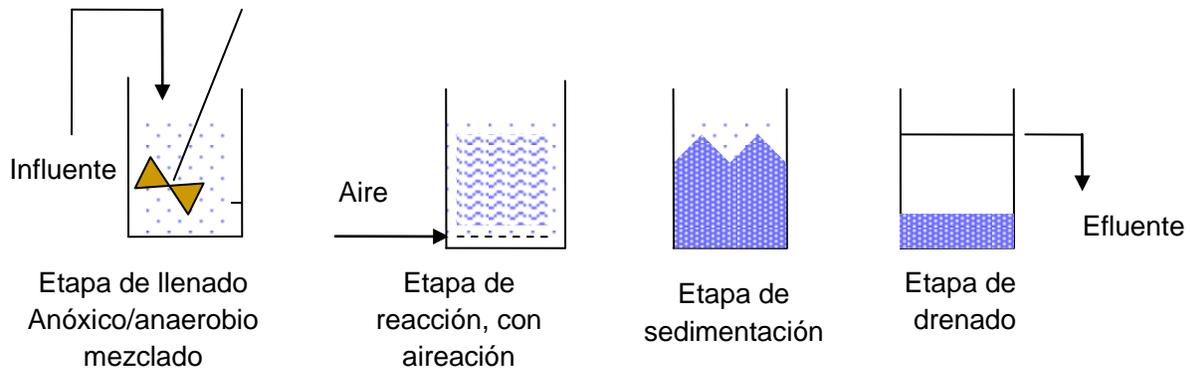


Figura 2. 2 Etapas en un reactor secuencial de operación por lotes

2.3.1.2 Proceso A²O

Es un proceso de flujo continuo con biomasa suspendida integrado por tres etapas: una etapa anaerobia inicial, una etapa anóxica y finalmente una etapa aerobia (Figura 2.3). La recirculación de lodos activados del sedimentador secundario se bombea al inicio del reactor anaerobio y la recirculación del licor mezclado que alimenta la fase anóxica procede de la fase aerobia (Metcalf y Eddy 2003).

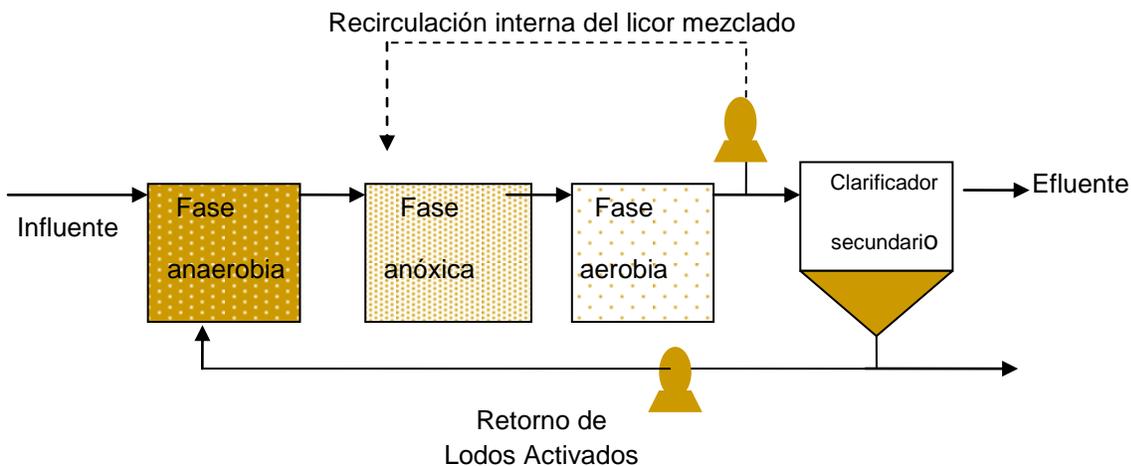


Figura 2. 3 Configuración del proceso A²O

2.3.1.3 Proceso de alimentación por etapas

En este tipo de proceso las etapas anóxica y la aerobia están alternadas, el flujo del agua cruda es dividido y se alimenta en diferentes puntos del proceso, la recirculación de lodos se realiza hacia el inicio del proceso (Figura 2.4). Una de las ventajas que ofrece este proceso es que se pueden tener tiempos de retención celular (TRC) más altos para un mismo volumen del reactor y una menor carga de sólidos hacia el clarificador final (Jeyanayagam, 2005). Los microorganismos

responsables de la nitrificación y desnitrificación pueden mantenerse como biomasa suspendida o formando biopelículas fijas en materiales sintéticos.

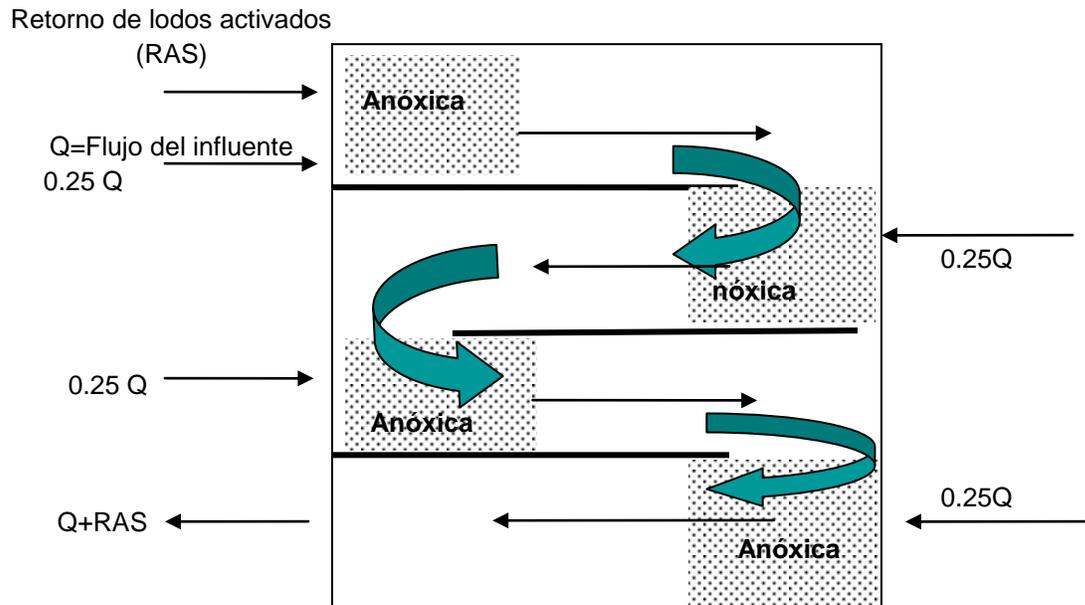


Figura 2. 4 Configuración de un proceso alimentado en etapas

2.3.2 Aireación intermitente en un solo tanque

Jean *et al.* (2005) realizaron un estudio en Francia para encontrar la máxima tasa de nitrificación en un proceso de lodos activados a nivel piloto y a baja temperatura (11°C), para saber cuáles eran los parámetros más importantes y los valores óptimos en el proceso con aireación intermitente y su efecto sobre la biomasa. Comprobaron que la relación C/N baja lleva a obtener una nitrificación parcial del nitrógeno amoniacal y que la máxima nitrificación es proporcional a la carga volumétrica del nitrógeno cuando está totalmente mezclado el tanque por la aireación.

Jiayang y Bin (2001) estudiaron un proceso de remoción del nitrógeno en un sistema acoplado. Digestión anaerobia para la remoción de la materia orgánica del agua residual porcina con alto contenido de nitrógeno amoniacal. La remoción del N-NH_4^+ se logró en un reactor de lodos activados con aireación intermitente alternando ciclos de una hora de aireación y una de no aireación para promover la nitrificación y desnitrificación en el mismo tanque. Los N-NO_2^- y N-NO_3^- fueron menores a $1\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y $0.8\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Las tasas de nitrificación y desnitrificación se determinaron en discontinuo, experimentando con 2.79 a $3.70\text{gN-NH}_4^+\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ y 0.59 a $1.03\text{gN-NO}_3^-\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ respectivamente. El periodo de aireación favoreció a las bacterias nitrificantes ($\text{OD} = 4$ a $6\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y $\text{ORP} = 80-100\text{mV}$). El tiempo de no aireación también favoreció a las bacterias desnitrificantes ($\text{OD} < 1\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y $\text{ORP} < 0\text{mV}$). La volatilización del amonio fue insignificante ($<0.008\%$). El cambio de pH de 7.78 a 5.90 fue crítico para la remoción del nitrógeno del agua residual.

Bernat *et al.* (2002) estudiaron la oxidación y la reducción de nitrógeno en un proceso de lodos activados de una sola etapa. El experimento se llevó a cabo en un reactor de lodos activados con

una concentración de sólidos de alrededor de $3,000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Investigaron como influía el TRH en la eliminación del nitrógeno de las aguas rurales. Los TRH fueron de 24 y 12 horas y mantuvieron constante la relación C/N en 3.5. Observaron un incremento en la remoción del carbono de 83.8% al 87.6%. Un aumento en la carga de $0.11 \text{ gDQO}\cdot\text{g}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ a $0.25 \text{ gDQO}\cdot\text{g}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ no causó inhibición total de la nitrificación, pero la eficiencia de la nitrificación se redujo de 78.8% a 55.5%. Obtuvieron una mayor eficiencia de remoción de nitrógeno (52%) con un TRH de 24 horas, en contraste con el otro de 12 h (42%). A pesar de las condiciones de aireación, se observó la desnitrificación. El proceso de desnitrificación fue posible gracias a la utilización de compuestos orgánicos fácilmente bioasimilables. La eficiencia que obtuvieron de desnitrificación con la relación C/N de 3.5 se acercó al 50% durante los dos periodos experimentales.

Chevakidagarn *et al.*, (2007) realizaron un estudio con el objeto de mejorar la operación de plantas convencionales de lodos activados, con el propósito de ahorrar energía para la aireación y al mismo tiempo, proporcionar una mejor utilización a la capacidad de la planta ya existente para la eliminación de nutrientes sin grandes inversiones. En dicho estudio los experimentos se realizaron a escala piloto en un proceso de lodos activados de una sola etapa, utilizando aguas residuales de la industria pesquera. Los experimentos se llevaron a cabo bajo condiciones de nitrificación-desnitrificación simultáneas en un solo reactor. Sin embargo, el logro de estas condiciones requiere de concentraciones adecuadas de oxígeno disuelto (OD). En su estudio investigaron la posibilidad de utilizar el potencial de óxido-reducción (ORP) como parámetro de control en la aireación para lograr la nitrificación-desnitrificación simultánea en el proceso. El sistema de control de aireación fue operado para controlar los valores de ORP variando desde -300 a 100 mV. Los resultados del estudio indicaron que la nitrificación-desnitrificación simultánea del proceso podría ser adecuada para mejorar la eliminación del nitrógeno de la industria de los mariscos. La eliminación del nitrógeno total podría alcanzar hasta un 82% al controlar el ORP de 50 mV. Los resultados también mostraron que el volumen de aire suministrado por mg de NT eliminado fue menor cuando el ORP se controló a 0 mV (0.1 ml de aire suministrado por mg de NT removido por minuto). No se observó un menor consumo de energía a un OPR bajo. Sin embargo, este resultado no pudo ser definitivamente concluido para todo tipo de aguas residuales.

2.4 Tecnologías aplicadas al tratamiento de agua de los rastros

Los tratamientos anaerobios han sido ampliamente empleados para tratar los efluentes de los rastros (Rajeshwari *et al.*, 1999). Las principales razones por las que se eligen estos procesos son por su alto grado de remoción de DQO a costos bajos y la menor generación de lodos. Estos con poca frecuencia alcanzan una remoción de DBO mayor a 80-90%, por lo cual, para aplicaciones que requieren una remoción de DBO, un proceso anaerobio puede ser solamente una parte del sistema de tratamiento (Malina, 1992). Los contaminantes remanentes después del tratamiento anaerobio pueden ser tratados adicionalmente con procesos biológicos aerobios o tecnología de tratamiento físico-químico (Odegaard, 1988).

Se han desarrollado muchos proyectos con diferentes configuraciones de reactores anaerobios de una sola etapa para el tratamiento de las aguas residuales de los rastros. Chen *et al.*, (1997) estudiaron la opción de tratar estos efluentes utilizando un reactor anaerobio de lecho fluidificado y continuamente agitado. Sayed *et al.*, (1993) llevaron a cabo investigaciones a nivel laboratorio con reactores anaerobios con lecho de lodos y flujo ascendente (UASB), comparando los sistemas con lecho de lodos granulados y sistemas con lodos floculados, demostraron que la DQO soluble se digiere más fácilmente en los sistemas con lodos granulados y que los lodos floculados permiten más fácilmente la digestión de la DQO insoluble, además concluyeron que el tratamiento anaerobio

en una sola etapa, ya sea con lodo granulado o floculado solo proporcionan un tratamiento parcial de los efluentes de los rastros.

Manjunath *et al.*, (2000) también evaluaron el desempeño del UASB realizando un pretratamiento de flotación por aire disuelto (DAF) obteniendo como resultado una remoción de DQO del 90% en comparación con la remoción del 72 a 75% que obtuvieron en el reactor al no hacer el pretratamiento en el agua residual de rastro. Del Nery *et al.* (2001) llevaron a cabo un estudio similar pero a gran escala (DAF-UASB) y demostraron una eficiencia de remoción de DQO de 83 a 84%.

Massé *et al.*, (2000) evaluaron el uso de reactores SBR para tratamiento de las aguas de rastros y alcanzaron remociones del 98% de la DQO total. Otros autores han propuesto el uso de reactores UASB como parte de un sistema secuencial de tratamiento para las aguas residuales de los rastros. Ruíz *et al.*, (1997), estudiaron la combinación de reactores UASB-Filtro Anaerobio a nivel laboratorio obteniendo eficiencias de remoción del 59-93% operando el sistema a 37°C. Núñez y Martínez (2001), estudiaron el desempeño de un sistema UASB-Lodos Activados para remoción de carbono y nitrógeno de los efluentes de los rastros operando el sistema a nivel laboratorio y obtuvieron remociones de DQO total del 85%.

A continuación en la Tabla 2.1, se presenta una recopilación de las principales tecnologías aplicadas al tratamiento de efluentes de rastro y reportadas por diferentes autores en donde se presentan los porcentajes de remoción de la DQO alcanzados en cada sistema de tratamiento y las condiciones de temperatura y tiempo de residencia hidráulica (TRH) con los cuales se evaluaron las cargas orgánicas volumétricas (COV) correspondientes a cada uno.

Tabla 2. 1 Tecnologías biológicas aplicadas para el tratamiento de efluentes de rastros.

Referencia	Reactor	COV kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹	TRH D	T °C	CO-insoluble %	Remoción-DQO _t %	Remoción-nutrientes %
Sayed <i>et al.</i> (1987) Holanda	UASB _g	11	0.5 a 0.6	30	40 a 50	55-85	*
Sayed <i>et al.</i> (1988) Holanda	UASB _g	4.0 a 5.0	0.4	20	40 a 50	62	*
Tritt (1992) Alemania	FA	2 a 18.5	0.5 a 5	20	45	30 a 85	*
Sayed <i>et al.</i> (1993) Holanda	UASBf-UASB _g	15	0.2	18	55	90	*
Borja <i>et al.</i> (1995) España	Lecho fluidificado	35	0.1 a 0.3	35	4	85	*
	UASB-FA	5.0 a 32	0.1 a 0.5	35	10	45 a 98	*
Ruíz <i>et al.</i> (1997) España	UASB _r	6.5	1 a 2	37	12.0 a 33	60 a 90	*
	FA	5	1.5	37	12.0 a 33	63 a 85	*
Rivera <i>et al.</i> (1997) México	DA-Humedal	*	*	13 a 25	*	87.4	*
Núñez <i>et al.</i> (1999) España	EGSB	15	0.2	35	45	70	*
Manjunath <i>et al.</i> (2000) India	UASB	3.5	10	30	*	70	*
	DAF-UASB	4	10	30	50	90	*
Núñez <i>et al.</i> (2001) España	UASB-LA	2.62 a 6.73	6-16	35	13	90	65% N _T
Del Nery <i>et al.</i> (2001) Brasil	DAF-UASB	2.11	0.1	*	*	47.8 a 84.4	*

Continuación Tabla 2.1.

Referencia	Reactor	COV kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹	TRH	T	DQO-insoluble	Remoción-DQO _t	Remoción-nutrientes
			d	°C	%	%	%
Rivera <i>et al.</i> (2002) México	UASB-híbrido	5 a 6.0	*	38	*	80	*
Chen <i>et al.</i> (2003) Taiwán	LA	*	4 a 7.9	*	*	96	*
Gutiérrez <i>et al.</i> (2004) México	Humedal	0.19	10.6	21.37	49	89.69	0% N-org, 9% N-NH ₄ ⁺
Del Pozo y Diez(2005)Brasil	UASB-APF	*	*	*	*	*	67% N _T
Chávez <i>et al.</i> (2005) España	UASB	*	0.16	35	*	95	*
L. A. S. Miranda <i>et al</i> (2005) Brasil	Coag/Floc – UASB	1.46 a 2.43	18 a 72	25	*	70.6 a 92.6	*
Simone B. <i>et al</i> (2007)Brasil	Biofiltro metanogénico (MA)	1.73	1	32	*	76.5	83.6% N _T y 16.9-52.2% de P _T
Del Nery <i>et al.</i> (2008) Brasil	UASB	1.64	*	*	*	65	*
Réyes Pantoja (2009) México	UASB-LA	4,6	0.8	23	30 a 40	87	60% N-NH ₄ ⁺
Derbik <i>et al.</i> (2009) Turquía	AEBR-LA	4,7	0.6	30	30 a 40	95	66% N-NH ₄ ⁺
Derbik <i>et al.</i> (2009) Turquía	SGBR-SASBR	2.73	1.5	22	*	95	*

(**UASB**) Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (upflow anaerobic sludge blanket), (**UASB_g**) Reactor anaerobio de lecho de lodos granular y flujo ascendente, (**UASB_r**) Reactor anaerobio de lecho de lodos floculento y flujo ascendente, (**SGBR**) Reactor de lecho granular fijo (static granular bed reactor), (**SASBR**) Reactor anaerobio de lecho de lodos fijo (static anaerobic sludge bed reactor), (**EGSB**) Reactor de lecho granular expandido (expanded granular bed reactor), (**AEBR**) Reactor anaerobio de lecho expandido (anaerobic expanded bed reactor), (**LA**) Lodos activados, (**Cog/Floc**) Coagulación –Floculación, (**APF**) Reactor anaerobio de película fija, (**DAF**) Flotación por aire disuelto (dissolved air flotation), (**DA**) Digestión anaerobia, (**FA**) Filtro anaerobio, (**COV**) Carga orgánica volumétrica, (**TRH**) Tiempo de residencia hidráulica, (**T**) Temperatura, (**d**) días, (**°C**) Grados centígrados, (**DQO**) Demanda química de oxígeno, (**kg DQO·m⁻³·d⁻¹**) kilogramo de DQO por metro cúbico por día, (**N-NH₄⁺**) Nitrógeno amoniacal y (*) No se indica.

CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA

3.1 Caracterización de las aguas residuales de los rastros

Las aguas residuales de los rastros varían en la composición de contaminantes, debido al número y tipo de animales sacrificados, así como del tipo de proceso y prácticas implementadas. Por lo anterior fue necesario caracterizar preliminar del agua residual del Rastro Municipal de la ciudad de Cuernavaca, Morelos, la cual es utilizada como modelo en este estudio. Las muestras se tomaron del efluente del tanque de homogeneización y sedimentación del rastro. Se determinaron los siguientes parámetros: acidez, alcalinidad, bicarbonatos, carbonatos, cloruros, fenoles, color real, color aparente, pH, DBO, DQO_{Total}, DQO_{soluble}, fluoruros, G y A, fosfatos, fósforo (F)-hidrolizable, F-orgánico, F-orto y F-total. En el transcurso de la experimentación se transportaba agua residual del rastro al laboratorio y se caracterizaba el agua de cada lote determinando los siguientes parámetros: DQO, sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), nitrógeno de nitrógeno amoniacal (N-NH₄⁺), nitrógeno total (NT), fósforo total (FT), pH y temperatura.

3.2 Sistema experimental

El agua residual del rastro se transportaba al laboratorio una vez por semana. Una parte se guardaba en el cuarto frío y la otra en un tanque de almacenamiento con capacidad de 250 L, en el cual estaba sumergido un agitador para la homogeneización del agua. El agua de este tanque se introducía por bombeo al sistema experimental. El esquema de la instalación experimental utilizada para la realización del estudio del tratamiento acoplado anaerobio-aerobio de las aguas residuales del Rastro Municipal de Cuernavaca mediante un reactor UASB y uno de lodos activados con aireación intermitente (LAAI) se presenta en la Figura 3.1. El sistema de tratamiento anaerobio-aerobio cuenta con los siguientes elementos:

- Bomba de alimentación del reactor UASB;
- Reactor anaerobio UASB;
- Tanque de transferencia;
- Bomba de alimentación del reactor LAAI;
- Reactor LAAI;
- Sistema de aireación intermitente y agitador sumergido en el reactor LAAI.

A continuación se presenta la descripción de cada uno de los elementos de la instalación experimental.

- **Reactor UASB.** La experimentación se llevó a cabo en un reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos (UASB) alimentado continuamente con una bomba peristáltica marca Masterflex Cole-Parmer, Modelo 7553-70 (6-600 rpm). El reactor fue elaborado de acrílico, con un diámetro interno de 15 cm y una altura de 1.3 m. El volumen de operación fue de 15 L. El lecho de lodo granular alcanzaba una altura de 50 cm y la salida del efluente se encontraba a una altura de 1 m desde el fondo (Figura 3.2). En la parte superior del reactor se tenía instalado un separador gas-sólido de acrílico tipo campana.

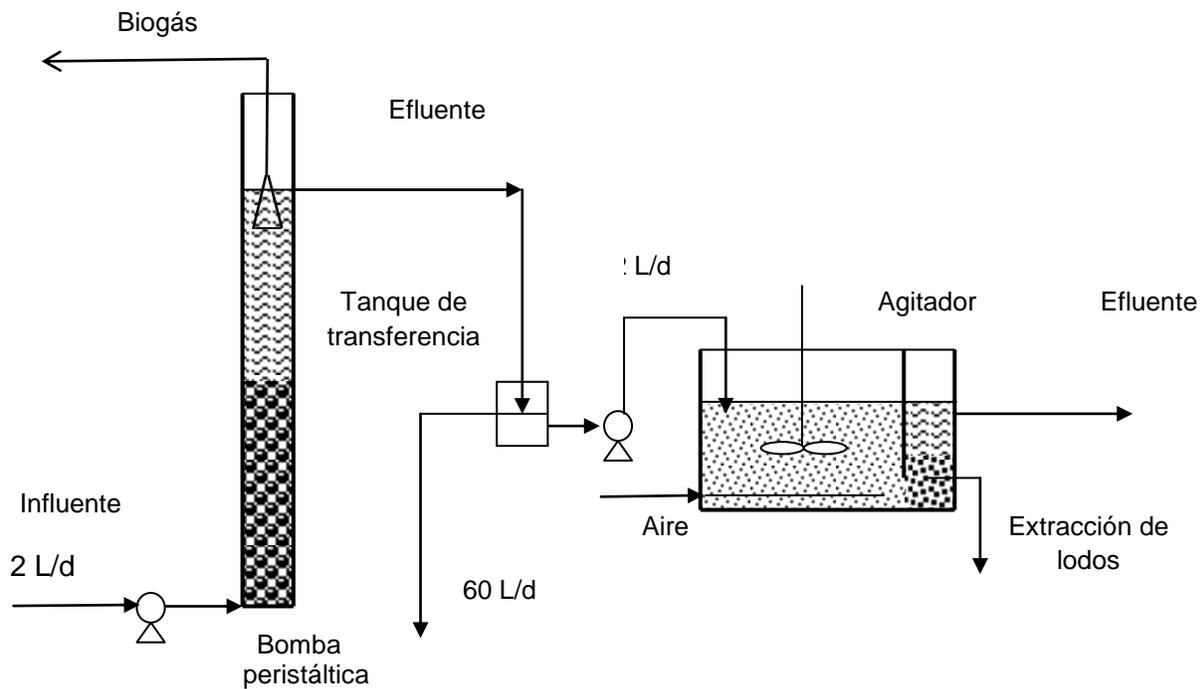


Figura 3. 1 Esquema del sistema experimental para el tratamiento de las aguas residuales mediante UASB y LAAl.

- **Lodo granular.** Antes del trabajo experimental realizado en este estudio, el reactor UASB se había utilizado para tratar agua residual de rastro, aplicando cargas orgánicas hasta $15 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, por lo que el lodo granular empleado ya estaba aclimatado al tipo de agua. Se realizó una limpieza del reactor y se adicionaron 7.1 L de lodo granular, alcanzando una altura de 50 cm.
- **Tanque de transferencia.** El efluente del reactor UASB entraba a un tanque de transferencia con un volumen de 2 L. A una altura que permitía la acumulación de 1 L de agua se instaló un vertedor para permitir la salida constante del agua. Desde este tanque, mediante una bomba peristáltica, parte del efluente del tratamiento anaerobio se transfería al reactor LAAl y el resto se desechaba. Así, el tiempo de residencia hidráulica (TRH) del agua en el tanque de transferencia fue relativamente corto, de solo 20 min, y no afectaba las características del efluente del UASB.

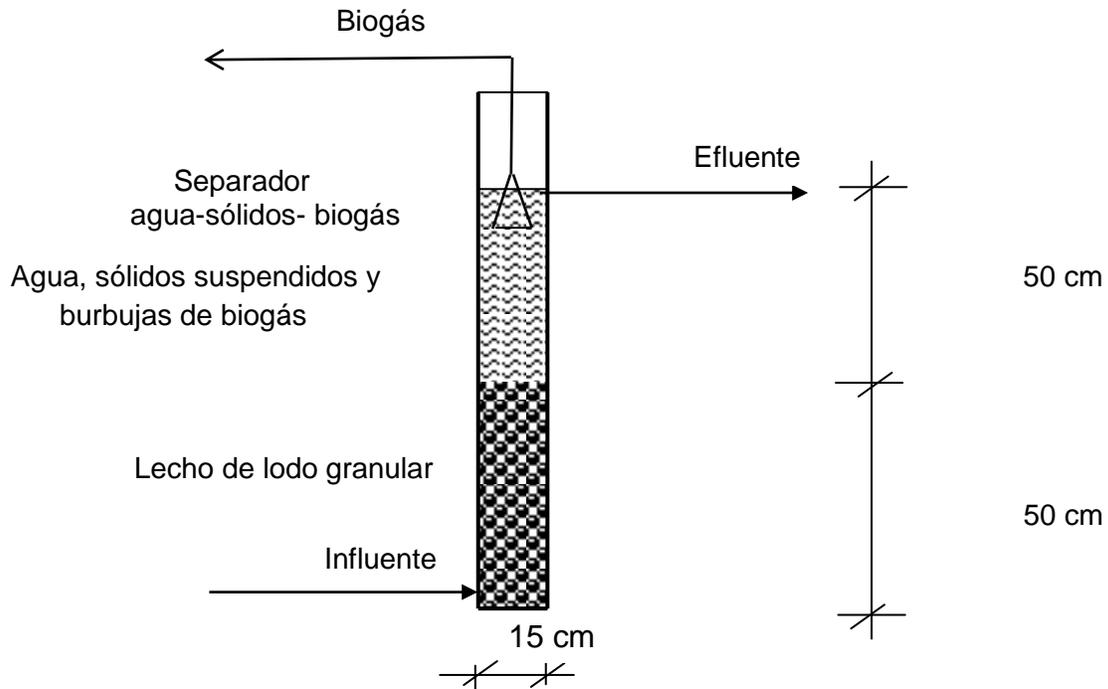


Figura 3. 2 Reactor experimental anaerobio tipo UASB.

- **Reactor de lodos activados con aireación intermitente (LAAI).** El reactor fue alimentado continuamente mediante una bomba peristáltica marca Masterflex Cole-Parmer Modelo 7553-70 (6-600 rpm). El reactor fue de tipo Eckenfelder, elaborado de acrílico, con una zona de biodegradación y una de sedimentación (Figura 3.3). El volumen de la zona de biodegradación fue de 16 L y el de la zona de sedimentación de 4 L. La zona de sedimentación fue separada de la zona de biodegradación por una mampara móvil cuya posición permitía mantener una determinada concentración de SSVLM en el reactor. La aeración se realizaba con difusores de aire de piedra porosa instalados en el fondo del reactor. Se contaba con un agitador sumergido en el reactor el cual se conectaba al inicio de los ciclos de no aireación para mantener en suspensión la biomasa y se desconectaba al empezar el ciclo de aireación.

Los dos reactores experimentales se ilustran en las figuras 3.4 y 3.5.

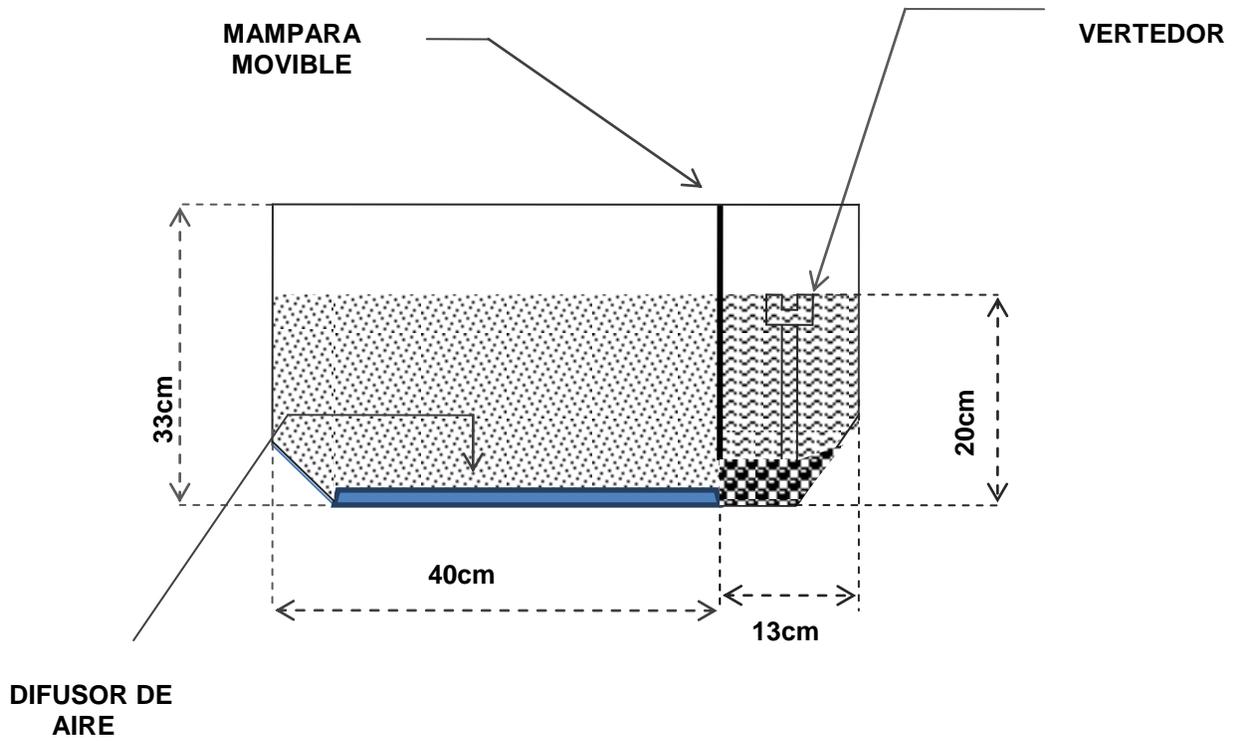


Figura 3. 3 Reactor experimental tipo lodos activados con aireación intermitente (LAAI)



Figura 3. 4 Fotografía del reactor anaerobio tipo UASB.



Figura 3. 5 Fotografía del reactor de Lodos Activados con Aireación Intermitente.

3. 3 Control del sistema experimental

El seguimiento del proceso de tratamiento realizado en el sistema experimental consiste en ajuste y medición de caudales, y en la determinación de los parámetros en los puntos de muestreo seleccionados (Tabla 3.1). Los análisis físico-químicos se realizan utilizando las técnicas de *Standard Methods for the Analysis of Water and Wastewater* (2005). Con base en los resultados obtenidos se determinó la remoción de DQO, SST, SSV, $N-NH_4$, NT, PT en los dos reactores y se evaluó el desempeño integral del sistema propuesto.

Para el caso del reactor anaerobio se realizaron diariamente la medición del biogás y la determinación de los ácidos grasos volátiles (AGV).

La medición del volumen del biogás producido se realizó con base en la metodología de desplazamiento de líquido. Para la medición de los AGV se siguió la metodología presentada en el anexo II.

En el caso del sistema de lodos activados se determinaban, además de los parámetros indicados en la tabla 3.1, la tasa de consumo de oxígeno, así como el índice volumétrico de lodos.

Tabla 3. 1 Programa de muestreo del sistema

Parámetro	Frecuencia	Punto de Muestreo			
		Influente	Efluente UASB	Reactor LAAI	Efluente LAAI
DQO	3/semana	•	•		•
SST	1/semana	•	•	•	•
SSV	1/semana	•	•	•	•
NT	1/semana	•	•		•
Nitratos y Nitritos	3/semana	•	•		•
N-NH ₄ ⁺	3/semana	•	•		•
Alcalinidad	3/semana	•	•		
Sulfuros	1/mes	•	•		•
Ph	Diario	•	•		•
Temperatura	Diario	•	•	•	•
OD	Diario			•	
Conductividad	Diario	•	•		•

3.4 Operación del sistema experimental

3.4.1 Reactor anaerobio tipo UASB

El reactor UASB se operó bajo el criterio de la carga orgánica volumétrica (COV). Lettinga y Hulshoff (1991) recomiendan que para obtener remociones de DQO entre 85 y 95% en efluentes con altos valores de DQO (del orden de 2,000 a 6,000 mgDQO·L⁻¹) y una fracción insoluble de DQO de 30% a 60%, se deben aplicar cargas orgánicas de 3-18 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ a temperaturas de 30 °C. En estudios realizados en México previamente (Mijaylova *et al.*, 2010) se probaron diferentes cargas orgánicas hasta 15 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, obteniéndose hasta 90% de remoción de DQO. Para este estudio se decidió evaluar el funcionamiento del proceso de degradación anaerobia en el UASB aplicando una carga orgánica alta, de 25 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ con un TRH de 0.2 d. Para esto el caudal del agua residual influente al reactor fue de 72 L·d⁻¹, obteniéndose una velocidad ascendente del flujo del agua en el reactor de 0.21 m·h⁻¹.

3.4.2 Lodos activados con aireación intermitente

En el trabajo de Lomelí (2010) se estudió la remoción del NT en el efluente de un UASB aplicando un LAAI con un TRH de 16.6 h, obteniéndose una remoción de NT de 75%. La autora sugirió aumentar el TRH en el reactor LAAI para evitar la acumulación de nitritos y aumentar la remoción del NT. Es por esto que en el presente estudio se aplicó un TRH dos veces mayor, de 33 h. Para mantener este TRH el reactor LAAI se alimentaba de forma continua con 12 L·d⁻¹ del efluente del reactor UASB. La carga orgánica promedio durante el estudio fue de 0.33 kgDQO·kgSSVLM⁻¹·d⁻¹ y su variación dependía de la concentración de la

DQO en el efluente del UASB y de la concentración de SSVLM en el reactor de LAAl. El promedio de los SSVLM fue de $3,640 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. El sistema se operó en la modalidad de aireación intermitente, la cual consiste en formar ciclos de operación, uno aerobio (con aireación) y otro anóxico (sin aireación). Durante todo el período experimental se aplicó el siguiente patrón de aireación/no aireación: 50 min de aireación y 50 min de no aireación. Durante el ciclo de aireación se mantenía una concentración de OD mayor de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. La biomasa para la inoculación del reactor LAAl se obtuvo del reactor biológico de la planta de tratamiento de aguas residuales del IMTA, ajustando la concentración de SSVLM a $2,500 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. La experimentación consistió de varias fases. Las condiciones de operación durante cada fase se describen en la Tabla 3.2. Durante la primera fase se realizó el ajuste de la operación del reactor y la aclimatación de la biomasa al sustrato presente en el efluente del UASB. Durante la segunda fase se evaluó el desempeño del sistema y se determinó que después de 60 días de operación se había alcanzado solo un 50% de remoción del NT. Para acelerar el desarrollo de los microorganismos y aumentar la remoción se decidió adicionar un sustrato fácilmente degradable como lo es el azúcar. Esta adición se realizó durante 1.5 meses (tercera fase experimental) evaluando la respuesta del sistema. Se disolvió 1 g de azúcar en 100 ml de agua y esta solución se adicionaba cada día durante los ciclos de no aireación. La DQO de la solución fue alrededor de $10,000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, por lo cual al reactor se adicionaba $1,000 \text{ mgDQO}\cdot\text{d}^{-1}$. Una vez alcanzadas altas remociones del NT, se decidió evaluar la posibilidad de sustituir la cantidad de materia orgánica fácilmente degradable por una cantidad de materia orgánica proveniente del agua residual cruda, adicionando 200 mL de agua residual diariamente. La duración de esta cuarta etapa experimental fue de otro 1.5 meses. Durante la última fase se alimentó otra vez solo con el efluente del reactor UASB. El agua residual del rastro durante esta etapa tenía altas concentraciones de materia orgánica y nitrógeno.

Tabla 3. 2 Condiciones de operación durante las diferentes fases experimentales del reactor LAAl.

Fase experimental	Días desde el arranque	Duración, días	F/M, $\text{kgDQO}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$	SSVLM, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
1. Arranque y estabilización	1 a 18	18	0.20	2,140
2. Alimentación con el efluente del UASB	19 a 70	51	0.57	2,271
3. Efluente de UASB y adición de azúcar como fuente de C	71 a 117	46	0.25	4,561
4. Efluente de UASB y agua residual cruda	118 a 161	43	0.31	4,416
5. Alimentación solo con el fluyente del UASB, alta Carga de NT	162 a 224	63	0.23	2,863

Notas: F/M - Carga orgánica másica; SSVLM-Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado.



CAPÍTULO 4: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Características del agua residual del rastro de Cuernavaca

Debido a que el agua residual de un rastro es considerada altamente contaminante por la gran cantidad de constituyentes que la conforman, se realizó una caracterización del efluente de la fosa de sedimentación con los principales parámetros fisicoquímicos y microbiológicos para conocer su concentración. En la Tabla 4.1 se presentan los resultados de dicha caracterización y se observa que:

- De acuerdo con la literatura, las concentraciones de los compuestos inorgánicos que pueden resultar inhibitorios (Na, K, Ca, Mg, N-NH₄⁺ y sulfuros) se encuentran por debajo de los valores que se reportan como moderadamente inhibitorios (Malina y Pohland, 1992).
- La materia orgánica en el agua del rastro de Cuernavaca es biodegradable puesto que se tiene una relación DBO/DQO de 0.76, así como una relación de DBOsoluble / DQOsoluble de 0.45. La fracción soluble representa un 44% de la DBO total y un 75% de la DQO total.
- La concentración de los SST es relativamente alta, pero aguas residuales con estas concentraciones pueden ser tratadas en reactores UASB. Los sólidos suspendidos de origen orgánico (SSV) representan el 94% de los SST.
- El pH es adecuado para un proceso anaerobio.
- De acuerdo con la literatura, el valor reportado para GyA (83.3 mg·L⁻¹) es bajo y no representa problemas para los procesos biológicos. Los valores reportados se encuentran de 150 a 350 mg·L⁻¹.
- Los nutrientes del agua (F y N) son suficientes para el buen funcionamiento de los procesos de tratamiento anaerobios. La relación DQO:N:F es 100:6.3:0.49 cuando la relación 100:1.2:0.17 es indicada como óptima para la degradación anaerobia (Malina y Pohland, 1992). Es evidente el exceso de nutrientes en el agua residual, sin embargo el nitrógeno amoniacal está por debajo del límite reportado como peligroso (de 1,500 mg·L⁻¹) ya que puede provocar inhibición del proceso de degradación anaerobia (Malina y Pohland, 1992).
- La alcalinidad del agua residual (658 mgCaCO₃·L⁻¹) es suficiente para amortiguar posibles cambios en el pH debido a la generación de AGV en el proceso de degradación anaerobia.

Tabla 4. 1 Caracterización del agua residual del rastro de Cuernavaca.

Parámetro	Unidades	Valor	Parámetro	Unidades	Valor
Acidez	mgCaCO ₃ ·L ⁻¹	178	N(NO ₂ +NO ₃)	mg·L ⁻¹	2.13
Alcalinidad	mgCaCO ₃ ·L ⁻¹	658	N-NO ₂	mg·L ⁻¹	0.054
Bicarbonatos	mg·L ⁻¹	803	N-NO ₃	mg·L ⁻¹	2.08
Carbonatos	mg·L ⁻¹	0	N-orgánico	mg·L ⁻¹	87
Cloruros	mg·L ⁻¹	342	N-NH ₄	mg·L ⁻¹	131
Fenoles	mg·L ⁻¹	0.183	NTK	mg·L ⁻¹	218
Color aparente	Upt-Co	5,000	SST	mg·L ⁻¹	910
Color real	Upt-Co	1,000	SSV	mg·L ⁻¹	853
pH		6.76	Turbiedad	NTU	430
DBO _{Total}	mg·L ⁻¹	1,820	SAAM	mg·L ⁻¹	0.538
DBO _{soluble}	mg·L ⁻¹	809	Coliformes fecales	NMP·100ml ⁻¹	1.50E+06
DQO _{Total}	mg·L ⁻¹	2,364	Coliformes totales	NMP·100ml ⁻¹	1.50E+07
DQO _{soluble}	mg·L ⁻¹	1,781	Ca	mg·L ⁻¹	37.09
Fluoruros	mg·L ⁻¹	1.47	Fe	mg·L ⁻¹	2.55
G y A	mg·L ⁻¹	83.3	Mg	mg·L ⁻¹	13.11
F-Fosfatos	mg·L ⁻¹	16.56	Mn	mg·L ⁻¹	1.34E+01
F-(hidrolizable)	mg·L ⁻¹	2.99	K	mg·L ⁻¹	2.64E+01
F-orgánico	mg·L ⁻¹	13.6	Na	mg·L ⁻¹	2.46E+02
F-orto	mg·L ⁻¹	6.1	Sulfatos	mg·L ⁻¹	61.8
F-total (FT)	mg·L ⁻¹	39.3	Sulfuros	mg·L ⁻¹	56.8

Los parámetros de calidad del agua residual del rastro utilizada durante todo el trabajo experimental se muestran en las Tablas 4.2 y 4.3. Se observa que los promedios de DQO, N-NH₄⁺, NT y FT son mucho mayores comparados con los valores determinados en la caracterización preliminar, presentándose una variación de las concentraciones de la materia orgánica y de los nutrientes muy amplia. Las concentraciones de los SST y SSV fueron también más altas que las determinadas en la caracterización preliminar.

Tabla 4. 2 Seguimiento de la calidad del agua residual del rastro durante todo el período experimental

	DQO mg·L⁻¹	N-NH₄⁺ mg·L⁻¹	NT mg·L⁻¹	FT mg·L⁻¹	SST mg·L⁻¹	SSV mg·L⁻¹
Promedio	5,481	466	475	45	1,219	1,050
Desv. Est.	1,045	180	223	7	423	348
Mínimo	3,500	200	245	31	460	460
Máximo	7,686	946	1,119	56	2,428	2,130
Número de muestras	91	91	18	18	43	43

Tabla 4. 3 Parámetros de campo del agua residual del rastro durante todo el período experimental

	pH	T °C	Conductividad μS· cm⁻¹	Alcalinidad total mg de CaCO₃·L⁻¹
Promedio	7.44	22.7	4,428	1,574
Desv. Est.	0.27	0.7	864	442
Mínimo	7.02	19.7	2,040	867
Máximo	8.31	23.6	5,470	2,618
Número de muestras	66	66	66	68

4.2 Desempeño del reactor UASB

4.2.1 Arranque del proceso de degradación anaerobia

El reactor UASB ya había trabajado con aguas residuales de rastro aplicando una carga orgánica volumétrica (COV) de 15 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, por lo cual no hubo necesidad de aclimatar la biomasa al sustrato. Se realizó solo una limpieza del reactor y se adicionaron 7.1 L de lodo granular, alcanzando una altura de 50 cm, después de lo cual empezó la alimentación con el agua del rastro con una DQO de 3,500 mg·L⁻¹, ajustando el caudal a 45 mL·min⁻¹ (64 L·d⁻¹) para obtener una carga orgánica de 15 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, con la cual se

Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería

trabajó anteriormente. Durante la segunda semana de operación la DQO del agua residual aumentó y el caudal se redujo a $41 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$ ($59 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$) para lograr un aumento paulatino de la carga orgánica. Así el día 16 desde el arranque la COV alcanzó $20 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, la remoción de DQO fue de 85%, la relación α fue entre 0.1 y 0.19, por lo cual el día 18 después del arranque se procedió al incremento de la carga orgánica a $25 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$.

La caracterización inicial del lodo granular indicó que las concentraciones de SST y SSV fueron de $37,250$ y $21,810 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Considerando el volumen del lecho de 7.1 L , en el reactor había 264 g de lodo granulado, 59% de los cuales eran sólidos orgánicos (155 g).

4.2.2 Remoción de materia orgánica

La operación del reactor UASB duró 224 días. La variación de los valores de la DQO en el influente y en el efluente del reactor, así como las remociones de la DQO se presentan en la Figura 4.1 y la variación de la carga orgánica se presenta en la Figura 4.2. En la Figura 4.3 se ilustra el aumento de la DQO removida durante todo el período experimental.

Como se puede observar en la Figura 4.1 al incrementar la carga orgánica (día 18 desde el arranque) se produjo una disminución de la remoción de DQO. Después, durante casi 100 días, la remoción de la DQO presentaba variaciones muy grandes, desde 52% hasta 92%. Durante el período día 19 a 119, desde el arranque, la DQO en el efluente varió desde 430 al inicio hasta $2,200 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Cabe mencionar que en este período no hubo una variación tan alta de los valores de DQO en el influente al UASB, la DQO fue entre $4,248$ y $5,540 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, la carga orgánica promedio fue de $24.7 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, operando con un caudal de $78 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$ y con un TRH de 0.19 d . Esto significa que la aclimatación de la biomasa a la alta carga orgánica aplicada fue muy lento y más de tres meses fueron necesarios para la estabilización del proceso.

A partir del día 118 desde el arranque se presentó un incremento de la DQO en el agua residual y para mantener la carga al nivel deseado, se redujo ligeramente el caudal a $71 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$, con un TRH de 0.21 d . Así se operó durante los días 122-165 desde el arranque. Este ajuste no representa un cambio significativo en la operación del reactor. A partir del día 120 se observó un incremento en la remoción de DQO en el reactor UASB y la DQO en el efluente empezó a disminuir alcanzándose valores por debajo de $1,000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Después del día 166, desde el arranque, aumentó significativamente la DQO en el agua residual del rastro, lo cual se puede atribuir a malas prácticas de operación y fallas en la recuperación de la sangre. Así, en el período desde el día 166 hasta el final de la experimentación, la DQO del agua residual estuvo en el intervalo de $6,750$ a $7,686 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, casi 65% mayor que la DQO durante el período inicial. Para mantener la carga orgánica al nivel deseado, se disminuyó el caudal a $52 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$ obteniéndose un TRH de 0.29 d . Así se trabajó hasta el final de la experimentación. La carga orgánica promedio para el período de los días 166 a 224 se calculó de $25.33 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Como se puede observar en la Figura 4.1, la remoción de la DQO permaneció alta y estable durante esta fase, alcanzando remociones de 87% y la DQO en el efluente no rebasó $1,000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Disminuyó significativamente la variación de la cantidad de DQO removida en el reactor (Figura 4.3). En la Tabla 4.4 se resumen los resultados obtenidos para las diferentes etapas de operación del reactor UASB.

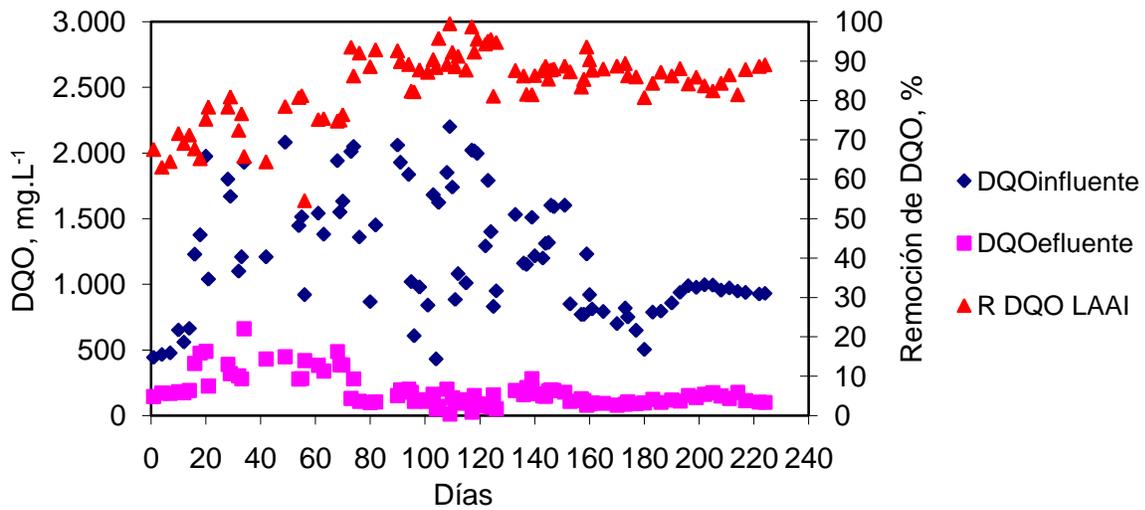


Figura 4. 1 Porcentajes de remoción de la materia orgánica medida como DQO en el reactor UASB.

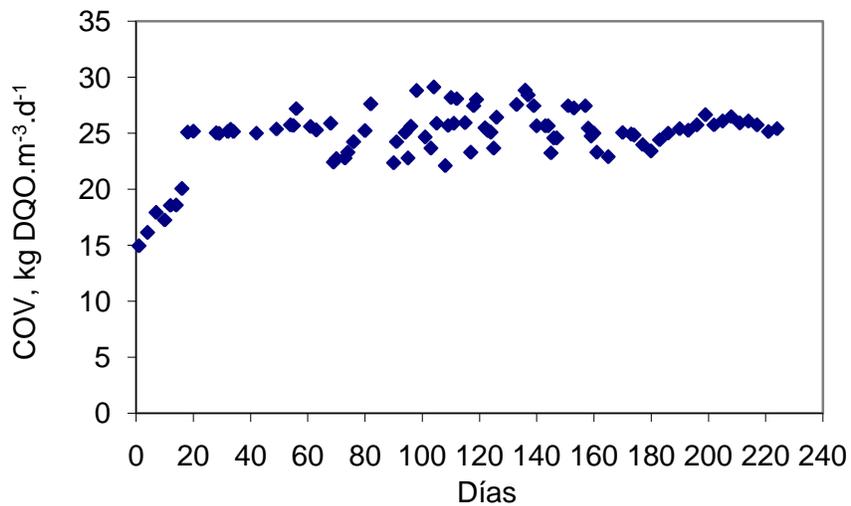


Figura 4. 2 Carga orgánica volumétrica durante el período de operación del reactor UASB.

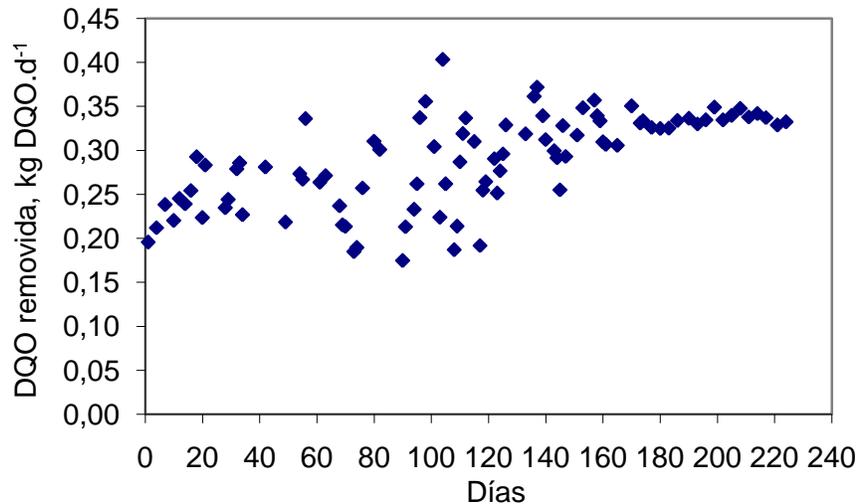


Figura 4. 3 Materia orgánica medida como DQO removida durante el período de operación del reactor UASB.

Tabla 4. 4 Resumen de los promedios de la remoción de la materia orgánica medida como DQO obtenidos con el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.

Parámetro	Fase 1. Arranque COV 15-25 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.24 d Día 1 a 18	Fase 2. Estabilización COV de 24.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.19 d Día 19 a 119	Fase 3. Evaluación COV de 25.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.21 d Día 120 a 165	Fase 4. Evaluación COV de 25.3 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.29 d Día 166 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
DQO _i , mg·L ⁻¹	4,462 ± 621	4,864 ± 342	5,428 ± 352	7,305 ± 236
DQO _e , mg·L ⁻¹	653 ± 242	1,508 ± 461	999 ± 333	853 ± 157
R _{DQO} , %	85.4 ± 3.48	69.0 ± 20.6	81.59 ± 6.19	88.33 ± 1.91
DQO _{removida} kg·d ⁻¹	0.24 ± 0.03	0.26 ± 0.07	0.31 ± 0.03	0.34 ± 0.01

Nota: Prom. - Valor promedio; i.- influente; e.-efluente; R.- remoción; DQO.- valor de la materia orgánica medida como DQO; TRH.- Tiempo de residencia hidráulica; COV.- Carga orgánica volumétrica.

Como se puede observar en la Tabla 4.4, el proceso de digestión anaerobia en el reactor UASB, aplicado para el tratamiento de las aguas residuales del rastro, con cargas orgánicas alrededor de 25 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ y TRH de 0.21 a 0.29 d, permitió obtener remociones altas de materia orgánica. Sin embargo, la remoción promedio de DQO obtenida durante la Fase 3 está entre 6 y 8% menor comparada con las determinadas en un estudio previo (Lomelí, 2011), en el cual se evaluó la aplicación de cargas orgánicas de 10 y 15 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ con TRH de 0.4 y 0.3 d. Cabe mencionar que en el estudio realizado por Lomelí (2011) el agua residual usada para el estudio tenía DQO de 4,533±1,560 mg·L⁻¹.

Durante la última fase experimental (Fase 4), a pesar de la alta DQO en el agua residual, el reactor UASB alcanzó una remoción promedio de 88%, en solo 1.6% menor que la obtenida por Lomelí (2011) con una COV de $15 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y TRH de 0.3 d. 4.2.3 Variación del N-NH_4^+ y del NT en el reactor UASB

La variación de las concentraciones de N-NH_4 y NT en el influente y efluente del reactor UASB se presenta en la Figura 4.4. Durante los primeros 40 días de la experimentación tanto el N-NH_4 , como el NT en el agua residual del rastro, fueron en promedio de 284 y $335 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Después hubo un incremento en la concentración del nitrógeno. En el período día 41 a 186 el N-NH_4^+ variaba entre 200 y $597 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y en la última fase experimental alcanzó concentraciones hasta $940 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Fue similar la variación del NT en el agua residual, alcanzándose una concentración máxima de $988 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ en el día 214 desde el arranque. Como es de esperarse, las concentraciones del nitrógeno en el influente y en el efluente son similares. Los promedios del N-NH_4^+ en el efluente fueron de 3 a 5% mayores que los obtenidos en el agua residual. Esto se puede atribuir a la degradación de compuestos orgánicos que contienen nitrógeno, como son las proteínas. El N-NH_4^+ representa 78 a 99% del NT en el agua residual.

4.3.2 Variación del N-NH_4^+ y del NT en el reactor UASB

En la Tabla 4.5 se presentan los promedios calculados para las diferentes etapas experimentales. Se observa que hubo una pequeña remoción del NT en el reactor UASB. El promedio de la remoción durante las fases de evaluación fue de 4.4%. La remoción del NT se atribuye a la asimilación de nitrógeno por las bacterias anaerobias. El coeficiente del crecimiento de la biomasa reportado en la literatura para degradación anaerobia con biomasa suspendida en condiciones mesofílicas es de 0.05 a $0.10 \text{ gSSV}\cdot\text{gDQO removida}^{-1}$ (Malina y Pohland, 1992; Metcalf y Eddy, 2003). En esta investigación se trabajó a una temperatura ambiente y con un lodo granular, por lo cual el crecimiento de la biomasa fue más lento y el coeficiente de crecimiento se determinó de $0.04 \text{ gSSV}\cdot\text{gDQO removida}^{-1}$. Considerando la cantidad de DQO removida durante cada fase experimental y el coeficiente de crecimiento de la biomasa anaerobia, así como el requerimiento específico de nitrógeno, de $0.182 \text{ gN}\cdot\text{gSSV}^{-1}$, se puede calcular la cantidad de nitrógeno requerida para el crecimiento de los microorganismos. Para la segunda, tercera y la cuarta etapa experimental se calcularon requerimientos promedio de nitrógeno de 24 , 32 y $47 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. La cantidad de NT removida fue similar, en promedio de 26 , 29 y $48 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

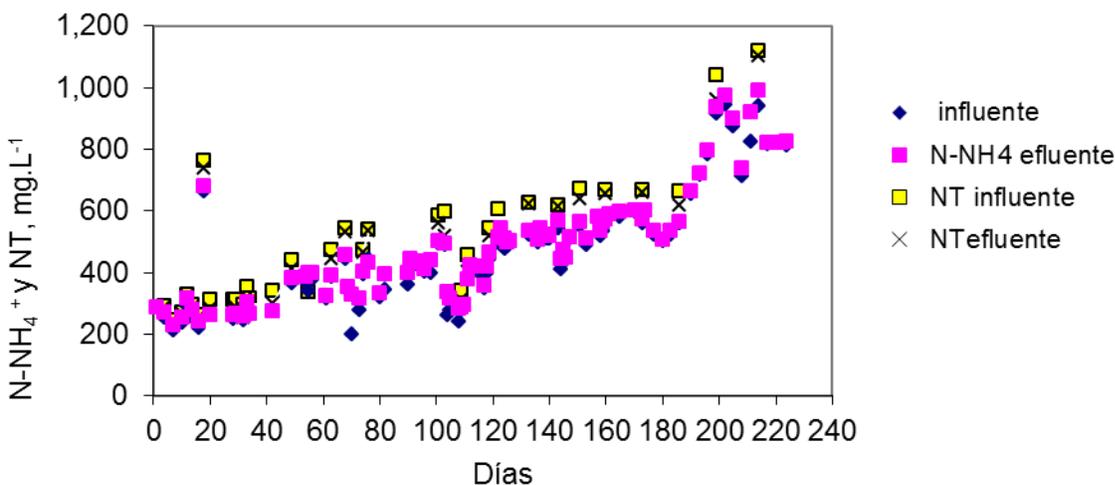


Figura 4.4 N-NH₄⁺ y del NT en el influente y efluente del reactor UASB.

Tabla 4.5 Concentraciones del N-NH₄⁺ y NT en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.

Parámetro	Fase 1. Arranque COV 15-25 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.24 d Día 1 a 18	Fase 2. Estabilización COV de 24.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.19 d Día 19 a 119	Fase 3. Evaluación COV de 25.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.21 d Día 120 a 165	Fase 4. Evaluación COV de 25.3 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.29 d Día 166 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
N-NH ₄ i, mg·L ⁻¹	304 ± 161	348 ± 75	511 ± 44	719 ± 152
N-NH ₄ e, mg·L ⁻¹	319 ± 149	364 ± 74	527 ± 42	738 ± 163
NTi UASB, mg·L ⁻¹	351 ± 184	399 ± 138	637 ± 30	873 ± 2.41
NTe UASB, mg·L ⁻¹	341 ± 176	397 ± 110	608 ± 56	835 ± 235
R NT, %	2.5 ± 1.1	0.5 ± 4.3	4.5 ± 6.4	4.4 ± 3.4

Nota: Prom. - Valor promedio; i.- influente; e.-efluente; R.- remoción; N-NH₄⁺-Nitrógeno de nitrógeno amoniacal; NT.- Nitrógeno total; TRH.- Tiempo de residencia hidráulica; COV.- Carga orgánica volumétrica ; DQO.- valor de la materia orgánica medida como DQO.

4.2.4 Remoción del FT en el reactor UASB

El fósforo es otro de los nutrientes necesarios para el desarrollo de la biomasa en los sistemas de tratamiento biológicos. Las variaciones del Fósforo Total (FT) en el influente y en el efluente del UASB, así como sus remociones en el reactor se presentan en la Figura 4.5. Se observa que igual que en el caso de DQO y NT, la concentración del FT en el agua residual también aumentó en el transcurso del tiempo de la experimentación. La remoción del FT presentó grandes variaciones, desde 21 hasta 46%.

En la Tabla 4.6 se presenta un resumen de los promedios de las concentraciones y las remociones del FT para cada fase experimental. Calculando el requerimiento de fósforo por los microorganismos con base en la cantidad de DQO removida y el coeficiente de crecimiento de $0.04 \text{ gSSV}\cdot\text{g}^{-1}\text{DQO}$ removida, se obtienen cantidades promedio de FT de 19, 25 y $37 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para las fases experimentales 2,3 y 4, respectivamente. Las cantidades promedio de FT removido fueron de 18, 30 y $27 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente (Tabla 4.6), por lo cual la remoción del FT se puede atribuir básicamente a la asimilación por la biomasa en el reactor UASB.

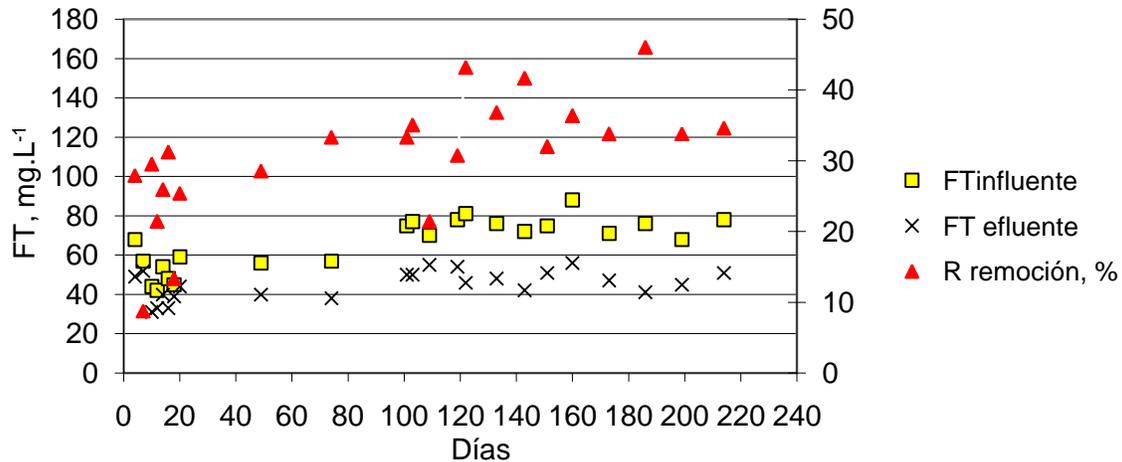


Figura 4.5 Concentraciones del FT en influente y efluente y sus remociones en el UASB.

Tabla 4.6 Concentraciones y remociones del FT en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.

Parámetro	Fase 1. Arranque COV 15-25 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.24 d Día 1 a 18	Fase 2. Estabilización COV de 24.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.19 d Día 19 a 119	Fase 3. Evaluación COV de 25.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.21 d Día 120 a 165	Fase 4. Evaluación COV de 25.3 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.29 d Día 166 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
FTi, mg·L ⁻¹	51.1 ± 9.2	67.4 ± 9.8	78.4 ± 6.3	73.2 ± 4.6
FTE, mg·L ⁻¹	39.6 ± 8.2	47.3 ± 6.7	48.6 ± 5.3	46.0 ± 4.2
R FT, %	22.6 ± 8.6	29.7 ± 4.9	38.0 ± 4.5	37.1 ± 6.0

Nota: Prom. - Valor promedio; i.- influente; e.- efluente; R.- remoción; FT.- Fósforo total; TRH.- Tiempo de residencia hidráulica; COV.- Carga orgánica volumétrica; DQO.- valor de la materia orgánica medida como DQO.

4.2.5 Remoción de SST y SSV en el reactor UASB

Las aguas residuales de los rastros tienen altas concentraciones de SST y SSV, por lo cual su remoción es indispensable antes de los procesos biológicos. El agua residual utilizada en este estudio provenía del efluente de las fosas de sedimentación. Sin embargo, las concentraciones de los SST variaron entre 650 y $2,128 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Los SSV representaron en

promedio 87% de los SST. El reactor UASB fue creado principalmente para la degradación de la materia orgánica soluble en el agua residual. Un contenido de sólidos alto en el agua puede afectar la calidad del lecho de lodo granular. En las Figuras 4.6 y 4.7 se presenta la variación de las concentraciones de los SST y de los SSV, tanto en el influente, como en el efluente del reactor experimental UASB, así como la remoción de los sólidos determinada durante la experimentación. Se puede observar que la remoción de sólidos es muy variable y que el efluente contiene una gran cantidad de SST que varían entre 200 y 1,244 mg·L⁻¹. La relación SSV/SST se conserva alta también en el efluente del UASB. Los SSV en el efluente representaron en promedio un 86% de los SST.

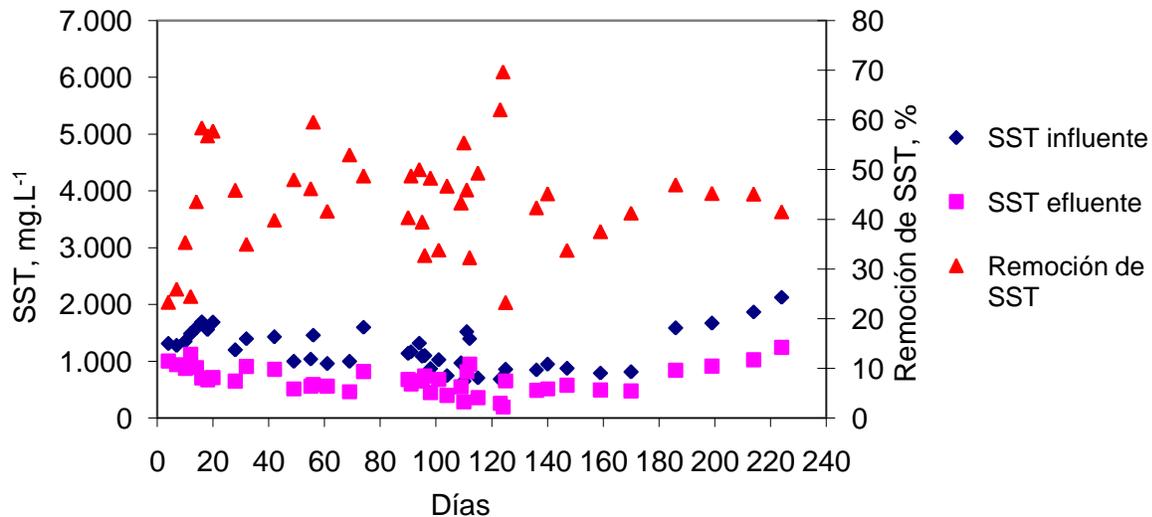


Figura 4. 6 Concentraciones de SST y sus remociones en el reactor UASB.

En la Tabla 4.7 se resumen los resultados promedio para cada fase experimental. Se observa que en las diferentes fases del experimento se obtuvieron remociones promedio de los SST entre 39 y 45%. Estos sólidos se acumulan en el lecho del reactor. La mayor parte de los sólidos son de origen orgánico (87%) y en el lecho se puede lograr su degradación parcial. Sin embargo, en el lecho se retienen también sólidos de origen inorgánico, cuya acumulación puede perjudicar el funcionamiento del reactor. Con base en los caudales del agua influente al reactor, las concentraciones de los sólidos suspendidos y la duración del estudio, se puede calcular que en el reactor se retuvieron en total 5.1 kgSSV y 0.7 kgSSF. A pesar de esta acumulación de sólidos, en la última fase experimental se obtuvo una remoción de DQO de 88.3±1.9%.

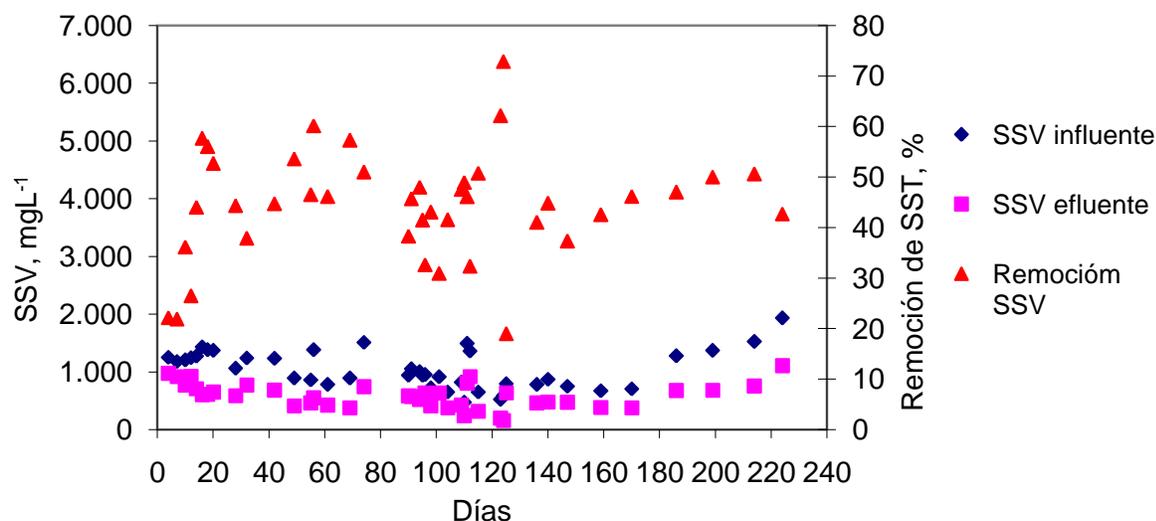


Figura 4. 7 Concentraciones de SSV y sus remociones en el reactor UASB.

Tabla 4. 7 Concentraciones y remociones de SST y SSV en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.

Parámetro	Fase 1. Arranque COV 15-25 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.24 d Día 1 a 18	Fase 2. Estabilización COV de 24.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.19 d Día 19 a 119	Fase 3. Evaluación COV de 25.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.21 d Día 120 a 165	Fase 4. Evaluación COV de 25.3 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.29 d Día 166 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
SSTi, mg·L ⁻¹	1,468±158	1,152±285	810±105	1,614±493
SSTe, mg·L ⁻¹	889±159	630±173	458±167	901±328
R SST, %	39.4±15.0	45.3±76	43.5±16.1	44.2±2.5
SSVi, mg·L ⁻¹	1,280±93	1,007±284	710±123	1,360±444
SSVe, mg·L ⁻¹	786±153	550±167	399±169	720±259
R SSV, %	38.6±15.2	45.4±7.6	43.8±43.8	47.1±3.9
SSFi, mg·L ⁻¹	188±92	145±72	100±38	254±99
SSFe, mg·L ⁻¹	103±70	80±45	59±59	182±71
R SSF, %	45.0±21.1	44.5±24.3	41.1±23.8	28.4±13.7

Nota: Prom. - Valor promedio; i.- influente; e.-efluente; R.- remoción; SST.- sólidos suspendidos totales.- SSV sólidos suspendidos volátiles; SSF.-Sólidos suspendidos fijos; TRH.- Tiempo de residencia hidráulica; COV.- Carga orgánica volumétrica ; DQO.- valor de la materia orgánica medida como DQO.

4.2.6 Variación de la temperatura, pH, alcalinidad y relación alfa en el reactor

UASB

El reactor UASB se operó a la temperatura del ambiente y la variación de la temperatura del agua durante la experimentación se presenta en la Figura 4.8. No hubo una diferencia significativa entre la temperatura del influente y del efluente. Las temperaturas variaron desde 22.69°C hasta 23.6°C. Los promedios para cada fase experimental se presentan en la Tabla 4.8. Las tasas de degradación de la materia orgánica y el crecimiento de la biomasa en los reactores biológicos dependen de la temperatura. Las mayores tasas de degradación anaerobia se obtienen en el rango de temperatura mesofílico (25 a 45°C). Como se puede observar en esta investigación se trabajó a temperaturas por debajo de este intervalo.

La variación del pH en el influente y efluente del reactor UASB se presenta en la Figura 4.9. El intervalo de pH para el buen funcionamiento de las bacterias anaerobias es de 6.2-7.8, preferentemente 7.0 a 7.2 (Metcalf y Eddy, 2003). En la Figura 4.9 se observa que durante la experimentación el pH del influente varió entre 7.0 y 8.3. Los promedios del pH se presentan en la Tabla 4.8. No hubo cambios sustanciales del pH en el reactor durante las primeras dos fases. Durante las fases 3 y 4 los promedios del pH en el efluente fueron ligeramente mayores que los determinados en el influente, en 0.1 y 0.2 unidades, respectivamente.

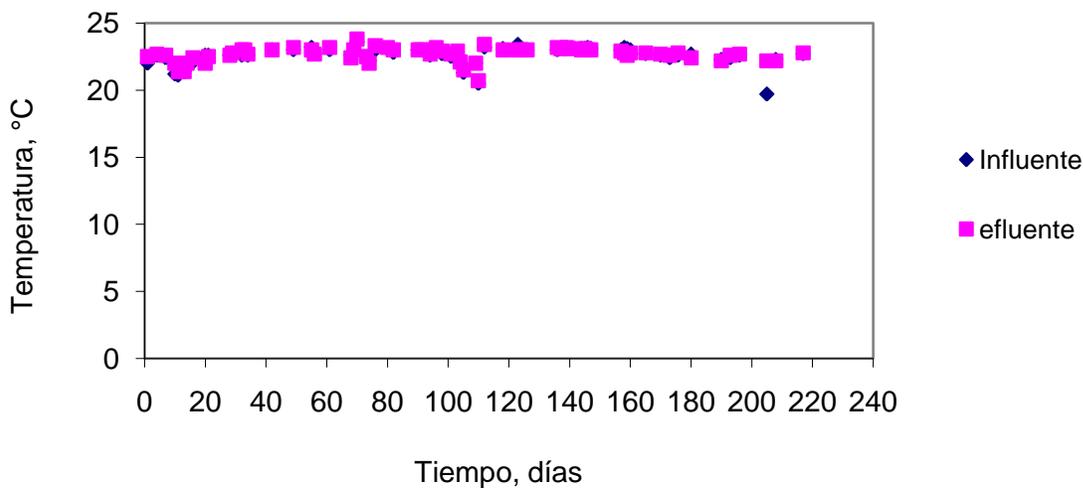


Figura 4. 8 Gráfico de la temperatura en el influente y efluente del reactor UASB.

Tabla 4. 8 Promedios de temperatura, pH, alcalinidad y factor α en el reactor UASB durante las diferentes etapas de la experimentación.

Parámetro	Fase 1. Arranque COV 15-25 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.24 d Día 1 a 18	Fase 2. Estabilización COV de 24.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.19 d Día 19 a 119	Fase 3. Evaluación COV de 25.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.21 d Día 120 a 165	Fase 4. Evaluación COV de 25.3 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.29 d Día 166 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
Temperatura influente, °C	21.8±0.6	22.7±0.6	23.1±0.2	22.2±0.2
Temperatura efluente, °C	22.13±0.5	22.7±0.6	23.0±0.2	22.5±0.2
pH influente	7.4±0.3	7.4±0.3	7.5±0.1	7.4±0.1
pH efluente	7.4±0.2	7.4±0.4	7.6±0.1	7.6±0.1
Alcalinidad total en el influente, mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	953±105	1,525±303	1,477±167	2,203±162
Alcalinidad total en el efluente, mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	1,127±193	1,943±268	1,787±172	2,430±169
Relación α	0.24±0.03	0.26±0.03	0.32±0.03	0.32±0.03
AGV, mg·L ⁻¹	79±52	210±111	367±100	491±98
pH efluente	7.4±0.2	7.4±0.4	7.6±0.01	7.6±0.1
Alcalinidad total en el influente, mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	953±105	1,525±303	1,477±167	2,203±162

Nota: Prom. - Valor promedio; i.- influente; e.-efluente; R.- remoción; TRH.- tiempo de residencia hidráulica; COV.- Carga orgánica volumétrica; DQO.- valor de la materia orgánica medida como DQO.

Durante la experimentación se siguió la variación de la alcalinidad en el reactor. En la Figura 4.10 se presenta la variación de la alcalinidad total en el influente y en el efluente del reactor UASB. La alcalinidad disponible en el agua residual permite amortiguar los cambios en el pH por la generación de ácidos grasos volátiles (AGV) en el proceso de degradación anaerobia. Se observa que el agua residual tenía una alcalinidad alta, entre 867 y 2,618 mgCaCO₃·L⁻¹. La alcalinidad total del agua aumentó a partir del día 180 desde el arranque y permaneció alta hasta el final de la experimentación. Los promedios de la alcalinidad total en el agua residual se presentan en la Tabla 4.8. Como se puede observar en la Figura 4.10 y en la Tabla 4.8, la alcalinidad total en el efluente fue más alta que en el influente, lo cual indica que en el proceso de degradación se genera alcalinidad.

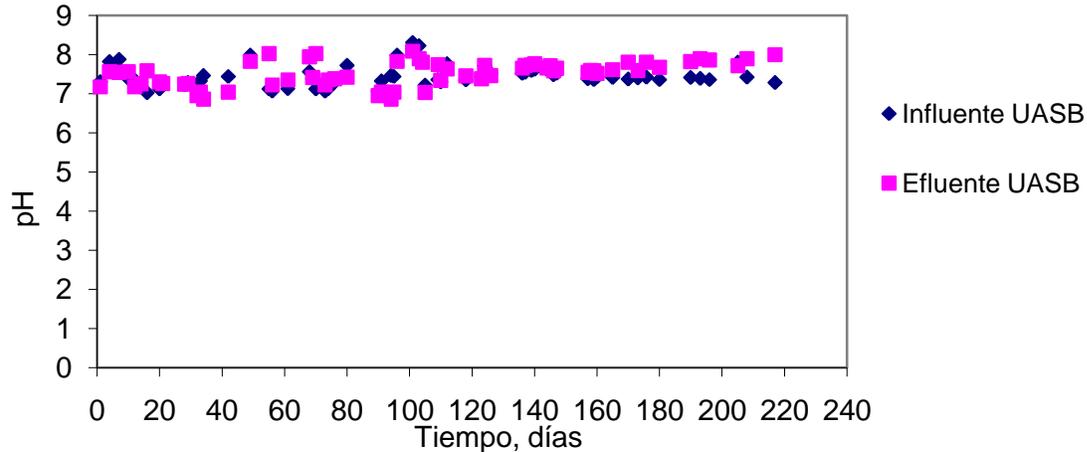


Figura 4. 9 Comportamiento del pH en el influente y efluente del reactor UASB.

Para la determinación de la relación α durante el estudio se realizaba la determinación de la alcalinidad a un pH de 5.75. En la Figura 4.11 se presenta la variación de la relación α , la cual está relacionada con la generación de AGV en el proceso y con su estabilidad. Se observa que α estuvo siempre por debajo del valor 0.4, lo cual significa que el funcionamiento del reactor anaerobio fue adecuado durante todo el período experimental. Durante la primera fase de arranque el promedio de la relación α fue de 0.24 ± 0.03 . Al aumentar la carga orgánica, durante la segunda fase experimental, la relación α empezó a aumentar y después se estabilizó. Los promedios por fase experimental se presentan en la Tabla 4.8. Los resultados son congruentes con los obtenidos para los AGV. En la Figura 4.12 se observa el aumento de los AGV durante la segunda fase experimental y una estabilización de los valores durante la última fase. Los promedios de los AGV por fase experimental se presentan en la Tabla 4.8. Se observa que durante la última fase experimental el promedio de los AGV fue de $491 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, pero esto no perjudicó el proceso de degradación de la materia orgánica. La alcalinidad generada en el proceso de degradación fue capaz de neutralizar los AGV formados.

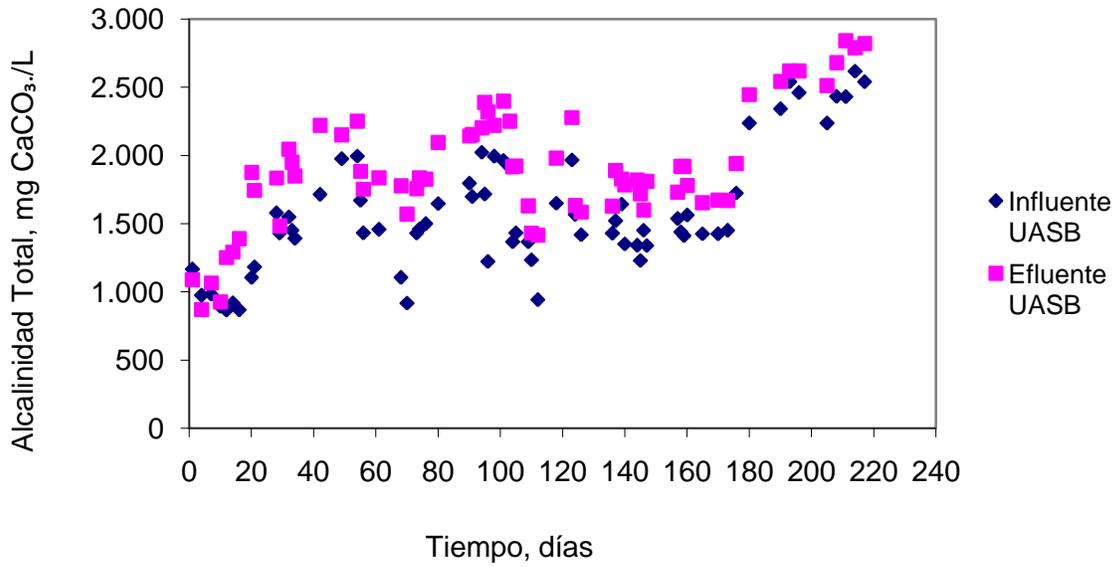


Figura 4. 10 Alcalinidad en el influente y efluente del reactor UASB.

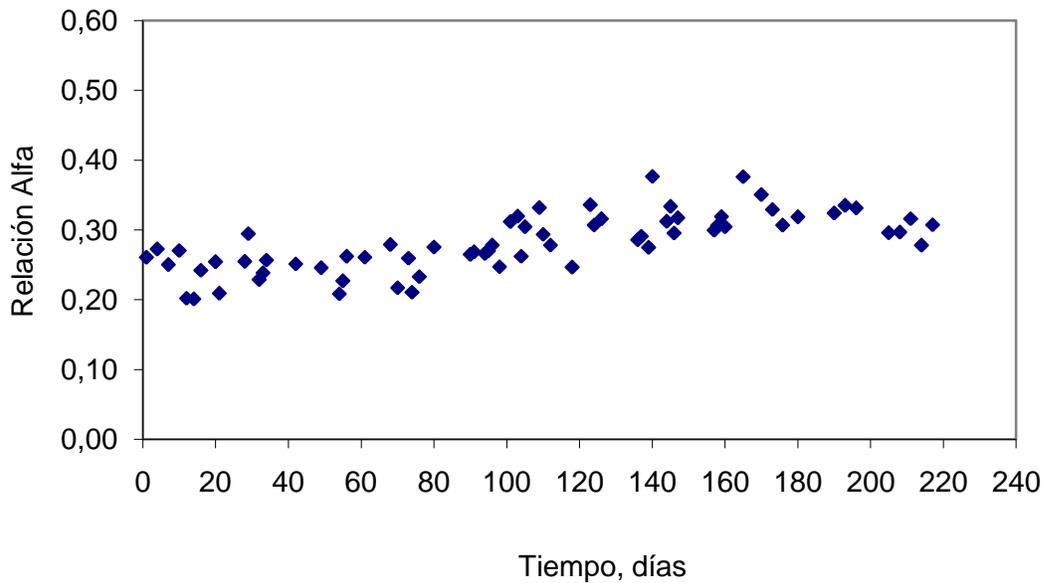


Figura 4. 11 Relación α durante el período experimental.

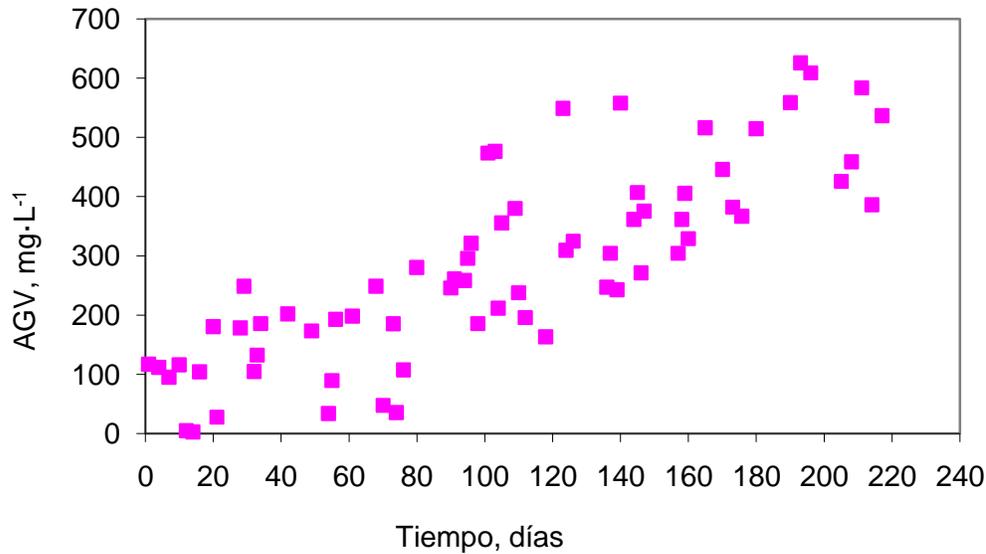


Figura 4. 12 AGV en el reactor UASB durante el período experimental.

4.2.7 Producción de biogás

La cantidad de biogás producido en el reactor UASB se presenta en la Figura 4.13. Se observa un aumento paulatino en la cantidad diaria generada. Relacionando ésta producción con la DQO como la medición de la materia orgánica removida se calculó la producción específica de biogás. Los promedios por fase experimental se presentan en la Tabla 4.9. Se observa que en las últimas dos fases la producción específica de biogás se mantuvo con promedios de $0.47 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}$ de la materia orgánica removida, lo cual indica que el reactor presentó una buena generación de biogás ya que la tasa de producción de biogás típica para los procesos anaerobios es de $0.5 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}$ removido (Malina y Pohland, 1992).

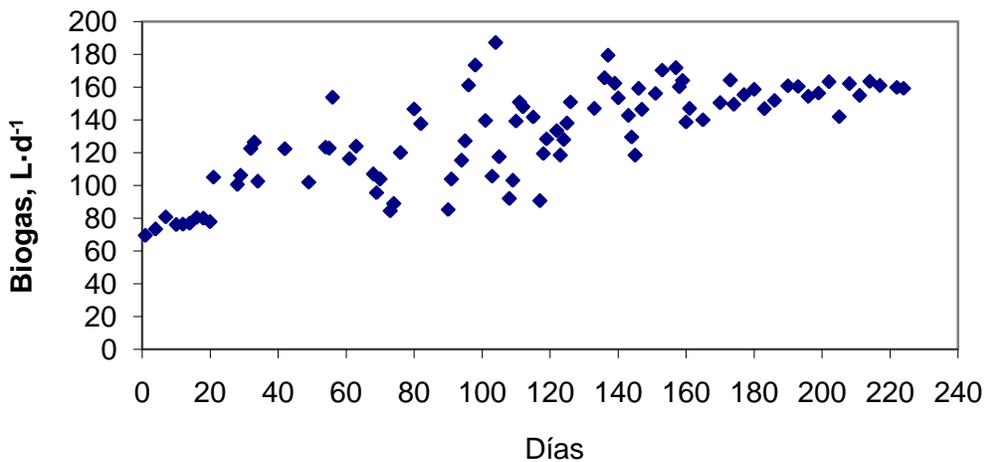


Figura 4. 13 Producción de biogás en el reactor UASB.

Tabla 4. 9 Producción promedio del biogás en el reactor UASB.

Parámetro	Fase 1. Arranque COV 15-25 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.24 d Día 1 a 18	Fase 2. Estabilización COV de 24.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.19 d Día 19 a 119	Fase 3. Evaluación COV de 25.7 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.21 d Día 120 a 165	Fase 4. Evaluación COV de 25.3 kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹ TRH de 0.29 d Día 166 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
Producción, L·d ⁻¹	77 ± 4	120 ± 25	149 ± 17	156 ± 6
Producción específica, m ³ ·kgDQO removida	0.33 ± 0.03	0.46 ± 0.03	0.47 ± 0.02	0.47 ± 0.02

Nota: Prom. - Valor promedio; TRH.- Tiempo de residencia hidráulica; COV.- Carga orgánica volumétrica ; DQO.- valor de la materia orgánica medida como DQO.

4.2.8 Seguimiento de los sólidos en el lecho de lodos del reactor UASB

La concentración de los SST y SSV en el lecho se determinaron cuatro veces durante la experimentación, días 90, 120 y 166 desde el arranque y al final del experimento. Se tomaban 2 muestras de 50 mL, una en el fondo y otra en la parte superior del lecho. Los promedios de estas determinaciones se presentan en la Tabla 4.10. La relación SSV/SST aumentó desde 0.59 en el arranque hasta 0.65 al finalizar el trabajo experimental. Con base en estos datos y los valores de COV se pueden determinar las cargas máxicas aplicadas que fueron en promedio de 1.59, 1.90, 1.52 y 1.10 kgDQO·kg SSV⁻¹·d⁻¹ para las fases 1, 2, 3 y 4, respectivamente. Los promedios de las velocidades ascendentes en el reactor fueron de 0.18 m·h⁻¹ durante el arranque, de 0.23, 0.21 y 0.15 m·h⁻¹ durante las fases 2, 3 y 4, respectivamente.

Debido a la gran cantidad de SST en el agua residual se trabajó con velocidades relativamente bajas y se dejó un volumen de agua sobre el lecho de alrededor de 7 L. En esta zona de agua en el UASB se realizaba un proceso de sedimentación y retención de flóculos pequeños que se arrastraban por el efluente. Se observó que en dos terceras partes del volumen de esta zona los flóculos se concentraban y formaban un lecho floculento con un volumen aproximado de 5 L. De esta zona precisamente se realizaba una extracción periódica de los sólidos acumulados. Las cantidades de sólidos extraídas se resumen en la Tabla 4.10. El criterio para la frecuencia de extracción fue mantener el volumen del lecho floculento alrededor de 5 L. De esta manera durante los primeros 90 días se extraían 1.5 L tres veces por semana, en los siguientes 30 días se extraía 1L dos veces por semana, durante la Fase 3 del experimento se extraía 1 L dos veces por semana y durante la Fase 4 otra vez 1 L tres veces por semana.

Las observaciones del nivel del lecho granular durante la experimentación indicaron un incremento de la profundidad de aproximadamente 4 cm durante los primeros 90 días, de 1 cm durante los siguientes 30 días. El incremento fue de 3 cm durante la Fase 3 y de 2 cm durante la fase 4 del experimento.

Tabla 4. 10 Balance de sólidos en el reactor UASB.

Parámetro	Arranque	Día 90	Día 120	Día 166	Día 224
V lodo granular, L	7.1	7.5	7.6	7.9	8.1
SST lecho, mg·L ⁻¹	37,250	62,980	65,254	71,805	73,302
SSV lecho, mg·L ⁻¹	21,810	39,350	41,077	46,577	47,283
SST lecho, g	264	472	496	567	594
SSV lecho, g	155	295	312	368	383
SSV/SST	0.59	0.62	0.63	0.65	0.65
SST del influente, g		3,981	1,057	1,126	2,150
SSV del influente, g		3,549	897	995	1,933
SSF del influente, g		432	160	131	217
V zona agua en UASB, L	7.9	7.5	7.4	7.1	6.9
V zona agua con alta concentración de sólidos, L	0	5	5	5	5
SST zona agua, mg·L ⁻¹		37,100	36,200	38,400	36,940
SSV zona agua, mg·L ⁻¹		29,800	29,688	30,230	30,554
SSF zona agua, mg·L ⁻¹		7,300	6,512	8,170	6,386
SST zona de agua, g		186	181	192	185
SSV zona de agua, g		149	148	151	153
SSF zona de agua, g		37	33	41	32
SST extraídos de la zona de sedimentación, g		2,170	471	461	887
SSV extraídos de la zona de sedimentación, g		1,743	386	363	733
SSF extraídos de la zona de sedimentación, g		427	85	98	153
SST extraídos del lecho, g		6.3	6.5	7.2	7.3
SSV extraídos del lecho, g		3.9	4.1	4.7	4.7
SSV incremento, g		1,083	344	487	823
Crecimiento específico, gSSV · gDQO removida ⁻¹		0.048	0.045	0.036	0.042

Es difícil distinguir entre la fracción del incremento de la cantidad de sólidos en el reactor debida al crecimiento de la biomasa y la fracción debida a la acumulación de sólidos suspendidos provenientes del agua residual. Sin embargo, con base en la remoción de sólidos suspendidos, determinada en el reactor UASB, se realizó un balance de masa (Tabla 4.10) para cuantificar los sólidos acumulados en el lecho y los incrementos de los SSV. En el cálculo del incremento se supuso que 20% de los SSV provenientes del agua residual se hidrolizan y degradan en el reactor. El incremento de los SSV se relacionó con la DQO

removida durante los períodos entre las determinaciones de la concentración en el lecho granular que en los últimos dos casos corresponden a la Fase 3 y 4 del trabajo experimental. El crecimiento específico se determinó de $0.04 \text{ kgSSV} \cdot \text{kgDQO}^{-1}$ removida.

4.3 Desempeño del reactor LAAI

4.3.1 Remoción de materia orgánica en el reactor LAAI

El efluente del reactor UASB se utilizó para la alimentación del reactor de LAAI con un caudal de $12 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ el cual se mantuvo constante durante todo el trabajo experimental, siendo el TRH de 33 h. El patrón de aireación/no aireación del reactor fue de 50/50 min y también se mantuvo constante durante el estudio. La carga orgánica y de nitrógeno dependía de la DQO y de la concentración del nitrógeno en el efluente del reactor UASB por lo cual presentó variaciones. El estudio del sistema LAAI consistió de varias fases experimentales (Tabla 3.2). La biomasa para la inoculación del reactor LAAI se obtuvo del reactor biológico de la planta de tratamiento de aguas residuales del IMTA, ajustando la concentración de SSVLM a $2,500 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Durante la primera fase (18 días) se realizó el ajuste de la operación del reactor y aclimatación de la biomasa al sustrato presente en el efluente del UASB. Durante la segunda fase se evaluó el desempeño del sistema aplicando cargas orgánicas relativamente altas (duración de 51 días). En las siguientes fases se evaluó el efecto de adicionar al reactor una fuente de carbono fácilmente degradable (Fase 3, duración de 46 días), de utilizar agua residual cruda para incrementar el carbono en el reactor (Fase 4, duración de 43 días) y de aplicar altas cargas de nitrógeno (Fase 5, duración de 63 días).

Las variaciones de las cargas orgánicas volumétricas (COV) y másicas (F/M) durante la experimentación se presentan en las Figuras 4.14 y 4.15. En la Figura 4.16 se presentan los resultados del seguimiento de la DQO en el influente y en el efluente del reactor LAAI, así como de la remoción de DQO durante el experimento. Se observa una variación muy grande de los valores de DQO en el influente al reactor entre los días 18 y 160 desde el arranque, desde 430 y $2,200 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Esta variación causó variaciones de la carga orgánica volumétrica en un amplio intervalo de 0.3 a $1.65 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ durante el período mencionado. Sin embargo, el aumento de la cantidad de la biomasa en el reactor (a partir del día 54) disminuyó la variación de la carga orgánica másica. Como se puede observar en la Figura 4.16, la remoción de DQO durante el período de arranque (Fase 1) alcanzó solo 72%. Después, durante la Fase 2 (día 19-70), se presentaban variaciones desde 54 hasta 81%. A partir del día 71 empezó la Fase experimental 3 durante la cual al reactor se le adicionaba azúcar, equivalente a $1,000 \text{ mgDQO} \cdot \text{d}^{-1}$, lo cual representaba un incremento de la DQO del influente en unos $83 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. La adición de azúcar provocó un aumento de la biomasa en el reactor y disminución de la carga másica. El proceso se estabilizó y las remociones de DQO estuvieron entre 82 y 99%. La DQO en el efluente alcanzó valores entre 12 y $201 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

Durante la siguiente Fase experimental 4 (día 118-161), se sustituyó la cantidad de DQO proveniente del azúcar por la misma cantidad pero proveniente del agua residual cruda. La cantidad de biomasa se mantenía similar a la que se tenía en la fase anterior, también fue similar la carga orgánica másica. La remoción de DQO disminuyó ligeramente, pero la DQO en el efluente se mantuvo por debajo de $280 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

Durante la Fase 5 (día 162 a 224) se evaluó otra vez la remoción de DQO alimentando solo el efluente del reactor UASB. La carga orgánica másica fue similar a la aplicada en las dos fases anteriores. En esta fase no hubo tanta variación de la DQO en el influente, pero la

carga de nitrógeno fue mucho mayor comparada con las aplicadas anteriormente. La remoción de la DQO se conservó al nivel alcanzado. En la Figura 4.17 se presenta la variación de la DQO removida y en la Figura 4.18 las tasas específicas de remoción de la DQO durante la experimentación. En la Tabla 4.11 se presentan los promedios de los parámetros para cada una de las fases experimentales.

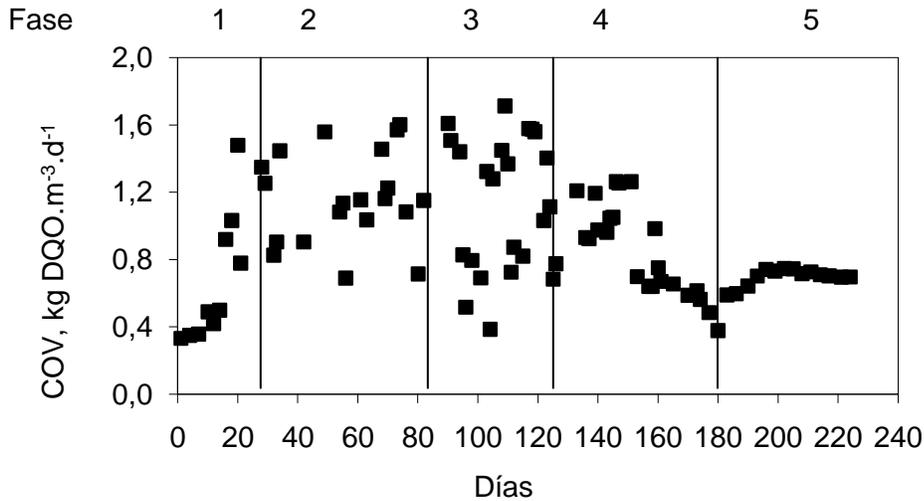


Figura 4. 14 Variación de la carga orgánica volumétrica (COV) en el reactor de LAEI.

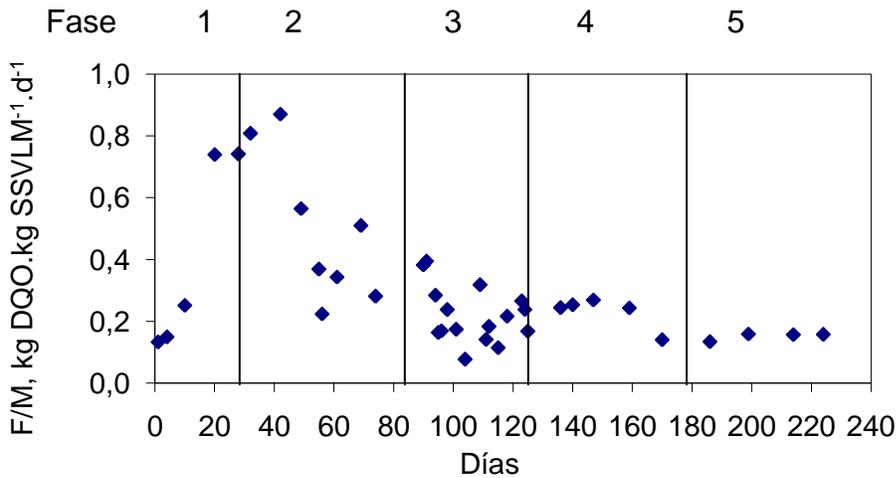


Figura 4. 15 Carga orgánica másica (F/M) en el reactor de LAEI.

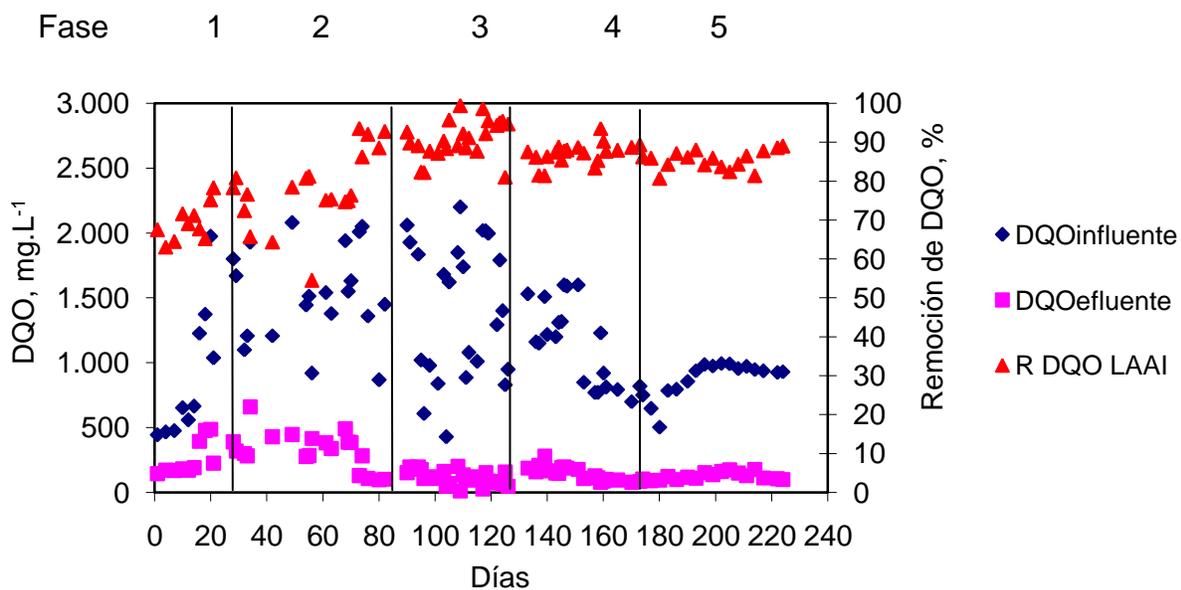


Figura 4. 16 Materia orgánica medida como DQO en el influente y efluente del reactor LAAI, y sus remociones.

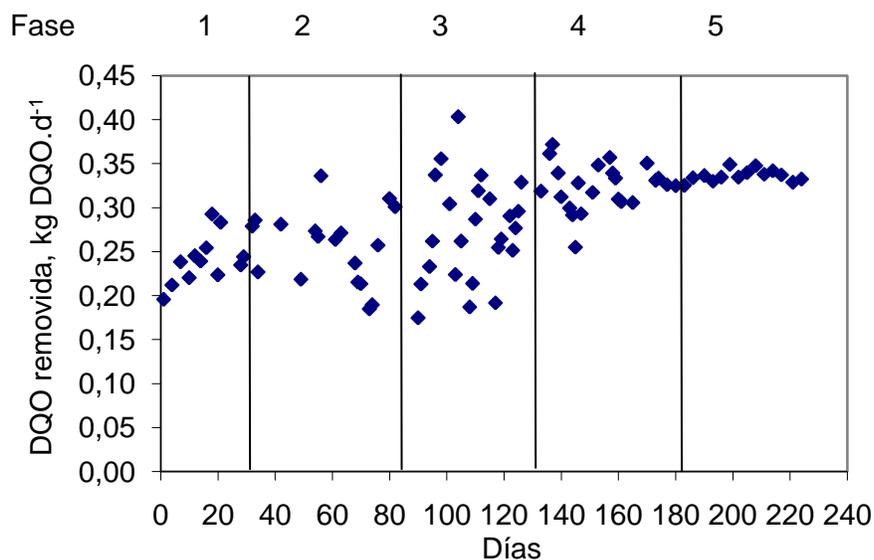


Figura 4. 17 Remoción de la materia orgánica medida como DQO en el reactor LAAI.

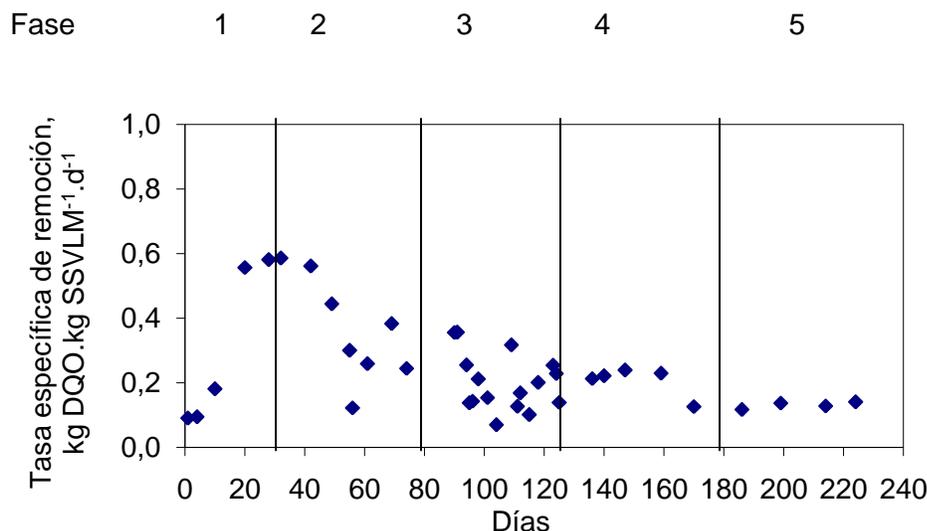


Figura 4. 18 Tasa específica de la remoción de la materia orgánica medida como DQO en el reactor LAAL.

Tabla 4. 11 Resumen de los promedios de la remoción de la materia orgánica medida como DQO obtenidos en el reactor LAAL durante las diferentes fases experimentales.

Parámetro	Fase 1. Arranque Día 1 a 18	Fase 2. Alimentación con el efluente del UASB Día 19 a 70	Fase 3. Efluente de UASB y adición de azúcar Día 71 a 117	Fase 4. Efluente de UASB y agua residual cruda Día 118 a 161	Fase 5. Alimentación con el efluente del UASB Día 162 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
COV	0.55 ± 0.27	1.14 ± 0.26	1.09 ± 0.46	0.99 ± 0.33	0.65 ± 0.10
F/M	0.18 ± 0.06	0.58 ± 0.23	0.23 ± 0.10	0.26 ± 0.02	0.23 ± 0.01
DQO _i , mg·L ⁻¹	733 ± 362	1,525 ± 350	1,432 ± 541	1,284 ± 370	860 ± 134
Tasa de remoción de DQO	0.12 ± 0.05	0.42 ± 0.17	0.20 ± 0.10	0.23 ± 0.02	0.20 ± 0.01
DQO _e , mg·L ⁻¹	238 ± 125	383 ± 105	126 ± 62	140 ± 56	121 ± 29
R _{DQO} , %	67.5 ± 3.1	74.9 ± 6.9	91.2 ± 6.9	89.1 ± 4.3	86.0 ± 2.5
DQO _{removida} , g/d	5.94 ± 2.88	13.71 ± 3.59	16.01 ± 7.00	14.18 ± 5.06	8.98 ± 1.35

Notas: Prom. - Valor promedio; COV en kgDQO·m⁻³·d⁻¹; F/M en kg DQO·kg SSV⁻¹·d⁻¹, tasa de remoción de la materia orgánica medida como DQO en kg DQO·kg SSV⁻¹·d⁻¹; i.- influente; e.-efluente; R.- remoción; TRH.- tiempo de residencia hidráulica; COV.- carga orgánica volumétrica; DQO.- valor de la materia orgánica medida como DQO.



Como se puede observar en la Tabla 4.11, durante la Fase 2 se obtuvieron cantidades de DQO removida relativamente altas, a pesar de la baja eficiencia de remoción (promedio de 74.9%). La remoción de DQO fue evidentemente mejor durante la Fase 3 obteniéndose un promedio de 91.2%. A pesar de la gran cantidad de materia orgánica medida como DQO removida diariamente, la tasa de remoción durante la Fase 3 bajó debido al intenso crecimiento de la biomasa (tabla 4.16), la cual prácticamente se duplicó comparada con la cantidad que se tenía en el reactor en la Fase 2.

Durante la Fase 4, cuando se sustituyó la cantidad de azúcar adicionada al reactor (Fase 3) por agua residual cruda con una cantidad equivalente de DQO, la remoción promedio de DQO fue solo 2% menor que la determinada en la fase anterior. Las cantidades y tasas de remoción de DQO obtenidas durante esta fase indican un buen desempeño del reactor LAAl.

Durante la última fase experimental, Fase 5, se evaluó la remoción de DQO alimentando sólo el efluente del reactor UASB, pero en esta ocasión el agua residual contenía cargas de NT casi dos veces mayores comparadas con las determinadas durante la Fase 2.

La F/M promedio fue similar a la aplicada en las Fases 3 y 4, pero casi dos veces menor comparada con la aplicada en la Fase 2. La remoción promedio de DQO durante la Fase 5 fue 3% menor que la obtenida en la Fase 4, pero 11% mayor que la determinada en la Fase 2.

Fases 3, 4 y 5. Los resultados indicaron que el sistema LAAl presentó una buena capacidad. La tasa de remoción de DQO determinada en la Fase 5 fue muy similar a las tasas promedio determinadas en las Fases 3 y 4. Los promedios de la DQO en el efluente fueron muy similares durante las fases 3,4 y 5 y la alta carga de nitrógeno en el agua residual durante la Fase 5 no perjudicó la tasa de remoción de la DQO.

La variación de la COV y la F/M en todas las fases dependió de la cantidad de DQO obtenida en el efluente del reactor UASB. Sin embargo, los resultados indicaron que el sistema LAAl presentó buena capacidad para la remoción de la materia orgánica presente en dicho efluente.

4.3.2 Remoción de nitrógeno en el reactor LAAl

En la Figura 4.19 se presenta la variación y la remoción del nitrógeno amoniacal en el reactor LAAl, en la Figura 4.20 se presentan las variaciones de las concentraciones del NT y en la Figura 4.21 la variación de los nitratos y los nitritos en el efluente del reactor LAAl.

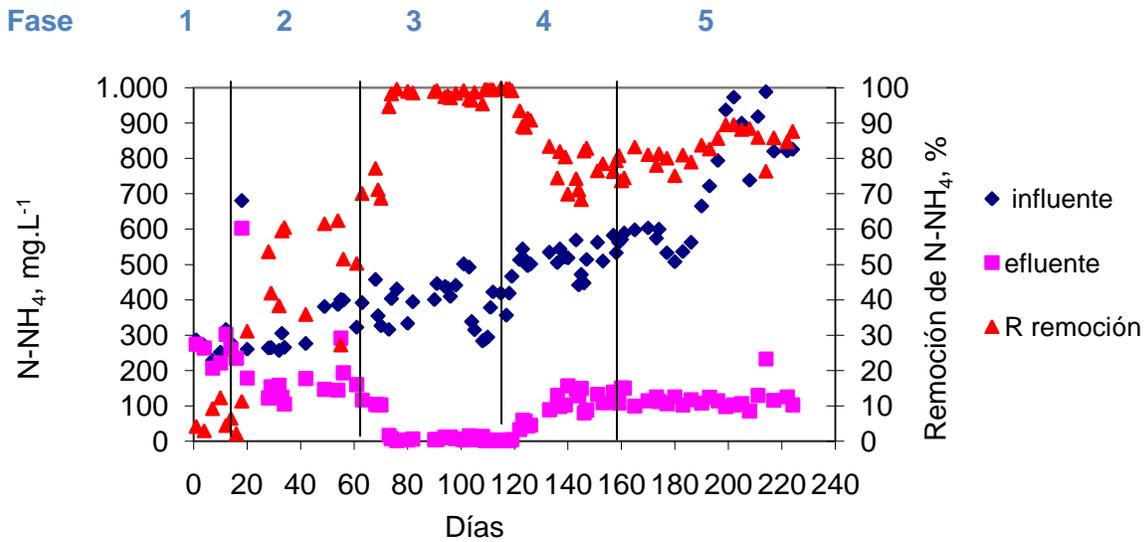


Figura 4. 19 Concentración del N-NH₄⁺ en el influente y en el efluente del reactor LAAl, y remociones del N-NH₄.

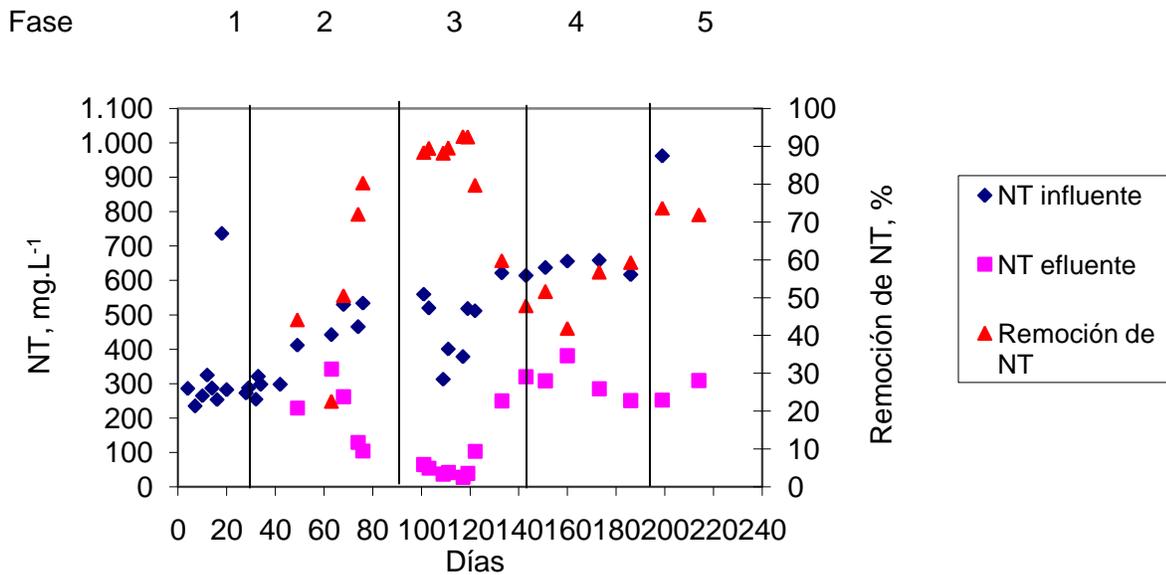


Figura 4. 20 Concentración del NT en el influente y en el efluente del reactor LAAl, y remociones del NT.

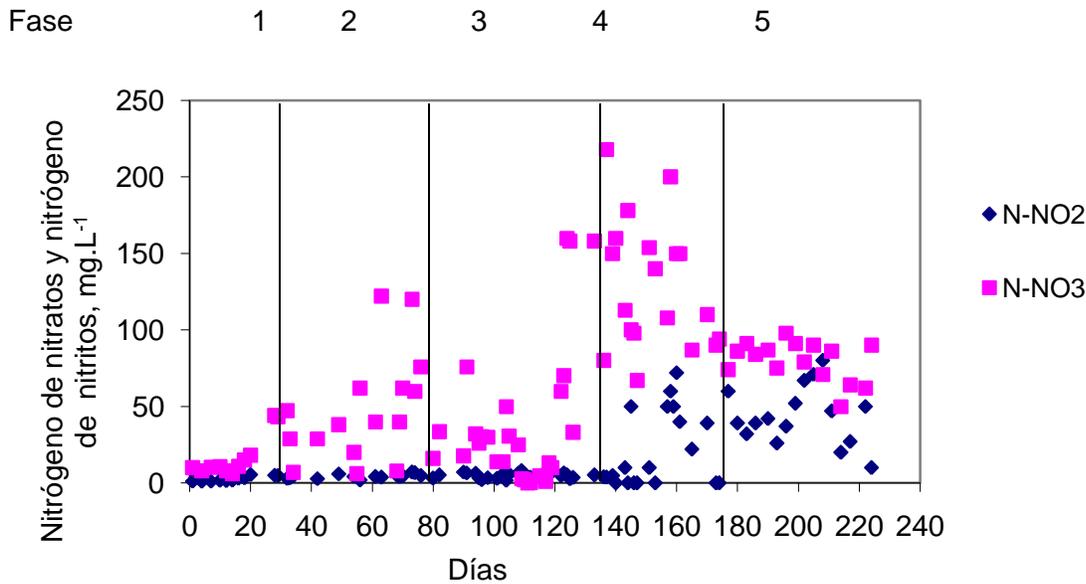


Figura 4. 21 Concentración de nitrógeno de nitratos y nitrógeno de nitritos en el efluente del reactor LAAL.

Como se observa en la Figura 4.19, en la etapa de arranque (durante los primeros 18 días de operación) prácticamente no había remoción de $N-NH_4^+$. Posteriormente, hasta el día 30, hubo un incremento en la remoción, pero con una variación muy grande entre 30 y 60%. La remoción se incrementó hasta 70% el día 63 desde el arranque. En la Figura 4.21 se observa que durante este período, los nitratos en el efluente aumentaron. Por lo anterior la remoción del NT durante la Fase 2 alcanzó solo 50%.

La adición de azúcar durante la Fase 3 provocó un incremento significativo en la remoción del nitrógeno, tanto del $N-NH_4^+$, como del NT. Los nitratos en el efluente empezaron a disminuir alcanzando valores menores a $5\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ durante los últimos días de esta fase experimental. La remoción del NT alcanzó 90% y la de $N-NH_4^+$ de 99%. El NT en el efluente alcanzó una concentración de $65\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ el día 101 desde el arranque y durante el período días 109 a 119 permaneció menor de $42\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. De esta cantidad el nitrógeno amoniacal fue de 1 a $2\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, el nitrógeno de nitratos y nitritos fue de 3 a $11\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

En la Fase 4 se sustituyó la cantidad de DQO adicionada, debida al azúcar, por la misma cantidad de DQO pero contenida en un volumen determinado de agua residual cruda. En las Figuras 4.19, 4.20 y 4.21 se observa como disminuyó la remoción del $N-NH_4^+$ y NT y como aumentaron sustancialmente las concentraciones de los nitratos en el efluente. Esto indica que además de la nitrificación el proceso de desnitrificación también se perjudicó en esta fase. Cabe mencionar que durante esta Fase 4 aumentó la concentración del nitrógeno en el influente al reactor biológico. Este aumento continuó más fuerte durante la Fase 5. En esta última fase el reactor de LAAL se estaba alimentado solo con el efluente del reactor UASB, sin aditivos. La remoción del $N-NH_4^+$ se mantuvo similar a la obtenida en la fase anterior y después aumentó variando entre 76 y 89%. En la Fase 5 disminuyeron los nitratos y aumentaron los nitritos en el reactor. La desnitrificación no era suficiente y la remoción más alta de NT fue de 74%, obteniéndose concentraciones altas de NT en el efluente.

En la Figura 4.22 se presenta la variación de la carga de N en el reactor LAAl. Se observa que durante la Fase 5 la carga de N fue casi dos veces mayor que en el resto de la experimentación.

En la Figura 4.23 se presenta la cantidad diaria de N removido diariamente en el reactor LAAl. Se observa que durante la Fase 1 la cantidad removida de N-NH_4^+ fue muy baja y que durante la Fase 2 aumentó paulatinamente. Durante la Fase 3, al adicionar azúcar como fuente de carbono, aumenta la cantidad removida de N-NH_4^+ y de NT. En la siguiente Fase 4 la cantidad removida de N-NH_4^+ se mantuvo, pero disminuyó la cantidad de NT removido. Durante la Fase 5, cuando se presentó la alta carga de nitrógeno, se observa que aumentaron las cantidades de N removido.

En la Figura 4.24 se presenta la tasa de remoción de N obtenida en el reactor LAAl. Se observa un aumento de la tasa de remoción durante la Fase 2, el cual sigue en la Fase 3. En la Fase 4 aumenta la tasa de remoción de N-NH_4^+ , pero no aumenta la tasa de remoción del NT. Durante la última fase experimental se observa un incremento de la tasa de remoción de N-NH_4^+ y NT.

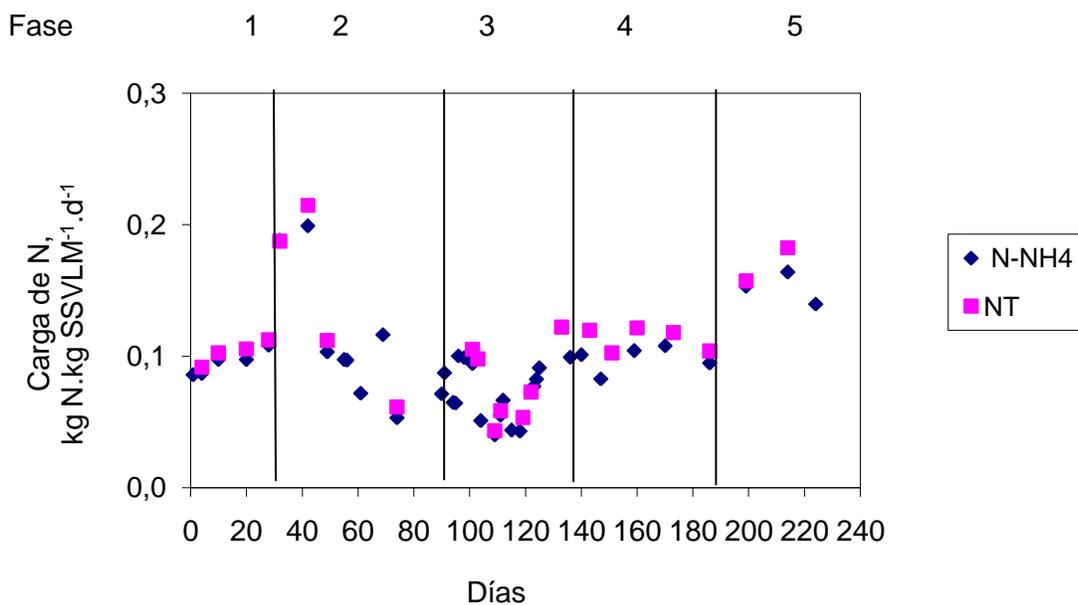


Figura 4. 22 Cargas de N aplicadas al reactor LAAl.

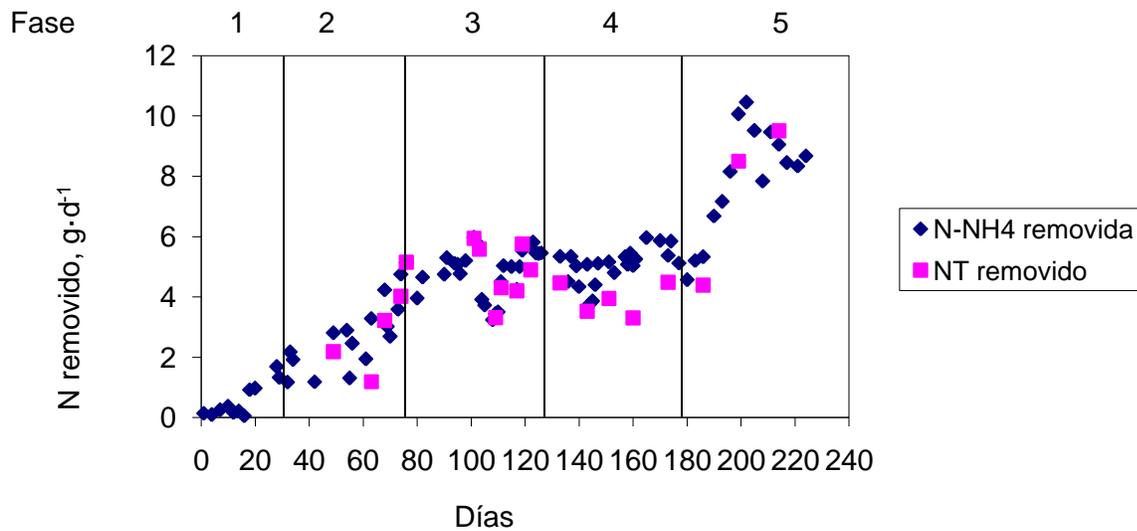


Figura 4. 23 Nitrógeno removido en el reactor LAAl.

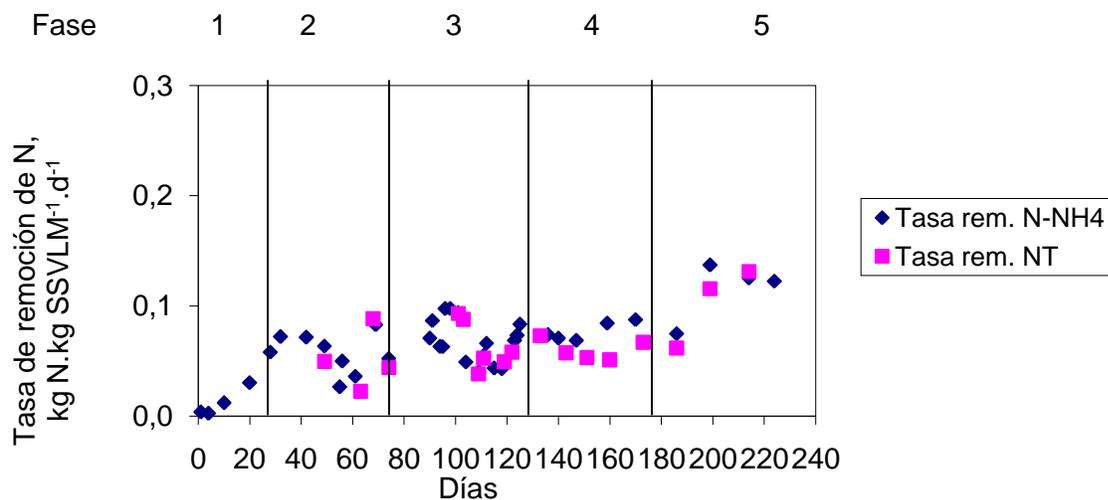


Figura 4. 24 Tasas de remoción de N obtenidas en el reactor LAAl.

En la Tabla 4.12 se presentan los promedios de las concentraciones de las diferentes formas de nitrógeno en el influente y en el efluente del reactor LAAl, y de las remociones obtenidas en cada fase experimental. El promedio del $N-NH_4^+$ representaba 90-95% del promedio del NT durante las diferentes fases experimentales. Los promedios de la carga orgánica másica y de NT fueron relativamente altas durante la Fase 2. Durante esta fase se determinó el promedio más alto de la relación DQO/NT, sin embargo la cantidad de la biomasa en el reactor fue casi dos veces menor comparada con la que se logró mantener durante las siguientes tres fases. Durante la Fase 2 no se logró una buena remoción del $N-NH_4^+$ y de NT (promedios de 55 y 18%, respectivamente), pero las tasas de remoción promedio se determinaron de $0.05 \text{ kgN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, dentro del intervalo de $0.03\text{-}0.08 \text{ kg N}\cdot\text{kg SSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ reportado por otros autores (Wiesmann, 1994). La tasa de desnitrificación promedio se calculó de $0.04 \text{ kgN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$.

Durante la Fase 3, la carga orgánica másica fue casi dos veces menor comparada con la carga de la Fase 2, lo cual se debe al aumento de la cantidad de la biomasa ya que la COV fue inclusive mayor que la COV aplicada durante la fase anterior. La relación DQO/NT durante la Fase 3 fue de 3.9, en un 19% menor que el promedio determinado en la fase anterior. A pesar de esto se obtuvo una remoción promedio de N-NH_4^+ de 98% y una remoción promedio de NT de 85%. El promedio de la tasa de remoción de N-NH_4^+ fue de $0.07 \text{ kgN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, en un 25% mayor que la determinada para la Fase 3. También mayor (en un 19%) fue el promedio de la tasa de remoción del NT. Los promedios de los nitratos y de los nitritos en el efluente del reactor fueron similares a las determinadas en la fase anterior. Esto significa que aumentaron tanto las tasas de nitrificación, como de desnitrificación. La tasa de desnitrificación para la Fase 3 se calculó de $0.06 \text{ kgN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, en un 50% mayor que la determinada para la Fase 2.

Durante la Fase 4 la carga orgánica volumétrica y másica fueron similares a las aplicadas en la Fase 3, sin embargo el promedio de la carga de N fue 41% mayor comparada con la aplicada en la Fase 3 y el promedio de DQO/NT disminuyó 34%. La tasa promedio de remoción de N-NH_4^+ fue de $0.08 \text{ kgN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, 16% mayor que en la Fase 3, pero la tasa de remoción del NT disminuyó 6% y aumentaron las concentraciones de nitratos y nitritos en el efluente del reactor. Es decir durante la fase 4 la nitrificación fue mejorando, pero disminuyó el rendimiento de la desnitrificación, la tasa de desnitrificación se calculó de $0.03 \text{ kgN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, dos veces menor que la determinada en la Fase 3. La disminución de la tasa de desnitrificación se puede atribuir a la disminución de la cantidad de materia orgánica biodegradable necesaria para el desarrollo y el metabolismo de las bacterias desnitrificantes.

Durante la Fase 5 las cargas orgánicas fueron ligeramente menores comparadas con las aplicadas en las anteriores dos fases, sin embargo el promedio de la carga de NT fue más de dos veces mayor. Esto provocó la disminución de la relación DQO/NT a 1.1. Los promedios de las remociones de N-NH_4^+ y NT fueron de 84 y 67%, respectivamente. Las tasas de remoción de N-NH_4^+ y de NT se duplicaron comparadas con las tasas promedio en la Fase 4. La cantidad promedio de nitratos y nitritos se mantuvieron altas en el efluente. Llamó la atención el aumento de la concentración de nitritos (promedio casi al doble comparado con el determinado en la Fase 4) y la disminución de la concentración de nitratos (en 34%). La tasa de desnitrificación se calculó de $0.11 \text{ kgN}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, más de tres veces mayor que la determinada en la Fase 4 y casi dos veces mayor que la determinada en la Fase 3. La remoción de nitrógeno obtenida durante la Fase 5 no fue suficiente para alcanzar la concentración de NT requerida para descargas de aguas residuales a cuerpos receptores, sin embargo, se demostró que el proceso LAAl permite obtener altas tasas de remoción del NT trabajando inclusive con relaciones DQO/NT bajas, de 1.1. Cabe mencionar que durante la Fase 5 se trabajó con cargas de NT inusuales para las descargas de aguas residuales de rastros, las cuales se presentan solo cuando no se realiza adecuadamente la recuperación de sangre en los rastros. Se observó que el desarrollo de la biomasa adecuada para realizar el proceso es muy lento, se necesitan más de 120 días, y que la adición de una fuente de carbono puede acelerar este desarrollo.

4.3.3 Remoción de fósforo en el reactor LAAl

En la Figura 4.25 se presenta la variación de la concentración del Fósforo Total (FT) en el influente y en el efluente del reactor LAAl, así como las remociones de FT obtenidas durante el trabajo experimental. Se observa que las concentraciones del FT en el influente variaron entre 38 y $56 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, mientras que las concentraciones en el efluente, variaron desde 4 hasta

18 mg·L⁻¹. Las Remociones del Fósforo (FR) variaron entre 62 y 93%. Los promedios por fase experimental se resumen en la Tabla 4.13. No se midió el FT durante la primera fase del arranque. Se observa que el promedio del FT en el efluente fue menor de 15 mg·L⁻¹ durante las restantes cuatro fases experimentales. La mayor remoción del FT se obtuvo durante la tercera fase experimental, lo cual se puede atribuir al crecimiento más intenso de la biomasa que fue causado por la adición de azúcar durante esta fase.

Tabla 4. 12 Promedios de las concentraciones de las diferentes formas de nitrógeno en el influente y en el efluente del reactor LAAl, y de las remociones obtenidas.

Pará-metro	Fase 1. Arranque Día 1 a 18	Fase 2. Alimentación con el efluente del UASB Día 19 a 70	Fase 3. Efluente de UASB y adición de azúcar Día 71a117	Fase 4. Efluente de UASB y agua residual cruda Día 118-161	Fase 5. Alimentación con el efluente del UASB Día 162a224
	Prom.	Prom	Prom.	Prom.	Prom.
COV	0.55±0.27	1.14±0.26	1.09±0.46	0.99±0.33	0.65±0.10
F/M	0.18±0.06	0.58±0.23	0.23±0.10	0.26±0.02	0.23±0.01
Carga de N-NH ₄ ⁺	0.090±0.006	0.120±0.044	0.069±0.021	0.095±0.031	0.203±0.026
Carga de NT	0.097±0.008	0.147±0.051	0.073±0.027	0.103±0.034	0.220±0.033
DQO/ N- NH ₄ ⁺	2.41±1.15	4.87±1.47	3.97±1.86	2.69±0.90	1.20±0.15
DQO/ NT	2.41±1.11	4.83±1.47	3.94±1.99	2.59±0.83	1.10±0.20
N-NH ₄ / NT	0.954±0.018	0.924±0.041	0.902±0.052	0.906±0.053	0.913±0.044
N-NH ₄ i, mg·L ⁻¹	319±149	331±65	388±64	517±45	731±162
N-NH ₄ e, mg·L ⁻¹	296±128	149±48	6±5	96±47	117±30
R _{N-NH₄} , %	7.3±3.9	55.2±15.2	98.4±1.4	81.4±8.8	83.9±4.3
NTi, mg·L ⁻¹	341±176	340±90	453±92	593±62	835±235
NTe, mg·L ⁻¹	-	278±58	66±38	234±134	274±28
R _{NT} , %	-	18.2±14.6	85.4±7.12	60.6±19.7	67.1±8.6
N-NH ₄ ⁺ removido, g·d ⁻¹	0.28±0.28	2.19±0.9	4.62±0.8	5.1±0.5	7.3±1.9
NT _{removido} , g·d ⁻¹	-	2.20±1.01	4.64±0.94	4.31±0.92	6.72±2.67
Tasa de rem. N-NH ₄ ⁺	0.006±0.005	0.055±0.020	0.068±0.68	0.079±0.026	0.168±0.025
Tasa de rem. NT	-	0.053±0.033	0.063±0.025	0.059± 0.012	0.145±0.039
N-NO ₂ e, mg·L ⁻¹	1.8±0.9	4.2±1.1	4.8±2.1	16.5± 22.7	38.0±22.0
N-NO ₃ e, mg·L ⁻¹	9.8±2.7	38.4±28.4	30.1±30.3	124.8± 63.8	82.9±13.8

Notas: Prom. - Valor promedio; COV en kg DQO·m⁻³·d⁻¹; F/M en kg DQO·kg SSV⁻¹·d⁻¹, Carga de N y Tasa de remoción de N en kg N·kg SSV⁻¹·d⁻¹, i.- influente; e.- efluente; R.- remoción; N-NO₂⁻- nitrógeno de nitritos; N-NO₃⁻- nitrógeno de nitratos, N-NH₄⁺-nitrógeno de nitrógeno amoniacal.

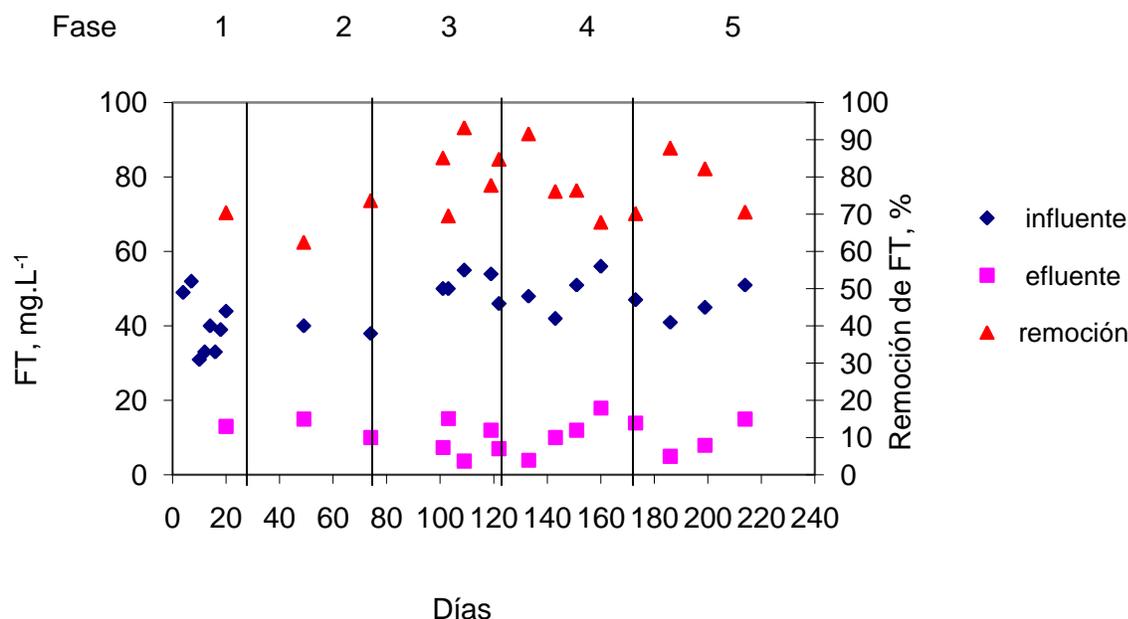


Figura 4. 25 Concentración del FT en el influente y en el efluente del reactor LAAI, y sus remociones.

Tabla 4. 13 Resumen de los promedios del fósforo total y su remoción en el reactor LAAI durante las diferentes fases experimentales.

Parámetro	Fase 1. Arranque Día 1 a 18	Fase 2. Alimentación con el efluente del UASB Día 19 a 70	Fase 3. Efluente de UASB y adición de azúcar Día 71 a 117	Fase 4. Efluente de UASB y agua residual cruda Día 118 a 161	Fase 5. Alimentación con el efluente del UASB Día 162 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
FTi, mg·L ⁻¹	39.6 ± 8.2	42.0±2.8	48.2±7.2	49.5±5.2	46.0±4.2
FTe, mg·L ⁻¹	-	14.0±1.4	9.08±4.8	10.5±4.8	10.5±4.8
R _{FT} , %	-	66.7±5.6	81.2±10.8	78.8±8.2	77.2±8.7

Notas: Prom. - Valor promedio.

4.3.4 Remoción de SST y SSV en el reactor LAAI

La variación de los SST y SSV en el influente y en efluente del reactor LAAI se presenta en las Figuras 4.26 y 4.27. Se observa que durante la Fase1 y otros 20 días de la Fase 2 hubo arrastre de sólidos con el efluente debido a fenómenos de flotación de la biomasa en la zona de sedimentación. Se elevó el nivel del baffle para disminuir la cantidad de lodo en el

sedimentador secundario. A partir del día 55 desde el arranque el lodo secundario acumulado en el sedimentador ya no presentaba estos problemas y la remoción de sólidos suspendidos aumentó a más de 90%. Los promedios de los sólidos suspendidos y su remoción se presentan en la Tabla 4.14 donde se puede observar que las cantidades de SST y SSV en el influente al reactor LAAl fueron muy altas. El promedio más bajo, de $458 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ se determinó durante la Fase 4. Los promedios de los SST y SSV fueron muy similares durante las Fases 2 y 3. Durante la última Fase experimental 5, además de una alta carga de N, se presentó una alta concentración de sólidos suspendidos en el influente. Los promedios de la relación SSV/SST en el influente fueron de 0.87, 0.84, 0.89, 0.87 y 0.80 para las fases 1, 2, 3, 4 y 5, respectivamente. Altas remociones de SST y SSV se obtuvieron durante las últimas tres fases experimentales (promedios por fase entre 93 y 95%). La relación de SSV/SST en el efluente fue muy variable: 0.68, 0.81, 0.91, 0.76 y 0.80 para las fases 1, 2, 3, 4 y 5, respectivamente. Las concentraciones promedio de los SST en el efluente fueron de 45, 27 y $50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ durante las últimas tres fases experimentales. Las altas concentraciones de SSV en el influente al reactor y las altas remociones de SSV que se obtuvieron indican que en el lodo secundario hay una fracción alta de SV que provienen del agua efluente del UASB y no necesariamente representan exceso de biomasa del proceso de LAAl.

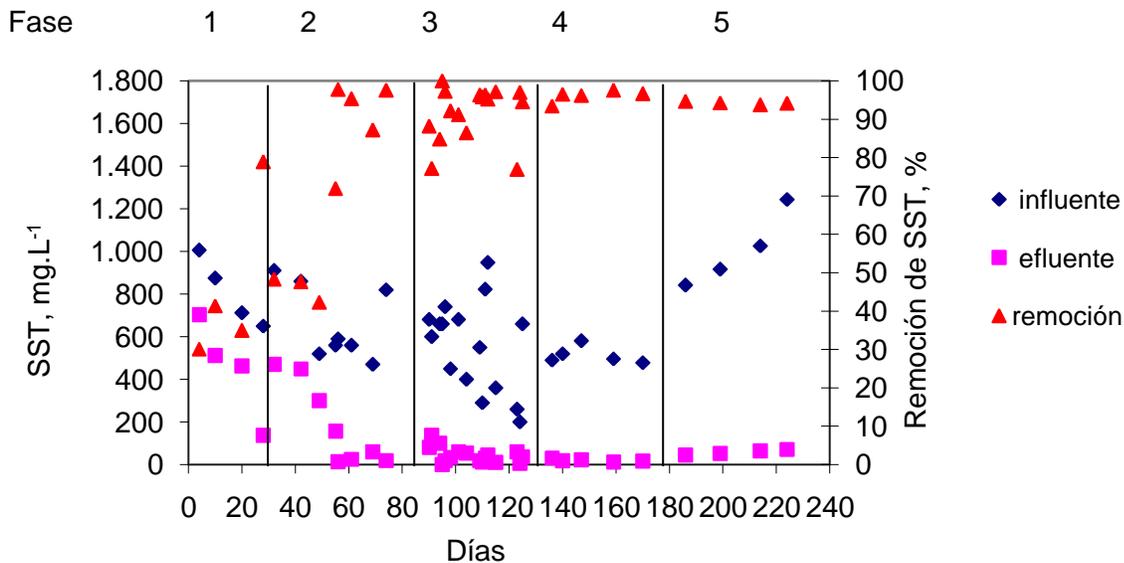


Figura 4. 26 SST en el influente y en efluente del reactor LAAl y sus remociones.

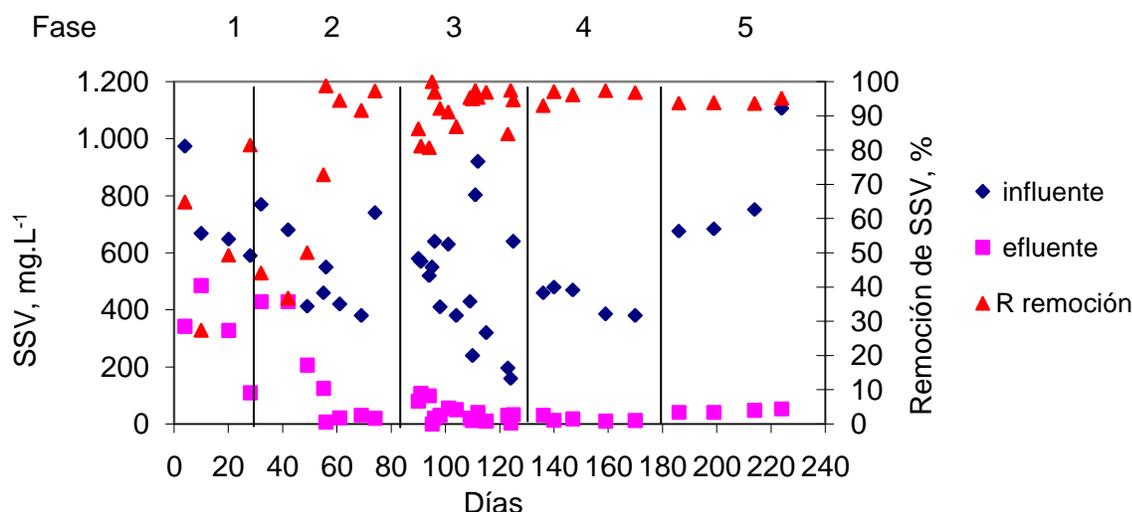


Figura 4. 27 SSV en el influente y en efluente del reactor LAAl y sus remociones .

Tabla 4. 14 Resumen de los promedios de los SST y SSV y de su remoción en el reactor LAAl durante las diferentes fases experimentales.

Parámetro	Fase 1. Arranque Día 1 a 18	Fase 2. Alimentación con el efluente del UASB Día 19 a 70	Fase 3. Efluente de UASB y adición de azúcar Día 71 a 117	Fase 4. Efluente de UASB y agua residual cruda Día 118 a 161	Fase 5. Alimentación con el efluente del UASB Día 162 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
SSTi, mg·L ⁻¹	940±93	648±152	619±191	458±167	901±281
SSTe, mg·L ⁻¹	608 ±135	231±193	45±39	27±18	50±22
R _{SST} , %	35.4±8.0	64.4±24.2	92.8±6.4	94.2±7.3	94.5±1.1
SSVi, mg·L ⁻¹	821±216	546±136	552±189	399±169	720±259
SSVe, mg·L ⁻¹	414±101	188±170	41±34	20±12	40±16
R _{SSV} , %	49.6±26.5	65.6±24.0	92.6±6.2	94.9±4.5	94.5±1.4

Notas: Prom. - Valor promedio; i.-influyente; e.- efluente; R.- remoción; SST.- sólidos suspendidos totales; SSV.- sólidos suspendidos volátiles.

4.3.5 Temperatura, alcalinidad, pH, oxígeno disuelto en el reactor LAAl

La temperatura a la cual se operó el reactor LAAl durante la experimentación fue de 22.8±0.5°C. En la Figura 4.28 se puede observar la variación de la temperatura y en la Tabla 19 se presenta un resumen de los promedios por fase experimental. La temperatura influye sobre la cinética de biodegradación y sobre la actividad de las bacterias nitrificantes. Las temperaturas óptimas para la actividad de las bacterias heterótrofas aerobias y para las

nitrificantes son entre 25 y 35°C (Ramalho, 1991; EPA, 1993; Randal *et al.*, 1992). La nitrificación disminuye a temperaturas mayores de 35°C. El crecimiento de las bacterias nitrificantes también depende de la temperatura. Así el coeficiente de crecimiento específico máximo μ para *Nitrosomonas* es de 0.6 d⁻¹ a una temperatura de 20°C y de 1.2 d⁻¹ a una temperatura de 30°C. Se observa que la temperatura promedio de operación del reactor está ligeramente por debajo del intervalo óptimo de la temperatura.

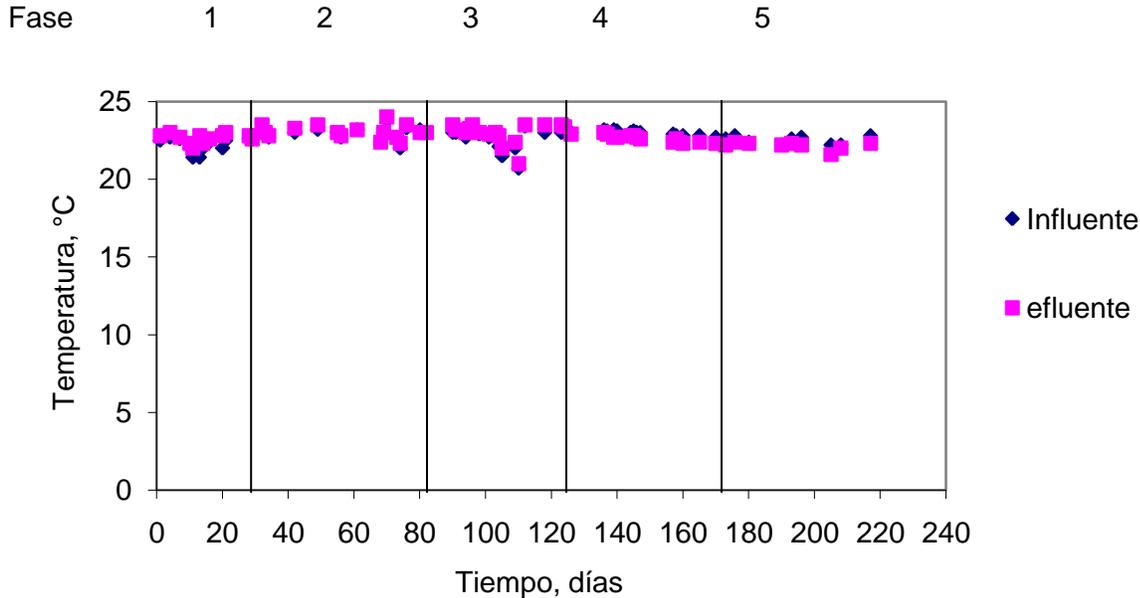


Figura 4. 28 Temperaturas durante el trabajo experimental.

La variación de la alcalinidad total y del pH en el influente y en el efluente del reactor LAAl se ilustra en las Figuras 4.29 y 4.30. Los promedios por fase experimental se resumen en la Tabla 4.15. Como se observa en la Figura 4.29, la alcalinidad del agua disminuye durante el tratamiento en el reactor LAAl. La alcalinidad del influente fue relativamente alta durante toda la experimentación y aumentó durante la última fase experimental. Se sabe que en el proceso de nitrificación se consume alcalinidad y en el proceso de desnitrificación se libera alcalinidad. Para corroborar los valores de la alcalinidad consumida obtenidos con los resultados experimentales, se realizó un balance teórico considerando la remoción de $N-NH_4^+$ obtenida en cada fase y el factor de consumo de alcalinidad 7.14 gCaCO₃/gN-NH₄⁺ (Metcalf y Eddy, 2003; Flores, 2007). Para el caso de la alcalinidad producida se asumió que todo el nitrógeno removido se transformó a N₂ vía formación de nitratos y desnitrificación considerando el factor de alcalinidad producida de 3.57 gCaCO₃/gN-NO₃ (Metcalf y Eddy, 2003). Los resultados del cálculo se presentan en la Tabla 4.15. Se observa que la alcalinidad realmente consumida fue muy similar a la alcalinidad requerida. La mayor cantidad de alcalinidad se consumió durante la última fase experimental cuando se obtuvieron las mayores cantidades de nitrógeno removido diariamente. La alcalinidad del agua efluente del UASB fue suficientemente alta para proveer la alcalinidad requerida para el proceso de nitrificación.

El pH óptimo para el proceso de lodos activados se encuentra entre 6.5 y 8.5. El pH en el influente al reactor LAAI varió entre 6.9 y 8.1, con un promedio de 7.5 para todo el período experimental. Se observó un incremento del pH en el influente durante la Fase 5, el promedio se determinó de 7.8. Los promedios por fase experimental se resumen en la Tabla 4.15. En todas las fases experimentales, excepto Fase 3, en el efluente del reactor LAAI se determinaron promedios de pH ligeramente mayores que los promedios en el influente. El promedio del pH en el efluente se determinó de 7.6 para todo el período experimental.

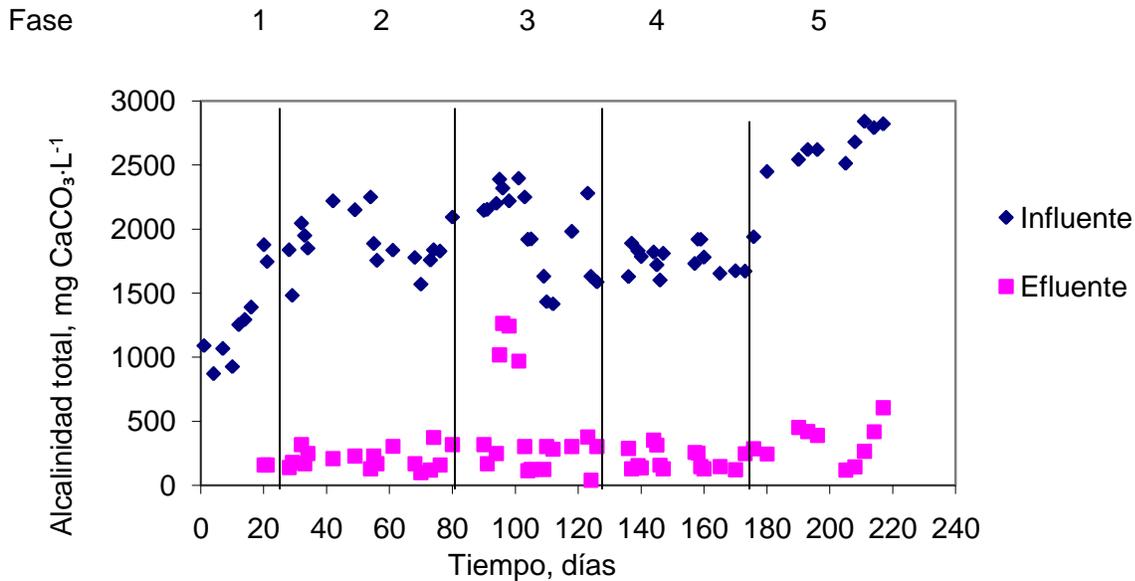


Figura 4. 29 Alcalinidad total durante el trabajo experimental.

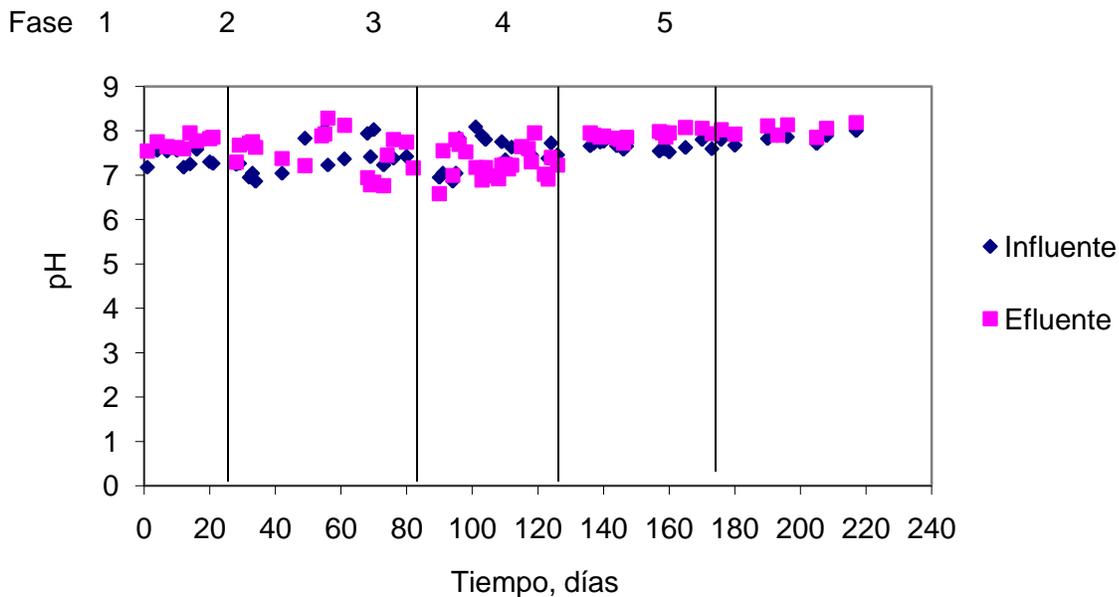


Figura 4. 30 pH durante el trabajo experimental.

Tabla 4. 15 Resumen de las temperaturas, pH, alcalinidades y OD en el reactor LAAI durante las diferentes fases experimentales.

Parámetro	Fase 1. Arranque Día 1 a 18	Fase 2. Alimentación con el efluente del UASB Día 19 a 70	Fase 3. Efluente de UASB y adición de azúcar Día 71 a 117	Fase 4. Efluente de UASB y agua residual cruda Día 118 a 161	Fase 5. Alimentación con el efluente del UASB Día 162 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
Ti, °C	22.1±0.5	22.9±0.4	22.6±0.7	23.0±0.2	22.5±0.3
Te, °C	22.6±0.3	23.0±0.4	22.9±0.6	22.8±0.4	22.2±0.2
pHi	7.4±0.2	7.4±0.4	7.4±0.4	7.6±0.1	7.8±0.1
pHe	7.7±0.1	7.6±0.5	7.3±0.4	7.7±0.3	8.0±0.1
Alcalinidad influyente.	1,127±193	1,882±217	1,995±310	1,807±174	2,370±461
Alcalinidad efluente.	-	193±62	438±406	216±100	296±151
Alcalinidad consumida	-	1,689±209	1,557±332	1,591±171	2,070±401
Alcalinidad para nitrificación.	-	1,305±548	2,722±457	3,009±318	4,302±1,146
Alcalinidad en desnitrificación.	-	655±300	1,382±279	1,283±273	2,000±794
Alcalinidad requerida	-	1,395±324	1,491±261	1,882±156	2,437±757
OD, mg·L ⁻¹	3.21±0.65	3.32±0.97	3.36± 0.71	3.34± 1.25	3.33± 0.85

Notas: Prom. - Valor promedio; DE - Desviación Estándar. La alcalinidad se presenta en mg CaCO₃/L.
OD - Oxígeno disuelto en el reactor LAAI. Los valores de OD corresponden a los ciclos de aireación. Nitrif.-nitrificación. Desnitrif.-desnitrificación.

En la Figura 4.31 se presenta la variación de las concentraciones del oxígeno disuelto (OD) en el reactor LAAI determinados durante los ciclos de aireación. Como se puede observar el OD estuvo entre 1.8 y 5.4 mg·L⁻¹, con un promedio de 3.3 mg·L⁻¹ para todo el período experimental. Los promedios por fase experimental se resumen en la Tabla 4.16 y se observa que estos fueron muy similares en todas las fases experimentales.

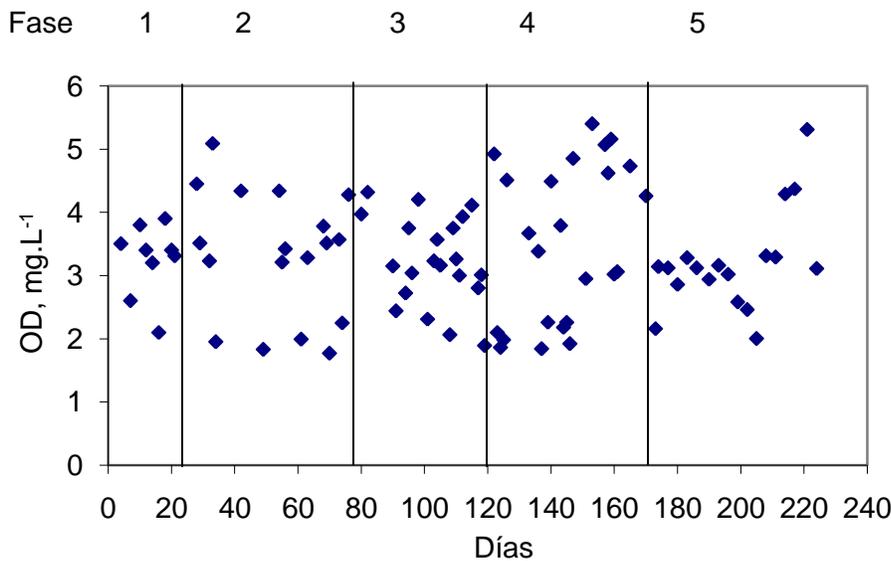


Figura 4. 31 Oxígeno disuelto (OD) en el reactor LAAl durante los ciclos de aireación.

4.3.6 Variación de los SSTLM y SSVLM en el reactor LAAl

En la Figura 4.32 se muestra la variación de los sólidos suspendidos totales del licor mezclado (SSTLM) y de los sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado (SSVLM) en el reactor LAAl durante todo el experimento. Se observa que la concentración de sólidos suspendidos aumentó significativamente durante la Fase 3. Después, la concentración de sólidos en el reactor se mantuvo al mismo nivel. Los promedios por fases experimentales se presentan en la Tabla 4.16.

Durante la Fase 1 y al inicio de la Fase 2 hubo problemas de flotación de los lodos secundarios en el sedimentador secundario, por lo cual una gran cantidad de la biomasa se arrastraba con el efluente del reactor. Por esta razón no se realizaban extracciones de lodos del sedimentador. A partir del día 55 este problema ya no se presentaba y se empezó a extraer 150 ml de lodos diariamente. Con base en la concentración de los SSV en el reactor y en la cantidad de lodo extraído se calculaba el tiempo de retención de sólidos (TRS). La variación de los TRS durante la experimentación se presenta en la Figura 4.32. Se observa que a partir del día 55 el TRS aumentó a 30 a 42 días. Los promedios determinados para las diferentes fases experimentales se presentan en la Tabla 4.16. Se observa que durante las Fases 3,4 y 5 el TRS fue alrededor de 38 días. Estos TRS permiten el desarrollo y la retención de las bacterias de lento crecimiento, como lo son las bacterias nitrificantes y aquellas que también son desnitrificantes (Randal *et al.*, 1992).

El aumento específico de los SSV se determinó de 0.15, 0.12 y 0.20 g SSV/g DQO_{removida} para las Fases 3, 4 y 5, respectivamente.

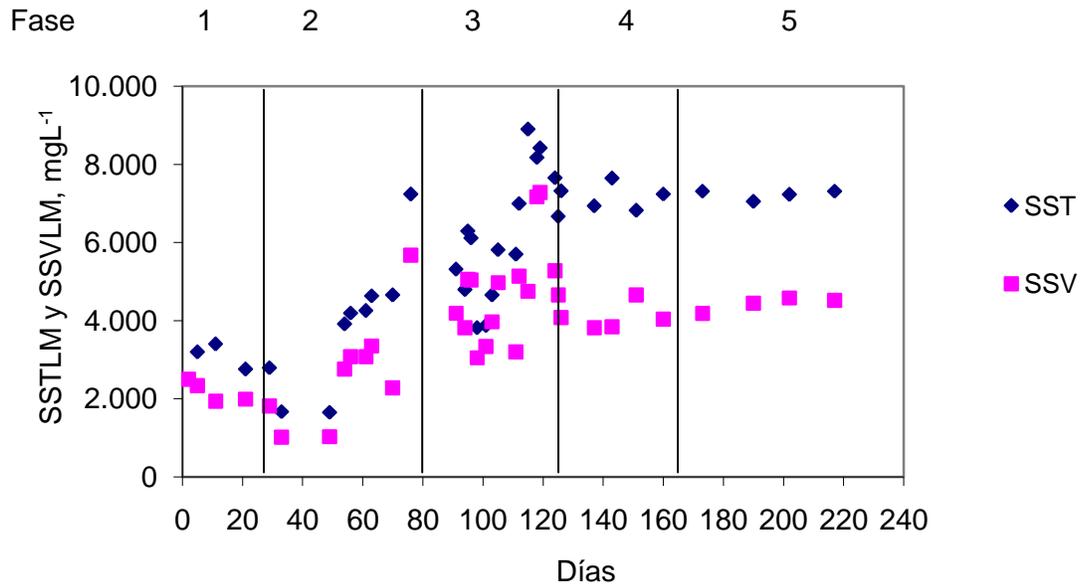


Figura 4. 32 Concentraciones de los SSSLM y SSVLM en el reactor LAAl.

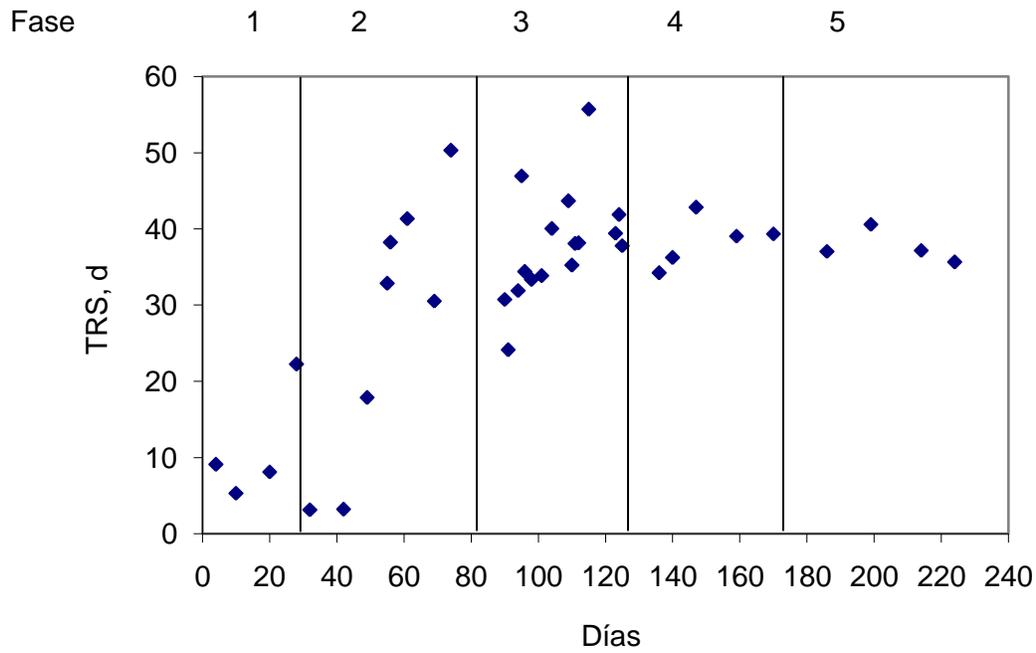


Figura 4. 33 Tiempo de retención de sólidos en el reactor LAAl.

4. 16 Promedios de los SSTLM y SSVLM en el reactor LAAl durante las diferentes fases experimentales.

Parámetro	Fase 1. Arranque Día 1 a 18	Fase 2. Alimentación con el efluente del UASB Día 19 a 70	Fase 3. Efluente de UASB y adición de azúcar Día 71 a 117	Fase 4. Efluente de UASB y agua residual cruda Día 118 a 161	Fase 5. Alimentación con el efluente del UASB Día 162 a 224
	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.	Prom.
SSTLM, mg·L ⁻¹	3,303±146	3,397±1,201	6,034±1,504	7,341±567	7,276±146
SSVLM, mg·L ⁻¹	2,260±288	2,271±873	4,630±1,122	4,708±1,154	4,436±151
SSV·SST ⁻¹	0.65±0.11	0.66±0.08	0.78±0.10	0.64±0.12	0.61±0.03
TRS, d	7.2±2.7	22.0±14.8	38.3±8.4	38.8±3.0	38.0±2.0

Notas: Prom.; SSTLM.- sólidos suspendidos totales del licor mezclado; SSVLM.-sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado; SST.-sólidos suspendidos totales; SSV.-sólidos suspendidos volátiles

4.4 Desempeño del sistema integral UASB acoplado a un reactor LAAl

4.4.1 Remoción de materia orgánica

En la Figura 4.34 se presenta la variación de la DQO en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada uno de los reactores y en la Figura 4.35 se muestran las remociones obtenidas en cada uno de los reactores y la remoción de DQO obtenida por el sistema integral. Durante el período de arranque (día 1-18) las remociones de DQO fueron relativamente bajas en ambos reactores. Hasta el día 50 había inestabilidad en ambos reactores, alta variación de las remociones en el reactor UASB y fenómenos de flotación de la biomasa en el reactor LAAl.

A partir del día 50 el proceso en el reactor LAAl se estabilizó, pero la remoción de DQO fue de 75%. Las variaciones de la remoción de DQO en el UASB (operado con COV de 24.7 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ y TRH de 0.19 d) continuaron durante el período día 71 a 119; la remoción promedio se calculó de 70.4±6.2%. Sin embargo, el proceso de degradación de la materia orgánica en el reactor LAAl mejoró alcanzándose remociones de DQO mayores de 91%. Es en este período experimental, cuando al reactor LAAl se empezó a adicionar azúcar con el objetivo de mejorar el proceso de desnitrificación. La COV en el LAAl fue de 1.09 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, la F/M de 0.23 kgDQO·kg SSV⁻¹·d⁻¹, los SSVLM de 4,630 mg·L⁻¹, el TRH de 33 h y el TRS de 39 d. Ciclos de aireación/no aireación de 50/50 min. La adición de azúcar aceleró el crecimiento de la biomasa en el reactor y aumentó la tasa de remoción de DQO y NT. La

remoción de DQO en el período día 71-119 fue de $91.2 \pm 4.3\%$ en el LAAI y la remoción integral de DQO en ambos reactores fue de $97.4 \pm 1.4\%$. La DQO en el efluente fue de $126 \pm 62 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

A partir del día 120 empezó a aumentar la remoción de DQO en el reactor UASB y hasta el día 165 este reactor se operó con una COV de $25.7 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ y un TRH de 0.21 d, obteniéndose una remoción promedio de la materia orgánica medida como DQO de $81.6 \pm 6.2\%$. Durante el período día 118-165 en el reactor de LAAI se sustituyó la fuente adicional de carbono (azúcar) por la proveniente de una determinada cantidad de agua residual cruda. La COV fue de $0.99 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, la F/M de $0.26 \text{ kgDQO} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, los SSVLM de $4,708 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, el TRH de 33 h y el TRS de 39 d. Ciclos de aireación/no aireación de 50/50 min. La remoción de DQO en el reactor LAAI fue de $89.1 \pm 4.5\%$. La remoción integral de la DQO en ambos reactores se calculó de $97.4 \pm 1.0\%$, muy similar a la obtenida durante el período anterior. La DQO en el efluente fue de $140 \pm 56 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

Durante el último período experimental (día 166-224) el reactor UASB se operó con una carga COV de $25.3 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ y con un TRH de 0.29 d. A pesar del aumento significativo de la DQO en el influente, se obtuvo una remoción de DQO alta, de $88.3 \pm 1.9\%$ y la DQO promedio en el efluente fue menor que en el período anterior. Durante esta etapa el reactor de LAAI se alimentó solo con el efluente del UASB. La COV fue de $0.65 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, la F/M de $0.23 \text{ kgDQO} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, los SSVLM de $4,436 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, el TRH de 33 h y el TRS de 38 d. Ciclos de aireación/no aireación de 50/50 min. La remoción de DQO en el reactor LAAI fue de $86.0 \pm 2.6\%$. La remoción integral de la DQO en ambos reactores se calculó de $98.3 \pm 0.4\%$, en 1% mayor que las obtenidas durante los dos períodos anteriores. La DQO en el efluente fue de $121 \pm 29 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

Los resultados obtenidos indican que el sistema UASB-LAAI tiene alta capacidad para remover la materia orgánica presente en el agua residual de los rastros. Considerando los promedios de DQO obtenidos en el efluente del sistema en esta investigación y la relación DBO_5/DQO de 0.1, obtenida por Reyes (2009) en el efluente de un sistema UASB-LA, se pueden calcular valores de DBO_5 en el efluente de 7 a $20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Esto indica que el sistema de tratamiento UASB-LAAI permite cumplir con el requisito referente al contenido de materia orgánica de la NOM-001-SEMARNAT/1996 para descargas de aguas residuales a cuerpos receptores tipo A, B y C.

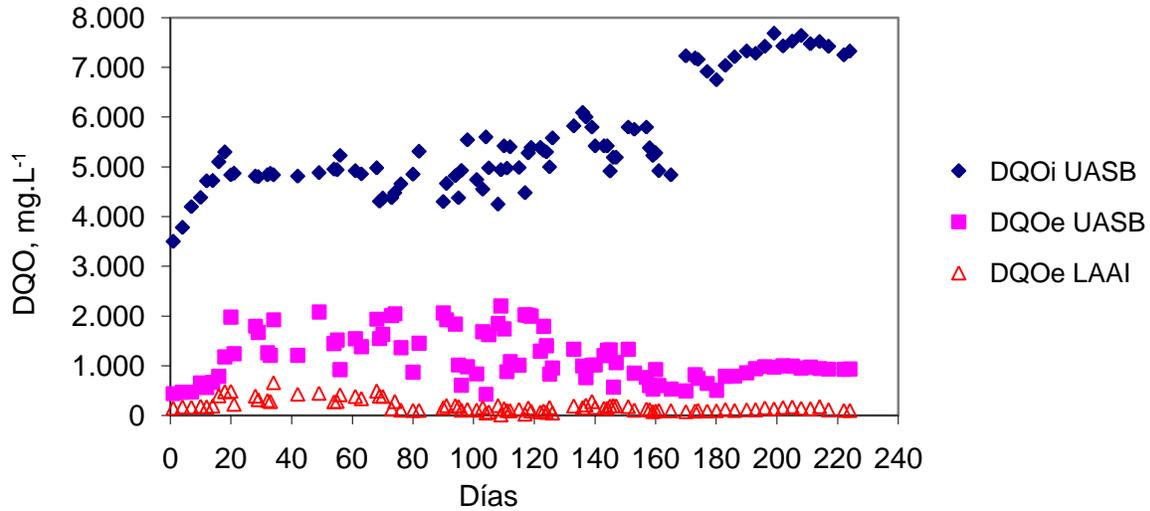


Figura 4. 34 Valores de DQO en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor.

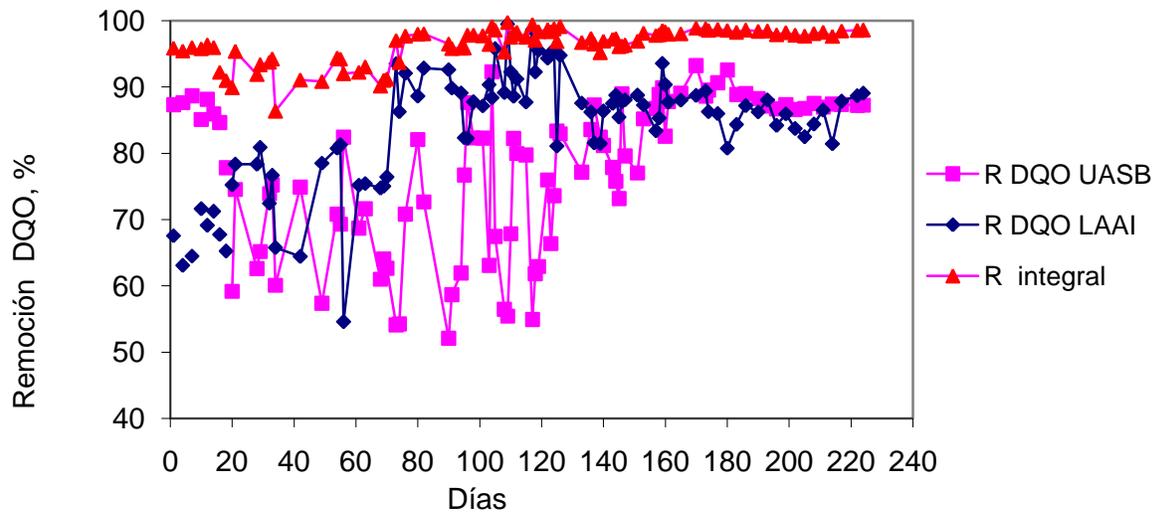


Figura 4. 35 Remociones de la materia orgánica medida como DQO en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores.

En la Tabla 4.17 se presenta una comparación de los resultados obtenidos en este estudio y los obtenidos por otros autores al tratar aguas residuales de rastro usando la combinación de UASB y LA o LAAI. Se observa que la remoción global de DQO obtenida en esta investigación fue similar a la obtenida por Lomelí (2011) y mejor que las obtenidas en los estudios previos (Reyes, 2009; Nuñez y Martínez, 2001), a pesar de que en estos últimos se usaron cargas orgánicas menores que en este estudio. Lomelí (2011) demostró la posibilidad de usar COV de 10 y 15 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ en el UASB obteniendo remociones de 87 y 90%. En este estudio se demostró que con COV de 25 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ es posible obtener remociones de 88%. El

desempeño del reactor de LAAI en este estudio fue mejor que el obtenido en el resto de los trabajos experimentales, se obtuvieron remociones 10-36% mayores.

Tabla 4. 17 Comparación de resultados obtenidos con sistemas UASB-LA para el tratamiento de aguas residuales de rastros

Referencia	Reactor	COV_{UASB}/COV_{LA}	TRH_{UASB}/TRH_{LA}	T_{UASB}/T_{LA}	$R_{DQO_{UASB}}/R_{DQO_{LA}}$	$R_{DQO_{global}}$
		$kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	d	$^{\circ}C$	%	%
Núñez y Martínez (2001)	UASB-LA	2.6/ 6.7	6/ 16	35/ 20	85/ 50	90
Reyes (2009)	UASB-LA	4.1, 6.8 / 0.7	0.9, 0.7/ 1.6	24, 22/ 21	76, 84/ 60	89, 93
Lomelí (2011)	ASB-LAAI*	10, 15/ 0.8, 0.9	0.4, 0.3/ 0.7, 0.5	23, 22/ 23, 22	87, 90/ 70,75	96, 97
Esta investigación	ASB-LAAI**	25, 26, 25/ 1.1,1.0, 0.6	0.2, 0.2, 0.3/ 1.4, 1.4, 1.4	23, 23, 22/ 23, 23, 22	70, 82, 88/ 91, 89, 86	97, 97, 98

* - Ciclos de aireación /no aireación de 15/30, 10/35 min;

** - Ciclos de aireación /no aireación de 50/50 min.

4.4.2 Remoción de nitrógeno

En la Figura 4.36 se presenta la variación del NT en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada uno de los reactores y en la Figura 4.37 se muestran las remociones obtenidas en cada uno de los reactores y la remoción de NT obtenida por el sistema integral. Como se puede observar en el reactor anaerobio hay una remoción muy pequeña de NT la cual se atribuye a bioasimilación. La mayor parte de la remoción global del NT se realiza en el reactor LAAI.

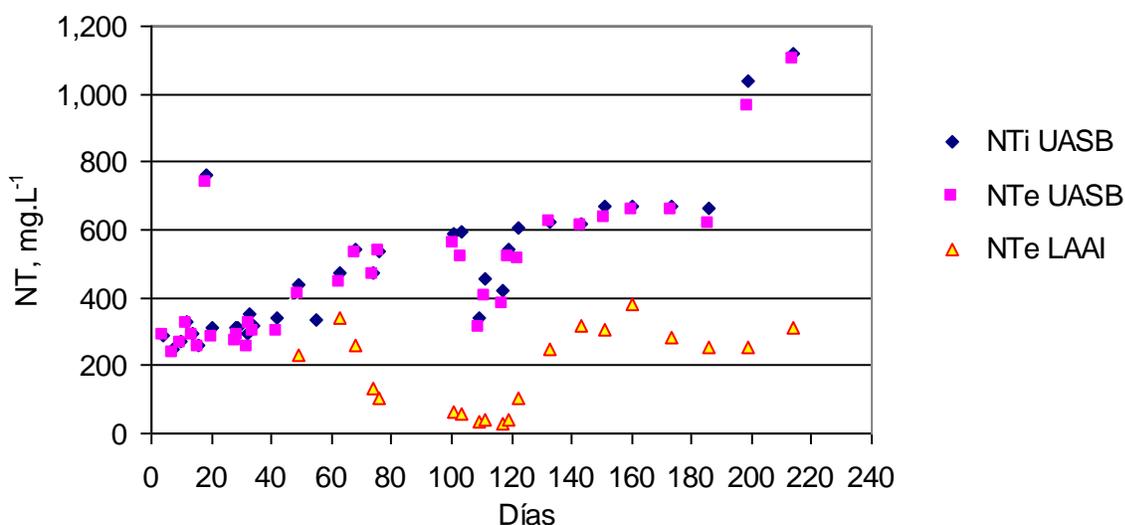


Figura 4. 36 Concentraciones de NT en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor.

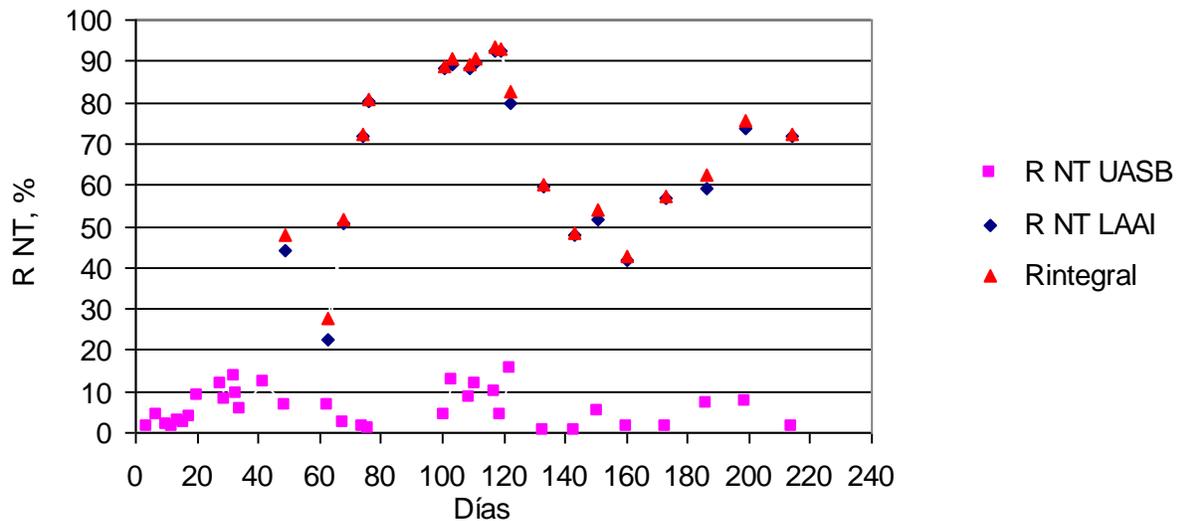


Figura 4. 37 Remociones de NT en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores.

Durante los primeros 70 días la remoción de NT en el sistema de tratamiento fue menor de 50%, a pesar de que, como se explicó en el capítulo anterior, la remoción del N-NH_4^+ estuvo creciendo paulatinamente en el período de los días 20-70 alcanzando 70% de remoción y se fortaleció el proceso de nitrificación. En el período de días 71 a 117 al reactor LAAI se adicionaba azúcar como fuente adicional de carbono (C). Esto permitió aumentar las tasas de desnitrificación y la remoción del NT aumentó alcanzando 90% de remoción. En el período días 103 a 117 se alcanzaron concentraciones de NT menores de $55 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, es decir se cumplió con el límite máximo permisible que establece la NOM-001-SEMARNAT/1996 para descargas a cuerpos receptores A y B. La concentración del N-NH_4^+ durante este período de días 103 a 117 fue de 1 a $15 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

En el siguiente período, días 118-161, se sustituyó el azúcar como fuente adicional de carbono presente en una determinada cantidad de agua residual cruda. La remoción de NT disminuyó y las concentraciones de NT en el efluente subieron a más de $300 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Esta concentración es muy alta y el agua no se debe descargar a cuerpos receptores de agua A, B y C. También subió la concentración de N-NH_4^+ a más de $120 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

En el último período, días 162-224, el reactor de LAAI se alimentó solo con el efluente del UASB. Las remociones de NT y N-NH_4^+ aumentaron, pero debido al aumento de la concentración en el agua residual, no se logró disminuir NT a menores de $250 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, ni al N-NH_4^+ por debajo de $85 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

En la Tabla 4.18 se presenta una comparación de los resultados obtenidos en este estudio y los obtenidos por otros autores al tratar aguas residuales de rastro usando la combinación de UASB y LA o LAAI.

Tabla 4. 18 Comparación de remociones de nitrógeno obtenidos en el tratamiento de aguas residuales de rastros usando LA y LAAI después de un UASB.

Referencia	Reactor	R N-NH ₄ ⁺	R NT
		%	%
Núñez y Martínez (2001)	UASB-LA	65	5
Reyes (2009)	UASB-LA	61	10, 9
Lomelí (2011)	UASB-LAAI ⁽¹⁾	65, 71	32, 42
Esta investigación	UASB-LAAI ⁽²⁾	98*, 81, 84	84*, 62, 68

⁽¹⁾ - Ciclos de aireación /no aireación de 15/30, 10/35 min;

⁽²⁾ - Ciclos de aireación /no aireación de 50/50 min.

*- Adición de azúcar al LAAI.

Como se observa en la Tabla 4.18 las remociones de N-NH₄⁺ y NT obtenidas en esta investigación fueron mayores que las obtenidas en estudios previos. La comparación más importante es con los resultados obtenidos por Lomelí (2011) ya que se usó reactor LAAI, pero con ciclos de aireación/ no aireación de 15/30 y 10/35 min. En este estudio se incrementó el TRH y se usaron ciclos de 50/50 min. Como se puede observar, se obtuvieron remociones de NT en 26-30% mayores. En el estudio de Lomelí (2011) la concentración de NT en el agua residual fue alrededor de 309 mg·L⁻¹ y en este estudio el NT en el agua residual fue mucho mayor, alrededor de 470 mg·L⁻¹. La adición de azúcar como fuente adicional de C permitió aumentar la remoción hasta 90% y cumplir con los requerimientos de la NOM-001-SEMARNAT/1996 para descarga a cuerpos receptores A y B.

4.4.3 Remoción de fósforo

En la Figura 4.38 se presenta la variación del FT en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada uno de los reactores y en la Figura 4.39 se muestran las remociones obtenidas en cada uno de los reactores y la remoción de FT obtenida por el sistema integral.

Durante los primeros 18 días la disminución promedio de la concentración del FT en el UASB fue de 12 mg·L⁻¹. Considerando el crecimiento de la biomasa y su requerimiento de P se calculó que por bioasimilación se han removido solamente 7 mg·L⁻¹. Es decir, una parte del FT se removió por otros mecanismos, como pueden ser adsorción y atrapamiento en el lecho.

Durante los días 19-119, la disminución promedio de la concentración del FT en el UASB fue de 18 mg·L⁻¹, siendo ésta similar al requerimiento calculado para el crecimiento de la biomasa de 19 mg·L⁻¹. El requerimiento de F en el reactor LAAI fue calculado de 4.5 mg·L⁻¹, sin embargo, la disminución promedio obtenida fue de 28 mg·L⁻¹ para el período días 19-70 y de 39 mg·L⁻¹ para el período días 71-117. Se observa que la remoción del FT en el reactor LAAI no se debe solo a la bioasimilación, más de 86% del fósforo removido fue debido a otros mecanismos, como pueden ser adsorción a los flóculos biológicos y separación con el exceso de lodo secundario.

Durante los días 120 a 165, la disminución promedio de la concentración del FT en el UASB fue de 30 mg·L⁻¹. Considerando el crecimiento de la biomasa y su requerimiento de P se calculó que por bioasimilación se han removido solamente 25 mg·L⁻¹. Es decir, una parte del

FT se removió por otros mecanismos. El requerimiento de P en el reactor LAAI para este período fue calculado de $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, sin embargo, la disminución promedio obtenida fue de $39 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Se observa que la remoción del FT en el reactor LAAI no se debe solo a la bioasimilación, un 93% del fósforo removido fue debido a otros mecanismos.

Durante los días 166 a 224 la disminución promedio de la concentración del FT en el UASB fue de $27 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Se calculó que por bioasimilación se debieron de remover $37 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, esto es más de lo que realmente se determinó como FT removido. El requerimiento de F en el reactor LAAI para este período fue calculado de $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y la disminución promedio obtenida fue de $36 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Igual que en los períodos anteriores se observa que la remoción del FT en el reactor LAAI no se debe solo a la bioasimilación, un 92% del fósforo removido fue debido a otros mecanismos.

El promedio de la concentración del FT en el efluente del sistema fue de $11\pm 4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, con lo cual, referente a la concentración de F, se cumple con el requerimientos de la NOM-001-SEMARNAT/1996 T para descarga a cuerpos receptores A, B y C. El promedio de la remoción del FT en el sistema integral fue de $86\pm 6\%$ para los días 71 a 224. La mayor parte de la remoción del FT se llevó a cabo en el reactor LAAI.

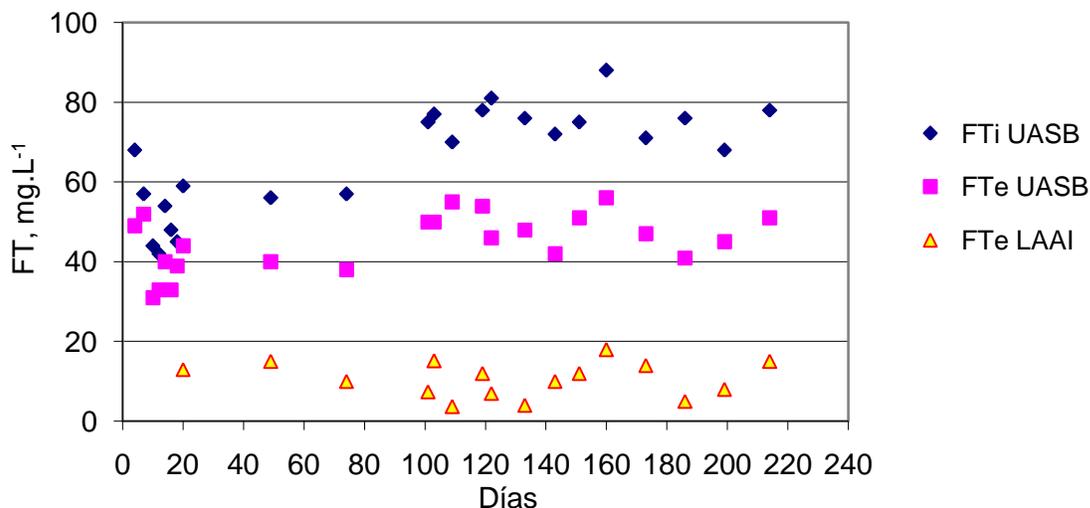


Figura 4. 38 Concentraciones de FT en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor.

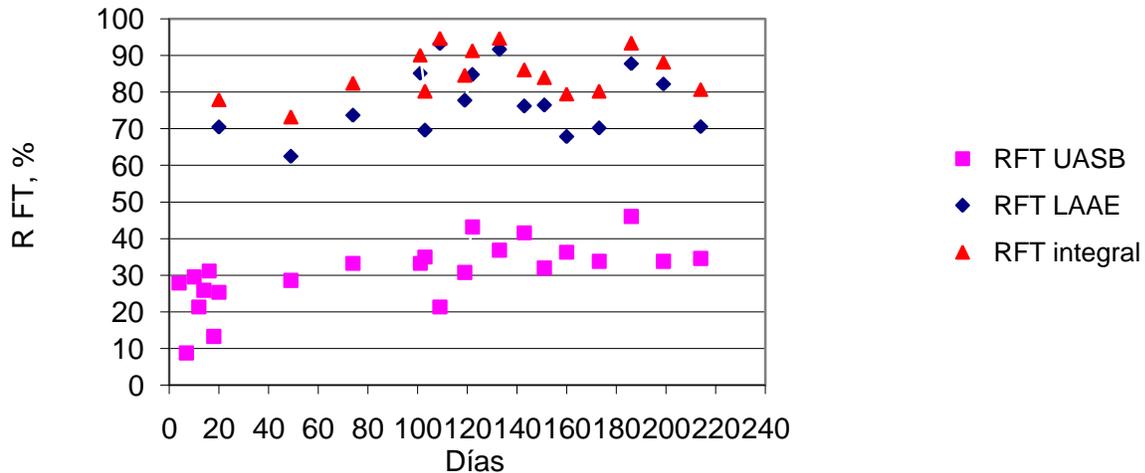


Figura 4. 39 Remociones de FT en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores.

4.4.4 Remoción de sólidos suspendidos totales

En la Figura 4.40 se presenta la variación de los SST en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada uno de los reactores y en la Figura 4.51 se muestran las remociones obtenidas en cada uno de los reactores y la remoción de SST obtenida por el sistema integral. Se observa una variación muy grande de la concentración de los SST en el influente, desde 650 hasta 1,870 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, con un promedio de 1,203 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Durante los primeros 18 días aumentó paulatinamente la remoción de SST en el reactor UASB, sin embargo, la variación de la remoción fue alta hasta el día 136, después del cual la variación disminuyó y estuvo entre 34 y 46%.

Durante los primeros 55 días en el reactor LAEI se presentaba flotación de la biomasa en el sedimentador secundario, por lo cual las concentraciones de los SST en el efluente fueron altas. Después de esto, la concentración en el efluente disminuyó y los promedios de los SST fueron de 45, 27 y 50 para los períodos días 71 a 117, 118-161 y 162 a 224, respectivamente, con lo cual, referente a la concentración de SST, se cumple con el requerimientos de la NOM-001-SEMARNAT/1996 para descarga a cuerpos receptores A, B y C. Los promedios de la remoción global de los SST en el sistema fueron de $96.1\pm 3.3\%$, $96.7\pm 2.6\%$ y $96.9\pm 0.6\%$ para los períodos días 71 a 117, 118 a 161 y 162 a 224, respectivamente. Casi la mitad de esta remoción se realiza en el reactor UASB.

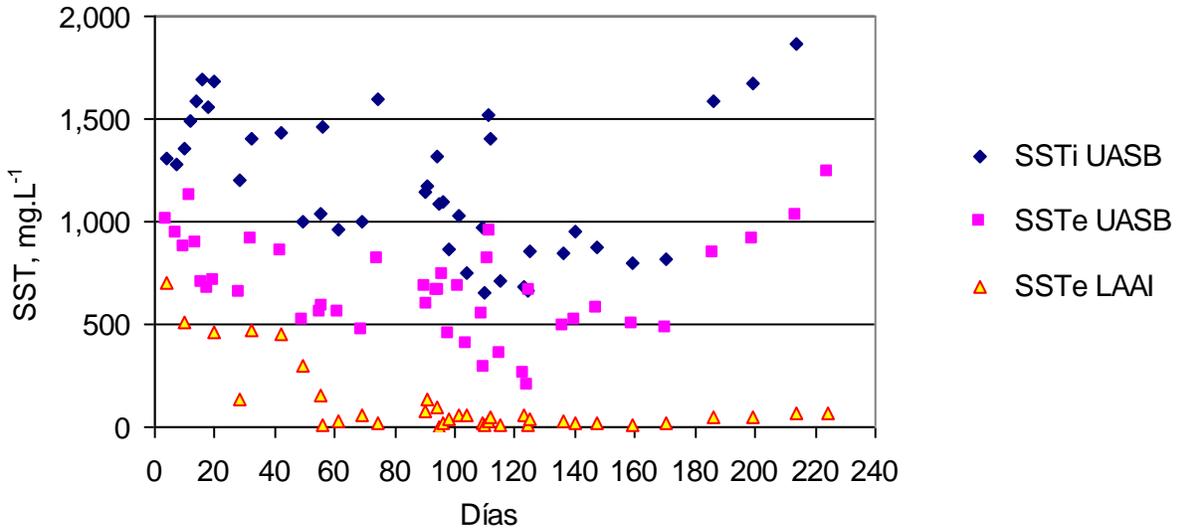


Figura 4. 40 Concentraciones de SST en el influente al sistema de tratamiento y en los efluentes de cada reactor.

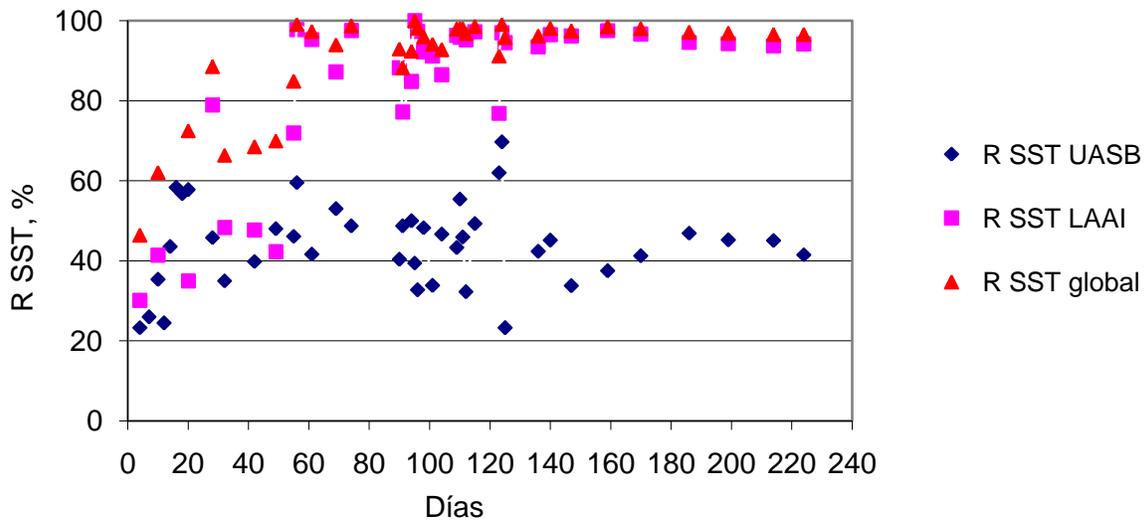


Figura 4. 41 Remociones de SST en el sistema de tratamiento integral y en cada uno de los reactores.

CAPÍTULO 5: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se utilizó un sistema acoplado anaerobio-aerobio a escala laboratorio para estudiar es tratamiento del agua residual del rastro municipal de Cuernavaca.

El reactor anaerobio utilizado fue un reactor tipo UASB y el aerobio consistió de un reactor de lodos activados con aireación intermitente (LAAI).

5.1 Conclusiones

El reactor UASB, operado con una carga orgánica de $26 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y TRH de 0.2 d, alcanzó remociones de la materia orgánica medida como DQO de 82% en promedio. Con una carga de $25 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y TRH de 0.3 d se obtuvo una remoción de 88% en promedio. Fueron necesarios casi 4 meses para estabilizar el proceso. La alcalinidad del agua residual fue suficiente para evitar problemas de acidificación por la formación de ácidos grasos volátiles.

La producción de biogás se determinó de $0.47 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\text{DQOremovida}^{-1}$.

La alta concentración del SST en el agua residual del rastro provoca acumulación de sólidos en el lecho del reactor y una gran cantidad de flóculos se desprenden continuamente del lecho. El incremento de la zona de agua en la parte superior del reactor permitió retener una gran parte de estos sólidos suspendidos y las extracciones periódicas de sólidos, realizadas del fondo de esta zona, evitaron sobrecargas del reactor LAAI por sólidos suspendidos.

El reactor de LAAI, operado con una carga orgánica de $1 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y TRH de 1.4 d, tuvo un buen desempeño en la remoción de la materia orgánica medida como DQO remanente en el efluente del reactor UASB, obteniéndose una remoción de 89% en promedio.

El sistema LAAI utilizado después del tratamiento anaerobio, operado con cargas orgánicas de 0.6 a $1.1 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, F/M de $0.2 \text{ kgDQO}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, carga de NT de 0.07 a $0.14 \text{ kgNT}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, DQO/NT de 1.1 a 3.9, TRH de 1.4 d y ciclos de aireación/no aireación de 50/50 min, permite remover más de 60% del nitrógeno total en el agua residual.

El tratamiento de las aguas residuales del rastro municipal de Cuernavaca mediante el sistema acoplado UASB-LAAI, permite obtener una remoción global de la materia orgánica medida como DQO de 97% en promedio.

Al evaluar el efecto de la adición de una fuente de carbono como lo es el azúcar comercial, se pudo observar que para obtener remociones 87-95% del NT y cumplir con el límite máximo permisible para descarga a cuerpos de agua, se necesita adicionar una fuente de carbono fácilmente biodegradable al reactor biológico. La materia orgánica presente en el efluente del reactor anaerobio no es suficiente para obtener altas remociones de nitrógeno, ya que dicho efluente contiene todavía compuestos refractarios, por lo tanto, el uso del agua residual cruda no permite lograr un incremento sustancial de la remoción del NT.

De igual forma se pudo observar se pudo observar que al adicionar dicha fuente de carbono los resultados obtenidos del porcentaje de remoción de la materia orgánica medida como DQO en el efluente del sistema pudieron alcanzar valores de 91 a 97 % en promedio.

La alcalinidad del agua residual es suficiente para proveer la cantidad necesaria para la nitrificación.

5.2 Recomendaciones

Se recomienda evaluar el desempeño del proceso utilizando diferentes fuentes de carbono fácilmente biodegradables en el reactor LAAI, con el objetivo de encontrar la concentración ideal de la mejor fuente de carbono para el sistema de tratamiento del agua de los rastros, para no provocar con su uso problemas de operación en el sistema con el paso del tiempo y que además no incremente demasiado los gastos del tratamiento del agua residual para cumplir con los límites máximos permisibles de descarga a los cuerpos receptores.

BIBLIOGRAFÍA

- Ahring, B. K., Sandberg, M. y Angelidaki, I. (1995). Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digesters. *Applied Microbiological Biotechnology*, 43(3), 559-565.
- APHA. *Standard Methods for the Analysis of Water and Wastewater* (2005). 21th edition, American Public Health Association, Washington DC, USA.
- ASCE. (1992). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*, Vol. I, ASCE Manual and report on Engineering Practice No. 76.
- Atlas Ronald, M. y Bartha, R. (2002). *Ecología microbiana y microbiología ambiental*, Pearson Educación, Editorial Addison-Wesley, 4ª edición.
- Banks, C.J. y Wang, Z. (1994). Development of a two phase anaerobic digester for the treatment of mixed abattoir wastes. *Water Science and Technology* 40(1), 69-76.
- Bernal Martínez A., González Barceló Ó. y González Martínez S. (2000). Nutrient removal and sludge age in sequencing batch reactor. *Bioprocess Engineering* 23,41-45.
- Beux S., Nunes E. y Barana A.C. (2007). Effect of Temperature on Two-phase Anaerobic Reactors Treating Slaughterhouse Wastewater. *Brazilian Archives of biology and technology* (an international journal), Vol.50, No. 6, 1061-1072.
- Braile, P.M. y Cavalcanti, J.E.W.A. (1993). *Manual de tratamiento de aguas residuárias industriais*. Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, Brasil, 764pp.
- Borja, R., Banks, C. J. y Wang, Z. (1994). Performance and kinetics of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating slaughterhouse wastewater. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 29 (10), 2063-2085.
- Borja, R., Banks, C.J. and Wang, Z. (1995a). Effect of organic loading rate on anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in a fluidized-bed reactor. *Bioresource Technology* 52, 157-162.
- Borja, R., Banks, C.J. y Wang, Z. (1995b). Performance of hybrid anaerobic reactor, combining a sludge blanket and filter, treating slaughterhouse wastewater. *Applied Microbiology and Biotechnology* 43, 351-357.
- Brock, T.D. y Madigan, M.T. (1991). *Biology of Microorganisms*, 6th edition, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, 874 pp.
- Budiyono, I., Widiyasa N. y Seno, J. (2010). Study on Treatment of Slaughterhouse Wastewater by Electro-coagulation. *International Journal of Science and Engineering* 1(1), 25-28.
- Campos, P. A. (2001). Optimización de la digestión anaerobia de purines de cerdo mediante codigestión con residuos orgánicos de la industria agroalimentaria. Tesis Doctoral. Facultad de Agronomía. Universidad de Lleida, España.
- Caixeta, C.E.T., Cammarota, M.C. y Xavier, A.M.F. (2002). Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 81 (1), 61-69.
- Carrera Muyo, J. (2001). *Eliminación biológica de nitrógeno en un influente con alta carga*. Tesis de doctorado. Universidad Autónoma de Barcelona, España.
- Castillo, R., Montoya, L. y Ruiz, J. (2001). Tratamiento Integral de Residuos de Rastro. *Ciencia y desarrollo* 27 (160), 48-53.
- Cervantes Carrillo F., Pérez J. y Gómez, J. (2000). Avances en la eliminación biológica del nitrógeno de las aguas residuales. *Revista Latino Americana de Microbiología*, 42, 73-82.
- CONAGUA. (2009). Comunicado de prensa No.114-09. Cuernavaca, Morelos.
- COWI. (2001). *Cleaner production assessment in meat processing*. Consulting Engineers and Planners AS, Dinamarca, 84pp.

- COFEPRIS. (2006). *Evaluación de Riesgos de los Rastros y Mataderos Municipales*. Comisión Federal para la Protección contra Riesgos Sanitarios. México. D.F. 32 pp.
- COFEPRIS. (2007). *Guía para el manejo de residuos en rastros y mataderos municipales*. México. D.F. ISBN 970-721-402-3, 18 pp.
- Conil, Ph. (2006). Manejo de vinazas: Metanización y Compostaje. Aplicaciones industriales. Nota Técnica. *Rev. Tecnicaña* 28, ISSN 0123-0409, Colombia, 26-30.
- Cuervo López, F. (1995). Digestión anaerobia de lactosa: efecto del potencial de amortiguamiento y comparación con un modelo cinético. Tesis de maestría, Universidad Autónoma Metropolitana, Iztapalapa, México. 109 pp.
- Cuetos, M.J., Gómez, X., Otero, M., Morán, A. (2010). Anaerobic digestion and co-digestion of slaughterhouse waste (SHW): Influence of heat and pressure pre-treatment in biogas yield. *Waste Management*, 30(10), 1780-1789.
- Chávez, C.P., Castillo, R.L., Dendooven, L., Escamilla-Silva, E.M. (2005). Poultry slaughter wastewater treatment with an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Bioresource Technology* 96, 1730-1736.
- Chen, S.S. y Chen, W.C. (1994). Organic carbon supplement influencing of biological nitrification in a fluidized bed reactor. *Water Science and Technology* 30 (11), 131-142.
- Chen, Chung-Yu, Li Chun-The y Shieh Wen. K. (1997). Anaerobic fluidized bed pretreatment of hog wastewater. *J. Environmental Engineering*, 123 (4), 389-394.
- Chen, C.K. y Lo, S. L. (2003). Treatment of slaughterhouse wastewater using an activated sludge/contact aeration process. *Water Science and Technology* 47 (12), 285-292.
- Chevakidagarn P., Annachhatre A.P., Puetpaiboon, U. y Koottatep, T. (2007). Dissolved oxygen control system for upgrading conventional activated sludge process for seafood industrial wastewater in Southern Thailand. *Asian J. Energy Environ.* 8(1 y 2), 1-14.
- Christon, H., Knudsen, G., McInerney, J., Stetzenbach, L. y Walter, V. (1997). *Manual of environmental microbiology*. Ed. ASM PRESS Washington, D. C. 894 pp.
- Daigger, G.T., (1999). Nutrient Removal Technologies/Alternatives for Small Communities. *USEPA, 6th National Drinking Water and Wastewater Treatment Technology Transfer Workshop*, Kansas City, Missouri, August. 2-4.
- Debik, E. y Coskun, T. (2009). Use of the Static Granular Bed Reactor (SGBR) with anaerobic sludge to treat poultry slaughterhouse wastewater and kinetic modeling. *Bioresource Technoogy* 100(11), 2777-2782.
- Del Nery, V., Damianovic, M.H.Z. y Barros, F.G. (2001). The use of upflow anaerobic sludge blanket reactors in the treatment of poultry slaughterhouse wastewater. *Water Science and Technology* 44(4), 83-88.
- Del Nery V, Pozzi E, Damianovic M.H., Domingues M.R. y Zaiat, M. (2008). Granules characteristics in the vertical profile of a full-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor treating poultry slaughterhouse wastewater. *Bioresource Technology* 99(6), 2018-2024.
- Del Pozo, R. y Diez, V. (2005). Integrated anaerobic-aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment. *Water Research* 39, 1114-1122.
- Departamento de Sanidad del Estado de N. Y (1989). *Manual de Saneamiento de Aguas Negras*. Ed. Limusa. USA. 303 pp.
- Díaz, B.M., Espitia, S. y Molina, F. (2002). *Digestión anaerobia, una aproximación a la tecnología*. Instituto de Biotecnología, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, Colombia.

- Durán de Bazúa, C., Durán-Moreno, A. y Ramírez-Zamora, R.M. (2006). Tratamiento de aguas residuales de la industria química y de proceso. *Serie: Química Ambiental del Agua*. Volumen 7. Pub. UNAM-FQ-PIQAYQA. México D.F. México.
- EC, European Commission. (2005). Integrated Pollution Prevention and Control. Reference Document on Best Available Techniques in the Slaughterhouses and Animal By-products Industries, 433 pp.
- Eckenfelder, W. W. (1992). *Activated Sludge Process Design and Control. Theory and Practice*. Water Quality Management Library. Vol.1. Technomic. 350pp.
- Ekama, G. A. (2010). The role and control of sludge age in biological nutrient removal activated sludge systems. *Water Science and Technology* 61(7), 1645-1652.
- EPA. (1993). *Nitrogen Nutrient Control*. Office of technology transfer. USA. 10-155pp.
- EPA. (1999). Folleto informativo de tecnología de aguas residuales. Reactores Secuenciales por tandas. EPA 832-F-99-073. Washington, D.C. EEUU.
- EPA. (2002). Development Document for the Proposed Effluent Limitations Guidelines and Standards for the Meat and Poultry Products Industry Point Source Category (40 CFR 432), US Environmental Protection Agency, 666 pp.
- EPA. (2007). *Biological nutrient removal process y costs*. EPA 823-R-07-002. Washington, D.C. EEUU. US Environmental Protection Agency. Washington, D.C. USA. 666 pp.
- Ferrara de Giner, G. y Ramírez, A. (2008). La influencia de la relación C/N en la remoción del nitrógeno usando un sistema combinado de reactores por carga secuencial. *XXX Congreso Interamericano AIDIS*. Santiago, Chile.
- Figueroa, E.B. y Kunze N.V. (1998). Sustentabilidad del desarrollo en Chile: Un análisis del sector exportador. En *Valoración económica en el uso de los recursos naturales y el medio ambiente/IICA-PROCISUR*. Montevideo: PROCISUR (Diálogo IICA/PROCISUR; 51), 71-95.
- Flores Contreras E. (2007). Evaluación de la combinación de dos medios de soporte en reactores de lecho móvil para la remoción de nitrógeno. Tesis de maestría. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. UNAM. 95 pp.
- Flotats, X., Bonmatí, A., Campos, E. y Teira, M.R. (2000). El proceso de secado de purines en el marco de gestión integral de residuos ganaderos. *Residuos*. Cádiz, España. Vol. 53, 40-46.
- Fukuzaki, S., Nishio, N., Shobayashi, M. y Nagai, S. (1990). Inhibition of fermentation of propionate to methane by hydrogen, acetate, and propionate. *Applied and Environmental Microbiology* 56(3), 719-723.
- Grady, L. (1980). *Biological Wastewater Treatment*, Ed. Dekker, USA, 963 pp.
- Godines, G., Reyes, J.A., Zúñiga, A., Sánchez, I., Castro J., Román, A.D. y Santos, E.M. (2000). *Condiciones microbiológicas en cuatro rastros municipales del estado de Hidalgo*. En VII Congreso Nacional de Ciencia de los Alimentos y III Foro de Ciencia y Tecnología de Alimentos Guanajuato, Gto.
- González Barceló Ó. (1994). Un algoritmo para el diseño de un reactor discontinuo con biomasa Suspendida para el tratamiento de aguas residuales. Tesis de Maestría en Ingeniería. División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería. UNAM.
- González, M. y Saldarriaga, J.C. (2008). Biological Removal of Organic Matter, Nitrogen and Phosphorus in a System type Anaerobic-Anoxic-Aerobic. *Revista EIA*, ISSN 1794-1237, Escuela de Ingeniería de Antioquia, Medellín (Colombia), No.10, 45-53.
- Gutiérrez-Sarabia, A., Fernández-Villagómez, G., Martínez-Pereda, P., Rinderknecht-Seijas, N. y Poggi-Veraldo, H.M. (2004). Slaughterhouse wastewater treatment in full-scale system with constructed wetlands. *Water environment research* 76(4), 334-343.

- Godines, G., Reyes, J.A., Zúñiga, A., Sánchez, I., Castro, J., Román, A.D. y Santos, E.M. (2000). Condiciones microbiológicas en cuatro rastros municipales del estado de Hidalgo. En *VII Congreso Nacional de Ciencia de los Alimentos y III Foro de Ciencia y Tecnología de Alimentos*, Guanajuato, Gto.
- Hanaki, K., Matsuo, T. y Nagase, M. (1981). Mechanism of inhibition caused by long-chain fatty acids in anaerobic digestion process. *Biotechnology and Bioengineering* 23(7), 1591-1610.
- Halling-Sørensen, B. y Jörgensen, S. (eds.). (1993). *The removal of nitrogen compounds from wastewater*, Elsevier, Netherlands. 3pp.
- Hamdy, S. y Amal, M. (2001). Treatment of Slaughterhouse Waste. *Sixth International Water Technology Conference, IWTC 2001*, Alexandria, Egypt. 269-275pp.
- Hao, O. J. y Huang, J. (1996). Alternating aerobic-anoxic process for nitrogen removal; process evaluation. *Water Environment Research* 68(1), 83-93.
- Hulshoff, P.L. y Lettinga, G. (1988). Diseño de reactores UASB. En *Depuración anaerobia de aguas residuales*. Secretariado de Publicaciones, Universidad de Valladolid, Valladolid, España, 190-207.
- Hejnfelt, A. y Angelidaki, I. (2009). Anaerobic digestion of slaughterhouse by-products. *Biomass and bioenergy* 33(8) 1046-1054
- IFC. (2007). *Environmental, health and safety guidelines for meat processing*. International Finance Corporation. World Bank Group, 14 pp.
- IMTA. (2002). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. Jiutepec, Morelos, México. 206pp.
- INEGI. (2009). Estadística de Sacrificio de Ganado en Rastros Municipales por Entidad Federativa durante 2008, Comunicado No. 182/09, Aguas Calientes, 8pp.
- INEGI. (c2010). Síntesis Metodológica de la estadística de sacrificio de ganado en rastros municipales. Instituto Nacional de Estadística y Geografía. México. 32pp.
- INEGI. (2011). Estadística de sacrificio de ganado en rastros municipales por entidad federativa 2005-2010, 17 pp.
- Jeyanayagam, Sam. (2005). True Confessions of the Biological Nutrient Removal Process. *Florida Water Resources Journal*, January 37-46.
- Jean, M., Alain, Y. y Christian. (2005). *Maximum nitrification rate in activated sludge processes at low temperature: key parameters, optimal value*. Official Publication of the European Water Association (EWA), 1-13.
- Jenkins, S.R., Morgan, J. M. y Zhang, X. (1991). Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digesters. *Journal of WPCF* 63(1), 28-34.
- Jiayang, Ch. y Bin, L. (2001). Nitrification/Denitrification in Intermittent Aeration Process for Swine Wastewater Treatment. *Journal of Environmental Engineering* 127(8), 705-711.
- Laws, E.A. 1993. *Aquatic pollution - an introductory text*, p. 55. Interscience, U.S.A.
- Lettinga, G. y Hulshoff, P. L.W. (1991). UASB- Process Design for Various Types of Wastewaters. *Water Science and Technology* 24(8), 87-107.

- Lettinga G., Field J., Zeeman, G. y Hulshoff, Pol L.W. (1997). Advanced Anaerobic Wastewater Treatment in the Near Future. *Water Science and Technology* 35(10), 5-12.
- Lippert, E. (1992). Planta piloto de tratamiento de aguas residuales de la UIA (reactor aerobio de biopelícula sumergida). Tesis de licenciatura para obtener el título de Ingeniero Químico. Universidad Iberoamericana. México, D.F.
- Lomelí Serrano, E.A. (2010). Tratamiento de aguas residuales provenientes de rastro mediante un sistema de reactores anaerobio y aerobio con aireación intermitente. Tesis de Maestría. Programa de maestría y doctorado en Ingeniería Ambiental. UNAM.122 pp.
- Luang, C. y Juan, C. (1995). A study of a modified process for the intermittent cycle extended aeration system. *Water Science and Technology* 31(9), 173–180.
- Mahtab, A., Tariq, M., Shafiq,T. y Nasir,A. (2009). Coagulation/adsorption combined treatment of slaughterhouse wastewater. *Desalination and Water Treatment* 12(1-3), 270–275.
- Malina, J.F. y Pohland, F.G. (1992).Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes. *Water Quality Management Library Vol. 7*.Technomic. 214 pp.
- Manjunath, N.T., Mehrotra, I. y Mathur, R.P. (2000). Treatment of wastewater from slaughterhouse by DAF-UASB system, *Water Science and Technology* 34(6), 1930–1936.
- Marchaim, U., Levanon D., Danai O., Musaphy, S. y Galilee, M. (1991). A Suggested Solution for Slaughterhouse Uses of the Residual Materials after Digestion. *Bioresource Technology* 37, 127-134.
- Mara, D. y Horan, N. (2003).*The Handbook of Water and Wastewater Microbiology*. Academic Press. 819 pp.
- Martí, O.N.(2002). *Phosphorus Precipitation in Anaerobic Digestion Process*.ISBN:1-5811-2332-9. Boca Raton Florida, USA, 50pp.
- Massé, D.I., Massé, L. y Bourgeois, N. (2000). *Anaerobic processing of slaughterhouse wastewater in SBR*. Agriculture and Agri-Food. Canadá. 375-378.
- Méndez, R., Vidal, G., Lober K. y Márquez, F. (2007). Producción limpia de la industria de curtidumbre. Universidad de Santiago de Compostela. España. 401 pp.
- Metcalf y Eddy. Tchobanoglous, George; Franklin L. Burton; H. David Stensel. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. Ed. McGraw-Hill. 4ª ed., 1819pp.
- Milano, F.A. y Caselli, E.A. (2000). *Desarrollo agropecuario sustentable en la región pampeana*. Ciencias Naturales para la EGB 3. Universidad Nacional del Centro. Tandil.486pp.
- Mijaylova-Nacheva, P., Ramírez Camperos, E. y Cuevas Velasco, S. (2007). Treatment of organic synthesis wastewater using anaerobic packed bed and aerobic suspended growth bioreactors. *Water Science and Technology*, 55(7), 235-243.

- Mijaylova Nacheva P, Reyes Pantoja M. y Lomelí Serrano E.A. (2011). Treatment of slaughterhouse wastewater in upflow anaerobic sludge blanket reactor. *J. Water Science & Technology* 63 (5), 877-884.
- Miranda, L.A.S, Henriques, J.A.P. y Monteggia, L.O.(2005). A Full scale UASB Reactor for Treatment of pig and cattle Slaughterhouse wastewater with a high oil and grease content. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* Vol. 22, No. 4, 601 – 610.
- McCarty, P. (1964). Anaerobic waste water treatment fundamentals. *Public Works*. 95:107-112.
- Moeller G. (1987). Apuntes de la materia de procesos biológicos de tratamiento. División de Estudios de Posgrado, Campus Morelos. FI- UNAM.
- Moeller, G. (2002). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. SEMARNAT, IMTA. Segunda edición. México.
- Moeller, G. y Garzón, M. (2003). Desarrollo de tecnologías no convencionales para el tratamiento de efluentes de la fabricación de colorantes tipo azo. IMTA, Informe de proyecto.
- Moeller, G., Ramírez, E., Garzón, M., Rivera, M., González, A., Sandoval, L., Avilés, M., Cardoso L., Ortíz, G. y Mijaylova, P. (2004). Tratamiento de Aguas Residuales. Criterios para su selección. IMTA. Primera edición, 315pp.
- Muñoz Valero, J.A., Ortiz Cañavate, J. y Vázquez Minguela, J. (1987). Técnica y aplicaciones agrícolas de la biometanización. Serie Técnica. Ministerio de Agricultura Pesca y Alimentación. Madrid, España.
- Mussati, M., Aguirre, P.y Scenna, N. (1999). Modelado, simulación y optimización de procesos químicos. Capítulo XVIII: Modelado del proceso de digestión anaerobia en reactores simples. Editor: Nicolás J. Scenna, Universidad Tecnológica Nacional CONICET. 697-739. Santa Fé, Argentina.
- Noyola, A. (1999). Desarrollo de tecnologías mexicanas en tratamiento de aguas residuales: Una experiencia. *INTERCIENCIA* 24(3), 169-172.
- Núñez, L.A. y Martínez, B. (1999). Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in an EGSB reactor. *Water Science and Technology* 40(8), 99-106.
- Núñez, L. A. y Martínez, B. (2001). Evaluation of an anaerobic/aerobic system for carbon and nitrogen removal in slaughterhouse wastewater. *Water Science and Technology* 44(4), 271-277.
- Odegaard, H. (1988). *Treatment of Anaerobically Pretreated Effluents*, Proc. 5th Int. Symp. Anaerobic Digestion, E. R. Hall y P. N. Hobson, eds., Pergamon Press, Londres. 225-238 pp.

- Okutman, D., Dulkadiroglu, H., Orhon, D. y Diez, V. (2002). Biodegradability of slaughterhouse wastewater with high blood content under anaerobic and aerobic conditions. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 78 (4), 384-391.
- Pavlostathis, S.G.y Giraldo-Gomez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment. *Water Science and Technology*, 24 (8), 35-59.
- Pérez, J. (1998). *Análisis de la viabilidad del uso de lodos anaerobios como alimento animal*. Tesis de maestría. Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, Cuba.
- Prosser, J.I. (1989). Autotrophic nitrification in bacteria. *Advances in Microbial Physiology* 30, 125-181.
- Ramallo, R.S. (1991). *Tratamiento de aguas residuales*. Editorial REVETÉ, S.A., Barcelona.
- Randal, C.W., Barnard, J.L. y Stensel, H.D. (1992). *Design and retrofit of Wastewater treatment plants of biological nutrient removal*. Technomic Publishing Inc., USA, 420 pp.
- Rajeshwari, K.V., Balakrishnan, M., Kansal A., Kusum Lata y Kishore, V.V.N. (2000). State of the art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 4, 135-156.
- Reddy Movva.(1998). *Biological and Chemical Systems for Nutrient Removal* (Special Publication). Under the direction of the Municipal Subcommittee of the Technical Practice Committee. Water Environment Federation. XXII (8), 399 pp.
- Reyes Pantoja, M.D. (2009). Tratamiento de aguas residuales de provenientes de rastro mediante un sistema de biodegradación anaerobia-aerobia. Tesis de Maestría. Programa de maestría y doctorado en Ingeniería Ambiental. Universidad Nacional Autónoma de México. 190 pp.
- Rodríguez, J., Sosa, G.y Garza, Y. (2002). Bioconversión anaerobia como una alternativa para la remoción de DQO contenido en aguas residuales del rastro municipal de Saltillo, Coahuila, México. *Journal of the Mexican Chemistry Society* 46(002), 185-188.
- Ruiz, I., Veiga, M.C., Santiago, P. y Blázquez, R. (1997). Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor an anaerobic filter. *Bioresource Technology* 60 (3), 251–258.
- Rusten, B., Siljudalen, J. y Nordeidet, B. (1994). Uprading to Nitrogen Removal with the KMT Moving Bed Biofilm Process. *Water Science and Technology* 29(12), 185-195.
- SAGARPA.(2007). *Situación Actual y Perspectiva de la Producción de Carne de Bovino en México 2006*. Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación. México, D. F. 48 pp.
- Sayed, S., Zeeuw, W. y Lettinga, G. (1984). Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a flocculant sludge UASB reactor. *Agricultural Wastes* 11, 197–226.

- Sayed, S., Van Ampen, L. y Lettinga, L., (1987). Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a granular sludge UASB reactor. *Biological Wastes* 21, 11–28.
- Sayed, S., Zanden, J., Wijffels R. y Lettinga, G. (1988). Anaerobic Degradation of the Various Fractions of Slaughterhouse Wastewater. *Biological Wastes* 23, 117-142
- Sayed, S. K. I., Vander Spoel, H. and Truijen, G. J. P. (1993) A complete treatment of slaughterhouse wastewater combined with sludge stabilization using two stage high rate UASB process. *Water Science and Technology* 27(9), 83-90.
- Signorini, P.M., Civit, G.S., Bonilla, P.M., Cervantes, R.M.E., Calderón V.M., Pérez M.A., Espejel, M.M. del P. y Almanza, R.C. (2006). *Evaluación de riesgos de los rastros y mataderos municipales*. México, D.F., 62pp.
- Sedlak, R. I. (1991). *Phosphorus and Nitrogen Removal from Municipal Wastewater*. Principles and Practice. Ed. Lewis Publisher, Second Edition, USA, 486 pp.
- Snoeyink, V. (1990). *Química del Agua*. Ed. Limusa. Primera reimpresión. México, 508 pp.
- Speece, R.E. (1996). *Anaerobic Biotechnology For Industrial Wastewaters*. Archae Press. USA. 394 pp.
- Torkian, A., Eqbali, A. y Hashemian, S.J. (2003). The effect of organic loading rate on the performance of UASB reactor treating slaughterhouse effluent. *Resources, Conservation and Recycling*, 40, 1-11.
- Von Sperling, M. (1996). Comparison among the most frequently used systems for wastewater in developing countries. *Water Research* 33(3), 59-72.
- Wiesmann, U. (1994). Biological nitrogen removal from wastewater. Advances in biochemical. *Engineering Biotechnology* 51, 113-15.
- Winkler, A. (2008). *Tratamiento biológico de aguas de desecho*, Ed. Limusa, México. 338pp.
- WPCF. (1983). Nutrient Control. En *Manual of Practice FD-7 Facilities Design. Automated Graphic Systems*. Water Pollution Control Federation (WPCF), USA, 205 pp.

ANEXO I: Métodos de análisis para la determinación de parámetros fisicoquímicos

La siguiente tabla es un resumen de los métodos empleados de acuerdo con el libro Standard Methods for the Analysis of Water and Wastewater (APHA, 2005).

Parámetro	Método de análisis	Equipo
Demanda química de oxígeno (DQO)	Digestión con dicromato de potasio *	Espectrofotómetro Hach, DR 2400
Nitrógeno total (NT)	Digestión con persulfato (HACH 10072)	Espectrofotómetro Hach, DR 2400
Nitrógeno amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	Método de Nessler*	Espectrofotómetro Hach, DR 2400
Fósforo total (FT)	Digestión con persulfato ácido*	Espectrofotómetro Hach, DR 2400
Nitrógeno de Nitritos (N-NO ₂ ⁻)	Sulfato ferroso	Espectrofotómetro Hach, DR 2400
Nitrógeno de Nitratos (N-NO ₃ ⁻)	Reducción con cadmio	Espectrofotómetro Hach, DR 2400
Alcalinidad total como CaCO ₃	Volumétrico	Bureta
Sólidos suspendidos volátiles (SSV)	Gravimétrico	Estufa de secado, Mufla
Sólidos suspendidos totales (SST)	Gravimétrico	Estufa de secado, Mufla
Temperatura pH Conductividad	Electrodo	Potenciómetro HACH sens 10n150
*Adaptado de <i>Standard Methods for the Analysis of Water and Wastewater</i> (APHA, 2005)		

ANEXO II: Determinación de la concentración de ácidos grasos volátiles, AGV

La determinación de la concentración de AGV se llevó a cabo con base en el estudio publicado por Jenkins *et al.* (1991); el cual describe un método para calcular indirectamente la concentración de AGV calculado en $\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ tomando en cuenta la determinación de alcalinidad a pH 5.75 y 4.3.

$$\text{CVA} = (\text{Alc}_{4.3} - \text{Alc}_{5.75}) / (0.85 - 0.83)$$

Donde,

CVA = es el valor calculado de AGV

$\text{Alc}_{4.3}$ = es la determinación de alcalinidad a pH 4.3

$\text{Alc}_{5.75}$ = es la determinación de alcalinidad a pH 5.75

Jenkins *et al.* (1991) encontraron que por este método los valores reales de AGV y los calculados tenían una buena correlación cuando la concentración de AGV era alta pero no a bajos valores de AGV. Así, cuando la concentración de AGV es baja, se espera que el error asociado al análisis se incremente. De este modo, se espera una correlación baja a valores bajos de AGV.

ANEXO III: Cuantificación del biogás por desplazamiento de líquido y determinación de la producción teórica

La cuantificación de biogás generado por el reactor anaerobio UASB se realizaba mediante el desplazamiento de un líquido. Se utilizó un muestreador de gas de un volumen aproximado de 1000 ml. Éste se conectó mediante una manguera de látex. Se introdujo el líquido para el desplazamiento en un recipiente y el muestreador del biogás se sumerge en el recipiente. Se coloca la manguera de salida del biogás del reactor, en el muestreador para observar el desplazamiento del líquido por el volumen de biogás que entraba al muestreador (Figura A1).

Las mediciones se realizan 3 o 4 veces por día por un lapso de 5 minutos.

Para determinar la producción teórica del biogás se calculó la cantidad de materia orgánica removida por día, considerando la concentración a la entrada del reactor y la eficiencia de remoción observada en el día correspondiente. El valor resultante se multiplica por 0.5 m^3 de biogás·kgDQO removida⁻¹, valor de producción de biogás típico en reactores anaerobios (Malina y Pohland, 1992). De esta manera se obtiene el volumen de biogás teórico de acuerdo con la producción típica de biogás en reactores anaerobios reportada en la literatura.

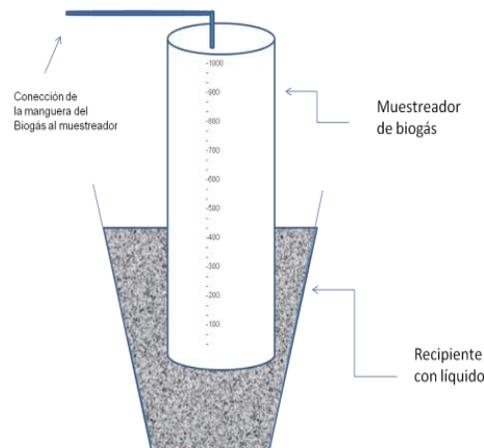


Figura A1 Recolector de biogás

ANEXO IV: Datos experimentales

Tabla 1. Valores de pH y Temperatura en influente y efluentes del sistema acoplado UASB-LAAI.

Días Operación	pH (Unidades)			Temperatura (°C)		
	Influente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Influente UASB	fluente UASB	Efluente LAAI
1	7.31	7.18	7.54	22.00	22.50	22.80
4	7.82	7.56	7.76	22.60	22.70	23.00
7	7.88	7.54	7.64	22.40	22.60	22.70
10	7.39	7.56	7.62	21.20	22.00	22.30
12	7.35	7.18	7.59	21.10	21.40	22.00
14	7.31	7.18	7.54	22.00	22.50	22.80
16	7.82	7.56	7.76	22.60	22.70	23.00
20	7.02	7.58	7.77	22.10	22.40	22.60
21	7.12	7.3	7.82	22.60	22.00	22.80
28	7.22	7.26	7.86	22.60	22.50	23.00
29	7.23	7.24	7.29	22.60	22.60	22.80
32	7.28	7.26	7.68	22.80	22.80	22.60
33	7.06	6.95	7.72	22.60	23.00	23.50
34	7.32	7.04	7.75	22.80	23.00	23.00
42	7.46	6.86	7.63	22.60	22.70	22.80
49	7.44	7.04	7.38	23.00	23.00	23.30
54	7.98	7.83	7.21	23.00	23.20	23.50
55	7.12	8.02	7.93	23.20	23.00	23.00
56	7.06	7.23	8.29	22.70	22.70	22.80
61	7.13	7.36	8.12	23.00	23.20	23.20
68	7.56	7.94	6.95	22.60	22.40	22.40
70	7.38	7.41	6.78	22.80	23.00	23.00
73	7.12	8.02	6.84	23.60	23.80	24.00
74	7.06	7.23	6.76	22.30	22.50	22.70
76	7.13	7.36	7.45	22.20	22.00	22.30
80	7.30	7.38	7.8	23.00	23.30	23.50
90	7.72	7.42	7.74	23.10	23.20	23.00
91	7.06	6.95	6.58	23.00	23.00	23.50
94	7.32	7.04	7.55	23.00	23.00	23.20
95	7.46	6.86	7.00	22.60	22.70	23.00
96	7.44	7.04	7.8	23.00	23.00	23.30
98	7.98	7.83	7.69	23.10	23.20	23.50
101	8.31	8.09	7.18	22.50	22.70	22.90
103	8.23	7.89	6.89	22.70	22.90	23.00
104	7.89	7.8	7.18	22.00	22.10	22.80

Continuación de la Tabla 1

Días Operación	pH (Unidades)			Temperatura (°C)		
	Influyente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Influyente UASB	fluente UASB	Efluente LAAI
105	7.22	7.03	6.98	21.30	21.50	22.00
109	7.36	7.75	7.22	22.00	22.00	22.40
110	7.30	7.34	7.24	20.50	20.70	21.00
112	7.76	7.63	7.23	23.20	23.40	23.50
118	7.35	7.45	7.3	23.10	23.00	23.50
123	7.43	7.38	6.91	23.40	23.00	23.50
124	7.71	7.72	7.4	23.10	23.00	23.40
126	7.52	7.46	7.23	23.00	23.00	22.90
136	7.52	7.66	7.95	23.00	23.20	23.00
137	7.54	7.72	7.91	23.10	23.10	22.90
139	7.59	7.74	7.86	23.20	23.20	22.70
140	7.62	7.76	7.88	23.10	23.10	22.70
144	7.62	7.66	7.84	23.10	23.00	22.80
145	7.64	7.71	7.81	23.10	23.10	22.80
146	7.48	7.58	7.72	23.20	23.00	22.70
147	7.52	7.65	7.86	23.10	23.00	22.60
157	7.38	7.54	7.99	23.00	22.90	22.40
158	7.42	7.59	7.95	23.20	22.80	22.60
159	7.36	7.58	7.86	23.10	22.60	22.40
160	7.43	7.52	7.95	23.00	22.80	22.30
165	7.41	7.62	8.07	22.70	22.80	22.40
170	7.37	7.8	8.06	22.60	22.70	22.30
173	7.40	7.59	7.94	22.40	22.60	22.20
180	7.42	7.8	8.02	22.60	22.80	22.40
190	7.36	7.67	7.92	22.70	22.40	22.30
196	7.41	7.82	8.11	22.30	22.20	22.20
205	7.39	7.89	7.9	22.40	22.60	22.30
208	7.36	7.86	8.14	22.60	22.70	22.20
211	7.80	7.71	7.85	19.70	22.20	21.60
217	7.42	7.89	8.06	22.00	22.20	22.00

Tabla 2. Conductividad eléctrica en influente y efluentes del sistema UASB-LAAI

Días Operación	Influente UASB	Conductividad ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	
		Efluente UASB	Efluente LAAI
1	-	-	-
4	-	-	-
7	-	-	-
10	-	-	-
10	-	-	-
12	-	-	-
14	-	-	-
16	-	-	-
20	-	-	-
21	4960	4130	3250
28	5150	4620	3140
29	5470	4580	2970
32	4580	4490	2900
33	4560	4480	2990
34	4750	4680	2960
42	4230	4020	2820
49	3960	4100	3650
54	2090	2870	2127
55	3800	3800	2860
56	3760	3750	2890
61	3750	3750	2850
68	3720	3720	2870
70	3550	3690	2550
73	3550	3280	2620
74	3420	3680	2550
76	3960	4120	2810
80	3810	4260	2560
90	3960	4040	2230
91	3920	3290	2450
94	3980	4120	2620
95	3970	4380	2510
96	3252	3270	2025
98	4210	4270	2430
101	4070	4320	3040
103	2810	2880	2900
104	2620	2820	2510
105	3086	3710	2320

(-) No había equipo disponible.

Continuación de la tabla 2.

Días Operación	Influente UASB	Conductividad ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	
		Efluente UASB	Efluente LAAI
109	3530	3730	2148
110	3530	3540	3540
112	3050	3240	2590
118	3100	3100	2690
123	4960	4130	2697
124	5310	4420	3020
126	4890	4430	3190
136	4890	4152	2856
137	4940	4185	2745
139	4920	4142	2651
140	4948	4218	2815
144	4946	4176	2312
145	4950	4120	2156
146	4870	4218	2325
147	4930	4130	2642
157	4924	4240	2712
158	5310	4230	2156
159	5412	4185	2123
160	5384	4362	2312
165	5317	4427	2287
170	5328	4615	2142
173	5316	4682	2163
180	5271	4618	2454
190	5263	4622	2648
196	5283	4528	3128
205	5320	4618	3416
208	5390	4620	3540
211	5283	4528	3128
217	5380	4560	3650

Tabla 3. Concentración de la materia orgánica medida como DQO en influente y efluentes del sistema UASB-LAAI.

Días	DQO (mg.L ⁻¹)			Remoción (%)		Remoción Integral (%)
	Influente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Efluente UASB	Efluente LAAI	UASB-LAAI
1	3,500	444	144	87.31	67.57	95.89
4	3,780	466	172	87.67	63.09	95.45
7	4,200	476	169	88.67	64.50	95.98
10	4,386	652	185	85.13	71.63	95.78
12	4,717	560	173	88.13	69.11	96.33
14	4,720	664	191	85.93	71.23	95.95
16	5,097	784	396	84.62	67.75	92.23
18	5,298	1,175	478	77.82	65.24	90.98
19	4,386	652	144	87.31	67.57	95.45
20	4,840	1,974	489	59.21	75.23	89.90
21	4,869	1,238	225	74.57	78.32	95.38
28	4,811	1,800	390	62.59	78.33	91.89
29	4,800	1,670	319	65.21	80.90	93.35
32	4,836	1,260	303	73.95	72.45	93.73
33	4,872	1,208	282	75.21	76.66	94.21
34	4,835	1,928	660	60.12	65.77	86.35
42	4,810	1,208	430	74.89	64.40	91.06
49	4,880	2,080	447	57.38	78.51	90.84
54	4,950	1,445	278	70.81	80.76	94.38
55	4,940	1,515	284	69.33	81.25	94.25
56	5,230	920	418	82.41	54.57	92.01
61	4,920	1,540	382	68.70	75.19	92.24
63	4,860	1,380	339	71.60	75.43	93.02
68	4,978	1,940	490	61.03	74.74	90.16
69	4,309	1,550	387	64.03	75.03	91.02
70	4,370	1,632	385	62.65	76.41	91.19
73	4,380	2,010	130	54.11	93.53	97.03
74	4,480	2,050	282	54.24	86.24	93.71
76	4,660	1,360	108	70.82	92.06	97.68
80	4,850	868	99	82.10	88.59	97.96
82	5,310	1,450	104	72.69	92.83	98.04
90	4,300	2,060	152	52.09	92.62	96.47
91	4,662	1,928	196	58.64	89.83	95.80
94	4,821	1,836	200	61.92	89.11	95.85
95	4,380	1,020	180	76.71	82.35	95.89
96	4,930	608	108	87.67	82.24	97.81
98	5,540	978	120	82.35	87.73	97.83
101	4,740	840	108	82.28	87.14	97.72

Continuación de la Tabla 3.

Días	DQO (mg.L ⁻¹)			Remoción (%)	Remoción (%)	Remoción integral
	Influyente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Efluente UASB	Efluente LAAI	UASB- LAAI
103	4,550	1,680	162	63.08	90.36	96.44
104	5,600	430	50	92.32	88.37	99.11
105	4,980	1,622	69	67.43	95.75	98.61
108	4,248	1,850	201	56.45	89.14	95.27
109	4,940	2,200	12	55.47	99.45	99.76
110	5,420	1,740	135	67.90	92.24	97.51
111	4,975	885	101	82.21	88.59	97.97
112	5,400	1,080	95	80.00	91.20	98.24
115	4,986	1,010	124	79.74	87.72	97.51
117	4,480	2,020	27	54.91	98.66	99.40
118	5,280	2,016	156	61.82	92.26	97.05
119	5,389	1,996	89	62.96	95.54	98.35
122	5,386	1,292	73	76.01	94.35	98.64
123	5,330	1,790	87	66.42	95.14	98.37
124	5,300	1,400	64	73.58	95.43	98.79
125	5,000	830	157	83.40	81.08	96.86
126	5,580	950	50	82.97	94.74	99.10
133	5,820	1,330	190	77.15	87.58	96.74
136	6,090	1,000	160	83.58	86.21	97.37
137	6,000	760	212	87.33	81.57	96.47
139	5,800	1,020	280	82.41	81.46	95.17
140	5420	1,020	166	81.18	86.35	96.94
143	5419	1,200	150	77.86	87.50	97.23
144	5419	1,310	147	75.83	88.78	97.29
145	4912	1,318	192	73.17	85.43	96.09
146	5190	570	196	89.02	87.75	96.22
147	5190	1,060	190	79.58	88.05	96.34
151	5,800	1,330	180	77.07	88.75	96.90
153	5,755	850	108	85.23	87.29	98.12
157	5,800	770	128	86.72	83.38	97.79
158	5,380	600	113	88.85	85.32	97.90
159	5,228	530	79	89.86	93.58	98.49
160	5,280	920	89	82.58	90.33	98.31
161	4,920	600	100	87.80	87.68	97.97
165	4,835	530	95	89.04	88.01	98.04
170	7,230	490	79	93.22	88.71	98.91
173	7,184	819	87	88.60	89.38	98.79
174	7,162	750	103	89.53	86.27	98.56
177	6,920	648	91	90.64	85.96	98.68
180	6,750	504	97	92.53	80.75	98.56
183	7,042	786	123	88.84	84.35	98.25

Continuación de la Tabla 3

Días	DQO (mg.L ⁻¹)			Remoción (%)	Remoción	Remoción (%)
	Influyente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Efluente UASB	Efluente LAAI	UASB- LAAI
186	7,214	795	102	88.98	87.17	98.59
190	7,326	857	118	88.30	86.23	98.39
193	7,285	938	112	87.12	88.06	98.46
196	7,423	987	156	86.70	84.19	97.90
199	7,686	975	137	87.31	85.95	98.22
202	7,428	995	162	86.60	83.72	97.82
205	7,523	992	174	86.81	82.46	97.69
208	7,640	954	149	87.51	84.38	98.05
211	7,472	971	131	87.00	86.51	98.25
214	7,520	948	176	87.39	81.43	97.66
217	7,424	937	114	87.38	87.83	98.46

Tabla 4. Concentración de NT y N-NH₄⁺ en el influente y efluentes del sistema UASB-LAAI.

Días	NT (mg.L ⁻¹)			N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)		Efluente LAAI
	Influente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Influente UASB	Efluente UASB	
1					286	274
4	289.77	286		255	271	263
7	245.35	235		211	228	207
10	270.11	265		235	252	221
12	329.55	325		290	316	302
14	295.35	287		254	278	260
16	260.00	254		221	240	235
18	764.37	736		665	680	603
19	289.77	286		260	260	179
20	309.52	282		251	263	122
28				260	264	153.4
29	309.88	273		245	256	158
32	313.25	288		298	305	123.5
33	295.18	255		262	265	104.8
34	354.76	321		275	276	177
42	315.66	298		366	380	146
49	339.51	298	230	368	386	145
54				368	386	145
55	335.16			342	400	291
56				378	398	193
61				314	322	160
63	471.95	442	342	387	391	117
68	541.46	530	262	444	457	104
69				342	354	102
70				200	326	102
73				280	316	17
74	471.43	465	130	396	403	7
76	539.02	534	105	442	430	1.6
80				320	333	3.41
82				346	394	5.72
90				360	400	4.26
91				420	445	3.86
94				418	437	11
95				426	433	10
96				404	409	11.5
98				400	441	7.02
101	585.71	560	65	492	501	3.58
103	595.12	520	55	488	492	15
104				262	338	12
105				280	315	4
108				240	283	13

Continuación de la Tabla 4.

Días	NT (mg.L ⁻¹)			N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)		Efluente LAAI
	Operación	Influyente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Influyente UASB	
109	341.46	313	37	280	288	1.5
110				284	294	1.6
111	455.42	401	42	378	378	2.2
112				412	422	2.31
115				400	418	1.03
117	419.28	378	28	348	356	1.18
118				400	418	1.02
119	541.46	518	39	444	466	4.03
122	606.10	512	104	497	513	33.3
123				502	543	58.75
124				475	512	57.5
125				486	496	43.2
126				498	501	46
133	623.81	622	250	524	534	88.8
136				498	505	129
137				531	543	98
139				508	521	102
140				512	518	156
143	617.05	614	320	543	569	146
144				410	442	128
145				448	471	149
146				438	447	80
147				510	514	88
151	670.73	637	308	550	562	132
153				488	509	109
157				573	582	138
158				518	533	110
159				533	562	108
160	666.67	656	381	560	570	150
161				580	588	150
165				580	597	100
170				598	603	114
173	667.86	659	667.86	561	574	126
174				592	599	112
177				521	533	106
180				502	507	126
183				522	536	102
186	664.29	617	251	558	562	118
190				654	665	108
193				716	722	125
196				785	794	114
199	1039.77	962	253	915	937	98
202				946	973	102
205				875	899	106

Continuación de la Tabla 4.

Días	NT (mg.L ⁻¹)			N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)		Efluente LAAI
	Influente UASB	Efluente UASB	Efluente LAAI	Influente UASB	Efluente UASB	
208				713	738	85
211				824	918	129
214	1119.05	1100.95	309	940	988	233
217				816	820	116
222				818	821	126
224				811	825	102

Tabla 5. Concentración de N-NO₂⁻ y N-NO₃⁻ y OD en el efluente del sistema UASB-LAAI.

Días	N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	OD (mg.L ⁻¹)
Operación	Efluente LAAI	Efluente LAAI	LM-LAAI
1	1.08	10	
4	1.0584	7.8	3.5
7	1.1052	10.2	2.6
10	1.6812	10.6	3.8
12	1.3932	7.9	3.4
14	1.7028	6.1	3.2
16	2.9952	10.8	2.1
18	3.2292	15	3.9
19	1.08	10	3.4
20	5.346	18	3.31
28			4.45
29	5.076	44	3.51
32	4.8636	43	3.23
33	2.8692	47	5.09
34	3.3336	29	1.95
42	4.5648	6.8	4.34
49	2.8008	29	1.83
54	5.8788	38	4.34
55	4.2012	20	3.21
56	4.4316	6	3.42
61	1.8072	120	1.99
63	4.1688	60	3.28
68	3.7476	76	3.78
69	5.22	16	3.51
70	4.1868	33.5	1.77
73	7.1688	17.6	3.57
74	6.5352	76	2.25
76	6.1896	32	4.28
80	3.324	26	3.97
82	2.1	30.4	4.32
90	3.3888	30	3.15
91	2.9352	14	2.44
94	5.7648	14	2.72
95	1.668	50	3.75
96	5.8908	30.5	3.04
98	6.2364	25	4.2

Continuación de la Tabla 5.

Días	N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	OD (mg.L ⁻¹)
Operación	Efluente LAAI	Efluente LAAI	LM-LAAI
101	2.9352	14	31
103	5.7648	14	23
104	1.668	50	57
105	5.8908	30.5	16
108	6.2364	25	06
109	8.1768	3	75
110	6.078	2	26
111	3.1224	0	
112	3.846	0.2	93
115	3.4896	4.5	11
117	7.4748	1.1	8
118	6.996	13	01
119	7.1652	10	89
122	4.6884	60	92
123	6.4308	70	1
124	5.1096	160	86
125	2.7228	158	98
126	3.54	33	51
133	5.124	158	67
136	3.9	80	38
137	3.6768	218	84
139	4.728	150	26
140	0	113	49
143	0	178	79
144	50	100	18
145	0	98	26
146	0	67	92
147	10	154	85
151	0	140	95
153	50	108	4
157	60	200	07
158	0	113	62
159	50	268	16
160	72	150	02
161	40	150	06
165	22	87	31

Continuación de la Tabla 5.

Días	N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	OD (mg.L ⁻¹)
Operación	Efluente LAAI	Efluente LAAI	LM-LAAI
170	39	110	73
173	39	90	26
174	39	94	16
177	39	74	14
180	39	86	12
183	39	91	86
186	39	84	28
190	39	87	12
193	39	75	94
196	39	98	16
199	39	91	02
202	39	79	58
205	39	90	46
208	39	71	
211	39	86	31
214	39	50	29
217	39	64	29
222	39	62	37
224	39	90	31

Tabla 6. Concentraciones de Sólidos Suspendidos Totales(SST), Sólidos Suspendidos Volátiles(SSV) y Sólidos Suspendidos Fijos (SSF) en el reactor anaerobio tipo UASB.

Días	SSTi UASB	SSTe UASB	R SST UASB	SSVi UASB	SSVe UASB	R SSV UASB	SSFi UASB	SSFe UASB	R SSF UASB
Operación	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%
4	1312	1006	23.32	1250	973	22.16	62.00	33.00	46.77
7	1278	946	25.98	1179	921	21.88	99.00	25.00	74.75
10	1352	874	35.36	1203	768	36.16	149.00	106.00	28.86
12	1486	1122	24.50	1246	916	26.48	240.00	206.00	14.17
14	1588	896	43.58	1270	711	44.02	318.00	185.00	41.82
16	1697	706	58.40	1432	606	57.68	265.00	100.00	62.26
18	1560	674	56.79	1380	607	56.01	180.00	67.00	62.78
20	1686	712	57.77	1370	648	52.70	316.00	64.00	79.75
28	1200	650	45.83	1060	590	44.34	140.00	60.00	57.14
32	1400	910	35.00	1240	770	37.90	160.00	140.00	12.50
42	1430	860	39.86	1230	680	44.72	200.00	180.00	10.00
49	1000	520	48.00	890	413	53.60	110.00	107.00	2.73
55	1040	560	46.15	860	460	46.51	180.00	100.00	44.44
56	1460	590	59.59	1380	550	60.14	80.00	40.00	50.00
61	960	560	41.67	780	420	46.15	180.00	140.00	22.22
69	1000	470	53.00	890	380	57.30	110.00	90.00	18.18
74	1600	820	48.75	1510	740	50.99	90.00	80.00	11.11
90	1140	680	40.35	940	580	38.30	200.00	100.00	50.00
91	1170	600	48.72	1050	570	45.71	120.00	30.00	75.00
94	1320	660	50.00	1000	520	48.00	320.00	140.00	56.25
95	1090	660	39.45	940	550	41.49	150.00	110.00	26.67
96	1100	740	32.73	950	640	32.63	150.00	100.00	33.33
98	870	450	48.28	720	410	43.06	150.00	40.00	73.33
101	1028	680	33.85	912	630	30.92	116.00	50.00	56.90
104	750	400	46.67	650	380	41.54	100.00	20.00	80.00
109	970	550	43.30	820	430	47.56	150.00	120.00	20.00
110	650	290	55.38	470	240	48.94	180.00	50.00	72.22
111	1520	822	45.92	1490	803	46.11	30.00	19.00	36.67
112	1400	948	32.29	1360	920	32.35	40.00	28.00	30.00
115	710	360	49.30	650	320	50.77	60.00	40.00	33.33
123	685	260	62.04	520	197	62.12	165.00	63.00	61.82
124	660	200	69.70	590	160	72.88	70.00	40.00	42.86
125	860	660	23.26	790	640	18.99	70.00	20.00	71.43
136	850	490	42.35	780	460	41.03	70.00	30.00	57.14
140	948	520	45.15	870	480	44.83	78.00	40.00	48.72
147	876	580	33.79	750	470	37.33	126.00	110.00	12.70
159	794	496	37.53	672	386	42.56	122.00	110.00	9.84
170	814	478	41.28	706	380	46.18	108.00	98.00	9.26
186	1587	842	46.94	1276	676	47.02	311.00	166.00	46.62

Continuación de la tabla 6.

Días	SSTi UASB	SSTe UASB	RSST UASB	SSVi UASB	SSVe UASB	R SSV UASB	SSFi UASB	SSFe UASB	R SSF UASB
Operación	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%
199	1672	916	45.22	1368	684	50.00	304.00	232.00	23.68
214	1869	1026	45.10	1522	752	50.59	347.00	274.00	21.04
224	2128	1244	41.54	1930	1106	42.69	198.00	138.00	30.30
186	1587	842	46.94	1276	676	47.02	311.00	166.00	46.62
199	1672	916	45.22	1368	684	50.00	304.00	232.00	23.68
214	1869	1026	45.10	1522	752	50.59	347.00	274.00	21.04
224	2128	1244	41.54	1930	1106	42.69	198.00	138.00	30.30
199	1672	916	45.22	1368	684	50.00	304.00	232.00	23.68
214	1869	1026	45.10	1522	752	50.59	347.00	274.00	21.04
224	2128	1244	41.54	1930	1106	42.69	198.00	138.00	30.30

Tabla 7. Concentraciones de Sólidos Suspendidos Totales(SST), Sólidos Suspendidos Volátiles(SSV) y Sólidos Suspendidos Fijos (SSF) en el reactor de LAAI.

Días	SSTi LAAI	SSTe LAAI	R SST LAAI	SSVi LAAI	SSVe LAAI	R SSV LAAI	SSTLM	SSVLM	F/M
Operación	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	
4	1006	703	30.12	973	342	64.85	3200	2340	0.15
10	874	512	41.42	668	485	27.40	3406	1940	0.25
20	712	463	34.97	648	328	49.38	2760	2000	0.74
28	650	137	78.92	590	109	81.53	2800	1820	0.74
32	910	470	48.35	770	430	44.16	1676	1020	0.81
42	860	450	47.67	680	430	36.76	1660	1040	0.87
49	520	300	42.31	413	206	50.12	3920	2760	0.57
55	560	157	71.96	460	125	72.83	4200	3080	0.37
56	590	13	97.80	550	7	98.73	4260	3080	0.22
61	560	26	95.36	420	23	94.52	4640	3360	0.34
69	470	60	87.23	380	32	91.58	4660	2280	0.51
74	820	20	97.56	740	20	97.30	7240	5680	0.28
90	680	80	88.24	580	80	86.21	5320	4200	0.38
91	600	137	77.17	570	107	81.23	4800	3820	0.39
94	660	100	84.85	520	100	80.77	6300	5060	0.28
95	660	0	100.00	550	0	100.00	6120	5040	0.16
96	740	20	97.30	640	20	96.88	3820	3060	0.17
98	450	35	92.22	410	32	92.20	3880	3340	0.24
101	680	60	91.18	630	56	91.11	4660	3980	0.17
104	400	54	86.50	380	50	86.84	5820	4980	0.08
109	550	20	96.36	430	20	95.35	6740	5380	0.32
110	290	12	95.86	240	12	95.00	5700	3200	0.43
111	822	30	96.35	803	20	97.51	7000	5140	0.14
112	948	45	95.25	920	42	95.43	8900	4760	0.18
115	360	10	97.22	320	10	96.88	8180	7180	0.11
118							8420	7280	0.42
123	260	60	76.92	197	30	84.77	7660	5280	0.20
124	200	6	97.00	160	4	97.50	6670	4660	0.30
125	660	36	94.55	640	34	94.69	7320	4080	0.27
136	490	32	93.47	460	32	93.04	6940	3820	0.32
140	520	18	96.54	480	14	97.08	7648	3845	0.31
147	580	22	96.21	470	18	96.17	6824	4658	0.27
159	496	12	97.58	386	10	97.41	7245	4042	0.16
170	478	16	96.65	380	12	96.84	7318	4190	0.13

Continuación de la tabla 7.

Días	SSTi LAAI	SSTe LAAI	R SST LAAI	SSVi LAAI	SSVe LAAI	R SSV LAAI	SSTLM	SSVLM	F/M
Operación	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	
186	842	45	94.66	676	42	93.79	7056	4450	0.13
199	916	52	94.32	684	42	93.86	7235	4590	0.16
214	1026	64	93.76	752	48	93.62	7318	4520	0.16
224	1244	72	94.21	1106	54	95.12	7454	4430	0.16

Tabla 8. Concentraciones de Fósforo Total (FT) obtenidas en el sistema UASB-LAAI.

Días	FTi UASB	FTi LAAI	FTe LAAI	FT UASB,	R FT LAEI
Operación	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	(mg.L ⁻¹)	%	%
4	68	49		27.94	68
7	57	52		8.77	57
10	44	31		29.55	44
12	42	33		21.43	42
14	54	40		25.93	54
16	48	33		31.25	48
18	45	39		13.33	45
20	68	49		27.94	68
49	59	44	13	25.42	70.46
74	56	40	15	28.57	62.5
101	57	38	10	33.33	73.68
103	75	50	7.4	33.33	85.2
119	77	50	15.2	35.06	69.6
122	70	55	3.7	21.43	93.27
133	78	54	12	30.77	77.78
143	81	46	7	43.21	84.78
151	75	51	12	32.00	76.47
160	88	56	18	36.36	67.86
173	71	47	14	33.80	70.21
180	76	41	5	46.05	87.81
194	68	45	8	33.82	82.2
214	78	51	15	34.62	70.59

Tabla 9. Concentraciones de Alcalinidad a pH 5.75 y pH 4.3 para calcular la relación α y los AGV (Jenkins *et al.* 1991) en el sistema anaerobio.

Dias Ope- ración	Alcalinidad a pH 5.75 en el UASB		Alcalinidad a pH 4.3 en el UASB		Relación α		AGV Jenkins		Diferencia AGV	
	Influyente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Efluente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Influyente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Efluente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	nflu.	Eflu.	nflu.	Eflu.	nflu.	Eflu.
1	945	806	1166	1090	0.19	0.26	-22	117	221	284
4	850	633	975	870	0.13	0.27	-124	112	125	237
7	966	800	983	1067	0.02	0.25	-318	95	17	267
10	807	676	893	927	0.10	0.27	-163	116	87	251
12	783	1000	867	1253	0.10	0.20	-159	5	84	253
14	800	1033	920	1293	0.13	0.20	-113	2	120	260
16	767	1053	867	1390	0.12	0.24	-129	104	100	337
20	591	1399	1105	1876	0.47	0.25	519	180	514	477
21	592	1381	1184	1746	0.50	0.21	629	28	592	365
28	790	1369	1579	1837	0.50	0.25	838	178	789	468
29	691	1046	1431	1483	0.52	0.29	804	249	740	437
32	770	1577	1550	2045	0.50	0.23	833	105	780	468
33	730	1485	1450	1950	0.50	0.24	762	133	720	465
34	671	1375	1392	1850	0.52	0.26	784	186	721	475
42	927	1662	1714	2220	0.46	0.25	787	202	787	558
49	1283	1622	1976	2150	0.35	0.25	528	174	693	528
54	1434	1781	1995	2250	0.28	0.21	287	34	561	469
55	896	1458	1671	1886	0.46	0.23	781	90	775	428
56	695	1295	1432	1755	0.51	0.26	798	193	737	460
61	681	1357	1457	1836	0.53	0.26	859	198	776	479
68	592	1282	1105	1778	0.46	0.28	517	249	513	496
70	395	1229	918	1570	0.57	0.22	601	48	523	341
73	691	1301	1431	1757	0.52	0.26	804	185	740	456
74	661	1449	1461	1836	0.55	0.21	900	35	800	387
76	777	1401	1500	1827	0.48	0.23	749	107	723	426
80	957	1517	1648	2094	0.42	0.28	640	280	691	577
90	888	1577	1796	2145	0.51	0.26	972	246	908	568
91	839	1575	1698	2153	0.51	0.27	920	261	859	578
94	1481	1615	2023	2201	0.27	0.27	243	258	542	586
95	928	1744	1717	2389	0.46	0.27	790	296	789	645
96	1283	1674	1222	2319		0.28	-541	321	-61	645
101	1207	1650	1961	2397	0.38	0.31	641	474	754	747
103	943	1531	1914	2250	0.51	0.32	1042	477	971	719
104	896	1415	1367	1918	0.34	0.26	350	212	471	503
105	943	1337	1433	1922	0.34	0.30	360	355	490	585
109	896	1090	1367	1631	0.34	0.33	350	381	471	541

Continuación de la tabla 9.

Días Operación	Alcalinidad a pH 5.75 en el UASB		Alcalinidad a pH 4.3 en el UASB		Relación α		AGV Jenkins		Diferencia AGV	
	Influyente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Efluente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Influyente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Efluente (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	nflu.	Eflu.	nflu.	Eflu.	nflu.	Eflu.
110	802	1012	1235	1433	0.35	0.29	330	238	433	421
112	849	1022	943	1416	0.10	0.28	-168	196	94	394
118	773	1492	1650	1980	0.53	0.25	969	163	877	488
123	990	1514	1967	2280	0.50	0.34	1034	549	977	766
124	981	1131	1567	1632	0.37	0.31	483	309	586	501
125	986	1086	1419	1587	0.31	0.32	264	325	433	501
133	896	1163	1430	1628	0.37	0.29	439	247	534	465
136	984	1340	1520	1890	0.35	0.29	411	305	536	550
137	990	1327	1643	1830	0.40	0.27	575	243	653	503
139	891	1112	1352	1784	0.34	0.38	338	558	461	672
143	941	1252	1341	1820	0.30	0.31	234	361	400	568
144	932	1146	1230	1720	0.24	0.33	92	408	298	574
145	802	1012	1235	1433	0.35	0.29	330	238	433	421
146	964	1127.00	1452.00	1600	0.34	0.30	350	271	488	473
147	942	1236.00	1340.00	1810	0.30	0.32	230	376	398	574
157	971	1212.00	1537.00	1730	0.37	0.30	458	305	566	518
158	968	1332.00	1440.00	1920	0.33	0.31	326	361	472	588
159	957	1307.00	1412.00	1920	0.32	0.32	306	406	455	613
160	986	1238.00	1562.00	1780	0.37	0.30	467	330	576	542
165	961	1031.00	1426.00	1653	0.33	0.38	319	516	465	622
170	938	1086.00	1425.00	1672	0.34	0.35	358	446	487	586
173	943	1120.00	1450.00	1670	0.35	0.33	384	383	507	550
175	1207	1345.00	1725.00	1940	0.30	0.31	307	367	518	595
180	1431	1668.00	2236.00	2448	0.36	0.32	634	515	805	780
190	1584	1719.00	2342.00	2543	0.32	0.32	513	559	758	824
193	1612	1742.00	2540.00	2619	0.37	0.33	744	626	928	877
196	1643	1752.00	2460.00	2620	0.33	0.33	576	609	817	868
205	1532	1769.00	2236.00	2512	0.31	0.30	455	426	704	743
208	1638	1885.00	2432.00	2680	0.33	0.30	545	459	794	795
214	1712	2014.00	2618.00	2790	0.35	0.28	678	386	906	776
217	1675	1953.00	2540.00	2820	0.34	0.31	633	537	865	867