



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
PROVENIENTES DE RASTRO MEDIANTE UN
SISTEMA DE REACTORES ANAEROBIO Y AEROBIO
CON AIREACIÓN INTERMITENTE

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA AMBIENTAL-CAMPO DISCIPLINARIO AGUA

P R E S E N T A:

IBQ. ERIKA ARTEMISA LOMELÍ SERRANO



TUTOR:

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

2011

Jurado Asignado

Presidente: Dra. Georgina Fernández Villagómez

Secretario: Dr. Juan Manuel Morgan Sagastume

Vocal: Dra. Petia Mijaylova Nacheva

1^{er} Suplente: Dra. Flor de María Cuervo López

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

UNAM, Campus Morelos

TUTOR DE TESIS:

Dra. Petia Mijaylova Nacheva

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)

A las dos personas que más admiro y que son mi ejemplo a seguir, mis padres José e Irma por su amor, cariño, apoyo incondicional a lo largo de mi vida y por enseñarme que el trabajo duro siempre trae recompensas.

A mis hermanos Penélope y Ulises, por su cariño y buen ánimo desde el principio hasta el fin.

A la Dra. Petia Mijailova Nacheva, por la dirección de esta investigación, el apoyo académico y científico que junto con mi maestra y compañera Marlé, compartieron conmigo experiencia y conocimientos, así como Viridiana, por su amistad y apoyo en la labor experimental.

A los integrantes del Comité tutorial, quienes me guiaron a lo largo de la elaboración de la tesis. Dra Flor de María Cuervo López, gracias por sus valiosos comentarios acerca de cómo mejorar el trabajo. Dr. Juan Manuel Morgan Sagastume, agradezco su orientación y oportunos comentarios.

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

A todos mis compañeros de maestría y amigos, por su apoyo entusiasta. En especial a mis amigos con los que viví más de dos años, Lupita y Luis, por que siempre me hicieron sentir como en casa y juntos formamos una familia.

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

A todos,
Gracias.

Índice

1. Introducción.....	1
1.1 Problemática.....	1
1.2 Objetivo general.....	4
1.3 Objetivos específicos	4
1.4 Hipótesis	4
1.5 Meta	4
2. Fundamento teórico y antecedentes	5
2.1 Degradación anaerobia.....	5
2.2 Ventajas y desventajas de los tratamientos anaerobios	5
2.3 Bioquímica y microbiología de la degradación anaerobia.....	6
2.4 Fases de la degradación anaerobia	8
2.4.1 Hidrólisis	8
2.4.2 Acidogénesis	9
2.4.3 Acetogénesis.....	10
2.4.4 Metanogénesis	10
2.5 Parámetros que influyen en la degradación anaerobia de la materia orgánica	12
2.5.1 Temperatura	12
2.5.2 pH y alcalinidad	12
2.5.3 Agitación	13
2.5.4 Tóxicos e inhibidores	13
2.6 Reactor anaerobio tipo UASB	14
2.7 Remoción del nitrógeno mediante procesos biológicos	16

2.8.1 Nitrificación	17
2.8.1.1 Factores que afectan la nitrificación.....	17
2.8.2 Desnitrificación	19
2.8.2.1 Factores que afectan la desnitrificación.....	19
2.9 Sistemas biológicos de remoción de nitrógeno.....	19
2.9.1 Lodos activados.....	20
2.9.1.1 Microbiología	20
2.9.1.2 Procesos de aireación extendida y aireación intermitente	22
2.10 Tratamientos anaerobio-aerobio	23
2.11 Tecnologías aplicadas a aguas residuales provenientes de rastros.....	24
 3. Metodología	 27
3.1 Caracterización del agua residual del rastro	27
3.2 Configuración del sistema de tratamiento	27
3.3 Descripción del sistema.....	29
3.4 Seguimiento analítico del sistema experimental	31
3.5 Operación de los sistemas.....	35
3.5.1 Reactor UASB	35
3.5.2 Lodos activados con aireación intermitente	36
3.6 Análisis estadístico de los resultados experimentales.....	37
 4. Resultados y discusión.....	 41
4.1 Aguas residuales de rastro.....	41
4.2 Reactor UASB.....	45
4.2.1 Arranque del reactor UASB	45

4.2.2 Remoción de materia orgánica.....	46
4.2.3 Nitrógeno amoniacal y Nitrógeno total	48
4.2.4 Fósforo total.....	51
4.2.5 Sólidos suspendidos totales y volátiles	52
4.2.6 Temperatura, pH, alcalinidad, ácidos grasos y relación alfa	54
4.2.7 Producción de biogás y actividad metanogénica.....	58
4.2.8 Seguimiento de los sólidos en el lecho de lodos.....	61
4.3 Reactor de lodos activados con aireación intermitente	63
4.3.1 Remoción de materia orgánica.....	64
4.3.2 Remoción de nitrógeno	68
4.3.3 Fósforo total.....	74
4.3.4 Sólidos suspendidos volátiles y totales	76
4.3.5 Temperatura, pH, OD, Redox.....	77
4.3.6 Características de la biomasa	79
4.3.6.1 Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado.....	79
4.3.6.2 Propiedades de sedimentación	80
4.3.6.3 Tasa de utilización de oxígeno.....	81
4.4 Sistema anaerobio-aerobio	82
5. Conclusiones	84
6. Referencias.....	86
Anexo 1 Cuantificación del biogás por desplazamiento de líquido y determinación de la producción teórica.....	94

Anexo 2 Determinación indirecta de los ácidos grasos volátiles (AGV)	95
Anexo 3 Actividad Metanogénica Específica Simplificada en discontinuo en sistemas estáticos	96
Anexo 4 Requerimientos de nutrientes para el sistema anaerobio	100
Anexo 5 Determinación de nutrientes traza para la formación de nuevas células.....	101
Anexo 6 Promedio del rendimiento del sistema	103
Anexo 7 Análisis Estadísticos.....	106
Anexo 8 Norma Oficial Mexicana (NOM-001-SEMARNAT-1996).....	122

Índice de tablas

		Pág.
Tabla 1.1	Concentraciones típicas de contaminantes en las descargas de rastro por especie	3
Tabla 2.2	Parámetros de operación del proceso de lodos activados	21
Tabla 2.3	Tecnologías biológicas implementadas para la depuración de efluentes de rastros	26
Tabla 3.1	Parámetros y puntos de muestreo	32
Tabla 3.2	Métodos de análisis durante la operación del sistema UASB-LA	33
Tabla 3.3	Cargas orgánicas volumétricas aplicadas al reactor anaerobio UASB	35
Tabla 3.4	Programa de aireación	37
Tabla 3.5	Parámetros de operación del reactor LA con aireación intermitente	37
Tabla 3.6	Diseño experimental del sistema UASB	38
Tabla 3.7	Diseño experimental del sistema LA, en la primera etapa	39
Tabla 3.8	Diseño experimental del sistema LA, en la segunda etapa	39
Tabla 4.1	Caracterización inicial del agua residual del rastro de Cuernavaca	42
Tabla 4.2	Concentración de nutrientes traza	44
Tabla 4.3	Seguimiento de la caracterización del agua de rastro	44
Tabla 4.4	Seguimiento de los parámetros de campo del agua de rastro	45
Tabla 4.5	Datos iniciales del lodo granular	45
Tabla 4.6	Resumen de resultados promedio de DQO en el reactor UASB	47
Tabla 4.7	Concentración de N-NH ₄ en el reactor UASB	49
Tabla 4.8	Concentración de NT en el reactor UASB	50
Tabla 4.9	Concentraciones de PT en el reactor UASB	52
Tabla 4.10	Concentraciones de SST y SSV en el reactor UASB	54
Tabla 4.11	Biogás capturado en el reactor UASB	60
Tabla 4.12	Actividad metanogénicas específica del lodo granular promedio en cada etapa experimental	60
Tabla 4.13	Concentraciones de los sólidos en el lecho del lodo granular	61
Tabla 4.14	Balance de sólidos en el reactor UASB	62
Tabla 4.15	Condiciones experimentales y remoción de materia orgánica, en el reactor LAAl	66

Tabla 4.16	Características promedio de las formas de nitrógeno presentes en el agua residual	68
Tabla 4.17	Concentraciones promedio de las diferentes formas de nitrógeno y remociones de nitrógeno en el reactor LAAI	73
Tabla 4.18	Condiciones de operación bajo las cuales se llevó a cabo cada patrón de aireación	78
Tabla 4.19	Comparación del sistema de tratamiento UASB-LAAI en el tratamiento de aguas residuales de rastro	82

Índice de figuras

	Pág.	
Figura 1.1	Esquema del proceso de producción de carne y desechos generados	2
Figura 2.1	Fases de la degradación anaerobia	11
Figura 3.1	Esquema del sistema experimental	28
Figura 3.2	Fotografías del sistema experimental	28
Figura 3.3	Esquema del reactor UASB	29
Figura 3.4.	Esquema del reactor de lodos activados con aireación intermitente	31
Figura 3.5	Toma de muestras del sistema experimental	31
Figura 4.1	Remoción de materia orgánica medida como DQO en el tratamiento de aguas de rastro mediante un reactor UASB	46
Figura 4.2	Concentración de N-NH ₄ en el influente y efluente del reactor UASB	48
Figura 4.3	Concentración de NT en el influente y efluente del reactor UASB	49
Figura 4.4	Concentración de PT en el influente y efluente del reactor UASB	51
Figura 4.5	Concentración de SST en el influente y efluente del reactor UASB	53
Figura 4.6	Concentración de SSV en el influente y efluente del reactor UASB	53
Figura 4.7	Comportamiento de la temperatura en el influente y efluente del reactor UASB	55
Figura 4.8	Comportamiento de pH en el influente y efluente del reactor UASB	56
Figura 4.9	Alcalinidad total y a pH 5.75 en el reactor UASB	57
Figura 4.10	Comportamiento de la relación α en el reactor UASB	58
Figura 4.11	Producción de biogás	59
Figura 4.12	COV alimentada al reactor LAAI durante el todo el periodo de operación	64
Figura 4.13	Remoción de materia orgánica medida como DQO en un reactor LAAI	65
Figura 4.14	Variación de la tasa de remoción de materia orgánica durante el desarrollo experimental en el reactor LAAI	68
Figura 4.15	Remoción de N-NH ₄ en un reactor LAAI	69
Figura 4.16	Carga volumétrica y másica de N-NH ₄ aplicada al reactor LAAI	70
Figura 4.17	Variación de la tasa de remoción de N-NH ₄ durante el desarrollo experimental en el reactor LAAI	71
Figura 4.18	Correlación entre la tasa de remoción de N-NH ₄ en el reactor LAAI y la carga alimentada de N-NH ₄	71

Figura 4.19	N-NO ₂ y N-NO ₃ presentes en el efluente del reactor LAAI	72
Figura 4.20	Remoción de PT en el reactor LAAI	75
Figura 4.21	Contenido de SST y SSV en el influente y efluente del reactor LAAI	77
Figura 4.22	Evolución de la temperatura y pH en el reactor LAAI	78
Figura 4.23	Concentración de SSVLM en el reactor LAAI	79
Figura 4.24	TRC en el reactor LAAI	80
Figura 4.25	Comportamiento del índice volumétrico de lodos en el reactor LAAI	81

Abreviaturas

AEBR	Reactor anaerobio de lecho expandido (anaerobic expanded bed reactor)
AGV	Ácidos grasos volátiles
Alc 4.3	Alcalinidad a pH 4.3
Alc 5.75	Alcalinidad a pH 5.75
α	Relación alfa
CFCs	Clorofluorocarbonados
COV	Carga orgánica volumétrica
DA	Digestión anaerobia
DAF	Flotación por aire disuelto (dissolved air flotation)
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DBO₅	Demanda bioquímica de oxígeno (5 días)
DQO	Demanda química de oxígeno
EGSB	Reactor de lecho granular expandido (expanded granular sludge blanket bed reactor)
FA	Filtro anaerobio
F/M	Relación entre sustrato (DQO o DBO) y microorganismos (sólidos suspendidos volátiles)
GyA	Gasa y aceites
LA	Lodos activados
N	Nitrógeno
NT	Nitrógeno total
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
OHPA	Bacterias productoras obligadas de hidrógeno (obligate hydrogen producing acetogens)
P	Fósforo
SASBR	Reactor anaerobio de lecho de lodos fijo (static anaerobic sludge bed reactor)
SAAM	Sustancias activas al azul de metileno (detergentes)
SGBR	Reactor de lecho granular fijo (static granular bed reactor)
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSLM	Sólidos suspendidos en el licor mezclado
SSVLM	Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado
TMRC	Tiempo medio de retención celular
TRH	Tiempo de residencia hidráulica
TRC	Tiempo de retención celular
UASB_r	Reactor anaerobio de lecho de lodos floculento y flujo ascendente
UASBg	Reactor anaerobio de lecho de lodos granular y flujo ascendente
UASB	Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (upflow anaerobic sludge blanket reactor)

Resumen

En el presente trabajo se analiza el desempeño de un reactor UASB seguido por un sistema de lodos activados con aireación intermitente para la remoción de materia orgánica y nitrógeno provenientes de aguas residuales de rastro. El reactor UASB fue operado en dos etapas, con cargas orgánicas volumétricas (COV) de 10 y 15 kgDQO·m⁻³d⁻¹, respectivamente. El reactor con lodos activados fue alimentado con el efluente del UASB con base en una relación F/M de 0.25 gDQO·mg SSV⁻¹. La aireación intermitente consistió en formar un ciclo de encendido/ apagado del suministro de aire empleando tres patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35 (tiempo en minutos). En la primera etapa se estudiaron los patrones de aireación 30/15 y 15/30, con duración de 46 días por patrón de aireación. Durante la segunda etapa de experimentación, se emplearon los tres patrones de aireación (30/15, 15/30 y 10/30) con duración de 46 días por patrón de aireación. El último patrón de aireación duró 58 días en estudio. Se dio seguimiento con parámetros de campo, materia orgánica como DQO, nitrógeno amoniacal, nitratos y nitritos de nitrógeno. Durante la primera etapa de operación el reactor anaerobio (COV=10 kgDQO·m⁻³d⁻¹), obtuvo una remoción de DQO del 87% y una generación de biogás de 24.1 L·d⁻¹, al incrementar hasta alcanzar una COV de 15 kgDQO·m⁻³d⁻¹ la remoción del sistema alcanzó un 90% y una generación de biogás de 36.2 L·d⁻¹. El reactor aerobio de lodos activados, operado con una carga de 0.25 gDQO·mg SSV⁻¹, logró en la primera etapa una remoción promedio de DQO y nitrógeno amoniacal de 69% y 64%, respectivamente usando el patrón de aireación 30/15; sin embargo con el patrón de aireación de 15/30, se obtuvieron porcentajes de remoción de DQO y N-NH₃ de 71 y 66%, respectivamente. En la segunda etapa al usar el patrón de aireación 30/15 se obtuvieron remociones de 72 y 68% de DQO y nitrógeno amoniacal; al cambiar el patrón de aireación a 15/30 las remociones obtenidas de DQO y nitrógeno amoniacal fueron de 75 y 71%, respectivamente. Finalmente, con el patrón de aireación 10/35, se obtuvieron remociones de 78 y 73% de DQO y nitrógeno amoniacal. El sistema de tratamiento UASB-LA, es adecuada para la depuración de efluentes provenientes de rastros. La eficiencia del sistema en la primera y segunda etapa fue de 96 y 97% en la remoción de DQO. La aireación intermitente representa una alternativa para la remoción simultánea de materia orgánica y nitrógeno. Se recomienda estudiar más patrones de aireación, bajo la premisa de que la fase sin airear sea mayor que la etapa aireada.

Abstract

This project focuses on the performance of an UASB reactor coupled with an activated sludge (AS) reactor with intermittent aeration for carbon and nitrogen removal in slaughterhouse wastewater. The UASB was operated at two different volumetric organic loading rates (VOL), 10 and 15 kgCOD·m⁻³d⁻¹. Then the USAB effluent was introduced into the AS reactor which was operated with an F/M ratio of 0.25 gCOD·mgVSS⁻¹. The intermittent aeration was carried out under aeration/non-aeration (A/NA) of air supply in minutes. In the first part of this research, we used a VOL of 10 kgCOD·m⁻³d⁻¹ and two different aeration ratio 30/15 (min) and 15/30 (min). Each experiment was carried out for a period of 46 days. In a second part we increased the VOL to 15 kgCOD·m⁻³d⁻¹ and tested the potential of three different aeration ratios, 30/15 (min), 15/30 (min) and 10/35 (min). Experiments were carried out during a period of 46 days for the two first ratios and 58 days for the last one. The impact of the change in the aeration ratio on the carbon removal was evaluated by measuring the organic matter as COD. Concerning the nitrogen removal, the concentration of ammonia, nitrate and nitrite was measured. For a VOL of 10 kgCOD·m⁻³d⁻¹, a COD removal of 87% and a gas production of 24.1 L·d⁻¹ were obtained in the UASB. The AS reactor achieved a COD and ammonia nitrogen removal of 69% and 64% respectively with the 30/15 aeration ratio. When the aeration ratio changed to 15/30, the removal efficiency increased to 71% for the COD and 66% for ammonia nitrogen. When the VOL was increased to 15 kgCOD·m⁻³d⁻¹ the COD removal efficient increased to 90% and the gas production augmented to 36.2 L·d⁻¹. T. Concerning the AS reactor, a removal efficiency of 72% and 68% for COD and ammonia nitrogen respectively were obtained with the 30/15 aeration ration. An increasing in the removal efficiency was observed with the change in the aeration ratio (15/30), 75% COD and 71% ammonia removal like in the first part of the experiment. Finally, with an aeration of 10/35, a COD removal of 78% and ammonia nitrogen of 73% were achieved. UASB-LA is adequate process for slaughterhouse wastewater treatment. The overall performance of the systems for COD removal is 96% and 97% for the two different volumetric organic loading rates (VOL), 10 and 15 kgCOD·m⁻³d⁻¹ respectively. The intermittent aeration represents an alternative for a simultaneous removal of organic and nitrogen compounds. However, an optimization of the aeration ratio needs to be undertaken to improve the process efficiency. From this study, a longer non-aeration time might be required for high removal efficiency.

Introducción

1.1 Problemática

Los rastros son establecimientos dedicados a la transformación de diferentes clases de ganado en carne para el consumo humano. Los principales impactos generados en el procesamiento de la carne son los altos requerimientos de agua y descargas con elevadas concentraciones de materia orgánica (IFC, 2007).

Los principales usos del agua en esta industria son con fines de limpieza tanto del ganado a sacrificar como de los equipos y áreas de trabajo, para mantener un ambiente libre de contaminación (IFC, 2007).

Durante las diferentes etapas del proceso de matanza se generan importantes volúmenes de aguas residuales (Figura 1.1) que son directamente vertidos a cuerpos superficiales de agua o al drenaje municipal con escaso o nulo tratamiento, desencadenando un grave problema ambiental y de salud pública.

La industria alimenticia mexicana, genera anualmente 84.8 miles de toneladas de DBO, de las cuales 5.8 miles de toneladas son generadas por los rastros y mataderos, es decir, el 6.8% de lo producido por toda la industria alimenticia en México (SAGARPA, 2007). El volumen de los efluentes generados depende del volumen de agua utilizada, desde un 80-90% del agua usada, es descargada (IFC, 2007; EPA, 2002).

El volumen total de agua residual que genera esta actividad es superior a los 23 millones de litros, es decir, el 0.4% del total de aguas residuales de origen urbano. De éste, el 62.8% no recibe ningún tratamiento previo a su eliminación (COFEPRIS, 2006).

La composición de las aguas residuales provenientes de los rastros (Tabla 1.1) se caracteriza por altas concentraciones de materia orgánica y por ende, altos valores de demanda bioquímica de

oxígeno (DBO) y demanda química de oxígeno (DQO) debido a la presencia de sangre, grasas y sólidos suspendidos; así como presentar altos niveles de nitrógeno y fósforo, además de bacterias, virus y patógenos. También hay presencia de detergentes y desinfectantes procedentes de las operaciones de limpieza. Por ésta constitución, el agua residual de los rastros no debe ser descargada directamente a cuerpos receptores ni redes de alcantarillado; sin embargo, esto es una práctica común en la gran mayoría de los rastros de México (COFEPRIS, 2006). Resulta entonces imprescindible tratar el agua residual antes de ser descargada.

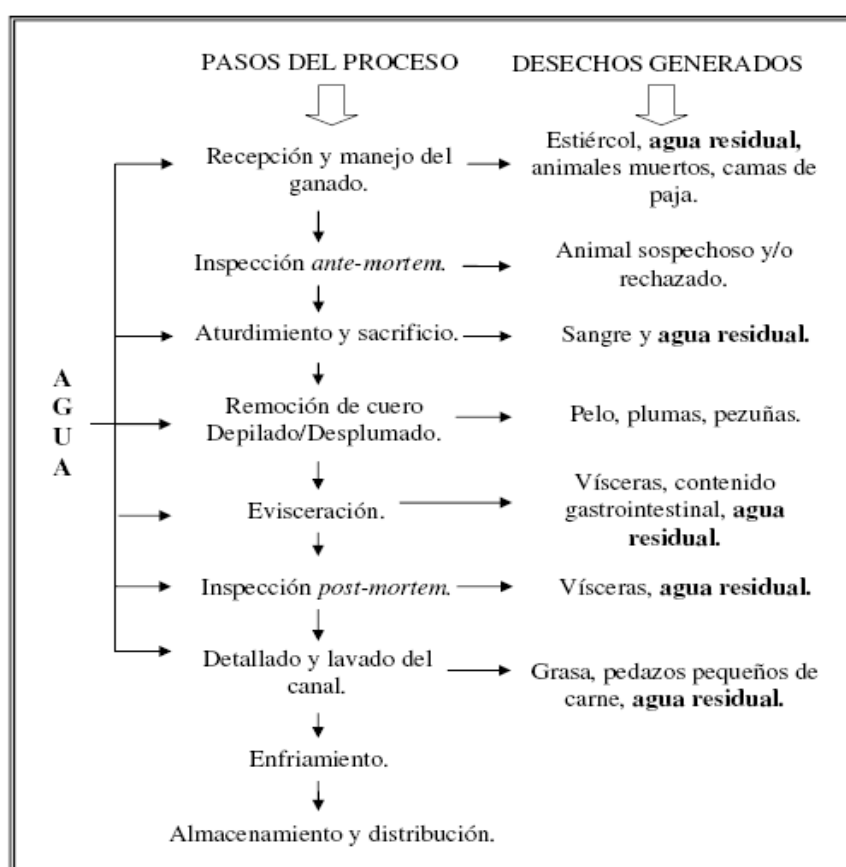


Figura 1.1 Esquema del proceso de producción de carne y desechos generados (COFEPRIS, 2006)

Pese a que las aguas residuales generadas en los rastros presentan características que los hacen ser considerados altamente contaminantes y representar un para la salud pública. En México, estos efluentes no reciben un tratamiento adecuado debido a la falta de recursos y al empleo de sistemas de tratamiento inadecuados.

Tabla 1.1 Concentraciones típicas de contaminantes en las descargas de rastro por especie

Parámetros	Especies		
	Cerdos	Ganado vacuno	Ganado mixto
DBO ₅ (mg·L ⁻¹)	1250	2000	*
DQO (mg·L ⁻¹)	2500	4000	1000-3000
SST (mg·L ⁻¹)	700	1600	400-800
N (mg·L ⁻¹)	150	180	<300
P (mg·L ⁻¹)	25	27	<10
G y A (mg·L ⁻¹)	150	270	<350
pH	7.2	7.2	7-8.5

[*] No reportado

Fuente: COFEPRIS (2006)

Debido a lo anterior es necesaria la generación de información para implementar tecnologías para el tratamiento de estos efluentes. Este estudio evaluó un sistema anaerobio-aerobio con aeración intermitente. Los reactores evaluados han sido estudiados con anterioridad de forma individual para el tratamiento de efluentes de rastro, así como de efluentes industriales y domésticos; sin embargo existe poca información sobre el sistema anaerobio-aerobio para el tratamiento de efluentes de rastro. En esta investigación se determinó la remoción de materia orgánica y nitrógeno amoniacal de los efluentes de rastros.

1.2 Objetivo general

Evaluar un sistema de reactores anaerobio y aerobio con aireación intermitente para el tratamiento de aguas residuales provenientes de rastro midiendo parámetros fisicoquímicos.

1.3 Objetivos específicos

- Determinar la remoción de DQO y Nitrógeno de los efluentes de rastros aplicando dos cargas orgánicas en un reactor experimental UASB.
- Realizar el seguimiento de la alcalinidad y de la producción de biogás.
- Instalar un reactor con biomasa suspendida y aireación intermitente para el tratamiento del efluente del reactor UASB.
- Determinar el efecto de diferentes ciclos de aeración sobre la remoción de la DQO y el Nitrógeno.
- Evaluar el desempeño global del sistema UASB-LAAI con base en la remoción de DQO y Nitrógeno.

1.4 Hipótesis

Se postula que la implementación de un reactor UASB seguido por un reactor aerobio con biomasa suspendida y aireación intermitente para el tratamiento de efluentes residuales provenientes de un rastro municipal permite lograr la remoción simultánea de materia orgánica y nitrógeno.

1.5 Meta

Demostrar la factibilidad de un sistema de reactores anaerobio y aerobio con aireación intermitente para el tratamiento de aguas residuales provenientes de rastro.

Fundamento teórico y antecedentes

Los rastros generan efluentes con alta carga de materia orgánica. En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en los tanques o 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.

2.1 Degradación anaerobia

La degradación anaerobia (DA) es un proceso biológico en donde parte de los materiales orgánicos de un sustrato son convertidos en biogás, mezcla de dióxido de carbono y metano con trazas de otros elementos, por un consorcio de bacterias que son sensibles o completamente inhibidas por el oxígeno.

Los procesos de degradación anaerobia se usan principalmente en el tratamiento de lodos residuales y descargas con alta carga contaminante. Para el caso de tratar aguas residuales con alto contenido de materia orgánica, los procesos anaerobios han demostrado ser más ventajosos que los aerobios (Malina y Pohland, 1992) ya que más del 90% de la energía disponible por oxidación directa es convertida en metano y el 10% de la energía restante es asimilada por las células bacterianas.

2.2 Ventajas y desventajas de los tratamientos anaerobios

Al hacer una comparación con los tratamientos aerobios se encuentran las siguientes ventajas y desventajas (Durán-de-Bazúa *et al.*, 2006; McCarty, 1964).

Ventajas:

- ✓ Los requerimientos de energía son mínimos debido a la baja producción de lodos. En el caso que se necesite elevar la temperatura, ésta puede ser obtenida desde los efluentes por intercambio calorífico (McCarty, 1964).
- ✓ 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 vapor en cualquier parte del proceso de donde provenga el agua residual (Durán-de-Bazúa *et al.*, 2006).
- ✓ El proceso contribuye a la disminución en la generación de gases de efecto invernadero, si el metano producido sustituye una fuente renovable de energía (Flotats *et al.*, 2000).
- ✓ Los sistemas anaerobios modernos pueden manejar contenidos de materia orgánica volumétrica disuelta en el agua residual de hasta 15 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ (Muñoz Valero *et al.*, 1987).
- ✓ Facilidad de arranque de operaciones después de un periodo de suspensión de actividades (Von Sperling, 1996).

Desventajas:

- ✗ No es un sistema satisfactorio para la remoción de nutrientes como el N y el P (Von Sperling, 1996).
- ✗ El arranque es más lento que el de un sistema aerobio debido al bajo coeficiente de crecimiento en el desarrollo de las bacterias (Von Sperling, 1996).
- ✗ Sensible a las variaciones repentinas de carga (Von Sperling, 1996).
- ✗ Se pueden presentar malos olores por la formación de H₂S (Flotats *et al.* 2000).
- ✗ Puede requerir de un sistema de postratamiento dependiendo del origen a tratar (Von Sperling, 1996).

2.3 Bioquímica y microbiología de la degradación anaerobia

La bioquímica y microbiología de los procesos anaerobios es mucho más compleja que la de los procesos aerobios, debido al gran número de rutas que puede utilizar una comunidad microbiana

para la bioconversión de las sustancias orgánicas. Estas rutas no se conocen a detalle pero, en los últimos años, se ha avanzado mucho en las líneas de investigación de este proceso.

La digestión anaerobia está caracterizada por la existencia de varias fases consecutivas diferenciadas en el 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 las 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 degradación anaerobia involucra los siguientes tipos de bacterias:

- Bacterias hidrolíticas o también conocidas como fermentativas: son el primer grupo de bacterias encargadas de hidrolizar polímeros biológicos complejos a compuestos solubles, que serán metabolizados por las bacterias anaerobias (Pavlostathis y Giraldo, 1991). Las bacterias que realizan estas reacciones son anaerobias facultativas. Los principales generos que participan son de la familia *Enterobacteriaceae*, así como *Bacillus*, *Peptostreptococcus*, *Propionibacterium*, *Bacteroides*, *Micrococcus* y *Clostridium* (Díaz *et al.*, 2002).
- Bacterias acidogénicas (formadoras de ácido): este grupo de bacterias utilizan los productos de las bacterias hidrolíticas para generar una mezcla de ácidos propiónico, acético y butírico además de hidrógeno y CO₂. Presentan altas tasas de reproducción (30 minutos como tiempo de duplicación). Ejemplos de estos microorganismos son del género *Clostridium* y *Propionibacterium* (Pavlostathis y Giraldo, 1991).
- Bacterias acetogénicas: son los organismos denominados productores obligados de hidrógeno (OHPA, por sus siglas en inglés). Son las encargadas de catabolizar algunos AGV además de hidrógeno y CO₂. Presentan una tasa lenta de duplicación (de 1.5 a 4 días). Los principales microorganismos son *Syntrophomas wolfei* y *sapovarians*, *Syntrophospora bryantii*, *Syntrophus buswellii* y *Syntrophobacter wolinii*. También están las bacterias homo-acetogénicas las cuales son anaerobias estrictas y utilizan el CO₂ como aceptor final de electrones y tienen al acetato como único producto final de la degradación (Díaz *et al.*, 2002).
- Bacterias metanogénicas: son bacterias anaerobias estrictas que producen metano y CO₂. Se dividen de acuerdo al tipo de metanogénesis que realizan: acetoclásticas e

hidrogenófilas. Las primeras son las más importantes dentro de este proceso y se encargan de convertir el ácido acético en metano y CO_2 . Su desarrollo es lento (2 a 3 días), ejercen gran influencia en los cambios de pH al eliminar ácido acético y producen la mayor cantidad de metano. Las hidrogenófilas consumen hidrógeno para la producción de metano. También se encargan de controlar el potencial redox del proceso y la formación de ácidos AGV (Campos, 2001).

2.4 Fases de la degradación anaerobia

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 las siguientes etapas (Von Sperling *et al*, 2005) mostradas en la Figura 2.1.

1. Hidrólisis de los polímeros complejos (carbohidratos, proteínas y lípidos);
2. Acidogénesis o fermentación de aminoácidos y azúcares;
3. Acetogénesis u oxidación de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes;
4. Acetogénesis de ácidos grasos de cadena corta (menos el ácido acético);
5. Homoacetogénesis y heteroacetogénesis;
6. Metanogénesis acetoclástica;
7. Metanogénesis hidrogenofílica;

2.4.1 Hidrólisis

Es la primera etapa para la degradación de compuestos orgánicos complejos. En esta etapa se realizan dos procesos, los cuales son la solubilización del material particulado insoluble y la descomposición biológica de polímeros orgánicos a monómeros o dímeros.

Se ha afirmado que la hidrólisis es el paso limitante cuando los residuos que se pretenden tratar contienen grandes cantidades de materia insoluble (Boone, 1982; Eastman y Ferguson, 1981).

Cualquier sustrato está compuesto de tres tipos básicos de polímeros complejos: carbohidratos, lípidos y proteínas (Von Sperling *et al*, 2005). La hidrólisis de estas macromoléculas depende de diferentes grupos enzimáticos.

Carbohidratos. Conformados principalmente por la lignina, hemicelulosa y celulosa. Debido a que la lignina 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.

Proteínas. 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 CO₂ 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 y se denominan triglicéridos cuando tres ácidos grasos se unen a un glicerol. La hidrólisis dependerá de la solubilidad del ácido, la cual a su vez es 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 AGV insaturados pueden ser hidrogenados. Cuando se presentan tiempos largos de retención y de residencia los AGV son oxidados por las bacterias sintróficas productoras de H₂ a acetato mediante la vía de la β -oxidación.

2.4.2 Acidogénesis

En esta etapa la materia orgánica disuelta es biodegradada a AGV (ácidos acético, propiónico, butírico), hidrógeno, dióxido de carbono y alcoholes por una población bacteriana heterogénea. Estas bacterias se consideran de proliferación rápida, 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.

2.4.3 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 desfavorables, por lo que necesitan de los organismos metanogénicos u otros organismos consumidores de hidrógeno. Un tipo especial de microorganismos acetogénicos, son los llamados homoacetogénicos, que consumen H_2 y producen acetato (Campos, 2001).

2.4.4 Metanogénesis

Es la última etapa del proceso de digestión anaerobia cuyo producto final es la formación de metano y bióxido de carbono. Es considerada como la etapa más lenta del proceso de degradación anaerobia (Mara y Horan, 2003). Las bacterias metanogénicas participan en este proceso. Las principales características de estas bacterias se enlistan a continuación (Cuervo López, 1995, Speece, 1996):

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

Existen dos tipos de bacterias metanogénicas: acetoclástica e hidrogenotrófica.

Acetoclásticas. 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.

Hidrogenofilicas: Utilizan el hidrógeno como donador de electrones y CO_2 como aceptor de electrones para producir el metano (Metcalf & Eddy, 2003). Esta reacción tiene doble función en el proceso de la digestión anaerobia, por un lado producir metano y, por el otro, 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).

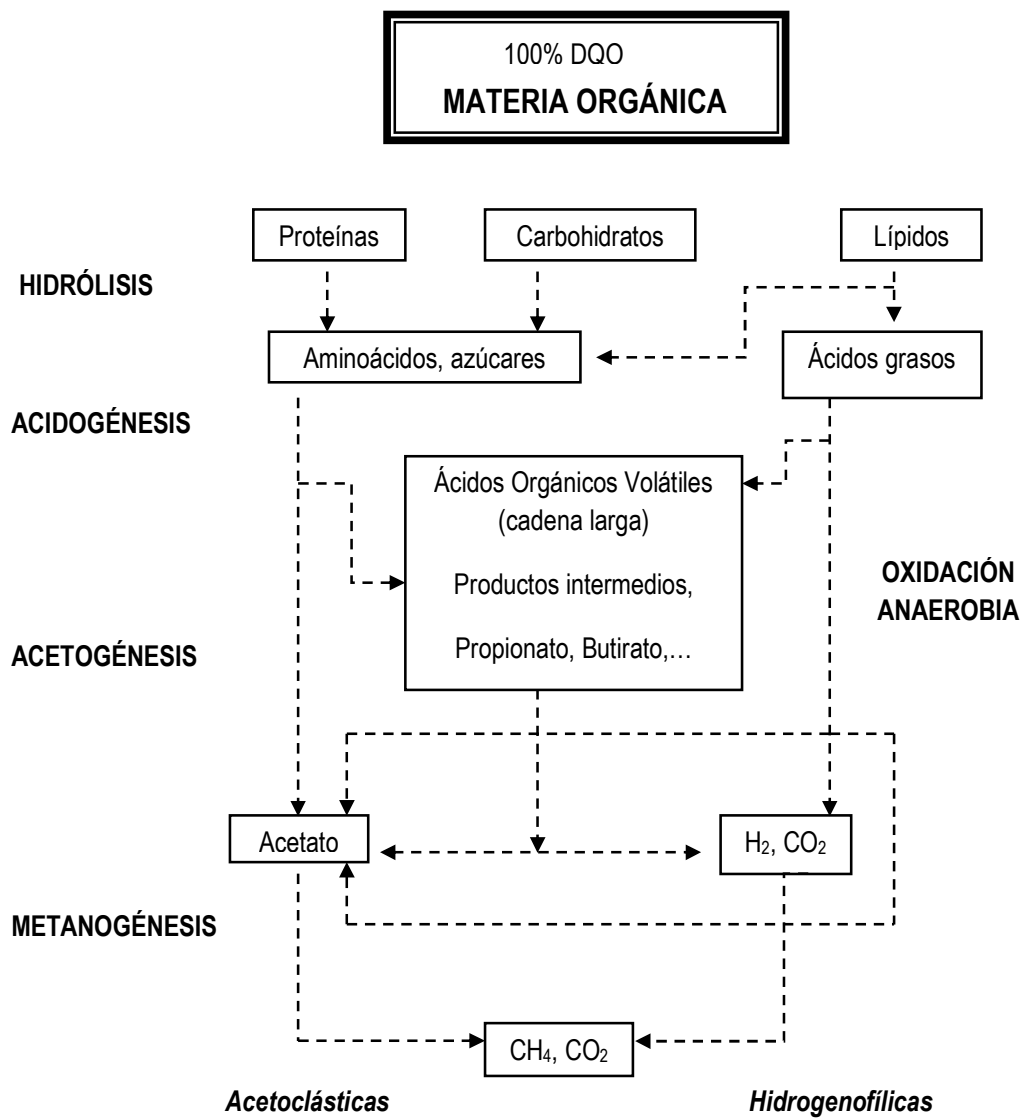


Figura 2.1 Fases de la degradación anaerobia (Von Sperling *et al.*, 2005)

2.5 Parámetros que influyen en la degradación anaerobia de la materia orgánica

Como cualquier proceso es susceptible a un cierto número de factores que pueden alterar la estabilidad y la eficiencia del mismo, los más importantes se presentan a continuación.

2.5.1 Temperatura

La temperatura a la que opera un reactor influye de manera importante en las reacciones bioquímicas que se llevan a cabo. Los procesos anaerobios, se operan generalmente en el intervalo mesofílico de 25 a 40°C. Se sabe que las bacterias metanogénicas pueden permanecer activas a temperaturas de 8 a 10°C, pero la actividad de la biomasa y la eficiencia del tratamiento anaerobio disminuye en 10-20% de los valores obtenidos a 35°C (Stronach et al. 1987 y Malina, 1992). La temperatura óptima en los procesos termofílicos es de 55°C con una actividad de 25 a 50% mayor que la obtenida en condiciones mesofílicas.

2.5.2 pH y alcalinidad

Las bacterias que intervienen en la metanogénesis prefieren rangos neutros de pH, aceptan un rango óptimo de 6.5-8.2 de pH, en condiciones por arriba o por debajo de este rango de pH, 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.

2.5.3 Agitación

La agitación de los reactores anaerobios tiene diversos objetivos, que se resumen a continuación (Noone, 1990):

- Poner en contacto el sustrato fresco o influente con la población bacteriana y eliminar los metabolitos producidos, al favorecer la salida de los gases; proporcionar una densidad uniforme de población bacteriana.
- Prevenir la formación de espacios muertos que reducirían el volumen efectivo del reactor y la formación de caminos preferenciales en función de la hidráulica del sistema.
- Eliminar la estratificación térmica, manteniendo una temperatura uniforme en todo el reactor.

Algunos tipos de reactores pueden funcionar sin sistema de agitación. Se suelen utilizar para sustratos con muy alto contenido en sólidos o con sustratos básicamente solubles, con regímenes de flujo tipo pistón.

2.5.4 Tóxicos e inhibidores

Son muchas las sustancias que pueden resultar inhibitoras de la proliferación de los microorganismos anaerobios:

- **Nitrógeno amoniacal.** Aunque el amoníaco es un amortiguador importante en la digestión anaerobia puede tener efectos inhibitorios, los cuales influyen solamente en la fase metanogénica, si se presenta a niveles por encima de 1,500 mg·L⁻¹. Sin embargo, los efectos son reversibles y pueden evitarse adaptando a las bacterias (Malina y Pohland, 1992). La adaptación de las bacterias metanogénicas a elevadas concentraciones de amoníaco permite mantener el equilibrio bajo choques transitorios de nitrógeno amoniacal, de otro modo se generaría un incremento rápido de AGV con la consecuente incapacidad amortiguadora para compensar la caída de pH (IMTA, 2002).

- **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, son necesarias concentraciones de ácido acético muy altas para que lleguen a afectar a la producción de metano, por encima de $4000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (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.

2.6 Reactor anaerobio tipo UASB

El reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, RALLFA (UASB: Upflow Anaerobic Sludge Blanket, por sus siglas en inglés) fue desarrollado en Holanda por Lettinga y sus colaboradores en los años 80. 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 todo el lecho de lodos. En este reactor, la materia orgánica contenida en las aguas residuales se degrada por la acción de consorcios microbianos 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 (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).

El biogás formado en la degradación anaerobia 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 a altas tasas de carga orgánica con buenas eficacias de eliminación. Esta biomasa puede estar en forma de gránulos compactos o en forma de lodos floculentos con buena sedimentabilidad. El reactor UASB está siendo experimentado con éxito en el tratamiento de aguas residuales muy diversas, de procesados alimenticios, industriales, urbanas y lixiviados (Hulshoff Pol y Lettinga, 1988). A continuación se enlistan sus principales ventajas (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991; Speece, 1996):

- ✓ Capaz de tratar cargas orgánicas altas entre 20 y 40 kg·m⁻³·d⁻¹;
- ✓ 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.

Sin embargo los reactores UASB presentan algunos inconvenientes como son (Rajeshwari *et al.*, 1999; Speece, 1996):

- ✗ Largos periodos de arranque;
- ✗ Requerimiento elevado de inóculo granular;
- ✗ Sensibles a la presencia de sólidos suspendidos, grasas y aceites.

2.7 Remoción del nitrógeno mediante procesos biológicos

Anteriormente se mencionó que los efluentes provenientes de rastros presentan concentraciones elevadas de nitrógeno (superiores a $150 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$). Se dijo que el principal aporte proviene de la sangre de los animales. Las principales formas de nitrógeno presentes en las aguas residuales son como amoníaco, nitrato y nitrito, compuestos orgánicos solubles y materia orgánica en suspensión o en forma de partículas.

El nitrógeno orgánico está constituido por proteínas, aminas, ácidos nucleicos, péptidos, aminoácidos y otros componentes celulares provenientes de la materia fecal. El amonio se origina de la mineralización de proteínas y urea. En la mayoría de los casos, los nitritos y los nitratos no se encuentran originalmente en el agua residual, porque el agua residual no contiene oxígeno suficiente para la nitrificación. Los nitratos se encuentran solamente en agua residual que tiene contribuciones significativas de las industrias (Reddy, 1998).

El amonio constituye aproximadamente el 60% del nitrógeno total de las aguas residuales. El amonio puede ionizarse a amoníaco, depende del pH y de la temperatura del agua residual. A un pH por debajo de 8, la proporción de amonio excede 99%. A un pH de 11, el amoníaco predomina.

El proceso biológico para la remoción de nitrógeno del agua residual se realiza en dos fases. La primera es un proceso en que los compuestos de nitrógeno en forma orgánica y de amoníaco se convierten a nitritos y nitratos, generando efluentes con la misma calidad de nitrógeno total. Este proceso conocido como nitrificación permite minimizar los problemas asociados al amonio, como la demanda bioquímica de oxígeno nitrogenado pero no representa una solución para remover este nutriente (Grady, 1980).

La segunda fase, desnitrificación, consiste en reducir el nitrógeno en forma de nitrato a nitrógeno molecular. Cuando se realiza de forma secuencial a la nitrificación constituye un verdadero mecanismo de remoción de nitrógeno del agua.

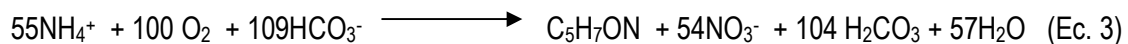
2.8.1 Nitrificación

El proceso de la nitrificación es la transformación del nitrógeno amoniacal a nitrato. Bajo condiciones aerobias, las bacterias nitrificantes llevan a cabo la oxidación del amonio a nitrito (Ec. 1) y posteriormente a nitrato (Ec. 2).



Siendo la nitrificación un proceso biológico, los organismos que intervienen son las bacterias amonio oxidantes y bacterias nitrato oxidantes. Las más conocidas son del género *Nitrosomas* y *Nitrobacter* de la familia *nitrobacteraceae*. Las bacterias involucradas en el proceso de nitrificación son autótrofas aerobias que oxidan compuestos inorgánicos nitrogenados para satisfacer su demanda energética. Lo que significa que para que se realice la nitrificación se necesita de una fuente de oxígeno.

El proceso de nitrificación puede representarse por una reacción global de síntesis celular (Reddy, 1998):



Durante la oxidación de 1mg de nitrógeno amoniacal (Ec. 3) se indica que:

- Se consumen 4.18 mg de oxígeno.
- Se requieren 8.64 mg de ácido carbónico equivalentes a 7.14 mg de alcalinidad como CaCO_3 ; una pequeña parte de éste se ocupará para materia celular, pero la mayoría servirá para neutralizar los iones hidrónio liberados durante la oxidación.
- Se forman 0.17 mg de células nuevas.
- 0.08 mg de carbono inorgánico son consumidos.

2.8.1.1 Factores que afectan la nitrificación

Alcalinidad y pH

El rango óptimo de pH para la oxidación tanto del amonio como del nitrito es de 6.5 a 8. Es importante que haya suficiente alcalinidad en el agua residual 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. 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.

Temperatura

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

Requerimientos de oxígeno

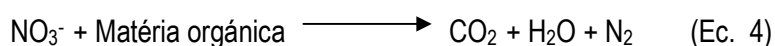
Teóricamente para la formación de biomasa en la nitrificación se necesitan 4.57 mg O_2 /mg NH_4^+ para oxidar 1mg de amonio, sin embargo el agua residual además de amonio contiene otros materiales que también necesitan oxígeno para su oxidación (ASCE, 1992).

Potencial de óxido-reducción

Además del oxígeno disuelto, el potencial redox (Eh) es un indicador de las condiciones aerobias o anaerobias del sistema. Se prefiere trabajar con potencial redox porque el intervalo es más amplio que el de oxígeno disuelto (Snoeyink, 1990). Los ambientes en equilibrio con el oxígeno atmosférico poseen una presión Eh alrededor de +800 mV; los ambientes con una presión de oxígeno reducido tienen el potencial redox más bajo (Atlas *et al.*, 2002).

2.8.2 Desnitrificación

La desnitrificación es el proceso donde los microorganismos reducen los nitratos a óxidos nitrogenados. El principal producto es el N_2 pero pueden formarse óxido nítrico (NO) y óxido nitroso (N_2O). La desnitrificación (Ec. 4) ocurre en condiciones anóxicas en donde la materia orgánica es oxidada y el nitrato es utilizado como un aceptor de electrones, liberando N_2 a la atmósfera y es así cuando existe una separación del agua.



Los principales organismos heterótrofos que pueden llevar a cabo la desnitrificación son: *Achromobacter*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Micrococcus*, *Pseudomonas*, *Lactobacillus*, *Enterobacter* y

Spirillum. 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 puesto que al aplicar desnitrificación para la eliminación de nitrógeno, también es una forma de oxidación de los nutrientes orgánicos presentes (Randall, 1992).

2.8.2.1 Factores que afectan la desnitrificación

Alcalinidad y pH

Durante la desnitrificación se produce un incremento en la concentración de bicarbonato, mientras que el ácido carbónico es reducido. La desnitrificación representa un amortiguamiento para los resultados de pH bajos que se generan durante la nitrificación.

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

El rango de temperaturas al que se ha observado la desnitrificación está entre 5 y 30°C (WPCF, 1983).

2.9 Sistemas biológicos de remoción de nitrógeno

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:

- 1) De una etapa. Si se realiza simultáneamente en el mismo tanque de aireación, como la aireación extendida.
- 2) De varias etapas. Si los procesos de nitrificación y desnitrificación se realizan de forma independiente en más de un tanque de aireación, como el proceso Bardhenpho.

2.9.1 Lodos Activados

El proceso de lodos activados consiste en poner en contacto el agua residual con una masa biológica mixta en suspensión formada en un tanque de aireación. La finalidad de tal acción, es lograr que la materia orgánica presente en el agua residual sea degradada a sustancias más simples e inocuas para el ambiente, por acción de los microorganismos presentes en los flóculos (Grady, 1980; Winkler, 1994).

El término “lodo activado” se aplica a un conglomerado floculento de microorganismos, materia orgánica y materiales inorgánicos. La superficie de estos flóculos es altamente activa en la acción de absorber los materiales coloidales y suspendidos que se encuentran en el agua residual (Depto. Sanidad Edo. N. Y, 1989).

2.9.1.1 Microbiología

Los microorganismos responsables de la formación de flóculos juegan un papel muy importante, se debe proporcionar un medio ambiente que favorezca su crecimiento ya que en su ausencia el lodo simplemente no podría separarse del agua tratada (Metcalf & Eddy, 2003).

La degradación de la materia orgánica es responsabilidad de los saprófitos, los cuales son en su mayoría bacterias formadoras de flóculos, así como bacterias no floculentas que pueden quedar atrapadas dentro de los flóculos. Investigaciones han reportado que los hongos, levaduras y protozoarios flagelados también contribuyen en la degradación (Grady, 1980).

Si solo un pequeño porcentaje en peso de la comunidad está formado por organismos filamentosos, la gravedad específica de los flóculos de lodo se reduce tanto que se dificulta la separación por gravedad del lodo. Esto origina a los llamados flóculos punta de alfiler. El abultamiento del lodo, representa un problema de sedimentación y compactación. Uno de los factores que se piensa provoca el esponjamiento es debido a las bacterias filamentosas y un excesivo número de protozoarios ciliados con tallos. Se presenta cuando se tienen un exceso de microorganismos filamentosos en el flóculo (ASCE, 1992).

La tecnología del proceso de LA ha evolucionado e incluso ha sido adaptada a diferentes configuraciones y reactores. También se han estudiado los principales factores que intervienen en el diseño y en la eficiencia del proceso (Metcalf & Eddy, 2003):

- Tiempo de residencia celular (TRC);
- Relación alimento microorganismo (F/M);
- Tiempo de residencia hidráulico (TRH);
- Temperatura;
- Oxígeno disuelto;
- Alcalinidad;
- Carga orgánica volumétrica;
- Nutrientes y macronutrientes;
- Sedimentación de los lodos.

Existen diferentes modificaciones al proceso convencional de lodos activados, en la Tabla 2.2 se resumen los rangos de operación de los principales parámetros.

Tabla 2.2 Parámetros de operación del proceso de lodos activados

Variante	TRC d	F/M kg DBO/kg SSVLM ⁻¹ .d ⁻¹	COV Kg DBO.m ⁻³ .d ⁻¹	SSLM *1000 mg.L ⁻¹	TRH h	Fracción de recirculación Q _r /Q
Convencional	5-15	0.2-0.6	0.3-0.6	1.5-3	4-8	0.25-0.5
Aeración graduada	5-15	0.2-0.4	0.3-0.6	1.5-3	4-8	0.25-0.5
Aeración escalonada	5-15	0.2-0.4	0.6-1.0	2-3.5	3-5	0.25-0.75
Aeración modificada	0.2-0.5	1.5-5.0	1.2-2.4	0.2-0.5	1.5-3	0.05-0.15
Estabilización por contacto	5-15	0.2-0.6	1.0-1.2	4-10	3-6	0.25-1
Aeración extendida	20-30	0.05-0.15	0.1-0.4	3-6	18-36	0.75-1.5
Aeración a alta tasa	5-10	0.4-1.50	1.6-3.5	4-10	0.5-2	1-5

Fuente: Metcalf & Eddy (2003)

2.9.1.2 Procesos de aireación extendida y aireación intermitente

El proceso de aireación extendida se basa fundamentalmente en la idea de minimizar el exceso de lodo, lo que se consigue incrementando el tiempo de residencia hidráulica y de retención celular, manteniendo una baja cantidad de materia orgánica en el reactor, con esto se logra consumir casi todo el lodo degradable mediante el fenómeno de respiración endógena (Jiménez, 2001).

Como se indica en la tabla 2.2, los niveles de carga de los lodos son muy bajos, entre 0.05 y 0.15 kg DBO/kg SSVLM⁻¹·d⁻¹; y la carga volumétrica promedio es de alrededor de 0.25 kg DBO·m⁻³·d⁻¹. El tiempo de retención celular es muy prolongado, entre 20 y 30 días, de manera que los lodos están dentro de la fase de respiración endógena, donde la descomposición de los lodos excede el crecimiento de los mismos y la tasa neta de producción de lodos es más baja que en el proceso convencional.

Como el proceso implica la degradación aerobia de los sólidos degradables de los lodos, el requerimiento de oxígeno es mayor que en el proceso convencional. El efecto de la digestión aerobia hace que los lodos de desecho sean un material estabilizado, de hecho, consisten, casi totalmente de sólidos inertes, aunque no necesariamente inorgánicos, con poca tendencia a la putrefacción (Winkler, 1994). Así, los costos adicionales de aireación se compensan con el ahorro en el manejo de los lodos de desecho.

Una ventaja particular de usar largos tiempos de residencia hidráulicos, entre 18 y 36 h, es que se permite que la planta opere efectivamente aún cuando se presenten fuertes variaciones de flujo y carga: el bajo nivel de carga proporciona una mayor reserva reguladora de oxígeno disuelto en la etapa de aireación, para hacerle frente a las oscilaciones de la carga (Jiménez, 2001).

A continuación se enlistan algunas de las ventajas por las cuales la aeración extendida resulta ser más atractiva (Metcalf & Eddy, 2003):

- ✓ La estructura del proceso es simple;
- ✓ Es fácil conseguir una mezcla completa en el tanque de aireación;
- ✓ No requiere equipo adicional al de una planta de lodos activados convencional;
- ✓ Es posible eliminar el problema de abultamiento en el lodo.

Entre los problemas más comunes que se pueden encontrar en este tipo de sistemas están la formación de flóculos punta de alfiler que se caracterizan por su baja capacidad de asentamiento, y la tendencia a la disminución en la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezclado cuando se presentan periodos prolongados de baja carga (Jiménez, 2001).

Una de las alternativas para la remoción de nitrógeno en plantas de lodos activados ya existentes es la aireación intermitente, que implica un cambio en el sistema de aireación en lugar de un cambio en el diseño.

La aireación intermitente consiste en secuenciar etapas aerobias y anóxicas dentro del mismo reactor; de esta manera se forman ciclos secuenciales de operación, cada uno con sus dos periodos: aerobio, para propiciar la nitrificación y anóxico, para la desnitrificación. Lo anterior se logra con sólo alternar el tiempo de encendido y apagado de los sopladores.

El hecho de que la aireación intermitente sea una alternativa para la remoción de nitrógeno demanda que se abran líneas de investigación para conocer y optimizar este proceso.

2.10 Tratamientos anaerobio- aerobio

Previamente se han expuestos las bondades de estos sistemas cuando son operados de forma individual, sin embargo, se sabe que en los sistemas anaerobios de alta tasa no se logra la remoción de amonio, fosfato, nitrógeno y sulfuros. De manera que se necesita de otro proceso para la remoción o eliminación de estos contaminantes. Lettinga *et al.* (1997) propuso la idea de combinar procesos anaerobios con biológicos aerobios 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 en términos económicos factible (Kalyuzhnyi *et al.*, 2003; Nacheva *et al.*, 2007; Núñez y Martínez, 2001).

2.11 Tecnologías aplicadas a aguas residuales provenientes de rastros

Los tratamientos anaerobios son los más empleados para tratar efluentes de rastros (tabla 2.3) (Rajeshwari *et al.*, 1999). Las principales razones por las que se eligen estos procesos son:

- ✓ Alto grado de remoción de DQO a costos bajos;
- ✓ Generación menor de lodos.

El tratamiento anaerobio solo con poca frecuencia resulta en remoción de DBO mayor a 80-90%. Para aplicaciones que requieren una remoción alta de la DBO, un proceso anaerobio puede constituir la primera etapa 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-química (Odegad, 1988).

A continuación, en la Tabla 2.3 se presenta una recopilación de las principales tecnologías aplicadas al tratamiento de efluentes de rastro.

Se aprecia cómo las tecnologías aplicadas para el tratamiento del agua residual generada en los rastros se basan principalmente en la degradación anaerobia. Los resultados obtenidos en las diferentes investigaciones varían dependiendo de las condiciones de operación y del tipo de sistema empleado.

Uno de los mejores resultados para la remoción de materia orgánica medida como DQO fue por Sayed *et al.* (1993). Ellos emplearon un sistema UASB de lodo floculento seguido por un UASB de lodo granular operado a 18°C y lograron 90% de remoción de DQO. Manjunath *et al.* (2000) utilizaron un sistema DAF-UASB operado a 30°C y alcanzaron remociones de DQO de 90%. Núñez *et al.* (2001) estudiaron un sistema UASB-LA (35°C) y obtuvieron una remoción del 90% de DQO. Chen *et al.* (2003) evaluaron el desempeño de Lodos Activados y lograron 90% de eficiencia en la remoción de DQO. Chávez *et al.* (2005) evaluaron el desempeño de un reactor UASB operado a 35°C y alcanzaron remociones de 95% de eficiencia.

Es notorio cómo la variedad de cargas orgánicas evaluadas por los diferentes autores fueron bajas (menores de $7 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), y pocos son los estudios que emplearon altas cargas orgánicas, como es el caso de Sayed *et al.* (1987), Tritt (1992), Borja *et al.* (1995^a) y Núñez *et al.* (1999); estos autores manejaron cargas orgánicas de 11 hasta $35 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.

En cuanto a la remoción de nutrientes, existen pocos datos reportados y los que se presentan en la Tabla 2.3 son remociones bajas.

Tabla 2.3 Tecnologías biológicas implementadas para la depuración de efluentes de rastros

Referencia y región	Reactor	COV kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹	TRH D	T °C	DQO-insoluble %	Remoción-DQO _t %	Remoción-nutrientes %
Sayed <i>et al.</i> (1984) Holanda	UASB _f	3.5	0.3	20	40-50	70	24% N _T
Toldrá <i>et al.</i> (1986) España	AEBR	0.2-2	8	35	*	75	*
Sayed <i>et al.</i> (1987) Holanda	UASB _g	11	0.5-0.6	30	40-50	55-85	*
Sayed <i>et al.</i> (1988) Holanda	UASB _g	4.0-5.0	0.4	20	40-50	62	*
Tritt (1992) Alemania	FA	2-18.5	0.5-5	20	45	30-85	*
Sayed <i>et al.</i> (1993) Holanda	UASB _f -UASB _g	15	0.2	18	55	90	*
Borja <i>et al.</i> (1995a) España	Lecho fluidificado	35	0.1-0.3	35	4	85	*
Borja <i>et al.</i> (1995b) España	UASB-FA	5.0-32	0.1-0.5	35	10	45-98	*
Ruiz <i>et al.</i> (1997) España	UASB _f	6.5	1-2	37	12.0-33	60-90	*
Ruiz <i>et al.</i> (1997) España	FA	5	1.5	37	12.0-33	63-85	*
Rivera <i>et al.</i> (1997) México	DA-Humedal	*	*	13-25	*	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	2.62-6.73	6-16	35	13	90	65% N _T
Del Nery <i>et al.</i> (2001) Brasil	DAF-UASB	2.11	0.1	*	*	47.8-84.4	*
Rivera <i>et al.</i> (2002) México	UASB-híbrido	5-6.0	*	38	*	80	*
Chen <i>et al.</i> (2003) Taiwán	Lodos Activados	*	4-7.9	*	*	96	*
Gutiérrez <i>et al.</i> (2004) México	Humedal	0.19	10.6	21.37	49	89.69	80% N-org, 9% N-NH ₄
Chávez <i>et al.</i> (2005) España	UASB	*	0.16	35	*	95	*
Del Nery <i>et al.</i> (2008) Brasil	UASB	1.64	*	*	*	65	*
Réyes Pantoja (2009) México	UASB-LA	4,6	0.8	23	30-40	87	60% N-NH ₄
	AEBR-LA	4,7	0.6	30	30-40	95	66% N-NH ₄
Derbik <i>et al.</i> (2009) Turquía	SGBR-SASBR	2.73	1.5	22	*	95	*

[*] No reportado

Fuente: Esta investigación

Metodología

3.1 Caracterización del agua residual del rastro

Se sabe que las aguas residuales industriales, en especial las generadas en los rastros, presentan alta variabilidad en la composición de contaminantes, esto debido en gran parte al número y tipo de animales sacrificados, así como el tipo de proceso y prácticas implementadas. El agua residual utilizada en esta investigación proviene del Rastro Municipal de la Ciudad de Cuernavaca. Antes de empezar el trabajo experimental, se realizó una caracterización general del agua residual para conocer las concentraciones de los diferentes contaminantes que la conforman. Los principales parámetros analizados fueron: Demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5), demanda química de oxígeno (DQO), grasas y aceites (GyA), sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+), nitrógeno total (NT), fósforo total (PT), sulfuros (S^{-2}), sulfatos (SO_4^{-2}), alcalinidad, coliformes fecales y totales, conductividad, calcio (Ca), hierro (Fe), magnesio (Mg), manganeso (Mn), potasio (K), sodio (Na), pH y temperatura (T).

Después de esto, cada vez que se realizaba el transporte de la cantidad de agua requerida para la experimentación desde el rastro hasta el laboratorio, se determinaban los parámetros DQO, SST, SSV, N-NH_4 , NT, PT, alcalinidad, así como los parámetros de campo.

3.2 Configuración del sistema de tratamiento

Se empleó un sistema de tratamiento anaerobio-aerobio a escala piloto UASB-LAAI (Figura 3.1 y 3.2), el cual consistió de los siguientes elementos:

- Tanque de alimentación;
- Bomba de alimentación;
- Reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos (UASB);
- Tanque de transferencia;

- Reactor de lodos activados con aireación intermitente (LAAI).

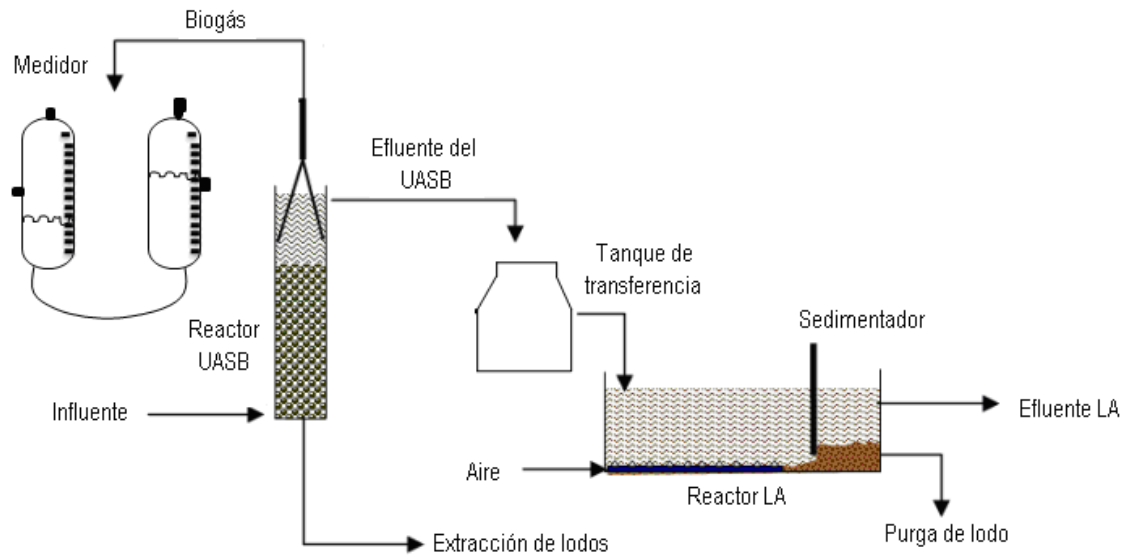


Figura 3.1 Esquema del sistema experimental



Figura 3.2 Fotografías del sistema experimental. (a) Vista del reactor UASB; (b) medidor de biogás; (c) reactor de lodos activados con aireación intermitente (LAAI).

3.3 Descripción del sistema

- **Tanque de alimentación.** El agua residual cruda proveniente del rastro fue depositada en un tanque con capacidad de 250 L provisto de un agitador para evitar la sedimentación de los SST. Desde este tanque por bombeo se realizaba la alimentación del reactor UASB.
- **Reactor UASB.** Se utilizó un reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos (UASB) alimentado continuamente mediante una bomba peristáltica (6-600 rpm) y un controlador de velocidad de marca Masterflex Cole-Parmer Modelo 7553-70. Las características del reactor son: elaborado de acrílico, 1.5 m de altura total y 15 cm de diámetro interno, altura del lecho de lodos de 0.80 m (volumen del lecho de lodos de 11 L), altura de la capa de agua de 0.25m (volumen de agua de 4L), volumen total de operación de 15 L. La salida del efluente se encuentra a una altura de 1m. En la parte superior del reactor se cuenta con un separador gas-sólido de acrílico tipo campana (figura 3.3).

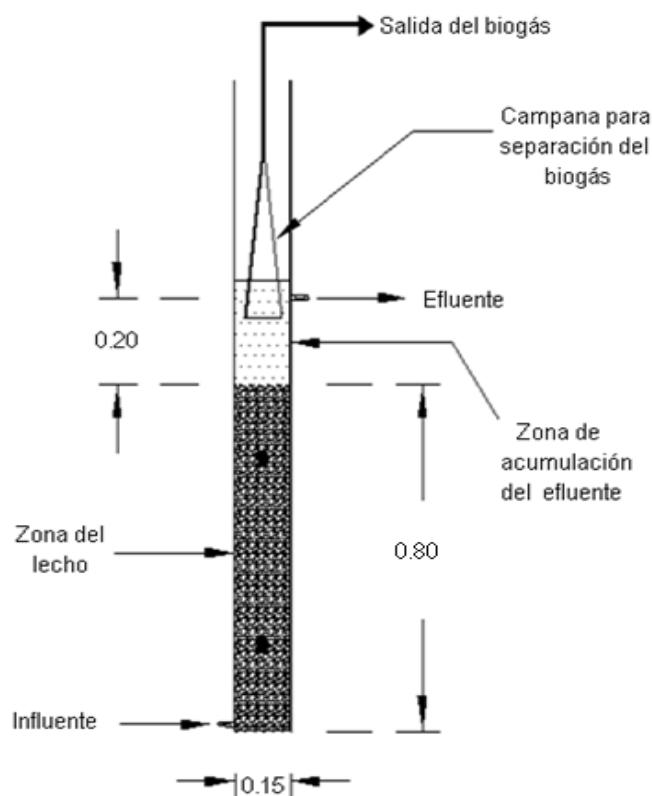


Figura 3.3 Esquema del reactor UASB

- **Lodo granular.** El reactor previamente se utilizó para tratar agua residual de rastro, por lo que el lodo granular empleado ya estaba aclimatado al tipo de efluente utilizado. Se emplearon 11 L de lodo granular, alcanzando una altura de 0.80 m.
- **Tanque de transferencia.** Consistió en un recipiente colector del efluente de reactor UASB con un volumen de 2 L, al cual se le adaptó una válvula para permitir la salida constante del exceso de agua que no fue alimentada al reactor aerobio. La válvula se colocó a una altura tal que permita sólo la acumulación de un litro de agua dentro del tanque de transferencia. Así, el tiempo de residencia hidráulica en el tanque de transferencia fue bajo, menor de 42 min, por lo cual se considera que no provocaría una disminución significativa de la concentración de la materia orgánica y el nitrógeno presentes en el efluente del reactor UASB.
- **Reactor de lodos activados con aireación intermitente (LAAI).** Se alimentó continuamente del tanque de transferencia mediante una bomba peristáltica (6-600 rpm) y un controlador de velocidad de marca Masterflex Cole-Parmer Modelo 7553-70. Las características del reactor de lodos activados con aireación intermitente (LAAI) son: reactor tipo Eckenfelder de acrílico con 16 L de volumen de operación. Tiene una zona de sedimentación de 4 L de volumen. Cuenta con una mampara movable para el control de los SSVLM. La aeración se realizó con difusores de aire de piedra porosa (Figura 3.4). Mediante la instalación de temporizadores, se ajustaban diferentes ciclos de aireación y no aireación. Durante la fase de aireación la concentración de oxígeno disuelto (OD) se mantuvo $\geq 2\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Dentro del reactor de lodos activados se instaló un agitador marca Arrow 1750, el cual se ajustó a una velocidad de 1.5 rpm para mantener en suspensión la biomasa durante los períodos de no aireación.

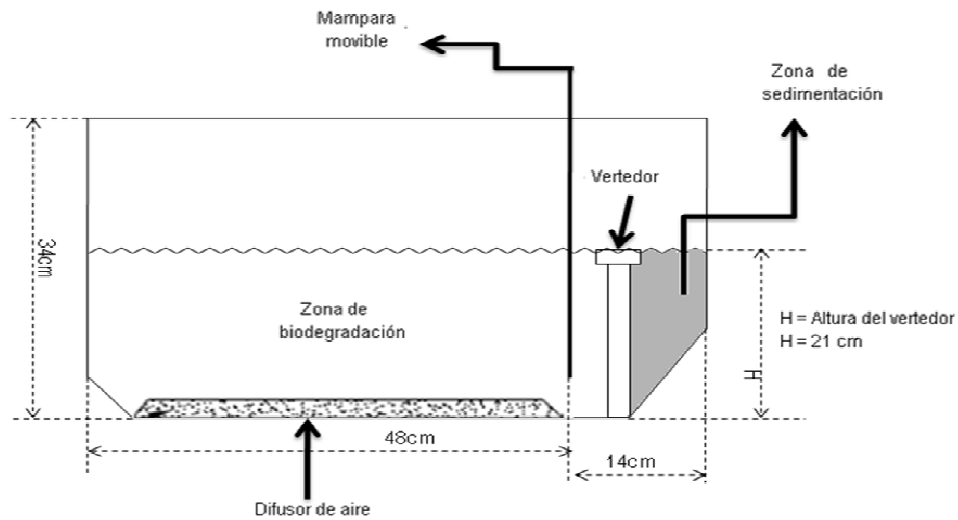


Figura 3.4 Esquema del reactor de lodos activados aireación intermitente (LAAI)

3.4 Seguimiento analítico del sistema experimental

El seguimiento del sistema de tratamiento consistió en la determinación de los parámetros analíticos. Se escogieron puntos de muestreo (Figura 3.5) del sistema para realizar los análisis físico-químicos (Tabla 3.1).

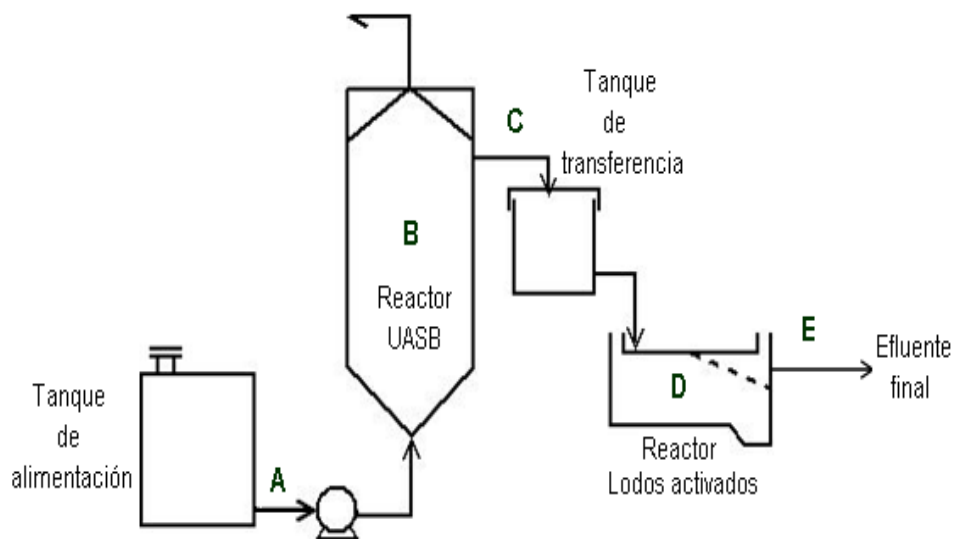


Figura 3.5 Toma de muestras del sistema experimental

En la Tabla 3.2 se enlistan los parámetros, métodos y equipos usados en el seguimiento del proceso con base en las técnicas publicadas en *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1998), a excepción de los métodos que se especifiquen diferente.

Tabla 3.1 Parámetros y puntos de muestreo

Parámetro	Unidades	Frecuencia	Punto de muestreo				
			A	B	C	D	E
Temperatura	°C	Diario	X		X		X
pH			X		X		X
OD	mg·L ⁻¹					X	
Conductividad	mS·cm ⁻¹		X		X		X
Alcalinidad	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹		X		X		
DQO	mg·L ⁻¹	2/semana	X		X		X
SST	mg·L ⁻¹		X	X	X	X	X
SSV	mg·L ⁻¹		X	X	X	X	X
NT	mg·L ⁻¹		X		X		X
N-NH ₄	mg·L ⁻¹		X		X		X
PT	mg·L ⁻¹		X		X		X
N-NO ₃	mg·L ⁻¹		X		X		X
N-NO ₂	mg·L ⁻¹		X		X		X

Al reactor anaerobio también se le realizaron los siguientes análisis:

- Medición del biogás generado con base en la metodología de desplazamiento de líquido (ver Anexo 1), así como su cuantificación basados en la estimación teórica de acuerdo a los niveles típicos de producción reportados en reactores anaerobios, 0.5 m³ de biogás·kg DQO removida⁻¹ (Malina y Pohland, 1992);
- Medición de los AGV, de manera diaria siguiendo la metodología del Anexo 2.

- Actividad metanogénica específica (AME). Existen diferentes metodologías para determinar la actividad metanogénica, las cuales se diferencian en la forma de medición de metano y en la manera de adición del sustrato (Díaz-B. *et al.*, 2002); la metodología seguida se presenta en el Anexo 3.

Tabla 3.2 Métodos de análisis durante la operación del sistema UASB-LA

Parámetro	Método de Análisis	Equipo
Temperatura p H Conductividad	Electrodo	Potenciómetro HACH sens 10n150
Oxígeno disuelto (OD)	Oximétrico	Oxímetro YSI 5100 Biological Oxygen Monitor
Alcalinidad	Volumétrico	Bureta
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	Digestión con permanganato de potasio*	Espectrofotómetro HACH DR/2000
Sólidos suspendidos totales (SST)	Gravimétrico	Estufa de secado. Mufla
Sólidos suspendidos volátiles (SSV)	Gravimétrico	Estufa de secado. Mufla
Nitrógeno total (NT)	Digestión con persulfato (HACH 10072)	Espectrofotómetro HACH DR/2000
Nitrógeno amoniacal (N-NH ₄)	Nessler	Espectrofotómetro HACH DR/2000
Fósforo total (PT)	Digestión con persulfato ácido*	Espectrofotómetro HACH DR/2000
Nitratos (N-NO ₃)	Reducción con cadmio	Espectrofotómetro HACH DR/2000
Nitritos (N-NO ₂)	Sulfato ferroso	Espectrofotómetro HACH DR/2000
Índice volumétrico de lodos (IVL)	El volumen que ocupa 1 gramo de lodo después de 30 minutos de sedimentación	Probeta
Tasa de consumo de oxígeno	Oximétrico	Oxímetro YSI 5100 Biological Oxygen Monitor

En el caso del sistema de lodos activados se dio seguimiento a los siguientes parámetros:

- **Tiempo de retención celular (TRC).** Es el tiempo medio de retención de la biomasa en el reactor, se determinó como el volumen del reactor entre el caudal de purga.

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q_w \cdot X_R}$$

V: volumen del reactor (L)

X: concentración de biomasa en el licor mezclado (ml·L⁻¹)

Q_w: caudal de purga (L·h⁻¹)

X_R: SSV de la purga (ml·L⁻¹)

- **Tiempo de residencia hidráulica (TRH).** Es el tiempo de permanencia del agua en el volumen del reactor.

$$TRH = \frac{V}{Q}$$

V: volumen del reactor (L)

Q: caudal del influente al tanque de aireación (L·h⁻¹)

- **Relación alimento/microorganismo (F/M)**

$$F / M = \frac{S_0}{\theta \cdot X}$$

S₀: concentración de DQO en el influente (g·m⁻³)

θ: tiempo de residencia hidráulica (d)

X: concentración de biomasa en el licor mezclado (g·m⁻³)

- **Carga orgánica volumétrica (COV)**

$$COV = \frac{Q \cdot S_0}{V \cdot (10^3 \text{ g / kg})}$$

Q: flujo del influente del agua residual (m³·d⁻¹)

S₀: concentración de materia orgánica medida como DQO en el influente (g·m⁻³)

V: volumen del tanque de aireación (m³)

- **Cálculo de eficiencias de remoción, en porciento**

$$\% = 100 \cdot \frac{(A - B)}{A}$$

A : concentración en el influente

B : concentración en el efluente

3.5 Operación de los sistemas

3.5.1 Reactor UASB

El reactor UASB se operó bajo el criterio de la carga orgánica volumétrica (COV). Lettinga y Hulshoff Pol (1991); recomiendan que para obtener remociones de DQO entre 85 y 95% en efluentes con altas concentraciones de DQO del orden de 2,000 a 6,000 mgDQO·L⁻¹ y fracción insoluble de DQO de 30% a 60%, se apliquen COV de 3-18 kg DQO·m⁻³·d⁻¹, a temperaturas de 30°C.

Para este estudio se aplicaron dos cargas orgánicas volumétricas, de 10 y de 15 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ expresados como COV₁ y COV₂, respectivamente. La aplicación de dichas cargas definió el número de etapas de experimentación (Tabla 3.3). La primera etapa duró 92 días (día 1 al 92) y la segunda etapa duró 151 días (día 93 al 243).

Para controlar la carga orgánica establecida se varió el flujo de entrada (Q) con respecto a la DQO del agua residual de alimentación. En la Tabla 3.3 se presentan los promedios y la desviación estándar de DQO, Q y TRH para cada etapa.

Tabla 3.3 Cargas orgánicas volumétricas aplicadas al reactor anaerobio UASB

Etapas	COV kg DQO·m ⁻³ ·d ⁻¹	DQO mg·L ⁻¹	Q L·d ⁻¹	TRH d
1	10	4,407±1,639	34.0±10.8	0.44±0.16
2	15	4,533±1,560	49.6±6.1	0.30±0.03

3.5.2 Lodos activados con aireación intermitente

El sistema de lodos activados con aireación intermitente (LAAI) se consideró en este estudio como una segunda etapa de tratamiento después del UASB. El objetivo en este sistema fue remover el nitrógeno amoniacal, además de remover la materia orgánica presente en el efluente del UASB. Para lograr la remoción del nitrógeno, se necesita propiciar el desarrollo tanto de las bacterias nitrificantes, como de las desnitrificantes. Por lo anterior se necesitan tiempos de retención celular (TRC) altos, lo cual se puede lograr en la modalidad de aireación extendida, en la cual se necesitan también altos tiempos de residencia hidráulica (TRH). En la modalidad de lodos activados con aireación continua se impide el desarrollo de las bacterias desnitrificantes, por lo cual con la aireación intermitente se pretende favorecer su desarrollo. Por lo anterior, se propuso operar el sistema de lodos activados con una relación F/M alrededor de $0.25 \text{ kg DQO/kg SSV}^{-1}\text{d}^{-1}$ y TRH de 12-20 h, manejando las extracciones de biomasa del sedimentador de tal manera que se obtengan valores de TRC mayores de 30 d. Para lograr mantener la relación F/M, se variaba el caudal dependiendo de la DQO del influente y la concentración de SSV en el licor mezclado. La concentración de los SSV en el licor mezclado se mantuvo en el intervalo típico para la modalidad de lodos activados con aireación extendida.

El reactor de lodos activados trabajó en la modalidad de aireación intermitente, la cual consiste en formar ciclos de operación, cada uno integrado por dos periodos, uno de aireación y otro sin aireación. El tiempo que dura cada periodo define el patrón de aireación. A lo largo de este trabajo se define al patrón de aireación mediante dos números separados por una diagonal, el primero indica el tiempo que dura el período de aireación y el segundo el tiempo del período sin aireación.

El reactor de LAAI se operó durante las dos etapas de la operación del reactor UASB. La operación del reactor fue a temperatura ambiente. Ya que el efluente del sistema anaerobio era la alimentación del sistema de LAAI, los patrones de aireación y no aireación se probaron en las dos fases experimentales (Tabla 3.4). En la segunda etapa se evaluó un patrón adicional, de tal manera que para el reactor LAAI se distinguen cinco fases experimentales. Los valores de DQO en el influente, SSVLM, Q, F/M y TRH para cada fase se resumen en la Tabla 3.5.

Tabla 3.4. Programa de aireación

Etapas	Patrón de aireación	Tiempo de aireación	Tiempo sin aireación
		min.	min.
1	30 / 15	30	15
	15 / 30	15	30
2	30 / 15	30	15
	15 / 30	15	30
	10 / 35	10	35

Tabla 3.5. Parámetros de operación del reactor LA con aireación intermitente

Etapas	Patrón de aireación	DQO _i	SSVLM	Q	F/M	TRH	TRC
		mg.L ⁻¹	g.L ⁻¹	L.d ⁻¹	kg DQO.kg SSV ⁻¹ .d ⁻¹	H	d
1	30 / 15	534±138	3.2±0.9	24±5	0.25	17±4	32
	15 / 30	560±216	3.6±1.0	28±14	0.25	17±7	37
2	30 / 15	457±237	3.3±0.8	37±17	0.25	13±6	40
	15 / 30	458±86	3.6±0.6	32±8	0.25	13±4	42
	10 / 35	454±66	3.3±0.5	30±7	0.25	13±3	45

3.6 Análisis estadístico de los resultados experimentales

En el caso del sistema anaerobio (UASB), el presente experimento tuvo como objetivo la comparación de dos cargas orgánicas (COV₁ y COV₂), las cuales determinaron dos etapas experimentales para la remoción de materia orgánica medida como DQO y producción de biogás; y de esta forma saber si el desempeño del sistema al aplicar alguna de las COV fue mejor o igual para el tratamiento del agua residual de rastro. Con tal fin, se hicieron las comparaciones entre las dos COV aplicadas en el sistema UASB con base en las pruebas de la relación -F y t de Student. Las variables consideradas en el experimento se enuncian en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6 Diseño experimental del sistema UASB

Factor estudiado	▪ Efecto de la aplicación de dos COV sobre la remoción de DQO, producción de biogás
Factores de diseño o variables controlables	▪ COV_1 y COV_2 ▪ Caudal de entrada
Factores de ruido o variables no controlables	▪ pH ▪ DQO entrada ▪ Alcalinidad ▪ Temperatura ▪ Conductividad
Variables de respuesta	▪ Remoción de DQO ▪ Producción de biogás
Tratamientos	▪ UASB aplicando COV_1 ▪ UASB aplicando COV_2

En el sistema de lodos activados (LAAI) bajo la modalidad de aireación intermitente, el objetivo fue comparar los tres patrones de aireación P_1 , P_2 y P_3 en la remoción de DQO, $N-NH_4$, y de esta forma saber si el desempeño de alguno de los patrones de aireación es mejor o el de los tres son iguales entre sí.

De la misma forma que el sistema anaerobio, el sistema LAAI trabajó en dos etapas. En la primera etapa se aplicaron dos patrones de aireación (P_1 , P_2) en los cuales se hicieron las comparaciones entre las dos patrones de aireación aplicados al sistema con base en las pruebas de la relación $-F$ y t de Student. Las variables consideradas en el experimento se muestran en la Tabla 3.7.

La segunda etapa que consistió en la aplicación de tres patrones de aireación (P_1 , P_2 y P_3) se realizaron las comparaciones entre los distintos patrones de aireación con base en el diseño completamente al azar (en adelante, DCA). En este tipo de diseño se supone que el único factor que influye de manera significativa sobre las variables de respuesta (DQO y $N-NH_4$), es el mismo sistema de tratamiento en sí.

De acuerdo al diseño completamente al azar, las variables consideradas en el experimento se muestran en la Tabla 3.8.

Tabla 3.7 Diseño experimental del sistema LAAI, en la primera etapa

Factor estudiado	▪ Efecto de la aplicación de dos patrones de aireación (P_1, P_2) sobre la remoción de DQO y $N-NH_4$
Factores de diseño o variables controlables	▪ P_1 y P_2 ▪ F/M ▪ Caudal de entrada
Factores de ruido o variables no controlables	▪ pH ▪ DQO ▪ Temperatura ▪ Conductividad
Variables de respuesta	▪ Remoción de DQO ▪ Remoción $N-NH_4$
Tratamientos	▪ LAAI aplicando P_1 ▪ LAAI aplicando P_2

Tabla 3.8 Diseño experimental del sistema LAAI, en segunda etapa

Factor estudiado	▪ Efecto de la aplicación de tres patrones de aireación (P_1, P_2 y P_3) sobre la remoción de DQO y $N-NH_4$
Factores de diseño o variables controlables	▪ P_1, P_2 y P_3 ▪ F/M ▪ Caudal de entrada
Factores de ruido o variables no controlables	▪ pH ▪ DQO ▪ Temperatura ▪ Conductividad
Variables de respuesta	▪ Remoción de DQO ▪ Remoción $N-NH_4$
Tratamientos	▪ LAAI aplicando P_1 ▪ LAAI aplicando P_2 ▪ LAAI aplicando P_3

Como se ha mencionado, en el diseño experimental para el sistema UASB y la primera etapa del sistema LAAI, se aplicaron las pruebas de la relación $-F$ y t de Student. La prueba de la relación- F (conocida también como la prueba F ; F en honor de R.A. Fisher) para dos muestras, tiene el propósito de verificar la diferencia que presentan las varianzas entre sí. Después de realizar la prueba F , se realizó la prueba de t de Student la cual compara dos medias (Verma, 2005).

En la segunda etapa del sistema LAAI, se utilizó el análisis de varianza (ANOVA), la cual evalúa la diferencia que deben tener las medias entre sí para concluir que hay un efecto de los tratamientos o que los tratamientos son diferentes. El análisis estadístico se presenta en el Anexo 7.

Resultados y discusión

4.1 Aguas residuales de rastro

La caracterización de las aguas residuales que se traten en cualquier proceso de tipo biológico es el punto de partida para conocer su composición, la carga de los contaminantes y los posibles inhibidores que puedan contener. Así, la composición del agua residual de rastro es muy variable de un establecimiento a otro, ya que depende del tipo de animal sacrificado, los métodos de sacrificio, el equipo utilizado y de las prácticas locales y costumbres. Es por esta razón que en esta investigación se hizo una caracterización del agua residual de rastro. En la Tabla 4.1 se presentan los resultados de la caracterización del agua residual proveniente del Rastro Municipal de la Ciudad de Cuernavaca, Morelos.

De los resultados de la caracterización general del agua de rastro se resume lo siguiente:

- ✓ El agua residual presentó una elevada concentración de materia orgánica (medida como DBO y DQO). La relación DBO_5/DQO resultó de 0.77 y la forma soluble de estos parámetros $DBO_{5\text{ SOL}}/DQO_{\text{ SOL}}$ fue de 0.45. Ambas relaciones indican que el agua residual de rastro tiene una alta fracción biodegradable. Al considerar únicamente la materia biodegradable el valor de la relación $DBO_{5\text{ SOL}}/DBO_5$ resultó de 0.44, indicando que la materia orgánica disuelta en el agua residual representa el 44% de la materia orgánica total. Es decir, es muy elevada la cantidad de la materia orgánica en estado suspendido en el agua residual, sin embargo ésta fracción es también biodegradable.
- ✓ Analizando las determinaciones de sólidos en el agua residual se tiene que el 94% de los

SST son SSV, es decir materia orgánica en estado suspendido, la cual está considerada en la determinación de DBO₅ total y DQO total. El contenido de los SST en el agua residual cruda de rastro es elevado respecto al valor que la norma especifica para descarga a cuerpos receptores, la cual sugiere 200 mg·L⁻¹. En el agua residual se tiene una concentración de SST de 910 mg·L⁻¹, esto es 4.5 veces más que lo establecido en la norma.

Tabla 4.1 Caracterización inicial del agua residual del rastro de Cuernavaca

Parámetro	Unidades	Valor	Parámetro	Unidades	Valor
pH		6.76	N-NO ₂	Mg·L ⁻¹	0.054
Acidez	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	178	N-NO ₃	Mg·L ⁻¹	2.08
Alcalinidad	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	658	N-orgánico	Mg·L ⁻¹	87
Bicarbonatos	mg·L ⁻¹	803	N-NH ₃	Mg·L ⁻¹	131
Carbonatos	mg·L ⁻¹	0	NTK	Mg·L ⁻¹	218
Cloruros	mg·L ⁻¹	342	SST	Mg·L ⁻¹	910
Fenoles	mg·L ⁻¹	0.183	SSV	Mg·L ⁻¹	853
DBO ₅	mg·L ⁻¹	1,820	Ca	Mg·L ⁻¹	37
DBO _{5sol}	mg·L ⁻¹	809	Fe	Mg·L ⁻¹	2.6
DQO	mg·L ⁻¹	2,364	Mg	Mg·L ⁻¹	13.1
DQO _{sol}	mg·L ⁻¹	1,781	Mn	Mg·L ⁻¹	13.4
G y A	mg·L ⁻¹	83.3	K	Mg·L ⁻¹	26.4
Fosfatos	mg·L ⁻¹	50.8	Na	Mg·L ⁻¹	246
P-orto	mg·L ⁻¹	6.1	Sulfatos	Mg·L ⁻¹	61.8
P-total	mg·L ⁻¹	16.6	Sulfuros	Mg·L ⁻¹	56.8

Caracterización realizada por el Laboratorio de Calidad del Agua del IMTA

- ✓ El pH del agua residual se encuentra dentro del intervalo recomendado para la operación de procesos anaerobios. Respecto a la alcalinidad, el agua presenta suficiente alcalinidad (658 mg CaCO₃·L⁻¹) para amortiguar posibles cambios en el pH debido a la posible generación de ácidos orgánicos durante la degradación anaerobia. Kerven (1989) señala que si el valor de la alcalinidad se encuentra por arriba de los 150 mg CaCO₃·L⁻¹ se puede decir que el agua tiene alta capacidad amortiguadora. El valor de alcalinidad está relacionado con la cantidad de bicarbonatos y carbonatos en el sistema.

- ✓ Los cloruros presentes en el agua indican su salinidad. La máxima concentración permisible de cloruros en el agua potable es de $250 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ por razones de sabor. La concentración de cloruros en el agua de rastro fue de $342 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, lo cual indica que el proceso de producción aporta una cantidad de cloruros equivalente a casi $90 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Ésta concentración de los cloruros en el agua residual no representa un problema de inhibición del proceso de biodegradación anaerobia.

- ✓ En el agua residual existen compuestos aromáticos, algunos de los cuales pueden ser inhibitorios o tóxicos, como por ejemplo aminas y fenoles. En el agua residual del rastro se encontraron fenoles, pero en una concentración relativamente baja, de $0.183 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, la cual no es inhibitoria para el proceso de biodegradación anaerobia (Malina y Pohland, 1992).

- ✓ Las de grasas y aceites (G y A) en el agua tienen una concentración de $83.3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, muy por debajo de lo reportado en la literatura, $150\text{-}350 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (COFEPRIS, 2006; COWI, 2001; EPA, 2002).

- ✓ El contenido de fosfatos, de $50.8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, indica que en el agua de rastro hay detergentes o fertilizantes. Esto debido a que en el proceso de producción de carne se utilizan detergentes con fines de limpieza tanto de animales como de la limpieza en general.

- ✓ El NT, también representado como NTK, tiene un valor de $218 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, y la cantidad de nitrógeno amoniacal es de $131 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, siendo un valor que se encuentra por debajo del límite para que pudiera haber riesgo inhibitorio, $1,500 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (Malina y Pohland, 1992).

- ✓ Los nutrientes traza son esenciales en la digestión anaerobia. Se determinaron si estos micronutrientes se encontraban en suficientes concentraciones en el agua residual de rastro. El cálculo detallado de estos nutrientes se presenta en el Anexo 5. En la Tabla 4.2 se presentan las concentraciones calculadas para cada nutriente traza en ambas etapas. Los valores calculados muestran que la cantidad de nutrientes traza en el agua residual de rastro es suficiente para la reproducción y crecimiento de nuevas células en el sistema. Las concentraciones de estos nutrientes no son inhibitorias, porque se encuentran en

cantidades moderadas. En el caso del sodio (Na) la concentración se encuentra en el intervalo sugerido de 125-250 mg·L⁻¹ (Metcalf & Eddy, 2003).

Tabla 4.2 Concentración de nutrientes traza

Nutrientes	Etapa	
	1 ^a	2 ^a
Ca	1.5	1.63
Mg	1.14	1.22
K	3.8	3.9
Mn	0.0076	0.0082
Fe	0.7	0.7

Valores en mg·L⁻¹

- ✓ Los sulfatos y sulfuros se presentan en concentraciones de 61.8 mg·L⁻¹ y 56.8 mg·L⁻¹, respectivamente. Si en un ambiente anaerobio todos los sulfatos se redujeran a sulfuros, se obtendría una concentración de sulfuros de 77.8 mg·L⁻¹, manteniéndose el valor por debajo del límite que provoca efectos de inhibición en un sistema de tratamiento anaerobio, de 150 mg·L⁻¹ (Malina y Pohland, 1992). Así la formación de sulfuros en el agua no sería un factor inhibitorio en el sistema. Además la presencia de sulfuros en el agua residual indica que en el agua cruda ya hay una acción bacteriológica anaerobia (por bacterias sulfatorreductoras).

Como se dijo anteriormente (3.1 Metodología), se dio seguimiento a los principales parámetros analíticos y de campo al agua residual de rastro cada vez que se realizaba la recolección desde el Rastro hasta el laboratorio. Las Tablas 4.3 y 4.4 presentan los resultados promedio y la variación de los valores de los parámetros.

Tabla 4.3 Seguimiento de la caracterización del agua de rastro

Concentración	DQO	N-NH ₄	NT	PT	SST	SSV
Promedio	3,838±1,224	239±68	309±124	20±6	1,540±787	1,279±553
Mínima	2,002	144	190	15	450	270
Máxima	6,241	424	560	38	4,060	2,066

Concentración en mg·L⁻¹

Tabla 4.4 Seguimiento de los parámetros de campo del agua de rastro

Concentración	pH	T °C	Conductividad mS·cm ⁻¹	Alcalinidad total mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹
Promedio	7.6	24	3980	771
Desv. Est.	0.42	1.6	1416	180
Mínima	6.71	19	6940	430
Máxima	8.21	26	1172	1267

4.2 Reactor UASB

4.2.1 Arranque del reactor UASB

No hubo necesidad de aclimatar el lodo granular del reactor UASB al sustrato del agua residual del rastro ya que anteriormente el reactor ya se había operado con este tipo de aguas, pero a cargas orgánicas bajas. Se empezó la alimentación del reactor ajustando la velocidad de rotación de la bomba peristáltica para obtener un flujo de agua de 27 ml·min⁻¹, con lo cual se logró la COV deseada de 10 kg DQO·m⁻³·d⁻¹, siendo la DQO del agua de 3,838 mg·L⁻¹. El TRH calculado en estas condiciones fue de 0.38 d. En la Tabla 4.5 se muestran las determinaciones de los parámetros SST, SSV y SSF en muestras del lecho de lodo tomadas a dos alturas del lecho (15 y 65 cm desde el fondo del reactor).

Tabla 4.5 Datos iniciales del lodo granular

Parámetros	Unidades	Muestra a 65 cm del fondo	Muestra a 65 cm del fondo	Promedio
SST	g·L ⁻¹	13.260	43.120	28.190
SSV	g·L ⁻¹	7.790	26.180	16.985

Considerando el volumen total del lecho, de 11 L y las concentraciones promedio de los SST y SSV, en el momento del arranque en el reactor había una cantidad de lodo de 310 g, el 60.2% de los cuales eran sólidos orgánicos (187 g). Con base en la DQO del agua residual y la cantidad de la biomasa, la carga orgánica específica en el reactor se puede calcular de 0.8 kg DQO·kg SSV⁻¹·d⁻¹. La actividad metanogénica del lodo granulado determinada al inicio del experimento, usando ácido

acético y el procedimiento presentado en el Anexo 3, fue de $0.74 \text{ g CH}_4\text{-COD}\cdot\text{g VSS}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, lo cual indica una buena actividad metanogénica de la biomasa usada para esta experimentación.

4.2.2 Remoción de materia orgánica

La operación del reactor UASB se dividió en dos etapas como se explica en el punto 3.5.1 de la Metodología. A continuación (Figura 4.1) se presenta la remoción de materia orgánica medida como DQO, influente y efluente del reactor UASB durante las dos etapas experimentales. Como es de notarse, del día 85 al día 99 se tuvo un aumento en la concentración del orden de $8,677 \pm 241 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Esto debido a malas prácticas en el rastro de la Ciudad de Cuernacava. Esta situación se normalizó en los días posteriores.

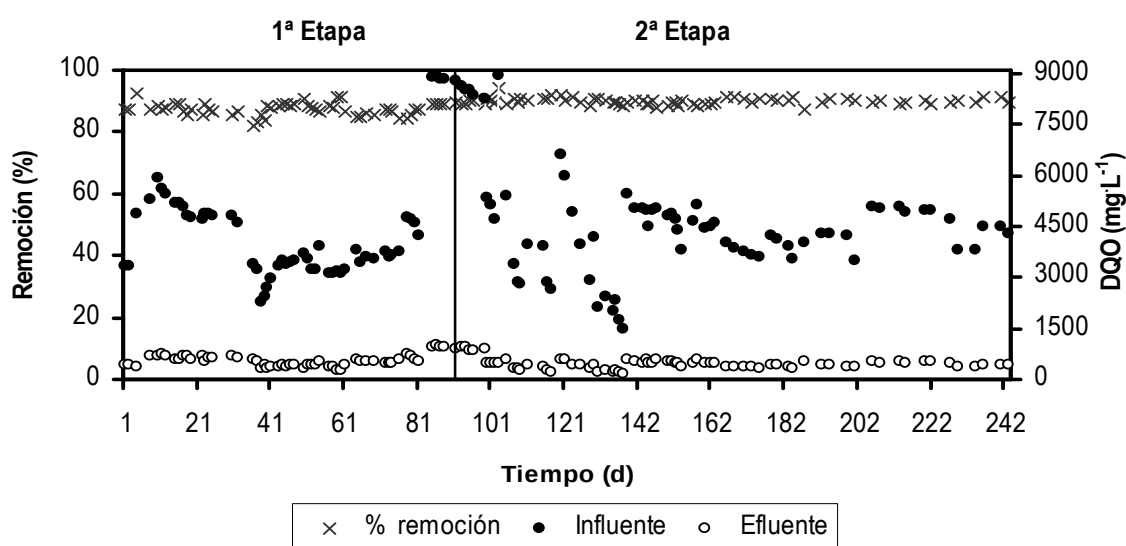


Figura 4.1 Remoción de materia orgánica medida como DQO en el tratamiento de aguas de rastro mediante un reactor UASB

Durante la primera etapa de operación la concentración promedio de materia orgánica, medida como DQO en el influente, fue de $4,407 \pm 1,639 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y durante la segunda etapa fue de $4,533 \pm 1,560 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Se observa que a pesar de la variación grande de la DQO en el influente, los promedios durante las dos etapas son muy similares. Durante la primera etapa la concentración promedio del efluente tratado fue de $547 \pm 180 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. En la segunda etapa, se obtuvieron concentraciones

promedio de $457 \pm 163 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Es notorio que la concentración de materia orgánica del efluente tratado en la segunda etapa fue en promedio 16% menor que el efluente obtenido en la primera etapa del proceso. Esta diferencia significativa ($p > 0.05$), se atribuye al porcentaje de remoción de materia orgánica obtenido en la segunda etapa.

La eficiencia de remoción de materia orgánica lograda en la primera etapa de operación ($\text{COV} = 10 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) fue de $87 \pm 2\%$, con una tasa de remoción de materia orgánica promedio de $8.8 \pm 0.64 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. En la segunda etapa ($\text{COV} = 15 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), a pesar de la mayor carga orgánica, la eficiencia de remoción obtenida fue de $90 \pm 1\%$ con una tasa de remoción promedio de $13.5 \pm 0.19 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. En la Tabla 4.6 se muestra un resumen de las eficiencias obtenidas durante las dos etapas experimentales, así como la concentración del influente y la calidad del efluente obtenido en cada etapa.

Tabla 4.6 Resumen de resultados promedio de DQO en el reactor UASB

Concentración	1ª Etapa			2ª Etapa		
	Influente	Efluente	% R	Influente	Efluente	% R
Promedio	$4,407 \pm 1,639$	547 ± 180	87.4 ± 2.0	$4,533 \pm 1,560$	457 ± 163	89.9 ± 1.0
Mínimo	2,257	276	82.2	8,937	167	87.4
Máximo	8,952	997	92.6	1,465	961	94.4

Concentración en $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$; % R- porcentaje de remoción

Los resultados obtenidos reflejan que operando el reactor UASB con una $\text{COV} = 15 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ el porcentaje de remoción fue un 3% ($p > 0.05$) lo que significa una diferencia significativamente mayor al logrado durante la etapa que trabajo con una $\text{COV} = 10 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. En la Tabla 2.3 de “Fundamento teórico y antecedentes” se muestran diferentes configuraciones de tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas residuales de rastro. Sayed *et al.* (1987) usando un UASB_g , lograron remover el 85% de materia orgánica operando con una $\text{COV} = 11 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. En esta investigación se logró el 87% de remoción al operar con una $\text{COV} = 10 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, siendo ésta última superior en un 2%. Con respecto a las configuraciones que trabajaron con una $\text{COV} = 15 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, Sayed *et al.* (1993), operaron un sistema de dos reactores en serie, UASB_f seguido por UASB_g , logrando una remoción global de 90%. Este resultado es similar al obtenido en esta

investigación, con la diferencia de que Sayed *et al.* (1993) usó dos reactores en serie y en esta investigación sólo se usó un reactor. Núñez *et al.* (1999) operaron un reactor EGSB con una $COV=15 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ logrando remover sólo 70% de materia orgánica.

4.2.3 Nitrógeno amoniacal y nitrógeno total

La variación de las concentraciones del N-NH_4 , tanto en el influente, como en el efluente, durante las dos etapas de operación del reactor UASB, se presenta en la Figura 4.2. Durante la primera etapa de operación, la concentración promedio de N-NH_4 , en el influente fue de $269\pm 61 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$; mientras que durante la segunda etapa la concentración promedio fue $279\pm 56 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Previamente se dijo que se presentó un incremento de materia orgánica día 85 al 99, sin embargo, no hubo un incremento importante de N-NH_4 en el influente de alimentación al reactor. Las concentraciones promedio del efluente durante la primera y segunda etapa fueron de $281\pm 57 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y $292\pm 61 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Es notorio que los niveles de N-NH_4 en el influente y efluente no son significativamente diferentes durante las dos etapas de operación.

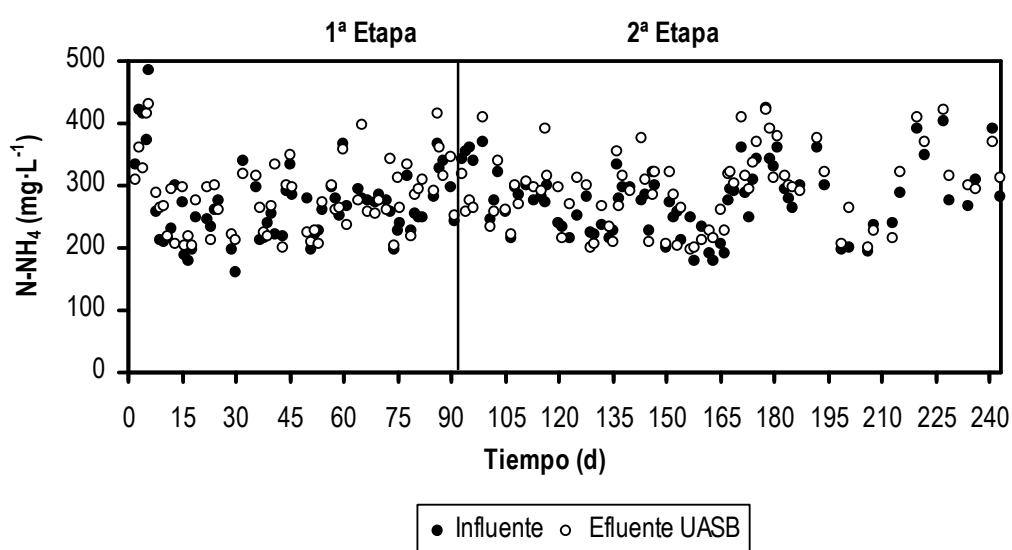


Figura 4.2 Concentración de N-NH_4 en el influente y efluente

En la Tabla 4.7 se presentan las concentraciones promedio, mínimas y máximas de N-NH_4 en el influente y efluente del reactor UASB. No hay una remoción del N-NH_4 en el reactor, por el hecho de que en un sistema anaerobio no se remueve este componente del agua residual. Es más, las concentraciones aumentaron en 6.7% y 4.3% durante la primera y segunda etapa de operación del

reactor UASB, lo cual se atribuye a la degradación de compuestos orgánicos que contienen nitrógeno, como son las proteínas. Es importante dar seguimiento al nitrógeno amoniacal en el proceso anaerobio para evitar efectos tóxicos o inhibitorios a las bacterias metanogénicas (2.5.4 de Fundamentos teóricos y antecedentes), ya que en la degradación anaerobia su concentración puede aumentar. En este caso el incremento fue ligero y no se llegó a los límites de toxicidad.

Tabla 4.7 Concentraciones de N-NH₄ en el reactor UASB

Concentración	1ª Etapa		2ª Etapa	
	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente
Promedio	269±61	281±57	279±56	292±61
Mínimo	162	199	179	196
Máximo	484	430	425	421

Concentración en mg·L⁻¹

El nitrógeno es considerado uno de los requerimientos importantes para las bacterias anaerobias. Debido a las condiciones en el sistema anaerobio, no se espera una disminución considerable de la concentración de nitrógeno; sin embargo, pueden presentarse pequeñas disminuciones en el nitrógeno total (NT) debido al consumo bacteriano. En la Figura 4.3 se presenta la concentración de NT en el influente y efluente del reactor UASB durante las dos etapas de operación.

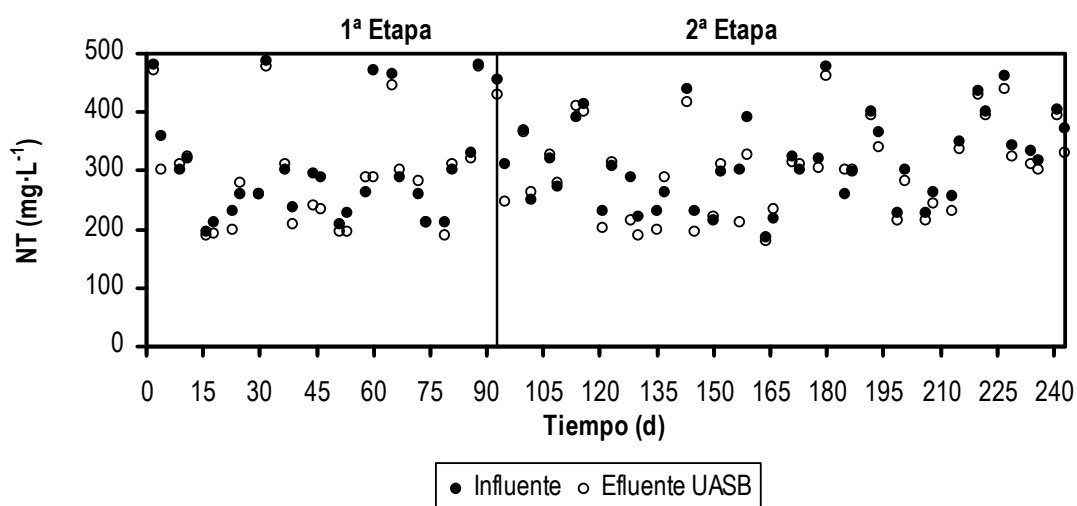


Figura 4.3 Concentración de NT en el influente y efluente del reactor UASB

En la Tabla 4.8 se presenta un resumen de las concentraciones de NT, indicando la concentración promedio, mínima y máxima durante las dos etapas de operación del reactor UASB. La concentración de NT en el influente fue de $306 \pm 95 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ y $288 \pm 91 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ en el efluente durante la primera etapa. En la segunda etapa las concentraciones promedio en el influente y efluente fueron de $319 \pm 77 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ y $304 \pm 78 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente.

Tabla 4.8 Concentraciones de NT en el reactor UASB

Concentración	1ª Etapa		2ª Etapa	
	Influente	Efluente	Influente	Efluente
Promedio	306 ± 95	288 ± 91	319 ± 77	304 ± 78
Mínimo	196	190	187	178
Máximo	488	478	476	460

Concentración en $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

En la primera etapa la concentración de NT en el efluente disminuyó en un 5.9% y en la segunda etapa en un 4.5%. La diferencia observada de NT promedio, en el influente y efluente de ambas etapas fue de $18 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ y $15 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de NT, atribuido al consumo de N por las bacterias anaerobias. Considerando el cálculo teórico de NT requerido para el reactor anaerobio, desarrollado en el Anexo 4, se tiene que la diferencia observada es menor al requerimiento de NT calculado (46 y $49 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ en la primera y segunda etapa, respectivamente). Las concentraciones de remoción de NT calculadas para ambas etapas indican que el consumo de nitrógeno determinado experimentalmente es 2-3 veces menor que el calculado teóricamente. Esto se puede atribuir a diversos factores como lo es la carga orgánica específica (Malina y Pohland, 1992), así como al coeficiente de crecimiento de la biomasa. El considerado para el cálculo teórico fue de $0.1 \text{ g SSV} \cdot \text{g DQOrem}^{-1}$ para ambas etapas. El coeficiente de crecimiento calculado con base en el consumo real de nitrógeno fue de $0.039 \text{ g SSV} \cdot \text{g DQOrem}^{-1}$ para la primera etapa y de $0.031 \text{ g SSV} \cdot \text{g DQOrem}^{-1}$ para la segunda etapa. En Metcalf & Eddy (2003) reportan que el coeficiente de crecimiento de la biomasa varía entre 0.05 y $0.1 \text{ g SSV} \cdot \text{g DQOrem}^{-1}$ en reactores anaerobios con biomasa en estado suspendido. Entonces, los valores determinados con base en el consumo de nitrógeno en este trabajo son 22 y 39% menores que el valor más bajo indicado. Esto significa que el crecimiento de la biomasa fue más lento de lo normal, lo cual se puede explicar por varios factores, como son: operación a una

temperatura de 23°C en promedio, menor que la óptima para procesos biológicos anaerobios (de 35°C); carga orgánica relativamente baja y por último a la posibilidad de que en el proceso de biodegradación se formen aminas cuya acumulación en el reactor puede tener efectos inhibitorios al crecimiento de la biomasa. Este último aspecto no se ha estudiado en esta investigación.

4.2.4 Fósforo total

El fósforo es otro de los macronutrientes indispensables para el buen funcionamiento de un sistema anaerobio, en este estudio se midió como fósforo total (PT). La Figura 4.4 muestra las concentraciones del PT en el influente y efluente a lo largo de las dos etapas experimentales. Se observa claramente que las concentraciones de PT en el efluente son menores que en el influente, esta diferencia significativa ($SL=0.05$) se asocia al consumo por las bacterias anaerobias para satisfacer sus requerimientos nutricionales (Mara y Horan, 2003; Metcalf & Eddy, 2003).

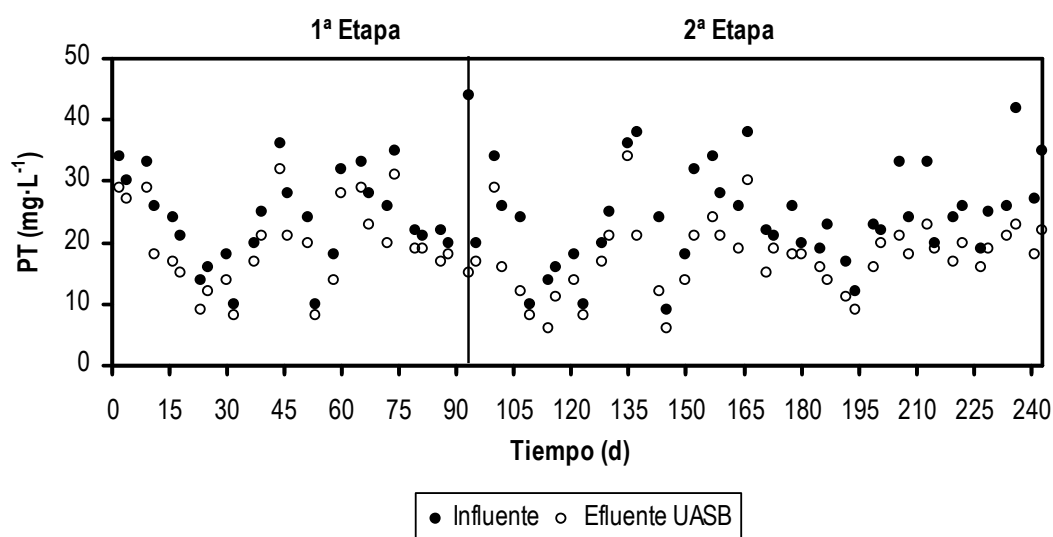


Figura 4.4 Concentración de PT en el influente y efluente del reactor UASB

En la Tabla 4.9 se presentan las concentraciones promedio, mínimas y máximas en el influente y efluente del reactor UASB. Los valores de la concentración de PT en el influente y efluente durante la primera etapa fueron 24 ± 7.4 mg·L⁻¹ y 20 ± 7 mg·L⁻¹, respectivamente. En la segunda etapa la concentración promedio de PT fue 25 ± 8.4 mg·L⁻¹ en el influente y 17 ± 6 mg·L⁻¹ en el efluente. La remoción promedio de fósforo durante la primera y segunda etapa fue de 17 y 32%, respectivamente, con fuertes variaciones, desde 6 hasta el 50%.

Tabla 4.9 Concentraciones de PT en el reactor UASB

Concentración	1ª Etapa		2ª Etapa	
	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente
Promedio	24±7.4	20±7	25±8.4	17±6
Mínimo	10	8	9	6
Máximo	36	32	44	34

Concentración en mg.L⁻¹

Considerando nuevamente el cálculo de requerimientos de nutrientes (Anexo 4), se tiene que hay ligeras diferencias entre el P requerido calculado teóricamente y el PT removido durante la primera y segunda etapa. Las diferencias entre los promedios de las concentraciones del PT en el influente y el efluente fueron de 4 mg.L⁻¹ y de 8 mg.L⁻¹, respectivamente. El requerimiento de P calculado teóricamente fue de 6.6 mg.L⁻¹ para la primera etapa y de 7.1 mg.L⁻¹ para la segunda etapa. Esto indica que durante la primera etapa se consumió 1.6 veces menos que lo calculado teóricamente, lo cual como en el caso de nitrógeno, se puede explicar con un crecimiento de la biomasa más lento que el considerado en el cálculo teórico. Durante la segunda etapa la cantidad removida es ligeramente mayor que la estimada teóricamente, lo que se puede atribuir a una ligera acumulación de fósforo en el lecho.

4.2.5 Sólidos suspendidos totales y volátiles

Las aguas residuales de rastro se caracterizan por un alto contenido de sólidos suspendidos totales (SST), de los cuales la mayor parte corresponde a materia orgánica, determinados como sólidos suspendidos volátiles (SSV). El reactor UASB fue diseñado para el tratamiento de aguas residuales que contienen materia orgánica soluble, es por esto que un contenido elevado de SST puede afectar a la calidad del lecho de lodo. En las Figura 4.5 y 4.6 se muestra el contenido de SST y SSV, tanto en el influente, como en el efluente del reactor UASB, durante las dos etapas de operación.

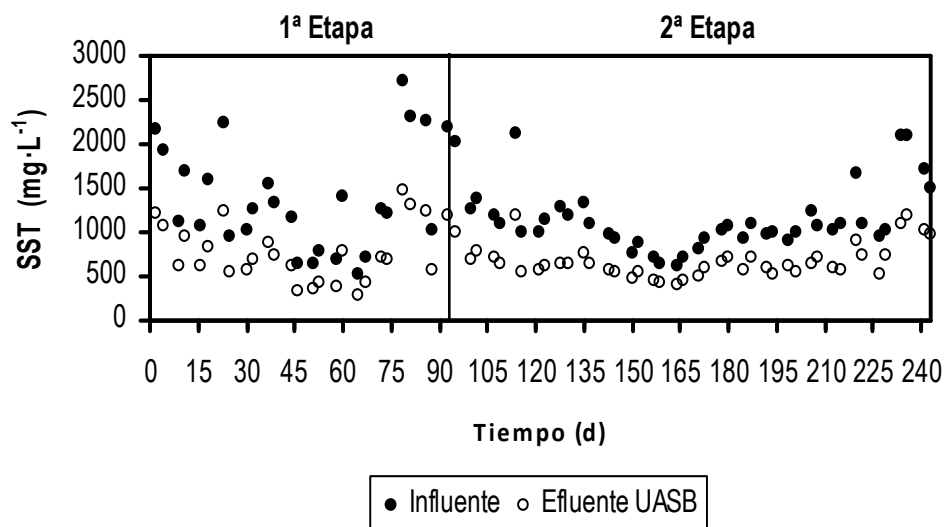


Figura 4.5 Concentración de SST en el influente y efluente del reactor UASB

En la Tabla 4.10 se resumen las concentraciones promedio, mínimas y máximas de SST y SSV del influente y efluente durante las dos etapas de operación del reactor UASB. De estos valores, se tiene que el 84% de los SST que entran al reactor consisten en SSV durante la primera etapa; mientras que en la segunda etapa los SSV representan el 87% de los SST. Los SSF representan las cenizas, las cuales son menos del 16 % de los SST en promedio para ambas etapas, lo que indica mayor contenido de materia biodegradable.

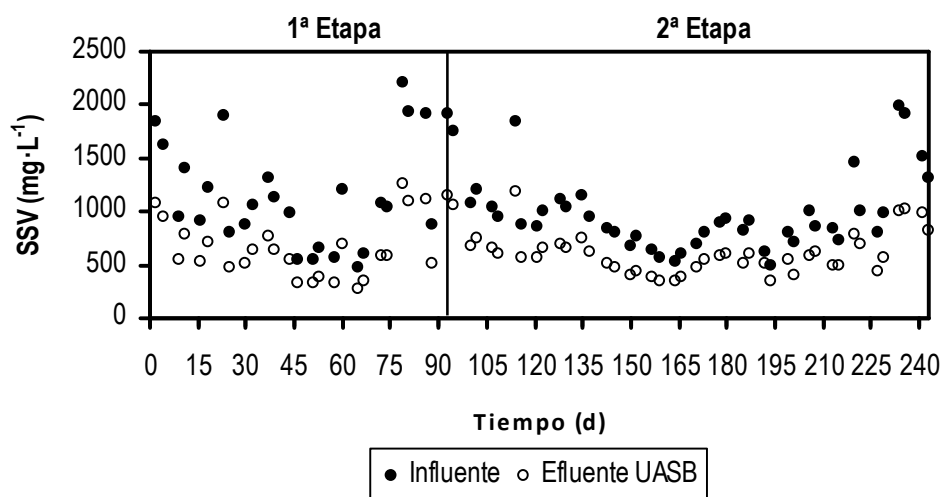


Figura 4.6 Concentración de SSV en el influente y efluente del reactor UASB

Durante la primera etapa experimental (COV de $10 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$) el reactor UASB removió en promedio un 44% de los SST y un 42% de los SSV. Se observa que casi la mitad de la fracción inorgánica de los SST ($100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) se acumula en el lecho. Durante la segunda etapa (COV de $15 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$) la remoción de SST fue de 42% y de los SSV fue de 37%, es decir disminuyó la remoción de la materia orgánica en estado suspendido con el aumento de la carga orgánica. Una cantidad de la fracción inorgánica de los SST ($100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) se acumuló en el lecho de lodos, igual que en la primera etapa experimental. Los resultados obtenidos indican que la hidrólisis de la materia orgánica en estado suspendido es una limitante en el proceso de remoción de la materia orgánica en el reactor. El incremento de la eficiencia en la primera etapa de la degradación anaerobia puede permitir el incremento de la capacidad de los reactores UASB para el tratamiento de las aguas residuales del rastro donde una gran cantidad de la materia orgánica está en forma de partículas. En las condiciones de operación estudiadas en esta investigación se lograron solo 37 y 42% de remoción de esta fracción de la materia orgánica. Esta remoción se ve reflejada en la remoción determinada mediante el parámetro $\text{DQO}_{\text{total}}$. El incremento de la remoción de SSV puede permitir la obtención de mayores eficiencias de remoción de $\text{DQO}_{\text{total}}$.

Tabla 4.10 Concentraciones de SST y SSV en el reactor UASB

C	SST				SSV			
	1ª Etapa		2ª Etapa		1ª Etapa		2ª Etapa	
	I	E	I	E	I	E	I	E
Promedio	1357±601	754±332	1178±407	688±207	1141±497	658±284	1006±385	626±214
Mínimo	520	296	615	399	471	277	500	342
Máximo	2718	1480	2197	1186	2210	1258	1988	1192

C- concentración en $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$; I-influente; E-efluente

4.2.6 Temperatura, pH, alcalinidad, ácidos grasos y relación alfa

La **temperatura** en el reactor UASB dependió directamente de la temperatura del agua de rastro alimentada. Las temperaturas promedios registradas en el influente fueron de $23^{\circ}\text{C} \pm 1.5$ en la primera etapa y $22^{\circ}\text{C} \pm 1.8$ durante la segunda etapa experimental. La temperatura promedio en el

efluente fue de $24^{\circ}\text{C} \pm 1.06$ y de $23^{\circ}\text{C} \pm 1.3$ durante la primera y segunda etapa. En la Figura 4.7 se presenta el comportamiento de temperatura durante las dos etapas de experimentación.

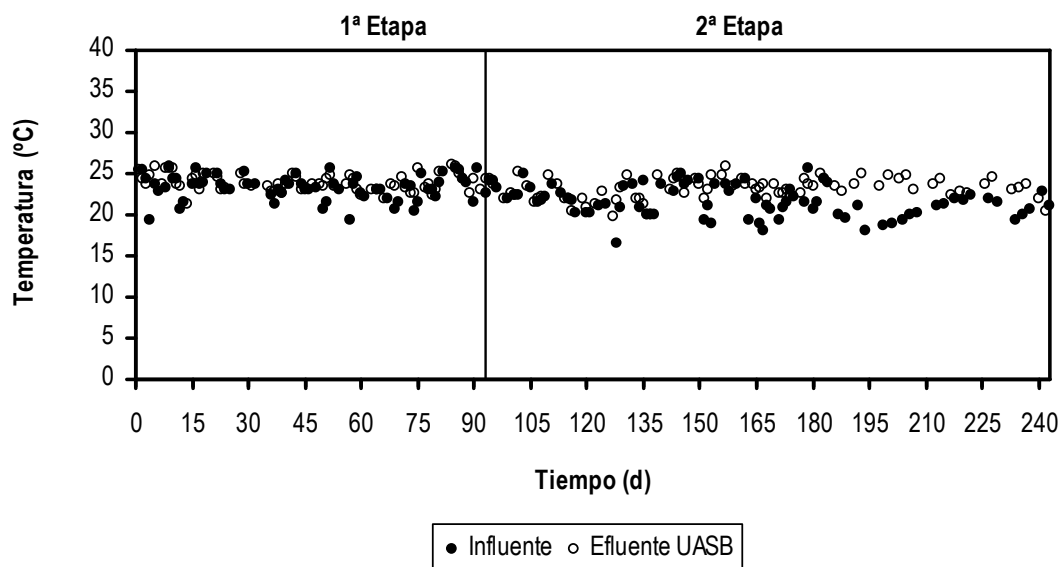


Figura 4.7 Comportamiento de la temperatura en el influente y efluente del reactor UASB

A altas temperaturas las tasas de reacciones químicas y biológicas son más rápidas que a bajas temperaturas. La velocidad de reacción de los procesos biológicos depende de la velocidad de desarrollo de los microorganismos responsables que, a su vez, es dependiente de la temperatura (Van Lier, 1995). Según Van Lier *et al.*, (1995), hay tres principales intervalos de temperatura, psicrófilico (por debajo de 25°C), mesófilico (entre 25 y 45°C) y termófilicos (entre 45 y 65°C), siendo la tasa máxima de crecimiento mayor conforme aumenta la temperatura. Bajo esta perspectiva, se puede determinar que la temperatura promedio con la que se trabajó en esta investigación se mantuvo casi en el límite superior psicrófilico. Aún después de haber trabajado con una temperatura promedio de 23°C , menor a la sugerida por Metcalf & Eddy (2003) se logró el crecimiento de las bacterias en el sistema UASB, como anteriormente se discutió en los resultados del nitrógeno total.

El comportamiento del **pH** en el reactor UASB se muestra en la Figura 4.8. El valor promedio durante las dos etapas experimentales se mantuvo cercano a la neutralidad, con un valor promedio de 7.5 ± 3 . El intervalo típico para bacterias anaerobias se encuentra de 6.2 a 7.8, preferentemente de 7.0 a 7.2 (Metcalf & Eddy, 2003).

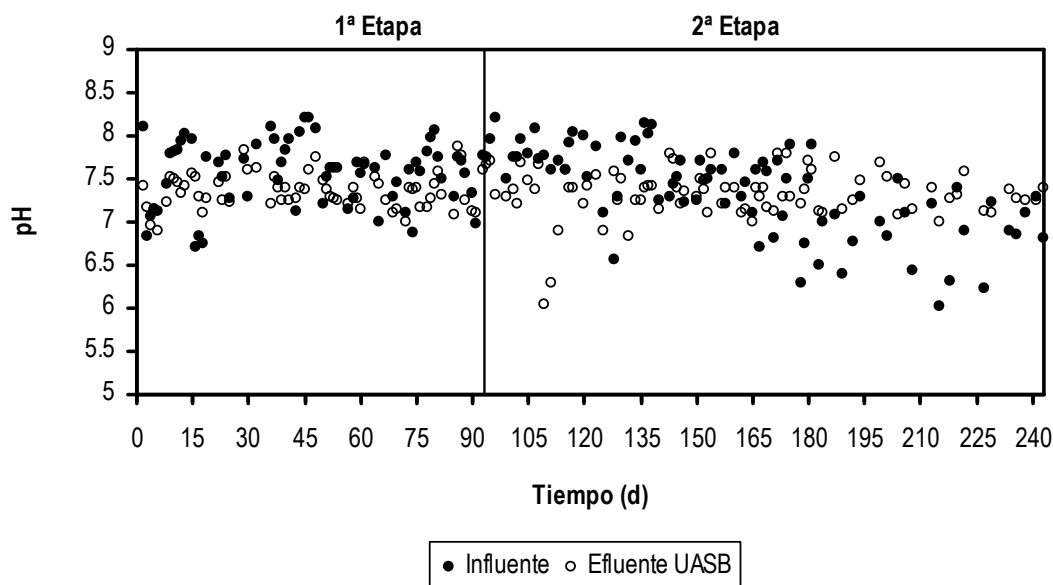


Figura 4.8 Comportamiento de pH en el influente y efluente del reactor UASB

El pH en un reactor anaerobio es importante para el buen funcionamiento del sistema. El mantenimiento de éste en el intervalo de valores apropiados depende de la capacidad amortiguadora del reactor, es decir, la alcalinidad presente, así como de la concentración de ácidos grasos volátiles.

La **alcalinidad** es un parámetro importante, de éste depende el amortiguamiento de un cambio brusco de pH en el sistema por la producción de ácidos grasos volátiles (AGV). En la Figura 4.9 se muestra el seguimiento de alcalinidad total del influente y efluente durante las dos etapas de operación. Los valores en la gráfica se observan por arriba de los $400 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, superando el valor óptimo de alcalinidad sugerida ($150 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$) para un buen amortiguamiento. La alcalinidad total promedio en el influente del reactor UASB durante las dos etapas de operación fue de 722 ± 125 y $758 \pm 188 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ en la primera y segunda etapa, respectivamente. En el efluente la alcalinidad total promedio fue de $861 \pm 125 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ en la primera etapa y $893 \pm 148 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ en la segunda etapa. La alcalinidad promedio a pH 5.75 en el influente fue de 426 ± 131 y $582 \pm 208 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ en la primera y segunda etapa, respectivamente. Mientras que en el efluente fue de $718 \pm 170 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ durante la primera etapa y $816 \pm 242 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ en la segunda etapa. Cabe mencionar que, en ocasiones, los valores de alcalinidad a pH 5.75 en el reactor, que

se considera la capacidad amortiguadora útil debida a carbonatos (Jenkins *et al.*, 1991), fueron menores de $1,000 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. En estos casos, se debió al contenido de alcalinidad del influente.

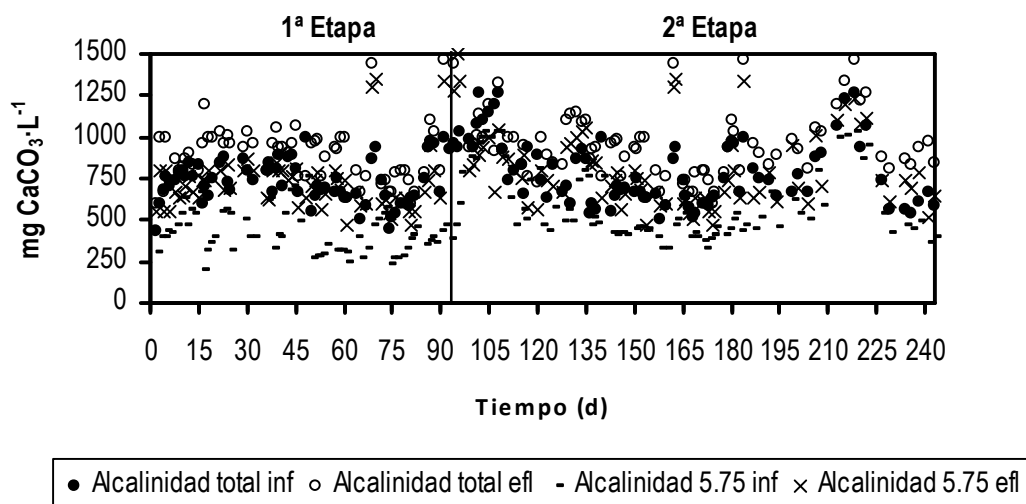


Figura 4.9 Alcalinidad total y a pH 5.75 en el reactor UASB

En la Figura 4.9 es notoria la diferencia entre la alcalinidad total (a pH 4.3) y a pH 5.75, tanto en el influente como en el efluente. Esta diferencia esta relacionada con el contenido de AGV en la muestra. De igual manera, se aprecia que los valores de alcalinidad dentro del reactor son mayores que los del influente. Esto se debe a la degradación de compuestos orgánicos (Malina y Pohland, 1992) presentes en el agua residual de rastro. El agua residual de rastro, por ser desechada en el proceso, contiene cantidades importantes de proteínas y, al realizarse el metabolismo, se produce la liberación de amonio, produciendo bicarbonato de amonio y generando alcalinidad, la cual ayudó a mantener un valor de pH cercano a 7.

La determinación de **AGV** indicó que la concentración de éstos en el reactor es muy baja. Para su determinación se empleó el método de Jenkins (1991) descrito en el Anexo 3. Los valores para los AGV calculados con este método pueden ser negativos en algunos casos, cuando la concentración de AGV en la muestra es baja; ya que se espera una correlación pobre entre los valores reales de AGV y los calculados. Esto indica un incremento en el error asociado al análisis. Las concentraciones promedio de AGV calculadas en la primera y segunda etapa fueron de 60 y 85 $\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. El contenido de AGV dentro del reactor no presentó ningún problema

debido a que el sistema siempre contó con alcalinidad suficiente, lo que se corrobora con los valores reportados de alcalinidad, comportamiento del pH y la relación α (Figura 4.10).

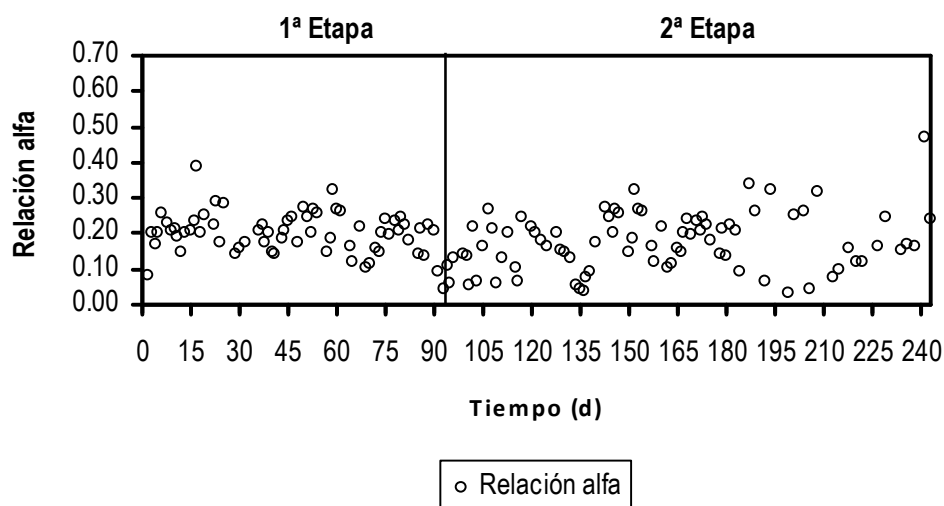


Figura 4.10 Comportamiento de la relación α en el reactor UASB

La relación α en el reactor UASB (Figura 4.10), se mantuvo siempre por debajo de 0.4, con un valor promedio de 0.19 ± 0.07 . Esta relación está directamente relacionada con el contenido de AGV. En general, la relación α se mantuvo dentro de un intervalo que indica un funcionamiento adecuado del reactor (Malina y Pohland, 1992).

4.2.7 Producción de biogás y actividad metanogénica

La Figura 4.11 presenta el comportamiento del biogás captado en el reactor UASB. Se observa que durante la primera etapa hubo un incremento paulatino en la producción de biogás hasta el día 37 desde el arranque, después se estabilizó a valores entre 26 y 39 L·d⁻¹. El promedio calculado para el período del día 37 hasta el día 92 fue de 31 L·d⁻¹. Al incrementar la carga orgánica se observó un incremento de la producción del biogás durante el período 93-123 días desde el arranque. Después de esto la cantidad de biogás capturado se mantuvo entre 35 y 45 L·d⁻¹, siendo el promedio calculado de 38 L·d⁻¹ para el período 124-243 días.

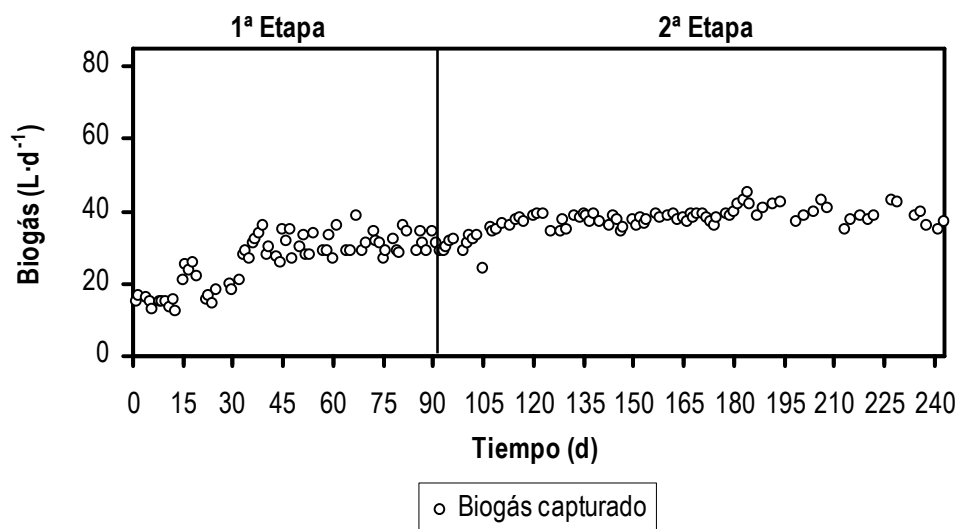


Figura 4.11 Producción de biogás

En la Tabla 4.11 se presenta la cantidad promedio del biogás capturado en el reactor UASB durante los períodos de estabilidad del proceso en las dos etapas experimentales. Con base en la DQO removida diariamente se calcula la producción del biogás en $\text{m}^3 \cdot \text{kg DQOrem}^{-1}$. Los valores determinados representan el 48 y 42% de la tasa de producción de biogás típica para los procesos anaerobios (de $0.5 \text{ m}^3/\text{kg DQO rem}$) (Malina y Pohland, 1992). Esta diferencia se atribuye a que la configuración del reactor UASB tuvo algunos problemas de captura de biogás en el separador gas-líquido al momento de realizarse la medición. Se observaban burbujas del biogás que se escapaban con el efluente del reactor. Los promedios de la velocidad ascendente en el reactor UASB durante la primera y segunda etapa fueron de $0.1 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ y de $0.15 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$, respectivamente. Este flujo resultó ser suficiente para facilitar la salida del biogás, sin embargo, la mayor velocidad durante la segunda etapa del estudio pudo haber provocado mayores pérdidas de biogás con el efluente, por lo cual con el gas capturado en la campana se calculó una menor producción de biogás durante la segunda etapa.

Tabla 4.11 Biogás capturado en el reactor UASB

Etapa	Cantidad de biogás (L·d ⁻¹)	DQO rem (kg DQO·d ⁻¹)	Producción de biogás (m ³ ·kg DQOrem ⁻¹)
1 (día 37-92)	31.1±3.1	0.129±0.062	0.24±0.01
2(día 124-243)	38.5±2.3	0.181±0.041	0.21±0.01

Con el fin de determinar con qué capacidad de producción de biogás contaba la biomasa contenida en el reactor UASB, se determinó la actividad metanogénica específica (AME) en las dos etapas de operación. En la Tabla 4.12 se muestra que durante la primera etapa la AME promedio fue de 0.76 ± 0.04 g CH₄-DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹; mientras que en la segunda etapa la AME promedio fue de 0.78 ± 0.07 g CH₄-DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹. La AME del lecho de lodos determinada durante el arranque del reactor fue de 0.74 g CH₄-DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹, lo cual significa que durante la primera etapa del estudio hubo un ligero incremento de la AME inicial. La AME determinada durante la segunda etapa del estudio, cuando se aplicó una mayor carga orgánica, fue mayor que la determinada durante la primera etapa. Se han reportado valores AME de 0.5 a 1.5 g CH₄-DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹ (IMTA, 2002) para lodos granulares, por lo que los resultados obtenidos en la prueba de AME indican que el lodo granular en el reactor UASB contaba con una actividad metanogénica adecuada y que el aumento de la carga orgánica propició un incremento de AME. Además, se confirma que los bajos valores de biogás medidos directamente del reactor se deben a fallas en el sistema de separación gas-líquido y pérdidas de biogás por arrastre con el efluente.

Tabla 4.12 Actividad metanogénica específica del lodo granular promedio en cada etapa de experimentación

Etapa	Actividad Metanogénica Específica (AME) g CH ₄ -DQO·g SSV ⁻¹ ·d ⁻¹
1 ^a	0.76±0.04
2 ^a	0.78±0.07

4.2.8 Seguimiento de los sólidos en el lecho de lodos

Al final de cada etapa experimental se determinaron las concentraciones de los SST y SSV en el lecho de lodos en el reactor UASB. Los promedios de las determinaciones a diferentes profundidades se resumen en la Tabla 4.13. Se observa que las concentraciones de los sólidos no variaron significativamente con respecto a las iniciales. Las concentraciones promedio de SSV al final de la primera y al final de la segunda etapa fueron prácticamente iguales. La relación SSV/SST en el lecho se mantuvo en 0.6 hasta el final del trabajo experimental. Los promedios de las velocidades ascendentes fueron de $0.10 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ durante la primera etapa y de $0.15 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ durante la segunda.

Tabla 4.13 Concentración de los sólidos en el lecho del lodo granular

Parámetros	Unidades	Inicial	1ª Etapa	2ª Etapa
SST	$\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$	28.190	28.483	28.032
SSV	$\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$	16.985	17.09	17.1
SSV/SST		0.602	0.600	0.610

Con base en los datos presentados en la Tabla 4.13 y los valores promedios de COV, se pueden calcular las cargas orgánicas másicas aplicadas durante las dos etapas experimentales: 0.798 y $1.196 \text{ kg DQO}\cdot\text{kg SSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ para la primera y la segunda etapa, respectivamente.

Las observaciones del nivel del lecho de lodos durante la experimentación indicaron un incremento de la profundidad de aproximadamente 3 cm para la primera etapa (91 d de duración) y de 6 cm para la segunda etapa (150 d de duración). Esto equivale a incrementos volumétricos del lecho de 424 y 848 ml para la primera y segunda etapa, respectivamente. Durante la experimentación no se hacían extracciones de lodo, solo al final de cada etapa se extraían muestras para la determinación de los sólidos. El volumen de las muestras extraídas fue de 100 ml aproximadamente. Es difícil distinguir entre la fracción del incremento debida al crecimiento de la biomasa y la debida a la acumulación de sólidos suspendidos provenientes del agua residual. Sin embargo, con base en los resultados de la remoción de sólidos suspendidos en el reactor UASB, se puede hacer un balance

de masa para cuantificar los sólidos acumulados en el lecho durante cada fase experimental (Tabla 4.15).

Tabla 4.14 Balance de sólidos en el reactor UASB

Parámetros	Unidades	1ª Etapa	2ª Etapa
Q	m ³ ·d ⁻¹	0.034	0.049
Duración	d	91	150
SSTi	Kg·m ⁻³	1.357	1.178
SSTe	Kg·m ⁻³	0.754	0.688
SSVi	Kg·m ⁻³	1.141	1.006
SSVe	Kg·m ⁻³	0.658	0.626
SST entrada al UASB	Kg·d ⁻¹	0.0461	0.0577
SST salida del UASB	Kg·d ⁻¹	0.0256	0.0337
SST acumulados	Kg·d ⁻¹	0.0205	0.023295
SST acumulados por etapa	Kg	1.866	3.494
SSV entrada al UASB	Kg·d ⁻¹	0.038794	0.049294
SSV salida del UASB	Kg·d ⁻¹	0.022372	0.030674
SSV acumulados	Kg·d ⁻¹	0.016422	0.01862
SSV acumulados por etapa	Kg	1.494	2.793
SSF entrada al UASB	Kg·d ⁻¹	0.007344	0.008428
SSF salida del UASB	Kg·d ⁻¹	0.003264	0.003038
SSF acumulados	Kg·d ⁻¹	0.00408	0.00539
SSF acumulados por etapa	Kg	0.371	0.808

Se observa que durante la primera etapa en el reactor se deben de acumular 1.866 kg de SST, de los cuales 1.494 kg son SSV y 0.371 kg son SSF. Durante la segunda etapa se acumularían: 3.494 kg de SST, de los cuales 2.793 son SSV y 0.808 kg son SSF. En realidad los SSV no se acumulan completamente debido a los fenómenos de hidrólisis y degradación. Los que se acumulan completamente son los SSF, la fracción inorgánica.

La caracterización de los sólidos en el lecho de lodos al final de la primera y segunda etapas indicó que la relación SSV/SST se conservó en 0.6, igual que en el inicio de la fase. Es decir 60% de los sólidos acumulados en el lecho son de origen orgánico y el resto es materia inorgánica. Esto indica que el incremento de los sólidos orgánicos en el lecho de reactor, debida al crecimiento de la biomasa y a la acumulación de los sólidos suspendidos volátiles provenientes del agua residual, fue similar en cantidad al incremento de los sólidos inorgánicos debido a la acumulación de los sólidos suspendidos inorgánicos provenientes del agua residual. Este equilibrio permitió obtener un buen funcionamiento del reactor UASB durante las dos etapas experimentales.

4.3 Reactor de lodos activados con aireación intermitente

El reactor de lodos activados con aireación intermitente (LAAI) forma parte de la segunda fase del tratamiento de agua residual de rastro. El reactor de lodos activados previamente estuvo alimentado con el efluente de un sistema anaerobio para tratar agua de rastro, operado en modalidad de aireación extendida, por lo que no se necesitó una aclimatación especial de la biomasa al sustrato presente en el efluente del UASB. Se realizó solo la modificación de la forma de aireación y se implementó un agitador para que se mantuviera en suspensión la biomasa durante los periodos sin aireación. La relación F/M aplicada al reactor durante toda su operación fue de $0.25 \text{ mg DQO} \cdot \text{mg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. El tiempo de operación total del sistema de lodos activados con aireación intermitente es igual al tiempo de operación del reactor UASB; de 243 días. La operación del reactor LAAI se dividió en dos etapas como se explica en el punto 3.5.2 de la Metodología. Durante la primera etapa se trabajó con el efluente del UASB operado con la carga de $10 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Esta etapa tuvo una duración de 92 d y se aplicaron dos patrones de aireación / no aireación (en minutos), de 30 /15 durante 46 d y de 15/30 durante los restantes 46 días. Durante la segunda etapa (151 d de duración) se trabajó con el efluente del UASB operado con la carga de $150 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Se probaron tres patrones de aireación: 30/15, 15/30 y 10/35. La evaluación de los primeros dos tuvo una duración de 46 d y la del último de 59 d. El tiempo de residencia hidráulica (TRH) fue de 17 y 13 h para la primera y segunda etapa de operación, respectivamente. Esto debido a que la DQO en el efluente del UASB fue menor durante la segunda etapa por lo cual se aumentó el caudal de alimentación. El caudal fue de $26.3 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ durante la primera etapa de operación y de $33.1 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ en la segunda etapa.

4.3.1 Remoción de materia orgánica

La evaluación de la remoción de la materia orgánica en el reactor LAAI durante las diferentes etapas del estudio se basó en el parámetro de DQO. La Figura 4.12 muestra el comportamiento de la COV alimentada al reactor LAAI durante las dos etapas experimentales y de igual manera se muestran los patrones de aireación. En la Figura 4.15 se presenta la variación de la DQO en el influente y en el efluente del reactor LAAI y la remoción de DQO obtenida. Durante la primera etapa, los valores promedio de COV fueron de 0.79 ± 0.21 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ para el patrón de aireación 30/15 y de 0.90 ± 0.23 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ para el patrón 15/30. En la segunda etapa los promedios de COV fueron: 0.83 ± 0.19 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ para el patrón de aireación de 30/15, 0.90 ± 0.16 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ para el patrón de aireación de 15/30 y 0.83 ± 0.13 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ para el patrón de aireación de 10/35.

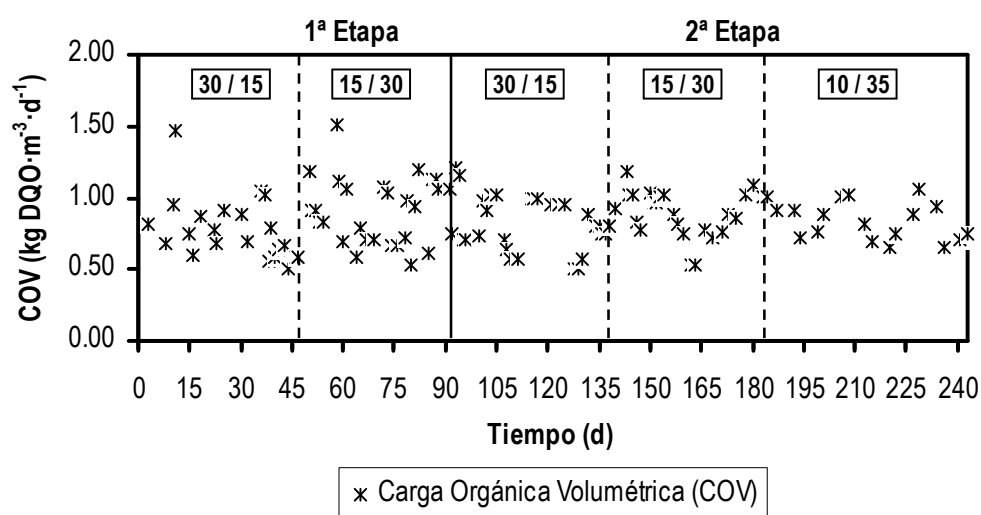


Figura 4.12 Carga Orgánica Volumétrica (COV) alimentada al reactor LAAI durante todo el periodo de operación

En la Figura 4.13, se observa que durante la primera semana hubo un incremento de la DQO en el influente desde 400 hasta 700 mg·L⁻¹, después la DQO permaneció entre 550 y 700 mg·L⁻¹, y en la última semana de la fase 30/15 otra vez disminuyó a 300-400 mg·L⁻¹. Durante la segunda fase 15/30 de la primera etapa también se observa un incremento hasta concentraciones de DQO aun más altas, de 1,000 mg·L⁻¹. A pesar del control de la carga orgánica mediante el ajuste de los caudales, la variación de la DQO en el influente provoca una variación relativamente grande de la

remoción de DQO en el reactor. Este fenómeno se observó durante la primera etapa de la segunda fase experimental.

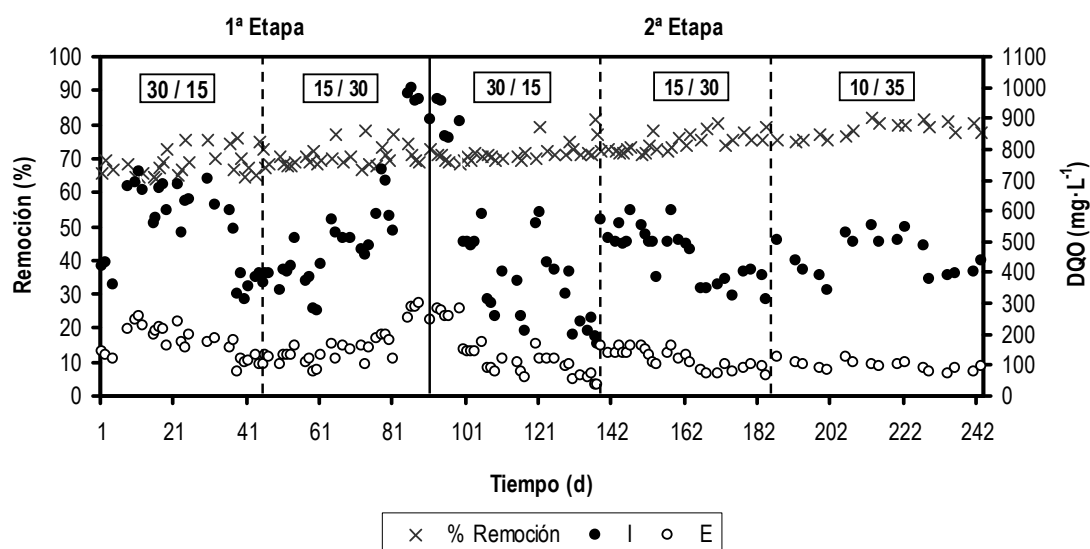


Figura 4.13 Remoción de materia orgánica medida como DQO en un reactor LAAI

Durante la primera etapa de operación la concentración promedio de materia orgánica, medida como DQO en el influente fue de $547 \pm 177 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$; mientras que durante la segunda etapa fue de $456 \pm 130 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

En la Tabla 4.15 se muestra un resumen de las condiciones experimentales, así como de los promedios de la DQO y de las remociones para cada fase de las dos etapas experimentales. Durante el patrón de aireación 30/15, la DQO en el efluente se mantuvo en $168.1 \pm 50 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ lo que representó una remoción de $69 \pm 4\%$. Al aplicar el patrón de aireación 15/30, el efluente promedio fue de $163.1 \pm 61.7 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ logrando una remoción significativamente superior ($p > 0.05$) de $71 \pm 3\%$. En la segunda etapa, al aplicar el patrón de aireación 30/15, la concentración de DQO en el efluente fue de $132 \pm 73.2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ representando un $72 \pm 3\%$ de remoción de materia orgánica. El patrón de aireación 15/30 logró un $75 \pm 3\%$ de remoción de DQO con un efluente final de $118 \pm 31 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Finalmente con el patrón de aireación 10/35, el efluente obtenido fue de $98.06 \pm 15 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ removiendo el $78 \pm \%$ de la DQO. Las eficiencias de remoción resultaron ser significativamente diferentes ($p > 0.05$) en cada patrón de aireación evaluado.

Tabla 4.15 Condiciones experimentales y remoción de materia orgánica, en el reactor LAAl

Etapa	1ª		2ª		
	30/15	15/30	30/15	15/30	10/30
Patrón de aireación (min / min)					
TRH (h)	17	17	13	13	13
SSVLM (mg·L ⁻¹)	3,240±895	3,554±1,021	3,280±791	3,591±607	3,324±523
TRC (d)	32	37	40	38	45
F/M (kg DQO.kg SSVLM ⁻¹ .d ⁻¹)	0.24	0.22	0.25	0.24	0.25
COV (kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	0.75±0.21	0.74±0.23	0.84±0.19	0.85±0.16	0.84±13
DQO influente (mg·L ⁻¹)	534±138	560±216	457±237	458±86	454±66
DQO efluente (mg·L ⁻¹)	168.1±49.8	163.7±61.7	132±73.2	118±30.5	98.06±14.6
DQO remoción (%)	69±4	71±3	72±3	75±3	78±2.32

Las eficiencias obtenidas son bajas respecto a la capacidad de remoción de materia orgánica en lodos activados para el tratamiento de aguas residuales municipales; sin embargo, coinciden e incluso son superiores a los resultados obtenidos por Núñez y Martínez (2001), empleando un reactor de lodos activados alimentado con el efluente de un reactor UASB, tratando agua residual de rastros. En este artículo, las eficiencias de remoción de materia orgánica alcanzadas en el reactor de lodos activados fueron de 50% operando a una temperatura aproximada de 20°C. De la misma forma, Réyes-Pantoja (2009) obtuvo eficiencias de remoción de materia orgánica de 60% en un reactor de lodos activados alimentado con el efluente de un reactor UASB; así mismo, logró un 67% de remoción de materia orgánica en un reactor de lodos activados alimentado con el efluente de un reactor AEBr. Ambos reactores operaron a una temperatura aproximada de 20 y 21°C, respectivamente.

Los porcentajes de remoción relativamente bajos obtenidos en el reactor aerobio, alimentado con el efluente de un reactor anaerobio previo, se atribuyen a que la materia orgánica en el efluente del reactor anaerobio tiene baja biodegradabilidad, ya que en éste permanecen los compuestos refractarios presentes en el agua de rastro. Gorgün *et al.* (1995) emplearon ensayos de

respirometría y determinaron que aproximadamente el 13% de la materia orgánica, medida como DQO, del agua residual de rastro corresponde a materia orgánica no biodegradable.

Basados en los resultados obtenidos por Réyes-Pantoja (2009), la relación DBO_5/DQO del efluente del reactor UASB que trata aguas residuales de rastro fue de 0.4, lo cual indica que la materia orgánica que queda en el efluente del tratamiento anaerobio no es fácilmente biodegradable. La misma autora obtuvo la relación DBO_5/DQO para el efluente de un reactor aerobio instalado después de UASB, la cual resultó de 0.10. Este valor obtenido fue similar al porcentaje estimado de materia orgánica no biodegradable en el agua de rastro reportado por Gorgün *et al.* (1995). Con base en lo anterior, se concluye que aún si los porcentajes de remoción alcanzados no superan el 78%, la capacidad de remoción del sistema va de acuerdo con estos resultados obtenidos debido a las características particulares del agua tratada.

En la Figura 4.14 se presenta la variación de la tasa de remoción específica de la DQO durante el desarrollo experimental.

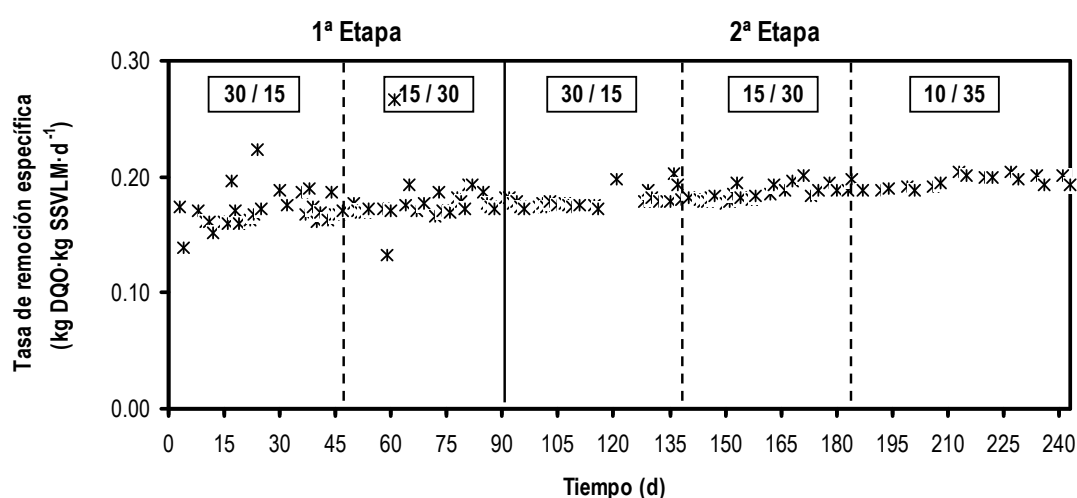


Figura 4.14 Variación de la tasa de remoción de materia orgánica durante el desarrollo experimental en el reactor LA

En la primera etapa se lograron tasas de remoción promedio de 0.17 y 0.18 kg DQO·kg SSVLM⁻¹·d⁻¹ durante la operación de los patrones de aireación 30/15 y 15/30, respectivamente. Por otro lado, en

la segunda etapa, las tasas de remoción promedios alcanzadas fueron de 0.18, 0.19 y 0.2 kg DQO·kgSSVLM⁻¹·d⁻¹, con los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35, respectivamente. Estos resultados indican una ligera tendencia al incremento tanto del porcentaje, como de la tasa de remoción de la DQO durante la experimentación, aún cuando aumentó la relación F/M. En ambas etapas experimentales se observó una diferencia significativa ($p>0.05$) en la remoción de la DQO aplicando los patrones de aireación propuestos. La mayor remoción se obtuvo en la última fase experimental con el patrón de aireación 10/35.

4.3.2 Remoción de nitrógeno

En los procesos biológicos utilizados para la remoción de nitrógeno, la transformación de los compuestos ocurre por diferentes rutas, en las que los productos finales generados están en función de los microorganismos establecidos en el sistema. Durante la experimentación llevada a cabo en el reactor LAAI se analizaron los compuestos más comunes de nitrógeno que se encuentran en los sistemas de tratamiento de aguas residuales.

En la Tabla 4.16 se muestran las concentraciones de las diferentes formas de nitrógeno presentes en el agua residual alimentada al reactor LAAI, la cual es procedente de un tratamiento anaerobio previo. Se observa que, de la concentración promedio de nitrógeno total durante la primera etapa, el 5.5% está en forma de nitrógeno orgánico y el 94% en forma de nitrógeno amoniacal. Durante la segunda etapa, el 4.6 % en forma de nitrógeno orgánico y el 96% en forma de nitrógeno amoniacal. Esto significa que la mayor parte del nitrógeno se encuentra totalmente disponible como sustrato para llevar a cabo la reacción de nitrificación.

Tabla 4.16 Características promedio de las formas de nitrógeno presentes en el agua residual influente al LAAI

Parámetro	Patrón de aireación				
	1ª Etapa		2ª Etapa		
	30/15	15/30	30/15	15/30	10/35
N-NH₄	258±46.3	283±74	280±63	290±78	307±69
Norg	17.8±9.8	13.7±4.5	10.9±4.1	16.4±6.3	15.8±4.9
NT	276±44	297±73.1	290.1±61	306±76.1	322.3±71.4

Concentraciones expresadas en mg·L⁻¹

Amonio (N-NH_4^+)

Para determinar la eliminación de amonio en el reactor de lodos activados, se midieron las concentraciones en el influente y efluente del reactor. En la Figura 4.15 se presentan las concentraciones y las remociones del N-NH_4^+ durante todo el periodo del experimento. Se observa que la concentración de N-NH_4^+ en el efluente fue elevada. En la primera etapa y con el patrón de aireación 30/15 la concentración fue de $100 \pm 22 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ y de $96 \pm 16 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ con el patrón de aireación 15/30. Durante la segunda etapa y con los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35; se obtuvieron $89 \pm 16 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, $84 \pm 17 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ y $81.4 \pm 19 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. También se muestran los porcentajes de remoción de N-NH_4^+ alcanzados durante las dos etapas de operación y respecto a la implementación de cada patrón de aireación estudiado. En la primera etapa se alcanzaron el $64 \pm 1.8\%$ y $66 \pm 3.8\%$ durante los patrones de aireación 30/15 y 15/30, respectivamente. Posteriormente en la segunda etapa, se obtuvieron remociones de $68.3 \pm 2.1\%$, $71.2 \pm 2.8\%$ y $73.4 \pm 2.1\%$ con los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35, respectivamente.

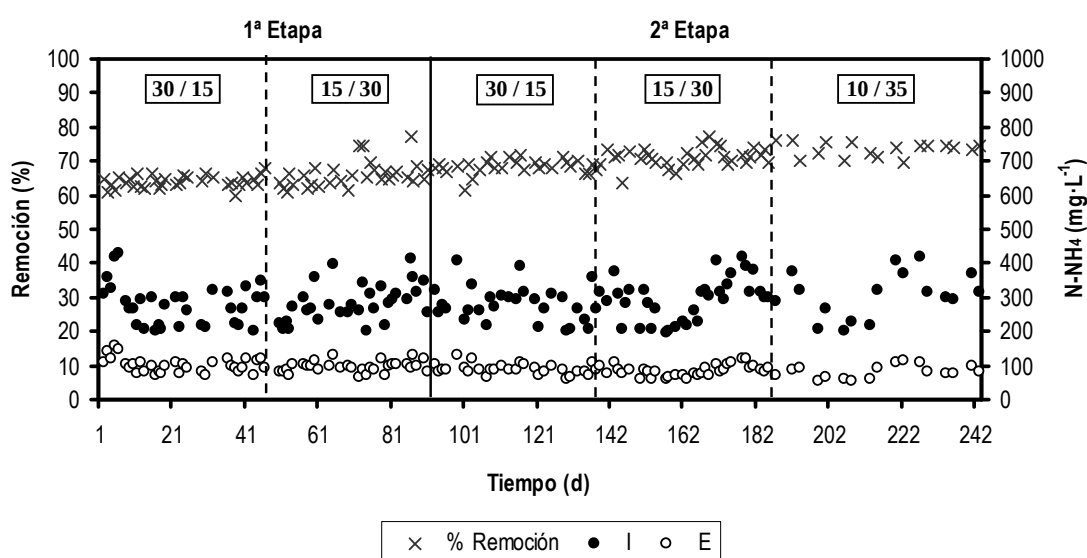


Figura 4.15 Remoción de N-NH_4 en un reactor LAAL

En la Figura 4.16 se presenta la carga de N-NH_4^+ , tanto másica, como volumétrica, alimentada al reactor de lodos activados durante las dos etapas de operación. Con respecto a la carga másica de N-NH_4^+ , el promedio en la primera y segunda etapa fue $0.14 \pm 0.05 \text{ kg de } \text{N-NH}_4^+ \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ y $0.18 \pm 0.07 \text{ kg de } \text{N-NH}_4^+ \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente. El promedio de la carga volumétrica de N-NH_4^+

NH_4^+ fue de 0.46 ± 0.2 kg de $\text{N-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, en la primera etapa y de 0.63 ± 0.28 kg de $\text{N-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, durante la segunda.

En la Figura 4.17 se presentan las tasas específicas de remoción de N-NH_4 para las dos etapas de operación del reactor de lodos activados. La tasa específica de remoción de N-NH_4 observada durante la primera etapa fue de 0.09 ± 0.03 kg de $\text{N-NH}_4^+ \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ y de 0.13 ± 0.06 kg de $\text{N-NH}_4^+ \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ en la segunda etapa experimental. Las tasas de remoción de N-NH_4^+ obtenidas se encuentran en el rango de las reportadas por otros autores, 0.03 - 0.08 kg $\text{N} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ (Wiesmann, 1994), incluso llegaron a ser superiores a este rango. Núñez y Martínez (2001) reportan eficiencias de nitrificación máximas del 75% con cargas de alimentación de hasta 0.6 kg $\text{N} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$; sin embargo, también han observado eficiencias mucho más bajas, correspondientes a una tasa específica de nitrificación de 0.002 kg $\text{N} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. Réyes -Pantoja (2009) reportó tasas de remoción de N-NH_4^+ mínimas de 0.037 kg de $\text{N-NH}_4^+ \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ y máximas de 0.30 kg de $\text{N-NH}_4^+ \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ para efluentes tratados en un sistema de lodos activados.

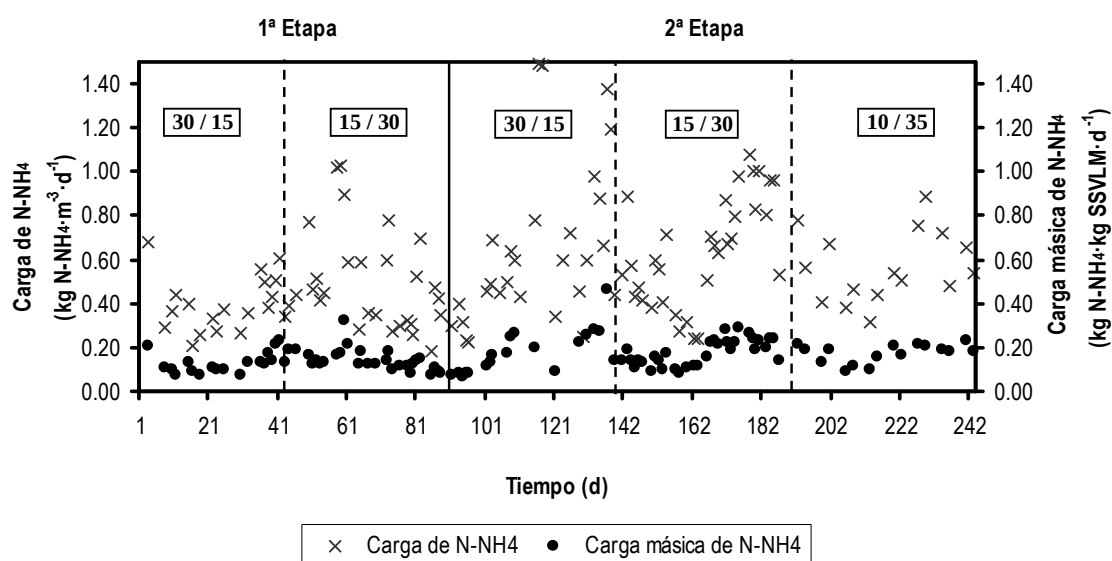


Figura 4.16 Carga volumétrica y másica de N-NH_4 aplicada al reactor LAAI

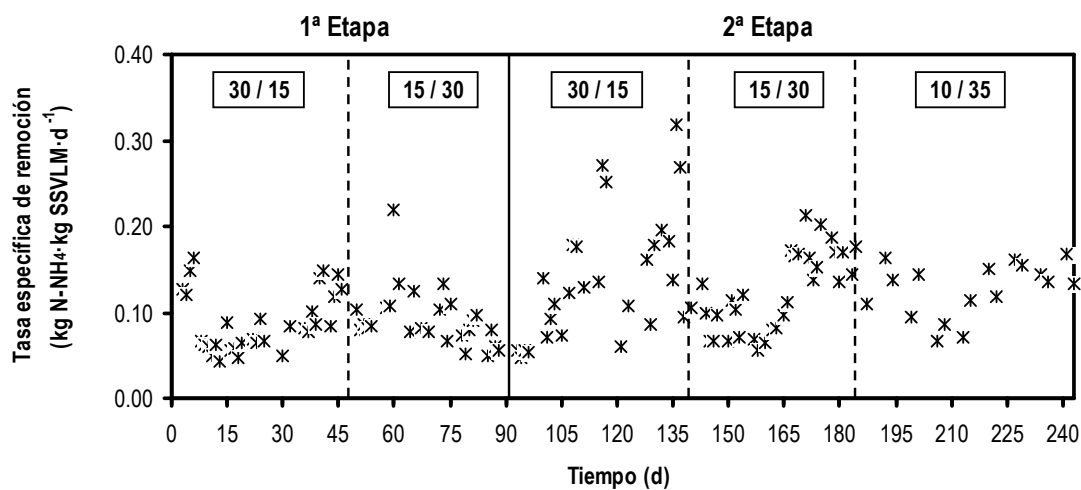


Figura 4.17 Variación de la tasa de remoción de N-NH_4 durante el desarrollo experimental en el reactor LAAI

En la Figura 4.18 se presenta la relación entre la tasa de remoción específica de N-NH_4^+ y la carga de N-NH_4^+ alimentada al reactor de LA durante todo el periodo experimental. El sistema presentó una buena respuesta al aumento de carga, transformando mayor cantidad de N-NH_4^+ mientras más fuera el suministro de alimento; sin embargo, las eficiencias de remoción alcanzadas no fueron suficientes para lograr una remoción totalmente exitosa de N-NH_4^+ .

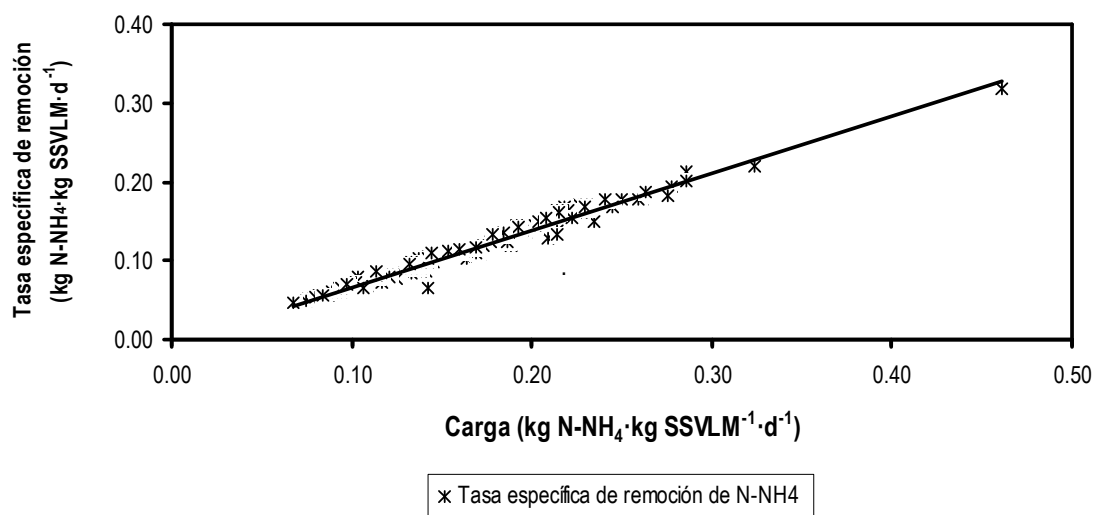


Figura 4.18 Correlación entre la tasa de remoción de N-NH_4 en el reactor LAAI y la carga alimentada de N-NH_4

Nitratos (N-NO₃) y Nitritos (N-NO₂)

En la Figura 4.19 se presentan los nitritos y nitratos en el efluente del reactor LAAI, los cuales se formaron durante el tratamiento, indicando un proceso de nitrificación. Las concentraciones de ambos compuestos en el influente no fueron detectadas, esto es muy común en el agua residual donde prevalecen condiciones anaerobias y no hay oxígeno disuelto. La concentración de N-NO₂ en el efluente del reactor LAAI durante la primera etapa fue de 24 ± 12.1 y 20 ± 7 mg·L⁻¹, para los patrones de aireación 30/15 y 15/30. En la segunda etapa las concentraciones promedio obtenidas fueron de 24.1 ± 10.2 , 20 ± 6.4 y 18.1 ± 6 mg·L⁻¹ para los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35. Este comportamiento indica que en casi toda la experimentación, el fenómeno de la nitrificación se estuvo llevando a cabo. Sin embargo, no se logró una nitrificación completa en el sistema ya que el crecimiento de las bacterias nitrificantes en la primera fase, las cuales son las responsables de originar NO₂, es más rápido que el crecimiento de las bacterias nitrificantes de la segunda fase, que son las responsables de producir NO₃, esto implica que si existe NO₂, es necesario que se le dé tiempo suficiente a las bacterias nitrificantes de la segunda fase y así transformar ese NO₂ a NO₃ (Poyatos, 2007). En la Tabla 4.17 se presentan las concentraciones de las diferentes formas de nitrógeno por fase y la remoción del nitrógeno total y amoniacal obtenida en el reactor LAAI.

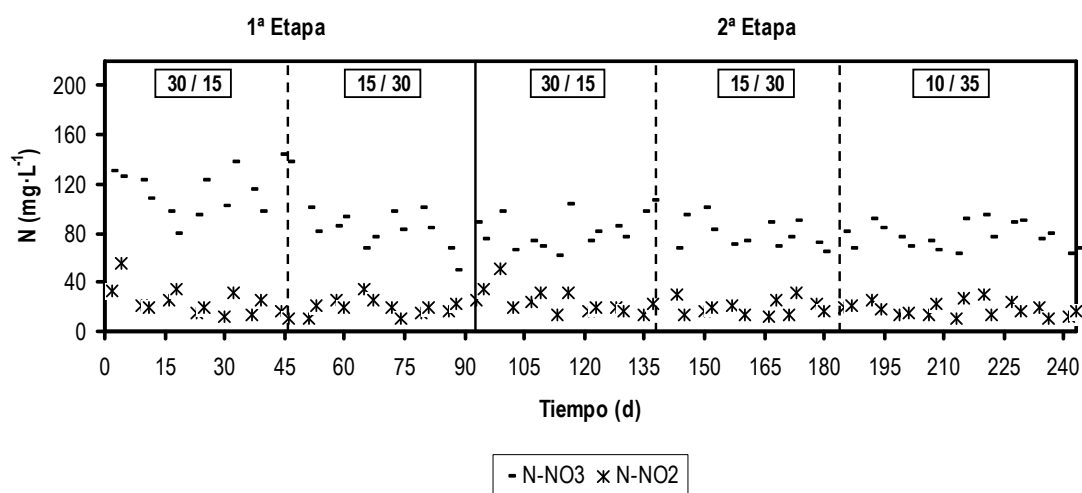


Figura 4.19 N-NO₂ y N-NO₃ presentes en el efluente del reactor LAAI

Tabla 4.17 Concentraciones promedio de las diferentes formas de nitrógeno y remociones de nitrógeno en el reactor LAAI

Etapa	1 ^a		2 ^a		
	30/15	15/30	30/15	15/30	10/30
Patrón de aireación (min / min)					
TRH (h)	17	17	13	13	13
N-NH ₄ influente (mg·L ⁻¹)	258±46	283±55	282±52	290±78	307±69
N-NH ₄ efluente (mg·L ⁻¹)	100±22	96±16	89±16	84±17	81±19
N-NH ₄ remoción (%)	64±2	66±4	68±2	71±3	73±2
NT influente (mg·L ⁻¹)	276±44	297±73	290±61	306±76	322±71
NT efluente (mg·L ⁻¹)	234±36	193±39	199.9±35	191±18	183±30
NT remoción (%)	15±5	32±21	30±8	35±12	42±7
N-NO ₂ (mg·L ⁻¹)	24±12	20±7	24±10	20±6	18±6
N-NO ₃ (mg·L ⁻¹)	112±17	82±15	83±14	79±11	77±11

Bajo condiciones de aireación intermitente, el efecto sobre los compuesto de nitrógeno es principalmente la nitrificación, sin embargo, algunos investigadores (Münch, 1996) aseguran que además de la síntesis celular existe otro mecanismo para remover nitrógeno, la desnitrificación. Lo anterior es posible sobre todo cuando en la parte interior de los flóculos la concentración de oxígeno disuelto es prácticamente nula.

Para comprobar que existió en el sistema una desnitrificación, se realizó un balance de masa tomando en cuenta las transformaciones que sufren los compuestos de nitrógeno y su forma de eliminación. Para el balance se consideró que el nitrógeno total que entra al reactor, sólo puede salir por tres vías: nitrógeno desnitrificado (gas), nitrógeno utilizado por los microorganismos para mantenerse y crecer y el nitrógeno que sale con el efluente. Por lo que el balance queda representado de la siguiente manera:

$$N_{\text{Total Influyente}} = N_{\text{Desnitrificado}} + N_{\text{Asimilado}} + N_{\text{Total Efluente}} \quad (1)$$

$$N_{\text{Desnitrificado}} = N_{\text{Total Influyente}} - (N_{\text{Asimilado}} + N_{\text{Total Efluente}}) \quad (2)$$

$$N_{\text{Desnitrificado}} = N_{\text{Total Influyente}} - (\alpha (DBO_{\text{Influyente}} - DBO_{\text{Efluente}}) + N_{\text{Total Efluente}}) \quad (3)$$

La masa de nitrógeno asimilado por los microorganismos se obtuvo multiplicando el factor α (0.05), este factor relaciona nitrógeno y DBO que se maneja en los procesos biológicos, 100DBO: 5N:1P, (Winkler, 1994), multiplicando por la diferencia de la masa de DBO promedio presente en el influente y efluente del reactor de lodos activados.

Realizando los cálculos correspondientes, se obtuvo que la cantidad de nitrógeno eliminado por desnitrificación dentro del reactor en la primera etapa, no hubo desnitrificación para el patrón de aireación 30/15 (valor negativo) y fue de $2.52 \text{ g}\cdot\text{d}^{-1}$ con el patrón de aireación 15/30. Durante la segunda etapa, con el patrón de aireación 30/15 la cantidad fue de $2.52 \text{ g}\cdot\text{d}^{-1}$, mientras que con el patrón 15/30 se obtuvo $4.69 \text{ g}\cdot\text{d}^{-1}$ y finalmente con el patrón 10/35 se eliminó $6.85 \text{ g}\cdot\text{d}^{-1}$.

Con esto se pudo comprobar que el fenómeno de nitrificación y desnitrificación simultánea ocurrió en el reactor LAAl, favoreciendo de esta forma la eliminación de nitrógeno.

4.3.3 Fósforo total

En la Figura 4.20 se muestra el comportamiento del fósforo total medido como ortofosfatos durante la operación del sistema. Las concentraciones promedio de fósforo en el influente durante las dos etapas fueron de 20 ± 7 y $18\pm 6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Se observa que las concentraciones de PT en el efluente se encuentran por debajo de las del influente del reactor. La concentración del efluente obtenido en la primera etapa durante el patrón de aireación 30/15 fue de $8.4\pm 3.3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, lo que representa un 56% de remoción. Al aplicar el patrón de aireación 15/30 se logró un 58.3% de remoción con una concentración del efluente final de $8.5\pm 2.6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. En la segunda etapa, las concentraciones de los efluentes obtenidos fueron 6.2 ± 2.6 , 6.8 ± 2.2 , $6.3\pm 1.8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, aplicando los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35. Las eficiencias de remoción logradas en la segunda etapa fueron de 61.2, 62.2 y 65.3%, respectivamente. Es notorio que durante la segunda etapa los porcentajes de remoción de PT fueron significativamente ($p>0.05$) 5.5% mayor a los de la primera etapa, esto se refleja en la concentración de los efluentes 25% menor que los efluentes reportados durante la primera etapa. Tanto en la primera etapa, como en la segunda etapa, los patrones de aireación 15/30 y 10/35 fueron los que tuvieron mayor eficiencia en la remoción de PT. Esto debido a que el tiempo sin aire fue más prolongado (30 y 35 min, respectivamente) comparado con el patrón

de aireación en donde el tiempo sin aire fue de 15 min. Con un largo tiempo sin aireación, la concentración de OD fue de $0.28 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ donde ocurrió el proceso de desnitrificación. De esta manera, se proporcionaron las condiciones adecuadas para la asimilación de la materia orgánica que es almacenada como poli-hidroxibutirato (PHB), cuando se establecen las bacterias acumuladores de fósforo (BAF).

Kern-Jespersen y Henze (1993), mencionan que diversos autores reportan como posible captura de fósforo tanto en condiciones aerobias como anóxicas ya que en presencia de óxidos de nitrógeno, estos pueden ser usados como aceptores de electrones en ausencia de oxígeno disuelto. Al respecto, estos mismos autores encontraron que el consumo de fósforo es más rápido en condiciones aerobias que en condiciones anóxicas.

Este hecho también ha sido observado por Comeau et al., (1987) quienes explican que la producción de energía que resulta de la degradación del PHB es menor en condiciones anóxicas que en condiciones aerobias. Sin embargo, Kern-Jespersen y Henze (1993) observaron que bajo condiciones aerobias todas las BAF capturan fósforo del medio, mientras que en condiciones anóxicas sólo una parte de las BAF asimilan fósforo.

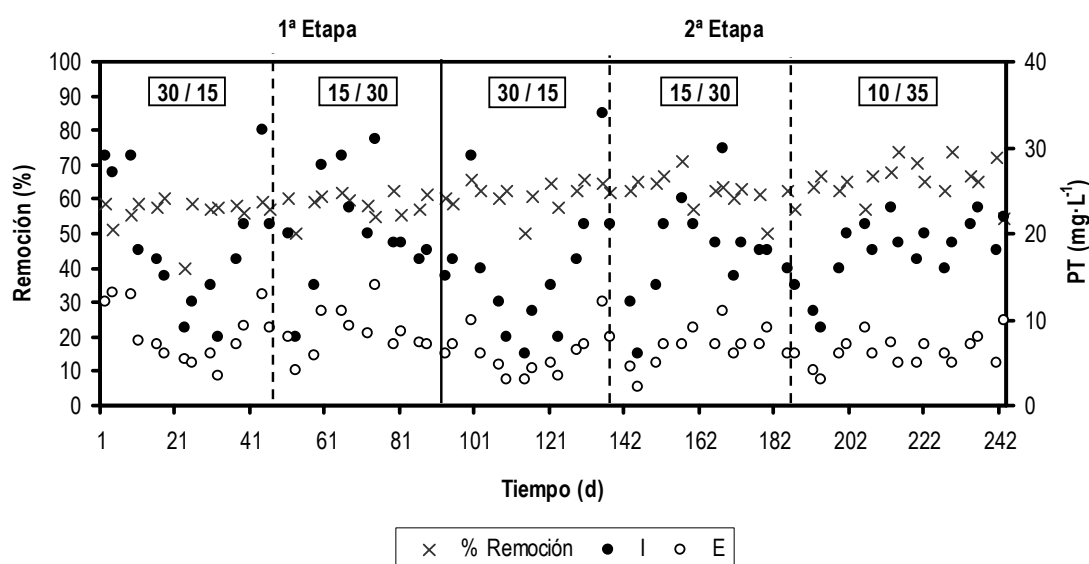


Figura 4.20 Remoción de PT en el reactor LA

Wanner et al. (1992) y Bortone et al. (1994), han diseñado y probado de manera exitosa dos diferentes procesos de eliminación de materia orgánica y nutrientes empleando una fase anóxica en vez de una aerobia para llevar a cabo el consumo de ortofosfatos y desnitrificación.

Ujang et al. (2002) señalan que para obtener un alto grado de eliminación biológica de fósforo, es necesario un periodo prolongado de no aireación con concentraciones de OD cercanas a cero.

4.3.4 Sólidos suspendidos volátiles y totales

El comportamiento de los SST y SSV a lo largo de las dos etapas de operación se muestran en la Figura 4.21. La concentración de SST en el influente fue de $751 \pm 336 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ en la primera etapa, y de $654 \pm 131 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ en la segunda etapa. Las concentraciones de SSV en el influente alimentado al reactor LAAl durante la primera y segunda etapa de operación fueron de 655 ± 287 y $604 \pm 128 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. Se tiene que el 87% de los SST que entran al reactor consisten en SSV durante la primera etapa; mientras que en la segunda etapa los SSV representan el 92% de los SST.

En la primera etapa, las concentraciones en el efluente de los SST y SSV fueron de 231 ± 76 y $135 \pm 48 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente, al aplicar el patrón de aireación 30/15. En este periodo se removieron en promedio 69% de los SST y 79% de los SSV. Durante el patrón de aireación 15/30, se alcanzaron remociones de 73% de SST y de 83% de los SSV, mientras que las concentraciones en el efluente fueron de $231 \pm 76 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de SST y $135 \pm 48 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de SSV.

Durante la segunda etapa, la concentración de SST en el efluente fue de 215 ± 58 , 138 ± 23 y $160 \pm 20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, con los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35, respectivamente; mientras que la concentración de SSV fue de 175 ± 57 , 72 ± 21 y $120 \pm 17 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Las remociones de SST logradas durante la aplicación de los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35 fueron 67, 78 y 75%. Finalmente las remociones de SSV promedio fueron 71, 87 y 80%.

Es notorio, que de los patrones de aireación en donde la etapa sin suministro de aire era prolongada (15/30 y 10/35), se obtuvieron los mayores porcentajes de remoción. Estas remociones coinciden con la remoción de $\text{DQO}_{\text{total}}$; debido a que el incremento de la remoción de SSV puede permitir la obtención de mayores eficiencias de remoción de $\text{DQO}_{\text{total}}$.

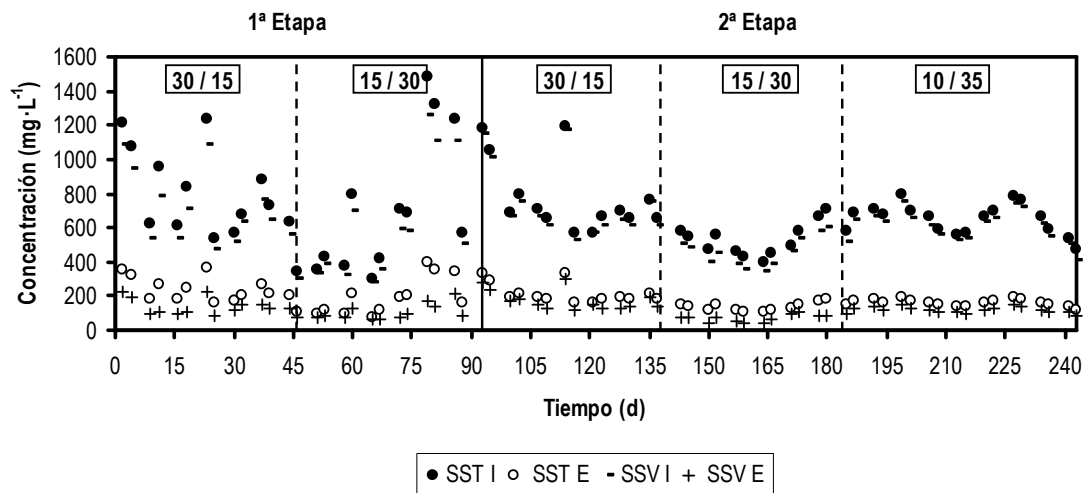


Figura 4.21 Contenido de SST y SSV en el influente y efluente del reactor LA

4.3.5 Temperatura, pH, OD y Redox

La temperatura promedio a la cual el reactor de lodos activados trabajó durante todo el periodo experimental fue de 23.5 ± 1.1 °C. Este valor se encuentra 1.5°C menor al rango reportado en la literatura (IMTA, 2007) como óptimo para el desarrollo de la actividad bacteriana aerobia, el cual va de 25 a 32°C . En la Figura 4.22 se puede observar el comportamiento de la temperatura durante la operación del reactor.

El intervalo de pH óptimo para la operación en un sistema de lodos activados se encuentra entre 6.5 y 8.5. En este estudio el pH osciló entre 6.4 ± 0.29 , sin embargo el valor mínimo obtenido fue de 5.86. En la Figura 4.22 se observa claramente que el pH disminuyó de manera constante. La nitrificación es una reacción que consume alcalinidad, para oxidar un miligramo de nitrógeno amoniacal se requieren de $7.4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de alcalinidad, sin embargo el pH del sistema permanece constante independientemente de la etapa del patrón de aireación que se esté llevando a cabo; esto significa que hay suficiente alcalinidad en el sistema para mantener la capacidad amortiguadora del sistema y llevar a cabo la reacción.

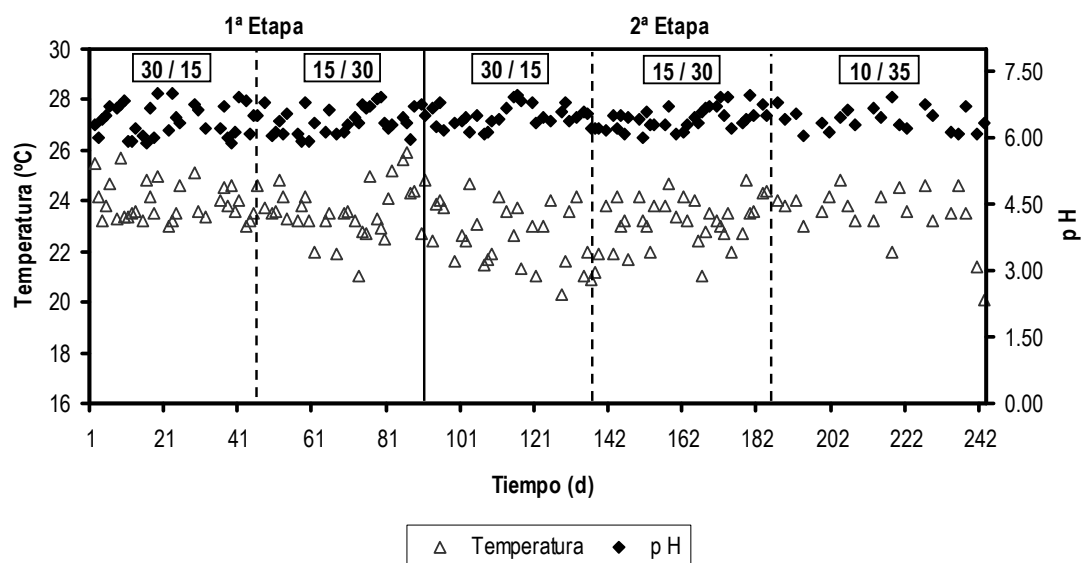


Figura 4.22 Evolución de la temperatura y pH en el reactor LA

La concentración de **OD** y el **potencial de óxido reducción** fueron función de la aireación. En todos los patrones de aireación la concentración de OD así como el potencial de óxido reducción son mayores en la etapa de aireación que en la etapa sin aireación; debido a que el potencial de redox es afectado por la concentración de oxígeno disuelto y la reacción de nitrificación (Changkyoo et al., 2009). En la Tabla 4.18 se observa las concentraciones de OD durante cada patrón de aireación, así como el potencial de óxido reducción.

Tabla 4.18 Condiciones de operación bajo las cuales se llevó a cabo cada patrón de aireación

Etap	Patrón de aireación	Periodo	OD, mg·L⁻¹	Redox, mV
1ª	30/15	Aireación	2.8	360
		Sin aireación	0.45	228
	15/30	Aireación	2.7	347
		Sin aireación	0.3	206
2ª	30/15	Aireación	2.7	375
		Sin aireación	0.35	212
	15/30	Aireación	2.64	371
		Sin aireación	0.28	192
	10/35	Aireación	2.74	376
		Sin aireación	0.25	219

4.3.6 Características de la biomasa

Se realizaron determinaciones puntuales a la biomasa contenida en licor de mezcla con el fin de evaluar los microorganismos presentes en el tanque de aireación.

4.4.6.1 Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado

En la Figura 4.22 se muestra el comportamiento en la concentración de los SSVLM durante todo el experimento.

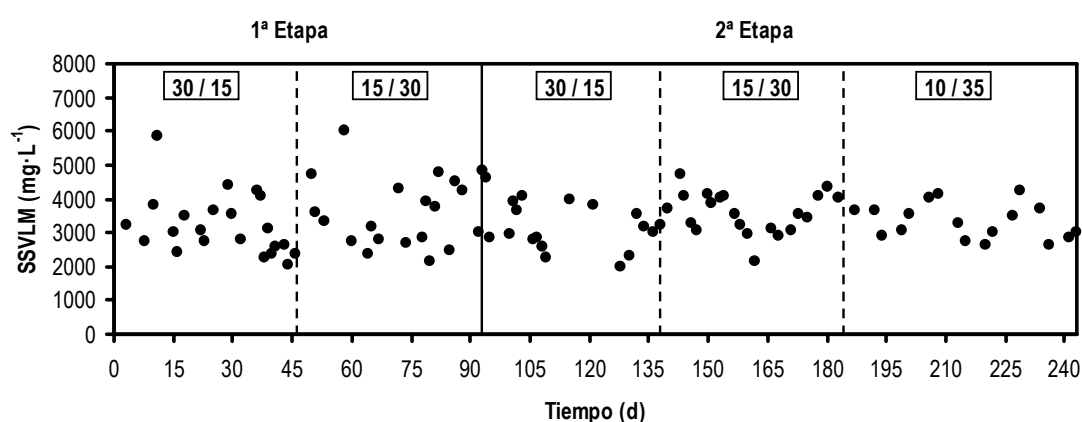


Figura 4.23 Concentración de SSVLM en el reactor LAAl

En la primera etapa, la concentración osciló en $3,201 \pm 895$ y $3,554 \pm 1,021$ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ durante los patrones de aireación 30/15 y 15/30, respectivamente. Posteriormente en la segunda etapa, al usar el patrón de aireación 30/15 la concentración promedio fue de $3,280 \pm 791$ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Con el patrón de aireación 15/30 la concentración fue de $3,591 \pm 607$ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Finalmente con el patrón de aireación 10/35 la concentración fue de $3,324 \pm 523$ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

En la Figura 4.24 se muestra la variación del tiempo de retención celular a lo largo del periodo de experimentación del reactor LA. En la primera etapa, se manejaron dos TRC, de 32 días para el patrón de aireación 30/15 y de 37 días para el patrón de aireación 15/30. Durante la segunda etapa, se manejaron tres TRC, 40, 42 y 45 días para en los patrones de aireación 30/15, 15/30 y 10/35, respectivamente.

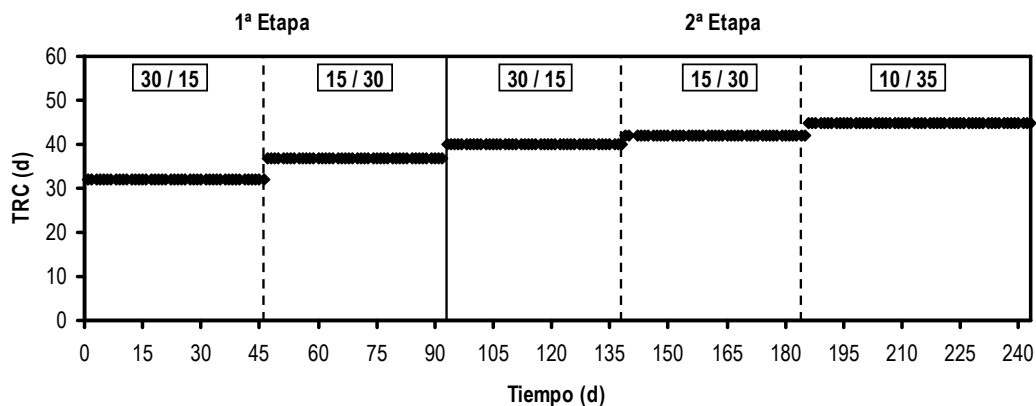


Figura 4.24 TRC en el reactor LAAl

Es importante mencionar que durante los TRC altos, las remociones de N-NH_4^+ fueron mayores. Esto puede relacionarse con el hecho de que las bacterias que oxidan el N-NH_4^+ tienen un crecimiento más lento, por lo que TRC elevados permiten el desarrollo de consorcios mayores, incrementando la cantidad de N-NH_4^+ oxidado.

4.3.6.2 Propiedades de sedimentación

Para evaluar las características de sedimentación en el proceso de lodos activados, se realizó la prueba del índice volumétrico de lodos (IVL). Esta prueba señala que los valores típicos de IVL para lodos de buenas características de sedimentación con concentraciones de 800 a 3,500 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ están comprendidos dentro del intervalo 35 a 150 $\text{mL}\cdot\text{g}^{-1}$ (IMTA, 2007); valores superiores a 150 $\text{mL}\cdot\text{g}^{-1}$ indican presencia excesiva de organismos filamentosos que deterioran la capacidad de sedimentación de un lodo (Metcalf & Eddy, 2003). En la Figura 4.25 se presenta el IVL durante todo el periodo experimental. Se aprecia claramente que durante ambas etapas experimentales, se obtuvieron buenas propiedades de sedimentación, ya que los valores se encuentran dentro del rango antes mencionado. Se observa que al pasar el tiempo, las propiedades de sedimentación fueron mejores.

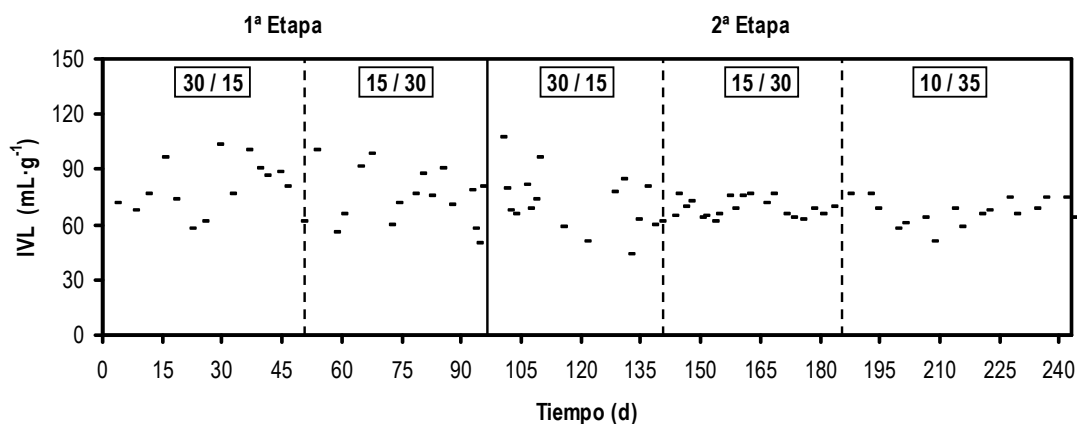


Figura 4.25 Comportamiento del índice volumétrico de lodos en el reactor LAAl

4.3.6.3 Tasa de utilización de oxígeno

Se realizó la prueba de consumo de oxígeno, con el fin de evaluar el nivel de actividad de los microorganismos y determinar la tasa de utilización de oxígeno (TUO) así como la tasa específica de utilización de oxígeno (TEUO). A lo largo del periodo experimental, se obtuvo en promedio una TUO de $0.56 \pm 0.193 \text{ mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$ y una TEUO de $0.018 \pm 0.013 \text{ mg O}_2 \cdot \text{mg SSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$. Este último resultado se encuentra por debajo del reportado por Madoni *et al.* (1999), quienes reportan una tasa específica de utilización de oxígeno de $0.026 \pm 0.005 \text{ mg O}_2 \cdot \text{mg SSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, en un reactor de lodos activados tratando agua residual, tanto municipal como industria. Sin embargo es superior con los reportados por Réyes-Pantoja (2009), quien obtuvo TEUO de $0.0148 \pm 0.004 \text{ mg O}_2 \cdot \text{mg SSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ y señala que los bajos valores obtenidos, pueden deberse a la menor biodegradabilidad que presenta el agua de rastro previamente tratada mediante sistemas anaerobios.

4.4 Sistema anaerobio-aerobio

Previamente se dijo que existen diferentes tratamientos para la depuración de los efluentes proveniente de rastros. En esta investigación se propuso la aplicación de un sistema de tratamiento integral, el cual consistió de un reactor anaerobio de tipo UASB seguido por un reactor de lodos activados. Con este sistema se buscó la remoción de la materia orgánica, medida como DQO, y la remoción o eliminación del nitrógeno. Este tipo de sistema ya ha sido probado para el tratamiento de

aguas residuales de rastro. Sin embargo, los trabajos previos difieren en cuanto a las condiciones de operación, lo que marca una diferencia respecto al rendimiento del sistema, aunado a las características propias del agua residual a tratar. El sistema UASB-LA operado con una $COV=10 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ logró la remoción del 96% de la remoción de materia orgánica medida como DQO. Posteriormente, con la aplicación de una $COV=15 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y a pesar de que en esta segunda etapa hubo incrementos de materia orgánica, se alcanzó un porcentaje ligeramente mayor, del 97%. Sin embargo, esta diferencia no es significativa ($p>0.05$).

A continuación se presenta la Tabla 4.19, que resume los resultados logrados por diferentes autores, al tratar agua residual de rastro empleando la configuración UASB-LA, con sus respectivas condiciones de operación.

Tabla 4.19 Comparación del sistema de tratamiento UASB-LA en el tratamiento de aguas residuales de rastro

Referencia	Reactor	COV an/ COV ae	TRH an/ TRH ae (d)	T an/ T ae (°C)	Remoción de DQO an/ ae (%)	Remoción de nutrientes an/ ae (%)
Núñez y Martínez (2001)	UASB-LA	2.62, 6.73	0.7	35/ 20	85/ 50	65, N _T
Réyes Pantoja (2009)	UASB-LA	4, 6/ 0.67	0.8, 0.7/ 1.6	24, 22/ 21	76, 84/ 60	10, 9.4 N _T / 61 N-NH ₄
Esta Investigación	UASB-LAAI	10, 15/ 0.8, 0.9	0.4, 0.3/ 0.7, 0.5	23, 22/ 23.5	87, 90/ 70, 75	8.2, 8.9 N_T / 65, 71 N-NH₄

Al comparar los resultados de esta investigación con los obtenidos por Núñez y Martínez (2001) y Réyes-Pantoja (2009), se aprecia que los resultados logrados en esta investigación son superiores en un 6 y 8%, respectivamente, incluso operando con COV mayores.

Con base en la relación DBO_5/DQO y la concentración promedio de materia orgánica medida como DQO en el efluente final, se estimó la concentración de DBO_5 en el efluente final tratado. De esta manera se obtuvo que el promedio de la DBO_5 es de 66 y 48 $mg \cdot L^{-1}$, en la primera y segunda etapa de operación del sistema UASB-LAAI. De acuerdo a los resultados obtenidos, se estimó que la calidad del efluente final procedente del sistema UASB-LA cumple con los límites máximos permisibles establecidos en la normativa mexicana (NOM-001-SEMARNAT-1996) de descarga de la materia orgánica a cuerpos receptores tipo A, B y C (ver Anexo 8).

En cuanto al PT, en esta investigación la concentración promedio fue de 7.2 $mg \cdot L^{-1}$, concentración que cumple con los requerimientos de descarga a cuerpos receptores tipo A, B y C. Respecto al NT, el patrón de aireación 10/35, reportó la concentración más baja de NT que fue de $69.2 \pm 5.6 \text{ } mg \cdot L^{-1}$, la cual excede al límite máximo establecido en el norma. Sin embargo, es ligeramente menor al reportado por Réyes-Pantoja (2009), cuya concentración mínima alcanzada fue de 70 $mg \cdot L^{-1}$.

Conclusiones

El objetivo planteado para esta investigación fue evaluar un sistema de reactores anaerobio y aerobio con aireación intermitente para el tratamiento de aguas residuales provenientes de rastro, por lo que terminada la investigación se puede concluir lo siguiente:

- La implementación del sistema UASB seguido de un reactor de lodos activados en la modalidad de aireación intermitente, es una opción adecuada para su aplicación en el tratamiento de aguas residuales provenientes de rastro.
- El análisis de los resultados muestran que el sistema experimental fue más eficiente en su segunda etapa, con base en la remoción de materia orgánica medida como DQO.
- A pesar de las altas cargas volumétricas empleadas en el presente estudio, se lograron valores más altos en la tasa de remoción de materia orgánica, siempre que la fracción soluble de DQO fuera cercana al 75%.
- Fue en la segunda etapa experimental cuando se capturó la mayor cantidad de biogás.
- El reactor aerobio de lodos activados con aireación intermitente sirvió como una etapa de pulimento al efluente procedente del tratamiento anaerobio. En esta investigación la modalidad de aireación intermitente con la cual se trabajó el reactor aerobio representa una alternativa para la remoción de materia orgánica y nitrógeno. Se aprecia que patrones de aireación, cuya fase aireada dure menos que la etapa sin airear se logran las mayores remociones de nitrógeno. Estadísticamente existe una diferencia significativa entre los patrones de aireación usados, por lo que hay un patrón de aireación que funciona mejor. En este trabajo con el patrón de aireación 10/35, se lograron los mayores porcentajes de

remoción de materia orgánica medida como DQO, N-NH₄ y fósforo (78%, 73% y 65% respectivamente).

Sugerencias para trabajos posteriores

El tratamiento secuenciado anaerobio-aerobio de aguas residuales provenientes de rastro está sujeto a una infinidad de variables en el proceso. Por ello, se recomienda:

- En el caso del sistema anaerobio, evaluar su comportamiento incrementando paulatinamente las COV alimentadas.
- Corregir los problemas de diseño del sistema de separación gas líquido.
- Respecto al sistema aerobio es conveniente realizar monitoreos intensivos; dado que la respuesta al inicio y término de las etapas de aireación y sin aireación no es inmediata, monitoreando dos ciclos será posible contar con la información del momento en que la concentración de los compuestos de nitrógeno empieza a cambiar.
- Es conveniente trabajar con diferentes condiciones de cargas orgánicas y nutrientes en general.

Referencias

- Ahring, B.K., Sandberg, M., Angelidaki, I. (1995). Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors. *Applied Microbiological Biotechnology*. 43(3):559-565.
- APHA. (1998). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. *American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation*. 18th ed., Washington DC. Part 2000 y 5000.
- ASCE. (1992). Desing of Municipal Wastewater Treatment Plants. Vol I. *ASCE Manual and report on Engineering*. Practice No. 76.
- Atlas R. M., Bartha R. (2002). *Ecología microbiana y microbiología ambiental*. Pearson Educación, Editorial Addison-Wesley, 4^a edición.
- Boone J. (1982). *Op. Cit.* Archer D.B. y Kirsop B.H. (1990). *The microbiology and control of anaerobic digestion*. Anaerobic Digestion: A Waste Treatment Technology, Criteria Reports on Applied Chemistry, Vol. 31. Editorial SCL. Pp. 43-74.
- Borja, R., Banks, C.J. and Wang Z. (1995a). Effect of organic loading rate on anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in a fluidised-bed reactor. *Bioresourse Tech.* 52:157–162.
- Borja, R., Banks, C.J. and Wang Z. (1995b). Performance of hybrid anaerobic reactor, combining a sludge blanket and filter, treating slaughterhouse wastewater. *Applied Microbiological Biotechnology*. 43:351-357.
- Borton G., Malaspina F., Stante L. and Tilche A. (1994). Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic/anoxic sequencing batch reactor with separated biofilm nitrification. *Water Science and Technology*. 30(6):303-313.
- 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.
- Changkyoo C., Moonil K., Kwangho L., Heekyung P. (2009). Oxidation reduction potential automatic control potential of intermittently aerated membrane bioreactor for nitrification and denitrification. *Water Science and Technology*. 60(1): 167-173.
- 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. *Bioresourse Tech.* 96:1730–1736.

- Chen C.K., Lo S.L. (2003). Treatment of slaughterhouse wastewater using an activated sludge/contact aeration process. *Water Science and Technology*. 47(12):285-292.
- Christon H., Knudsen G., McInerney J., Stetzenbach L., Walter V. (1997). Manual of environmental microbiology. Ed. ASM PRESS Washington, D. C. 894p.
- COFEPRIS. (2006). Evaluación de Riesgos de los Rastros y Mataderos Municipales. Comisión Federal para la Protección contra Riesgos Sanitarios. México. D.F. 32 pp.
- Conil, P. (2006). Manejo de vinazas, metabolización y compostaje, aplicaciones industriales. *Biotechnology*. Nota Técnica. Colombia.
- Corneau Y., Hall K.J., R.E.W. and Oldham WK. (1987). Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Water Research*. 20:1511-1521.
- COWI (2001). Cleaner production assessment in meat processing. *Consulting Engineers and Planners AS*. Dinamarca. 84 p.
- Cuervo López F. (1995). Digestión anaerobia de lactosa: efecto del potencial de amortiguamiento y comparación con un modelo cinético. Tesis de Maestría. UAM-I, México.
- 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 Research*. 44(4):83-88.
- Del Nery, V., Pozzi, E., Damianovic, M. H. R. Z., Dominguez, M.R., Zaiat, M. (2008). Granules characteristics in the vertical profile of a full-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor treating poultry slaughterhouse wastewater. *Bioresour Tech*. 99:2018–2024.
- Departamento de Sanidad del Estado de N. Y (1989). *Manual de Saneamiento de Aguas Negras*. Ed. Limusa. USA. 303 pp.
- Debik E., Coskun T., (2009). Use of the Static Granular Bed Reactor (SGBR) with anaerobic sludge to treat poultry slaughterhouse wastewater and kinetic modeling. *Bioresour Tech*. 100:2777–2782.
- Díaz-B., M., Espitia, S., 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., 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.
- Eastman J.A. y Ferguson J.F. (1981). *Op. Cit.* Archer D.B. (1990). The microbiology and control of anaerobic digestion. *Anaerobic Digestion: A Waste Treatment Technology, Criterial Reports on Applied Chemistry*, Vol. 31. Editorial SCI., pp. 43-74.

- EPA. (1993). Nitrogen Nutrient Control. *Office of Technology Transfer*. USA. 10-155pp.
- 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). Environmental Protection Agency. Washington, D.C. USA. 666 pp.
- Ferguson J.F., Eis B.J. y Benjamin M.M. (1996). Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. Archae Press. USA. 394 p.
- Flotats, X., Bonmatí, A., Campos, E., Teira, M.R. (2000). El proceso de secado de purines en el marco de gestión integral de residuos ganaderos. *Residuos*. Vol. 53, pág. 40-46. El Puerto de Santa María, Cádiz, España.
- Fukuzaki, S., Nishio, N., Shobayashi, M., Nagai, S. (1990). Inhibition of fermentation of propianateto methane by hydrogen, acetate, and propionate. *Applied and Environmental Microbiology*. 56(3):719-723.
- Gorgün E., Ubay Gokgür, E., Ohron D., Germili F. and Artan N. (1995). Modeling biological treatability for meat processing effluent. *Water Science and Technology*. 32(12):43-52.
- Gutiérrez-Sarabia A., Fernández-Villagómez G., Martínez-Pereda P., Rinderknech N., Poggi-Valardo H. M. (2004). Slaughterhouse Wastewater Treatment in full-scale system with constructed wetlands.
- Grady C.P.L. and Liam H.C. (1980). Biological Wastewater Treatment, Theory and Application, Marcel Dekker, Inc. *Environmental Research*. 76:334.
- Hanaki, K., Matsuo, T., Nagase, M. (1981). Mechanism of inhibition caused by long-chain fatty acids in anaerobic digestion process. *Biotechnology and Bioengineering*. 23(7):1591-1610.
- Hulshoff Pol, L., Lettinga, G. (1988). Diseño de reactores UASB. Depuración anaerobia de aguas residuales. Secretariado de Publicaciones. Pp. 190-207. Universidad de Valladolid. Valladolid, España.
- IFC. (2007). Environmental, Health and Safety Guidelines for Meat Processing. International Finance Corporation. World Bank Group. 14 pp. Disponible en el sitio de Internet de la Corporación Internacional de Financiamiento (IFC, Internacional Finance Corporation. World Bank Group):
[http://www.ifc.org/ifcext/sustainability.nsf/AttachmentsByTitle/gui_EHSGuidelines2007_MeatProcessing/\\$FILE/Final+-+Meat+Processing.pdf](http://www.ifc.org/ifcext/sustainability.nsf/AttachmentsByTitle/gui_EHSGuidelines2007_MeatProcessing/$FILE/Final+-+Meat+Processing.pdf)
- IMTA (2002). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. 206 p. Jiutepec, Morelos, México.
- IMTA (2007). Operación y mantenimiento de plantas de tratamiento de aguas residuales por lagunas, lodos activados y filtros rociadores. 131-152 p. Jiutepec, Morelos, México.

- Isa Z., Grusenmeyer S., Verstraete W. (1986). Sulfate Reduction Relative to Methane Production in High-Rate Anaerobic digestion: Microbiological aspects. *Applied and Environmental Microbiology*. 51(3):580-587.
- Jenkins S.R., Morgan J. M., Zhang X. (1991). Mesuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digesters. *Res J. Water Pollution. Contrl Fed*. 63:28-34.
- Jiménez-Cisneros, B. E. (2001). La contaminación ambiental en México: causas, efectos y tecnología apropiada. Ed. Limusa. México. Pp. 260-262.
- Kalyuzhnyi S., Gladchenko M., Epov A. (2003). Combined anaerobic-aerobic treatment of landfill leachates under mesophilic, ubmesophilic and psychrophilic conditions. *Water Science and Technology*. 48(6):311–318.
- Kern-Jespersen J.P., Henze M. (1993). Biological phosphorus uptake under aerobic conditions. *Water Research*. 27(4):617-624.
- Kevern N. R., Giesy, J.P., R.A. Geiger and J.J. Alberts (1986). UO₂-humate. Interactions in Soft, Acid, Humic-Rich Waters. *J. Environ. Radioact*. 4:39-64.
- Lettinga G. y Hulshoff Pol. L.W. (1991). UASB- Process Design for Various Types of Wastewaters. *Water Science and Technology*. 24(8):87-107 pp.
- Lettinga, G., Field, J., Zeeman, G., Hulshoff Pol, L.W. (1997). Advanced Anaerobic Wastewater Treatment in the Near Future. *Water Science and Technology*. 35(10):5-12 pp.
- Madoni P., Davoli D., y Guglielmi L., (1999). Response of SOUR and AUR to heavy metal contamination in activated sludge. *Water Research*. 33(10):2459-2464.
- Malina J.F. y Pohland F.G. (1992). Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes. Water Quality Managament Library Vol. 7. Technomic. 214 pp.
- Manjunath N.T., Mehrotra I., Mathur, R.P. (2000). Treatment of wastewater from slaughterhouse by DAF-UASB system, *Water Research*. 24(6):1930–1936.
- Mara D. y Horan N. (2003). The Handbook of Water and Wastewater Microbiology. Academic Press. 819 pp.
- McCarty P.L. y Smith D.P. (1964). Anaerobic waste water treatment fundamentals. Public Works. 95:107-112.
- Metcalf & Eddy. (2003). Tchobanoglous G., Franklin L. Burton, H. David Stensel. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. Ed. McGraw-Hill. 4ª ed. 1819 p. Nueva York, EEUU.
- Moeller G. (2002). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. SEMARNAT, IMTA. 2ª ed. México.

- Münch E., Lant P. (1996). Simultaneous Nitrification and Denitrification in Bench-Scale Sequencing Batch Reactors. *Water Science and Technology*. 30(2): 277-284
- Muñoz-Valero, J.A., Ortiz-Cañavate, J., 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., 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. pp. 697-739. Santa Fé, Argentina.
- Nacheva P.M, Ramírez-Camperos E., 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
- Noone, G.P. (1990). The treatment of domestic wastes. En *Anaerobic digestion: A waste treatment technology*. Editado por Wheatley, A. Crit. Reports Appl. Chem. 31:139-170.
- Núñez, L.A. and 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. *Anaerobic Digestion*, Proc. 5th Int. Symp. E. R. Hall y P. N. Hobson, eds., Pergamon Press, Londres, Reino Unido. 225-238 pp.
- Palms S.S., Loewenthal R.E., Wentzel M.C. y Marais G.R. (1991). *Op. Cit.* Speece R.E. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. Archae Press. USA. 394 p. EEUU.
- Pavlostathis, S.G., Giraldo-Gómez E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment. *Water Science and Technology*. 24:35-59.
- Poyatos J.M. (2007). Biorreactores de membrana aplicados al tratamiento de aguas residuales urbanas y su influencia en la calidad del agua tratada. Tesis doctoral. Universidad de Granada.
- Puhakka J.A., Salkinoja-Salonen M., Ferguson J.F. y Benjamin M.M. (1990). *Op. Cit.* Speece R.E. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. Archae Press. 394 p. EEUU.
- Randall C.; Barnard J. (1992). *Design and Retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*. Vol. 5. Technomic Publishing Company. USA. 420 pp.

- Rajeshwari K.V., M. Balakrishnan, A. Kansal, Kusum Lata, V.V.N. Kishore. (1999). 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. *Water Environment Federation*.
- Réyes-Pantoja M., (2009). Tratamiento de aguas residuales de matadero mediante un sistema de biodegradación anaerobia-aerobia. Tesis de Maestría. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Rivera F., Warren A., Curds C.R., Robles E., Gutierrez A., Gallegos E., Calderón A. (1997). The application of the root zone method for the treatment and reuse of high-strength abattoir waste in México. *Water Science and Technology*. 35(5): 271-278.
- Rizeme, A., Van Lier J., G. Lettinga. (1998). Sodium inhibition of acetoclastic methanogens in granular sludge from a UASB reactor. *Enzyme and Microbial Technology*. 10:24-32. CrossRef, CSA.
- Rojas Ch. O. (1988). Op. Cit. IMTA. (2002). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. 206 p. Jiutepec, Morelos, México.
- Ruiz I., Veiga, M.C., Santiago de, P. y Blázquez, R. (1997). Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor an anaerobic filter. *Bioresource Technology*. 60:251–258.
- SAGARPA. (2006). 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 de, W. and Lettinga, G. (1984). Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a flocculant sludge UASB reactor. *Agric. Wastes*. 11:197–226.
- Sayed, S., Van Ampen, L., 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., 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.
- Schmidt J.E y Ahring B.K. (1996). Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Biotechnology and Bioengineering*. 49(4):229-246.
- 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.
- Stronach, S.M.; Rudd, T. and Lester, J.N. (1987). Anaerobic digestion processes in Industrial wastewaters treatments. Springer-Verlag, N.Y.
- Toldrá F., Flors A., Lequerica J.L., Vallés S. (1987). Fluidized Bed Anaerobic Biodegradation of Food Industry Wastewaters. *Biological Wastes* 21:55-61.
- Tritt W.P. (1992). The anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in fixed bed reactors. Materials flow and possibilities of treating liquid and solid wastes from slaughterhouse in Germany: a review. *Bioresourse Technology*. 41:235-254.
- Uberio V. y Bhattacharya S.K. (1996). Op. Cit. Speece R.E. (1996). Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. Archae Press. USA. 394 p. EEUU.
- Ujang Z., Salim M.R. and Khor S.L.(2002). The effect of aeration and non.aeration time on simultaneous organic, nitrogen and phosphorus removal using an intermittent aeration membrane bioreactor. *Water Science and Technology*. 46(9):193-200.
- Van Lier, J.B. (1995). Temperature optima of thermophilic methanogenic sludge: Implications for reactor start-up and operation. Thermophilic anaerobic wastewater treatment; temperature aspects and process stability. Tesis doctoral. Universidad de Wageningen. Holanda.
- Verma, S. P. (2005). Estadística básica para el Manejo de Datos Experimentales: Aplicación en la Geoquímica (Geoquimiometría). Universidad Nacional Autónoma de México, D.F., 186 pp.
- Von Sperling M. (1996). Comparison among the most frequently used systems for wastewater in developing countries. *Water Research*. 33(3):59-72.
- Von Sperling M., Lemos Chernicharo C. A. (2005). Biological wastewater treatment in warm climate regions. Department of Sanitary and Environmental Engineering Federal University of Minas Gerais, Brazil. 383-392 pp.
- Wanner et al., (1992) Op. Cit. McGrath J.W., Winslow B.G., McMullan G., Larkin M. and Quinn J.P. (1995). The purification and properties of phosphonoacetate hydrolase, a novel carbon-phosphorus bond-cleavage enzyme from *Pseudomonas fluorescens* 23F. *European Journal Biochemistry*. 234: 225-230.
- Water Pollution Control Federation (WPCF, 1983). Nutrient Control. Manual of Practice FD-7 Facilitis Desing. Automed Graphic Systems. USA. 205 pp.
- Wiesmann, U. (1994). Biological nitrógeno removal from wasterwater. *Advances in Biochemical Engineering Biotechnology*. 51:113-154.

Winkler (1994). Tratamiento biológico de Aguas de Desecho. Ed. Limusa. México. pp. 87-181.

Yoda M., Kitagawa M. y Miyaji Y. (1987). Long term competition between sulfate-reducing and methane-producing bacteria for acetate in anaerobic biofilm. *Water Research*. 21:1547-1556.

Anexo 1

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

Se determinó la cuantificación de biogás generado por el reactor anaerobio UASB mediante el desplazamiento de un líquido. Se utilizaron dos muestreadores de gas de un volumen aproximado de 300 ml. Ambos se conectaron usando una manguera de látex. Se les introdujo una solución alcalina saturada para el desplazamiento. Para observar el desplazamiento de la solución por acción del biogás, a uno de los muestreadores se le colocaba la manguera de salida del biogás del reactor, mientras que en el otro muestreador se tapaban las salidas (figura A1). La cuantificación del biogás se hizo diariamente durante un lapso de 5 minutos.

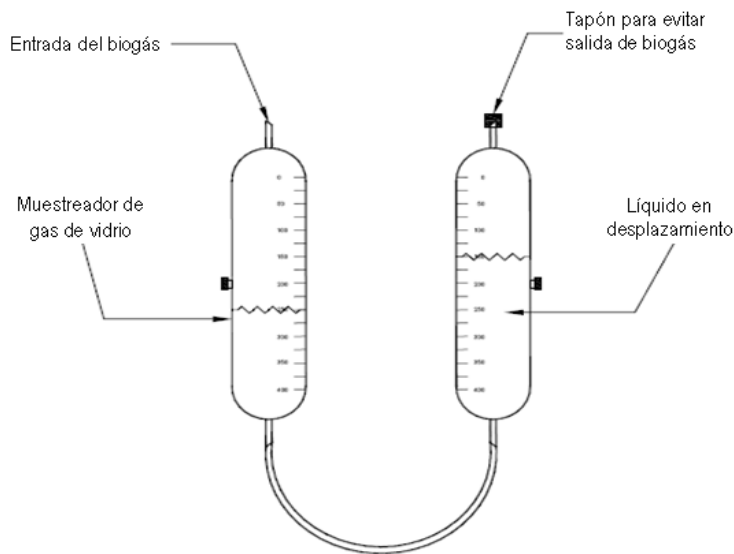


Figura A1. Esquema del sistema de medición del biogás

El cálculo de la producción teórica de biogás se realizó considerando la cantidad de DQO removida por día, la concentración a la entrada y salida del reactor y la eficiencia de remoción del día correspondiente. Éste valor se multiplicó por 0.5 m^3 de biogás·kg de DQO removida⁻¹; el cual según Malina y Pohland (1992) es un valor típico en reactores anaerobios. De esta forma se obtiene el volumen de biogás teórico de acuerdo a la producción típica de biogás en reactores anaerobios que se señalan en la literatura.

Anexo 2

Determinación indirecta de los ácidos grasos volátiles (AGV)

Para el cálculo de la concentración de AGV se siguió el método Jenkins *et al.* (1991); en el cual se explica el cálculo de la concentración indirecta de AGV a partir de la determinación de alcalinidad a pH 5.75 y 4.3.

$$CVA = (Alk_{4.3} - Alk_{5.75}) / (0.85 - 0.83)$$

CVA = es el valor calculado de AGV

$Alk_{4.3}$ = es la determinación de alcalinidad a pH 4.3

$Alk_{5.75}$ = es la determinación de alcalinidad a pH 5.75

El estudio de Jenkins *et al.* (1991) explica que cuando la concentración de AGV es alta, existe una buena correlación entre los valores reales de AGV y los calculados, sin embargo a bajas concentraciones de AGV el error asociado al análisis se incrementa y por ende se tiene una baja correlación de AGV.

Anexo 3

Actividad Metanogénica Específica Simplificada en discontinuo en sistemas estáticos

MATERIAL

- Botellas de suero de 500 mL;
- Incubadora o baño maría a 35°C;
- Tapones de hule;
- Embudos pequeños;
- Matraz de 1 litro;
- Matraz de 100 mL;
- Probeta graduada de 100 mL;
- Aguja desechable;
- Manguera de látex;
- Conexiones "Y";
- Agua destilada

PREPARACIÓN DE SOLUCIONES

Solución de macronutrientes

- | | |
|---|-----------------------|
| • NH_4Cl | 170 g·L ⁻¹ |
| • KH_2PO_4 | 37 g·L ⁻¹ |
| • $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ | 8 g·L ⁻¹ |
| • $\text{MgSO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ | 9 g·L ⁻¹ |

Disolver completamente en agua destilada y aforar a 1L a un pH aproximado de 3.27

Solución de oligoelementos

- | | |
|---|-------------------------|
| • $\text{FeCl}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ | 2000 mg·L ⁻¹ |
| • $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ | 2000 mg·L ⁻¹ |
| • $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ | 500 mg·L ⁻¹ |
| • $\text{CuCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ | 30 mg·L ⁻¹ |
| • ZnCl_2 | 50 mg·L ⁻¹ |
| • H_3BO_3 | 50 mg·L ⁻¹ |
| • $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ | 90 mg·L ⁻¹ |
| • $\text{NaSeO}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ | 100 mg·L ⁻¹ |
| • $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ | 50 mg·L ⁻¹ |
| • EDTA | 1000 mg·L ⁻¹ |
| • HCl 36% | 1 mg·L ⁻¹ |

- Resarzurina 500 mg·L⁻¹

Para la preparación de la solución, disolver primero la rezarsurina en agua destilada y después agregar los demás elementos; aforar a 1L a un pH aproximado de 1.63.

Solución de sulfuro

- NaS·9H₂O 100 mg·L⁻¹

Disolver en agua destilada hasta la completa disolución y aforar a 1L. Esta solución debe prepararse el mismo día que se va a utilizar:

- Solución de fenofaleína: Disolver 0.5 g de fenofaleína en agua destilada y diluir a 100 mL;
- Solución de sosa 1N: Colocar un matraz de 1 litro que contenga aproximadamente 600 mL de agua destilada, en un recipiente con agua fría. Pesar 40 g de NaOH y adicionarlos al matraz, tapar y mezclar ligeramente hasta la completa disolución de la sosa; esperar a que se enfríe y adicionar 5 gotas de fenofaleína, aforar a 1 litro. Esta solución deberá renovarse cuando el pH de la solución esté por debajo de 12, lo cual se indica por el vire de incoloro a rosa;
- Solución patrón de ácido acético a 100 g DQOL⁻¹. En un matraz de 1 litro, colocar 150 mL de agua destilada, adicionar 89 mL de ácido acético glacial (99.7%). Para ajustar el pH, colocar el matraz dentro de un recipiente con agua y adicionar sosa 6N, gota a gota. Cuando se esté cerca de pH=7, diluir la sosa cinco veces y continuar hasta el pH=7. Aforar a 1 litro con agua destilada. 1 mL de esta solución equivale a 100 mg de DQO como ácido acético.

PROCEDIMIENTO

- Determinar previamente al lodo, los sólidos suspendidos totales, volátiles y fijos, la muestra debe estar perfectamente homogenizada.
- En una botella de suero de 500 mL, adicionar a 250 mL de agua destilada hervida y sin airear 10 mL de la solución de ácido acético (4 g DQO·L⁻¹ concentración en la botella).
- Agregar el volumen necesario de lodo para una masa de 1 g SSV, que corresponde aproximadamente a una concentración del orden de 4 g SSV·L⁻¹ dentro de las botellas. La masa de lodo adicionado debe ser medida con precisión.
- En caso de sospechar limitación de nutrientes, adicionar: 1 mL·L⁻¹ de la solución de macronutrientes, oligoelementos y sulfuros, así como 0.2 g·L⁻¹ de extracto de levadura.

- e) Llenar la botella con el agua destilada hervida, cuidadosamente para evitar su aireación, hasta el volumen efectivo (90% del volumen total). Tapar la botella con tapón de hule perforado a todo lo alto con una aguja de jeringa. Verificar que no se tengan fugas.
- f) Mantener el sistema a una temperatura constante de 35°C.
- g) En otra botella de suero adicionar hasta su llenado total la solución de NaOH; tapar con tapón de hule perforado por una aguja, con cuidado para evitar derrames.
- h) Colocar la botella de NaOH boca abajo y conectarla por medio de la manguera a la botella que contiene el lodo. Colocar un tubo en forma de “T” en el doblez inferior de la manguera. La “T” funciona como trampa para NaOH, impidiendo su entrada en la botella de lodo.
- i) Poner una segunda aguja, en el tapón de la botella con sosa. Este arreglo permite la evacuación de la solución por desplazamiento y así medir el volumen de metano producido, el cual es igual al volumen de NaOH desplazado y recogido en el frasco con embudo.
- j) Una vez que el experimento ha comenzado, determinar la producción de metano a intervalos regulares de tiempo, mediante la lectura del líquido desalojado a la probeta con el propósito de identificar el periodo en el que se obtiene la máxima producción de gas. Es importante agitar suavemente la botella que contiene el lodo antes de realizar la lectura, para liberar el gas del lodo.
- k) Puede considerarse conveniente hacer una segunda y tercera alimentación. En este caso, cuando el 80% del sustrato se haya consumido, adicionar una segunda alimentación de AGV y hasta una tercera adición. Se puede estimar el sustrato consumido con la producción esperada de metano.
- l) Cada muestra de lodo se corre por duplicado. Para cada serie de ensayos se incluye un blanco que contiene lodo y micronutrientes, sin sustrato. Esto sirve para corregir la producción endógena de gas, así como el volumen desplazado por cambios de temperatura y de presión atmosférica.
- m) Construir una gráfica del volumen acumulado de metano en mililitros contra tiempo acumulado en horas.
- n) Definir el periodo de tiempo en el que se ha obtenido alrededor del 50% del metano esperado a partir del sustrato adicionado.
- o) La pendiente de la línea de regresión de este segmento corresponde a la velocidad máxima de producción de metano (R). En caso de presentarse una fase lag (de aclimatación) no considerarla en la determinación de la pendiente.
- p) Una vez obtenido el valor de R, la actividad metanogénica específica, AME, puede calcularse mediante la siguiente fórmula:

$$A_{CH_4} = \frac{(R * 24)}{(FC * MSSV)}$$

R = Velocidad de producción de CH₄ en ml CH₄·d⁻¹;

24 = Factor de conversión de horas a días;

FC = Factor de conversión de mL de metano a gramos de DQO en mL CH₄·g DQO⁻¹ (ver Tabla)

MSSV = masa de lodo en la botella de ensayo, g SSV

Temperatura de la botella invertida °C	CH ₄ seco ml CH ₄ ·g DQO ⁻¹	CH ₄ húmedo
10	363	367
15	369	376
20	376	385
25	382	394
30	388	405
35	395	418
40	401	433
45	408	450
50	414	471

Anexo 4

Requerimientos de nutrientes para el sistema anaerobio

Para el desarrollo anaerobio, se estimaron los requerimientos necesarios tomando en cuenta el contenido de nitrógeno y fósforo en la célula, con base en la relación DQO:N:P de 580:7:1, la cual indica que el 10% de la materia orgánica, medida como DQO, es convertida a nuevas células bacterianas ($0.1 \text{ kg SSV} \cdot \text{kg DQO removida}^{-1}$). El 12% de la masa celular seca contiene nitrógeno y el contenido de fósforo oscila entre 1/7 o 1/5 de la necesidad de nitrógeno (McCarty, 2001; Speece, 1996). A continuación se resumen los requerimientos de nutrientes en el sistema anaerobio UASB durante las dos etapas de operación.

Tabla A4. Cálculo de requerimientos de nutrientes

	Etapas de operación	
	1 ^a	2 ^a
DQO promedio influente, $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	4407	4533
Eficiencia del reactor, %	87	90
DQO removida, $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	3859	4076
Desarrollo de la biomasa, $\text{mg SSV} \cdot \text{L}^{-1}$	386	408
Nitrógeno requerido, $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	46	49
Fósforo requerido, $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	6.6	7.1

Anexo 5

Determinación de nutrientes traza para la formación de nuevas células

Para la determinación de cada nutriente traza se realizaron los siguientes cálculos:

- **Cantidad diaria de materia orgánica removida en el reactor**

$$A = B * C$$

A: cantidad diaria de materia orgánica removida en el reactor ($\text{mg} \cdot \text{d}^{-1}$)

B: DQO removida ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)

C: caudal de alimentación ($\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$)

- **Cantidad de células nuevas producidas diariamente en el proceso de degradación de la materia orgánica**

$$D = E * A$$

D: cantidad de células nuevas producidas diariamente en el proceso de degradación de la materia orgánica ($\text{kg SSV} \cdot \text{d}^{-1}$)

E: factor de crecimiento bacteriano, $0.1 \text{ kg SSV} \cdot \text{kgDQO}_{\text{rem}}$ (Metcalf & Eddy, 2003)

A: cantidad diaria de materia orgánica removida en el reactor ($\text{mg} \cdot \text{d}^{-1}$)

- **Cantidad diaria requerida de nutrientes traza (Ca, Mg, Fe, Mn, K y Na) para células nuevas**

$$F = D * G$$

F: cantidad diaria requerida de un nutriente traza ($\text{mg} \cdot \text{d}^{-1}$)

D: cantidad de células nuevas producidas diariamente en el proceso de degradación de la materia orgánica ($\text{kg SSV} \cdot \text{d}^{-1}$)

G: concentración tomada de la tabla A5

Tabla A5. Composición elemental de las bacterias metanogénicas

Elemento	Concentración mg· kg células secas ⁻¹
N	65000
P	15000
S	10000
Ca	4000
K	10000
Mg	3000
Fe	1800
Ni	100
Co	75
Mo	60
Zn	60
Mn	20
Cu	10

- **Concentración requerida de un nutriente traza en el influente**

$$H = F * C$$

H: concentración requerida de un nutriente traza en el influente (mg·L⁻¹)

F: cantidad diaria requerida de un nutriente traza (mg·d⁻¹)

C: caudal de alimentación (L·d⁻¹)

Anexo 6

Promedio del rendimiento del sistema

Reactor UASB

Parámetros	Unidades	Influente	Efluente	Remoción
1ª Etapa (1-92 días)				
Temperatura	°C	23.3±1.5	23.9±1.06	
pH		7.6±0.4	7.4±0.2	
Conductividad	mS·cm ⁻¹	3778±1284	3572±1337	
Alcalinidad, pH 5.75	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	426±131	718±170	
Alcalinidad, pH 4.3	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	727±131	900±186	
Relación α		0.42±0.13	0.2±0.05	
AGV	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	287±173	60±75	
DQO	mg·L ⁻¹	4407±1639.1	547.3±180.3	87.4±2
N-NH ₄	mg·L ⁻¹	269±61	281±57.1	
NT	mg·L ⁻¹	306±95	288±91	
PT	mg·L ⁻¹	24±7.4	20±7	
SST	mg·L ⁻¹	1357±601	754±332.1	
SSV	mg·L ⁻¹	1141±497.1	658±283.3	

Parámetros	Unidades	Influente	Efluente	Remoción
2ª Etapa (93-243 días)				
Temperatura	°C	21.7±1.9	23.1±1.3	
pH		7.4±0.5	7.3±0.3	
Conductividad	mS·cm ⁻¹	3204±1142.3	3542±1073	
Alcalinidad, pH 5.75	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	580±208	814±242	
Alcalinidad, pH 4.3	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	789±200	977±232	
Relación α		0.27±0.13	0.17±0.08	
AGV	mg de CaCO ₃ ·L ⁻¹	206±154	85±93	
DQO	mg·L ⁻¹	4533.3±1560	457±163	90±1.03
N-NH ₄	mg·L ⁻¹	279±56.4	292±61	
NT	mg·L ⁻¹	319±77	304±78	
PT	mg·L ⁻¹	25±8.4	17±6	
SST	mg·L ⁻¹	1178±407	688±207.2	
SSV	mg·L ⁻¹	1006±385.3	626±214.3	

Reactor LA

Parámetros	Unidades	Influente	Efluente	Remoción
1ª Etapa				
30 / 15 (1-46 días)				
Temperatura	°C	24.04±1.1	24±0.7	
pH		7.4±0.2	6.8±0.4	
Conductividad	mS·cm ⁻¹	4218±1286.1	3350.2±1527	
DQO	mg·L ⁻¹	534.5±138.3	168.1±50	69±4
N-NH ₄	mg·L ⁻¹	278±60	100.1±22.2	64±2
N-NO ₃	mg·L ⁻¹	0	112.4±17.4	
N-NO ₂	mg·L ⁻¹	0	24±12.1	
PT	mg·L ⁻¹	19.2±8	8.4±3.3	56±5.1
SST	mg·L ⁻¹	780±264	231.4±76.2	70.2±1.1
SSV	mg·L ⁻¹	683.3±230	135.2±48	80±3
15 / 30 (47-92 días)				
Temperatura	°C	24 ±1.0	23.6±1.1	
pH		7.34±0.2	6.7±0.5	
Conductividad	mS·cm ⁻¹	2906.2±1041	2125±773	
DQO	mg·L ⁻¹	560.1±216.3	164±62	71±3
N-NH ₄	mg·L ⁻¹	285±55	96±16.1	66±4
N-NO ₃	mg·L ⁻¹	0	82±15.2	
N-NO ₂	mg·L ⁻¹	0	20±7	
PT	mg·L ⁻¹	21±7	9±3	58.3
SST	mg·L ⁻¹	723.2±408.2	197.3±111	73±0.72
SSV	mg·L ⁻¹	626.2±345.2	107±48.5	82±4

Parámetros	Unidades	Influente	Efluente	Remoción
2ª Etapa				
30 / 15 (93-138 días)				
Temperatura	°C	22.5±1.4	22.6±1.2	
pH		7.3±0.4	7±0.5	
Conductividad	mS·cm ⁻¹	3671±1117.1	2748.2±1049.3	
DQO	mg·L ⁻¹	457±238	132±73.2	72±3
N-NH ₄	mg·L ⁻¹	282±52	89±16	68.3±2.1
N-NO ₃	mg·L ⁻¹	0	83±14.3	
N-NO ₂	mg·L ⁻¹	0	24.1±10.2	
PT	mg·L ⁻¹	16.4±8	6.2±3	61.2±4.1
SST	mg·L ⁻¹	775±211	216±59	72.2±0.12
SSV	mg·L ⁻¹	739.3±211.12	175±58	77±1.8
15 / 30 (139-185 días)				
Temperatura	°C	23.7±0.94	23.3±0.91	
pH		7.4±0.2	6.6±0.4	
Conductividad	mS·cm ⁻¹	3458.5±1146.2	2787±1197.43	
DQO	mg·L ⁻¹	458±86	118±31	75±3
N-NH ₄	mg·L ⁻¹	294±64	84±17	71.2±3
N-NO ₃	mg·L ⁻¹	0	79±11.2	
N-NO ₂	mg·L ⁻¹	0	20±6.4	
PT	mg·L ⁻¹	18±6	7±2.2	62.2±5
SST	mg·L ⁻¹	532±92.4	138±24	74.1±0.1
SSV	mg·L ⁻¹	463±85.2	73±22	85±3
10 / 35 (186-243 días)				
Temperatura	°C	23.4±1.06	23.5±1.13	
pH		7.3±0.2	6.7±0.5	
Conductividad	mS·cm ⁻¹	3570±915	2639±953.14	
DQO	mg·L ⁻¹	454.1±66	98.1±15	78±2.3
N-NH ₄	mg·L ⁻¹	307±69	81.4±19	73.4±2.1
N-NO ₃	mg·L ⁻¹	0	77.4±11	
N-NO ₂	mg·L ⁻¹	0	18.1±6	
PT	mg·L ⁻¹	18.1±4	6.3±2	65.3±6
SST	mg·L ⁻¹	654.4±90	160.1±21	76±0.7
SSV	mg·L ⁻¹	613±90	121±17.1	80.3±0.9

Anexo 7

Análisis Estadísticos

Previamente se dijo que en el caso del sistema anaerobio (UASB), el presente experimento tuvo como objetivo la comparación de dos COV_1 y COV_2 (las cuales determinaron dos etapas experimentales) para la remoción de materia orgánica medida como DQO y producción de biogás; y de esta forma saber si el desempeño del sistema al aplicar alguna de las COV fue mejor o igual para el tratamiento del agua residual de rastro. Con tal fin, se hicieron las comparaciones entre las dos COV aplicadas en el sistema UASB con base en las pruebas de la relación -F y t de Student.

En el caso del sistema aerobio de lodos activados con aireación intermitente (LAAI), el objetivo fue comparar los tres patrones de aireación P_1 , P_2 y P_3 en la remoción de DQO y $N-NH_4$, y de esta forma saber si el desempeño de alguno de los patrones de aireación es mejor o el de los tres son iguales entre sí. En la primera etapa del sistema LAAI, aplicaron las pruebas de la relación de Fisher y t de Student. Mientras que en la segunda etapa, se aplicó el análisis de varianza (ANOVA).

El análisis de varianza (en adelante, ANOVA), es la técnica central en el análisis de datos experimentales y señala la diferencia que deben tener las medias entre sí para concluir si hay o no un efecto de los tratamientos o si los tratamientos son estadísticamente iguales.

Como resultado del ANOVA, se puede decidir si la hipótesis nula que propone la igualdad de medias de los tratamientos, enunciada inicialmente, se acepta o se rechaza. Cuando la hipótesis nula se rechaza, como en varios de los ANOVAS realizados en esta investigación, es necesario hacer un análisis a detalle y ver cuáles tratamientos son diferentes o cuáles provocan la diferencia, y así determinar cuál es el que presenta mejor desempeño. Estas interrogantes se responden probando la igualdad de todos los posibles pares de medias, para lo que se aplican los métodos de comparaciones múltiples o pruebas de rango múltiple (Gutiérrez y De La Vara, 2008).

Entre las pruebas de rango múltiple se encuentran el método LSD (diferencia mínima significativa, por sus siglas en inglés). La cantidad LSD se llama diferencia mínima significativa ya que es la

diferencia mínima que debe existir entre dos medias muestrales para considerar que los tratamientos correspondientes son significativamente diferentes. Así, cada diferencia de medias, muestrales en valor absoluto que sea mayor que el número LSD se declara significativa.

El análisis estadístico (ANOVA, LSD) se realizó con un intervalo de confianza del 95% aplicado a cada sistema de tratamiento. Según Verma (2005), un valor desviado (outlier) se define como una observación en un conjunto (o subconjunto) de observaciones que no proviene de la población principal bajo estudio, por lo que se dice que es contaminante.

La presencia de valores desviados hace necesaria la aplicación de pruebas de discordancia, con el fin de detectar dichos valores, eliminarlos y obtener la muestra censurada con datos “normales”. Estas estimaciones tendrían una mayor validez en comparación con las obtenidas a partir de la muestra original que contenía los valores desviados.

A continuación se presentan los resultados de las pruebas estadísticas.

A.7.1 Análisis estadístico de los resultados de los principales parámetros en el reactor UASB, durante las dos etapas de experimentación.

Diferencia entre la producción de Biogás en la primera y segunda etapa de experimentación.

	1ª Etapa	2ª Etapa
$\bar{X}$	26.1	37.4
S	7.3	3.41
S ²	53.33	11.61
n	64	85
g.l.	63	84

Prueba -F

$$H_0: \sigma = 0$$

$$H_1: \sigma \neq 0$$

$$F = 4.59$$

$$F_{0.05} = 1.48$$

$$F = 4.59 > F_{0.05} = 1.48$$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas diferentes)

$$H_0: \sigma = 0$$

$$H_1: \sigma \neq 0$$

$$g.l. = 83$$

$$t = 11.47$$

$$t_{0.05} = 1.66$$

$$t = 11.47 > t_{0.05} = 1.66$$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Diferencia entre los porcentajes de remoción de DQO en los efluentes del reactor UASB durante la primera y segunda etapa de experimentación.

	1ª Etapa	2ª Etapa
$\bar{X}$	87.4	89.9
S	2	1.03
S ²	3.98	1.07
n	56	72
g.l.	55	71

Prueba -F

$$H_0: \sigma = 0$$

$$H_1: \sigma \neq 0$$

$$F = 3.74$$

$$F_{0.05} = 1.52$$

$$F = 3.74 > F_{0.05} = 1.52$$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas diferentes)

$$H_0: \sigma = 0$$

$$H_1: \sigma \neq 0$$

$$g.l. = 77$$

$$t = 8.53$$

$$t_{0.05} = 1.665$$

$$t = 8.53 > t_{0.05} = 1.666$$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Diferencia entre las concentraciones de nitrógeno amoniacal en los efluentes del reactor UASB durante la primera y segunda etapa de experimentación

	1ª Etapa	2ª Etapa
$\bar{X}$	281.1	291.9
S	57.10	60.63
S ²	3260.52	3676.46
n	64	80
g.l.	63	79

Prueba -F

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

F = 1.13

F_{0.05} = 1.51

F = 1.13 < F_{0.05} = 1.51

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

g.l. = 142

S = 59.09

t = 1.089

t_{0.05} = 1.656

t = 1.089 < t_{0.05} = 1.656

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Diferencia entre las concentraciones de nitrógeno total en los efluentes del reactor UASB durante la primera y segunda etapa de experimentación

	1ª Etapa	2ª Etapa
$\bar{X}$	288.5	304.3
S	90.5	77.9
S ²	8194.5	6065.1
n	26	44
g.l.	25	43

Prueba -F

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

F = 1.35

F_{0.05} = 1.756

F = 1.35 < F_{0.05} = 1.756

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

g.l. = 70

S = 81.56

t = 0.783

t_{0.05} = 1.994

t = 0.783 < t_{0.05} = 1.994

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Diferencia entre las concentraciones de fósforo total en los efluentes del reactor UASB durante la primera y segunda etapa de experimentación

	1ª Etapa	2ª Etapa
$\bar{X}$	19.8	17.5
S	7	5.9
S ²	49.5	34.9
n	26	44
g.l.	25	43

Prueba -F

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

F = 1.41

F_{0.05} = 1.765

F = 1.41 < F_{0.05} = 1.765

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

g.l. = 70

S = 6.25

t = 1.49

t_{0.05} = 1.667

t = 1.49 < t_{0.05} = 1.667

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Diferencia entre las concentraciones de nitrógeno amoniacal en el influente y efluente del reactor UASB durante la primera etapa de experimentación

	Influente	Efluente
$\bar{X}$	268.9	281.1
S	60.8	57.1
S ²	3693.8	3260.5
n	64	64
g.l.	63	63

Prueba -F

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

F = 1.13

F_{0.05} = 1.531

F = 1.13 < F_{0.05} = 1.531

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

g.l. = 126

S = 58.96

t = 1.164

t_{0.05} = 1.657

t = 1.164 < t_{0.05} = 1.657

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Diferencia entre las concentraciones de nitrógeno amoniacal en el influente y efluente del reactor UASB durante la segunda etapa de experimentación

	Influente	Efluente
$\bar{X}$	279.47	291.85
S	56.66	60.63
S ²	3185.56	3676.45
n	80	80
g.l.	79	79

Prueba -F

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

F = 1.15

F_{0.05} = 1.46

F = 1.15 < F_{0.05} = 1.46

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

g.l. = 158

S = 58.57

t = 1.33

t_{0.05} = 1.65

t = 1.33 < t_{0.05} = 1.65

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Diferencia entre las concentraciones de fósforo total en el influente y efluente del reactor UASB durante la primera etapa de experimentación

	Influente	Efluente
$\bar{X}$	24.1	19.8
S	7.4	7
S^2	54.2	49.5
n	26	26
g.l.	25	25

Prueba -F

$H_0: \sigma = 0$

$H_1: \sigma \neq 0$

$F = 1.09$

$F_{0.05} = 1.96$

$F = 1.09 < F_{0.05} = 1.96$

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

$H_0: \sigma = 0$

$H_1: \sigma \neq 0$

g.l. = 50

$S = 7.199$

$t = 2.13$

$t_{0.05} = 1.67$

$t = 2.13 > t_{0.05} = 1.67$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Diferencia entre las concentraciones de fósforo total en el influente y efluente del reactor UASB durante la segunda etapa de experimentación

	Influente	Efluente
$\bar{X}$	24.6	17.5
S	8.4	5.9
S ²	70.1	34.9
n	44	44
g.l.	43	43

Prueba -F

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

F = 2.01

F_{0.05} = 1.66

F = 2.01 > F_{0.05} = 1.66

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas diferentes)

H₀: $\sigma = 0$

H₁: $\sigma \neq 0$

g.l. = 77

t = 4.63

t_{0.05} = 1.66

t = 4.63 > t_{0.05} = 1.66

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

A.7.2 Análisis estadístico de los resultados de los principales parámetros en el reactor LAAI, usando dos patrones de aireación, durante la primera etapa de experimentación.

Diferencia entre los porcentajes de remoción de materia orgánica medida como DQO durante la operación de dos patrones de aireación

	Patrones de aireación	
	30/15	15/30
$\bar{X}$	68.6	70.5
S	3.9	3
S^2	15.1	9.3
N	28	28
g.l.	27	27

Prueba -F

$$H_0: \partial = 0$$

$$H_1: \partial \neq 0$$

$$F = 1.63$$

$$F_{0.05} = 1.90$$

$$F = 1.63 < F_{0.05} = 1.90$$

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

$$H_0: \partial = 0$$

$$H_1: \partial \neq 0$$

$$g.l. = 54$$

$$S = 3.49$$

$$t = 2.03$$

$$t_{0.05} = 1.67$$

$$t = 2.03 > t_{0.05} = 1.67$$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Diferencia entre los porcentajes de remoción de nitrógeno amoniacal durante la operación de dos patrones de aireación

	Patrones de aireación	
	30/15	15/30
$\bar{X}$	64	66
S	1.8	3.8
S^2	3.2	14.4
N	33	31
g.l.	32	30

Prueba -F

$$H_0: \partial = 0$$

$$H_1: \partial \neq 0$$

$$F = 4.49$$

$$F_{0.05} = 1.82$$

$$F = 4.49 > F_{0.05} = 1.82$$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas diferentes)

$$H_0: \partial = 0$$

$$H_1: \partial \neq 0$$

$$g.l. = 43$$

$$t = 2.67$$

$$t_{0.05} = 1.68$$

$$t = 2.67 > t_{0.05} = 1.68$$

La hipótesis nula se rechaza, las medias son significativamente diferentes

Diferencia entre los porcentajes de remoción de fósforo total durante la operación de dos patrones de aireación

	Patrones de aireación	
	30/15	15/30
$\bar{X}$	56	58.3
S	5.1	3.6
S^2	26	12.7
N	14	12
g.l.	13	11

Prueba -F

$$H_0: \partial = 0$$

$$H_1: \partial \neq 0$$

$$F = 2.05$$

$$F_{0.05} = 2.76$$

$$F = 2.05 < F_{0.05} = 2.76$$

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

Prueba t (Varianzas iguales)

$$H_0: \partial = 0$$

$$H_1: \partial \neq 0$$

$$g.l. = 24$$

$$S = 43.02$$

$$t = 0.135$$

$$t_{0.05} = 1.71$$

$$t = 0.135 < t_{0.05} = 1.71$$

La hipótesis nula se acepta, las medias no son significativamente diferentes

A.7.3 Análisis estadístico de los resultados de los principales parámetros en el reactor LA, usando tres patrones de aireación, durante la segunda etapa de experimentación.

Diferencia entre los porcentajes de remoción de materia orgánica medida como DQO durante la operación de tres patrones de aireación

ANOVA					
FV	SC	GL	CM	F ₀	F _T
Tratamientos	491.02	2	245.51	33.01	3.12
Error	513.09	69	7.43		
Total	1004.11	71			

Método LSD (Diferencia mínima significativa)					
Par de medias		Diferencia muestral	LSD	Decisión	
$\mu_1 - \mu_2$	71.6 – 74.6	3	> 1.255	Significativa	$\mu_1 \neq \mu_2$
$\mu_1 - \mu_3$	71.6 – 78.3	6.7	> 1.38	Significativa	$\mu_1 \neq \mu_3$
$\mu_2 - \mu_3$	74.6 – 78.3	3.7	> 1.43	Significativa	$\mu_2 \neq \mu_3$

Diferencia entre los porcentajes de remoción de nitrógeno amoniacal durante la operación de tres patrones de aireación

ANOVA					
FV	SC	GL	CM	F ₀	F _T
Tratamientos	295.58	2	147.79	25.59	3.11
Error	438.85	76	5.77		
Total	734.43	78			

Método LSD (Diferencia mínima significativa)					
Par de medias		Diferencia muestral	LSD	Decisión	
$\mu_1 - \mu_2$	68.3 – 71.2	2.9	> 1.016	Significativa	$\mu_1 \neq \mu_2$
$\mu_1 - \mu_3$	68.3 – 73.4	5.1	> 1.214	Significativa	$\mu_1 \neq \mu_3$
$\mu_2 - \mu_3$	71.2 – 73.4	2.2	> 1.200	Significativa	$\mu_2 \neq \mu_3$

Diferencia entre los porcentajes de remoción de fósforo total durante la operación de tres patrones de aireación

ANOVA					
FV	SC	GL	CM	F ₀	F _T
Tratamientos	146.22	2	73.11	3.00	3.22
Error	999.09	41	24.36		
Total	1145.32	43			

Método LSD (Diferencia mínima significativa)					
Par de medias		Diferencia muestral	LSD	Decisión	
$\mu_1 - \mu_2$	61.2 – 62.2	1	< 3.199	No Significativa	$\mu_1 = \mu_2$
$\mu_1 - \mu_3$	61.2 – 65.3	4.1	> 2.997	Significativa	$\mu_1 \neq \mu_3$
$\mu_2 - \mu_3$	62.2 – 65.3	3.1	> 3.060	Significativa	$\mu_2 \neq \mu_3$

Anexo 8

Límites máximos permisibles para materia orgánica, NT, PT y calidad del efluente del sistema UASB-LA

Parámetros			DBO ₅ , mg·L ⁻¹	NT, mg·L ⁻¹	PT, mg·L ⁻¹
Ríos	Uso en riego agrícola (A)	P.M.	150	40	20
		P.D.	200	60	30
	Uso público urbano (B)	P.M.	75	40	20
		P.D.	150	60	30
	Protección de vida acuática (C)	P.M.	30	15	5
		P.D.	60	25	10
Embalses naturales y artificiales	Uso en riego agrícola (B)	P.M.	75	40	20
		P.D.	150	60	30
	Uso público urbano (C)	P.M.	30	15	5
		P.D.	60	25	10
Aguas	Explotación pesquera, navegación y otros usos (A)	P.M.	150	N.A.	N.A.
		P.D.	200	N.A.	N.A.
	Recreación (B)	P.M.	75	N.A.	N.A.
		P.D.	150	N.A.	N.A.
	Estuarios (B)	P.M.	75	15	5
		P.D.	150	25	10
UASB-LA		E (P.D.)	47.6*	69.2	7.2

*Estimaciones con base en los valores determinados de DQO y relación DBO₅/DQO en el efluente del reactor aerobio; P.D.-Promedio diario; P.M.-Promedio mensual; N.A.-No es aplicable; (A), (B) y (C): Tipo de cuerpo receptor según la Ley Federal de Derechos; E-efluente.