



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



MCIA
Maestría en Ciencias
en Ingeniería Ambiental
UMSNH

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
FACULTAD DE INGENIERÍA CIVIL
FACULTAD DE BIOLOGÍA**

**PROGRAMA DE MAESTRÍA EN CIENCIAS
EN INGENIERÍA AMBIENTAL**

**Análisis del fenómeno de lavado de lodos en tres tipos de reactores
anaerobios de flujo intermitente tratando agua de rastro**

TESIS

Para obtener el grado de
Maestro en Ciencias en Ingeniería Ambiental

PRESENTA:

Ingeniero Civil

David Alanís Ramírez

david.s.alanis@hotmail.com

Asesor de Tesis:

Doctor en Ciencia y tecnología Ambiental

José Apolinar Cortés

apodito@gmail.com

Co-Asesor de Tesis:

Doctor en Ingeniería de recursos Hídricos

Jesús Alberto Rodríguez Castro

jealroca@yahoo.com.mx

Morelia Michoacán, Noviembre de 2014

Agradecimientos

A Dios por darme la oportunidad de realizar este trabajo y concluir una meta muy importante en mi vida.

A mi familia por apoyarme en todo momento.

A mis revisores de tesis por su apoyo y dirección:

Dr. José Apolinar Cortés

Dr. Jesús Alberto Rodríguez Castro

Dra. Maricela Villicaña Méndez

Dr. J. Jesús Pacheco Ibarra

Dr. Marco Antonio Martínez Cinco

Al CONACYT y la CIC de la UMSNH, por el apoyo económico.

RESUMEN

Los rastros trabajan por lo general solo algunas horas del día generando un flujo intermitente de agua residual. Esta situación presenta un inconveniente al elegir un sistema de tratamiento ya que el diseño convencional de estos sistemas se realiza considerando un flujo continuo y no intermitente. En este trabajo se presenta un análisis del fenómeno de lavado de lodos en los reactores anaerobios UASB, ABR y ASBR, operando con flujo intermitente. La experimentación se realizó en tres reactores anaerobios a escala laboratorio de 14 litros de capacidad, los cuales se alimentaron de lunes a viernes en periodos de 6 horas y dejándose sin alimentación 18 horas. Esto con la finalidad de simular las condiciones que presenta el flujo de agua residual en un rastro. Los reactores se inocularon con 4.25 litros de lodo granular con una concentración de 33 g/l de SSV, trabajándose a una temperatura de 32°C. El pH del influente se controló a un valor de 7.5 y el TRH fue de 2 días. La DQO del influente se controló en un valor cercano a 5000 mg/l para la primera etapa del experimento y del orden de 10000 mg/l para una segunda etapa. La producción de biogás fue del orden de 0.4 litros de biogás/gDQOremovida.

El fenómeno de lavado de lodos se analizó evaluando la pérdida de sólidos por un periodo de 6 semanas en cada reactor. Los resultados obtenidos fueron los siguientes: en el reactor UASB la disminución de la cantidad de lodos fue de 11.5 % y 8% mientras que para el ABR fue de 60% y 75% para la etapa 1 y 2 respectivamente. En el reactor tipo ASBR se presentó un aumento del 5% en la cantidad de lodos para la etapa 1, sin embargo, durante la etapa 2 tuvo una disminución del 68%. La condición de lavado de lodos generó disminución en la biomasa dentro de los reactores lo que ocasionó disminución de la eficiencia de tratamiento y de la producción de biogás.

Palabras Clave: rastro, ABR, ASBR, UASB.

ABSTRACT

The slaughterhouses work typically only a few hours per day generating intermittent wastewater flow. This situation presents an issue when choosing a treatment system because the conventional design of these systems is performed considering continuous and not intermittent flow. This work presents an analysis of sludge washout phenomenon in anaerobic reactors UASB, ABR and ASBR, operating with intermittent flow. The experiment was conducted in three anaerobic reactors of 14 liters to laboratory scale, which were fed Monday to Friday during periods of 6 hours and 18 hours without feeding. This was done to simulate the conditions presented by the wastewater flow in a slaughterhouse. The reactors were inoculated with 4.25 liters of granular sludge with a concentration of 33 g/l of VSS, being worked at a temperature of 32 ° C. The pH of the influent was controlled at a value of 7.5 and the HRT was 2 days. The influent COD was controlled at a value close to 5000 mg/l for the first stage of the experiment and the order of 10,000 mg/l for a second stage. Biogas production was around 0.4 liters biogas/gCODremoved.

The sludge washout phenomenon was analyzed by evaluation of solids loss for 6 weeks for each reactor. The results obtained were as follows: the amount of sludge in the UASB reactor decreased 11.5% and 8%, while the decrease in the ABR was 60% and 75% for stage 1 and 2 respectively. ASBR type reactor showed an increase of 5% in the amount of sludge for stage 1, however, during stage 2 suffered decrease of 68%. The condition of sludge washout occasioned a reduction in the biomass inward the reactors which caused decrease in efficiency of treatment and biogas production.

Keywords: slaughterhouse, ABR, ASBR, UASB.

ÍNDICE

RESUMEN	ii
ABSTRACT.....	iii
ÍNDICE.....	iv
ÍNDICE DE FIGURAS	vii
ÍNDICE DE TABLAS	viii
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Justificación	4
1.2 Hipótesis	5
1.3 Objetivo general.....	5
1.3.1 Objetivos específicos	5
2. MARCO TEÓRICO.....	6
2.1 Proceso biológico anaerobio.....	6
2.1.1 Agrupación de la biomasa anaerobia	7
2.2 Factores importantes que afectan el proceso anaerobio.....	8
2.2.1 Temperatura	8
2.2.2 Potencial de hidrógeno (pH).....	10
2.2.3 Demanda Química de Oxígeno.....	11
2.2.4 Carga orgánica másica (relación alimento/microorganismo)	12
2.2.5 Carga orgánica volumétrica	12
2.2.6 Tiempo de retención hidráulico	13
2.2.7 Tiempo de retención de sólidos	13
2.3. Descripción del sistema multi-fase dentro de un reactor anaerobio	15
2.4 Características de los lodos anaerobios que tratan agua de rastro	16
2.4.1 Tamaño de los gránulos	16
2.4.2 Densidad y viscosidad	16

2.4.3 Velocidad de sedimentación	17
2.5 Estado del arte del tratamiento anaerobio de agua de rastro.....	19
3. METODOLOGÍA	22
3.1 Equipo experimental	22
3.1.1. Sistema de control de temperatura.....	24
3.1.2 Sistema de medición de biogás.....	24
3.2. Inóculo y sustrato.....	25
3.3. Condiciones de operación.....	26
3.3.1 Reactores UASB y ABR.....	26
3.3.2 El reactor ASBR	26
3.4 Fase de experimentación.....	27
3.4.1 Condiciones controladas	27
3.4.2 Lavado de lodos	28
3.4.1 Comportamiento de los gránulos dentro de los reactores	29
3.3.2 Determinación del tamaño de los gránulos del efluente	29
3.5. Muestreo y análisis	29
4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	31
4.1. Reducción de la Demanda Química de Oxígeno	31
4.1.1 Reactor UASB	31
4.1.2 Reactor tipo ABR.....	32
4.1.3 Reactor tipo ASBR	33
4.2. Lavado de lodos	35
4.2.1 Reactor UASB	35
4.2.2 Reactor tipo ABR.....	37
4.2.3 Reactor tipo ASBR	39
4.2.4 Los sólidos sedimentables	42
4.3. Producción de biogás	44

4.3.1 Reactor UASB	45
4.3.2 Reactor tipo ABR.....	46
4.3.3 Reactor tipo ASBR	47
4.3.4 Velocidad de producción de biogás	48
4.4 Parámetros de control	49
4.4.1 pH en el influente y efluente.....	49
4.4.2 Conductividad en el influente y efluente	50
4.4.3 Alcalinidad.....	52
4.4.4 Relación α	52
4.5. Comportamiento de los gránulos dentro de los reactores	53
4.5.1 Reactor UASB	53
4.5.2 Reactor tipo ASBR	56
4.6 Características de los gránulos en el efluente	58
4.6.1 Tamaño de gránulo	58
4.6.2 Velocidad teórica de sedimentación	59
5. CONCLUSIONES	61
6. TRABAJOS FUTUROS	61
7. Bibliografía	62

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Estructura en capas propuesta para los gránulos anaerobios.....	8
Figura 2.2 Efecto de la temperatura sobre el crecimiento microbiano	9
Figura 2.3 Estimación del TRS en función de la cantidad de DQO degradada y la concentración de SSV en el efluente.	14
Figura 2.4 Descripción del sistema multi-fase dentro de un reactor anaerobio.....	15
Figura 2.5 Tamaño de los gránulos de un reactor UASB tratando agua de rastro.....	16
Figura 2.6 Esquema de una partícula discreta	17
Figura 3.1 Esquema del reactor UASB.....	22
Figura 3.2 Esquema de los reactores ABR y ASBR.....	23
Figura 3.3 Reactores experimentales	23
Figura 3.4 Sistema de medición de biogás	24
Figura 3.5 Esquema de las fases de operación del reactor tipo ASBR.....	26
Figura 4.1 Reducción de la DQO en el reactor UASB	31
Figura 4.2 Reducción de la DQO en el reactor tipo ABR	32
Figura 4.3 Reducción de la DQO en el reactor tipo ASBR	33
Figura 4.4 Eficiencias de remoción de la DQO de los reactores UASB, ABR y ASBR.....	35
Figura 4.5 Comparción de la cantidad de lodos dentro de los reactores	42
Figura 4.6 Sólidos sedimentables en el efluente de los reactores	43
Figura 4.7 Producción de biogás de los tres reactores.....	48
Figura 4.8 Velocidad de producción de biogás del reactor UASB.....	49
Figura 4.9 pH de los reactores experimentales	50
Figura 4.10 Conductividad en el influente y efluente de los reactores.....	51
Figura 4.11 Comportamiento de los gránulos dentro del reactor UASB.....	54
Figura 4.12 Relacion entre velocidad de produccion de biogás y SST del reactor UASB...55	55
Figura 4.13 Comportamiento de los gránulos en el reactor tipo ASBR	56
Figura 4.14 Relación entre velocidad de produccion de biogás y SST en el punto de descarga del ASBR	57
Figura 4.15 Fotografías de los gránulos del efluente.....	58
Figura 4.16 porcentajes de masa para los distintos tamaños de gránulos	59

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2-1 Valores de densidad y viscosidad de los lodos anaerobios	17
Tabla 2-2 Velocidad de sedimentación de gránulos de agua de rastro	19
Tabla 3-1 Características del agua residual	25
Tabla 3-2 Arreglo experimental.....	28
Tabla 3-3 Análisis de laboratorio.....	30
Tabla 4-1 Eficiencias de remoción de la DQO	34
Tabla 4-2 Lavado de lodos del reactor UASB durante la etapa 1.....	36
Tabla 4-3 Lavado de lodos del reactor UASB durante la etapa 2.....	36
Tabla 4-4 Lavado de lodos del reactor tipo ABR durante la etapa 1	38
Tabla 4-5 Lavado de lodos del reactor tipo ABR durante la etapa 2.....	38
Tabla 4-6 Lavado de lodos del reactor tipo ASBR durante la etapa 1.....	40
Tabla 4-7 Lavado de lodos del reactor tipo ASBR durante la etapa 2.....	40
Tabla 4-8 Producción de biogás del reactor UASB	45
Tabla 4-9 Producción de biogás del reactor tipo ABR	46
Tabla 4-10 Producción de biogás del reactor tipo ASBR	47
Tabla 4-11 Alcalinidad	52
Tabla 4-12 Relación α	53
Tabla 4-13 Caracterización de los gránulos en el efluente	58
Tabla 4-14 Expresiones para el cálculo de la velocidad de sedimentación	59
Tabla 4-15 Cálculo de la velocidad teórica de sedimentación.....	60

1. INTRODUCCIÓN

Uno de los procesos críticos de la industria del procesamiento de carne es el sacrificio de animales. Este proceso se lleva a cabo en los rastros o mataderos que se ubican generalmente en las afueras de las poblaciones, ya que son fuente de olores indeseables para la sociedad. Los olores que generan estos establecimientos se deben principalmente a los residuos del proceso de matanza, entre ellos las aguas residuales que muchas veces no son tratadas adecuadamente.

Durante el sacrificio es necesario el consumo de agua potable para el lavado de las vísceras, de la carne y de las instalaciones. Estas actividades a su vez, generan un volumen de agua residual que depende de la cantidad de animales sacrificados y de las prácticas implementadas durante el sacrificio, estimándose un promedio por animal de 1000 litros para ganado bovino, 450 litros para ganado porcino, 200 litros para ovinos y 20 litros para aves (Signorini, 2006).

Las aguas residuales de los rastros se caracterizan por contener una alta concentración de proteínas, grasas, aceites, sólidos suspendidos y otros residuos de la industria de la carne (Rodríguez, Sosa, & Garza, 2002). Cuando las tecnologías para la recuperación de proteínas, el desecado o la utilización de los desechos del rastro para alimentación animal no son aplicables, es necesario llevar a cabo el tratamiento del agua residual para evitar su descarga en los cuerpos de agua naturales ya que puedan causar serios daños al ambiente.

El tratamiento de las aguas residuales busca la remoción de por lo menos uno de los cuatro constituyentes más importantes que éstas contienen: (1) sólidos suspendidos, (2) material orgánico biodegradable, (3) nutrientes (nitrógeno y fósforo) y (4) organismos patógenos (Muñoz, 2012). En el tratamiento de agua residual se combinan procesos físicos, químicos y biológicos para reducir las concentraciones de los contaminantes, y dependiendo del nivel de purificación que pueda alcanzar el agua después de los diferentes procesos, se logran niveles de tratamientos primarios, secundarios o terciarios.

Los tratamientos primarios requieren básicamente de procesos físicos para la remoción de contaminantes; los secundarios son realizados mediante procesos biológicos y se requiere de tratamientos primarios antes de implementarlos; los procesos de tratamiento terciarios o

avanzados son utilizados para remover contaminantes específicos y generalmente son de naturaleza química.

El agua residual de un rastro contiene tanto sólidos en suspensión como materia biodegradable en gran cantidad, por lo que su tratamiento puede llevarse a cabo aplicando un procedimiento primario seguido de uno o varios procesos biológicos. Durante el proceso primario es necesario remover la mayor cantidad de sólidos con la finalidad de que durante los procesos biológicos se ingrese en su mayoría, materia soluble ya que de esta forma es más fácil el proceso de biodegradación que si se tuviera en forma de sólida.

Uno de los procesos que puede ser aplicado para el tratamiento de agua residual de rastro, es el proceso biológico anaerobio. Este proceso puede transformar arriba del 80 % de la materia orgánica contenida en este tipo de aguas (Mawson, 1994; Borja, 1995). El tratamiento anaerobio para el agua de rastro presenta la ventaja de que además de tratar el agua, es posible obtener energía ya que se genera gas metano que puede ser aprovechado posteriormente si se cuenta con las instalaciones adecuadas (Tauseef, 2012).

Los procesos biológicos de tratamiento de aguas se llevan a cabo en tanques o recipientes denominados reactores biológicos. Existen diferentes configuraciones o tipos de reactores los cuales se comportan de manera diferente debido a las condiciones de operación o el diseño que tengan.

Uno de los problemas que presentan los reactores anaerobios es la fuga de microorganismos (lodos) por el efluente del agua tratada. Los microorganismos llevan a cabo la degradación de la materia orgánica contenida en el agua residual a la vez que se alimentan de ella y llevan a cabo su proceso de reproducción. Cuando la fuga de microorganismos por el efluente es mayor que la producción de éstos, por efecto de la reproducción, se dice que el reactor “*se está lavando*” y se presenta el fenómeno de lavado de lodos. Esta situación es indeseable ya que los microorganismos son los que llevan a cabo el tratamiento del agua residual, y al salir del reactor se disminuye la eficiencia del proceso. Para el caso del tratamiento anaerobio de agua residual de rastro, los microorganismos se agrupan y forman gránulos con características de forma, tamaño y densidad que los hacen distintos a los que se forman en el tratamiento anaerobio de otros tipos de agua (Bastone & Keller, 2000). Estos gránulos tienen una densidad mayor a la del agua y pueden

sedimentarse y depositarse en el fondo de los reactores si el sistema se encuentra en un estado de calma, pero pueden estar suspendidos y salir del reactor si las condiciones hidrodinámicas lo favorecen.

En México las actividades de los rastos se llevan a cabo durante solo algunas horas del día y solo varios días de la semana, lo que genera un flujo intermitente de sus aguas residuales. El diseño de las plantas de tratamiento de agua residual generalmente se realiza tomando en cuenta un flujo continuo; sin embargo, si se desea adaptar un sistema de tratamiento a un proceso como el que se lleva a cabo en un rastro, será difícil mantener las condiciones de continuidad en el flujo para que la planta de tratamiento opere de acuerdo al diseño convencional. Una alternativa que puede lograr el tratamiento de las aguas residuales en los rastos es a través del diseño de un sistema intermitente.

Hasta la fecha se tienen reportes de estudios realizados en distintos tipos de reactores tratando agua de rastro, sin embargo la mayoría de éstos hacen referencia al funcionamiento con un flujo continuo por lo que poco se conoce de lo que sucede cuando operan de forma intermitente. Por tal motivo en este trabajo se decidió analizar el proceso de tratamiento anaerobio para agua de rastro operando bajo el esquema de flujo intermitente.

Dada la importancia que tiene el fenómeno de lavado de lodos, se ha puesto especial atención en su evaluación para conocer las causas que lo ocasionan y dado que existe una gran variedad de reactores anaerobios, se eligieron tres diferentes tipos para realizar el estudio.

Los reactores que se eligieron fueron:

- El reactor anaerobio de flujo ascendente o UASB por sus siglas en inglés “Upflow Anaerobic Sludge Blanket” (Lettinga, 1980), que es uno de los reactores anaerobios más utilizados en el tratamiento anaerobio de aguas residuales (Rodríguez G, 2013).
- El reactor anaerobio secuencial o ASBR “Anaerobic Sequencing Batch Reactor”, el cual por sus características de operación es un reactor que puede ser adaptado al proceso intermitente de tratamiento de agua residual de un rastro (Massé & Massé, 2000).
- El reactor anaerobio con deflectores o ABR “Anaerobic Baffled Reactor” el cual es similar a a varios reactores UASB conectados en serie (Tchobanoglous, 2013) y ofrece la ventaja de de eliminación de corrientes en corto circuito.

1.1 Justificación

El tratamiento de las aguas residuales de los rastros en México es indispensable para evitar que sean vertidas a los cuerpos de agua ocasionando daños al ambiente, por tal motivo, estos establecimientos deben cumplir con la normatividad correspondiente para no incurrir en una falta que amerite una sanción por parte de las autoridades.

Los reactores anaerobios representan una buena opción para llevar a cabo el tratamiento del agua de rastro ya que por las características del tipo de agua estos reactores pueden ser utilizados aprovechando que su costo de operación es menor que el de los reactores aerobios.

En México las actividades de los rastros se llevan a cabo durante solo algunas horas del día generando un flujo intermitente de sus aguas residuales por lo que es necesario el diseño de un sistema de tratamiento que opere de esta forma. Sin embargo, el diseño de los reactores biológicos se basa en un flujo continuo y no a un flujo intermitente lo que representa un problema para la implementación de un sistema de este tipo.

Debido a las condiciones que se presentan en los reactores anaerobios que tratan agua residual de rastro, con frecuencia se presenta el fenómeno de lavado de lodos que es el escape de lodos en el efluente del agua tratada del reactor, lo cual afecta la eficiencia de este. Por lo tanto, es importante identificar las causas de dicho fenómeno en distintos tipos de reactores anaerobios.

Con el objetivo de investigar lo anterior, se eligieron tres diferentes tipos de reactores en los que se cuantificó el lavado de lodos.

1.2 Hipótesis

- El lavado de lodos en un reactor anaerobio tratando agua residual de rastro y operando de manera intermitente, se debe a que la concentración global de lodos es tal que tienden a salir por la descarga.

1.3 Objetivo general

- Establecer el comportamiento de los gránulos anaerobios (lavado de lodos) en tres distintos tipos de reactores para distintas condiciones de trabajo, operando con flujo intermitente para simular el efecto de la operación de un reactor con las mismas condiciones de trabajo de un rastro.

1.3.1 Objetivos específicos

- Lograr condiciones de anaerobiosis dentro de los reactores a estudiar.
- Evaluar la salida de lodos por el efluente de los tres reactores y cuantificar el fenómeno de lavado de lodos.
- Conocer la capacidad de degradación de materia orgánica en condiciones controladas de temperatura, pH, TRH y DQO del influente para los tres reactores a estudiar.
- Conocer la capacidad de producción de biogás de los tres reactores operando con flujo intermitente y bajo condiciones controladas.

2. MARCO TEÓRICO

2.1 Proceso biológico anaerobio

En los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en los tanques o reactores donde se lleva a cabo el tratamiento, de esta forma los microorganismos pueden obtener la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales al mismo tiempo que la materia orgánica es transformada en nuevas células y otros productos que pueden ser separados más fácilmente del agua.

El tratamiento anaerobio de aguas residuales se fundamenta en la oxidación biológica de la materia orgánica contenida mediante el empleo de microorganismos específicos en ausencia de oxígeno molecular. Como consecuencia de este proceso la materia se transforma en productos finales estables e inertes, al mismo tiempo que se genera biogás como subproducto (fundamentalmente compuesto por CH_4 y CO_2) de considerable potencial energético (Aivasidis & Diamantis, 2005).

Aun cuando los procesos químicos, bioquímicos y biológicos de la degradación son complejos, se puede afirmar que están fundamentados en cuatro pasos esenciales:

- 1) La hidrólisis de la materia orgánica soluble de los sustratos.
- 2) La fermentación de este material soluble para producir ácido acético, dióxido de carbono (CO_2) e hidrógeno (H_2).
- 3) La conversión de ácido acético a acetato o acetogénesis.
- 4) La conversión del acetato, H_2 y parte del CO_2 en metano (CH_4).

Para llevar a cabo los pasos anteriormente mencionados se requiere de la actividad coordinada de diferentes grupos tróficos de poblaciones bacterianas. Tradicionalmente la degradación anaerobia ha sido considerada como un proceso que acepta la existencia de tres grandes grupos bacterianos: Las bacterias formadoras de ácidos o acidogénicas, las formadoras de acetatos o acetogénicas y finalmente las formadoras de metano o metanogénicas (McCarty & Rittmann, 2001).

Según este esquema, las bacterias acidogénicas son las encargadas de hidrolizar y fermentar los compuestos orgánicos complejos presentes en el residuo en elementos más simples (ácidos orgánicos, aldehídos, alcoholes, CO_2 e H_2) mediante reacciones de óxido-reducción.

La producción de ácidos en esta fase generarían un descenso del pH del medio (hasta valores de 5.5 aproximadamente) si no existiesen otros microorganismos capaces de eliminar los mencionados ácidos (Del Real, 2007).

En una siguiente etapa las bacterias acetogénicas transforman los ácidos formados en la acidogénesis en componentes más pequeños, y estos son oxidados anaeróbicamente a acetato, dióxido de carbono e hidrógeno que sirven de sustrato para las siguientes bacterias (Grandy, 1999).

En un proceso equilibrado, las bacterias metanogénicas consumen los productos orgánicos finales de la etapa anterior a la misma velocidad a la que se generan, produciendo dióxido de carbono, metano, nitrógeno, hidrógeno y otros gases según la naturaleza del vertido. La acción coordinada de los grupos bacterianos provoca que el pH del medio se estabilice en valores ligeramente mayores a la neutralidad, en el rango de 7.4 a 8.5 dependiendo de la temperatura de trabajo (Hobson & Stewart, 1997).

Los factores fisicoquímicos y las condiciones de proceso, tales como pH, temperatura, tiempo de retención hidráulico (TRH), así como la naturaleza y composición del sustrato; determinan el hábitat adecuado para uno u otro tipo de organismo. Los cambios en las condiciones físicas o biológicas del medio implican cambios metabólicos y de adaptación de las distintas especies, alterando o modificando la actividad natural de las poblaciones implicadas (Del Real, 2007). Así durante la fase de puesta en marcha del proceso anaerobio, las distintas familias microbianas evolucionan hasta que la biocenosis se estabiliza y todos los grupos alcanzan sus proporciones finales, siendo la composición del sustrato la que determina el grado de desarrollo de las distintas poblaciones en el interior del sistema (Aoi, 2002; Pérez, 1995).

2.1.1 Agrupación de la biomasa anaerobia

Los microorganismos anaerobios se caracterizan por agruparse en unidades independientes denominadas gránulos. Según el inventor del reactor UASB (Lettinga G. A., 1980), estos gránulos anaerobios son partículas envueltas por biopelículas que se forman de manera espontánea en un reactor UASB por auto-inmovilización de las bacterias anaerobias. En otras palabras, los gránulos son partículas densas, que consisten en una mezcla entrelazada de microorganismos anaerobios simbióticos (Abbasi & Abbasi, 2012). Cada gránulo es una

unidad funcional en sí mismo que comprende de todos los diferentes microorganismos necesarios para la degradación anaerobia de la materia orgánica (Zheng, Angenent, & Raskin, 2006). Un gránulo típico es un verdadero micro-ecosistema que alberga millones de organismos por gramo de biomasa, sin embargo, ninguna de las especies individuales en estos micro-ecosistemas son capaces de degradar completamente los desechos, por lo que las asociaciones entre los grupos de microorganismos componentes son necesarias (Liu & Tay, 2002).

Una de las estructuras que se ha propuesto para los gránulos anaerobios ha sido la estructura en capas (McHugh, Carton, Mahony, & O'Flaherty, 2003), en esta, se supone la existencia de un núcleo central de bacterias metanogénicas que está rodeado por una capa de bacterias acetogénicas y productoras de hidrógeno. El modelo también propone una capa exterior de bacterias que hidrolizan y acidifican la materia orgánica compleja. Un esquema de esta estructura en capas se presenta en la figura 2.1 (Abbasi & Abbasi, 2012).

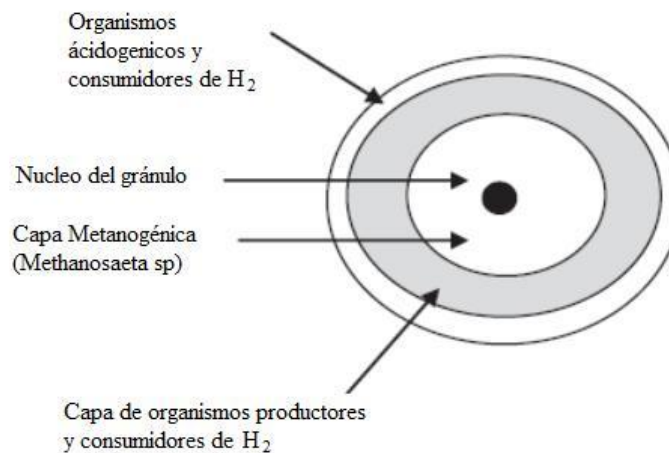


Figura 2.1 Estructura en capas propuesta para los gránulos anaerobios

2.2 Factores importantes que afectan el proceso anaerobio

2.2.1 Temperatura

Tradicionalmente los microorganismos se han clasificado en tres grandes grupos, dependiendo de su temperatura óptima de crecimiento: Psicrófilas (menor a 20 °C), Mesófilas (20 - 40 °C) y Termófilas (mayor a 45 °C).

Aunque las micropoblaciones anaerobias pueden crecer en un amplio rango de temperaturas, la mayor parte de los estudios de aplicaciones prácticas se han realizado en condiciones ambientales (20-25 °C), mesófilas (35 °C) o termófilas (55 °C). Dentro de cada rango la velocidad de crecimiento aumenta con la temperatura hasta alcanzar un máximo a partir del cual empieza a disminuir. Por lo tanto, ésta es una de las variables ambientales más importantes, ya que dicta los límites de viabilidad del proceso, pues afecta a todos los microorganismos de manera diferente llegando incluso a perjudicar la integridad celular de la población microbiana.

Dentro de un rango aceptable de operación los incrementos de temperatura generan dos efectos importantes en los organismos (Peterson & Col., 2006); por un lado, se favorece la actividad catalítica (k_{cat}) como lo propuso por primera vez Arrhenius en 1889 al cuantificar el efecto de la temperatura sobre la capacidad enzimática en la hidrólisis del azúcar (Thomas & Scopes, 1998), mediante la ecuación:

$$k_{cat} = Ae^{-u/RT}$$

Donde A es una constante del sistema que toma en cuenta la frecuencia y orientación de las colisiones moleculares y u es la energía mínima necesaria para llevar a cabo la transformación (la cual es llamada energía de activación), R es la constante de los gases y T es la temperatura absoluta (°K). Dentro de los valores normalmente observados en la energía de activación para los sistemas biológicos un aumento de 10 °C favorece su actividad de 1.2 a 3.0 veces (Del Real, 2007).

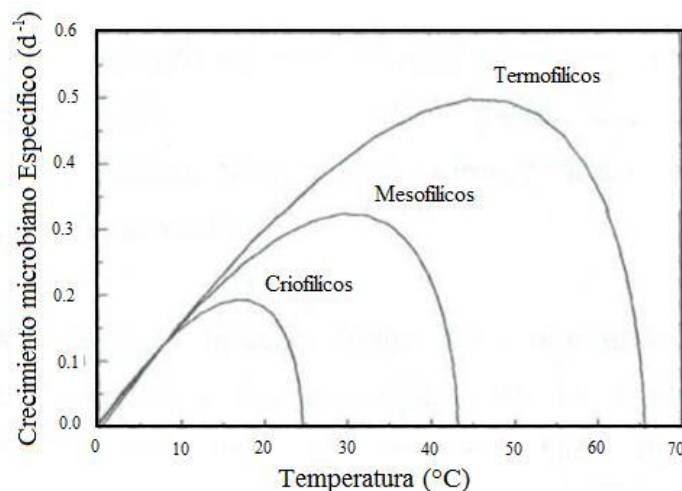


Figura 2.2 Efecto de la temperatura sobre el crecimiento microbiano

Por otro lado, de la misma forma en que la temperatura favorece la acción catalítica, cuando se sobrepasa dicho valor óptimo se propicia la desnaturalización irreversible de la biomasa. Un esquema general que representa como afecta la temperatura al crecimiento microbiano se presenta en la figura 2.2.

Las curvas que describen el desarrollo microbiano son asimétricas con respecto al valor óptimo de temperatura, lo que indica que un incremento por encima de dicho valor provoca una disminución de la velocidad de crecimiento microbiano mayor que una disminución equivalente de la temperatura respecto del óptimo. La causa de este fenómeno es que la energía de activación de los procesos metabólicos es apreciablemente menor que la de los procesos de muerte térmica de los organismos.

Además del efecto que tiene sobre las poblaciones microbianas, la temperatura también afecta las propiedades fisicoquímicas y cinéticas del medio de reacción, siendo las más importantes:

- ✓ **La viscosidad.** A medida que se aumenta la temperatura disminuye la viscosidad de los líquidos, lo que favorece el grado de mezcla, pero también la sedimentación de las partículas formadas. Dicho fenómeno es reportado escasamente en los biorreactores mesofílicos (Del Real, 2007).
- ✓ **La solubilidad de los gases** disminuye al aumentar la temperatura. Esto implica una menor concentración de CH_4 en el medio, pero también de H_2 , amoníaco y sulfuro de hidrógeno (H_2S).
- ✓ **El equilibrio químico y las constantes de disociación** dependen de la temperatura. Un aumento de temperatura favorece la disolución de elevadas cantidades de sales y la cantidad de iones disociados.

2.2.2 Potencial de hidrógeno (pH)

Como en todo proceso bioquímico, el pH tiene un impacto significativo en el desempeño de los reactores anaerobios. La actividad biológica disminuye cuando las condiciones se alejan de un rango óptimo; así, mientras más alejado está el proceso de dicho rango, menor es la actividad microbiana. En el caso del proceso anaerobio, su efecto es particularmente

importante debido a que la población metanogénica es el grupo más sensible dentro de la comunidad microbiana.

La acidez o basicidad del medio (medido como pH) influye en la selección de los microorganismos preponderantes en el ecosistema ya que cada grupo trófico presenta un grado de sensibilidad distinto frente a este parámetro.

Cuando el pH es inferior a 6.5 disminuye significativamente la actividad de las bacterias acetoclásticas hasta que por debajo de 5.5 cesa completamente. En estas condiciones, el pH puede seguir disminuyendo debido a que se mantiene la actividad aunque limitada, de los restantes grupos. Por debajo de 4.5 se detiene por completo la actividad de los organismos implicados en el proceso (Atkinson,1995).

Cuando el sistema digestivo trabaja dentro de los rangos aceptables de pH, este parámetro es controlado esencialmente por los bicarbonatos presentes en el reactor. Dichos elementos son producidos por la destrucción de los compuestos nitrados en la materia orgánica y por la reacción del CO₂ (generado en la fermentación), con el nitrógeno amoniacal.

Para que el CO₂ generado se transforme a bicarbonato se necesita una base fuerte. En este caso, el amonio se emplea como base fuerte a través de la cual los cationes se asocian para mantener la neutralidad del sistema.

Si las condiciones de pH dentro del reactor son adversas, es recomendable realizar el ajuste del potencial de hidrógeno por medio de la adición de un compuesto químico apropiado. Los compuestos comúnmente empleados para este propósito son: el bicarbonato o carbonato de sodio y los hidróxidos de sodio, potasio o calcio.

2.2.3 Demanda Química de Oxígeno

El objetivo del tratamiento de las aguas residuales es la disminución de los contaminantes contenidos en ellas. En la mayoría de los casos que llevan a cabo procesos biológicos, la materia orgánica es el contaminante de mayor abundancia y es el contaminante a degradar en este tipo de procesos. Debido a que no es viable la determinación del contenido de materia orgánica de forma directa por la gran cantidad de compuestos que ésta contiene, se cuantifica de manera indirecta por medio de la *Demanda Química de Oxígeno* (DQO), es decir, la cantidad de oxígeno necesaria para degradar la materia contenida en el agua residual. Aunque la prueba no toma en cuenta solamente la materia orgánica que va a ser

degradada por los microorganismos sino todos los compuestos susceptibles a ser oxidados, la DQO puede ser utilizada para cuantificar de manera indirecta el contenido de materia orgánica contenida en una muestra de agua residual si se conocen las características del agua a tratar. La DQO es uno de los parámetros más utilizados para la determinación de la calidad del agua y muchas veces se prefiere en lugar de la DBO₅ (demanda bioquímica de oxígeno a los cinco días) ya que los resultados se obtienen de manera más rápida.

La reducción de la demanda de oxígeno es uno de los objetivos del tratamiento de las aguas residuales, ya que con esto se evita que al ser vertidas, se consuma el oxígeno contenido en los cuerpos de agua, el cual es necesario para mantener el equilibrio de los ecosistemas acuáticos.

2.2.4 Carga orgánica másica (relación alimento/microorganismo)

La carga orgánica másica o relación alimento/microorganismo es la masa de sustrato medida como Demanda Química de Oxígeno (kg DQO) que se alimenta por unidad de biomasa (kg SSV) y por unidad de tiempo (d). La carga orgánica máxima de diseño y operación para reactores anaerobios es de 1 kg DQO/kg SSV-d a 35°C, trabajar con cargas mayores provocaría la acidificación del reactor (IMTA, 2002). Por lo general los reactores anaerobios se operan con cargas orgánicas del orden de 0.5 kg DQO/kg SSV-d, lo que proporciona un factor de seguridad.

En la práctica es muy difícil determinar el volumen exacto y la concentración de la biomasa dentro de los reactores anaerobios. Debido a esto, la carga orgánica másica es poco empleada para diseño y lo que se utiliza es la carga orgánica volumétrica (kg DQO/m³-d) sin embargo esta relación no involucra a la biomasa responsable de la degradación de la materia orgánica.

2.2.5 Carga orgánica volumétrica

La carga orgánica volumétrica es la cantidad de sustrato (kg DQO) que se introduce por unidad de volumen (m³ reactor) por unidad de tiempo (d). Es el parámetro más utilizado en el diseño de reactores anaerobios, aun cuando no toma en cuenta la verdadera variable de diseño, que es el contenido de sólidos suspendidos volátiles activos (biomasa) dentro del reactor. Sin embargo, no todos los reactores, ni del mismo tipo, tienen igual cantidad de

biomasa por unidad de volumen. Por esto, aunque la carga orgánica volumétrica realmente no es la variable de diseño más adecuada, por tradición se sigue empleando y es útil con fines comparativos (IMTA, 2002). La expresión que define la carga orgánica volumétrica es la siguiente:

$$COV = \frac{QS_0}{V} \quad (\text{Kg DQO/m}^3 * \text{d})$$

Donde:

- Q = gasto (m³/d)
- S₀ = Concentración de sustrato
- V = Volumen del reactor (m³)

2.2.6 Tiempo de retención hidráulico

El tiempo de retención hidráulico (TRH) es el tiempo que permanece una molécula o partícula de una sustancia *E* dentro de un sistema (Chapra, 1997), el TRH se define para estado estable y volumen constante como:

$$TRH = \frac{E}{|dE/dt|} \quad \text{Utilizando unidades de volumen para } E \quad TRH = \frac{V}{Q}$$

Donde:

- TRH = Tiempo de retención hidráulico (d)
- V = Volumen del reactor (m³)
- Q = gasto (m³/d)

El tiempo de retención hidráulico necesario para los reactores biológicos es aquel en el que la cinética de degradación puede llevarse a cabo adecuadamente.

2.2.7 Tiempo de retención de sólidos

El tiempo de retención de sólidos (TRS) es un indicador del tiempo que permanecen los microorganismos dentro del reactor biológico. Si se elige un valor de TRS menor al necesario para que exista el crecimiento de una cierta población, ésta será "lavada" o "arrastrada" fuera del sistema más rápido de lo que tarda en crecer completamente, por lo

que nunca se llegará a tener una cantidad estable de dicho consorcio dentro del reactor (Del Real, 2007). Por el contrario si el TRS es mayor que el mínimo necesario para que todas las poblaciones se establezcan, la degradación puede llevarse a cabo adecuadamente.

Cuando es necesario un TRS alto, la pérdida de sólidos en un reactor anaerobio se convierte en un factor limitante. En este caso, el máximo TRS es función de la materia orgánica removida (DQOr) y de la concentración de Sólidos Suspendidos Volátiles en el efluente como se presenta en la figura 2.3 (Tchobanoglous, 2013).

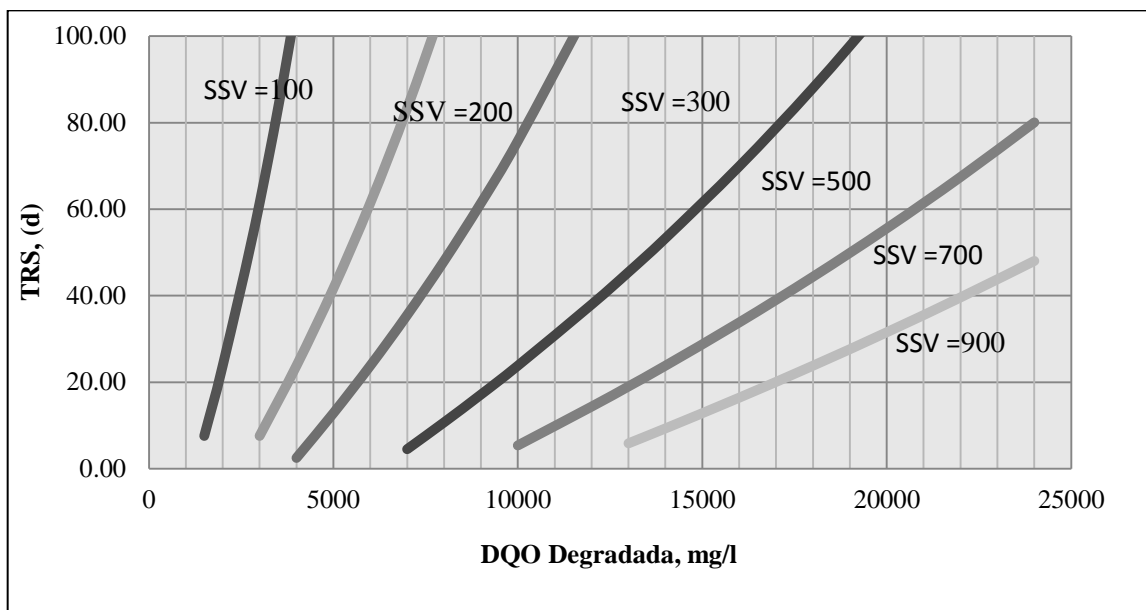


Figura 2.3 Estimación del TRS en función de la cantidad de DQO degradada y la concentración de SSV en el efluente.

Gráficas construidas considerando un coeficiente de síntesis de biomasa de 0.08 gSSV/gDQOr, un coeficiente de decaimiento de 0.03 gSSV/gSSV-d y un valor para f_d de 0.1 (adaptada de Tchobanoglous, 2013).

El máximo TRS que se alcanzaría en un reactor puede estimarse si se conoce la cantidad de sólidos suspendidos volátiles en el efluente (microorganismos que salen del reactor), la materia orgánica degradada (DQO) y los coeficientes de síntesis y decaimiento de los microorganismos anaerobios de acuerdo a la expresión:

$$TRS = \frac{Y_H(bDQOr) - SSVe}{(b_H)(SSVe) - (f_d)(b_H)(Y_H)(bDQOr)}$$

Donde:

$SSVe$ = Sólidos suspendidos volátiles en el efluente, g/m^3

$bDQOr$ = DQO degradada en el reactor anaerobio, g/m^3

Y_H = Coeficiente de rendimiento o síntesis de biomasa $gSSV/gDQO$

b_H = Coeficiente de decaimiento de los microorganismos anaerobios $g/g-d$

f_d = fracción de residuos celulares en la biomasa g/g .

Si la producción de microorganismos por efecto de la DQO degradada no es suficiente para compensar la salida de éstos por el efluente, el TRS disminuye y se presenta el fenómeno de lavado de lodos.

2.3. Descripción del sistema multi-fase dentro de un reactor anaerobio

Dentro de un reactor anaerobio donde ocurren reacciones bioquímicas que degradan la materia orgánica transportada por el agua residual, se configura un sistema heterogéneo como el que se presenta en la figura 2.4.

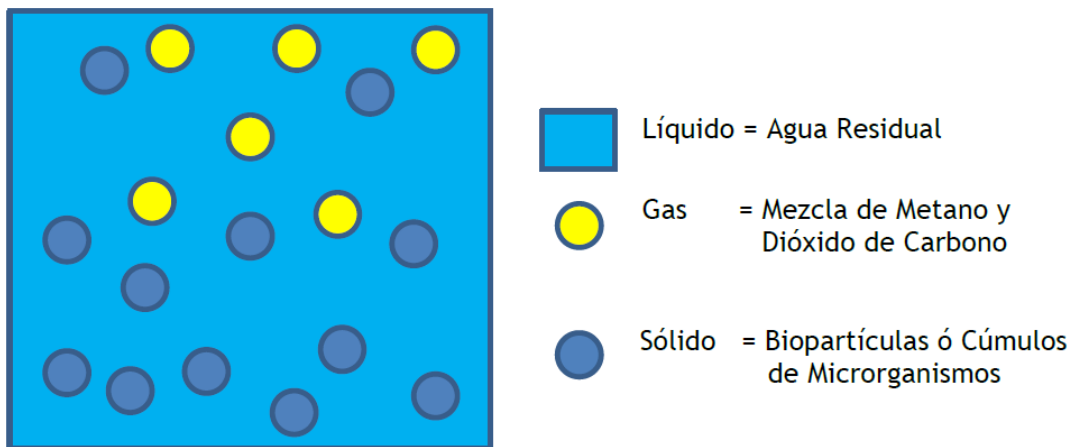


Figura 2.4 Descripción del sistema multi-fase dentro de un reactor anaerobio

Dentro del sistema se tiene el agua residual en un estado líquido que transporta materia orgánica e inorgánica en estado sólido, los microorganismos presentes se encuentran en colonias independientes al interior del reactor en forma de gránulos cuyos tamaños no son uniformes, sino que presentan una distribución que dependen del tipo de sustrato con que se alimenta el reactor (Bastone & Keller, 2000); por último, el biogás producto de la degradación de la materia orgánica forma burbujas las cuales suben hasta la superficie del reactor ocasionando cambios en las condiciones hidrodinámicas.

2.4 Características de los lodos anaerobios que tratan agua de rastro

2.4.1 Tamaño de los gránulos

Estudios realizados por Del Nery y col. (2008) indican que el tamaño de los gránulos que se forman en el tratamiento anaerobio de agua de rastro se encuentran en el rango de 0.1 a 3 mm de diámetro, donde aproximadamente el 70% tiene un diámetro de entre 0.6 y 1.5 mm. Estos autores realizaron la caracterización del lodo de un reactor UASB de 450 m³ a diferentes alturas (P1=0.6m, P2=1.2m y P3=1.8m) encontrando la distribución de tamaños que se presenta en la figura 2.5.

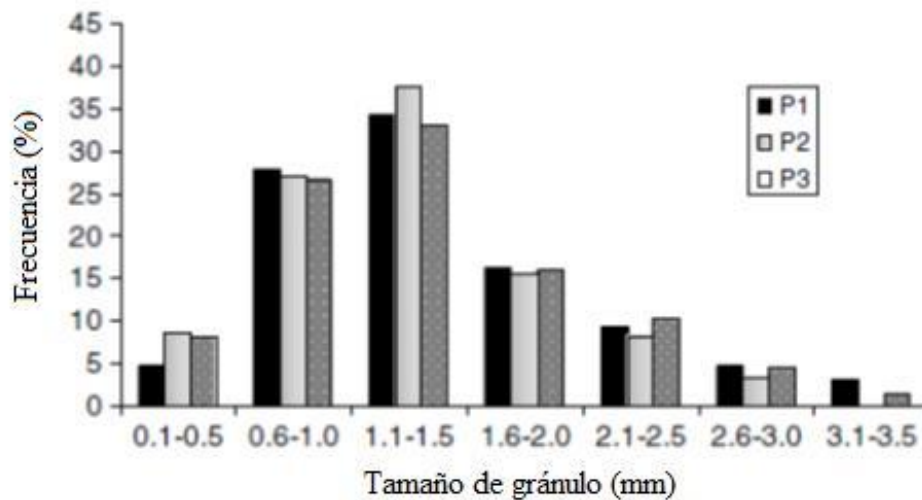


Figura 2.5 Tamaño de los gránulos de un reactor UASB tratando agua de rastro

2.4.2 Densidad y viscosidad

Las características físicas de densidad y viscosidad de los lodos anaerobios son importantes ya que influyen en la capacidad de sedimentación lo cual es necesario para que los lodos se depositen en el fondo de los reactores y no se presente su salida por el efluente. Durante estudios realizados por Palomares (2013), se evaluaron las características de densidad y viscosidad de lodos anaerobios formados en el tratamiento de agua de rastro a diferentes temperaturas encontrando los valores que se presentan en la tabla 2.1.

Tabla 2-1 Valores de densidad y viscosidad de los lodos anaerobios

Temperatura °C	Densidad (ρ) kg/m ³	Viscosidad (μ) kg/m-s
10	1015.9	0.047
20	1014.1	0.046
30	1013.8	0.0445
40	1012.5	0.0435
50	1002.2	0.042

2.4.3 Velocidad de sedimentación

La velocidad de sedimentación de una partícula discreta se puede representar mediante el esquema de la figura 2.6, si se representa a los gránulos como este tipo de partículas, la teoría de sedimentación puede ser aplicada.

La fuerza debida a la gravedad es F_W ; la fuerza de flotación o “*buoyancy force*” debida al fluido es F_B ; y la fricción o fuerza de arrastre es F_D .

La aceleración de la partícula se puede obtener mediante la segunda ley de Newton.

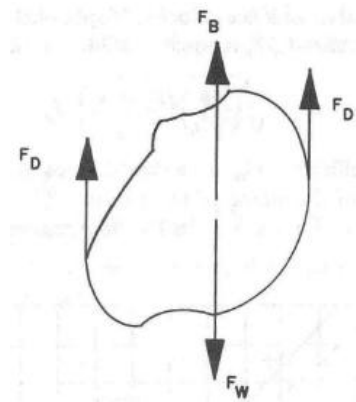


Figura 2.6 Esquema de una partícula discreta

$$m \frac{dv_s}{dt} = F_W - F_B - F_D$$

Donde:

v_s = velocidad lineal de sedimentación

$$F_W = \rho_s V_p g$$

ρ_s = densidad de la partícula

m = masa de la partícula

$$F_B = \rho_t V_p g$$

V_p = volumen de la partícula

g = aceleración de la gravedad

ρ_t = densidad del fluido

$$F_D = \frac{C_D A_p \rho_t v_s^2}{2}$$

C_D = coeficiente de arrastre de Newton

A_p = Area proyectada de la partícula en dirección al flujo

Sustituyendo F_w , F_B y F_D en la ecuación: $m \frac{dv_s}{dt} = F_w - F_B - F_D$

Se obtiene $m \frac{dv_s}{dt} = g(\rho_s - \rho_t)V_p - \frac{C_D A_p \rho_t v_s^2}{2}$

Después de un periodo inicial de transición, la aceleración (dv_s/dt) tiende a cero y la velocidad tiende a ser constante. Esta velocidad terminal se obtiene igualando el lado derecho de la ecuación anterior a cero, lo cual produce:

$$vt = \sqrt{\left(\frac{2g(\rho_s - \rho_t)}{C_D \rho_t}\right) \left(\frac{V_p}{A_p}\right)}$$

Donde vt es la velocidad terminal de sedimentación.

Si se consideran partículas esféricas de diámetro d_p , entonces la relación A_p/V_p es igual a $3/2d_p$, y la velocidad terminal de sedimentación puede ser calculada como:

$$vt = \sqrt{\left(\frac{4g}{3C_D}\right) \left(\frac{\rho_s - \rho_t}{\rho_t}\right) d_p}$$

El coeficiente de arrastre de Newton depende del régimen de flujo que a su vez depende del número de Reynolds teniendo las siguientes relaciones:

$$\begin{aligned} C_D &= \frac{24}{Re} && \text{si } Re \leq 2 \\ C_D &= \frac{18.5}{Re^{3/5}} && \text{si } 2 \leq Re \leq 5 \times 10^2 \\ C_D &= 0.44 && \text{si } 5 \times 10^2 \leq Re \leq 2 \times 10^5 \end{aligned}$$

El número de Galileo es utilizado como una relación empírica para calcular la velocidad de sedimentación (Coulson & Richardson, 1993).

$$Ga = \frac{gd^3(\rho_s - \rho_t)\rho_t}{\mu^2}$$

$$Re = (2.33Ga^{0.018} - 1.53Ga^{-0.016})^{13.3}$$

Donde:

Ga= número de Galileo

μ = viscosidad del líquido

d = diámetro de la partícula

D. J. Batstone y J. Keller (2000) realizaron una investigación en la que determinaron las velocidades de sedimentación para gránulos anaerobios de agua de rastro obteniendo los resultados que se presentan en la tabla 2-2. Estos autores comentan que la diferencia entre la velocidad teórica y la que se determinó se debió probablemente a la forma de los gránulos, ya que no se trata de partículas esféricas.

Tabla 2-2 Velocidad de sedimentación de gránulos de agua de rastro

Tamaño (mm)	0.92	1.4	2.4
Velocidad teórica (m/h)	40	67	120
Velocidad medida (m/h)	18	30	46

El experimento anteriormente mencionado aunque es una buena referencia, no representa la capacidad de sedimentación de los gránulos dentro de un reactor biológico que trata agua de rastro, esto debido a que en dicho experimento no se menciona que se haya tomado en cuenta la fuerza de flotación que ejercen las burbujas de biogás generadas durante el proceso, ni la fuerza del flujo que se presenta debido a la corriente de alimentación.

2.5 Estado del arte del tratamiento anaerobio de agua de rastro

El tratamiento anaerobio del agua de rastro ha sido estudiado por diversos investigadores y para distintos tipos de reactores, a continuación se presentan algunas investigaciones que por su contenido son las más importantes para el desarrollo del presente trabajo.

Sayed y Lettinga (1984) desarrollaron una investigación utilizando un reactor UASB a escala piloto de 25.3 m³, el reactor fue operado de forma semi-continua, aplicando altas cargas orgánicas durante el día (hasta de 7 kgDQO/m³-d), bajas cargas orgánicas durante la noche e interrupciones durante los fines de semana. Aunque el modo de operación proporcionó buena eficiencia durante la digestión, los autores reportaron que hacían falta

esfuerzos para minimizar el fenómeno de lavado de lodos ya que gran parte de los lodos del reactor salieron vía el efluente.

En 1991 Gatzke Lettinga y Holshoff Pol en su trabajo "*UASB Process design for various types of wastewaters*" indican la necesidad de instalar un tanque de equalización para evitar grandes variaciones en el flujo y en la carga lo que puede afectar el desempeño de los reactores UASB.

Rodríguez y col. (2002) reportaron una eficiencia superior al 80% en la remoción de DQO contenida en el agua residual de rastro cuando la carga orgánica se mantuvo en el rango de 5-6 gDQO/l-d. La investigación fue llevada a cabo utilizando un reactor UASB-hibrido de flujo continuo empacado con bauxita en la parte superior a nivel laboratorio. Los autores reportan que es necesario mantener la carga orgánica debajo de 6 gDQO/l-d y un tiempo de retención hidráulico no menor de dos días para el buen funcionamiento del reactor UASB en el tratamiento de agua de rastro.

Caldera y col.(2003), investigaron el efecto del tiempo de retención hidráulico en el funcionamiento de un reactor UASB de flujo continuo tratando efluentes cárnicos, reportando que aproximadamente el 79% de la DQO era degradada a las 12 horas, los autores indican que sus resultados concuerdan con los reportados por Sayed y col. (1987), sin embargo durante la operación a los diferentes TRH que manejaron se presentaron altas concentraciones de sólidos en el efluente (410-639 mg/l) y comentan que la gran cantidad de materia orgánica en el efluente tratado podría deberse al arrastre provocado por el biogás producido.

Batstone y Keller (2000) encontraron que las características de los granulos formados en el tratamiento de agua de rastro son considerablemente diferentes a las de los gránulos que se formaban en el tratamiento anaerobio de otras fuentes de agua residual, en su caso, aguas residuales de la industria cervecera y aguas residuales del procesado de conservas de frutas y vegetales, indican que los gránulos de agua de rastro presentaron menor densidad y menor velocidad de sedimentación, lo que originó la salida de sólidos por el efluente debido en gran medida a la poca fuerza y baja velocidad de sedimentación.

Ruiz y col. (2000) trabajando con un reactor anaerobio secuencial (ASBR), encontraron que a concentraciones superiores de 6 g DQO/l/d se presentaban problemas en la operación del reactor debido principalmente a la pobre sedimentación del lodo, lo cual resultaba en una

descarga de sólidos suspendidos (SS) en el efluente tratado y en una disminución de la eficiencia de remoción de DQO.

Cao & Mehrvar (2011) utilizaron un proceso combinado de un reactor anaerobio tipo baffled (ABR) junto con un proceso de oxidación avanzada (UV/H₂O₂) en el tratamiento de agua residual sintética con características similares al agua de rastro, reportan eficiencias arriba del 95% en la remoción de carbono orgánico total (COT) para cargas entre 0.2 y 1.1 (g/l-d) cuando el TRH en el reactor anaerobio tipo baffled fue 3.8 días y de 3.6 horas en un reactor de luz ultravioleta.

Iñiguez y Camacho, (2011), investigaron la pérdida de biomasa (SSV) a la salida de un reactor UASB de 2500 m³ tratando agua de una empresa de bebidas fermentadas por medio del cambio de velocidad ascendente de alimentación con velocidades de 1 a 0.5 m/h. En su estudio encontraron que a una velocidad ascendente de alimentación de 0.5 m/h se presentaba la menor pérdida de biomasa y una eficiencia de remoción de DQO de 94% con una producción de biogás de 0.467 m³/kg de DQOremovida.

3. METODOLOGÍA

3.1 Equipo experimental

Para llevar a cabo la presente investigación se utilizaron tres reactores anaerobios a escala laboratorio, uno de ellos con el diseño de los reactores UASB, otro con el diseño de los reactores tipo ABR y otro tipo ASBR, los tres reactores con un volumen de trabajo de 14 litros y una altura de 90 cm.

El reactor UASB fue construido utilizando como recipiente tubo de acrílico translucido de diámetro interno de 14.3 cm, con puntos de muestreo a cada 20 cm y un separador sólido-líquido de acuerdo al diseño propuesto por Lettinga y col.(1991). Al reactor se le instalaron sistemas de alimentación de agua residual, medición de biogás y control de temperatura. En la figura 3.1 se presenta el esquema del reactor UASB.

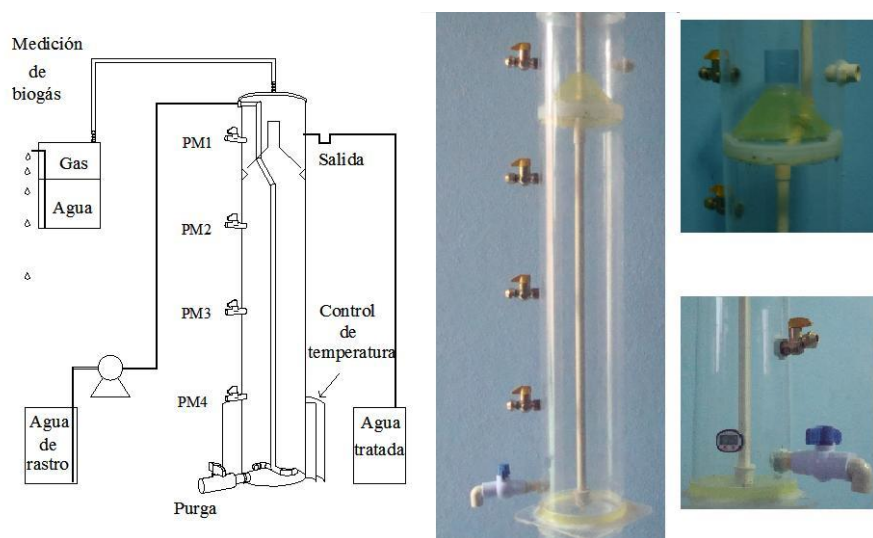


Figura 3.1 Esquema del reactor UASB

El reactor tipo ABR se construyó utilizando placas de plástico reciclado y de acrílico, consta de 5 compartimientos por los que el agua circula subiendo y bajando como es característico de este tipo de reactores. El reactor ASBR se construyó con las mismas dimensiones que el reactor UASB, utilizando tubo de acrílico. A los dos reactores (ABR y ASBR) también se les instalaron los sistemas de alimentación de agua residual, medición de biogás y control de temperatura como se presenta en la figura 3.2.

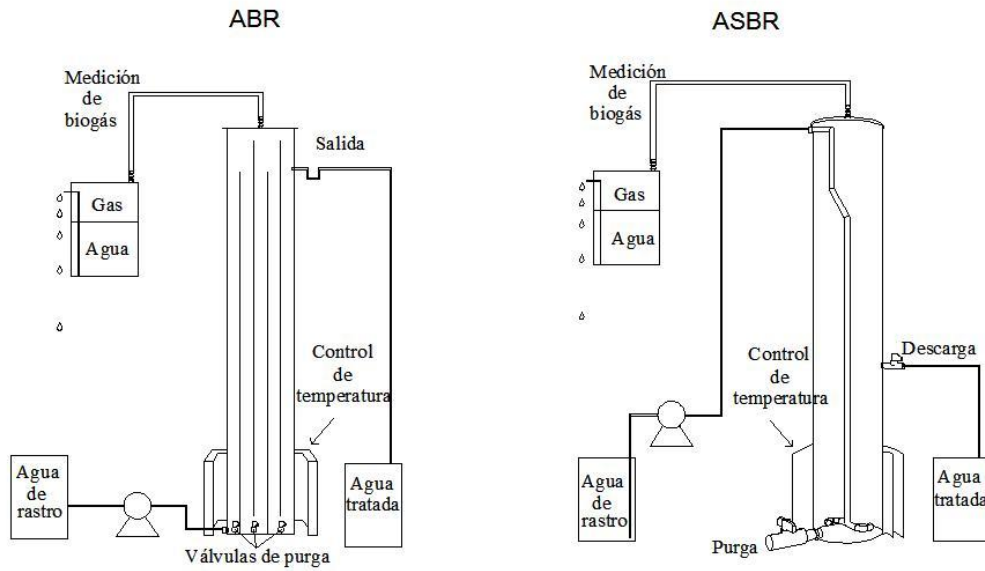


Figura 3.2 Esquema de los reactores ABR y ASBR

Una vez contruidos los reactores experimentales, se colocaron en una estructura de madera y sobre una caja de plástico para evitar posibles derrames como se presenta en la figura 3.3. Los reactores se instalaron en el laboratorio de ingeniería ambiental del posgrado de ingeniería química de la UMSNH.



Figura 3.3 Reactores experimentales

3.1.1. Sistema de control de temperatura

Se instaló un sistema de calentamiento en la parte inferior de los reactores cercano a la cama de lodos con lo que se logró mantener una temperatura de trabajo de 32 ± 1 °C. El sistema estuvo conformado por lámparas incandescentes de 25 W que proporcionaron el calor suficiente para mantener la temperatura deseada con la ayuda de un enchaquetado de material térmico.

3.1.2 Sistema de medición de biogás

La cuantificación del biogás generado por los reactores anaerobios se determinó mediante el principio de desplazamiento de líquido. Se habilitó un dispositivo de 20 litros conectado mediante una manguera de látex a cada uno de los reactores para colectar la totalidad del biogás producido diariamente. En la figura 3.4 se presenta el esquema del dispositivo utilizado.

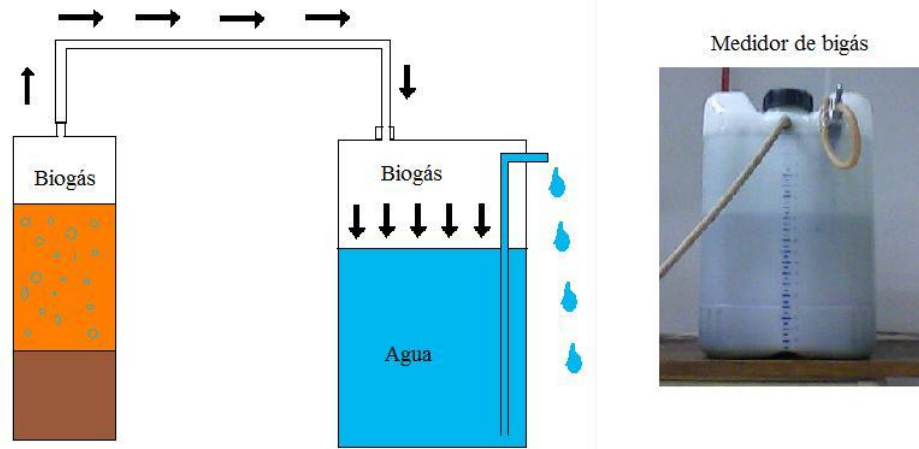


Figura 3.4 Sistema de medición de biogás

El dispositivo funcionó captando el biogás producido en el reactor anaerobio por medio de la manguera. Al aumentar el volumen de biogás, la fuerza ejercida por la presión de éste, provocó el desplazamiento del líquido contenido en el medidor. El dispositivo permitió la cuantificación del volumen de biogás generado y la estimación de la velocidad de producción para las distintas condiciones de operación de los reactores experimentales.

3.2. Inóculo y sustrato

Los reactores se inocularon con 4.25 litros de lodo granular con una concentración de 33 g/l de SSV (140g de Sólidos Suspendidos Volátiles en cada reactor) procedente de un reactor anaerobio con dos años de operación tratando de agua de rastro. Los reactores no tuvieron ningún problema durante el arranque ya que los microorganismos provenían de un reactor estabilizado donde los gránulos ya se encontraban perfectamente formados y no hubo necesidad de esperar todo el proceso de granulación o de adaptación al sustrato. La producción de biogás se observó inmediatamente, una vez que se alimentó un volumen de 9.75 litros de agua residual para completar los 14 litros de capacidad en cada reactor. Después de una semana de la inoculación de los reactores (semana de arranque) se iniciaron las etapas de operación.

El agua residual para los ensayos fue tomada de las instalaciones del rastro de la ciudad de Morelia a la cual se le retiraron aquellos sólidos de tamaño mayor a un milímetro, haciéndola pasar por una malla durante la toma de la muestra. Posteriormente, el agua residual fue llevada al laboratorio donde se mantuvo en refrigeración a 4 °C. Las características del agua residual recolectada en el rastro se presentan en la Tabla 3-1.

Tabla 3-1 Características del agua residual

Parámetro	Unidades	Valor
pH		7.06 ± 0.3
Temperatura	(°C)	24.82 ± 3.5
Conductividad	(mS/cm)	2.21 ± 0.36
DQO	(mg/l)	13050 ± 3642
Sólidos Totales (ST)	(mg/l)	660 ± 132
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	(mg/l)	550 ± 108
Alcalinidad	(mg/l CaCO ₃)	916 ± 247
Nitrógeno total Kjeldahl	(mg/l)	780
Fósforo total	(mg/l)	140

3.3. Condiciones de operación

3.3.1 Reactores UASB y ABR

Para llevar a cabo la operación de los reactores UASB y ABR de flujo intermitente, se manejaron dos fases; una fase continua durante el periodo de alimentación y una fase discontinua en la que no hubo alimentación.

La fase de alimentación del agua residual se realizó durante un periodo de 6 horas por medio de una bomba peristáltica. Durante este periodo los reactores trabajaron en fase continua, es decir; el agua del influente estuvo entrando a la vez que la del efluente salía de los reactores. Una vez terminado este periodo, no hubo alimentación y durante las 18 horas restantes del día los reactores se mantuvieron en fase discontinua o tipo batch.

3.3.2 El reactor ASBR

La operación del reactor ASBR se llevó a cabo con tres fases; una fase de llenado durante 6 horas, una fase de reacción que duró 16 horas y una fase de vaciado de 2 horas. En la figura 3.5 se presenta el esquema de las fases de operación del ASBR.

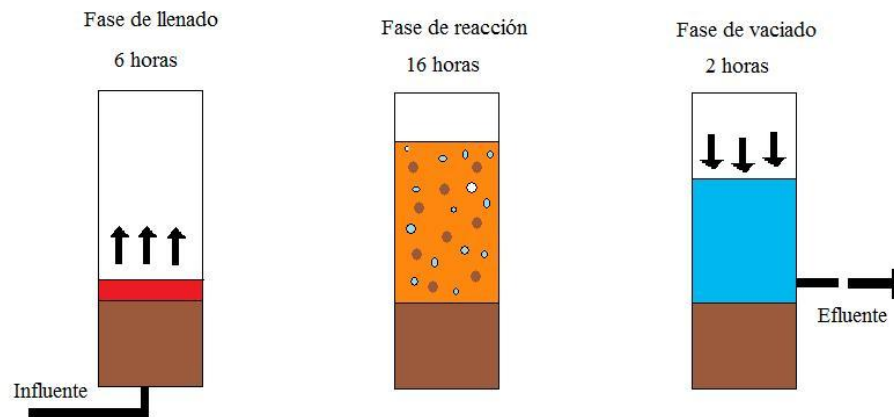


Figura 3.5 Esquema de las fases de operación del reactor tipo ASBR

La operación de los tres reactores se realizó de lunes a viernes con el objetivo de simular las condiciones que presenta el flujo de agua residual en un rastro. El volumen de agua que se alimentó fue de 7 litros diariamente en cada reactor, logrando tener tiempos de retención hidráulicos (TRH) de 2 días para cuatro de los días de la semana (Lunes a Jueves); y de 6

días para el viernes ya que los fines de semana no hubo alimentación. El TRH se calculó de acuerdo a la siguiente ecuación:

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

Donde:

TRH= tiempo de retención hidráulico en d,
 V= volumen de reactor en L,
 Q= flujo de agua residual en L/d.

3.4 Fase de experimentación

3.4.1 Condiciones controladas

Debido a la variación diaria y horaria del contenido de materia orgánica en el agua residual del rastro de Morelia, se decidió controlar la DQO del influente ajustándola por medio de diluciones en un valor cercano a los 5000 mg/l durante la primera etapa del experimento y de 10000 mg/l durante la segunda etapa.

Dado que el agua residual colectada en el rastro se mantuvo en refrigeración durante su almacenamiento fue necesario elevar su temperatura para alimentar los reactores y evitar un choque térmico. Por lo tanto, antes de realizar la alimentación de los reactores, se aumentó la temperatura del agua residual desde 4 °C hasta una temperatura con un valor cercano a los 23 °C.

Debido a las variaciones de pH del agua de rastro también fue necesario controlar este parámetro en un valor cercano a 7.5 agregando hidróxido de calcio. El procedimiento que se siguió para lograr el control de las condiciones mencionadas fue el siguiente:

1. Toma de la muestra del agua residual de rastro
2. Análisis de la demanda química de oxígeno de la muestra
3. Almacenamiento en refrigeración a 4 °C
4. Ajuste de la DQO y temperatura por medio de dilución utilizando agua caliente
5. Ajuste de pH por medio de la adición de hidróxido de calcio
6. Análisis de la DQO antes de la alimentación.

Una vez que se ajustaban estos parámetros se procedía a la alimentación de los reactores.

3.4.2 Lavado de lodos

Con el objetivo de analizar el fenómeno de lavado de lodos para distintas condiciones de trabajo de los reactores experimentales, se siguió el programa de trabajo que se presenta en la tabla 3-2.

Tabla 3-2 Arreglo experimental

Etapa 1 DQO = 5000 mg/l		Etapa 2 DQO = 10000 mg/l	
Inoculación y arranque	Semana 1	Inoculación y arranque	Semana 5
Operación con flujo intermitente	Semana 2	Operación con flujo intermitente	Semana 6
	Semana 3		Semana 7
	Semana 4		Semana 8

Después de una semana de la inoculación, la cual fue la semana de arranque, se llevó a cabo la fase de operación con flujo intermitente por tres semanas para los tres reactores. Durante este periodo se cuantificó la cantidad de lodos que salía diariamente de cada reactor por medio de la medición de los sólidos en el efluente. Una vez transcurrido dicho periodo, los reactores se vaciaron para determinar la cantidad de lodos que quedaba dentro de ellos. Con la información obtenida se realizó el balance de masa para analizar el fenómeno de lavado de lodos de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$SSV_i - salida + producción = SSV_f$$

Donde

- SSV_i = SSV dentro del reactor al inicio de la prueba (g),
- Salida = SSV que salieron del reactor durante la prueba (g),
- $producción$ = producción de lodos durante la prueba (g de SSV) y
- SSV_f = SSV dentro del reactor al final de la prueba (g).

Este proceso se realizó tanto para la etapa 1, cuando la DQO fue de 5000 mg/l como para la etapa 2, cuando la DQO fue de 10000 mg/l.

3.4.1 Comportamiento de los gránulos dentro de los reactores

Con el objetivo de conocer el comportamiento hidrodinámico de los gránulos dentro de los reactores anaerobios, se analizó el cambio en las concentraciones de sólidos dentro de ellos. Para el reactor UASB, se midieron los cambios en las concentraciones a diferentes alturas utilizando los puntos de muestreo. Para tal propósito, se tomaron muestras de estos puntos a diferentes tiempos durante las dos etapas de operación (DQO de 5000 y 10000 mg/l).

Para el ASBR se determinó el cambio en la concentración de sólidos a la altura del punto de descarga, tomando muestras a diferentes tiempos. Este experimento fue independiente al del análisis del lavado de lodos y se realizó para cuatro concentraciones de materia orgánica contenida en el agua residual (de acuerdo a una DQO de 5000, 10000, 15000 y 20000 mg/l). En este experimento la fase de reacción del ASBR no se limitó a 16 horas, sino que varió de acuerdo a la DQO del influente, dando un tiempo de reacción de 16 horas para la DQO de 5000 mg/l, 45 horas para la DQO de 10000 mg/l, 60 horas para la DQO de 15000 y de 84 horas cuando la DQO fue de 20000 mg/l. Dentro del reactor tipo ABR no se realizó el análisis del comportamiento de los gránulos.

3.3.2 Determinación del tamaño de los gránulos del efluente

Para determinar el tamaño de gránulos que eran arrastrados hacia afuera de los reactores por la corriente de salida, se realizó la observación de éstos, utilizando un microscopio digital que permitió cuantificar su tamaño haciendo el análisis de las fotografías obtenidas.

3.5. Muestreo y análisis

Durante la etapa experimental se realizó el muestreo y análisis del agua residual de rastro, del agua del efluente de los tres reactores y del lodo microbiológico.

Los parámetros que se midieron en el agua residual de rastro son los que se muestran en la tabla 3-1 y son referidos a una muestra simple. Los métodos utilizados y la frecuencia con que se realizó el muestreo se presentan en la tabla 3-3.

El agua del efluente de los reactores se colectó diariamente formando una muestra compuesta por cada uno de los reactores. Los análisis que se le realizaron al agua tratada así como a los lodos microbiológicos también se presentan en la tabla 3-3.

Tabla 3-3 Análisis de laboratorio

Fuente	Análisis	Frecuencia	Método
Agua residual de rastro	pH	Diariamente	(NMX-AA-008-SCFI, 2011)
	Temperatura	Diariamente	(NMX-AA-007-SCFI, 2000)
	Conductividad	Diariamente	(NMX-AA-093-SCFI, 2000)
	DQO	Diariamente	Método hach 8000 (2000)
	SST y ST	Semanalmente	Standard Methods(1999)
	Alcalinidad	Semanalmente	(NMX-AA-036-SCFI, 2001)
	Nitrógeno total Kjeldahl	En 2 ocasiones	(NMX-AA-026-SCFI, 2010)
	Fósforo total	En 2 ocasiones	Método hach 8190 (2000)
Agua residual tratada	pH	Diariamente	(NMX-AA-008-SCFI, 2011)
	Temperatura	Diariamente	(NMX-AA-007-SCFI, 2000)
	Conductividad	Diariamente	(NMX-AA-093-SCFI, 2000)
	DQO	Diariamente	(Hach, 2000)
	SST y SSV	Diariamente	Standard Methods(1999)
	Sólidos Sediementables	Diariamente	(NMX-AA-004-SCFI, 2013)
	Alcalinidad	Semanalmente	(NMX-AA-036-SCFI, 2001)
Lodo microbiológico	Temperatura	Diariamente	(NMX-AA-007-SCFI, 2000)
	pH	Semanalmente	(NMX-AA-008-SCFI, 2011)
	Conductividad	Semanalmente	(NMX-AA-093-SCFI, 2000)
	Alcalinidad	Semanalmente	(NMX-AA-036-SCFI, 2001)
	Relación alfa	Semanalmente	(Rojas, 1998)
	SST y SSV	Al inicio y al final de cada etapa	Standard Methods(1999)

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. Reducción de la Demanda Química de Oxígeno

Se cuantificó la reducción de la demanda química de oxígeno del agua residual de rastro, después del tratamiento en los tres diferentes tipos de reactores operando con flujo intermitente durante dos etapas, la etapa 1 controlando la DQO del influente en un valor cercano a los 5000 mg/l y la etapa 2 con una DQO del influente cercana a los 10000 mg/l, los resultados obtenidos fueron los siguientes:

4.1.1 Reactor UASB

El agua residual de rastro presentó una reducción promedio del 73% de la DO para la etapa 1 y del 78% para la etapa 2 después de su tratamiento en el reactor anaerobio de flujo ascendente o UASB. En la figura 4.1 se observa el comportamiento de este reactor en cuanto a la reducción de la DQO del agua residual.

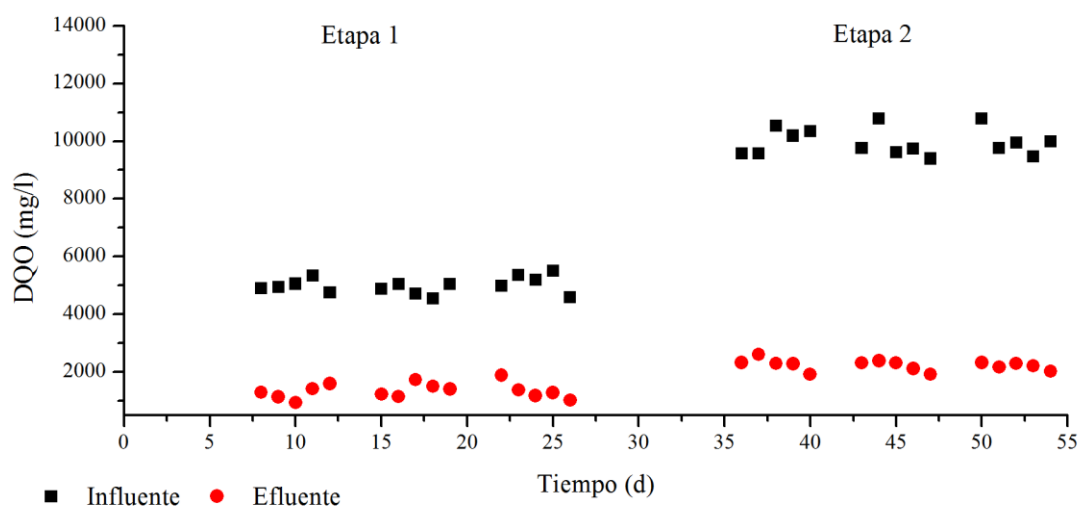


Figura 4.1 Reducción de la DQO en el reactor UASB

El reactor UASB mantuvo un rendimiento acorde a lo reportado en la literatura respecto a la remoción de la DQO del agua de rastro. El rendimiento fue cercano siempre al 75% de remoción de la DQO para las dos etapas del experimento observándose solo un ligero aumento para en el último día de cada semana que correspondió a los días viernes. Este

aumento en la reducción se debió seguramente a que los días viernes el tiempo de retención hidráulico fue de 6 días, mientras que para los demás días de la semana fue de solo 2 días. Debido a que durante la operación se presentó una cantidad importante de sólidos que salía del reactor (en promedio 900 mg/l de SST), la muestra para llevar a cabo el análisis de la DQO se tomó después de una hora de sedimentación para evitar que dichos sólidos interfirieran en la determinación de este parámetro.

4.1.2 Reactor tipo ABR

El reactor anaerobio tipo baffled o ABR presentó una eficiencia promedio de remoción de la DQO del 57% para la etapa 1 y del 48% para la etapa 2 durante su operación con flujo intermitente. Los resultados se presentan en la figura 4.2.

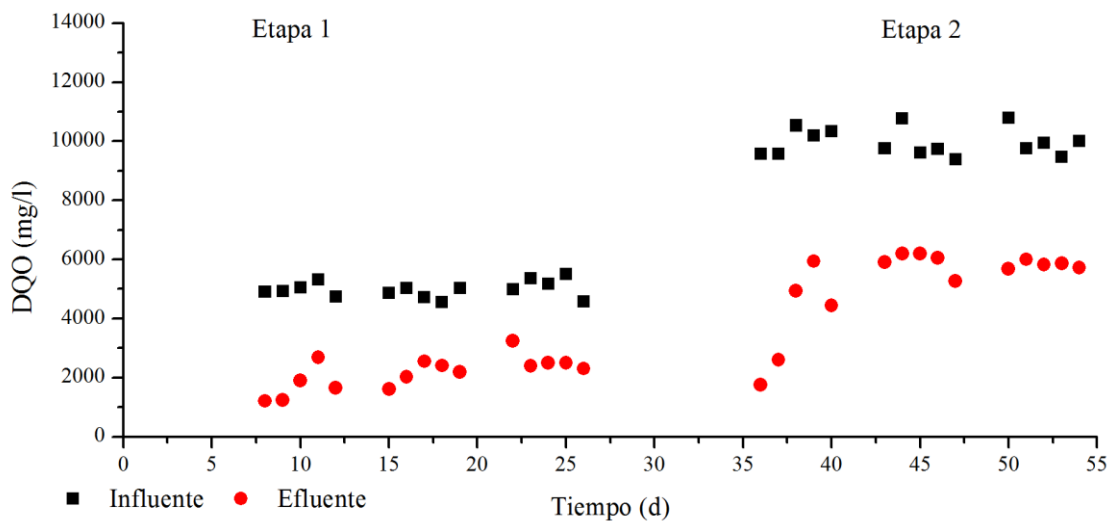


Figura 4.2 Reducción de la DQO en el reactor tipo ABR

En este trabajo se eligió el reactor anaerobio tipo baffled ya que en este tipo de reactores no se presentan corrientes en corto circuito y predomina el flujo pistón. Se pensó que para el caso del flujo intermitente esto sería conveniente ya que el agua al ingresar durante la etapa de alimentación tendría menos posibilidad de mezclarse con el agua que ya había completado su tratamiento durante la fase discontinua. Sin embargo, aunque si se presentó el flujo pistón y fueron evitadas las corrientes en corto circuito, el flujo incluyó a los gránulos anaerobios ocasionando su arrastre de una cámara a otra dentro del reactor y

posteriormente su salida por el efluente, por tal motivo, el reactor tipo ABR tuvo un bajo rendimiento debido a que la biomasa dentro del reactor disminuyó drásticamente y debido a esto la eficiencia de remoción de la DQO también disminuyó conforme transcurría la prueba.

La muestra para realizar el análisis de la DQO del efluente del reactor tipo ABR también se tomó después de una hora de sedimentación para evitar la interferencia de los sólidos.

4.1.3 Reactor tipo ASBR

El reactor anaerobio secuencial o ASBR presentó una eficiencia promedio de remoción de la DQO del 85% para la etapa 1 y del 65% para la etapa 2. Los resultados obtenidos durante la operación de este reactor se presentan en la figura 4.3.

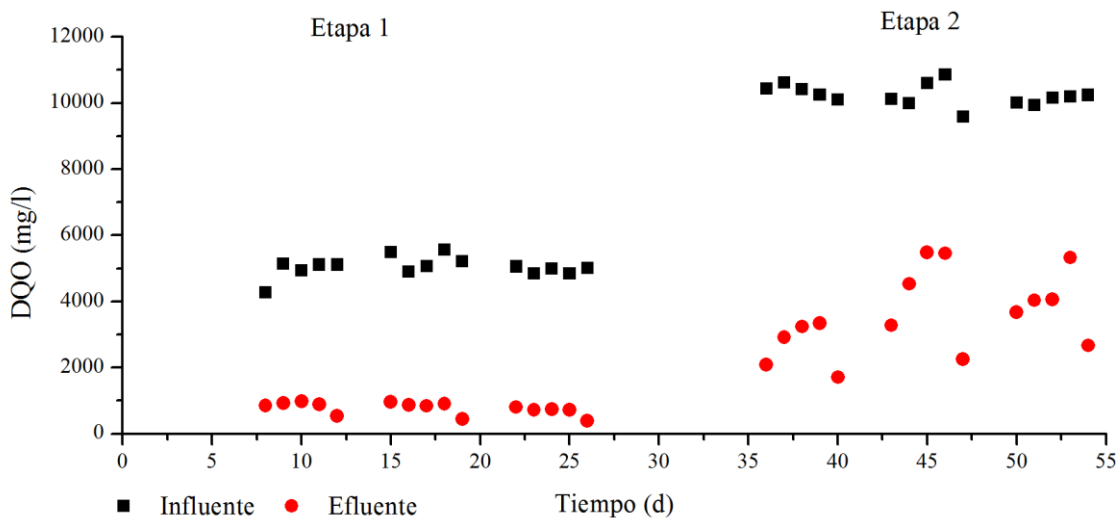


Figura 4.3 Reducción de la DQO en el reactor tipo ASBR

Durante la etapa 1 el reactor tipo ASBR presentó mayores eficiencias de remoción de la DQO que durante la etapa 2. Durante la etapa 1 los porcentajes de remoción fueron siempre mayores al 80% y para los días viernes cuando se tenía un TRH de 6 días, los porcentajes de remoción superaron el 90%. La salida de sólidos por el efluente fue del orden de 250 mg/l de SST y consistieron en las menores concentraciones de sólidos en el efluente presentadas en el experimento para los tres reactores en estudio.

Durante la segunda etapa, trabajando con una DQO en el influente cercana a los 10000 mg/l se observó una salida considerable de sólidos durante la fase de vaciado del reactor tipo ASBR (concentraciones hasta de 5500 mg/l de SST). Las altas concentraciones de sólidos en el efluente durante la fase de vaciado de este reactor se presentaron para todos los días de operación con excepción del vaciado que se realizaba el día lunes y que correspondía al tratamiento del agua de los días viernes, para este caso la cantidad de SST en el efluente también disminuyó teniéndose concentraciones del orden de 350 mg/l.

Los datos obtenidos indican que el reactor tipo ASBR logró una remoción eficiente y bajas concentraciones de sólidos en el efluente para una DQO de 5000 mg/l con un TRH de dos días, pero no fue capaz de obtener un buen rendimiento cuando la DQO del influente fue de 10000 mg/l y el TRH de dos días. Sin embargo, durante la etapa 2 cuando se trabajaba con un TRH de seis días si presentó un buen rendimiento y bajas concentraciones de sólidos en el efluente lo que indica que para llevar a cabo el tratamiento de agua residual de rastro de manera eficiente en este tipo de reactores cuando el agua tiene una DQO de 10000 mg/l es necesario un TRH mayor a 2 días.

Una comparación de las eficiencias de remoción de la DQO de los tres reactores para las dos etapas del experimento se presenta en la tabla 4-1 y en la figura 4.4.

Tabla 4-1 Eficiencias de remoción de la DQO

Eficiencia (%)	DQO 5000 mg/L			DQO 10000 mg/L		
	USB	ABR	ASBR	USB	ABR	ASBR
Máx.	81.7	75.3	92.2	81.5	81.6	83.1
Promedio	73.1	56.6	84.7	77.6	47.6	64.9
Mín.	62.4	34.9	80.2	72.8	35.6	47.8

El reactor tipo ASBR presentó las mayores eficiencias de remoción cuando la DQO del influente fue de 5000 mg/l ya que durante esta etapa no se vio afectado por el fenómeno de lavado de lodos. Sin embargo, cuando la DQO del influente fue de 10000 mg/l la eficiencia de este reactor fue disminuyendo conforme se presentaba la salida de sólidos o fenómeno de lavado de lodos y solo presentó eficiencias del orden del 75% los días viernes cuando el TRH fue de 6 días.

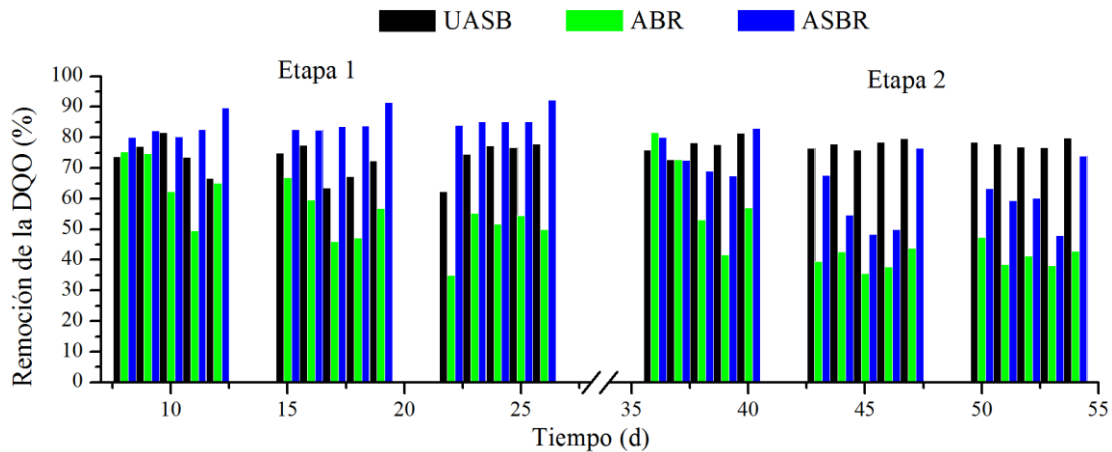


Figura 4.4 Eficiencias de remoción de la DQO de los reactores UASB, ABR y ASBR

El reactor UASB se mantuvo relativamente constante ya que la velocidad el fenómeno de lavado de lodos no logró disminuir la eficiencia considerablemente para ser observada durante el tiempo que duró el experimento, mientras que para el caso del reactor tipo ABR el efecto del lavado de lodos si fue considerable. Es posible apreciar que al inicio de cada etapa el reactor ABR presentaba mayores eficiencias de remoción de la DQO que al final de cada etapa después de haberse presentado el lavado.

4.2. Lavado de lodos

Durante la operación intermitente de los reactores experimentales se observó un alto contenido de sólidos en el agua del efluente, situación conocida como fenómeno de lavado de lodos. Se analizó el fenómeno de lavado de lodos llevando a cabo el balance de masa de los microorganismos cuantificados de manera indirecta como sólidos suspendidos volátiles (SSV) para los tres reactores durante las dos etapas de la fase experimental.

4.2.1 Reactor UASB

El reactor UASB presentó el fenómeno de lavado de lodos durante las dos etapas del experimento de acuerdo a los datos obtenidos de los análisis de sólidos en el efluente de este reactor que se presentan en las tablas 4-2 y 4-3.

Tabla 4-2 Lavado de lodos del reactor UASB durante la etapa 1

Día	SSV en el efluente		g(DQO) Removida	Producción g (SSV)	SSV en el reactor (g)	CO gDQO/gSSV
	mg/l	g				
1 al 7	-	-	-	-	136.50	
8	1000	7.0	25.3	2.15	131.65	0.26
9	600	4.2	25.0	2.12	129.57	0.27
10	750	5.3	27.5	2.33	126.65	0.27
11	340	2.4	27.5	2.33	126.60	0.28
12	160	1.1	22.1	1.87	127.35	0.28
15	210	1.5	25.6	2.17	128.05	0.27
16	420	2.9	27.3	2.31	127.42	0.27
17	700	4.9	20.9	1.78	124.30	0.27
18	740	5.2	21.4	1.82	120.93	0.28
19	340	2.4	25.5	2.16	120.72	0.29
22	300	2.1	21.8	1.85	120.46	0.29
23	360	2.5	27.9	2.36	120.31	0.29
24	580	4.1	28.0	2.38	118.63	0.29
25	640	4.5	29.5	2.50	116.65	0.30
26	650	4.5	25.0	2.12	114.22	0.30
		54.5	380.2	Y= 0.08		

Tabla 4-3 Lavado de lodos del reactor UASB durante la etapa 2

Día	SSV en el efluente		g(DQO) Removida	Producción g (SSV)	SSV en el reactor (g)	CO gDQO/gSSV
	mg/l	g				
29 al 35	-	-	-	-	141.84	
36	1500	10.5	50.8	6.23	137.57	0.49
37	1580	11.1	48.8	5.98	132.49	0.51
38	1430	10.0	57.7	7.07	129.55	0.53
39	950	6.6	55.4	6.80	129.70	0.54
40	1330	9.3	59.0	7.23	127.62	0.54
43	1010	7.1	52.3	6.41	126.96	0.55
44	1200	8.4	58.8	7.20	125.76	0.55
45	1130	7.9	51.1	6.27	124.12	0.56
46	940	6.6	53.4	6.54	124.08	0.56
47	1020	7.1	52.3	6.42	123.36	0.56
50	720	5.0	59.3	7.27	125.59	0.57
51	1140	8.0	53.3	6.53	124.14	0.56
52	780	5.5	53.6	6.57	125.25	0.56
53	730	5.1	50.8	6.23	126.37	0.56
54	960	6.7	55.9	6.85	126.50	0.55
		114.9	812.3	Y= 0.12		

La salida de sólidos por el efluente de agua tratada del reactor USB ocasionó una disminución del 11.5 % en la cantidad de lodos dentro del reactor durante la primera etapa del experimento y del 8% para la segunda. Los coeficientes de síntesis de biomasa fueron de 0.08 y 0.12 gSSV/gDQOremovida para la primera y segunda etapa respectivamente, dichos coeficientes se obtuvieron una vez que se realizó el balance de masa correspondiente a los SSV. Los coeficientes obtenidos se mantuvieron dentro de los valores reportados en la literatura para los microorganismos anaerobios.

Debido a la condición de lavado, la carga orgánica o *relación alimento/microorganismo* fue aumentando conforme transcurrieron las etapas del experimento alcanzando un máximo de 0.56 gDQO/gSSV-d durante la etapa 2.

La salida de lodos se debió principalmente a la producción de biogás que generó cambios en las condiciones hidrodinámicas dentro del reactor ocasionado que las fuerzas de flotación de los gránulos dentro del reactor por efecto de las burbujas de biogás fueran mayores que las fuerzas gravitacionales. El efecto de las fuerzas de flotación provocó la suspensión y salida de los gránulos por el efluente de agua tratada haciendo ineficiente el separador sólido líquido del reactor UASB.

A su salida del reactor los gránulos fueron colectados en un recipiente donde las condiciones favorecieron su sedimentación, en el recipiente la producción de biogás fue de menor intensidad que dentro del reactor y la turbulencia generada por las burbujas menor, con esto, pudo constatarse que la suspensión y salida de lodos del reactor se debía a las burbujas de biogás. Posiblemente una fase de sedimentación posterior al reactor UASB y una recirculación de lodos sea necesaria para evitar el fenómeno de lavado durante el tratamiento de agua de rastro con flujo intermitente.

4.2.2 Reactor tipo ABR

El reactor tipo ABR al igual que el reactor UASB presentó el fenómeno de lavado de lodos durante las dos etapas del experimento, en este reactor una gran cantidad de sólidos salieron durante los primeros cuatro días de operación con flujo intermitente ocasionando una baja en la eficiencia de remoción de la DQO y producción de biogás para el resto de cada etapa. El análisis de sólidos en el efluente del reactor ABR se presenta en las tablas 4-4 y 4-5.

Tabla 4-4 Lavado de lodos del reactor tipo ABR durante la etapa 1

Día	SSV en el efluente		g(DQO) Removida	Producción g (SSV)	SSV en el reactor (g)	CO gDQO/gSSV
	mg/l	g				
1 al 7	-	-	-	-	136.83	0.26
8	1860	13.0	25.8	4.13	127.95	0.27
9	4380	30.7	25.8	4.12	101.41	0.35
10	1680	11.8	22.1	3.53	93.18	0.38
11	1920	13.4	18.5	2.96	82.70	0.42
12	1200	8.4	21.6	3.46	77.76	0.45
15	1140	8.0	22.8	3.65	73.43	0.48
16	640	4.5	21.0	3.35	72.30	0.48
17	1671	11.7	15.2	2.42	63.02	0.56
18	680	4.8	15.0	2.40	60.66	0.58
19	640	4.5	16.0	2.56	58.74	0.60
22	420	2.9	12.2	1.95	57.75	0.61
23	440	3.1	20.7	3.30	57.97	0.60
24	620	4.3	18.7	2.99	56.62	0.62
25	780	5.5	21.0	3.35	54.52	0.64
26	760	5.3	16.0	2.55	51.75	0.68
		131.8	292.3	Y= 0.16		

Tabla 4-5 Lavado de lodos del reactor tipo ABR durante la etapa 2

Día	SSV en el efluente		g(DQO) Removida	Producción g (SSV)	SSV en el reactor (g)	CO gDQO/gSSV-d
	mg/l	g				
29 al 35	-	-	-	-	141.84	
36	7750	54.2	54.7	11.52	99.11	0.49
37	4960	34.7	48.8	10.28	74.67	0.71
38	3100	21.7	39.1	8.24	61.21	0.94
39	2060	14.4	29.8	6.27	53.06	1.14
40	1960	13.7	41.3	8.69	48.03	0.49
43	1130	7.9	27.0	5.69	45.82	1.46
44	960	6.7	32.1	6.77	45.86	1.53
45	840	5.9	23.9	5.04	45.03	1.53
46	930	6.5	25.8	5.43	43.94	1.55
47	1050	7.4	28.8	6.08	42.67	0.54
50	790	5.5	39.1	8.23	45.37	1.64
51	1150	8.1	26.4	5.56	42.88	1.54
52	1340	9.4	28.8	6.06	39.56	1.63
53	1420	9.9	25.2	5.31	34.93	1.77
54	900	6.3	30.0	6.31	34.94	0.67
		212.4	500.7	Y= 0.21		

La disminución de la cantidad de lodos en el reactor tipo ABR por efecto del fenómeno de lavado de lodos fue del 60% para la etapa 1 y del 75% para la etapa 2. De los tres reactores analizados el ABR fue el que presentó mayores concentraciones de sólidos en el efluente y mayor velocidad de lavado. La salida de lodos en el reactor tipo ABR se debió principalmente a dos efectos importantes; 1) la producción de burbujas de biogás que generó condiciones de mezcla y 2) la velocidad que alcanzó el flujo durante la fase de alimentación, la cual fue de aproximadamente 0.37 m/h.

Aunque la velocidad del flujo estuvo dentro del rango de los valores establecidos de velocidad dentro de un reactor anaerobio, su efecto aunado a las condiciones de mezcla generadas por la producción de burbujas de biogás ocasionó que los lodos pasaran de una cámara a otra dentro del reactor tipo ABR y posteriormente salieran por el efluente. Durante los primeros cuatro días de operación de cada etapa se presentó la mayor concentración de lodos en el efluente como se observa en las tablas 4-4 y 4-5, la salida en estos días se debió a que había mayor contenido de lodos al principio de las etapas y una vez que salió la mayor parte de los gránulos solo quedaron los de mayor tamaño los cuales no pudieron ser arrastrados o los que quedaron adheridos a las paredes del reactor.

Los altos contenidos de sólidos en el efluente y la consecuente disminución de biomasa en el proceso de tratamiento de agua residual de rastro, también ocasionó que la relación alimento-microorganismo aumentara conforme avanzaban las dos etapas del experimento; alcanzándose valores máximos de 0.64 y 1.77 gDQO/gSSV-d para la etapa 1 y 2 respectivamente. Los coeficientes de síntesis de biomasa fueron de 0.16 y 0.21 gSSV/gDQOremovida para las etapas 1 y 2 respectivamente. En este reactor los valores obtenidos superaron los valores óptimos reportados por la literatura para la síntesis de biomasa anaerobia.

4.2.3 Reactor tipo ASBR

El reactor tipo ASBR no presentó el fenómeno de lavado de lodos durante la etapa 1 cuando la DQO fue de 5000 mg/l. Esto se debió a que durante esta etapa la salida de gránulos fue menor que la producción de microorganismos por lo que no hubo lavado. Para la etapa 2 sí se presentó lavado ocasionando disminución en la eficiencia de tratamiento. El análisis de sólidos en el efluente del reactor tipo ASBR se presenta en las tablas 4-6 y 4-7.

Tabla 4-6 Lavado de lodos del reactor tipo ASBR durante la etapa 1

Día	SSV en el efluente		g(DQO) Removida	Producción g (SSV)	SSV en el reactor (g)	CO gDQO/gSSV
	mg/l	g				
1 al 7	-	-	-	-	140.39	0.25
8	260	1.8	23.9	1.84	140.41	0.25
9	196	1.4	29.5	2.27	141.31	0.25
10	347	2.4	27.7	2.13	141.01	0.25
11	507	3.5	29.5	2.27	139.74	0.25
12	280	2.0	32.1	2.47	140.24	0.25
15	160	1.1	31.7	2.44	141.56	0.25
16	245	1.7	28.2	2.17	142.01	0.25
17	260	1.8	29.6	2.28	142.47	0.25
18	245	1.7	32.6	2.51	143.27	0.24
19	216	1.5	33.4	2.57	144.32	0.24
22	143	1.0	29.7	2.29	145.61	0.24
23	220	1.5	28.9	2.22	146.28	0.24
24	252	1.8	29.8	2.29	146.81	0.24
25	188	1.3	28.9	2.22	147.71	0.24
26	212	1.5	32.4	2.49	148.72	0.24
		26.1	448.0	Y= 0.08		

Tabla 4-7 Lavado de lodos del reactor tipo ASBR durante la etapa 2

Día	SSV en el efluente		g(DQO) Removida	Producción g (SSV)	SSV en el reactor (g)	CO gDQO/gSSV
	mg/l	g				
29 al 35	-	-	-	-	140.28	
36	5500	38.5	58.5	8.36	110.14	0.50
37	3800	26.6	53.9	7.70	91.25	0.64
38	4260	29.8	50.3	7.18	68.61	0.77
39	2460	17.2	48.5	6.93	58.32	1.02
40	340	2.4	58.7	8.39	64.33	1.20
43	1240	8.7	47.9	6.85	62.50	1.09
44	1900	13.3	38.3	5.47	54.67	1.12
45	1580	11.1	35.9	5.13	48.74	1.28
46	1110	7.8	37.9	5.41	46.38	1.44
47	650	4.6	51.4	7.34	49.17	1.51
50	1050	7.4	44.4	6.35	48.18	1.42
51	1280	9.0	41.3	5.91	45.13	1.45
52	1380	9.7	42.7	6.11	41.57	1.55
53	1280	9.0	30.8	4.40	37.02	1.68
54	260	1.8	53.0	7.57	42.77	1.89
		196.6	693.5	Y= 0.14		

El reactor tipo ASBR no presentó el fenómeno de lavado de lodos durante la etapa 1. Para esta etapa las concentraciones de sólidos en el efluente fueron bajas en comparación con las que se presentaron en los reactores UASB y ABR, mientras que la pérdida de microorganismos fue compensada por el proceso de reproducción, por lo que se mantuvo en el reactor una cantidad constante de SSV durante la prueba. La causa de que no se presentara el fenómeno de lavado de lodos durante la etapa 1 fue que durante la fase de vaciado, la velocidad de producción de biogás no tuvo la intensidad suficiente para generar condiciones de turbulencia dentro del reactor que provocaran la suspensión los gránulos, por tal motivo la mayoría de estos se encontraban depositados en la cama de lodos y fue posible separar los lodos del agua tratada durante la fase de vaciado.

Para la etapa 2, alimentando agua residual con una DQO de 10000 mg/l las concentraciones de sólidos en el efluente del reactor tipo ASBR fueron mucho mayores que las de la etapa 1, presentándose también para esta condición el fenómeno de lavado de lodos. A diferencia de la etapa 1 donde el efecto de la producción de biogás no era considerable sobre las condiciones hidrodinámicas durante la fase de vaciado, para la etapa 2 el efecto del biogás si fue considerable, ocasionado la suspensión de gránulos y su salida del reactor por el efluente. Aparentemente un TRH de dos días no fue suficiente para consumir el sustrato y terminar con la producción intensa de biogás cuando la DQO fue de 10000 mg/l pero si para la DQO de 5000 mg/l.

Para los fines de semana cuando el TRH era de 6 días, durante la fase de vaciado la velocidad de producción de biogás había disminuido y tampoco se presentaron concentraciones altas de sólidos en el efluente como sucedía cuando se tenían un TRH de 2 días durante la etapa 2.

Los coeficientes de síntesis de biomasa fueron de 0.08 y 0.14 gSSV/gDQOremovida para las etapas 1 y 2 respectivamente, observándose que al presentarse el lavado de lodos este coeficiente aumenta tal vez para intentar compensar la salida de microorganismos del reactor.

Durante la etapa 1 la relación alimento-microorganismo se mantuvo constante lo que ayudó a que el proceso se llevara a cabo de manera adecuada obteniendo resultados constantes en la eficiencia de remoción de la DQO y producción de biogás, mientras que para la etapa 2 esta relación alcanzó un valor máximo de 1.69 gDQO/gSSV-d.

El fenómeno de lavado se presentó para todos los casos excepto para el reactor ASBR cuando la DQO del influente fue de 5000 mg/l, el cual presentó un aumento del 5% en lugar de disminución como fue el caso de las demás condiciones. En la figura 4.5 se presenta una comparación de los lodos en los tres reactores durante las dos etapas del experimento.

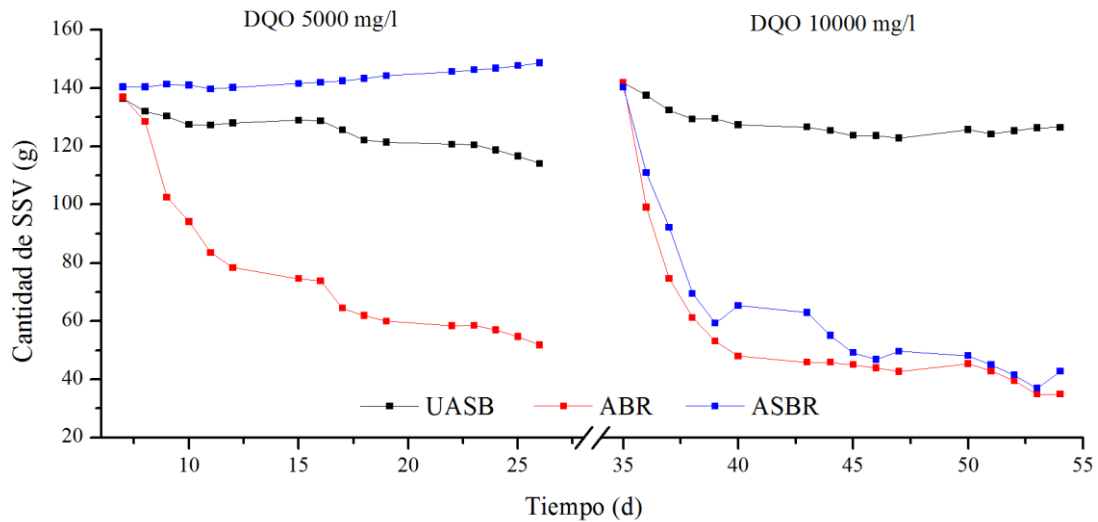


Figura 4.5 Comparción de la cantidad de lodos dentro de los reactores

El tener un aumento en lugar de una disminución en la biomasa dentro de un reactor biológico es la condición deseable ya que de esta manera es posible extraer el exceso de lodos por la purga. Para los tres casos analizados el reactor ASBR fue el único que logró este comportamiento durante la primera etapa.

Dado que el fenómeno de lavado de lodos se dio principalmente por la turbulencia generada por las burbujas de biogás, se puede concluir que la producción de biogás afecta negativamente en el tratamiento de agua de residual de rastro al favorecer el lavado de lodos.

4.2.4 Los sólidos sedimentables

Se cuantificó la cantidad de lodos que salió de los tres tipos de reactores durante las dos fases del experimento llevado a cabo. Los lodos se midieron en volumen por medio del

análisis de los sólidos sedimentables. La prueba consistió en la sedimentación del agua del efluente por un periodo de una hora en un cono Imhoff y la cuantificación en base volumétrica de los lodos contenidos. En la figura 4.6 se presentan los resultados que se obtuvieron.

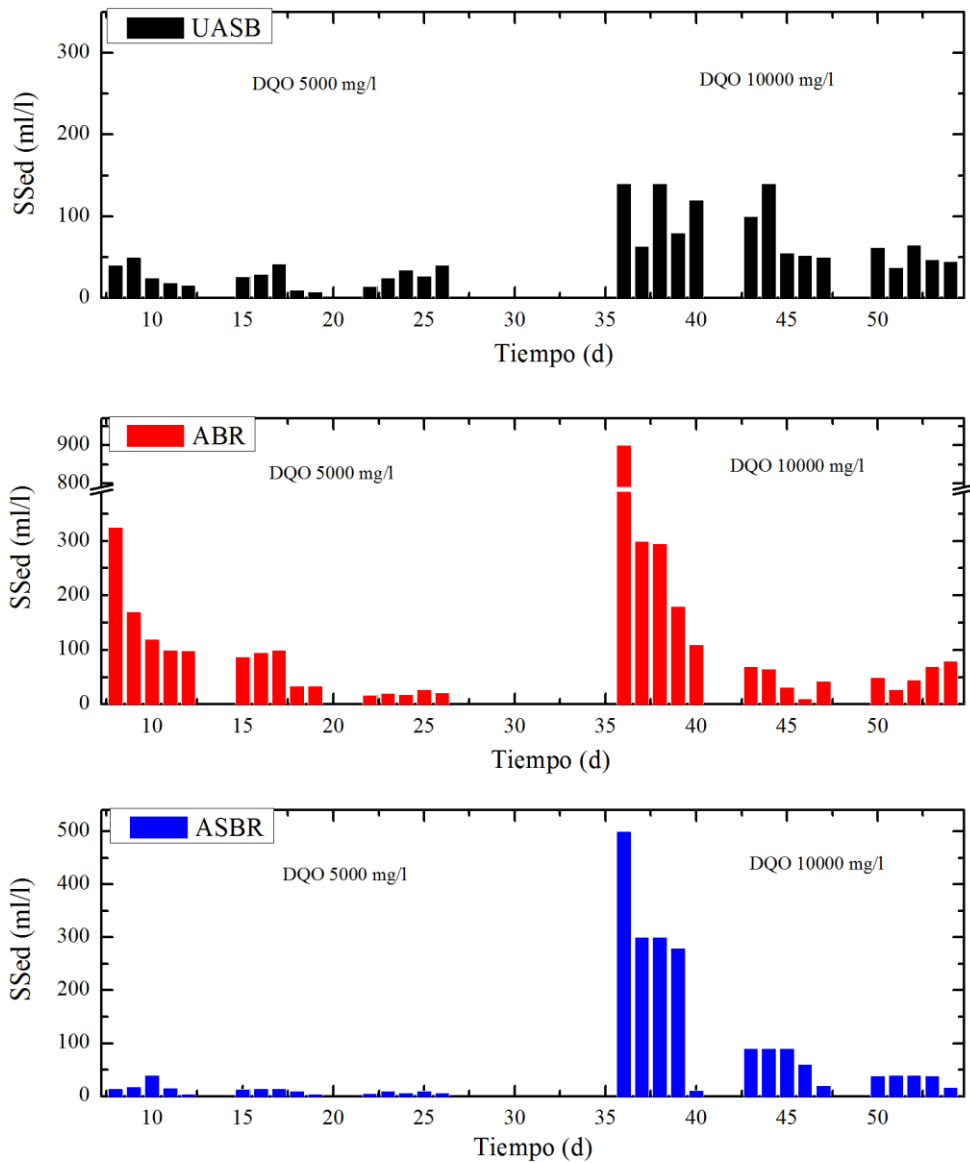


Figura 4.6 Sólidos sedimentables en el efluente de los reactores

La mayoría de los lodos que salieron de los reactores sedimentaron durante la prueba de los sólidos sedimentables. Como es posible apreciar en la figura 4.6 los menores volúmenes de sólidos sedimentables en el efluente se obtuvieron durante la primera etapa de operación

del reactor ASBR, esta situación correspondió a la condición en la que no se presentó el fenómeno de lavado de lodos. Los resultados obtenidos indican que los gránulos que salieron durante el lavado de lodos tenían la capacidad de sedimentar, pero no fue posible que sedimentaran dentro de los reactores debido seguramente a la acción ejercida por las fuerzas de flotación que les conferían las burbujas de biogás.

Para la prueba de los sólidos sedimentables la temperatura fue un factor que ayudó a la rápida sedimentación de los gránulos, ya que dentro de los reactores la temperatura se encontraba aproximadamente en 32 °C y al realizar la prueba en el cono Imhoff la temperatura del agua residual tratada descendió rápidamente debido a que la temperatura ambiente era más baja (alrededor de 23 °C). Con esto, se inhibió en gran medida la producción de biogás y la turbulencia en el cono durante dicha prueba, en donde los sólidos lograron sedimentar generalmente en un tiempo menor a una hora.

Después de analizar los resultados de los sólidos sedimentables es posible concluir que el tratamiento de agua de rastro con flujo intermitente en los reactores que presentaron el fenómeno de lavado de lodos puede mejorarse si el agua residual tratada se somete a un proceso de sedimentación posterior al reactor anaerobio, en dicho proceso los gránulos podrían ser separados del agua tratada y recirculados a los reactores para evitar así el fenómeno de lavado, manteniendo con ayuda de una recirculación una cantidad constante de microorganismos dentro de los reactores biológicos. La desventaja de realizar esta operación consiste en la necesidad de construir un tanque de sedimentación y la posible generación de olores desagradables durante el periodo de sedimentación.

4.3. Producción de biogás

La producción de biogás dependió de la cantidad de materia orgánica (medida como DQO) que los microorganismos fueron capaces de degradar en el TRH de trabajo de los reactores así como del fenómeno de lavado de lodos que afectó el contenido de microorganismos dentro de estos. Al presentarse el lavado de lodos y disminuir la cantidad de microorganismos, disminuyó la capacidad de remoción de la DQO y al mismo tiempo la producción de biogás. A su vez, al aumentar el TRH como era el caso de los fines de semana, los microorganismos seguían produciendo biogás degradando la mayor parte del sustrato.

4.3.1 Reactor UASB

La producción de biogás del reactor UASB durante las dos etapas de experimentación se presenta en la tabla 4-8.

Tabla 4-8 Producción de biogás del reactor UASB

Etapa 1: DQO de 5000 mg/l				Etapa 2: DQO de 10000 mg/l			
Día	DQO rem (g)	Biogás (litros)	Litros de biogás/gDQO	Día	DQO rem (g)	Biogás (litros)	Litros de biogás/gDQO
1 al 7	-	-	-	29 al 35	-	-	-
8	25.32	10	0.39	36	50.79	20	0.39
9	24.99	10	0.40	37	48.79	21	0.43
10	27.47	11	0.40	38	57.68	23.2	0.40
11	27.45	8.5	0.31	39	55.44	23.5	0.42
12	22.09	11	<u>0.50</u>	40	58.98	33.3	<u>0.56</u>
15	25.59	9.4	0.37	43	52.26	22.5	0.43
16	27.26	10.5	0.39	44	58.77	23	0.39
17	20.93	9.5	0.45	45	51.10	22.5	0.44
18	21.42	8.5	0.40	46	53.38	26	0.49
19	20.43	12	<u>0.59</u>	47	52.33	31	<u>0.59</u>
22	21.79	7.6	0.35	50	59.30	21.5	0.36
23	27.88	11	0.39	51	53.27	22.5	0.42
24	28.04	11	0.39	52	53.55	24	0.45
25	29.53	11.5	0.39	53	50.82	23	0.45
26	24.96	15	<u>0.60</u>	54	55.89	32	<u>0.57</u>

La producción promedio de biogás para el reactor UASB fue de 10.2 l/d para la etapa 1 y de 23.3 l/d para la etapa 2. Se observó que la cantidad de biogás generado para las condiciones de trabajo establecidas dependió de la concentración de entrada, guardando una relación entre DQO alimentada y biogás obtenido. Dicha relación fue del orden de 0.4 litros de biogás/gDQOremovida durante los días que el TRH fue de 2 días, mientras que para los fines de semana cuando el TRH fue de 6 días esta relación aumentó a 0.58 litros de biogás/gDQOremovida (valores subrayados en la tabla 4-8). El aumento se debió probablemente a que durante la semana los microorganismos no alcanzaron a degradar la totalidad del sustrato, quedando un remanente que posiblemente fue consumido los fines de semana, provocando que se tuviera mayor producción de biogás con menor remoción de la DQO.

El fenómeno de lavado de lodos no afectó de manera apreciable la producción de biogás en el reactor UASB debido a que la velocidad de lavado fue lenta y la cantidad de microorganismos presentes en el reactor en todo momento de la prueba fue suficiente para remover cerca del 75% de la DQO alimentada.

4.3.2 Reactor tipo ABR

La producción promedio de biogás del reactor tipo ABR, fue de 6.7 l/d para la etapa 1 cuando la DQO de alimentación fue de 5000 mg/l, y de 10.5 l/d para la etapa 2 cuando la DQO fue de 10000 mg/l. Los resultados se presentan en la tabla 4-9.

Tabla 4-9 Producción de biogás del reactor tipo ABR

Etapa 1: DQO de 5000 mg/l				Etapa 2: DQO de 10000 mg/l			
Día	DQO rem (g)	Biogás (litros)	Litros de biogás/gDQO	Día	DQO rem (g)	Biogás (litros)	Litros de biogás/gDQO
1 al 7	-	-	-	29 al 35	-	-	-
8	25.84	8.6	0.33	36	54.67	11.0	0.20
9	25.78	8.3	0.32	37	48.79	11.2	0.23
10	22.09	8.5	0.38	38	39.13	10.5	0.27
11	18.49	5.8	0.31	39	29.75	9.3	0.31
12	21.64	13.5	<u>0.62</u>	40	41.27	14.8	<u>0.36</u>
15	22.83	5.7	0.25	43	27.02	8.4	0.31
16	20.97	5.6	0.27	44	32.13	8.0	0.25
17	15.16	6.7	0.44	45	23.94	7.8	0.33
18	14.98	4.5	0.30	46	25.76	8.3	0.32
19	16.01	6.0	<u>0.37</u>	47	28.84	16.2	<u>0.56</u>
22	12.19	4.1	0.34	50	35.75	8.8	0.25
23	20.65	5.6	0.27	51	26.39	9.8	0.37
24	18.73	5.7	0.30	52	28.77	9.5	0.33
25	20.97	5.2	0.25	53	25.20	7.5	0.30
26	15.98	7.0	<u>0.44</u>	54	29.96	17.0	<u>0.57</u>

El efecto del fenómeno de lavado de lodos en la producción de biogás se observó notablemente en el reactor tipo ABR. Al presentarse el lavado y la consecuente disminución de la biomasa dentro del reactor, se produjo una reducción en los porcentajes de remoción de la DQO y con esto, una menor producción de biogás.

La relación promedio de biogás producido por DQO removida fue de 0.29 litros de biogás/gDQOremovida cuando el TRH fue de 2 días, y de 0.49 cuando el TRH fue de 6 días.

4.3.3 Reactor tipo ASBR

Durante la etapa 1 del reactor tipo ASBR en la que no se presentó el fenómeno de lavado de lodos la producción promedio de biogás 12.6 l/d. Para esta misma etapa la relación entre biogás producido y DQO removida fue de 0.41 litros de biogás/gDQOremovida para un TRH de 2 días y de 0.47 litros de biogás/gDQOremovida para un TRH de 6 días.

En la tabla 4-10 se presenta la producción de biogás del reactor ASBR durante las dos etapas de la experimentación.

Tabla 4-10 Producción de biogás del reactor tipo ASBR

Etapa 1: DQO de 5000 mg/l				Etapa 2: DQO de 10000 mg/l			
Día	DQO rem (g)	Biogás (litros)	Litros de biogás/gDQO	Día	DQO rem (g)	Biogás (litros)	Litros de biogás/gDQO
1 al 7	-	-	-	29 al 35	-	-	-
8	23.92	11.0	0.46	55	58.52	23.5	0.40
9	29.52	13.0	0.44	49	53.90	21.6	0.40
10	27.72	11.5	0.41	39	50.26	19.0	0.38
11	29.54	12.5	0.42	30	48.46	15.5	0.32
12	32.07	15.5	<u>0.48</u>	41	58.72	31.5	<u>0.54</u>
15	31.70	12.0	0.38	27	47.92	14.0	0.29
16	28.24	11.5	0.41	32	38.26	15.5	0.41
17	29.62	11.5	0.39	24	35.88	15.0	0.42
18	32.64	11.6	0.36	26	37.87	13.0	0.34
19	33.41	14.8	<u>0.44</u>	29	51.38	33.5	<u>0.65</u>
22	29.73	11.0	0.37	36	44.44	12.5	0.28
23	28.85	12.2	0.42	26	41.34	13.9	0.34
24	29.77	12.0	0.40	29	42.74	13.0	0.30
25	28.88	12.4	0.43	25	30.80	10.5	0.34
26	32.42	16.0	<u>0.49</u>	30	52.99	26.0	<u>0.49</u>

Para la segunda etapa en la que sí se produjo lavado de lodos la producción promedio de biogás fue de 18.5 l/d y los rendimientos fueron de 0.35 y 0.56 litros de biogás/gDQOremovida para los TRH de 2 y 6 días respectivamente.

Una comparación de la producción de biogás de los tres reactores experimentales se presenta en la figura 4.7, en esta figura se aprecia que el reactor tipo ABR presentó la menor producción de biogás para las dos etapas del experimento siendo el que tuvo mayor lavado de lodos. Los reactores que tuvieron menor lavado presentaron la mayor producción de biogás, tal es el caso del reactor tipo ASBR durante la primera etapa y el reactor UASB durante la segunda etapa, por lo que se concluye que el fenómeno de lavado de lodos afecta negativamente en la producción de biogás.

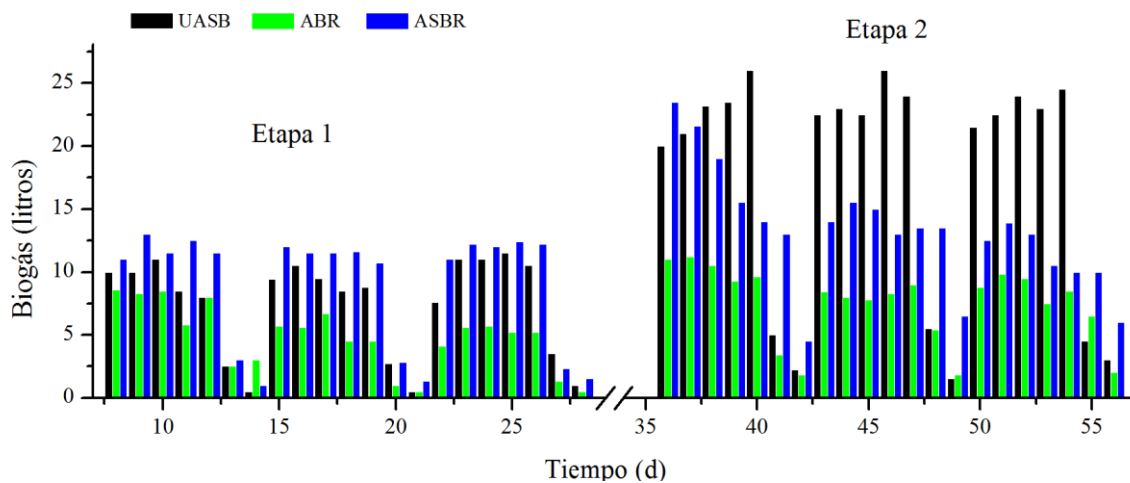


Figura 4.7 Producción de biogás de los tres reactores

4.3.4 Velocidad de producción de biogás

La velocidad de producción de biogás favoreció el fenómeno de lavado de lodos en los reactores anaerobios operando con flujo intermitente. El efecto se observó ya que al presentarse mayor velocidad de producción de biogás se produjo un incremento en el número de burbujas, las cuales al subir hacia la superficie de los reactores ocasionaron condiciones de mezcla y suspensión de los gránulos anaerobios que posteriormente fueron arrastrados por la corriente de salida.

En la figura 4.8 se presenta el perfil de velocidad de producción de biogás del reactor UASB operando con flujo intermitente. Las mediciones se realizaron para el segundo fin de semana de cada etapa de operación de este reactor.

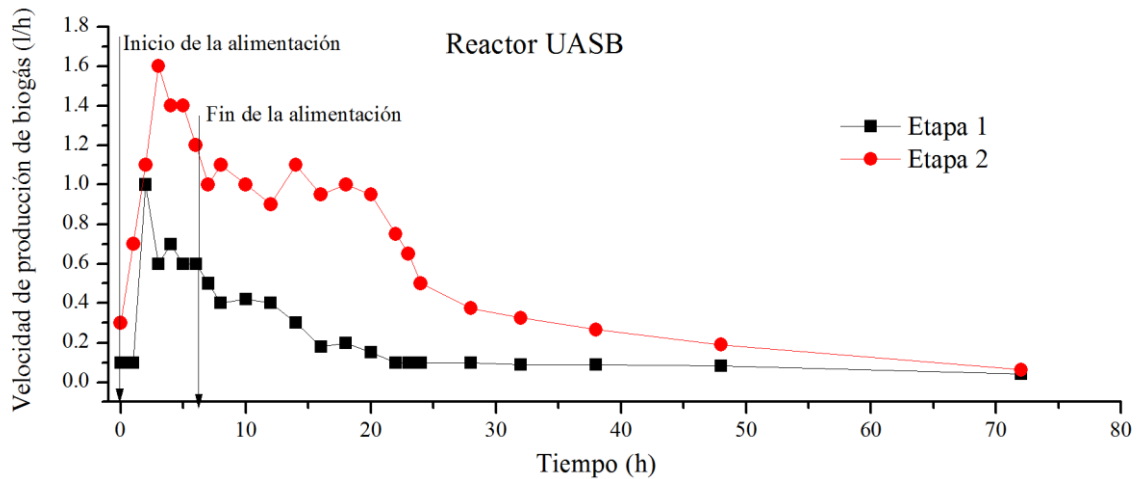


Figura 4.8 Velocidad de producción de biogás del reactor UASB

Como es posible observar en la figura 4.8, la velocidad de producción de biogás aumentó rápidamente una vez que se inició la fase de alimentación debido seguramente a la disponibilidad de sustrato. La velocidad aumento hasta alcanzar un máximo y después comenzó a descender. Durante las seis horas de alimentación se presentaron las velocidades más altas de producción de biogás lo que ocasionó turbulencia y mezcla dentro del reactor. Una vez terminada la fase de alimentación, la velocidad de producción continuó con un ritmo decreciente debido a la reducción en la disponibilidad de sustrato, la velocidad continuó disminuyendo hasta que el reactor alcanzó el nivel mínimo de producción de biogás, el cual fue aproximadamente de 0.1 l/h. Para estas condiciones la mayor parte de los gránulos se depositaron en la cama de lodos ya que no existía turbulencia creada por la ascensión de burbujas, es decir, con esa velocidad de producción de biogás no se generaron condiciones de mezcla.

4.4 Parámetros de control

4.4.1 pH en el influente y efluente

Durante la operación con flujo intermitente de los tres reactores experimentales el pH se mantuvo dentro del rango de valores recomendados para los procesos anaerobios (6.5 – 8). En cada una de las etapas de los reactores en estudio el agua del efluente presentó valores de pH menores a los del agua del influente como se observa en la figura 4.9.

El descenso en el pH se debió probablemente a la presencia de ácidos grasos volátiles en el agua del efluente generados en el proceso anaerobio.

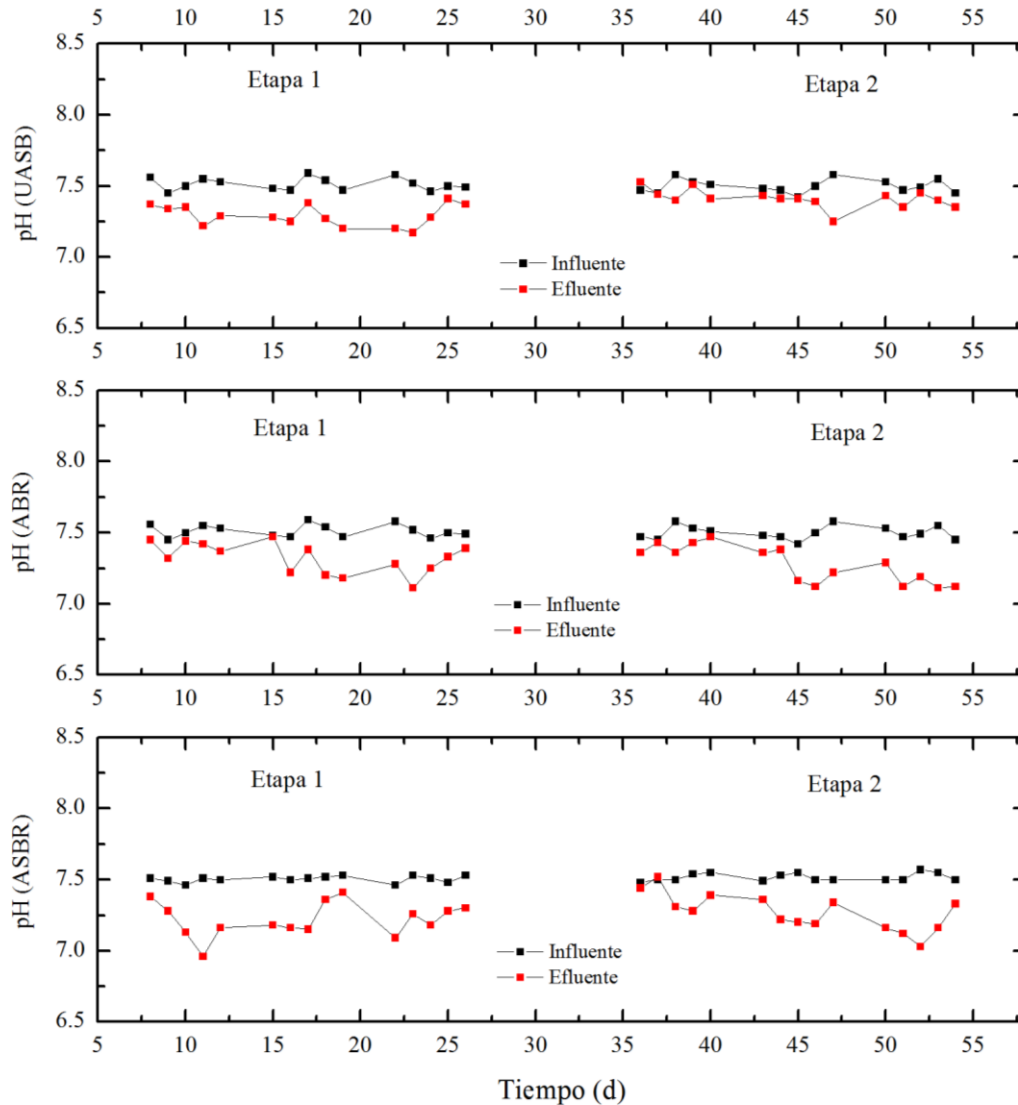


Figura 4.9 pH de los reactores experimentales

4.4.2 Conductividad en el influente y efluente

La conductividad indica la capacidad del agua de conducir la electricidad y se utiliza frecuentemente como un indicador de la cantidad de sólidos disueltos en el agua. Durante las dos etapas del experimento se midió la conductividad en el influente y efluente de los reactores en estudio. Los resultados muestran que durante la segunda etapa la conductividad del agua del efluente aumentó con respecto a la primera etapa, este aumento

se debió posiblemente a una mayor cantidad de sustancias poliméricas extracelulares en el efluente que al encontrarse disueltas aumentaron la capacidad del agua de conducir electricidad. Los resultados de conductividad se presentan en la figura 4.10.

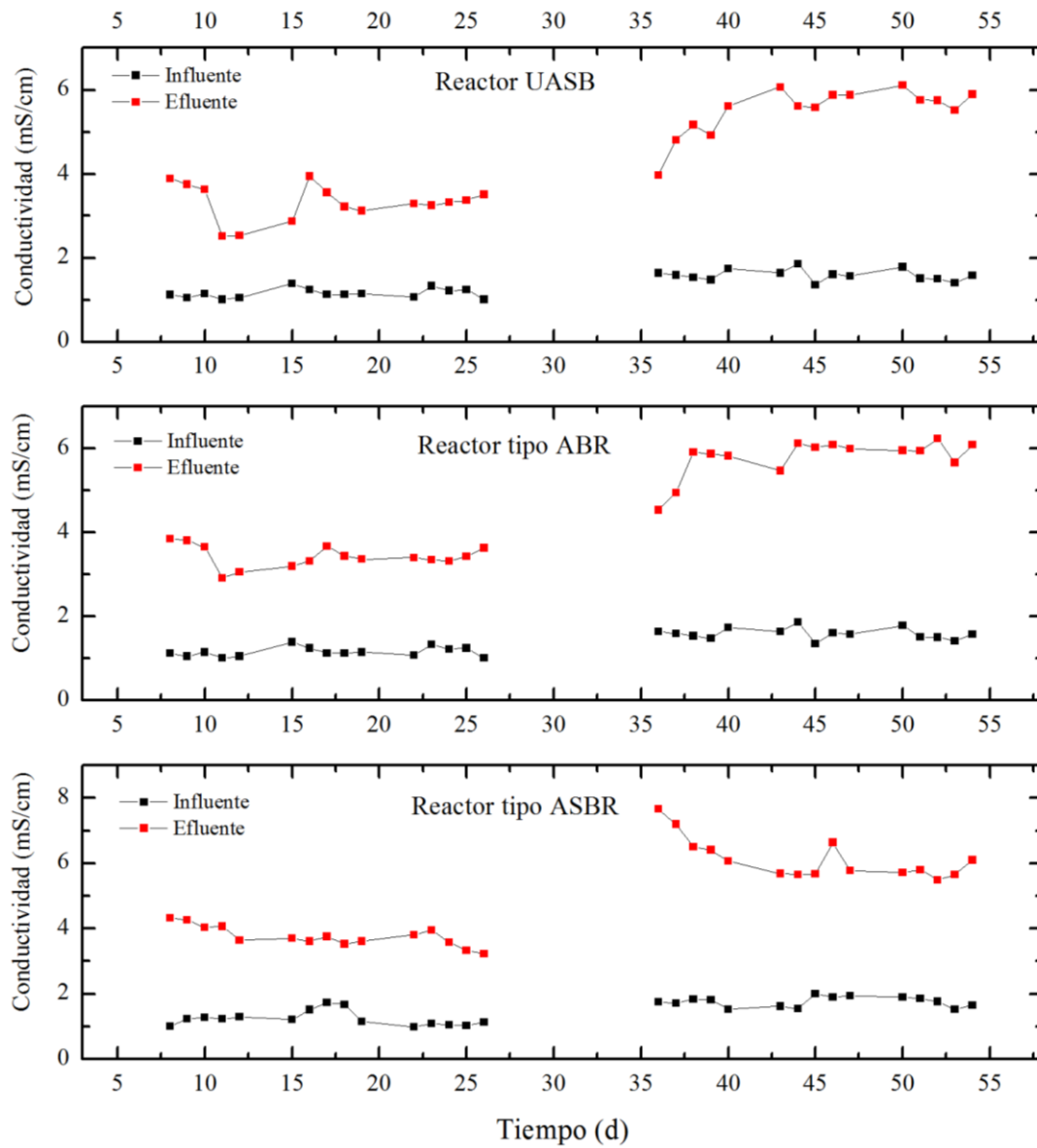


Figura 4.10 Conductividad en el influente y efluente de los reactores

4.4.3 Alcalinidad

La alcalinidad es un parámetro importante ya que indica la capacidad de amortiguar cambios de pH en un proceso como el de tratamiento de aguas residuales. Durante el desarrollo de esta investigación se determinó la alcalinidad para el agua residual del influente, el efluente y los lodos microbiológicos durante las dos etapas del experimento. Los resultados se presentan en la tabla 4-11.

Tabla 4-11 Alcalinidad

Alcalinidad (mg CaCO ₃ /l)	Etapa 1			Etapa 2		
	UASB	ABR	ASBR	UASB	ABR	ASBR
Influente	628 ± 99	628 ± 99	621 ± 37	925 ± 82	925 ± 82	942 ± 12
Efluente	1839 ± 17	1906 ± 179	1973 ± 22	2896 ± 259	2671 ± 97	2766 ± 92
Lodo	3989 ± 159	3746 ± 375	5685 ± 986	6156 ± 1051	6718 ± 745	6998 ± 1200

Los valores de alcalinidad de los reactores se mantuvieron cercanos a los recomendados por la literatura para los procesos anaerobios de tratamiento de aguas residuales (2000 – 4000 mg/l como CaCO₃), es posible observar que el agua del efluente tiene un valor cercano a los 2000 mg/l, mientras que a alcalinidad de los lodos en la mayoría de los casos superó los 4000 mg/l.

El proceso fue capaz de mantener el sistema de alcalinidad en los tres reactores lo que se reflejó en los valores de pH, los cuales se mantuvieron estables durante la fase de pruebas. Aunque durante la etapa experimental se le adicionó hidróxido de calcio al influente de los reactores para controlar el pH en un valor cercano a 7.5, la alcalinidad del influente siempre fue menor que la del efluente, lo que indica que el proceso anaerobio generó su propia alcalinidad, con lo que el pH no descendió y no se presentó la acidificación de ninguno de los reactores.

4.4.4 Relación α

La relación α es una relación de alcalinidades (alcalinidad a pH de 5.75 / alcalinidad a pH de 4.3) con la cual es posible determinar la capacidad amortiguadora de los bicarbonatos

del sistema respecto a disociación de los ácidos débiles, cuanto más cercano sea a la unidad el valor de la relación α , el sistema es más estable. En el caso de los procesos anaerobios los ácidos débiles son los ácidos grasos volátiles que se forman como intermediarios durante el mismo proceso y es recomendable que el valor de la relación α sea mayor a 0.5 (García Castillo, 2012).

Para los tres reactores en estudio se determinó la relación α para cada una de las etapas del experimento, los resultados obtenidos se presentan en la tabla 4-12.

Tabla 4-12 Relación α

	Relación α		
	UASB	ABR	ASBR
Etapa 1	0.69 ± 0.10	0.70 ± 0.09	0.69 ± 0.03
Etapa 2	0.69 ± 0.06	0.71 ± 0.04	0.58 ± 0.06

La relación α fue del orden de 0.7 para todos los casos excepto para la segunda etapa del reactor tipo ASBR en donde fue de alrededor de 0.6. La relación α se mantuvo dentro de los valores recomendados por lo que de acuerdo a este parámetro el proceso de tratamiento se desarrolló de manera estable.

4.5. Comportamiento de los gránulos dentro de los reactores

La concentración y la altura de la cama de lodos de los reactores anaerobios no fueron constantes durante su operación con flujo intermitente debido a que se vieron afectadas por la producción de biogás y el fenómeno de lavado de lodos.

Dentro los reactores UASB y ASBR se determinó el comportamiento de los gránulos analizando la variación de las concentraciones de sólidos suspendidos respecto al tiempo en distintos puntos de muestreo.

4.5.1 Reactor UASB

Durante la operación del reactor UASB se observó que las mayores concentraciones de SST en los puntos de muestreo se presentaron durante los periodos en los que la velocidad de producción de biogás fue mayor (2 horas después del inicio de la fase de alimentación

como se aprecia en la figura 4.8). De la misma manera, se observó que los fines de semana las concentraciones de SST disminuyeron en los puntos de muestreo al presentarse la menor velocidad de producción de biogás. En la figura 4.11 es posible observar el comportamiento de los gránulos durante las dos etapas del experimento. Los picos que se observan en el punto de muestreo 3 (PM3) ubicado a 40 cm del fondo del reactor, corresponden a una expansión de la cama de lodos que se produjo y que provocó un aumento en las concentraciones de SST en este punto.

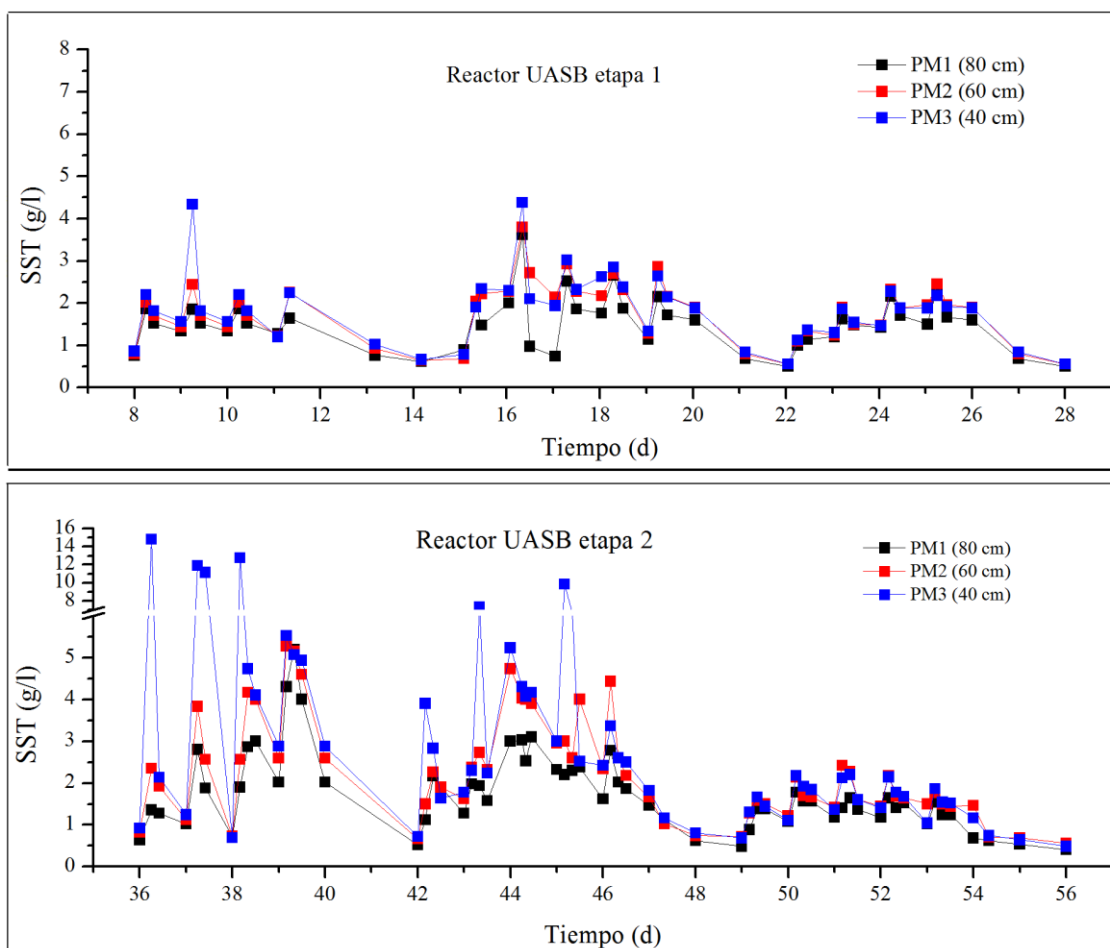


Figura 4.11 Comportamiento de los gránulos dentro del reactor UASB

La variación de las concentraciones de sólidos dentro del reactor indica que tanto la cama de lodos como la zona del clarificador del UASB tratando agua de rastro y operando de forma intermitente, forman un sistema dinámico que cambia dependiendo de la velocidad de producción de biogás.

En la figura 4.12 se observa la relación que existe entre la velocidad de producción de biogás y la suspensión de los gránulos dentro del reactor UASB. Es posible apreciar como al disminuir la velocidad de producción de biogás disminuyen las concentraciones de SST en los puntos de muestreo. Los datos presentados corresponden al segundo fin de semana de cada etapa.

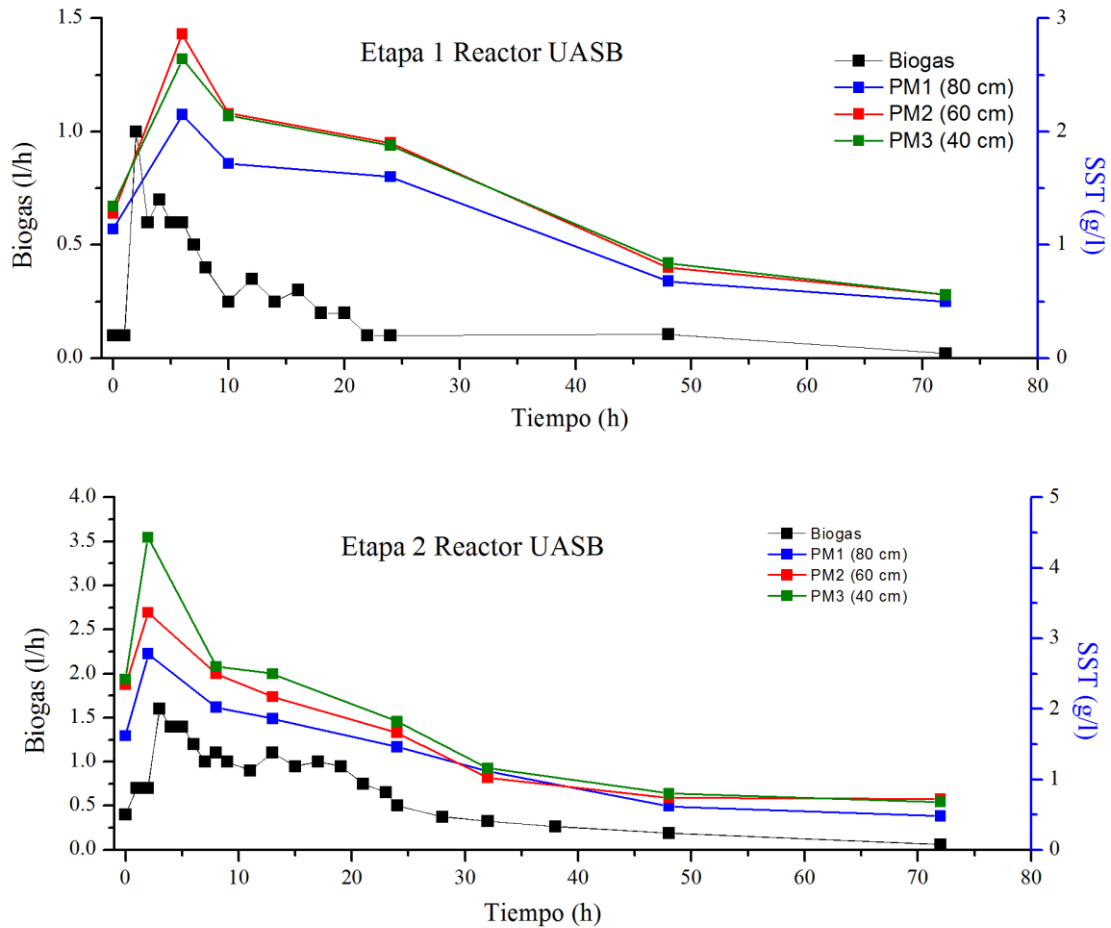


Figura 4.12 Relacion entre velocidad de produccion de biogás y SST del reactor UASB

Los coeficientes de correlación entre la velocidad de producción de biogás y las concentraciones de SST en los puntos de muestreo para la etapa 1 fueron de 0.81 para el punto de muestreo 1 (PM1), 0.86 para el punto de muestreo 2 (PM2) y 0.83 para el punto de muestreo 3 (PM3). Para la etapa 2 los coeficientes de correlación fueron de 0.75, 0.72 y 0.65 para los puntos de muestreo 1, 2 y 3 respectivamente.

4.5.2 Reactor tipo ASBR

Para conocer el comportamiento de los gránulos dentro del reactor tipo ASBR se llevó a cabo un experimento independiente al de las dos etapas del lavado de lodos. En este experimento se alimentó el ASBR con agua residual de rastro a diferentes concentraciones (5000, 10000, 15000 y 20000 mgDQO/l) y se varió el tiempo de la fase de reacción dependiendo de la concentración del agua de alimentación.

Durante este experimento la cama de lodos del ASBR presentó una expansión momentos después de iniciada la fase de alimentación. Por tal motivo, las concentraciones de SST en el punto de descarga (a 40 cm del fondo del reactor) alcanzaron valores que superaron los 10 g/l. Estas condiciones en el punto de descarga se mantuvieron durante diferentes periodos de tiempo dependiendo de la concentración del agua de alimentación como se aprecia en la figura 4.13.

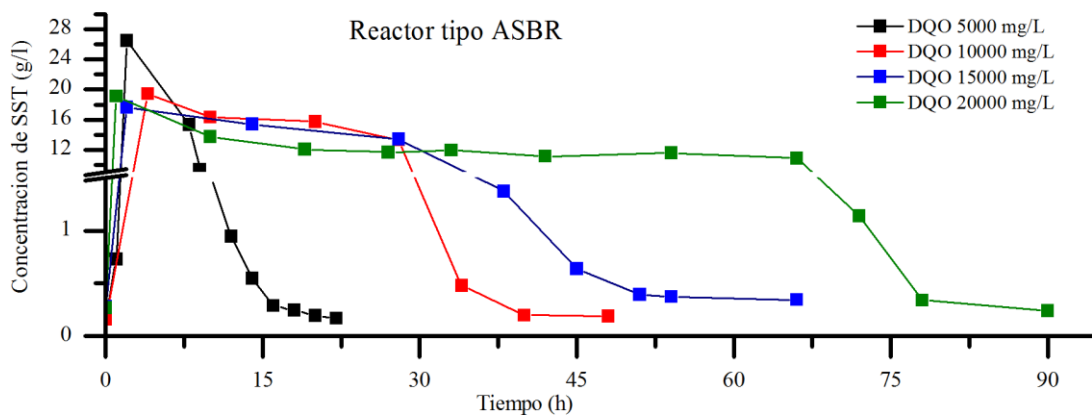


Figura 4.13 Comportamiento de los gránulos en el reactor tipo ASBR

A mayor DQO del agua del influente la expansión de la cama de lodos se mantuvo por más tiempo, esto ocasionó que las concentraciones de SST en el punto de descarga se mantuvieran en valores elevados (mayores a 10 g/l). Una vez que los microorganismos consumieron la mayor parte de la materia orgánica contenida en el agua residual, la velocidad de producción de biogás descendió, lo que hizo posible que la cama de lodos se compactara y que su nivel descendiera por debajo del punto de descarga. Con esto, las concentraciones en el punto de descarga del ASBR descendieron y fue posible separar el agua tratada de los gránulos anaerobios durante la fase de vaciado.

La velocidad de producción de biogás sin duda fue el factor que más afectó las condiciones del medio dentro del reactor provocando la suspensión de los gránulos, en la figura 4.14 se presentan las correlaciones entre la velocidad de producción de biogás y las concentraciones de SST en el punto de descarga para las distintas concentraciones con que se alimentó el ASBR.

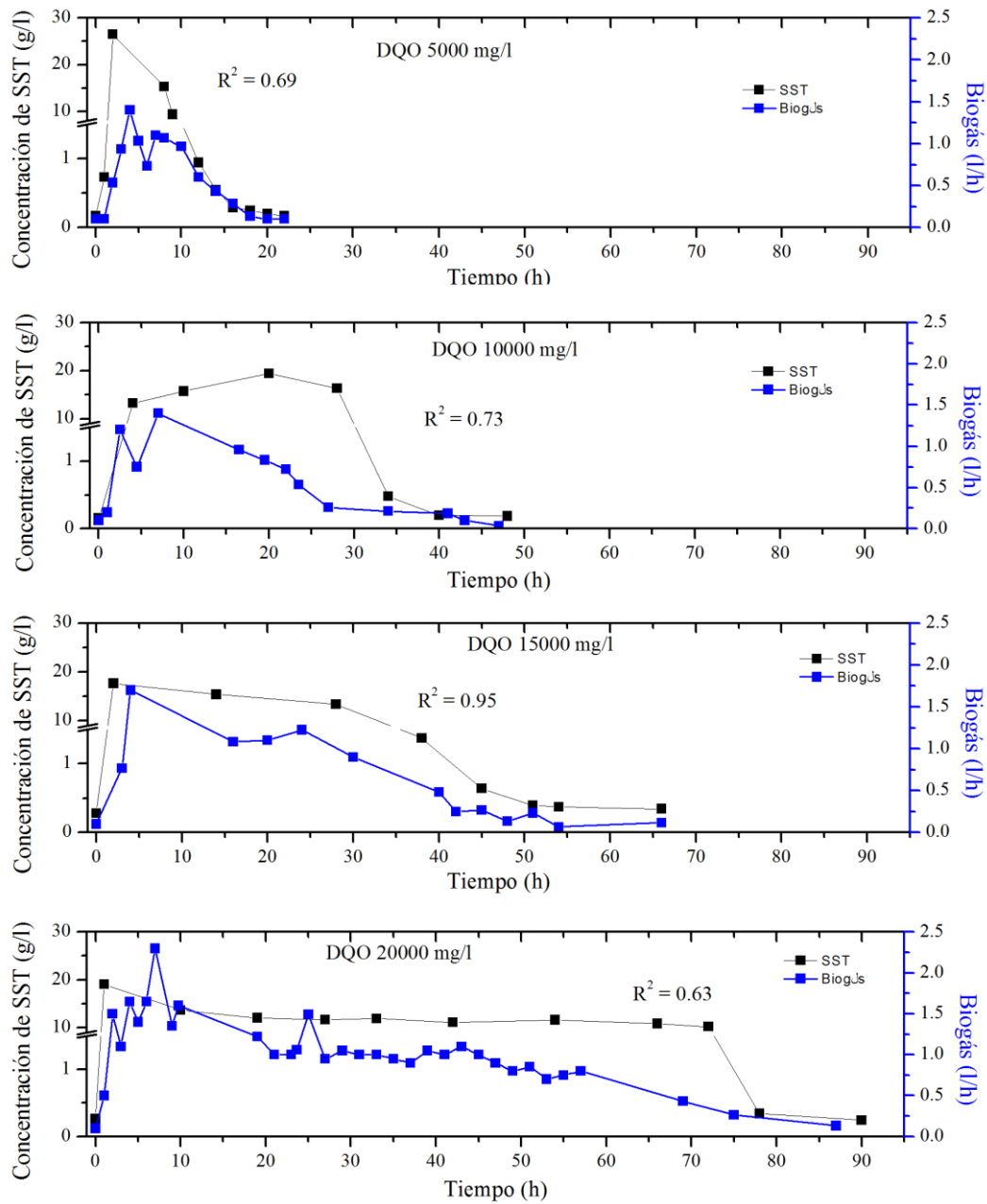


Figura 4.14 Relación entre velocidad de producción de biogás y SST en el punto de descarga del ASBR

4.6 Características de los gránulos en el efluente

4.6.1 Tamaño de gránulo

Como parte de la presente investigación se realizó la caracterización en cuanto a tamaño de los gránulos que salieron por el efluente de los reactores. En la figura 4.15 es posible observar que la mayoría de estos tienen un tamaño menor 0.5 cm. Además, existe una gran cantidad de partículas con tamaño menor a 0.1 cm. Estos agregados posiblemente son partículas con capacidad de coalescencia para formar nuevos gránulos o tal vez fragmentos de gránulos desintegrados por efecto de las condiciones hidrodinámicas dentro del reactor.

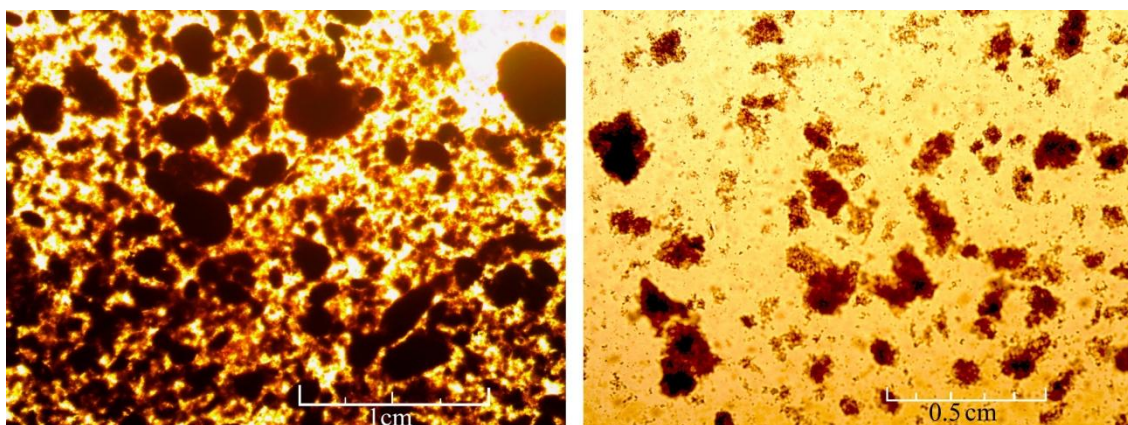


Figura 4.15 Fotografías de los gránulos del efluente

En la tabla 4-13 se presenta la caracterización de los gránulos del efluente de los reactores realizado a partir del análisis de las fotografías obtenidas por medio de microscopio digital.

Tabla 4-13 Caracterización de los gránulos en el efluente

Tamaño del diámetro (cm)	*Área (cm ²)	*Volumen (cm ³)	Número de gránulos	**Masa (g)	% en masa
0.5	0.196	0.06545	1	0.0664	10.06
0.4	0.126	0.03351	2	0.0679	10.31
0.3	0.071	0.01414	12	0.1720	26.09
0.2	0.031	0.00419	64	0.2718	41.22
0.1	0.008	0.00052	153	0.0812	12.32

*Área y volumen calculadas considerando partículas esféricas

**Masa calculada considerando una densidad de 1.0138 g/cm³

En la figura 4.16 se presentan los porcentajes de masa para los diferentes tamaños de gránulos en el efluente.

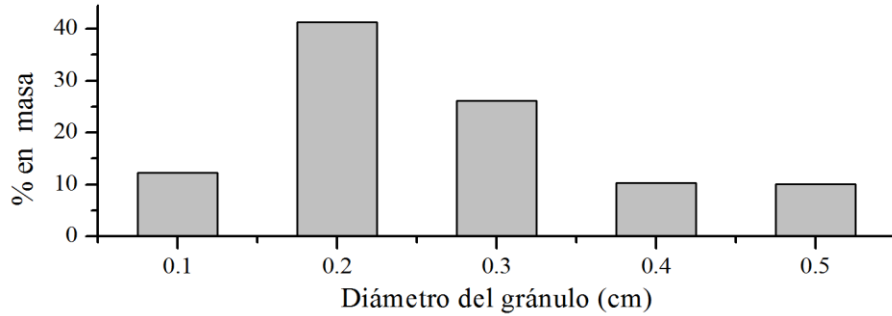


Figura 4.16 porcentajes de masa para los distintos tamaños de gránulos

4.6.2 Velocidad teórica de sedimentación

Haciendo uso de la teoría de sedimentación y considerando a los gránulos como partículas esféricas, es posible presentar una estimación de la velocidad teórica de sedimentación para los diferentes tamaños de gránulos del efluente. La estimación no considera las fuerzas de flotación ejercidas por el biogás. Las expresiones y los valores para este cálculo se presentan en la tabla 4-14, mientras que los resultados de los cálculos realizados para los diferentes tamaños se presentan en la tabla 4-15.

Tabla 4-14 Expresiones para el cálculo de la velocidad de sedimentación

Descripción	Expresión
Velocidad terminal de sedimentación	$vt = \sqrt{\left(\frac{4g}{3C_D}\right) \left(\frac{\rho_s - \rho_t}{\rho_t}\right) d_p}$
Coeficiente de arrastre de Newton	$C_D = \frac{24}{Re} \quad \text{si } Re \leq 2$
	$C_D = \frac{18.5}{Re^{3/5}} \quad \text{si } 2 \leq Re \leq 5 \times 10^2$
	$C_D = 0.44 \quad \text{si } 5 \times 10^2 \leq Re \leq 2 \times 10^5$
Número de Reynolds	$Re = (2.33Ga^{0.018} - 1.53Ga^{-0.016})^{13.3}$

Número de Galileo	$Ga = \frac{gd^3(\rho_s - \rho_t)\rho_t}{\mu^2}$
Datos	Valores
Densidad del sólido (ρ_s) a 32 °C	1.0138 g/cm ³
Densidad del líquido (ρ_t) a 32 °C	0.9957 g/cm ³
Viscosidad del agua (μ) a 32 °C	0.007647 g/cm-s
Gravedad (g)	981 cm/s ²

Tabla 4-15 Cálculo de la velocidad teórica de sedimentación

Tamaño del diámetro (cm)	Área (cm ²)	Volumen (cm ³)	Número de galileo (Ga)	Número de Reynolds (Re)	CD	vt (cm/s)
0.5	0.196	0.06545	38479	275	0.64	4.32
0.4	0.126	0.03351	19701	180	0.82	3.41
0.3	0.071	0.01414	8312	103	1.15	2.49
0.2	0.031	0.00419	2463	45	1.89	1.59
0.1	0.008	0.00052	308	10	4.71	0.71

El cálculo de la velocidad teórica de sedimentación indica que los gránulos que salieron por el efluente del agua tratada, tienen la capacidad de sedimentar, sin embargo, la sedimentación no se presentó a menos que la velocidad de producción de biogás fuera de al menos 0.1 l/h. A esta velocidad de producción de biogás corresponde un el flujo ascendente de 1.56 l/m².h, el cual no afectó la sedimentación. Para flujos mayores los gránulos de estos tamaños no lograron sedimentar y fueron arrastrados por la corriente de salida de agua tratada provocando el fenómeno de lavado de lodos.

5. CONCLUSIONES

El proceso de lavado de lodos es altamente influenciado por la fuerza de flotación que le confiere el biogás a los lodos ya que por acción de estas fuerzas son suspendidos y arrastrados cuando se presenta una corriente de salida, por lo tanto, la salida de lodos no se debió al aumento en la concentración global de sólidos dentro de los reactores.

La condición de flujo intermitente bajo las condiciones estudiadas en este trabajo presentó el fenómeno de lavado de lodos para todos los casos excepto para el ASBR cuando la DQO del influente fue de 5000 mg/l y el TRH de 2 días.

El fenómeno de lavado de lodos generó una disminución en la biomasa dentro de los reactores lo que afectó la remoción de la DQO y en la producción de biogás.

El fenómeno de lavado de lodos afectó de manera más apreciable el reactor ABR que en los reactores UASB y ASBR ya que en éste se presentó con mayor velocidad.

El reactor tipo ASBR puede ofrecer buenos resultados operando con flujo intermitente en el tratamiento de agua de rastro si se trabaja con el TRH adecuado dependiendo de la concentración de materia orgánica del influente.

No obstante el fenómeno observado, el tratamiento anaerobio de agua de rastro no deja de ser una excelente opción para recuperar energía en forma de biogás a partir de este residuo ya que es posible obtener alrededor de 400 litros de biogás por kilogramo de DQO removida.

6. TRABAJOS FUTUROS

Es necesario continuar investigando nuevos mecanismos de separación sólido-líquido para evitar el fenómeno de lavado si se requiere usar los reactores UASB o ABR operando con flujo intermitente.

Es necesario un análisis más detallado de las condiciones hidrodinámicas dentro de los reactores anaerobios que tratan agua de rastro en el que se incluya la acción ejercida por las fuerzas de flotación que confiere el biogás a los gránulos para conocer más sobre la dinámica de partículas dentro de este tipo de reactores.

7. BIBLIOGRAFÍA

- Abbasi, T., & Abbasi, S. (2012). Formation and impact of granules in fostering clean energy production and wastewater treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*(16), 1696– 1708.
- Aivasidis, A., & Diamantis, V. (2005). Biochemical reaction engineering and process development in anaerobic wastewater treatment. *Adv. Bioch. Eng. & Biotech.*Vol. 92, 49-76.
- American Public Health Association. (1999). 2540. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*.
- Aoi, Y. (2002). In Situ Identification of microorganisms in biofilm communities. *J. Biosci. & Bioeng. Vol 94*, 552-556.
- Bastone, D. J., & Keller, J. (2000). *Variation of bulk properties of anaerobic granules with wastewater type*. Australia: Advanced Wastewater Management Centre, The University of Queensland, St Lucia 4072,.
- Borja, R. (1995). Effect of organic loading rate on anaerobic treatment of slaughterhouse waste-water in a fluidized-bed reactor. *Biores Technol*, pp. 163-167.
- Caldera M., Y. A., Madueño M., P. I., Griborio D., A. G., Gutiérrez G., E. C., & Fernández A., N. M. (2003). Efecto del tiempo de retención hidráulico en el funcionamiento de un reactor UASB tratando efluentes carnicos. *Multiciencias (Red de Revistas Científicas de América Latina y el Caribe, España y Portugal)*.
- Cao, W., & Mehrvar, M. (2011). Slaughterhouse wastewater treatment by combined anaerobic baffled reactor and UV/H₂O₂ processes. *Chemical engineering research and design* 89, 1136–1143.
- Chapra, S. (1997). *Surface Water-Quality Modeling*. McGraw-Hill.
- Coulson, J., & Richardson, J. (1993). *Motion of particles in a fluid. In: Chemical Engineering* (Vol. 2). Oxford: Pergamon.
- Del Nery, V., Pozzi, E., Damianovic, M. H., Domingues, M. R., & Zaiat, M. (2008). Granules characteristics in the vertical profile of a full-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor treating poultry slaughterhouse wastewater. *Bioresource Technology*, 99, 2018–2024.

- Del Real, O. J. (2007). *Evaluación y modelado de la cinética anaerobia de vinazas*. Pachuca Hidalgo: Universidad Autónoma del estado de Hidalgo, Tesis de doctorado.
- García Castillo, C. C. (2012). Evaluación de la capacidad de remoción de un UASB tratando agua de rastro. *Tesis de Maestría*.
- Grandy, y. c. (1999). *Biological wastewater treatment*. New York: Marcel Dakker.
- Hach. (2000). Método 8000 (Método de digestión de reactor). *Manual de análisis de agua Segunda edición en español*.
- Hach. (2000). Método 8190, Método de PhosVer 3; digestión con persulfato ácido. *Manual de análisis de agua segunda edición en español*.
- Hobson, P. N., & Stewart, C. S. (1997). Rumen microbial ecosystem. . *Elsevier applied Science*, 117-199.
- IMTA. (2002). *Tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Centro de capacitación Jiuntepec.
- Iñiguez, C. G., & Camacho, L. A. (2011). Evaluación de un reactor de manto de lodo con flujo ascendente (UASB) con cambios de velocidad de alimentación. *Ingeniería Investigación y Tecnología. Vol. XII, Núm. 1.*, 199-208.
- Lettinga, G. A. (1980). Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol 22, pp. 699-734.
- Lettinga, G., & Hulshoff Pol, L. (1991). UASB Process design for various types of wastewaters. *Wat. Sci. Tech. vol. 24*, 87-107.
- Liu, Y., & Tay, J. (2002). The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. *Water Research*(1653), 36-65.
- Massé, D., & Massé, L. (2000). Treatment of slaughterhouse wastewater in anaerobic sequencing batch reactors. *Agriculture and Agri-Food Canada, Vol. 42. No. 3*, 131-137.
- Mawson, A. (1994). Bioconversions for Whey Utilization and Waste Abatement., *Biores Technol*, 47, 195-203.
- McCarty, P., & Rittmann, B. (2001). *Environmental biotechnology: Principles and applications Cap. 2*. McGraw Hill.

- McHugh, S., Carton, M., Mahony, T., & O'Flaherty, V. (2003). Methanogenic population structure in a variety of anaerobic bioreactor sludges. *FEMS Microbiology Letters*(219), 297-304.
- Muñoz, S. E. (2012). *Hidrodinámica del Flujo Multifase dentro de un Reactor de Biopelícula*. Medellín, Colombia: Universidad Nacional de Colombia tesis de maestría.
- NMX-AA-004-SCFI. (2013). Análisis de agua - Medición de sólidos sedimentables en aguas naturales, residuales y residuales tratadas - Método de prueba. *Secretaría de economía*.
- NMX-AA-007-SCFI. (2000). Análisis de agua - Determinación de la temperatura en aguas naturales, residuales y residuales tratadas - Método de prueba. *Secretaría de comercio y fomento industrial*.
- NMX-AA-008-SCFI. (2011). Análisis de agua - Determinación del pH - Método de prueba. *Secretaría de economía*.
- NMX-AA-026-SCFI. (2010). Análisis de agua - Medición de nitrógeno total Kjeldahl en aguas naturales, residuales y residuales tratadas - Método de prueba. *Secretaría de economía*.
- NMX-AA-036-SCFI. (2001). Análisis de agua - Determinación de acidez y alcalinidad en aguas naturales, residuales y residuales tratadas - Método de prueba. *Secretaría de economía*.
- NMX-AA-093-SCFI. (2000). Análisis de agua - Determinación de la conductividad electrolítica - Método de prueba. *Secretaría de comercio y fomento industrial*.
- Palomares, C. (2013). Evaluación de la producción de biogás bajo condiciones controladas de temperatura en un reactor UASB con alimentación intermitente de agua residual de rastro. *Tesis de maestría*.
- Pérez, M. (1995). *Utilización de bioreactores avanzados en la depuración anaerobia de vertidos de alta carga orgánica*. Universidad de Cádiz España: Departamento de Ingeniería Química.
- Peterson, M. E., & Col. (2006). The dependence of enzyme activity on temperature: Determination and validation of parameters. *Bioch.J.*, 1-26.

- Rodríguez G, R. (2013). A model to describe the performance of the UASB reactor. *Biodegradation*.
- Rodríguez, J., Sosa, G. J., & Garza, y. Y. (2002). Bioconversión anaerobia como una alternativa para la remoción de DQO contenido en aguas residuales del rastro municipal de la Ciudad de Saltillo, Coahuila, México. *Revista de la Sociedad Química de México, Vol. 46, Núm. 2*, 185-188.
- Rojas, C. O. (1998). “Factores ambientales que inciden en la aplicación de los procesos anaeróbicos”. *Manual curso: tratamiento anaerobio de aguas residuales- Microbiología y Bioquímica - Universidad de Antioquia*.
- Ruiz, C., Torijos, M., Sousbic, P., Martínez, J., & Malleta, R. (2000). The anaerobic SBR process: basic principles for design and automation. *Segundo international symposium on sequencing batch reactor technology. Volumen 1. Oral presentations.*, (pp. 102-109). Norbonne France.
- Sayed, S., De Zeeu, W., & Lettinga, G. (1984). Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a flocculent sludge uasb reactor. *Agricultural Wastes*, 197-226.
- Sayed, S., Van Campen, L., & Lettinga, G. (1987). Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a granular UASB reactor. *Biol Wastes 21*, 11-28.
- Signorini, M. (2006). *Evaluación de riesgos de los rastros y mataderos municipales* . Mexico: Informe técnico.
- Tauseef, S. (2012). Energy recovery from waste water swith high-rate anaerobic digesters. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 704-741.
- Tchobanoglous. (2013). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 5th ed., Metcalf & Eddy, Inc.* New York: McGraw-Hill.
- Thomas, M. T., & Scopes, R. K. (1998). The effects of temperature on the kinetics and stability of mesophilic and thermophilic 3-phosphoglycerate kinases. *Bioch. J.*, 1087-1095.
- Zheng, D., Angenent, L., & Raskin, L. (2006). Monitoring granule formation in anaerobic upflow bioreactors using oligonucleotide hybridization probes. *Biotechnology and Bioengineering*, 72-94.