



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



MCIA
Maestría en Ciencias
en Ingeniería Ambiental
UMSNH

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

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

**Evaluación de la producción de biogás bajo condiciones
controladas de temperatura en un reactor UASB con alimentación
intermitente de agua residual de rastro**

TESIS

que para obtener el grado de:

MAESTRA EN CIENCIAS EN INGENIERÍA AMBIENTAL

presenta la

IBQ. Claudia Palomares Rodríguez

Director de Tesis:

Doctor en Ciencia y Tecnología Ambiental José Apolinar Cortés

Codirectora:

***Doctora en Ciencias en Ingeniería Química. María Del Carmen Chávez
Parga***

Morelia, Michoacán, noviembre del 2013

RESUMEN

El agua residual generada en los rastros y mataderos causa eutrofización y alta concentración de materia orgánica en los cuerpos de agua así como fauna nociva, debido a su contenido (sangre, nitrógeno, fósforo, pelo, grasa, estiércol) es por ello que para mitigar el impacto de sus descargas en el medio ambiente se propone en la presente tesis, la operación de un reactor UASB escala piloto, el cual operó en un rango mesofílico ($35^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$) y con carga orgánica variable (mínima de 3.14 Kg/d y máxima de 11.28 Kg/d), con el objetivo de incrementar el biogás producido, dicho reactor se instaló en el Rastro y Frigorífico de Morelia S.A. de C.V.

Se realizaron seguimientos de la temperatura ambiente e interna del reactor además de evaluar la producción de biogás bajo temperatura variable y controlada. Para el mantenimiento de ésta se instaló un sistema de calentamiento y simultáneamente como parte del tratamiento del agua residual, el rastro y frigorífico comenzó a agregar quelato de cobre al agua potable con el fin de disminuir patógenos, carga orgánica y el volumen de lodos generados en la planta tratadora con la que cuenta.

Posteriormente se caracterizó el agua residual del rastro, los lodos microbiológicos y el efluente del UASB determinando que existió una relación C/N de 17/1 en la alimentación al reactor, así como una alcalinidad elevada y pH básico dentro del reactor. Por otra parte se encontró una concentración de SSV (sólidos suspendidos volátiles) en el lodo de 35 g/L, conjuntamente se determinó la remoción de la DQO (demanda química de oxígeno), la cual fue del orden de 84.5% en un TRH (tiempo de residencia hidráulico) de 48 h con una producción de biogás máxima de $3.6 \text{ m}^3/\text{d}$, la cual generó un equivalente a 16.47 kW/h por cada 500 L de agua residual alimentada, de los cuales para mantener la temperatura en 35°C consumió 2.44 kW/h, determinando con esto, que el reactor puede ser autosustentable energéticamente. Por otro lado al cabo de 5 meses de la adición continua del quelato de cobre, éste comenzó a inhibir la fase metanogénica disminuyendo la cantidad de biogás generado, no obstante el resto de las fases de la anaerobiosis continuaron realizándose observando remoción de DQO y acumulación de AGV's (ácidos grasos volátiles).

DEDICATORIA

A mis papás José Luis Palomares Arellano y Ofelia Rodríguez Carrillo, cuyo esfuerzo se ve reflejado en cada meta que cumplimos sus hijas, no hay palabra o acto que refleje todo su apoyo y confianza.

A mi hermana Adriana Palomares Rodríguez quien ha sabido ser un apoyo y motivación para realizar correctamente cada meta.

A Víctor Manuel Ortiz Vega quien ha estado en cada momento sin importar lo difícil que éste fuese.

ÍNDICE

RESUMEN	ii
DEDICATORIA.....	iii
ÍNDICE	iv
ÍNDICE DE TABLAS	ix
ÍNDICE DE FIGURAS	x
ÍNDICE DE GRÁFICAS	x
NOMENCLATURA	xii
AGRADECIMIENTOS	xiii
CAPÍTULO I	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1. GENERALIDADES.....	2
1.2. ANTECEDENTES	2
1.3. ESTADO DEL ARTE DE REACTORES ANAEROBIOS	4
1.4. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	6
1.5. JUSTIFICACIÓN	7
1.6. HIPÓTESIS	7
1.7. OBJETIVO GENERAL	7
1.8. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	7
CAPÍTULO II	9
MARCO TEÓRICO.....	9
2.1. AGUAS RESIDUALES DE RASTRO	10
2.1.1. Etapas donde se genera agua residual en los rastros.....	10
2.2. ANAEROBIOSIS	11
2.2.1. Etapas de la digestión anaerobia.....	12

2.3. MICROORGANISMOS ANAEROBIOS	14
2.3.1. Agrupaciones de bacterias anaerobias (Biogránulos)	15
2.3.2. Lodos microbiológicos	16
2.3.3. Inhibición de la anaerobiosis	16
2.4. REACTOR UASB	17
2.4.1. Operación del reactor UASB.....	18
2.5. FACTORES DESESTABILIZANTES.....	19
2.5.1. Sobrecarga orgánica	19
2.5.2. Operación intermitente	20
2.5.3. Temperatura	20
2.6. FACTORES DE CONTROL EN UN REACTOR UASB	21
2.6.1. pH	21
2.6.2. Alcalinidad	21
2.6.3. Relación alfa (α)	21
2.6.4. Ácidos grasos volátiles (AGV's).....	22
2.6.5. Demanda Química de Oxígeno (DQO).....	22
2.6.6. Sólidos.....	22
2.6.7. Nutrientes	23
2.6.8. Relación Carbono Nitrógeno	23
2.7. Biogás	24
CAPÍTULO III	25
METODOLOGÍA.....	25
3.1. EVALUACIÓN DE PARÁMETROS DE CONTROL DEL REACTOR UASB BAJO CONDICIONES NO CONTROLADAS	26
3.1.1. Caracterización del agua residual de rastro y del agua tratada en el reactor UASB	26

3.1.2. Caracterización del lodo microbiológico	27
3.2. Parámetros de control del reactor	27
3.2.1. Alimentación del reactor	27
3.2.2. Purga de lodo	27
3.3. EVALUACIÓN DEL IMPACTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTE EN LA TEMPERATURA INTERNA DEL REACTOR UASB	28
3.3.1. Variación de la temperatura ambiente	28
3.3.2. Variación de la temperatura interna del reactor	28
3.4. DISEÑO E INSTALACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE TEMPERATURA EN EL REACTOR UASB	28
3.4.1. Trasvase del reactor	28
3.4.2. Aislado del reactor	29
3.4.3. Caracterización termo-física de los lodos biológicos	30
3.4.3.1. Calor específico (Cp)	30
3.4.3.2. Densidad (ρ)	31
3.4.3.3. Viscosidad dinámica (μ)	32
3.4.3.4. Viscosidad cinemática (ν)	33
3.4.4. Incremento en la temperatura del reactor UASB	33
3.4.4.1. Serpentin	33
3.4.4.2. Resistencia eléctrica	34
3.4.5. Sistema electrónico de control de temperatura	35
3.5. OPERACIÓN DEL REACTOR A TEMPERATURA CONTROLADA (35°C)	35
3.5.1. Temperatura	35
3.5.2. Carga orgánica (CO)	36
3.6. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL DE RASTRO TRATADA EN EL REACTOR UASB A TEMPERATURA CONTROLADA (35°C)	36

3.7. PERFILES DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	36
CAPÍTULO IV	38
RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	38
4.1. PARÁMETROS DE CONTROL EN EL REACTOR UASB BAJO CONDICIONES NO CONTROLADAS	39
4.1.1. pH	39
4.1.1.1. Resultados de pH en agosto	39
4.1.1.2. Resultados de pH en octubre	40
4.1.1.3. Resultados de pH en noviembre	40
4.1.2. Alcalinidad	41
4.1.2.1. Resultados de alcalinidad en agosto	41
4.1.2.2. Resultados de alcalinidad en octubre	42
4.1.2.3. Resultados de alcalinidad en noviembre	43
4.1.3. Relación alfa (α)	44
4.1.3.1. Resultados de la relación α en agosto	44
4.1.3.2. Resultados de la relación α en octubre	45
4.1.3.3. Resultados de la relación α en noviembre	46
4.1.4. Conductividad	46
4.1.4.1. Resultados de la conductividad en agosto	46
4.1.4.2. Resultados de la conductividad en octubre	47
4.1.4.3. Resultados de la conductividad en noviembre	48
4.2. ESTIMACIÓN DEL TIEMPO DE PURGA DEL LODO MICROBIOLÓGICO	48
4.3. TRASVASE DEL REACTOR UASB	56
4.3.1. Remoción de DQO luego del trasvase	56
4.3.2. Relación α luego del trasvase	57

4.4.	CARACTERIZACIÓN TERMO-FÍSICA DE LOS LODOS BIOLÓGICOS	58
4.4.1.	Capacidad calorífica (C_p)	58
4.4.2.	Densidad (ρ)	58
4.4.3.	Viscosidad dinámica (μ).....	59
4.4.4.	Viscosidad cinemática (ν)	60
4.5.	EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTE EN LA TEMPERATURA INTERNA DEL REACTOR UASB	60
4.5.1.	Temperatura ambiente	60
4.5.2.	Temperatura del reactor	61
4.5.3.	Efecto de la temperatura ambiente en el reactor	62
4.6.	CONTROL DE TEMPERATURA EN EL REACTOR UASB	63
4.6.1.	Estabilización de la temperatura a 35°C.....	63
4.6.2.	Gasto energético debido al control de temperatura	64
4.7.	OPERACIÓN DEL REACTOR A TEMPERATURA CONSTANTE DE 35°C	65
4.7.1.	Remoción de carga orgánica.....	65
4.8.	CARACTERIZACIÓN FISICOQUÍMICA DEL AGUA RESIDUAL DEL RASTRO	67
4.9.	CARACTERIZACIÓN DEL LODO MICROBIOLÓGICO DEL REACTOR UASB	69
4.10.	CARACTERIZACIÓN FISICOQUÍMICA DE LA SALIDA DEL REACTOR UASB	71
4.11.	PRODUCCIÓN DE BIOGÁS.....	74
4.11.1.	Perfiles de producción de biogás	74
4.11.2.	Influencia de la temperatura en la producción de biogás	76
4.11.3.	Eficiencia energética del biogás generado	77
CAPÍTULO V		79

CONCLUSIONES.....	79
5. CONCLUSIONES	80
RECOMENDACIONES	81
BIBLIOGRAFÍA	83
ANEXO A	90
A.1. SELECCIÓN DEL AISLANTE.....	91
A.1.1. Características del material del reactor	91
A.1.2. Velocidad del viento	91
A.2. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS Y DE LOS SÓLIDOS.....	92
A.3. DISEÑO DEL SERPENTÍN	95
A.3.1.Consideraciones.....	95
A.3.2. Análisis de la transferencia de calor del lado interno del tubo	95
A.3.3. Cálculo de la h_{externa}	99
A.3.4. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor	104

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Etapas de la anaerobiosis y sus reacciones.....	13
Tabla 2. Comparación de bacterias implicadas en la anaerobiosis.....	15
Tabla 3. Normas Mexicanas y técnicas de medición correspondientes al tipo de parámetro a analizar	26
Tabla 4. Características del serpentín.....	33
Tabla 5. Semana 1 Determinación de sólidos	51
Tabla 6. Semana 2 Determinación de sólidos	51
Tabla 7. Semana 3 Determinación de sólidos	52
Tabla 8. Semana 4 Determinación de sólidos	52
Tabla 9. Semana 5 Determinación de sólidos	52
Tabla 10. Semana 6 Determinación de sólidos	53

Tabla 11. Caracterización del agua residual de rastro	68
Tabla 12. Caracterización del lodo microbiológico a temperatura controlada	70
Tabla 13. Caracterización de la salida del reactor UASB a una temperatura variable y a temperatura controlada (35°C)	72

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Operaciones de los rastros y residuos generados por etapa (Signorini <i>et al.</i> , 2006).....	11
Figura 2. Diagrama de la anaerobiosis.....	14
Figura 3. Esquema del reactor UASB.	19
Figura 4. Aislado del Reactor UASB	29
Figura 5. Serpentín y recipiente de aluminio	34
Figura 6. Diagrama de la configuración del sistema de alimentación al serpentín.....	34
Figura 7. Vista lateral y frontal del sistema de control de temperatura.....	35
Figura 8. Agua del reactor con un TRH de 48 h antes de la purga y luego de la purga .	49
Figura 9. Agua Residual de Rastro	67
Figura 10. Lodo Microbiológico	70
Figura 11. Agua de salida del reactor UASB a 35°C	71

ÍNDICE DE GRÁFICAS

Gráfica 1. pH mes de agosto del 2012 en todos los puntos de muestreo	39
Gráfica 2. pH mes de octubre del 2012 en todos los puntos de muestreo	40
Gráfica 3. pH mes de noviembre del 2012 en todos los puntos de muestreo	41
Gráfica 4. Alcalinidad mes de agosto del 2012 en todos los puntos de muestreo	42
Gráfica 5. Alcalinidad mes de octubre del 2012 en todos los puntos de muestreo	43
Gráfica 6. Alcalinidad mes de noviembre del 2012 en todos los puntos de muestreo....	44
Gráfica 7. Relación alfa mes de agosto del 2012	45
Gráfica 8. Relación alfa mes de octubre del 2012.....	45
Gráfica 9. Relación alfa mes de noviembre del 2012	46
Gráfica 10. Conductividad mes de agosto del 2012 en todos los puntos de muestreo ..	47

Gráfica 11. Conductividad mes de octubre del 2012 en todos los puntos de muestreo .	47
Gráfica 12. Conductividad mes de noviembre del 2012 en todos los puntos de muestreo	48
Gráfica 13. Variación de la concentración de SSV a lo largo del tiempo para los puntos de muestreo, lodo microbiológico y salida del reactor	50
Gráfica 14. Sólidos sedimentables del mes de octubre del 2012	53
Gráfica 15. Sólidos sedimentables del mes de noviembre del 2012	54
Gráfica 16. Relación ST/SS en el punto de muestreo 1	55
Gráfica 17. Relación ST/SS en los puntos de muestreo 2, 3, salida y punto de purga ..	55
Gráfica 18. Relación de los sólidos totales (ST) y el flujo de alimentación.....	56
Gráfica 19. Comportamiento de la Remoción de DQO a lo largo del tiempo después del transvase	57
Gráfica 20. Comportamiento de la Relación alfa después del transvase	57
Gráfica 21. Calor específico del lodo microbiológico a diferentes temperaturas	58
Gráfica 22. Densidad del lodo microbiológico a diferentes temperaturas.....	59
Gráfica 23. Viscosidad dinámica del lodo microbiológico a diferentes temperaturas	59
Gráfica 24. Viscosidad cinemática del lodo microbiológico a diferentes temperaturas ..	60
Gráfica 25. Perfil de temperatura ambiente horaria por mes.....	61
Gráfica 26. Perfil de temperatura interna del reactor horaria por mes.....	62
Gráfica 27. Temperatura ambiente promedio y temperatura interna del reactor promedio	63
Gráfica 28. Tiempo para alcanzar la temperatura interna del reactor UASB a 35°C	64
Gráfica 29. Remoción de Carga orgánica (CO) para cada perfil realizado	66
Gráfica 30. Porcentaje de remoción de DQO a distintas temperaturas internas del reactor UASB	67
Gráfica 31. Producción de biogás por mes y a distintas temperaturas.....	75
Gráfica 32. Producción de biogás horaria por día	76
Gráfica 33. Temperatura interna mayor alcanzada en el reactor y el metano acumulado	77

NOMENCLATURA

AGV'S	Ácidos grasos volátiles
CaCO ₃	Carbonato de calcio
CH ₃ COOH	Ácido acético
CH ₄	Metano
CO ₂	Dióxido de carbono
Cp	Capacidad calorífica
DQO	Demanda química de oxígeno
GYA	Grasas y aceites
H ₂ S	Sulfuro de hidrógeno
H ₂ O	Agua
N _{TK}	Nitrógeno total Kjeldahl
pH	Potencial de hidrógeno
P _T	Fósforo total
PM1	Punto de muestreo uno
PM2	Punto de muestreo dos
PM3	Punto de muestreo tres
TRH	Tiempo de residencia hidráulico
SS	Sólidos sedimentables
ST	Sólidos totales
STV	Sólidos totales volátiles
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SDT	Sólidos disueltos totales
	Reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos granulares
UASB	"Upflow Anaerobic Sludge Blanket"
UI	Unidad de actividad enzimática
ν	Viscosidad cinemática
ρ	Densidad
μ	Viscosidad dinámica

AGRADECIMIENTOS

A Dios por permitirme concluir una etapa más en mi vida.

A mis papás Ofelia y José Luis por dejarme saber que siempre hay alguien con quien puedo contar, ser mi motivación y ejemplo de vida, por enseñarme que el trabajo y la perseverancia siempre rinden frutos.

A mi hermana Adriana por su apoyo y confianza, por disfrutar y compartir cada momento durante esta etapa concluida.

A Víctor Manuel por su ayuda y apoyo, por confiar en mí y en cada uno de mis sueños.

Al Doctor José Apolinar y a la Doctora Ma. Del Carmen, por su confianza, paciencia y enseñanzas compartidas, además del tiempo dedicado.

Al Doctor Marco Antonio Martínez, al Maestro Gabriel Martínez y al Doctor Jesús Pacheco, por sus consejos y aportaciones para realizar un mejor trabajo.

A Cecilia, Ivan, Olimpia y Alma por su ayuda, consejos y amistad.

A la UMSNH y al Rastro y Frigorífico S.A. de C.V. por facilitar sus instalaciones para el desarrollo de esta tesis.

A CONACYT y a la CIC por el apoyo económico otorgado.

.

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. GENERALIDADES

El agua es un recurso natural vital para el ser humano, es por ello que la insalubridad de este líquido debida a la generación de grandes volúmenes de aguas residuales, causa efectos adversos sobre la salud y los ecosistemas (Manahan, 2007).

Las principales causas que contribuyen a la generación de agua residual, son la sobrepoblación, diversidad y complejidad de los procesos industriales, incremento en el número de industrias, producción de elementos de consumo a gran escala y desechos de excretas a cuerpos de agua.

Con el fin de minimizar y/o mitigar los diferentes niveles de contaminación que se tienen, es preciso conocer y ubicar las fuentes generadoras de aguas residuales, así como la composición de los efluentes, de modo que luego de ser localizadas y caracterizadas se pueda llevar a cabo un tratamiento adecuado, para que una vez tratadas, éstas puedan ser descargadas a cuerpos de agua, con la condición de que los parámetros evaluados se encuentren dentro de los estándares establecidos en la normatividad.

El conocimiento de los procesos naturales de degradación de los contaminantes presentes en las aguas residuales, ha permitido establecer que existen condiciones en ausencia de oxígeno, que producen de manera simultánea energía y llevan a cabo la reducción de la carga orgánica. En los albores de la aplicación de los procesos anaerobios, se comenzó a implementar el uso de biogás para el alumbrado y calentamiento en los tratamientos de aguas residuales, lo que amplió el panorama, encontrando potencial en efluentes de varias industrias (Bermúdez *et al.*, 1998).

1.2. ANTECEDENTES

En la sociedad actual se buscan fuentes de energía alternativas para disminuir el uso de los combustibles fósiles y una opción es la producción de metano, un recurso

renovable, el cual puede ser obtenido del tratamiento de aguas residuales con altos contenidos de carga orgánica, a partir de la digestión anaerobia.

Una ventaja que presentan los procesos anaerobios, respecto a tratamientos aerobios, es que se tiene una disminución en el consumo de energía necesaria para lograr la degradación de la carga orgánica, por no requerir la adición de oxígeno, además de que, la producción de biogás, puede ser utilizada dentro del proceso productivo o del propio tratamiento.

En particular el proceso productivo de la matanza de animales (rastro), genera agua residual con alto contenido de materia orgánica, microorganismos patógenos, sólidos suspendidos y componentes altamente pigmentados como la sangre; éste tipo de agua residual, al ser descargada sin el tratamiento adecuado, produce efectos adversos de diferente impacto sobre los cuerpos de agua, tales como malos olores, generación de fauna nociva, acumulación de nutrientes (nitrógeno y fósforo), afectación a la fauna así como aumento en los sedimentos generando anaerobiosis en el fondo de los cuerpos de agua (Signorini *et al.*, 2006).

El rendimiento en el proceso de degradación anaerobia se ve afectado por los factores de concentración de contaminantes, pH, alcalinidad, temperatura, ácidos grasos volátiles y concentración de nitrógeno y fósforo. Uno de los factores que tiene mayor impacto es la temperatura, ya que se ha encontrado que en el rango mesófilo (20°C – 35°C) se favorece la producción de biogás (Cuetos *et al.*, 2008), debido a la aceleración de las reacciones en cada fase de la anaerobiosis.

La etapa más importante del proceso de tratamiento de aguas residuales por anaerobiosis es la de reacción y dada su trascendencia, se han probado diversos tipos de reactores con diferentes configuraciones, cuya finalidad es maximizar la generación de biogás. En particular cuando se precisa la degradación de materia orgánica presente en aguas residuales, el reactor comúnmente empleado es el denominado Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente con lecho fluidizado de lodos granulares, también

conocido como UASB por sus siglas en inglés: “Upflow Anaerobic Sludge Blanket” (Rodríguez *et al.*, 2010).

1.3. ESTADO DEL ARTE DE REACTORES ANAEROBIOS

Se cuenta con numerosos estudios sobre los reactores anaerobios, en los cuales varía su configuración, las características del sustrato y las condiciones de reacción, con el fin de incrementar la remoción de carga orgánica y producción de biogás.

Rodríguez *et al.*, en el 2002, estudiaron la bioconversión anaerobia, de las aguas residuales del rastro municipal de Saltillo, Coahuila, México, en un reactor UASB-híbrido (con un soporte de bauxita) escala laboratorio (volumen igual a 13.5 L) con el objetivo de remover la DQO bajo condiciones controladas de temperatura (38°C), TRH (48 horas), carga orgánica (5-6 g DQO/L d), pH (7.1-8.2) y AGV's (0.3 mg/L). Los resultados obtenidos muestran una remoción de la DQO del orden del 80% y una producción de biogás de 1400 ml/h, cuyo contenido de metano fue superior al 80%.

Se determinó la actividad enzimática de un lodo granular proveniente de un reactor UASB que trabajó bajo condiciones mesofílicas (37°C± 1°C), un TRH de 24 h y carga orgánica controlada (1 a 4 kg DQO/m³ d) para tratar agua residual de una industria láctea, los resultados indican que se tuvo una actividad enzimática alta, de hasta 100 UI a un pH de 7.8, con una remoción de DQO del 76%, con lo cual se demostró que la temperatura del medio impacta a la remoción de carga orgánica y a la actividad enzimática (Chávez *et al.*, 2005).

Kavacik *et al.*, en el 2010 evaluaron la capacidad de producción de biogás en un reactor anaerobio con un volumen de 26.6 L, teniendo como sustrato una mezcla de suero de queso con estiércol. En este estudio se varió la temperatura del reactor de (25°C-34°C) y el tiempo de retención hidráulico (5, 10 y 20 días); los resultados muestran que se obtuvo una producción de biogás máxima de 1.510 m³/m³d a 34°C con un 60±1% de

metano todo esto en un TRH de 5 días, mientras que la remoción más alta de DQO fue de 54% y se consiguió en un TRH de 10 días, además se observó que al variar cada uno de los parámetros en tiempos distintos, el porcentaje de metano en el biogás no tuvo alteración y la producción de biogás comenzó a decrecer a partir del día 5.

Lew *et al.*, en el 2011 emplearon un reactor anaerobio del tipo UASB escala laboratorio (con un volumen de 5.31 L) para el tratamiento de agua residual doméstica, operándolo a diferentes temperaturas (28°C, 15°C y 10°C) con un TRH de 6 horas implementando además un digestor de lodos (de volumen igual a 2 L) con un TRH de 3.2 días, éste último operado a diferentes temperaturas (10°C, 15°C, 20°C 25°C y 30°C), con el fin de evaluar su capacidad de tratamiento de los sólidos que se acumularon en la parte superior del reactor; los resultados obtenidos muestran que al disminuir la temperatura en el reactor UASB de 28°C a 15°C y a 10°C se reduce la remoción de DQO de 78% a 66% y 42% respectivamente. En relación a la producción de metano esta fue de 250 ml CH₄/g DQO a 28°C y siete veces menor a 15°C mientras que a 10°C no hubo generación de gas, posteriormente los sólidos acumulados en la parte superior del reactor se colocaron en el digestor de lodos resultando; que a una temperatura de 30°C el biogás producido (4.1 L CH₄/d) es el suficiente para mantener la temperatura dentro del digestor.

Farajzadehha *et al.*, en el 2012 estudiaron un reactor UASB escala laboratorio (volumen igual 5 L), al cual se le controlaron condiciones de operación tales como; tiempo de residencia hidráulico (3 h, 4 h, 5 h y 6 h), carga orgánica (3.6, 7.2, 10.8 y 14.4 kg /m³ d) y temperatura de operación (20°C y 30°C), los resultados obtenidos expresan que la concentración de carga orgánica ideal se encuentra en el rango de 7.2 a 10.8 kg/m³d debido a que, en estos valores se obtuvieron remociones de carga orgánica de 62% y 78% para 20°C y 30°C respectivamente, mientras que el TRH óptimo es de 4 h mismo, que se puede reducir cuando aumenten de tamaño los gránulos del lodo.

Molinuevo *et al.*, en el 2012 investigaron la digestión anaerobia con residuos vegetales empleando dos reactores de tanque agitado (de 5 L de volumen) uno utilizado para la

digestión anaerobia y el segundo para la co-digestión, ambos trabajando a temperatura controlada (37°C), con una carga orgánica de 0.4 y 0.6 g SV/L d y TRH's de 25 y 15 días respectivamente, el primer reactor fue alimentado con estiércol de cerdo y residuos vegetales para evaluar la generación de metano, resultando en ambos casos que a una carga orgánica de 0.6 g SV/L d se obtienen rendimientos de producción de metano máximos, en el primer caso éste fue de 201 ml CH₄/ g SV para un TRH de 15 d con un porcentaje de metano de 69%, mientras que el segundo tanque (co-digestión) el mejor rendimiento fue de 285 ml CH₄/ g SV, siendo el porcentaje de metano presente en el biogás de 55% en un TRH de 15 d.

Para el tratamiento de agua residual de un rastro de aves, se puso en marcha un reactor del tipo UASB-híbrido escala laboratorio (5.4 L) en cuyo interior se encuentran anillos de cloruro de polivinilo para el soporte de bacterias. El reactor fue operado en el rango mesofílico (29°C-35°C) con un TRH de 36 h y una carga orgánica alimentada al reactor de 19 kg DQO/m³ d, logrando como resultado remociones del orden de 70% a 92% de DQO, mientras que la producción de biogás se encontró entre 1.1 y 5.2 m³/m³d, siendo el rendimiento de 0.32 m³/kg DQO_{removida}, con una concentración de metano presente en el biogás de 72%, además se observó que la adición de anillos de cloruro de polivinilo incrementa la remoción de DQO de un 15 a un 35% (Rajakumar *et al.*, 2012).

1.4. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Actualmente en el Rastro y Frigorífico de Morelia para cumplir con la normatividad se cuenta con una planta de tratamiento aerobia, la cual consume 1178 kW/h de energía, además de productos químicos (floculantes) para degradar la materia orgánica (del orden de 17,000 mg/L medida como DQO) presente en el efluente del proceso de matanza, lo que implica un alto costo de tratamiento.

1.5. JUSTIFICACIÓN

Es preciso impulsar tecnologías que ayuden en la mejora de la calidad de los efluentes de rastros, sin la necesidad de altas inversiones económicas y que con su correcta implementación permitan la generación de biogás y la eliminación de un porcentaje de la carga orgánica. Esto traerá como beneficio el ahorro de recursos energéticos y la minimización del consumo de productos químicos empleados en el tratamiento de aguas residuales, beneficiando así a la industria de los cárnicos.

Por lo tanto se hace la propuesta de instalación de un reactor UASB escala piloto de 1100 L de capacidad, para ser operado bajo condiciones de temperatura controlada y concentración de alimentación variable e intermitente.

1.6. HIPÓTESIS

Las condiciones controladas de temperatura dentro del reactor, favorecerán un incremento en la remoción de carga orgánica y por lo tanto en la producción de biogás, tal que, este excedente de gas pueda ser capaz por sí solo de mantener la temperatura controlada.

1.7. OBJETIVO GENERAL

Analizar la operación y cuantificación de la producción de biogás de un reactor escala piloto con temperatura controlada de 35°C para tratar agua residual de rastro.

1.8. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar el impacto de la temperatura del medio ambiente en la temperatura del reactor y la producción de biogás a estas condiciones.

- Evaluar el impacto de controlar la temperatura a 35°C sobre la capacidad de producción de biogás y la eliminación de la carga orgánica.
- Determinar si el excedente de producción de biogás es capaz de mantener las condiciones de temperatura controladas.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. AGUAS RESIDUALES DE RASTRO

Existen más de 1100 rastros municipales en México y una gran cantidad de granjas que en su gran mayoría no cuentan con un adecuado sistema para el tratamiento de sus aguas residuales (Aguas residuales de rastro, 2010).

Las aguas residuales de los mataderos tienen como principales características la alta concentración de proteínas, grasas, excremento, sangre, trozos de carne, nitrógeno, fósforo, pelo y su pH tiende a ser básico; sin embargo, estas características y los volúmenes de los efluentes de los rastros varían dependiendo de la especie o especies que se sacrifican, un promedio del requerimiento de agua por animal es 1000 L para bovinos, 450 L para porcinos, 100 L para caprinos y ovinos y 20 L para aves (Signorini *et al.*, 2006; COFEPRIS, 2006; Romero *et al.*, 2011).

Los altos consumos de agua por parte de los rastros magnifican el problema, ya que además de ser una problemática ambiental y de salud, se les suma la disputa por el agua potable que existe entre los habitantes que son abastecidos del vital líquido del mismo pozo que los rastros (COFEPRIS, 2006).

2.1.1. Etapas donde se genera agua residual en los rastros

Los efluentes residuales de los mataderos son generados en la mayoría de las etapas del proceso, debido a que el agua tiene contacto con toda clase de residuos. En general se pueden distinguir 9 etapas en el proceso de matanza de animales para consumo humano, incluyendo dentro de ésta el tipo de residuo que se genera en cada una (figura 1); además, también se deben considerar los detergentes o productos derivados del cloro que son usados en el lavado y desinfección de todas las áreas.

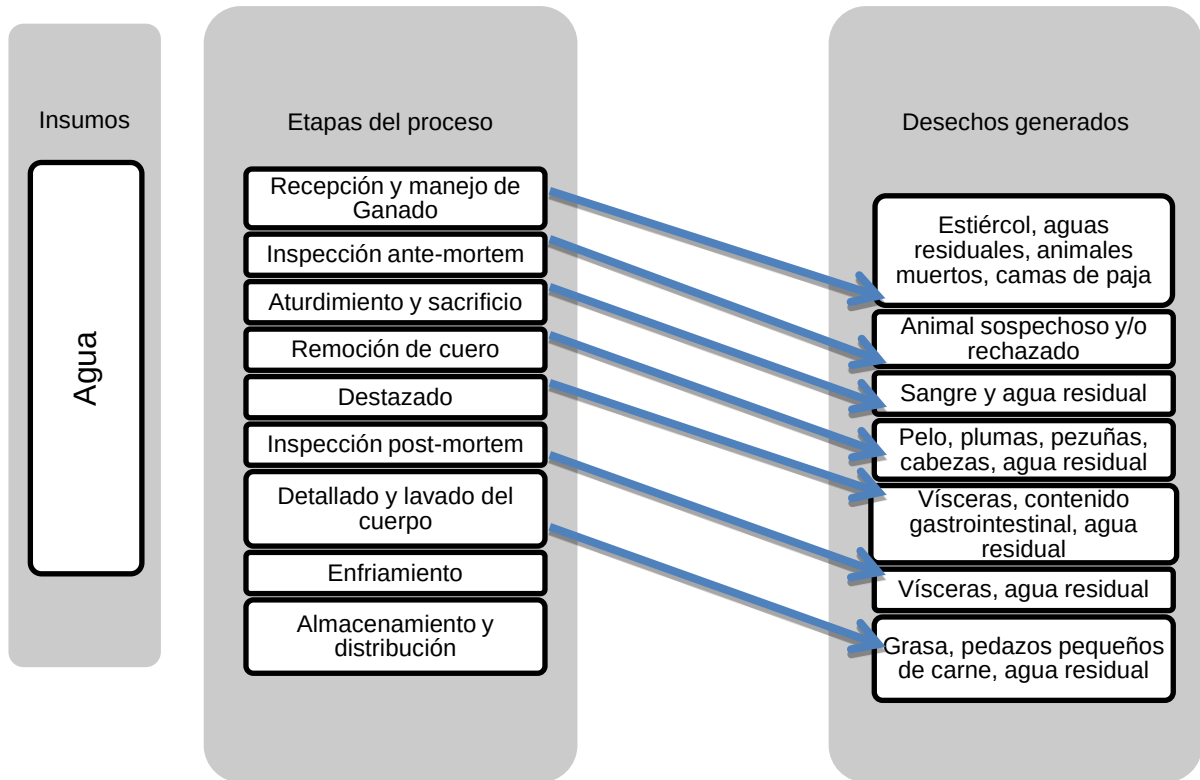


Figura 1. Operaciones de los rastros y residuos generados por etapa (Signorini *et al.*, 2006)

2.2. ANAEROBIOSIS

La digestión anaerobia es un proceso de degradación de materia orgánica que se realiza en ausencia de oxígeno, empleando como aceptor de electrones en su metabolismo nitrato, sulfato o algún compuesto orgánico (Gray, 2010). Durante la anaerobiosis la materia orgánica es transformada en biomasa y compuestos orgánicos en su mayoría volátiles. Esta tecnología en los últimos veinticinco años ha logrado ser competitiva en comparación con otras opciones como son los tratamientos fisicoquímicos o aerobios (Bérmudez *et al.*, 2010), debido a que durante este proceso se obtiene biogás, el cual es empleado a manera de recurso energético, además de lodos que son utilizados como bio-abonos, los cuales poseen constituyentes como fósforo, nitrógeno y elementos traza (S, Ca, Mg).

Este proceso es adecuado para aguas residuales cuya carga orgánica es casi tan alta como la de los propios lodos, por ejemplo aquellas que son provenientes de

suspensiones de origen animal (Winkler, 2008); sin embargo, se debe tener un control de algunos factores, ya que se ha reportado que a cargas orgánicas altas y bajos TRH existe aún una cantidad considerable de materia orgánica que no ha sido digerida (Menardo *et al.*, 2011).

La digestión anaerobia, presenta ventajas y desventajas, dentro de las primeras se encuentran; que el proceso no se ve limitado por la cantidad de oxígeno a abastecer ya que éste no es requerido, lo que lleva al ahorro de energía utilizada para el suministro de oxígeno, la generación de lodos es lenta (0.1-0.4 Kg de biomasa/Kg de DBO eliminada) provocando que los tiempos de purga sean mayores, así mismo permiten la recuperación de energía en forma de metano por lo tanto los costos de operación y mantenimiento son bajos y en el caso de tener un sistema de calentamiento algunos patógenos son eliminados. Las desventajas que se presentan son; la producción ácido sulfhídrico, el requerimiento de equipos grandes y tiempos de retención altos, así como un sistema completamente hermético lo que implica una inversión inicial alta (Terrerros *et al.*, 2009).

2.2.1. Etapas de la digestión anaerobia

Algunos autores hacen referencia a sólo tres etapas consecutivas durante la anaerobiosis, tomando como una sola la acidogénesis y acetogénesis, pero visto más detalladamente, el proceso de la digestión anaerobia está compuesto de cuatro etapas, las cuales se mencionan y explican en la tabla 1 (Gerardi, 2003):

Tabla 1. Etapas de la anaerobiosis y sus reacciones

1	Hidrólisis	$(C_6H_{12}O_6)_n + H_2O \rightarrow nC_6H_{12}O_6$	Hidrólisis de celulosa
2	Acidogénesis	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow C_4H_7O_2 + 2HCO_3^- + 3H^+ + 2H_2$	Fermentación de glucosa a ácido butírico
3	Acetogénesis	$C_4H_7O_2 + 2HCO_3^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + H_2$	Acetogénesis
4	Metanogénesis	$2CH_3COO^- + H_2O \rightarrow CH_4 + HCO_3^- + H^+$	Metanogénesis a partir de acetato
4	Metanogénesis	$HCO_3^- + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 3H_2O$	Metanogénesis a partir de CO_2 e H_2

Durante la primera etapa llamada hidrólisis se realiza una ruptura de compuestos complejos; como proteínas, lípidos y carbohidratos, mediante enzimas (hidrolasas), obteniendo moléculas más simples (aminoácidos, azúcares y alcoholes). Posteriormente los compuestos obtenidos son oxidados en la acidogénesis, resultando ácidos orgánicos de cadena corta (ácido acético, propiónico, butírico), para posteriormente llevarse a cabo la acetogénesis, en donde los productos de la fase anterior son convertidos a acetato, CO_2 e H_2 . Finalmente en la metanogénesis mediante dos tipos de bacterias, se lleva a cabo la conversión a metano a partir de compuestos como el acetato (bacterias acetoclásticas) o bien el hidrógeno y bióxido de carbono (bacterias hidrogenotróficas) (Ramalho, 2003; Gray, 2010)). La figura 2 muestra las cuatro etapas de la anaerobiosis, así como los productos que se forman en cada una de ellas.

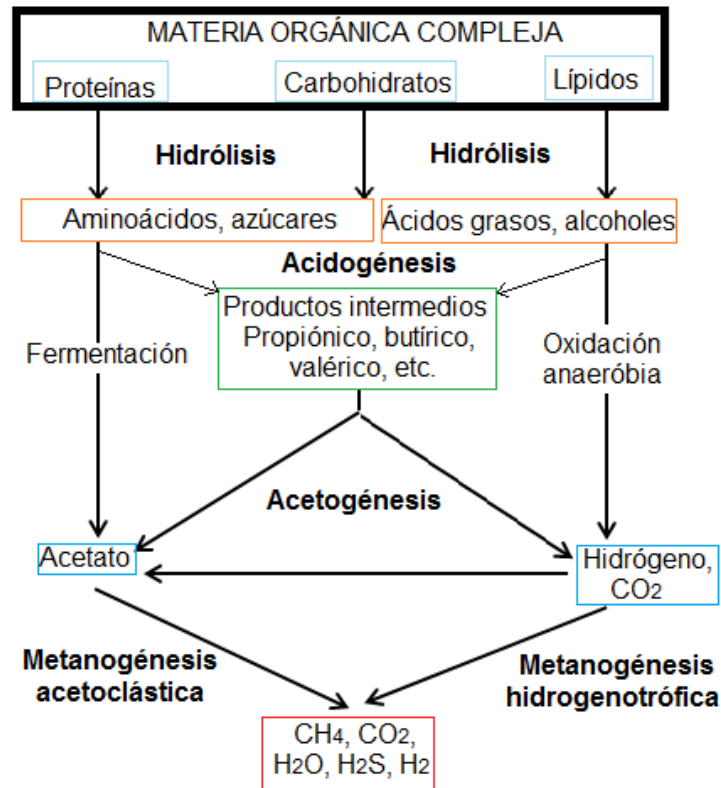


Figura 2. Diagrama de la anaerobiosis

2.3. MICROORGANISMOS ANAEROBIOS

Los microorganismos anaerobios se desarrollan en ausencia de oxígeno y principalmente bajo condiciones mesofílicas (20°C a 35 °C), y termofílicas (36°C a 70°C) (Castillo, 2005).

En la hidrólisis y acidogénesis las bacterias que intervienen son anaerobias facultativas, cuyas especies son: *Clostridium*, *Enterobacteriae*, *Propinibacterium*, *Bateroides*, *Micrococcus*, *Peptococcus*, *Desulphovibrios*, *Corynebacterium*, *Lactobacillis*, *Actinomyces*, *Staphylococcus* y *Escherichia coli*. En la etapa de acetogénesis se encuentran bacterias del género; *Clostriduum aceticum*, *Formacoaceticum* y *Aceto bacterium wooddi*. En la metanogénesis intervienen bacterias que pertenecen al grupo *Archea*, y a las especies; *Methanozarcina*, *Metanobacterium*, *Metanobacillus* las cuales

son bacterias cuya principal característica es de ser de lento crecimiento, (Osorio *et al.*, 2006).

En la tabla 2 se muestra que las bacterias hidrolíticas y acidogénicas tienen un tiempo de reproducción que puede variar de 3 horas a 3 días en el rango de temperaturas de 30°C a 65°C y de 3.5 a 7.8 unidades de pH, con vitalidad robusta que consiguen soportar variaciones importantes y presencia de oxígeno teniendo una producción de metano menor al 30%. Las bacterias metanogénicas poseen un tiempo de reproducción que se encuentra entre 6 y 14 días en el rango de temperaturas de 23°C a 55°C y un pH cercano a 7.8, su vitalidad es robusta, sin embargo mueren al contacto con el oxígeno, mientras que la producción de metano es mayor al 50%

Tabla 2. Comparación de bacterias implicadas en la anaerobiosis

Parámetros	Bacterias hidrolíticas y acidogénicas	Bacterias metanogénicas
Tiempo de reproducción	De 3 horas a 3 días.	6-14 días.
Temperatura óptima	30°C a 65°C variable.	37°C a 55°C.
Valor pH	Mínimo 3.5 y máximo 7.8.	Cerca de 7.8
Vitalidad	Robusta, resisten perturbaciones en la temperatura y el valor de pH.	Robusta, resisten perturbaciones en la temperatura.
Sensibilidad aerobia	Trabajan también ante la introducción de oxígeno cuando se produce en la carga del depósito hidrólisis.	Mueren con el contacto con el oxígeno.
Producción de biogás	Poca cantidad de metano 0-30%.	Alta cantidad de metano >50%.

(Kepler, 2009).

2.3.1. Agrupaciones de bacterias anaerobias (Biogránulos)

Con el fin de generar protección contra ciertos tóxicos, las bacterias anaerobias poseen la habilidad de agruparse formando gránulos, generando una estructura compacta, lo

cual es importante para el tratamiento de aguas residuales (Sponza, 2001). Estos gránulos son un microambiente donde cohabitan las distintas especies de bacterias (con morfotipos como cocos y bastones) que llevan a cabo la digestión anaerobia, su tamaño es de 1 a 3 mm (Metcalf, 2003), además se consideran como biopelículas de forma semiesférica constituida por tres capas, en el centro se encuentran las bacterias metanogénicas, ayudando así a crear un ambiente estrictamente anaerobio, en la capa intermedia las acetogénicas y en la superficial las acidogénicas (las cuales son bacterias facultativas), entre capa y capa se generan algunos espacios que son ocupados por sustancias poliméricas extracelulares (EPS), cuyo origen es biológico y ayudan a mantener la cohesión entre las bacterias. En su conjunto estos gránulos deben de poseer las características de tener alta actividad biológica y buena velocidad de sedimentación (Osorio *et al.*, 2007; Nieto *et al.*, 2005).

2.3.2. Lodos microbiológicos

Estos lodos están compuestos en su mayoría por una serie de consorcios microbianos agrupados en biogránulos los cuales están conformados por bacterias anaerobias y pueden ser obtenidos a partir de excretas de ganado vacuno y porcino o bien se forman de manera natural al colocar agua residual en condiciones anaerobias por varios meses (Gutiérrez *et al.*, 2001).

2.3.3. Inhibición de la anaerobiosis

Particularmente los procesos anaerobios son complejos y existen muchos factores que pueden ocasionar su inhibición, las causas y condiciones que provocan ésta, pueden ser distintas en cada caso y se logran dar por una sola de ellas o por una serie de factores acumulados fenómeno denominado sinergismo; normalmente este proceso de inhibición se presenta primordialmente en la etapa de arranque del reactor, por lo que en esta etapa es necesario tener un cuidado especial en el control de las variables importantes (Chen *et al.*, 2007). Los inhibidores de la anaerobiosis afectan directamente

a los microorganismos que llevan a cabo la reacción, ya que estos trabajan en condiciones específicas según sea la etapa donde realicen su aportación.

En particular, en el arranque de reactores anaerobios empleados para tratar agua residual de rastro, se presenta la inhibición del proceso debido a la producción de amonio, incremento de los ácidos grasos volátiles y presencia de sulfatos.

El amonio es generado a partir de la degradación de proteínas y urea, que a su vez trae como consecuencia la disminución del pH del medio, con la correspondiente inhibición de las bacterias metanogénicas por ser las menos tolerantes a estas variaciones (Chen *et al.*, 2007).

El aumento en la concentración de ácidos grasos de cadena larga disminuye el pH del medio, afectando principalmente la metanogénesis y en menor proporción las tres etapas restantes de la anaerobiosis, por ello es necesario mantener un equilibrio de los AGV's con el objetivo de conservar la armonía entre los diferentes consorcios dentro del reactor (Wang *et al.*, 2009), esta inhibición se puede presentar en cualquier fase del proceso de operación, especialmente en el arranque.

La presencia de sulfatos dentro del agua residual también puede ser un factor importante en el desequilibrio del reactor, ya que se puede dar una inhibición competitiva con las bacterias sulforeductoras (Chen *et al.*, 2007).

2.4. REACTOR UASB

El Reactor Anaerobio de flujo ascendente con lecho fluidizado de lodos granulares (UASB) comúnmente es empleado en el tratamiento de aguas residuales con cargas orgánicas altas tales como; efluentes industriales, domésticos, municipales y lodos, obteniendo excelentes resultados (Ramalho, 2003), su éxito se debe a que pueden alcanzar eficiencias de remoción desde 70% a 95%, lo cual depende de la composición del agua residual y las condiciones del medio (Rodríguez *et al.*, 2002). El reactor UASB

cuenta con cuatro zonas (figura 3); el lecho de lodos en el cual los bio-gránulos se encuentran compactados, el manto de lodos mismo que se distingue por contener bio-gránulos dispersos, la zona de clarificado en la que se lleva a cabo una separación de las fases sólido-líquido gas y finalmente la zona de captación de biogás (Caicedo, 2006).

2.4.1. Operación del reactor UASB

Los reactores UASB son sencillos de operar y su funcionamiento consiste en realizar la alimentación por la parte inferior, de este modo el agua residual fluye hacia arriba a través del manto de lodos, al mismo tiempo debido al contacto de los bio-gránulos con el agua residual y a las condiciones anaerobias se genera biogás, mismo que al subir a través del reactor ayuda a mantener un mezclado dentro de éste, cuando el biogás llega a la superficie es atrapado en una cámara colectora de gases, la cual es colocada en la parte superior del reactor y sobre ésta misma se encuentra la salida del agua tratada. Una parte importante de la operación del reactor es cuidar la calidad de los efluentes, por lo que para evitar que los bio-gránulos salgan por el efluente líquido, es necesario que el reactor cuente con mamparas deflectoras que provoquen la separación del bio-gránulo del gas y evitar así que éstos sean arrastrados hacia la descarga.

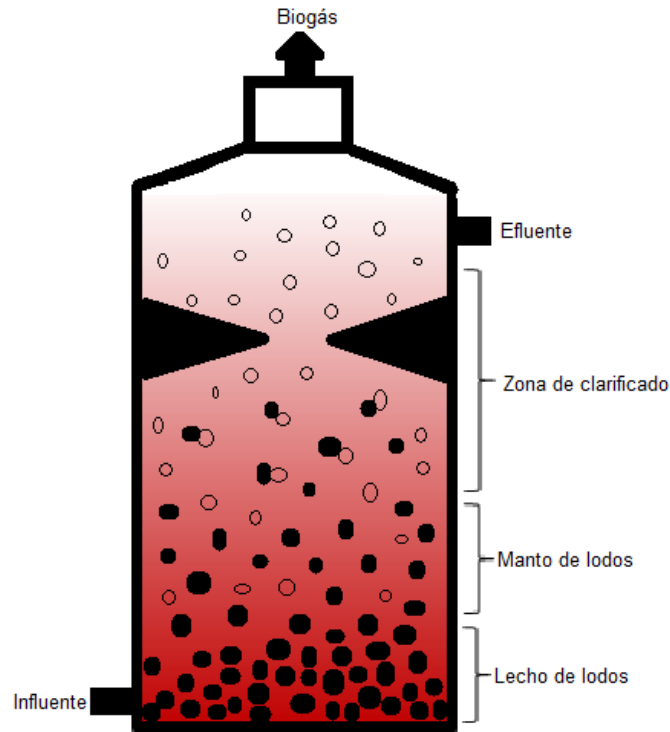


Figura 3. Esquema del reactor UASB.

2.5. FACTORES DESESTABILIZANTES

2.5.1. Sobrecarga orgánica

En los efluentes industriales es común que existan sobrecargas de materia orgánica (en un rastro hasta de 35 kg DQO/m³d), las cuales provocan una desestabilización e inhibición de los microorganismos, lo que conduce a un incremento en la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV's) dentro del reactor, provocando una acidificación del medio y una inhibición de los microorganismos metanogénicos, culminando con el colapso del sistema, por lo que posterior a esta sobrecarga de materia orgánica súbita, es necesario que el reactor UASB tenga tiempos de retención hidráulicos mayores, los cuales pueden llegar a ser de hasta 8 días para que logre su estabilización nuevamente; sin embargo, en este tipo de reactores, si los incrementos son graduales y/o por cortos periodos de tiempo, el proceso tolera la alta carga en la alimentación (Del Pozo *et al.*, 2000).

2.5.2. Operación intermitente

Cuando un reactor anaerobio opera con alimentación intermitente, se debe tener cuidado de no exceder por varias semanas el espacio de tiempo entre cada carga, debido a que comienza un proceso de desintegración de los bio-gránulos; sin embargo, está comprobado que para reactores del tipo UASB se pueden dar recesos de alimentación semanales de 60 horas, durante este tiempo se realiza la fase endógena, la cual se lleva a cabo en tal medida que no presenta influencia alguna en la disminución de la remoción de materia orgánica ni en la producción de biogás (Carozzi, 1993, Del Pozo *et al.*, 2000).

2.5.3. Temperatura

La temperatura es un factor importante dentro del reactor UASB ya que, determina las especies existentes así como la remoción de carga orgánica y por lo tanto la producción de biogás. La fuerza del impacto del cambio de temperatura (puede ser un aumento o una disminución) depende del tiempo de exposición y la rapidez con que se de éste proceso, ya que si éste cambio térmico es súbito, provoca una serie de efectos adversos dentro del reactor (Lettinga *et al.*, 1990). Si disminuye la temperatura 10 °C debajo de los 35°C, el crecimiento y desarrollo de las bacterias metanogénicas disminuye a la mitad, mientras que las bacterias acidificantes se ven afectadas en menor medida por éste cambio, lo que traerá como consecuencia la disminución del pH por el aumento de la concentración de AGV's si se mantiene constante la alimentación de la carga orgánica, resultando en una deficiente operación del reactor (Caicedo, 2006; Dohanyos *et al.*, 1985; Osorio *et al.*, 2007).

Un incremento en la temperatura ejerce dos tipos de efectos opuestos sobre los microorganismos ya que a medida que se da éste, las reacciones químicas y enzimáticas se aceleran conjuntamente con el crecimiento bacteriano. Sin embargo, por encima de cierta temperatura algunas proteínas particulares pueden sufrir daños irreversibles y llevar a la completa disminución de la actividad bacteriana, de igual

manera influye el tiempo en el que la temperatura es aumentada ya que si éste es muy corto (1°C en 1 minuto) se concluye en un choque térmico, independientemente de la resistencia a la temperatura que presenten las bacterias (Madigan *et al.*, 2003).

2.6. FACTORES DE CONTROL EN UN REACTOR UASB

2.6.1. pH

El pH el cual se debe a la concentración de iones hidronio, está directamente relacionado con la concentración de AGV's en el medio y con la capacidad de producción de metano, si éste aumenta o disminuye demasiado (por encima de 8 o por debajo de 7) afecta fuertemente la actividad microbiana matanogénica e incluso elimina la existencia de algunas bacterias que son clave en el funcionamiento adecuado del reactor UASB (Caicedo, 2006).

2.6.2. Alcalinidad

La alcalinidad es la presencia de iones bicarbonatos, carbonatos y en menor medida hidróxidos que le confieren al agua la capacidad para amortiguar cambios de pH. Ésta se puede encontrar en rangos de 12000 a 18000 mg CaCO₃/L y su importancia radica en que generalmente los reactores UASB tienden a acidificarse (principalmente en la etapa de arranque) y una alcalinidad elevada ayudará a evitar esto (Tchobanoglous *et al.*, 1994), por lo que una relación AGV's/alcalinidad menor a 0.3 indica que el reactor esta operando correctamente (Caicedo, 2006).

2.6.3. Relación alfa (α)

La relación α indica la existencia de un equilibrio entre la capacidad amortiguadora, debida a los carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos para con los ácidos grasos generados en el proceso. El valor de esta relación debe ser cercano a la unidad y se obtiene con la ecuación 2.1;

$$\alpha = \frac{\text{Alcalinidad a pH 5.75}}{\text{Alcalinidad a pH 4.3}} \quad \text{Ec. 2.1}$$

Se realiza determinando la alcalinidad por titulación a diferentes pH's, el primero de 5.75 y el otro de 4.3, debido a que en estos valores se mide la capacidad amortiguadora de los bicarbonatos dentro del sistema respecto a la disociación de los ácidos débiles presentes (AGV's). (López *et al.*, 2005). La relación α es importante en los lodos microbiológicos, los cuales se encuentran dentro del reactor.

2.6.4. Ácidos grasos volátiles (AGV's)

Los AGV's son productos intermedios formados en la digestión anaerobia durante la etapa de acidogénesis, pueden ser: ácido acético, butírico, propiónico y valérico, éstos deben mantenerse en una concentración adecuada (entre 2000 y 3000 mg/L de ac. acético), ya que si ésta es baja no se dará un rendimiento óptimo de metano, por no existir una cantidad suficiente de AGV's para ser transformados a acetato, por el contrario si la concentración de ácidos grasos volátiles es alta conllevará al decaimiento del reactor por acidificación del medio y muerte de las bacterias metanogénicas (Caicedo, 2006; Osorio *et al.*, 2007).

2.6.5. Demanda Química de Oxígeno (DQO)

La DQO es una estimación indirecta de la carga orgánica que posee el efluente y se determina a través del consumo de oxígeno, debido a la oxidación de la materia orgánica por medio de un agente oxidante fuerte (dicromato de potasio en un ambiente ácido teniendo como catalizador sulfato de plata). En condiciones controladas del reactor, la remoción de DQO puede ser relacionada con la cantidad de biogás producido, es decir, a mayor disminución de DQO se dará una mayor generación de biogás (Caicedo, 2006; Metcalf y Eddy 2003).

2.6.6. Sólidos

La materia flotante, sedimentable, coloidal y en suspensión que se encuentra en un agua residual recibe el nombre de sólidos totales y éstos se dividen a su vez, en volátiles totales y fijos totales dentro de los cuales existe una fracción de suspendidos y

disueltos. Los sólidos fijos, son los que comprenden los residuos remanentes después de la calcinación de la muestra y son volátiles los que se obtienen a partir de la pérdida de peso de la muestra a $500^{\circ}\text{C} \pm 50^{\circ}\text{C}$ y en su mayoría son materia orgánica, los sólidos suspendidos son una prueba arbitraria, ya que dependen del tamaño de poro del filtro de fibra de vidrio empleado ($0.45\text{-}2\mu\text{m}$), dentro de éstos se encuentran los sólidos sedimentables los cuales son expresados en mililitros por litro y sedimentan en un periodo específico de tiempo (1h), del mismo modo los sólidos disueltos comprenden la porción de agua residual que pasa por el papel filtro y poseen un alto contenido coloidal (Metcalf y Eddy, 2003).

La determinación de los sólidos es una prueba indispensable para la operación de reactores del tipo UASB, ya que junto con otros parámetros, proporciona información de la eficiencia de remoción del proceso, e indirectamente en el caso del lecho y manto de lodos, a través de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) se puede estimar la cantidad de microorganismos presentes en el reactor y con la relación sólidos volátiles totales/sólidos totales (SVT/ST) se puede medir de manera indirecta la actividad biológica de los microorganismos (Pérez *et al.*, 2009).

2.6.7. Nutrientes

El nitrógeno al igual que el fósforo son nutrientes requeridos por las bacterias anaerobias para su crecimiento y es por ello que durante todo el proceso de operación, pero sobre todo durante la etapa de arranque de un reactor es importante mantener la relación apropiada de estos nutrientes con la carga orgánica, cuyos valores son; 100:5:1 para DQO: N: P, respectivamente (Gray, 2010; Pacheco *et al.*, 2003; Ammary, 2004).

2.6.8. Relación Carbono Nitrógeno

La relación carbono/nitrógeno (C/N), representa la cantidad necesaria de sustrato orgánico para la reducción de los nitratos, ésta debe encontrarse de 15/1 hasta 45/1

(Gutiérrez *et al.*, 2012); en el caso de que ésta relación se encuentre por debajo del requerimiento mínimo, se debe realizar una adición de materia orgánica y si por el contrario es demasiado alta, será necesario encontrar una fuente de nitrógeno para agregar al reactor y que el sistema funcione adecuadamente (Lolmede *et al.*, 2000).

2.7. Biogás

El biogás es una mezcla gaseosa que se obtiene como resultado de la digestión anaerobia de materia orgánica, como lo son residuos cárnicos, de agricultura, ganadería, municipales, entre otros (Tippayawong *et al.*, 2010). Los gases que lo conforman y sus porcentajes aproximados son; metano (CH_4) en un 70%, bióxido de carbono (CO_2) en un 29%, sulfuro de hidrógeno (H_2S) en un 0.01%, vapor de agua (H_2O) en 0.49%. Cabe mencionar que el porcentaje de metano presente depende del tipo de influente que se tenga, ya que varía según la composición del sustrato (el cual es convertido a razón de $0.30 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{Kg}$ de $\text{DQO}_{\text{removida}}$) de aquí la importancia que presenta el tipo de agua residual que se desea emplear, debido a que permite evaluar la posibilidad de que el biogás sea utilizado como sustituto de combustibles fósiles (Rasi *et al.*, 2006; Bermúdez *et al.*, 2010).

Los usos potenciales del biogás se encuentran en la generación de electricidad y calor, no obstante existen pros y contras para estas aplicaciones, en el caso de la producción de energía eléctrica se requiere una alta inversión inicial, lo que hace muy baja la tasa de retorno, además las necesidades de espacios físicos son grandes, mientras que para la generación de calor el biogás es empleado como combustible en las calderas para producir vapor, requiere una baja inversión inicial lo que conlleva a una alta tasa de retorno, presentando también como ventaja que el diseño y la implementación no son muy complejos.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

3.1. EVALUACIÓN DE PARÁMETROS DE CONTROL DEL REACTOR UASB BAJO CONDICIONES NO CONTROLADAS

Con el fin de conocer como opera el reactor UASB bajo condiciones no controladas, se realizó la caracterización de: agua residual del rastro, lodo microbiológico y el agua de salida del reactor, realizando las correspondientes mediciones 5 veces.

Los métodos y técnicas empleados para la determinación de los parámetros medidos se resumen en la Tabla 3.

Tabla 3. Normas Mexicanas y técnicas de medición correspondientes al tipo de parámetro a analizar

Parámetro	Método/o norma
pH	NMX-AA-008-SCFI-2000
Alcalinidad	NMX-AA-036-SCFI-2001
Temperatura	NMX-AA-007-SCFI-2000
Conductividad	NMX-AA-093-SCFI-2000
Grasas y aceites	NMX-AA-005-SCFI-2000
Materia flotante	NMX-AA-006-SCFI-2000
Sólidos y sales	NMX-AA-034-SCF1-2001
Color	MÉTODO 8025 HACH
Turbidez	METODO 10047 HACH
Ácidos grasos volátiles	MÉTODO 8196 HACH
DQO	MÉTODO 8000 HACH
Nitrógeno Kjeldahl	METODO 8075 HACH
Fósforo Total	METODO 10127 HACH

3.1.1. Caracterización del agua residual de rastro y del agua tratada en el reactor UASB

Se realizó la caracterización de muestras compuestas del agua residual de rastro y del agua de salida del reactor cuyo TRH fue de 48 h y se les evaluaron los siguientes

parámetros: N_{TK} (nitrógeno total Kjeldahl), P_T (fósforo total), pH, alcalinidad, temperatura, conductividad, grasas y aceites, materia flotante, color, turbiedad, AGV's (ácidos grasos volátiles), SS (sólidos suspendidos), ST (sólidos totales), STV (sólidos totales volátiles), SST (sólidos suspendidos totales) y DQO (demanda química de oxígeno).

3.1.2. Caracterización del lodo microbiológico

Se tomó una muestra del punto de purga del reactor para realizarle una caracterización durante la cual se le midieron los siguientes parámetros: N_{TK} (nitrógeno total Kjeldahl), P_T (fósforo total), pH, alcalinidad, temperatura, conductividad, materia flotante, AGV's (ácidos grasos volátiles), SS (sólidos suspendidos), ST (sólidos totales), STV (sólidos totales volátiles) y SST (sólidos suspendidos totales).

3.2. Parámetros de control del reactor

Se monitorearon para cada alimentación, los parámetros de control del reactor, pH, conductividad, temperatura y alcalinidad en todos los puntos de muestreo del mismo; en el caso del inóculo se le sumó la determinación de la relación alfa.

3.2.1. Alimentación del reactor

Con el fin de controlar el tiempo de residencia hidráulico de 48 horas, se suministraron 500 litros de agua residual durante 3.5 horas al reactor.

3.2.2. Purga de lodo

Se determinó el tiempo de purga de lodos para el reactor considerando las variaciones de concentración de sólidos durante 6 semanas en cada carga, incluyendo las relaciones ST/SSV y ST/SS. Con respecto al volumen de la purga una vez que ésta estuviera establecida, se tomó en cuenta que el volumen de lodos a purgar no debe

sobrepasar el 5% del lodo total con el fin de no desequilibrar el consorcio bacteriano (Guerra *et al.*, 2000).

3.3. EVALUACIÓN DEL IMPACTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTE EN LA TEMPERATURA INTERNA DEL REACTOR UASB

3.3.1. Variación de la temperatura ambiente

Durante 14 meses comenzando de octubre del 2011 a noviembre del 2012 se realizaron perfiles de temperatura ambiente, por mes, por día y por hora, de lecturas obtenidas del Servicio Meteorológico Nacional de CONAGUA de la ciudad de Morelia, Michoacán.

3.3.2. Variación de la temperatura interna del reactor

Se realizaron seguimientos de la temperatura interna del reactor durante los mismos días de los 14 meses que se consideraron para la temperatura ambiente (octubre 2011-noviembre 2012), partiendo desde las 7 am u 11 am y terminando al siguiente día a la misma hora, según fuese el caso.

3.4. DISEÑO E INSTALACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE TEMPERATURA EN EL REACTOR UASB

3.4.1. Traslado del reactor

Debido a que el reactor que trabajó bajo condiciones no controladas, estuvo expuesto a choques térmicos de temperatura por intemperización y a presión interna por el biogás producido, se produjo un deterioro en el cono de descarga, lo que generó la necesidad de realizar un traslado de los lodos hacia otro reactor.

Una semana antes de comenzar el traslado se suspendió la carga de agua residual, con el fin de lograr la sedimentación completa del lodo microbiológico, una vez

transcurrido este tiempo se comenzó con el destape del reactor para posteriormente realizar el vaciado del agua que se encontraba en él, hasta que el nivel del fluido llegó hasta el punto de muestreo 2. Posteriormente para evitar que los lodos se apelmazaran en la parte de inferior del reactor se realizó una agitación leve, consecutivamente el inóculo se vació en 2 tanques de 200 L, una vez vació el reactor dañado se realizó la colocación del nuevo tanque y se bombearon los lodos para posteriormente ser sellado herméticamente, cabe hacer mención que el tiempo total de trasvase fue de 9 horas, de las cuales el lecho de lodos estuvo expuesto al medio ambiente por 7 horas. Al día siguiente a las 9:00 am se cargaron 100 L de agua residual, esto con el fin de no sobrecargar al consorcio de materia orgánica a degradar, ya que el día anterior fue sometido a estrés durante el trasvase; al pasar 18 días de la última carga se alimentaron 200 L de agua residual y con base en la producción de biogás, la remoción de DQO y el factor alfa, se determinó cargar a los 4 días con un volumen de 300L, con éste último volumen adicionado se alcanzó la capacidad total del reactor (1000 L).

3.4.2. Aislado del reactor

Con el fin de mantener la temperatura interna dentro del reactor en 35°C y evitar las pérdidas de calor al ambiente, se realizó la selección e instalación de la fibra de vidrio como material aislante, con base en la memoria de cálculo del anexo A. La fibra de vidrio colocada cuenta con un espesor de dos pulgadas y una cubierta de foil y para proteger la fibra de vidrio del medio ambiente (lluvias y sol) se le colocó una cubierta plástica de color plata como muestra la Figura 4.



Figura 4. Aislado del Reactor UASB

3.4.3. Caracterización termo-física de los lodos biológicos

Con el objetivo de llevar a cabo los cálculos para un serpentín que permitiera aumentar la temperatura interna del Reactor UASB hasta un rango mesófilo, se tomó una muestra de lodo de 2 L a la cual se le realizaron determinaciones de calor específico, densidad, viscosidad dinámica y viscosidad cinemática, en un rango de temperatura 10 °C a 70°C en intervalos de 5 °C.

3.4.3.1. Calor específico (Cp)

Se realizó la determinación en un calorímetro, de 1 L, elaborado con una bicapa de poliestireno expandido (unicel) con un espesor de capa de 3 mm, en el interior se colocó un segundo recipiente de vidrio y en la tapa un corcho horadado por donde se introdujo un agitador y un termómetro de mercurio.

Para la obtención del Cp del lodo microbiológico se debe determinar inicialmente la constante “C” del calorímetro, llevando a cabo el siguiente procedimiento:

- 1.- Se tomaron 50 ml de agua de la llave y se calentaron a 80°C, esta fue depositada en un vaso de precipitado colocado en el interior del calorímetro.
- 2.- Se agregaron 50 ml de agua de la llave a 23°C (temperatura ambiente) dentro del calorímetro; se calculó también la masa de ésta.
- 3.- Una vez agregados los últimos 50 ml de agua, se cerró el calorímetro y se comenzó con la agitación tomando la temperatura hasta llegar al equilibrio.
- 4.- Para el cálculo de la constante “C” se empleó la ecuación 3.1:

$$m_2 * Cp_{H_2O} * (t_2 - t_m) = C(t_m - t_1) + [m_1 * Cp_{H_2O} * (t_m - t_1)] \quad \text{Ec. 3.1}$$

Dónde:

m_1 = Masa en kilogramos del fluido frío.

m_2 = Masa en kilogramos del fluido caliente.

Cp_{H_2O} = Calor específico del agua; se considera 1 Kcal/Kg °C.

t_1 = Temperatura en °C del fluido frío.

t_2 = Temperatura en °C del fluido caliente.

t_m = Temperatura en °C de equilibrio entre el fluido frío y caliente.

Despejando “C”

$$C = \frac{[m_2 * Cp_{H_2O} * (t_2 - t_m)] - [m_1 * Cp_{H_2O} * (t_m - t_1)]}{(t_m - t_1)} \quad \text{Ec. 3.2}$$

Una vez que se obtuvo el valor de “C” con la ecuación 3.2 se continuó con la obtención del Cp del lodo microbiológico a diferentes temperaturas bajo el siguiente procedimiento (Haber-Schaim, 1978):

- 1.- Se calentó un volumen de 50 ml de agua de la llave a 80°C posteriormente se colocó en el vaso interno del calorímetro (vaso de precipitado).
- 2.- Se agregaron 50 ml del inóculo a la temperatura que se desee saber el Cp al calorímetro por el lado externo del vaso de precipitado.
- 3.- Se tomó la temperatura de equilibrio en ambos casos.
- 4.- Se sustituyó en la ecuación 3.3 y se calculó el Cp del inóculo a las distintas temperaturas (Leyensetter & Wüertemberger, 2006):

$$Cp_{inoculo} = \frac{m_2 * Cp_{H_2O} * (t_2 - t_m) - C(t_m - t_1)}{m_1 * (t_m - t_1)} \quad \text{Ec. 3.3}$$

3.4.3.2. Densidad (ρ)

La densidad del lodo fue medida con un picnómetro, instrumento basado en el principio de Arquímedes el cuál afirma que;

$$\rho_f = \frac{m}{V} \quad \text{Ec. 3.4}$$

Dónde:

ρ_f = La densidad del fluido (Kg/m³)

m= La masa (Kg)

V = El volumen de fluido desplazado (m³)

El experimento se realizó por triplicado para cada intervalo de temperatura.

- 1.- Se colocó a peso constante el picnómetro y se registró el peso final.
- 2.- Se introdujo en el picnómetro lodo a una temperatura “t” (tomando en cuenta el rango de 10-70°C), colocando la tapa del picnómetro posteriormente hasta que el lodo suba por el capilar.
- 3.- Se registró la masa de cada una de las muestras previamente pesada en una balanza electrónica.
- 4.- Por diferencia de pesos del picnómetro antes y después de colocarle el inóculo se obtiene la masa del lodo, para posteriormente sustituir en la fórmula anterior.

3.4.3.3. Viscosidad dinámica (μ)

Para determinar la viscosidad dinámica se empleo un viscosímetro Brookfield de tipo rotacional; las pruebas se realizaron por triplicado a una muestra de 250 ml para cada temperatura, los experimentos se hicieron con una aguja de 0.2 y con la ayuda de la ecuación 3.5 (Abelardo, 2008).

$$\pi = \text{lectura dada por instrumento} * \text{factor (dado por aguja 0.2 y 30 rpm)} \quad \text{Ec. 3.5}$$

3.4.3.4. Viscosidad cinemática (ν)

Se calculó la viscosidad cinemática del lodo anaerobio con los datos de viscosidad dinámica y densidad a partir de la ecuación 3.6.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad \text{Ec. 3.6}$$

3.4.4. Incremento en la temperatura del reactor UASB

3.4.4.1. Serpentin

Para el diseño del intercambiador de calor se tomó en cuenta que el biorreactor es un recipiente enchaquetado, cerrado herméticamente, en cuyo interior se tienen aguas residuales, lodos anaerobios y biogás. El serpentín fue diseñado de cobre por su alta conductividad térmica con diámetro comercial de tubería flexible de 3/8 pulgada (ver figura 5). Posteriormente se le colocó al reactor el serpentín de cobre en forma helicoidal con un número de vueltas igual a 8, cuyas dimensiones se muestran en la tabla 4.

Tabla 4. Características del serpentín

Dimensiones del Serpentin	(m)
d_{ext}	0.009525
d_{int}	0.007938
$L_{\text{ent.}}$	1.40
$L_{\text{sal.}}$	1.47
Longitud	15
Espacio entre vueltas	8.66E^{-3}
r_{ext}	7.7625E^{-3}
$R_{\text{serpentin}}$	0.25

3.4.4.2. Resistencia eléctrica

La generación de calor a ser transferida se realizó a través de una resistencia eléctrica (figura 5) que mantuvo la temperatura de recirculación dentro del serpentín en 45°C. La recirculación del fluido caliente se realizó con una bomba sumergible marca Bechett con flujo de 0.3273 L/s.



Figura 5. Serpentin y recipiente de aluminio

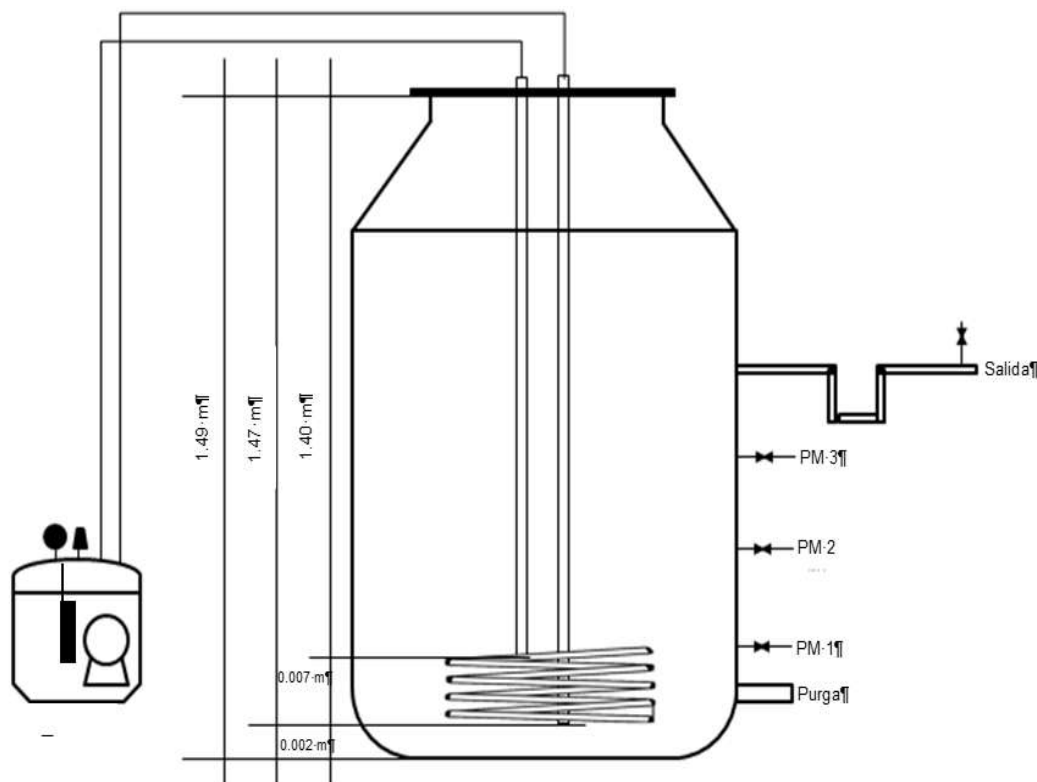


Figura 6. Diagrama de la configuración del sistema de alimentación al serpentín

En la Figura 6 se muestra el diagrama del reactor una vez instalado el sistema de control de temperatura, además del acomodo del serpentín dentro de él.

3.4.5. Sistema electrónico de control de temperatura

Para el control de temperatura se contó con un sistema de control electrónico (figura 7), el cual automatizó el encendido y apagado tanto de la bomba que alimenta al serpentín como de la resistencia que calienta el agua de alimentación.



Figura 7. Vista lateral y frontal del sistema de control de temperatura

El sistema cuenta con dos contactos para suministro de energía a la resistencia (contacto “A”) y a la bomba de recirculación (contacto “B”), además del interruptor de encendido y apagado total del sistema. El control de temperatura se realiza a través del sensor de temperatura ubicado en la parte baja del reactor (en el manto de lodos).

3.5. OPERACIÓN DEL REACTOR A TEMPERATURA CONTROLADA (35°C)

3.5.1. Temperatura

La temperatura se estabilizó en $35^{\circ}\text{C} \pm 2^{\circ}\text{C}$ durante 3 meses teniendo el sistema de calentamiento pequeños lapsos de interrupción (1-5 días) por fallas técnicas; sin embargo, durante el tiempo que se suspendía el calentamiento la temperatura del reactor decayó en el rango de 0.5°C a 1°C por día.

3.5.2. Carga orgánica (CO)

La CO alimentada al reactor no fue controlada debido a que fue tomada directamente del efluente residual del rastro y éste varía de acuerdo al día y las actividades de matanza. Una particularidad que se presentó durante la operación del reactor, es que a partir del mes de febrero de 2013, el Rastro frigorífico de Morelia tomó la decisión, de adicionar quelato de cobre desde el agua potable, en proporción de 1 litro de quelato por cada 72,000 litros de agua.

3.6. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL DE RASTRO TRATADA EN EL REACTOR UASB A TEMPERATURA CONTROLADA (35°C)

Se realizó una caracterización del agua residual del rastro realizando una medición de los siguientes parámetros: N_{TK} (nitrógeno total Kjeldahl), P_T (fósforo total), pH, alcalinidad, temperatura, conductividad, grasas y aceites, materia flotante, color turbiedad, AGV's (ácidos grasos volátiles), SS (sólidos suspendidos), ST (sólidos totales), STV (sólidos totales volátiles), SST (sólidos suspendidos totales) y DQO (demanda química de oxígeno). Las técnicas y métodos empleados se mostraron en la tabla 2.

3.7. PERFILES DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

Los perfiles de producción de biogás se realizaron en conjunto con los de temperatura ambiente y temperatura interna del reactor, del total de los 18 perfiles realizados, 14 de ellos fueron bajo condiciones no controladas (Octubre del 2011 a noviembre del 2012), uno a temperatura constante de 20°C (Febrero del 2013) y tres a 35°C $\pm$ 1°C (abril del 2013 a junio del 2013). Durante la realización de estos perfiles, el seguimiento de la producción de biogás, se realizó durante las primeras 24 y 48 h posteriores a la carga con el fin de observar la producción de biogás durante este período de tiempo. Para el caso particular de la temperatura controlada a 35°C, se realizaron tres perfiles; en el primero se realizó un seguimiento de la producción de biogás durante 48 horas

inmediatamente de la alimentación del reactor, mientras que en el segundo se monitoreó durante 24 horas 48 horas luego de la alimentación y en el tercer perfil fue durante las primeras 24 horas después de la carga.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y

ANÁLISIS DE

RESULTADOS

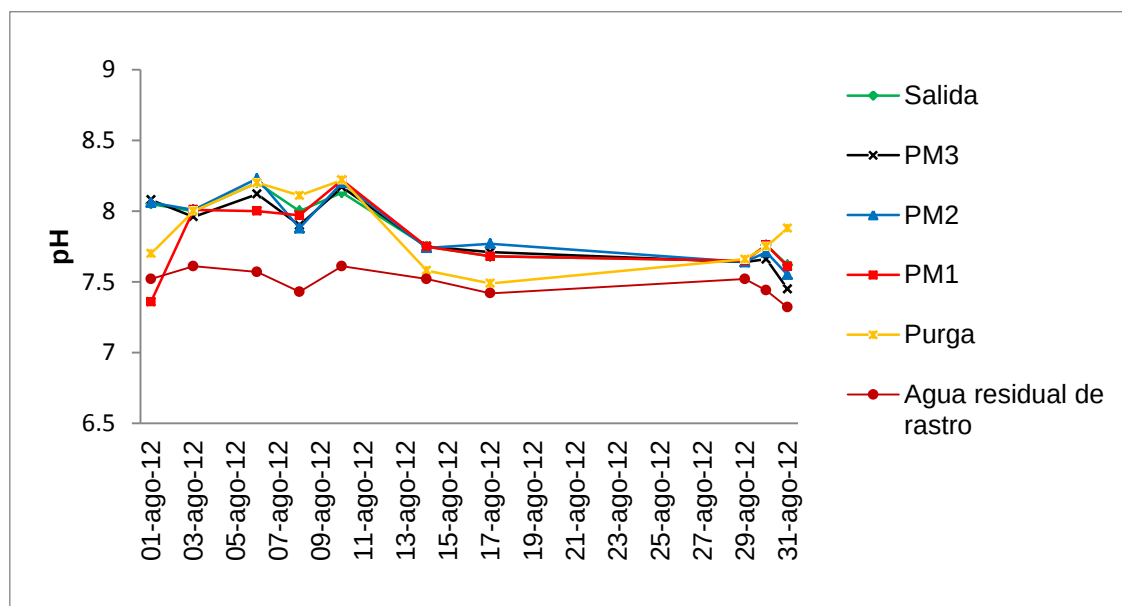
4.1. PARÁMETROS DE CONTROL EN EL REACTOR UASB BAJO CONDICIONES NO CONTROLADAS

Durante los meses de agosto, octubre y noviembre del 2012 se monitorearon algunos parámetros de control dentro del reactor tales como pH, alcalinidad, relación alfa y conductividad, con el fin de observar su comportamiento una vez que estuvo operando de manera intermitente y bajo condiciones no controladas.

4.1.1. pH

4.1.1.1. Resultados de pH en agosto

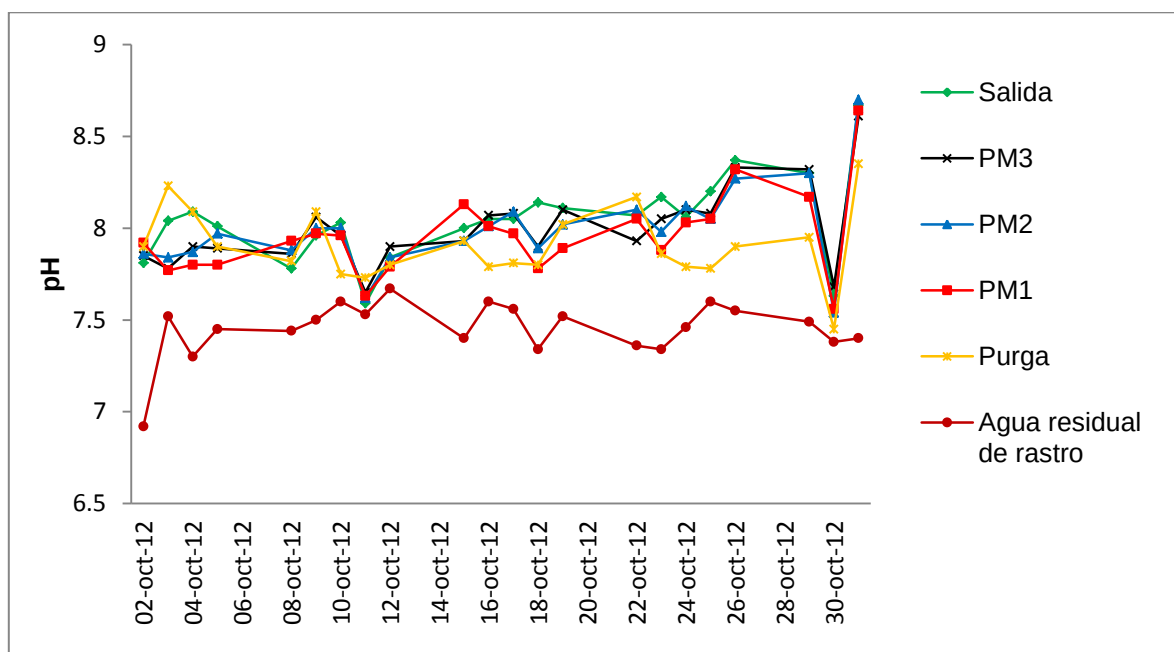
Durante la primera mitad el mes de agosto del 2012, el pH se mantuvo en valores del orden de 8.2, los cuales se consideran altos debido a que a partir de estas condiciones se inicia la inhibición de las bacterias metanogénicas, este incremento en el pH puede ser atribuido a la adición no controlada de cal al inicio de la jornada de trabajo por parte del personal del rastro. En la segunda mitad del mes, el pH se mantuvo en un rango de 7.42 a 7.77, valores que se consideran normales para la operación del reactor (gráfica 1).



Gráfica 1. pH mes de agosto del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.1.2. Resultados de pH en octubre

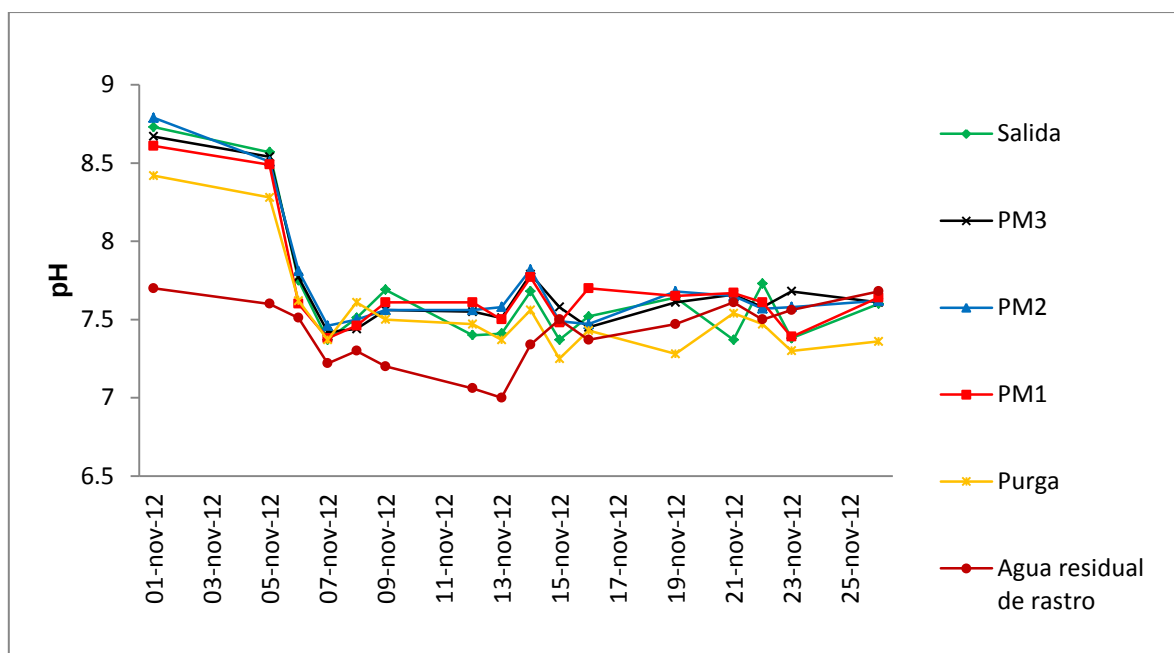
Los resultados del seguimiento de pH en el mes de octubre muestran que este parámetro se incrementó nuevamente, alcanzando valores de hasta 8.64, condición que comprueba la inestabilidad en la dosificación de cal. Una forma que se propuso para evitar ésta sobredosificación, es tomar el agua residual a las 12:00 pm, 3 horas posterior a la adición descontrolada, la cual se realiza en las primeras horas de la operación del rastro.



Gráfica 2. pH mes de octubre del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.1.3. Resultados de pH en noviembre

Durante los primeros días del mes de noviembre el pH continuó en valores elevados; sin embargo, luego de la primer semana del mes se logró estabilizar a los niveles de operación normales del reactor, encontrándose en el rango de 7.4 a 7.8, ésto como consecuencia del cambió el horario de alimentación del reactor, la estabilización a un pH adecuado se puede ver en la gráfica 3 que es a partir del día 5 de noviembre del 2012.

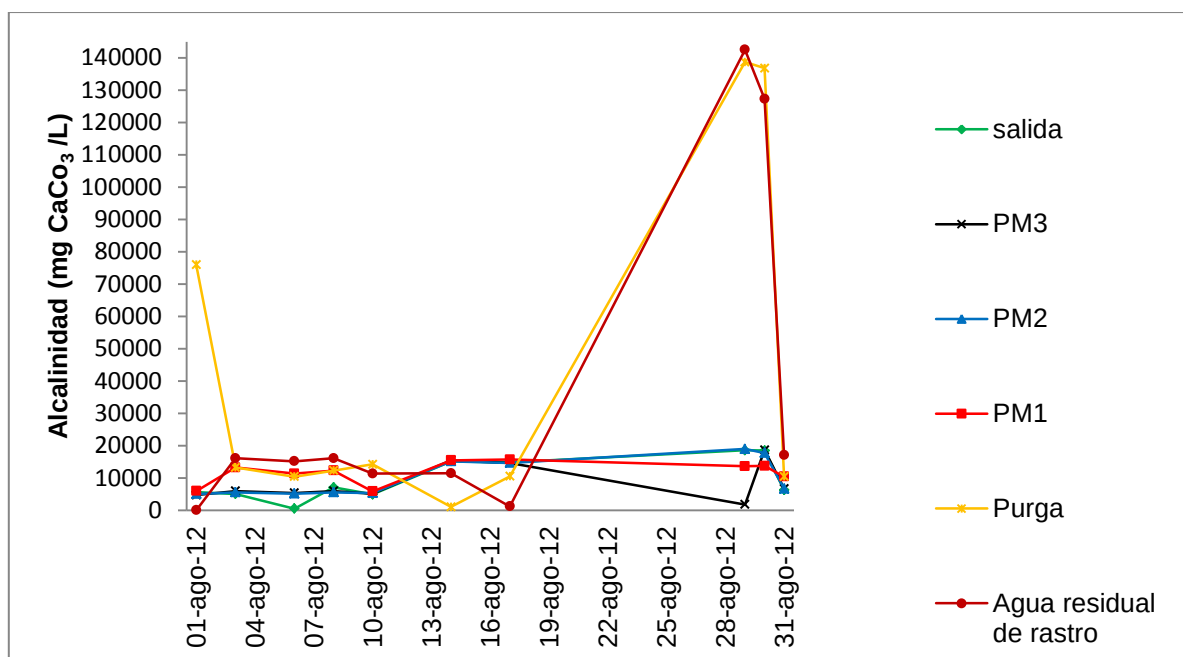


Gráfica 3. pH mes de noviembre del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.2. Alcalinidad

4.1.2.1. Resultados de alcalinidad en agosto

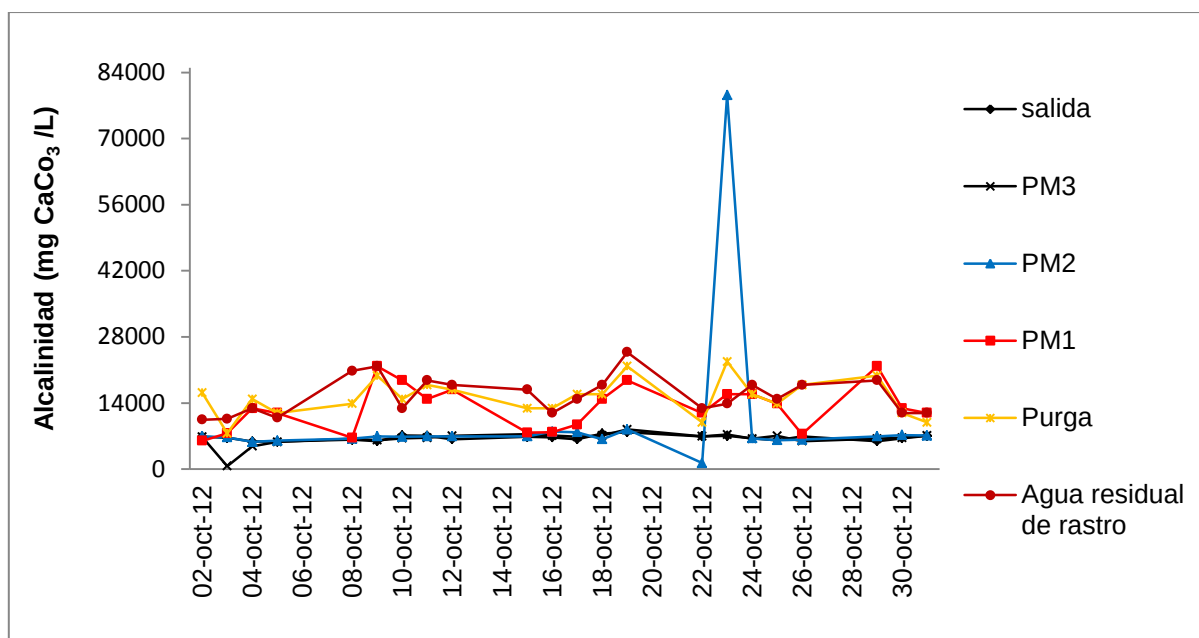
Durante las primeras dos semanas del mes de agosto la alcalinidad se mantuvo entre 5985 y 16150 mg CaCO_3/L para el caso de los puntos de muestreo 1, 2 y 3, mientras que para el agua residual y el punto de purga se obtuvieron valores de 57000 y 76000 mg CaCO_3/L respectivamente en el inicio del mes, como se muestra en la gráfica 4; la disminución en la concentración en los dos días posteriores es debida al consumo y disminución de la misma en la alimentación. Posteriormente (a partir del 13 de agosto) se incrementa la alcalinidad nuevamente en el agua residual y el punto de purga alcanzando valores de 142500 y 136800 mg CaCO_3/L respectivamente, los cuales no se habían presentado hasta ese momento durante esta investigación, lo que se debe a la adición de cal y acumulación de la misma en el fondo del reactor.



Gráfica 4. Alcalinidad mes de agosto del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.2.2. Resultados de alcalinidad en octubre

La gráfica 5 muestra que la alcalinidad disminuyó durante el mes de octubre, sin embargo aún se encontraron valores por encima de los que normalmente ($3000 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$ a $5000 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$) fue operado el reactor, alcanzando una alcalinidad de hasta $21750 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$, mientras que en el agua residual llegó a valores de 10450 a $24750 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$, lo cual es atribuido nuevamente a la sobre dosificación de cal por parte del personal del Rastro.



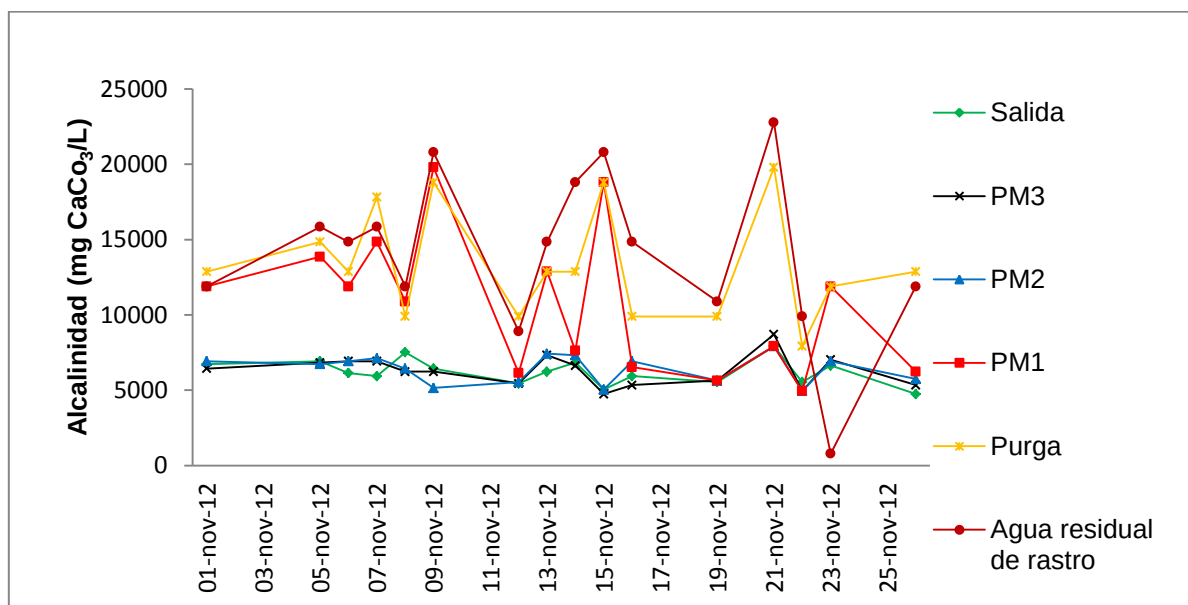
Gráfica 5. Alcalinidad mes de octubre del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.2.3. Resultados de alcalinidad en noviembre

Con respecto a la alcalinidad durante noviembre, todos los puntos de muestreo presentaron valores dentro del rango de operatividad, sin embargo destaca que en el punto de muestreo 1 y en el punto de purga, así como en el agua residual de entrada al reactor, la alcalinidad está por encima de los valores del resto de los puntos de muestreo, lo que indica que continuó una acumulación de alcalinidad en el lodo a causa de la adición de cal sin controlar en el influente (Gráfica 6).

Es importante establecer que a pesar de que se tuvieron periodos de tiempo en los cuales el reactor operó fuera de los parámetros normales con respecto a ésta variable, éste fue capaz de continuar con la degradación de la carga orgánica y producción de metano; sin embargo, en lo posible, es recomendable no tener estas sobredosificaciones, debido a que un incremento en el pH por arriba de 8 puede, inhibir la acción de las bacterias metanogénicas. En el caso de que por errores en la adición de la cal se presenten estas sobredosificaciones, se debe de incrementar el tiempo de

residencia hidráulico y/o disminuir la dosis de cal, hasta la estabilidad de las condiciones normales de operación.



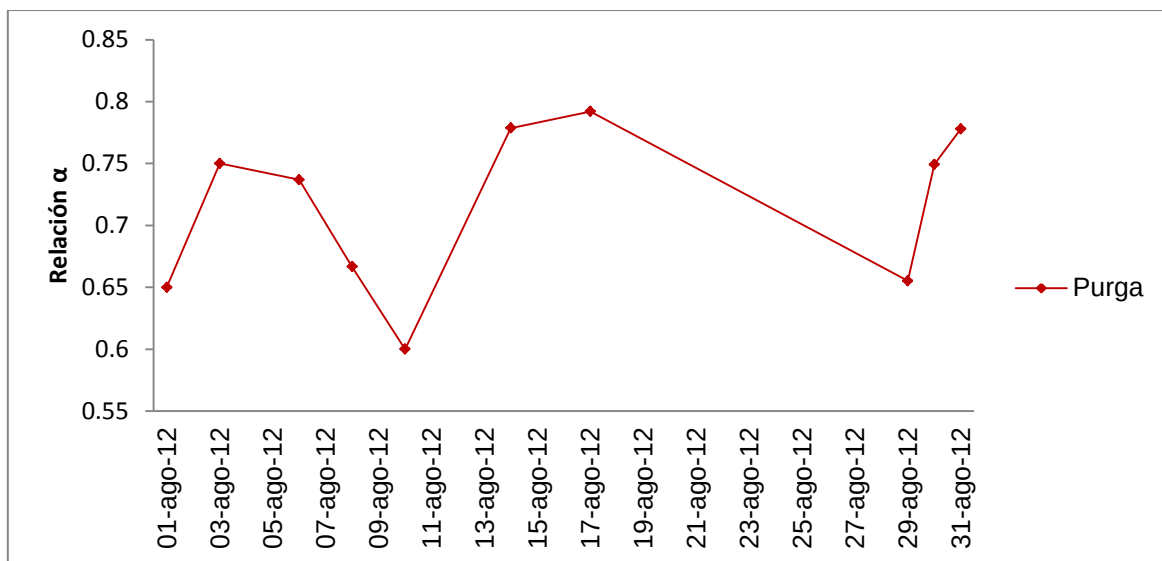
Gráfica 6. Alcalinidad mes de noviembre del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.3. Relación alfa (α)

4.1.3.1. Resultados de la relación α en agosto

Se puede observar en la gráfica 10 que la relación alfa se mantuvo dentro los valores normales de operación con un rango de 0.6 hasta 0.79, lo que indica una buena capacidad del lodo para amortiguar cambios bruscos de pH, ya sea en el caso de que se presentarán problemas de acidificación del medio o por basificación debido a una sobredosificación de cal.

El día 10 de agosto se realizó una purga de lodo (20L), ésta purga tuvo influencia en la relación α , ya que ese mismo día se observó una disminución en su valor, sin embargo, es recuperada por la alta alcalinidad que presenta el agua residual.

Gráfica 7. Relación α mes de agosto del 2012

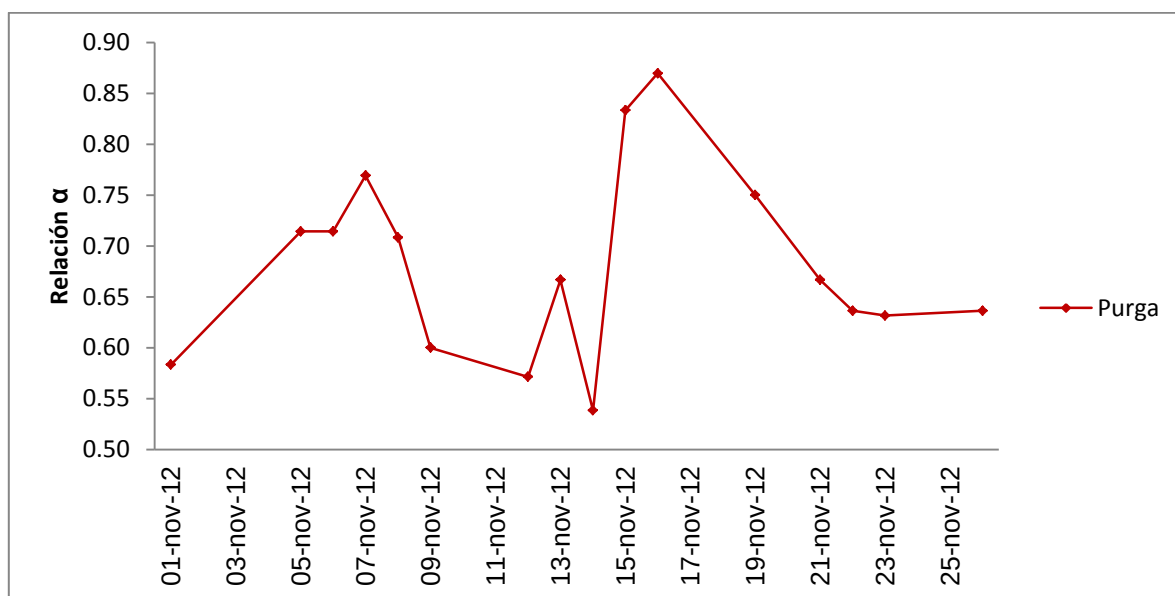
4.1.3.2. Resultados de la relación α en octubre

Se puede observar en la gráfica 11 que la relación alfa alcanzó valores de 0.5 y un máximo de 0.85 durante octubre del 2012, lo que demuestra la estabilidad de los lodos debido a que a pesar de las variaciones de pH y alcalinidad la relación alfa se mantiene en un rango deseable (0.5-1).

Gráfica 8. Relación α mes de octubre del 2012

4.1.3.3. Resultados de la relación α en noviembre

La relación alfa continuó sobre 0.55 alcanzando un valor máximo de 0.77, cabe mencionar que el día 14 de noviembre después de una purga de 20 L, la relación alfa disminuye en el lodo microbiológico recuperándose inmediatamente al siguiente día (Gráfica 9).

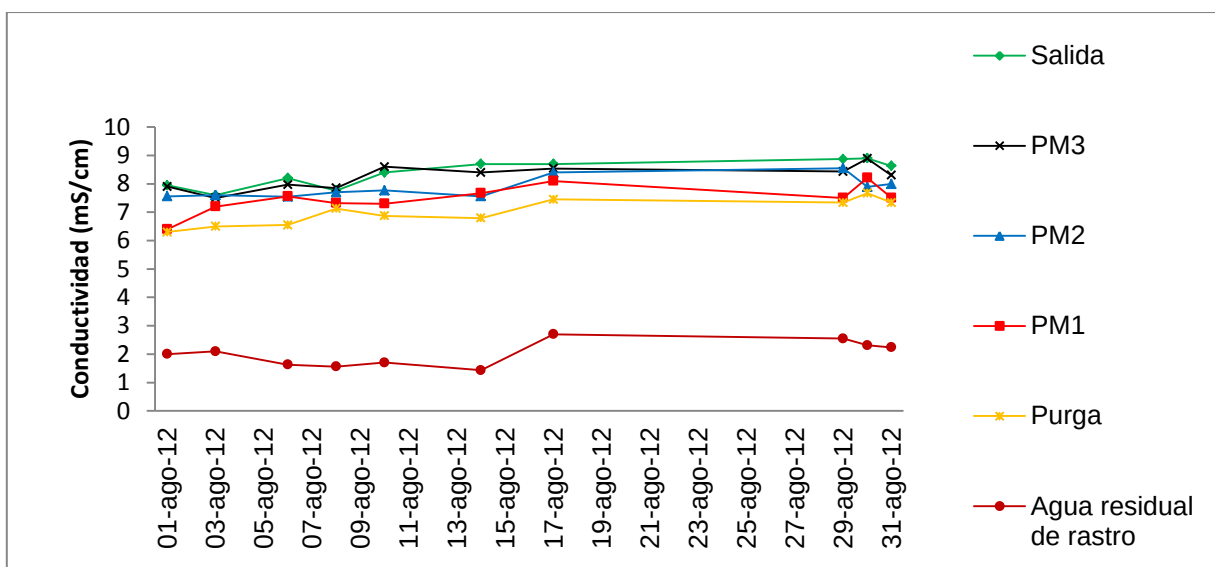


Gráfica 9. Relación α mes de noviembre del 2012

4.1.4. Conductividad

4.1.4.1. Resultados de la conductividad en agosto

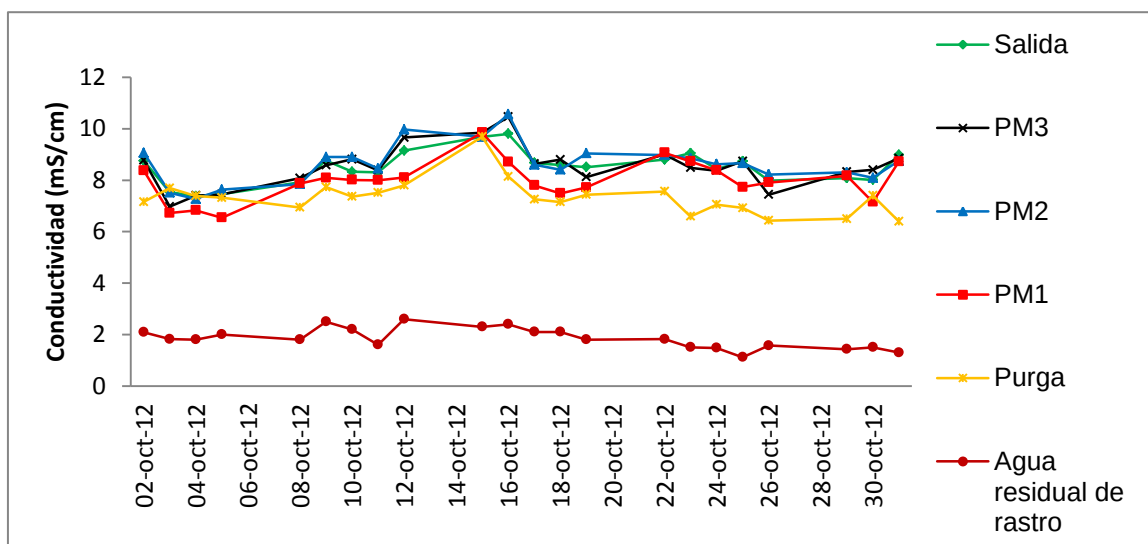
En el agua residual del rastro, la conductividad presenta valores que se encuentran de 1.43 a 2.7 mS/cm, los cuales son bajos en comparación con la conductividad de los diferentes puntos de muestreo con los que cuenta el reactor, donde se obtuvieron valores que van de 6.3 a 8.83 mS/cm como se muestra en la gráfica 10, esto se debe a la cantidad de ácidos orgánicos disociados, mismos que son producto de la reacción de descomposición de la materia orgánica en un medio en ausencia de oxígeno.



Gráfica 10. Conductividad mes de agosto del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.4.2. Resultados de la conductividad en octubre

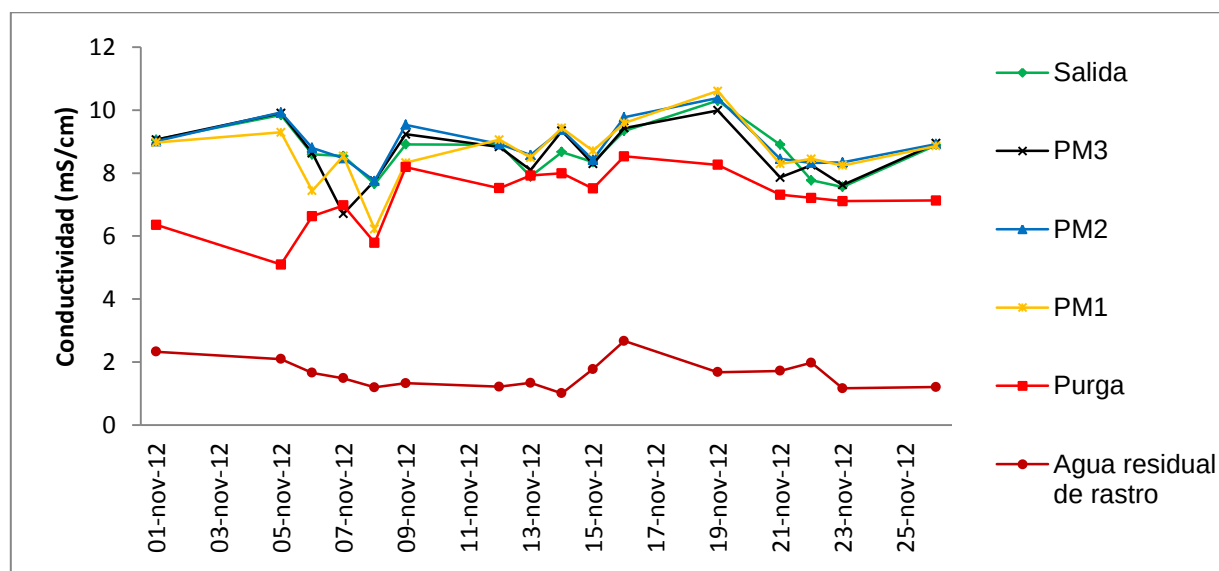
La conductividad por la naturaleza del agua residual es baja encontrándose entre 1.5 y 2.5 mS/cm mientras que dentro del reactor aumenta considerablemente de 6.72 a 10.56 mS/cm, esto es debido a las mismas causas que se explicaron en el mes anterior (Gráfica 11).



Gráfica 11. Conductividad mes de octubre del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.1.4.3. Resultados de la conductividad en noviembre

En noviembre la conductividad mostró el mismo comportamiento que un mes anterior el influente presentó un valor bajo de 1.01 a 2.67 mS/cm, mientras que dentro del reactor la conductividad es mayor alcanzando 10.6 mS/cm en el PM1 mientras que en la punto de purga donde se concentra el lodo se obtuvo una conductividad sobre 5.1 mS/cm misma que fue menor que en el mes de octubre (Gráfica 12).



Gráfica 12. Conductividad mes de noviembre del 2012 en todos los puntos de muestreo

4.2. ESTIMACIÓN DEL TIEMPO DE PURGA DEL LODO MICROBIOLÓGICO

Se determinó realizar purgas de lodo al reactor UASB ya que los gránulos comenzaron a salir por el efluente durante la carga, afectando la calidad del agua de salida como se observa en la figura 8.

Con el fin de determinar la mejor condición de purga se realizó la prueba en la cual se alimentó de forma normal el reactor (tiempo cero), a partir de este momento se observó el comportamiento de las sólidos suspendidos volátiles durante 96 horas sin alimentar

agua residual nuevamente al reactor, realizando la purga de los lodos a las 72 horas del inicio de la prueba.



Figura 8. Agua del reactor con un TRH 48 h antes de la purga y luego de la purga

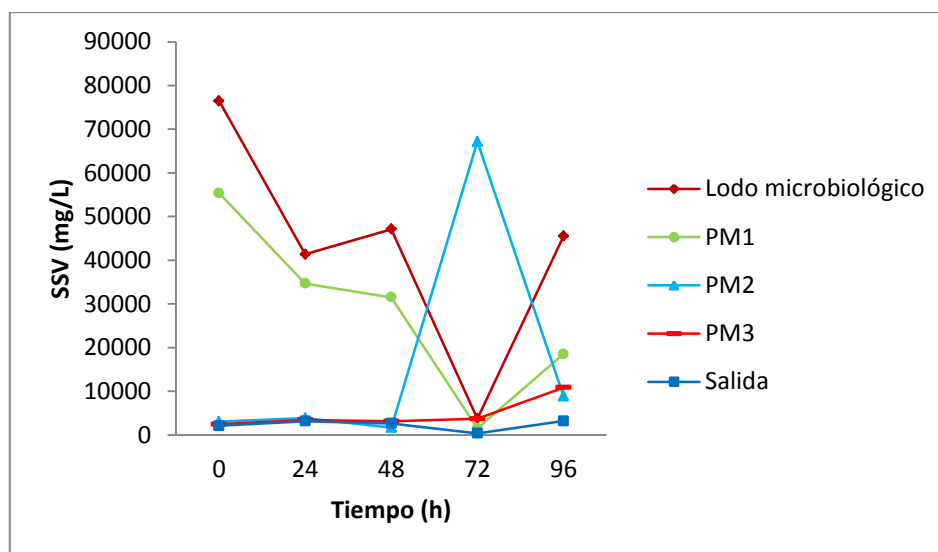
Los resultados se muestran en la gráfica 13, en la cual se observa que al tiempo cero de la prueba, la concentración de SSV fue de 76450 mg/L en el lodo, mientras que en los puntos de muestreo 1 (PM1), 2 (PM2), 3 (PM3) y salida se tuvieron concentraciones iniciales de 55350 mg/L, 3050 mg/L, 3050 mg/L y 2090 de SSV respectivamente. De estos resultados se puede observar que dentro del reactor se presenta una estratificación de esta concentración, siendo el punto más bajo del reactor la de mayor concentración y disminuyendo de una forma no lineal conforme la altura se incrementa. Entre el punto de muestreo 2 y 3 se observa que existe la zona en la cual cambia abruptamente la concentración (55350 mg/L y 3050 mg/L respectivamente), por lo que podemos considerar que ésta es la zona de advección del reactor.

El comportamiento que presentan las concentraciones de la descarga y el punto de muestreo 1, es similar con una ligera disminución en la concentración hasta las 48 horas, este fenómeno que se observa es debido a que el dato reportado en el tiempo cero es antes de suministrar la alimentación al reactor y el ligero descenso se debe a la dilución generada, más la salida se los sólidos por el efluente. Para éste mismo tiempo

las variaciones en la concentración de los SSV de los puntos de muestreo 2, 3 y salida se observa una disminución por sedimentación del orden de 520 mg/L.

Durante el proceso de purga se presentó el fenómeno de resuspensión de los lodos debido a un proceso de despresurización, ya que en esta condición el punto de muestreo 2 alcanzó una concentración máxima dentro del reactor del orden de 67150 mg/L, mientras que la concentración en los puntos de purga y punto 1, disminuyeron su concentración, hasta 1500 mg/L litro de SSV, efecto que es atribuido a la purga mas la resuspensión.

Los resultados obtenidos posterior a las 24 horas de purga de lodo (96 horas), muestran que la concentración de lodo microbiológico regresó a 45510 mg/L de SSV y el punto de muestreo 1 se encontró en 18500 mg/L, disminuyendo la concentración en el punto de muestreo 2 hasta 8900 mg/L, esta modificación en los perfiles de concentración pueden ser atribuidos a la sedimentación de los gránulos en el reactor.



Gráfica 13. Variación de la concentración de SSV a lo largo del tiempo para los puntos de muestreo, lodo microbiológico y salida del reactor

En las tablas 6, 7, 8, 9, 10 y 11, se muestran los resultados de las determinaciones de sólidos que se realizaron en el reactor en los diferentes puntos de muestreo, durante 6

semanas. Los sólidos que se determinaron fueron; sólidos totales, sólidos fijos, sólidos suspendidos, sólidos sedimentables, sólidos suspendidos volátiles, sólidos suspendidos fijos así como las relaciones ST/SSV y ST/SS. En la parte inferior de cada tabla se muestra el flujo de alimentación del día en cual se realizó el muestreo. Una particularidad que se presenta en las tablas de resultados es que no se determinó sólidos sedimentables para el punto de purga, para evitar que se presentara dilución de lodos.

Tabla 5. Semana 1 Determinación de sólidos

	ST (g/L)	SVT (g/L)	SFT (g/L)	SST (g/L)	SSV (g/L)	SSF (g/L)	SS (ml/L)	ST/SSV	ST/SS (g/ml)
salida	1.886	0.704	1.182	0.29	0.19	0.1	0.1	9.93	18.860
PM3	1.758	0.602	1.156	1.47	0.32	1.15	0.4	5.49	4.395
PM2	1.886	0.698	1.188	0.64	0.4	0.24	0.6	4.71	3.143
PM1	2.13	0.832	1.298	0.35	0.25	0.1	60	8.52	0.035
purga	78.71	71.27	7.44	345	337.1	7.85		0.23	

08 de Octubre del 2012, Q=100 L/h

Tabla 6. Semana 2 Determinación de sólidos

	ST (g/L)	SVT (g/L)	SFT (g/L)	SST (g/L)	SSV (g/L)	SSF (g/L)	SS (ml/L)	ST/SSV	ST/SS (g/ml)
salida	2.21	0.99	1.23	0.66	0.56	0.10	4.5	3.93	0.492
PM3	2.34	1.08	1.26	0.58	0.54	0.04	7	4.33	0.334
PM2	2.34	1.04	1.30	0.80	0.72	0.08	6.3	3.25	0.371
PM1	37.31	29.97	7.34	35.40	30.30	5.10	980	1.23	0.038
purga	44.35	35.01	9.35	52.80	45.00	7.80		0.99	

19 de octubre del 2012, Q=150 L/h

Tabla 7. Semana 3 Determinación de sólidos

	ST (g/L)	SVT (g/L)	SFT (g/L)	SST (g/L)	SSV (g/L)	SSF (g/L)	SS (g/L)	ST/SSV	ST/SS (g/ml)
salida	2.07	0.80	1.26	0.80	0.62	0.18	4	3.33	0.517
PM3	1.88	0.65	1.23	0.60	0.58	0.02	3	3.23	0.625
PM2	1.88	0.67	1.21	1.84	1.42	0.42	4	1.32	0.470
PM1	11.47	7.31	4.17	2.70	1.60	1.10	300	7.17	0.038
purga	52.77	40.74	12.03	52.40	42.60	9.80		1.24	

26 de Octubre 2012, Q=100 L/h

Tabla 8. Semana 4 Determinación de sólidos

	ST (g/L)	SVT (g/L)	SFT (g/L)	SST (g/L)	SSV (g/L)	SSF (g/L)	SS (ml/L)	ST/SSV	ST/SS (g/ml)
salida	2.71	1.35	1.36	0.62	0.57	0.05	1.3	4.76	2.086
PM3	2.45	1.02	1.43	0.67	0.66	0.01	2.4	3.70	1.021
PM2	2.36	1.03	1.32	0.72	0.72	0.00	4	3.27	0.589
PM1	22.49	18.04	4.45	19.70	17.40	2.30	585	1.29	0.038
purga	132.74	122.74	9.99	46.00	38.40	7.60		3.46	

01 de Noviembre del 2012, Q=133.33 L/h

Tabla 9. Semana 5 Determinación de sólidos

	ST (g/L)	SVT (g/L)	SFT (g/L)	SST (g/L)	SSV (g/L)	SSF (g/L)	SS (g/L)	ST/SSV	ST/SS (g/ml)
salida	2.93	1.718	1.212	0.92	0.9	0.02	23	3.2556	0.127
PM3	3.186	1.912	1.274	0.76	0.72	0.04	20	4.425	0.159
PM2	3.154	1.822	1.332	1.9	1.88	0.02	23	1.6777	0.137
PM1	41.496	34.168	7.328	54.4	45.8	8.6	984	0.906	0.042
purga	52.358	40.148	12.21	44.4	36.8	7.6		1.4228	

04 de noviembre del 2012, Q=166.66L/h

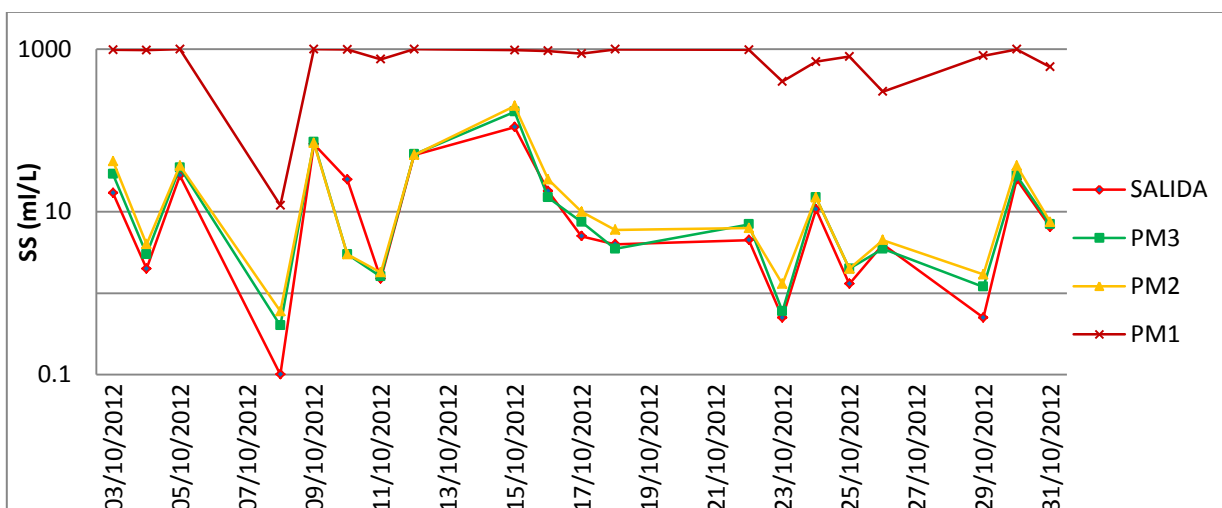
Tabla 10. Semana 6 Determinación de sólidos

	ST (g/L)	SVT (g/L)	SFT (g/L)	SST (g/L)	SSV (g/L)	SSF (g/L)	SS (ml/L)	ST/SSV	ST/SS (g/ml)
salida	3.154	1.826	1.328				33		0.096
PM3	2.436	1.166	1.27				7		0.348
PM2	2.716	1.414	1.302	0.54	0.52	0.02	12	5.2231	0.226
PM1	36.68	31.292	7.388	2.16	0.44	1.72	1000	83.364	0.037
purga	47.088	36.192	10.9	31.8	31	0.76		1.519	

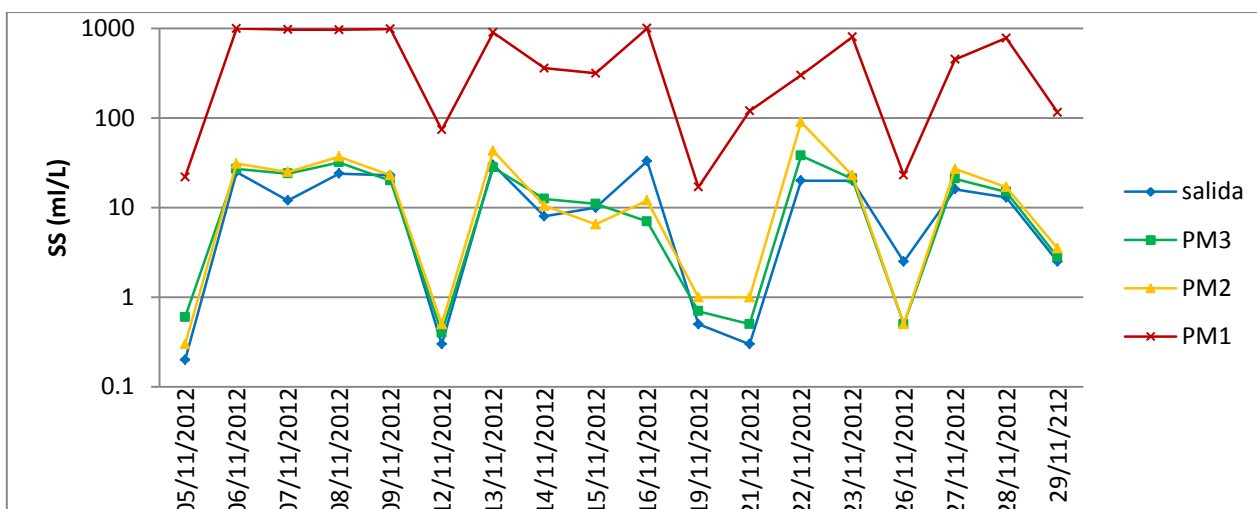
16 de noviembre del 2012, Q=166.66 L/h

Se buscó el método más sencillo y económico que permitiera determinar el tiempo de purga del lecho de lodos.

Se analizaron los diferentes tipos de sólidos y dos relaciones (ST/SSV y ST/SS), e inicialmente se buscó una concentración idónea de sólidos sedimentables y de sólidos suspendidos volátiles (SSV) en un punto de muestreo lo más alejado posible del punto de purga, sin embargo se puede observar en las tablas anteriores que ambos varían a lo largo del tiempo y las cargas. Además en las pruebas de sólidos sedimentables (gráficas 14 y 15) se muestra que éstos no pueden dar una estimación de la concentración de bacterias dentro los puntos de muestreo con respecto al tiempo.

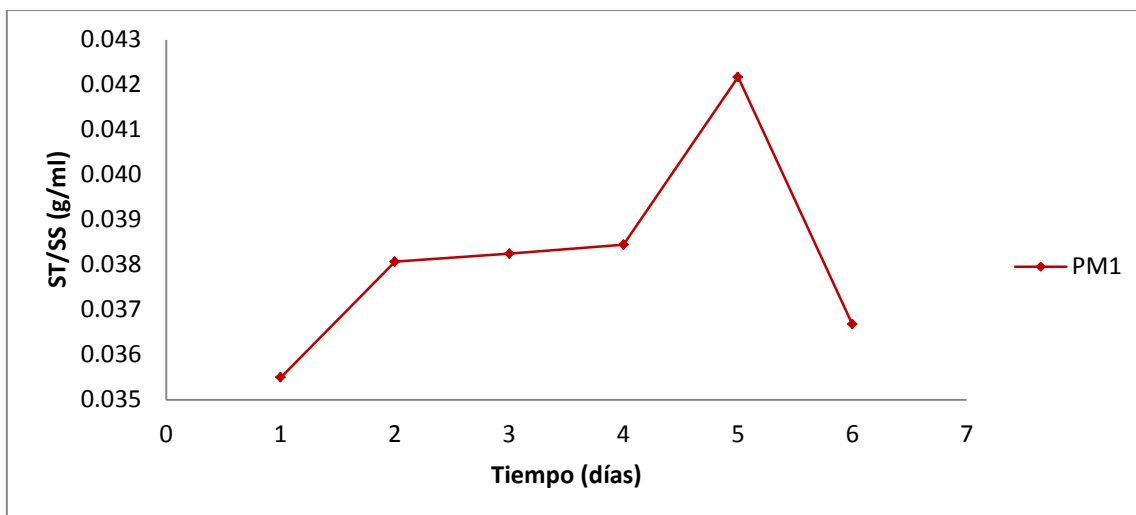


Gráfica 14. Sólidos sedimentables del mes de octubre del 2012

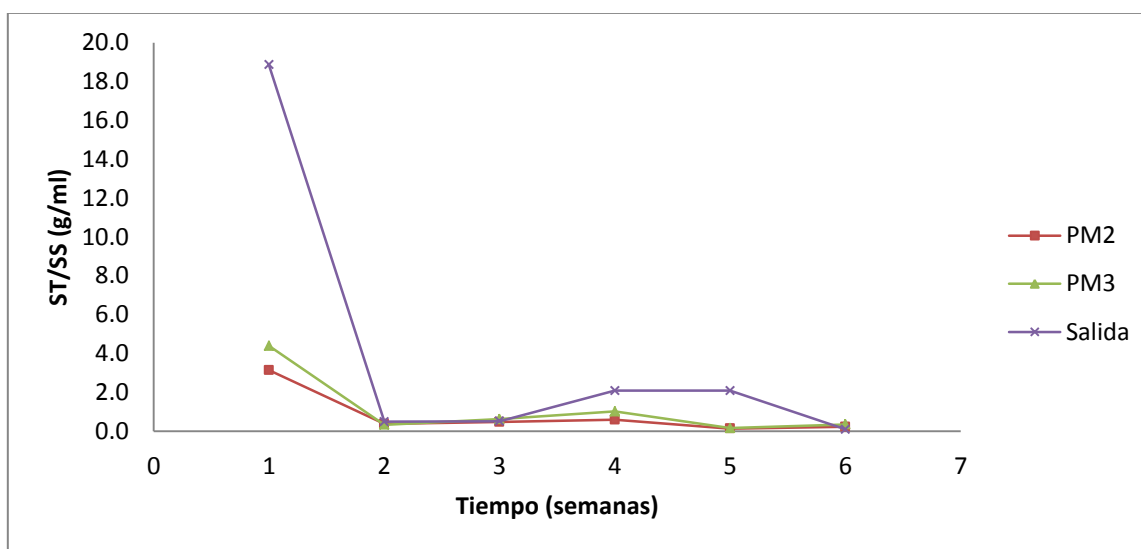


Gráfica 15. Sólidos sedimentables del mes de noviembre del 2012

Al analizar las relaciones ST/SSV, se observó que en este caso no se tiene ni se puede llevar a cabo un seguimiento a través del tiempo para determinar el momento de purga, en ningún punto de muestreo (tablas 6, 7, 8, 9, 10 y 11), sin embargo, en el caso de la fracción de sólidos sedimentables en los sólidos totales (ST/SS), para el caso del PM1 es notable un incremento en el tiempo, que al llegar a un pico máximo de 0.042 mg/ml hace necesaria la purga del reactor (gráfica 16), debido a que los lodos comienzan a salir por el efluente, mientras que en los puntos de muestreo 2, 3 y en la salida se tiene inicialmente una relación 3.10 mg/ml, 4.33 mg/ml y 18.60 mg/ml respectivamente y a lo largo del tiempo es observable como esta relación va decreciendo como se muestra en la gráfica 17.



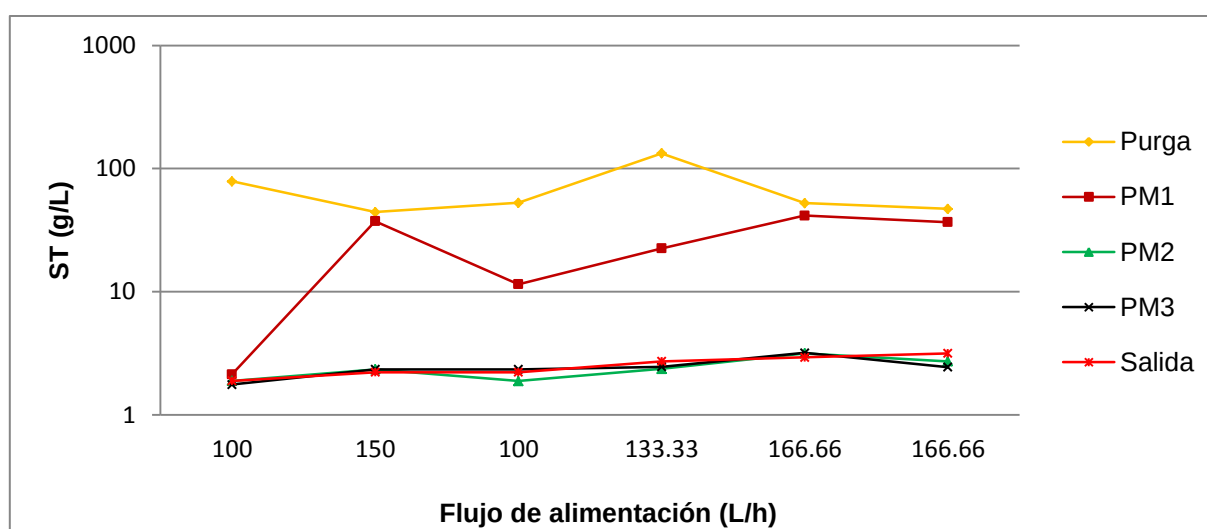
Gráfica 16. Relación ST/SS en el punto de muestreo 1



Gráfica 17. Relación ST/SS en los puntos de muestreo 2, 3, salida y punto de purga

En la gráfica 18 se observa que la distribución de los ST es dependiente del flujo de alimentación de agua residual, ya que si éste es elevado por encima de 150 L/h se incrementa la resuspensión de lodos. Esto sucede principalmente en la purga y PM1, reduciendo en la primera la concentración de 78.71 a 44.35 g/L de ST, mientras que en el PM1 aumenta de 2.13 a 37.308 g/L de ST, para los puntos de muestreo 2, 3 y la salida de igual manera se observa un incremento de 1.886 a 2.214 g/L de ST, en todos

los casos para flujos de 100 y 150 L/h respectivamente. Posteriormente para un flujo igual a 133.33 L/h se realizó de nuevo la sedimentación de los lodos, incrementando el valor para la purga y disminuyendo para el PM3 y conservándose para el PM2 y la salida. Mientras que para un flujo de 166.66 L/h se llevó a cabo una nueva resuspensión de ST, encontrando que en la purga se tiene un valor de 52.358 g/L y para el PM1 de 41.496 g/L de ST y aumentando en los puntos de muestreo 2, 3 y salida a 2.93 g/L de ST.

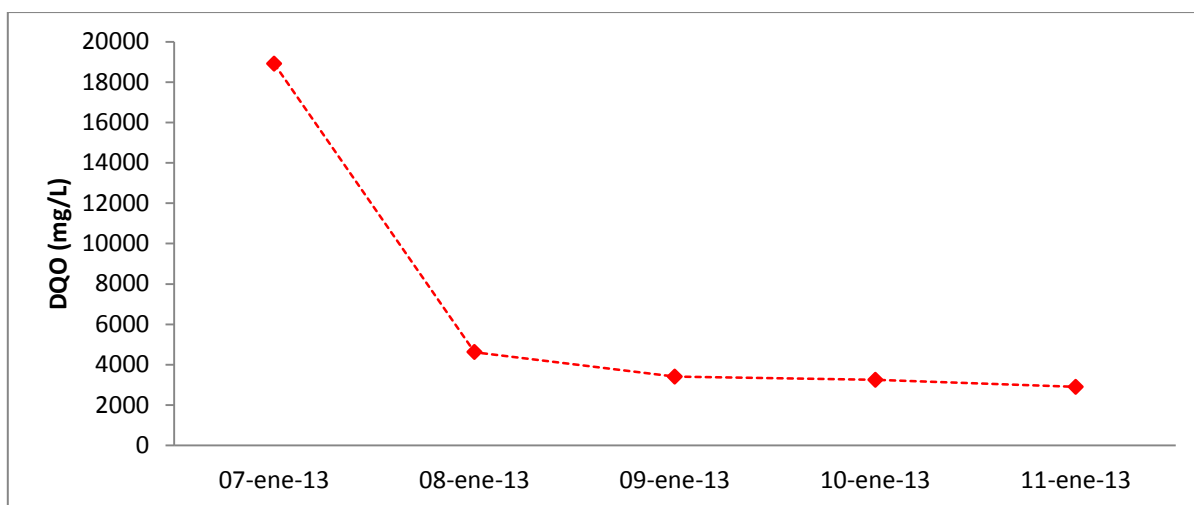


Gráfica 18. Relación de los sólidos totales (ST) y el flujo de alimentación

4.3. TRASVASE DEL REACTOR UASB

4.3.1. Remoción de DQO luego del trasvase

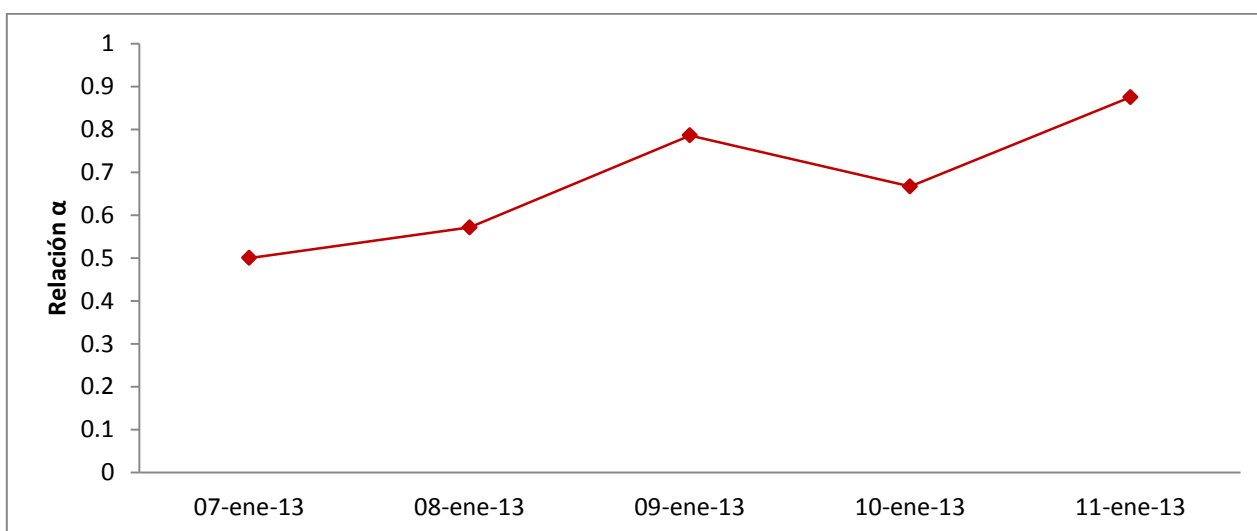
Luego de 15 días transcurridos el trasvase del reactor se realizó un seguimiento del comportamiento de la remoción de DQO, como muestra la gráfica 19. El día 7 de enero del 2012 se realizó una alimentación de 200 L de agua residual incrementando la DQO en el sistema y se observó que en un TRH de 48 horas se obtuvo la mayor remoción de DQO la cual, fue del orden de 75%, lo que nos indica que el proceso no se desestabilizó y continuó removiendo la mayor cantidad de DQO dentro del TRH inicial.



Gráfica 19. Comportamiento de la Remoción de DQO a lo largo del tiempo después del transvase

4.3.2. Relación α luego del trasvase

El comportamiento de la relación alfa se monitoreó a la par de la remoción de DQO y se observó, que luego de 15 días del cambio de recipiente no se presentó problema alguno debido a que, se encontró dentro de los límites adecuados; esto es por encima de 0.5, se observa además en la gráfica 20 un incremento de la relación alfa con respecto al tiempo alcanzando un valor de 0.87.

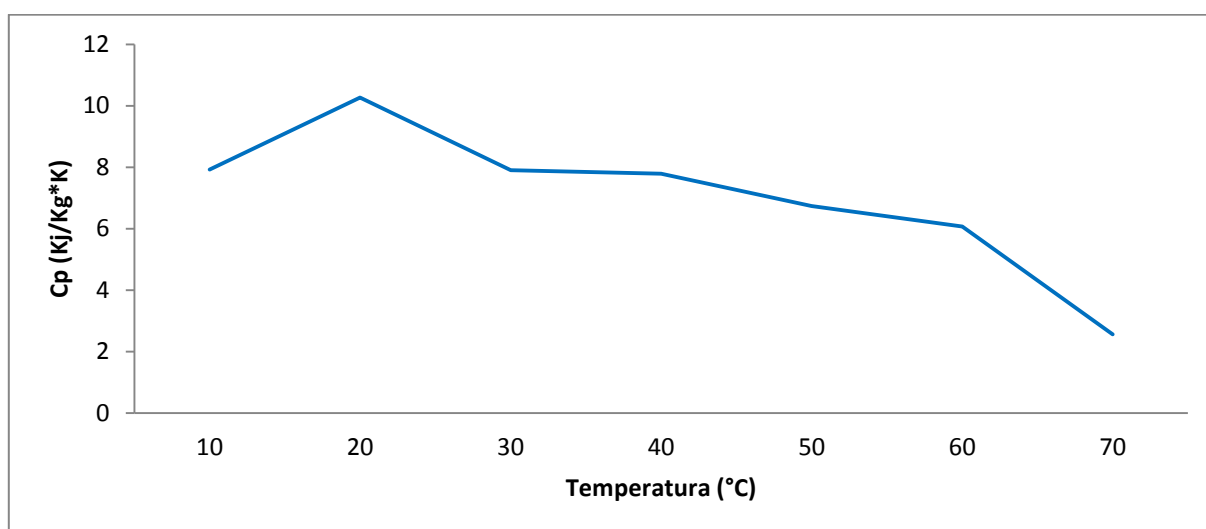


Gráfica 20. Comportamiento de la Relación alfa después del transvase

4.4. CARACTERIZACIÓN TERMO-FÍSICA DE LOS LODOS BIOLÓGICOS

4.4.1. Capacidad calorífica (Cp)

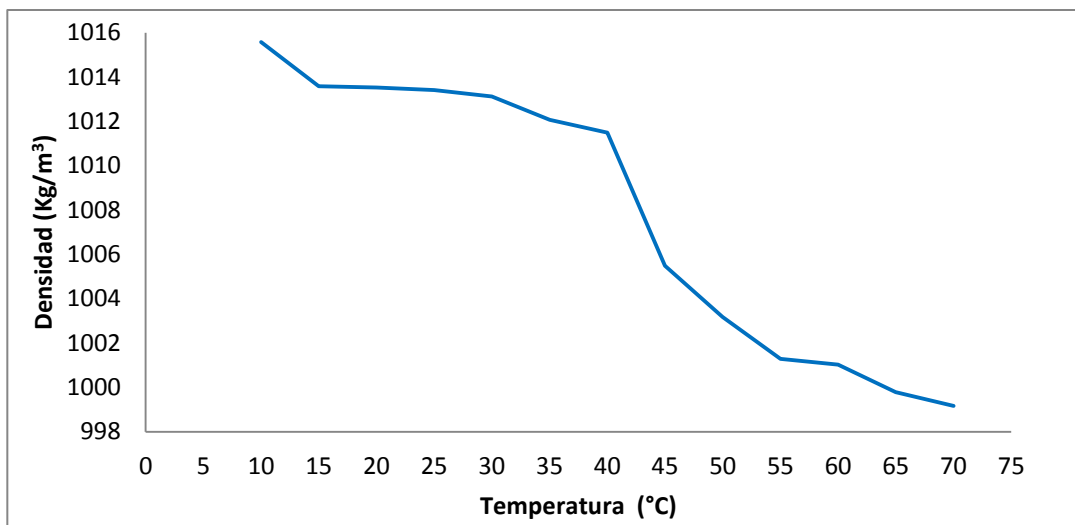
El comportamiento del calor específico que presentó el lodo anaerobio a distintas temperaturas se presenta en la gráfica 21. El valor del Cp tiende a disminuir mientras la temperatura va ascendiendo, posiblemente este comportamiento se deba a la composición del lodo microbiológico que por su naturaleza contiene sustancias orgánicas que pueden llegar a volatilizarse, disminuyendo la masa del inóculo y por consiguiente el requerimiento de energía para aumentar su temperatura.



Gráfica 21. Calor específico del lodo microbiológico a diferentes temperaturas

4.4.2. Densidad (ρ)

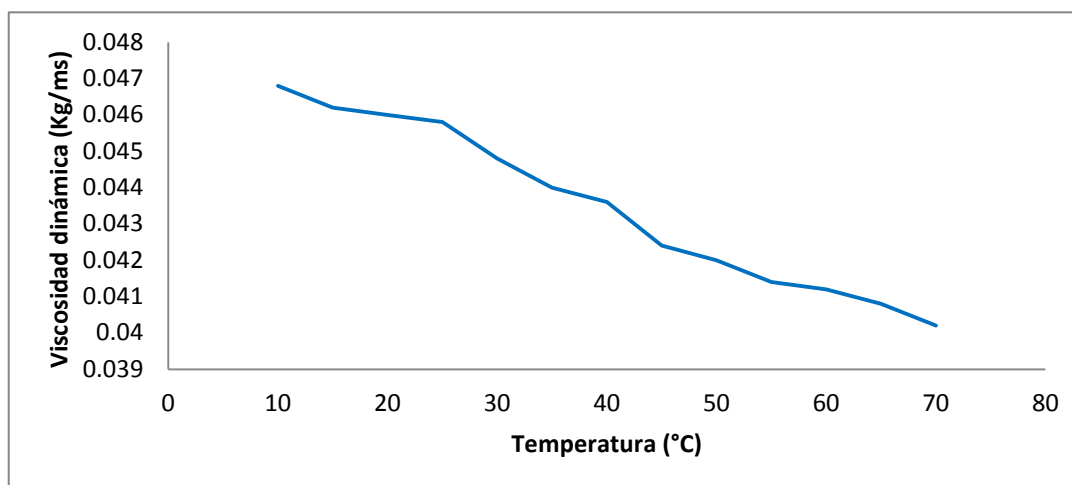
El comportamiento de la densidad es similar al del agua, va decreciendo mientras la temperatura aumenta. En la gráfica 22 se observa que de 10°C a 40°C se presenta un cambio en la densidad de 1015.59 kg/m³ a 1011.5 kg/m³, pero en el rango de 40°C a 70°C se tienen variaciones de 1011.5 kg/m³ a 999.16 kg/m³ cuyo decrecimiento es mayor, lo que puede ser atribuido a la pérdida de humedad del lodo por la temperatura.



Gráfica 22. Densidad del lodo microbiológico a diferentes temperaturas

4.4.3. Viscosidad dinámica (μ)

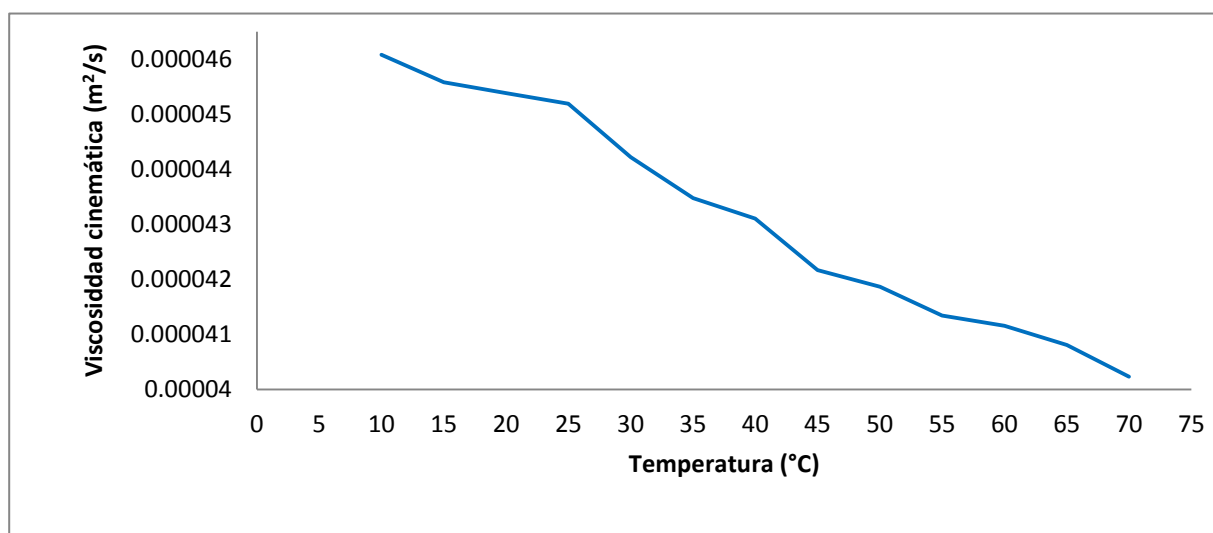
La viscosidad dinámica como muestra la gráfica 23 presenta un comportamiento semi-lineal, los valores en la curva van disminuyendo al incrementar la temperatura, desde 0.0462 Kg/ms a 10°C hasta 0.0402 Kg/ms a 70°C, por otro lado debido a la cantidad de sólidos que presenta, no es conveniente elevar la temperatura a un punto en que el agua pueda ser evaporada, ya que sucederá lo contrario.



Gráfica 23. Viscosidad dinámica del lodo microbiológico a diferentes temperaturas

4.4.4. Viscosidad cinemática (ν)

La viscosidad cinemática (gráfica 24) al igual que la viscosidad dinámica, presenta un comportamiento inversamente lineal, lo cual era de esperarse, debido a que, ésta se calcula en base a la viscosidad dinámica que presenta un comportamiento inversamente lineal y a la densidad la cual también disminuye conforme aumenta la temperatura.



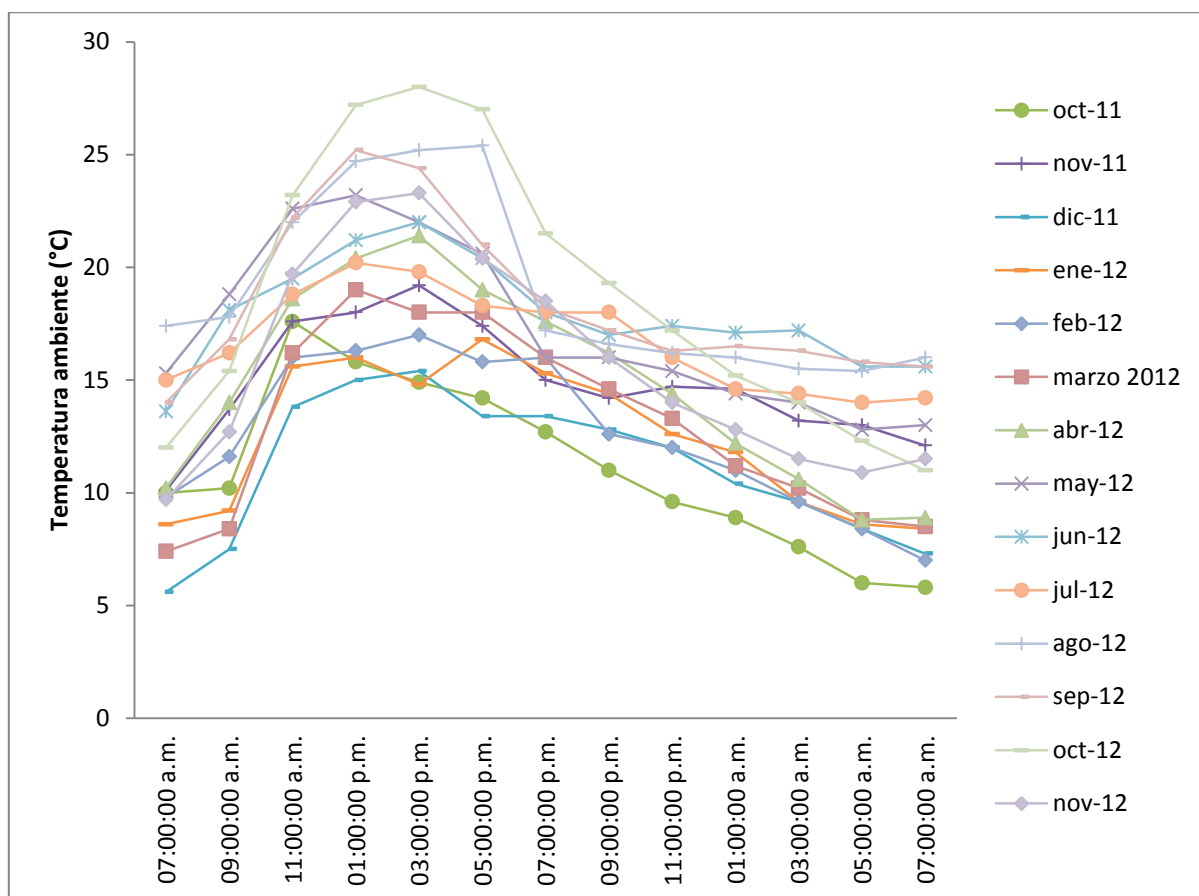
Gráfica 24. Viscosidad cinemática del lodo microbiológico a diferentes temperaturas

4.5. EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTE EN LA TEMPERATURA INTERNA DEL REACTOR UASB

4.5.1. Temperatura ambiente

Durante los perfiles de temperatura ambiente realizados del mes de Octubre del 2011 hasta el mes de noviembre del 2012 se encontró que, la temperatura mínima presentada fue en el mes de diciembre del 2011 la cual fue de 5.6 °C, mientras que la temperatura más alta que se registro fue en el mes de abril del 2012 y ésta fue de 28°C.

Las curvas de la gráfica 25 muestran el seguimiento de la temperatura ambiente, el cual presenta un comportamiento similar a lo largo de los meses en que se monitoreo, comenzando en una temperatura baja a las 7:00 horas aproximadamente, que va aumentando a lo largo del día con picos máximos entre las 13 y 15 horas del día, a partir de este punto la temperatura comienza a decrecer.

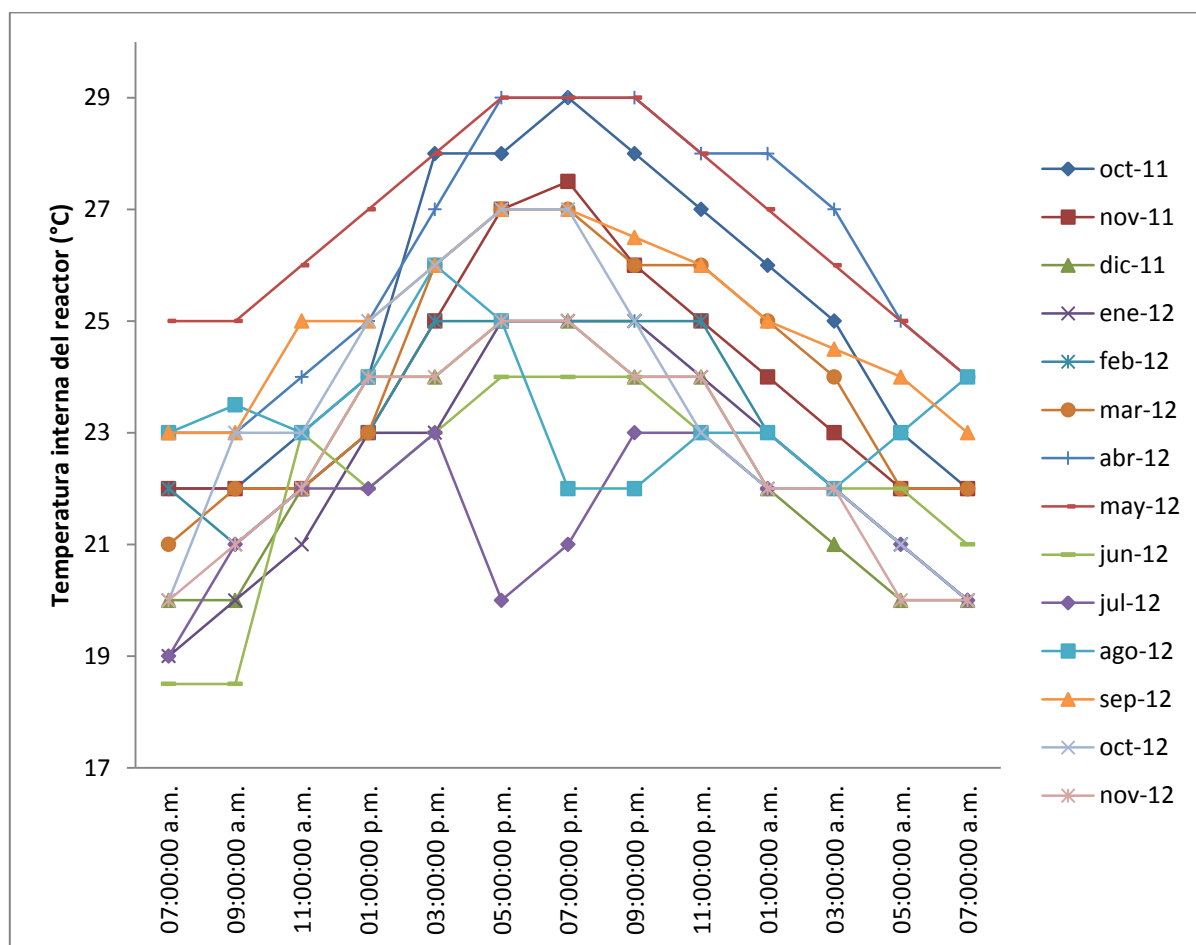


Gráfica 25. Perfil de temperatura ambiente horaria por mes

4.5.2. Temperatura del reactor

Los perfiles de temperatura interna del reactor presentados en la gráfica 26, siguen el mismo comportamiento para cada uno de los meses en los que se realizaron los perfiles, por lo que se infiere que la temperatura del medio tuvo influencia sobre la del UASB; sin embargo los picos máximos de temperatura no se presentan a las mismas

horas de la del ambiente, registrándose las más altas entre las 17 y 19 horas del día, lo que implica, un desfase de la temperatura dentro del reactor de 4 horas.



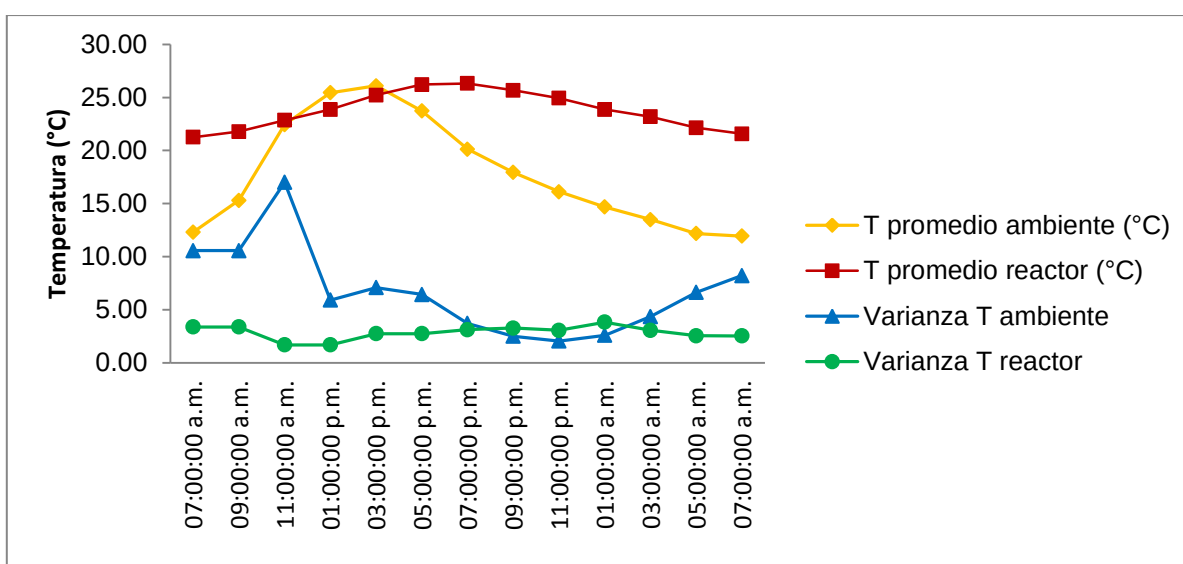
Gráfica 26. Perfil de temperatura interna del reactor horaria por mes

4.5.3. Efecto de la temperatura ambiente en el reactor

En la gráfica 27 se muestra el comportamiento de los promedios de temperatura por hora dentro del reactor y en el medio ambiente, observándose que la influencia de la temperatura más alta del día impacta en mayor medida la temperatura del reactor; condición que no sucede cuando se presenta la temperatura más baja del día, ya que ésta puede tener un gradiente de hasta 9 grados (temperatura mínima dentro del

reactor mayor a 20°C), esto debido a la capacidad amortiguadora que tiene el agua, lo que a su vez evita el choque térmico, aspecto que es benéfico para las bacterias.

Se realizó el cálculo de la varianza estadística para cada caso observando que en la temperatura del reactor la varianza es pequeña mientras que en algunos casos la varianza de la temperatura ambiente es grande debido a que es un dato estacional mostrando mayor variabilidad.



Gráfica 27. Temperatura ambiente promedio y temperatura interna del reactor promedio

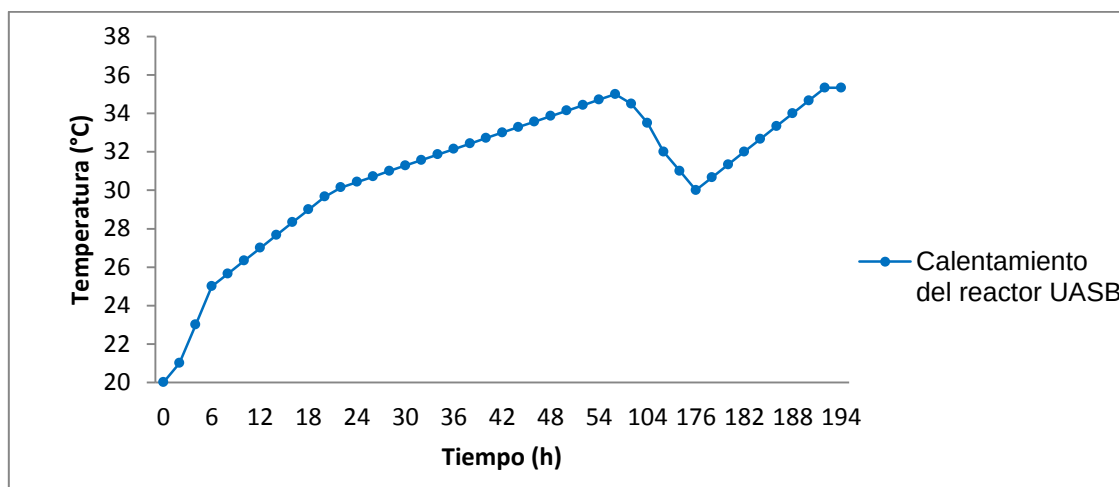
4.6. CONTROL DE TEMPERATURA EN EL REACTOR UASB

4.6.1. Estabilización de la temperatura a 35°C

En la gráfica 28, se muestra el comportamiento de la temperatura del lodo microbiológico al pasar el tiempo, observándose que al incrementar la temperatura de éste, es requerido más tiempo en los últimos grados para poder elevarlo hasta 35°C.

El calentamiento se inició a la temperatura de 20°C y se mantuvo un comportamiento pseudolineal hasta los 25°C con pendiente del orden de 0.83°C/hora, a partir de ésta temperatura la velocidad de calentamiento tuvo una disminución y la nueva velocidad de calentamiento fue de 0.33°C/h hasta alcanzar la temperatura de 30°C, la tercer pendiente del sistema de calentamiento fue del orden de 0.14°C/h, hasta alcanzar la temperatura de 35°C.

Una vez estabilizado el reactor, se presentó un problema operacional, dañándose el sistema de control, lo que provocó una disminución en la temperatura hasta 30°C, por lo que fue necesario reiniciar el sistema de calentamiento hasta los 35°C que se tenían programados, el comportamiento de la temperatura que se presento en éste calentamiento fue lineal con una pendiente de 0.38°C/hora, lo cual es atribuible a un cambio de concentración de los gránulos presentes en el reactor.



Gráfica 28. Tiempo para alcanzar la temperatura interna del reactor UASB a 35°C

4.6.2. Gasto energético debido al control de temperatura

Se evaluó el consumo energético del sistema de calentamiento en dos etapas, una primera etapa para el calentamiento del reactor hasta 35°C y la segunda etapa para mantenimiento de la temperatura. Los resultados indican que para el calentamiento por consumo de energía eléctrica debido a la resistencia es de 8.256 kW/h y por parte de la

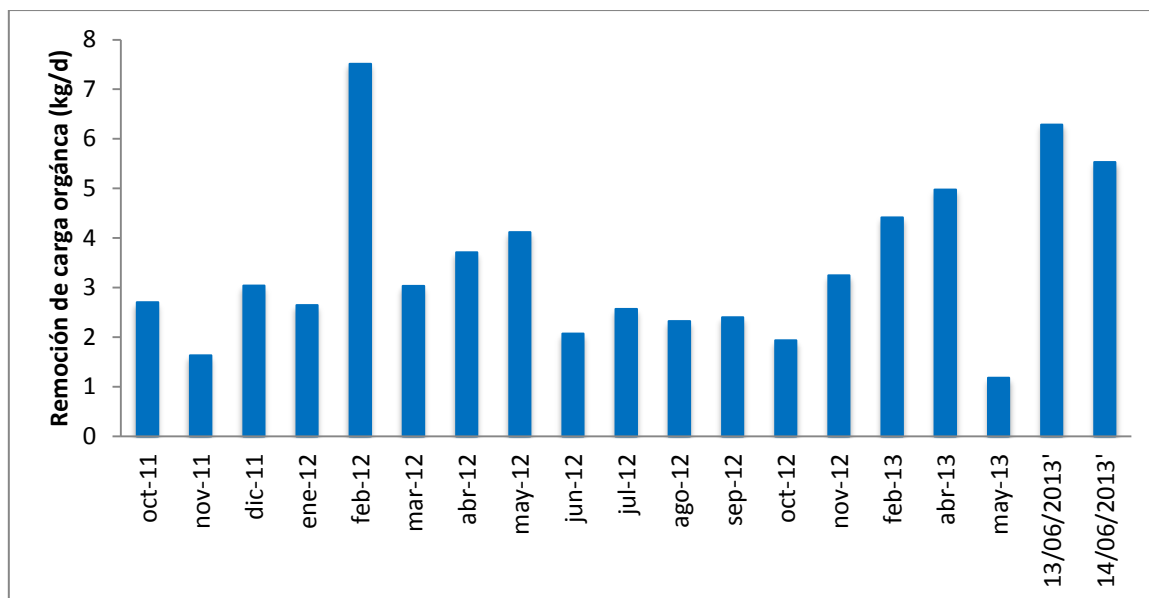
bomba es de 1.120 kW/h dando un total de 9.376 kW/h; una vez alcanzada la temperatura, para su mantenimiento se requirió el consumo de 2.4 kW/h por parte de la resistencia, mientras que por bombeo fue de 0.040 kW/h arrojando un consumo total neto de 2.44 kW/h.

4.7. OPERACIÓN DEL REACTOR A TEMPERATURA CONSTANTE DE 35°C

4.7.1. Remoción de carga orgánica

La gráfica 29 muestra las remociones de carga orgánica (CO) obtenidas durante los perfiles de temperatura, observando que en el mes de febrero del 2012 se obtuvo la mayor remoción de CO a un TRH de 48 horas en un orden de 7.51 Kg/d demostrando que el reactor es capaz de trabajar con altas cargas de materia orgánica, ya que para este mes se cargaron 600L y la DQO de entrada fue alta del orden de 18800 mg/L, mientras que la menor remoción se registró en el mes de noviembre del 2011 para un TRH de 48 h encontrándose en el orden de 1.635 Kg/d, cabe mencionar que esto ocurrió para los meses donde el reactor operó con temperatura no controlada.

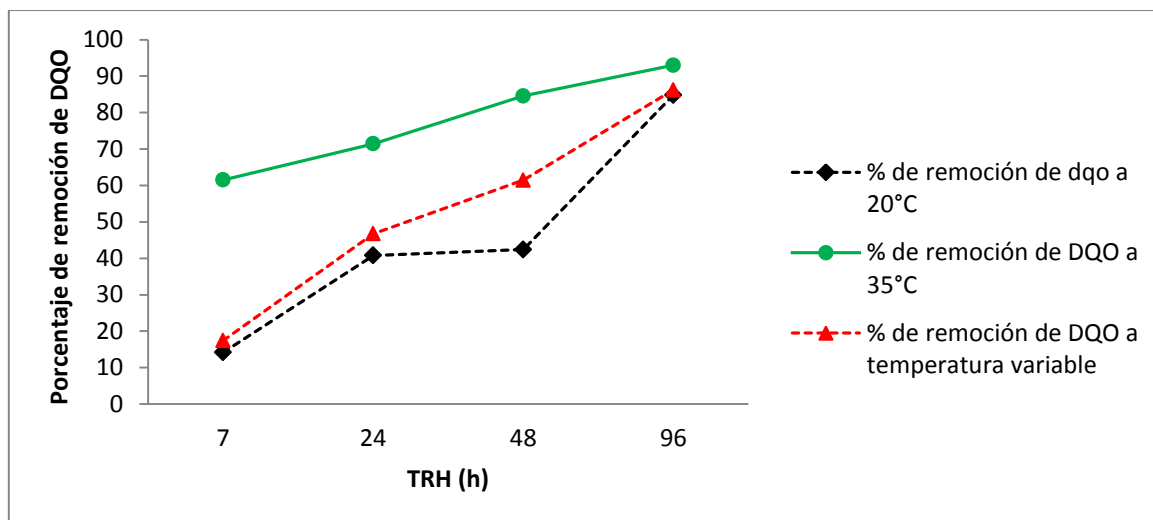
Para el mes de febrero del 2013 el reactor se encontró aislado, manteniendo su temperatura en $20 \pm 1^\circ\text{C}$, y la remoción de CO se conservó dentro de los parámetros operacionales (4.41Kg/d). Para los meses de abril, mayo y junio del 2013, la temperatura interna se controló a 35°C, en abril se monitoreó la remoción de DQO la cual se encontró en el orden 4.97 Kg/d en un TRH de 48 h mientras que para mayo durante un TRH de 96 h se tuvo una remoción de 1.18 Kg/d, se puede observar que la mayor remoción sucede dentro de un TRH de 48 h. Durante el mes de junio se realizó un seguimiento de remoción de CO de 48 h luego de la carga con TRH de 48 h cada uno y alimentación intermedia obteniendo una remoción en el orden de 6.29 Kg/d y 5.53 Kg/d para el 13 y 14 de junio respectivamente.



Gráfica 29. Remoción de Carga orgánica (CO) para cada perfil realizado

La gráfica 30 muestra las remociones de DQO que se obtuvieron a diferentes tiempos y temperaturas en los que operó el reactor, se observa el comportamiento a 35°C donde la remoción mayor fue de 61.49 % ocurrió en un TRH de 24 h misma que se obtenía a temperatura variable en un TRH de 48 h, se observa además que la remoción a temperatura de 20°C es similar a la remoción presentada bajo temperatura no controlada sin embargo, la remoción es más rápida a una temperatura variable debido a que se alcanzan valores de temperaturas de hasta 5°C mas que en la curva de 20°C.

A pesar de que se ha reportado que si el intervalo de temperatura en el que el reactor es operado se modifica, es necesario comenzar de cero la operación de éste teniendo especial cuidado con los parámetros que indican una posible desestabilización (Caicedo, 2006), la gráfica 30 muestra que la remoción de DQO continuó realizándose en el TRH de 48 e incluso este tiempo se puede reducir a 24 h por lo que el reactor no sufrió desestabilización alguna.



Gráfica 30. Porcentaje de remoción de DQO a distintas temperaturas internas del reactor UASB

4.8. CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DEL AGUA RESIDUAL DEL RASTRO



Figura 9. Agua Residual de Rastro

Tabla 11. Caracterización del agua residual de rastro

Parámetro	Agua residual de rastro antes de adicionar quelato de Cu^{++}	Agua Residual de Rastro después de adicionar quelato de Cu^{++}
T (°C)	21	25.34
C (mS/cm)	1.03	3.60
pH	7.465	7.46
NTK (mg/L)	1750	800.00
Alcalinidad (CaCO_3 mg/L)	6840.22	6547.79
DQO (mg/L)	15420.86	13720.00
Sólidos Sedimentables (ml/L)	20	17.70
Grasas y Aceites (mg/L)	189.8	2360.40
AGV's (mg CH_3COOH /L)	103.3	1360.60
Fósforo (mg PO_4^{3-} /L)	169	506.00
ST (mg/L)	13540	30948.80
SVT (mg/L)	11390	7116.40.
SFT (mg/L)	2150	23832.40
SSV (mg/L)	8300	1595.76
SSF (mg/L)	9000	22574.00
SST (mg/L)	17300	3706.40
SDT (mg/L)	7000	29101.03
Turbidez (FAU)	1925	1707.67
Color (U-Pt-Co)	10550	203250.00
Materia Flotante	Presente	Presente

En la tabla 11 se presenta una caracterización anterior y posterior a la adición del quelato de Cu^{++} . En ésta se observa que la conductividad en el agua residual del rastro se incrementó con la adición del quelato de cobre de 1.03 mS/cm a 3.6 mS/cm, lo cual se debe a la naturaleza iónica de éste. La DQO muestra una disminución, sin embargo, esta depende del día de la semana y de la actividad productiva que tenga el rastro por lo tanto es variable su valor. La cantidad de nitrógeno presente, se vio afectada por la adición de quelato de cobre, mostrando una disminución en la concentración siendo de 1750 mg/L a 800 mg/L; sin embargo, la relación carbono nitrógeno (C/N) fue de 17/1

encontrándose aún dentro de un intervalo óptimo. Por otro lado la concentración de fósforo en el agua residual incrementó de 169 mg $\text{PO}_4^{3-}/\text{L}$ a 506 mg $\text{PO}_4^{3-}/\text{L}$, obteniendo una relación carbono fósforo de 27/1, la cual es baja. La variación de los nutrientes se debe al tipo de residuos que lleva el agua residual de rastro tales como; la orina, heces y alimento cuya digestión no terminó y la cantidad de éstos a su vez depende de la actividad productiva del rastro. La cantidad de grasas y aceites incrementó debido a la naturaleza iónica del quelante ya que, las mantiene suspendidas en el medio acuoso, debido a que atrapa compuestos no polares como las grasas y aceites. La concentración de ácidos grasos volátiles aumentó de 103.3 mg $\text{CH}_3\text{COOH}/\text{L}$ a 1360.60 mg $\text{CH}_3\text{COOH}/\text{L}$, esto puede ser atribuido a que en el canal que transporta el agua residual a la planta tratadora del rastro se generan zonas de anaerobiosis por falta de limpieza, donde son producidos estos AGV's.

4.9. CARACTERIZACIÓN DEL LODO MICROBIOLÓGICO DEL REACTOR UASB

A partir del mes de febrero del 2013 se comenzó a adicionar al agua potable del rastro y frigorífico de Morelia un producto elaborado a base de sulfato de cobre quelatado, con el objetivo de que el cobre ionizado pase a través de la membrana celular y cause un efecto tóxico en la bacteria, lisándola para posteriormente el cobre se libere al medio y sea aprovechado por organismos más desarrollados, dándose el mecanismo Quorum Sensing (Miller *et al.*, 2001).

El lodo microbiológico (figura 10) el cual fue tomado del punto de purga del reactor, fue caracterizado, con el propósito de conocer si las propiedades del mismo cambiaron posterior a la dosificación de quelato de Cu^{++} , además de realizar una comparación entre ésta caracterización y las realizadas previamente.



Figura 10. Lodo Microbiológico

Tabla 12. Caracterización del lodo microbiológico a temperatura controlada

Parámetro	Lodo antes de adicionar quelato de Cu ⁺⁺ y a T variable	
	Lodo a 35°C y quelato de Cu ⁺	
T (°C)	22.32	35.00
C (mS/cm)	6.67	5.22
pH	7.78	7.57
NTK (mg/L)	439	3246.00
Alcalinidad (CaCO ₃ mg/L)	43252.57	13065.00
Sólidos Sedimentables (ml/L)	980	984.00
AGV's (mg CH ₃ COOH /L)	-	10740.00
Fósforo (mg PO ₄ ³⁻ /L)	-	3425.00
ST (mg/L)	98928	48315.50
SVT (mg/L)	84014	36637.50
SFT (mg/L)	14914	9342.40
SSV (mg/L)	45510	34812.50
SSF (mg/L)	5190	8233.33
SST (mg/L)	50700	43045.83
SDT (mg/L)	48228	4657.33
Materia Flotante	Presencia	Presencia
Relación α	0.77	0.66

La tabla 12 muestra 2 promedios de 5 caracterizaciones del lodo microbiológico, la primera columna muestra los resultados a condiciones de temperatura no controladas, mientras que la segunda a una temperatura controlada de 35°C y bajo el efecto de la adición de quelato de cobre. A pesar de incrementar el número de iones en el influente del reactor, la concentración de éstos en el lodo se redujo de 6.67 a 5.22 mS/cm, debido a que éstos se encuentran en su mayoría suspendidos en el medio acuoso. La concentración de nitrógeno también se ve afectada por la presencia de cobre, incrementando de 439 a 3246 mg/L, ello debido a que la presencia del metal, cataliza la formación de sales. La alcalinidad se redujo por debajo de la mitad de la concentración inicial de CaCO_3 pasando de 43252.57 a 13065 mg CaCO_3/L , esto como resultado de la eliminación de adición de cal al agua residual, ya que ésta causa interferencias sobre el quelato de Cu^{++} . De esta forma la relación alfa también sufrió afectaciones, debido a que comenzó a decrecer su valor desde 0.77 hasta llegar a 0.66. Por otra parte las bacterias permanecieron realizando sus funciones biológicas normalmente, de tal forma, que cada 4 semanas se continuó realizando las purgas del reactor. El porcentaje de microorganismos presentes en el lodo microbiológico es de 72.05% del cuál un 76% es biomasa activa (Pérez *et al.*, 2009).

4.10. CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DE LA SALIDA DEL REACTOR UASB



Figura 11. Agua de salida del reactor UASB a 35°C

Tabla 13. Caracterización de la salida del reactor UASB a una temperatura variable y a temperatura controlada (35°C)

Parámetro	Temperatura Variable	35°C
	Salida	
T (°C)	22.54	30.20
C (mS/cm)	8.56	7.84
pH	7.88	7.69
NTK (mg/L)	472	1366.60
Alcalinidad (CaCO ₃ mg/L)	6840.22	5523.67
DQO (mg/L)	4250	2250.00
Sólidos Sedimentables (ml/L)	15	20.40
Grasas y Aceites (mg/L)	53.6	1416.00
AGV's (mg CH ₃ COOH /L)	156.5	279.60
Fósforo (mg PO ₄ ³⁻ /L)	68.65	250.40
ST (mg/L)	6102	4819.20
SVT (mg/L)	4848	2082.00
SFT (mg/L)	1254	2737.20
SSV (mg/L)	3190	2082.00
SSF (mg/L)	1310	408.00
SST (mg/L)	4500	2490.00
SDT (mg/L)	1602	2329.2
Turbidez (FAU)	-	1714.25
Color (U-Pt-Co)	43900	7100.00
Materia Flotante	Ausencia	Ausencia

La tabla 13 muestra la caracterización del agua de salida del reactor UASB a temperatura variable y controlada, en éste caso además con adición de quelato de cobre y un TRH de 48 h.

La temperatura en el efluente del reactor se encontró en 22.54°C para cuando no existió control de temperatura y 30.20°C con la temperatura controlada de 35°C en el lodo. Con respecto a la temperatura de descarga a condiciones controladas de temperatura, se observa un gradiente de ésta del orden de 4 grados desde el fondo hasta la descarga del reactor.

La conductividad disminuye su valor de 8.56 mS/cm a 7.84 mS/cm debido a que una fracción del quelato de cobre es consumido por las bacterias presentes.

La DQO promedio a temperatura variable se encuentra en 4250 mg/L mientras que a temperatura controlada es de 2250 mg/L, demostrando que el incremento y mantenimiento de temperatura interna del reactor en un rango mesofílico influye en la remoción de carga orgánica. Ésta remoción se puede observar también en la cantidad de ST presentes ya que con respecto a la concentración del influente se observa una disminución hasta 4810.20 mg/L.

La concentración de nitrógeno aumenta dentro del reactor debido a que, el nitrógeno amoniacal es convertido en nitrógeno soluble en el medio a una velocidad mayor por acción del quelato de cobre (Eau Canada International). Por otra parte el fósforo incrementa su concentración luego del calentamiento y la adición de quelato llegando a 250.40 mg/L.

El pH disminuye su valor de 8.56 a 7.84 esto es por la concentración de AGV's presentes en el medio ya que ésta incrementa de 156 mg CH_3COOH /L a 1416 mg CH_3COOH /L, mientras que la alcalinidad por ésta misma razón ve disminuida su concentración de 5840.22 mg CaCO_3 /L a 5523.67 mg CaCO_3 /L que por el cambio de pH comenzó a ser consumida.

La concentración de grasas y aceites presentes en el reactor disminuye en un 40% respecto a la que posee el influente, sin embargo con respecto a la cantidad presente antes de comenzar a agregar el quelato de cobre en el agua potable del rastro ésta aumento considerablemente en la salida y entrada al reactor, lo que puede deberse a interacciones del quelato de cobre con las grasas y aceites presentes en el agua posiblemente ayudando a su solubilización, debido a que el Cu (II) tiene como característica la capacidad de donar o aceptar fácilmente sus electrones.

4.11. PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

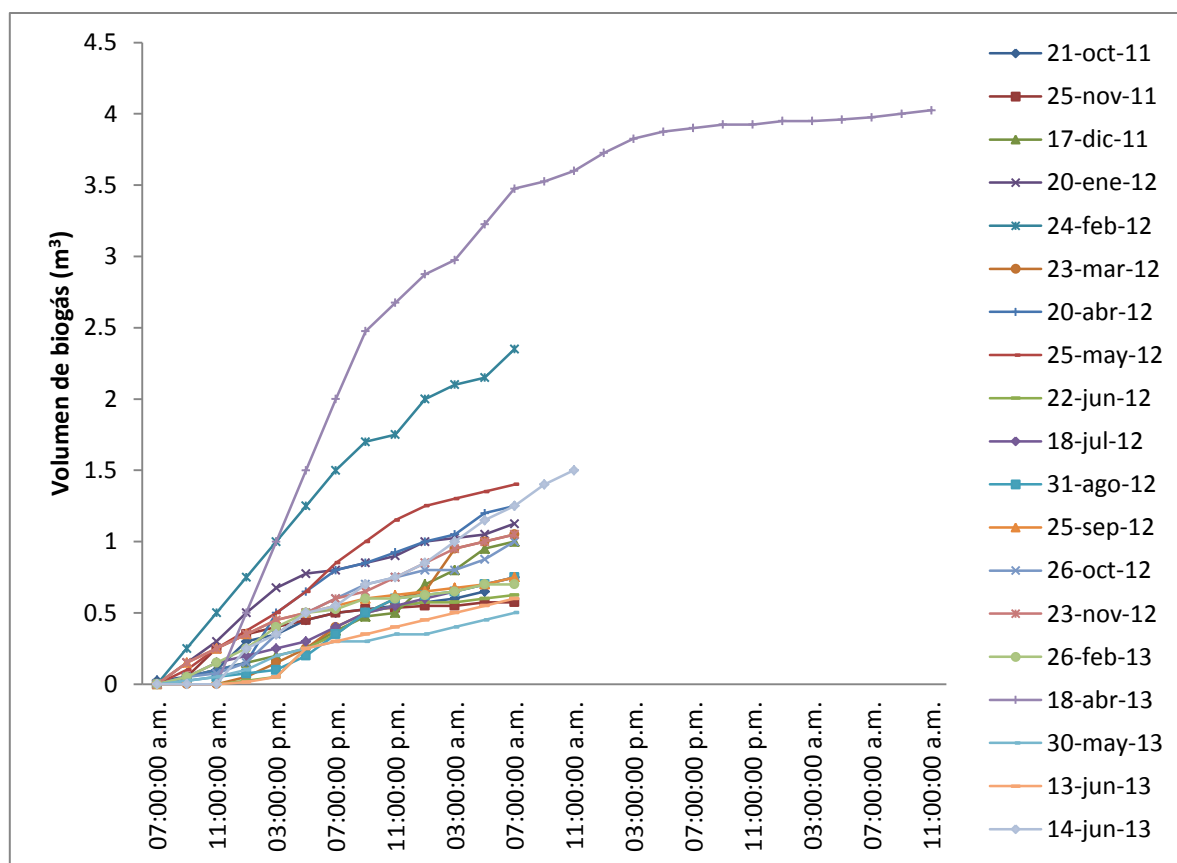
4.11.1. Perfiles de producción de biogás

Se realizaron 18 perfiles de producción de biogás, durante las primeras 24 horas después de la alimentación y a las 48 horas posteriores a la alimentación, 14 de ellos fueron realizados bajo temperatura variable y los cuatro restantes a 35°C. Es notoria la influencia de la temperatura, ya que para octubre del 2011 a noviembre del 2012 donde la temperatura interna de reactor no fue controlada y varió de 20°C a 25°C, la mayor producción de biogás que se obtuvo fue de 1.4 m³/d para el mes de mayo del 2012, con un rendimiento de 0.34 m³ CH₄/ kg DQO_{removida}, lo cual puede deberse a que este mes es uno de los más calurosos. Una condición especial que se presentó durante este período de evaluación, fue que en el mes de febrero se tuvo una producción de biogás mayor de 2.35 m³/d, lo cual es debido a que se incrementó la carga orgánica alimentada al aumentar el volumen de 500 L a 600 L. Por otro lado el volumen más bajo de biogás obtenido fue de 0.414 m³/d de biogás para el mes de noviembre del 2011 con un rendimiento de 0.25 m³ CH₄/kg DQO_{removida}. Para el mes de febrero del 2013 el reactor se encontraba aislado de las condiciones térmicas del medio exterior, y la temperatura dentro de él fue de 19 a 20 °C donde el volumen total producido de metano fue de 0.7 m³/d con un rendimiento de 0.11 m³ CH₄/kg DQO_{removida}.

Para los meses de abril, mayo y junio del 2013 la temperatura en el lodo se encontró controlada en un rango de 35°C ± 1°C. Para el mes de abril se monitoreó la producción de biogás las primeras 48 h luego de la alimentación, mientras tanto para el mes de mayo fue después de 24 horas de la carga y para el mes de junio del 2013 se realizó un perfil de 48 h con dos alimentaciones, una al inicio del perfil y otra intermedia, obteniendo que durante las primeras 24 horas, el proceso anaerobio se ve acelerado notoriamente, ya que la producción de biogás se incrementa, encontrándose en el orden de 3.6 m³/d con un rendimiento de 0.58 m³ CH₄/kg DQO_{removida}, mientras que en las siguientes 24 horas la producción de biogás baja a 0.5 m³/d con un rendimiento de 0.30 m³ CH₄/kg DQO_{removida}. Para el mes de mayo del 2013 a las 48 horas luego de la carga se registro igualmente que el mes anterior una producción de biogás de 0.5 m³/d

de biogás con un rendimiento de $0.30 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}_{\text{removida}}$. Sin embargo, en junio se observó que la producción de biogás disminuyó notablemente, encontrándose en $0.6 \text{ m}^3/\text{d}$ y $1.5 \text{ m}^3/\text{d}$ con un rendimiento de $0.07 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}_{\text{removida}}$ y $0.27 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}_{\text{removida}}$ respectivamente, el decaimiento en la producción de biogás se debió al efecto del quelato de cobre que comenzó a tener repercusión en las bacterias metanogénicas las cuales son las más susceptibles al Cu^{++} (PROCOBRE, 2011).

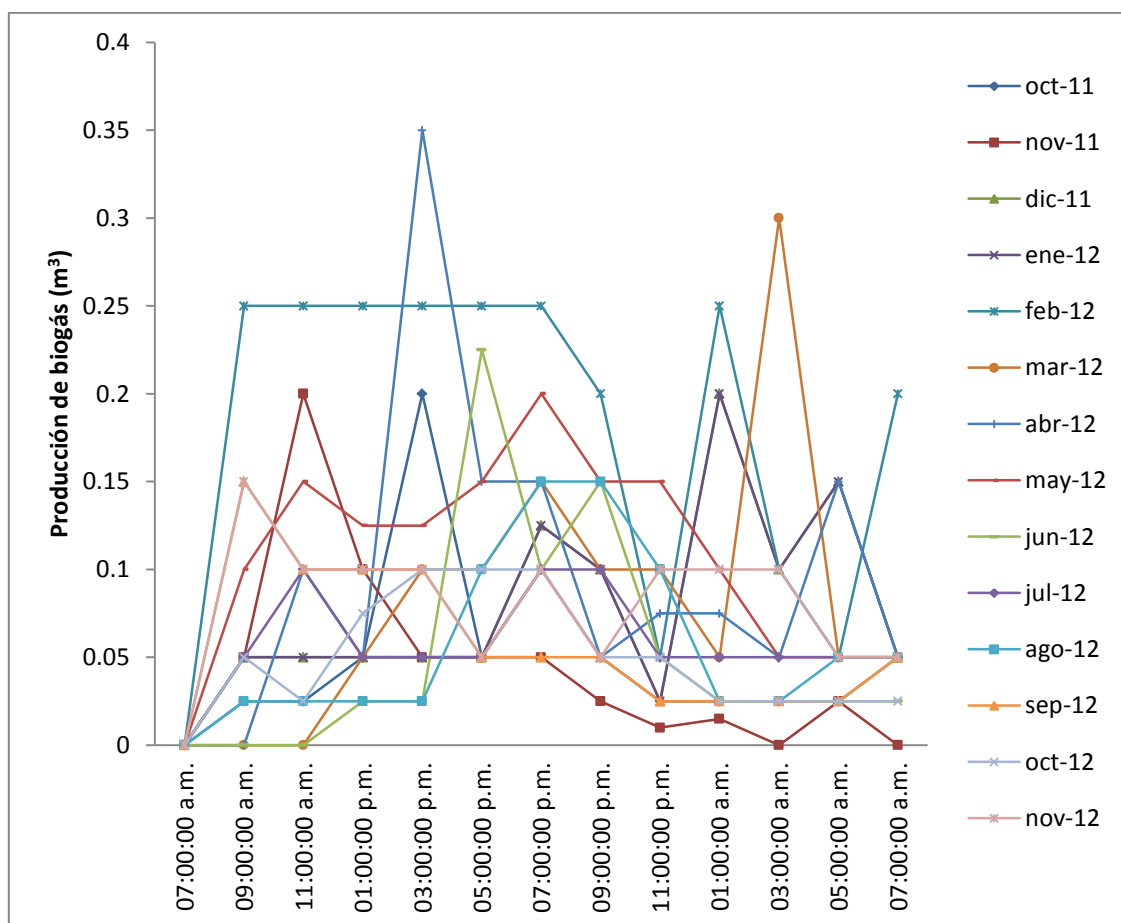
En el mes de junio a pesar de que se tuvo una buena degradación de la carga orgánica (gráfica 29), no se reflejó ésta en la producción de metano, lo cual es atribuido a que el proceso de degradación llega hasta la etapa de la acetogénesis.



Gráfica 31. Producción de biogás por mes y a distintas temperaturas

La gráfica 32 muestra el comportamiento de la producción de biogás a lo largo de las 24 h durante las cuales fue monitoreada.

En los meses de marzo y junio se realizó el perfil durante las primeras 24 h luego de la carga se observa que durante ese tiempo existe una menor producción de biogás con respecto a los demás meses en los cuales se monitoreo la producción pasadas las 24 h de la carga y hasta las 48 h.

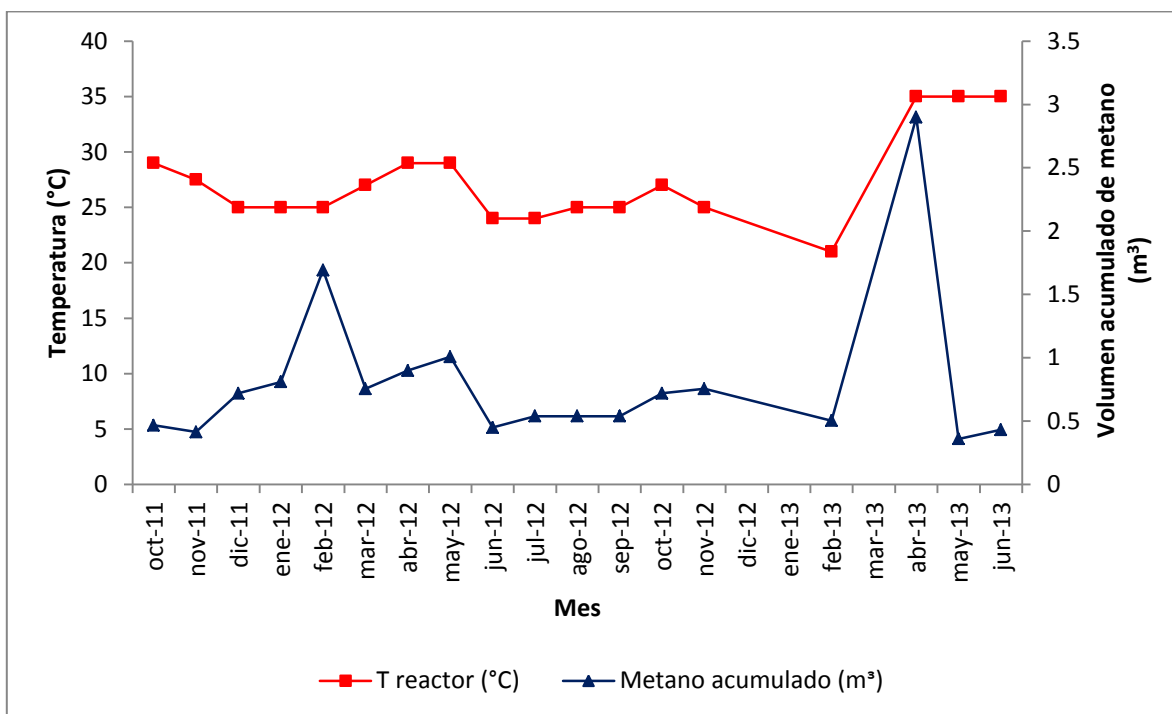


Gráfica 32. Producción de biogás horaria por día

4.11.2. Influencia de la temperatura en la producción de biogás

La gráfica 33 muestra que en la mayoría de los puntos la temperatura interna del reactor coincide con la producción de biogás a excepción del mes de febrero del 2012 debido a que la carga orgánica fue alta.

En abril, mayo y junio del 2013 se muestra en la gráfica la producción neta de metano, la cual fue de $2.88 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{d}$, $0.36 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{d}$, para abril y mayo respectivamente, se debe tomar en cuenta que durante mayo el perfil fue 24 h luego de la alimentación generándose una menor cantidad de biogás con respecto a abril, mientras que para junio el químico agregado por parte del rastro muestra ya un efecto sobresaliente, obteniendo una producción neta de metano de $0.43 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$ y $1.5 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$ para 13 y 14 de junio del 2013 respectivamente.



Gráfica 33. Temperatura interna mayor alcanzada en el reactor y el metano acumulado

4.11.3. Eficiencia energética del biogás generado

Por cada kilogramo de DQO removida se obtienen 3.3 kW/h (Gutiérrez *et al.*, 2012), por lo tanto para el mes de abril del 2013 a una temperatura constante de 35°C se obtuvo una remoción de DQO igual a 4.97 kg/d, de esta forma se alcanzaron en total 16.42 kW/h. Con respecto al gasto energético que originó el incremento de temperatura del reactor durante su estabilización consumió 9.376 kW/h y una vez estabilizada la

temperatura en 35°C se originó un gasto de 2.44kW/h por lo tanto el biogás generado a partir de un volumen de agua residual de 500 L es suficiente para mantener las condiciones de temperatura controlada dentro del reactor. Cabe mencionar que se tiene un excedente de biogás, él cual puede ser empleado como combustible de una caldera empleada en el proceso productivo del rastro aportando el equivalente a 2.8 L/d de diesel.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

5. CONCLUSIONES

La temperatura controlada de 35°C impactó en el aumento de la producción de biogás, la cual llegó a 3.6 m³/d comparada con 1.7 m³/d bajo condiciones no controladas. Este incremento en la producción de biogás es capaz de automantener las condiciones de la temperatura controlada, con un excedente para ser utilizado como calentamiento y/o generación de energía eléctrica.

La temperatura controlada acelera la reacción de anaerobiosis y aumenta la remoción de la DQO de un 60% a 80% a las 24 horas con un tiempo de residencia hidráulico de 48 horas.

El inóculo que se tiene en el reactor se encuentra estabilizado y tiene la capacidad de absorber condiciones de estrés por carga orgánica, cambios de pH, Nitrógeno Total y alcalinidad.

Es posible realizar el trasvase del lodo microbiológico y exponerlo parcialmente a condiciones aerobias durante 7 horas, sin que éste pueda sufrir afectaciones graves, ya que su reestabilización se logra en 3 semanas.

El sulfato de cobre quelatado afectó las características del agua residual de rastro con la cual se alimentó el reactor y como consecuencia la operación del reactor.

Las bacterias productoras de metano fueron las más sensibles al quelato de cobre, ya que después de 5 meses de estar en contacto con éste se inhibió la metanogénesis, no así los otros consorcios microbianos ya que se presenta una acumulación de AGV's y la DQO sigue disminuyendo en un orden del 83%.

Al aislar el reactor la temperatura dentro se mantuvo entre 19 y 20 °C lo que inhibe el efecto de las condiciones exteriores, por lo que es necesario un elemento externo de calentamiento para elevar la temperatura en el lodo.

Se cumplió con todos los objetivos planteados en la presente tesis, obteniendo finalmente que el reactor UASB operando bajo condiciones controladas de temperatura puede ser sustentable energéticamente.

RECOMENDACIONES

- Eliminar el ácido sulfhídrico y bióxido de carbono del biogás producido.
- Corregir el volumen de biogás producido, con respecto a la temperatura ambiente y la presión atmosférica.
- Proponer un diseño nuevo del reactor para evitar corrientes en corto circuito, es decir que la totalidad del lodo microbiológico tenga contacto con el agua residual.
- Estudiar y analizar la biomasa activa dentro de cada etapa operativa del reactor.

BIBLIOGRAFÍA

1. Ing. Leticia Montoya Herrera. *Aguas residuales de rastros*. <http://www.cideteq.mx>. Consultado en enero del 2012.
2. Ammary Y. B. 2004. *Nutrients requirements in biological industrial wastewater treatment*. African Journal of Biotechnology. 3(4), pp. 236-238.
3. Bermúdez J. J., Canovas M., Manjon A., Iborra J. L., Howell J. A., 1998. *La digestión anaerobia*. Universidad de Murcia Secretariado de publicaciones.
4. Bermúdez R C., Rodríguez Suyén, de la C. Martínez M., Terry A. I., 2010. *Ventajas del empleo de reactores UASB en el tratamiento de residuales líquidos para la obtención de biogás*. Centro de Estudios de Biotecnología Industrial, Universidad de Oriente, Apartado Postal 4011, CP. 90400, Santiago de Cuba, Cuba.
5. Bernache P. G., Sánchez C. S., Garmendia A., Dávila V. A. Sánchez S. M., 2001., *Solid waste characterisation study in the Guadalajara Metropolitan Zone, Mexico.*, 19, pp. 413-424.
6. Caicedo, M. F. y Marín A. J. 2006. *Diseño, construcción y arranque de un reactor UASB piloto para el tratamiento de lixiviados*. Tesis de especialidad (Especialización en Ingeniería Ambiental). Universidad Nacional de Colombia. Manizales, Colombia. 49 pp.
7. Carmona A., 2008. *Manual del viscosímetro Brookfield*. Universidad Nacional Agraria de la Selva. Tingo María Perú. pp.7.
8. Carozzi A., 1993. *Pretratamiento de las aguas residuales de la industria lechera*. In *Proceedings of the fifth Symposium on Waster Anaerobic Treatment*. Universidad de Valladolid, España.
9. Castillo R. F., 2005. *Biotecnología Ambiental*. Editorial Térbar, S. L., Madrid, España.
10. Chávez M., Tajada R., Mejías D., Chacín E., Fernández N. 2005. *Actividad enzimática del lodo granular en reactor UASB tratando efluente lácteo*. Boletín del centro de investigaciones biológicas. 39:3, pp. 293-299.
11. Chen Y., Cheng J.J., Creamer S. K., 2007., *Inhibition of anaerobic digestion process: A review*, Bioresource Technology, 99, pp. 4044-4064

- 12. Cuetos M. J., Gómez X., Otero M., Morán A., 2008.,** *Anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste (SHW) at laboratory scale: Influence of co-digestion with the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW).*, *Biochemical Engineering Journal*, 40, pp. 99-106

- 13. Cuetos M. J., Gómez X., Otero M., Morán A., 2010.** *Anaerobic digestion and co-digestion of slaughterhouse waste influence of heat and pressure pre-treatment in biogas yield.* *East Management*. 30, pp 1780-1789.

- 14. COFEPRIS, 2006.,** *Evaluación de riesgos de los rastros y mataderos municipales*, México D.F.

- 15. Del Pozo R., Díez V., Bentrán S., 2000.** *Anaerobic pre-treatment of slaughterhouse wastewater using fixed-film reactors.* *Biosource Technology*. 71:2, pp.143-149.

- 16. Dohanyos M., Kosova B., Zabranska J., Grau P., 1985.** *Production and utilization of VFA'S on various types of anaerobic reactors.* *Water Sci. Technol*, 17, pp. 191-205.

- 17. Eau Canada International. 2011.** *Lucha contra las enfermedades transmitidas por el agua, tratamientos y conservación, su impacto en el sector rural, cloración y efectos sobre la salud. Programa de sostenibilidad de los servicios de agua potable y saneamiento en comunidades rurales III.*

- 18. Farajzadehha S., Mirbagheri S. A., Farajzadehha S., Shayegan J. (2012).** *Lab scale study of HRT and OLR optimization in UASB reactor for pretreating fortified wastewater in various operational temperatures.* *Procedia APCBEE*. 1, pp. 90-95.

- 19. Gerardi H. M. 2003.** *The Microbiology of anaerobic Digesters.* United States of America

- 20. Guerra R., González S., Trupiano A., Figueroa M., Seghezzo L. y Cuevas C. 2000.** *Perfiles de actividad metanogénica específica en un reactor UASB utilizado para el tratamiento de líquidos cloacales pre-sedimentados.*, Universidad Nacional de Salta, consejo de Investigación-INENCO, laboratorio de estudios Ambientales, Buenos Aires Argentina.

- 21. Gutiérrez G. G de J., I. Moncada F., Meza M. M. M., Félix F. A., Balderas C. J. de J., Gortáres M. P., 2012.,** *Biogás: una alternativa ecológica para la producción de energía,* *IdeQasCONCYTEG*, 7(85), PP. 881-894.

- 22. Gutiérrez A., Seghezzo L., Trupiano A., Cuevas C., 2001.** *Efecto de la descarga de lodo y el tiempo de retención hidráulico en la remoción de sólidos suspendidos en un reactor UASB.* Avances en Energías renovables y Medio Ambiente., Vol. 5
- 23. Gray N. F., 2010.** *Water Techonology.* An Introduction for Environmental Scientists and Engineers, Tercera edición, McGraw Hill, Dublin.
- 24. Haber-Schaim, Uri.1978.** *Introducción a las ciencias físicas.* Primera edición. REVERTÉ. España. 350 pp
- 25. Incropera P., Frank; P. De Wit, David. 1999.** *Fundamentos de transferencia de calor.* Cuarta edición. PEARSON. México. 886 pp.
- 26. Kavacik B., Topaloglu B. 2010.** *Biogas production from co-digestion of a mixture of cheese whey and dairy manure.* Biomass and Bioenergy. 34:9, pp. 1321-1329.
- 27. Kern Q, Donald. 1999.** *Procesos de transferencia de calor.* Primera edición. McGraw-Hill. México. 980 pp.
- 28. Lettinga G., Van Lier J.B., Rintala J., Sanz Martin J.L., 1990.** *Effect of short-term temperature increase on the performance of a mesophilic reactor.* Water Sci. Technol., 22:9, pp. 183-190.
- 29. Leyensetter A. y Wüertemberger G. 2006.** *Tecnología de los oficios metalúrgicos.* Primera edición. REVERTÉ. Barcelona España. 879 pp.
- 30. Lolmede Ph., Jacome A., Vidart T., Tejero I. 2000.** *Tratamiento de agua residual con elevado contenido de nitratos utilizando reactores biomembrana aireados.* Ingeniería del Agua. 7:3. pp. 243-254.
- 31. López L. A., De la Barrera J.F., Vallejo R. R., Barahona A. C., 2008.** *Estudio comparativo entre un proceso fisicoquímico y uno biológico para tratar agua residual de rastro.,* 33:7, pp. 490-495.
- 32. Ludwig, E. E. 2002.** *Applied processes design for chemical and petrochemical plants.* Volumen 3. Tercera edición. Gulf Professional Publishing. Luisana.

- 33. Manahan E. S. 2007.** *Introducción a la Química Ambiental*. Primera edición. Editorial Reverté UNAM.
- 34. Martínez G. I., En revisión.,** *Diseño de un serpentín para el control de temperatura interna de un reactor UASB*. UMSNH.
- 35. Menardo S., Gioelli F., Balsari P., 2011.** *The methane yield of digestate: effect of organic loading rate, hydraulic retention time and plant feeding*. Biosource technol., 102 (2011), pp. 2348-2351.
- 36. Metcalf y Eddy. 2003.** *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. Cuarta edición. McGraw Hill. New York.
- 37. Metzner G. 1990.** *Temper U. Operation and optimization of a full-scale fixed-bed reactor for anaerobic digestion for animal rendering waste water*. Water Sci. Technol., 22, pp. 373-384.
- 38. Miller B.M., Bassler L. B., 2001.** *Quorum Sensing in bacteria*. Rev. Microbiol. 55, pp165-188.
- 39. Mills A.F. 2003.** *Heat Transfer*. Segunda edición. Pearson
- 40. Molinuevo S. B., González F. C., Gómez X., García G. M. C., Morán A. (2012).** *Vegetable processing wastes addition to improve swine manure anaerobic digestion: Evaluation in terms of methane yield and SEM characterization*. Applied Energy 91. Pp. 36-42.
- 41. Moreno B., Gropelli E., Campanella E.A., 2010.,** *Revisión de las principales tecnologías de purificación de biogás*. Ciencia y Tecnología., 10, pp.187-201
- 42. Mott R. L. 1996.** *Mecánica de fluidos aplicada*. Cuarta edición. Prentice Hall. México D.F. 580 pp.
- 43. Mott Robert L. 2006.** *Mecánica de fluidos*. Sexta edición. Pearson Education. México D.F. 644 pp.
- 44. Nieto G., Gónzales T. D., Bello R., 2005.,** *Morfología y estructura microbiana de biogranulos de reactores anaerobios UASB*, Colegio de la frontera Sur, Tapachul, Chiapas.

- 45. Lew B., Lustig I., Beliavski M., Tarre S., Green M. (2011).** *An integrated UASB-sludge digester system for raw domestic wastewater treatment in temperate climates.* Bioresource Technology. 102, pp. 4921-4924
- 46. Osorio S. J., Ciro V.H., González S. H. 2007.** *Evaluación de un sistema de biodigestión en serie para clima frío.* Fac. Nal. Agr. Medellín. 60:2, pp. 4145-4162.
- 47. Pacheco J., Magaña A. 2003.** *Arranque de un reactor anaerobio.* Ingeniería Revista Académica. 7-1. pp. 21-25
- 48. Pérez V. A., Torres L. P. y Silva L. J. 2009.** *Tratamiento anaerobio de las aguas residuales del proceso de extracción de almidón de yuca. Optimización de variables ambientales y operacionales.* Dyna. (160): 139-148.
- 49. PROCOBRE. 2011.** *Cobre bactericida.* Internacional Copper Association (ICA). Santiago de Chile.
- 50. Rajakumar R., Meenambal T., Saravanan P. M., Ananthanarayanan P., (2012).** *Treatment of poultry slaughterhouse wastewater in hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor packed with pleated poly vinyl chloride rings.* Bioresource Technology. 103, pp. 116-122.
- 51. Ramalho, R. 2003.** *Tratamiento de aguas residuales.* Reverté, pp. 503-521.
- 52. Rasi S., Veijanen A., Rintala J., 2006.** *Trace compounds of biogas from different biogas plants.* Energy. 32:8, pp. 1375-1380.
- 53. Rodríguez J., Sosa G. J., Garza. 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.* Journal of Chemical Society, Abril-Junio, volumen 46 número 002, México México pp.185-188.
- 54. Romero O. L., Ramírez V. F., Álvarez S. C., Mirada A. M., 2011.** *Uso de hidrófitas y un sistema anaerobio para el tratamiento de agua residual de rastro,* Polibotánica, 31, pp.157-167.

- 55. Sadik Kakac, Hongtan Liu. 2002.** *Heat Exchanger selection, rating, and thermal design.* Segunda edición. CRC PRESS. Florida. 491 pp.
- 56. Sadik, Kakac; Hongtan Liu. 2002.** *Heat exchangers selection, rating, and thermal design.* Segunda edición. CRC-Press. London. 493 pp
- 57. Sponza D. T., 2001.** *Anaerobic granule formation and tetrachloroethylene (TCE) removal in a upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor.* Enzyme and Microbial Technology. 29:6-7, pp.417-427
- 58. Tchobanoglous, G., Theisen, H. y Vigil, S. 1994.** *Gestión integral de residuos sólidos.* Ed. McGrawHill, México. 1087 pp.
- 59. Terreros, J., Olmos, A., Noyola, A., Ramírez, F., Monroy, O. 2009.** *Digestión anaerobia de lodo primario y secundario en dos reactores UASB en serie.* Revista mexicana de ingeniería química. (8) 2: 153-161.
- 60. Tippayawong N., Thanompongchart P., 2010.** *Biogas quality upgrade by simultaneous removal of CO₂ and H₂S in a packed column reactor.* Energy. 35. pp. 4531-4535.
- 61. Wang Y., Zhang Y., Wang J., Meng L. 2009.** *Effects of volatile fatty acid concentrations on methane yield and methanogenic bacteria.* Biomass and Bioenergy. 33. Pp. 848-853.
- 62. Winkler M. A., 2008.** *Tratamiento biológico de aguas de desecho,* Editorial Limusa. México, DF.
- 63. Yunus A. Cengel y Boles Michael A. 2006.** *Termodinámica.* Quinta edición. McGraw-Hill. México D.F. 988 pp.

ANEXO A

A.1. SELECCIÓN DEL AISLANTE

Se obtuvieron las características del material del reactor así como la velocidad del viento durante un año y se establecieron 3 posibles materiales aislantes los cuales fueron; fibra de vidrio, lana mineral y nieve de poliestireno para realizar los cálculos necesarios en la selección del aislante.

A.1.1. Características del material del reactor

Se contó con un tinaco de polietileno de alta densidad (PE-HD), material que presenta un coeficiente de conducción térmica (K) igual a 0.38 W/m*K (guireplast.com).

A.1.2. Velocidad del viento

Se revisó a lo largo del año la velocidad del viento, donde la máxima registrada se emplea para los cálculos.

Tabla A1. Velocidad promedio máxima del viento

Año	Mes	Velocidad promedio máxima (km/h)
2000	Enero	15.37
2001	Enero	23.34
2002	Junio	32.41
2003	Mayo	27.97
2004	Marzo	29.45
2005	Marzo	25.19
2006	Diciembre	25.19
2007	Abril	15.74
2008	Abril	16.48
2009	Octubre	18.52
2010	Enero	38.89

A.2. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS Y DE LOS SÓLIDOS

Las siguientes propiedades fueron tomadas a 300 K.

Fibra de vidrio (densidad media) (Karlekar); $K=0.038 \text{ W/m.K}$

Lana (Karlekar); $K = 0.04 \text{ W/m.K}$

Nieve (A.F. Mills); $K = 0.049 \text{ W/m.K}$

Aire (A.F.Mills); $K=0.0267 \text{ W/m.K}$, $\rho=1.177 \text{ kg/m}^3$, $C_p=1005 \text{ J/kg.K}$, $\mu=18.43\text{E-}6 \text{ kg/m.s}$, $Pr=0.69$

Cálculo de la transferencia de calor

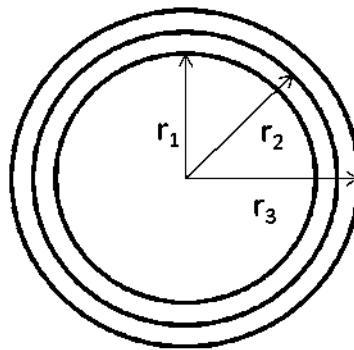


Figura A1. Diámetros del reactor con enchaquetado (r_3), diámetro externo (r_2) y diámetro interno (r_1).

$$r_1 = 0.55 \text{ m}$$

$$r_2 = 0.555 \text{ m}$$

$$r_3 = 0.605 \text{ m}$$

$$L = 1.39 \text{ m}$$

$$k_1 = 0.38 \text{ W/m.K}$$

$$h = 23.52 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

Espesor del aislante = 0.05 m

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{2\pi(1.39\text{m})} \left[\frac{\ln\left(\frac{0.555}{0.55}\right)}{0.38 \text{ W/m.K}} \right] + \frac{\ln\left(\frac{0.605}{0.555}\right)}{k_2} + \frac{1}{(0.605\text{m})(23.52 \text{ W/m}^2.\text{K})} \quad \text{Ec. A.1}$$

Fibra de vidrio

$$k_2 = 0.038 \text{ W/m.K} ; UA = 3.6943 \text{ W/K}$$

$$Q = UA\Delta T = (3.6943 \text{ W/K})(10K) = 36.943W \quad \text{Ec. A.2}$$

Lana

$$k_2 = 0.09 \text{ W/m.K} ; UA = 3.88058 \text{ W/K}$$

$$Q = UA\Delta T = (3.88058 \text{ W/K})(10K) = 38.8W$$

Nieve

$$k_2 = 0.04 \text{ W/m.K} ; UA = 4.7094 \text{ W/K}$$

$$Q = UA\Delta T = (4.7094 \text{ W/K})(10K) = 47.094W$$

Cálculo del número de Nusselt promedio a través de un cilindro (Karlekar pag. 557)

$$Re_D = \frac{\rho V D}{\mu} \quad \text{Ec.A.3}$$

$$\rho_{aire} = 1.177 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{aire} = 18.43 \times 10^{-6} \text{ kg/m.s}$$

$$V_{aire} = 38.89 \text{ km/h} = 10.81 \text{ m/s}$$

$$D_{tanque} = 1.10m$$

$$Re_D = \frac{\left(1.177 \text{ kg/m}^3\right)(10.81 \text{ m/s})(1.10m)}{18.43 \times 10^{-6} \text{ kg/m.s}} = 759398.1$$

$$Nu_{promedio} = 0.3 + 0.62\phi \left[1 + (3.92 \times 10^{-4})Re^{5/8}\right]^{4/5} \quad \text{Ec. A.4}$$

$$\phi = Re^{1/2} Pr^{1/3} \left[1 + (0.4/Pr)^{2/3} \right]^{-1/4}; 0.2 < RePr \quad \text{Ec. A.5}$$

$$\phi = (759398.1)^{1/2} (0.69)^{1/3} \left[1 + (0.4/0.69)^{2/3} \right]^{-1/4} = 674.85$$

$$Nu_{promedio} = 0.3 + 0.62(674.85) \left[1 + (3.92 \times 10^{-4})(759398.1)^{5/8} \right]^{4/5} = 969.04$$

Cálculo del coeficiente convectivo (karlekar)

$$Nu = \frac{hD}{k} \quad \text{Ec. A.6}$$

$$k_{aire} = 0.0267 \text{ W/m.K}$$

$$h = \frac{(969.04)(0.0267 \text{ W/m.K})}{1.1 \text{ m}} = 23.52 \text{ W/m}^2\text{K} \quad \text{Ec. A.7}$$

Realizando el cálculo para la transferencia de calor se obtuvo de cada material que;

FIBRA DE VIDRIO: $\dot{Q} = 36.943 \text{ W}$

LANA MINERAL: $\dot{Q} = 38.8 \text{ W}$

NIEVE: $\dot{Q} = 47.094 \text{ W}$

Los aislantes que presentan una baja transferencia de calor son la fibra de vidrio y la lana mineral, sin embargo se seleccionó el primero, presentando una menor transferencia de calor y un menor costo, razones por las cuales se resolvió realizar el enchaquetado del reactor con fibra de vidrio con un espesor de dos pulgadas (comercial), debido a que es lo más cercano al espesor establecido de 5 cm.

A.3. DISEÑO DEL SERPENTÍN

A.3.1. Consideraciones

El reactor es un recipiente cerrado herméticamente en cuyo interior se tienen fluidos corrosivos y éste se encontró enchaquetado con dos pulgadas de fibra de vidrio, para evitar el contacto directo con el medio ambiente e impedir pérdidas de calor.

El serpentín fue diseñado tubo con un diámetro comercial de 3/8 pulgada además se hace necesario mencionar que éste fue alimentado por medio de una bomba con un flujo de 0.3273 L/s, y como suministro de calor una caldera con fuente de calor proveniente de una resistencia eléctrica contemplando una temperatura máxima de 45°C.

Medidas del serpentín

	Medida (m)
Diámetro externo	0.009525
Diámetro interno	0.007938
Longitud	10

A.3.2. Análisis de la transferencia de calor del lado interno del tubo

Propiedades del agua que fluyó por el serpentín; temperatura de entrada igual a 45°C y flujo másico de la bomba sumergible de fuente de 0.3272 Kg/s.

Tabla A2. Propiedades del agua a 45°C

Propiedades de Agua a $T_{in}= 45^{\circ}\text{C}$	
Propiedad	Valor
Conductividad térmica (W/m*K)	637.78E-03
Densidad (Kg/m ³)	990
Calor específico (KJ/Kg*K)	4.180
Viscosidad dinámica (Kg/s*m)	5.94E-04
Coeficiente de expansión	4.23E-04
Prandtl	3.91

Se realiza el cálculo del número de Reynolds dentro de la tubería con la siguiente ecuación (A.8) (Incropera, 1999).

$$Re_D = \frac{4\dot{m}}{\pi D \mu} \quad \text{Ec.A.8}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación (A.8) se obtiene:

$$Re_D = \frac{4(0.3272 \text{ Kg/s})}{3.141516 * 0.009525 \text{ m} * 5.94 \times 10^{-4} \frac{\text{Kg}}{\text{s}} * m} = 73634.71$$

El Re_D se encuentra dentro del régimen turbulento

El número de Prandtl, se obtuvo del apéndice “A” del Incropera. Se empleo la ecuación A 9 para verificar que el flujo este totalmente desarrollado (Arreola, 2010).

$$L_h = 10 * d_{ext} \quad \text{Ec.A.9}$$

Donde d_{ext} representa al diámetro exterior del tubo de cobre

Sustituyendo los valores en la ecuación (A.9).

$$L_h = 10 * 0.009525 \text{ m} = 0.09525 \text{ m}$$

El valor que se obtiene para la longitud de la entrada es menor que el de la longitud que tiene el serpentín, por lo tanto se dice que el flujo está totalmente desarrollado y se pueden despreciar los efectos de la longitud de entrada.

Para el cálculo del número de Nusselt, se empleó la ecuación A.10 (Sadik, 2002), para la convección forzada dentro de un tubo en espiral de manera helicoidal en flujos internos dentro de la tubería para régimen turbulento y considerando el flujo totalmente desarrollado además de controlar las siguientes características:

$$2 \times 10^4 < Re < 1.5 \times 10^5$$

$$5 < \frac{R}{a} < 84$$

$$\frac{Nu_c}{Nu_s} = 1 + 3.6 \left(1 - \frac{a}{R}\right) \left(\frac{a}{R}\right)^{0.8}$$

Ec.A.10

Dónde:

Nu_s = Es el Nusselt calculado considerando el tubo recto.

Nu_c = Es el Nusselt calculado tomando en cuenta un serpentín.

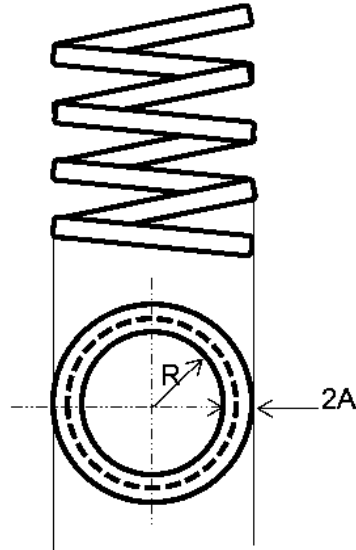


Figura A2. Dimensiones del serpentín

a : radio del serpentín; $4.7625 \times 10^{-3} \text{m}$ (Sadik, 2002).

R : radio de las vueltas del serpentín y está dado por la apertura que el reactor tiene en la parte superior, el valor es 0.25 m.

Por lo tanto el valor de R/a (A.11) (Sadik, 2002):

$$\frac{R}{a} = \frac{0.25 \text{m}}{4.7625 \times 10^{-3} \text{m}} = 52.4934$$

Ec. A.11

La siguiente ecuación (A.12) (Incropera 1999), determina el número de Nusselt para tubos de bajo régimen recto:

$$Nu_s = 0.023 * Re^{0.8} * pr^{0.4}$$

Ec. A.12

Teniendo; $Re = 73634.7$ y $pr = 3.91$

Sustituyendo en la ecuación (A.12), se obtiene:

$$Nu_s = 0.023 * (73634.71)^{0.8} * (3.91)^{0.4}$$

$$Nu_s = 0.023 * 7828.27 * 1.7253$$

$$Nu_s = 310.6406$$

Al sustituir en la ecuación (A.10) se tiene que:

$$\frac{Nu_c}{Nu_s} = 1 + 3.6 \left(1 - \frac{a}{R}\right) \left(\frac{a}{R}\right)^{0.8}$$

Por lo tanto

$$Nu_s = 310.6406$$

$$a = 4.7625 \times 10^{-3} \text{ m (Fig. A2)}$$

$$R = 0.25 \text{ m (Fig. A2)}$$

$$\frac{Nu_c}{310.6406} = 1 + 3.6 \left(1 - \frac{4.7625 \times 10^{-3}}{0.25}\right) \left(\frac{4.7625 \times 10^{-3}}{0.25}\right)^{0.8}$$

$$Nu_c = 356.7854$$

Con el número de Nusselt para el serpentín helicoidal se obtiene el coeficiente de convección forzada con la ecuación (A.13) (Kern, 1999), del lado interno del tubo.

$$h_{int} = Nu_c * \frac{K_{agua}}{D_{int}} \quad \text{Ec. A.13}$$

Dónde:

$$K_{agua} = 6.40 \times 10^{-4} \text{ W/mK}$$

$$D_{int} = 0.009525 \text{ m}$$

$$Nu_c = 356.7854$$

Sustituyendo los valores en la ecuación (A.13), obteniendo finalmente el coeficiente de convección para el lado interno del tubo:

$$h_{int} = 356.7854 * \frac{6.40 \times 10^{-4}}{0.009525}$$

$$h_{int} = 23.97298226 \frac{Kw}{m^2 * K}$$

A.3.3. Cálculo de la $h_{externa}$

Consideraciones

El análisis del lado externo del serpentín está basado en la convección natural, sin embargo en ésta a menudo no se distingue el movimiento del fluido debido a las bajas velocidades que intervienen en el proceso. La transferencia por convección tiene dependencia significativa con la velocidad del fluido; entre más alta sea la velocidad más alto es el coeficiente. La velocidad del fluido externo es baja comparado con el fluido interno, el coeficiente será menor en comparación con el coeficiente de la convección forzada.

Para el coeficiente externo se tuvo que determinar el número de Grashof (A.14) (Incropera, 1999):

$$Gr_d = \frac{g * \beta_e * (t_1 - t_e) * l_{ce}^3}{\nu_{ce}^2} \quad \text{Ec. A.14}$$

Donde:

g = Fuerza de gravedad = 9.81 m/s^2

β_e = Coeficiente de expansión térmica = 3.39×10^{-5}

t_1 = Temperatura de la superficie caliente = 45°C

l_{ce} = Longitud característica para transferencia de calor en un tubo horizontal = 0.009525 m

ν_{ce} = Viscosidad cinemática para el inóculo = $4.53 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$

t_e = Temperatura del área más alejada de la superficie = 21.8°C

Sustituyendo en la ecuación (A.14):

$$Gr_d = \frac{9.81 \text{ m/s}^2 * 3.39 \times 10^{-5} * (45^\circ\text{C} - 21.8^\circ\text{C}) * (0.009525\text{m})^3}{(4.53 \times 10^{-5})^2}$$

$$Gr_d = \frac{6.6673252 \times 10^{-9}}{2.05209 \times 10^{-9}} = 3.249041$$

Para obtener el número de Prandtl se utiliza la ecuación (A.15) (Incropera, 1999), siguiente:

$$Pr = \frac{vde * Cpe}{Ke} \quad \text{Ec. A.15}$$

Dónde:

$$vde = 1.27232$$

$$Cpe = 8.960 \text{ KJ/mK}$$

$$Ke = 0.0067 \text{ W/m K}$$

Sustituyendo en la ecuación (A.15):

$$Pr = \frac{1.27232 * 8.960}{0.0067}$$

$$Pr = \frac{11.3999}{0.0067}$$

$$Pr = 1701.490627$$

Para la determinación del número de Rayleigh se utilizó la ecuación A.16 (Incropera, 1999):

$$ra_d = Gr_d * pre \quad \text{Ec. A.16}$$

Sustituyendo en la ecuación A.16 se obtiene:

$$ra_d = 3.249041 * 1701.4906$$

$$ra_d = 5528.2133$$

Para obtener el número de Nusselt se empleó la ecuación (A.17) (Sadik, 2002) siguiente:

$$Nu_d = \left[0.6 + \frac{0.387 * rad^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left[\frac{0.559}{Pre} \right]^{9/16} \right]^{9/27}} \right]^2 \quad ra_d \leq 10^{12} \quad \text{Ec. A.17}$$

Debido a que cumple se con la especificación de la ecuación 4.17 se puede hacer uso para determinar el valor del número de Nusselt correctamente:

$$Nu_d = \left[0.6 + \frac{0.387 * (5528.2133)^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left[\frac{0.559}{1701.4906} \right]^{9/16} \right]^{9/27}} \right]^2$$

$$Nu_d = \left(0.6 + \frac{1.627328}{1.0036464} \right)^2 = 4.934687$$

Para obtener el coeficiente de convección natural para el tubo horizontal (h_{e1}), su utiliza la ecuación (A.18) (Kern, 1999):

$$h_{de} = \frac{Nu_d * Ke}{lc_{de}} \quad \text{Ec. A.18}$$

Sustituyendo en la ecuación A.18:

$$h_{de} = \frac{4.934687 * 0.0067}{0.009525}$$

$$h_{de1} = \frac{0.033062402}{0.009525} = 3.471118 \text{ w/m}^2\text{s}$$

Tomando en cuenta la convección natural del lado de la biomasa, para el lado vertical del serpentín, donde la longitud característica fue la altura del total del serpentín se obtuvo una ecuación que relaciona un intervalo aceptable del número de Rayleigh.

Basándose en esto el número de Grashof se escribe con la siguiente ecuación (A.19) (Incropera, 1999):

$$Gr_d = \frac{g \cdot \beta_e \cdot (t_1 - t_e) \cdot l_{ce}^3}{\nu_e^2}$$

Ec. A.19

Dónde:

$$g = 9.81 \text{ m/s}^2$$

$$\beta_e = 3.39 \times 10^{-5}$$

$$t_1 = 45^\circ\text{C}$$

$$l_{cel} = 1.40 \text{ m}$$

$$\nu_{ce} = 4.53 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$t_e = 21.8^\circ\text{C}$$

Sustituyendo los datos anteriores en la ecuación A.19:

$$Gr_l = \frac{9.81 \text{ m/s}^2 * 3.39 \times 10^{-5} * (45^\circ\text{C} - 21.8^\circ\text{C}) * (1.40\text{m})^3}{(4.53 \times 10^{-5})^2}$$

$$Gr_l = \frac{0.021170971}{2.05209 \times 10^{-9}} = 10316784.84$$

El cilindro vertical se puede tomar como una placa vertical, si la relación de la ecuación A.20 (Arreola, 2010), se cumple:

$$Dext \geq \frac{35 \cdot l_{cel}}{Gr_l^{1/4}}$$

Ec. A.20

Sustituyendo en la ecuación A.20 los valores:

$$Dext \geq \frac{35 * 1.40\text{m}}{10316784.84^{\frac{1}{4}}} = 4.74 \times 10^{-6}$$

Esta condición se cumple por lo que se puede considerar el cilindro vertical como una placa vertical y utilizando la ecuación A.21 (Kern, 1999).

$$Nu_l = 0.1 * Ra_l^{\frac{1}{3}} \text{ para } Rayleigh \ 10^9 \text{ a } 10^{13}$$

Ec. A.21

Se obtuvo el número de Rayleigh con la ecuación A.22 (Incropera 1999):

$$ra_d = Gr_d * pre$$

Ec. A.22

Sustituyendo los valores en la ecuación A.22:

$$ra_d = 10316784.84 * 1701.490627 = 1.75539 \times 10^{10}$$

Se puede observar que el valor del número de Rayleigh se encuentra dentro del intervalo propuesto por la ecuación A.21.

$$Nu_l = 0.1 * 2.135 \times 10^{10}^{\frac{1}{3}} = 277.416$$

Para calcular el coeficiente de convección externo se empleo la ecuación A.23 (Incropera, 1999), para la configuración de un cilindro vertical.

$$h_{de2} = \frac{Nu_d * Ke}{lc_l}$$

Ec. A.23

Sustituyendo valores en la ecuación (A.23):

$$h_{de2} = \frac{277.41 * 0.0067 \frac{Kw}{m * K}}{1.40m} = 1.3276 \frac{Kw}{m^2 * K}$$

Se realiza la suma algebraica para los coeficientes externos considerando que esta un cuerpo caliente vertical y uno horizontal dentro del bioreactor por lo que se tiene que el coeficiente externo total está dado por la ecuación A.24 (Kern, 1999):

$$h_{externa} = h_{de1} + h_{de2}$$

Ec. A.24

$$h_{externa} = 3.6391 + 1.3276$$

$$h_{externa} = 4.9667 \frac{Kw}{m^2} * K$$

A.3.4. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor

Una vez que se calcularon los coeficientes de convección internos y externos, se realizó el cálculo para la obtención del coeficiente global de transferencia de calor; este parámetro es gobernado por el coeficiente de calor más pequeño, se puede tener dos coeficientes globales uno basado en el área interna del tubo y otro en el área externa.

Para obtener el valor de este coeficiente se empleó la ecuación A.25 (Incropera, 1999), que se escribe a continuación:

$$\frac{1}{U \cdot A_s} = r_{total} \quad \text{Ec. A.25}$$

Dónde:

A_s = Área de transferencia de calor que se considera como el área externa.

Para obtener r total se usa la ecuación (A.26) (Ludwing, 2001), escrita a continuación:

$$r_{total} = \frac{1}{h_{int} \cdot A_{int}} + \frac{R_{f_{int}}}{A_{int}} + R_{pared} + \frac{R_{f_{ext}}}{a_{ext}} + \frac{1}{h_{ext} \cdot A_{ext}} \quad \text{Ec. A.26}$$

R_{pared} = resistencia térmica de pared

$R_{f_{int}}$ = coeficiente de limpieza para la pared interior

$R_{f_{ext}}$ = coeficiente de limpieza para la pared externa

Para la resistencia térmica de la pared se tiene la ecuación A.27 (Ludwing, 2001).

$$R_{pared} = \frac{\ln\left(\frac{d_{ext}}{d_{int}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{cobre} \cdot l_{ser}} \quad \text{Ec. A.27}$$

k_{cobre} = Es la conductividad térmica del cobre y se consideró el valor siguiente

L_{ser} = La longitud total del serpentín

$$k_{cobre} = 0.385 \frac{Kw}{m \cdot K}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación A.27, para la resistencia de la pared:

$$R_{pared} = \frac{\ln\left(\frac{0.009525m}{0.007938m}\right)}{2 * \pi * 0.385 \frac{Kw}{m * K} * 10m} = 0.007537 \frac{K}{kw}$$

Considerando los siguientes valores para los coeficientes de limpieza (Arreola, 2010).

$$R_{f_{int}} = \frac{1}{11.350} \frac{Kw}{m^2 * K}$$

$$R_{f_{ext}} = 0.5 \frac{Kw}{m^2 * K}$$

Para complementar la ecuación de la resistencia total, se calculan las áreas interna y externa del serpentín, donde se utilizan las ecuaciones A.28 y A.29 (Ludwing, 2001).

$$A_{int} = \pi * d_{int} * l_{ser} \quad \text{Ec. A.28}$$

$$A_{ext} = \pi * d_{ext} * l_{ser} \quad \text{Ec. A.29}$$

Sustituyendo en las ecuaciones A.28 y A.29 (Ludwing, 2001):

$$A_{int} = \pi * 0.007938m * 10m = 0.2493m^2$$

$$A_{ext} = \pi * 0.009525m * 10 = 0.2992m^2$$

Sustituyendo en la ecuación A.27, la resistencia total tiene como valor:

$$r_{total} = \frac{1}{24.6779293 * 0.2493} + \frac{\frac{1}{11.350m^2 * K} Kw}{0.2493} + 0.007537 \frac{K}{kw} + \frac{0.5 \frac{Kw}{m^2 * K}}{0.2992m^2} + \frac{1}{4.9667 \frac{Kw}{m^2} * K * 0.2992} = 2.8675 \frac{k}{Kw}$$

Retomando la ecuación A.26, y sustituyendo los valores requeridos para este cálculo:

$$U = \frac{1}{r_{total} * A_s} = \frac{1}{2.8675 * 0.2992} = 1.1655 \frac{Kw}{K * m^2}$$

Este cálculo se basa en la condición de que la entrada de agua caliente para el serpentín no sufre variaciones al pasar el tiempo, por lo que la temperatura toma un valor constante de entrada igual a 45°C, sin tomar en cuenta la fuente de calor.