



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL ESTADO DE MÉXICO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
CENTRO INTERAMERICANO DE RECURSOS DEL AGUA



**“CALENTAMIENTO DE UN REACTOR UASB CON ENERGÍA  
SOLAR PARA TRATAR UNA MEZCLA DE AGUA RESIDUAL  
INDUSTRIAL Y AGUA CONTAMINADA DEL RÍO LERMA”**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE  
**DOCTOR EN CIENCIAS DEL AGUA**

PRESENTA:

**FRANCISCO JESÚS LARA DOMÍNGUEZ**

Director de Tesis:

**DR. MARIO ESPARZA SOTO**

Directores adjuntos de Tesis:

**DR. CHEIKH FALL**

**DRA. VERÓNICA MARTÍNEZ MIRANDA**



TOLUCA, ESTADO DE MÉXICO, NOVIEMBRE DE 2018



---

## DEDICATORIA

A Dios, porque Él me conduce y me guía. Gracias Dios por siempre estar conmigo y darme todo lo que necesito.

A mi esposa, gracias por tu amor y apoyo incondicional. Sin ti no lograría nada, eres mi motor, eres mi musa, eres mi música, eres mi Adelita, te amo.

A mis padres, gracias por su apoyo, consejo, cuidados y amor, jamás tendré con que pagar todo lo que han hecho por mí.

A mi papá, gracias por sacrificar tu vida en el trabajo para regalarle a esta familia una vida maravillosa. A mi mamá, gracias por siempre estar presente y por sacrificar tu carrera entregándote en cuerpo y alma en el cuidado de esta familia.

A mis hermanas y hermano, Lili, Tita y Alex, gracias por su ejemplo y respaldo. A mis sobrinos Dieguito, Kimie y Anita, gracias por recordarme las cosas que realmente son importantes y valen la pena en este mundo.

A mi familia, Lara, Domínguez, Bautista y Gutiérrez, gracias por su ayuda desinteresada y cariño sincero.

A mis amigos, Pato, Pare, Agus, Davo, Dago, Richy, Ñañiel, Teo y Tocayo, gracias por mostrarme que la palabra familia trasciende las fronteras de la sangre.



---

## AGRADECIMIENTOS

Me gustaría expresar mi gratitud a mi tutor el Dr. Mario Esparza Soto por su excelente consejo, guía y paciencia que hicieron posible este proyecto de investigación.

Agradezco a la Dra. Verónica Martínez Miranda y al Dr. Cheikh Fall por su asistencia técnica, ayuda y respaldo, pero sobre todo por su apoyo moral y motivación durante la realización del proyecto de investigación.

Agradezco a mis sinodales por su apoyo y consejo para la mejora del presente proyecto de investigación.

Agradezco a mis amigos y compañeros Oscar, Ely, Abad, Carlos, Javier, Julio, Checo, Miros, Checo Jr. y Adris por su ayuda en el presente proyecto de investigación.

Me gustaría reconocer y agradecer el apoyo financiero otorgado por el “Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT) y el respaldo de la “Universidad Autónoma del Estado de México”.

---

## RESUMEN

En México, diversas corrientes superficiales de agua son utilizadas como colectores de desecho, generando problemas sociales y desequilibrios en los ecosistemas cercanos. Por ello es necesario analizar posibles métodos de tratamiento que ayuden a disminuir estos efectos negativos. Esta investigación estudió la posibilidad de utilizar un sistema anaerobio para tratar agua contaminada de corrientes superficiales. Además, evaluó la conveniencia del uso de la energía solar para mejorar el desempeño del sistema propuesto. Para esto se utilizaron tres reactores de lecho de lodo granular con flujo ascendente (UASB, por sus siglas en inglés) a escala laboratorio, los cuales fueron operados a un tiempo de retención hidráulico (TRH) corto (8 h). El primer y segundo reactor (R1 y R2, respectivamente) fueron operados a temperatura ambiente. Por otro lado, la temperatura de operación del tercer reactor (R3) varió en función del desempeño de un sistema de calentamiento solar (SCS), el cual consistió en un calentador solar comercial de tubos de vacío y un intercambiador de calor helicoidal.

La investigación se realizó en tres etapas experimentales. Durante la primera etapa, R1 trató agua del curso alto del río Lerma, uno de los cuerpos de agua superficial más contaminados de México. Este reactor consiguió alcanzar eficiencias de remoción de  $72.6 \pm 15.9$  % de demanda química de oxígeno total (DQO<sub>T</sub>),  $92.3 \pm 8.2$  % de sólidos suspendidos totales (SST) y  $23.2 \pm 15.9$  % de demanda química de oxígeno soluble (DQO<sub>S</sub>). Con base en estos resultados se observó que el sistema propuesto puede tratar agua contaminada del curso alto del río Lerma a través de los mecanismos de retención y sedimentación de contaminantes. Por otro lado, los resultados sugirieron una posible inhibición del proceso anaerobio. Por ello fue necesario el desarrollo de una segunda etapa experimental en la que se analizó este tema.

La segunda etapa experimental utilizó los reactores R1 y R2. En esta etapa R1 trató una mezcla de agua residual industrial (ARI) diluida con agua del curso alto del río Lerma mientras R2 trató una mezcla de ARI diluida con agua de la llave. Para ambos reactores se utilizó una carga orgánica volumétrica aplicada (COV<sub>apl</sub>) cercana a  $3 \text{ kg DQO}_S/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ , lo cual resultó en eficiencias de remoción de DQO<sub>S</sub> de  $87.6 \pm 5$  y  $79.9 \pm 8.5$  % para R1 y R2, respectivamente. Los resultados mostraron que el agua del curso alto del río Lerma no generó

inhibición en el proceso anaerobio y esto permitió continuar con la tercera etapa experimental.

La tercera etapa experimental evaluó la conveniencia del empleo del SCS en un reactor UASB. Para ello se trató en R1, R2 y R3 una mezcla de ARI diluida con agua contaminada del río Lerma a COVapI de 2 a 8 kg DQO<sub>S</sub>/m<sup>3</sup>•d. Durante esta última etapa experimental el desempeño de R3 fue superior al de R1 y R2 respecto al tiempo en el que se alcanza el estado estable, eficiencia de remoción de DQO<sub>S</sub>, eficiencia de remoción de DQO<sub>T</sub> y producción de biogás. Estos resultados mostraron el beneficio del uso del SCS en el reactor UASB. A pesar de esto, la conveniencia del uso del SCS en un reactor UASB fue determinada por un análisis económico, el cual depende del tamaño del reactor, costos de construcción, costos de operación, vida útil de la obra, tasa mínima de aceptación y beneficio anual.

---

## ABSTRACT

In Mexico, several rivers are used as waste collectors. It generates social problems and imbalance in the nearby ecosystems. Therefore it is necessary to consider different treatment systems that could help to reduce the negative effects. This research studied the possibility of using an anaerobic system to treat polluted water from rivers. Furthermore, this research evaluated the convenience of using solar energy to improve the performance of the proposed system. For this, three lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactors (UASB) were used. The reactors were operated at short hydraulic retention time (HRT) (8 h). The first and second reactor (R1 and R2, respectively) were operated at room temperature. On the other hand, the operating temperature of the third reactor (R3) varied depending on the performance of a solar heating system (SHS), which was formed using a commercial solar heater and a helicoidal heat exchanger.

The research was carried out in three experimental stages. Through the first stage, R1 treated water from the upper course of the Lerma River, one of the most polluted river in Mexico. This reactor achieved removal efficiencies of  $72.6 \pm 15.9$  % of total chemical oxygen demand ( $COD_T$ ),  $92.3 \pm 8.2$ % of total suspended solids (TSS) and  $23.2 \pm 15.9$ % of soluble chemical oxygen demand ( $COD_S$ ). These results show that the proposed system can treat polluted water from the upper course of the Lerma River by using mechanisms of retention and sedimentation of pollutants. On the other hand, the results suggested a possible inhibition of the anaerobic process. Therefore, it was necessary to develop a second experimental stage in which this topic was examined.

The second experimental stage used the reactors R1 and R2. In this stage R1 treated a mixture of industrial wastewater (IWW) diluted with water from the upper course of the Lerma River while R2 treated a mixture of IWW diluted with tap water. Both reactors used an applied organic loading rate ( $OLR_{app}$ ) close to  $3 \text{ kg } COD_S/m^3 \cdot d$ . It resulted in  $COD_S$  removal efficiency of  $87.6 \pm 5$  and  $79.9 \pm 8.5$ % for R1 and R2, respectively. The results showed that water from the upper course of the Lerma River did not generate inhibition in the anaerobic process and allowed to continue with the third experimental stage.

The third experimental stage evaluated the suitability of using the SHS in a UASB reactor. For this, a mixture of IWW diluted with polluted water from the Lerma river was treated in R1, R2 and R3 (OLRapp from 2 to 8 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d). Throughout this last experimental stage, the performance of R3 was better than that of R1 and R2 respect to the time in which the steady state was reached, efficiency of COD<sub>S</sub> removal, efficiency of COD<sub>T</sub> removal and biogas production. These results showed the benefit of using the SHS in the UASB reactor. Despite this, the convenience of using the SHS in a UASB reactor was determined by an economic analysis, which depends on the reactor size, construction costs, operating costs, work life, acceptance minimum rate and annual benefit.



# Calentamiento de un reactor UASB con energía solar para tratar una mezcla de agua residual industrial y agua contaminada del río Lerma.

## Índice General

Índice General.....	1
Índice de Figuras.....	2
Índice de Tablas.....	6
Índice de Ecuaciones.....	8
<b>I) Introducción:</b> .....	9
<b>II) Antecedentes:</b> .....	10
II.1) Estudios realizados en la cuenca del río Lerma.....	10
II.2) Sistemas de tratamiento anaerobio.....	15
II.2.1) Reactores UASB.....	16
II.2.2) Energía solar y digestión anaerobia.....	25
<b>III) Justificación contextual y científica:</b> .....	29
<b>IV) Hipótesis:</b> .....	31
<b>V) Objetivos generales y específicos:</b> .....	31
V.1) Objetivo general.....	31
V.2) Objetivos específicos.....	31
<b>VI) Metodología:</b> .....	32
VI.1) Configuración experimental.....	32
VI.3) Sistema de calentamiento solar.....	35
VI.4) Abasto de agua residual.....	36
VI.5) Análisis.....	36
VI.6) Cálculos.....	38
<b>VII) Resultados y discusión:</b> .....	40
VII.1) Monitoreo del agua del río Lerma.....	40
VII.2) Primera etapa experimental: Tratamiento de agua del río Lerma a temperatura ambiente.....	43
VII.2.1) Condiciones de operación.....	43



VII.2.2) Desempeño respecto a DQO <sub>s</sub> .....	45
VII.2.3) Desempeño respecto a DQO <sub>T</sub> .....	50
VII.2.3) Desempeño respecto a sólidos suspendidos (SS) .....	55
VII.2.3) Desempeño respecto a DBO <sub>5</sub> .....	60
VII.2.4) Producción de biogás .....	62
VII.3) Segunda etapa experimental: Evaluación de la posible inhibición de la digestión anaerobia por el tratamiento de agua del río Lerma.....	66
VII.3.1) Desempeño respecto a DQO <sub>s</sub> .....	68
VII.3.2) Comportamiento de SS durante la operación .....	72
VII.3.3) Producción de biogás medido durante la operación .....	74
VII.4) Tercera etapa experimental: Tratamiento anaerobio utilizando el SCS .....	78
VII.4.1) Primera COVapl .....	79
VII.4.2) Segunda y tercera COVapl .....	90
VII.4.3) Evaluación de la conveniencia del uso del SCS para el caso de estudio.....	110
<b>VIII) Conclusiones</b> .....	119
<b>IX) Recomendaciones</b> .....	122
X) Referencias: .....	124
ANEXOS .....	135

## Índice de Figuras

Figura 1 Proceso original UASB (Metcalf y Eddy, 2004).....	16
Figura 2 Relación de COV aplicada y eficiencia de remoción para agua residual sintética (temperatura de operación de 22 a 28 °C), adaptado de Bhunia y Ghangrekar (2008) .....	22
Figura 3 Relación de COV y eficiencia de remoción a diferentes temperaturas y COV para agua negra sintética y agua residual de productora de leche (rojo), adaptado de Luostarinen y Rintala (2005). .....	23
Figura 4 Sistema de biodigestor y calentador solar diseñado y utilizado por Alkhamis et al. (2000).....	26



Figura 5 Sistemas anaerobios que utilizan energía solar para la digestión de estiércol (El-Mashad et al., 2004 <sup>a</sup> ).....	27
Figura 6 Configuración de reactor operado a temperatura ambiente.....	32
Figura 7 Configuración R3 con calentador solar e intercambiador de calor (T1 a T9 indican la ubicación de sensores de temperatura) .....	33
Figura 8 Ubicación de los puntos de muestreo LERMA 1 (latitud 19°10'42.85"N y longitud 99°31'8.98"O), LERMA 2 (latitud 19°16'58.79"N y longitud 99°31'20.56"O) y CIRA (latitud 19°23'58.16"N y longitud 99°42'51.72"O).....	34
Figura 9 Temperatura promedio horaria del ambiente, influente y el efluente de R1 al tratar agua de LERMA 2 (del 25 de febrero al 15 de abril del 2016). .....	44
Figura 10 DQOs en los reactores UASB durante el tratamiento del agua de A) LERMA1 y B) LERMA2. ....	46
Figura 11 Porcentaje de remoción de DQOs durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2. ....	47
Figura 12 COV aplicada de DQOs durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2. ....	48
Figura 13 COV aplicada contra COV removida para DQOs, A) LERMA 1 y B) LERMA 2. ....	49
Figura 14 DQO <sub>T</sub> en el sistema durante el tratamiento del agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2. ....	51
Figura 15 Porcentaje de remoción de DQO <sub>T</sub> durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2 .....	52
Figura 16 COV aplicada de DQO <sub>T</sub> durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2 .....	53
Figura 17 COV aplicada contra COV removida para DQO <sub>T</sub> , A) LERMA 1 y B) LERMA 2. ....	54
Figura 18 SST del sistema durante el tratamiento de agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2 .....	56
Figura 19 SST influente contra SST efluente, tratamiento de agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2 .....	58

Figura 20 Registro de SSV en el efluente durante el tratamiento de agua de LERMA 1 y LERMA 2 .....	59
Figura 21 Biogás medido y teórico del sistema al tratar agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2 (Volumen de reactor de 3.25 L).....	62
Figura 22 Distribución temporal de la DQO <sub>s</sub> durante la prueba de inhibición de A) R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. B) R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave. Día 0-47: Periodo de estabilización de ambos reactores con ARI y agua de la llave. Día 48-70: Periodo de prueba. ....	68
Figura 23 Eficiencia de remoción de DQO <sub>s</sub> durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave. Día 0-47: Periodo de estabilización de ambos reactores con ARI y agua de la llave. Día 48-70: Periodo de prueba. ....	69
Figura 24 COV <sub>apl</sub> respecto a DQO <sub>s</sub> durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave. Día 0-47: Periodo de estabilización de ambos reactores con ARI y agua de la llave. Día 48-70: Periodo de prueba.....	70
Figura 25 COV aplicada contra COV removida para DQO <sub>s</sub> a partir del día 47 de operación durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave.....	71
Figura 26 Producción de biogás medido durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave..	74
Figura 27 Correlación entre COV <sub>rem</sub> y producción biogás medido durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave. ....	76
Figura 28 Periodo del 6 de octubre del 2016 al 12 de enero del 2017: A) temperatura horaria promedio del influente y ambiente dentro del LCA. B) temperatura horaria promedio de operación (promedio de la temperatura del influente y efluente) y ambiente dentro del LCA. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....	82
Figura 29 Registro de radiación solar global estación del CIRA: A) 17/03/2016 (día con algunos nublados) y B) 13/04/2016 (día soleado) .....	83

Figura 30 Desempeño de R1, R2 y R3, primera COVapl: A) DQO<sub>s</sub>, B) Eficiencia de remoción de DQO<sub>s</sub>, C) COVapl respecto a DQO<sub>s</sub> y D) Producción de biogás medido. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS.....84

Figura 31 Correlación entre COVapl y COVrem de R3 (del día 65 al 99 de operación).....86

Figura 32 SSV en el efluente, operación con la primera COVapl.....88

Figura 33 Periodo del 16 de enero al 15 de mayo del 2017 (del día 1 al 120 de operación): A) temperatura horaria promedio del influente y ambiente de LCA; B) temperatura promedio horaria de operación (promedio de la temperatura del influente y efluente) y ambiente dentro del LCA. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....93

Figura 34 Periodo del 16 de mayo al 02 de julio del 2017 (del día 121 al 168 de operación): A) temperatura horaria promedio del influente y ambiente de LCA; B) temperatura promedio horaria de operación (promedio de la temperatura del influente y efluente) y ambiente dentro del LCA. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....94

Figura 35 Desempeño de R1, R2 y R3, durante la segunda y tercera COVapl: A) DQO<sub>s</sub>, B) Eficiencia de remoción de DQO<sub>s</sub> y C) COVapl respecto a DQO<sub>s</sub>. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 yR2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de COVapl de mediana a grande. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....97

Figura 36 Desempeño de R1, R2 y R3, durante la segunda y tercera COVapl: A) DQO<sub>T</sub>, B) Eficiencia de remoción de DQO<sub>T</sub> y C) COVapl respecto a DQO<sub>T</sub>. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 yR2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de COVapl de mediana a grande. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....98

Figura 37 Correlación entre COVapl y COVrem durante la aplicación de la COV mediana y alta a partir del día 75 de operación: A) R1, B) R2 y C) R3. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. .... 101

Figura 38 Producción de biogás medido durante la operación con la COVapl mediana y alta. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 yR2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de

COVapl de mediana a grande. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....	102
Figura 39 Correlación entre COVrem respecto a DQOs y producción de biogás medido durante la aplicación de la COV mediana y alta: A) R1, B) R2 y C) R3. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....	103
Figura 40 Correlación entre COVrem respecto a DQOT y producción de biogás medido durante la aplicación de la COV mediana y alta: A) R1, B) R2 y C) R3. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....	105
Figura 41 SSV en el efluente durante la operación con la COVapl mediana y alta. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 yR2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de COVapl de mediana a grande. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....	107
Figura 42 Rendimiento bacteriano (Y), COVapl y temperatura de operación de R1, R2 y R3. R1 y R2 operan a temperatura ambiente del LCA. R3 utiliza el SCS. ....	109

### Índice de Tablas

Tabla 1 Características físico químicas del agua residual del río Lerma en la zona de interés (Hinojosa-Peña, 2006) .....	13
Tabla 2 Sólidos existentes en el agua residual del río Lerma en el sitio de interés (Hinojosa-Peña, 2006) .....	13
Tabla 3 Concentraciones de metales pesados en raíz de jacinto de agua y en el agua del río Lerma (Latitud: 19°16'33" y Longitud: 99°31'22"). .....	14
Tabla 4 Revisión de reactores UASB que tratan agua residual a COV baja .....	17
Tabla 5 Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de algunas plantas de tratamiento de aguas residuales municipales (Morgan-Sagastume et al., 2001) .	18
Tabla 6 COV recomendada en función de la temperatura (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991)	21
Tabla 7 Velocidad del flujo ascendente y alturas recomendadas para reactores UASB (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).....	21

Tabla 8 Tercera etapa experimental en la que se comparan dos reactores operados a temperatura ambiente con el reactor que utiliza el SCS. Para todos los reactores se considera TRH de 8h.....	35
Tabla 9 Parámetros analizados durante la investigación y métodos utilizados .....	37
Tabla 10 Resultados de los parámetros de calidad del agua del CARL. ....	40
Tabla 11 Caracterización del agua del río Lerma en el punto de muestreo LERMA 1.....	41
Tabla 12 Condiciones de operación de R1 al tratar agua de LERMA 1 y LERMA 2.....	43
Tabla 13 Resumen desempeño de R1 respecto a DQO <sub>s</sub> .....	45
Tabla 14 Resumen desempeño de R1 respecto a DQO <sub>T</sub> .....	50
Tabla 15 Datos para el cálculo de TRC .....	60
Tabla 16 Desempeño del reactor UASB respecto a DBO <sub>5</sub> .....	61
Tabla 17 Análisis de consumo eléctrico de una casa habitación .....	64
Tabla 18 Condiciones de operación de R1 y R2 segunda etapa experimental .....	67
Tabla 19 Parámetros de calidad del ARI y LERMA 2 durante la aplicación de la primera COVapl .....	79
Tabla 20 Resumen de parámetros de operación con la primera COVapl.....	80
Tabla 21 Parámetros de calidad del ARI y LERMA 2 (COVapl mediana y alta).....	91
Tabla 22 Resumen de parámetros de operación: A) Segunda COVapl y B) Tercera COVapl .....	92
Tabla 23 Calculo de rendimiento bacteriano con base en la Ecuación 7.....	108
Tabla 24 Producción de metano con base en el rendimiento de metano y la COVrem de R1, R2 y R3 durante la aplicación de la COV mediana y alta .....	112
Tabla 25 Producción de biogás a condiciones del valle de Toluca con base en el rendimiento de biogás y la COVrem de R1, R2 y R3 durante la aplicación de la COV mediana y alta. ....	114
Tabla 26 Cálculo de beneficio energético generado por los reactores anaerobios para un volumen de reactor de 10.6 m <sup>3</sup> .....	115
Tabla 27 Evaluación económica para COVapl mediana .....	117
Tabla 28 Evaluación económica para COVapl alta .....	117
Tabla 29 Evaluación económica para COVapl mediana .....	118



---

Tabla 30 Evaluación económica para COVapl alta .....	118
--	-----

### **Índice de Ecuaciones**

Ecuación 1 Cálculo del Volumen de un reactor UASB con base en la COV .....	21
Ecuación 2 Cálculo del Área transversal de un reactor UASB con base en la Velocidad del Flujo .....	21
Ecuación 3 Relación TRH y COV según Ecuación 1 .....	23
Ecuación 4 Tiempo de retención celular .....	38
Ecuación 5 Flujo de biogás medido convertido a condiciones estandar de temperatura y presión .....	38
Ecuación 6 Producción teórica de biogás .....	39
Ecuación 7 Rendimiento bacteriano observado .....	39
Ecuación 8 Volumen de reactor que utiliza el SCS .....	113
Ecuación 9 Costo en valor presente de la obra al final de la vida útil .....	116

## **I) Introducción:**

El agua es el factor determinante en el desarrollo de la sociedad y en el equilibrio de los ecosistemas. Pese a esto, diversos países utilizan los ríos como colectores de desechos, provocando la degradación de la calidad de agua superficial en función de la urbanización y el crecimiento industrial (Ateia y Yoshimura, 2015; Wang et al., 2012).

El río Lerma es uno de los cuerpos de agua superficial más importantes de México. A pesar de esto, ha sido utilizado durante mucho tiempo como canal de aguas negras, mostrando diferentes problemas en el control de la contaminación (Jamieson y Fedra, 1996). Uno de los problemas de control de contaminación es la existencia de grandes descargas de agua residual pese a la presencia de plantas de tratamiento en el curso alto del río Lerma (CARL) (Díaz et al., 2014). La mayoría de estas plantas de tratamiento no se operan por falta de recursos económicos o de personal capacitado. Por ello, es necesario instalar sistemas de tratamiento económicos y de fácil operación que cumplan con controlar la contaminación de las aguas superficiales.

Con base en lo anterior, el principal objetivo de esta investigación fue diseñar y operar un sistema anaerobio para tratar agua superficial de uno de los puntos con mayor concentración de demanda química de oxígeno (DQO) del CARL. Además de evaluar la conveniencia del uso de la energía solar para mejorar el desempeño del sistema anaerobio.

El sistema anaerobio utilizado fue un reactor de lecho de lodo de flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés) operado a un tiempo de retención hidráulico (TRH) corto (8 h). El sistema de tratamiento fue equipado con un sistema de calentamiento solar (SCS), el cual se integró de un calentador solar comercial de tubos de vacío y un intercambiador de calor helicoidal. Debido a la baja concentración de MO detectada en el río a lo largo del experimento, se trató una mezcla de agua residual industrial (ARI) y agua del CARL, para poder observar los efectos de la temperatura en el desempeño del sistema de tratamiento.

## **II) Antecedentes:**

El agua es ampliamente reconocida como un recurso crítico y esencial para la prosperidad de la humanidad y la salud de los ecosistemas. Aún que el 70 % de la superficie de nuestro planeta está cubierto de agua, solo una pequeña fracción de agua es adecuada para el consumo humano. Este problema aumenta al considerar que la disponibilidad del agua varía en función del lugar y del tiempo. En el mundo, 900 millones de habitantes carecen del recurso, los cuales sufren de pobreza extrema (Fekete, 2013).

A pesar del problema de disponibilidad de agua, las fuentes de abastecimiento siguen siendo alteradas por descargas de residuos tóxicos. Por ello, las Naciones Unidas en su reporte anual de progreso en el desarrollo de metas 2005, subraya la necesidad de incrementar la inversión para sanear cuerpos de agua en países en vías de desarrollo (Fall et al., 2007). Debido a esto, se han realizado diversos estudios con el objetivo de encontrar soluciones adecuadas al problema, proporcionando avances tecnológicos y científicos,

Dentro de la diversidad de estudios existentes alrededor del mundo, se pueden mencionar el de Korf et al. (1996), quienes analizaron la creación y eficiencia de un modelo del manejo de aguas residuales para Sudáfrica. En este estudio se muestra la disparidad de contar con tecnología de primer mundo para tratar agua residual con problemas de países en vías de desarrollo.

Otra parte del mundo donde también se enfrentan problemas de contaminación de países en vías de desarrollo es México. Este país presenta un problema grave en una de sus regiones hidrogeográficas más importantes, la cuenca del río Lerma. En 1998, Soto-Galera (1998), señaló que el CARL presentó una situación alarmante, con un nivel de degradación ambiental asombroso y sin precedentes.

### ***II.1) Estudios realizados en la cuenca del río Lerma***

Debido a la situación ambiental del CARL, una gran variedad de estudios en México se han dirigidos al saneamiento, recuperación y generación de un desarrollo sustentable para esta

zona. Este campo de estudio ha incluido investigaciones de diversos tipos, como es el caso de estudios sociales. Como ejemplo de este punto se tiene a Eakin et al. (2010), quienes estudiaron el valle del río Lerma para ilustrar como la forma de vida (medios de vida) y el uso de suelo cambian en los espacios peri-urbanos. Además analizan como han alterado la percepción de los residentes a los riesgos y a las pérdidas por inundación. También evaluaron la perspectiva de las autoridades públicas, quienes siguen adhiriendo a un sector tradicional y una estructura interpretativa de las inundaciones como un problema de la agricultura y de la comisión de agua.

Otro tipo de investigaciones relacionadas al tema de estudio, son las basadas en la hidrología y el manejo de los recursos hídricos. Un ejemplo de este tipo de investigación es el de Jamieson y Fedra (1996), quienes probaron un sistema de manejo de recursos hídricos denominado “Water Ware”, en el río Lerma. Jamieson y Fedra (1996) observaron que la problemática del río debería ser concebida como un problema de control de contaminación. Además, señalaron que la mayoría de las ciudades localizadas aguas arriba como Toluca, Querétaro y León, tuvieron sistemas municipales de tratamiento de aguas inadecuados. También indicaron que muchas de estas ciudades cuentan con industrias pesadas como petroquímicas, curtidoras y refinerías, generando un problema por la inexistencia de control en las descargas. Adicionalmente, encontraron que la cuenca del río Lerma soporta una intensiva crianza de ganado. Concluyendo que el río Lerma y sus tributarios se encontraron gravemente contaminados.

También en la línea de investigación mencionada anteriormente, Díaz-Delgado et al. (2014) desarrollaron un módulo de un paquete de información geográfica para el cálculo de la emergía de agua subterránea y las variaciones de emergía de las fuentes superficiales de agua para el área metropolitana de Toluca. Este grupo de trabajo encontró que en la zona donde hay una mayor presencia de industrias, se reflejan grandes concentraciones de descargas contaminantes, a pesar de la existencia de plantas de tratamiento. Lo que hace notar el poco avance respecto al saneamiento, según lo observado por Jamieson y Fedra (1996).

En cuanto al estado del ecosistema, Soto-Galera et al. (1998) hicieron notar que la cuenca del río Lerma había experimentado un mayor aumento en la población, en el desarrollo industrial y el desarrollo agrícola. Cuando evaluaron la salud del ecosistema con base en el estado actual y a futuro de las diferentes especies de peces en el río, obtuvieron como resultado que el medio ambiente presentó un nivel de degradación asombroso.

Así, diferentes ramas de la investigación, señalan que la problemática del río Lerma se ha concentrado en el manejo inadecuado de contaminación. Debido a esto se han generado trabajos donde se evalúa la magnitud del problema y la probable solución en función de los contaminantes existentes a lo largo del río.

Los trabajos de Fall et al. (2007) e Hinojosa-Peña (2006), permitieron puntualizar el problema de contaminación en el río Lerma, generando una red de monitoreo de calidad con base en la evaluación de parámetros físico-químicos. Por su alta concentración de DQO, se destacan dos puntos tributarios de esta red de monitoreo. El primero se denomina por estos autores como D5 RECICLAGUA (1,000 y 56 mg/L en época de estiaje y lluvia, respectivamente) y el segundo como D1 TENANGO (1,312 y 158 mg/L en época de estiaje y lluvia, respectivamente).

El punto de muestreo nombrado D5 RECICLAGUA, es una planta de tratamiento de agua residual que recibe la descarga de 160 industrias. Los autores Fall et al. (2012), indican que la DQO del agua en este sitio tiene un impacto potencial y que su degradabilidad se encuentra limitada por el alto contenido de DQO soluble (DQO<sub>s</sub>) inerte en el agua (40 %, con base en la baja relación entre demanda biológica de oxígeno y DQO).

El segundo sitio destacado en los trabajos de Fall et al. (2007) e Hinojosa-Peña (2006) (D1 TENANGO), es una descarga de drenaje de un canal de 3 m de ancho. El agua de este sitio presenta un grado adecuado de biodegradabilidad (45 %) con base en la distribución espacial y temporal de DQO en el CARL (Hinojosa-Peña, 2006). Por ello, los primeros 15 km del río Lerma son de interés en esta investigación. El inicio del río está 3 km aguas abajo del punto

de muestreo llamado D1 TENANGO por Hinojosa – Peña (2006) y el límite de los 15 km es la carretera México – Toluca. Las características del sitio de interés se muestran en la Tabla 1 y Tabla 2, con base en el estudio de Hinojosa-Peña (2006).

**Tabla 1 Características físico químicas del agua residual del río Lerma en la zona de interés (Hinojosa-Peña, 2006).**

Característica	D1 TENANGO	R4 MEZAPA	D4 MÉX-TOL	R6 MÉX-TOL
Caudal (m <sup>3</sup> /s)	0.21 (0.04)	0.69 (0.16)	0.4 (0.36)	1.2 (0.55)
Velocidad (m/s)	0.2 (0.1)	0.1 (0.1)	0.1 (0.2)	0.7 (0.2)
Temperatura (°C)	16 (13)	19 (17)	18 (18)	16 (21)
pH	6.1 (7.5)	6.5 (7)	7.2 (7.2)	6.7 (7.1)
Conductividad eléctrica (µs/cm)	705 (745)	1,260 (1,830)	730 (811)	470 (994)
Oxígeno disuelto (mg/L)	0.4 (0.5)	0 (0.6)	0.4 (0.7)	0.5 (0.2)
Turbiedad (UTN)	52 (171)	56 (207)	62 (184)	139 (176)
DQO (mg/L)	158 (1,312)	208 (711)	222 (339)	191 (366)
Sólidos Totales (mg/L)	860 (1,940)	725 (2,810)	520 (2,287)	480 (1,840)
Sólidos Totales Fijos (mg/L)	475 (1,124)	543 (2,050)	340 (1,427)	248 (1,327)
Sólidos Totales volátiles (mg/L)	385 (817)	182 (760)	180 (860)	233 (514)
En paréntesis se encuentra los valores de época de estiaje. D1: latitud 19.17493° N longitud 99.51866° O R4: Punto de monitoreo en el río aguas abajo de D1 (latitud 19.18709° N longitud 99.56375° O) D4: latitud 19.28281° N longitud 99.52214° O R6: Punto de monitoreo en el río aguas debajo de D4 (latitud 19.28295° N longitud 99.52181° O)				

**Tabla 2 Sólidos existentes en el agua residual del río Lerma en el sitio de interés (Hinojosa-Peña, 2006).**

Lugar y época	STT(mg/L)	SST(%)	SDT(%)	SVT(mg/L)	SSV(%)	SDV(%)
D1 / lluvias	860	19	81	385	14	86
D1 / estiaje	1,940	8	92	817	14	86
R4/ lluvias	725	17	83	182	32	68
R4/ estiaje	2,810	9	91	760	26	74
D4 / lluvias	520	13	87	180	27	73
D4 / estiaje	2,287	7	93	860	14	86
R6/ lluvias	480	40	60	233	18	82
R6/ estiaje	1,840	8	92	514	17	83
STT = Sólidos Totales. SST = Sólidos Suspendidos Totales. SDT = Sólidos Disueltos Totales. SVT = Sólidos Volátiles Totales. SSV = Sólidos Suspendidos Volátiles. SDV= Sólidos Disueltos Volátiles						

Otros estudios realizados con el objetivo de conocer las características del agua del río Lerma son los de Tejeda et al. (2010), Ávila-Perez et al. (2008) y Zarazua et al. (2006). Estos equipos de trabajo analizaron la presencia de metales pesados en diversos puntos del CARL. En estos trabajos, todos los autores coinciden en que, en general, las concentraciones de metales pesados en las muestras de agua que analizaron, estuvieron por debajo del límite máximo permisible establecido en la legislación mexicana. En la Tabla 3 se observan las concentraciones de metales pesados en el agua del río y la raíz del jacinto de agua, de un punto de muestreo dentro de los primeros 15 km del río, zona de interés de este trabajo (Tejeda et al., 2010; Ávila-Perez et al., 2008; CONAGUA y SEMARNAT, 1996).

**Tabla 3 Concentraciones de metales pesados en raíz de jacinto de agua y en el agua del río Lerma (Latitud: 19° 16' 33" y Longitud: 99° 31' 22").**

Elemento	Característica	Barrio de Guadalupe (zona de muestreo)	Normatividad uso en riego NOM-001 (mg/L)	
			P.M.	P.D.
S	Raíz (µg/g)	3857.7	--	--
	Total Agua (µg/L)	7.3	--	--
K	Raíz (µg/g)	6981	--	--
	Total Agua (µg/L)	15.4	--	--
Ca	Raíz (µg/g)	2224	--	--
	Total Agua (µg/L)	56.6	--	--
Ti	Raíz (µg/g)	69.52	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.02	--	--
Cr	Raíz (µg/g)	2.46	--	--
	Total Agua (µg/L)	<0.01	1	1.5
Mn	Raíz (µg/g)	672.39	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.83	--	--
Fe	Raíz (µg/g)	1368.35	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.36	--	--
Ni	Raíz (µg/g)	1.2	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.010	2	4
Cu	Raíz (µg/g)	3.64	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.015	4	6
Zn	Raíz (µg/g)	13.95	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.020	10	20
Br	Raíz (µg/g)	0.98	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.040	--	--
Rb	Raíz (µg/g)	7.84	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.021	--	--
Sr	Raíz (µg/g)	23.54	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.284	--	--
Pb	Raíz (µg/g)	1.91	--	--
	Total Agua (µg/L)	0.006	0.5	1

P.M. = Promedio Mensual.  
P.D. = Promedio Diario.

A pesar de las condiciones anteriores respecto a los metales pesados, Fall et al. (2007) reportan que los puntos en cuestión (D1 TENANGO y R04 MEZAPA) presentan una toxicidad extrema en cuanto a la protección para la vida acuática ( $>5.3$  UT). Además en este mismo estudio se remarca que el agua en el CARL no cumple con la calidad necesaria para su uso en riego conforme a la normatividad mexicana (NOM-001-SEMARNAT-1996).

Debido a la problemática que presenta el río Lerma y las recomendaciones de autores como Hinojosa-Peña (2006) y Gonzáles et al. (2007), el presente estudio analiza la posibilidad del empleo de un sistema anaerobio para el saneamiento del agua del río.

### ***II.2) Sistemas de tratamiento anaerobio***

El sistema de tratamiento de aguas residuales anaerobio es aquel que degrada la materia orgánica (MO) por medio de bacterias anaerobias y la convierten en  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  y más bacterias. En estos sistemas la degradación de MO se lleva a cabo en ausencia de oxígeno y la energía total disponible se distribuye en un 10% de la energía liberada para la generación de biomasa y un 90% de la energía para el mantenimiento celular. Por ello se genera metano, el cual es una potencial fuente de energía (Rittmann y McCarty, 2001).

Los sistemas de tratamiento biológicos anaerobios representa una opción viable para el tratamiento de una gran variedad de aguas residuales como: aguas residuales domésticas, aguas residuales provenientes de la destilación de alcohol, de la producción de cerveza, de la fabricación de químicos, de la industria farmacéutica, del procesamiento de alimentos, por mencionar solo algunos ejemplos (Metcalf y Eddy, 2004). Por ello, se considera adecuado para el tratamiento del agua del río de la zona de interés (primeros 15 km del río Lerma, Figura 8), misma que es una mezcla de diversos tipos de agua, mayoritariamente doméstica.

En la actualidad existen diversos procesos de digestión anaerobia, los cuales han generado una amplia variedad de sistemas de tratamiento. Dentro de estos procesos se encuentra el proceso de crecimiento suspendido (biomasa en suspensión) mismo que tiene algunas de sus

variantes en los reactores de tipo mezcla completa, contacto y secuencial (batch). Otro proceso es aquel donde los microorganismos crecen adheridos a algún medio, como ejemplo de éste se tiene a los reactores anaerobios de flujo ascendente con cama empacada. Un proceso más es el llamado anaerobio de lecho de lodos, destacado por el gran potencial que ofrece al tratamiento de diversos tipos de aguas residuales solubles no complejas (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).

### II.2.1) Reactores UASB

Un tipo de reactor anaerobio notablemente desarrollado, basado en el proceso de lecho de lodos, es el de flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés). En la Figura 1, se puede observar el funcionamiento de un reactor UASB (Metcalf y Eddy, 2004). El influente es distribuido en el fondo y viaja en forma ascendente a través del lecho de lodos, donde se realiza la digestión de la MO. Posteriormente, el agua llega al separador gas – sólido - líquido, donde se captura el biogás generado, los grumos de biosólidos regresan al lecho por acción del sello hidráulico generado en la campana y el efluente es captado.

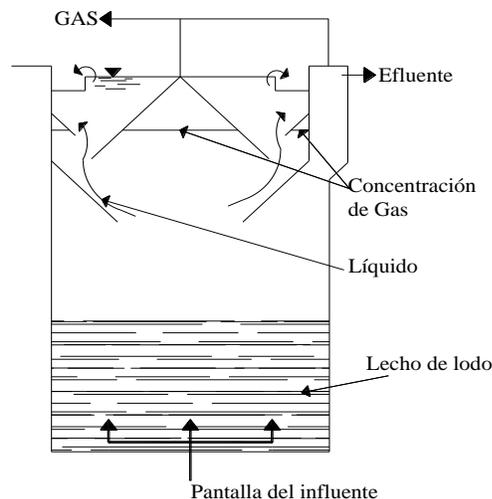


Figura 1 Proceso original UASB (Metcalf y Eddy, 2004).

#### II.2.1.1) Tratamiento de aguas residuales con baja concentración de MO en reactores UASB

Los sistemas de tratamiento anaerobio se han convertido en una tecnología muy atractiva para el tratamiento de agua residual, por la disminución de costos en cuanto a la energía requerida y al manejo de lodos en la operación.

**Tabla 4 Revisión de reactores UASB que tratan agua residual a COV baja.**

Autor	T (°C)	TRH (h)	COV (kg DQO/m <sup>3</sup> ·d)	DQO(%) removido	Vel. (m/h)	Tipo de Agua
Lew et al. (2004)	28	3-4	0.2–31.8	82	0.04–0.35	A.R.D.
Venktesh et al. (2013)	24-35	12	0.89–1.3	80.9-90.8	0.07	A.S.
Rizvi et al. (2015)	20	3	3.8	72.6	0.4	►A.R.D.
*Rizvi et al. (2015)	20	3	3.8	69.8	0.4	►A.R.D.
Rizvi et al. (2015)	20	6	1.9	78.4	0.2	►A.R.D.
*Rizvi et al. (2015)	20	6	1.9	75.2	0.2	►A.R.D.
Rizvi et al. (2015)	20	9	1.27	81.7	0.13	►A.R.D.
*Rizvi et al. (2015)	20	9	1.27	77.3	0.13	►A.R.D.
Rizvi et al. (2015)	20	12	0.95	84.2	0.1	►A.R.D.
*Rizvi et al. (2015)	20	12	0.95	80	0.1	►A.R.D.
Singh y Viraraghavan (2002)	20	25	0.22	68.8	0.04	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	20	20	0.3	75.81	0.05	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	20	16	0.35	76.92	0.06	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	20	10	0.65	82.35	0.1	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	20	8	0.77	79.84	0.13	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	20	6	0.9	71.68	0.17	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	20	4	1.37	65.79	0.26	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	32	10	0.77	87.5	0.1	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	32	8	0.8	82.09	0.13	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	32	6	1.11	79.86	0.17	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	32	4	1.31	71.56	0.25	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	15	10	0.85	84.75	0.1	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	15	8	1.02	80	0.13	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	15	6	1.4	79.43	0.17	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	15	4	1.58	70.45	0.25	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	11	10	0.82	77.06	0.1	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	11	8	1.04	68.97	0.13	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	11	6	1.28	62.5	0.17	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	11	4	1.91	56.29	0.25	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	6	10	0.74	57.14	0.1	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	6	8	0.83	49.28	0.13	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	6	6	1	37.30	0.17	A.R.M
Singh y Viraraghavan (2002)	6	4	1.6	29.85	0.25	A.R.M
Aiyuk et al. (2006)	20-35	2.4	1.3	53.08	--	A.R.D.
Aiyuk et al. (2006)	20-35	6	2.09	73.18	--	A.R.D.
Al-Jamal y Mahmoud (2009)	<17.3	48	0.45	51	0.05	A.R.M.
Al-Jamal y Mahmoud (2009)	<17.3	96	0.27	54	0.03	A.R.M.
Luostarinen y Rintala (2005)	20	79.2	0.28	88	0.009	A.N.
Luostarinen y Rintala (2005)	15	115.2	0.22	91	0.006	A.N.
Luostarinen y Rintala (2005)	10	105.6	0.3	91	0.007	A.N.
•Luostarinen y Rintala (2005)	20	38.4	0.08	42	0.013	A.N.
•Luostarinen y Rintala (2005)	15	38.4	0.05	38	0.013	A.N.
•Luostarinen y Rintala (2005)	10	33.6	0.07	40	0.015	A.N.
Luostarinen et al. (2007)	5-14	103.2	0.43	65	--	A.N.
Luostarinen et al. (2007)	14-19	98.4	0.89	70	--	A.N.
Luostarinen et al. (2007)	15	696	0.33	61	--	A.N.
Luostarinen et al. (2007)	20-25	696	0.42	78	--	A.N.

\*Rizvi et al. (2015): Reactor UASB con inoculo diferente. •Luostarinen y Rintala (2005): Reactor UASB operado como segunda fase. A.R.D.: agua residual doméstica. A.R.M.: agua residual municipal (proviene de una planta de tratamiento, ya con un pre-tratamiento). A.R.D.: agua residual doméstica. ►A.R.D.: agua residual domestica proveniente de un cárcamo de bombeo. A.N.: agua negra.

Por otro lado, el uso de estos sistemas se ha limitado principalmente a ARI con alta carga y con sustrato soluble (Lew et al., 2004). Por ello, ha sido del interés de diversos investigadores conocer la posibilidad del tratamiento de agua residual con COV bajas ( $\leq 3 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d}$ ). En la Tabla 4 se observa que los reactores UASB representan una opción viable para el tratamiento de agua residual con concentración baja de MO (negra, doméstica, municipal con y sin pre-tratamiento). Sin embargo factores como temperatura, TRH y COV, determinaran si este será el tratamiento principal o se emplee como un pre-tratamiento, de acuerdo a la calidad del efluente que se desee.

La Tabla 5 muestra la eficiencia de reactores UASB aplicados como tratamiento principal de agua residual municipal para regiones cálidas. En la tabla se observa que los sistemas anaerobios son capaces de tratar aguas residuales municipales con buenas eficiencias de remoción de DQO total (61 % promedio) a bajos TRH.

**Tabla 5 Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de algunas plantas de tratamiento de aguas residuales municipales (Morgan-Sagastume et al., 2001).**

Reactor	V.R. (m <sup>3</sup> )	T (°C)	TRH (h)	DQO total (mg/L)		Vel. (m/h)	DBO <sub>total</sub> (mg/L)	
				Inf.	(%)		Inf.	(%)
Planta piloto Cali, Colombia	64	25	4	365	62	1.44-0.5	137	74
Planta piloto Cali, Colombia	64	25	6	321	65	1.44-0.5	161	81
Planta piloto Sao Pablo, Brasil	120	20-22	4.4	400	53	1.4	181	39
Planta piloto Sao Pablo, Brasil	120	20-22	5	393	32	1.4	201	42
Planta piloto Sao Pablo, Brasil	120	20-22	5.1	307	62	1.4	198	71
Planta piloto Sao Pablo, Brasil	120	20-22	6.1	188	56	1.4	104	60
Planta a escala real Campiña Grande, Brasil (Pedregal)	32	25	5.7	695	61-70	1.43-0.23	472	42-68
•Planta a escala real Bucaramanga, Colombia	3,300	--	5	365	63-64	0.79	171	75-76
*Planta a escala real en Kampur,	1,200	20-23	6	430	60	--	162	65
*Planta a escala real en Kampur,	1,200	20-23	6	471	62	--	161	69
*Planta a escala real en Kampur,	1,200	20-23	6	450	70	--	161	69
*Planta a escala real en Kampur,	1,200	20-23	6	706	61	--	272	69
*Planta a escala real en Kampur,	1,200	20-23	6	706	67	--	272	71
*Planta a escala real en Kampur,	1,200	20-23	6	749	71	--	274	70
*Planta a escala real en Kampur,	1,200	20-23	6	458	70	--	159	69

V.R.: Volumen del reactor. • Esta planta cuenta con tres reactores cada uno de 3,300 m<sup>3</sup>. \*El reactor de 1,200 m<sup>3</sup> se divide en tres secciones de 300, 300 y 600 m<sup>3</sup> cada una.

### ***II.2.1.2) Tratamiento de aguas residuales tóxicas en reactores UASB***

La Tabla 4 y la Tabla 5 mostraron que los reactores UASB pueden tratar aguas con bajas concentraciones de MO. Por otro lado, estos sistemas también han demostrado ser capaces de tratar aguas residuales con sustratos lentamente biodegradables a grandes concentraciones (Mohan et al., 2005). De acuerdo con Speece et al. (1983) el proceso anaerobio puede tolerar una amplia variedad de tóxicos. Este proceso es efectivo en el tratamiento de aguas residuales con sustancias orgánicas sintéticas (compuestos organoclorados, compuestos fenólicos), las cuales son refractarias para sistemas aerobios (Speece et al., 1983).

El trabajo de Mohan et al. (2005) muestra como los reactores UASB son capaces de tratar una mezcla de aguas residuales provenientes de la industria de químicos (farmacéutica, tintes, pesticidas, etc.). Este tipo de agua residual se destaca por la presencia de sustancias orgánicas, sales inorgánicas y solventes orgánicos. Esta mezcla genera que el agua tenga DQO alta, demanda bioquímica de oxígeno (DBO) bajo ( $DBO/DQO < 0.35$ ) y alta concentración de sales acompañadas de sustancias tóxicas e inhibidoras (sólidos inorgánicos disueltos totales  $> 2.5\%$ ). A pesar de ello, en el experimento de Mohan et al. (2005) obtuvieron para un reactor UASB una eficiencia de remoción del 62 % de DQO para una COV de  $4.5 \text{ kg DQO/m}^3\cdot\text{d}$ , TRH de 37 h y condición mesofílica ( $29 \pm 2^\circ\text{C}$ ).

El grupo de investigación de Macarie et al. (1992) desarrollaron otra investigación en la que se trató agua residual compleja (agua residual de una planta de ácido tereftálico) en dos reactores UASB. Cada reactor tuvo un inóculo diferente. El primer reactor se inoculó con lodo de una laguna anaerobia y el segundo reactor con lodo de una planta que trata agua de una petroquímica. A pesar de esta diferencia, la eficiencia de remoción de DQO para los dos reactores fue parecida, para el primer reactor fue de 46.4% (TRH de 2.7 d, COV de  $2.6 \text{ kg DQO/m}^3\cdot\text{d}$  y temperatura del cuarto de experimentación  $33\pm 2^\circ\text{C}$ ) y para el segundo fue de 43.9 % (TRH de 3.2 d y COV de  $2.2 \text{ kg DQO/m}^3\cdot\text{d}$ ). Concluyendo que a pesar de la baja eficiencia de remoción conseguida, atribuida a la inhibición por las características tóxicas del agua, el sistema presenta buena resistencia a los choques de carga y a periodos sin alimentación. Además, este estudio destaca que los sistemas alcanzaron su estado estacionario rápidamente, en 30 d, valor semejante al observado por Mohan et al. (2005).

La industria de curtido de pieles es otra área en donde los reactores UASB han demostrado ser eficientes. Debido a que esta industria produce aguas residuales compuestas principalmente de sulfuro, cromo, compuestos orgánicos volátiles y grandes cantidades de desperdicios sólidos. El sulfuro es uno de los principales contaminantes de agua residual del curtido de pieles. El sulfuro es altamente tóxico para los seres humanos, sin embargo en rangos de 100 – 500 mg/L en forma soluble puede ser tolerado en el tratamiento anaerobio con o sin aclimatación (Midha y Dey, 2008).

El cromo es otro elemento importante de las aguas residuales del proceso de curtido, este se presenta como cromo hexavalente el cual es tóxico en forma severa para los organismos vivientes, generando efectos cancerígenos. También el cromo se presenta en forma trivalente el cual es tóxico en la digestión anaerobia debido a la acumulación de metales pesados en la formación intercelular de la biomasa (Midha y Dey, 2008). A pesar de esto, para la digestión anaerobia operando en forma continua, el efecto de toxicidad surge a altas concentraciones (superiores a 60 mg/L de sulfuro y 60 mg/L de cromo) (Vijayaraghavan y Murthy, 1997). Por ello, a través de un sistema anaerobio (UASB) más un tratamiento aerobio (lodos activados), se consigue la remoción de DQO del 96% de esta agua, a un TRH de 8 d (Lefebvre et al., 2006).

En trabajos como el de Midha y Dey (2008), se puede observar que el reactor UASB por si solo puede conseguir la remoción del 65 % de DQO de aguas residuales tóxicas del proceso de curtido. Operando el reactor a COV entre 0.2 – 7 kg DQO/m<sup>3</sup>•d.

### ***II.2.1.3) Diseño y factores de operación en reactores UASB***

El diseño de reactores UASB es realizado con base en las características del agua residual en términos de la composición y contenidos de sólidos, la COV, la velocidad de acenso del flujo, el volumen del reactor, el sistema de distribución en el influente y el sistema de recolección de gas (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991; Metcalf y Eddy, 2004). La COV (Tabla 6) y la

velocidad ascendente de flujo (Tabla 7) son parámetros básicos para la obtención de dimensiones de los reactores (Ecuación 1 y Ecuación 2).

**Ecuación 1 Cálculo del Volumen de un reactor UASB con base en la COV**

$$V_n = \frac{QS_o}{COV}$$

En donde:  $V_n$  = volumen del reactor,  $m^3$ ;  $Q$  = caudal,  $m^3/d$ ;  $S_o$  = concentración en el influente de DQOs,  $kg/m^3$ ;  $COV$  = carga orgánica volumétrica DQOs,  $kg/m^3 \cdot d$ .

**Ecuación 2 Cálculo del Área transversal de un reactor UASB con base en la Velocidad del Flujo**

$$A = \frac{Q}{Vel}$$

En donde:  $A$  = área transversal del reactor,  $m^2$ ;  $Q$  = caudal,  $m^3/h$ ;  $Vel$  = velocidad del flujo ascendente,  $m/h$ .

**Tabla 6 COV recomendada en función de la temperatura (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).**

Temperatura °C	COV (kg DQOs/ $m^3 \cdot d$ )			
	Ácidos Grasos Volátiles		Sin Ácidos Grasos Volátiles	
	Rango	Típico	Rango	Típico
15	2-4	3	2-3	2
20	4-6	5	2-4	3
25	6-12	6	4-8	4
30	10-18	12	8-12	10
35	15-24	18	12-18	14
40	20-32	25	15-24	18

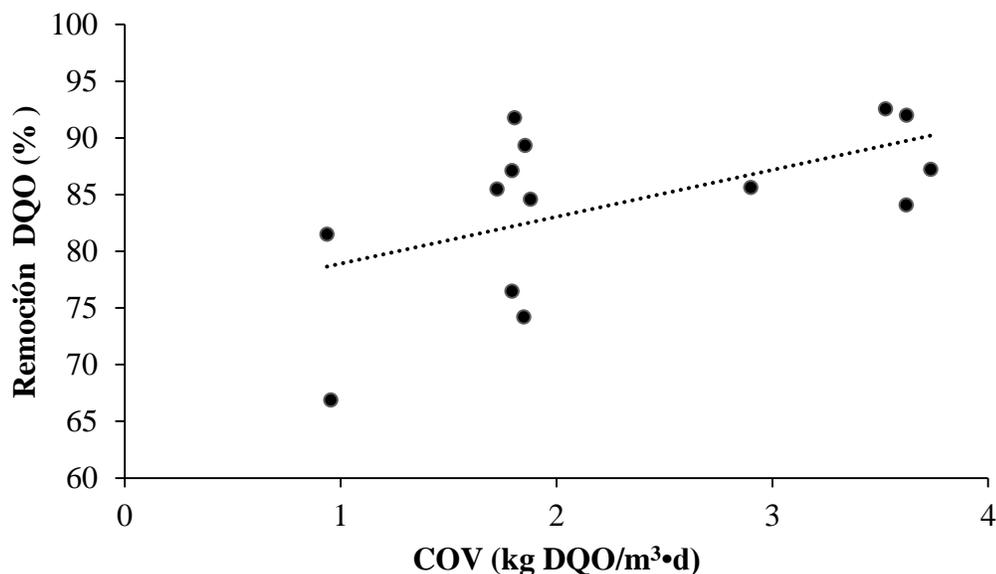
**Tabla 7 Velocidad del flujo ascendente y alturas recomendadas para reactores UASB (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).**

Tipo de Agua Residual	Vel (m/h)		Altura del reactor (m)	
	Rango	Típico	Rango	Típico
DQO casi 100% soluble	1.0-3.0	1.5	6-10	8
DQO parcialmente soluble	1.0-1.25	1.0	3-7	6
Agua residual domestica	0.8-1.0	0.7	3-5	5

La Tabla 6 muestra que la selección de la COV para dimensionamiento de un reactor UASB depende de la temperatura. Por ello, diversos estudios se han realizado sobre la relación que

existe entre la COV y la temperatura, en el desempeño de los reactores. Un ejemplos de estos estudios es el de Farajzadehha et al. (2012), quienes a escala de laboratorio buscaron COV y TRH óptimos, para tratar agua residual municipal fortificada a dos temperaturas distintas (30°C y 20°C). Este grupo de investigación obtuvo que a la misma COV (dentro del rango de 7.2 a 10.8 kg/m<sup>3</sup>•d) la eficiencia de remoción de DQO, es mayor cuando el reactor es operado a la temperatura más alta (73% para 20°C y 85% para 30°C).

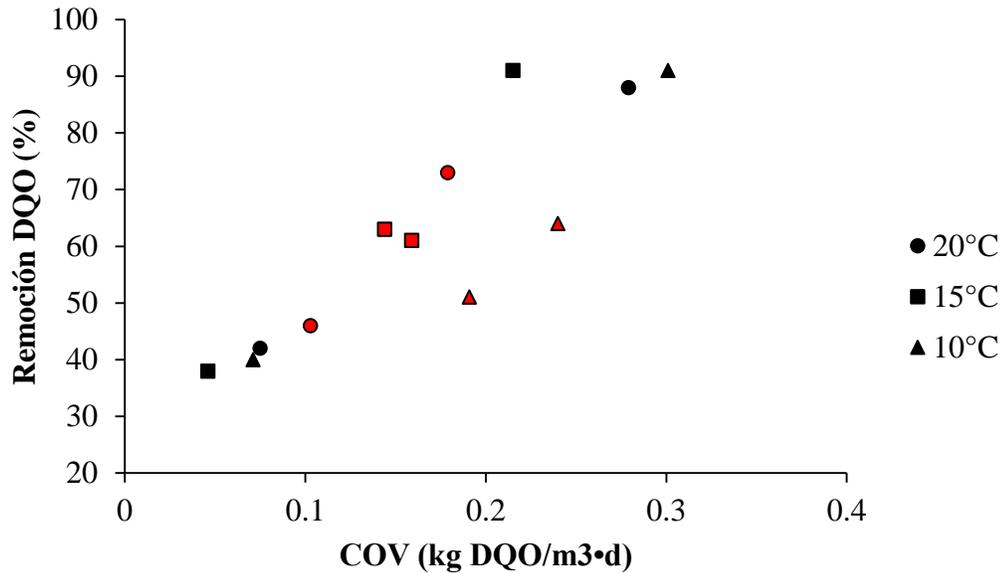
Por otro lado, en estudios como el de Bhunia y Ghangrekar (2008) se muestra el efecto de la COV al mantener constante una temperatura. En la Figura 2 se aprecia como Bhunia y Ghangrekar (2008) al tratar agua sintética, alcanzan aumentar la eficiencia de remoción al aumentar la COV suministrada al sistema, mientras la temperatura de operación permanece en el rango de 22 a 28 °C.



**Figura 2** Relación de COV aplicada y eficiencia de remoción para agua residual sintética (temperatura de operación de 22 a 28 °C), adaptado de Bhunia y Ghangrekar (2008).

En trabajos como el de Luostarinen y Rintala (2005), en el que se trata agua negra sintética y agua residual de una productora de leche mediante un UASB séptico en dos etapas, es posible observar la combinación de variables (COV y temperatura). En la Figura 3 se muestra

como al aumentar la COV y mantener constante la temperatura la eficiencia de remoción de DQO incrementa. También, si se aumenta la temperatura al mantener constante la COV, en la Figura 3, se observa que es posible incrementar la eficiencia de remoción de DQO.



**Figura 3** Relación de COV y eficiencia de remoción a diferentes temperaturas y COV para agua negra sintética y agua residual de productora de leche (rojo), adaptado de Luostarinen y Rintala (2005).

Por lo anterior, el manejo adecuado de la temperatura y COV son importantes para aumentar la eficiencia de un sistema UASB. Sin embargo, es común que a baja temperatura se utilicen tiempos de retención largos, lo que da como resultado con base en la Ecuación 3 COV bajas.

**Ecuación 3** Relación TRH y COV según Ecuación 1

$$V_n = \frac{QS_o}{COV} \rightarrow COV = \frac{QS_o}{V_n} \rightarrow COV = \frac{S_o}{TRH}$$

En donde:  $V_n$  = volumen del reactor,  $m^3$ ;  $Q$  = caudal,  $m^3/d$ ;  $S_o$  = concentración en el influente de DQOs,  $kg/m^3$ ;  $COV$  = carga orgánica volumétrica DQOs,  $kg/m^3 \cdot d$ ;  $TRH$  = tiempo de retención hidráulico,  $d$ .

Como ejemplo de autores que operan a temperaturas bajas (rango psicrófilico) y TRH largos, se puede mencionar a Loustarinen et al. (2007), quienes trataron aguas negras en UASB sépticos con TRH de 4.1 a 29 días; Al-Jamal y Mahmoud (2009) trataron en sitio, agua residual doméstica a TRH de 2 y 4 días; Graaff et al. (2010) operaron a TRH de 8.7 días y compararon sus resultados con Kujawa-Roeleveld et al. (2006) y Meulman et al. (2008), quienes operaron a 29 y 30 días respectivamente; Luostarinen y Rintala (2007) trabajaron con agua negra en tratamiento anaerobio a una y a dos fases, con TRH de 1.3 a 3.4 días. Por otro lado, Lettinga et al. (1993) y Bogte et al. (1993), operaron a rangos de 1.4 a 15 días y 2.4 a 1.8 días respectivamente, siendo el objetivo de estos dos estudios, el tratamiento de aguas negras y aguas grises.

Por ello, se destaca a la temperatura como aquella variable que se puede manejar para mejorar la eficiencia de un sistema anaerobio. La cual, al ser aumentada, permite alcanzar una mejor eficiencia de remoción de DQO, si se mantiene la COV (Singh y Viraraghvan, 2002). Además, el reactor UASB se puede operar a TRH más cortos, semejantes a los rangos típicos mostrados por Metcalf y Eddy (2004). Esto se observó en la revisión realizada por Aiyuk et al. (2006), quienes basados en diferentes autores, muestran que para climas cálidos se pueden utilizar TRH en rangos de 2.4 a 7 horas.

Sin embargo, el incremento de temperatura en lugares fríos, representa una inversión considerable de energía (caso del CARL) (Hinojos-Peña en 2006). Esto, disminuye la conveniencia de un sistema aerobio sobre un anaerobio. Por ello, es necesario la búsqueda de energías alternativas, que representen una opción viable para el mantenimiento del sistema. Entre estas energías, se puede mencionar a la producida por la digestión anaerobia, el biogás. Este, puede ser utilizado para el acondicionamiento térmico del agua residual a tratar (Lara-Domínguez, 2013). Sin embargo, la producción de esta fuente de energía, depende directamente de la eficiencia de remoción que tenga el sistema,  $0.4 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{kg DQO}$  a  $35^\circ\text{C}$  (Metcalf y Eddy, 2004) ó  $0.35 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{kg DQO}$  (Rittmann y McCarty, 2001). Debido a esto, es necesario que el sistema se encuentre estable y con buenas eficiencias de remoción (Lara-Domínguez, 2013).

Con base en lo anterior, para este trabajo de investigación, la energía solar representa un medio alternativo y amigable con el ambiente para el acondicionamiento térmico del sistema anaerobio. En especial, para lugares que presentan una gran cantidad de radiación solar, a pesar de su baja temperatura ambiental. Sin embargo, es importante evaluar la conveniencia de su aplicación, debido a que, variaciones severas de temperatura ( $> 10^{\circ}\text{C}$ ) repercutirán de forma negativa en el desempeño del sistema (Lau y Fang, 1997) y adición de estructuras, costos elevados de inversión inicial (Alkhamis et al., 2000).

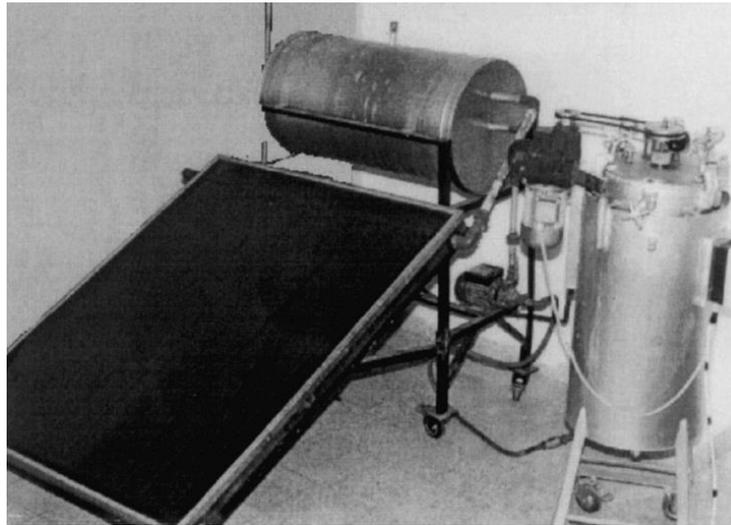
### **II.2.2) Energía solar y digestión anaerobia**

En la búsqueda de energías alternativas para mejorar el desempeño de los sistemas anaerobios, diferentes autores han analizado la posibilidad del uso de la energía solar para una mayor generación de biogás. Estos estudios se han enfocado principalmente en sistemas que digieren biosólidos en forma anaerobia. La investigación de El-Mashad et al. (2004b) es ejemplo de este tipo de estudios. Este grupo evaluó el efecto de la temperatura en la digestión anaerobia de estiércol de vaca en un reactor de tipo tanque de mezcla completa. Además, analizó la posibilidad de emplear la energía solar disponible durante el día para calentar el reactor sin necesidad de fuente externa o un tanque de almacenamiento de energía calorífica. El-Mashad et al. (2004b) concluyeron con base en sus resultados, que el empleo de la energía solar para calentar el contenido del reactor sin un almacenamiento o fuente auxiliar de energía calorífica durante las noches, no afecta la estabilidad del reactor. Aunque, señalan que la magnitud del aumento o disminución de la temperatura dependerá de varios factores tales como el tamaño del reactor, los espesores y el tipo de aislamiento, la variación de la temperatura ambiental, el área disponible para el captador solar y el medio de control del sistema.

Otro estudio relacionado a la digestión de sólidos es el de El-Mashad et al. (2003). Este estudio evaluó las consecuencias del uso de la energía solar bajo las condiciones ambientales de Egipto, para mantener temperaturas termofílicas de operación. Al final del experimento, El-Mashad et al. (2003) concluyen que la energía solar adicionada al sistema aumenta

ligeramente la eficiencia en reactores de gran tamaño (mayores a 100 m<sup>3</sup>). Por otro lado, para reactores pequeños se consiguen grandes incrementos en la eficiencia de la energía neta producida.

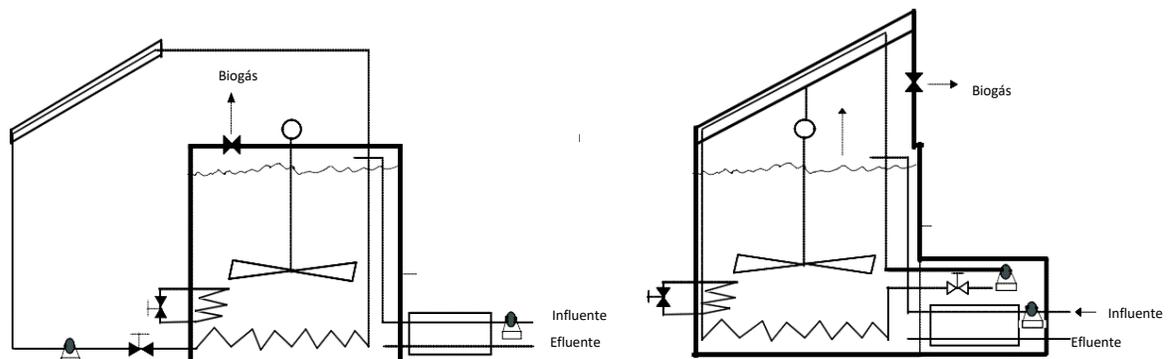
Alkhamis et al. (2000) diseñaron y evaluaron económicamente, un SCS para un reactor productor de biogás (Figura 4). El diseño fue hecho con el objetivo de mantener una temperatura de 40 °C. La evaluación económica resultó en una tasa interna de retorno del 32.7 %, esto indicó que el empleo de la energía solar es una inversión adecuada para la mejora del desempeño de reactores productores de biogás.



**Figura 4 Sistema de biodigestor y calentador solar diseñado y utilizado por Alkhamis et al. (2000).**

Un sistema diferente al de la Figura 4, fue desarrollado por Axaopoulos et al. (2001). Este grupo de trabajo, con base en un modelo matemático, realizaron el diseño de un digestor de estiércol, el cual tenía un captador solar de placa plana en el techo, mismo que se conectó a un intercambiador de calor inmerso en el estiércol (Figura 5). Al investigar el desempeño del sistema, Axaopoulos et al. (2001) señalan que el uso del captador solar como cubierta reduce las pérdidas de calor y afecta positivamente al balance de energía calorífica del digestor.

El-Mashad et al. (2004a) emplearon la estructura básica diseñada por Axaopoulos et al. (2001) para simular dos sistemas de tratamiento anaerobio de estiércol líquido, calentados con energía solar para una temperatura de operación de 50 °C (Figura 5). Los resultados de la simulación mostraron que la fluctuación de temperaturas del reactor durante la noche es menor a 1°C (condiciones de Egipto), lo cual no daña la actividad microbiana. Por ello, desde el punto de vista ambiental, El-Mashad et al. (2004a) obtuvieron dos conclusiones sobre la incorporación de la energía solar en las unidades de producción de biogás. La primera es que esto aumenta el beneficio potencial de la digestión anaerobio en cuanto a la contaminación ambiental. Y la segunda es que al usar la energía solar, se tiene una conservación mayor de recursos, respecto a los sistemas convencionales de calentamiento.



**Figura 5** Sistemas anaerobios que utilizan energía solar para la digestión de estiércol (El-Mashad et al., 2004a).

El tema de energía solar como fuente de calor para el tratamiento anaerobio de aguas residuales, ha sido estudiado recientemente desde el punto de vista teórico. Por ejemplo, Yiannopoulos et al. (2008) modelaron un sistema solar de calentamiento para mejorar las condiciones de tratamiento anaerobio de agua residual a temperaturas superiores a la ambiente. El sistema que proponen consta de un captador solar plano, un tanque de almacenamiento y un filtro anaerobio con un encamisado como intercambiador de calor. El agua caliente circularía a través de paredes gemelas que enclaustran el reactor anaerobio, transfiriendo la energía. La simulación del modelo que desarrollaron, fue realizada con datos meteorológicos obtenidos de diferentes regiones del mundo, empleando el software METEONORM. Los resultados preliminares que obtuvieron, colocaron al sistema propuesto como prometedor y con un enfoque de ser amigable con el ambiente.

El grupo de investigación de Ren et al. (2012) realizó una recopilación de investigaciones del tema de la aplicación de la energía solar en el tratamiento de agua residual. En su estudio, Ren et al. (2012) concluyen que el tratamiento de agua residual en forma anaerobia, basado en el calentamiento a través de la energía solar, es una forma efectiva de aumentar la temperatura y mejorar las condiciones normales de operación.

### **III) Justificación contextual y científica:**

La Comisión Nacional del Agua, en el estudio estadística del agua en México, edición 2011, afirma que la zona centro del país experimenta un nivel de interés elevado sobre el recurso. Esto significa que el volumen total de agua concesionado es mayor al volumen medio de agua renovable. Además, en ese mismo estudio, se clasifica como sitio de monitoreo con fuerte contaminación de DBO a los 5 días (DBO<sub>5</sub>), DQO y/o SST al río Lerma en Toluca. Durante años se han realizado estudios en los que se concluye que esta zona está altamente contaminada (Jamieson y Fedra, 1996; Soto-Galera, 1998; Zarazua et al., 2006; Hinojosa-Peña, 2006; Fall et al., 2007; Ávila-Pérez et al., 2008; Eakin et al., 2010; Tejeda et al., 2010; Fall et al., 2012; Díaz et al., 2014). Sin embargo, poca es la investigación que reporta haber utilizado sistemas de tratamiento para la remediación, a pesar de las sugerencias de diversos autores (Hinojosa-Peña, 2006; Gonzalez et al., 2007).

La opción más común utilizada hasta ahora para tratar las aguas residuales municipales de México ha sido el sistema de lodos activados. Sin embargo, este sistema consume bastante energía y produce una cantidad elevada de lodo, el cual es necesario estabilizar antes de su disposición final. Con base en lo anterior, se afirma que México requiere de sistemas eficientes con un consumo mínimo de energía (sin aireación), especialmente para zonas aisladas como el río Lerma. Por ello, se presenta esta propuesta para de tratar las aguas del río Lerma con un reactor UASB a temperatura ambiente. Debido a que a temperatura ambiente, estos sistemas, no solo requiere una inversión menor de energía que un sistema aerobio, sino que también produce energía en forma de biogás (Chinnaraj y Venkoba Rao, 2006; Zupanic et al., 2008; Appels et al., 2008). Además, el tratamiento anaerobio ha demostrado lograr eficiencias de remoción de DQO en agua residual municipal, aguas negras y aguas grises de 30% a 90%, según las condiciones a las que se opere el reactor (Singh y Viraraghavan, 2002; Aiyuk et al., 2006; Luostarinen y Rintala, 2005; Lettinga et. al., 1993; Luostarinen y Rintala, 2007; Bhunia y Ghangrekar, 2008).

Por otro lado, con base en la existencia de grandes industrias y la situación en que se encuentra el CARL (CONAGUA, 2011), en este estudio, también se analiza el uso del agua

del río Lerma como agua de dilución para el arranque y estabilización de reactores anaerobios. Además de evaluar la posibilidad de tratar aguas residuales industriales con alta concentración de MO con la ayuda de la energía solar para la mejora de las condiciones térmicas de operación. De esta manera se obtendrán ahorros en recursos hídricos y energéticos, demostrando que el desarrollar un sistema que mantenga condiciones térmicas adecuadas de operación, utilizando energía solar, promete resultados alentadores en remoción de MO (Yiannopoulos et al., 2008; Ren et al., 2012). En especial para México, el cual recibe una cantidad importante de radiación solar en todo su territorio (Arancibia-Bulnes et al., 2014).

Por ello, este proyecto prueba las bases teóricas en el área de la digestión anaerobia de aguas residuales con baja concentración de MO (municipales, negras y grises) y alta concentración de MO (ARI). Además este proyecto también analiza la integración de la energía solar para el acondicionamiento térmico de los sistemas anaerobios (Yiannopoulos et al., 2008; Ren et al., 2012; Marroquín de Jesús et al., 2009). También, este proyecto, aporta conocimientos básicos a la investigación relacionada con la tecnología de transferencia de energía solar para el tratamiento de agua residual. Pues, como lo señala Ren et al. (2012), este tema ha sido poco investigado a diferencia de estudios sobre sistemas solares de calentamiento para tecnología de desalinización. Con base en lo anterior, se pretende generar bases para el desarrollo de ciencia aplicada, enfocada en la solución de problemas nacionales, creando una respuesta óptima y específica a una parte del problema existente en el CARL.

#### **IV) Hipótesis:**

Agua superficial contaminada del río Lerma y ARI pueden ser tratadas en un reactor UASB acoplado a un SCS y obtener una eficiencia de remoción de DQOs del 50%.

#### **V) Objetivos generales y específicos:**

##### ***V.1) Objetivo general***

Tratar agua superficial contaminada del río Lerma y ARI en un reactor UASB a temperatura ambiente y a una temperatura elevada por un SCS para mostrar los beneficios del empleo de la energía solar en el desempeño del reactor.

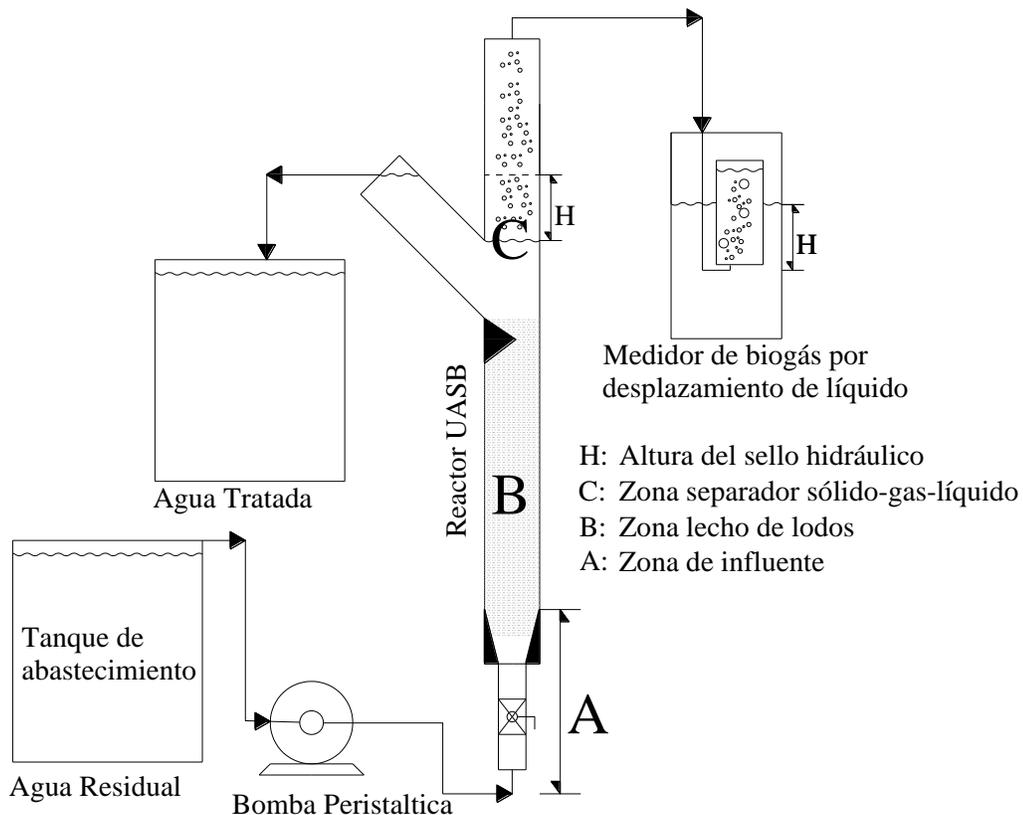
##### ***V.2) Objetivos específicos***

- Caracterizar el agua superficial contaminada del río Lerma en la zona de muestreo seleccionado durante el periodo de investigación.
- Demostrar que un reactor anaerobio operado a COV aplicada ( $COV_{apl}$ ) baja (menor a  $3 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d}$ ), TRH corto (8 h) y temperatura ambiente puede remover el 50 % de la DQOs del agua superficial contaminada del río Lerma y de una mezcla de agua contaminada del río Lerma y ARI.
- Demostrar que el rendimiento de un reactor anaerobio durante el tratamiento de una mezcla de agua contaminada del río Lerma y ARI operado a TRH corto (8 h) y  $COV_{apl}$  de 2 a  $8 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d}$  puede mejorarse al incrementar su temperatura de operación con un SCS.
- Comparar con la normatividad mexicana la calidad de los efluentes tratados de los reactores UASB.
- Analizar el biogás producido por el reactor anaerobio (cuantificación y composición) para obtener las propiedades energéticas del agua tratada en función de la remoción de DQOs.
- Evaluar la conveniencia de utilizar un reactor anaerobio con SCS respecto a uno que trabaja a temperatura ambiente con  $COV_{apl}$  de 2 a  $8 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d}$  y TRH de 8 h.

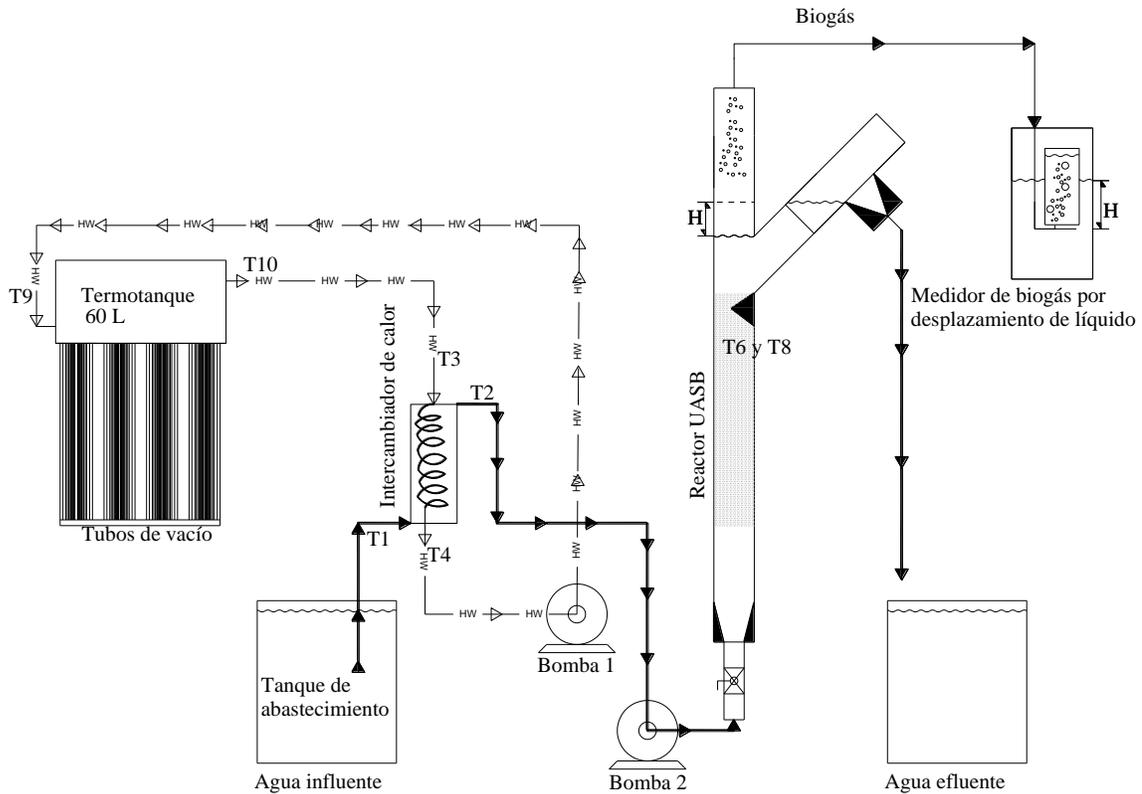
## VI) Metodología:

### VI.1) Configuración experimental

Se diseñaron, construyeron y operaron tres reactores anaerobios en el Centro Interamericano de Recursos del Agua (CIRA). Los reactores construidos fueron del tipo UASB (Figura 6 y Figura 7). Se eligió este sistema por tener la capacidad de tratar varios tipos de aguas residuales solubles no complejas (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991; Morgan-Sagastume et al., 2001; Seghezzi et al., 1998) y amplia tolerancia a compuestos tóxicos (Speece et al., 1983). Además de que las velocidades de flujo ascendentes, menores a 4 m/h utilizadas por los UASB, permiten alcanzar altas eficiencias de remoción de sólidos suspendidos (Seghezzi et al., 1998).



**Figura 6 Configuración de los reactores UASB operados a temperatura ambiente (R1 y R2).**

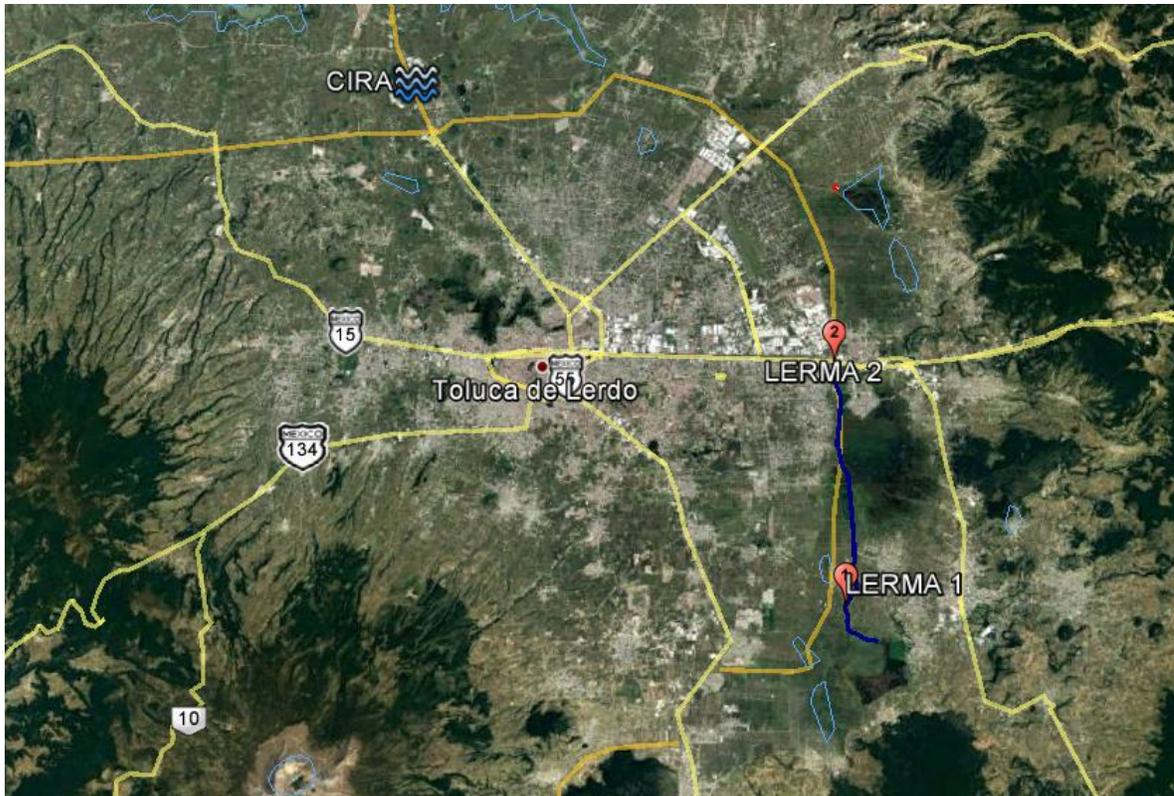


**Figura 7 Configuración de reactor UASB operado con calentador solar e intercambiador de calor (R3). T1 a T9 indican la ubicación de sensores de temperatura.**

Los tres reactores UASB se operaron con un flujo de 10 L por día (controlado con una bomba peristáltica Cole Palmer, USA), un TRH de 8 h (Morgan-Sagastume et al., 2001; Lara-Domínguez, 2013) y una velocidad de flujo ascendente de 0.2 m/h (Van Haandel y Lettinga, 1994; Morgan-Sagastume et al., 2001; Seghezzi et al., 1998, Bhunia y Ghangrekar, 2008; Singh y Viraraghvan, 2002). El volumen de los reactores fue de 3.3 L, excepto cuando se trató agua del río Lerma del punto LERMA 1, el volumen para esta etapa experimental del primer reactor (R1) fue de 3.25 L.

Esta investigación se realizó en tres etapas experimentales. En la primera etapa experimental se trató agua superficial contaminada del río Lerma (Figura 8). Esta agua fue tratada a temperatura ambiente por el primer reactor (R1). El reactor R1, primero trató agua del punto LERMA 1 (latitud 19° 10' 42.85" N y longitud 99° 31' 8.98" O) y se instaló dentro del laboratorio de modelos hidráulicos del CIRA. Después de tratar agua de LERMA 1, R1 fue

expuesto a la intemperie (instalándolo fuera del laboratorio) y trató agua del punto LERMA 2 (latitud 19° 16' 58.52" N y longitud 99° 31' 20.92" O).



**Figura 8 Ubicación de los puntos de muestreo LERMA 1 (latitud 19°10'42.85"N y longitud 99°31'8.98"O), LERMA 2 (latitud 19° 16' 58.79" N y longitud 99° 31' 20.56" O) y CIRA (latitud 19° 23' 58.16" N y longitud 99° 42' 51.72" O).**

La segunda etapa experimental se realizó debido a que los resultados obtenidos durante la primera etapa experimental sugirieron que el agua del río Lerma podría inhibir las bacterias anaerobias por la presencia de contaminación antropogénica. Para verificar dicha inhibición se operaron el primer (R1) y el segundo (R2) reactor a temperatura ambiente con dos mezclas diferentes de agua a tratar. Estos reactores fueron instalados dentro del laboratorio de calidad del agua del CIRA (LCA). El primer reactor trató una mezcla de agua del río Lerma (LERMA 2) y ARI. El segundo reactor (R2) trató una mezcla de agua de la llave y ARI. El ARI provino de una industria procesadora de alimentos y ha sido estudiada extensamente en el CIRA (Esparza-Soto et al., 2013; Lara-Domínguez, 2013). Para ambas mezclas la concentración de DQO<sub>s</sub> del influente fue semejante (1200 mg/L).

La tercera etapa experimental tuvo como objetivo evaluar el efecto del incremento de la temperatura de operación de un reactor UASB con un SCS respecto a uno operado a temperatura ambiente de la ciudad de Toluca. En esta tercera etapa experimental fueron instalados tres reactores UASB dentro del LCA. Los primeros dos reactores (R1 y R2) fueron operados a temperatura ambiente. El tercer reactor (R3) fue operado con temperatura variable en función del rendimiento térmico del SCS. Los tres reactores trataron el mismo tipo de agua, la cual fue una mezcla de agua del río Lerma (LERMA 2) y ARI. Para tener un análisis completo del desempeño de los reactores se aplicaron tres COV, las cuales variaron en función de la concentración de DQO<sub>s</sub> suministrado al sistema (Tabla 8).

**Tabla 8 Tercera etapa experimental en la que se comparan dos reactores operados a temperatura ambiente con el reactor que utiliza el SCS. Para todos los reactores se considera TRH de 8h.**

Parámetro	R1			R2			R3		
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
<sup>a</sup> T.O.	ambiente			ambiente			<sup>b</sup> SCS		
Agua	<sup>c</sup> Mez.			<sup>c</sup> Mez.			<sup>c</sup> Mez.		
Inóculo (g SSV/L)	12.6	12.6	17.8	9.9	12.6	20.9	12.5	12.6	10.19
DQOs Inf. (g/L)	1.3 ± 0.3	1.9 ± 0.3	2.9 ± 0.5	1.3 ± 0.3	1.9 ± 0.3	2.9 ± 0.5	1.3 ± 0.3	1.9 ± 0.3	2.9 ± 0.5

a = T.O. = temperatura de operación  
b = temperatura de operación que depende del SCS  
c = Mez. = mezcla de agua del río Lerma (LERMA2) y agua residual de la industria alimenticia  
d = ARI = agua cruda de la industria alimenticia  
e = COVapl = carga orgánica volumétrica aplicada 1 (2–4 kgDQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>d), 2 (4–6 kgDQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>d) y 3 (6–8 kgDQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>d)

### VI.3) Sistema de calentamiento solar

El tercer reactor (R3, Figura 7) fue equipado con un intercambiador de calor helicoidal y un calentador solar comercial de tubos de vacío. El intercambiador de calor se diseñó con base en los parámetros mostrados en el ANEXO I. El ANEXO I también muestra los criterios de selección del calentador solar comercial.

El intercambiador de calor consta de un serpentín de cobre por el que circula agua del calentador solar. El agua residual circula por fuera del serpentín (en la coraza). Sensores de temperatura fueron instalados para registrar la variación de temperatura durante la operación de R1, R2 y R3. En los reactores R1 y R2 se colocaron sensores de temperatura en el influente

(T1) y efluente del reactor (T6 y T7) (Figura 7). En R3 se colocaron sensores en la entrada de la coraza (T1), la salida de la coraza (T2), la entrada al serpentín (T3), la salida del serpentín (T4), la entrada al calentador solar (T9), la salida del calentador solar (T10) y el efluente del reactor (T8) (Figura 7).

#### ***VI.4) Abasto de agua residual***

Debido a que todas las etapas experimentales se realizaron en el CIRA (latitud 19° 23' 58.16" N y longitud 99° 42' 51.72" O), lotes de agua contaminada fueron transportados del río Lerma (LERMA 1 y LERMA 2) al CIRA una vez por semana, en función del volumen requerido por los reactores.

El ARI utilizada en esta investigación fue agua residual generada por una industria productora de chocolate. Esta agua se transportó de la industria al CIRA en pipas y fue almacenada en tanques de 1 m<sup>3</sup> para su uso. Se asumió que la degradación del ARI fuera mínima durante su almacenamiento con base en la experiencia de Lara-Domínguez (2013).

#### ***VI.5) Análisis***

Los lotes de agua del río Lerma (LERMA 1 y LERMA 2) fueron analizados en laboratorio, el mismo día del muestreo para conocer la concentración de DQO total (DQO<sub>T</sub>), DQO<sub>s</sub>, sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos suspendidos volátiles (SSV). Además, se midió en campo pH, temperatura y oxígeno disuelto (OD) (Tabla 10).

En la primera etapa experimental, tres caracterizaciones del agua cruda del punto de muestreo LERMA 1 fueron realizadas. Con estas caracterizaciones se trató de mostrar el estado actual del CARL respecto a la normativa mexicana e internacional. La primera caracterización se realizó el 5 de febrero, la segunda el 13 de abril y la tercera el 5 de octubre del 2015 (Tabla 11).

Las muestras de agua del influente y del efluente de los reactores UASB fueron tomadas periódicamente para la medición de pH y análisis de alcalinidad, DQO<sub>s</sub>, DQO<sub>T</sub>, demanda

bioquímica de oxígeno a los 5 días (DBO<sub>5</sub>), SST y SSV. El biogás producido fue cuantificado manualmente con el método de desplazamiento de líquido (Álvarez et al., 2006; Elmitwalli et al., 2007; Esparza-Soto et al., 2011; Esparza-Soto et al., 2013) y se obtuvo su concentración de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, CO y H<sub>2</sub>S utilizando el equipo Multitec 560 (Sewerin GmbH, Alemania).

La DQO<sub>T</sub> y DQO<sub>S</sub> fueron determinadas con el método de reflujó cerrado utilizando reactivos comerciales marca HACH (High Range COD, Método 435, Hach, Loveland, Co). Para analizar la DQO<sub>S</sub> se filtró la muestra a través de un filtro de fibra de vidrio previamente tratado a peso constante (GF/C, Whatman, USA). Los SST, SSV, alcalinidad y DBO<sub>5</sub> fueron determinados utilizando la normatividad mexicana vigente, así como los métodos estandarizados (NMX-AA-034-SCFI-2001; NMX-036-SCFI-2001; NMX-AA-028-SCFI-2001; APHA, 1995) (Tabla 9).

**Tabla 9 Parámetros analizados durante la investigación y métodos utilizados.**

Parámetro	Método
DQO (total y soluble)	Kit comercial DQO (High Range COD 20 – 1500 mg/L, Método 435)
Alcalinidad	NMX-AA-036-SCFI-2001
SSV y SST	NMX-AA-034-SCFI-2001
pH	Potenciómetro
Temperatura	Potenciómetro y sensores
Biogás	Desplazamiento y Sewerin Multitec 560
<b>Parámetros analizados para caracterización del agua del río Lerma</b>	
Arsénico	NMX-AA-051-SCFI-2001
Cadmio	NMXAA-051-SCFI-2001
Cobre	NMX-AA-051-SCFI-2001
Cromo	NMX-AA-051-SCFI-2001
Níquel	NMX-AA-051-SCFI-2001
Plomo	NMX-AA-051-SCFI-2001
Zinc	NMX-AA-051-SCFI-2001
Alcalinidad	NMX-AA-036-SCFI-2001
Dureza total	NMX-AA-029-SCFI-2001
Cloruros	NMX-AA-073-SCFI-2001
Coliformes totales	NMX-AA-042-1987
Coliformes fecales	NMX-AA-042-1987
DBO <sub>5</sub>	NMX-AA-028-SCFI-2001
Fosforo total	NMX-AA-029-SCFI-2001
Grasas y aceites	NMX-AA-005-SCFI-2001
Nitratos	Método HACH
Nitritos	NMX-AA-079-SCFI-2001
Nitrógeno amoniacal	Método HACH
Nitrógeno total	Método HACH
Sulfatos	NMX-AA-074-SCFI-1981
Sólidos sedimentables	APHA 2540

### VI.6) Cálculos

El tiempo de retención celular fue calculado con la siguiente fórmula (Metcalf y Eddy, 2004):

#### Ecuación 4

$$TRC = \frac{X_r * V_r}{X_e * Q}$$

En donde: TRC = tiempo de retención celular, días;  $X_r$  = promedio del lodo medido en el reactor al inicio y al final de una etapa experimental, mg SSV/L;  $V_r$  = volumen del reactor, L;  $X_e$  = promedio de SSV en el efluente durante una etapa experimental, mg/L;  $Q$  = flujo del reactor, L/d.

El biogás medido fue convertido a condiciones estándares de presión y temperatura de la siguiente manera (Rittmann y McCarty, 2001; Metcalf y Eddy, 2004):

#### Ecuación 5

$$Q_{bgEST} = \frac{P_{op} * Q_{bg} * T_s}{P_s * T_{op}}$$

En donde  $Q_{bgEST}$  = flujo del biogás medido convertido a condición estándar de temperatura y presión, L/d de biogás;  $Q_{bg}$  = flujo de biogás medido, L/d;  $P_{op}$  = presión atmosférica del valle de Toluca, 0.74 atm;  $T_{op}$  = temperatura promedio de operación del sistema, K;  $T_s$  = temperatura estándar, 273.15 K;  $P_s$  = presión estándar, 1 atm (Rittmann y McCarty, 2001).

Para el cálculo de la producción teórica de biogás (PTB) se utilizó la siguiente ecuación (Metcalf y Eddy, 2004; Lara-Domínguez, 2013):

### Ecuación 6

$$PTB \left( \frac{m^3}{d} \right) = \frac{RT_{op}}{P_{op}} * \frac{\text{molesCH}_4}{64g\text{-DQO}_{rem}} * \frac{1}{\%CH_4} * \left[ Q * (So-S)^{-1.42} * \frac{Y * Q * (So-S)}{1 + (kd * \theta^{T_{op}-35}) * TRC} \right]$$

En donde: R = constante universal de los gases, 0.082057 atm•L/mol•K; T<sub>op</sub> = temperatura de operación, °C; P<sub>op</sub> = presión atmosférica de operación en el Valle de Toluca, 2630 metros sobre el nivel del mar, 0.74 atm; % CH<sub>4</sub> = porcentaje de metano en el biogás, medido con el equipo Sewerin Multitec 560; Q = caudal del sistema, m<sup>3</sup>/d; So = DQO soluble en el influente, kg/m<sup>3</sup>; S = DQO soluble del efluente, kg/m<sup>3</sup>; TRC= tiempo de retención celular de lodos, el cual se calculó con la Ecuación 4; Y = rendimiento de biomasa, 0.20 g SSV/g DQO (Esparza-Soto et al., 2013); kd = coeficiente de decaimiento endógeno, 0.03 d<sup>-1</sup> a 35°C, mismo que se corrige por temperatura (Θ = 1.057; Metcalf y Eddy, 2004).

### Ecuación 7

$$Y = \frac{A + B}{C}$$

En donde: Y = rendimiento bacteriano observado (mg SSV/mg DQO<sub>s</sub> removida); A = SSV acumulados en el reactor en un periodo de tiempo dado (mg SSV) = ((SSV del reactor medidos al final del periodo experimental – SSV del reactor medidos al inicio del periodo experimental)\*Volumen del reactor) ; B = SSV en el efluente en un periodo de tiempo dado (mg SSV) = ((SSV medidos en el efluente al inicio del periodo experimental + SSV medidos en el efluente al final del periodo experimental)/2) \* Q \*( Número de días que duró la etapa experimental); C = DQO removida en un periodo de tiempo dado (mg DQO<sub>s</sub>) = (Promedio diario de DQO soluble removido durante la etapa experimental) \* Q \* ( Número de días que duró la etapa experimental); Q = Gasto en L/d.

## VII) Resultados y discusión:

### VII.1) Monitoreo del agua del río Lerma

La Tabla 10 muestra los parámetros de calidad analizados en el agua superficial contaminada del río Lerma (LERMA 1 y LERMA2), la cual fue utilizada para la operación de los reactores. Cuando los valores obtenidos para LERMA 1 y LERMA 2 son comparados entre ellos, se observa que son similares. La DQO<sub>T</sub> y SST mostrados en la Tabla 10 superan los límites mexicanos e internacionales normados para el uso del agua en riego agrícola (150 mg/L de SST, NOM-001-SEMARNAT-1996; 30 mg/L de SST, CAR-Resolución No.3462 del 28 de Diciembre del 2009) y la descarga en zonas normales (125 mg/L de DQO) (Ministerio de Obras Públicas, Transportes y Medio Ambiente, 1996).

**Tabla 10 Resultados de los parámetros de calidad del agua del CARL.**

Parámetros	LERMA 1 <sup>a</sup>	LERMA 2 <sup>b</sup>	LERMA 2 <sup>c</sup>	LERMA 2 <sup>d</sup>	Unidades
*DQO <sub>T</sub>	329.6 ± 130.6	210.3 ± 59.5	360.6 ± 132.1	102.5 ± 21.9	mg/L
*DQO <sub>S</sub>	179.7 ± 99.5	103.3 ± 35.6	195.3 ± 24.1	68.3 ± 19.3	mg/L
*SST	535.5 ± 901.6	224.5 ± 124.3	129.4 ± 74.3	74.5 ± 20.4	mg/L
*SSV	92.5 ± 100.5	69.2 ± 23.9	94.6 ± 45.7	37.2 ± 10.9	mg/L
**pH	7.1 ± 0.2	7.1 ± 0.2	7.4 ± 0.1	7.1 ± 0.2	--
**T	20.3 ± 3.6	18.3 ± 1.2	17.7 ± 1.3	17.9 ± 0.6	°C
**Oxígeno Disuelto	0.11 ± 0.07	0.54 ± 0.40	0.16 ± 0.10	0.14 ± 0.06	mg/L
* = Analizado en laboratorio ** = Medido in situ a = Se analizaron muestras del 02 de marzo al 03 de julio del 2015 (17 muestras). b = Se analizaron muestras del 19 de junio al 03 de julio del 2015 (3 muestras). c = Se analizaron muestras del 15 de febrero al 06 de abril del 2016 (8 muestras). d = Se analizaron muestras del 30 de agosto al 30 de septiembre del 2016 (4 muestras). Nota: Los análisis se realizaron el mismo día que se tomó la muestra de agua en el río Lerma. .					

La cantidad de OD en un cuerpo de agua está relacionada con su capacidad de autodepuración. Por ello los valores de OD de la Tabla 10 indican que los primeros 15 km del río son un ecosistema desbalanceado y una zona de descomposición activa (Santamaría-Alzate, 2013). Esto limita la vida acuática de la zona a bacterias anaerobias y algunas especies de protozoos anaerobios de acuerdo con Santamaría-Alzate (2013). Además, el río presenta físicamente color negro, malos olores y problemas de lodos flotantes empujados por la acción de gases producidos en la descomposición anaerobia.

A pesar de la existencia de diversas descargas de agua residual a lo largo del río (Hinojosa-Peña, 2006), este tiene un pH cercano a la neutralidad y la temperatura promedio estuvo dentro del rango psicrófilico (Tabla 10).

**Tabla 11 Caracterización del agua del río Lerma en el punto de muestreo LERMA 1.**

Característica	Muestra 5/02/15	Muestra 13/04/15	Muestra 05/10/15	<sup>a</sup> NOM-001	<sup>b</sup> NOM-CCA-32	<sup>c</sup> 509 / 1996
Arsénico (mg/L)	--	--	--	0.2 / 0.4	0.1	--
Cadmio (mg/L)	0.005	--	0.002	0.2 / 0.4	0.01	--
Cobre (mg/L)	0.013	--	0.002	4 / 6	0.2	--
Cromo (mg/L)	0.015	--	--	1 / 1.5	0.1	--
Níquel (mg/L)	--	--	0.016	2 / 4	0.2	--
Plomo (mg/L)	0.02	--	0.04	0.5 / 1	5	--
Zinc (mg/L)	0.04	--	0.011	10 / 20	2	--
Alcalinidad (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	--	362.3	245.5	--	--	--
Dureza Total (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	--	196.1	150.9	--	--	--
Cloruros (mg/L)	--	70.1	39.6	--	--	--
Coliformes Totales (NMP/100 mL)	--	54x10 <sup>6</sup>	≥24x10 <sup>6</sup>	--	--	--
Coliformes Fecales (NMP/100 mL)	--	24x10 <sup>6</sup>	≥24x10 <sup>6</sup>	2x10 <sup>3</sup>	--	--
Demanda Bioquímica de Oxígeno cinco días (mg/L)	98.3	184.2	52.1	150 / 200	120	25
Fósforo Total (mg/L)	6.9	6.7	0.65	20 / 30	--	2
Grasas y Aceites (mg/L)	36.2	1,041.9	32.4	15 / 25	--	--
Nitratos (mg/L N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )	--	1.4	0.4	--	--	--
Nitritos (mg/L N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> )	--	0.01	0.014	--	--	--
Nitrógeno Amoniacal (mg/L N-NH <sub>3</sub> )	--	28.5	--	--	--	--
Nitrógeno Total (mg/L N <sub>tot</sub> )	83	43	18.7	40 / 60	--	15
Sulfatos (mg/L)	--	34.89	22.5	--	--	--
Sólidos Sedimentables (mL/L)	< 0.1	0.3	0.1	1 / 2	--	--
Sólidos Suspendidos Totales (mg/L)	85	135	159	150 / 200	120	35
Sólidos Suspendidos Volátiles (mg/L)	--	61	--	--	--	--

a = NOM-001-SEMARNAT-1996 (Norma oficial mexicana que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de agua residuales en aguas y bienes nacionales): Los valores mostrados son límites máximos permisibles para promedio mensual / promedio diario para uso en riego agrícola.

b = NOM-CCA-32-ECOL/1993 (Norma oficial mexicana que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las aguas residuales de origen urbano o municipal para su disposición mediante riego agrícola): Límites máximos permisibles

c = Real decreto 509 / 1996 por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales. Gobierno de España.

La Tabla 11 muestra los resultados de tres caracterizaciones del agua de LERMA 1 realizadas durante el año 2015. Esta tabla, también presenta los límites máximos permisibles de la normatividad mexicana (NOM-001-SEMARNAT-1996 y NOM-CCA-32-ECOL/1993) y una norma internacional (Real decreto 509/1996), los cuales permiten conocer el estado actual del agua del CARL.

Algunos de los valores de la DBO<sub>5</sub>, SST, nitrógeno total (N<sub>tot</sub>) y fósforo total (P<sub>tot</sub>) del agua del río (Tabla 11) están por encima de los límites máximos permisibles de la normatividad mexicana para el empleo del agua en el riego agrícola ( NOM-001-SEMARNAT-1996: 150 mg/L de DBO<sub>5</sub>, 150 mg/L SST, 40 mg/L N<sub>tot</sub> y 20 mg/L P<sub>tot</sub>; NOM-CCA-32-ECOL/1993: 120 mg/L de DBO<sub>5</sub> y 120 mg/L de SST). Por otro lado, en general los valores obtenidos en las caracterizaciones son superiores a lo indicado en la unión europea para vertidos en zonas normales (25 mg/L DBO<sub>5</sub>, 35 mg/L SST, 2 mg/L P y 15 mg/L N) (Ministerio de Obras Públicas, Transportes y Medio Ambiente, 1996).

Además, los valores de DBO<sub>5</sub> mostrados en la Tabla 11 son comunes en las aguas residuales municipales (Morgan-Sagastume et al., 2001; Seghezze et al., 1998) y superiores al restrictivo para el uso agrícola del agua de la cuenca del río Minero en Colombia (CAR-Resolución No.3462 del 28 de Diciembre del 2009: 20 mg/L de DBO<sub>5</sub>). Por ello, a pesar de que el promedio de DBO<sub>5</sub> (Tabla 11) cumple con el límite máximo permisible de la normatividad mexicana, es necesario tratar el agua respecto a este parámetro. En trabajos de saneamiento de ríos se ha demostrado que la reducción de DBO<sub>5</sub> favorece el incremento del OD, el cual mejora la autodepuración del cuerpo de agua (Sheng et al., 2012; Santamaría-Alzate, 2013).

Los valores de grasas y aceites, así como, de coliformes fecales (Tabla 11) son superiores a los límites máximos permitidos por la normatividad mexicana (NOM-001-SEMARNAT-1996 y NOM-CCA-32-ECOL/1993). Debido a esto, el uso de esta agua para riego de cultivos es riesgoso para la salud, especialmente si se riegan frutas que se consuman sin quitar la cáscara y para hortalizas de tallo corto. Es importante mencionar que los reactores anaerobios han sido probados de forma exitosa para tratar aguas residuales con concentraciones altas de grasas (Kwarciak-Kozłowska et al., 2011) y patógenos (Samhan, 2007). Pese a esto, no se evaluaron estos parámetros en el desempeño del sistema propuesto.

Las concentraciones de metales pesados mostradas en la Tabla 11 están por debajo de los límites mexicanos máximos permisibles (NOM-001-SEMARNAT-1996) y son semejantes a

las reportadas por Zarazua et al. (2006) para un punto de muestreo cercano a LERMA 2 (Tabla 3). Esto muestra que no hay riesgo de inhibición por metales pesados para el proceso anaerobio (Metcalf y Eddy,2004).

En general, el agua del CARL cumple con algunos de los límites más permisivos de la normatividad mexicana (NOM-001-SEMARNAT-1996). Sin embargo, esta agua requiere tratamiento de acuerdo con los estándares internacionales (Real decreto 509/1996; CAR-Resolución No.3462 del 28 de Diciembre del 2009) y los límites más restrictivos de la normatividad mexicana (descarga en ríos con protección de vida acuática).

### ***VII.2) Primera etapa experimental: Tratamiento de agua del río Lerma a temperatura ambiente***

#### **VII.2.1) Condiciones de operación**

El reactor R1, durante la primera etapa experimental, trató agua del río Lerma de los puntos LERMA 1 y LERMA 2 (Tabla 12). El agua de LERMA 1 fue tratada durante 150 días. En este periodo hubo un problema de fugas en R1, el cual fue resuelto del día 32 al 37 de operación. Esto permitió medir la concentración de SSV dentro de R1 (9.82 g/L). Por otro lado, el agua de LERMA 2 fue tratada en R1 durante 50 días, previamente R1 se buscó estabilizar durante 70 días con una dilución de ARI (Lara-Dominguez, 2013; Esparza-Soto et al., 2013).

**Tabla 12 Condiciones de operación de R1 al tratar agua de LERMA 1 y LERMA 2.**

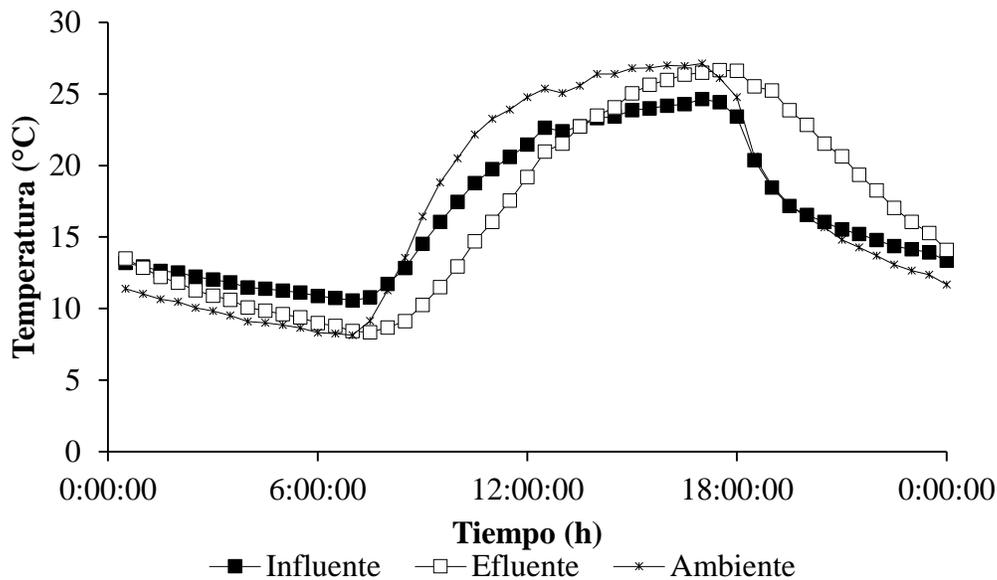
Parámetro	LERMA 1		LERMA 2	
	Influente	Efluente	Influente	Efluente
pH	7.3 ± 2	7.3 ± 2	7.5 ± 0.3	7.8 ± 1.6
Alcalinidad (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	636.4 ± 128.3	582.8 ± 117.1	855.4 ± 39.9	883.6 ± 0.3
TRH (h)	7.9 ± 0.3		7.6 ± 0.2	
Temperatura (°C)	*16.6 ± 1.7	*16.2 ± 1.6	**16.5 ± 5.6	**16.8 ± 7.0
*Medida una vez por día **Medida y registrada durante las 24 h del día				

Durante la operación de R1 con agua de LERMA 1 y LERMA 2, la alcalinidad (Tabla 12) fue inferior a la mínima requerida para mantener un pH de 7 con base en el análisis realizado

por Metcalf y Eddy (2004). Sin embargo, de acuerdo con Rittmann y McCarty (2001), la alcalinidad estuvo dentro del rango para estar por arriba del pH mínimo (6.5) para el desarrollo de los microorganismos metanógenos (alcalinidad de 500 a 900 mg/L de  $\text{CaCO}_3$ ). Esto para concentraciones normales de  $\text{CO}_2$  en el gas del digestor (24 a 45 %).

Con base en lo anterior y en los resultados mostrados (Tabla 12), se observó que la alcalinidad del agua que tiene el río Lerma fue suficiente para mantener el pH dentro del rango deseado para el desarrollo de los microorganismos metanógenos (6.5 a 7.6) (Rittmann y McCarty, 2001; Gerardi, 2003).

El TRH fue controlado de forma exitosa dentro de un rango de  $7.9 \pm 0.3$  y  $7.6 \pm 0.2$  días durante el tratamiento del agua de LERMA 1 y LERMA 2, respectivamente, permitiendo mantener una velocidad ascendente de 0.2 m/h en el UASB.



**Figura 9** Temperatura promedio horaria del ambiente, influente y el efluente de R1 al tratar agua de LERMA 2 (del 25 de febrero al 15 de abril del 2016).

Durante el tratamiento del agua de Lerma 1 la temperatura del influente no se controló y permaneció dentro del rango psicrófilo (5 a 25 °C) (Rittmann y McCarty, 2001). Por otro lado, durante el tratamiento del agua de LERMA 2, el reactor fue sometido a condiciones

ambientales severas (Figura 9). Esto fue debido a que el sistema fue instalado en un invernadero localizado en el exterior del LCA. A pesar de que el reactor fue cubierto con aislante de poliuretano, este fue insuficiente para mantener la temperatura constante. El invernadero provocó que el influente se calentara durante el día y se enfriara durante la noche (temperatura ambiente máxima registrada del invernadero 47.3 °C y mínima registrada -0.6 °C). La temperatura máxima y mínima registradas en R1 durante el tratamiento de agua de LERMA 2, de acuerdo a un sensor colocado a 30 cm dentro del reactor, fueron de 35.5 y 0.6 °C, respectivamente. A pesar de esto, el promedio de la temperatura estuvo dentro del rango psicrófilico, pero con una desviación estándar alta ( $16.8 \pm 7$  °C, Figura 9).

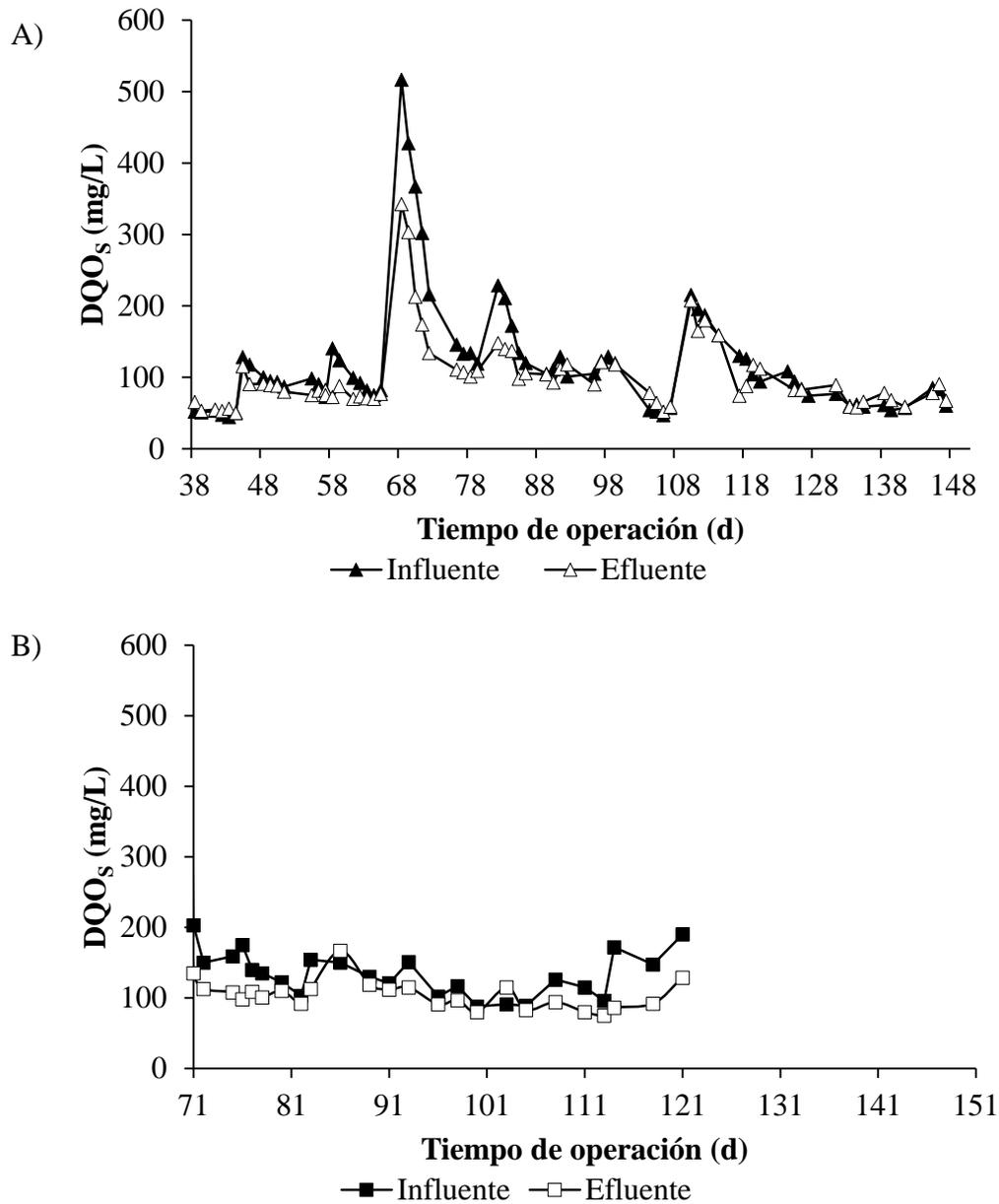
### VII.2.2) Desempeño respecto a DQOs

Durante la operación de R1 con agua de LERMA 1, la concentración de DQOs suministrada varió ampliamente (Tabla 13 y Figura 10), debido a dos razones. La primera es la rápida degradación de la fracción soluble de la MO en el tanque de abastecimiento (Figura 6). La segunda es que las descargas de agua residual hechas al río Lerma afectaron directamente la calidad del agua muestreada (DQOs máximo 516.8 mg/L y DQOs mínimo 47 mg/L).

Por otro lado, durante la operación con agua de LERMA 2, se logró mantener un suministro de DQOs con menor variación (Tabla 13 y Figura 10). Lo anterior, debido a que el influente se alimentó diariamente, evitando la degradación por el almacenamiento del agua en este sitio. Además, pese a las descargas de agua residual en LERMA 2, la calidad del agua del río estuvo dentro de un rango de variación menor de DQOs (DQOs máximo 203 mg/L y DQOs mínimo 88 mg/L).

**Tabla 13 Resumen desempeño de R1 respecto a DQOs.**

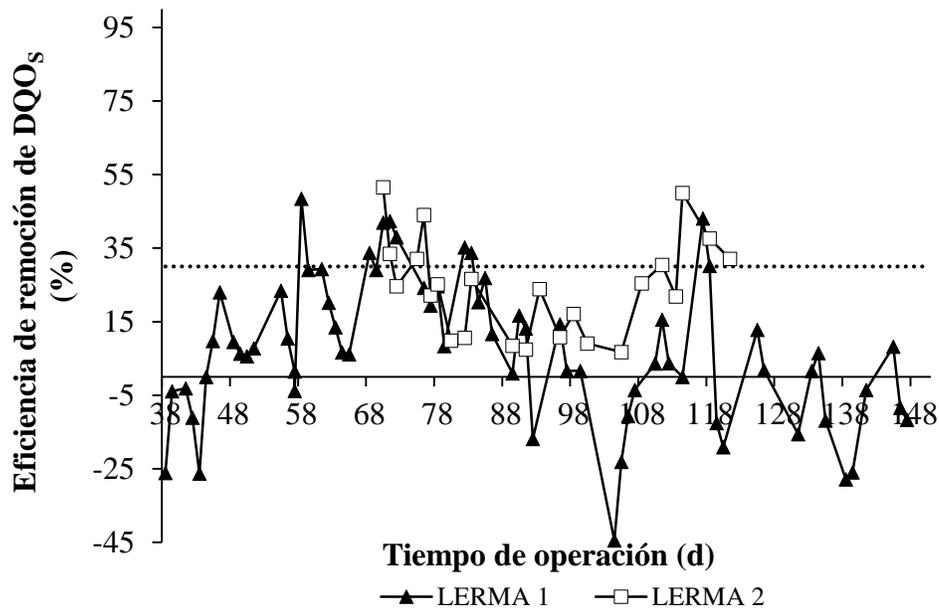
Parámetro	<sup>c</sup> LERMA 1	<sup>d</sup> LERMA 2
<sup>a</sup> DQOs (mg/L)	126 ± 85.4	134.4 ± 31.9
% Remoción	17.7 ± 13.3	23.2 ± 12.3
<sup>b</sup> COVapl (kg DQOs/m <sup>3</sup> ·d)	0.39 ± 0.26	0.41 ± 0.08
a = Concentración de demanda química de oxígeno soluble en el influente b = Carga orgánica volumétrica aplicada respecto a DQOs c = Promedios obtenidos a partir del día 45 de operación (posterior al problema de fugas) d = Promedios obtenidos a partir del día 71 de operación		



**Figura 10 DQOs en los reactores UASB durante el tratamiento del agua de A) LERMA1 y B) LERMA2.**

Las eficiencias de remoción promedio de DQOs mostradas en la Tabla 13 y Figura 11 fueron menores al 30%, las cuales son consideradas como comunes en los sistemas de pretratamiento (Metcalf y Eddy, 2004). La fluctuación observada en la Figura 11 indica que

probablemente la biomasa no se adaptó al sustrato. Biomasa semejante presentó cortos periodos de adaptación y eficiencias superiores a  $59 \pm 6.8$  % de DQOs, a temperatura de operación psicrófila (Esparza-Soto et al., 2013; Esparza-Soto et al., 2011). Es importante indicar que las variaciones en la DQO<sub>s</sub> suministrado al sistema de Esparza-Soto et al. (2013) y Esparza-Soto et al. (2011) fueron bajas y las concentraciones superiores a las de este trabajo ( $1,098 \pm 71$  y  $841 \pm 43$  mg/L de DQO<sub>s</sub>).



**Figura 11** Eficiencia de remoción de DQOs durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2.

Otra explicación para la baja eficiencia de remoción reportada, puede ser la composición del agua utilizada (LERMA 1 y LERMA 2). Debido a que aguas residuales municipales o aguas negras suelen presentar bajas relaciones de DBO/DQO (Mahmoud et al., 2004; Luostarinen y Rintala, 2005). Por ejemplo, Henze y Ledin (2001) revisando la biodegradabilidad de agua negra proveniente de las descargas de sanitarios encontraron que esta agua contenía de 300 a 600 mg/L de DBO y de 900 a 1,500 mg/L de DQO, con una relación DBO/DQO de 0.33 a 0.4. Con base en los análisis realizados de DBO<sub>5</sub> soluble (DBO<sub>5s</sub>), los valores de la relación DBO<sub>5s</sub>/DQO<sub>s</sub> para el agua de este estudio fueron de 0.14 a 0.3. Por ello, las eficiencias de remoción (Figura 11) son equiparables a las reportadas por diversos autores que trataron agua

residual con baja concentración de DQO<sub>s</sub> a baja temperatura (Seghezzo et al., 1998; Bogte et al., 1993). Bogte et al. (1993) reportan bajas eficiencia de remoción de DQO<sub>s</sub> al tratar aguas grises y aguas negras en reactores UASB (9.4 % Noordwijk y 5.8 % Bennekom, porcentajes basados en los valores promedio del influente y el efluente).

En la Figura 11 se observan valores negativos de porcentaje de remoción de DQO<sub>s</sub>. Esto se atribuye a que los sólidos suspendidos biodegradables del influente que fueron retenidos dentro del reactor continuaron el proceso de degradación, aumentando la concentración de DQO<sub>s</sub> en el efluente. Este fenómeno fue observado por Bogte et al. (1993) en un reactor UASB que trató agua gris a baja temperatura. Bogte et al. (1993) reportan que los valores promedio de DQO<sub>s</sub> del efluente ( $357.0 \pm 109.3$  mg/L) fueron superiores a los del influente ( $352.3 \pm 45.3$  mg/L).

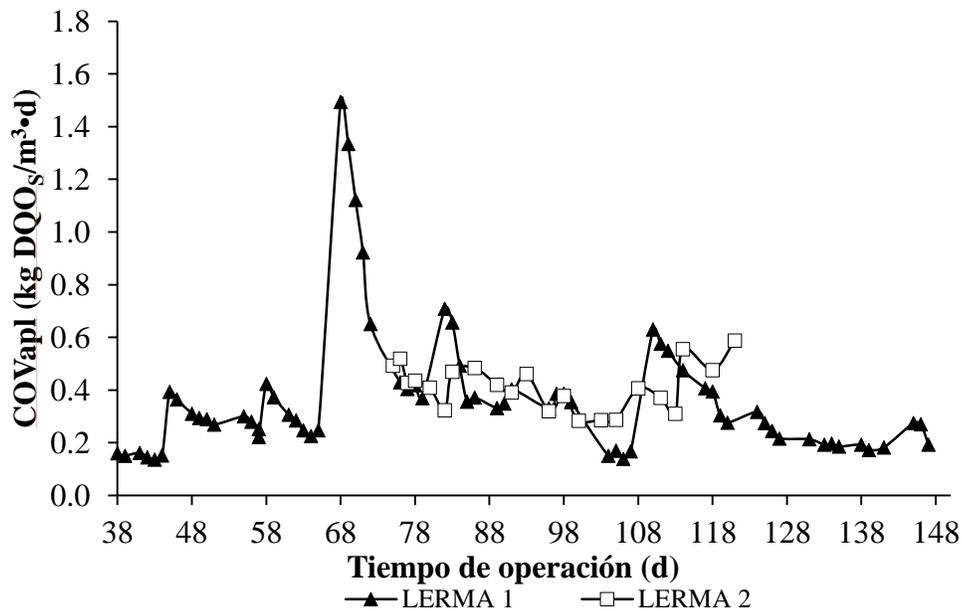


Figura 12 COV aplicada de DQO<sub>s</sub> durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2.

La COVapl varió, principalmente, debido a la gran variabilidad de la DQO<sub>s</sub> del influente, pues el TRH se mantuvo constante (Figura 12) ( $7.9 \pm 0.3$  h y  $7.6 \pm 0.2$  h para LERMA 1 y LERMA 2, respectivamente). Es importante indicar que las COVapl de esta etapa experimental se consideran bajas comparadas con las que normalmente se usan en sistemas

anaerobios (mayores a 3 kg DQO/m<sup>3</sup>•d) (Metcalf y Eddy, 2004), pero dentro de rangos comunes en el tratamiento de agua residual municipal (Morgan-Sagastume et al., 2004).

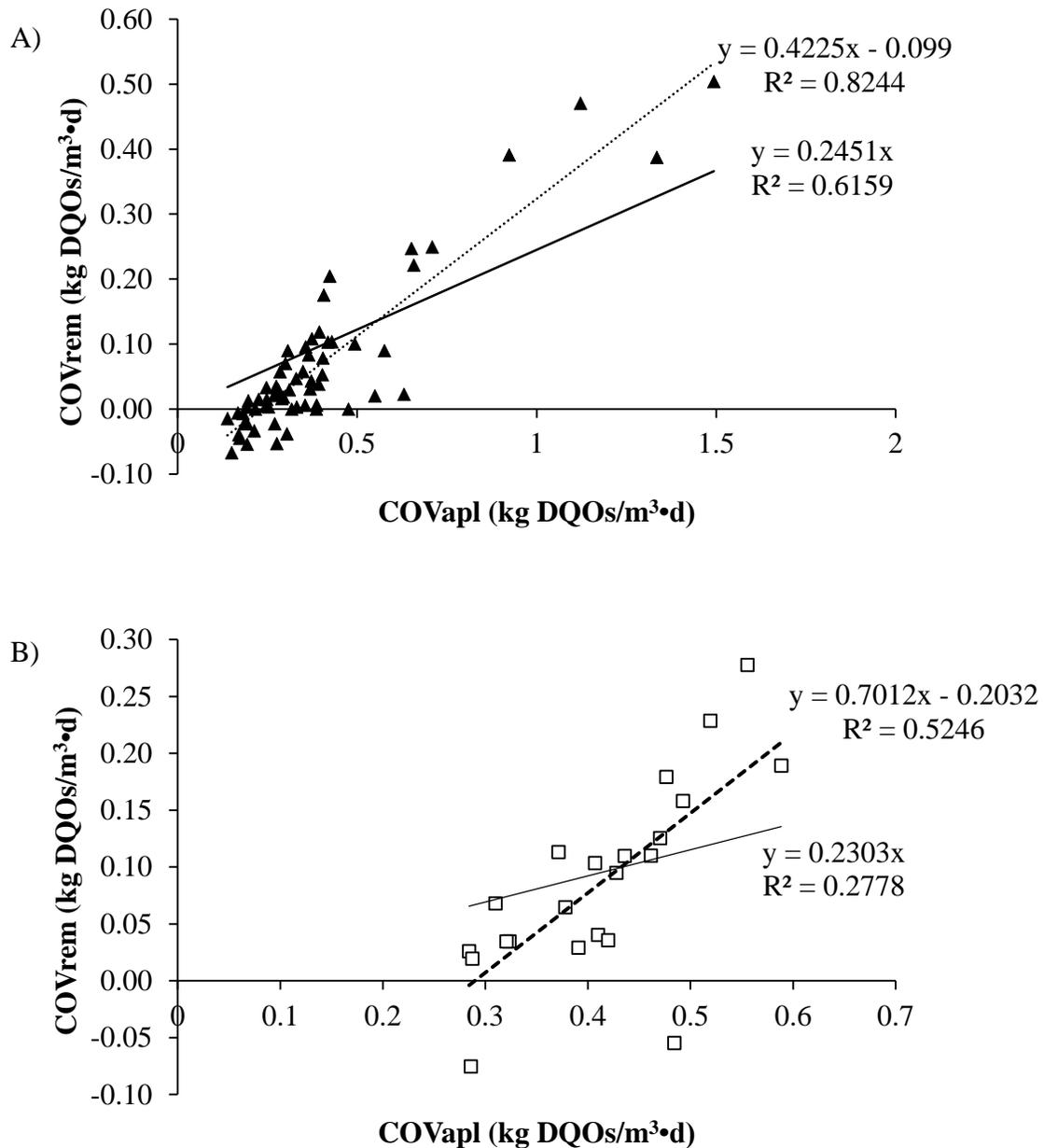


Figura 13 COV aplicada contra COV removida para DQOs, A) LERMA 1 y B) LERMA 2.

La Figura 13 presenta la correlación entre la COVapl y la COV removida (COVrem) de R1 durante el tratamiento de agua de LERMA 1 y LERMA 2. La pendiente de la Figura 13

presenta una eficiencia de remoción de DQO<sub>s</sub> alrededor del 24 % para LERMA 1 y 23 % para LERMA 2, con COVapl promedio de  $0.38 \pm 0.26$  y  $0.41 \pm 0.09$  kg DQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>•d, respectivamente. En la Figura 13 no es claro el aumento de COVrem al incrementar la COVapl, por ello el valor de R<sup>2</sup> es bajo (R<sup>2</sup> = 0.62 para LERMA 1 y 0.28 para LERMA 2). Las eficiencias de remoción promedio de COVapl mostradas corresponden al 23 % de sustrato fácilmente biodegradable encontrado en las aguas residuales del municipio de Toluca en México (Vazquez-Mejía et al., 2013).

La baja eficiencia y correlación mostrada en la Figura 13, de acuerdo con Khan et al. (2015), es producto de factores como el choque de COVapl y la poca disponibilidad del sustrato. Esto se observa para COVapl menores de 0.5 kg DQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>•d, para estas cargas, R1 presentó COVrem bajas y en algunos casos negativas (Figura 13).

### VII.2.3) Desempeño respecto a DQO<sub>T</sub>

La Figura 14 muestra el comportamiento temporal de la DQO<sub>T</sub> durante la operación de R1 con agua de LERMA 1 y LERMA 2. La Tabla 14 muestra un resumen de los promedios de DQO<sub>T</sub> en el influente, porcentaje de remoción de DQO<sub>T</sub> y COVapl respecto a DQO<sub>T</sub> durante el tratamiento del agua del río Lerma. Los cambios en la concentración de la DQO<sub>T</sub> suministrada a R1 durante el tratamiento de LERMA 1 (máximo 1,792 mg/L y mínimo 218 mg/L) y LERMA 2 (máximo 4,858 mg/L y mínimo 168 mg/L) fueron causados por la variación de la calidad del agua del río provocadas por las descargas de agua residual.

**Tabla 14 Resumen desempeño de R1 respecto a DQO<sub>T</sub>.**

Parámetro	<sup>c</sup> LERMA 1	<sup>d</sup> LERMA 2
<sup>a</sup> DQO <sub>Ti</sub> (mg/L)	710.5 ± 406.3	681.43 ± 1,006.4
% Remoción	72.6 ± 15.9	55.9 ± 23.5
<sup>b</sup> COVapl (kg DQO <sub>T</sub> /m <sup>3</sup> •d)	2.2 ± 1.3	1.6 ± 1.4
a = Concentración de demanda química de oxígeno en el influente b = Carga orgánica volumétrica aplicada respecto a DQO <sub>T</sub> c = Promedio obtenido a partir del día 45 de operación (posterior al problema de fugas) d = Promedio obtenido a partir del día 71 de operación		

En la Figura 14A (LERMA 1) se observa un aumento de la DQO<sub>T</sub> suministrado respecto al tiempo. Esto se debió a la sedimentación de los sólidos suspendidos del influente, ya que el

agua que alimentaría el reactor por una semana se almacenó en el tanque de abastecimiento sin agitación. Por ello, para el tratamiento del agua de LERMA 2, se alimentó diariamente al reactor, se incluyó agitación en el tanque de abastecimiento y el agua a tratar fue almacenada en otro sitio. Debido a esto, en la Figura 14B (LERMA 2), los picos que se observan fueron causados por los cambios en la calidad del agua del punto de muestreo.

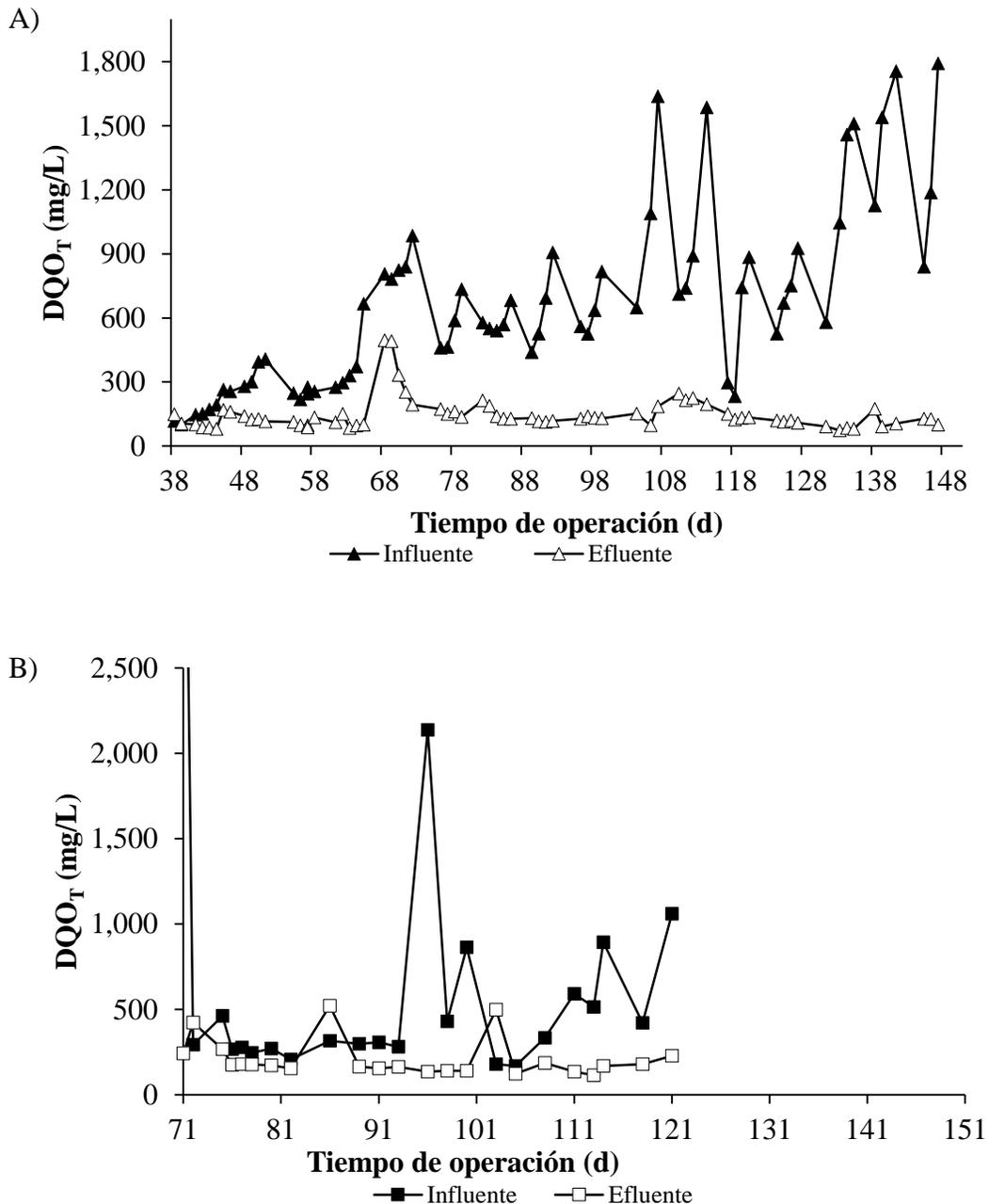


Figura 14 DQO<sub>T</sub> en el sistema durante el tratamiento del agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2.

Debido a los mecanismos de remoción del reactor UASB, tales como sedimentación y retención de sólidos en el lecho de lodos, la  $DQO_T$  del efluente se mantuvo por debajo de 250 mg/L (Figura 14). Esto nos indica que la porosidad de la cama de lodos y la velocidad de ascenso utilizada (0.2 m/h) fueron adecuadas para atrapar DQO particulado (Sayed and Fergala, 1995; Luostarinen y Rinttala, 2005).

La Figura 15 presenta el porcentaje de remoción de  $DQO_T$  de R1 al tratar agua del río Lerma. Las eficiencias promedio de remoción de  $DQO_T$  de R1 al tratar agua de LERMA 1 y LERMA 2 fueron de  $72.6 \pm 15.9$  y  $55.9 \pm 23.5$  %, respectivamente (Tabla 14 y Figura 15).

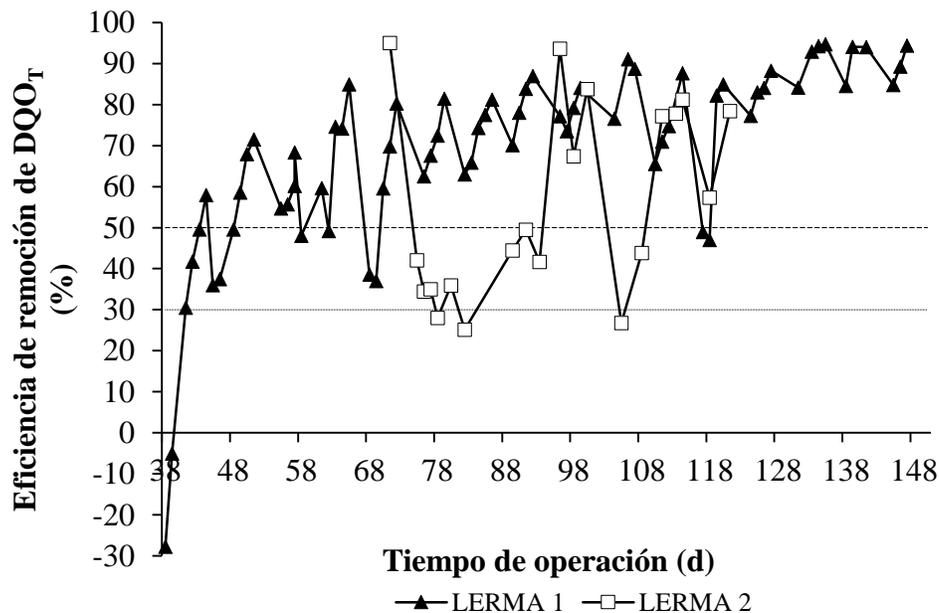


Figura 15 Eficiencia de remoción de  $DQO_T$  durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2.

La eficiencia promedio de remoción de  $DQO_T$  al tratar agua de LERMA 1 fue superior a aquellas previamente reportadas para el tratamiento de aguas negras reales en UASB sépticos a temperatura de 5 a 20 °C (52 a 54 %; Zeeman and Lettinga, 1999) y agua residual municipal en UASB a 17 °C (57 a 62 %; Rizvi et al., 2015). Por otro lado, la eficiencia de remoción promedio de  $DQO_T$  para LERMA 2, es similar a las alcanzadas por estos autores (Zeeman and Lettinga, 1999; Rizvi et al., 2015). Para ambos casos (LERMA 1 y LERMA 2), las

eficiencias de remoción promedio de  $DQO_T$  son menores a la alcanzada por Sheng et al. (2012) al sanear un río en la zona urbana de Guangzhou en China. Estos autores obtuvieron una eficiencia de remoción del 75.6 % al aplicar un sistema de remediación biológico y químico. Sin embargo, el sistema utilizado por Sheng et al. (2012), al inicio necesitó aireación artificial, lo que representa un gasto energético respecto a un sistema anaerobio.

Durante el experimento, la  $COV_{apl}$  fluctuó debido a que la concentración de la  $DQO_T$  suministrado no fue constante (Figura 16 y Tabla 14). El promedio de la  $COV_{apl}$  fue de  $2.16 \pm 1.29$  y  $1.59 \pm 1.41$   $kg DQO_T/m^3 \cdot d$  para LERMA 1 y LERMA 2, respectivamente. Estos valores son superiores a los correspondientes para  $DQO_S$ , lo que indica que el agua tuvo una gran cantidad de  $DQO$  particulada. Pese a esta diferencia y a que se mantuvo un TRH corto, los valores promedio de la  $COV_{apl}$  respecto a la  $DQO_T$  siguieron siendo bajos (menores a 3  $kg DQO/m^3d$ ).

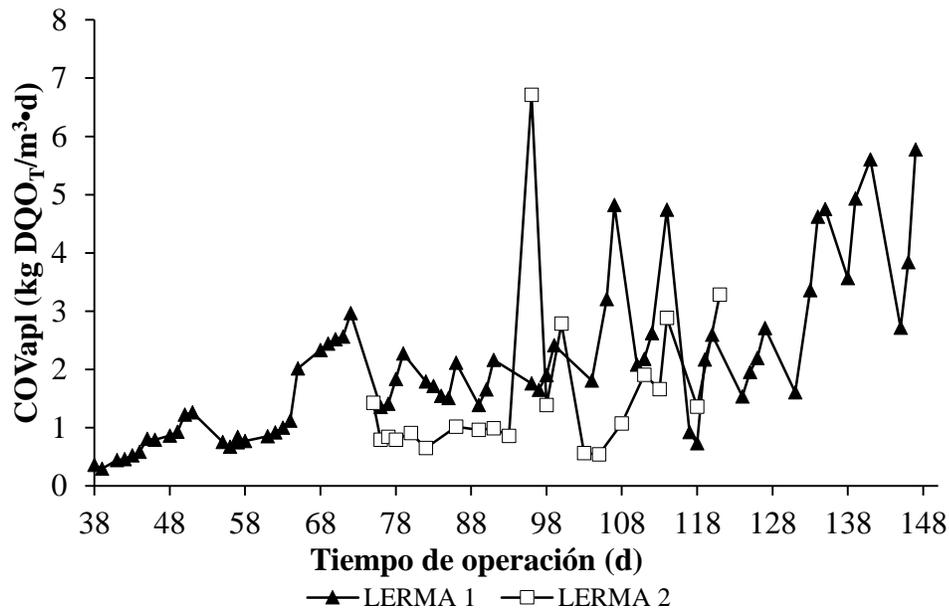


Figura 16 COV aplicada de  $DQO_T$  durante la operación con agua de LERMA 1 y LERMA 2.

La Figura 17 muestra la correlación lineal entre la  $COV_{apl}$  y la  $COV_{rem}$ , en donde la pendiente representa la eficiencia promedio de  $DQO_T$  removida. Estas eficiencias promedio de  $DQO_T$  removidas son de 84.1 y 79.3 % para LERMA 1 ( $R^2 = 0.94$ ) y LERMA 2 ( $R^2 =$

0.85), respectivamente. Estos promedios son superiores a aquellos calculados con la  $DQO_T$  del influente y efluente (Figura 14 y Tabla 14), debido a que la variación en la calidad del agua afecta el cálculo. También son superiores a los reportados por Bogte et al. (1993) al tratar agua negra en un UASB séptico a TRH de 4.3 d y 12 °C. Por otro lado, los valores de las pendientes de la Figura 17 son similares a aquellas logradas por Elmitwalli et al. (2003) al tratar agua residual doméstica concentrada a 13 °C (79.7 a 84 %).

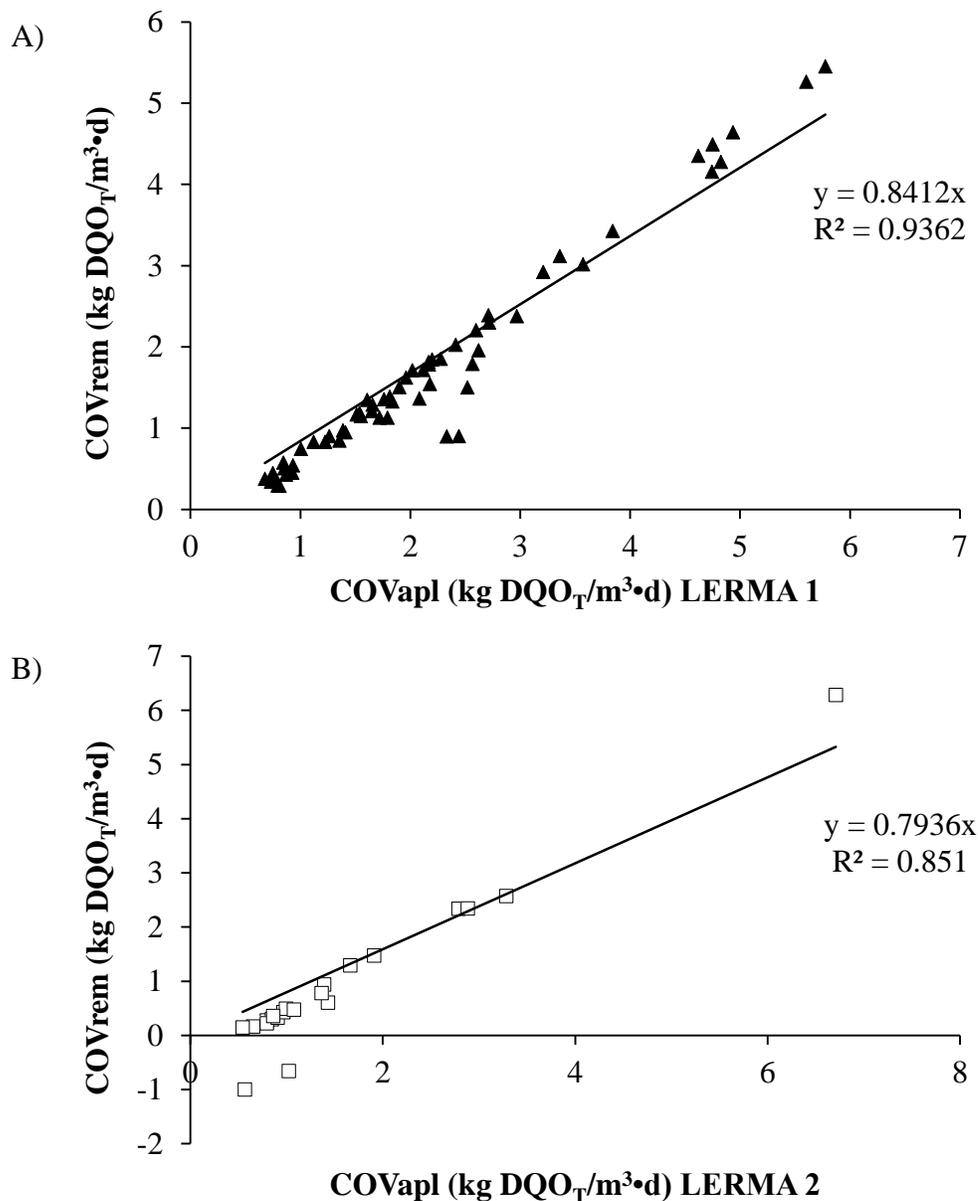


Figura 17 COV aplicada contra COV removida para  $DQO_T$ , A) LERMA 1 y B) LERMA 2.

Los coeficientes de correlación de la Figura 17 ( $R^2 = 0.94$  para LERMA 1 y  $0.85$  para LERMA 2) muestran que la  $COV_{rem}$  está asociada fuertemente con la  $COV_{apl}$ . La tendencia observada en la Figura 17 es que a mayor  $COV_{apl}$  se obtendrá una mayor  $COV_{rem}$ . Esta tendencia ha sido observada por diversos autores para el tratamiento de agua residual sintética con altas concentraciones de MO (Tan et al., 2006; Azbar et al., 2009). Sin embargo en esta investigación las concentraciones fueron relativamente bajas, semejantes a las de aguas negras ( $1046 \pm 345$  mg  $DQO_T/L$ ; Luostarinen y Rintala, 2007), aguas grises ( $820.7 \pm 88.1$  mg  $DQO_T/L$ ; Bogte et al., 1993) y aguas residuales municipales ( $474.4 \pm 36.5$  mg  $DQO/L$ ; Rizvi et al., 2015). Por ello, con base en los coeficiente de correlación y las pendientes de la Figura 17, se concluye que el sistema UASB propuesto es capaz de obtener buenas eficiencias de remoción a cargas variables respecto a  $DQO_T$  ( $0.5$  a  $6.7$  kg  $DQO_T/m^3 \cdot d$ , Figura 16). Además de que la remoción estará basada predominantemente en los mecanismos de sedimentación y retención en el lecho de lodo de la  $DQO$  particulada (Bogte et al., 1993; Elmitwalli et al., 2003; Luostarinen y Rintala, 2005)

### VII.2.3) Desempeño respecto a sólidos suspendidos (SS)

La Figura 18 muestra la variación con respecto al tiempo de SST suministrados a R1 durante el tratamiento del agua de LERMA 1 ( $2,208.9 \pm 2,369.9$  mg SST/L) y LERMA 2 ( $284.7 \pm 278.6$  mg SST/L). Estas variaciones explican los cambios en las concentraciones de  $DQO_T$  del influente (Figura 14). Por ello, al igual que para la  $DQO_T$  (Figura 14), se observa en la Figura 18A (LERMA 1) un incremento de la concentración de SST respecto al tiempo, el cual fue causado principalmente por la sedimentación en el tanque de abastecimiento. También, como sucede con la  $DQO_T$  (Figura 14), en la Figura 18B (LERMA 2) se observan fluctuaciones provocadas por la calidad del agua residual que fue descargada en el río.

La concentraciones de SST en el efluente al tratar agua de LERMA 1 ( $68.1 \pm 66.6$  mg SST/L) fueron similares a las de LERMA 2 ( $60.3 \pm 23.1$  mg SST/L). Estos valores también son semejantes a los reportadas por Lew et al. (2004) ( $60$  mg/L), quienes trataron agua residual municipal en un UASB a baja velocidad de ascenso ( $0.04$  a  $0.35$  m/h) y  $14^\circ C$ . Por otro lado,

debido a que el valor promedio de SST en el influente al tratar agua de LERMA 1 fue superior al de LERMA 2, la eficiencia de remoción de SST durante el tratamiento de agua de LERMA 1 ( $92.3 \pm 8.2 \%$ ) fue mayor a la de LERMA 2 ( $65.3 \pm 26.6 \%$ ).

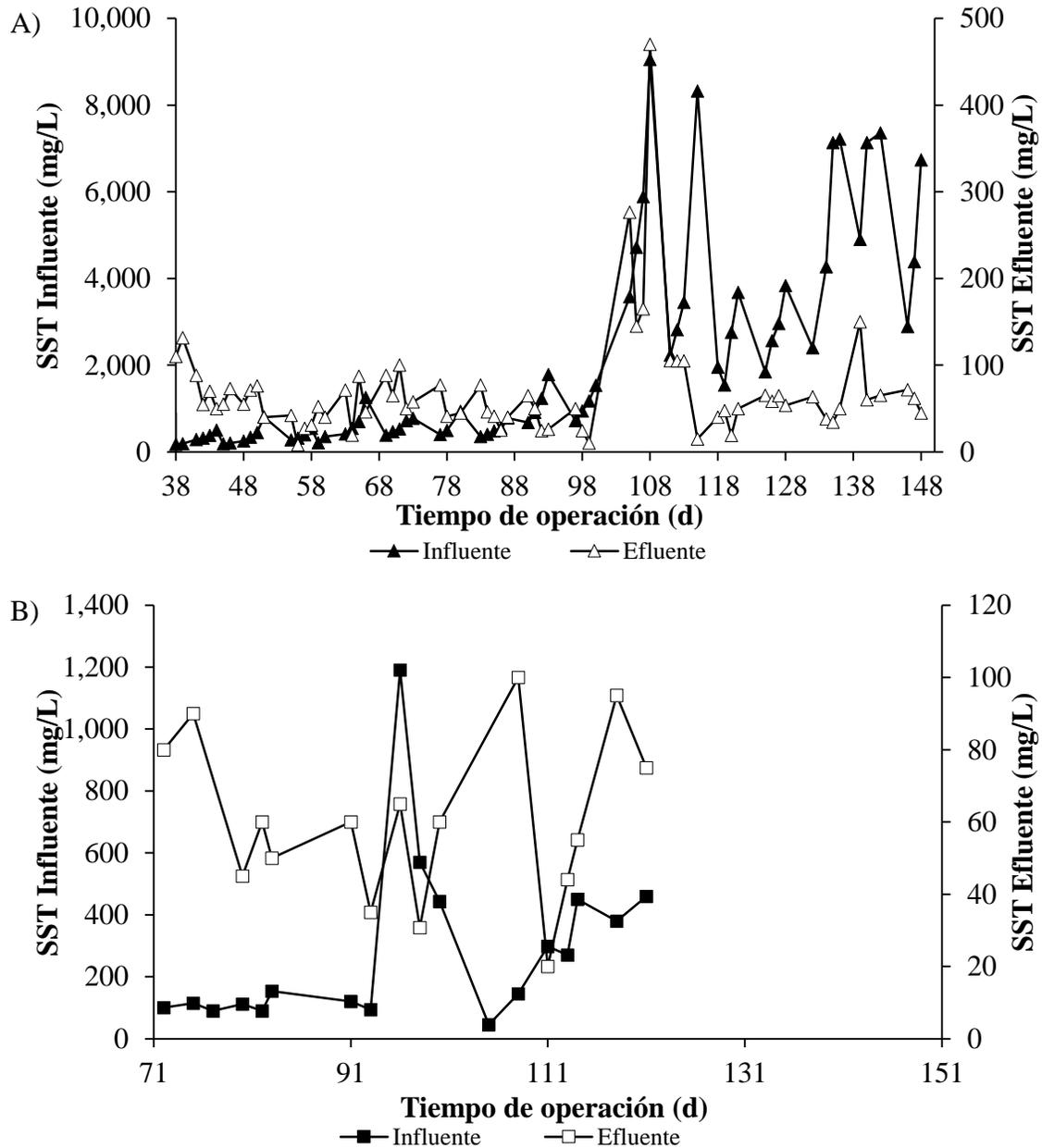


Figura 18 SST del sistema durante el tratamiento de agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2.

La revisión de Morgan-Sagastume et al. (2001) muestra que en plantas de tratamiento de agua residual municipal operadas a condición mesofílica, los reactores UASB alcanzan eficiencias de remoción de SST entre 45 y 81 %. El valor promedio al tratar el agua de LERMA 2 a condición psicrófila está dentro de este rango, mientras que el correspondiente a LERMA 1 es superior. Sin embargo, este último pudo ser mayor a lo común (Morgan-Sagastume et al., 2001) debido a que algunos valores de SST en el influente fueron afectados por la sedimentación en el tanque de abastecimiento.

La Figura 19 ilustra que la correlación entre los SST del influente y los del efluente de R1 al tratar agua del río Lerma fue representativa ( $R^2= 0.99$  LERMA 1 y  $R^2= 0.97$  LERMA 2). Esta correlación es similar a la obtenida para la COV respecto a  $DQO_T$  (Figura 17).

Los resultados muestran una eficiencia de remoción de SST de 97.9 y 89.3 % para el agua de LERMA 1 y LERMA 2, respectivamente (Figura 19). A pesar de que la concentración de SST del influente vario significativamente con respecto al tiempo, la concentración de SST del efluente siempre fue baja (Figura 18). Esto permitió alcanza buenas eficiencias de remoción de SST, las cuales se atribuyen a que una velocidad ascendente alrededor de 0.2 m/h fue mantenida (Lew et al., 2004).

El desempeño del sistema fue como el de los UASB que tratan aguas negras y aguas grises a bajas temperaturas. Debido a que la depuración fue basada en la sedimentación y retención de DQO particulado en el lecho de lodos (Bogte et al., 1993; Elmitwalli et al., 2003). Pese a que la temperatura afecta a la cinética de degradación (Bogte et al, 1993; Elmitwalli et al., 2003; Lew et al., 2004), no se aumentó el TRH. Pues Lew et al. (2004) encontró que el TRH no mejora la degradación de DQO a velocidades de ascenso menores a 0.35 m/h. Por ello, a TRH de 8 h y velocidad de ascenso de 0.2 m/h se obtuvieron buenas eficiencias de remoción de  $DQO_T$  y SST (alrededor del 90%, Figura 19). Con esto se puede concluir que la velocidad de ascenso fue limitante en la tasa de remoción de  $DQO_T$  y SST (Lew et al., 2004).

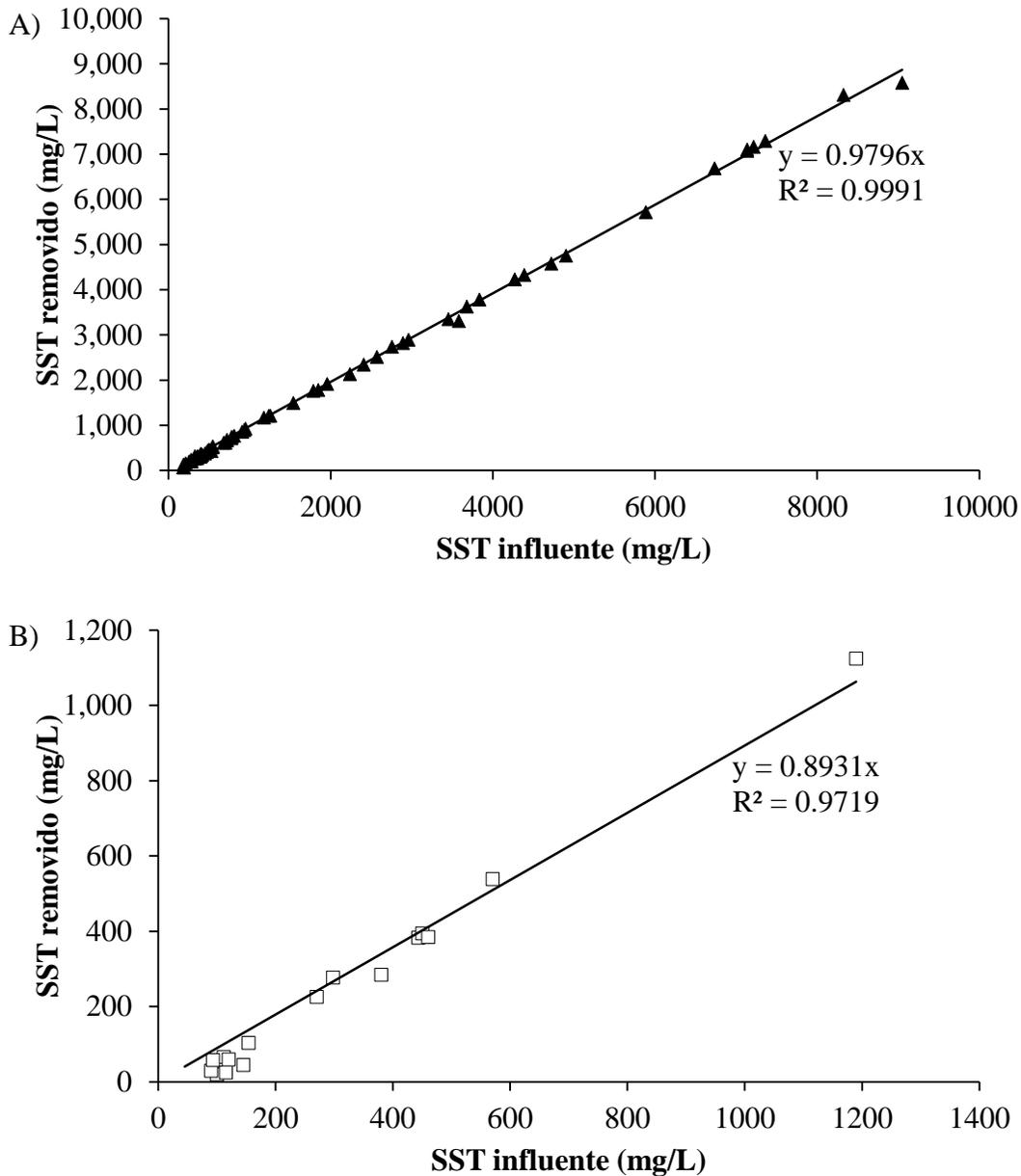


Figura 19 SST influente contra SST efluente, tratamiento de agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2.

Los presentes resultados sugieren que el reactor UASB operado a una velocidad de 0.2 m/h puede ser utilizado para la remoción de SST en el agua del río Lerma. Los valores que son posibles de alcanzar en el efluente serán semejantes a los reportados por Sheng et al. (2012) al sanear un río por medios aerobios y químicos (68 mg/L). Sin embargo, el sistema propuesto tiene la ventaja sobre el de Sheng et al. (2012) de que sin aireación el consumo de energía es menor. Además, la operación es más sencilla respecto a otros sistemas como el de medio

filtrante flotante acoplado a membranas de microfiltración, el cual fue aplicado en agua del río de Bangkok, en Tailandia, para la remoción de MO natural y turbiedad (Chiemchaisri et al., 2008).

Los SST de R1 se incrementaron de 10,290.36 mg/L a 28,106.5 mg/L durante el tratamiento del agua de Lerma 1. Esta acumulación puede atribuirse a los diversos mecanismos de depuración de los reactores UASB (Bogte et al., 1993) y a las altas concentraciones de SST en el influente. Por otro lado, cuando R1 trató agua de LERMA 2, la concentración de SST dentro del reactor disminuyó de 15,516.7 mg/L a 14,250 mg/L. Esta reducción pudo atribuirse a cuatro causas: la primera, es que la concentración de SST suministrados al reactor durante el tratamiento de agua de LERMA 2 fue menor a la suministrada durante el tratamiento del agua de LERMA 1 (Figura 18); la segunda, es que parte de los sólidos dentro del reactor, incluyendo los atrapados, fueron degradados (Bogte et al., 1993); la tercera, se debe a los lavados de lodo que suelen presentarse con grandes variaciones de temperatura (Lau y Fang, 1997; Bala et al., 2014), los cuales sucedieron en diversos momentos del día, por lo que no se tiene registro de ellos; la última, es que al principio de la corrida un fracción del inóculo presenta baja sedimentabilidad, por ello se producen al inicio de la operación lavados de biomasa (Luostarinen y Rintala, 2005).

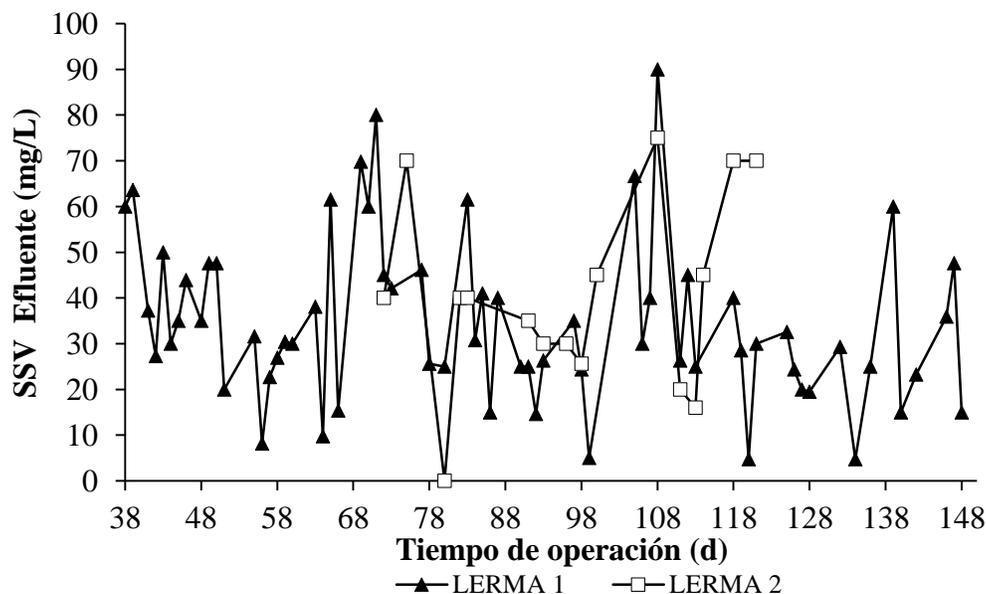


Figura 20 Registro de SSV en el efluente durante el tratamiento de agua de LERMA 1 y LERMA 2.

Durante la experimentación, la fuga de SSV en el efluente fue menor a 100 mg/L (Figura 20). Con la Ecuación 4 se calculó un TRC para el tratamiento de agua de LERMA 1 (87.8 d) y el de LERMA 2 (87.7 d) (Tabla 15). Estos valores fueron superiores al TRC límite mínimo reportado para bajas temperaturas (4.09 a 15.2 d) (Esparza-Soto et al., 2013). La fuga de SSV en el efluente y el TRC calculado indican que R1 debió acumular SSV (Seghezzo et al., 1998; Metcal y Eddy, 2004). Sin embargo, la concentración de SSV en el reactor disminuyó para LERMA 1 (a partir del día 38 de operación) de 9,821.8 mg/L a 7,606.5 mg/L y para LERMA 2 de 12,475 mg/L a 10,233.3 mg/L. La reducción para ambos casos se debió al lavado de biomasa pobremente sedimentable al inicio de las corridas (Luostarinen y Rintala, 2005) y a la degradación de biosólidos por efecto de los mecanismos de remoción del sistema (Bogte et al., 1993).

**Tabla 15 Datos para el cálculo de TRC.**

Dato	LERMA 1	LERMA 2
*X <sub>r0</sub> (mgSSV/L)	9,821.8	12,475
**X <sub>rF</sub> (mgSSV/L)	7,606.5	10,233.3
V <sub>r</sub> (L)	3.25	3.3
Q (L/d)	9.9	10.5
X <sub>e</sub> (mgSSV/L)	32.6	40.7
TRC (d)	87.8	87.7
* mg de SSV por L medidos al inicio de la corrida		
** mg de SSV por L medidos al final de la corrida		

La relación de SSV/SST en R1 se redujo de 0.8 a 0.3 para LERMA 1 y de 0.8 a 0.7 para LERMA 2. La disminución de la relación de SSV/SST fue producto de la precipitación de sólidos suspendidos fijos (SSF), degradación y lavado de biomasa en el reactor. La acumulación significativa de SSF puede causar problemas en largos periodos de operación. Este problema puede minimizarse con remplazo periódico de una parte del lodo (Kettunen y Rintala, 1998; Luostarinen y Rintala, 2005)

### VII.2.3) Desempeño respecto a DBO<sub>5</sub>

La Tabla 16 presenta los valores promedios de DBO<sub>5</sub> total (DBO<sub>5T</sub>) y soluble (DBO<sub>5S</sub>), analizados en los meses de mayo, junio y julio en 2015 para R1 al tratar agua de LERMA 1.

Estos valores son parecidos a los analizados durante la última semana de operación de R1 con agua de LERMA 2 (Tabla 16). Esto supone que el agua del río Lerma tiene un nivel de contaminación respecto a la MO casi constante en sus primeros 15 km.

**Tabla 16 Desempeño del reactor UASB respecto a DBO<sub>5</sub>.**

Parámetro	<sup>a</sup> LERMA 1			LERMA 2		
	Influyente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Remoción (%)	Influyente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Remoción (%)
DBO <sub>5T</sub>	144.4 ± 4.2	21.6 ± 5	85.1 ± 3.2	161.7	25.8	84
DBO <sub>5S</sub>	18.8 ± 9.2	14.3 ± 8.8	26.5 ± 10.8	13.6	8.6	36.7
a = 4 muestras						

En la Tabla 16 se observa que, respecto a DBO<sub>5</sub>, el agua cruda está próxima a cumplir con el límite máximo permitido de 150 mg/L para ser utilizada en riego agrícola (NOM-001-SEMARNAT-1996 y NOM-CCA-32-ECOL/1993). Por otro lado, si el agua cruda es tratada a través del sistema propuesto, puede mejorar su calidad, cumpliendo con límites más estrictos. Como ejemplo de estos límites se tiene la protección de vida acuática (30 mg/L) (NOM-001-SEMARNAT-1996) y la normativa de descarga en zonas normales de la Unión Europea (25 mg/L) (Ministerio de Obras Públicas, Transportes y Medio Ambiente, 1996).

Las eficiencias de remoción mostradas en la Tabla 16 son altas comparadas con las alcanzadas por diversos autores al tratar agua residual municipal en UASB (Bogte et al., 1993; Morgan-Sagastume et al., 2001; Rizvi et al., 2015; Khan et al., 2015). Por otro lado, los valores del efluente son mayores al valor de DBO<sub>5T</sub> que es posible lograr en un sistema de lodos activados al tratar agua residual doméstica con TRC mayor a 4 h (8.6 mg/L) (Metcalf y Eddy, 2004). Sin embargo, los valores del efluente fueron similares al reportado por Sheng et al. (2012) al sanear por medios aerobios un río en el sur de China (agua cruda 97.5 mg DBO<sub>5</sub>/L y agua tratada 28.5 mg DBO<sub>5</sub>/L). Por ello, respecto al parámetro de DBO<sub>5</sub>, se puede concluir que el sistema propuesto puede lograr eficiencias similares a un sistema aerobio en el saneamiento de agua superficial, aunque los mecanismos de remoción son diferentes.

### VII.2.4) Producción de biogás

La Figura 21 muestra la producción medida y teórica (Ecuación 6) de biogás durante el tratamiento del agua del río Lerma. La producción promedio de biogás medida para LERMA 1 y LERMA 2 fueron de 146.9 mL/d ( $45.2 \text{ L/m}^3_{\text{reactor}} \cdot \text{d}$ ) y 207.9 mL/d ( $63 \text{ L/m}^3_{\text{reactor}} \cdot \text{d}$ ), respectivamente.

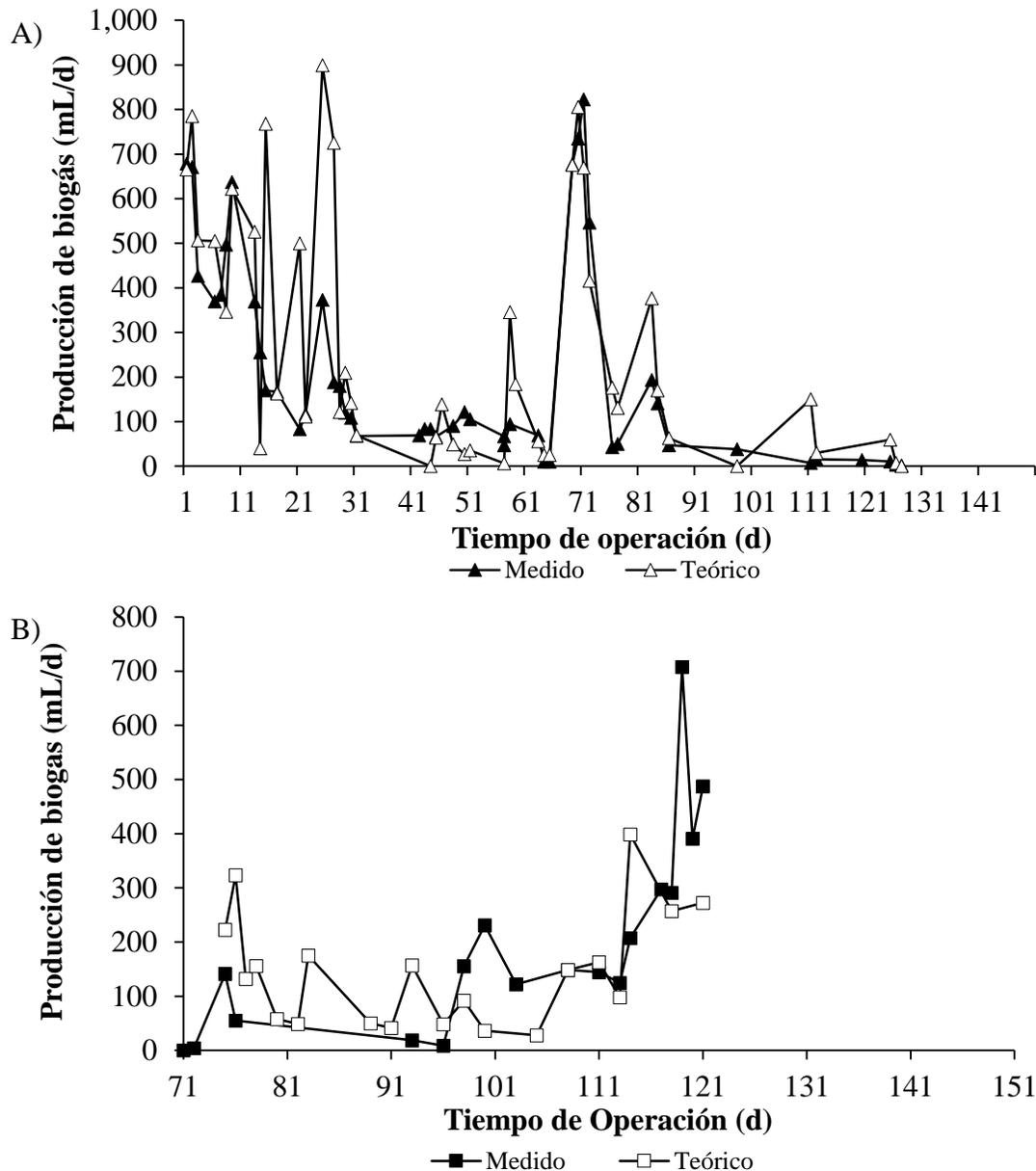


Figura 21 Producción de biogás medido y teórico del sistema al tratar agua de A) LERMA 1 y B) LERMA 2 (Volumen de reactor de 3.25 L).

La producción de biogás mostrada en los resultados es baja y variable comparada con la reportada por Esparza-Soto et al. (2011) ( $359 \pm 24$  L/d) y Esparza-Soto et al. (2013) ( $240 \pm 54$  L/d), quienes trataron ARI en un reactor de 224 L a condición psicrófila y con lodo anaerobio semejante al de este estudio. La baja producción de biogás se debe a dos causas. La primera causa es que la producción de biogás se encuentra limitada por la baja hidrólisis de la MO particulada atrapada en el reactor (Elmitwalli et al., 2003). La segunda es la baja concentración de DQOs biodegradable y/o  $DBO_{5S}$  en el influente, lo cual es normal en aguas residuales municipales (Morgan-Sagastume et al., 2001; Mahmoud et al., 2004; Luostarinen y Rintala, 2005).

La producción promedio de biogás medida mostrada en los resultados es semejante a la generada en el tratamiento anaerobio a baja temperatura de aguas negras y aguas domésticas (Bogte et al., 1993; Luostarinen y Rintala, 2007; Khan et al., 2015). Bogte et al. (1993) obtuvieron para el tratamiento de agua residual doméstica en tres reactores UASB, cada uno de  $1.2 \text{ m}^3$ , producciones de biogás de 66.5 L/d ( $55.4 \text{ L/m}^3_{\text{reactor}} \cdot \text{d}$ ), 16.1 L/d ( $13.4 \text{ L/m}^3_{\text{reactor}} \cdot \text{d}$ ) y 16.7 L/d ( $13.9 \text{ L/m}^3_{\text{reactor}} \cdot \text{d}$ ). Mientras Luostarinen y Rintala (2007) consiguieron una producción promedio de metano de  $0.07 \pm 0.04 \text{ gDQO/L}_{\text{inf}} \cdot \text{d}$  ( $48 \pm 27.4 \text{ L}_{\text{biogas}}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ) con una concentración de  $\text{CH}_4$  en el biogás de 51% al tratar agua negra sintética en un UASB a  $10^\circ\text{C}$ .

El biogás teórico fue menor en diversas ocasiones a la producción de biogás medida (Figura 21). Esto se debió a que sólidos biodegradables retenidos en el lecho de lodo, fueron digeridos, generando una mayor producción de biogás a la calculada por la remoción de DQOs. Este fenómeno fue observado por Bogte et al. (1993) al tratar agua residual doméstica a baja temperatura en un UASB. Bogte et al. (1993) encontraron que en verano su reactor convirtió más DBO a  $\text{CH}_4$  debido a la degradación de materia previamente sedimentada en el reactor.

El valor energético del biogás producido en las condiciones de temperatura y presión del Valle de Toluca, de acuerdo con Avila-Arias (2015), es de  $20.3 \text{ kJ/L}_{\text{biogas}}$ . Con base en esto,

la producción energética de R1 al tratar agua de LERMA 1 y LERMA 2 fue de 917.6  $\text{kJ/m}^3_{\text{reacor}} \cdot \text{d}$  (2.9  $\text{kJ/d}$ ) y 1,278.9  $\text{kJ/m}^3_{\text{reacor}} \cdot \text{d}$  (4.2  $\text{kJ/d}$ ) respectivamente.

**Tabla 17 Análisis de consumo eléctrico de una casa habitación.**

Equipo	Cantidad A	Watts B	Horas/d C	Potencia Ax B (W)	Consumo Ax B x C (W-h/d)
Aspiradora	1	1,000	0.0238	1,000	23.8
Bomba de agua (1/2 HP)	1	400	0.333	400	133.2
Estéreo	1	75	4	75	300
Exprimidor de cítricos	1	30	0.167	30	5
Horno de microondas	1	1,200	0.25	1,200	300
Impresora	1	100	1	100	100
Laptop	1	150	4	150	600
Lavadora automática	1	400	0.0476	400	19
Licuadaora	1	400	0.167	400	66.8
Secadora de cabello	1	1,600	0.167	1,600	267.2
T.V. color (19 – 21 pulg)	2	70	6	140	840
DVD	1	25	0.0714	25	1.8
Computadora	1	300	4	300	1,200
Foco incandescente	10	60	5	600	3,000
Refrigerador (14-16ft <sup>3</sup> )	1	290	8	290	2,320
Plancha	1	1,000	0.0357	1,000	35.7
Suma =					9212.5 W-h/d
					9.2 kW-h/d

El caudal en el CARL de acuerdo con Hinojosa-Peña (2006) es de 0.23  $\text{m}^3/\text{s}$  (latitud 19° 16' 35.9" N y longitud 99° 31' 20.46" O). Para tratar este caudal en un TRH de 8 h sería necesario un reactor de 6624  $\text{m}^3$ . Este reactor, con base en la producción energética de R1, podría generar 6078.2 MJ/d (1688.4 kW-h/d) al tratar agua de LERMA 1 u 8471.4 MJ/d (2353.2 kW-h/d) si tratara agua de LERMA 2. Con esta energía teórica calculada, se podrían satisfacer las necesidades energéticas básicas de al menos 73 casas habitación urbanas (9.2 kW-h/d•casa), considerando que normalmente solo el 40 % de la energía producida se puede aprovechar como energía eléctrica (Tabla 17).

Las bajas eficiencias de remoción de DQO<sub>s</sub> y producciones de biogás reportadas durante la primera etapa experimental muestran que posiblemente el agua del río Lerma genera inhibición en la digestión anaerobia. Sin embargo, estos resultados también pueden deberse a que se operó a temperaturas bajas y variables (Figura 9 y Tabla 12), además de que la concentración de DQO<sub>s</sub> en el influente fue baja la mayor parte del experimento (menor a 200 mg/L, Figura 10). Por ello fue necesario desarrollar una segunda etapa experimental en donde se evaluará la posibilidad de que el proceso anaerobio pudiera ser inhibido por el tipo de agua. Por otro lado, las pruebas de la primera etapa experimental respaldan que el sistema seleccionado puede actuar como un pre-tratamiento, en el cual los mecanismos de remoción basados en la retención y sedimentación de sólidos favorecen la remoción de DQO particulado.

### ***VII.3) Segunda etapa experimental: Evaluación de la posible inhibición de la digestión anaerobia por el tratamiento de agua del río Lerma***

El objetivo general de esta investigación fue mostrar los beneficios del uso de la energía solar en el acondicionamiento térmico de un reactor UASB. Debido a las bajas concentraciones de DQO<sub>s</sub> que se obtuvieron en el agua recolectada del río Lerma durante la primera etapa experimental, el reactor UASB se operó a COVapl más bajas que las recomendadas en la literatura. Por lo tanto, se obtuvo un bajo rendimiento en términos de eficiencia de remoción de DQO y producción de biogás. Por ello, para lograr el objetivo general de la investigación, el agua del río Lerma (LERMA 2) fue mezclada con ARI con alta concentración de MO soluble biodegradable, la cual ya ha sido estudiada por este grupo de trabajo (Lara-Domínguez, 2013).

El río Lerma es utilizado como colector de aguas residuales municipales, industriales y agrícolas. Los metales pesados y los compuestos orgánicos, residuos de los procesos industriales y agrícolas, quedan atrapados y acumulados en el sedimento debido a la dinámica de precipitación en este sistema acuático (Fall et al., 2007). Estos contaminantes son un problema para los sistemas biológicos de tratamiento, debido a que pueden inhibirlos.

Los análisis realizados al agua del río Lerma (Tabla 11) muestran que el agua del río tiene concentraciones de metales solubles menores a las necesarias para inhibir un sistema anaerobio (Metcalf y Eddy, 2004). Se requieren de 0.5 mg/L de Cu<sup>2-</sup>, 3 mg/L de Cr<sub>VI</sub>, 2 mg/L de Cr<sub>III</sub>, 30 mg/L de Ni<sup>2+</sup> y 1 de Zn<sup>2-</sup> para generar una inhibición fuerte de un tratamiento anaerobio, pero el agua monitoreada solo contenía 0.002-0.005 mg/L de Cu<sup>2-</sup>, 0.015 mg/L de Cr, 0.016 mg/L de Ni<sup>2+</sup> y 0.011-0.04 de Zn<sup>2-</sup>.

Por otro lado, no se realizaron análisis de compuestos orgánicos sintéticos para conocer si el agua del río Lerma inhibe el tratamiento anaerobio. En el trabajo de Alcántara-Valladolid et al. (2015) reportan concentraciones de compuestos orgánicos sintéticos en el agua del río Lerma que son menores a las concentraciones que generan disminución en la actividad

anaerobia según Metcalf y Eddy (2004). Sin embargo, los compuestos orgánicos sintéticos analizados por Alcántara-Valladolid et al. (2015) son diferentes a los de Metcalf y Eddy (2004). Por lo tanto, la información encontrada en la literatura fue escasa para conocer si el agua del río Lerma inhibe el proceso anaerobio. La baja y muy variable eficiencia de remoción de DQO<sub>s</sub> al tratar solo agua del río Lerma (Figura 11) sugieren una posible inhibición o poca adaptación de la biomasa al sustrato. Por ello, antes de utilizar el SCS en un reactor UASB, se evaluó la posibilidad de que el agua del río Lerma genere inhibición en la digestión anaerobia.

Dos reactores UASB fueron utilizados para realizar la evaluación del efecto de inhibición del agua del río Lerma. El primer reactor (R1) trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. El segundo reactor (R2) trató una mezcla de ARI y agua de la llave. El ARI que se utilizó fue generada por la producción de chocolate y ha sido tratada por otros autores sin problemas de inhibición en el proceso anaerobio (Esparza-Soto et al., 2013; Lara-Domínguez et al., 2013).

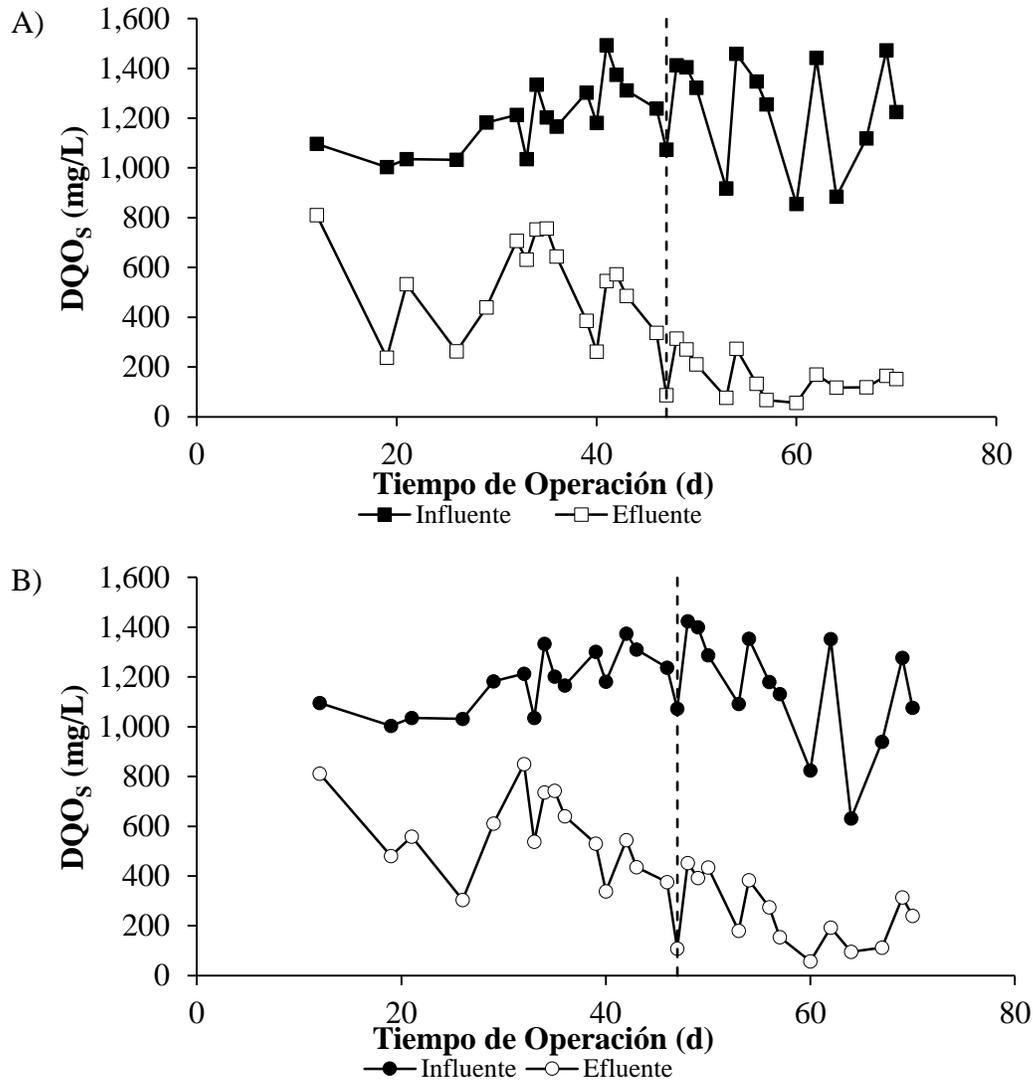
Los dos reactores se ubicaron dentro del LCA y fueron operados a temperatura ambiente. La temperatura de operación promedio estuvo dentro del rango psicrófilico (Tabla 18) (Rittmann y McCarty, 2001). Para el control de pH se utilizó 7.5 N NaOH y NaHCO<sub>3</sub>. A pesar de que la alcalinidad fue inferior a 2000 mg/L como CaCO<sub>3</sub> (Metcalf y Eddy, 2004), los reactores mostraron valores promedio de pH dentro del rango de 6.5 a 7.6, adecuados para la digestión anaerobia (Rittmann y McCarty, 2001). El TRH de operación de R1 y R2 fue cercano a 8 h (Tabla 18).

**Tabla 18 Condiciones de operación de R1 y R2 segunda etapa experimental.**

Parámetro	ARI	R1		R2	
	Cruda	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente
pH	5.1 ± 1.1	6.8 ± 0.3	7.3 ± 0.2	6.7 ± 0.3	7.3 ± 0.2
Alcalinidad (mg/LCaCO <sub>3</sub> )	640.7	1,687.2 ± 120.8	1,793.9 ± 60.4	1,676.5 ± 105.7	1,761.9 ± 75.5
TRH (h)	--	8.2 ± 0.5		8.4 ± 0.4	
T (°C)	--	20.2 ± 0.6	20.8 ± 0.9	20.2 ± 0.7	20.7 ± 0.8

### VII.3.1) Desempeño respecto a DQOs

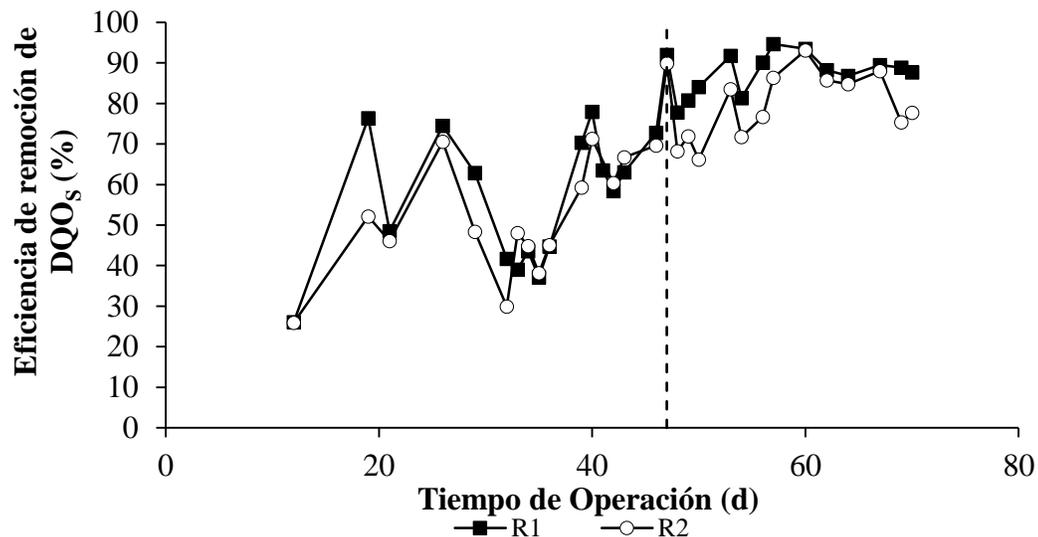
La Figura 22 muestra la distribución temporal de DQOs en el influente y el efluente de R1 y R2. La estabilización de los reactores R1 y R2 se logró en 47 días. Durante la estabilización, ambos reactores recibieron el mismo influente, una mezcla de ARI y agua de la llave con una concentración de  $1,199.8 \pm 139.7$  mg DQOs/L y una COVapl de  $3.5 \pm 0.5$  kg DQOs/m<sup>3</sup>·d.



**Figura 22 Distribución temporal de la DQOs durante la prueba de inhibición de A) R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. B) R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave. Día 0-47: Periodo de estabilización de ambos reactores con ARI y agua de la llave. Día 48-70: Periodo de prueba.**

A partir del día 47 el reactor R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2, mientras R2 continuó siendo alimentado con la mezcla de ARI y agua de la llave. Las concentraciones de DQOs promedio abastecida a R1 y R2 a partir del día 47 de operación fueron de  $1,227.4 \pm 221.4$  y  $1,145.9 \pm 230.5$  mg/L, respectivamente.

La eficiencia de remoción de DQOs para R1 y R2 se presenta en la Figura 23. Durante el periodo de estabilización del día 0 al 47, la eficiencia de remoción de DQOs promedio fue de  $56.2 \pm 16.3$  y  $48.6 \pm 15.9$  % para R1 y R2, respectivamente. Estas eficiencias fueron similares a la reportada por Lara-Domínguez (2013) al operar un UASB bajo condiciones semejantes (57.9 %).

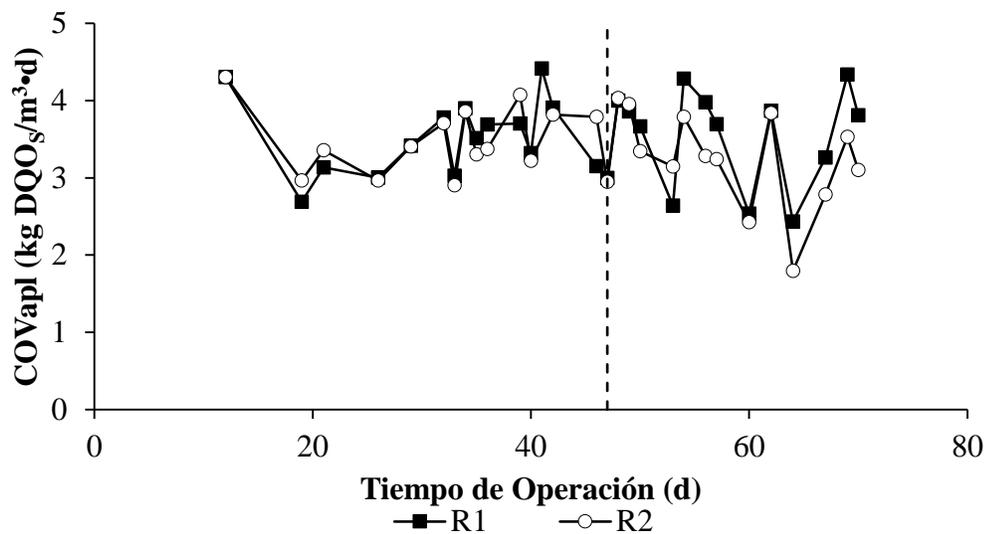


**Figura 23** Eficiencia de remoción de DQOs durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave. Día 0-47: Periodo de estabilización de ambos reactores con ARI y agua de la llave. Día 48-70: Periodo de prueba.

La eficiencia de remoción de DQOs promedio de R1 y R2 para los 80 días de operación fue de  $70.9 \pm 20$  y  $65.4 \pm 18.5$  %, respectivamente. Si solo se consideran los valores a partir del día 47 de operación (reactores en etapa estable y R1 tratando ARI con agua de LERMA 2), la eficiencia de remoción de DQOs promedio fue de  $87.6 \pm 5$  y  $79.9 \pm 8.5$  % para R1 y R2, respectivamente. Las eficiencias de R1 y R2 fueron similares entre sí a lo largo de todo el experimento. Sin embargo, la eficiencia de remoción de DQOs promedio de R1 fue superior

a la de R2 (existe diferencia estadística significativa con  $p = 0.008 < 0.05$ , ANEXO VI), a pesar de que a partir del día 47 de operación el agua de dilución utilizada en R1 fue agua de LERMA 2. Por lo tanto, se puede concluir que el agua del río Lerma del punto LERMA 2 no genera inhibición en la digestión anaerobia.

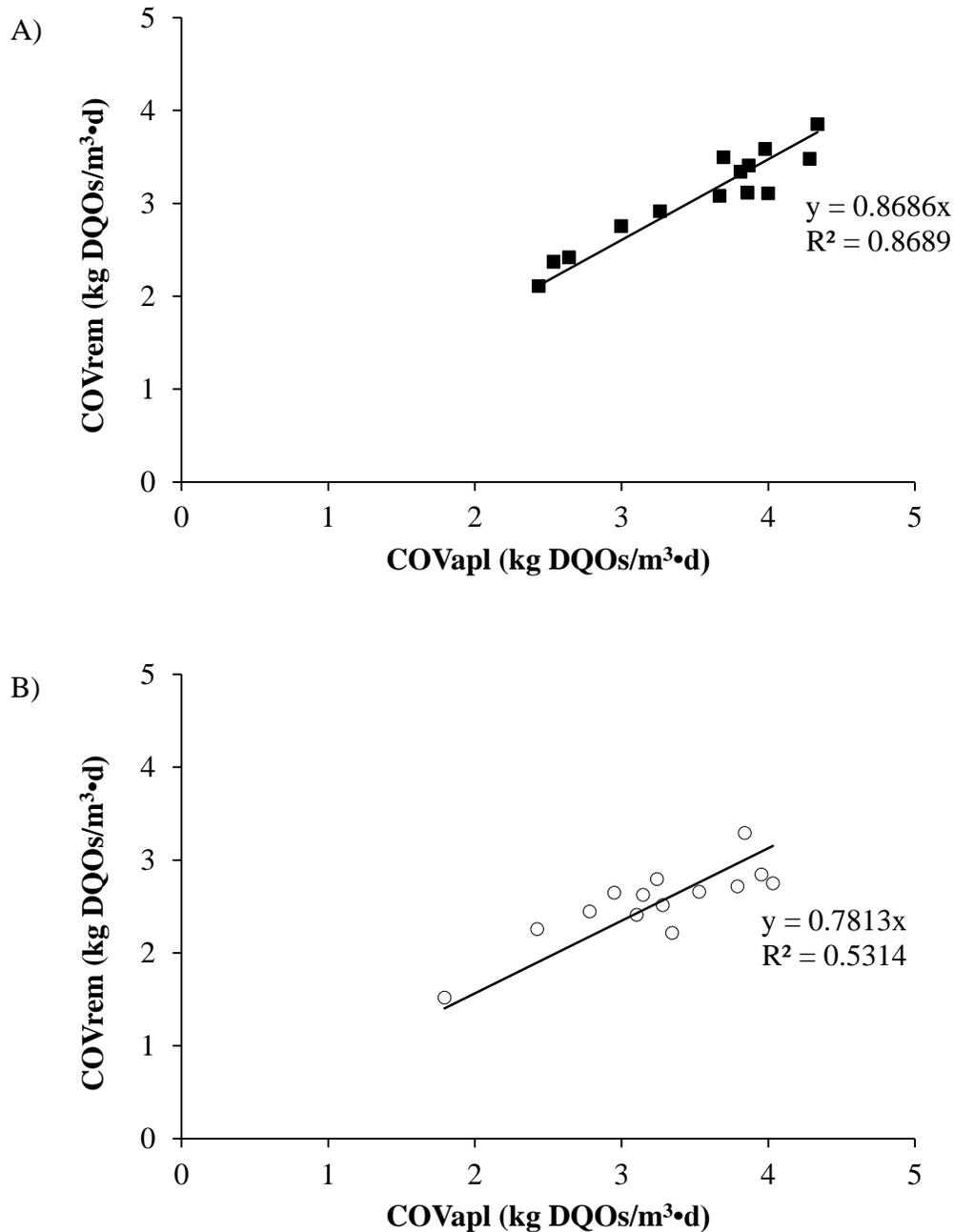
La eficiencia de remoción de DQO<sub>5</sub> promedio de la etapa estable de R2 fue similar al alcanzado por Esparza-Soto et al. (2013) ( $59 \pm 6$  a  $79 \pm 5$  %) al tratar la misma ARI diluida con agua de la llave. Por otro lado, la eficiencia de remoción de DQO<sub>5</sub> promedio de la etapa estable de R1 fue superior al reportado por Esparza-Soto et al. (2013). Esto indica que las bacterias anaerobias tuvieron una aclimatación adecuada a la mezcla de ARI y agua de LERMA 2, así como a la temperatura baja, TRH corto y COVapl mediana.



**Figura 24** COVapl respecto a DQO<sub>5</sub> durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave. Día 0-47: Periodo de estabilización de ambos reactores con ARI y agua de la llave. Día 48-70: Periodo de prueba.

Las COV aplicadas durante esta etapa experimental para R1 y R2 se muestran en la Figura 24. Las COVapl promedio fueron de  $3.5 \pm 0.6$  y  $3.3 \pm 0.5$  kg DQO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>·d para R1 y R2, respectivamente. Las COVapl para R1 y R2 fueron medianas con base en lo señalado por Metcalf y Eddy (2004) y Rittmann y McCarty (2001) para digestión anaerobia. Estas COVapl son semejantes a las utilizadas por Esparza-Soto et al. (2013) en la estabilización de un UASB escala piloto ( $3.2 \pm 0.3$  y  $3.3 \pm 0.4$  kg DQO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>·d) que trató la misma ARI y por Esparza-

Soto et al. (2011) ( $3.88 \pm 0.21$  kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) quienes trabajaron con agua residual del procesamiento de cereales y un lodo anaerobio psicrófilico semejante al de este estudio.



**Figura 25** COV aplicada contra COV removida para DQOs a partir del día 47 de operación durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave.

La Figura 25 muestra la correlación lineal entre la COVapl y la COVrem a partir del día 47 de operación. La pendiente de dicha correlación indica la eficiencia de remoción en función de la COVapl. Este valor fue de 86.9 % y 53.1 % para R1 y R2, respectivamente. Estas eficiencias de remoción promedio fueron similares a los valores calculados con las concentraciones de DQOs del influente y el efluente. Además, estos valores son similares al mostrado por Lara-Domínguez (2013) (6.2 kg DQO/ m<sup>3</sup>•d, eficiencia de remoción 83.5%) y superiores al reportado por Esparza-Soto et al. (2013) (3.3 kg DQO/ m<sup>3</sup>•d, eficiencia de remoción 71.6%) al tratar la misma ARI. También, estos valores, son superiores a los reportados por diversos autores que operaron a baja temperatura (20°C) y COVapl medianas, como Farajzadehha et al. (2012) (73 %, agua residual municipal fortificada) y Rizvi et al. (2014) (69.8 a 72.6 %, agua residual doméstica).

El coeficiente de correlación en la Figura 25 indica que existe una relación lineal entre la COVapl y la COVrem (R<sup>2</sup> de 0.86 y 0.53 para R1 y R2, respectivamente). Esto sugiere que bajo condiciones de operación estables, incluso a temperatura psicrófila, a mayor COVapl se obtendrá una mayor COVrem (Singh y Viraraghavan, 2002; Loustarinen y Rintala, 2005; Aiyuk et al., 2006; Bhunia y Ghangrekar, 2008; Esparza-Soto et al., 2011; Esparza-Soto et al., 2013; Lara-Domínguez, 2013; Khan et al., 2015; Lau y Fang, 1997). La tendencia de que la COVapl es directamente proporcional a la COVrem ha sido asociada a una buena adaptación de la biomasa al sustrato y a la capacidad del sistema de operar bajo las COVapl investigadas (Tan et al., 2006).

### VII.3.2) Comportamiento de SS durante la operación

El promedio de SS dentro del reactor para R1 y R2 disminuyó. Para R1 se redujo de 21,425 a 16,000 mg/L de SST y de 16,375 a 12,610 mg/L de SSV. Para R2 la disminución fue de 21,425 a 12,720 mg/L de SST y de 16,375 a 9,920 mg/L de SSV. Estos resultados sugieren que la eficiencia de remoción de DQOs de R1 fue mayor a R2 debido a que la concentración de SSV en R1 fue superior a la de R2. Pese a la pérdida de SS dentro de los reactores, la relación SSV/SST se mantuvo alrededor 0.78 para R1 y R2, lo cual es adecuado para un sistema biológico y superior a aquella reportada para el tratamiento de agua residual en un

UASB psicrófilico (Kettunen y Rintala, 1998; Luostarinen y Rintala, 2005; Elmitwalli y Otterpohl, 2007; Tawfik et al., 2008). El mantener la relación SSV/SST se considera también causa de que se tuviera una buena eficiencia de remoción de DQOs en R1 y R2 (Tabla 18).

La concentración de SSV promedio en el efluente para R1 y R2 fue de  $107.4 \pm 66.9$  y  $105.9 \pm 78.2$  mg/L, respectivamente. La fuga de sólidos en el efluente de R1 y R2 generó una pérdida de lodo en los reactores de 1 g/d, la cual es menor a la reportada por Esparza-Soto et al. (2013) (184 g/d). Sin embargo, la fuga de lodo es superior a la mostrada por otros autores (Luostarinen y Rintala, 2005; Ruiz et al., 1998). La cantidad de SSV fugados de los reactores es importante pues nos sirve para el cálculo del TRC de cada sistema (Ecuación 4).

El TRC calculado para R1 y R2 fue de 46.6 y 43.2 d, respectivamente. El TRC es un parámetro fundamental de diseño y operación para todos los procesos anaerobios. En general, el TRC debe ser mayor a 20 d para un desempeño efectivo de un proceso anaerobio (Rittmann y McCarty, 2001; Metcalf y Eddy, 2004). Los TRC calculados están por encima del mínimo recomendado por la literatura, lo que indica que la operación del sistema fue adecuada. Además, los TRC calculados son mayores a los reportados por autores que obtuvieron buenas eficiencias de remoción operando bajo condiciones psicrófilicas y COVapl medianas (Esparza-Soto et al., 2011; Esparza-Soto et al., 2013).

Los Y calculados para R1 y R2 fueron de 0.12 y 0.13 mg SSV/mg DQOs removido, respectivamente. Estos valores son considerados altos por ser mayores al límite máximo del rango común de las bacterias fermentadoras (0.12) (Metcalf y Eddy, 2004). Sin embargo, Esparza-Soto et al. (2013) reportan un valor mayor de Y (0.2 mg SSV/mg DQOs removido) en un reactor UASB que trató la misma ARI, con lodo y condiciones de operación semejantes a las de este estudio. Estos resultados indican que el consorcio bacteriano al tratar esta ARI tiene una alta producción de biomasa por mg de DQOs removido. Debido a esto y a pesar de la fuga de SSV en el efluente, los TRC superaron el límite mínimo adecuado para la digestión anaerobia.

### VII.3.3) Producción de biogás medido durante la operación

La producción de biogás es considerada un indicador de la estabilidad del proceso anaerobio. En la Figura 26 se muestra la producción de biogás a lo largo de esta etapa experimental. En esta figura se observa que la producción de biogás, al igual que la eficiencia de remoción de DQOs de R1 y R2 aumentó conforme la etapa experimental avanzó y la biomasa alcanzó una mejor aclimatación. Las producciones de biogás medido promedio para todo el experimento fueron de  $4.9 \pm 1.8$  y  $4.1 \pm 1.4$  L/d para R1 y R2, respectivamente. La producción de biogás medido promedio de R1 fue mayor que la de R2 debido a que la COVapl de R1 fue ligeramente mayor a la de R2 (Figura 24).

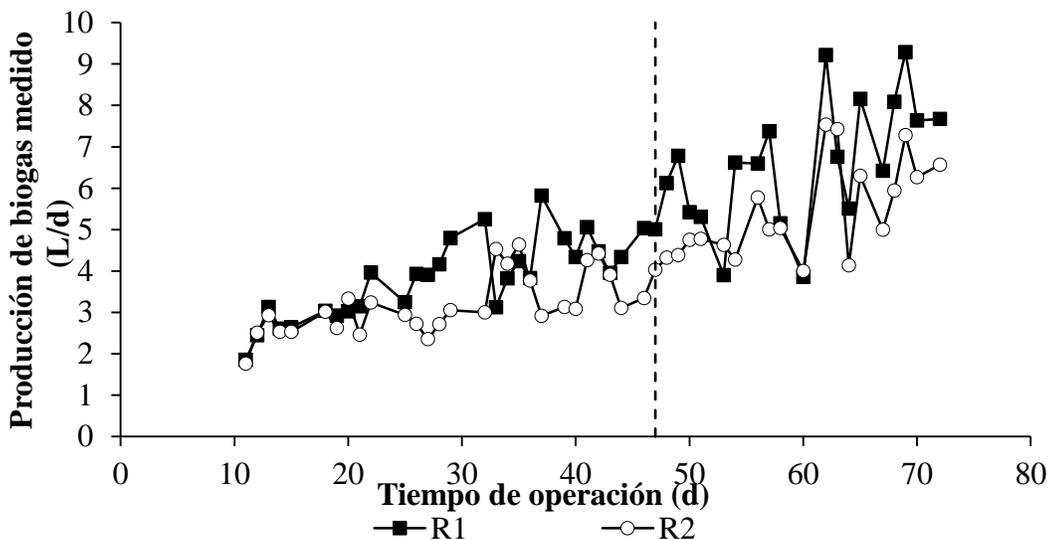


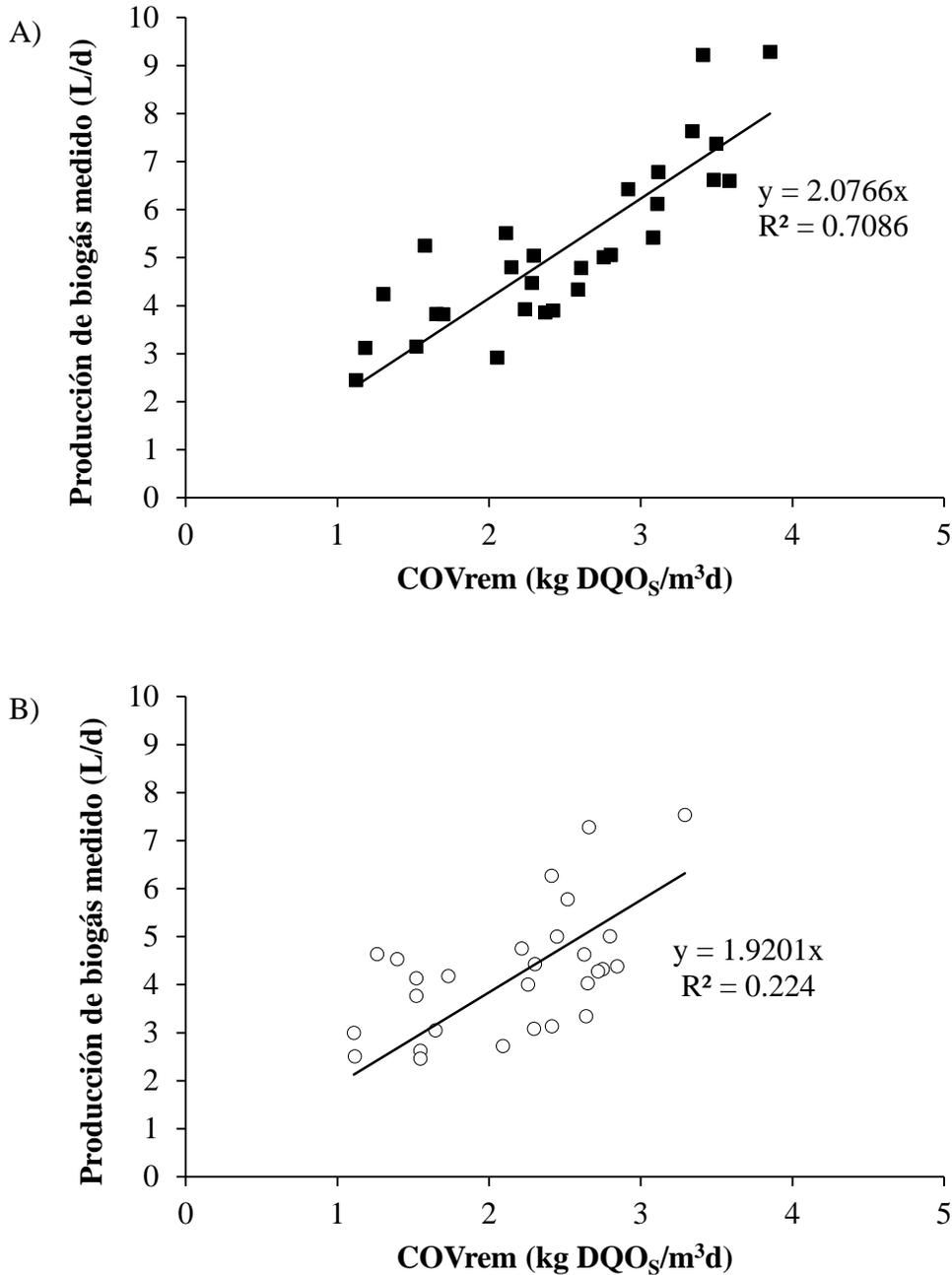
Figura 26 Producción de biogás medido durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave.

La producción de biogás medido promedio a partir del día 47 de operación, cuando R1 y R2 estuvieron estables fue de  $6.5 \pm 1.5$  L/d ( $1.9 \pm 0.5$  L/d $\cdot$ L<sub>Reactor</sub>) y  $5.4 \pm 1.2$  L/d ( $1.6 \pm 0.4$  L/d $\cdot$ L<sub>Reactor</sub>), respectivamente. La producción de biogás medido de R1 fue estadísticamente diferente a la de R2 (ANEXO IV,  $p = 2.08 \times 10^{-7} < 0.05$ )

Las producciones de biogás medido promedio durante el estado estacionario de R1 y R2 son superiores a las reportadas por autores que trataron la misma ARI o un agua residual semejante, a condiciones de operación y COVapl similares a las de este estudio (Esparza-

Soto et al., 2011; Esparza-Soto et al., 2013). Como ejemplo del tratamiento anaerobio de la misma ARI, Esparza-Soto et al. (2013) reportan una producción de  $1.2 \pm 0.2$  L/d•L<sub>Reactor</sub> para una COVapl de  $4.1 \pm 0.3$  Kg DQOs/m<sup>3</sup>•d; mientras, Esparza-Soto et al. (2011) obtuvieron una producción de  $1.5 \pm 0.1$  L/d•L<sub>Reactor</sub> a una COVapl de  $3.88 \pm 0.21$  Kg DQOs/m<sup>3</sup>•d durante el tratamiento anaerobio de un agua residual generada por la producción de cereales. La producción de biogás medido promedio de R1 y R2 fue superior a las alcanzadas por Esparza-Soto et al. (2011) y Esparza-Soto et al. (2013), para COVapl semejantes por la buena adaptación de la biomasa al sustrato y la configuración de los reactores. La configuración de los reactores usados en esta investigación permitió una separación de fases adecuada (sólido-gas-líquido), recuperando de forma eficiente el biogás producido. Esto se soporta con la conclusión de Esparza-Soto et al. (2013), de que solo recuperaron del 55–77 % del biogás teórico producido. Por ello, las producciones de biogás promedio de R1 y R2 son similares a las alcanzadas para COVapl mayores a las de este experimento (Figura 24) por Esparza-Soto et al. (2013) ( $1.8 \pm 0.3$  L/d•L<sub>Reactor</sub>, COVapl de  $7 \pm 0.6$  Kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) y Esparza-Soto et al. (2011) ( $2.4 \pm 0.4$  L/d•L<sub>Reactor</sub>, COVapl de  $7.5 \pm 0.7$  Kg DQOs/m<sup>3</sup>•d).

La producción de biogás es señal de que la digestión anaerobia ocurre, sin embargo, el indicador del estatus del metabolismo del sistema anaerobio es la composición del biogás (Tan et al., 2006). Así, una producción elevada de biogás probablemente no indique un buen metabolismo en la degradación anaerobia. El biogás generado por R1 y R2 tuvo una alta concentración de CH<sub>4</sub> ( $77.7 \pm 0.6$  y  $76.1 \pm 1.8$  % para R1 y R2, respectivamente). Estas concentraciones de CH<sub>4</sub> son parecidas a la que se alcanza con un buen proceso de fermentación de agua residual de la industria de la carne (75 %) (Kwarciak-Kozłowska et al., 2011). Además, son superiores a la conseguida durante el tratamiento estable ( $79.4 \pm 2.4$  % eficiencia de remoción de DQOs) del agua residual del procesamiento de café (61 % de CH<sub>4</sub>) (Guardia-Puebla et al., 2013). Por ello, se concluye que el agua del río Lerma utilizada para diluir el influente de R1 no generó inhibición del proceso anaerobio. Por el contrario, R1 y R2 presentaron un metabolismo adecuado.



**Figura 27** Correlación entre COVrem y producción biogás medido durante la prueba de inhibición. R1 trató una mezcla de ARI y agua de LERMA 2. R2 trató una mezcla de ARI y agua de la llave.

La Figura 27 muestra la correlación entre la producción del biogás medido y la COVrem para R1 y R2. La relación entre la producción de biogás medido y la COVrem para R1 muestra una correlación directa significativa ( $R^2 = 0.71$ ) (Esparza-Soto et al., 2013). Esto indica que la producción del biogás medido aumentó con el incremento de la COVrem. La pendiente de

la regresión para R1 indica que 2.1 L de biogás fueron producidos por cada kg  $DQO_{SRemovido}/m^3$  por día, o 629  $L_{Biogas}/kg DQO_{SRemovido}$  (336 L  $CH_4/kg DQO_{SRemovido}$  a condiciones estándar de temperatura y presión, 0 °C y 1 atm). Por otro lado, la Figura 27 ilustra que la correlación entre la  $COV_{rem}$  y la producción de biogás medido para R2 no fue representativa ( $R^2 = 0.22$ ). A pesar de esto, la pendiente es semejante a la de R1, mostrando que la tasa de  $CH_4$  producido a condiciones estándar de temperatura y presión fue de 304 L  $CH_4/kg DQO_S$  para R2. La tasa de producción de  $CH_4$  a condiciones estándar de temperatura y precisión de R1 y R2 fueron semejantes al valor teórico propuesto por Rittmann y McCarty (2001) (350 L  $CH_4/kg DQO_S$ ). Debido a esto, la recuperación de biogás para R1 (96 %) y R2 (86.8 %) respecto al valor teórico fue alta. Por lo tanto, se puede concluir que la configuración propuesta en la Figura 6 permite una alta recuperación de biogás con fugas en el efluente de tan solo 6 y 14 % del biogás teórico.

Los resultados de la segunda etapa experimental indican que el agua del río Lerma no inhibe la digestión anaerobia, además de que esta puede ser utilizada como agua de dilución para el tratamiento de ARI con alta concentración de MO soluble no compleja. La segunda etapa experimental nos lleva a decidir que el tratar la mezcla de ARI y agua del río Lerma a diversas cargas permitirá cumplir con el objetivo general de la investigación, el cual se centra en demostrar los beneficios del uso de la energía solar en el acondicionamiento térmico de reactores UASB.

#### *VII.4) Tercera etapa experimental: Tratamiento anaerobio utilizando el SCS*

Los reactores UASB son uno de los sistemas más utilizados para el tratamiento de aguas residuales industriales. Estos reactores son atractivos porque producen biogás con metano, el cual es una potencial fuente de energía, y pueden ser operados a un bajo costo (Artsupho et al., 2016). Sin embargo, el principal problema de estos reactores es operar en climas templados sin la intervención de fuentes externas de energía ( $< 25^{\circ}\text{C}$ ). Debido a que bajo condiciones psicrófilas, las reacciones químicas y biológicas son más lentas que bajo condiciones mesófilas (Lettinga et al., 2001). Por ello, se buscan fuentes de energía que permitan mantener condiciones térmicas adecuadas a bajos costos de operación.

La energía solar ofrece una alternativa viable y amigable con el ambiente respecto a las prácticas convencionales del calentamiento de agua residual (Yiannopoulos et al., 2008). Debido a esto, las ventajas del uso de la energía solar calorífica en el tratamiento de agua residual fueron evaluadas en función de la producción de biogás medido y eficiencia de remoción de  $\text{DQO}_5$  y  $\text{DQO}_T$ . La evaluación se realizó utilizando tres reactores UASB. Los primeros dos reactores fueron operados a temperatura ambiente (R1 y R2, Figura 6) y el tercero (R3, Figura 7) utilizó un SCS para incrementar su temperatura de operación.

Los tres reactores trataron el mismo tipo de agua. El agua tratada fue una mezcla de agua del río Lerma (LERMA 2) y ARI. La concentración de  $\text{DQO}_5$  del influente fue aumentada con respecto al tiempo de operación para evaluar el desempeño de los reactores con tres COV distintas (Tabla 8). Los reactores después de ser operados con la primera COVapl fueron reiniciados e inoculados con lodo nuevo para la operación con la segunda y tercera COVapl. Esto se debió a un problema con la variación de calidad del ARI utilizada durante la operación con la primera COVapl. El TRH se trató de mantener constante en 8 h durante todo el experimento.

La temperatura del influente y el efluente de los reactores fueron monitoreadas 24 h y registradas cada 15 minutos. La temperatura de operación de los reactores se consideró como el promedio de la temperatura del influente y el efluente.

#### VII.4.1) Primera COVapl

La primera COVapl para R1 y R2 fue de  $3.6 \pm 0.8$  kg DQOs/m<sup>3</sup>•d y para R3 fue de  $3.9 \pm 0.8$  kg DQOs/m<sup>3</sup>•d. Estas COVapl estuvieron dentro del rango recomendado para una temperatura de operación de 15 °C (2 a 4 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).

La operación de los reactores con la primera COVapl fue realizada del 06 de octubre de 2016 al 12 de enero de 2017 (99 días de operación). Previamente, R1 y R2 fueron operados durante 80 días (Figura 22, pruebas de inhibición). Los reactores R1 y R2 alcanzaron el estado estacionario el día 47 de la etapa experimental previa de esta investigación (Figura 23 **Capítulo VII.3**). Debido a esto, R1 y R2 iniciaron estables con una concentración de SSV de 12,610 y 9,920 mg/L, respectivamente. Por otro lado, R3 fue inoculado con 12,522.7 mg/L de SSV de un lodo anaerobio semejante al de R1 y R2.

La Tabla 19 muestra algunos parámetros de calidad del ARI y agua del río Lerma (LERMA 2) que fueron tratadas durante la aplicación de la primera COVapl. El pH del ARI que fue utilizada en la operación de los reactores durante la primera COVapl fue ácido. Por ello se agregó 0.5 mL de NaOH 7.5 N y 1.4 g de NaHCO<sub>3</sub> por cada litro de ARI a la mezcla de ARI y LERMA 2 para que el influente alcanzara un pH neutro.

**Tabla 19 Parámetros de calidad del ARI y LERMA 2 durante la aplicación de la primera COVapl.**

Parámetro	<sup>b</sup> ARI	<sup>a</sup> LERMA 2
pH	5.1 ± 0.3	7.6 ± 0.1
T (°C)	16.9 ± 0.8	17.7 ± 0.4
Alcalinidad (mg/L como CaCO <sub>3</sub> )	456.9 ± 35.7	<sup>c</sup> 413.6 ± 71.3
DQOs (mg/L)	2,562.0 ± 656.1	115.7 ± 26.3
DQO <sub>T</sub> (mg/L)	3,185.0 ± 63.6	164.3 ± 39.6
a = 6 muestras (16 de noviembre de 2016 al 05 de enero de 2017) b = 5 muestras (11 de octubre de 2016 al 22 de diciembre de 2016) c = 2 muestras (23 de noviembre de 2016 y 22 de diciembre de 2016)		

La Tabla 20 resume los parámetros de operación de los reactores durante el tratamiento con la primera COVapl. En esta tabla se muestra que el pH del influente y efluente estuvieron dentro del rango adecuado para la digestión anaerobia con una alcalinidad en el influente de  $979.8 \pm 109.2$  mg/L como  $\text{CaCO}_3$ . El pH promedio del efluente de R3 fue mayor a 7.6, el cual es el límite máximo del rango para una digestión anaerobia adecuada (Rittmann y McCarty, 2001).

**Tabla 20 Resumen de parámetros de operación con la primera COVapl**

Parámetros	R1		R2		R3	
	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
pH	$6.9 \pm 0.3$	$7.3 \pm 0.3$	$6.9 \pm 0.3$	$7.4 \pm 0.4$	$6.9 \pm 0.3$	$8.0 \pm 0.4$
T (°C)	$17.5 \pm 1.5$	$17.7 \pm 1.5$	$17.5 \pm 1.5$	$17.1 \pm 1.5$	$25.7 \pm 4.5$	$18.4 \pm 1.6$
TRH (h)	$8.9 \pm 1.1$		$9.0 \pm 1.3$		$8.1 \pm 0.8$	
DQOs (g/L)	$1.3 \pm 0.3$	$0.8 \pm 0.5$	$1.3 \pm 0.3$	$0.8 \pm 0.5$	$1.3 \pm 0.3$	$0.3 \pm 0.3$
COV (kg DQOs/m <sup>3</sup> ·d)	$3.6 \pm 0.8$	$2.1 \pm 1.3$	$3.6 \pm 0.8$	$2.1 \pm 1.3$	$3.9 \pm 0.8$	$0.9 \pm 0.9$

El TRH se trató de mantener en 8 h, sin embargo, los promedios de TRH durante la operación con la primera COVapl de R1, R2 y R3 fueron mayores a este valor (Tabla 20). Esto se debió a que durante un periodo de tiempo se aumentó el TRH para solucionar un problema de inestabilidad en los reactores. El problema de inestabilidad fue provocado por un nuevo lote de ARI. El TRH promedio de R1 y R2 fue de  $9.9 \pm 0.6$  y  $9.9 \pm 0.7$  h, respectivamente, a partir del día 51 de operación y hasta el final de la operación con la primera COVapl. El TRH de R3 fue de  $9.6 \pm 0.3$  h del día 57 al 69 de operación, luego este fue disminuido a  $7.9 \pm 0.4$  h.

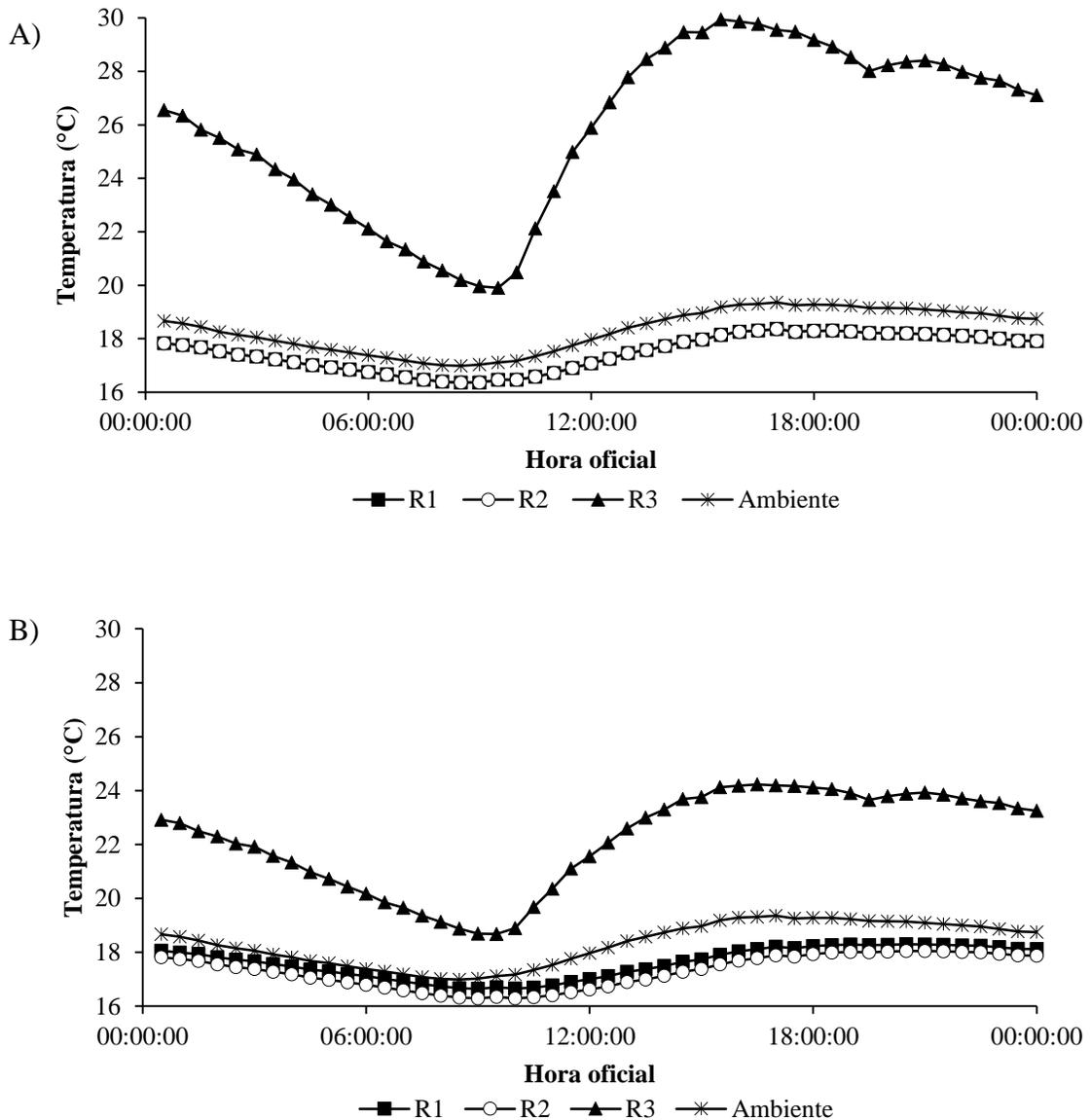
La Figura 28 muestra la temperatura horaria promedio del influente y de operación a lo largo del día de los reactores durante la experimentación con la primera COVapl. Además muestra la temperatura horaria promedio del ambiente a lo largo del día dentro del LCA. La Figura 29 presenta dos registros de la estación meteorológica del CIRA de radiación solar global. En esta figura se observa como la radiación solar global tiende a describir una curva gaussiana, mostrando en general aumento de 8:00 a 13:00 horas y disminución de 13:00 hasta

19:00 horas. La Figura 29 incluye un registro que describe un día nublado (A), en el cual existen aumentos y disminuciones puntuales de radiación dentro del periodo de medición (8:00 a 19:00 horas). Como ejemplo se puede observar la disminución de  $826 \text{ W/m}^2$  (11:40 horas) a  $390 \text{ W/m}^2$  (11:50 horas). Por otro lado la Figura 29 también presenta un registro de un día soleado (B), en el cual se describe una curva gaussiana casi perfecta.

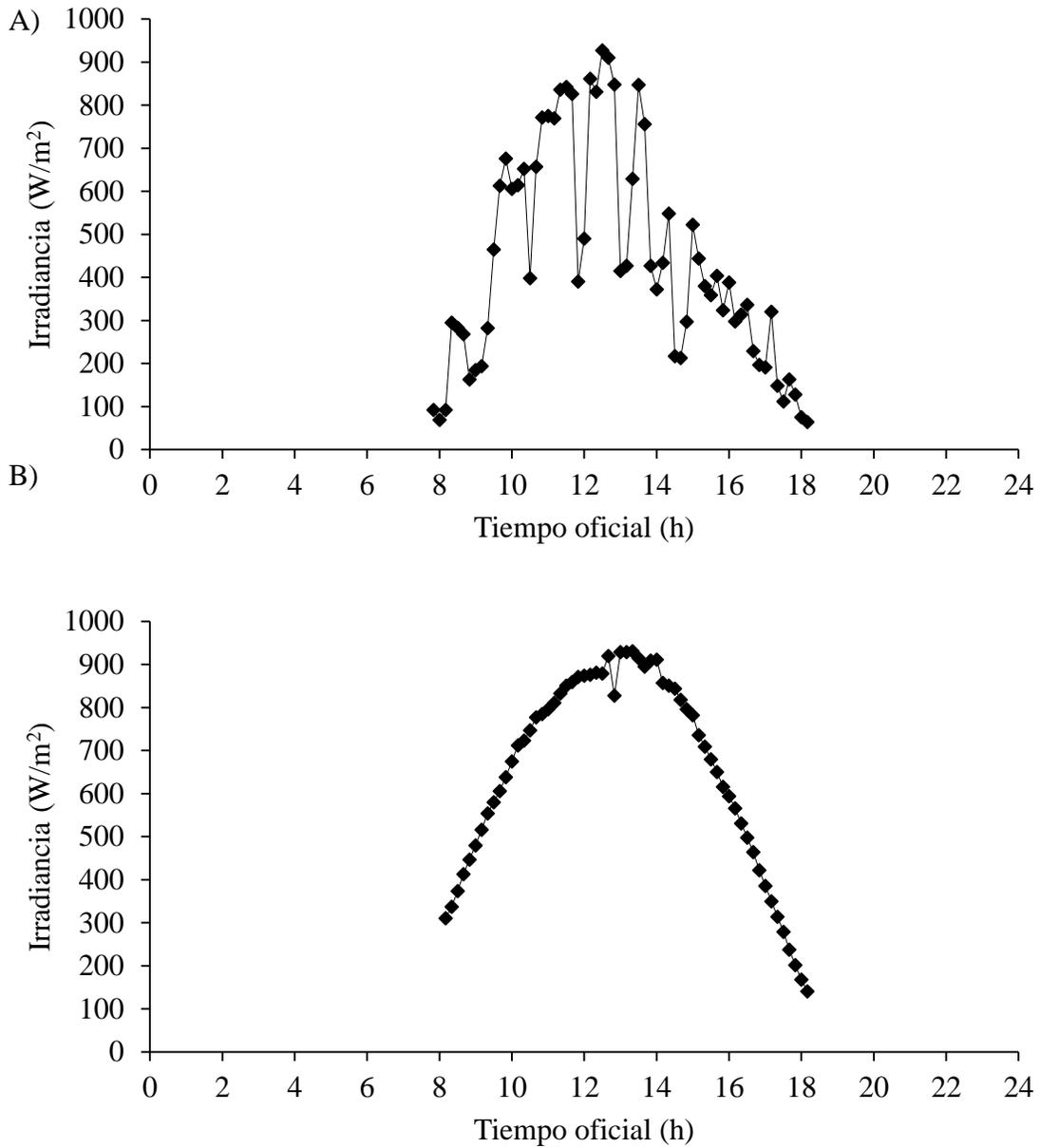
La temperatura del influente y efluente de R1 y R2 estuvieron dentro del rango psicrófilico (Tabla 20) (Rittmann y McCarty, 2001). El SCS causó que a lo largo de todo el experimento la temperatura del influente de R3 fuera superior a la temperatura del influente de R1 y R2 y a la temperatura ambiente dentro del laboratorio ( $18.3 \pm 1.6 \text{ }^\circ\text{C}$ ). A pesar de que el aislamiento del reactor R3 no evitó la pérdida de la energía ganada por el SCS, la temperatura de operación promedio de este reactor ( $22.1 \pm 2.8 \text{ }^\circ\text{C}$ ) fue superior a la de R1 ( $17.6 \pm 1.4 \text{ }^\circ\text{C}$ ) y R2 ( $17.3 \pm 1.5 \text{ }^\circ\text{C}$ ). Debido a esto, el SCS logró que R3 trabajara dentro de los límites de una temperatura mesofílica (Rittmann y McCarty, 2001).

La temperatura del influente y la de operación de R3 variaron ampliamente, debido a que el funcionamiento del SCS dependió únicamente de las condiciones climáticas y la radiación solar. La variación de temperatura a lo largo del día para R3 fue de  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  en el influente y  $5.5 \text{ }^\circ\text{C}$  en la operación. La tendencia diaria de la variación de temperatura a lo largo del día era la siguiente: la temperatura aumentaba de 9:00 a 15:00 (6 h) cuando la radiación solar global iba aumentando (Figura 29); la temperatura se mantenía de 15:00 a 24:00, cuando la radiación solar global disminuía y después de que se ponía el sol. La temperatura se mantenía por la energía almacenada en el termotanque del SCS; la temperatura bajaba drásticamente de 0:00 a 9:00 (9 h) debido a que la bomba del intercambiador de calor era apagada de 1:00 a 9:00. La bomba del intercambiador de calor era apagada durante la noche debido a que la energía almacenada en el termotanque era perdida en la línea de conducción del termotranque al intercambiador de calor. Esto se atribuye a que el aislamiento de la línea de conducción fue ineficiente, además de que la temperatura en las mañanas fuera del LCA en época invernal era próxima a  $0 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Los R1 y R2 también tuvieron variaciones de temperatura del influente (2.0 °C) a lo largo del día, pero en este caso siguieron las variaciones de la temperatura ambiente del laboratorio (2.3 °C), las cuales fueron menores a las que mostró R3.

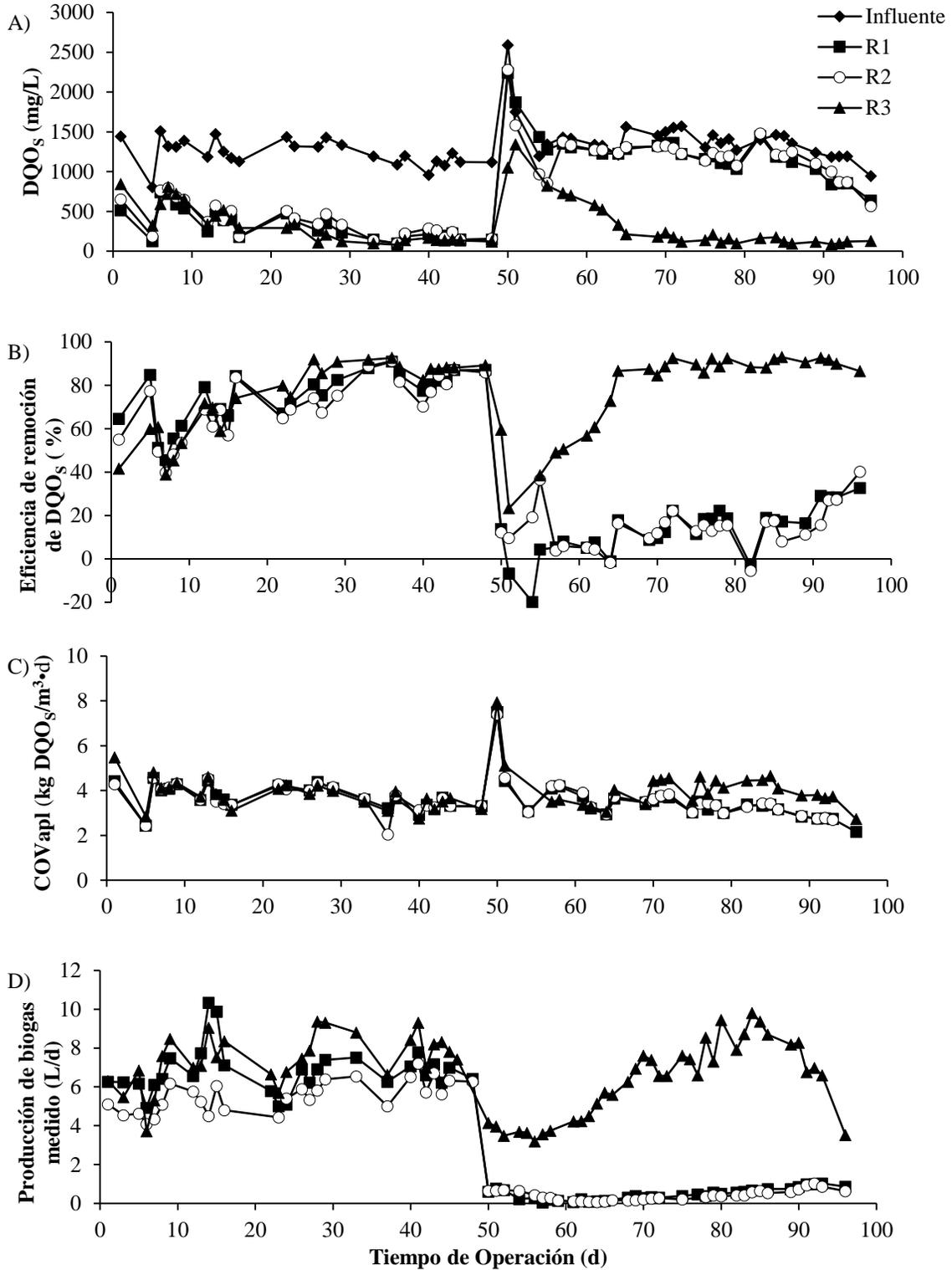


**Figura 28** Periodo del 6 de octubre del 2016 al 12 de enero del 2017: A) temperatura horaria promedio del influyente y ambiente dentro del LCA. B) temperatura horaria promedio de operación (promedio de la temperatura del influente y efluente) y ambiente dentro del LCA. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.



**Figura 29** Registro de radiación solar global estación del CIRA: A) 17/03/2016 (día seminublado) y B) 13/04/2016 (día soleado).

El desempeño de los reactores anaerobios a lo largo del tiempo se muestra en la Figura 30. En esta figura se presenta la distribución temporal de la DQOs, la eficiencia de remoción de DQOs, la COVapl respecto a DQOs y la producción de biogás medido.



**Figura 30** Desempeño de R1, R2 y R3, primera COVapl: A) DQOs, B) Eficiencia de remoción de DQOs, C) COVapl respecto a DQOs y D) Producción de biogás medido. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.

Los cambios de temperatura de 10 a 5 °C durante el día, como los observados en la Figura 28 para R3, reducen significativamente el desempeño de los sistemas termofílicos y mesofílicos (Lau y Fang, 1997; Van Lier et al., 1990). Sin embargo, en la Figura 30 se observa que la eficiencia de remoción de DQOs de R3 fue estable la mayor parte del experimento (> 80 %), excepto del día 51 al 64 de operación cuando se recibió un lote nuevo de ARI, el cual generó una desestabilización del sistema por problemas con el pH. Por ello, se concluye que la variación de temperatura del influente ( $\pm 10$  °C) y de la operación ( $\pm 5.5$  °C) en el periodo de tiempo que se presentan estos cambios (incremento de temperatura en 6 h/d y disminución de temperatura en 9 h/d) (Figura 28), no afectaron el desempeño del reactor.

La eficiencia de remoción de DQOs promedio del día 1 al 50 de operación de R1, R2 y R3 fue de  $74.6 \pm 12.2$ ,  $70.3 \pm 14.0$  y  $74.3 \pm 17.0$  %, respectivamente (Figura 30). Estas tres eficiencias de remoción son similares debido a que R1 y R2 fueron estabilizados previamente durante la segunda etapa experimental; mientras R3 mostró una adaptación rápida al sustrato y a las condiciones de operación, pues se estabilizó solo en 16 días. Con base en un análisis de varianza, para el inicio del experimento con la primera COVapl del día 1 al 50 de operación no existe una diferencia estadística significativa entre las eficiencias de remoción de los tres reactores ( $F_{\text{ratio}} = 0.7 < F_{\text{crítico}} = 3.12$ , ANEXO IV). Debido a esto, se concluye que el único efecto significativo que tuvo el SCS al inicio del experimento fue el permitir una rápida aclimatación de la biomasa.

Los tres reactores disminuyeron su eficiencia de remoción el día 50 de operación debido a un nuevo lote de ARI que fue tratado. Pese a esto, R3 mostró una rápida recuperación de solamente 14 días (del día 51 al 65), alcanzando una eficiencia de remoción promedio de  $89.5 \pm 2.6$  % del día 65 al 99. A pesar del aumento del TRH de R1 y R2 de 8 a 10 h (día 50 de operación), la tendencia a alcanzar la estabilidad de los sistemas fue lenta comparada con el desempeño mostrado por R3. Mientras que R3 se recuperó el día 65 de operación, la eficiencia de remoción de DQOs de R1 y R2 aumentó lentamente. La Figura 30 muestra que si R1 y R2 hubieran seguido siendo operados con las condiciones establecidas a partir del día

50 de operación y siguiendo la tendencia que se observa a partir del día 84, estos hubieran alcanzado el día 110 de operación una eficiencia de remoción de DQOs próxima a 75 %. Por lo tanto, los reactores que operaron a temperatura ambiente del LCA necesitaron un periodo más largo de recuperación (60 días) que el reactor que utilizó el SCS (14 días), además de mayores cuidados en la operación para evitar disminución en la eficiencia de remoción. La eficiencia de remoción de DQOs de R3 a partir del día 65 de operación fue mayor a la alcanzada por Esparza-Soto et al. (2013) ( $79 \pm 5$  %) al tratar la misma ARI a condición psicrófila ( $17.9 \pm 0.8$  °C) y COVapl semejante a la de esta etapa experimental ( $4.1 \pm 0.3$  kg DQOs/m<sup>3</sup>•d). Esto confirma que el SCS ayudó a que la biomasa de R3 tuviera una rápida recuperación con una alta eficiencia de remoción de DQOs.

La correlación lineal entre la COVapl y la COVrem de R3 a partir del día 65 de operación se presenta en la Figura 31. La pendiente de esta figura representa la eficiencia promedio de remoción de DQOs. Esta eficiencia promedio de remoción de 89.5% ( $R^2 = 0.94$  y COVapl promedio de  $4.0 \pm 0.5$  kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) fue similar a la calculada con el DQOs del influente y efluente. La correlación entre la COVapl y la COVrem de R1 y R2 no se presentan debido a que estas mostraron un bajo coeficiente de correlación a lo largo de la operación con la primera COVapl.

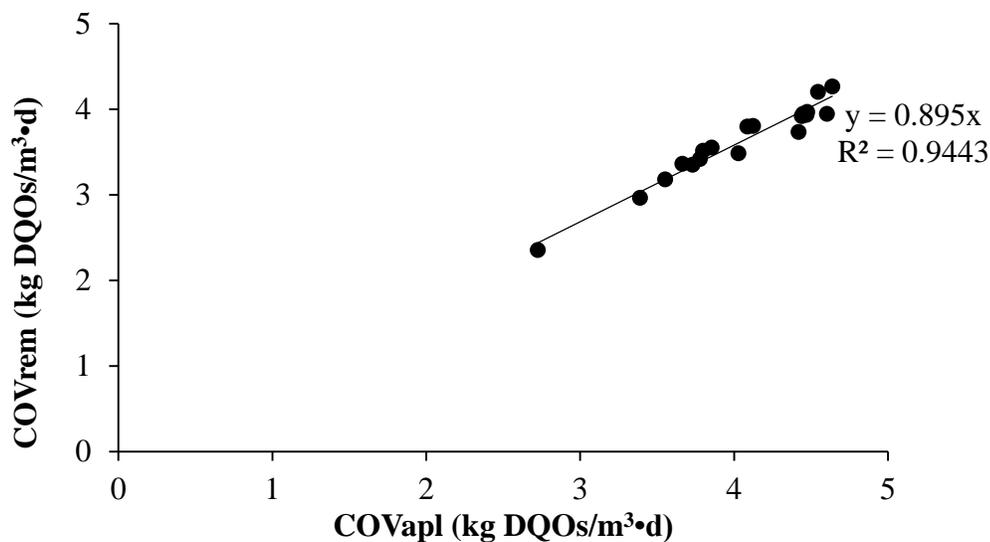


Figura 31 Correlación entre COVapl y COVrem de R3 (del día 65 al 99 de operación)

La producción de biogás medido promedio al inicio de la operación con la primera COVapl (del día 1 al 50 de operación) para R1, R2 y R3 fue de  $6.8 \pm 1.2$ ,  $5.5 \pm 0.8$  y  $7.4 \pm 1.3$  L/d, respectivamente. El análisis de varianza de los resultados presentados en la Figura 30 indica que existe una diferencia estadística significativa entre las producciones de biogás medido del reactor que utilizó el SCS respecto a los operados a temperatura ambiente ( $F_{\text{ratio}} = 18.7 > F_{\text{crítico}} = 3.1$ , ANEXO IV). Por ello se concluye que en el inicio de la operación con la primera COVapl, la producción de biogás de R3 es mayor a la de los reactores que fueron operados a temperatura ambiente (R1 y R2).

La producción de biogás en la mayoría de los casos solo indica que la digestión anaerobia está ocurriendo. La composición relativa del biogás es un indicador confiable del estatus del metabolismo (Tan et al., 2006). Los porcentajes de  $\text{CH}_4$  en el biogás fueron de  $75.7 \pm 4.6$ ,  $72.3 \pm 4.9$  y  $85.1 \pm 1.8$  % para R1, R2 y R3, respectivamente. Con el porcentaje de  $\text{CH}_4$ , la producción de biogás medido, la COVrem y el volumen de reactor fue posible calcular el rendimiento de metano. El rendimiento de metano se calculó multiplicando la producción de biogás medido por el porcentaje de  $\text{CH}_4$  y dividiendo esto entre la COVrem y el volumen del reactor. El rendimiento de metano se corrigió por presión y temperatura. Por ello, el rendimiento de metano promedio a condiciones estándar de temperatura y presión (273.15 K y 1 atm) para el inicio de la operación con la primera COVapl fue de  $408.9 \pm 98.3$ ,  $336.3 \pm 65.9$  y  $504.2 \pm 140.3$  L  $\text{CH}_4$ /kg DQOs removido para R1, R2 y R3, respectivamente. Estos resultados permiten concluir que a pesar de que el uso del SCS en R3 no causó una diferencia significativa en la eficiencia de remoción de DQOs respecto a los sistemas operados a temperatura ambiente, este sí genera una mejora en la producción de biogás, su calidad y en el rendimiento de metano.

Los rendimientos de metano calculados son superiores al valor teórico establecido en la literatura de 350 L $\text{CH}_4$ /kg DQO (Rittmann y McCarty, 2001; Metcalf y Eddy, 2004). A pesar de que el sistema de separación sólido-gas-líquido de los reactores utilizados se supone eficiente, esto no explica esta situación, pues suelen existir fugas físicas de metano disuelto

en el efluente. Por otro lado, parte de la DQO particulada puede ser degradada de forma anaerobia y convertida en biogás, sin embargo, debido a que no se midió  $DQO_T$  durante esta operación con la primera COVapl no se puede obtener un rendimiento de metano respecto a  $DQO_T$ . Por ello, en las siguientes COVapl se midió el  $DQO_T$  en el influente y efluente.

La composición del biogás producido por R3 explica los valores de pH del efluente de este reactor (Tabla 20). El porcentaje de  $CO_2$  en el biogás producido por R3 fue de  $12.2 \pm 2.1 \%$ . Debido a que el porcentaje de  $CO_2$  en el biogás de R3 es bajo, la concentración de ácido carbónico demanda una alcalinidad menor a la que tuvo el influente para mantener un pH próximo a un valor neutral ( $979.8 \pm 109.2$  mg/L como  $CaCO_3$ ). Con base en el análisis realizado por Metcalf y Eddy (2004) se puede señalar que debido a que el porcentaje de  $CO_2$  del biogás producido por R1 y R2 fue menor a 30 %, la alcalinidad del influente fue suficiente para mantener el pH dentro de un rango adecuado para la digestión anaerobia (6.5 a 7.6).

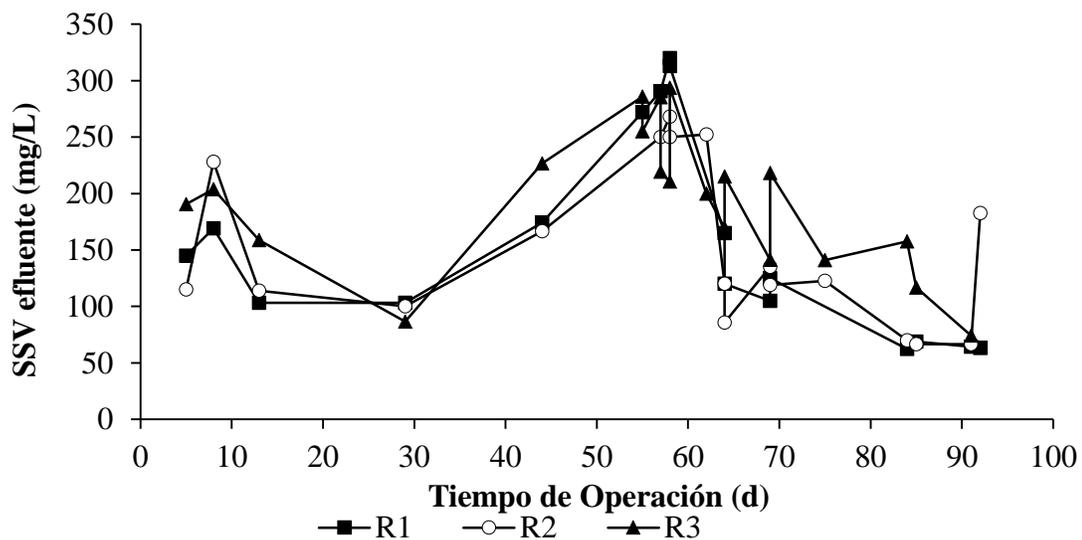


Figura 32 SSV en el efluente, operación con la primera COVapl

La Figura 32 presenta la fuga de SSV en el efluente de los reactores. El promedio de SSV en el efluente durante el inicio de la operación (del día 5 al 50) con la primera COVapl de R1, R2 y R3 fue de  $139.0 \pm 34.4$ ,  $144.7 \pm 53.0$  y  $173.3 \pm 54.3$  mg/L, respectivamente. La concentración promedio de SSV en el efluente de toda la operación con la primera COVapl de R1, R2 y R3 fue de  $156.7 \pm 89.3$ ,  $150.7 \pm 70.4$  y  $192.5 \pm 62.4$  mg/L, respectivamente. Esto

produjo una pérdida de lodo de R1, R2 y R3 de 1.4, 1.3 y 1.9 g/d, respectivamente. Los aumentos en la temperatura incrementan la aceleración del decaimiento de los microorganismos fermentadores. Debido a que se cree que los microorganismos fermentadores son responsables de la estructura de los gránulos de lodo anaerobio, el incrementar la aceleración de su decaimiento resulta en la desintegración de los biogránulos y el lavado de biomasa (Lau y Fang, 1997). A pesar de que no se comprobó mediante análisis la presencia de organismos fermentadores en los reactores, la observación hecha por Lau y Fang (1997) puede explicar porque la fuga de sólidos de R3, fue superior a la de R1 y R2.

La Figura 32 muestra un incremento en la fuga de sólidos entre los días 50 y 65 de operación. El aumento en la fuga de sólidos en ese periodo fue por el desequilibrio de pH causado por el ARI utilizada en ese periodo para la operación de los reactores.

Los SSV promedio en los reactores disminuyó para R1 de 12,610 a 8,905.6 mg/L, para R2 de 9,920 a 9,075 mg/L y para R3 de 12,522.7 a 10,337.5 mg/L. El % SSV/SST permaneció casi constante para R1 (79 %) y R2 (78 %), sin embargo, para R3 aumentó de 79 a 83 %. El rendimiento bacteriano de R1, R2 y R3 fueron de 0.27, 0.29 y 0.18 kg SSV/kg DQOs removido, respectivamente (Ecuación 7). Estos resultados muestran que para el lodo utilizado el rendimiento bacteriano aumenta con la disminución de la temperatura de operación. Esta observación se respalda con el estudio de Esparza-Soto et al. (2013), quienes reportan valores relativamente altos de rendimiento bacteriano ( $0.2 \pm 0.04$  kg SSV/kg DQOs removido,  $18 \pm 0.6$  °C) durante el tratamiento anaerobio psicrófilico de un ARI con lodo semejante al de este estudio. Los rendimientos calculados también fueron similares a los reportados en la literatura durante la evaluación de metanogénesis acetoclastica tratando lixiviados a baja temperatura en UASB (0.22 g SSV/g DQO, 15 a 19 °C) (Lokshina et al., 2001). La concentración de SSV de los reactores y el % SSV/SST soportan la conclusión previa de que para la primera COVapl el desempeño de R3 fue mejor que el de R1 y R2, por que la tasas de rendimiento bacteriano de R1 y R2 fueron superiores a la de R3.

Los TRC para R1, R2 y R3 fueron de 25.2, 23.2 y 19.9 d, respectivamente. A pesar de que el TRC de R3 fue más corto que el de R1 y R2, el desempeño de R3 fue mejor que el de R1 y R2 (Figura 30). Los valores de TRC calculados para R1, R2 y R3 están dentro del rango de TRC mínimo límite calculado por Esparza-Soto et al. (2013) para baja temperatura (18 °C, de 8.7 a 26.3 d). En general, se recomienda que los valores de TRC sean superiores a 20 d para un desempeño efectivo del tratamiento del proceso anaerobio a 30 °C, con valores de TRC mucho mayores a bajas temperaturas (Metcalf y Eddy, 2004). Sin embargo, R3 mostró un desempeño adecuado a un TRC menor a 20 d y temperatura de operación menor a 30 °C.

#### **VII.4.2) Segunda y tercera COVapl**

La evaluación realizada con la primera COVapl, la cual se recomienda para una temperatura de operación de 15 °C (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991; Metcalf y Eddy, 2001), mostró que R3 (reactor con el SCS) puede adaptarse rápidamente al sustrato y recupera de choques de COV (14 días, Figura 30). Sin embargo, debido a que durante los primeros 50 días de operación con la primera COVapl (día 1 al 50) las eficiencias de remoción de DQO<sub>s</sub> entre R1, R2 y R3 fueron semejantes (Figura 30), no se pudo concluir que el desempeño de R3 es superior al de los reactores operados a temperatura ambiente. Esto a pesar que la tasa de producción de biogás y el porcentaje de CH<sub>4</sub> en el biogás de R3 fue mayor que el de R1 y R2. Por ello, la evaluación de R1, R2 y R3 continuó con otras dos COVapl. La segunda COVapl fue mediana (4 a 6 kg DQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>·d) y la tercera alta (6 a 8 kg DQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>·d) (Metcalf y Eddy, 2001).

La segunda COVapl promedio de R1, R2 y R3 fue de  $5.2 \pm 1.0$ ,  $5.5 \pm 1.2$  y  $5.5 \pm 1.3$  kg DQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>·d, respectivamente. La operación con estas COVapl se realizó del 16 de enero al 15 de mayo del 2017, del día 1 al 120 de operación. La operación con la tercera COVapl se realizó del 16 de mayo al 02 de julio del 2017, del día 121 al 168 de operación. La tercera COVapl promedio de R1, R2 y R3 fue de  $7.3 \pm 1.5$ ,  $8.4 \pm 1.9$  y  $8.2 \pm 1.8$  kg DQO<sub>s</sub>/m<sup>3</sup>·d, respectivamente. Estas COVapl fueron elegidas debido a que la aplicación de COV medianas se recomienda para temperatura de operación de 20 °C y la aplicación de COV altas se recomienda para temperaturas de operación de 25 °C (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991; Metcalf

y Eddy, 2004). Con la aplicación de estas cargas se esperó cumplir con el objetivo de la investigación, mostrando diferencias claras de eficiencia de remoción y producción de biogás entre los reactores operados a temperatura ambiente y el reactor que utilizó el SCS.

Los reactores R1, R2 y R3 fueron vaciados e inoculados con lodo anaerobio nuevo para iniciar la operación con la COVapl mediana y alta el día 13 de enero de 2017. Se realizó esto debido a que R1 y R2 no alcanzaron un estado estacionario después del día 50 y hasta el final de la operación con la primera COVapl (Figura 30). La concentración del lodo utilizado para inocular a R1, R2 y R3 fue de 12,572.7 mg/L de SSV y provino del sedimentador secundario de un reactor UASB escala piloto que trata a temperatura ambiente ARI semejante a la de este estudio (Esparza-Soto et al., 2013; Lara-Domínguez, 2013).

Los parámetros de calidad analizados al ARI y agua del río Lerma (LERMA 2) que fueron utilizadas durante la operación de R1, R2 y R3 con la COVapl mediana y alta se muestran en la Tabla 21. En esta tabla se observa que las aguas utilizadas durante la operación con la segunda y tercera COVapl son semejantes a las tratadas durante la operación con la primera COVapl.

**Tabla 21 Parámetros de calidad del ARI y LERMA 2 (COVapl mediana y alta)**

Parámetro	<sup>c</sup> ARI	<sup>a</sup> LERMA 2
pH	4.9 ± 0.5	7.7 ± 0.3
Alcalinidad (mg/L como CaCO <sub>3</sub> )	814.5 ± 337.4	<sup>b</sup> 849.2
DQO <sub>s</sub> (mg/L)	3,076.4 ± 950.9	158.8 ± 15.9
DQO <sub>T</sub> (mg/L)	4,078.5 ± 1,293.4	296.3 ± 148.1
a = 4 muestras (01 de febrero de 2017 al 24 de abril de 2017)		
b = 1 muestras (15 de marzo de 2017)		
c = 11 muestras (08 de febrero de 2017 al 09 de junio de 2017)		

La mayoría de los valores de la Tabla 21 son semejantes a los de la Tabla 19, excepto la alcalinidad, la cual fue mayor durante la operación con la segunda y tercera COVapl. A pesar de esto, durante la operación con la COVapl mediana y alta, se agregó al influente la misma cantidad de NaOH y NaHCO<sub>3</sub> que se utilizó durante la operación con la primera COVapl. Lo anterior, debido a que el pH del ARI utilizada siguió siendo ácido (Tabla 21).

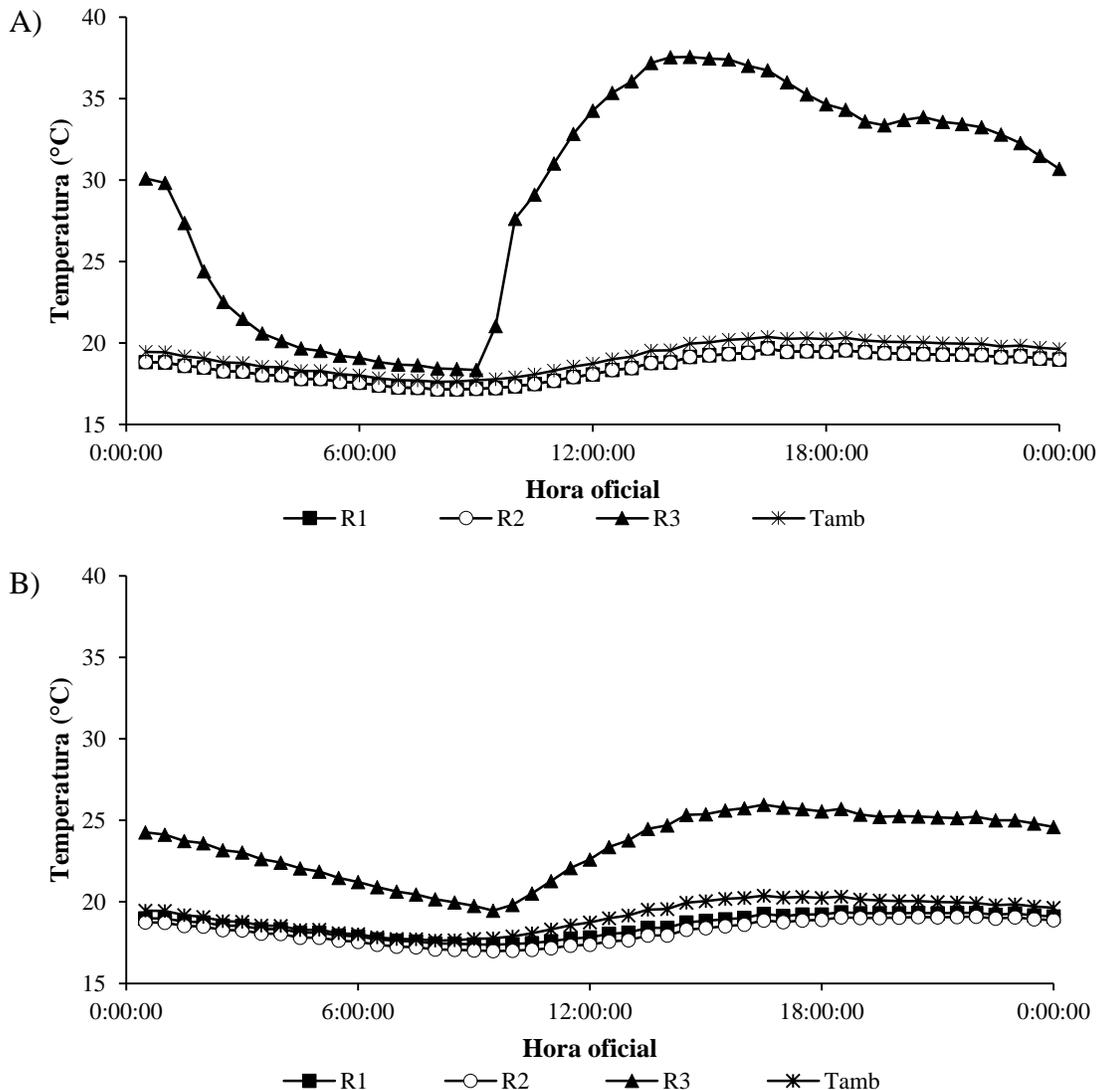
Los parámetros de operación de los reactores durante la aplicación de la segunda y tercera COV se muestran en la Tabla 22. La tabla muestra que el pH del influente fue neutro con una alcalinidad de  $1,848.6 \pm 125.8$  mg/L como  $\text{CaCO}_3$  y el del efluente fue cercano a 8.

El TRH de R1 fue cercano a 9 h, mientras que el de R2 y R3 estuvo próximo a 8 h (Tabla 22). Esto se debió a que el cabezal de la bomba peristáltica que alimentó a R1 se atascaba frecuentemente. Debido a que el influente fue el mismo para los tres reactores, la COVapl de R1 fue menor a la de R2 y R3, sin embargo, siempre estuvo dentro del rango deseado para COVapl medianas (4 a 6 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) y altas (6 a 8 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d).

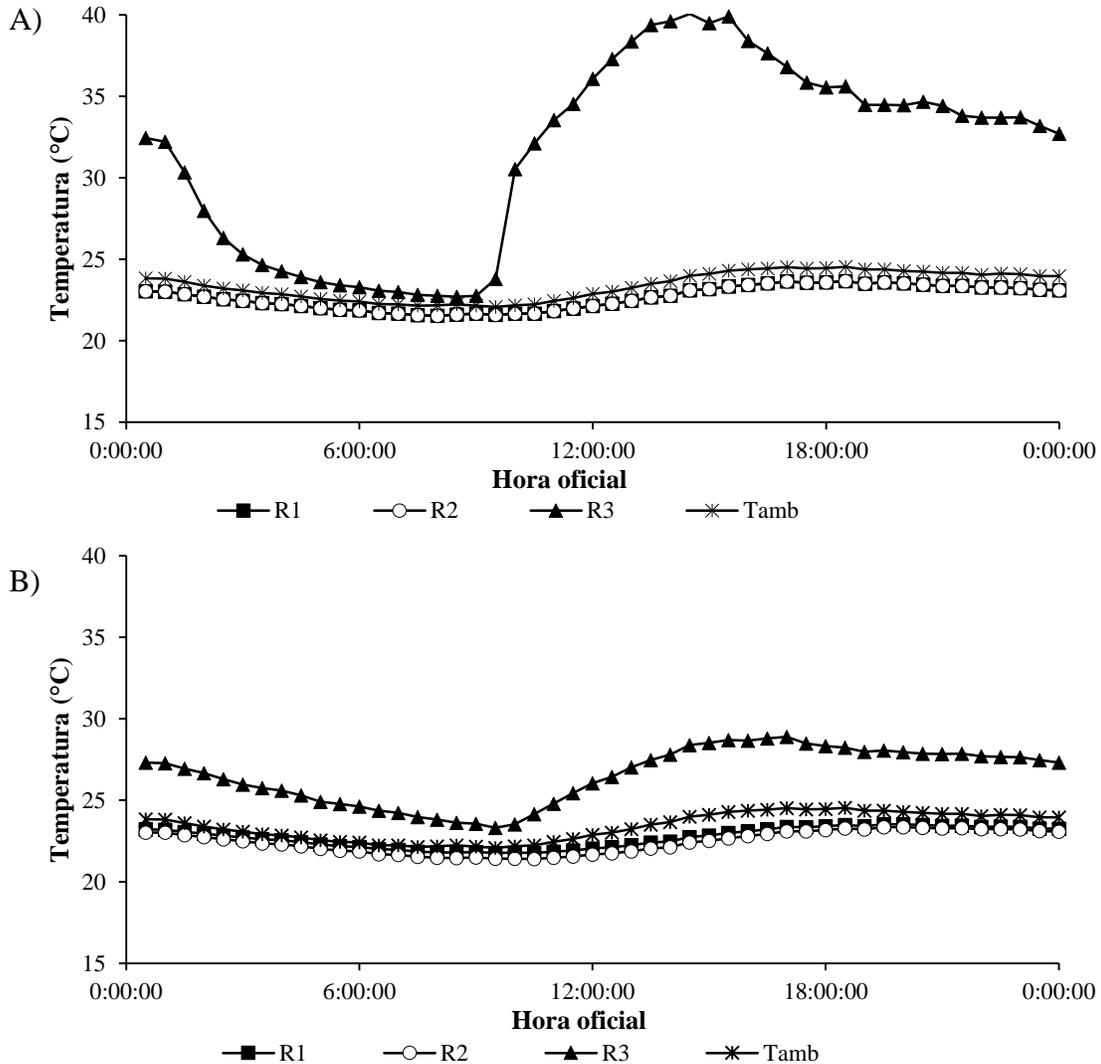
**Tabla 22 Resumen de parámetros de operación: A) Segunda COVapl y B) Tercera COVapl**  
**A) Segunda COVapl (del día 1 al 120 de operación)**

Parámetros	R1		R2		R3	
	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
pH	$6.9 \pm 0.4$	$7.7 \pm 0.3$	$6.9 \pm 0.4$	$7.7 \pm 0.3$	$6.9 \pm 0.4$	$8.2 \pm 0.2$
T (°C)	$18.5 \pm 2.1$	$18.5 \pm 1.9$	$18.5 \pm 2.1$	$17.8 \pm 2.1$	$27.1 \pm 4.9$	$19.8 \pm 2.4$
TRH (h)	$8.9 \pm 1.3$		$8.3 \pm 1.1$		$8.5 \pm 1.4$	
DQOs (g/L)	$1.9 \pm 0.3$	$0.6 \pm 0.4$	$1.9 \pm 0.3$	$0.7 \pm 0.5$	$1.9 \pm 0.3$	$0.3 \pm 0.2$
DQOT (g/L)	$2.7 \pm 0.6$	$0.9 \pm 0.4$	$2.7 \pm 0.6$	$0.9 \pm 0.5$	$2.7 \pm 0.6$	$0.5 \pm 0.2$
COV (kg DQOs/m <sup>3</sup> •d)	$5.2 \pm 1.0$	$1.7 \pm 1.2$	$5.5 \pm 1.2$	$2.0 \pm 1.3$	$5.5 \pm 1.3$	$0.7 \pm 0.5$
COV (kg DQOT/m <sup>3</sup> •d)	$7.6 \pm 1.6$	$2.4 \pm 1.1$	$8.1 \pm 1.8$	$2.6 \pm 1.4$	$8.3 \pm 2.0$	$1.5 \pm 0.7$
B) Tercera COVapl (del día 121 al 168 de operación)						
Parámetros	R1		R2		R3	
	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
pH	$7.1 \pm 0.4$	$8.0 \pm 0.4$	$7.1 \pm 0.4$	$8.0 \pm 0.3$	$7.1 \pm 0.4$	$8.3 \pm 0.3$
T (°C)	$22.7 \pm 1.2$	$22.8 \pm 1.1$	$22.7 \pm 1.2$	$22.2 \pm 1.2$	$31.5 \pm 6.9$	$23.7 \pm 1.3$
TRH (h)	$9.5 \pm 1.3$		$8.3 \pm 1.3$		$8.4 \pm 1.3$	
DQOs (g/L)	$2.9 \pm 0.5$	$2.85 \pm 0.53$	$2.9 \pm 0.5$	$0.4 \pm 0.2$	$2.9 \pm 0.5$	$0.2 \pm 0.1$
DQOT (g/L)	$3.5 \pm 0.5$	$1.1 \pm 0.8$	$3.5 \pm 0.5$	$0.7 \pm 0.3$	$3.5 \pm 0.5$	$0.5 \pm 0.1$
COV (kg DQOs/m <sup>3</sup> •d)	$7.3 \pm 1.5$	$1.4 \pm 0.7$	$8.4 \pm 1.9$	$1.2 \pm 0.7$	$8.2 \pm 1.8$	$0.5 \pm 0.2$
COV (kg DQOT/m <sup>3</sup> •d)	$8.9 \pm 1.5$	$2.9 \pm 2.0$	$10.1 \pm 1.8$	$2.2 \pm 0.9$	$10.0 \pm 1.8$	$1.3 \pm 0.5$

La Figura 33 y la Figura 34 presentan la temperatura horaria promedio del ambiente del LCA, influente, efluente y operación de los reactores durante la experimentación con la COVapl mediana y alta. Estas figuras muestran que para las condiciones ambientales del Valle de Toluca, como se esperaba, la temperatura del influente y de operación del reactor que utilizó el SCS siempre fue superior a la de los reactores operados a temperatura ambiente.



**Figura 33** Periodo del 16 de enero al 15 de mayo del 2017 (del día 1 al 120 de operación): **A)** temperatura horaria promedio del influyente y ambiente de LCA; **B)** temperatura promedio horaria de operación (promedio de la temperatura del influente y efluente) y ambiente dentro del LCA. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.



**Figura 34** Periodo del 16 de mayo al 02 de julio del 2017 (del día 121 al 168 de operación): A) temperatura horaria promedio del influyente y ambiente de LCA; B) temperatura promedio horaria de operación (promedio de la temperatura del influente y efluente) y ambiente dentro del LCA. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.

La diferencia promedio de temperatura del influente de R3 respecto del influente de los reactores operados a temperatura ambiente (R1 y R2) durante la aplicación de la COV mediana y alta fue de  $8.5 \pm 4.0$  y  $6.9 \pm 3.1$  °C, respectivamente (Tabla 22). La diferencia promedio de la temperatura de operación de R3 respecto a la de R1 y R2 durante la aplicación de la COV mediana y alta fue de  $5.1 \pm 2.2$  y  $4.0 \pm 1.6$  °C, respectivamente. Estos resultados muestran que las diferencias de temperatura entre el reactor que utilizó el SCS y la de los reactores operados a temperatura ambiente fue mayor durante la aplicación de la COV

mediana. Esto se debió a que la operación con la COV mediana fue realizada en los primeros meses del año, en los cuales la temperatura ambiente es baja (Figura 33 y Figura 34) y la irradiación solar global inclinada es alta (20.3 MJ/m<sup>2</sup> en Febrero para las coordenadas del CIRA) (Estrada-Cajigal y Almanza-Salgado, 2005).

La temperatura promedio de operación de R1, R2 y R3 durante la aplicación de la COV mediana fue de  $18.5 \pm 2.0$ ,  $18.2 \pm 2.0$  y  $23.4 \pm 3.3$  °C, respectivamente. La temperatura promedio de operación de R1, R2 y R3 durante la aplicación de la COV alta fue de  $22.7 \pm 1.1$ ,  $22.5 \pm 1.2$  y  $26.5 \pm 2.4$  °C, respectivamente. Las temperaturas de operación de los reactores durante la aplicación de la COV mediana fueron menores a las reportadas durante la aplicación de la COV alta. Esto se debió a la temperatura ambiente, la cual fue más baja y variable durante la aplicación de la COV mediana ( $19.1 \pm 2.2$  °C, Figura 33) que durante la aplicación de la COV alta ( $23.4 \pm 1.3$  °C, Figura 34).

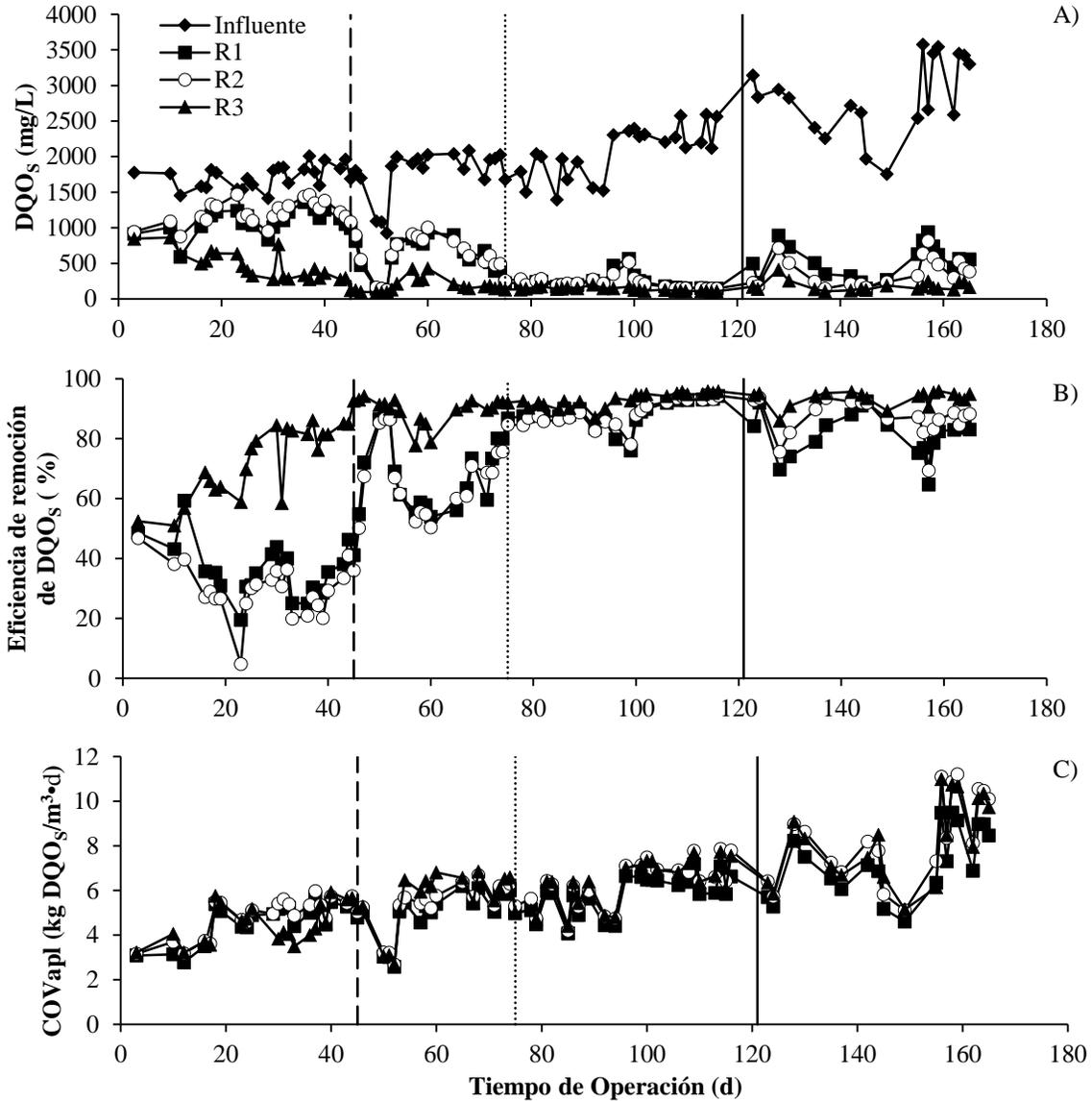
La variación máxima de temperatura del influente y de operación de los reactores que trabajaron a temperatura ambiente a lo largo del día fue de  $\pm 2.5$  °C para ambas COVapl (Figura 33 y Figura 34). Esta variación fue pequeña comparada con las variaciones generadas a lo largo del día por el SCS, las cuales fueron de  $\pm 19.9$  y  $\pm 6.5$  °C para el influente y la operación de R3, respectivamente, durante la aplicación de la COV mediana; mientras que las variaciones a lo largo del día durante la operación de R3 con la COVapl alta fueron de  $\pm 17.7$  y  $\pm 5.6$  °C para el influente y la operación, respectivamente. En la Figura 33 y Figura 34 se observa que los aumentos y disminuciones de temperatura de R1 y R2 fueron lentos y graduales a lo largo del día. Por otro lado, para R3 los cambios de temperatura fueron drásticos. Los aumentos de temperatura sucedieron en 5 horas por día y las disminuciones en 8 horas por día.

La Figura 35 y la Figura 36 muestran el desempeño de los tres reactores a lo largo de la operación con la COVapl mediana y alta. La línea sólida indica la división entre la aplicación de la COV mediana y alta. La línea discontinua muestra el día en que R3 alcanzó el estado

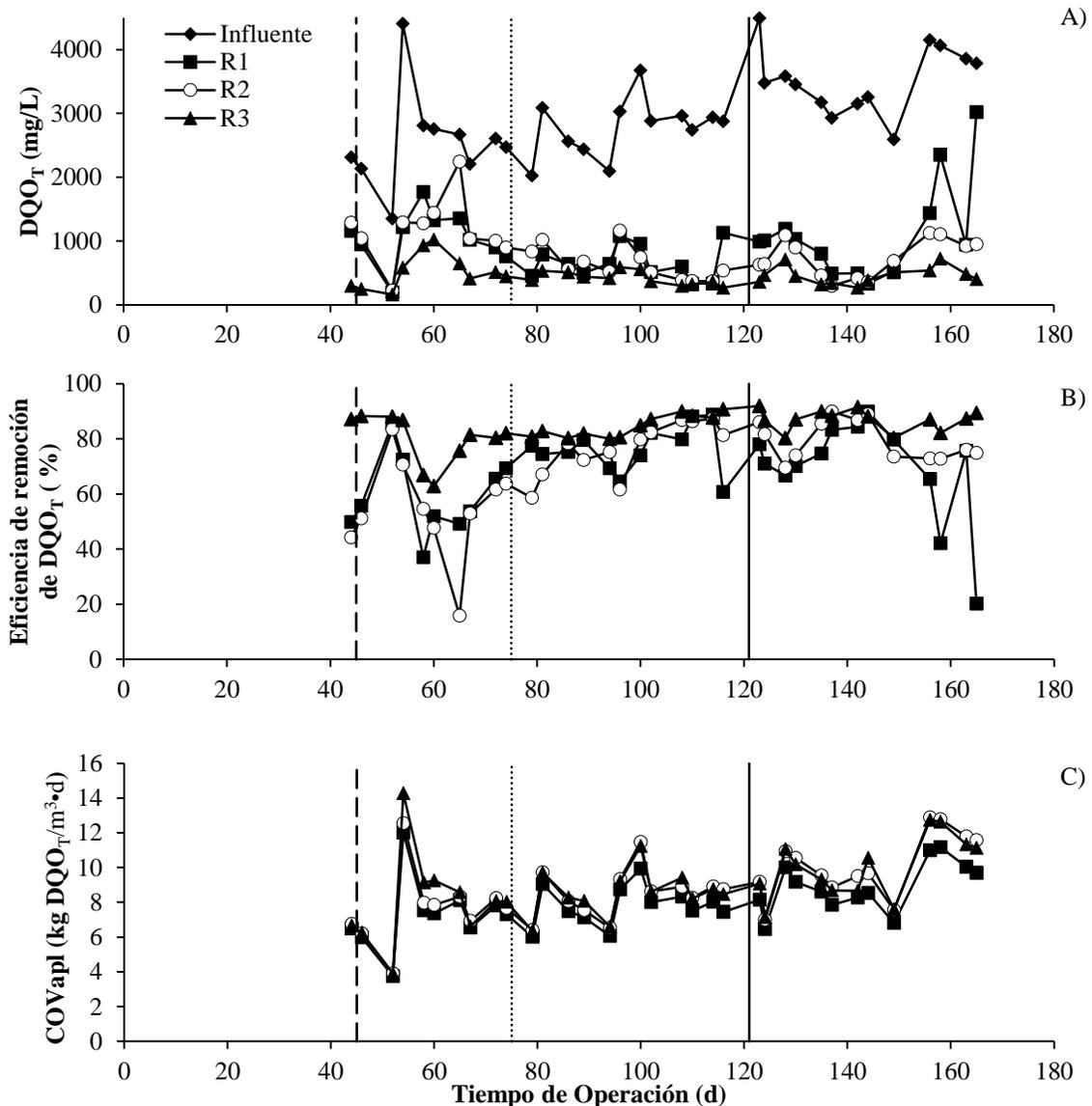
estacionario el día 45 de operación. La línea punteada marca el día que R1 y R2 (reactores operados a temperatura ambiente) alcanzaron el estado estacionario el día 75 de operación.

El reactor que utilizó el SCS (R3) tuvo una fuga de lodos el día 26 de operación (10 de febrero de 2017), la cual fue provocada por mal funcionamiento de la bomba peristáltica que alimentó al reactor. Por ello, R3 fue inoculado nuevamente el día 27 de operación con lodo anaerobio proveniente del sedimentador secundario de un reactor anaerobio escala piloto que trata la misma ARI a temperatura ambiente del Valle de Toluca (Esparza-Soto et al., 2013; Lara-Dominguez, 2013). Este lodo tuvo una concentración de 12,368.9 mg/L de SSV. Debido a esto, el periodo real de estabilización de R3 durante la aplicación de la COV mediana fue de 18 días (del día 27 al 45 de operación). Este periodo de tiempo es semejante al que necesitó R3 para estabilizarse durante la operación con la primera COVapl (19 días, Figura 30). Por otro lado, los reactores operados a temperatura ambiente del valle de Toluca tardaron 75 días para alcanzar el estado estacionario durante la segunda COVapl. Con base en estos resultados se puede concluir que el reactor que utilizó el SCS fue capaz de estabilizarse más rápido que los operados a condiciones ambientes del Valle Toluca.

La eficiencia de remoción de DQOs promedio del día 75 al 120 de operación de R1, R2 y R3 fue de  $88.8 \pm 4.5$ ,  $88.7 \pm 4.3$  y  $93.0 \pm 2.3$  %, respectivamente. En este periodo de tiempo se operó con la COVapl mediana y los tres reactores estuvieron estables. La eficiencia de remoción de DQOs promedio durante la experimentación con la COVapl alta de R1, R2 y R3 fue de  $81.7 \pm 7.3$ ,  $86.8 \pm 6.3$  y  $93.5 \pm 2.6$  %, respectivamente. El análisis de varianza de las eficiencias de remoción de DQOs del estado estacionario de los tres reactores mostrados en la Figura 35 indicó que existe una diferencia estadística significativa entre los valores (para COVapl mediana,  $F_{\text{ratio}} = 8.8 > F_{\text{crítico}} = 3.1$ ; para COVapl alta,  $F_{\text{ratio}} = 19.8 > F_{\text{crítico}} = 3.2$ ). Por ello, se señala que la eficiencia de remoción de R3 fue superior a la de los reactores operados a temperatura ambiente para las COVapl medianas y altas. Además las desviaciones estándar calculadas indican que el reactor que utilizó el SCS fue más estable que R1 y R2, a pesar de que las variaciones de temperatura generadas por el SCS fueron mayores y menos graduales que las generadas por la temperatura ambiente (Figura 33 y Figura 34).



**Figura 35** Desempeño de R1, R2 y R3, durante la segunda y tercera COVapl: A) DQO<sub>s</sub>, B) Eficiencia de remoción de DQO<sub>s</sub> y C) COVapl respecto a DQO<sub>s</sub>. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 y R2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de COVapl de mediana a alta. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.



**Figura 36** Desempeño de R1, R2 y R3, durante la segunda y tercera COVapl: A) DQO<sub>T</sub>, B) Eficiencia de remoción de DQO<sub>T</sub> y C) COVapl respecto a DQO<sub>T</sub>. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 y R2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de COVapl de mediana a alta. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.

La variación cíclica de la temperatura durante el día del influente y la de operación de R3 (Figura 33 y Figura 34) podría haber reducido su eficiencia de remoción de DQOs si hubiese sido operado a condición mesofílica o termofílica. Lau y Fang (1997) encontraron que los reactores operados normalmente a condición termofílica (55 °C) reducen su eficiencia de remoción de DQO (al menos 25 %) después de ser expuesto a incrementos o disminuciones

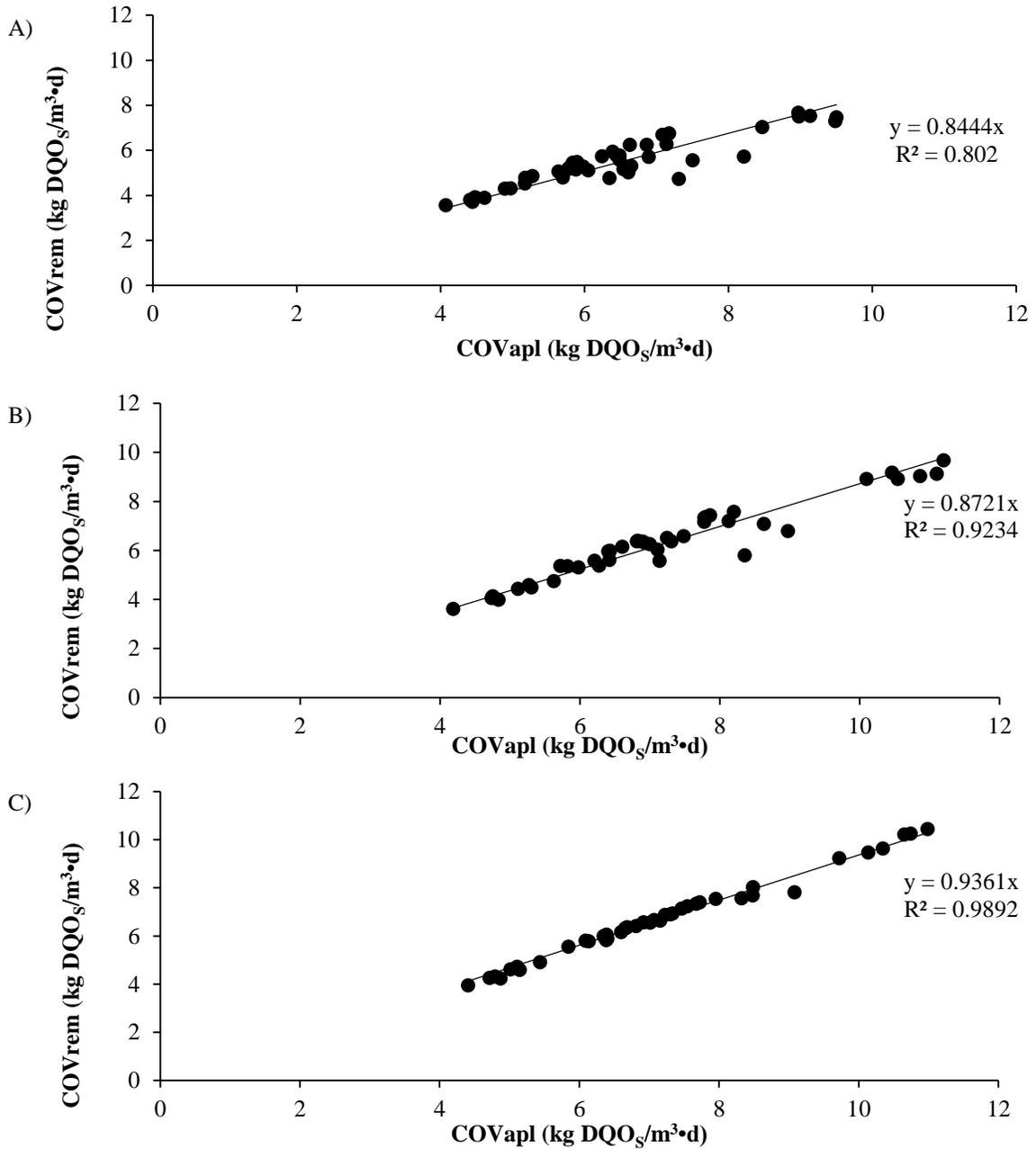
de temperatura (+ 10 durante y - 18 °C durante 5 días). Lescure et al. (1988) encontró que la eficiencia de remoción de DQO de microorganismos mesofílicos (36 °C) en un filtro anaerobio fue reducida de 85 a 45 % después de 7 h de choques térmicos (aumento de temperatura de 14 °C). En otro estudio, Van Lier et al. (1990) encontraron que un UASB operado a condición mesofílica (38 °C) es incapaz de obtener nuevamente bioactividad después de choques de temperatura (61 a 64 °C) por 5 h. Comparando los resultados del presente estudio con los de la literatura mencionada se muestra que el desempeño de un reactor operado a temperatura ambiente (Valle de Toluca) con biomasa acostumbrada a condiciones psicofílicas puede mejorar con variaciones de temperatura a lo largo del día ( $\pm 19.9$  °C para COVapl mediana y  $\pm 17.7$  °C para COVapl alta en el influente). Estas comparativas también demuestra que la aclimatación de la biomasa acostumbrada a condiciones psicofílicas ante las variaciones de temperatura (Figura 33 y la Figura 34) es más rápida respecto a la de la biomasa mesofílica o termofílica. Debido a que la biomasa a condición termofílica después de haber sido sometida a choques de temperatura es capaz de recuperar su desempeño posterior a unos días con temperatura estable (Lau y Fang, 1997). Por otro lado, a pesar de que R3 fue sometido a variaciones de temperatura en periodos cortos de tiempo (aumento en 5 h/d y reducción en 8 h/d), este pudo mantener una alta eficiencia de remoción de DQOs (Figura 35 y Figura 36) durante la operación con la COVapl mediana y alta.

El desempeño de los tres reactores también fue evaluado con base en la remoción de  $DQO_T$ . La eficiencia de remoción de  $DQO_T$  promedio a partir del día 75 de operación de R1, R2 y R3 fue de  $72.6 \pm 14.9$ ,  $77.9 \pm 8.5$  y  $85.8 \pm 4.0$  %, respectivamente (Figura 36). Estos resultados respaldan las conclusiones de que el desempeño y la estabilidad de R3 fueron mejores que la de los reactores operados a temperatura ambiente. Además, estos resultados indican que los mecanismo característicos de remoción de los UASB, basados en la retención y sedimentación de sólidos, fueron mejores en el reactor que utilizó el SCS. Esto pudo deberse a que DQO particulado quedó atrapado en el intercambiador de calor del SCS.

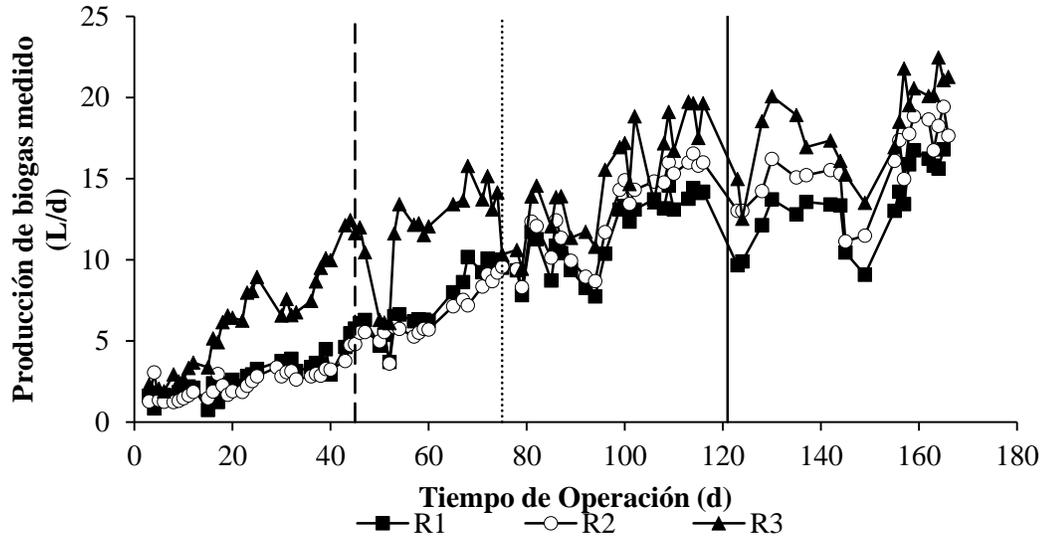
Las COVapl de R1, R2 y R3 fueron muy semejantes entre sí (Figura 35 y Figura 36). Los porcentajes de remoción de DQOs promedio muestran que el cambio de COVapl durante la experimentación no afectó el desempeño del reactor que utilizó el SCS (para la COVapl mediana  $93.0 \pm 2.3$  % y para la COVapl alta  $93.5 \pm 2.6$  %). Por otro lado, los reactores operados a temperatura ambiente disminuyeron su desempeño al aumentar la COVapl de mediana a alta (Figura 35). Por ello, se señala que el reactor que utilizó el SCS es capaz de mantenerse estable cuando la COVapl aumenta.

El desempeño de los reactores UASB puede también ser evaluado mediante el monitoreo de la variación temporal de la COVrem. La cercanía entre la COVapl y la COVrem representa que tan buena es la remoción de DQO. La Figura 37 muestra la correlación lineal entre la COVapl y la COVrem de R1, R2 y R3 a partir del día 75 de operación con la COVapl mediana y alta. La pendiente de las correlaciones mostradas representan el promedio de eficiencias de remoción de DQOs durante la corrida experimental. Este promedio de eficiencia de remoción de R1, R2 y R3 fue de 84.4 ( $R^2 = 0.80$ ), 87.2 ( $R^2 = 0.92$ ) y 93.6 ( $R^2 = 0.99$ ) %, respectivamente. Estos valores son similares a los calculados con la concentración de DQOs del influente y efluente, los cuales en promedio a partir del día 75 al 165 de operación fueron para R1, R2 y R3 de  $85.7 \pm 6.8$ ,  $87.8 \pm 5.3$  y  $93.2 \pm 2.4$  %, respectivamente.

La producción de biogás medido promedio a partir del día 75 de operación durante la aplicación de la COV mediana para R1, R2 y R3 fue de  $11.6 \pm 2.3$ ,  $12.8 \pm 2.7$  y  $14.9 \pm 3.3$  L/d, respectivamente. La producción de biogás medido promedio durante la aplicación de la COV alta para R1, R2 y R3 fue de  $13.6 \pm 2.4$ ,  $15.8 \pm 2.4$  y  $18.3 \pm 2.8$  L/d, respectivamente. La distribución temporal de la producción de biogás medido se muestra en la Figura 38. En esta figura, así como en los promedios, se observa que la producción de biogás de R3 fue siempre mayor que la de R1 y R2. Estos resultados indican que el desempeño de R3 fue mejor que el de R1 y R2. Sin embargo, el porcentaje de CH<sub>4</sub> en el biogás fue de 80% (medido el día 55 de operación) para los tres reactores. Este alto porcentaje de CH<sub>4</sub> en el biogás es un indicador de que los tres reactores tuvieron un metabolismo adecuado (Tan et al., 2006).

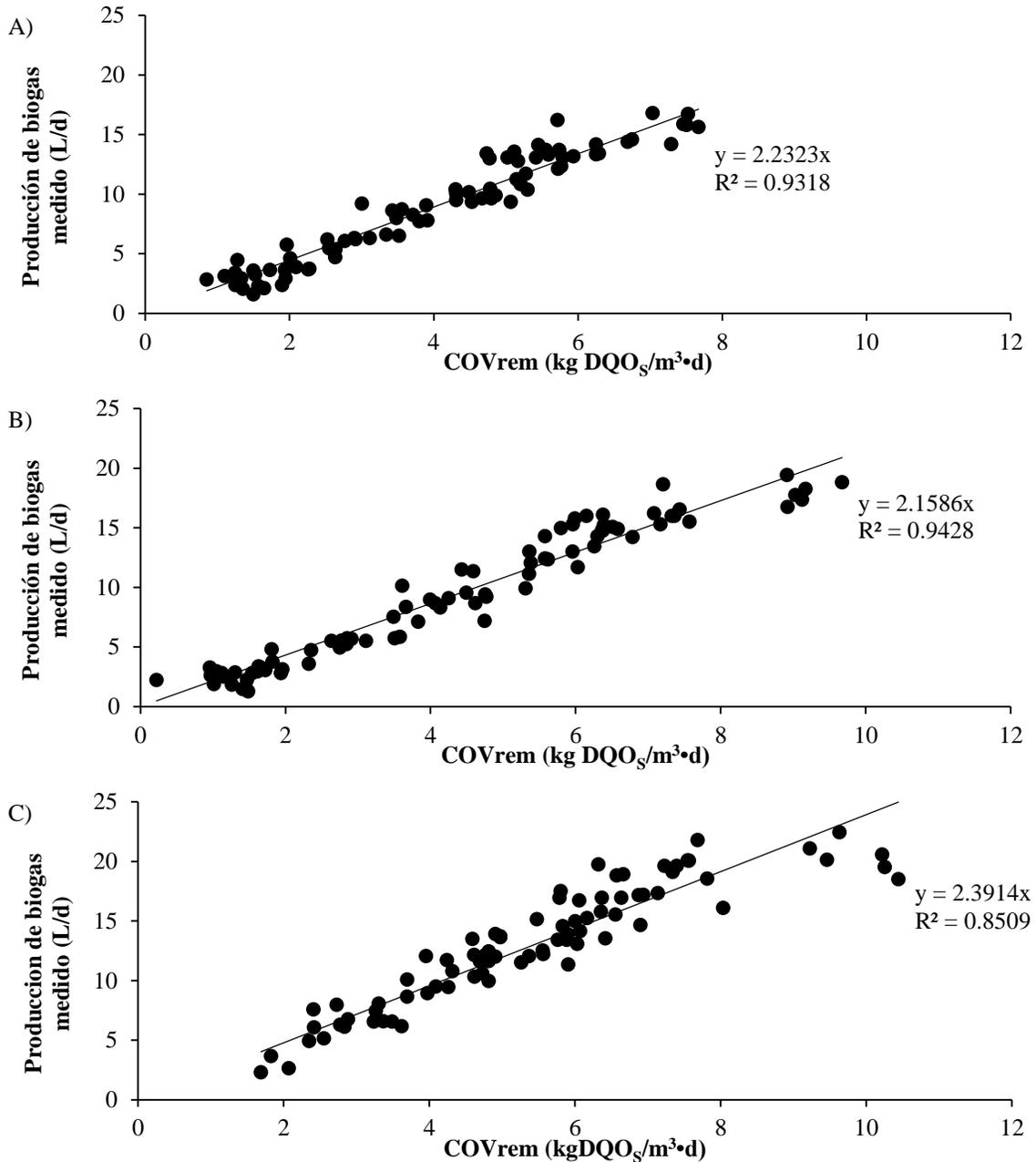


**Figura 37** Correlación entre COVapl y COVrem durante la aplicación de la COV mediana y alta a partir del día 75 de operación: A) R1, B) R2 y C) R3. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.



**Figura 38 Producción de biogás medido durante la operación con la COVapl mediana y alta. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 y R2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de COVapl de mediana a alta. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.**

Las correlaciones lineales entre la producción de biogás medido y la COVrem respecto a DQOs de los tres reactores a lo largo de la operación con la COVapl mediana y alta se muestran en la Figura 39. El coeficiente de correlación para R1, R2 y R3 fue de 0.93, 0.94 y 0.85, respectivamente, lo que indica que existe correlación directa entre la COVrem y el biogás producido. Las pendientes de las regresiones mostradas en la Figura 39 indican los litros de biogás que fueron producidos por kg de DQOs removido por cada metro cubico de reactor. Estas producciones fueron para R1, R2 y R3 de 2.23, 2.15 y 2.39 L/(kg DQOs/m<sup>3</sup>), respectivamente. El rendimiento de metano calculado a condiciones estándar de temperatura y presión (273.15 K y 1 atm) con base en la pendiente de la regresión de la Figura 39, el porcentaje de CH<sub>4</sub> (80 %) y la temperatura de operación de cada reactor fue de 372.4, 360.4 y 393.1 L CH<sub>4</sub>/kg DQOs removido para R1, R2 y R3, respectivamente. Estos resultados confirman que el desempeño de R3 fue superior al de los reactores operados a temperatura ambiente. Sin embargo, la diferencia entre los rendimientos de metano es pequeña, entre R1 y R3 es del 5.6% y entre R2 y R3 es del 9.1%.

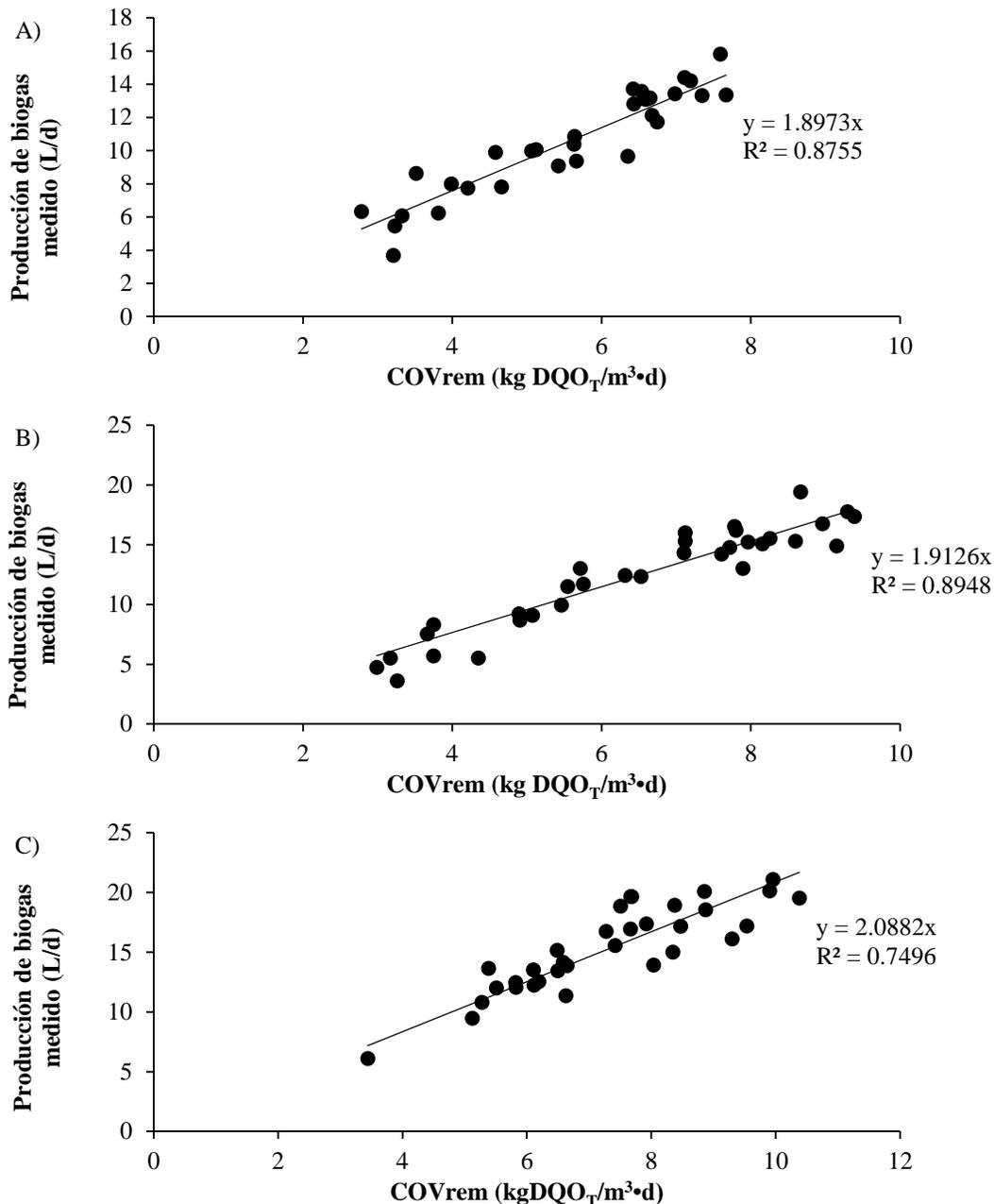


**Figura 39** Correlación entre COVrem respecto a DQOs y producción de biogás medido durante la aplicación de la COV mediana y alta: A) R1, B) R2 y C) R3. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.

Los rendimientos de metano promedio para R1, R2 y R3 calculados con base en los registros diarios de producción de biogás medido (Figura 38) y de COVrem convertidos a condiciones estándar de temperatura y presión (273.15 K y 1 atm) fueron de  $367.6 \pm 68.9$ ,  $364.4 \pm 161.8$  y  $394.6 \pm 59.7$  L CH<sub>4</sub>/kg DQOs removido, respectivamente. El rendimiento de metano

promedio para R1, R2 y R3 fueron mayores al valor teórico (350 L CH<sub>4</sub>/kg DQO<sub>S</sub>) (Rittmann y McCarty, 2001; Metcalf y Eddy, 2004). Chatzipaschali et al. (2012) en su revisión sobre la degradación anaerobia de las aguas residuales generadas en la producción de queso también reportan rendimientos de metano medido mayores al valor teórico. Kettunen et al. (1998) reporta haber tenido rendimientos de metano mayores al valor teórico durante el tratamiento anaerobio de lixiviados, atribuyendo esto a la variación en las calidades del sustrato y condiciones del proceso. En esta investigación esta situación se atribuye a dos razones, la primera es que parte de la DQO particulada que fue atrapada en el lecho de lodo fue degradada y convertida en biogás. La segunda razón es que el sistema de separación sólido-gas-líquido propuesto con base en la revisión de Van Haandel et al. (2006) fue eficiente, recuperando la mayor parte del biogás producido.

Para comprobar que los rendimientos de metano mayores al valor teórico fueron producidos por la biodigestión de DQO particulado se realizó la correlación entre la producción de biogás medido y la COV<sub>rem</sub> respecto a DQO<sub>T</sub> (Figura 40). Los coeficientes de correlación (R<sup>2</sup>) para R1, R2 y R3 son de 0.87, 0.89 y 0.74, respectivamente. Las pendientes de estas figuras se utilizaron para calcular el rendimiento de metano respecto a DQO<sub>T</sub> a condiciones estándar de temperatura y presión (273.15 K y 1 atm), el cual fue para R1, R2 y R3 de 316.9, 318.9 y 341.9 L CH<sub>4</sub>/kg DQO<sub>T</sub> removido, respectivamente. Estos valores están por debajo del valor teórico indicado en la literatura (350 L CH<sub>4</sub>/kg DQO) (Rittmann y McCarty, 2001; Metcal y Eddy, 2004). Estos rendimientos de metano representan el 90.5, 91.1 y 97.7 % del valor teórico para R1, R2 y R3, respectivamente. Estos valores son semejantes a los alcanzados en el tratamiento de aguas residuales de la producción de jugo de frutas (Tawfik y El-Kamah, 2012). Estos valores indican que el sistema de separación sólido-gas-líquido fue eficiente. Por otro lado, debido a que los rendimientos calculados de los reactores respecto a DQO<sub>T</sub> son muy cercanos al valor teórico se puede señalar que además de que se degradó gran parte del DQO<sub>T</sub> que ingresó al reactor, es posible que sólidos biodegradables atrapados durante la operación fueron convertidos a biogás en diferentes instantes a lo largo del estudio, tal y como lo experimentó Bogte et al. (1993).



**Figura 40** Correlación entre COVrem respecto a DQO<sub>T</sub> y producción de biogás medido durante la aplicación de la COV mediana y alta: A) R1, B) R2 y C) R3. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.

La concentración promedio de SSV dentro de los reactores operados a temperatura ambiente aumentó durante la aplicación de la COV mediana y la COV alta. A lo largo de la aplicación de la COV mediana, la concentración de SSV dentro de R1 aumentó de 12,572.7 a 17,830.0 mg/L y dentro de R2 de 12,572.7 a 20,870.0 mg/L. Durante la operación con la COVapl alta

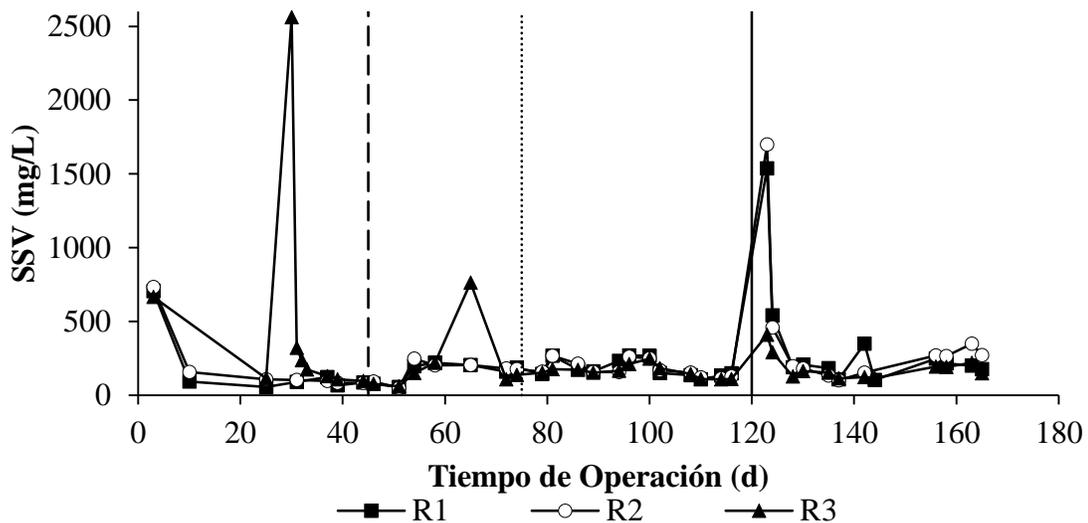
la concentración de SSV dentro de los reactores aumentó de 17,830.0 a 18,766.7 mg/L para R1 y de 20,870.0 a 23,800.0 mg/L para R2. Por otro lado, la concentración de SSV dentro de R3 disminuyó durante la aplicación de la COV mediana y aumentó durante la operación con la COVapl alta. La disminución de SSV dentro de R3 fue de 12,368.9 a 10,190.0 mg/L y el incremento fue de 10,190.0 a 11,350.0 mg/L. La concentración inicial de SSV dentro de los tres reactores fue menor a los 30 g/L de SSV recomendados para el arranque de reactores bajo condiciones psicofílicas, pero superiores a lo recomendado para sistemas mesofílicos (11.5 g/L) (McHugh et al., 2006). La temperatura de operación de R3 estuvo dentro del rango mesofílico, mientras que los otros dos reactores estuvieron en el rango psicofílico (Figura 33 y Figura 34). Esto es una razón por la que el inóculo pudo contribuir a un arranque rápido y exitoso de R3, lo cual es un factor clave en la determinación del potencial y costo efectivo de una tecnología de tratamiento de aguas (Liu et al., 2002).

El % de SSV/SST permaneció casi constante (80 %) durante esta etapa experimental para los tres reactores. Esto indica que la acumulación de SSF fue baja y se atribuye al tipo de agua que se trató en esta etapa experimental. Durante el tratamiento de agua del río Lerma, se observó que las concentraciones de SS en el agua eran variables (Tabla 10), lo que afectó la eficiencia de remoción y la relación de SSV/SST (Figura 15 y Figura 18). Debido a que en esta etapa experimental se utilizó poca agua del río Lerma para diluir el ARI la relación de SSV/SST se mantuvo próxima a 80 %.

La concentración de SSV en el efluente se muestra en la Figura 41. Esta figura muestra tres picos los días 3, 30 y 123 de operación, los cuales fueron causados por la fuga de biomasa con la que se inoculó o re-inició a los reactores. Debido a que es normal que al inicio de la operación de un reactor fugue la fracción de inóculo que presenta baja sedimentabilidad (Loustarinen y Rintala, 2005). El pico que se observa el día 65 de operación para R3 pudo tener dos causas, la primera es que el aumento en la producción de biogás generó agitación, la cual produjo lavado de biomasa (Figura 38) (Bogte et al., 1993). La segunda se atribuye a que los incrementos de temperatura registrados en este periodo (mayores a 14 °C en el influente el 21 de marzo de 2017) aceleraron el decaimiento de los microorganismos

fermentadores. Estos microorganismos se cree que son responsables de la estructuración de los gránulos, por ello un decaimiento acelerado de estos microorganismos resulta en un aumento en el lavado de biomasa (Lau y Fang, 1997).

El promedio de SSV en el efluente para R1, R2 y R3 durante la operación con la COVapl mediana, omitiendo los picos generados por el arranque de los reactores, fue de  $152.3 \pm 66.2$ ,  $157.3 \pm 60.6$  y  $171.9 \pm 137.0$  mg/L, respectivamente. El promedio de SSV en el efluente para R1, R2 y R3, omitiendo los picos generados por el re-inicio de los reactores, fue de  $197.9 \pm 69.9$ ,  $212.9 \pm 80.7$  y  $154.9 \pm 36.9$  mg/L respectivamente. Estos valores relacionados con el gasto promedio indican que se tuvo una fuga de SSV en los tres reactores entre 1 y 2 g/d ( $0.3$  y  $0.6$  g/d $\cdot$ m<sup>3</sup> para reactor de 3.3 L), la cual es menor al reportado por Esparza-Soto et al. (2013) ( $184$  g/d ó  $0.8$  g/d $\cdot$ m<sup>3</sup>, para reactor de 244 L) durante el tratamiento anaerobio de un ARI semejante a la de este estudio.



**Figura 41** SSV en el efluente durante la operación con la COVapl mediana y alta. Día 45: línea discontinua indica que R3 alcanza estado estacionario. Día 75: línea punteada indica que R1 y R2 alcanzan el estado estacionario. Día 121: línea sólida indica cambio de COVapl de mediana a alta. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.

El TRC para R1 y R2 durante la aplicación de la COV mediana fue de 36.3 d. Durante la aplicación de la COV alta, el TRC de R1 y R2 fue de 36.1 y 35.7 d, respectivamente. Los TRC calculados para R1 y R2 son superiores al TRC mínimo límite calculado por Esparza-

Soto et al. (2013) con valores cinéticos de la literatura ajustados a 18 °C (26.3 d) (Nacheva et al., 2009). El TRC de R3 durante la aplicación de la COV mediana (21.2 d) fue menor al del mismo reactor durante la aplicación de la COV alta (23.2 d). Esto se debió a que en esta última etapa se presentó un aumento en la concentración de SSV dentro del reactor. En teoría, operar un reactor UASB a TRC igual o menor al mínimo límite puede generar problemas en el desempeño del sistema. Los TRC calculados para R3 fueron semejantes al mínimo recomendado para la digestión anaeróbica de acuerdo con Rittmann y McCarty (2001) (20 d), a pesar de esto, el desempeño del reactor no se vio afectado (Figura 35). En el trabajo de Esparza-Soto et al. (2013) se observa que operar un UASB a TRC menor al mínimo límite no siempre afectan el desempeño del reactor, ya que este depende de los parámetros cinéticos, los cuales pueden variar de acuerdo al tipo de agua y condiciones particulares de operación.

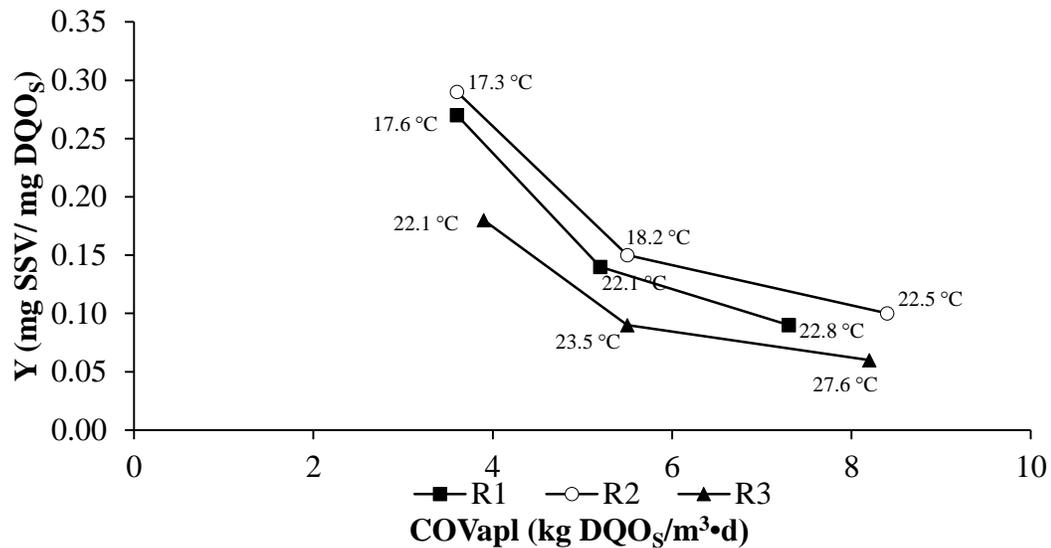
**Tabla 23** Calculo de rendimiento bacteriano con base en la Ecuación 7

Reactor	COVapl (kg DQOs/m <sup>3</sup> •d)	A (mg SSV)	B (mg SSV)	C (mg DQOs)	Y (mg SSV/ mg DQOs)
R1	5.2 ± 1.0	17,349	160,106.4	1'288,276.7	0.14
R2	5.5 ± 1.2	27,381	176,377.4	1'309,310.9	0.15
R3	5.5 ± 1.3	-7,190.5	150,357.1	1'547,229.9	0.09
R1	7.3 ± 1.5	3,091	75,242.9	881,688.2	0.09
R2	8.4 ± 1.9	9,669	92,799.9	1'072,300.1	0.10
R3	8.2 ± 1.8	3,828	66,623.5	1'145,277.5	0.06

A = SSV acumulados en el reactor en un periodo de tiempo dado  
 B = SSV en el efluente en un periodo de tiempo dado  
 C = DQO removida en un periodo de tiempo dado

La Tabla 23 muestra los rendimientos bacterianos calculados para los tres reactores durante la operación con la COVapl alta y mediana. Los rendimientos bacterianos del reactor que utilizó el SCS fueron menores a los de los reactores operados a temperatura ambiente, lo cual coincide con lo observado durante la experimentación con la COVapl baja (Figura 42). Por lo tanto se puede concluir que el rendimiento bacteriano del lodo utilizado bajó conforme la temperatura de operación aumentó (Figura 28 y Figura 33). Los rendimientos bacterianos de R1 y R2 son mayores al valor máximo de los metanógenos (0.06) (Metcalf y Eddy, 2004). De acuerdo con Bhunia y Ghangrekar (2008), los rendimientos bacterianos de cultivos

mixtos y substratos complejos son mayores a los de los metanógenos acetoclásticos. Esparza-Soto et al. (2013) calculó valores altos de rendimiento bacteriano para el tratamiento anaerobio psicrófilico de un ARI semejante a la de este estudio ( $0.2 \pm 0.04$  kg SSV/kg DQO). El valor relativamente alto del rendimiento bacteriano de R1 y R2 puede justificar la acumulación de lodo pese a las pérdidas en el efluente y el aumento en la eficiencia de remoción (Figura 35).



**Figura 42 Rendimiento bacteriano (Y), COVapl y temperatura de operación de R1, R2 y R3. R1 y R2 operaron a temperatura ambiente del LCA. R3 operó con el SCS.**

El rendimiento bacteriano de R3 estuvo dentro del rango de cultivos mixtos (0.05 – 0.10 g SSV/ g DQO) (Metcalf y Eddy, 2004). El rendimiento bacteriano de R3 durante la operación con la COVapl alta ( $8.2 \pm 1.8$  kg DQOs/m³·d) fue semejante al reportado por Rittmann y McCarty para condiciones mesofílicas (25 °C, 0.05 mg SSV/ mg DQO). El rendimiento bacteriano de R3 fue menor al de R1 y R2, respaldando la conclusión de Rittmann y McCarty (2001) de que al disminuir la temperatura de operación el rendimiento bacteriano aumenta. Por otro lado, para cada reactor, independientemente de la temperatura de operación, el rendimiento bacteriano fue inversamente proporcional a la COVapl (Figura 42).

### VII.4.3) Evaluación de la conveniencia del uso del SCS para el caso de estudio

El tratamiento biológico anaerobio es atractivo por su bajo consumo energético respecto a los sistemas aerobios. Sin embargo, la mayoría de los sistemas de tratamiento a gran escala son operados a temperaturas mayores de 18 °C con requerimientos energéticos para calentar el reactor a la temperatura deseada utilizando una proporción significativa del biogás producido para su autocalentamiento (Lettinga et al., 2001). Esto ha tenido dos implicaciones significativas, la primera es la economía del proceso y la segunda es el potencial para el uso de los sistemas de tratamiento anaerobio que pueden trabajar eficientemente bajo condiciones psicrófilas (< 20°C) (McHugh et al., 2006). En este estudio se evaluaron estos dos aspectos, el primero aprovechando la energía solar para mejorar el desempeño de un reactor anaerobio (R3) y el segundo evaluando el desempeño de dos reactores anaerobios (R1 y R2) operados a temperatura ambiente del Valle de Toluca. Esto permitió conocer la conveniencia del uso de la energía solar como energía calorífica para mejorar el desempeño de la digestión anaerobia respecto a la operación a condición psicrófila (temperatura ambiente del Valle de Toluca). La literatura normalmente realiza la evaluación de la conveniencia del uso de un SCS con base en los ahorros de energía generados respecto al consumo de combustibles convencionales (Alkhamis et al., 2000; El-Mashad et al., 2004a), sin embargo, poca es la evaluación realizada referente a la eficiencia de remoción y la investigación que lo incluye es mayormente teórica (Yiannopoulos et al., 2008; Ren et al., 2012). Por ello, en este estudio además de considerar los ahorros energéticos medidos reales, se evaluó el desempeño de los tres reactores bajo tres diferentes COV.

La configuración del reactor que utilizó el SCS propuesto muestra que en función del número de elementos que integran el sistema, el costo inicial de infraestructura de R3 será siempre superior al de los reactores operados a temperatura ambiente (Figura 6 y Figura 7). Además, el costo de operación de R3 también es mayor al de R1 y R2, debido que la configuración del reactor que utiliza el SCS tiene una bomba más que la configuración de R1 y R2. Por ello, para que sea conveniente el uso de la configuración de R3, es necesario verificar que el

desempeño y ahorros energéticos del reactor que utilice el SCS tienen que ser significativamente mayores a los que alcance un sistema operado a temperatura ambiente.

El desempeño de los tres reactores al comienzo de la operación con la primera COVapl fue semejante entre ellos (Figura 30), a pesar de que existieron diferencias significativas entre las temperaturas del influente y operación de los sistemas (Figura 28). El tiempo en el que se estabilizó R3 (18 días, Figura 35) fue menor al necesario para estabilizar los reactores operados a temperatura ambiente (75 días), inclusive R3 fue capaz de recuperarse en corto tiempo de un choque de COVapl. Esto se debió a que las tasas de reacción a condiciones psicrófilicas son más lentas que a condiciones mesófilicas (Lettinga et al., 2001). El porcentaje de metano en el biogás medido del reactor que utilizó el SCS durante la operación con la primera COVapl fue significativamente mayor al de R1 y R2. Esto se pudo deber al desequilibrio causado por el choque de COVapl. En conclusión para reactores UASB operados a COV bajas (2 a 4 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991), el agregar el SCS propuesto puede mejorar los tiempos de estabilización y permitir rápidas recuperaciones ante choques de COVapl. Sin embargo, debido a que el costo de inversión inicial y de operación de un reactor con SCS son mayores que el de uno operado a temperatura ambiente y las eficiencias de remoción son semejantes entre sí, para COV bajas, es más conveniente utilizar un reactor sin SCS. Esto siempre y cuando se tenga cuidado en la operación, debido a que la estabilización y recuperación de estos sistemas es lenta.

El desempeño de R3 durante la operación con la COVapl mediana (4 a 6 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) y alta (6 a 8 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d) fue mejor que el de los reactores operados a temperatura ambiente (Figura 35 y Figura 36). El porcentaje de CH<sub>4</sub> en el biogás medido fue el mismo para los tres reactores (80 %) durante esta etapa experimental. Las pendientes de la Figura 39 y el porcentaje de CH<sub>4</sub> mostraron que el rendimiento de metano a condiciones estándar de temperatura y presión de R3 (393.1 L CH<sub>4</sub>/kg DQOs removido) fue superior al de R1 (372.4 L CH<sub>4</sub>/kg DQOs removido) y R2 (360.4 L CH<sub>4</sub>/kg DQOs removido). El producto del rendimiento de metano por la COVrem representa la producción diaria de metano por metro cubico de reactor (Tabla 24). Debido a que la eficiencia de remoción de DQOs de R3 fue

superior a la de los reactores operados a temperatura ambiente, la producción de metano de R3 fue mayor a la de R1 y R2 en un rango de 14 a 30 % para COVapl medianas y altas.

**Tabla 24 Producción de metano con base en el rendimiento de metano y la COVrem de R1, R2 y R3 durante la aplicación de la COV mediana y alta**

<sup>a</sup> Periodo (d)	COVrem (kg DQOs/m <sup>3</sup> ·d)			Producción de metano por metro cubico de reactor (L CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> ·d)		
	R1	R2	<sup>b</sup> R3	R1	R2	<sup>b</sup> R3
1 – 120	3.5	3.5	4.8	<sup>c</sup> 1,303.4	1,261.4	1,886.9
121 - 168	5.9	7.2	7.7	2,197.2	<sup>d</sup> 2,594.9	3,026.9

a = Días de operación con la COVapl mediana (1 - 120) y alta (121 – 168).  
b = Reactor que utilizó el SCS.  
c = 30 % más eficiente R3 a COVapl mediana =  $(1 - (1,303.4/1,886.9)) * 100$   
d = 14 % más eficiente R3 a COVapl alta =  $(1 - (2,594.9/3,026.9)) * 100$

El hecho de que el desempeño de R3 haya sido mejor que el de R1 y R2 no necesariamente indica que el usar un reactor con un SCS durante la operación con COVapl medianas y altas es más conveniente que un reactor operado a temperatura ambiente. Debido a que la configuración de R3 incluye una bomba más que la de los reactores operados a temperatura ambiente, es necesario definir condiciones en la que el desempeño de un reactor con SCS pueda tener un costo de operación menor o igual al de un sistema que trabajan a temperatura ambiente. Como ejemplo se analiza el caso de que la bomba extra en R3 fuera de 1 HP y trabajará 24 h por día (condición más desfavorable). Estas condiciones establecen que serían necesarios 64.4 MJ/d para operar esta bomba. El valor energético del metano a condiciones estándar de temperatura y presión (273.15 K y 1 atm) es de 35.8 kJ/L CH<sub>4</sub> (Rittmann y McCarty, 2001). Por ello, si el combustible fuera metano, serían necesarios 1,779.7 L CH<sub>4</sub>/d para generar la energía para el funcionamiento de la bomba extra. Los co-generadores normalmente convierten el 40% en energía eléctrica y el otro 60% en energía calorífica, debido a esto la cantidad real necesaria de metano sería de 4,499.1 L CH<sub>4</sub>/d. Esta cantidad de metano debería de ser la cantidad extra que debería de producir un reactor calentado con un SCS en comparación con un reactor sin SCS. Esta cantidad de metano debería ser entre 14 y 30 % de acuerdo al cálculo de la Tabla 24. El 30 % si se trabaja con COVapl medianas y el 14 % si se trabaja con COVapl altas (Tabla 24). Debido a esto, la producción del metano que

debería de tener el reactor es de 14,997.1 L CH<sub>4</sub>/d para COVapl medianas y 32,136.7 L CH<sub>4</sub>/d para COVapl altas. Con base en las producciones de metano mostradas en la Tabla 24, para que sea conveniente el uso de un reactor con SCS con bomba extra de 1 HP operada 24 h, el volumen del reactor deberá de ser para COVapl medianas y altas de al menos 8 y 10.6 m<sup>3</sup>, respectivamente. La Ecuación 8 puede utilizarse para conocer si es conveniente o no el uso de un reactor con SCS, respecto a la operación. Esta ecuación calcula un volumen de reactor (V<sub>R</sub>) aproximado necesario para producir suficiente biogás para solucionar el costo extraordinario que genera la bomba del intercambiador de calor (Figura 7).

### Ecuación 8

$$V_R = \left[ \frac{W * T_i * 745.7 * 3600}{35.8 * 1000} \right] * \left[ \frac{100}{40} \right] * \left[ \frac{100}{Z} \right] * \left[ \frac{1}{P.M.} \right]$$

En donde: V<sub>R</sub> = Volumen del reactor que utiliza el SCS (m<sup>3</sup>); W = Potencia de la bomba del intercambiador de calor (HP); T<sub>i</sub> = tiempo que opera la bomba en un día (h/d); 745.7 = factor de conversión (W/HP); 3600 = factor de conversión (kJ/kW-h); 35.8 = valor energético del metano a condiciones estándar (kJ/LCH<sub>4</sub>); 1000 = factor de conversión (W-h/kW-h); 40 = porcentaje de combustible que es convertido en energía eléctrica por un CHP; P.M. = Producción diaria de metano por metro cubico de reactor (L CH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d) (Tabla 24 para R3); Z = El porcentaje extra de metano que se produce al tratar agua con una COV mediana (30 %) o alta (14 %) (Tabla 24).

La Ecuación 8 puede ser modificada para calcular el volumen de reactor conveniente en función de la producción de biogás, siempre y cuando se cuente con el poder calorífico de dicho biogás. Para nuestro caso, Ávila-Arias (2015) determinó que el poder calorífico del biogás producido en el valle de Toluca por lodo anaerobio semejante al utilizado en este experimento es de 20.3 kJ/L de biogás, este dato puede sustituir entonces a 35.8 kJ/LCH<sub>4</sub>. Si se sustituye 35.8 por 20.3 kJ/L entonces los valores de P.M. ya no serían los de la producción de metano, si no los de la producción de biogás a condiciones del valle de Toluca (Tabla 26). La Figura 39 proporciona el rendimiento de biogás a condiciones de presión y temperatura del valle de Toluca para R1, R2 y R3 a COVapl mediana, los cuales fueron de 675.7, 651.5

y 724.2 L de biogás/d, respectivamente. Por otro lado la Figura 40 permitió calcular el rendimiento de biogás a condiciones de presión y temperatura del valle de Toluca para R1, R2 y R3 a COVapl alta, los cuales fueron de 572.7, 578.7 y 630.3 L de biogás/d, respectivamente. Con base en los datos anteriores y la COVrem se calculó la producción de biogás.

**Tabla 25 Producción de biogás a condiciones del valle de Toluca con base en el rendimiento de biogás y la COVrem de R1, R2 y R3 durante la aplicación de la COV mediana y alta.**

<sup>a</sup> Periodo (d)	Producción de biogas medido promedio (kg DQOs/m <sup>3</sup> •d)			Producción de biogás (L de biogás/m <sup>3</sup> •d)		
	R1	R2	<sup>b</sup> R3	R1	R2	<sup>b</sup> R3
1 – 120	3.5	3.5	4.8	<sup>c</sup> 2,365.1	2,280.3	3,476.3
121 - 168	5.9	7.2	7.7	3,379.1	<sup>d</sup> 4,167.2	4,853.3

a = Días de operación con la COVapl mediana (1 - 120) y alta (121 – 168).  
b = Reactor que utilizó el SCS.  
c = 30 % más eficiente R3 a COVapl mediana =  $(1-(2,365.1/3,476.3))*100$   
d = 14 % más eficiente R3 a COVapl alta =  $(1-(4,167.2/4,853.3))*100$

La Tabla 26 muestra que los valores de Z de la Ecuación 8 no varían al utilizar P.M. como producción de biogás. Por ello al recalcular la Ecuación 8 con la información de la Tabla 26 y el poder calorífico del biogás (Ávila-Arias, 2015), resulta que para que sea conveniente el uso de un reactor con SCS con bomba extra de 1 HP operada 24 h el volumen del reactor deberá de ser para COVapl medianas y altas de al menos 7.6 y 11.6 m<sup>3</sup>. Estos valores son semejantes a los calculados con la producción de metano a condición estándar de temperatura y presión, por lo que se concluye que la Ecuación 8 puede ser utilizada para casos particulares, siempre y cuando se conozca el poder calorífico del biogás.

El análisis anterior permite concluir que la conveniencia del empleo de un reactor anaerobio con SCS sobre uno operado a temperatura ambiente para COVapl medianas y altas no solo depende de la eficiencia de remoción, sino de otros factores como el volumen del reactor.

La decisión sobre la conveniencia del uso de un reactor con SCS sobre uno operado a temperatura ambiente debe basarse también en un análisis económico. Alkhamis et al. (2000) realizaron una evaluación económica a un SCS que fue usado para mantener la condición

mesofílica de un reactor anaerobio utilizando únicamente la energía solar. La evaluación económica se realizó con base en la energía ahorrada al no necesitar un combustible fósil para mantener la condición mesofílica del reactor y la tasa interna de retorno comparada con el costo de oportunidad de capital. En su estudio Alkhamis et al. (2000) solo tomaron en consideración la cantidad de energía que se ahorró al calentar el reactor con energía solar (como diésel), la inversión inicial y el valor de recuperación del SCS después de su vida útil, omitiendo el costo de operación. Esto hizo que la inversión sea atractiva, sin embargo, no se tomó en cuenta la operación y no se compara el sistema con otras alternativas. Por ello, tomando ventaja de los registros de desempeño de R1, R2 y R3 (Figura 35 y Figura 36), en este estudio se realiza la evaluación económica con base en un análisis de valor presente de alternativa con periodos de vida útil iguales. Con base en este análisis se pudo observar económicamente que tan conveniente es la implementación de un SCS con respecto a un reactor operado a temperatura ambiente.

El análisis económico se realizó suponiendo que el volumen de los tres reactores (R1, R2 y R3) fuera de 10.6 m<sup>3</sup>. La producción de metano por metro cubico de reactor mostrada en la Tabla 24 se utilizó para conocer la cantidad de metano que producirían los reactores para el volumen supuesto a COVapl medianas y altas (Tabla 26). El beneficio anual que pudiera genera cada reactor fue calculado con base en el valor energético del metano (35.8 kJ/L CH<sub>4</sub>), la consideración de que solo el 40 % de un co-generador es energía eléctrica y el costo de un kW-h en México (\$2.682/kW-h, pesos mexicanos).

**Tabla 26 Cálculo de beneficio energético generado por los reactores anaerobios para un volumen de reactor de 10.6 m<sup>3</sup>**

<sup>a</sup> Periodo (d)	<sup>c</sup> Producción de metano (L CH <sub>4</sub> / d)			<sup>d</sup> Potencia (kW-h/ d)			<sup>e</sup> Beneficio anual \$/año		
	<sup>c</sup> R1	R2	<sup>b</sup> R3	<sup>d</sup> R1	R2	<sup>b</sup> R3	<sup>e</sup> R1	R2	<sup>b</sup> R3
1 – 120	13,816.0	13,370.8	20,000.9	54.9	53.2	79.6	53,799.2	52,065.6	77,882.9
121 - 168	23,289.9	27,505.7	32,084.8	92.6	109.4	127.6	90,690.1	107,106.4	124,937.3

a = Días de operación con la COV mediana (1 - 120) y alta (121 – 168).  
b = Reactor que utiliza el SCS.  
c = Producción de metano por metro cubico de reactor (Tabla 24) \* volumen de reactor. Ejem: 1,303.4\*10.6  
d = Producción de meta \* 35.8\*(1/3600 kW-h/kJ)\*0.4. Ejem: 13,816.0\*35.8\*(1/3600)\*0.4  
e = Potencia \* el costo de kW-h en México. Ejem: 54.9 \*2.682\*365

La Tabla 26 muestra el beneficio del uso del SCS en un reactor anaerobio en función del desempeño. Esta tabla muestra que el beneficio anual por energía producida por un reactor que utiliza un SCS es mayor que el de un reactor operado a temperatura ambiente en un rango de 14 a 30 %. Este beneficio anual calculado se utilizó para la evaluación económica en función de la Ecuación 9 (Alkhamis et al., 2000).

### Ecuación 9

$$C = +IC + O \frac{[(1+i)^L - 1]}{[i*(1+i)^L]} - BE \frac{[(1+i)^L - 1]}{[i*(1+i)^L]} - S \frac{1}{(1+i)^L}$$

En donde: IC = Inversión inicial de la obra (\$ pesos mexicanos); O = costo anual por operación (\$/año, pesos mexicanos); BE = Beneficio energético anual (\$/año, pesos mexicanos) (Tabla 26); S = Cantidad recuperada de la inversión inicial (\$ pesos mexicanos); i = tasa mínima de aceptación de rendimiento (%); L = periodo de vida útil del proyecto (años); C = costo en valor presente de la obra al final de la vida útil (\$ pesos mexicanos).

La inversión inicial de la obra se propuso de \$300,000 (IC) para los reactores operados a temperatura ambiente y de \$600,000 (IC) para el que utilizó el SCS. El costo por operación (O) en los reactores operados a temperatura ambiente fue del 10 % de la inversión inicial (Comisión Nacional del Agua, 2007). Por otro lado, el costo por operación en el reactor que utilizó el SCS fue de 1.14 veces el costo de operación de los reactores que trabajan a temperatura ambiente. El valor de salvamento (S) al final de la vida útil de la obra fue del 15 % de la inversión inicial para los tres reactores (Comisión Nacional del Agua, 2007). El periodo de vida útil seleccionado fue de 15 años (L). La tasa mínima de aceptación de rendimiento (i) fue de 10 % considerando que esta depende del rendimiento deseado y de la inflación.

La Tabla 27 y Tabla 28 presentan el resumen del cálculo de la evaluación económica. La opción más adecuada de entre las tres alternativas analizadas con base en la evaluación económica será la que tenga el costo en valor presente de la obra al final de la vida útil más

bajo. En la Tabla 27 se observa que los reactores operados a temperatura ambiente trabajando con COVapl medianas tiene un costo en valor presente al final de la vida útil de la obra menor al del reactor que utiliza el SCS (R3). El costo en valor presente de la obra al final de la vida útil puede ser negativo, esto significa que en vez de tener un costo se tienen ganancias. Por ello, cuando el costo en valor presente de la obra al final de la vida útil es negativo, la opción más conveniente es la que tenga el valor negativo más alto. La Tabla 28 muestra que el beneficio de utilizar un reactor a temperatura ambiente trabajando con COVapl altas es mayor que el logrado con uno que utiliza un SCS.

**Tabla 27 Evaluación económica para COVapl mediana**

	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>
IC (\$)	300,000.00	300,000.00	600,000.00
O (\$/año)	30,000.00	30,000.00	34,200.00
BE (\$/año)	53,799.2	52,065.6	77,882.9
S (\$)	45,000.00	45,000.00	90,000.00
C (\$)	108,208.8	121,394.6	246,199.1

**Tabla 28 Evaluación económica para COVapl alta**

	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>
IC (\$)	300,000.00	300,000.00	600,000.00
O (\$/año)	30,000.00	30,000.00	34,200.00
BE (\$/año)	90,690.1	107,106.4	124,937.3
S (\$)	45,000.00	45,000.00	90,000.00
C (\$)	-172,386.4	-297,250.1	-111,700.4

La evaluación realizada conduce a concluir que a pesar de que un reactor anaerobio que utiliza un SCS tiene un desempeño mejor que uno operado a temperatura ambiente, es más conveniente emplear el reactor operado a temperatura ambiente bajo las condiciones que fueron evaluados los reactores (IC, O, BE de Tabla 26, S, i, L y volumen de reactor). Esto se atribuye a que la diferencia en eficiencias de remoción no fue suficiente para abatir costos iniciales de construcción y costos de operación. También es importante señalar que el lodo utilizado mostró afinidad al sustrato y adaptabilidad a las condiciones de operación. Por ello, la diferencia de eficiencia de remoción entre los reactores no fue suficiente para que el reactor

con SCS fuera mejor opción que uno operado a temperatura ambiente (Figura 30, Figura 35 y Figura 36).

Por otro lado, si se logra disminuir el costo de la obra del reactor que utilice el SCS (inversión inicial) es posible hacer que el uso de un reactor con SCS sea más conveniente que uno que trabaje a temperatura ambiente (Tabla 29 y Tabla 30). Por ello se recomienda que el costo de la obra del reactor con SCS sea máximo 1.35 veces el costo de un reactor operado a temperatura ambiente para COVapl mediana o 1.5 veces para COVapl alta.

**Tabla 29 Evaluación económica para COVapl mediana**

	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>
IC (\$)	300,000.00	300,000.00	456,500.00
O (\$/año)	30,000.00	30,000.00	34,200.00
BE (\$/año)	53,799.2	52,065.6	77,882.9
S (\$)	45,000.00	45,000.00	68,475.00
C (\$)	108,208.8	121,394.6	107,852.0

**Tabla 30 Evaluación económica para COVapl alta**

	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>
IC (\$)	300,000.00	300,000.00	407,000.00
O (\$/año)	30,000.00	30,000.00	34,200.00
BE (\$/año)	90,690.1	107,106.4	124,937.3
S (\$)	45,000.00	45,000.00	61,050.00
C (\$)	-172,386.4	-297,250.1	-297,770.0

## VIII) Conclusiones

- La calidad del agua del río Lerma en sus primeros 15 km mostró baja variación en el grado de contaminación durante los días muestreados. La calidad del agua del río Lerma sin tratamiento estuvo cerca de cumplir con los límites máximos permitidos por la normatividad mexicana para el empleo del agua en riego agrícola (NOM-001-SEMARNAT-1996). Sin embargo, a nivel internacional, esta calidad superó los valores máximos permisibles que se busca en el saneamiento de los ríos (Sheng et al., 2012; Wang et al., 2012).
- Un reactor UASB operado a temperatura ambiente del valle de Toluca (psicrofílica/mesofílica), TRH corto (8 h) e inoculado con lodo anaerobio acostumbrado a condiciones psicrofílicas fue capaz de tratar agua del río Lerma con buenas eficiencias de remoción respecto a  $DQO_T$  ( $72.6 \pm 15.9$  % para agua de LERMA 1 y  $55.9 \pm 23.5$  % para agua de LERMA 2) y  $DBO_{5T}$  (superiores al 80% para agua de LERMA 1 y LERMA 2).
- Si se emplea una velocidad de ascenso de 0.2 m/h para tratar solamente agua del río Lerma (LERMA 1 y LERMA 2) en un reactor UASB, un plan de purga y/o suministro de inóculo deberá ser considerado para conservar un lecho de lodo adecuado para el tratamiento biológico.
- El agua del río Lerma no generó inhibición en la digestión anaerobia. Esta agua puede ser utilizada como agua de dilución para tratar ARI con alta concentración de MO soluble biodegradable. El tratamiento de esta mezcla de aguas en un reactor UASB operado a TRH de  $8.2 \pm 0.5$  h,  $COV_{apl}$  de  $3.5 \pm 0.6$  kg  $DQO_s/m^3 \cdot d$  y temperatura psicrofílica ( $20.2 \pm 0.6$  °C) permitió obtener una eficiencia de remoción de  $DQO_s$  de  $87.6 \pm 5$  % y una producción de  $CH_4$  de 336 L/kg  $DQO_s$  removido.
- El reactor anaerobio con SCS operado a  $COV_{apl}$  en un rango de 2 a 8 kg  $DQO_s/m^3 \cdot d$  se estabilizó más rápido que los que trabajaron a temperatura ambiente (< 20 d). El

reactor que utilizó el SCS también tuvo una rápida recuperación de choques de COVapl (15 d).

- El desempeño del reactor que utilizó el SCS fue estable durante el experimento a pesar de los ascensos y descensos de temperatura generados por el SCS a lo largo del día. La temperatura del influente y de operación variaron  $\pm 10$  y  $\pm 5.5$  °C, respectivamente (incremento en 6 h/d y decremento 9 h/d) durante la aplicación de las COV de 2 a 4 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d. A lo largo de la operación con las COVapl de 4 a 6 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d la temperatura del influente y de operación variaron  $\pm 19.9$  y  $\pm 6.5$  °C, respectivamente (incremento en 5 h/d y decremento 8 h/d). Las variaciones de temperatura del influente y de operación fueron de  $\pm 17.7$  y  $\pm 5.6$  °C, respectivamente (aumento en 5 h/d y reducción 8 h/d) cuando las COVapl fueron de 6 a 8 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d.
- El SCS permitió al reactor que lo utilizó mantener una temperatura de operación mayor a la de los reactores que trabajaron a temperatura ambiente. La temperatura de operación del reactor con SCS y la de los reactores que trabajaron a temperatura ambiente variaron en función de la época del año.
- La eficiencia de remoción promedio de DQOs de los reactores operados a temperatura ambiente ( $74.6 \pm 12.2$  y  $70.3 \pm 14.0$  %) fue semejante a la del reactor que utilizó el SCS ( $74.3 \pm 17.0$  %) cuando la COVapl fue de 2 a 4 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d. A pesar de esto, el porcentaje de CH<sub>4</sub> en el biogás y la producción de CH<sub>4</sub> del reactor con SCS ( $85.1 \pm 1.8$  % y  $504.2 \pm 140.3$  L CH<sub>4</sub>/kg DQOs) fueron mayores al de los reactores operados a temperatura ambiente ( $75.7 \pm 4.6$  y  $72.3 \pm 4.9$  %,  $408.9 \pm 98.3$  y  $336.3 \pm 65.9$  L CH<sub>4</sub>/kg DQOs).
- El desempeño del reactor que utilizó el SCS durante la aplicación de las COV de 4 a 8 kg DQOs/m<sup>3</sup>•d fue mejor que el de los reactores operados a temperatura ambiente. La eficiencia de remoción promedio de DQOs del reactor que utilizó el SCS ( $93.2 \pm$

2.4 %) fue más alta que la de los reactores operados a temperatura ambiente ( $85.7 \pm 6.8$  y  $87.8 \pm 5.3$  %). A pesar de que el porcentaje de  $\text{CH}_4$  en el biogás producido fue el mismo para los tres reactores (80 %), la producción de biogás medido del reactor con SCS ( $2.4 \text{ L/kg DQOs/m}^3$ ) fue mayor que la de los reactores operados a temperatura ambiente ( $2.2 \text{ L/kg DQOs/m}^3$ ).

- Los rendimientos bacterianos aumentaron con la disminución de la temperatura, por el contrario disminuyeron con el aumento de la  $\text{COV}_{\text{apl}}$ . Los rendimientos bacterianos calculados de los reactores operados a temperatura ambiente fueron más altos que el del reactor que utilizó el SCS.
  
- El análisis de conveniencia señala que a pesar de que el reactor con SCS tiende a tener un mejor desempeño respecto a uno operado a temperatura ambiente, es necesario tomar en cuenta factores como el volumen de reactor, costo de construcción, costos de operación, periodo de vida útil y tasa mínima de aceptación para poder definir que es más conveniente emplear. La evaluación económica y de eficiencia realizada indicó que la inversión inicial del reactor con SCS tendrá que ser máximo 1.35 veces la del reactor operado a temperatura ambiente para que sea conveniente el empleo del SCS en un periodo de vida útil de 15 años.

## IX) Recomendaciones

- Diseñar y evaluar un tren de tratamiento complementario al anaerobio propuesto para el saneamiento del CARL. En este diseño se deberán de considerar como objetivos la remoción de nutrientes, el incremento en la concentración de oxígeno disuelto del efluente y la evaluación del tren de tratamiento para que sea factible la operación autónoma. Como antecedentes se tendrá el hecho que el agua del río analizada en este estudio se asemeja a un agua residual municipal y que la calidad que debe de tener el agua del río, con base en normas internacionales, es la de protección de vida acuática.
- Diseñar y evaluar un tren de tratamiento descentralizado basado en la digestión anaerobia para las descargas de aguas residuales municipales no controladas. Para ello se recomienda elegir una de las descargas registradas por Hinojosa-Peña et al. (2006) y Fall et al. (2007), tener como referencia las calidades de agua mostradas en este estudio y analizar las propuestas de autores como Bogte et al. (1993), Elmitwalli et al. 2003, Luostarinen et al. (2007) y Zhang et al. (2013).
- Realizar una evaluación de la conveniencia del uso de un reactor con SCS respecto a uno operado a temperatura ambiente para condiciones distintas a las de este estudio. Dos evaluaciones son recomendadas, la primera bajo condiciones ambientales y de escala semejantes a la de este estudio pero variando las COVapl (utilizar COVapl mayores a  $8 \text{ kg DQO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ). Para la segunda evaluación se recomienda operar a COVapl semejantes a las de este estudio, utilizar reactores a escala piloto y realizar la operación a la intemperie (fuera del laboratorio).
- Evaluar el comportamiento termodinámico del SCS propuesto. Con base en esta evaluación realizar mejoras a la configuración propuesta buscando reducir costos de inversión inicial y operación de los reactores con SCS.

- 
- Analizar el sistema de separación sólido-gas-líquido utilizado en este experimento para comprobar su efectividad. Para ello se recomienda controlar la concentración de  $DQO_T$  suministrado al reactor y la medición de  $CH_4$  disuelto en el efluente.

## X) Referencias:

- Aiyuk, S., Forrez, I., Lieven, D.K., van Haandel, A., Verstraete, W., 2006. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates-A review. *Bioresource Technology* 97, 2225-2241.
- Alcántara-Valladolid, A.E., Colín-Cruz, A., Martínez-Miranda, V, Fall, C., 2015. Plaguicidas organoclorados en el curso alto del Río Lerma. *Avances en ciencias del agua*. Primera edición. Universidad Autónoma del Estado de México. Toluca, México.
- Al-Jamal, W., Mahmoud, N., 2009. Community onsite treatment of cold strong sewage in a UASB-septic tank. *Bioresource Technology* 100, 1061-1068.
- Alkhamis, T.M., El-Khazali, T., Kablan, M.M., Alhusein, M.A., 2000. Heating of a biogas reactor using a solar energy system with temperature control unit. *Solar Energy* 69 (3), 239-247.
- APHA 1995 Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 19th edn. American Public Health Association/ American Water Works Association/ Water Environment Federation, Washington, DC.
- Appels, L., Baeyens, J., Degreve, J., Dewil, R., 2008. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science* 34, 755-781.
- Arancibia-Bulnes, C.A., Peón-Anaya, R., Riveros-Rosas, D., Quiñones, J.J., Cabanillas, R.E., Estrada, C.A., 2014. Beam solar irradiation assessment for Sonora, Mexico. *Energy Procedia* 49, 2290-2296.
- Artsupho, L., Jutakradsada, P., Laungphairojana, A., Filemno-Rodriguez, J., Kamwilaisak, K., 2016. Effect of temperature on increasing biogas production from sugar industrial wastewater treatment by UASB process in pilot scale. *Energy Procedia* (100), 30–33.
- Ateia, M., Yoshimura, C., 2015. In-situ biological water treatment technologies for environmental remediation: a review. Eighteenth International Water Technology Conference. Sharm, ElSheikh, 12-14 Marzo 2015.

- Ávila-Pérez, P., Tejeda-Vega, S., Zarazúa-Ortega, G., Carapia-Morales, I., Nava, G., Diaz-Delgado, C., Barcelo-Quintanal, I.D., 2008. Estudio de componentes de metales pesados y su impacto en la evaluación de la calidad del agua en el curso alto del río Lerma. Technical Report: IT.G.CAMB/DEA/11/2008.ININ, México. October, 2008.
- Axaopoulos, P., Panagakis, P., Tsavdaris, A., Georgakakis, D., 2001. Simulation and experimental performance of a solar heated anaerobic digester. *Solar Energy* 70 (2), 155-164.
- Azbar, N., Tutuk, F., Keskin, T., 2009. Effect of organic loading rate on the performance of an Up-flow anaerobic sludge blanket reactor treating olive mill effluent. *Biotechnology and Bioprocess Engineering* 14, 99-104.
- Bala, J.D., Lalung, J., Ismail, N., 2014. Palm Oil Mill Effluent (POME) Treatment “Microbial Communities in an Anaerobic Digester”: A Review. *International Journal of Scientific and Research Publication* 4 (6), 2250-3153.
- Bhunia, P., Ghangrekar, M.M., 2008. Analysis, evaluation, and optimization of kinetic parameters for performance appraisal and design of UASB reactors. *Bioresource Technology* 99, 2132-2140.
- Bogte, J.J., Breure, A.M., van Andel, J.G., Lettinga, G., 1993. Anaerobic treatment of domestic wastewater in small scale UASB reactors. *Water Science and Technology* 27 (9), 75-82.
- CAR – Corporación Autónoma Regional, Resolución No. 3462 del 28 de Diciembre de 2009, por la cual se establecen los objetivos de calidad del agua para la cuenca de los ríos Ubaté y Suárez, a lograr en el año 2020.
- Chatzipaschali, A.A., Stamatis, A.G., 2012. Biotechnological Utilization with a Focus on Anaerobic Treatment of Cheese Whey: Current Status and Prospects. *Energies* 5, 3492-3525.
- Chiemchaisri, C., Passananon, S., Ngo, H.H., Vigneswaran, S., 2008. Enhanced natural organic matter removal in floating media filter coupled with microfiltration membrane for river water treatment. *Desalination* 234, 335-343.

- Chinnaraj, S., Venkoba Rao, G., 2006. Implementation of an UASB anaerobic digester at bagasse-based pulp and paper industry. *Biomass and Bioenergy* 30, 273-277.
- Comisión Nacional del Agua, 2007. Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento. Paquetes tecnológicos para el tratamiento de excretas y aguas residuales en comunidades rurales. México: Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales.
- CONAGUA (Comisión Nacional del Agua), SEMARNAT (Secretaría del medio ambiente y recursos naturales), 1996. NORMAS OFICIALES MEXICANAS. NOM-001-SEMARNAT-1996.
- Comisión Nacional del Agua (CNA), 2011. Estadísticas del agua en México, edición 2011. Edición 2011. México, Distrito Federal; Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales.
- Díaz-Delgado, C., Fonseca, C.F., Esteller, M.V., Guerra-Cobián, V.H., Fall, C., 2014. The establishment of integrated water resources management based on emergy accounting. *Ecological Engineering* 63, 72-87.
- Eakin, H., Lerner, A.M., Murtinho, F., 2010. Adaptive capacity in evolving peri-urban spaces: Responses to flood risk in the Upper Lerma River Valley, México. *Global Environmental Change* 20, 14-22.
- El-Mashad, H.M., van Loon, W.K.P., Zeeman, G., Bot, G.P.A., Lettinga, G., 2004a. Design of a solar thermophilic anaerobic reactor for small farms. *Biosystems Engineering* 87 (3), 345-353.
- El-Mashad, H.M., Zeeman, G., van Loon, W.K.P., Bot, G.P.A., Lettinga, G., 2004b. Effect of temperature and temperature fluctuation on thermophilic anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource Technology* 95, 191-201.
- El-Mashad, H.M., Zeeman, G., van Loon, W.K.P., 2003. A model of solar energy utilisation in the anaerobic digestion of cattle manure. *Biosystems Engineering* 84 (2), 231-238.

- Elmitwalli, T.A., Otterpohl, R., 2007. Anaerobic biodegradability and treatment of grey water in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Water Research* 41, 1379 – 1387.
- Elmitwalli, T.A., Sayed, S., Groendijk, L., VanLier, J., Zeeman, G., Lettinga, G., 2003. Decentralised treatment of concentrated sewage at low temperature in a two-step anaerobic system: two upflow-hybrid septic tanks. *Water Science and Technology* 48 (6), 219-226.
- Esparza-Soto, M., Arzate-Archundia, O., Solís-Morelos, C., Fall, C., 2013. Treatment of a chocolate industry wastewater in a pilot-scale low-temperature UASB reactor operated at short hydraulic and sludge retention time. *Water Science and Technology* 67 (6), 1353 – 1361.
- Esparza-Soto, M., Solis-Morelos, C., Hernández-Torres, J.J., 2011. Anaerobic treatment of a médium strenght industrial wastewater at low-temperature and short hydraulic retention time: a pilot-scale experience. *Water Science and Technology* 64(8), 1629-1635.
- Estrada-Cajigal, V., Almanza-Salgado, R., 2005. Irradiaciones global, directa y difusa, en superficies horizontales e inclinadas, así como irradiación directa normal, en la República Mexicana. Serie Investigación y Desarrollo. Instituto de Ingeniería UNAM, SID/646.
- Fall, C., Hinojosa-Peña, A., Carreño-de-León, M.C., 2007. Design of a monitoring network and assesment of the pollution on the Lerma river and its tributaries by wastewater disposal. *Science of The Total Environment* 373 (1), 208-219.
- Fall, C., Millán-Lagunas, E., Bâ, K.M., Gallego-Alarcón, I., García-Pulido, D., Díaz-Delgado, C., Solís-Morelos, C., 2012. COD fractionation and biological treatability of mixed industrial wastewaters. *Journal of Environmental Managment* 113, 71-77.
- Farajzadehha, S., Mirbaheri, S.A., Farajzadehha, Sor., Shayegan, J., 2012. Lab scale study of HRT and OLR optimization in UASB reactor for pretreating fortified wastewater in various operational temperatures. *APCBEE Procedia* 1, 90-95.
- Fekete, B.M., 2013. 5.02 – State of the World’s Water Resources. *Climate Vulnerability* 5, 11-23.

- Gerardi, M.H., 2003. The microbiology of anaerobic digesters. John Wiley and Sons Inc., New Jersey, pp. 91-118.
- Gobierno del Estado de México, 1997. ¡Claro! ... con tu participación Aire Limpio, programa para el Valle de Toluca 1997 – 2000. Primera Edición Junio de 1997, México.
- González, A.Z.I., Ávila-Pérez, P., Tejada-Vega, S., Zarazúa-Ortega, G., Longoria-Gándara, L.C., 2007. Estudio del curso alto del río Lerma desde una Perspectiva Sustentable. Instituto Nacional de Investigaciones Nucleares. En: [http://www.inecc.gob.mx/descargas/cuencas/cong\\_nal\\_06/tema\\_05/22\\_zaire\\_gonzalez.pdf](http://www.inecc.gob.mx/descargas/cuencas/cong_nal_06/tema_05/22_zaire_gonzalez.pdf) .Visitado el 16 de abril del 2014.
- Graaff, M.S., Temmink, H., Zeeman, G., Buisman, C.J.N., 2010. Anaerobic treatment of concentrated black water in a UASB reactor at short HRT. *Water* 2, 101-119.
- Guardia-Puebla, Y., Rodríguez-Pérez, S., Jiménez-Hernández, J., Sánchez-GirónRenedo, V., 2013. Performance of a UASB reactor treating coffee wet wastewater. *Revista Ciencias Técnicas Agropecuarias* 22 (3), 35-41.
- Hinojosa-Peña, A., 2006. Diseño de una red estratégica de monitoreo para el curso alto del río Lerma y su utilización en el estudio espacial y temporal de los parámetros físico-químicos. Tesis de Maestría CIRA, Facultad de Ingeniería, UAEM. México, pp. 100.
- Jamieson, D.G., Fedra, K., 1996. The 'WaterWare' decision-support system for river-basin planning. 3, exaple aplications. *Journal of Hydrology* 177, 199-211.
- Khan, A.A., Mehrotra, I., Kazmi, A.A., 2015. Sludge profiling at varied organic loadings and performance evaluation of UASB reactor treating sewage. *Biosystems Engineering* 131, 32-40.
- Kettunen, R.H., Rintala, J.A., 1998. Performance of an on-site UASB reactor treating leachate at low temperature. *Water Research* 32 (3), 537-546.
- Korf, A.W., Wilken, J.W., Nel, N.J. (1996). Strategies and management models for metropolitan wastewater, implementation and evaluation in the East Rand, South Africa. *Water Science and Technology* 34 (12), 101-108.

- Kujawa-Roeleveld, K., Elmitwalli, T., Zeeman, G., 2006. Enhanced primary treatment of concentrated black water and kitchen residues within DESAR concept using two types of anaerobic digesters. *Water Science and Technology* 53,159-168.
- Kwarciak-Kozłowska, A., Bohdziewicz, J., Mielczarek, K., Krzywicka, A., 2011. The application of UASB reactor in meat industry wastewater treatment. *Civil and Environmental Engineering reports. Institute of Environmental Engineering Czestochowa University of Technology* 7, 119-128.
- Lara-Domínguez, F.J., 2013. Recuperación y utilización de biogás producido por un reactor UASB para el incremento de su desempeño. Tesis de Maestría CIRA, Facultad de Ingeniería, UAEM. México, pp. 90.
- Lau, I.W.C., Fang, H.P., 1997. Effect of temperature shock to thermophilic granules. *Water Research* 31 (10), 2626-2632.
- Lefebvre, O., Vasudevan, N., Torrijos, M., Thanasekaran, K., Moletta, R., 2006. Anaerobic digestion of tannery soak liquor with aerobic post-treatment. *Water Research* 40 (7), 1492-1500.
- Lescure, J.P., Delannoy, B., Verrier, D., Albagnac, G., 1988. Consequence of a thermal accident on the microbial activity of an industrial anaerobic filter. In *Proceedings of the 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion* (Edited by Tilche A. & Rozzi A.), pp 221-214.
- Lettinga, G., de Man, A., van der Last, A.R.M., Wiegant, W., van Knippenberg, K., Frijns, J., van Buuren, J.C.L., 1993. Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. *Water Science and Technology* 27 (9), 63-73.
- Lettinga, G., Hulshoff Pol, W., 1991. UASB-Process design for various types of wastewaters. *Water Science and Technology* 24 (8), 87-107.
- Lettinga, G., Rebac, S., Zeeman, G., 2001. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends Bioresource Technology* 19 (9), 363-370.
- Lew, B., Tarre, S., Belavski, M., Green, M., 2004. UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: a comparison between a classical UASB and hybrid UASB-filter reactor. *Water Science and Technology* 49 (11-12), 295-301.

- Liu, W.T., Chan, O.C., Fang, H.H.P., 2002. Microbial community dynamics during start-up of acidogenic anaerobic reactors. *Water Research* 36(13), 3203-3210.
- Lokshina, L.Y., Vavilin, V.A., Kettunen, R.H., Rintala, J.a., Holliger, C., Nozhevnikova, A.N., 2001. Evaluation of kinetic coefficients using integrated monod and haldane models for low-temperature acetoclastic methanogenesis. *Water Research* 35(12), 2913-2922.
- Luostarinen, S.A., Rintala, J., 2005. Anaerobic on-site treatment of black water and dairy parlour wastewater in UASB-septic tanks at low temperatures. *Water Research* 39, 436-448.
- Luostarinen, S., Rintala, J., 2007. Anaerobic on-site treatment of kitchen waste in combination with black water in UASB-septic tanks at low temperatures. *Bioresource Technology* 98, 1734-1740.
- Luostarinen, S., Sanders, W., Kujawa-Roeleveld, K., Zeeman, G., 2007B. Effect of temperature on anaerobic treatment of black water in UASB-septic tank systems. *Bioresource Technology* 98, 980-986.
- Macarie, H., Noyola, A., Guyot, J.P. 1992. Anaerobic treatment of a petrochemical wastewater from a terephthalic acid plant. *Water Science and Technology* 25 (7), 223-235.
- Mahmoud, N., Zeeman, G., Gijzen, H., Leting. 2004. Anaerobic stabilization and conversion of biopolymers in primary sludge-effect of temperature and sludge retention time. *Water Research* 38 (4), 983-991.
- McHugh, S., Collins, G., O'Flaherty, V., 2006. Long-term, high-rate anaerobic biological treatment of whey wastewaters at psychrophilic temperatures. *Bioresource Technology* 97, 1669-1678.
- Metcalf, Eddy, 2004. *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse. Fourth Edition.* New York: McGraw-Hill.
- Ministerio de Obras Públicas, Transportes y Medio Ambiente., 1996. Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo, de desarrollo del Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales. Gobierno de España.

- Meulman, B., Zeeman, G., Buisman, C.J.N., 2008. Treatment of concentrated black water on pilot scale: options and challenges. In proceedings of the Sanitation Challenge. Wageningen, The Netherlands, 19-21 May 2008.
- Midha, V., Dey, A., 2008. Biological treatment of tannery wastewater for sulfide removal. *Int. J. Chem. Sci.*, 6 (2), 472-486.
- Mohan, S.V., Prasad, K.K., Rao, N.C., Bhaskar, Y.V., Babu, V.L., Rajagopal, D., Sarma, P.N., 2005. Biological treatment of low-biodegradable composite chemical wastewater using upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor: Process monitoring. *Journal of Science and Industrial Research* 64, 771-777.
- Morgan-Sagastume, F., Morgam-Sagastume, J.M., Noyola-Robles, A., 2001. Aplicabilidad de la digestión anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales En: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/mexico/01405e14.pdf>. Visitado el 16 de abril del 2015.
- Mostefa, G., Ahmed, K., 2012. Treatment of Water Supplies by the Technique of Dynamic Aeration. *Procedia Engineering*, 33, 209-214.
- Nacheva, M.P., Chávez, M.G., Chacón, J.M., 2009. Treatment of cane sugar mill wastewater in an upflow anaerobic sludge reactor. *Water Science and Technology* 60 (5), 1347-1352.
- Rittmann, B., McCarty, P., 2001. *Biotecnología del Medio Ambiente: Principios y aplicaciones*. U.S.A.: McGraw-Hill/INTERAMERICANA DE ESPAÑA.
- Ruiz, I., Soto, M., Veiga, M.C., Ligeró, P., Vega, A., Blázquez, R., 1998. Performance of and biomass characterization in a UASB reactor treating domestic waste water at ambient temperature. *Water SA* 24, 215 – 221.
- Rizvi, H., Ahmad, N., Abbas, F., Bukhari, I.H., Yasar, A., Ali, S., Yasmeen, T., Riaz, M., 2015. Start-up of UASB reactors treating municipal wastewater and effect of temperature/sludge age and hydraulic retention time (HRT) on its performance. *Arabian Journal of Chemistry* 8, 780-786.
- Samhan, S.A., Al-Sa'ed, R.M., Mahmoud, N.J., 2007. Removal of Pathogenic Microorganisms in Pilot-scale UASB-septic Tanks and Albirech Urban Wastewater

- Treatment Plant in Palestina. International Water Resources Association. *Water International*, 32 (5), 787-798.
- Santamaría-Alzate, F., 2013. Análisis simplificado de oxígeno disuelto en el río Ubaté por el modelo QUAL2K. Tesis de Maestría en Ingeniería Civil, Escuela Colombiana de Ingeniería. Bogota, Colombia, pp. 64.
  - Sayed, S.K.I., Fergala, M.A.A., 1995. Two-stage UASB concept for treatment of domestic sewage including sludge stabilization process. *Water Science and Technology* 32 (11), 55-63.
  - SEDESOL (Secretaria de desarrollo social), 1993. NORMAS OFICIALES MEXICANAS: NOM-CCA-032-ECOL/1993.
  - Seghezzo, L., Zeeman, G., VanLier, J.B., Hamelers, H.V.M., Lettinga, G., 1998. A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresource Technology* 65, 175-190.
  - Sheng, Y., Chen, F., Sheng, G., Fu, J., 2012. Water quality remediation in a heavily polluted tidal river in Guangzhou, South China. *Aquatic Ecosystem Health and Management*, 15 (2), 219-226.
  - Singh, K.S., Viraraghvan, T., 2002. Effect of temperature on bio-kinetic coefficients in UASB treatment of municipal wastewater. *Water, Air and Soil Pollution* 136, 243-254.
  - Soto-Galera, E., Díaz-Parado, E., López-López, E., Lyons, J., 1998. Fish as indicators of environmental quality in the rio Lerma basin, México. *Aquatic Ecosystem Health and Management* 1 (3-4), 267-276.
  - Speece, R.E., Gene, F., Daniel, G., 1983. Nickle stimulation of anaerobic digestión. *Water Research* 17, 677-683.
  - Tan, Y.Y., Hashim, M.A., Ramachandran, K.B., 2006. Biomass acclimatization to sequentially varying substrates in a upflow anaerobic sludge blanket (UASB) bioreactor. *Water Quality Research Journal Canada* 41 (4), 437-448.
  - Tawfik, A., El-Kamah, H., 2012. Treatment of fruit-juice industry wastewater in a two-stage anaerobic hybrid (AH) reactor system followed by a sequencing batch reactor (SBR). *Environmental Technology* 33 (4), 429-436.

- Tawfik, A., Sobhey, M., Badawy, M., 2008. Treatment of a combined dairy and domestic wastewater in an up-flow sludge blanket (UASB) reactor followed by activated sludge (AS system). *Desalination* 227, 167 – 177.
- Tejeda, S., Zarazua, G., Ávila-Pérez, P., Carapia-Morales, L., Martínez, T., 2010. Total reflection X-ray fluorescence spectrometric determination of elements in water hyacinth from Lerma River. *Spectrochimica Acta Part B* 65, 483-488.
- Van Haandel, A., Kato, M.T., Cavalcanti, P.F.F., Florencio, L., 2006. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology* 5, 21-38.
- Van Haandel, A.C., Lettinga, G., 1994. *Anaerobic Sewage Treatment: A Practical Guide for Regions with a Hot Climate*. John Wiley and Sons, Chichester, UK.
- Van Lier, J.B., Rintala, J., Sanz-Martín, J.L., Lettinga, G., 1990. Effect of short-term temperature increase on the performance of a mesophilic UASB reactor. *Water Science and Technology* 22 (9), 183-190.
- Vázquez-Mejía, G., Ortega-Aguilar, R.E., Esparza-Soto, M., Fall, C., 2013. Fraccionamiento de DQO del agua residual de Toluca por el protocolo STOWA. *Tecnología y Ciencias del Agua* IV (2), 21-35.
- Vijayaraghavan, K., Murthy, D.V.S., 1997. Effect of toxic-substances in anaerobic treatment of tannery wastewaters. *Bioprocess Engineering* 16 (3), 151-155.
- Yiannopoulos, A.Ch., Manariotis, I.D., Chrysikopoulos, C.V., 2008. Design and analysis of a solar reactor for anaerobic wastewater treatment. *Bioresource Technology* 99, 7742-7749.
- Wang, J., Liu, X.D., Lu, J., 2012. The 18th Biennial Conference of International Society for Ecological Modelling. *Urban River Pollution Control and Remediation. Procedia Environmental Sciences*, 13, 1856-1862.
- Zhang, L., Hendrickx, T.L.G., Kampman, C., Temmink, H., Zeeman, G., 2013. Co-digestion to support low temperature anaerobic pretreatment of municipal sewage in a UASB-digester. *Bioresource Technology* 148, 560-566.
- Zarazua, G., Ávila-Pérez, P., Tejeda, S., Barcelo-Quintal, I., Martínez, T., 2006. Analysis of total and dissolved heavy metals in surface water of a Mexican polluted

---

river by total reflection X-ray fluorescence spectrometry. *Spectrochimica Acta Part B* 61, 1180-1184.

- Zeeman, G., Lettinga, G., 1999. The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing water and nutrient cycle at community level. *Water Science and Technology* 39 (5), 187-194.
- Zupanic, G.D., Uranjek-Zevart, N., Ros, M., 2008. Full scale anaerobic co-digestion of organic wastewater and municipal sludge. *Biomass and Bioenergy* 32, 163-167.

---

# ANEXOS

**Índice**

**Índice Anexos**

**Índice Anexos** ..... 136

**Índice de Figuras en Anexos** ..... 138

**Índice de Ecuaciones en Anexos** ..... 138

**ANEXO I: Proceso de diseño de intercambiador de calor helicoidal con desarrollo numérico.** ..... 141

    AI.1) Datos y base teórica..... 141

    AI.2) Calculo del coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza (fuera del serpentín),  $h_0$  ..... 143

        AI.2.1) Longitud necesaria del serpentín ..... 144

        AI.2.2) Cálculo del volumen ocupado por el serpentín ( $V_c$ ) ..... 144

        AI.2.3) Cálculo del volumen de la coraza o anulo ( $V_a$ )..... 144

        AI.2.4) Volumen disponible para el líquido frío ( $V_f$ )..... 145

        AI.2.5) Diámetro equivalente ( $D_a$ ) ..... 145

        AI.2.6) Velocidad másica del fluido frío ( $G_s$ ) ..... 145

        AI.2.7) Cálculo del número de Reynols ( $Re$ )..... 146

        AI.2.8) Coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza ..... 146

    AI.3) Calculo del coeficiente de transferencia de calor dentro del serpentín,  $h_{i0}$  ..... 147

        AI.3.1) Velocidad del fluido dentro del serpentín,  $v$  ..... 147

        AI.3.2) Número de Reynols para el líquido dentro del serpentín,  $Re$  ..... 148

        AI.3.3) Correlación de Colburn,  $j_H$ ..... 148

        AI.3.4) Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín sin corregir,  $h_i$ ..... 149

        AI.3.5) Corrección en función del diámetro de la espiral ..... 150

        AI.3.6) Corrección en función del diámetro externo del serpentín ..... 150

    AI.4) Calculo de la resistencia de la pared del serpentín ..... 150

    AI.5) Resistencia por ensuciamiento..... 151

    AI.6) Coeficiente global de transferencia de calor,  $U$ ..... 151

AI.7) Calculo del área necesaria para el serpentín por el método LMTD .....	151
AI.7.1) Diferencia media logarítmica de temperatura.....	152
AI.7.2) Área necesaria del serpentín .....	152
AI.8) Calculo de la longitud del serpentín (L), el número de vueltas (N) y la altura de la coraza (H).....	153
AI.9) Revisión de diseño de intercambiador de calor .....	153
AI.9.1) Revisión experimental del intercambiador de calor.....	154
AI.9.2) Revisión teórica del coeficiente global de transferencia de calor .....	156
AI.9.3) Revisión experimental de longitudes utilizando el método de diferencia media logarítmica de temperatura .....	158
AI.9.4) Revisión experimental de longitudes utilizando el método NTU .....	161
AI.10) Modelo a escala laboratorio.....	164
<b>ANEXO II: Proceso de diseño y construcción de calentador solar de placa plana. ...</b>	<b>165</b>
AII.1) Base teórica .....	165
AII.2) Procedimiento de diseño .....	165
AII.2.1) Irradiación.....	165
AII.2.2) Carga térmica diaria requerida .....	166
AII.2.3) Área mínima de la placa de absorción.....	166
AII.2.4) Dimensiones de la placa de absorción .....	166
AII.3) Construcción de calentador solar de placa plana .....	167
AII.4) Desempeño del calentador solar.....	169
<b>ANEXO III: Dispositivo para el registro de temperaturas.....</b>	<b>174</b>
AIII.1) Descripción del dispositivo.....	174
AIII.2) Función del dispositivo de registro de temperaturas.....	174
AIII.3) Código fuente del dispositivo de registro de temperaturas .....	175
<b>ANEXO IV: Resumen de análisis estadísticos. ....</b>	<b>186</b>
AIV.1) Prueba T para medias de dos muestras emparejadas aplicada a eficiencias de remoción durante la segunda etapa experimental .....	186
AIV.2) Análisis de varianza de un factor para la tercera etapa experimental.....	187

## Índice de Figuras en Anexos

Fig.A. 1 Modelo de intercambiador de calor, corte longitudinal.....	141
Fig.A. 2 Factor de Colburn vs número de Reynolds (Kern, 1997).....	149
Fig.A. 3 Diagrama de intercambiador de calor con temperaturas registradas durante análisis experimental.....	159
<b>Fig.A. 4 Intercambiador de calor helicoidal escala laboratorio .....</b>	<b>164</b>
Fig.A. 5 Irradiación global diaria promedio mensual del lugar donde se realiza la investigación .....	165
Fig.A. 6 Construcción de placa de adsorción .....	167
Fig.A. 7 Construcción de termotanque de captador solar.....	168
Fig.A. 8 Calentador solar de placa plana escala laboratorio.....	169
Fig.A. 9 Registro de temperatura de entrada y salida del líquido al calentador solar (17/03/2016).....	170
Fig.A. 10 Registro de temperatura de entrada y salida del líquido al calentador solar (13/04/2016).....	170
Fig.A. 11 Registro de temperatura de entrada y salida del líquido al calentador solar (15/04/2016).....	171
Fig.A. 12 Registro de radiación solar global (17/03/2016) .....	171
Fig.A. 13 Registro de radiación solar global (13/04/2016) .....	172
Fig.A. 14 Registro de radiación solar global (15/04/2016) .....	172
Fig.A. 15 Intercambiador de calor con tubos de centrifuga como influente y efluente de fluidos .....	174
Fig.A. 16 Ejemplo de circuito para registro de temperatura con base en Arduino para 4 sensores .....	175

## Índice de Ecuaciones en Anexos

Ec.A. 1 Flujo de calor en función del cambio de temperatura en el líquido frío.....	143
Ec.A. 2 Calculo de flujo másico o temperatura de salida en función del flujo de calor .....	143
Ec.A. 3 Longitud necesaria del espiral en función de N.....	144
Ec.A. 4 Volumen ocupado por el serpentín en función de N .....	144

Ec.A. 5 Volumen de la coraza o anulo en función de N.....	145
Ec.A. 6 Volumen disponible para el líquido frío (LB) en función de N .....	145
Ec.A. 7 Diámetro equivalente del lado del anulo .....	145
Ec.A. 8 Velocidad de flujo másico (fluido frío) .....	146
Ec.A. 9 Número de Reynolds para el fluido frío .....	146
Ec.A. 10 Condición para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor $h_0$ (parte externa del serpentín).....	147
Ec.A. 11 Cálculo del número de Prandtl (Pr) y coeficiente de transferencia de calor $h_0$ ...	147
Ec.A. 12 Cálculo del gasto del líquido caliente, área interna del serpentín y velocidad del líquido en el serpentín.....	148
Ec.A. 13 Número del Reynolds del líquido dentro del serpentín (Líquido caliente). .....	148
Ec.A. 14 Correlación de Colburn.....	148
Ec.A. 15 Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín sin corregir ( $h_i$ ). .....	149
Ec.A. 16 Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín corregido por el diámetro de la helicoidal ( $h_{ic}$ ). .....	150
Ec.A. 17 Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín corregido por el diámetro de la helicoidal ( $h_{ic}$ ). .....	150
Ec.A. 18 Resistencia de la pared del serpentín. ....	150
Ec.A. 19 Coeficiente global de transferencia de calor.....	151
Ec.A. 20 Diferencia media logarítmica de temperatura.....	152
Ec.A. 21 Área requerida del serpentín para la transferencia de calor.....	152
Ec.A. 22 Longitud del serpentín. ....	153
Ec.A. 23 Número de vueltas del serpentín.....	153
Ec.A. 24 Altura de la coraza. ....	153
Ec.A. 25 Número de Grashof.....	156
Ec.A. 26 Número de Reynolds para el serpentín.....	156
Ec.A. 27 Relación del número de Nusselt para pared con calor uniforme en serpentín Bejan y Kraus (2003) .....	157



---

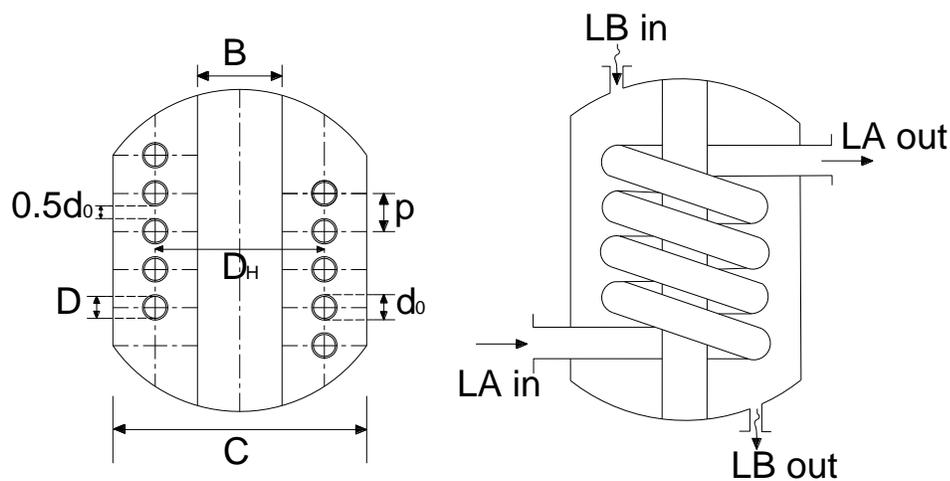
Ec.A. 28 Coeficiente de transferencia con base en el diámetro del tubo y conductividad térmica del fluido (Gonzalez-Marroquin, 1998).....	158
Ec.A. 29 Tasa máxima de transferencia para el método NTU .....	162
Ec.A. 30 Cálculo de área de transferencia por el método NTU.....	163
Ec.A. 31 Cálculo de longitud del serpentín por el método NTU.....	163
Ec.A. 32 Carga térmica diaria requerida.....	166
Ec.A. 33 Área mínima requerida de la placa de absorción.....	166
Ec.A. 34 Dimensiones calculadas de la placa de absorción .....	167

**ANEXO I: Proceso de diseño de intercambiador de calor helicoidal con desarrollo numérico.**

Los investigadores Patil et al. (1982) generaron un procedimiento sencillo para el diseño de un intercambiador de calor de serpentín helicoidal. Este diseño es semejante al que presenta Kern (1997) en su publicación. Por ello, el diseño del sistema de calentamiento solar (SCS) se inició con el diseño del intercambiador de calor basados en el trabajo de Patil et al. (1982), buscando tener dimensiones aproximadas del sistema de intercambio térmico que se utilizaría.

*AI.1) Datos y base teórica*

Utilizando el ejemplo práctico de Patil et al. (1982), el modelo físico del sistema se muestra en la Fig.A. 1. En esta figura la B representa el diámetro externo del cilindro interior, C es el diámetro interno del cilindro exterior (coraza),  $D_H$  es el diámetro de la helicoidal,  $d_0$  es el diámetro externo de la tubería que integra el serpentín, D es el diámetro interno de la tubería que integra el serpentín, p es la separación entre centros del serpentín en corte longitudinal (1.5 veces  $d_0$ ) y 0.5 veces  $d_0$  es la separación recomendada entre arillos del serpentín. En la Fig.A. 1, se observa cómo se propone un funcionamiento a contra flujo, en donde el líquido caliente (LA, agua calentada en un calentador solar) circulará por el serpentín y el líquido frío (LB, agua residual influente de un reactor UASB) a través de la coraza.



**Fig.A. 1 Modelo de intercambiador de calor, corte longitudinal.**

El procedimiento que se siguió para el diseño fue de 8 pasos (Patil et al., 1982):

1. Proponer dimensiones y características de los fluidos a utilizar.
2. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza o por fuera del serpentín ( $h_0$ ).
3. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor dentro del serpentín ( $h_{i0}$ ).
4. Cálculo de la resistencia a la transferencia de la pared del serpentín ( $R_w$ ).
5. Propuesta de resistencias por ensuciamiento interno y externo ( $R_{if}$  y  $R_{of}$ ).
6. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor ( $U$ ).
7. Determinación del área necesaria para el serpentín por el método LMTD.
8. Cálculo de la longitud del espiral, número de giros de la espiral y altura de la coraza.

Referente a la propuesta de dimensiones, esta se hizo con base en que el experimento se realiza a escala laboratorio, proponiendo entonces un valor de  $B=0$  m (sin cilindro interno),  $C=0.1599$  m (tubería de PVC de 6”),  $D_H=0.0999$  m (diámetro externo de tubo de PVC de 4”),  $d_0=0.0127$  m (diámetro externo de tubería de cobre flexible de 3/8”) y  $D=0.0109$  m (diámetro interno de tubería de cobre flexible de 3/8”). Con estos valores fue posible calcular un valor de  $p=0.0191$  m (separación entre centros del serpentín en corte longitudinal,  $1.5d_0$ ) y  $0.5d_0=0.0064$  m.

Como datos esenciales de diseño, se tiene la temperatura de entrada del líquido caliente ( $T_{Hin}=40$  °C, agua proveniente de un calentador solar) y la temperatura de entrada del líquido frío ( $T_{Cin}=16.5$  °C, agua del río Lerma a temperatura ambiente). La temperatura de salida del líquido caliente, para este caso, se propone en función de la temperatura que buscamos alcanzar dentro del reactor UASB ( $T_{Cout}=30$  °C). El flujo másico del líquido frío se determinó como el producto del gasto a tratar (3.25 L en 8 h) por la densidad del líquido ( $1000$  Kg/m<sup>3</sup>).

Otros datos básicos son las características de los fluidos, las cuales se presentan en la Tabla A. 1.

**Tabla A. 1 Propiedades Físicas de los fluidos y datos del funcionamiento del intercambiador de calor.**

Propiedades	Líquido Caliente (A)	Líquido Frío (B)
Flujo másico (M) [kg/h]	0.365625	0.40625
Temperatura de entrada (Tin) [°C]	40	16.5
Temperatura de salida (Tout) [°C]	25	30
Capacidad calorífica (Cp) [kcal/(kg•°C)]	1	1
Conductividad térmica (k) [kcal/(h•m•°C)]	0.4988055	0.4988055
Viscosidad (μ) [kg/(m•h)]	2.3508	3.9924
Densidad (φ) [kg/m³]	1000	1000

El flujo de energía a transferir se calculó en función del cambio de temperatura del líquido frío (Ec.A. 1). Esta cantidad permite continuar con el proceso, dando lugar a obtener una temperatura de salida o un flujo másico para el líquido caliente (Ec.A. 2).

**Ec.A. 1 Flujo de calor en función del cambio de temperatura en el líquido frío**

$$\dot{Q}_c = \dot{m}_c C_{pc} (T_{cout} - T_{cin})$$

$$\dot{Q}_c = (0.40625)(1)(30 - 16.5) = 5.484375 \frac{kcal}{h} = 6.3740625 W$$

**Ec.A. 2 Calculo de flujo másico o temperatura de salida en función del flujo de calor**

$$\frac{\dot{Q}_c}{C_{pH} (T_{Hin} - T_{Hout})} = \dot{m}_H \quad \text{ó} \quad -\frac{\dot{Q}_c}{C_{pH} * \dot{m}_H} + T_{Hin} = T_{Hout}$$

El procedimiento normal se centra en obtener una temperatura de salida del líquido caliente en función de un flujo másico propuesto, sin embargo, para este estudio, se propuso una temperatura de salida del líquido caliente (T<sub>Hout</sub>= 25 °C) y se calculó el flujo másico utilizando la Ec.A. 2 (Tabla A. 1), lo anterior, debido a que este flujo no es libre, es controlado mediante una bomba peristáltica.

**AI.2) Calculo del coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza (fuera del serpentín), h<sub>0</sub>**

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor fuera del serpentín es necesario seguir los siguientes pasos:

### AI.2.1) Longitud necesaria del serpentín

Primero se calcula la longitud necesaria de serpentín con base en la Ec.A. 3, donde L= longitud de la espiral helicoidal necesaria para N vueltas, N= número teórico de vueltas del espiral, r= radio promedio de la helicoidal y p= separación entre centros de tubo de la helicoidal en corte longitudinal.

**Ec.A. 3 Longitud necesaria del espiral en función de N**

$$L = N\sqrt{(2\pi r)^2 + p^2} \quad \text{con} \quad r = \frac{D_H}{2}$$

$$L = N\sqrt{(2\pi(0.0999/2))^2 + (0.0191)^2} = 0.3144 N m \quad \text{con} \quad r = \frac{0.0999}{2} m$$

### AI.2.2) Cálculo del volumen ocupado por el serpentín (Vc)

El valor de Vc se obtiene utilizando la Ec.A. 4, en la que Vc queda en función de N, d<sub>0</sub> es el diámetro externo de la tubería que forma el serpentín y L es la longitud del serpentín en función de N.

**Ec.A. 4 Volumen ocupado por el serpentín en función de N**

$$V_c = \left(\frac{\pi}{4}\right) * d_0^2 * L$$

$$V_c = \left(\frac{\pi}{4}\right) * (0.0127)^2 * (0.3144N) = 0.0000398N m^3$$

### AI.2.3) Cálculo del volumen de la coraza o anulo (Va)

La Ec.A. 5 muestra como calcular Va, misma que queda en función de N y donde C es el diámetro interno de la coraza, B es el diámetro externo del cilindro interior (para este caso es 0 m) y p es la separación entre centro de tubos en espiral.

**Ec.A. 5 Volumen de la coraza o anulo en función de N**

$$Va = \left(\frac{\pi}{4}\right) * (C^2 - B^2) * p * N$$

$$Va = \left(\frac{\pi}{4}\right) * ((0.1599)^2 - (0)^2) * (0.0191) * N = 0.00038N \text{ m}^3$$

**AI.2.4) Volumen disponible para el líquido frío ( $V_f$ )**

Para calcular  $V_f$  se utiliza la Ec.A. 6, en la que  $V_f$  es la diferencia entre el volumen disponible en la coraza ( $V_a$ ) menos el volumen que ocupa el serpentín ( $V_c$ ).

**Ec.A. 6 Volumen disponible para el líquido frío (LB) en función de N**

$$V_f = V_a - V_c$$

$$V_f = 0.00038N - 0.0000398N = 0.00034N$$

**AI.2.5) Diámetro equivalente ( $D_e$ )**

Se calcula  $D_e$  utilizando la Ec.A. 7, valor que representa el diámetro equivalente del lado de la coraza (fuera del tubo del serpentín). Este valor queda en función del volumen disponible para el líquido frío ( $V_f$ ), el diámetro externo de la tubería que forma el serpentín ( $d_0$ ) y la longitud necesaria del serpentín ( $L$ ).

**Ec.A. 7 Diámetro equivalente del lado del anulo**

$$D_e = \frac{4 * V_f}{\pi * d_0 * L}$$

$$D_e = \frac{4 * (0.00034N)}{\pi * (0.0127) * (0.3144 N)} = 0.10926 \text{ m}$$

**AI.2.6) Velocidad másica del fluido frío ( $G_s$ )**

Utilizando la Ec.A. 8 se calcula  $G_s$ , la cual está basada en el diámetro interno de la coraza (C), el diámetro externo del cilindro interior (B) y las relaciones de suma y resta del diámetro

externo de la tubería que forma el serpentín con el diámetro que forma la helicoidal ( $D_{H1}$  y  $D_{H2}$ ).

#### Ec.A. 8 Velocidad de flujo másico (fluido frío)

$$G_s = \frac{M}{\left(\frac{\pi}{4}\right) [(C^2 - B^2) - (D_{H2}^2 - D_{H1}^2)]} \quad \text{con } D_{H2} = D_H - d_0 \quad \text{y} \quad D_{H1} = D_H + d_0$$

$$G_s = \frac{0.40625}{\left(\frac{\pi}{4}\right) [((0.1599)^2 - (0)^2) - ((0.0872)^2 - (0.1126)^2)]} = 25.247 \frac{kg}{(h * m^2)} \quad \text{con}$$
$$D_{H2} = (0.0999) - (0.0127) = 0.0872 \text{ m} \quad \text{y} \quad D_{H1} = (0.0999) + (0.0127) = 0.1126 \text{ m}$$

#### AI.2.7) Cálculo del número de Reynolds ( $Re$ )

La El número de Reynolds depende de la velocidad másica del fluido frío, el diámetro equivalente del anulo (coraza) y la viscosidad del fluido frío (Ec.A. 9).

#### Ec.A. 9 Número de Reynolds para el fluido frío

$$Re = \frac{G_s * De}{\mu}$$

$$Re = \frac{(25.247) * (0.10926)}{(3.9924)} = 0.69 \text{ adimensional}$$

#### AI.2.8) Coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza

En función del número de Reynolds se elige la ecuación a utilizar para determinar  $h_0$  (Ec.A. 11). Para nuestro caso el valor fue tan pequeño que se utilizó la Ec.A. 10 (a). A pesar de que estamos fuera del rango adecuado para esta relación, el cálculo continuo para obtener dimensiones aproximadas del sistema. Cualquiera de las dos ecuaciones, depende del número de Prandtl (Ec.A. 11), de la conductividad térmica del líquido fuera del serpentín ( $k$ ) y la capacidad calorífica del líquido fuera del serpentín ( $C_p$ ).

**Ec.A. 10 Condición para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor  $h_0$  (parte externa del serpentín)**

$$\text{a) } h_o = \frac{k}{D_e} * 0.6 * Re^{0.5} * Pr^{0.31} \quad \text{para Re entre 50-10000}$$

$$\text{b) } h_o = \frac{k}{D_e} * 0.36 * Re^{0.55} * Pr^{\frac{1}{3}} * (\mu/\mu_w) \quad \text{para Re >10000}$$

**Ec.A. 11 Cálculo del número de Prandtl (Pr) y coeficiente de transferencia de calor  $h_0$**

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{k} \quad \text{donde } Pr = \frac{(1) * (3.9924)}{(0.4988055)} = 8.0039 \text{ adimensional}$$

$$h_o = \frac{(0.4988055)}{(0.10926)} * 0.6 * (0.69)^{0.5} * (8.0039)^{0.31} = 4.3385 \frac{kcal}{(h \cdot m^2 \cdot ^\circ C)}$$

$$= 5.042301111 \frac{W}{(m^2 \cdot ^\circ C)}$$

**AI.3) Calculo del coeficiente de transferencia de calor dentro del serpentín,  $h_{i0}$**

Una vez calculado  $h_0$  (4.3385 kcal/h•m<sup>2</sup>•°C), es necesario calcular  $h_{i0}$  siguiendo los siguientes pasos:

**AI.3.1) Velocidad del fluido dentro del serpentín, v**

Con base en el gasto del líquido caliente (q) y el área interna del ducto del serpentín (A), se calcula v (Ec.A. 12). Para lo cual es necesario conocer el flujo másico del líquido caliente (M), la densidad del líquido caliente ( $\phi$ ) y el diámetro interno de la tubería que configura al serpentín (D).

**Ec.A. 12** Cálculo del gasto del líquido caliente, área interna del serpentín y velocidad del líquido en el serpentín.

$$q = M/\rho = \frac{0.365625}{1000} = 0.000366 \frac{m^3}{h}$$

$$A = \pi/4 * D^2 = \pi/4 * (0.0109)^2 = 0.0000937 m^2$$

$$v = \frac{q}{A} = \frac{0.000366}{0.000094} = 3.90 m/h$$

### **AI.3.2) Número de Reynolds para el líquido dentro del serpentín, Re**

Utilizando la Ec.A. 13 se obtiene el valor del número de Reynolds para el líquido que circula dentro del serpentín (Líquido A), para ello se emplea la velocidad del fluido dentro del serpentín ( $v$ ), la densidad del fluido dentro del serpentín ( $\rho$ ), la viscosidad del fluido dentro del serpentín ( $\mu$ ) y el diámetro interno de la tubería que integra el serpentín ( $D$ ).

**Ec.A. 13** Número del Reynolds del líquido dentro del serpentín (Líquido caliente).

$$Re = \frac{v * \rho * D}{\mu}$$

$$Re = \frac{(3.9) * (1000) * (0.0109)}{(2.3508)} = 18.1 \text{ adimensional}$$

### **AI.3.3) Correlación de Colburn, $j_H$**

Con base en la Fig.A. 2, el número de Reynolds del líquido dentro del serpentín (18.1) y la relación propuesta entre el diámetro interno de la tubería y la longitud de la helicoidal, se selecciona el valor de la correlación de Colburn.

**Ec.A. 14** Correlación de Colburn.

$$j_H = \left( \frac{h_i * D}{k} \right) * (Pr)^{-1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

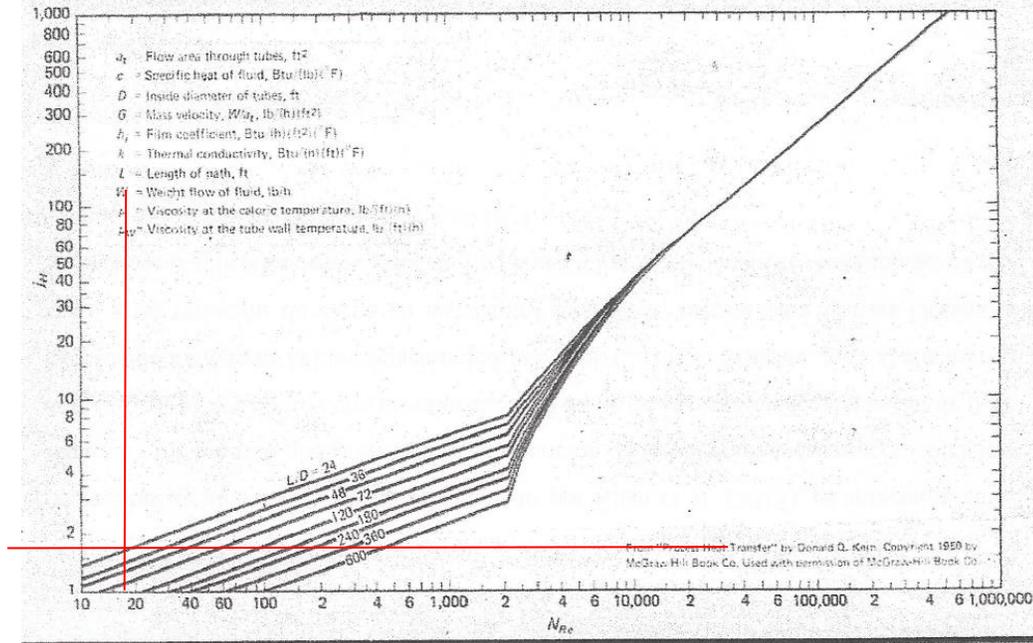


Fig.A. 2 Factor de Colburn vs número de Reynolds (Kern, 1997)

De la Fig.A. 2, para el análisis numérico del estudio, se obtiene un valor de  $j_H$  igual a 1.7.

**AI.3.4) Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín sin corregir,  $h_i$**

Despejando de la Ec.A. 14 se obtiene el valor de  $h_i$  (Ec.A. 15), para lo cual es necesario calcular el número de Prandtl para el fluido que circula dentro del serpentín, así como igualar la relación  $(\mu_w/\mu)^{0.14}$  a 1 (Kern, 1997); además hay que utilizar el diámetro interno de la tubería que forma el serpentín ( $D$ ) y la conductividad térmica del líquido dentro del serpentín ( $k$ ).

**Ec.A. 15 Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín sin corregir ( $h_i$ ).**

$$h_i = \left( \frac{j_H * k}{D} \right) * (Pr)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{con} \quad Pr = \frac{Cp * \mu}{k}$$

$$h_i = \left( \frac{(1.7) * (0.4988055)}{(0.0109)} \right) * (4.7129)^{\frac{1}{3}} = 130.16857 \frac{kcal}{(h \cdot m^2 \cdot ^\circ C)} = 151.2848 \frac{W}{(m^2 \cdot ^\circ C)} \text{ con}$$

$$Pr = \frac{(1) * (2.3508)}{(0.4988055)}$$

### AI.3.5) Corrección en función del diámetro de la espiral

Para corregir el valor de  $h_i$  con base en el diámetro propuesto de la helicoidal ( $D_H$ ), se utiliza la Ec.A. 16.

**Ec.A. 16** Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín corregido por el diámetro de la helicoidal ( $h_{ic}$ ).

$$h_{ic} = h_i * \left[ 1 + 3.5 * \left( \frac{D}{D_H} \right) \right]$$
$$h_{ic} = (130.16857) * \left[ 1 + 3.5 * \left( \frac{0.0109}{0.0999} \right) \right] = 179.98789 \frac{kcal}{(h \cdot m^2 \cdot ^\circ C)}$$

### AI.3.6) Corrección en función del diámetro externo del serpentín

La segunda corrección aplicada a  $h_{ic}$  (Ec.A. 17) permite obtener el valor del coeficiente de transferencia de calor dentro del serpentín ( $h_{io}$ ), en función del diámetro interno ( $D$ ) y externo ( $d_o$ ) de la tubería que integra al serpentín.

**Ec.A. 17** Coeficiente de transferencia de calor de la corriente interna del serpentín corregido por el diámetro de la helicoidal ( $h_{ic}$ ).

$$h_{io} = h_{ic} * \left( \frac{D}{d_o} \right)$$
$$h_{io} = (179.98789) * \left( \frac{0.0109}{0.0127} \right) = 154.78959 \frac{kcal}{(h \cdot m^2 \cdot ^\circ C)} = 179.89999 \frac{W}{(m^2 \cdot ^\circ C)}$$

### AI.4) Cálculo de la resistencia de la pared del serpentín

El valor de la resistencia a la transferencia por la pared del serpentín, depende de la conductividad térmica de la pared del serpentín ( $301.00334 \text{ kcal/h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C} = 349.8327 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$  para cobre) y del espesor de la pared de la tubería que forma el serpentín (Ec.A. 18).

**Ec.A. 18** Resistencia de la pared del serpentín.

$$R_w = \frac{x}{ke} \quad \text{con} \quad x = \frac{(d_o - D)}{2}$$

$$R_w = \frac{0.000889}{301.003344} = 0.00000295 \frac{(h \cdot m^2 \cdot ^\circ C)}{kcal} = 0.000000254 \frac{(m^2 \cdot ^\circ C)}{W} \text{ con}$$

$$x = \frac{0.0127 - 0.0109}{2} \text{ m}$$

**AI.5) Resistencia por ensuciamiento**

En la literatura se pueden encontrar diversos valores de resistencia a la transferencia por ensuciamiento, los cuales están en función de la temperatura y el flujo másico. Para esta investigación se propone una resistencia por ensuciamiento del lado de la coraza igual a 0.005 h•m<sup>2</sup>•°C/kcal (0.0043 m<sup>2</sup>•°C/W) (R<sub>of</sub>), el cual corresponde a agua sin tratar. Para la resistencia de ensuciamiento del lado del serpentín se propone un valor de 0.004 h•m<sup>2</sup>•°C/kcal (0.0034 m<sup>2</sup>•°C/W) (R<sub>if</sub>), el cual corresponde a un agua muy turbia (Kern, 1997).

**AI.6) Coeficiente global de transferencia de calor, U**

Utilizando los valores determinados del coeficiente de transferencia del lado de la coraza (h<sub>o</sub>), la resistencia por ensuciamiento generada fuera del serpentín (R<sub>of</sub>), la resistencia de transferencia generada por la pared del serpentín (R<sub>w</sub>), la resistencia por ensuciamiento generada por dentro del serpentín (R<sub>if</sub>) y el coeficiente de transferencia de la corriente interna del serpentín (h<sub>io</sub>) se calcula el coeficiente global de transferencia de calor (Ec.A. 19).

**Ec.A. 19 Coeficiente global de transferencia de calor.**

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + R_{if} + R_w + R_{of} + \frac{1}{h_o}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{154.78959} + 0.004 + 0.00000295 + 0.005 + \frac{1}{4.3385}$$

$$U = 4.0658 \text{ kcal}/(h \cdot m^2 \cdot ^\circ C) = 4.7254 \text{ W}/(m^2 \cdot ^\circ C)$$

**AI.7) Calculo del área necesaria para el serpentín por el método LMTD**

Para determinar el área necesaria del serpentín para la transferencia de calor, se siguen los siguientes pasos:

### AI.7.1) Diferencia media logarítmica de temperatura

La diferencia media logarítmica de temperatura (Ec.A. 20), para un sistema de contraflujo, depende de las diferencias entre la temperatura del líquido caliente de entra y la del líquido frío de salida ( $\Delta T_1$ ); y la diferencia entre la temperatura del líquido caliente de salida y la temperatura del líquido frío de entrada ( $\Delta T_2$ ).

**Ec.A. 20 Diferencia media logarítmica de temperatura.**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(10) - (8.5)}{\ln\left(\frac{10}{8.5}\right)} = 9.2297 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{Hin} - T_{Cout} = 40 - 30 = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{Hout} - T_{Cin} = 25 - 16.5 = 8.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La diferencia logarítmica de temperatura obtenida (Ec.A. 20), se debe multiplicar por un factor de corrección, el cual para este estudio es de 0.99 para flujo perpendicular, permitiéndonos tener una diferencia logarítmica de temperatura corregida de 9.1374 °C ( $\Delta T_{LMTD,CF}$ ).

### AI.7.2) Área necesaria del serpentín

El área del serpentín se obtiene de la Ec.A. 21, la cual depende del flujo de calor transferido (Ec.A. 1), el coeficiente de transferencia de calor global (U) y la diferencia media logarítmica de temperatura corregida ( $\Delta T_{LMTD,CF}$ ).

**Ec.A. 21 Área requerida del serpentín para la trasferencia de calor.**

$$\dot{Q} = U * A * \Delta T_{LMTD,CF} \rightarrow A = \frac{\dot{Q}}{U * \Delta T_{LMTD,CF}}$$

$$A = \frac{5.484375}{(4.0658) * (9.1374)} = 0.1476 \text{ m}^2$$

**AI.8) Cálculo de la longitud del serpentín ( $L$ ), el número de vueltas ( $N$ ) y la altura de la coraza ( $H$ ).**

En las ecuaciones Ec.A. 22, Ec.A. 23, y Ec.A. 24 se observa como con el área es posible obtener la longitud del serpentín, el número de vueltas del serpentín al formar la helicoidal y la altura de la coraza.

**Ec.A. 22 Longitud del serpentín.**

$$A = L * \pi * d_o \rightarrow L = \frac{A}{\pi * d_o}$$

$$L = \frac{0.1476}{\pi * (0.127)} = 3.7 \text{ m}$$

**Ec.A. 23 Número de vueltas del serpentín.**

$$L = N \sqrt{(2\pi r)^2 + p^2} \rightarrow N = \frac{L}{\sqrt{(2\pi r)^2 + p^2}} \text{ con } r = \frac{D_H}{2}$$

$$N = \frac{3.7}{\sqrt{(2\pi(0.0999/2))^2 + (0.0191)^2}} = 11.77 \approx 12 \text{ vueltas} \text{ con } r = \frac{0.0999}{2}$$

**Ec.A. 24 Altura de la coraza.**

$$H = N(p) + d_o$$

$$H = 12(0.0191) + 0.127 = 0.2413 \text{ m}$$

El procedimiento propuesto por Patil et al. (1982) proporcionó dimensiones aproximadas del intercambiador de calor del SCS. Sin embargo, debido a que los flujos son muy lentos para cumplir con algunas condiciones de las correlaciones utilizadas por Patil et al. (1982) (Ec.A. 10) fue necesario revisar dichas dimensiones, así como el coeficiente global de transferencia.

**AI.9) Revisión de diseño de intercambiador de calor**

El coeficiente global de transferencia de calor calculado en el proceso sugerido por Patil et al. (1982) muestra que el comportamiento de nuestro sistema es semejante a una convección natural. Con base en este punto se realizó una revisión experimental y teórica utilizando nuevas referencias (Bejan y Kraus, 2003; Cengel y Ghajar, 2015).

### AI.9.1) Revisión experimental del intercambiador de calor

La revisión experimental se realizó con un intercambiador de calor construido con las dimensiones resultantes del proceso de Patil et al. (1982). La Tabla A. 2 muestra uno de los resultados obtenidos con el intercambiador construido.

**Tabla A. 2 Resultado de monitoreo de intercambiador de calor**

Diámetro de la coraza (m)	0.1599
Longitud de la coraza (m)	0.25
Temperatura de entrada del serpentín (°C)	32.5 (líquido caliente)
Temperatura de salida del serpentín (°C)	29.44 (líquido caliente)
Temperatura de entrada a la coraza (°C)	21.37 (líquido frío)
Temperatura de salida de la coraza (°C)	28.62 (líquido frío)
Temperatura de la pared de la coraza (°C)	29.00
Temperatura ambiente	22.44
Gasto líquido caliente (L/s)	0.00076
Gasto líquido frío (L/s)	0.0001146

Los resultados mostrados en la Tabla A. 2 permiten calcular un coeficiente global de transferencia de calor con base en el flujo de energía transferido en el líquido caliente y en el líquido frío. Para esto se utilizar la capacidad calorífica del agua ( $4184 \text{ J/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$ ), el flujo másico del fluido y la diferencia de temperatura. Estos flujos de energía fueron de 9.7 y 3.4 W para el líquido caliente y frío, respectivamente. La diferencia se debe a que existen pérdidas de energía al ambiente (aislamiento ineficiente). Utilizando el valor del flujo de energía transferida del líquido caliente ( $\dot{Q}$ ) y las ecuaciones Ec.A. 20 y Ec.A. 21 se calculó un coeficiente global de transferencia de calor de  $11.5 \text{ W/ m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$ . Este valor es bajo y característico de una convección natural (Cengel y Ghajar, 2015). Por ello se realizó una revisión de estos resultados, para confirmar que el comportamiento del intercambiador de calor sería como una convección natural.

Para analizar el comportamiento del intercambiador de calor se utilizaron los datos de la Tabla A. 2 y la interpolación que se muestra en la Tabla A. 3 (Cengel y Ghajar, 2015). La temperatura de la superficie ( $T_s$ ) fue el promedio de la temperatura de la entrada y la salida del serpentín. El promedio de la temperatura de la entrada y salida de la coraza fue la temperatura infinita ( $T_\infty$ ). El valor de  $T_f$  fue calculado como el promedio de  $T_s$  y  $T_\infty$  (27.98 °C).

**Tabla A. 3 Interpolación de propiedades**

Temperatura (°C)	25	30	27.98
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	997	996	996.4035
Calor específico (J/kg•K)	4180	4178	4178.807
Conductividad térmica (W/m•K)	0.607	0.615	0.611772
Viscosidad dinámica (kg/m•s)	0.000891	0.000798	0.000835526
Número de Prandtl	6.14	5.42	5.71052
Coefficiente de expansión volumétrica (1/K)	0.000247	0.000294	0.000275036

La relación entre el número de Grashof ( $Gr$ ) y el número de Reynolds indican el tipo de convección que se tiene. El número de Grashof se calcula con la Ec.A. 25 en la que se utilizan la constante de la gravedad ( $g$ ),  $T_s$ ,  $T_\infty$ , la variable que depende de la geometría del sistema ( $L$ ) (Cengel y Ghajar, 2015), el coeficiente de variación volumétrica ( $\beta$ ) y la viscosidad cinemática ( $\nu$ ). La variable que depende de la geometría del sistema puede ser la longitud del cilindro, el diámetro de la espiral o la relación área/perímetro de la superficie de transferencia del serpentín. Por ello se evaluaron estos tres aspectos.

El número de Reynolds fue calculado con base en la Ec.A. 26, la densidad ( $\rho$ ), viscosidad dinámica ( $\mu$ ) y flujo ( $Q$ ) del líquido que circula dentro del serpentín (Tabla A. 3). Además se considera el diámetro interno del serpentín ( $d_o$ ) para el cálculo del área transversal que recorre el fluido caliente. Este diámetro es el de la tubería de cobre de 3/8" (0.0127 m). El número de Reynolds calculado fue de 22.7, este valor es bajo y semejante al calculado en Ec.A. 13 del análisis de Patil et al. (1982).

**Ec.A. 25 Número de Grashof**

$$Gr = \frac{g * \beta * (Ts - T\infty) * (L^3)}{\gamma^2}$$

**Ec.A. 26 Número de Reynolds para el serpentín**

$$Re = \frac{\rho}{\mu} * \frac{Q}{A} * do$$

La Tabla A. 4 muestra los resultados de la relación de Grashof y Reynolds. En esta tabla se observa que Gr/Re<sup>2</sup> fue mucho mayor a 1, por lo tanto el intercambiador funciona como una convección natural.

**Tabla A. 4 Relación Número de Grashof y Reynolds**

Relación Geométrica	L	Gr	Gr/Re <sup>2</sup>
Longitud cilindro	0.250	358233971.2	694217.7272
Diámetro espiral	0.0999	22858262	44296.77799
<sup>a</sup> A/P	0.019736291	176255.7751	341.5641548
a= La longitud del serpentín de cobre fue de 3.7 m			

**AI.9.2) Revisión teórica del coeficiente global de transferencia de calor**

La ecuación Ec.A. 19 sugiere empezar el cálculo de U determinando h<sub>io</sub> (Ec.A. 27) para lo cual en este apartado se utilizó una correlación de Bejan y Kraus (2003) y la suposición de que la temperatura media dentro del serpentín sería de 27.5 °C, basados en la experiencia experimental. Para esta revisión el diámetro de espiral fue el de una tubería de PVC de 4” (0.0999 m) (D). El radio de espiral fue de D/2 (R). La separación entre cada espiral fue de 1.5 veces el do (H). El flujo del fluido dentro del serpentín fue de 0.00000076 m<sup>3</sup>/s. La Tabla A. 5 resume la interpolación de las propiedades del líquido dentro del serpentín.

**Ec.A. 27 Relación del número de Nusselt para pared con calor uniforme en serpentín Bejan y Kraus (2003)**

$$Nu = \left[ \left\{ 3.657 + \frac{4.343}{\left[ 1 + \frac{957}{Pr * He^2} \right]^2} \right\}^3 + 1.158 \left\{ \frac{He}{\left[ 1 + \left( \frac{0.477}{Pr} \right) \right]} \right\}^{3/2} \right]^{1/3} \text{ con}$$

$$Rc = R \left[ 1 + \left( \frac{H}{2\pi R} \right)^2 \right]$$

$$Re = \frac{\rho}{\mu} * \frac{Q}{A} * do$$

$$He = Re \sqrt{\frac{do}{2Rc}}$$

$$Nu = \frac{hD}{k} \rightarrow h_{io} = \frac{kNu}{do}$$

**Tabla A. 5 Interpolación de propiedades de líquido dentro del serpentín**

Temperatura (°C)	25	30	27.5
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	997	996	996.5
Calor específico (J/kg•K)	4180	4178	4179
Conductividad térmica (W/m•K)	0.607	0.615	0.611
Viscosidad dinámica (kg/m•s)	0.000891	0.000798	0.0008445
Número de Prandtl	6.14	5.42	5.78
Coefficiente de expansión volumétrica (1/K)	0.000247	0.000294	0.0002705

El valor del número de Nusselt fue de 7.995, el cual al ser despejado se obtuvo un  $h_{io}$  de 384.6435 W/m<sup>2</sup>•K.

El siguiente paso que se realiza, con base en la Ec.A. 19, es la determinación de la resistencia a la transferencia por ensuciamiento dentro del serpentín ( $R_{if}$ ). Este es un valor teórico que se puede utilizar de tablas como las que presenta Kern (1997). Para este estudio se toma el

valor de  $0.003 \text{ h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{Kcal}$  ( $0.002581262 \text{ m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$ ) el cual corresponde a agua turbia. La resistencia a la transferencia por la pared del serpentín se calcula igual que en la Ec.A. 18. Por ello el valor de  $R_w$  es de  $0.00000257 \text{ m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$ . La resistencia a la transferencia por ensuciamiento por afuera del serpentín ( $R_{of}$ ) toma como base la resistencia del agua del canal sanitario de Chicago ( $0.008 \text{ h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{Kcal}$  o  $0.00688 \text{ m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$ ) (Kern, 1997).

La parte final de la Ec.A. 19 es el  $h_o$  el cual se calcula con la ecuación propuesta por Gonzalez-Marroquin (1998) (Ec.A. 28). En esta relación se considera el diámetro interno de la coraza el cual es de 15 cm. Debido a esto el valor calculado de  $h_o$  fue de  $14.9 \text{ W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$ .

**Ec.A. 28 Coeficiente de transferencia con base en el diámetro del tubo y conductividad térmica del fluido (Gonzalez-Marroquin, 1998)**

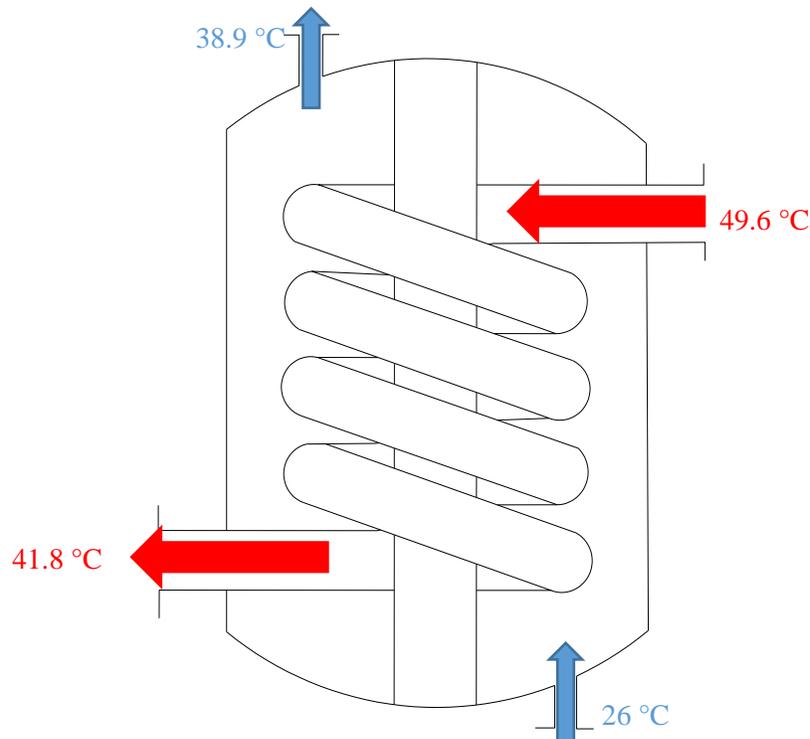
$$h_o = \frac{3.66 * k}{D}$$

El coeficiente global de transferencia calculado con las resistencias y coeficientes de transferencia obtenidas en este apartado y aplicando la Ec.A. 19 fue de  $12.6 \text{ W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$  (U). Este valor es semejante al que se calculó con los datos de la revisión experimental ( $11.5 \text{ W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$ ) y es cercano al mínimo del rango de coeficiente de transferencia de calor medio para convección libre de agua que reporta Gonzalez-Marroquin (1998) ( $15 \text{ W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$ ). Por ello se concluye que el sistema funciona como una convección libre. Debido a esto se realiza una revisión de las dimensiones a través del método de diferencia logarítmica y el método NTU.

### **AI.9.3) Revisión experimental de longitudes utilizando el método de diferencia media logarítmica de temperatura**

El procedimiento que utilizó Patil et al. (1982) y Kern (1997) para el diseño de intercambiadores de calor de serpentín están basados en el método de diferencia media logarítmica de temperatura. Utilizando este método y un registro de temperatura diferente al del punto **AI.9.1)** se realizó la determinación de la longitud del serpentín necesaria para

cumplir con un  $U$  de  $12.6 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ . La Fig.A. 3 muestra el diagrama del intercambiador de calor.



**Fig.A. 3 Diagrama de intercambiador de calor con temperaturas registradas durante análisis experimental**

Resumen de cálculo:

1) Datos:

**Tabla A. 6 Registro de temperaturas de experimento con intercambiador de calor y datos para análisis de longitud de serpentín**

$T_{Cin}$ ( $^\circ\text{C}$ )	26	Temperatura de entrada a la coraza (líquido frío)
$T_{Cout}$ ( $^\circ\text{C}$ )	38.9	Temperatura de salida de la coraza (líquido frío)
$T_{Hin}$ ( $^\circ\text{C}$ )	49.6	Temperatura de entrada al serpentín (líquido caliente)
$T_{Hout}$ ( $^\circ\text{C}$ )	41.8	Temperatura de salida del serpentín (líquido caliente)
$Q_{frío}$ ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	$7.85 \times 10^{-8}$	Gasto del líquido frío
$Q_{cal}$ ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	$7.6 \times 10^{-7}$	Gasto del líquido frío
$U$ ( $\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ )	12.6	Coeficiente global de transferencia de calor
$d_o$ (m)	0.0127	Diámetro externo del serpentín

**Tabla A. 7 Interpolación de propiedades del fluido frío y caliente del experimento**

$T_{\text{frío}} (^{\circ}\text{C})$	30	35	32.47	Temperatura media (líquido frío)
$C_{p\text{frío}} (\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K})$	4178	4178	4178	Calor específico (líquido frío)
$\rho_{\text{frío}} (\text{kg}/\text{m}^3)$	996	994	995.012	Densidad (líquido frío)
$T_{\text{cal}} (^{\circ}\text{C})$	45	50	45.72	Temperatura media (líquido caliente)
$C_{p\text{cal}} (\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K})$	4180	4181	4180.144	Calor específico (líquido caliente)
$\rho_{\text{cal}} (\text{kg}/\text{m}^3)$	990.1	988.1	989.812	Densidad (líquido caliente)

- 2) Cálculo de la diferencia media logarítmica con base en la Ec.A. 20, Tabla A. 7 y factor de corrección para flujos perpendiculares de 0.99 (F):

**Tabla A. 8 Resumen de cálculo de diferencia media logarítmica con datos experimentales**

$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad \text{con}$ $\Delta T_1 = T_{Hin} - T_{Cout}$ $\Delta T_2 = T_{Hout} - T_{Cin}$ $\Delta T_{LMTD,CF} = \Delta T_{LMTD} * F$	
$\Delta T_1 (^{\circ}\text{C})$	11
$\Delta T_2 (^{\circ}\text{C})$	16
$\Delta T_{LMTD} (^{\circ}\text{C})$	13.1
$\Delta T_{LMTD,CF} (^{\circ}\text{C})$	12.9

- 3) Cálculo de la carga de calor que se transfiere (líquido frío y líquido caliente):

**Tabla A. 9 Resumen de cálculo de la carga de calor que se transfiere**

$\dot{Q}_C = \dot{m}_C C_{PC} (T_{Cout} - T_{Cin})$ $\dot{Q}_H = \dot{m}_H C_{PH} (T_{Hin} - T_{Hout}) \quad \text{con}$ $\dot{m} = Q * \rho$		
$\dot{Q}_C (\text{W})$	4.2	Carga de calor del líquido frío
$\dot{Q}_H (\text{W})$	24.6	Carga de calor del líquido caliente

El resultado mostrado en la Tabla A. 9 respalda la conclusión de que existen pérdidas de energía, atribuidas a un aislamiento ineficiente del sistema. Por ello, el cálculo del área de la superficie de transferencia debería de hacerse con  $\dot{Q}_H$ . Sin embargo, el cálculo se realizó para el fluido frío y el caliente.

4) Determinación del área de la superficie de transferencia:

**Tabla A. 10 Resumen de cálculo del área de la superficie de transferencia**

$\dot{Q} = U * A * \Delta T_{LMTD,CF} \rightarrow A = \frac{\dot{Q}}{U * \Delta T_{LMTD,CF}}$		
$A_C$ (m <sup>2</sup> )	0.0258	Área necesaria con base en $\dot{Q}_C$
$A_H$ (m <sup>2</sup> )	0.1502	Área necesaria con base en $\dot{Q}_H$

5) Cálculo de la longitud del serpentín:

$A = \pi * do * L \rightarrow L = \frac{A}{\pi * do}$		
$L_C$ (m)	0.65	Longitud de serpentín con base en $A_C$
$L_H$ (m)	3.8	Longitud de serpentín con base en $A_H$

El análisis muestra que el dimensionamiento de Patil et al. (1982) permite calcular una longitud de serpentín muy próxima a la que se obtendría con la U teoría calculada con base en Bejan y Kraus (2003), Kern (1997) y Gonzalez-Marroquin (1998). Los resultados de los cálculos y el registro de temperatura del experimento con el intercambiador de calor muestran que el sistema tiene grandes pérdidas de energía y trabaja como convección natural.

**AI.9.4 Revisión experimental de longitudes utilizando el método NTU**

El análisis se realiza con el registro de temperatura del experimento que se muestra en la Tabla A. 6. Debido a esto, las propiedades de los líquidos calientes y fríos son las mismas de la interpolación que se muestra en la Tabla A. 7.

Resumen del cálculo:

- 1) Cálculo del producto del calor específico por el flujo másico:

**Tabla A. 11 Producto del calor específico por el flujo másico**

$C_c = \dot{m}_c * C_{p_c} = \rho * Q_c * C_{p_c}$		
$C_H = \dot{m}_H * C_{p_H} = \rho * Q_H * C_{p_H}$		
$C_c$ (W/°C)	0.3264	Líquido frío
$C_H$ (W/°C)	3.1445	Líquido caliente

- 2) Relación de los productos de calor específico por el flujo másico de cada fluido (frío y caliente):

**Tabla A. 12 Relación Cmin sobre Cmax para el método NTU**

$c = \frac{C_{min}}{C_{max}}$		
$C_{min}$ (W/°C)	0.3264	$C_c$ , valor mínimo
$C_{max}$ (W/°C)	3.1445	$C_H$ , valor máximo
c	0.104	Relación mínimo sobre máximo

- 3) Cálculo de la tasa máxima de transferencia (Ec.A. 29):

**Ec.A. 29 Tasa máxima de transferencia para el método NTU**

$$\dot{Q}_{max} = C_{min}(T_{Hin} - T_{Cout}) = 7.7 W$$

- 4) Cálculo de tasa real de transferencia de calor:

Este cálculo es el mismo que se muestra en la Tabla A. 9, donde  $\dot{Q}$  fue de 4.2 y 24.6 W para el líquido frío y caliente, respectivamente. En este punto se observa que en la coraza existen pérdidas de energía pues la tasa real de transferencia de calor del líquido caliente es mayor a la del frío. En teoría  $\dot{Q}_H$  debería ser igual a  $\dot{Q}_C$  para obtener la efectividad del intercambiador de calor. Sin embargo en la práctica estos valores variaron por la ineficiencia del aislamiento utilizado en el intercambiador de calor.

- 5) Efectividad del efectividad del intercambiador de calor:

**Tabla A. 13 Efectividad del intercambiador de calor**

$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{max}}$		
$\varepsilon_c$	0.55	Utilizando $\dot{Q}=\dot{Q}_c$
$\varepsilon_H$	3.19	Utilizando $\dot{Q}=\dot{Q}_H$

La efectividad de un intercambiador de calor puede ser máximo del 100 %, por ello el valor calculado con  $\dot{Q}_H$  no es real. Este valor indica que existen pérdidas de energía que no son consideradas por  $\dot{Q}_{max}$  en  $T_{Cout}$ . Sin embargo los datos de la Tabla A. 6 son reales de una prueba realizada al intercambiador de calor. Por ello, se continúa la revisión utilizando el método NTU.

6) Relación NTU (Cengel y Ghajar, 2015):

**Tabla A. 14 Relación de NTU para intercambiador de calor una coraza con varios pasos de tubos (Cengel y Ghajar, 2015)**

$NTU = -\frac{1}{\sqrt{1+c^2}} \ln \left( \frac{\frac{2}{\varepsilon} - 1 - c - \sqrt{1+c^2}}{\frac{2}{\varepsilon} - 1 - c + \sqrt{1+c^2}} \right)$		
$NTU_c$	0.83	
$NTU_H$	--	No se puede calcular

7) Cálculo del área superficial de transferencia (Ec.A. 30) y longitud del serpentín (Ec.A. 31):

**Ec.A. 30 Cálculo de área de transferencia por el método NTU**

$$NTU = \frac{U * A_s}{C_{min}} \rightarrow A_s = \frac{NTU * C_{min}}{U} = 0.0214 \text{ m}^2$$

**Ec.A. 31 Cálculo de longitud del serpentín por el método NTU**

$$A_s = \pi * d_o * L \rightarrow L = \frac{A_s}{\pi * d_o} = 0.54 \text{ m}$$

El análisis realizado con los datos de la Tabla A. 6, el método NTU y utilizando  $\dot{Q}=\dot{Q}_c$  muestra que el intercambiador actúa por convección natural y tiene grandes pérdidas de

energía. Este método sugiere utilizar una longitud de serpentín menor a la calculada por el método de diferencia media logarítmica. Sin embargo, debido que existen grandes pérdidas se decidió para el SCS emplear una longitud de serpentín de 3.7 m.

Los análisis realizados sugieren que debido a la escala del proyecto de investigación (velocidad de los fluidos) el comportamiento del intercambiador de calor sería distinto si fuera más grande (velocidad mayores de los fluidos). Por ello, si se desea diseñar un intercambiador de calor de mayor escala para el SCS se deberá de analizar el tipo de convección que se puede presentar (natural o forzada). Además, es importante evaluar las posibles pérdidas de energía y utilizar aislantes diferentes al de esta investigación (unicel). Con base en estos análisis se recomienda la revisión de otros sistemas de intercambio térmico para la escala en la que se realizó el proyecto de investigación, como el encamisado utilizado por Alkhamis et al. (2000).

#### ***AI.10) Modelo a escala laboratorio.***

Con las dimensiones calculadas y propuestas en el proceso de Patil et al. (1982) se construyó un modelo a escala laboratorio integrado por tubería e implementos de PVC de 6", además de tubería de cobre flexible de 3/8" (Fig.A. 4). Esto con el objetivo de ser adaptado a un reactor UASB y un calentador solar de placa plana escala laboratorio. Esto para generar un incremento en la temperatura del influente del UASB, lo cual teóricamente genera una mejora del desempeño del sistema de tratamiento.



**Fig.A. 4 Intercambiador de calor helicoidal escala laboratorio**

**ANEXO II: Proceso de diseño y construcción de calentador solar de placa plana.**

***AII.1) Base teórica***

Utilizando el modelo propuesto por Marroquín de Jesús et al. (2009) y las bases del procedimiento de diseño utilizado por Burbano et al. (2006), se diseñó y construyó un calentador solar de placa plana, con el objetivo de incrementar la temperatura del agua residual en forma económica y eficiente.

***AII.2) Procedimiento de diseño***

Para el diseño del calentador solar de placa plana se siguieron tres pasos básicos:

- 1) Definir la Irradiación (Energía) con la que se diseña
- 2) Calcular la carga térmica diaria requerida
- 3) Determinación del área mínima necesaria de la placa de absorción

**AII.2.1) Irradiación**

Para poder calcular de forma adecuada se utilizó el valor más bajo de irradiación global diaria promedio mensual obtenida mediante el programa RADII (Estrada-Cajigal y Almanza-Salgado, 2005). En la Fig.A. 5 se observa que, para las coordenadas del Centro Interamericano de Recursos del Agua, el valor más bajo de irradiación global se presenta en el mes de Diciembre (13.9867 MJ/m<sup>2</sup>), valor seleccionada para un diseño conservador.



**Fig.A. 5 Irradiación global diaria promedio mensual del lugar donde se realiza la investigación**

### **AII.2.2) Carga térmica diaria requerida**

Con base en los siguientes datos y consideraciones se calculó la carga térmica demandada diariamente (Ec.A. 32): el flujo másico del agua que circula a través del serpentín es de 0.365625 kg/h (Ec.A. 2); la temperatura ambiente promedio del agua en Diciembre es de 11 °C (Lara-Domínguez, 2013); la temperatura que buscamos alcanza de entrada del líquido caliente al intercambiador de calor es 40 °C ( **AI.1) Datos y base teórica**); y que la capacidad calorífica del agua es de 1 kcal/(kg•°C).

#### **Ec.A. 32 Carga térmica diaria requerida**

$$Load = m_c \cdot C_p \cdot \Delta T = (0.365625)(1)(40 - 11) = 10.603125 \frac{kcal}{h}$$

$$10.603125 \frac{kcal}{h} \left( \frac{4.186 kJ}{1 kcal} \right) \left( \frac{24 h}{1 d} \right) = 1065.23235 \frac{kJ}{h}$$

### **AII.2.3) Área mínima de la placa de absorción**

Con la carga térmica diaria requerida y la irradiación global ( $H_T$ ), se calculó el área mínima requerida de la placa de absorción (Ec.A. 33). La eficiencia propuesta del sistema ( $\eta = 52\%$ ) se obtuvo del trabajo de Marroquín de Jesús (2008), debido a que se siguió el procedimiento constructivo propuesto por este autor.

#### **Ec.A. 33 Área mínima requerida de la placa de absorción**

$$A_c = \frac{Load}{\eta * H_T} = \frac{1065.23235}{(0.52) * (13986.7)} = 0.146462264 m^2$$

### **AII.2.4) Dimensiones de la placa de absorción**

Si la placa de absorción es rectangular, las dimensiones propuestas con base en la Ec.A. 34 son de un largo de 54 cm (a) por un ancho de 27 cm (b).

**Ec.A. 34 Dimensiones calculadas de la placa de absorción**

$$A_C = a * b \quad \text{donde } a = 2 * b$$

$$A_C = 2 * b^2 \rightarrow b = \sqrt{\frac{A_C}{2}} = \sqrt{\frac{0.1465}{2}} = 0.27 \text{ m}$$

$$a = 2 * (0.27) = 0.54 \text{ m}$$

***AII.3) Construcción de calentador solar de placa plana***

El calentador solar de placa plana, se construyó en dos etapas, la primera fue la integración de la placa de absorción y la segunda fue la formación del termo tanque.



**Fig.A. 6 Construcción de placa de adsorción**

La placa de absorción se construyó con tablero zintro de caja chica, sobrepuesto a lámina plana galvanizada y fijadas con remaches pop AS-44. Para asegurar el sello hidráulico y evitar fugas se utilizó en la zona de unión entre la placa y el tablero, tiras de neopreno. Para permitir el flujo del agua y el llenado de la placa de absorción, se utilizó tubo de acero galvanizado de 1" empotrado en los extremos del tablero y sellado con soldadura infra 6013 de 3/52". Una vez construida la placa, esta se colocó dentro de una caja aislada con unicel de 5 cm de espesor y forrada con lámina galvanizada. Para finalizar la placa, esta se pintó con pintura negra mate (Fig.A. 6).



**Fig.A. 7 Construcción de termotanque de captador solar**

La placa de absorción, por el tipo de material y el procedimiento constructivo empleado, tuvo dimensiones superiores a las calculadas (superficie de absorción  $0.33 \text{ m}^2$ ).

Con la finalidad de mantener agua almacenada para poder ser utilizada al menos un día en el intercambiador de calor, se construyó un termotanque. El termotanque se integró por dos cilindros concéntricos de lámina galvanizada, aislando el cilindro interno con espuma de poliuretano. La comunicación al exterior, se integró por niples de ½” de acero galvanizado. Todo fue sellado con soldadura infra de 1/8” (Fig.A. 7).



**Fig.A. 8 Calentador solar de placa plana escala laboratorio**

Para tener el efecto invernadero en el sistema, se colocó una ventana a la caja de la placa de absorción, integrada principalmente por aluminio, vidrio templado de 4 mm de espesor y tiras de neopreno. El calentador solar se colocó sobre una estructura con ángulo de inclinación de 19.39° en el techo del laboratorio de calidad del agua del Centro Interamericano de Recursos del Agua y se orientó al sur verdadero.

#### ***AII.4) Desempeño del calentador solar***

En los meses de marzo y abril de 2016 se realizaron algunas pruebas con el calentador solar de placa plana. Durante las pruebas se observó que el calentador solar logró una diferencia de temperatura promedio de  $16.9 \pm 5.4$  °C, entre el líquido entrante (LE) y el líquido saliente

(LS) de la placa de captación. La diferencia de temperatura promedio máxima y mínima entre LE y LS registrada durante las horas de sol fue de 33.1 °C y 8.6 °C respectivamente.

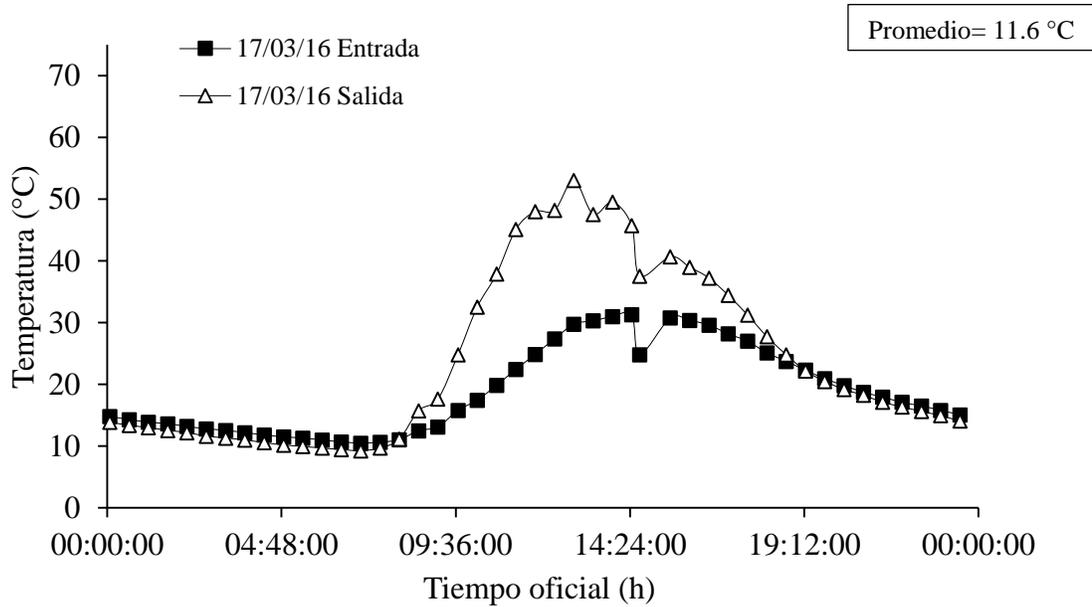


Fig.A. 9 Registro de temperatura de entrada y salida del líquido al calentador solar (17/03/2016)

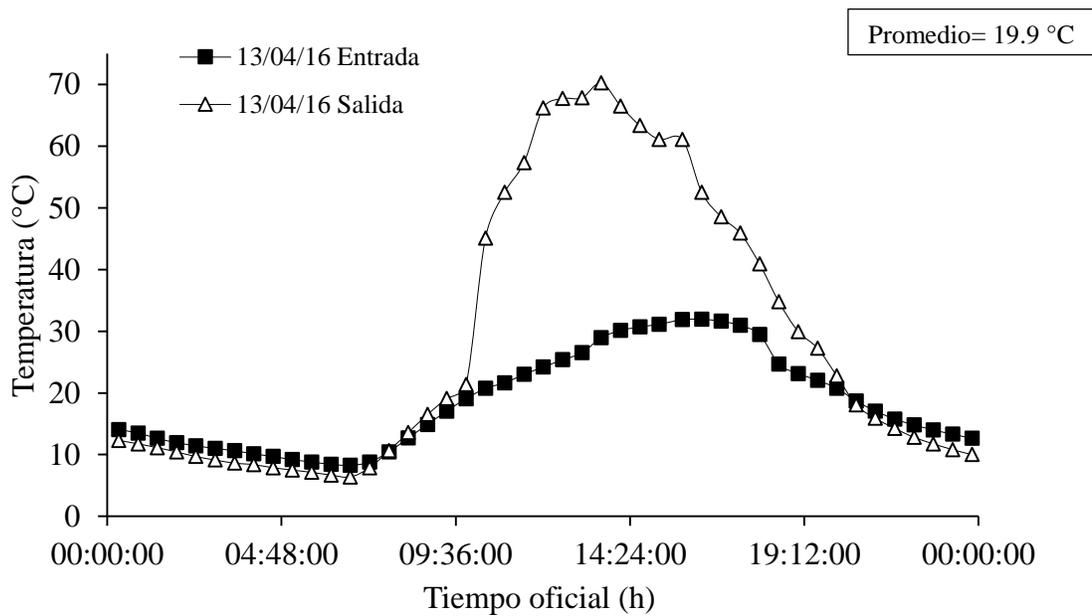
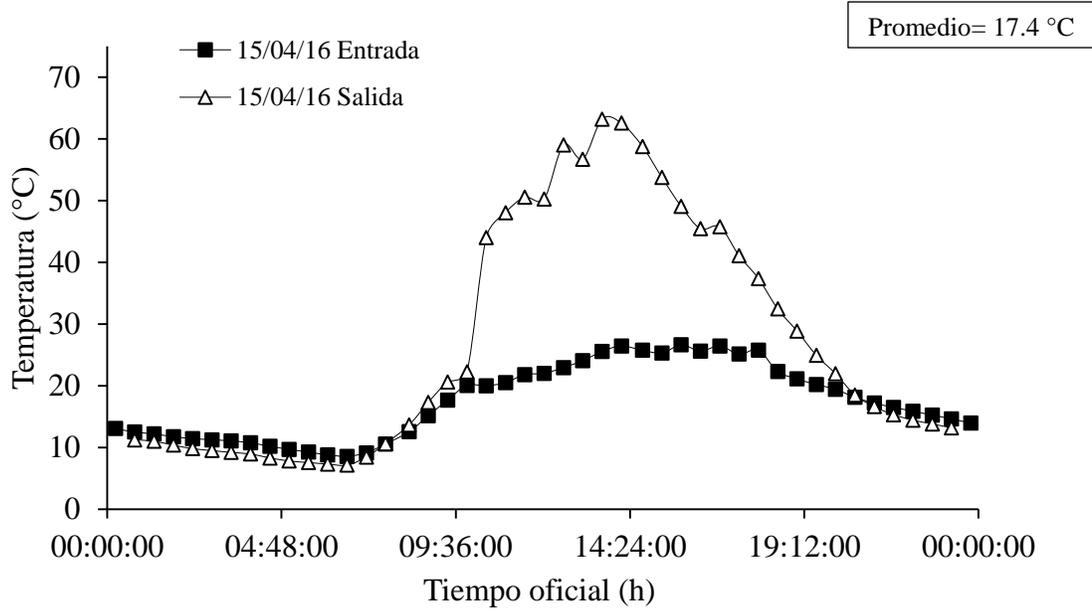
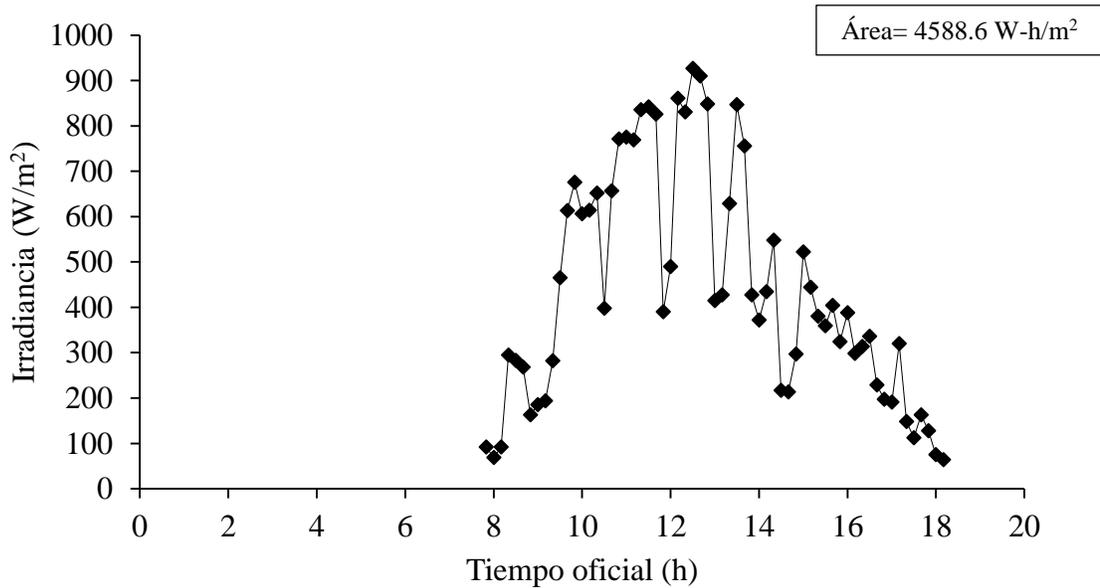


Fig.A. 10 Registro de temperatura de entrada y salida del líquido al calentador solar (13/04/2016)

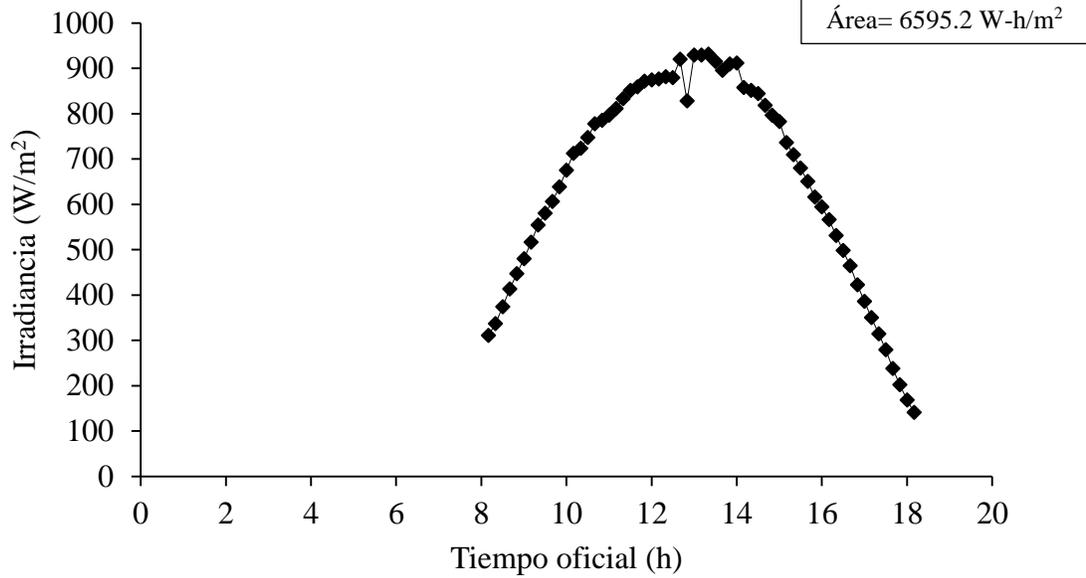


**Fig.A. 11 Registro de temperatura de entrada y salida del líquido al calentador solar (15/04/2016)**

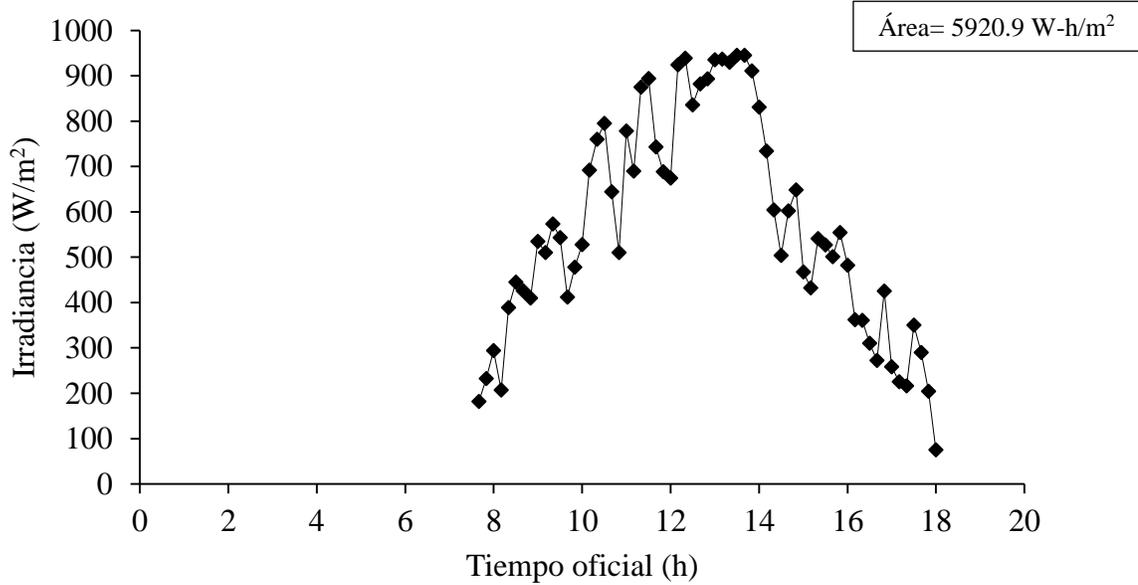
Las Fig.A. 9, Fig.A. 10 y Fig.A. 11 representan los registros de temperatura de LE y LS de tres días con diferentes condiciones ambientales. Las Fig.A. 12, Fig.A. 13 y Fig.A. 14 corresponden a los registros temporales de radiación solar de las gráficas anteriores (Fig.A. 9, Fig.A. 10 y Fig.A. 11).



**Fig.A. 12 Registro de radiación solar global (17/03/2016)**



**Fig.A. 13 Registro de radiación solar global (13/04/2016)**



**Fig.A. 14 Registro de radiación solar global (15/04/2016)**

El flujo del calentador solar en operación durante las pruebas (2.8 L/h o 66.2 L/d) fue superior al de proyecto. Esto se debió al límite mínimo que permitió alcanzar la bomba peristáltica

utilizada en el SCS. A pesar de que la placa plana de captación solar funcionó de forma adecuada (Fig.A. 9, Fig.A. 10 y Fig.A. 11), el termotanque no fue capaz de almacenar en forma eficiente la energía ganada durante el día. Esto se debió a que el aislante utilizado fue ineficiente, además de que en el análisis de dimensionamiento del termotanque no consideraron pérdidas de energía, como las que se presentaron en el intercambiador de calor y en la línea de conducción. Debido a esto para el experimento central de la tesis fue necesario utilizar un calentador solar comercial.

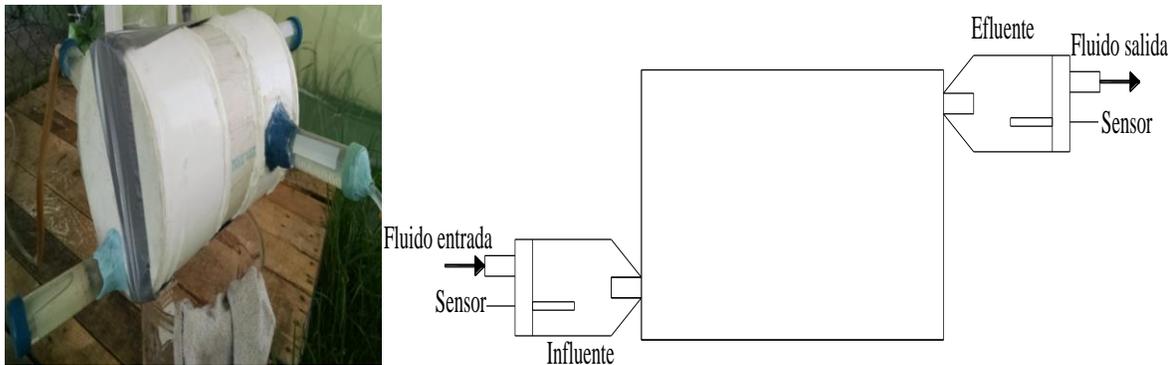
Las pruebas realizadas al calentador solar de placa plana sugieren que este puede ser utilizado para futuros experimentos. Sin embargo, es importante agregar al diseño pérdidas de energía. Estas deben ser analizadas en función del tamaño del sistema (velocidad del fluido y geometría del sistema). Además es importante seleccionar aislantes efectivos para las líneas de conducción y para el termotanque. Para sistemas pequeños se recomienda realizar evaluaciones con lana sintética o fibra de vidrio.

**ANEXO III: Dispositivo para el registro de temperaturas.**

***AIII.1) Descripción del dispositivo***

Para poder verificar el funcionamiento del intercambiador de calor y del calentador solar, se registraron las temperaturas de entrada y de salida del líquido caliente y líquido frío en el intercambiador de calor y en el calentador solar. Además se registraron las temperaturas de los reactores en la zona de separación sólido-gas-líquido. Para ello se utilizó un dispositivo integrado por 10 sensores de temperatura DS18B20 sumergibles, un RTC reloj DS1307, una pantalla LCD de 16 x 2, una tarjeta Arduino Mega 2560 y un módulo de almacenamiento microSD.

Los sensores se colocarán en tubos de centrífuga, los cuales funcionaran como entrada y salida de los fluidos del intercambiador de calor y del calentador solar (Fig.A. 15).



**Fig.A. 15 Intercambiador de calor con tubos de centrifuga como influente y efluente de fluidos**

***AIII.2) Función del dispositivo de registro de temperaturas***

El sistema de registro de temperatura realizó lectura de los sensores cada 35 segundos mostrando las lecturas en la pantalla LCD. Los datos mostrados se escribieron en una tarjeta microSD en un archivo de texto cada 30 minutos, además cada lectura registrada tuvo hora y fecha del momento en que se midió.

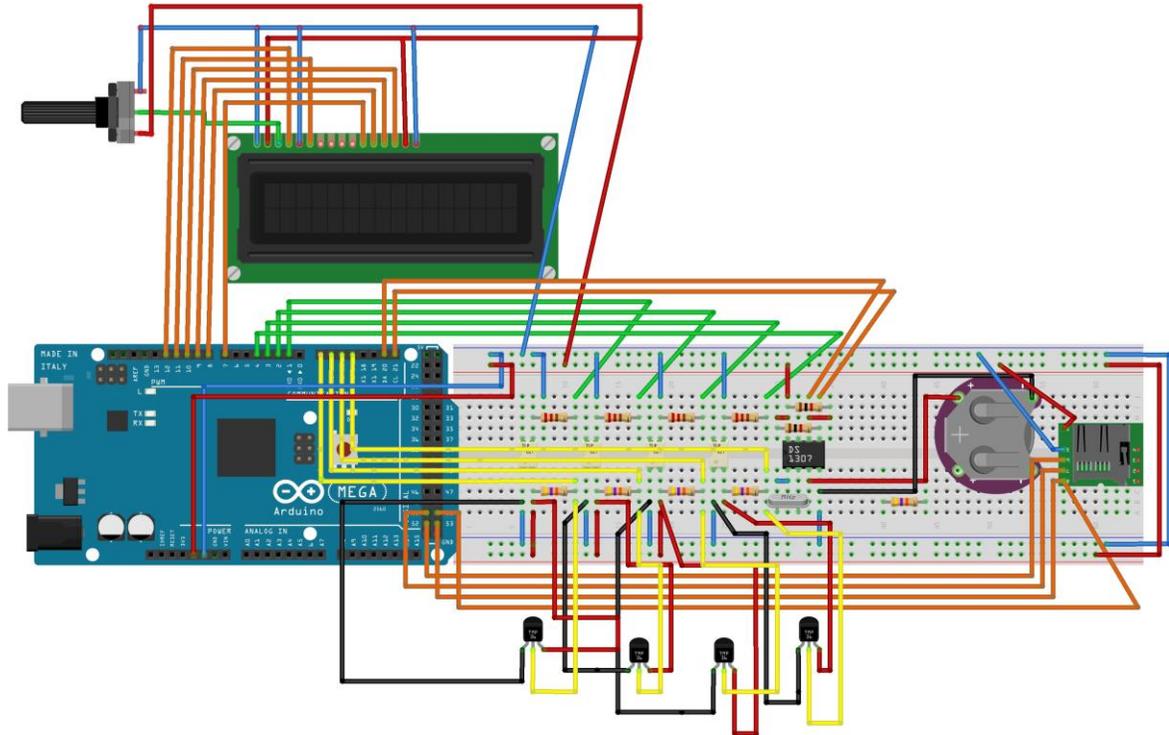


Fig.A. 16 Ejemplo de circuito para registro de temperatura con base en Arduino para 4 sensores

### *AIII.3) Código fuente del dispositivo de registro de temperaturas*

La tarjeta Arduino Mega 2560 (FIGURA) se programó con el siguiente código:

```
int x=0; //Declaramos variable como contador
```

```
// LCD
```

```
#include <LiquidCrystal.h>
```

```
LiquidCrystal lcd(11,10,9,8,7,6); //lcd(rs,e,d4,d3,d2,d1)
```

```
// reloj externo
```

```
#include <Wire.h> //esta libreria se dascargó independientemente y se metió a carpeta de arduino
```

```
#include "RTClib.h"
```

```
RTC_DS1307 RTC;
```

```
// SD y comunicacion spi
#include <SD.h> //sd - aparentemente sólo reconoce sd de 2GB o menores
#include <SPI.h>
File dataFile;

// sensor de temperatura
#include <OneWire.h> //Se importan las librerías para el sensor de temperatura
#include <DallasTemperature.h> //Se importa para el sensor de temperatura
#define temp1 2 //Se declara el pin donde se conectará la DATA
#define temp2 16
#define temp3 17
#define temp4 14
#define temp5 15
#define temp6 39
#define temp7 37
#define temp8 35
#define temp9 33
#define temp10 31
OneWire ourWire1(temp1); //Se establece el pin declarado como bus para la comunicación
OneWire
OneWire ourWire2(temp2);
OneWire ourWire3(temp3);
OneWire ourWire4(temp4);
OneWire ourWire5(temp5);
OneWire ourWire6(temp6);
OneWire ourWire7(temp7);
OneWire ourWire8(temp8);
OneWire ourWire9(temp9);
OneWire ourWire10(temp10);
DallasTemperature sensortemp1(&ourWire1); //Se instancia la librería DallasTemperature
```

```
DallasTemperature sensortemp2(&ourWire2);
DallasTemperature sensortemp3(&ourWire3);
DallasTemperature sensortemp4(&ourWire4);
DallasTemperature sensortemp5(&ourWire5);
DallasTemperature sensortemp6(&ourWire6);
DallasTemperature sensortemp7(&ourWire7);
DallasTemperature sensortemp8(&ourWire8);
DallasTemperature sensortemp9(&ourWire9);
DallasTemperature sensortemp10(&ourWire10);
```

```
void setup() {

    lcd.begin(16, 2); // (16 columnas, 2 filas)
    lcd.print("Inicio registro T"); //cuando no indicas posición, empieza lcd en 0,0
    lcd.setCursor(0,1); //(columna cero, fila 1)
    lcd.print("Intercambiador");
    delay(2000);
    lcd.clear();
    lcd.print("comenzando sd");
    delay(2000);
    lcd.clear();
    pinMode(53, OUTPUT); //configura al pin 53 como una salida

    if (!SD.begin(53)){ // checa si no reconoce la sd

        lcd.print("fallo sd");

        return;
    }
    lcd.println("SD correcta");
```

```
delay(2000);
```

```
lcd.clear();
```

```
Wire.begin(); // Inicia el puerto I2C_Forma de comunicación con el arduino, para comunicarse con el reloj
```

```
RTC.begin(); // Inicia la comunicación con el RTC
```

```
sensortemp1.begin(); //Se inicia el sensor de temp
```

```
sensortemp2.begin();
```

```
sensortemp3.begin();
```

```
sensortemp4.begin();
```

```
sensortemp5.begin();
```

```
sensortemp6.begin();
```

```
sensortemp7.begin();
```

```
sensortemp8.begin();
```

```
sensortemp9.begin();
```

```
sensortemp10.begin();
```

```
}
```

```
void loop() {
```

```
  Serial.begin(9600);
```

```
  DateTime now = RTC.now(); // Obtiene la fecha y hora del RTC
```

```
  lcd.setCursor(0,0);
```

```
  lcd.print(now.year(), DEC); // Año
```

```
  lcd.print('/');
```

```
  lcd.print(now.month(), DEC); // Mes
```

```
lcd.print('/');
lcd.print(now.day(), DEC); // Dia
lcd.print(' ');
lcd.print(now.hour(), DEC); // Horas
lcd.print(':');
lcd.print(now.minute(), DEC); // Minutos
lcd.print(':');
lcd.print(now.second(), DEC); // segundos
delay(2000);
lcd.clear();

sensortemp1.requestTemperatures(); //Prepara el sensor para la lectura
lcd.print("Temp1");
lcd.print(' ');
lcd.print(sensortemp1.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados
Celsius
lcd.print("C");
delay(2000);
lcd.clear();

sensortemp2.requestTemperatures();
lcd.print("Temp2");
lcd.print(' ');
lcd.print(sensortemp2.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados
Celsius
lcd.print("C");
delay(2000);
lcd.clear();

sensortemp3.requestTemperatures();
```

```
lcd.print("Temp3");  
lcd.print(' ');  
lcd.print(sensorTemp3.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados  
Celsius  
lcd.print("C");  
delay(2000);  
lcd.clear();  
  
sensorTemp4.requestTemperatures();  
lcd.print("Temp4");  
lcd.print(' ');  
lcd.print(sensorTemp4.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados  
Celsius  
lcd.print("C");  
delay(2000);  
lcd.clear();  
  
sensorTemp5.requestTemperatures();  
lcd.print("Temp5");  
lcd.print(' ');  
lcd.print(sensorTemp5.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados  
Celsius  
lcd.print("C");  
delay(2000);  
lcd.clear();  
  
sensorTemp6.requestTemperatures();  
lcd.print("Temp6");  
lcd.print(' ');
```



```
lcd.print(sensortemp6.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados
Celsius
lcd.print("C");
delay(2000);
lcd.clear();

sensortemp7.requestTemperatures();
lcd.print("Temp7");
lcd.print(' ');
lcd.print(sensortemp7.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados
Celsius
lcd.print("C");
delay(2000);
lcd.clear();

sensortemp8.requestTemperatures();
lcd.print("Temp8");
lcd.print(' ');
lcd.print(sensortemp8.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados
Celsius
lcd.print("C");
delay(2000);
lcd.clear();

sensortemp9.requestTemperatures();
lcd.print("Temp9");
lcd.print(' ');
lcd.print(sensortemp9.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados
Celsius
lcd.print("C");
```

```
delay(2000);  
lcd.clear();  
  
sensortemp10.requestTemperatures();  
lcd.print("Temp10");  
lcd.print(' ');  
lcd.print(sensortemp10.getTempCByIndex(0)); //Se lee e imprime la temperatura en grados  
Celsius  
lcd.print("C");  
delay(2000);  
lcd.clear();  
  
if(x>=64){  
File dataFile = SD.open("temps.txt",FILE_WRITE); //aqui se crea el archivo si es por  
primera vez y se abre... para guardar cambios tengo que cerrar y sólo 1 archivo a la vez  
  
if(dataFile){  
    DateTime now = RTC.now(); // Obtiene la fecha y hora del RTC  
    Serial.println("comienza medida de temperatura"); // Muestra en el monitor serial el  
mensaje en comillas  
  
    dataFile.print(now.year(), DEC); // Año GUARDA EN LA TARJETA EN EL ARCHIVO  
DESIGNADO MENSAJE EN COMILLAS  
    Serial.print(now.year(), DEC); // Año  
  
dataFile.print('/');  
Serial.print('/');
```

```
dataFile.print(now.month(), DEC); // Mes
```

```
Serial.print(now.month(), DEC); // Mes
```

```
dataFile.print('/');
```

```
Serial.print('/');
```

```
dataFile.print(now.day(), DEC); // Dia
```

```
Serial.print(now.day(), DEC); // Dia
```

```
dataFile.print(' ');
```

```
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(now.hour(), DEC); // Horas
```

```
Serial.print(now.hour(), DEC); // Horas
```

```
dataFile.print(':'); //Gaurda los dos puntos que van entre la hora
```

```
Serial.print(':'); //Imprime en el monitor serial los dos puntos de la hora
```

```
dataFile.print(now.minute(), DEC); // Minutos
```

```
Serial.print(now.minute(), DEC); // Minutos
```

```
dataFile.print(':'); //guarda los dos puntos de los minutos
```

```
Serial.print(':'); //Imprime en el monitor serial los dos minutos de la hora
```

```
dataFile.print(now.second(), DEC); // segundos
```

```
Serial.print(now.second(), DEC); // segundos
```

```
dataFile.print(' ');
```

```
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(sensortemp1.getTempCByIndex(0));  
Serial.print(sensortemp1.getTempCByIndex(0));  
dataFile.print(' ');  
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(sensortemp2.getTempCByIndex(0));  
Serial.print(sensortemp2.getTempCByIndex(0));  
dataFile.print(' ');  
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(sensortemp3.getTempCByIndex(0));  
Serial.print(sensortemp3.getTempCByIndex(0));  
dataFile.print(' ');  
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(sensortemp4.getTempCByIndex(0));  
Serial.print(sensortemp4.getTempCByIndex(0));  
dataFile.print(' ');  
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(sensortemp5.getTempCByIndex(0));  
Serial.print(sensortemp5.getTempCByIndex(0));  
dataFile.print(' ');  
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(sensortemp6.getTempCByIndex(0));  
Serial.print(sensortemp6.getTempCByIndex(0));  
dataFile.print(' ');  
Serial.print(' ');
```

```
dataFile.print(sensortemp7.getTempCByIndex(0));
Serial.print(sensortemp7.getTempCByIndex(0));
dataFile.print(' ');
Serial.print(' ');

dataFile.print(sensortemp8.getTempCByIndex(0));
Serial.print(sensortemp8.getTempCByIndex(0));
dataFile.print(' ');
Serial.print(' ');

dataFile.print(sensortemp9.getTempCByIndex(0));
Serial.print(sensortemp9.getTempCByIndex(0));
dataFile.print(' ');
Serial.print(' ');

dataFile.print(sensortemp10.getTempCByIndex(0));
Serial.print(sensortemp10.getTempCByIndex(0));
dataFile.println(' ');
Serial.println(' ');//se anota print con ln "println" para dar entre, brincar una linea

dataFile.close(); //se tiene que cerrar para poder guardar los cambios, sino no lo hace
x= 0;

}

}
x++;
}
```

**ANEXO IV: Resumen de análisis estadísticos.**

Se realizan análisis estadísticos para conocer si existe diferencia significativa entre promedios de eficiencias de remoción y producción de biogás de los resultados obtenidos

***AIV.1) Prueba T para medias de dos muestras emparejadas aplicada a eficiencias de remoción durante la segunda etapa experimental***

La Tabla A. 15 muestra el resumen de la prueba para conocer si los promedios de eficiencia de remoción de DQOs entre R1 y R2 tienen una diferencia estadísticamente significativa. El valor de p es menor a 0.05 por lo tanto la hipótesis nula se rechaza. Debido a que la hipótesis nula consiste en que las medias de las muestras son iguales se concluyó que existe diferencia estadística significativa entre las eficiencias de remoción de R1 y R2.

**Tabla A. 15 Resumen de prueba T para medias de dos muestras emparejadas (eficiencia de remoción de DQOs)**

	<i>R 1</i>	<i>R 2</i>
Media	87.62317345	79.92838086
Varianza	25.29121353	72.41092081
Observaciones	14	14
Coefficiente de correlación de Pearson	0.811537528	
Diferencia hipotética de las medias	0	
Grados de libertad	13	
Estadístico t	5.417522644	
P(T<=t) una cola	0.00006	
Valor crítico de t (una cola)	1.770933396	
P(T<=t) dos colas	0.000117563	
Valor crítico de t (dos colas)	2.160368656	

La Tabla A. 16 presenta el resumen de la prueba para conocer si los promedios de producción de biogás medido entre R1 y R2 tienen una diferencia estadísticamente significativa. Debido a que p ( $2.08 \times 10^{-7}$ ) es menor a 0.05 se concluye que existe una diferencia estadística significativa. Además se observará en los resultados mostrados en la tesis que la producción de biogás de R1 fue mayor al de R2.

**Tabla A. 16 Resumen de prueba T para medias de dos muestras emparejadas (producción de biogás medido)**

	R 1	R 2
Media	4953.52658	4093.08446
Varianza	3339358.41	2055232.05
Observaciones	48	48
Coefficiente de correlación de Pearson	0.84570671	
Diferencia hipotética de las medias	0	
Grados de libertad	47	
Estadístico t	6.07321929	
P(T<=t) una cola	1.0427E-07	
Valor crítico de t (una cola)	1.67792672	
P(T<=t) dos colas	2.0853E-07	
Valor crítico de t (dos colas)	2.01174051	

***AIV.2) Análisis de varianza de un factor para la tercera etapa experimental***

La Tabla A. 17 contiene el resumen del análisis de varianza de un factor. El valor del F ratio es menor a 3.12 (valor crítico para F) por lo que se considera como verdadera la hipótesis nula ( $m_1 = m_2 = m_3$ ). Por lo tanto no existe una diferencia estadística significativa entre los datos analizados.

**Tabla A. 17 Análisis de varianza de un factor de la eficiencia de remoción de DQOs (tercera etapa y COVapl baja)**

RESUMEN

Grupos	Cuenta	Suma	Promedio	Varianza
R 1	25	1864.667	74.58669053	148.82078
R 2	25	1758.023	70.32093242	196.95078
R 3	25	1857.543	74.3017005	289.30443

**ANÁLISIS DE VARIANZA**

Origen de las variaciones	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Promedio de los cuadrados	F	Probabilidad	Valor crítico para F
Entre grupos	284.370218	2	142.1851091	0.6716603	0.514031107	3.12390745
Dentro de los grupos	15241.8237	72	211.6919962			
Total	15526.1939	74				

La Tabla A. 18 indica que existe una diferencia estadística significativa entre los datos analizados, debido a que la  $F_{\text{ratio}}$  (18.7) es mayor a la  $F_{\text{crítica}}$  (3.1).

**Tabla A. 18 Análisis de varianza de un factor de la producción medida de biogás (tercera etapa y COVapl baja)**

RESUMEN

<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>
R 1	26	178.3456118	6.859446607	1.5096605
R 2	26	143.1520496	5.50584806	0.6968441
R 3	26	193.6629759	7.448575996	1.9312437

ANÁLISIS DE VARIANZA

<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	51.596950	2	25.79847528	18.70472	2.56858E-07	3.11864212
Dentro de los grupos	103.44370	75	1.379249443			
Total	155.04065	77				

La Tabla A. 19 y Tabla A. 20 muestran que entre los reactores R1, R2 y R3 existió diferencia estadística, debido a que la  $F_{\text{ratio}}$  fue mayor que el valor crítico de F.

**Tabla A. 19 Análisis de varianza de un factor de la eficiencia de remoción de DQOs (tercera etapa y COVapl mediana)**

RESUMEN

<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>
Columna 1	23	2043.703598	88.85667819	21.393165
Columna 2	23	2044.277552	88.88163271	18.7066565
Columna 3	23	2140.305724	93.05677059	5.61493105

ANÁLISIS DE VARIANZA

<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	268.8943433	2	134.4471716	8.82300555	0.000402029	3.135917934
Dentro de los grupos	1005.724555	66	15.23825084			
Total	1274.618899	68				

**Tabla A. 20 Análisis de varianza de un factor de la eficiencia de remoción de DQOs (tercera etapa y COVapl alta)**

**RESUMEN**

<i>Grupos</i>	<i>Cuenta</i>	<i>Suma</i>	<i>Promedio</i>	<i>Varianza</i>
Columna 1	19	1552.761294	81.72427865	53.869587
Columna 2	19	1648.361477	86.75586719	40.1875318
Columna 3	19	1776.617093	93.50616279	6.595162

**ANÁLISIS DE VARIANZA**

<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	1328.075731	2	664.0378655	19.7920363	3.56598E-07	3.168245967
Dentro de los grupos	1811.741055	54	33.55076028			
Total	3139.816786	56				

---

**Referencias ANEXOS:**

- Bejan, A., Kraus, A.D., 2003. Heat transfer handbook. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., Hoboken.
- Burbano, J.C., Restrepo, A.H., Sabogal, O.J., 2006. Diseño y construcción de un calentador solar de agua operado por termosifón. Universidad Tecnológica de Pereira, Colombia. Scientia Et Technica XII (31), 85-90.
- Cengel, Y., Ghajar, A.J., 2015. Heat and Mass Transfer. Fundamentals & Applications. Fifth Edition. New York: McGraw-Hill.
- Estrada-Cajigal, V., Almanza-Salgado, R., 2005. Irradiaciones global, directa y difusa, en superficies horizontales e inclinadas, así como irradiación directa normal, en la República Mexicana. Serie Investigación y Desarrollo. Instituto de Ingeniería UNAM, SID/646.
- Gonzalez-Marroquin, J., 1998. Determinación experimental de coeficientes de transferencia de calor para convección libre y forzada. Tesis de Maestría, Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica, UANL. México, pp. 137.
- Kern, D.Q., 1997. Procesos de Trasnferencia de Calor. Vigésima octava reimpresión. México: Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V.
- Lara-Domínguez, F.J., 2013. Recuperación y utilización de biogás producido por un reactor UASB para el incremento de su desempeño. Tesis de Maestría CIRA, Facultad de Ingeniería, UAEM. México, pp. 90.
- Marroquín de Jesús, A., 2008. Determinación experimental y teórica de temperaturas en un captador solar plano para calentamiento de agua para uso doméstico y su optimización en el diseño. Tesis de Doctorado en Tecnología Avanzada, Centro de Investigación en Ciencia Aplicada y Tecnología Avanzada Unidad Querétaro. Instituto Politécnico Nacional. México, pp. 246.
- Marroquín de Jesús, Á., Olivares-Ramírez, J.M., Ramos López, G.A., Pless, R.C., 2009. A flat solar collector built from galvanized steel plate, working by thermosyphonic flow, optimized for mexican conditions. Ingeniería Investigación y Tecnología X (3), 269-283.

- 
- Patil, R.K., Shende, B.W., Ghosh, P.K., 1982. Designing a helical-coil heat exchanger. Chemical Engineering 13, 85-88. En: [http://users.ugent.be/~mvbelleg/literatuur%20SCHX%20-%20Stijn%20Daelman/ORCNext/Supercritical/Literature%20Study/Literature/Heat%20exchanger%20design/Helical%20coil/Designing\\_Helical\\_Coil\\_Heat%20Exgr\\_1982.pdf](http://users.ugent.be/~mvbelleg/literatuur%20SCHX%20-%20Stijn%20Daelman/ORCNext/Supercritical/Literature%20Study/Literature/Heat%20exchanger%20design/Helical%20coil/Designing_Helical_Coil_Heat%20Exgr_1982.pdf)