



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL ESTADO DE MÉXICO
INSTITUTO INTERAMERICANO DE TECNOLOGÍA Y
CIENCIAS DEL AGUA



TESIS

**“CONSTANTES CINÉTICAS DE CRECIMIENTO Y BALANCE DE MASA DE DQO DE
UN REACTOR ANAEROBIO”**

PRESENTA:

ING. CARLOS ALBERTO RODRÍGUEZ RUIZ

TUTORA ACADÉMICA:

DRA. MERCEDES LUCERO CHÁVEZ

TUTORES ADJUNTOS:

DR. MARIO ESPARZA SOTO

DR. SERGIO ALCARAZ IBARRA

JUNIO DE 2023

ABREVIATURAS

% CH ₄	Porcentaje de metano en el biogás
°C	Grados Celsius
a	Constante adimensional del modelo de Grau
b	Constante adimensional del modelo de Grau
A	Constante de la ecuación de Henry
B	Constante de la ecuación de Henry
C _{CH₄}	Concentración de metano
CH ₄	Metano
C _{CH₄-teo}	Concentración de metano teórico
cm	Centímetros
CO ₂	Dióxido de Carbono
COV _{apl}	Carga Orgánica Volumétrica aplicada
COV _{rem}	Carga Orgánica Volumétrica removida
d	Días
DQO	Demanda Química de Oxígeno
DQO _s	Demanda Química de Oxígeno soluble
DQO _T	Demanda Química de Oxígeno total
Fm-DQO _{CH₄}	DQO relacionada con el metano en el biogás
Fm-DQO _{CH₄-ef}	DQO atribuida al metano disuelto en el efluente
Fm-DQO _{ef}	DQO _s que sale del reactor UASB
Fm-DQO _{in}	DQO _s que entra al reactor UASB
Fm-DQO _{xe}	DQO atribuida a los SSV del efluente
Fm-DQO _{xr}	DQO atribuida a los SSV del reactor UASB
K _d	Constante de decaimiento endógeno
kg	Kilogramos
K _s	Concentración media de la tasa máxima de crecimiento
K ₂	Constante de eliminación de sustrato de segundo orden
L	Litros
L _{CH₄}	Litros de metano
L _{H₂O}	Litros de agua limpia
m	Metros
m ³	Metros cúbicos
mg	Miligramos
NaCl	Cloruro de Sodio
NaOH	Hidróxido de Sodio
P	Presión
pH	Potencial de hidrógeno
PM	Peso Molecular
Q	Caudal
r _{SU}	Tasa de cambio de concentración de sustrato debido a la utilización
S	Concentración de DQO a la salida del reactor
Si	Concentración del sustrato limitador de crecimiento
S ₀	Concentración de DQO a la entrada del reactor
SST	Sólidos Suspendidos Totales
SSV	Sólidos suspendidos Volátiles
t	Tiempo
T	Temperatura
t ₁	Tiempo inicial
t ₂	Tiempo final

TRH	Tiempo de retención hidráulica
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket
V _b	Volumen de la cama de lodos
V _{H₂O}	Volumen de agua
V _r	Volumen efectivo del reactor
X _r	Concentración de biomasa en el reactor
X ₀	Concentración de biomasa a la entrada del reactor
X _a	Concentración de la biomasa activa
X _e	Concentración de biomasa a la salida del reactor
X _i	Concentración de la biomasa inerte
X _{r1}	Concentración de biomasa en reactor al inicio de la etapa experimental
X _{r2}	Concentración de biomasa en reactor al final de la etapa experimental
ΔV	Diferencia de volumen
θ _c	Tiempo de retención celular
μ	Tasa de crecimiento específico
μ _m	Tasa de crecimiento específico máximo

RESUMEN

El agua residual industrial es un gran problema ambiental por su alto contenido de materia orgánica y los grandes volúmenes que se generan de esta misma. Éste alto contenido de materia orgánica se puede aprovechar realizando una degradación anaerobia que da como resultado biogás, que contiene en su mayoría metano. Para realizar una degradación eficiente que pueda aprovechar al máximo la generación de biogás, se puede utilizar un reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB, por sus siglas en inglés).

Esta configuración de reactores anaerobios ha mostrado ser un arreglo eficiente para degradar la materia orgánica proveniente principalmente del agua residual industrial. Este tipo de reactor tiene una limitante en el desempeño y es la temperatura, ya que en temperaturas psicrófilas ($< 20^{\circ}\text{C}$) las bacterias encargadas de realizar la degradación anaerobia trabajan de manera más lenta. Sin embargo, las bacterias se pueden adaptar a una temperatura psicrófila por lo que las actividades metabólicas se realizan correctamente.

En la investigación actual se utilizó un reactor UASB con un volumen efectivo de 130 L. durante 174 días, bajo condiciones cercanas a la temperatura psicrófila (21°C). Se estuvo tratando agua residual industrial diluida con agua potable para así obtener la concentración de demanda química de oxígeno (DQO) propuesta para cada una de las 4 etapas experimentales (Etapa 1, 2 y 3: 1000 mg DQO/L y Etapa 4: 1500 mg/L), así mismo se operó el reactor a diferentes tiempos de retención hidráulica (TRH) propuestos (8, 7, 6.2 y 7.8 h) que corresponden a cada una de las 4 etapas experimentales. Posteriormente se obtuvieron las constantes cinéticas de crecimiento bacteriano y por último se obtuvo el balance de masas con respecto a la DQO, obteniendo un promedio de 99 % de contabilización de la materia orgánica en las 4 etapas experimentales.

Los resultados obtenidos de las 4 etapas experimentales con respecto al rendimiento del reactor mostraron una eficiencia de remoción de DQO es de 87 %, La eficiencia de remoción obtenida es considerada alta por las condiciones de operación aplicadas, como un TRH bajo y una temperatura cercana a la psicrófila.

ABSTRACT

Industrial wastewater is a major environmental problem due to its high content of organic matter and the large volumes that are generated from it. This high content of organic matter can be used by carrying out anaerobic degradation that results in biogas, which contains mostly methane. For efficient degradation that can take full advantage of biogas generation, an upflow anaerobic reactor (UASB) can be used.

This configuration of anaerobic reactors has shown to be an efficient arrangement to degrade organic matter coming mainly from industrial wastewater, this type of reactor has a certain limitation in performance, and it is the temperature, since in psychrophilic temperatures ($< 20^{\circ}\text{C}$) the bacteria in charge of carrying out the anaerobic degradation work more slowly. However, bacteria can adapt to a psychrophilic temperature so that metabolic activities are carried out correctly.

In the current investigation, a UASB reactor with an effective volume of 130 L was used for 174 days, under almost psychrophilic temperature conditions (21°C). Industrial wastewater diluted with drinking water was being treated to obtain the desired chemical oxygen demand (COD) concentration for each of the experimental stages, obtaining a total of 4 proposed concentrations (stages 1, 2 and 3: 1000 mg COD/L, stage 4: 1500 mg COD/L). The reactor was operated at 4 proposed hydraulic retention times (8, 7, 6.2 y 7.8 h) corresponding to each of the experimental stages. Subsequently, the kinetic constants of bacterial growth were obtained and finally, the mass balance with respect to COD was obtained, obtaining an average of 83 % of organic matter accounting in the 4 experimental stages.

The results obtained from the 4 experimental stages regarding the performance of the reactor showed a COD removal efficiency of 87 %, which is considered a high removal efficiency due to the operating conditions applied, such as a low HRT, high organic loading rates (ORL) and at a psychrophilic temperature.

CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	12
2. ANTECEDENTES	13
2.1 PROCESOS ANAEROBIOS A BAJA TEMPERATURA	13
2.2 LODO ANAEROBIO GRANULAR	15
2.3 REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE.....	17
2.4 CONSTANTES CINÉTICAS DE CRECIMIENTO	17
2.5 BALANCE DE MASAS	21
3. JUSTIFICACION CONTEXTUAL Y CIENTÍFICA	23
4. HIPÓTESIS.....	24
5. OBJETIVO GENERAL	24
6. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	24
7. METODOLOGÍA	25
7.1 BIOMASA INOCULADA	25
7.2 CARACTERÍSTICAS DEL REACTOR UASB	25
7.3 CARACTERÍSTICAS DE LA COLUMNA DE DESORCIÓN.....	25
7.4 MONITOREO DEL REACTOR UASB Y DE LA COLUMNA DE DESORCIÓN	26
7.5 VARIACIÓN DEL TRH Y COV_{apl}	28
7.6 CONSTANTES CINÉTICAS DE CRECIMIENTO	28
7.7 MODELO DE SEGUNDO ORDEN DE GRAU	29
7.8 BALANCE DE MASAS	31
7.9 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO ATRIBUIDA A LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES DEL REACTOR	32
7.10 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO ATRIBUIDA A LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES DEL EFLUENTE	32
7.11 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO SOLUBLE EN EL EFLUENTE	32
7.12 PORCENTAJE DE METANO EN EL BIOGÁS	33
7.13 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO ATRIBUIDA AL METANO DISUELTO EN EL EFLUENTE	34
8. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	37
8.1 DESEMPEÑO DEL REACTOR UASB.....	37
8.2 TEMPERATURA, pH, TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICA Y CAUDAL.....	39
8.3 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO, CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA APLICADA Y REMOVIDA	41

8.4 CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA REMOVIDA Y PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	
43	
8.5 CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA REMOVIDA Y METANO	44
8.6 METANO DISUELTO EN EL EFLUENTE.....	47
8.7 SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES Y VOLÁTILES	48
8.8 TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR.....	51
8.9 CONSTANTES CINÉTICAS	52
8.10 BALANCE DE MASAS	54
9. CONCLUSIONES	58
10. RECOMENDACIONES	59
11. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	60

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1. CORRELACIÓN ENTRE LA COV_{REM} Y LA COV_{APL} CON DATOS OBTENIDOS DE DIFERENTES REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS INTERNACIONALES A BAJA TEMPERATURA Y TRH VARIABLES.....	14
FIGURA 2. CORRELACIÓN ENTRE LA COV_{REM} Y LA COV_{APL} CON DATOS OBTENIDOS DEL EQUIPO DE INVESTIGACIÓN DURANTE EL PERIODO 2013 – 2021 A BAJA TEMPERATURA Y TRH VARIABLE EN REACTORES EN ESCALA LABORATORIO Y PILOTO.....	15
FIGURA 3. REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DEL MODELO DE NÚCLEOS INERTES (LIU ET AL., 2003).	16
FIGURA 4. REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DEL MODELO DE ENLACE IÓNICO POSITIVO MULTIVALENCIA (LIU ET AL., 2003).....	17
FIGURA 5. COLUMNA DE DESORCIÓN, INSTALADA EN LA PARTE SUPERIOR DEL REACTOR UASB (CREACIÓN PROPIA).	26
FIGURA 6. A) ESQUEMA DE UN REACTOR UASB DONDE SE INDICAN LAS FRACCIONES PARA EL BALANCE DE MASAS EN RELACIÓN DE LA DQO. B) ESQUEMA DE LA COLUMNA DE DESORCIÓN (CREACIÓN PROPIA).	31
FIGURA 7. ESQUEMA QUE REPRESENTA LOS PASOS A SEGUIR PARA LA OBTENCIÓN DEL PORCENTAJE DE METANO CON EL MÉTODO DE ADSORCIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO EN HIDRÓXIDO DE SODIO, A) VOLUMEN DE NAOH A 3 M CONTENIDO EN EL TUBO CON FORMA DE BASTÓN INVERTIDO, B) INYECCIÓN DEL BIOGÁS, C) LAPSO EN EL QUE EL CO_2 ES ABSORBIDO POR EL NAOH 3 M QUEDANDO EL METANO QUE SE VA A CUANTIFICAR (SPANJERS & VANROLLEGHEM, 2016).	34
FIGURA 8. COMPORTAMIENTO DE LA TEMPERATURA EN EL REACTOR UASB DURANTE LA PRESENTE INVESTIGACIÓN, LAS LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 42, 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.	39
FIGURA 9. COMPORTAMIENTO DE PH EN EL REACTOR UASB DURANTE LA INVESTIGACIÓN, LAS LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 42, 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.	40

FIGURA 10. COMPORTAMIENTO DEL CAUDAL Y EL TRH EN EL REACTOR UASB DURANTE LA INVESTIGACIÓN, LAS LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 42, 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.	41
FIGURA 11. COMPORTAMIENTO DE LA DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO TOTAL DURANTE LAS 4 ETAPAS EXPERIMENTALES, LAS LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 42, 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.	42
FIGURA 12. CORRELACIÓN ENTRE LA CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA REMOVIDA Y LA CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA APLICADA EN LA PRESENTE INVESTIGACIÓN.	43
FIGURA 13. COMPORTAMIENTO CON RESPECTO AL TIEMPO DE LA COV _{REM} Y DEL BIOGÁS PRODUCIDO EN EL REACTOR UASB, LAS LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 42, 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.	44
FIGURA 14. CORRELACIÓN ENTRE LA CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA REMOVIDA Y EL METANO MEDIDO EN LA PRESENTE INVESTIGACIÓN.	45
FIGURA 15. CORRELACIÓN ENTRE EL METANO TEÓRICO Y MEDIDO EN LA PRESENTE INVESTIGACIÓN EN LAS 4 ETAPAS EXPERIMENTALES.....	46
FIGURA 16. COMPORTAMIENTO DEL METANO DISUELTO EN EL EFLUENTE A LO LARGO DEL TIEMPO ANTES Y DESPUÉS DE LA COLUMNA DE DESORCIÓN, LAS LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 42, 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.	47
FIGURA 17. COMPORTAMIENTO DE LOS SSV Y SST DEL EFLUENTE, DURANTE LAS 4 ETAPAS EXPERIMENTALES, LAS LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 42, 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.	48
FIGURA 18. A) MUESTRA DE LODO OBTENIDO EN LA CAMA DE LODOS CON AGUA DESTILADA PARA VISUALIZAR LOS GRÁNULOS, B) LODO CON GRÁNULOS EN PAPEL FILTRO, C) LODO CON GRÁNULOS SEDIMENTADO DESPUÉS DE 5 MIN DE MUESTREAR.	50
FIGURA 19. COMPORTAMIENTO DE LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES Y LOS SÓLIDOS VOLÁTILES ALMACENADOS SEMANALMENTE EN LA COLUMNA DE DESORCIÓN A LO LARGO DE TRES ETAPAS EXPERIMENTALES, LAS	

LÍNEAS VERTICALES EN LOS DÍAS 104 Y 140 INDICAN EL INICIO DE CADA ETAPA EXPERIMENTAL.....	51
FIGURA 20. REGRESIÓN LINEAL DE DATOS PARA OBTENER LAS CONSTANTES CINÉTICAS CON EL MODELO DE MONOD.....	52

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1. PARÁMETROS FISICOQUÍMICOS MEDIDOS O ANALIZADOS DURANTE LA OPERACIÓN EN EL REACTOR UASB CON LA TÉCNICA Y EQUIPOS UTILIZADOS.	26
TABLA 2. FRECUENCIA Y PUNTO DE MUESTREO DE LOS PARÁMETROS FISICOQUÍMICOS EN EL REACTOR UASB.	27
TABLA 3. VARIACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN PARA OBTENER CADA ETAPA EXPERIMENTAL EN FUNCIÓN DE LA COV_{APL} EN EL REACTOR UASB.	28
TABLA 4. RESULTADOS PROMEDIO Y DESVIACIÓN ESTÁNDAR DE LOS PARÁMETROS MEDIDOS Y ANALIZADOS EN EL REACTOR UASB.	38
TABLA 5. VALORES OBTENIDOS AL MEDIR EL METANO DISUELTO EN EL EFLUENTE ANTES Y DESPUÉS DE LA COLUMNA DE DESORCIÓN Y MEDIDO EN LA PECERA.	48
TABLA 6. VALORES PROMEDIO UTILIZADOS PARA LA OBTENCIÓN DE LAS CONSTANTES CINÉTICAS EN LA PRESENTE INVESTIGACIÓN.	52
TABLA 7. BALANCE DE MASAS OBTENIDO DURANTE LAS 4 ETAPAS EXPERIMENTALES DE INVESTIGACIÓN CON LOS RESULTADOS PROMEDIO DEL METANO DISUELTO EN EL EFLUENTE, METANO EN EL BIOGÁS, LA DQO_s EN EL EFLUENTE, SSV DE LA CAMA DE LODOS DEL REACTOR, SSV DEL EFLUENTE Y DQO_T DEL INFLUENTE UTILIZANDO LAS ECUACIONES DE LA 20 A LA 30.	55
TABLA 8. COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON DIFERENTES AUTORES.	57

1. INTRODUCCIÓN

La problemática que se vive actualmente con relación a la cantidad y calidad del agua residual que se genera a nivel urbano e industrial hace necesario que se planteen nuevos retos para dar tratamiento a esta. El contar con un sistema de tratamiento, no es suficiente, debe conocerse los parámetros de operación, los parámetros fisicoquímicos que involucran la degradación de la materia orgánica, y algún subproducto en particular que se genere en el proceso.

El sistema de tratamiento como el reactor anaerobio de flujo ascendente, se prefiere sobre otros tipos de reactores anaerobios porque tienen una configuración sencilla, genera poco lodo y produce biogás, que contiene un alto porcentaje de metano con respecto a otros gases (Faekah et al., 2020; Al-Shayah & Mahmoud, 2008).

El sistema de tratamiento anaerobio no solo remueve la materia orgánica, sino que es apto para funcionar en diferentes climas, como es el clima frío, donde las reacciones biológicas ocurren a menor velocidad, por lo tanto, es de suma importancia realizar más estudios relacionados con este tema.

Los estudios que se pueden realizar son de constantes cinéticas de crecimiento bacteriano y un balance de masas de la demanda química de oxígeno (DQO), lo que hace necesario contar con datos de parámetros fisicoquímicos y cuantificación del biogás, entre otros. Lo anterior también permitirá decidir si se aplica la ecuación de Monod en particular o será necesario enfocarse en otros modelos matemáticos para obtener las constantes cinéticas.

Teniendo en cuenta lo anterior, la presente investigación se enfocó en obtener las constantes cinéticas de crecimiento bacteriano y el balance de masas en un reactor UASB a escala piloto. Las condiciones de operación en el reactor UASB consideradas son: cargas orgánicas volumétricas aplicadas (COV_{apl}) de 3.0, 3.5, 4.0 y 4.5 kg DQO/m³/d, tiempo de retención hidráulica variable (TRH) y baja temperatura. Cada COV_{apl} corresponderá a una etapa experimental, contando con 4 etapas experimentales.

2. ANTECEDENTES

2.1 PROCESOS ANAEROBIOS A BAJA TEMPERATURA

Los procesos anaerobios (reactores anaerobios de flujo ascendente, UASB por sus siglas en inglés) comúnmente trabajan a temperaturas mesofílicas. Sin embargo, diferentes estudios muestran que es factible y que se pueden obtener remociones de DQO aproximadamente del 50 al 70 % cuando trabajan a baja temperatura (Xu et al., 2018; Zhang et al., 2018; Esparza-Soto et al., 2013; Lettinga, 2001). Con los procesos anaerobios a baja temperatura se pueden aplicar COV_{apl} bajas en el orden de 1 kg DQO/m³/d (Liu et al., 2023; Sumino et al., 2007; Luostarinen & Rintala, 2005), pero también COV_{apl} de hasta 10 – 12 kg DQO/m³/d (Loganath & Senophiyah-Mary, 2020; Farajzadehha et al., 2012; Sun et al., 2010; Lettinga, 2001) y aun así obtener eficiencias de remoción de materia orgánica de hasta el 80 %.

Investigadores internacionales han trabajado con reactores UASB a baja temperatura (9.7 - 16.5 °C) utilizando COV_{apl} relativamente bajas (0.35 a 4.89 kg DQO/m³/d) y obtuvieron COV_{rem} entre 0.18 y 3.50 kg DQO/m³/d, obteniendo una eficiencia de remoción de DQO del 83 %. Connaughton et al. (2006), utilizaron una COV_{apl} de 12 kg DQO/m³/d, con un TRH de 9.75 h y una DQO soluble (DQO_s) de un agua sintética con 5,000 mg DQO/L y obtuvieron una COV_{rem} de 9.85 kg DQO/m³/d que corresponde a una carga alta en el efluente. La COV_{apl} más baja fue la de Sumino et al. (2007) de 0.35 kg DQO/m³/d utilizando un agua residual municipal de 354 mg DQO_s /L, un TRH de 24.4 h y obtuvieron una COV_{rem} de 0.18 kg DQO/m³/d, en este caso la COV_{rem} fue baja. La COV_{apl} que utilizó Zhang et al. (2020) fue parecida a la utilizada por Sumino et al. (2007) que fue de 0.55 kg DQO/m³/d, con una COV_{rem} de 0.52 kg DQO/m³/d y un TRH de 16 h. A baja temperatura, se emplean bajas COV_{apl} con agua residual sintética, pocos investigadores utilizan agua residual municipal y casi ninguno agua residual industrial. Independientemente de las COV_{apl} y las condiciones a la cuales se desarrollaron las diferentes investigaciones se observa que existe una correlación entre la COV_{apl} y la COV_{rem} (Figura 1).

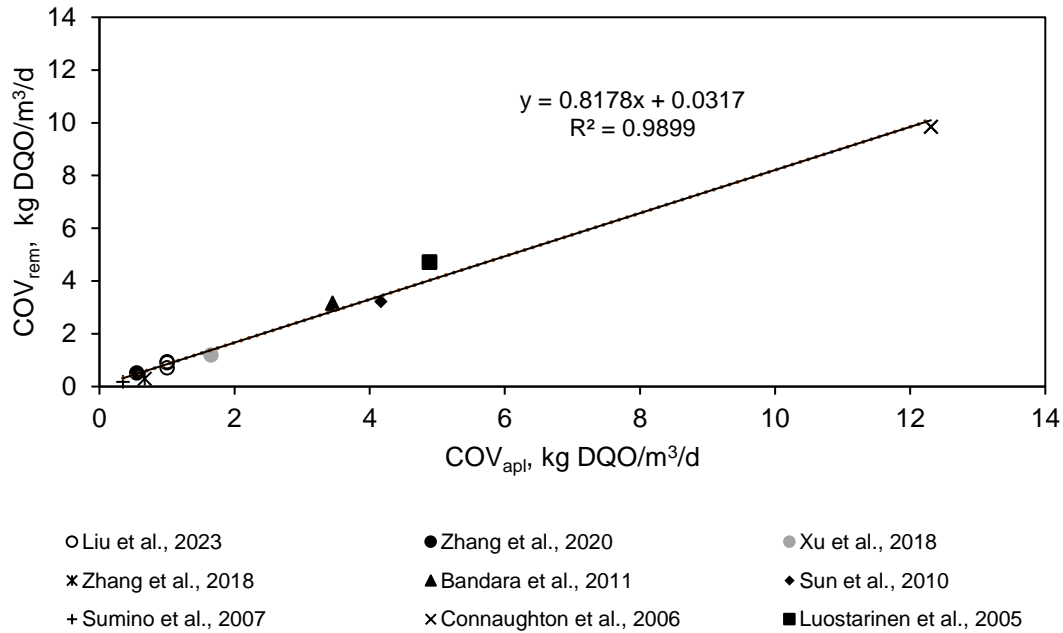
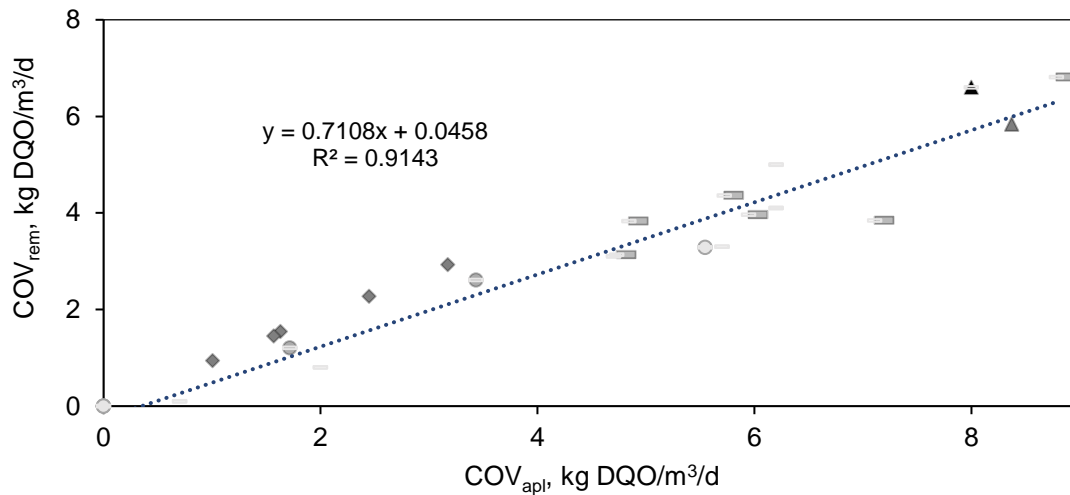


Figura 1. Correlación entre la COV_{rem} y la COV_{apl} con datos obtenidos de diferentes referencias bibliográficas internacionales a baja temperatura y TRH variables.

A partir de los trabajos previos del grupo de investigación (Mier-Quiroga, 2021; Alcaraz-Ibarra et al., 2020; Jacobo-López et al., 2019; Ríos-Moreno, 2017; Ávila-Arias, 2015; Lara-Domínguez, 2013; Esparza-Soto et al., 2013) se concentraron los datos de los parámetros operacionales para poder desarrollar el presente proyecto como complemento. Con los datos de los parámetros operacionales del grupo de investigación que trabajó a baja temperatura y con la DQO_s se calculó las COV. Con las COV_{rem} y las COV_{apl} se realizó una correlación obteniéndose una eficiencia de remoción aproximada del 71 % (Figura 2).



- ◆ Mier-Quiroga, 2021
- Alcaraz-Ibarra et al., 2020
- Jacobo-López, 2018
- ▲ Ríos-Moreno, 2017
- Ávila-Arias, 2015
- Lara-Dominguez, 2013
- Esparza-Soto et al., 2013

Figura 2. Correlación entre la COV_{rem} y la COV_{apl} con datos obtenidos del equipo de investigación durante el periodo 2013 – 2021 a baja temperatura y TRH variable en reactores en escala laboratorio y piloto.

2.2 LODO ANAEROBIO GRANULAR

Los reactores UASB tienen la característica de llegar a producir un lodo con una alta concentración de biomasa y una amplia diversidad de microorganismos por lo tanto la DQO que entra a un reactor UASB puede ser rápidamente degradada y esto permite tener volúmenes de reactores proporcionalmente pequeños (Liu et al., 2003).

La granulación del lodo es de gran importancia ya que es el núcleo del tratamiento en un reactor UASB. El tiempo de granulación dentro del reactor es de un aproximado de 2 – 8 meses (Liu et al., 2003), y para lograrlo se necesita tener un monitoreo de lo que entra, se almacena y sale del reactor.

Las características físicas del lodo granular son densas capas de microorganismos, que en conjunto pueden llegar a degradar la materia orgánica compleja y soportar altas cargas orgánicas (Liu et al., 2003). Otra característica del lodo granular es que por su estructura física se presentan altas velocidades de sedimentación, también si su estructura física es

granular o floculenta puede afectar a la comunidad metanogénica en un proceso anaerobio (Pan et al., 2019).

Las bacterias anaerobias se adhieren a la superficie de micro partículas inertes que existen en un reactor UASB y forman biopelículas, es decir gránulos embrionarios (por la semejanza a un embrión) (Figura 3). Se pueden desarrollar más gránulos maduros por la adhesión de nuevas bacterias al operar los reactores bajo ciertas condiciones de operación. El modelo de núcleos inertes primeramente propuesto por Lettinga et al. (1980) sugiere que el primer paso para obtener una granulación es la presencia de núcleos o también llamados bioportadores de tamaño micro para la unión bacteriana.

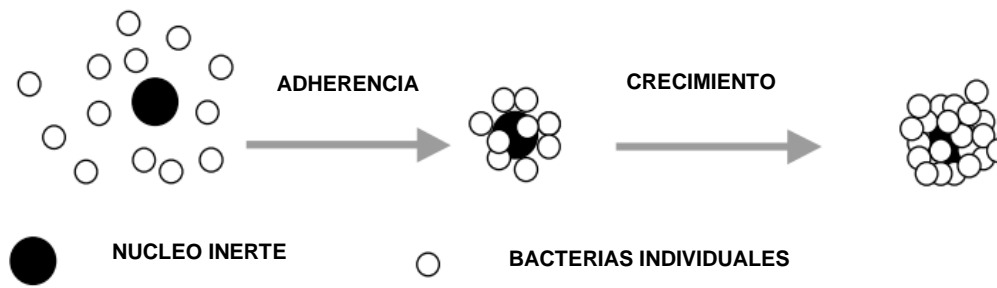


Figura 3. Representación esquemática del modelo de núcleos inertes (Liu et al., 2003).

Existen otros diferentes modelos que predicen la granulación del lodo como el modelo de selección de presión, que sugiere que la agregación de las bacterias al sistema puede ser una estrategia de protección efectiva contra la alta selección de presiones (Hulshoff Pol et al., 2004).

Otro modelo es el de enlace iónico positivo multivalencia que se basa en las cargas negativas con las que están cargadas las superficies de las bacterias, esto bajo condiciones neutras de pH, para acelerar el proceso de granulación es reducir la repulsión electrostática entre las bacterias que están cargadas negativamente, esto se puede llevar a cabo introduciendo al sistema iones positivos de múltiples valencias, como calcio férrico, iones de aluminio o magnesio (Figura 4) (Liu et al., 2003).

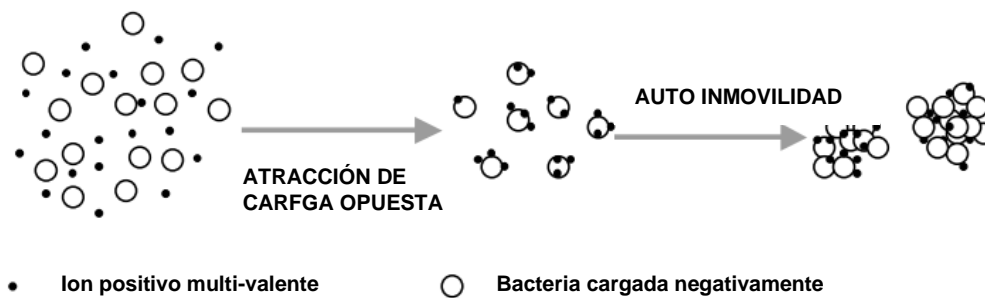


Figura 4. Representación esquemática del modelo de enlace iónico positivo multivalencia (Liu et al., 2003).

2.3 REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE

El reactor UASB tiene las siguientes cualidades (Pérez-Martínez et al., 2008):

- El lodo anaerobio adquiere durante su aclimatación una buena sedimentabilidad, por lo tanto, se pueden aplicar altas velocidades de flujo vertical sin un riesgo considerable de fuga de lodos.
- Por las características de los reactores, el agua residual tiene un buen contacto con el lodo anaerobio. Esto se logra por la alimentación uniforme en el fondo del reactor, o bien, es el resultado de la agitación provocada por la producción de biogás.
- La colocación de un separador gas-líquido-sólido disminuye o evita la fuga de lodos. Las ventajas del separador son: coleccionar, separar y descargar el biogás producido, reducir la turbulencia en el líquido, favorecer la sedimentación del lodo, entre otras.

2.4 CONSTANTES CINÉTICAS DE CRECIMIENTO

La cinética bacteriana proporciona una base para el análisis, control, diseño y predecir el rendimiento de un proceso anaerobio (Faekah et al., 2020; Oktem, 2020). Además, se ocupa de los factores operativos y ambientales afectando las tasas de remoción. Los valores de las constantes cinéticas deben estimarse mediante la regresión lineal de datos experimentales generados a partir de un estudio a escala laboratorio o piloto (Bhunja & Ghangrekar, 2008).

Para un reactor sin recirculación de biomasa como es el reactor UASB, la razón cambio de la biomasa y el sustrato con respecto al tiempo en el sistema se puede expresar con las ecuaciones 1 y 2:

$$\frac{dX_r}{dt} = \frac{Q}{V_b} * X_0 - \frac{Q}{V_b} * X_e + \mu * X_r - K_d - X_r \quad (1)$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V_b} * S_0 - \frac{Q}{V_b} * S - \frac{\mu * X_r}{Y} \quad (2)$$

Donde: dX_r/dt es la razón de cambio de la concentración de biomasa en el reactor con respecto al tiempo; X_r es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L); t es el tiempo (d); Q es el caudal (L/d); V_b es el volumen de la cama de lodos (L); X_0 es la concentración de biomasa que entra al reactor (mg/L); X_e es la concentración de biomasa a la salida del reactor (mg/L); μ es la tasa de crecimiento específico; K_d es la constante de decaimiento (d^{-1}); dS/dt es la razón de cambio de la concentración de DQO a la salida del reactor con respecto al tiempo; S_0 es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L); Y es el coeficiente de rendimiento de biomasa (mg VSS/mg DQO). Las ecuaciones 1 y 2 están en una forma no lineal, para realizar la regresión lineal se requiere una linealización.

El tiempo de retención celular representa el tiempo promedio durante el cual el lodo permanece en el sistema (Santiago-Díaz et al., 2021), se entiende como la masa de organismos en el reactor divididos por la masa de organismos removidos del reactor y se representa con la ecuación 3:

$$\theta_c = \frac{V_r * X_r}{Q * X_e} \quad (3)$$

Donde: θ_c es el tiempo de retención celular (d); V_r es el volumen de la cama de lodos (L); X_r es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L); V_r es el volumen efectivo del reactor (L), Q es el caudal (L/d); X_e es la concentración de biomasa en efluente (mg/L).

En estado estacionario es decir que la razón de cambio de la biomasa en el reactor con respecto al tiempo es igual a cero, así mismo la razón de cambio del sustrato con respecto

al tiempo es igual a cero, utilizando las ecuaciones 1 y 2 se pueden obtener las ecuaciones 4 y 5 (Bhunia & Ghangrekar, 2008):

$$X_r = \frac{Q * Y * \theta_c * (S_0 - S)}{K_d * (1 + K_d * \theta_c)} \quad (4)$$

$$S = \frac{K_s * (1 + K_d * \theta_c)}{\theta_c * (\mu_m - k_d) - 1} \quad (5)$$

Donde: X_r es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L); Q es el caudal (L/d); Y es el coeficiente de rendimiento de biomasa (mg VSS/mg DQO); θ_c es el tiempo de retención celular (d); S_0 es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L); K_d es la constante de decaimiento endógeno (d^{-1}); μ_m es la tasa de crecimiento específica máxima (d^{-1}).

Las ecuaciones 4 y 5 no están linealizadas, por lo que es necesario transformar las ecuaciones a una forma lineal para generar la regresión y poder realizar los cálculos para obtener constantes cinéticas (Bhunia & Ghangrekar, 2008).

El crecimiento bacteriano se puede modelar de acuerdo con la ecuación de Monod para la tasa de crecimiento específica de bacterias en donde el sustrato limitante está disponible para los microorganismos en forma disuelta (Nacheva et al., 2009). La ecuación de Monod se representa con la ecuación 6 (Rittmann & McCarty, 2020)

$$\mu_{sin} = \frac{1}{X_a} \frac{dX_a}{dt} = \mu_m \frac{S_i}{K_s + S} \quad (6)$$

Donde: μ_{sin} es la tasa de crecimiento específica debido a la síntesis (d^{-1}); X_a es la concentración de la biomasa activa (mg/L); t es el tiempo (d); μ_m es la tasa de crecimiento específica máxima (d^{-1}); S_i es la concentración del sustrato limitador de crecimiento (mg/L); K_s es la concentración media de la tasa máxima de crecimiento (mg/L); S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L).

Los ingenieros ambientales descubrieron que la biomasa activa tiene una demanda de energía para mantenimiento, que incluye funciones celulares como la motilidad, reparación

y resíntesis, regulación osmótica, transporte y pérdida de calor (Rittmann & McCarty, 2020). Por lo general, ese flujo de energía y electrones necesarios para cumplir con las necesidades de mantenimiento como el decaimiento endógeno se representa con la ecuación 7 (Rittmann & McCarty, 2020):

$$\mu_{dec} = \left(\frac{1}{Xa} \frac{dXa}{dt} \right)_{inerte} = -b \quad (7)$$

Donde: μ_{dec} tasa de crecimiento específica debido a la descomposición (d^{-1}); Xa es la concentración de la biomasa activa (mg/L); t es el tiempo (d); b es el coeficiente de decaimiento endógeno (d^{-1}).

No toda la biomasa activa se pierde por el decaimiento para generar energía de mantenimiento. Una gran parte de la biomasa es oxidada en pequeñas fracciones como materia inerte. La tasa de oxidación se representa con la ecuación 8 (Rittmann & McCarty, 2020):

$$\left(\frac{1}{Xa} \frac{dXa}{dt} \right)_{resp} = F_d * b \quad (8)$$

Donde: Xa es la concentración de la biomasa activa (mg/L); t es el tiempo (d); F_d es la fracción de biomasa activa que es biodegradable; b es el coeficiente de decaimiento endógeno (d^{-1}).

La tasa donde la biomasa activa es convertida a biomasa inerte, es la diferencia de la tasa de decaimiento con la tasa de decaimiento de oxidación y se representa con la ecuación 9 (Rittmann & McCarty, 2020):

$$-\frac{1}{Xa} \frac{dXi}{dt} = \left(\frac{1}{Xa} \frac{dXa}{dt} \right)_{inerte} = -(1 - F_d)b \quad (9)$$

Donde: Xa es la concentración de la biomasa activa (mg/L); Xi es la concentración de biomasa inerte (mg/L); t es el tiempo (d); F_d es la fracción de biomasa activa que es biodegradable; b es el coeficiente de decaimiento endógeno (d^{-1}).

La tasa de crecimiento neta de la biomasa activa es la suma del nuevo crecimiento y del decaimiento, se representa con la ecuación 10 (Rittmann & McCarty, 2020):

$$\mu = -\frac{1}{Xa} \frac{dXa}{dt} = \mu_{sin} + \mu_{dec} = \mu_m \frac{S_i}{K_S + S} - b \quad (10)$$

Donde: μ es la tasa de crecimiento específica; Xa es la concentración de la biomasa activa (mg/L); t es el tiempo (d); μ_{sin} es la tasa de crecimiento específica debido a la síntesis (d^{-1}); μ_{dec} tasa de crecimiento específica debido a la descomposición (d^{-1}); μ_m es la tasa de crecimiento específica máxima (d^{-1}); S_i es la concentración del sustrato limitador de crecimiento (mg/L); K_S es la concentración media de la tasa máxima de crecimiento (mg/L); b es el coeficiente de decaimiento endógeno (d^{-1}).

2.5 BALANCE DE MASAS

El balance de masas se basa en el principio de que la masa no se crea ni se destruye solo se transforma. Así mismo el análisis del balance de masas en un reactor indica una idea de lo que sucede dentro del reactor en función del tiempo. La importancia del balance de masas es entender dónde queda toda la materia orgánica durante el proceso de tratamiento del agua residual para así poder identificar si existen fugas de lodo o fugas de biogás en el reactor entre otras. Para entender mejor el análisis del balance de masas se puede utilizar la siguiente consideración:

$$\text{Acumulación} = \text{influyente} - \text{efluente} + \text{generación}$$

Khan et al. (2015) operaron un reactor UASB para el tratamiento de agua residual doméstica a temperatura de 40 °C, calcularon el balance de masas y obtuvieron entre 64 – 100 % de contabilización de la DQO total (DQO_T). Lu et al. (2015) a temperatura de 35 °C contabilizaron entre 86.3 a 98.3 % de DQO_T ; Nada et al. (2011) a temperatura de 20°C contabilizaron un 100 % de la DQO_T . Los valores cercanos al 100 % indica una buena operación y control de los parámetros monitoreados en la operación.

En los trabajos previos del equipo de investigación (Mier-Quiroga, 2021; Alcaraz-Ibarra et al., 2020; Jacobo-López et al., 2019; Ríos-Moreno, 2017; Ávila-Arias, 2015; Lara-Domínguez, 2013; Esparza-Soto et al., 2013;) se tuvieron diferentes enfoques en la

operación de reactores UASB, compartiendo entre sí la operación a baja temperatura. Una de las principales contribuciones de Ríos-Moreno (2017) fue la determinación del metano en el efluente con una columna de desorción. Cada una de las investigaciones previas han aportado información importante necesaria para realizar un balance de masas. Sin embargo, no se había determinado un balance de masas sistemático, por lo que fue necesario tenerlo en consideración.

3. JUSTIFICACION CONTEXTUAL Y CIENTÍFICA

Por normatividad las industrias deben tener sistemas eficientes tratamiento de aguas residuales. Los procesos anaerobios son utilizados por algunas industrias en el área de Toluca, por su buena eficiencia de remoción de materia orgánica en aguas residuales industriales. La ventaja de estos procesos anaerobios es que reducen costos de operación en comparación con los reactores de lodos activados.

Los procesos anaerobios se han desarrollado ampliamente durante los últimos años. La gran ventaja de los procesos anaerobios a temperaturas mesofílicas (35 – 37 °C) es la alta producción de biogás, compuesto en su mayoría por metano y que puede ser aprovechado para la generación de energía (Parawira et al., 2006). Además, los procesos anaerobios tienen mayor eficiencia en remoción de DQO en temperaturas mesofílicas. Sin embargo, en temperaturas psicofílicas (< 20 °C) tanto las reacciones químicas como las biológicas ocurren a menor velocidad que en temperaturas altas (Lettinga, 2001). La ventaja de los procesos anaeróbios a temperaturas psicofílicas es que no se requiere incrementar la temperatura del influente lo que evita el uso de energía para el calentamiento del influente o del reactor.

En los procesos anaerobios es importante conocer qué le pasa a la materia orgánica dentro del reactor, ya que esta solo se transforma más no desaparece. Por lo tanto, en esta investigación se realizó un balance de masas para determinar cómo los parámetros de operación (TRH y COV_{apl}) influyen en el destino final de la materia orgánica como DQO.

En esta investigación el TRH es el parámetro que se modificó para así lograr obtener las 4 etapas experimentales que estuvieron en función de la COV_{apl} . Una vez concluidas las etapas experimentales, se utilizaron los resultados obtenidos para aplicar la ecuación de Monod y así complementar la investigación con la determinación de las constantes cinéticas de crecimiento bacteriano.

4. HIPÓTESIS

La COV_{apl} y el TRH variables a temperatura psicrófila permitirán obtener las constantes cinéticas y calcular el balance de masas, el cual se espera sea cercano a un cien por ciento.

5. OBJETIVO GENERAL

Determinar las constantes cinéticas de crecimiento y el balance de masas de DQO en un reactor UASB que trata agua residual de una industria chocolatera a baja temperatura variando la COV_{apl} (3.0, 3.5, 4.0, 4.5 kg DQO/m³/d).

6. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Establecer los parámetros de operación a baja temperatura y COV_{apl} variables para estabilizar un reactor UASB a escala piloto.
- Considerar el diseño, la construcción y corroborar el funcionamiento de una columna de desorción de metano disuelto en el efluente del reactor UASB.
- Estimar los datos obtenidos con un análisis estadístico de cada COV_{apl} durante la operación.
- Evaluar los parámetros fisicoquímicos de entrada, salida y dentro del reactor UASB.
- Analizar los valores obtenidos de los parámetros fisicoquímicos en el influente, efluente y dentro del reactor para calcular el balance de masas de DQO.
- Calcular las constantes cinéticas de crecimiento con el modelo de Monod o el modelo que más se ajuste.
- Evaluar si la COV_{apl} tiene algún efecto sobre el balance de masas.

7. METODOLOGÍA

7.1 BIOMASA INOCULADA

El reactor UASB reinició su operación en agosto de 2021, después de un receso en la operación por la pandemia del COVID-19. La biomasa inoculada fue un lodo anaerobio psicrófilico proveniente del sedimento de una laguna facultativa. La concentración de sólidos suspendidos totales (SST) fue de 18,908 mg/L, sólidos suspendidos volátiles (SSV) fue de 14,925 mg/L y la relación SSV/SST en 0.79 en el lodo anaerobio.

7.2 CARACTERÍSTICAS DEL REACTOR UASB

El reactor UASB fue construido con tubo de PVC, tiene forma de “Y” y un volumen efectivo de 130 L. El reactor tiene una geometría cilíndrica con un diámetro de 0.3 m en su sección transversal y una altura de 3 m. El influente fue alimentado por medio de una bomba de diafragma (Cole-Parmer, modelo 7090-42) y fue distribuido uniformemente en la base del reactor. En la parte superior del reactor se cuenta con un separador gas-líquido-sólido y un sedimentador lamelar.

7.3 CARACTERÍSTICAS DE LA COLUMNA DE DESORCIÓN

La columna de desorción tiene una longitud de 1.5 m y un diámetro de 0.10 m, en su interior tiene 3 mamparas para realizar la separación de la parte gaseosa del agua por medio de una caída brusca por gravedad. Las mamparas de 0.05 m se colocaron cada 0.30 m, con una forma de recipiente con un orificio para contener cierta cantidad de agua y generar una caída de goteo (Figura 5).

El diseño de la columna es una modificación al diseño original de Glória. (2016) cuyo objetivo fue separar la fracción de metano disuelta en el efluente, y después realizar una medición de metano disuelto en el efluente. La medición de metano disuelto en el efluente se realizó antes y después de la columna de desorción, para poder comprobar cuanto metano fue desprendido del agua en el paso de esta y la vez se midió el metano producido en la columna con una pecera con agua y un vaso de precipitados invertido cuyo propósito fue desplazar el agua en su interior para obtener una medición.

El método para realizar la medición de metano disuelto en el efluente fue el propuesto por Chandran et al. (2019). Se realizó mediante una sobresaturación de NaCl y como

consecuencia de la alta concentración de sal, la actividad microbiana se detiene en la muestra del reactor y los gases disueltos se escapan de la fase líquida.

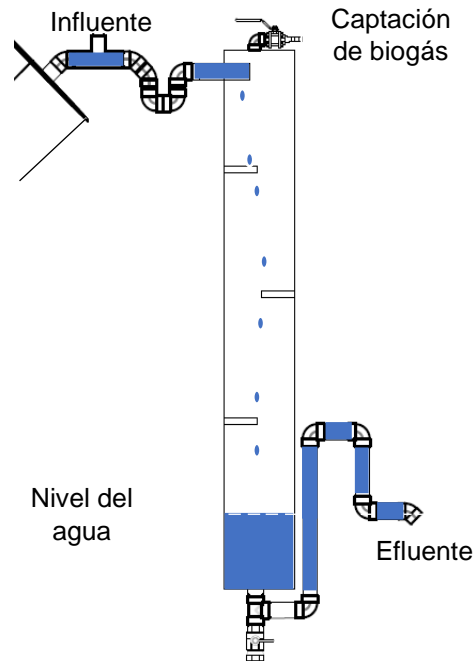


Figura 5. Columna de desorción, instalada en la parte superior del reactor UASB (creación propia).

7.4 MONITOREO DEL REACTOR UASB Y DE LA COLUMNA DE DESORCIÓN

Durante esta investigación se midieron y analizaron los parámetros mostrados en la Tabla 1. La frecuencia y el punto de muestreo se muestran en la Tabla 2.

Tabla 1. Parámetros fisicoquímicos medidos o analizados durante la operación en el reactor UASB con la técnica y equipos utilizados.

Parámetro	Unidades	Técnicas	Equipo
pH	-	NMX-AA-008-SCFI-2016 (DOF, 2016)	Medidor multiparamétrico (YSI, modelo 63)
Temperatura	°C	NMX-AA-007-SCFI2000 (DOF, 2000)	Termómetro de mercurio
DQO	mg/L	Método de digestión de reactor (Hach, 2021)	Digestor (Hach, modelo DRB 200) Espectrofotómetro (Hach, modelo DR 6000)

Parámetro	Unidades	Técnicas	Equipo
SST	mg/L	NMX-AA-034-SCFI-2015 (DOF, 2015)	Estufa (Lab-Line, modelo imperial V) y mufla (thermo scientific)
SSV			
Producción de biogás	L/d	NOM-014-SCFI-1997 (DOF, 1998)	Medidor de gas (Elster AMCO, modelo BK – G1.6)
% de CH ₄	%	Medición del porcentaje de metano (Spanjers & Vanrolleghem, 2016)	Columna de absorción
CH ₄ disuelto en el efluente	mg/L	Método de sobresaturación con NaCl (Chandran et al., 2019)	Material común de laboratorio

Tabla 2. Frecuencia y punto de muestreo de los parámetros fisicoquímicos en el reactor UASB.

Parámetro	Punto de muestreo	Frecuencia
pH	Influente y efluente	1 vez al día
Temperatura	Influente y efluente	1 vez al día
Flujo	Efluente	1 vez al día
DQO _T	Influente y Efluente	3 veces a la semana
DQO _s	Influente y Efluente	3 veces a la semana
SSV	Efluente y reactor	3 veces a la semana (efluente) 1 vez al finalizar cada etapa experimental (reactor)
SST	Efluente y reactor	3 veces a la semana (efluente) 1 vez al finalizar cada etapa experimental (reactor)
Producción de biogás	Medidor de biogás	1 vez al día
% de CH ₄	Captador de biogás	1 vez al día
CH ₄ disuelto en el efluente	Efluente	1 vez al día

7.5 VARIACIÓN DEL TRH Y COV_{apl}

En esta investigación, la DQO del influente se mantuvo constante para las etapas experimentales 1, 2 y 3. En la etapa experimental 4 se modificó la concentración de DQO del influente. Por lo tanto, las diferentes COV_{apl} se obtuvieron modificando el TRH en cada etapa experimental. En el caso de la etapa experimental 4 se aumentó la concentración de la DQO para no disminuir el TRH a menos de 6 h (Tabla 3), porque al disminuir más el TRH se desestabiliza el reactor.

Tabla 3. Variación de los parámetros de operación para obtener cada etapa experimental en función de la COV_{apl} en el reactor UASB.

Etapa experimental	S ₀ (mg/L)	TRH (h)	COV _{apl} (Kg DQO/m ³ /d)
1	1000	8	3
2	1000	7	3.5
3	1000	6.2	4
4	1500	7.8	4.5

S₀: Concentración inicial de DQO_T

7.6 CONSTANTES CINÉTICAS DE CRECIMIENTO

Para determinar las constantes cinéticas de crecimiento se utilizó la ecuación de Monod. Para obtener la concentración media de la tasa máxima de crecimiento (K_s) y la tasa máxima de utilización de sustrato específico (K), se graficó el término $\frac{Xr}{S_0 - S}$ contra $\frac{1}{S}$, lo que se representa con la ecuación 11 (Metcalf & Eddy, 2003):

$$\frac{Xr * TRH}{S_0 - S} = -\frac{K_s}{k} * \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad (11)$$

Donde: Xr es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L); TRH es el tiempo de retención hidráulico (d); S₀ es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L); K_s es la concentración media de la tasa máxima de crecimiento (mg/L); k es la tasa máxima de utilización de sustrato específico (mg/d).

Después se obtuvo el coeficiente de rendimiento de biomasa (Y) y la constante de decaimiento (K_d), que son el rendimiento de biomasa y el parámetro de decaimiento,

respectivamente, y se determinaron graficando $\frac{1}{\theta_c}$ contra $-\frac{r_{su}}{X}$, lo que se representa con las ecuaciones 12, 13, 14:

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \frac{r_{su}}{X} - Kd \quad (12)$$

$$r_{su} = -\frac{S_0 - S}{TRH} \quad (13)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{S_0 - S}{Xr * TRH} - Kd \quad (14)$$

Donde: θ_c es el tiempo de retención celular (d); S_0 es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L); Y es el coeficiente de rendimiento de biomasa (mg de VSS/mg de DQO); r_{su} es la tasa de cambio de concentración de sustrato debido a la utilización (mg/L/d); TRH es el tiempo de retención hidráulico (d); Xr es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L); Y se identifica como la pendiente de una línea recta que pasa sobre los datos graficados y el intercepto de la misma línea recta es Kd , la constante de decaimiento.

7.7 MODELO DE SEGUNDO ORDEN DE GRAU

EL modelo de segundo orden de Grau es una combinación de dos modelos que es la cinética de reacción química de segundo orden y el modelo de Monod antes descrito. En el modelo de Grau la tasa de consumo de sustrato no depende de la concentración inicial del sustrato (Njoya et al., 2021)

Para obtener la constante de eliminación de sustrato de segundo orden, es de acuerdo con Grau et al. (1975) la ecuación 15:

$$-\frac{ds}{dt} = K_2 Xr \left(\frac{S}{S_0}\right)^2 \quad (15)$$

Donde: ds/dt es la razón de cambio del sustrato con respecto al tiempo, K_2 es la constante de eliminación de sustrato de segundo orden (d^{-1}); Xr es la concentración de biomasa en el

reactor (mg/L); S_0 es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L).

La solución de la ecuación diferencial donde $S = S_0$ en $t = 0$ y $S = S$ en $t = TRH$, y la linealización se obtiene la ecuación 16:

$$\frac{TRH S_0}{S_0 - S} = TRH - \frac{S_0}{K_2 X_r} \quad (16)$$

Donde: TRH es el tiempo de retención hidráulico (d); S_0 es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L); K_2 es la constante de eliminación de sustrato de segundo orden (d^{-1}); X_r es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L).

Considerando que $(S_0-S)/S_0$ es igual a la eficiencia de remoción (E) y $a = S_0/X_k k_2$, la ecuación 15 puede ser simplificada a la ecuación 17:

$$\frac{TRH}{E} = a + b TRH \quad (17)$$

Donde: TRH es el tiempo de retención hidráulico (d); a y b son constantes determinadas de la ecuación 15 (adimensionales).

Finalmente, con las ecuaciones antes determinadas, se puede graficar el TRH en el eje X y el término $\left(\frac{TRH S_0}{S_0 - S}\right)$ en el eje Y, donde la constante a es intercepto en el eje Y y la constante b es la pendiente, y K_2 es determinada haciendo el respectivo despeje y usando la ecuación 18:

$$a = \frac{S_0}{K_2 X_r} \quad (18)$$

Donde: a es una constante; S_0 es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); K_2 es la constante de eliminación de sustrato de segundo orden (d^{-1}); X_r es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L).

7.8 BALANCE DE MASAS

El balance de masas se representa con la ecuación 19 (Nada et al., 2011). Se llevó a cabo el balance al final de cada una de las etapas experimentales. En el esquema del reactor UASB se muestran las fracciones para calcular el balance de masas (Figura 6A), donde Fm se utiliza para denotar que es un flujo másico. En esta investigación no se consideró la DQO atribuida a la sulfato reducción porque la literatura muestra un porcentaje no significativo atribuido a dicha fracción.

$$Fm-DQO_{in} = Fm-DQO_{Xr} + Fm-DQO_{CH_4} + Fm-DQO_{CH_4-ef} + Fm-DQO_{ef} + Fm-DQO_{xe} \quad (19)$$

Donde: $Fm-DQO_{in}$ es la masa de DQO_s que entra al reactor UASB (kg/d); $Fm-DQO_{Xr}$ es la DQO atribuida a los SSV del reactor UASB (kg/d); $Fm-DQO_{xe}$ es la DQO atribuida a los SSV del efluente (kg/d); $Fm-DQO_{CH_4}$ es la DQO relacionada con el metano en el biogás (kg/d); $Fm-DQO_{CH_4-ef}$ es la DQO atribuida al metano disuelto en el efluente (kg/d); $Fm-DQO_{ef}$ es la DQO_s que sale del reactor UASB (kg/d).

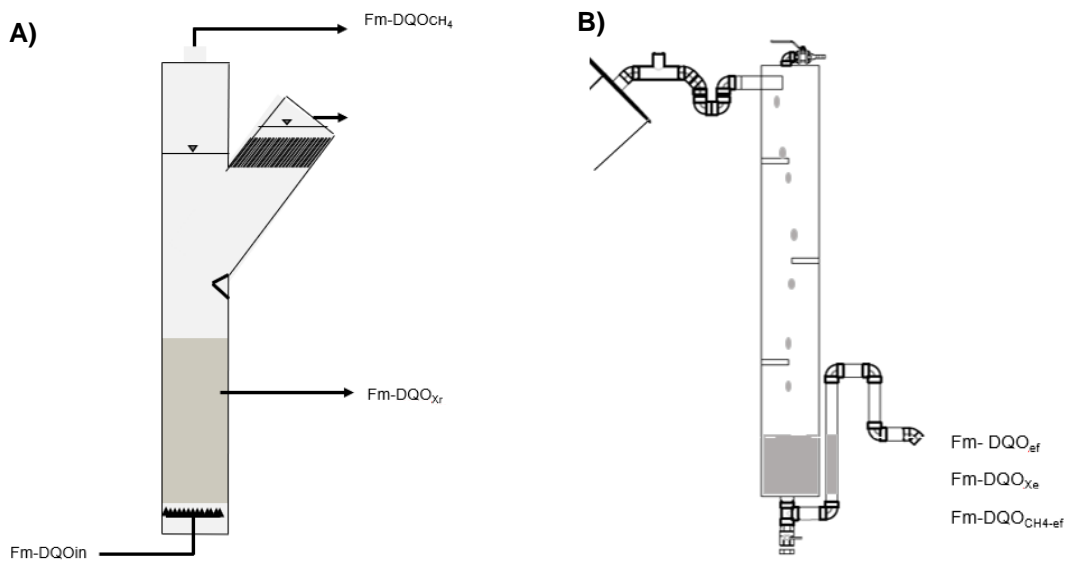


Figura 6. A) Esquema de un reactor UASB donde se indican las fracciones para el balance de masas en relación de la DQO. B) esquema de la columna de desorción (creación propia).

7.9 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO ATRIBUIDA A LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES DEL REACTOR

La fracción de $Fm-DQO_{xr}$ se obtuvo midiendo los sólidos suspendidos volátiles experimentalmente en la cama de lodos del reactor al inicio y final de cada etapa experimental. La concentración obtenida se multiplica por el volumen del reactor y por último se multiplica por 1.42 (kg DQO/kg SSV), el cual es un factor de conversión y representa la DQO teórica atribuida a los SSV. La $Fm-DQO_{xr}$ se representa con la ecuación 20:

$$Fm - DQO_{xr} = \frac{(X_{r2} - X_{r1})}{(t_2 - t_1)} * Vr * 1.42 \text{ kgDQO/kgSSV} \quad (20)$$

Donde: $Fm-DQO_{xr}$ es la DQO atribuida a los SSV del reactor UASB (kg/d); X_{r1} es la concentración obtenida de SSV en la cama de lodos al inicio de la etapa experimental (kg/m³); X_{r2} es la cantidad obtenida de SSV en la cama de lodos al final de la etapa experimental (kg/m³); t_1 es el tiempo inicial en la etapa experimental (d); t_2 es el tiempo final de la etapa experimental (d); Vr es el volumen efectivo del reactor (m³); 1.42 es la DQO teórica atribuida a los SSV (kg DQO/kg SSV).

7.10 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO ATRIBUIDA A LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES DEL EFLUENTE

La fracción de $Fm-DQO_{xe}$ se obtuvo midiendo los SSV promedio experimentalmente en el efluente del reactor y posteriormente multiplicarse por el caudal promedio del reactor. Se representa con la ecuación 21:

$$Fm - DQO_{xe} = X_e * Q_{UASB} * 1.42 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg SSV}} \quad (21)$$

Donde: $Fm-DQO_{xe}$ es la DQO atribuida a los SSV del efluente UASB (kg/d); 1.42 es la DQO teórica atribuida a los SSV (kg DQO/kg SSV); X_e son los SSV promedio obtenidos experimentalmente en el efluente del reactor (kg/ m³); Q es el caudal (m³/d).

7.11 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO SOLUBLE EN EL EFLUENTE

La fracción $Fm-DQO_{ef}$ es la DQO_s obtenida en el efluente del reactor multiplicada por el flujo. Se representa con la ecuación 22:

$$Fm - DQO_{ef} = S * Q \quad (22)$$

Donde: $Fm - DQO_{ef}$ es la DQO_s en el efluente (kg/d); S es la concentración de DQO_s promedio obtenida en el efluente (kg/m³); Q es el caudal (m³/d).

7.12 PORCENTAJE DE METANO EN EL BIOGÁS

La medición del porcentaje de metano del biogás producido se realizó con el método de adsorción de CO₂ en NaOH propuesto por Spanjers y Vanrolleghem (2016). Este método utiliza una tubería de vidrio en forma de bastón invertido (Figura 7). La parte baja se llena con NaOH 3M (Figura 7a).

El lado corto del bastón invertido de la tubería se sella con un tapón de silicón, mientras que en el lado largo se gradúa con marcas de 0 a 10 cm y está abierto a la atmósfera. Se inyectan 20 ml del biogás producido en el reactor UASB con una jeringa (Figura 7b). Al inyectar el biogás a través del tapón de silicón, el NaOH se eleva por el lado largo del bastón invertido y se anota dicha elevación inicial (8 cm, Figura 7b), se deja estabilizar el biogás con la solución de NaOH por 5 minutos. En este lapso el CO₂ del biogás se adsorbe en el NaOH. Se anota el nivel de la solución en el lado largo del bastón invertido (6 cm, Figura 7c), dejando solamente al metano en la fase gaseosa.

El porcentaje de metano se calcula dividiendo la altura inicial entre la altura final de la solución en el lado largo del bastón invertido y multiplicando por 100 %. Con los datos de la Figura 7 el cálculo es % Metano = 6 cm/8 cm * 100 % = 75 %.

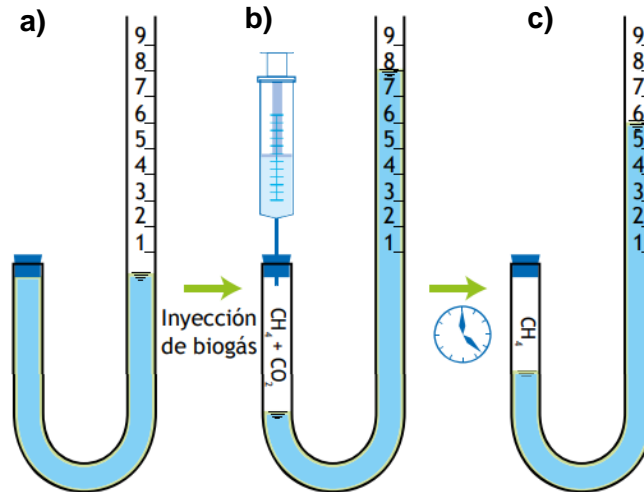


Figura 7. Esquema que representa los pasos a seguir para la obtención del porcentaje de metano con el método de adsorción de dióxido de carbono en hidróxido de sodio, a) Volumen de NaOH a 3 M contenido en el tubo con forma de bastón invertido, b) inyección del biogás, c) lapso en el que el CO₂ es absorbido por el NaOH 3 M quedando el metano que se va a cuantificar (Spanjers & Vanrolleghem, 2016).

El flujo de metano se utiliza para conocer la cantidad de DQO destinada al metano para calcular el balance de masas se representa con la ecuación 23:

$$Fm - DQO_{CH_4} = \frac{Q_{CH_4}}{0.35 \text{ m}^3 - CH_4 / \text{kg DQO}} \quad (23)$$

Donde: $Fm - DQO_{CH_4}$ es la DQO relacionada con el metano en el biogás (kg/d); 0.35 es un factor de conversión de metros cúbicos de metano a kilogramos de DQO ($\text{m}^3 \text{CH}_4 / \text{kg DQO}$).

7.13 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO ATRIBUIDA AL METANO DISUELTO EN EL EFLUENTE

El metano en el efluente tiende a presentarse en altas cantidades. Esto se debe a que la solubilidad de los gases se incrementa cuando disminuye la temperatura del líquido (Bandara et al., 2011). Para calcularlo existe una serie de pasos que se muestran a continuación:

La concentración de metano teórico se mide con la ecuación 24:

$$C_{CH_4-teo} = \frac{P * \% CH_4}{10^{\left(\frac{-A}{(273.15+T)+B}\right)} * \frac{1000}{18} * PM * 1000} \quad (24)$$

Donde: C_{CH_4-teo} es la concentración teórica del metano en el efluente (mg/L); P es la presión atmosférica local (atm); T es la temperatura del agua en el efluente (°C); PM es el peso molecular del metano (moles); % CH₄ porcentaje de metano en el biogás; A y B son constantes de la ecuación de Henry cuyo valor es 675.74 y 6.88 respectivamente.

El siguiente paso es conocer la concentración de DQO relacionada con el metano utilizando la ecuación 25:

$$\frac{mg - DQO_{CH_4}}{L} = DQO_T * C_{CH_4-teo} \quad (25)$$

Donde: DQO_T es la DQO total que entra en el reactor (mg/L) C_{CH_4-teo} es la concentración teórica del metano en el efluente (mg/L). Siguiendo el siguiente paso es calcular cuántos litros de metano hay por cada litro de agua con la ecuación 26:

$$\frac{L_{CH_4}}{L_{H_2O}} = C_{CH_4-teo} * 0.082085 * \left(\frac{273.15 + T}{P * PM} \right) \quad (26)$$

Donde: P es la presión atmosférica local (atm); T es la temperatura del agua en el efluente (°C); PM es el peso molecular del metano (moles); C_{CH_4-teo} es la concentración teórica del metano en el efluente (mg/L)

El siguiente paso es calcular la concentración de metano con las condiciones de experimento con la ecuación 27:

$$C_{CH_4-med} = \frac{P * \Delta V * 10^{-3}}{(0.082085 * (273.15 + T) * PM * \left(\frac{1000}{\sqrt{V_{H_2O}} / 1000} \right))} \quad (27)$$

Donde: ΔV es la diferencia de $V_2 - V_1$ donde V_1 es el volumen de la jeringa utilizada y el V_2 es el volumen desplazado en el vaso de precipitados (ml); V_{H_2O} es el valor del agua en el vaso de precipitados (ml). Siguiendo el siguiente paso es conocer el CH₄ en sobre saturación con la ecuación 28:

$$Sobre\ saturación = \frac{C_{CH_4-teo}}{C_{CH_4-med}} * 100 \quad (28)$$

Donde: C_{CH_4-teo} es la concentración teórica del metano en el efluente (mg/L); C_{CH_4-med} es la concentración teórica del metano en el efluente (mg/L)

Después, se mide la DQO atribuida al metano disuelto en el efluente que corresponde a los litros de metano por día en el efluente con la ecuación 29:

$$DQO_{CH_4-ef} = \frac{L_{CH_4}}{d_{ef}} = \frac{C_{CH_4-med}}{1000 * Q * \frac{L_{CH_4}}{g_{CH_4}}} \quad (29)$$

Donde: Q es el caudal del reactor (L/d); L_{CH_4} / g_{CH_4} son los litros de metano hay por cada litro de agua, pero esta vez sin la influencia de la concentración de metano teórico (L/g).

Al final de para obtener el flujo másico del metano disuelto en el efluente ($Fm-DQO_{CH_4-ef}$) que contribuye al balance de masas el cual corresponde a los kilogramos de DQO de metano disuelto en el fluente por día y se representa con la ecuación 30:

$$Fm - DQO_{CH_4-ef} = C_{CH_4-med} * Q * \frac{1}{0.35 \frac{m^3 CH_4}{kg DQO}} \quad (30)$$

Donde: $Fm-DQO_{CH_4-ef}$ es el metano obtenido como DQO en el efluente (kg/d); QUASB es el flujo del reactor (m^3/d); C_{CH_4-med} es la concentración de metano disuelta en el agua (kg/m^3); 0.35 es un factor de conversión de litros de metano a gramos de DQO ($m^3 CH_4/kg DQO$); Q es el caudal (L/d).

8. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

8.1 DESEMPEÑO DEL REACTOR UASB

Los resultados de los parámetros de operación y monitoreo del reactor UASB de las 4 etapas experimentales se resumen en la Tabla 4, en este apartado se realizó la discusión de los parámetros medidos y analizados, así como de los parámetros calculados, teniendo en cuenta los promedios y las desviaciones estándar. Se discutió también las constantes cinéticas obtenidas con el modelo de segundo orden de Grau. Y por último se discutió el balance de masas con respecto a la DQO.

Tabla 4. Resultados promedio y desviación estándar de los parámetros medidos y analizados en el reactor UASB.

Parámetro	unidad	Etapa experimental 1	Etapa experimental 2	Etapa experimental 3	Etapa experimental 4
Temperatura influente	°C	16.56 ± 0.76	19.63 ± 0.64	20.19 ± 0.48	22.09 ± 0.83
Temperatura efluente	°C	16.63 ± 0.64	18.29 ± 1.32	19.10 ± 0.30	20.88 ± 1.09
Q	L/d	379.43 ± 19.43	428.17 ± 12.14	480.31 ± 21.85	471.60 ± 11.10
TRH	h	8.25 ± 0.44	7.08 ± 0.52	6.49 ± 0.30	6.59 ± 0.02
pH influente	-	7.06 ± 0.33	6.76 ± 0.32	6.54 ± 0.20	6.84 ± 0.05
pH efluente	-	7.24 ± 0.23	7.22 ± 0.25	7.23 ± 0.25	7.06 ± 0.05
DQO _T influente	mg/L	1,084.68 ± 220.25	1,096.76 ± 275.76	1,047.57 ± 135.18	1,405.59 ± 95.46
DQO _S efluente	mg/L	161.08 ± 37.97	93.56 ± 27.21	124.00 ± 17.79	183.29 ± 16.56
Eficiencia remoción DQO	%	84.63 ± 4.33	91.25 ± 3.26	88.07 ± 1.72	86.94 ± 1.06
COV _{apl}	kg DQO/m ³ /d	3.16 ± 0.69	3.59 ± 0.90	3.92 ± 0.60	5.12 ± 0.40
COV _{rem}	kg DQO/m ³ /d	2.69 ± 0.67	3.22 ± 0.78	3.46 ± 0.56	4.45 ± 0.36
Biogás producido STD	L/d	78.49 ± 29.15	107.25 ± 48.64	104.56 ± 29.10	143.33 ± 27.26
Porcentaje de CH ₄	%	90.64 ± 2.01	87.56 ± 2.30	87.71 ± 1.04	87.32 ± 0.98
CH ₄ medido STD	L/d	76.41 ± 22.43	99.06 ± 37.20	91.79 ± 25.57	125.13 ± 23.71
CH ₄ teórico STD	L/d	122.49 ± 31.12	156.34 ± 35.13	159.42 ± 25.50	202.62 ± 16.57
RVM	L CH ₄ /L/d	0.74 ± 0.26	1.05 ± 0.55	0.93 ± 0.37	1.40 ± 0.27
REM	L CH ₄ /kg DQO	200 ± 80.40	240.92 ± 125.36	192.13 ± 90.54	211.76 ± 65.8
SST cama de lodos	mg/L	12,630.21 ± 5,602.35	12,122.08 ± 3,474.63	14,128.13 ± 30.94	15,662.50 ± 2139
SSV cama de lodos	mg/L	9,968.33 ± 4,457.13	8,317.64 ± 2,881.56	11,594.79 ± 89.86	13,116.67 ± 2067.39
SST efluente	mg/L	124.54 ± 32.39	120.22 ± 61.86	129.35 ± 61.77	168.44 ± 65.78
SSV efluente	mg/L	104.41 ± 27.52	99.93 ± 61.83	114.64 ± 33.53	139.63 ± 56.85
SST columna de desorción	mg/L	*	5,160.71 ± 474.53	6,115.0 ± 431.06	3,735 ± 420.79
SSV columna de desorción	mg/L	*	4,189.29 ± 415.04	4,750.00 ± 502.18	3,065 ± 329.58
θ _c	d	32.71	25.84	29.47	22.69
Y _{obs}	g SSV/g DQO _{rem}	0.13	0.12	0.12	0.12

- No aplica; * No se cuenta con el dato; RVM Rendimiento volumétrico de metano; REM Rendimiento específico de metano.

8.2 TEMPERATURA, pH, TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICA Y CAUDAL

En las 4 etapas experimentales se observó que la temperatura promedio del influente y del efluente se mantuvo en un rango de 16.6 a 21.5 °C; Zhang et al. (2020) operaron un reactor UASB escala laboratorio a temperatura psicrófila (16.5 ± 2 °C), similar a la temperatura inferior de esta investigación. La temperatura incrementó a partir del día 54 porque se colocó una resistencia a una temperatura de 22.2 °C en el influente al reactor UASB, lo anterior debido a que inició la temporada de invierno (< 14 °C). La temperatura incrementó a partir del día 133 con el inicio de la temporada de primavera, a pesar del incremento de la temperatura no se retiró la resistencia lo que dio lugar a que la misma siguiera incrementando como se observa en el día 160 (22 °C) (Figura 8). La temperatura se mantuvo en el rango psicrófilico durante la investigación, sin embargo, el reactor tuvo un desempeño dentro de lo aceptable como se corroborará posteriormente.

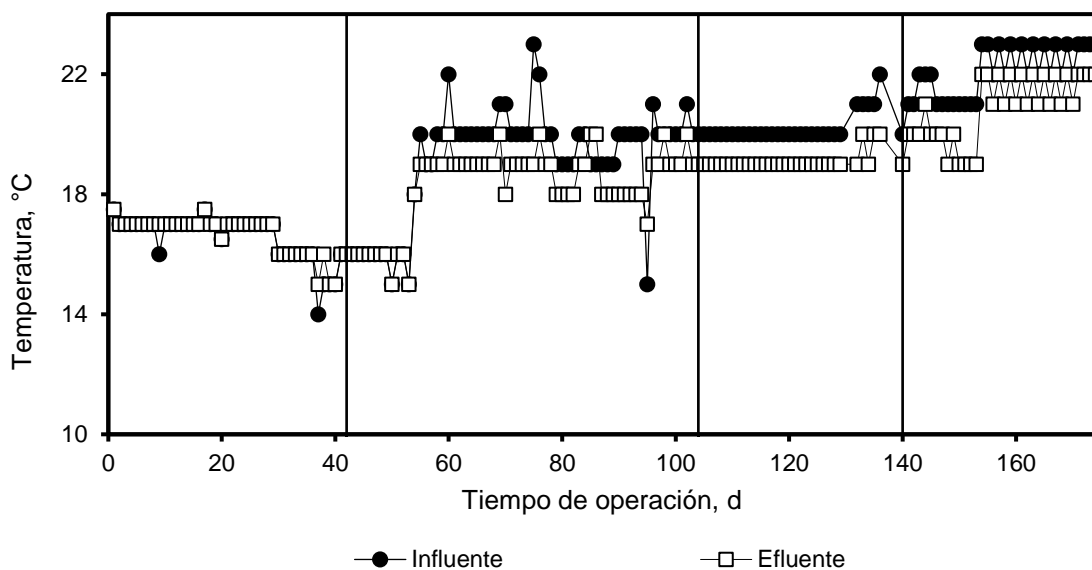


Figura 8. Comportamiento de la temperatura en el reactor UASB durante la presente investigación, las líneas verticales en los días 42, 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

El pH tuvo una variación en el influente (7.12 ± 0.33) y en el efluente (7.29 ± 0.22) (Figura 9), comparando con Bakraoui et al. (2020) quienes trabajaron con un reactor UASB a escala piloto (70 L), con un agua residual industrial, una COV_{apl} 8.31 kg DQO/m³/d, un TRH 11.78 h, pH del influente de 6.8 y pH del efluente 7.4, en esta investigación el pH se mantuvo cercano al obtenido por los autores antes mencionados.

Durante los días de operación del reactor se tuvieron fluctuaciones que fueron desde un pH de 7.8 a un pH menor de 6.5 (Figura 9). Alcaraz Ibarra et al. (2020) reportaron un $\text{pH } 4.3 \pm 0.3$ para un agua residual cruda de una industria chocolatera con una DQO_T de $7,372 \pm 3,161$ mg/L, misma que se utilizó en la presente investigación, debido a la concentración original fue necesario realizar una dilución con agua potable y esto también permitió subir el pH cercano al neutro presentando variaciones. Rittmann & McCarty (2020) recomiendan mantener el pH entre 6.5 y 7.6, debido a que bajo estas condiciones se asegura la supervivencia de los microorganismos metanogénicos, estando los resultados de pH obtenidos en la presente investigación cercanos a estos.

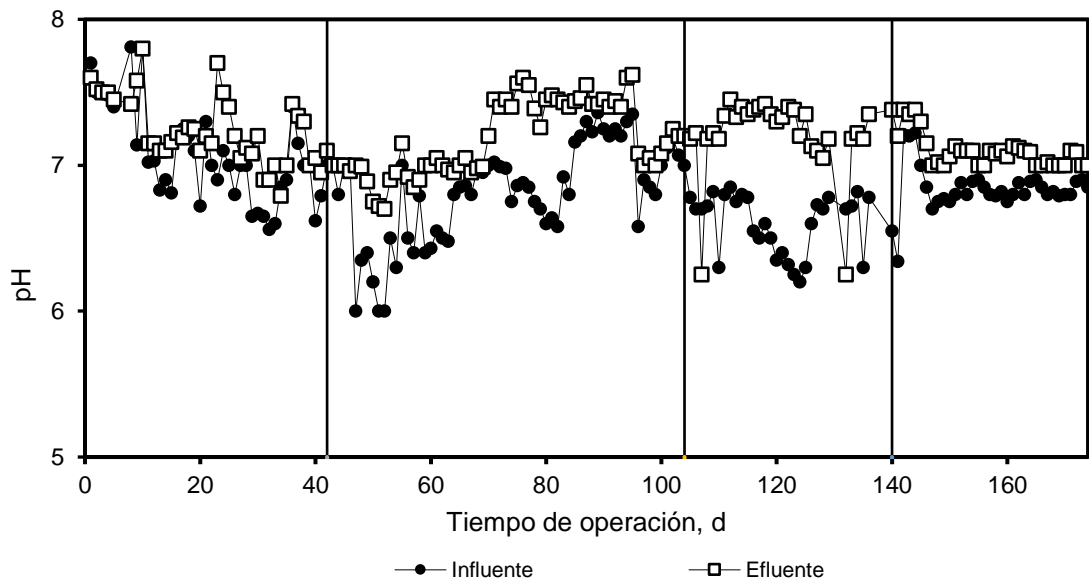


Figura 9. Comportamiento de pH en el reactor UASB durante la investigación, las líneas verticales en los días 42, 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

El caudal y el TRH en el reactor UASB varió con respecto al tiempo de operación en cada una de las 4 etapas experimentales (Figura 10) (Caudal: 379.43 ± 19.43 , 428.17 ± 12.14 , 480.31 ± 21.85 , 471.60 ± 11.10 L/d; TRH: 8.25 ± 0.44 , 7.08 ± 0.52 , 6.49 ± 0.30 , 6.59 ± 0.02 h, respectivamente para cada etapa experimental). El caudal disminuyó en los días 8, 11, 22, 23, 25, 129, 132 y 144 a causa de un taponamiento de la tubería que alimentó al reactor UASB (Figura 9). La velocidad ascensional fue en aumento en las primeras 3 etapas experimentales (0.22 ± 0.05 , 0.27 ± 0.02 , 0.29 ± 0.01 m/h, respectivamente), la etapa experimental 4 fue similar a la etapa experimental 3 (0.28 ± 0.01 m/h). La velocidad

ascensional permite mantener una mezcla entre la cama de lodo y el agua residual, así mismo permite mantener el TRH deseado. Mainardis et al. (2020) mencionan un rango recomendado entre 0.5 – 1.5 m/h para una relación altura diámetro de 0.2 - 0.5; Metcalf & Eddy (2014) indican un rango de 1.0 - 1.25 m/h para una altura entre 3 y 7 m, los valores obtenidos estuvieron por abajo del rango recomendado, sin embargo, el TRH tuvo poca variación con respecto al propuesto (Figura 10).

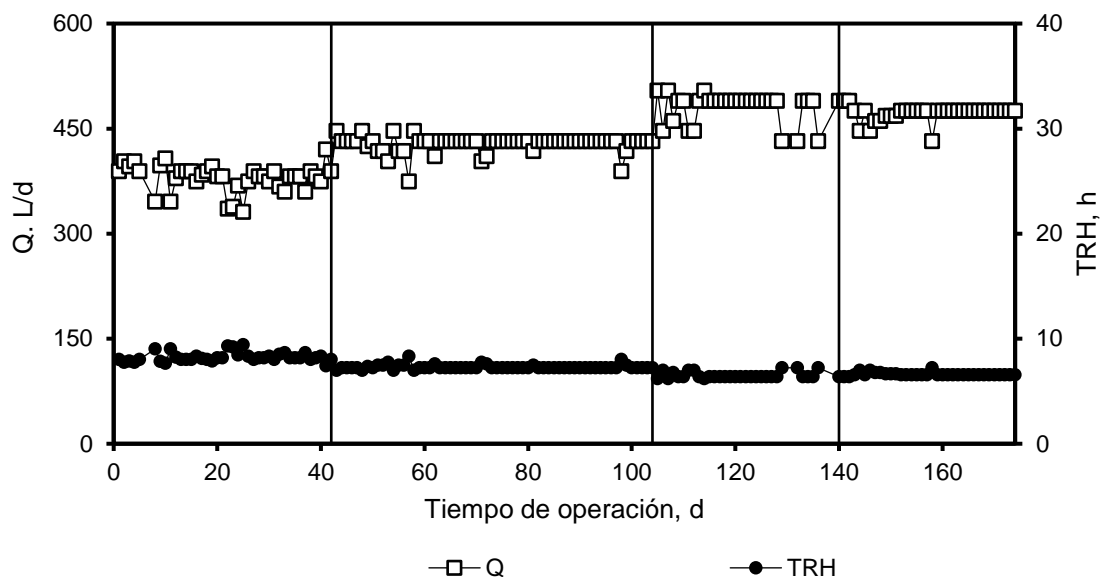


Figura 10. Comportamiento del caudal y el TRH en el reactor UASB durante la investigación, las líneas verticales en los días 42, 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

8.3 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO, CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA APLICADA Y REMOVIDA

La materia orgánica que ingresó al reactor UASB fue contabilizada como DQO, a partir de ella se obtuvo la eficiencia de remoción. La eficiencia de remoción promedio en la etapa experimental 1 fue de $85 \pm 4 \%$, la eficiencia fue similar a la reportada por Akila & Chandra (2007) quienes utilizaron un reactor UASB escala laboratorio con una agua sintética, un TRH 24 h, y a la de Zhang et al. (2020) quienes utilizaron un reactor UASB escala laboratorio con una agua residual municipal, un TRH 16 h, cabe destacar que en la presente investigación se utilizaron TRH menores.

En las etapas experimentales 2, 3 y 4 se observó una mayor eficiencia de remoción de 90 ± 5 , 88 ± 2 y 87 ± 1 %, respectivamente, en estas etapas experimentales se mantuvo una temperatura superior con respecto a la etapa experimental 1 (Tabla 4). En el influente se observó que hay fluctuaciones de la DQO por la dificultad de mantener una concentración estable a la hora de realizar la dilución del agua residual industrial cruda con el agua potable, obteniendo una concentración cercana a 1000 mg/L para las etapas experimentales 1, 2 y 3, para el caso de la etapa experimental 4 la concentración de DQO ingresada al reactor fue de 1,406 mg/L. La concentración de DQO en el efluente se mantuvo en un rango de 55 – 533 mg/L (Figura 11), el valor de 533 mg DQO/L corresponde a una alimentación de 1800 mg DQO/L.

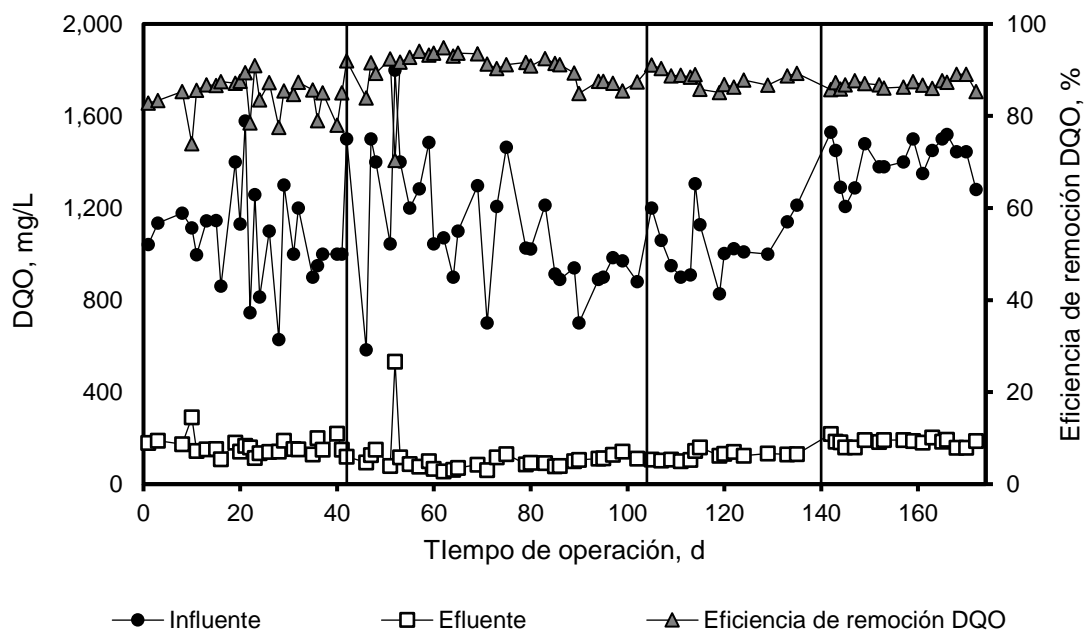


Figura 11. Comportamiento de la demanda química de oxígeno total durante las 4 etapas experimentales, las líneas verticales en los días 42, 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

La correlación de la COV_{apl} y la COV_{rem} mostró una eficiencia global de 88 % (Figura 12), es una eficiencia alta, comparándolo con Alcaraz-Ibarra et al. (2020) que trabajaron con un reactor UASB de sección rectangular, con utilizando COV_{apl} de 10.3 ± 2.9 kg DQO/m³/d y obtuvieron una eficiencia de remoción de DQO de 71 %; Nada et al. (2011) operaron un reactor escala real con agua residual municipal, a una COV_{apl} máxima de 2.2 kg DQO/m³/d, con TRH 10, 4 y 6.5 h a temperaturas de 15, 29 y 20 °C, respectivamente. Ellos obtuvieron

una eficiencia de remoción de DQO de 83 %, la eficiencia de remoción de COV_{apl} de la presente investigación fue superior a la de los autores indicados.

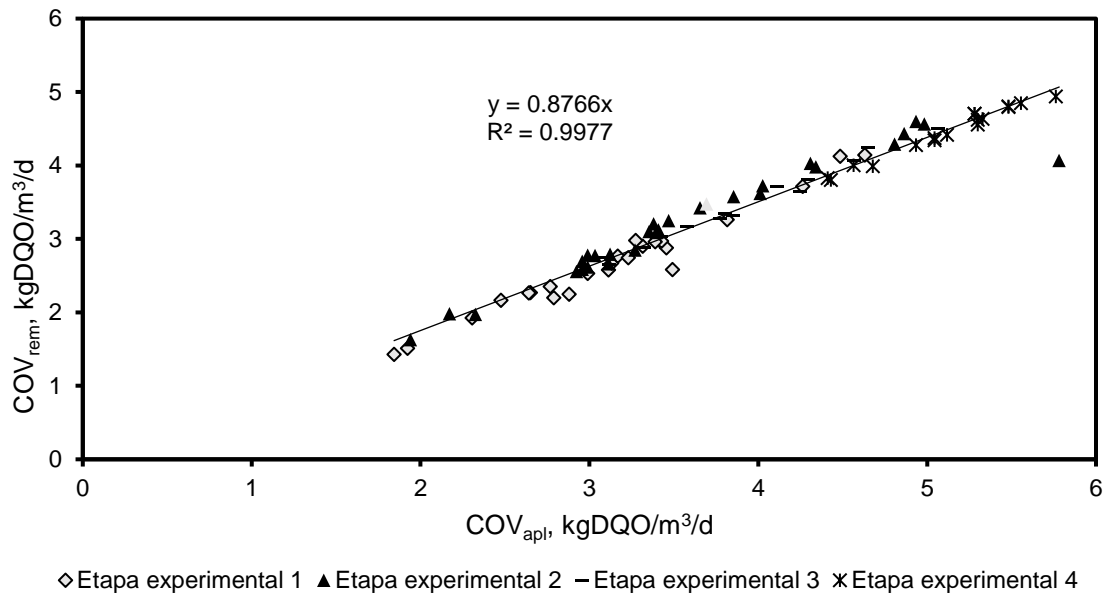


Figura 12. Correlación entre la carga orgánica volumétrica removida y la carga orgánica volumétrica aplicada en la presente investigación.

8.4 CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA REMOVIDA Y PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

La COV_{rem} y la producción de biogás variaron proporcionalmente, es decir, cuando la COV_{rem} aumentó, la producción de biogás se incrementó también. Los días 49, 54, 55 y 75 se observó que la producción de biogás fue alta, debido a la alta concentración de DQO que ingresó al sistema. Del día 22 al día 46 se observó una disminución tanto en la COV_{rem} como en la producción de biogás debido a que se presentaron fallas en la alimentación del reactor por el taponamiento de las mangueras de la bomba peristáltica (Figura 13). Los problemas presentados de taponamiento durante el periodo indicado se fueron resolviendo paso a paso hasta limpiar las mangueras y las válvulas check de la bomba peristáltica.

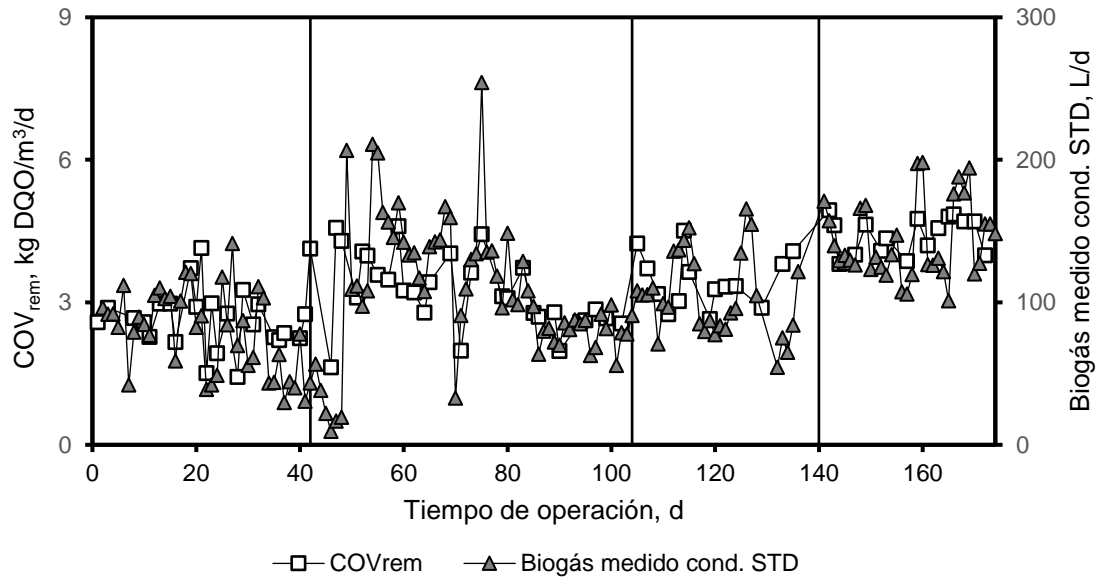


Figura 13. Comportamiento con respecto al tiempo de la COV_{rem} y del biogás producido en el reactor UASB, las líneas verticales en los días 42, 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

8.5 CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA REMOVIDA Y METANO

Al correlacionar la COV_{rem} y el metano medido se observó una dispersión de los datos obtenidos, debido a lo anterior se indica la poca relación que existió en esta investigación entre ambos parámetros, al no contar con una R^2 alta tampoco se puede indicar que mientras más alta fue la COV_{rem} , mayor fue la producción de metano. Se obtuvo un rendimiento de metano de 216 L CH_4 / kg DQO_{rem} , que correspondió a un 62 % con respecto al rendimiento teórico (Figura 14), cuyo valor fue similar al obtenido por Jacobo-López et al. (2019) (66 %) que operaron un reactor UASB a escala laboratorio a condiciones de operación similares.

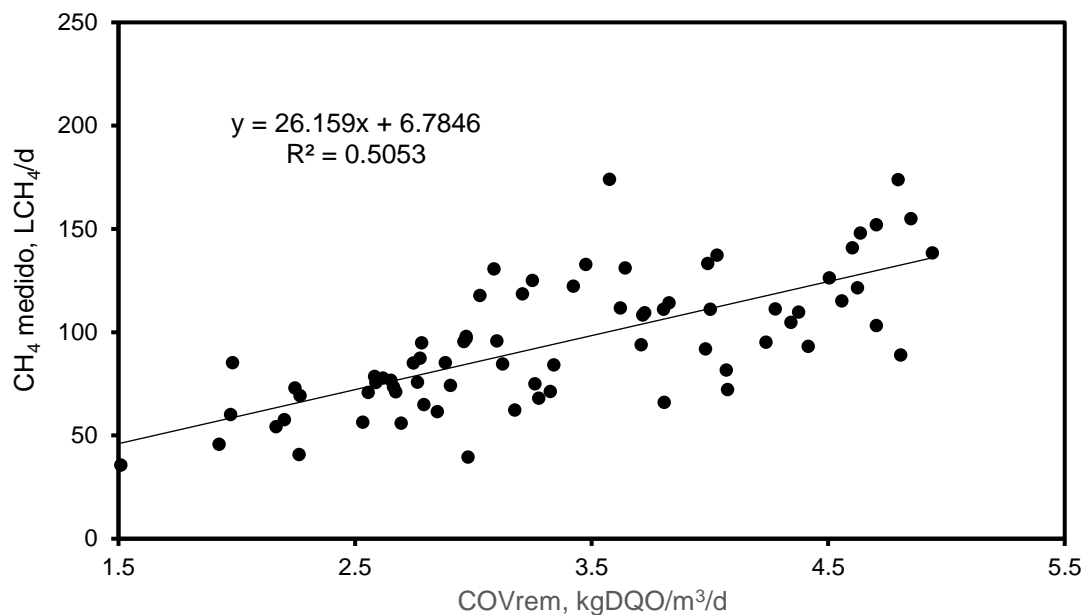


Figura 14. Correlación entre la carga orgánica volumétrica removida y el metano medido en la presente investigación.

Se correlacionó el metano teórico contra el metano medido en condiciones estándar obteniéndose un 44 % de recuperación (Figura 15). El metano medido tuvo una diferencia con el metano teórico, es decir que el metano teórico fue mayor que el medido. El porcentaje de metano medido en el biogás fue en promedio 88 %, comparando con Alcaraz-Ibarra et al. (2020) que obtuvo un rango de 83 – 84 % con condiciones similares de operación, misma agua residual industrial y un reactor UASB a escala piloto con forma rectangular, así mismo comparando con Oktem (2020) que operó un reactor UASB a escala laboratorio con agua sintética, y trabajo con COV_{apl} de 10.4 a 6 kg DQO/m³/d a temperatura mesofílica y obtuvo un 80 % de metano contenido en el biogás. El porcentaje de metano obtenido en la presente investigación es considerado alto comparando con los autores anteriormente mencionados, esto debido a la eficiencia de remoción de DQO que tuvo el reactor UASB.

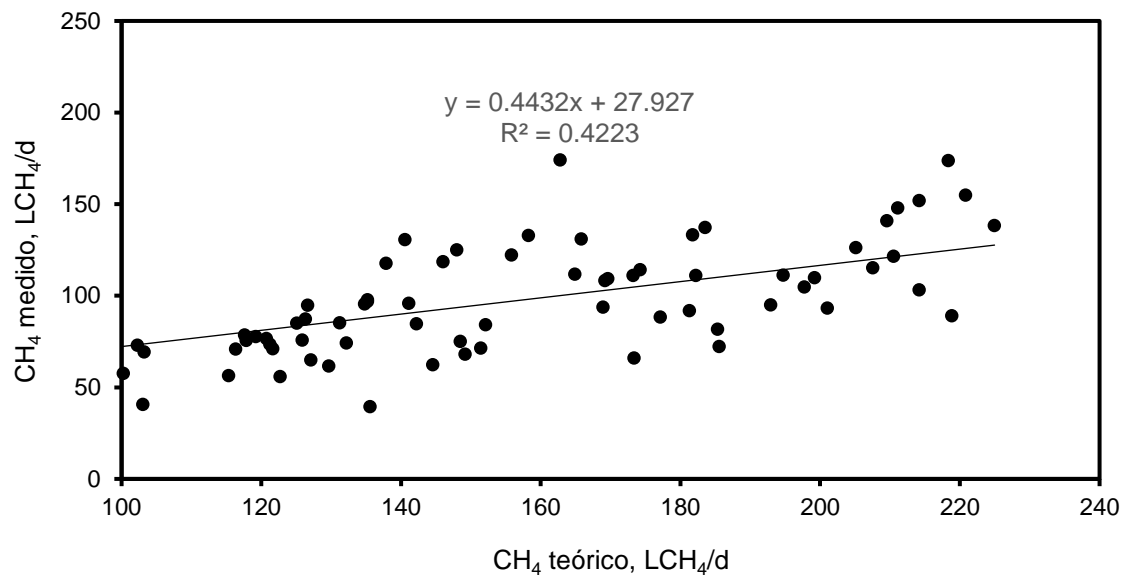


Figura 15. Correlación entre el metano teórico y medido en la presente investigación en las 4 etapas experimentales.

8.6 METANO DISUELTO EN EL EFLUENTE

El metano disuelto en el efluente se calculó para sumarlo al metano que se cuantificó en el biogás y así poder calcular la DQO total que correspondió a la producción de metano, haciendo la medición antes y después de la columna de desorción (Figura 16).

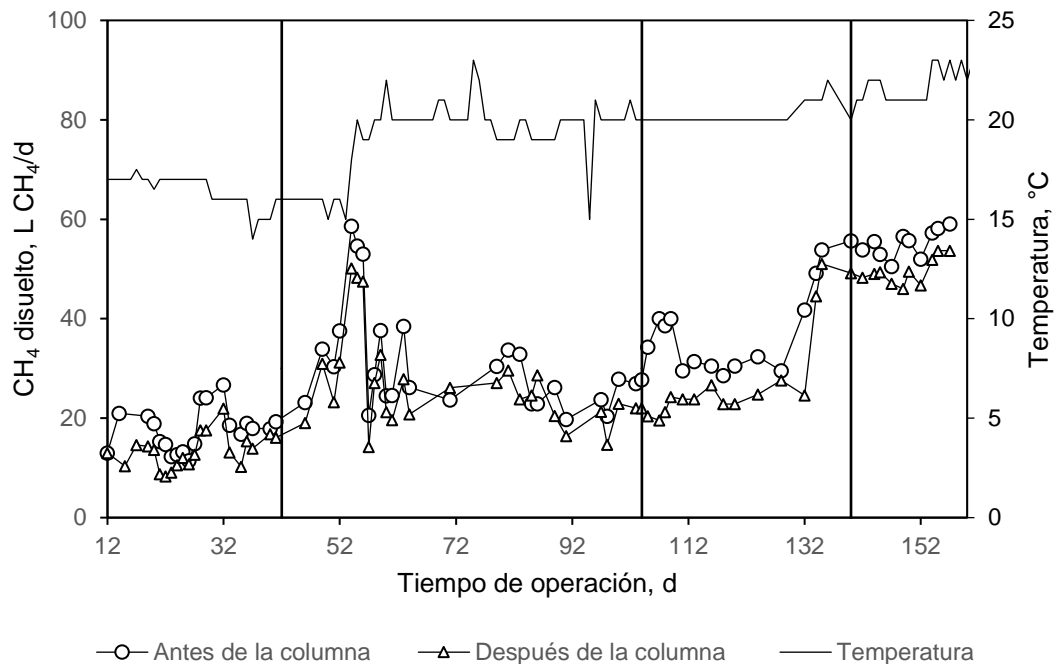


Figura 16. Comportamiento del metano disuelto en el efluente a lo largo del tiempo antes y después de la columna de desorción, las líneas verticales en los días 42, 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

El porcentaje de recuperación de metano en la columna de desorción estuvo en un rango de 56 a 95 % (Tabla 5), lo que implicó que en el efluente de la columna se estuviera fugando metano, lo que hace necesario rediseñar la columna para capturar este y quemarlo para evitar la contaminación en el ambiente, considerando que el metano es gas de efecto invernadero 80 veces más contaminante que el CO₂ (Mar et al., 2022)

Tabla 5. Valores obtenidos al medir el metano disuelto en el efluente antes y después de la columna de desorción y medido en la pecera.

Metano disuelto en el efluente					
Etapa Experimental I	CH ₄ disuelto antes de la columna (L/d)	CH ₄ disuelto después de la columna (L/d)	Diferencia (L/d)	CH ₄ disuelto medido en la pecera (L/d)	Porcentaje de recuperación (%)
1	16.82 ± 4.29	13.36 ± 3.34	3.45	-	-
2	30.99 ± 10.05	26.43 ± 9.33	4.52	4.05 ± 2.62	95
3	37.72 ± 4.35	28.48 ± 2.45	9.23	5.24 ± 3.74	56
4	55.28 ± 3.19	49.52 ± 13.34	5.76	4.11 ± 2.36	71

-No hay datos. Metano disuelto en el efluente en condiciones estándar.

8.7 SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES Y VOLÁTILES

Los SST y SSV en el efluente incrementaron en la etapa experimental 4 con respecto a las otras 3 etapas experimentales, siendo estos < 400 mg/L (Tabla 4), posiblemente a que se incrementó la concentración de DQO de 1000 a 1500 mg DQO/L e incremento la producción de biogás. La relación de los SSV/SST se encuentra entre 70 -100, lo que indica que se requiere un postratamiento para disminuir los sólidos suspendidos volátiles (Figura 17).

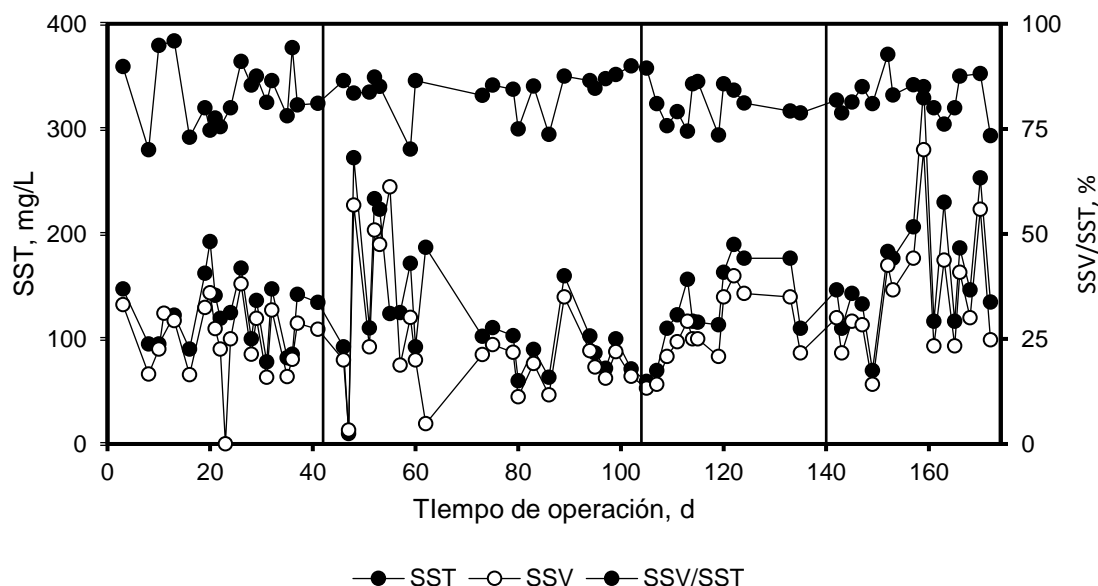


Figura 17. Comportamiento de los SSV y SST del efluente, durante las 4 etapas experimentales, las líneas verticales en los días 42, 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

Los SST y SSV en la cama lodos se analizaron al inicio y final de cada etapa experimental. Se observó que los SSV de la etapa experimental 1 a la etapa experimental 2 disminuyeron, cuando lo que se esperaba era un aumento ($9,968 \pm 4,457$ a $8,317 \pm 2,881$ mg/L, respectivamente), porque los SSV representan la biomasa presente en la cama de lodos del reactor y se espera que incremente con respecto al tiempo de operación (Tabla 4). En la etapa experimental 3 al aumentar la COV_{apl} a 3.92 kg DQO/m³/d se obtuvieron de SSV de $11,595 \pm 90$, en la etapa experimental 4 se obtuvieron de SSV $13,117 \pm 2,067$ mg/L. Relacionando los SSV con los SST de cada una de las etapas experimentales se obtuvieron 79, 70, 82 y 83 %, respectivamente, esta relación indica las bacterias presentes en la cama de lodos que degrada la materia orgánica, las cuales se vieron disminuidas al fugarse SSV del reactor UASB, cabe hacer mención que la temperatura de la etapa experimental 1 fue menor con respecto a las otras etapas experimentales.

Al inicio de la etapa experimental 1 en la cama de lodos, el lodo fue floculante y a partir de la segunda etapa experimental se encontraron gránulos en el efluente, lo que representó un cambio en el tipo de lodo presente en la cama de lodos del reactor, al realizar el muestreo de la cama de lodos en la etapa experimental 3 y 4 se encontró una mayor proporción de lodo granular, lo anterior se atribuye a la forma cilíndrica del reactor UASB y alimentación del influente (Figura 18), porque en las investigaciones anteriores del grupo de trabajo no se formó el mismo.



A)

B)



C)

Figura 18. A) muestra de lodo obtenido en la cama de lodos con agua destilada para visualizar los gránulos, B) Lodo con gránulos en papel filtro, c) lodo con gránulos sedimentado después de 5 min de muestrear.

En la columna de desorción se monitorearon los SST y SSV a partir de la etapa experimental 2, una vez que se consideró que estos se acumulaban en la parte inferior de la columna de desorción (Figura 19). La acumulación de los sólidos fue considerable por lo que fue importante tenerlos en cuenta en el balance de masas.

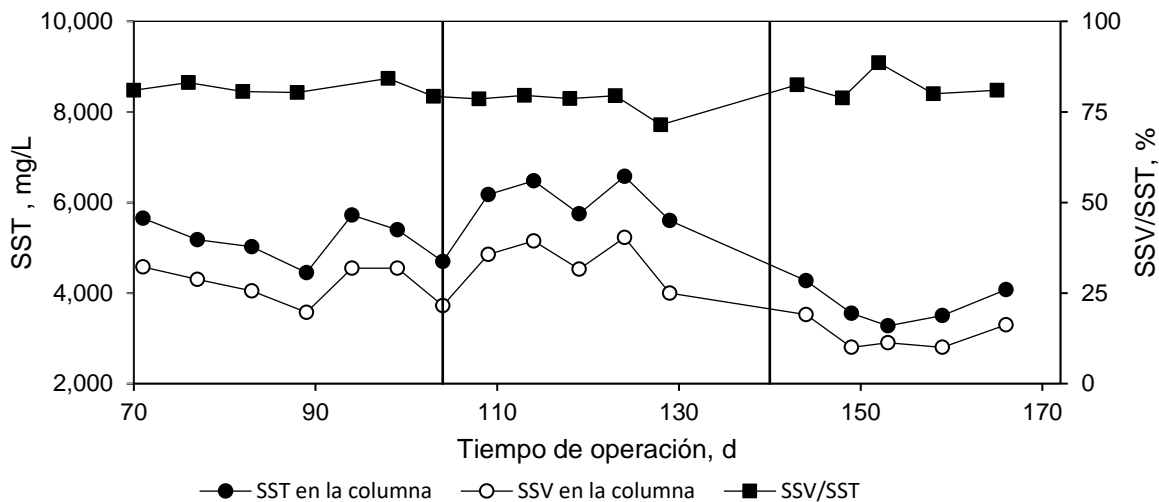


Figura 19. Comportamiento de los sólidos suspendidos totales y los sólidos volátiles almacenados semanalmente en la columna de desorción a lo largo de tres etapas experimentales, las líneas verticales en los días 104 y 140 indican el inicio de cada etapa experimental.

8.8 TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR

El tiempo de retención celular que se obtuvo en las 4 etapas experimentales fue de 33, 26, 29 y 23 d, respectivamente, para cada etapa, comparándolo con Nacheva et al. (2009) quienes operaron un reactor UASB escala piloto con agua residual industrial, con 4 diferentes COV_{apl} (16 y 24 kg DQO/m³/d) obtuvieron tiempos de retención celular de 36 y 21 d. respectivamente, cuyos valores son similares a los de la presente investigación pero utilizando unas COV_{apl} más bajas de 3 a 5 kg DQO/m³/d. El tiempo de retención celular para un proceso anaerobio a baja temperatura se recomienda por arriba de los 20 días (Metcalf & Eddy, 2003), la presente investigación cumple con lo antes mencionado ya que el tiempo de retención celular es > 20 días.

8.9 CONSTANTES CINÉTICAS

Para la determinación de las constantes cinéticas en la presente investigación primeramente se propuso el uso del modelo de Monod. Los datos obtenidos de la presente investigación se concentraron para aplicar el modelo (Tabla 6), sin embargo, el modelo no se ajustó a la regresión lineal obteniendo una R^2 de 0.4906 (Verma et al., 2015) (Figura 20). Por lo que se revisaron diferentes modelos para verificar cual en efecto si se ajustaba con los datos obtenidos de la investigación actual.

Tabla 6. Valores promedio utilizados para la obtención de las constantes cinéticas en la presente investigación.

Etapa experimental	Q (L/d)	TRH (d)	S_0 (g DQO/L)	S (g DQO/L)	X_r (g VSS/L)	Θ_c (d)
1	379.43	0.34	1.09	0.16	9.97	33
2	428.17	0.29	1.10	0.11	8.32	26
3	480.31	0.27	1.05	0.12	11.59	29
4	471.60	0.29	1.41	0.18	13.12	23

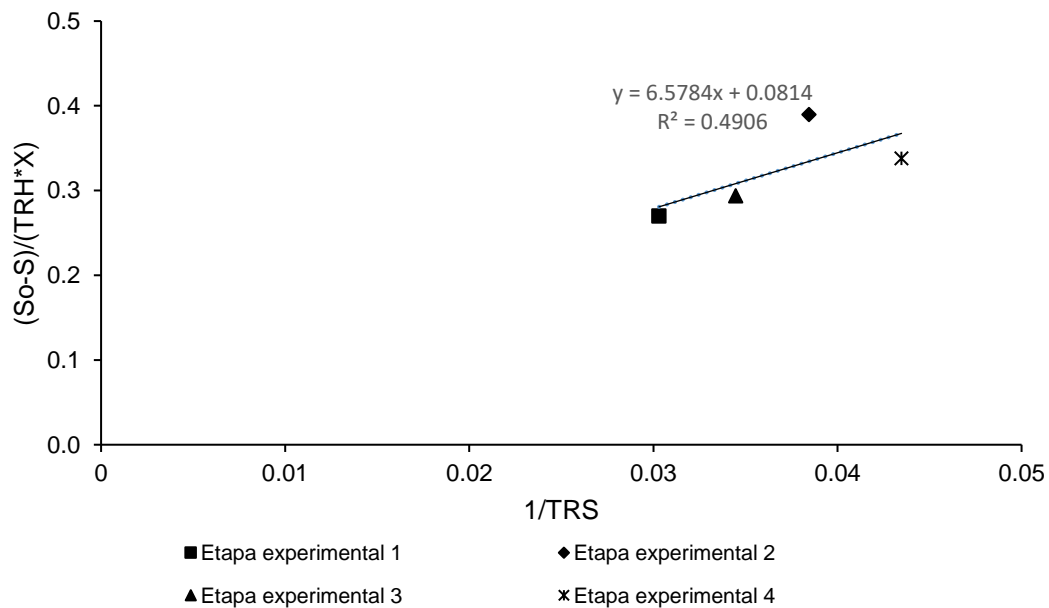


Figura 20. Regresión lineal de datos para obtener las constantes cinéticas con el Modelo de Monod.

El modelo de segundo orden de Grau se ajustó a los datos obtenidos durante la investigación, obteniendo una R^2 de 0.9746 (Figura 21), las constantes obtenidas con este modelo son a y b (adimensionales), que se calcularon con el intercepto (constante a) en el

eje Y y la pendiente de la Figura 21 (constante b) (Oktem, 2020), los valores correspondientes para las constantes a y b son -0.041 y 1.2813, respectivamente, así obteniendo la constante de la tasa de remoción de sustrato de Grau (K_2) cuyo valor obtenido fue de 2.67 d^{-1} como valor absoluto.

Por un lado Santiago-Díaz et al. (2021) obtuvo el valor de la constante de Grau de 0.8549 d^{-1} con un reactor UASB a escala laboratorio usando un agua residual doméstica con diferentes TRH (2.0, 1.0, 0.75 y 0.50 d), por otro lado, Oktem (2020) obtuvo 3.43 d^{-1} con un reactor UASB a escala laboratorio con un agua residual sintética con diferentes TRH (0.17, 0.5, 1.0, 2.0, 3.0 d.) y diferentes COV_{apl} (104, 36, 18,9 y 6 $\text{kg DQO/m}^3/\text{d}$), Amini et al. (2013) utilizando un reactor a escala real utilizando agua residual industrial obtuvo una constante de Grau de 0.168 d^{-1} .

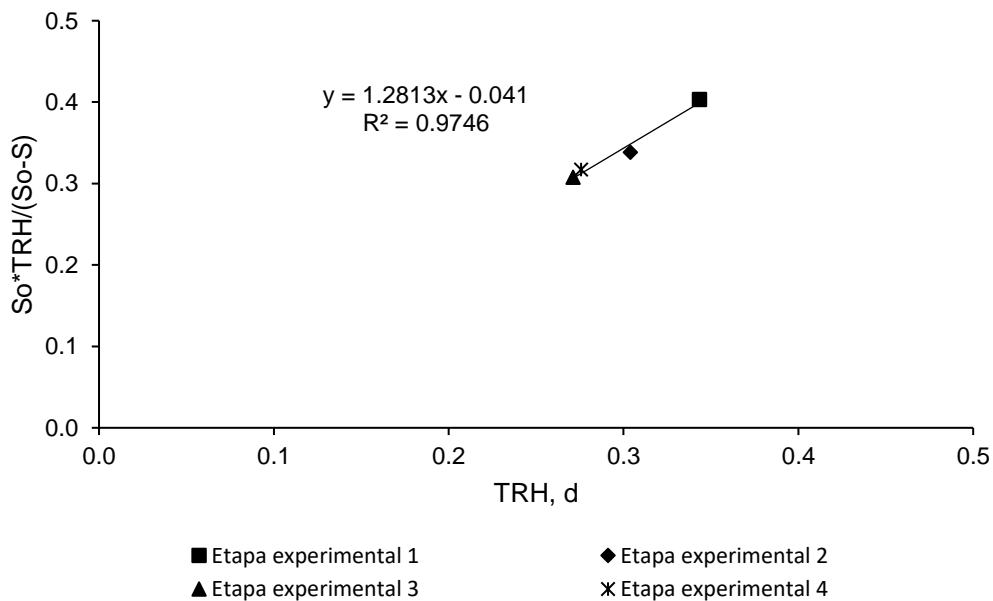


Figura 21. Regresión lineal de datos para obtener las constantes cinéticas con el modelo de segundo orden de Grau.

Verma et al. (2015) sugieren la siguiente ecuación donde aplican la constante a y b para predecir la concentración del efluente (ecuación 31). Al aplicar la misma para los resultados obtenidos de S_o de la presente investigación, se observó que la misma aplica con un porcentaje inferior al 11% para las etapas experimentales 1, 3 y 4, no así para la etapa experimental 2.

$$S = S_o \left(1 - \frac{\text{TRH}}{a + b \cdot \text{TRH}} \right) \quad (31)$$

Donde: S es la concentración de DQO a la salida del reactor (mg/L); S_0 es la concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/L); TRH es el tiempo de retención hidráulico (d); a y b son constantes adimensionales.

8.10 BALANCE DE MASAS

El balance de masas se realizó en cada una de etapas experimentales obteniendo en la etapa experimental 1 el 87 % de recuperación de la DQO que entra en el reactor con un flujo másico recuperado de 0.356 kg DQO/d (Tabla 7). Se obtuvo un porcentaje bajo debido a la disminución de los SSV en la cama de lodos y una baja recuperación de la DQO en el metano disuelto en el efluente (- 6, 12 %, respectivamente).

En las siguientes etapas experimentales se obtuvieron porcentajes de 105, 100 y 107 % relacionándose entre sí un aumento de los SSV en la cama de lodos y la recuperación de la DQO en el metano disuelto en el efluente acercándose más a los valores mencionados en la literatura y comparando con Nada et al. (2011) quienes obtuvieron un 100 % de contabilización de la DQO operando un reactor escala real (4187 m³), con agua residual municipal, a una COV_{apl} máxima de 2.2 kg DQO/m³/d, con TRH 10, 4 y 6.5 h a temperaturas de 15, 29 y 20 °C, respectivamente.

La fracción con el porcentaje más alto en el balance masas en las 4 etapas experimentales fue la DQO relacionada con el metano en el biogás (Saner et al., 2014) a diferencia de Zhang et al. (2013) y Nada et al. (2011) quienes obtuvieron la fracción más alta en la DQO del de efluente. Zhang et al. (2013) muestran que la DQO del influente se utilizó al 100 %, operando un reactor UASB a escala laboratorio, con una temperatura de 15 °C, utilizando una COV_{apl} de 2.6 kg DQO/m³/d.

A partir de la etapa experimental 2, la fracción de DQO atribuida a los SSV del efluente se le sumó la cantidad de SSV almacenados en la columna de desorción. La DQO relacionada con el metano disuelto en el efluente fue incrementando de la etapa experimental 1 a la 4, lo que permitió que incrementara el porcentaje de contabilización de materia orgánica.

Tabla 7. Balance de masas obtenido durante las 4 etapas experimentales de investigación con los resultados promedio del metano disuelto en el efluente, metano en el biogás, la DQO_s en el efluente, SSV de la cama de lodos del reactor, SSV del efluente y DQO_T del influente utilizando las ecuaciones de la 20 a la 30.

Etapas experimentales COV _{apl} (kg DQO/m ³ /d)	DQO relacionada con CH ₄ disuelto en el efluente.	DQO relacionada con el CH ₄ en el biogás	DQO soluble en el efluente	DQO atribuida a los SSV del reactor	DQO atribuida a los SSV del efluente	Σ DQO	DQO _T medida
	Fm-DQO _{CH4-ef}	Fm-DQO _{CH4}	Fm-DQO _{ef}	Fm-DQO _{xr}	Fm-DQO _{xe}	Fm-DQO _{in}	Fm-DQO _{in}
1 (3.16 ± 0.69)	0.0481	0.218	0.061	-0.028	0.056	0.356	0.412
	12%	53%	15%	-7 %	14 %	87 %	100 %
2 (3.59 ± 0.90)	0.088	0.283	0.048	0.014	0.062	0.495	0.500
	19%	60%	10%	3%	13%	105%	100%
3 (3.92 ± 0.60)	0.108	0.262	0.060	0.001	0.072	0.503	0.503
	21%	52%	12%	0.13%	14%	100%	100%
4 (5.12 ± 0.40)	0.157	0.358	0.086	0.01077	0.094	0.712	0.656
	24%	54%	13%	2.46%	14%	107%	100%

Donde: Fm significa flujo másico con unidades de kg/d.

A partir de la revisión bibliográfica se hizo un concentrado con los autores que obtuvieron la contabilización de la materia orgánica o el balance de masas con la finalidad de comparar los resultados reportados con obtenidos en la presente investigación (Tabla 8).

Lo que puede observarse es que ninguno de los investigadores que han publicado sus resultados reportan más del 100 % a diferencia de esta investigación (Tabla 8), sin embargo, llama la atención el balance de masas que reportan Saner et al. (2014). Ellos muestran un esquema de balance de masa que realizaron exponiendo un 100 % y en el texto de su documento indican los porcentajes mostrados en el esquema y 5.67 % sin contabilizar.

Tabla 8. Comparación de resultados con diferentes autores.

Autor	Tipo y escala del reactor	Tipo de agua residual	Temperatura (° C)	TRH (h)	COV _{apl} (Kg DQO/m ³ /d)	Eficiencia de remoción de DQO (%)	Metano (%)	Rendimiento de CH ₄ (L CH ₄ /kg DQO _{rem})	Rendimiento (%)	Balance de masas (%)
Presente investigación	UASB/ Piloto	Industrial	17	8.25	3.16	85	91	202.69	57	87
			19	7.0	3.59	90	88	251.38	71	105
			20	6.5	3.92	88	88	192.13	54	100
			20	6.6	5.07	87	87	214.76	61	107
Nada et al. (2011)	UASB/ Real	Doméstica	20	11	-	83	80	-	-	100
Saner et al. (2014)	UASB/ Lab	Industrial	15	47.12	-	68	75	-	-	100
Khan et al. (2015)	UASB/ Piloto	Doméstica	8	8	-	85	70	-	-	100
Zhang et al. (2013)	UASB- Digestor/Piloto	Doméstica	15	6	2.6	65	90	-	-	100
Santiago-Díaz et al. (2021)	UASB/ Piloto	Doméstica sintética	20	17 - 48	1.28	49 - 74	-	329	94	100

-No hay datos.

9. CONCLUSIONES

- La eficiencia de remoción de DQO del reactor fue alta (87 %) considerando que se operó a una temperatura psicrófila de 19.50 ± 0.98 , comprobando la aclimatación de la biomasa a las temperaturas consideradas bajas.
- Los parámetros de operación establecidos para trabajar con el reactor a baja temperatura fueron: caudal, pH, temperatura, DQO, SSV en el reactor y en el efluente, metano en el reactor y en el efluente, parámetros que permitieron dar seguimiento al rendimiento de este.
- El reactor UASB a escala piloto alimentado con agua residual industrial diluida con agua potable y utilizando TRH cortos (7.17 ± 0.29 d) permitió una eficiencia global de remoción de DQO de 87.39 ± 2.96 %, obteniendo un rendimiento específico de metano de 296.93 ± 98.84 L CH₄ / kg DQO_{rem} que correspondió a un 85 % con respecto al rendimiento teórico.
- Las constantes cinéticas de crecimiento con el modelo de Monod no se obtuvieron, no obstante, se aplicó el modelo de segundo orden de Grau y se pudo obtener la constante de la tasa de remoción de sustrato de Grau la cual está dentro de los valores mencionados en la literatura.
- El balance de masas se ajustó a un 100 % en la etapa experimental 3, este aumento con la contabilización del metano disuelto en el efluente y el metano contenido en el biogás, que se puede atribuir al incremento de la temperatura.
- La factibilidad de obtener las constantes cinéticas para el modelo de Monod se vio afectada por la variación en la COVapl y el TRH, uno de ellos debió permanecer constante. El balance de masas fue cercano al 100 % para las etapas experimentales realizadas.

10. RECOMENDACIONES

- Se recomienda mantener constante la COV_{apl} o el TRH con la finalidad de aplicar el modelo de Monod y obtener las constantes cinéticas de crecimiento, teniendo en cuenta cuál podría ser la COV_{apl} más alta que toleraría el reactor.
- Trabajar el reactor a la temperatura de agua más baja que se registre en el área (Toluca, Edo. Mex.) sin calentar el influente para comprobar la eficiencia de remoción de DQO y el rendimiento específico de metano, de este a las temperaturas más bajas, porque actualmente en invierno se utiliza una resistencia para calentar el influente.
- La columna de desorción requiere de ciertos ajustes de diseño para poder llegar a una eficiencia mayor de la obtenida en la presente investigación.

11. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Akila, G., & Chandra, T. S. (2007). Performance of an UASB reactor treating synthetic wastewater at low-temperature using cold-adapted seed slurry. *Process Biochemistry*, 42(3), 466–471. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2006.09.010>
- Alcaraz-Ibarra, S., Mier-Quiroga, M. A., Esparza-Soto, M., Lucero-Chávez, M., & Fall, C. (2020). Treatment of chocolate-processing industry wastewater in a low-temperature pilot-scale UASB: Reactor performance and in-situ biogas use for bioenergy recovery. *Biomass and Bioenergy*, 142, 105786. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105786>
- Al-Shayah, M., & Mahmoud, N. (2008). Start-up of an UASB-septic tank for community on-site treatment of strong domestic sewage. *Bioresource Technology*, 99(16), 7758–7766. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.01.061>
- Amini, M., Younesi, H., Zinatizadeh Lorestani, A. A., & Najafpour, G. (2013). Determination of optimum conditions for dairy wastewater treatment in UAASB reactor for removal of nutrients. *Bioresource Technology*, 145, 71–79. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.01.111>
- Ávila-Arias, J. A. (2015). *Cuantificación de la actividad metanogénica específica y de la producción de metano en un reactor anaerobio operado a baja temperatura* [Tesis de doctorado]. Universidad Autónoma del Estado de México.
- Bakraoui, M., El Gnaoui, Y., Lahboubi, N., Karouach, F., & El Bari, H. (2020). Kinetic study and experimental productions of methane production from UASB reactor treating wastewater from recycled pulp and paper for the continuous test. *Biomass and Bioenergy*, 139, 105604. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105604>
- Bandara, W. M. K. R. T. W., Satoh, H., Sasakawa, M., Nakahara, Y., Takahashi, M., & Okabe, S. (2011). Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low-strength wastewater at low temperature with degassing membrane. *Water Research*, 45(11), 3533–3540.
- Bhunia, P., & Ghangrekar, M. M. (2008). Analysis, evaluation, and optimization of kinetic parameters for performance appraisal and design of UASB reactors. *Bioresource Technology*, 99(7), 2132–2140. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.05.053>

- Chandran, K., Volcke, E. I. P., & van Loosdrecht, M. C. M. (2019). Ensayos de emisión de gases. En C. M. López Vázquez, C. Méndez Gutierrez, & C. Fall (Eds.), *Métodos experimentales para el tratamiento de aguas residuales* (Primera, pp. 195–222). IWA Publishing.
- Connaughton, S., Collins, G., & O'Flaherty, V. (2006). Development of microbial community structure and activity in a high-rate anaerobic bioreactor at 18°C. *Water Research*, *40*(5), 1009–1017. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.12.026>
- DOF. (1998). *NOM-014-SCFI-1997, Medidores de desplazamiento positivo tipo diafragma para gas natural o L.P.- Con capacidad máxima de 16 m³/h con caída de presión máxima de 200 Pa (20,40 mm de columna de agua) (Esta norma cancela la NOM-014-SCFI-1993).*
- DOF. (2000). *NMX-AA-007-SCFI-2000 Análisis de agua.- Determinación de temperatura en aguas naturales, residuales y residuales tratadas.- Método de prueba- (cancela a la NMX-AA-007-SCFI-2000).*
- DOF. (2015). *NMX-AA-034-SCFI-2015 Análisis de agua- Medición de sólidos y sales disueltas en aguas naturales, residuales y residuales tratadas.- Método de prueba- (cancela a la NMX-AA-034-SCFI-2001).*
- DOF. (2016). *NMX-AA-008-SCFI-2016 Análisis de agua.- Medición del pH en aguas naturales, residuales y residuales tratadas.- Método de prueba- (cancela a la NMX-AA-008-SCFI-2011).*
- 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. <https://doi.org/10.2166/wst.2013.010>
- Faekah, I. N., Fatihah, S., & Samba, Z. M. (2020). Kinetic evaluation of a partially packed upflow anaerobic fixed film reactor treating low-strength synthetic rubber wastewater. *Heliyon*, *6*(3), e03594. <https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2020.e03594>
- Farajzadehha, S., Mirbagheri, S. A., Farajzadehha, S., & Shayegan, J. (2012a). Lab Scale Study of HRT and OLR Optimization in UASB Reactor for Pretreating Fortified Wastewater in Various

- Operational Temperatures. *APCBEE Procedia*, 1, 90–95.
<https://doi.org/10.1016/j.apcbee.2012.03.016>
- Farajzadehha, S., Mirbagheri, S. A., Farajzadehha, S., & Shayegan, J. (2012b). Lab scale study of HRT and OLR optimization in UASB reactor for pretreating fortified wastewater in various operational temperatures. *APCBEE Procedia*, 90–95.
<https://doi.org/10.1016/j.apcbee.2012.03.016>
- Glória, R. M., Motta, T. M., Silva, P. V. O., da Costa, P., Brandt, E. M. F., Souza, C., & Chernicharo, C. A. L. (2016). Stripping and dissipation techniques for the removal of dissolved gases from anaerobic effluents. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 33(4), 713–721.
<https://doi.org/10.1590/0104-6632.20160334s20150291>
- Grau, P., Dohányos, M., & Chudoba, J. (1975). Kinetics of multicomponent substrate removal by activated sludge. *Water Research*, 9(7), 637–642. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(75\)90169-4](https://doi.org/10.1016/0043-1354(75)90169-4)
- Hach. (2021). *Method 8000 Oxygen demand, chemical*.
- Hulshoff Pol, L. W., de Castro Lopes, S. I., Lettinga, G., & Lens, P. N. L. (2004). Anaerobic sludge granulation. *Water Research*, 38(6), 1376–1389.
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2003.12.002>
- Jacobo-López, A., Esparza-Soto, M., Lucero-Chávez, M., & Fall, C. (2019). Tratamiento de un agua residual industrial a temperatura psicrófila con un reactor UASB. *Revista Internacional de Contaminación Ambiental*, 35(4), 905–915. <https://doi.org/10.20937/RICA.2019.35.04.10>
- 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. <https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2014.12.011>
- Lara-Domínguez, F. J. (2018). *Calentamiento de un reactor uasb con energía solar para tratar una mezcla de agua residual industrial y agua contaminada del río Lerma* [Tesis de doctorado]. Universidad Autónoma del Estado de México.
- Lettinga, G. (2001). Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends in Biotechnology*, 19(9), 363–370. [https://doi.org/10.1016/S0167-7799\(01\)01701-2](https://doi.org/10.1016/S0167-7799(01)01701-2)

- Lettinga, G., van Velsen, A. F. M., Hobma, S. W., de Zeeuw, W., & Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 22(4), 699–734. <https://doi.org/10.1002/bit.260220402>
- Liu, Y., Xu, H.-L., Yang, S.-F., & Tay, J.-H. (2003). Mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Water Research*, 37(3), 661–673. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(02\)00351-2](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(02)00351-2)
- Liu, Y.-C., Ramiro-Garcia, J., Lara, M. P., Braguglia, C. M., Gagliano, M. C., & O'Flaherty, V. (2023). Psychrophilic and mesophilic anaerobic treatment of synthetic dairy wastewater with long chain fatty acids: Process performances and microbial community dynamics. *Bioresource Technology*, 380, 129124. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2023.129124>
- Loganath, R., & Senophiyah-Mary, J. (2020). Critical review on the necessity of bioelectricity generation from slaughterhouse industry waste and wastewater using different anaerobic digestion reactors. *Renewable and Sustainable Energy*, 134, 110360. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110360>
- Lu, X., Zhen, G., Estrada, A. L., Chen, M., Ni, J., Hojo, T., Kubota, K., & Li, Y.-Y. (2015). Operation performance and granule characterization of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating wastewater with starch as the sole carbon source. *Bioresource Technology*, 180, 264–273. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.01.010>
- Mar, K. A., Unger, C., Walderdorff, L., & Butler, T. (2022). Beyond CO2 equivalence: The impacts of methane on climate, ecosystems, and health. *Environmental Science & Policy*, 134, 127–136. <https://doi.org/10.1016/j.envsci.2022.03.027>
- Metcalfe & Eddy. (2003). *Wastewater engineering: Treatment and reuse* (G. Tchobanoglous, F. L. Burton, & H. D. Stensel, Eds.; 4a ed.). McGraw Hill.
- Metcalfe, & Eddy. (2014). *Wastewater engineering. Treatment and resource recovery*. McGraw Hill.
- Mier-Quiroga, M. Q. (2021). *Caracterización de la materia orgánica disuelta de dos tratamientos biológicos (anaerobio y aerobio) con índices espectroscópicos* [Tesis de doctorado]. Universidad Autónoma del Estado de México.

- Nacheva, P. M., Chávez, G. M., Chacón, J. M., & Chuil, A. C. (2009). Treatment of cane sugar mill wastewater in an upflow anaerobic sludge bed reactor. *Water Science and Technology*, 60(5), 1347–1352. <https://doi.org/10.2166/wst.2009.402>
- Nada, T., Moawad, A., El-Gohary, F. A., & Farid, M. N. (2011a). Full-scale municipal wastewater treatment by up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) in Egypt. *Desalination and Water Treatment*, 30(1–3), 134–145. <https://doi.org/10.5004/dwt.2011.2577>
- Nada, T., Moawad, A., El-Gohary, F. A., & Farid, M. N. (2011b). Full-scale municipal wastewater treatment by upflow anaerobic sludge blanket (UASB) in Egypt. *Desalination and Water Treatment*, 30(1–3), 134–145. <http://dx.doi.org/10.5004/dwt.2011.2577>
- Njoya, M., Basitere, M., Ntwampe, S. K. O., & Lim, J. W. (2021). Performance evaluation and kinetic modeling of down-flow high-rate anaerobic bioreactors for poultry slaughterhouse wastewater treatment. *Environmental Science and Pollution Research*, 28(8), 9529–9541. <https://doi.org/10.1007/s11356-020-11397-5>
- Oktem, Y. A. (2020). Microbial kinetic analysis of a hybrid UASB reactor. *Global NEST*, 22(3), 381–389. <https://doi.org/10.30955/gnj.003171>
- Oktem, Y. A. (2021). Microbial Kinetic Analysis of a Hybrid UASB Reactor. *Global NEST Journal*. <https://doi.org/10.30955/gnj.003171>
- Pan, X., Wang, L., Lv, N., Ning, J., Zhou, M., Wang, T., Li, C., & Zhu, G. (2019). Impact of physical structure of granular sludge on methanogenesis and methanogenic community structure. *RSC Advances*, 9, 29570.
- Parawira, W., Murto, M., Zvauya, R., & Mattiasson, B. (2006). Comparative performance of a UASB reactor and an anaerobic packed-bed reactor when treating potato waste leachate. *Renewable Energy*, 31(6), 893–903. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2005.05.013>
- Pérez Martínez, M., Cuesta Santianes, M. J., Núñez Crespí, S., & Cabrera Jiménez, J. A. (2008). *Utilización de Biogás en Pilas de Combustible* (1a ed., Vol. 1). Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas.

- Ríos-Moreno, S. V. (2017). *Determinación del metano disuelto en el efluente de un RAFA por medio de DQO (método reflujo cerrado)* [Tesis de maestría]. Universidad Autónoma del Estado de México.
- Rittmann, B. E., & McCarty, P. L. (2020). *Environmental Biotechnology: Principles and Applications, Second Edition*. McGraw Hill.
- Saner, A. B., Mungray, A. K., & Mistry, N. J. (2014). Treatment of distillery wastewater in an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Desalination and Water Treatment*, 57(10), 4328–4344. <http://dx.doi.org/10.1080/19443994.2014.994107>
- Santiago-Díaz, A. L., Mugica-Álvarez, V., Cobos-Vasconcelos, D., Vaca-Mier, M., & Salazar-Peláez, M. (2021). Performance evaluation and kinetic modeling of an upflow anaerobic sludge blanket septic tank for domestic wastewater treatment. *Environmental Science and Pollution Research*, 28, 67414–67428. <https://doi.org/10.1007/s11356-021-15141-5>
- Santiago-Díaz, Á. L., Mugica-Álvarez, V., de los Cobos-Vasconcelos, D., Vaca-Mier, M., & Salazar-Peláez, M. L. (2021). Performance evaluation and kinetic modeling of an upflow anaerobic sludge blanket septic tank for domestic wastewater treatment. *Environmental Science and Pollution Research*, 28(47), 67414–67428. <https://doi.org/10.1007/s11356-021-15141-5>
- Spanjers, H., & Vanrolleghem, P. A. (2016). Respirometry. En M. C. M. van Loosdrecht, P. H. Nielsen, C. M. Lopez-Vazquez, & D. Brdjanovic (Eds.), *Methods in Wastewater Treatment* (Primera, pp. 133–176). IWA Publishing.
- Sumino, H., Takahashi, M., Yamaguchi, T., Abe, K., Araki, N., Yamazaki, S., Shimozaki, S., Nagano, A., & Nishio, N. (2007). Feasibility study of a pilot-scale sewage treatment system combining an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) and an aerated fixed bed (AFB) reactor at ambient temperature. *Bioresource Technology*, 98(1), 177–182. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.10.020>
- Verma, A. K., Bhunia, P., & Dash, R. (2015). Carbonaceous organics removal kinetics in an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating physico-chemically pre-treated textile wastewater. *Desalination and Water Treatment*, 54(6), 1577–1588. <https://doi.org/10.1080/19443994.2014.888687>

- Xu, S., Zhang, L., Huang, S., Zeeman, G., Rijnaarts, H., & Liu, Y. (2018). Improving the energy efficiency of a pilot-scale UASB-digester for low temperature domestic wastewater treatment. *Biochemical Engineering Journal*, 135, 71–78. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2018.04.003>
- Zhang, L., De Vrieze, J., Hendrickx, T. L. G., Wei, W., Temmink, H., Rijnaarts, H., & Zeeman, G. (2018). Anaerobic treatment of raw domestic wastewater in a UASB-digester at 10 °C and microbial community dynamics. *Chemical Engineering Journal*, 334, 2088–2097. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.11.073>
- 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. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.09.013>
- Zhang, Y., Guo, B., Zhang, L., & Liu, Y. (2020). Key syntrophic partnerships identified in a granular activated carbon amended UASB treating municipal sewage under low temperature conditions. *Bioresource Technology*, 312, 123556. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123556>