



**UNIVERSIDAD
DE ANTIOQUIA**

**BALANCES DE MASA Y ANÁLISIS ENERGÉTICO
DE UN PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA
DESARROLLADO EN UN REACTOR UASB PARA
LA GENERACIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE
PORCINAZA**

Autor

Ana Marcela Mosquera Mena

Universidad de Antioquia
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química
Medellín, Colombia
2021



Balances de masa y análisis energético de un proceso de digestión anaerobia desarrollado en un reactor UASB para la generación de biogás a partir de porcinaza.

Ana Marcela Mosquera Mena

Proyecto de investigación presentado como requisito parcial para optar al título de

Ingeniera Química

Asesora:

PhD. Mariana Peñuela Vásquez, Ingeniera Química.

Línea de Investigación:

Biocombustibles

Grupo de Investigación:

Bioprocesos

Universidad de Antioquia
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química.
Medellín, Colombia

2021

AGRADECIMIENTOS

Primero agradezco a mi mamá Sonia Mena, a mi abuela Isaura González y a mi papá Gerardo Mena, quienes siempre me ha apoyado en este proceso y es a quienes debo toda mi formación académica y personal, gracias por hacerme una persona íntegra para esta sociedad. De igual manera, agradezco a gran parte de mi familia, quienes también han estado presentes en mi formación y en los momentos que más lo he necesitado.

A mi tutora Mariana Peñuela Vásquez, gracias por darme la oportunidad, la confianza y la orientación para desarrollar este proyecto de investigación en el grupo Bioprocesos. De igual manera, a mi co-asesor Juan Martín Delgado por orientarme en la ejecución del proyecto y por los aprendizajes que me deja. A Daniel, Aura y Juan Esteban que son mis compañeros de proyecto agradezco su colaboración cuando lo he necesite.

A mis compañeros Otto Ortiz y Yonatan Hoyos por aportar en mi vida académica y personal de manera significativa. A Felipe López y Ana Hernández gracias por su amistad y por llegar a convertirse en mi familia, cada voz de aliento la guardo en mi corazón.

Por último, al Programa Colombia Científica como fuente de financiación en el marco de las convocatorias Ecosistema Científico, contrato No. FP44842- 218-2018.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVOS	4
• Objetivo General	4
• Objetivos Específicos.....	4
MARCO TEÓRICO.....	5
○ Digestión anaerobia	5
○ Reactores empleados en procesos de DA	7
○ Balances de masa	13
○ Análisis energético.....	16
○ Balances de masa y energía en reactores UASB	17
○ Residuos agropecuarios y agrícolas con potencial uso para la producción de biogás: Porcinaza	18
METODOLOGÍA.....	20
Metodología de experimentación:	20
○ Metodología analítica (caracterización de las corrientes).....	24
RESULTADOS.....	31
Estabilización del reactor	31

Caracterización de las corrientes de entrada (alimentación) y salida (biogás y efluente) del reactor UASB.....	37
Resultados obtenidos a partir del modelo de reacción planteado para el sistema.....	38
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	42

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. <i>Caracterización de las corrientes del proceso.</i>	37
Tabla 2. <i>Densidad y distribución másica de las corrientes del proceso.</i>	38
Tabla 3. <i>Conversión de algunos compuestos del proceso</i>	38
Tabla 4. <i>Caracterización de las corrientes del proceso mediante lo obtenido en el modelo</i>	39
Tabla 5. <i>Reporte de algunos parámetros del biogás según lo experimental, el modelo y lo</i> <i>teórico.</i>	39
Tabla 6. <i>Parámetros para el cálculo del rendimiento energético neto del sistema.</i>	41
Tabla 7. <i>Resultados del análisis energético</i>	41

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. <i>Proceso bioquímico de las etapas de la digestión anaerobia (Adekunle & Okolie, 2015)</i>	7
Figura 2. <i>Clasificación de sistemas de reactores de DA. Tomado de (de Lemos Chernicharo, 2015)</i>	8
Figura 3. <i>Volumen de control del proceso</i>	18
Figura 4. <i>Porcentaje de sólidos volátiles en la corriente de alimentación.</i>	31
Figura 5. <i>Organic Load Rate (OLR) de la corriente de alimentación.</i>	32
Figura 6. <i>pH de la corriente de alimentación.</i>	32
Figura 7. <i>Relación AGV/ALK de la corriente del efluente líquido del sistema.</i>	34
Figura 8. <i>pH de la corriente del efluente del líquido del sistema.</i>	35
Figura 9. <i>Producción de la corriente de biogás del sistema.</i>	35

RESUMEN

La digestión anaerobia (DA) es un proceso biológico que se desarrolla por consorcios de microorganismos (hidrolíticos, acidogénicos, acetogénicos y metanogénicos), dando como producto principal biogás, una mezcla gaseosa conformada mayoritariamente por metano y dióxido de carbono. A pesar de que la tecnología fue desarrollada hace más de treinta años, es difícil encontrar modelos que estimen la producción de biogás al utilizar un sustrato con características específicas. Por tal motivo, se realizó una caracterización de las corrientes de entrada y salida del proceso de DA, que se desarrolló en un reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) alimentado con porcinaza, con una carga orgánica de 1.27% de sólidos volátiles en la alimentación, tiempo de retención hidráulica de 20 días, volumen de reacción de 24 L y flujo de alimentación de 1.2 L/día. Se cuantificó lípidos, almidón, proteína, humedad, entre otras sustancias de interés. Con base en lo anterior, se propuso un sistema de 9 reacciones químicas a partir de las cuales se desarrolló un modelo de balances de masa que permitiera estimar la producción de biogás, adicionalmente se desarrolló un análisis energético para definir la viabilidad del proceso. Los resultados muestran que el biogás producido en laboratorio tiene una composición volumétrica de metano y dióxido de carbono de 64.96% y 30.04%, respectivamente, encontrándose dentro de los rangos definidos teóricamente. Así mismo, el modelo propuesto a partir de las variables de estudio predice en un 72.72% la producción de biogás específica ($L_{\text{biogás}}/\text{g SV}$) respecto a los resultados experimentales. En cuanto al análisis energético se encontró que el proceso es viable para la generación de energía a partir de biogás al obtener un rendimiento energético neto de 65934 kJ. Desarrollar modelos a partir de balances de masa permiten predecir el consumo de reactivos y la generación de productos de manera práctica. Adicionalmente el desarrollo de análisis energético da una visión del potencial que tiene un sustrato en específico al ser sometido a DA, lo que hace de esta herramienta una base para el análisis económico de los procesos.

Palabras claves: *digestión anaerobia, biogás, porcinaza, balances de masa, análisis energético, UASB.*

ABSTRACT

Anaerobic digestion (AD) is a biological process that is developed by consortiums of microorganisms (hydrolytic, acidogenic, acetogenic and methanogenic), generating biogas as the main product, a gaseous mixture consisting mainly of methane and carbon dioxide. Although the technology was developed more than thirty years ago, it is difficult to find models that estimate biogas production when using a substrate with specific characteristics. For this reason, a characterization of the inlet and outlet streams of the AD process was carried out, which was developed in a UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactor fed with swine manure, with an organic load of 1.27% volatile solids in the feed, hydraulic retention time of 20 days, reaction volume of 24 L and feed flow of 1.2 L / day. Lipids, starch, protein, moisture, among other substances of interest were quantified. Based on the above, a system of 9 chemical reactions was proposed from which a mass balance model was developed that would allow estimating biogas production, additionally an energy analysis was developed to define the viability of the process. The results show that the biogas produced in the laboratory has a volumetric composition of methane and carbon dioxide of 64.96% and 30.04%, respectively, being within the theoretically defined ranges. Likewise, the proposed model based on the study variables predicts the specific biogas production ($L_{\text{biogas}}/\text{g SV}$) by 72.72% with respect to the experimental results. Regarding the energy analysis, it was found that the process is viable for the generation of energy from biogas by obtaining a net energy yield of 65.9 MJ. Developing models from mass balances allow predicting the consumption of reagents and the generation of products in a practical way. Additionally, the development of energy analysis gives a vision of the potential that a specific substrate has when subjected to AD, which makes this tool a basis for the economic analysis of processes.

Keywords: *anaerobic digestion, biogas, swine manure, mass balance, energy analysis, UASB.*

INTRODUCCIÓN

La población en Colombia entre 1975 y 2019 se ha duplicado pasando de 24 a 49 millones de personas aproximadamente. En consecuencia, el consumo de energía paso de 728 PJ a 1346 PJ durante el mismo periodo. Esta situación, junto con los incentivos gubernamentales para el desarrollo de energías alternativas que sean más amigables con el ambiente, han propiciado un escenario positivo para la sustitución de los combustibles de baja eficiencia por otros de mejor desempeño en la canasta energética del país (UPME, 2021).

Es por esto que, en el año 2014, el gobierno nacional publicó la ley 1715, la cual promueve el desarrollo y la utilización de las fuentes no convencionales de energía, principalmente aquellas de carácter renovable. la biomasa, las fuentes de hidroeléctricas a pequeña escala, la eólica y la geotérmica, son algunas de las Fuentes No Convencionales de Energía Renovable (FNCER) que indica la ley. Adicionalmente, esta también resalta la necesidad de potenciar la integración de las FNCER al mercado eléctrico, su participación en las zonas no interconectadas (ZNI) y en otros usos energéticos como medio necesario para el desarrollo económico sostenible, la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) y la seguridad del abastecimiento energético (Congreso de la Republica de Colombia, 2014).

Sin embargo, según un reporte del año 2018, la energía generada en el país proviene en un 74.59% de hidroeléctricas a gran escala, 10.83% a partir de gas natural, 7.57% de pequeñas hidroeléctricas, 5.51% térmicas, 1.06% de biomasa y residuos, 0.36% de Diesel, 0.02% de fuente solar y 0.06% de fuentes eólicas (La Asociación de Energías Renovables de Colombia SER, 2019), lo que denota aún la baja participación de las FNCER en la canasta energética y la necesidad de expandir la generación de energía empleando dichas fuentes.

El Plan Energético Nacional 2020-2050 (PEN) establece que la participación de biomazas en la canasta energética puede aumentar si se utiliza para la generación de biogás. A este biocombustible, el PEN lo propone como una fuente extra de abastecimiento, que aportaría a un escenario de modernización y que contribuiría a la seguridad energética. Para el año 2017 se tuvo

que el potencial de generación de biogás a partir de biomasa residual fue de 941.360.642 m³ con lo cual se lograría una disminución de 1.5 Mt anuales de CO₂, y podría complementar la demanda de gas natural en un 26%.

El biogás es una mezcla principalmente de metano, dióxido de carbono y trazas de sulfuro de hidrogeno que puede ser utilizado para la generación de energía eléctrica, térmica o como carburante (IDAE, 2020). Su generación se da principalmente a partir de procesos de digestión anaerobia (DA), en donde diferentes consorcios de microorganismos en ausencia de oxígeno, degradan una fracción de la materia orgánica del sustrato utilizado para transformarla en este biocombustible y generar un digestato (sólido líquido) rico en minerales como N, P, K, entre otros, que presenta una carga orgánica menor (United States Environmental Protection Agency, 2021).

Colombia tiene gran generación de diferentes residuos agroindustriales debido a su oferta variada en este sector y la mayoría no son tratados para su aprovechamiento energético. Uno de los sectores productivos, con mayor expansión en el país es el de la porcicultura. En el año 2018 se produjeron 410.270 toneladas de carne de cerdo, en aproximadamente 239 mil predios porcícolas, que generaron 2.6 billones de pesos, dándole de esta manera una participación del 1.4% en el PIB agropecuario (Ministerio de Agricultura de Colombia, 2019). Debido a esto, la porcicultura produce millones de animales al año, lo cual implica la generación de grandes cantidades de desechos orgánicos diariamente, siendo la porcínaza el de mayor cantidad. La porcínaza es una mezcla de heces fecales y orina del animal, que contiene una carga orgánica alta, lo cual significa un problema ambiental al realizar su disposición final, pues genera GEI.

Para el año 2017 se generaron 2.745.392 toneladas de porcínaza con lo cual se estima que se podrían generar 192.177.455 m³ de biogás (aproximadamente 60% metano) con un poder calorífico inferior de 21.49 kJ/Nm³, lo que corresponde a una generación de 4.130 TJ/año (Velásquez & Rincón, 2018), lo que hace que esta biomasa sea atractiva para la generación de biogás por medio de DA.

En la bibliografía revisada, no se encontró reportes donde se muestre que los procesos a través de la tecnología de DA en el país presenten cuantificación y caracterización de flujos de

entrada y salida del sistema de generación, así como los requerimientos energéticos, que permitan llevar un seguimiento energético y de costos del proceso. Esta, es la razón principal, por lo cual a nivel industrial se emplean los balances de materia y energía en los procesos, debido a que éstos permiten cuantificar los flujos masicos, determinar los productos del proceso y realizar un análisis energético teniendo en cuenta los requerimientos y la generación de energía final.

Este proyecto de investigación tiene como finalidad, estimar los balances de materia y energía de un reactor de digestión anaerobia tipo Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) con modo de operación en continuo que utiliza como sustrato porcínaza proveniente de la agropecuaria La Montañita, que es una porcícola ubicada en San Pedro de los Milagros en el departamento de Antioquia, y busca generar biogás suficiente para reemplazar de manera parcial la energía utilizada para el calentamiento de los lechones.

OBJETIVOS

- **Objetivo General**

Realizar el balance de masa y el análisis energético del proceso de digestión anaerobia para la producción de biogás a partir de porcínaza en un reactor UASB.

- **Objetivos Específicos**

1. Caracterizar las corrientes de entrada (alimentación) y salida (biogás y efluente) del reactor UASB.
2. Definir los sistemas de reacción que predominan en el proceso de digestión anaerobia a partir de porcínaza.
3. Evaluar el modelo de cálculo de balances de masa y realizar el análisis energético.

MARCO TEÓRICO

○ Digestión anaerobia

La EPA (Environmental Protection Agency) define la digestión anaerobia como un proceso bioquímico, en el cual diferentes grupos de bacterias descomponen la materia orgánica en ausencia de oxígeno, para la generación de biogás. Este proceso ha sido catalogado como una tecnología para la generación de bioenergía por su generación de biogás y como un método para la biodegradación de la fase orgánica por los porcentajes de alta remoción de la carga orgánica de los sustratos utilizados en este tipo de procesos (principalmente residuos sólidos orgánicos y de aguas residuales). (Adekunle & Okolie, 2015).

Según el Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE), el biogás es un gas compuesto principalmente por metano, dióxido de carbono y trazas de sulfuro de hidrógeno, sin embargo, su composición es variable y depende de la composición de la materia orgánica de la cual se haya obtenido. Su obtención se da a partir de la degradación de materia orgánica en ausencia de oxígeno, proceso conocido como digestión anaerobia (DA), y se realiza en reactores anaerobios. Este biocombustible puede utilizarse para su aprovechamiento energético generando energía eléctrica, térmica o como carburante (IDAE, 2020).

La DA anaerobia se considera como un proceso complejo debido a la cantidad de reacciones que ocurren de manera simultánea y las diferentes inhibiciones que se pueden presentar debido a esto, lo que se ve reflejado normalmente en una baja producción de metano. La DA implica cuatro etapas principalmente: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, estas etapas involucran microorganismos que difieren ampliamente en su fisiología, necesidades nutricionales, cinética de crecimiento y sensibilidad al medio.

La hidrólisis es la primera etapa y es en donde las partículas y moléculas complejas como proteínas, carbohidratos y lípidos, se transforman por medio de la acción enzimática extracelular en compuestos solubles más sencillos y adecuados para su uso como fuentes de energía; los compuestos que son resultado de esta etapa son compuestos como aminoácidos, azúcares, glicerol,

ácidos grasos de cadena larga, entre otros. Esta etapa es importante, ya que las moléculas grandes son muy difíciles para ser absorbidas por microorganismos y ser utilizadas como fuente de alimento. La hidrólisis es el primer paso para la degradación anaeróbica de sustratos orgánicos complejos y dependiendo de la composición del sustrato puede ser la etapa limitante de velocidad global del proceso (Adekunle & Okolie, 2015; Ministerio de energía et al., 2013).

La segunda etapa del proceso es la acidogénesis, que por medio de bacterias facultativas y estrictas, se realiza la degradación de las moléculas orgánicas solubles producto de la anterior etapa, en compuestos que puedan ser utilizadas directamente por las bacterias metanogénicas como lo son los ácidos de cadena corta dentro de los cuales se encuentra el ácido acético, ácido fórmico, ácido propiónico, ácido butírico, ácido valérico y otros compuestos como hidrógeno y etanol, principalmente (Adekunle & Okolie, 2015; Ministerio de energía et al., 2013).

La tercera etapa del proceso es la acetogénesis, en donde los productos de la acidogénesis como ácido fórmico, propiónico, butírico, valérico y etanol, principalmente, son transformados en compuestos más sencillos como acetato, hidrogeno y dióxido de carbono, por medio de la acción de bacterias acetogénicas que generan la oxidación anaeróbica de estos compuestos. Es importante tener en cuenta que los microorganismos acetogénicas y los metanogénicos tengan una colaboración en este punto del proceso, debido a que en el sistema no puede haber un incremento grande en la producción de hidrogeno sin que los microorganismos metanogénicos no tengan una velocidad parecida en su consumo, pues un alza en la presión parcial del hidrogeno en el sistema generaría inhibición de esta etapa (Adekunle & Okolie, 2015; Ministerio de energía et al., 2013).

La última etapa del proceso es la metanogénesis, en donde actúan los microorganismos metanogénicos, considerados los más importantes del consorcio de microorganismos anaeróbicos, debido a que son los responsables de la formación de metano a partir de los productos generados en las etapas anteriores del proceso. Estos microorganismos se clasifican dentro del dominio Archaea y tienen características comunes que los diferencian del resto de procariotas, así mismo, producen metano a partir de sustratos mono carbonados o con dos átomos de carbono unidos por enlace covalente como: acetato, H_2/CO_2 , metanol y algunas metilaminas (Adekunle & Okolie, 2015; Ministerio de energía et al., 2013).

En la figura 1, se esquematiza el proceso bioquímico completo que comprende la digestión anaerobia en cada una de sus etapas.

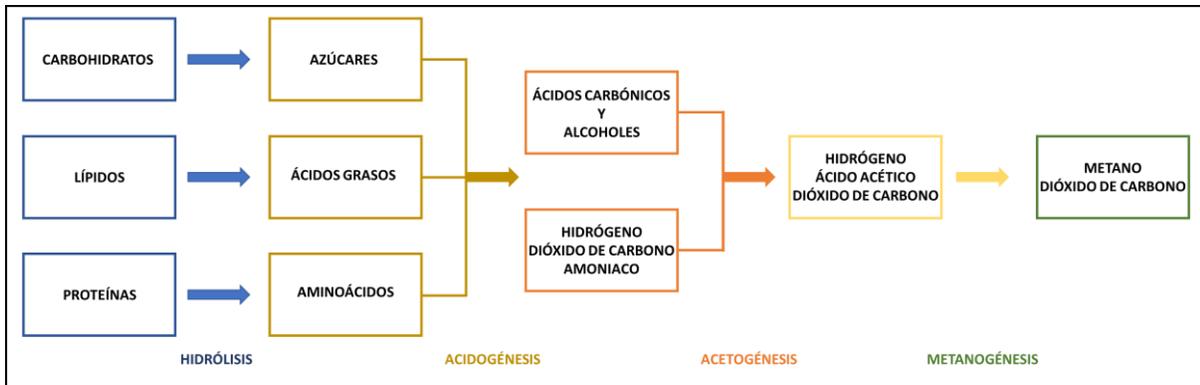


Figura 1. Proceso bioquímico de las etapas de la digestión anaerobia (Adekunle & Okolie, 2015)

○ Reactores empleados en procesos de DA

El tipo de reactor empleado para un proceso de digestión anaerobia depende de las características del sustrato con el cual se van a trabajar. Sin embargo, existen otros factores que influyen en la selección como lo es el presupuesto económico con el que se cuenta, el volumen de residuo disponible y el lugar en el cual se va a ubicar. En la DA los reactores pueden funcionar de manera continua o por lotes (batch). Los reactores para DA se dividen principalmente en dos tipos, los sistemas convencionales y de alta tasa de alimentación figura 2 (de Lemos Chernicharo, 2015).

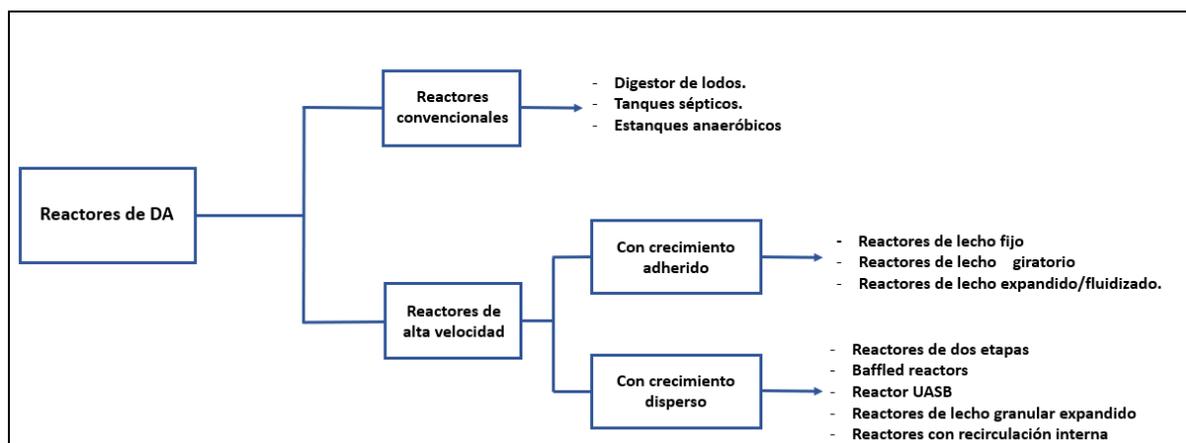


Figura 2. Clasificación de sistemas de reactores de DA. Tomado de (de Lemos Chernicharo, 2015)

Reactores convencionales

Estos reactores no cuentan con mecanismos de retención de sólidos, haciendo que no se tenga la inmovilización de microorganismos (biomasa de baja actividad microbiana), razón por la cual operan con cargas orgánicas volumétricas bajas. Por otro lado, estos reactores están diseñados para funcionar con tiempos de retención hidráulica altos que garanticen el crecimiento de biomasa. Dentro de ellos están los digestores de lodos, los tanques sépticos y estanques anaeróbicos que se presentan a continuación:

- **Digestor de lodos:** este tipo de reactores tienen otra clasificación adicional y depende específicamente del número de etapas que tenga y si contiene un sistema de agitación. A continuación, se presentan:

- **Reactor de lodos de baja velocidad:** se caracterizan por no tener sistema de agitación y consta generalmente de un solo tanque, en donde la digestión, el espesamiento del lodo y la formación del sobrenadante ocurren de manera simultánea; en estos reactores el ascenso del biogás genera que algunas partículas de lodo y otros materiales sobrenadantes suban a la superficie generando una capa. Como resultado del proceso de digestión en el reactor se forman

cuatro capas y son las siguientes: capa de escoria, capa de sobrenadante, zona activa de digestión y zona de lodos estabilizados.

▪ **Reactor de lodos de alta velocidad de una etapa:** estos sistemas incorporan mecanismos de agitación y de calentamiento, además son operados a velocidades de alimentación uniforme. Para su funcionamiento se les debe realizar la alimentación de lodos crudos antes de alimentar el sustrato, con el fin de garantizar condiciones más uniformes en todo el digestor. Lo anterior permite disminuir el volumen del tanque y mejorar la estabilidad del proceso. Para el dimensionamiento de estos reactores es importante tener en cuenta que el tiempo de retención hidráulica deberá ser igual al tiempo de retención de sólidos, ya que estos sistemas no cuentan con mecanismos para retener sólidos.

▪ **Reactor de lodos de alta velocidad de dos etapas:** estos sistemas difieren de los anteriores, debido a que llevan incorporado un segundo tanque, haciendo que tengan una operación en serie y cuenten con una alta velocidad en el primer reactor. El primer tanque se utiliza para la digestión de los lodos y el segundo tanque es utilizado para el almacenamiento del lodo activado que ya pasó por digestión, conduciendo así a la formación de un sobrenadante clarificado.

- **Tanque séptico:** este sistema se encuentra conformado por una unidad que posee funciones como lo son la sedimentación y remoción de los materiales que flotan. Estos reactores funcionan a bajas velocidades y no se les puede implementar sistemas de calentamiento o agitación, así mismo se tiene que el proceso de DA se da en el fondo, donde se encuentran los microorganismos metanogénicos. En estos tanques, los sólidos sedimentables se van al fondo del tanque y forman una capa de lodo, los materiales livianos forman una capa flotante en la superficie del tanque y el resto del sustrato fluye entre el lodo y la capa flotante y salen de la fosa séptica del lado opuesto al que entraron. El efluente va hacia un post tratamiento o el lugar de disposición final, según disponga las personas que están a cargo. Se utilizan principalmente para el tratamiento de aguas residuales.

- **Estanques anaeróbicos:** son una buena alternativa para para el tratamiento de aguas residuales en regiones de clima caliente y que presenten cargas orgánicas altas. A pesar de las grandes dimensiones que presentan y los largos tiempos de retención hidráulica, estos estanques se consideran como reactores de baja carga orgánica. El funcionamiento de estos reactores es similar al de los tanques sépticos, sin embargo, presenta algunas características diferentes, siendo una de ellas el hecho de que no requiere purga de lodos por los grandes volúmenes y profundidades que estos presentan, así mismo el hecho de que sean tanque abiertos que ocupan grandes áreas necesitan requieren ser ubicados en lugares que no afecten a la población, pues desprenden olores fuertes y puede generar la proliferación de diferentes insectos.

Reactores de alta velocidad

Son reactores que tienen bajos tiempos de retención hidráulica y altos tiempos de retención de sólidos que son necesarios para incorporar el mecanismo de retención de biomasa. Esta clasificación se subdivide en dos y depende del tipo de biomasa que crece en el sistema como se muestra a continuación:

- **Reactores con el principio de crecimiento bacteriano adherido:** este tipo de reactores requieren del desarrollo de bacterias adheridas a un material de soporte inerte, generando así la formación de una película biológica (biopelícula). Dentro de esta clasificación se encuentran los siguientes tipos de reactores:

▪ **Reactores de lecho fijo:** se caracterizan por la presencia de un material estacionario empacado, en el cual los sólidos biológicos pueden adherirse o mantenerse dentro de las intercepciones. Esta masa de microorganismo que se encuentra adherida o en las intercepciones es la encargada de degradar la materia orgánica que contiene el sustrato. Los tiempos de residencia de sólidos en el reactor es usualmente de 20 días. Estos reactores operan normalmente con flujo vertical, ya sea ascendente o descendente, aunque normalmente son más utilizados con el flujo ascendente. En su funcionamiento, la alimentación entra por el fondo del reactor, fluye a través del medio de soporte y se descarga por la parte superior. Estos sistemas tienden a mejorar la aplicabilidad cuando tienen largos tiempos de residencia ya que mejora la

adherencia de los microorganismos en el soporte, favoreciendo así el rendimiento del proceso. Por otro lado, como desventaja se tiene la acumulación de biomasa en el fondo del reactor, lo que puede provocar un bloqueo o la formación de corto circuitos hidráulicos lo que generaría poco contacto entre los microorganismos y el sustrato, disminuyendo de esta manera la degradación de la carga orgánica y por ende la producción de biogás.

▪ **Reactores de lecho giratorio:** estos sistemas también se caracterizan por tener los microorganismos adheridos a un medio de soporte inerte para formar una capa biológica. Sin embargo, a diferencia de los reactores de lecho fijo, el medio de soporte en estos sistemas presenta una configuración secuencial de discos, el cual se encuentra parcial o totalmente sumergido y rota lentamente alrededor de un eje horizontal en un tanque por el cual fluye la alimentación. La rotación de los discos puede prevenir la acumulación de biomasa en ellos.

▪ **Reactores de lecho expandido:** estos sistemas se basan en una estructura cilíndrica, que contiene internamente un soporte empacado de partículas inertes que representan alrededor de un 10% del volumen total del reactor. Como medio de soporte de partículas se han utilizado diferentes tipos de materiales como lo son: arena, grava de arena, carbón, PVC, resinas, entre otros, siendo de suma importancia que el diámetro de estas partículas debe estar en el rango de 0.3 a 3 mm. A diferencia del sistema de lecho fijo, la biopelícula en este sistema crece adherida a las partículas, que en su momento se expanden como producto de la velocidad ascendente del líquido. La expansión del lecho se debe mantener en un rango del 10% - 20% para que cada partícula de soporte conserve su posición relativa con respecto a la otra. El sistema ha mostrado ser muy eficaz en el tratamiento de concentraciones muy bajas, en el rango de 150 a 600 mg DQO/L, con un tiempo mínimo de retención de 30 a 60 minutos, alcanzando así una eficiencia de remoción de DQO de 60-70%.

▪ **Reactores de lecho fluidizado:** el principio de funcionamiento de estos sistemas es técnicamente el mismo que el del reactor de lecho expandido, excepto por el tamaño de partículas de soporte del medio y las velocidades de expansión. Para estos sistemas, la velocidad ascendente del líquido debería de ser lo suficientemente alta para fluidizar el lecho hasta alcanzar el punto en el cual la fuerza gravitacional sea igual a la fuerza de arrastre en ascenso,

siendo esta la razón por la cual se requiere una velocidad de recirculación alta. Como resultado de lo anterior, estos sistemas no manejan una ubicación fija dentro del reactor de las partículas de soporte. El tamaño de partícula debe estar en el rango de 0.5 a 0.7 mm que garantice un área de superficie grande para el crecimiento uniforme de la biopelícula alrededor de ella. Se han reportado expansiones entre el 30 y 100%, las cargas orgánicas están alrededor de 20 a 30 kg de DQO/m³ con un porcentaje de remoción de 70-90%.

- **Reactores con el principio de crecimiento bacteriano disperso:** este tipo de reactores requieren la presencia de flóculos bacterianos libres o gránulos. El rendimiento de estos sistemas, dependen en gran parte de la capacidad de la biomasa para formar gránulos y que se asienten. A continuación, se describen los diferentes tipos de reactores que operan a partir de este principio:

▪ **Reactores anaerobios de dos etapas:** consisten en el uso de un tanque completo de mezcla (reactor anaerobio) en donde se lleva a cabo el proceso de DA, seguido de un equipo para la separación y retorno de los sólidos. El principio de funcionamiento de este tipo de reactores consiste en que la biomasa que se floclula en el primer tanque, al igual que los sólidos no digeridos que se extraen del sistema, sean retenidos a través de un dispositivo de separación de sólidos y regresado a la primera etapa del reactor, en donde se mezcla con la corriente de alimentación. En este tipo de reactores se tiene como dificultad practica la separación y concentración del efluente sólido, ya que la presencia de partículas productoras de gas hace que los flóculos de biomasa floten en vez de asentarse, dificultando así su recuperación.

▪ **Baffled anaerobic reactor:** este tipo de reactores se encuentra equipados con deflectores que hacen que el líquido alimentado tenga un movimiento secuencial de flujo ascendente y descendente, garantizando de esta manera un contacto grande del flujo de alimentación con la biomasa que se encuentra en el fondo del reactor y que permite que se lleve a cabo la degradación de la materia orgánica para la generación de biogás por medio de la acción de los microorganismos.

▪ **Reactor de manto de lodos anaerobio de flujo ascendente (UASB):** tiene como principios de funcionamiento el flujo ascendente de la alimentación que ingresa por el fondo

del reactor y el contacto con una capa densa de lodos anaerobios (que posee alta actividad microbiana) en el momento que la atraviesa, son reactores de operación en continuo. Este tipo de reactores presenta un perfil de sólidos que varía desde partículas muy densas y granulares, ubicadas en el fondo del reactor (lecho de lodo), hasta un lodo más disperso y liviano ubicado en la parte superior del reactor (manto de lodos). Así mismo, tiene que la conversión de la materia orgánica se da en todas las áreas de reacción (lecho y manto de lodos) y la agitación del sistema se da como consecuencia del flujo ascendente de la alimentación y de las burbujas de biogás generadas. El efluente sale por la parte superior del reactor siendo mayoritariamente líquido y los sólidos que presenta corresponde a las partículas más livianas que quedan como sobrenadante; así mismo, se tiene que el biogás, sale por la parte mas alta del reactor (cabeza de gas). Este tipo de reactores deben tener la habilidad de desarrollar una biomasa altamente activa, en donde se tengan gránulos de 1 a 5 mm, lo cual es posible con un arranque cuidadoso del este. De la misma forma, es importante que el reactor tenga un sistema de separación de las fases gas-sólido que se ubica en la parte superior del reactor; es importante decir que este sistema de separación ayuda en la separación de las fases gas-líquido. Por último, se tiene que el diseño de este tipo de reactor es sencillo, económico, se pueden tratar flujos altos con cargas orgánicas altas y maneja tiempos de retención en el rango de 10-30 días, obteniendo remociones promedio de DQO entre el 70-95%.

- **Balances de masa**

Los balances de materia se basan en *la ley de conservación de la masa*, la cual establece que la masa no se crea ni se destruye, solo sufre transformaciones. A partir de esto, se afirma que en cualquier proceso con reacción o sin reacción la masa total de entrada al proceso debe ser igual a la masa de salida del proceso. Lo anterior, es la razón por la cual se dice que los procesos no se encuentran completos hasta que se establezca que la cantidad de materia en las entradas y salidas de todo el proceso y de cada una de las unidades de proceso por separado, satisfacen las ecuaciones de balance (M.Felder, 2004).

Establecer estos balances tiene una importancia dentro de los procesos debido a que por medio de ellos es posible determinar flujos y composiciones de las corrientes de entrada y salida, y así mismo permite establecer relaciones de conversión y generación que pueden ser de mucha ayuda en los procesos para estimar producciones si se cambian los flujos de alimentación (Reklaitis, 1986).

Según el principio de conservación de la masa, el balance para una cantidad que se conserva en un sistema (una sola unidad del proceso, un conjunto de unidades o el proceso global) se puede escribir de manera general de la siguiente manera:

$$m_{in} + m_{generada} - m_{out} - m_{consumida} = m_{Acumulada}$$

Ecuación 1

Los balances de materia pueden ser de dos tipos, diferenciales e integrales y se describen a continuación:

- *Balances diferenciales*: este tipo de balances van ligados al tiempo haciendo que se indique lo que pasa en cada instante de tiempo determinado. Debido a esto, cada término de la ecuación 1 se expresa en termino de flujo masico y deben llevar las mismas unidades (kg/h, kg/s, kg/día, entre otros). Este tipo de balances se aplican generalmente en procesos que operan en continuo (M.Felder, 2004).

- *Balances integrales*: este tipo de balances describen lo que pasa entre dos instantes de tiempos determinados. Cada término de la ecuación 1 debe tener unidades de masa (kg, g, tonelada, mg, entre otros). Este tipo de balances se aplican para procesos intermitentes o por lotes, y los dos instantes para los cuales se aplica el balance son: el momento cuando se realiza la alimentación y el momento cuando se retiran los productos (M.Felder, 2004).

La manera en cómo se establecen los balances de masa para un proceso depende del modo de operación de dicho sistema, es decir si opera en continuo o transitorio. Por lo tanto, su planteamiento también depende de esto, ya que la ecuación genérica se va a ver modificada como resultado de algunas consideraciones que se pueden aplicar para cada uno de ellos.

- **Sistemas en estado estacionario:** se define que un sistema se encuentra en estado estacionario, si la condición (cantidad, composición) de los flujos de masa y energía en las corrientes de entrada y salida del proceso no presenta variaciones en el tiempo, es decir siempre son iguales. Por lo tanto, se puede garantizar que no existen acumulaciones dentro de él (M.Felder, 2004). La ecuación general para este tipo de sistemas partiendo de la genérica se expresa de la siguiente forma:

$$\dot{m}_{in} + \dot{m}_{generada} = \dot{m}_{out} + \dot{m}_{consumida} \quad \text{Ecuación 2}$$

- **Sistemas en estado transitorio:** se define que un sistema se encuentra en estado transitorio si su estado cambia en el tiempo. Es decir, si los flujos de masa en las corrientes de entrada y salida, la transferencia energía por medio de calor y trabajo del sistema, así como las propiedades de presión, temperatura, entre otras, presentan modificaciones en el tiempo (M.Felder, 2004). Estos balances se expresan genéricamente de la siguiente manera:

$$\frac{dM}{dt} = \dot{m}_{in} + \dot{\gamma}_{generada} - \dot{m}_{out} - \dot{\gamma}_{consumida} \quad \text{Ecuación 3}$$

En donde:

$\frac{dM}{dt}$: acumulación de la masa en el tiempo.

\dot{m}_{in} : flujo masico de entrada

$\dot{\gamma}_{generada}$: velocidad de generación de la masa

\dot{m}_{out} : flujo masico de salida

$\dot{\gamma}_{consumida}$: velocidad de consumo de la masa

Nota: todos los términos tienen unidades de masa en función del tiempo

En sistemas reaccionantes, los balances de masa se pueden llevar a cabo por medio de diferentes métodos, esto es debido a que algunos sistemas pueden ser más complejos que otros. Es decir, hay sistemas donde se presenta una única reacción y hay otros con múltiples reacciones lo que les da un grado de complejidad menor y mayor, respectivamente, al momento de solucionarlo.

Dentro de los métodos de solución se encuentran los balances por componente y los balances elementales.

- **Balances por especies atómicas o elementales:** es un método que no requiere de velocidades de reacción ni la estequiometría de las reacciones, lo que hace que este método sea sencillo de implementar en sistemas donde no se tenga información específica. Así mismo, es un método en donde el sistema de ecuaciones que se desarrolla es de primer orden, siendo de esta manera sencillo de solucionar. El fundamento del método es *la conservación de los elementos químicos* por lo cual las ecuaciones que se establecen son a partir de las especies atómicas independientes (M.Felder, 2004; Reklaitis, 1986).

- **Balances por componentes:** es un método en donde es posible plantear una ecuación por cada especie molecular y se requiere de la estequiometría y el grado de avance de cada una de las reacciones que se llevan a cabo, lo que hace que el método requiera de un grado más científico y sofisticado. Este método se basa en la velocidad de flujo de cada especie. (M.Felder, 2004; Reklaitis, 1986).

○ **Análisis energético**

Los balances de energía se basan en *la ley de conservación de energía* y mediante ellos es posible cuantificar la energía que entra y sale del proceso. Estos balances tienen en cuenta los diferentes tipos de energía como los son la cinética, potencial e interna, así como las formas en las que se puede transferir (calor y trabajo). Con el planteamiento y resolución de estos balances es posible conocer temperaturas de las corrientes de proceso, la transferencia de calor del sistema y la energía por fuentes externas que requiere el proceso (trabajo) (M.Felder, 2004).

A pesar de la importancia que este balance energético tiene en la mayoría de los procesos, el desarrollo de estos para sistemas biológicos no se aplica de manera seguida. Lo anterior se debe a que el calor de reacción que se generan en estos procesos suele ser muy pequeña, por lo cual, el efecto de esta entalpía no hace sensible al proceso para un cambio de temperatura en sus corrientes

de proceso, razón por la cual se puede despreciar. Así mismo, se tiene que para procesos anaeróbicos como en la fermentación, la composición mayoritaria de las corrientes de entrada y salida corresponde al agua, lo que dificulta un aumento de temperatura significativo dentro del análisis del proceso (Doran, 1995).

Debido a lo anterior, para este proceso se decide realizar un análisis energético, que son mas utilizados en los procesos de evaluación de biocombustible ya que evalúa las fuentes que generan o consumen energía de manera representativa en el proceso. Los análisis energéticos buscan obtener como variable de respuesta algo que denominan rendimiento energético neto que se define como la energía de salida total menos la energía de entrada total (ecuación 4).

$$\text{rendimiento energetico neto} = E_{neta,out} - E_{neta,in} \qquad \text{Ecuación 4}$$

La energía que se puede considerar de entrada están definidas como aquellas que se apliquen al sistema en forma de trabajo, transferencia de calor y la energía de salida aquellas que sean respuesta de un producto del proceso al cual se le puede dar una aplicación para generación energética (Zhou et al., 2015).

o **Balances de masa y energía en reactores UASB**

Los reactores UASB son reactores que operan de manera continua, en estado estacionario cuando el sistema ha sido estabilizado, es decir, se puede considerar que no hay variaciones representativas en las corrientes de entrada y salida del proceso (Figura 3). Este modo de operación, se consigue por medio de la adaptación de los microorganismos, en donde se busca que en un rango específico de SV, pH, DQO, entre otras propiedades de la corriente de alimentación, sean capaces de degradar la materia orgánica que contiene el sustrato para generar biogás como producto de mayor interés y que la corriente de efluente líquido del reactor presente un comportamiento con tendencia constante en parámetros como pH, AGV/ALK, remoción de SV y remoción de sólidos totales.

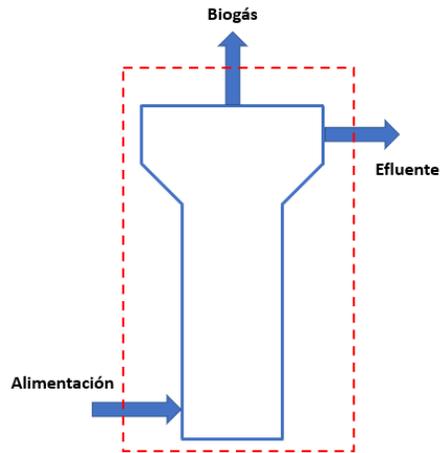


Figura 3. *Volumen de control del proceso*

Los procesos de DA involucran múltiples reacciones como se describió anteriormente, lo que hace que los balances de masa del sistema se hagan para un sistema reaccionante. Sin embargo, estos procesos cuentan con poca información específica sobre el sistema reaccionante, por lo cual se ha decidido realizar un balance de tipo elemental, teniendo en cuenta las sustancias principales que se forman a partir de él.

○ **Residuos agropecuarios y agrícolas con potencial uso para la producción de biogás: Porcinaza.**

Actualmente los residuos agropecuarios y agroindustriales a nivel mundial son una gran fuente de contaminación de afluentes hídricos debido a su mal disposición y a los grandes volúmenes en que se generan. Según la FAO (Food and Agriculture Organization of the United States) la contaminación del agua por prácticas agrícolas plantea una amenaza para la salud humana y los ecosistemas del planeta y afirman que la agricultura es el mayor productor de aguas residuales por volumen y el ganado genera más excreciones que los humanos.

En Colombia la generación de biomasa residual agrícola para el año 2018 se estimó en 43.341.159 toneladas por año, correspondientes principalmente a los residuos de plátano (54,95%), caña de azúcar (16,47%), palma (15,48%) y banano (4,77). Por otro lado, la biomasa residual

pecuaria generó 92.761.368 toneladas de residuo por año correspondientes a estiércoles del sector avícola (7.03%), porcícola (2.96%) y bovino (90.01%) (Rincón et al., 2018).

Según el Plan Energético Nacional 2020-2050 de Colombia (PEN) se estima que Colombia cuenta con un potencial técnico de generación de biogás a partir de biomasa residual de 941.360.642 m³ por año, con el cual se podría obtener una disminución de 1.5 Mt anuales de CO₂ y así mismo puede reemplazar en un 26% la demanda de gas natural. Esto se representa en aproximadamente 163 mil millones de pesos anuales aprovechables que corresponde a la sustitución de gas natural, la reducción de GEI y los beneficios en los sectores ambientales y de salud como resultado de la sustitución del uso de la leña en los hogares rurales (Rincón et al., 2018; UPME, 2021).

Según el censo del Instituto Colombiano Agropecuario (ICA) para el año 2018, Colombia tuvo cerca de 6.55 millones de animales porcinos, generando así 2.747.400 toneladas de biomasa residual porcícola, por medio de la cual sería posible tener un potencial de generación de biogás cercano a 1.500.000 GJ/año, lo que representaría un gran aporte al potencial de generación energética del país (Sidartha et al., 2020).

METODOLOGÍA

Metodología de experimentación:

○ **Descripción del proceso de adecuación y seguimiento del reactor:**

El reactor sobre el cual se realizó la estabilización para un rango de carga orgánica específica y sobre el cual se realizaron los balances de materia y energía es un reactor de digestión anaerobia tipo UASB. El reactor está hecho en fibra de vidrio y cuenta con un volumen de trabajo de 24 litros, una corriente de entrada (alimentación) y dos corrientes de salida (efluente líquido y biogás), así mismo cuenta con una corriente en la parte inferior con el propósito de purgar la biomasa acumulada y finalmente, tiene tres corrientes a diferentes alturas que sirven para comprobar la existencia de perfil de lodos, el cual es necesario para garantizar que el proceso de DA se está llevando a cabo de manera correcta.

El reactor fue inoculado con un 30% del volumen de trabajo por lodos de la PETAR de San Fernando y el otro 70% se completó con agua. Seguido a esto, se realizaron alimentaciones diarias de 1.2 litros de una mezcla de porcínaza - agua en una relación 1/9 correspondiente a una carga orgánica promedio de 0,26% en masa de SV en la alimentación. El tiempo de retención que se manejó para el reactor fue de 20 días y la carga orgánica se fue incrementando a medida que se notaba una estabilidad en el tiempo de parámetros del reactor como: producción de biogás, remoción de sólidos volátiles (SV), remoción de sólidos totales (ST) y relación AGV/ALK.

La forma de alimentación del reactor se modificó en un inicio debido al alto porcentaje de sólidos totales presentes en esta corriente, lo que generaba obstrucciones en la manguera de alimentación, haciendo que el proceso no se desarrollara de manera continua. Para corregir esta situación, lo que se hizo fue filtrar la alimentación con un tamiz que fuese capaz de retirar una cantidad de sólidos considerable. Este mecanismo evitó las obstrucciones e hizo que el sistema tuviese el porcentaje de sólidos totales aptos para un sistema de reacción de flujo ascendente (menor al 15%).

○ **Modelo de reacción propuesto para el sistema de DA a partir de porcinaza**

(Suárez-Chernov et al., 2019) describe un sistema de simulación en el Software Aspen Plus para procesos de digestión anaerobia, utilizando como sustrato principal porcinaza, y donde tienen como parámetro de respuesta la producción de biogás, utilizan un sistema de 49 reacciones químicas balanceadas en donde relacionan muchos compuestos intermedios y contemplan las cuatro etapas del proceso, obteniendo así un error del 0.29% con respecto a la generación de biogás entre el resultado experimental y el resultado simulado. Esto se hace para una carga orgánica de 230.4 g/día.

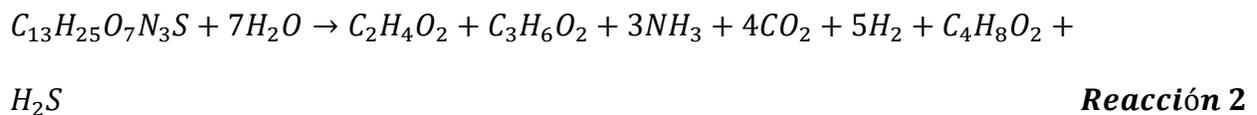
Con base en lo anterior, el modelo reacción propuesto en este trabajo tiene en cuenta 9 reacciones en donde se contemplan los productos más representativos del proceso durante las cuatro etapas (hidrolisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis). El sistema de reacción se presenta a continuación:

Reacciones de hidrolisis

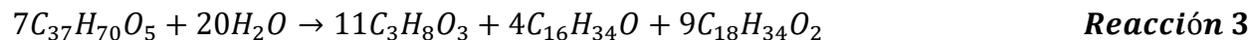
Carbohidratos a partir de almidón



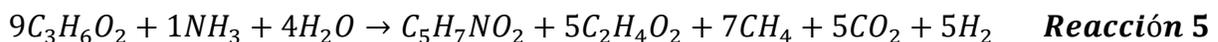
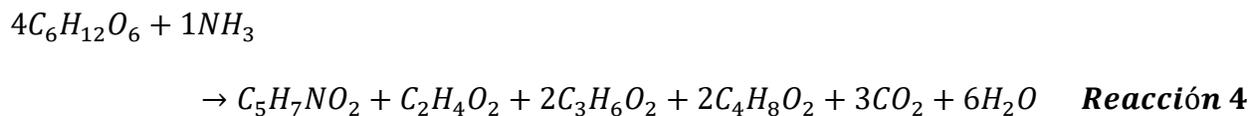
Proteína soluble

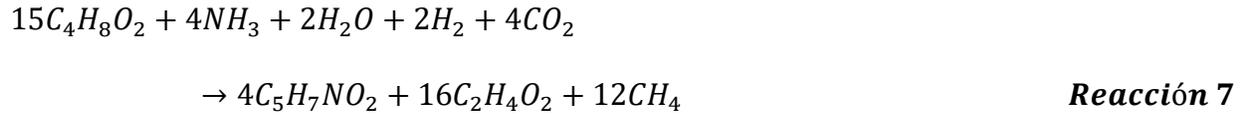
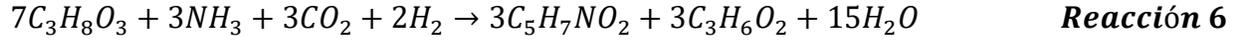


Lípidos

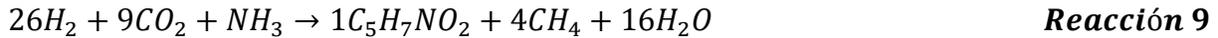
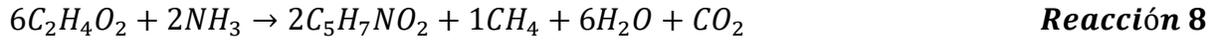


Reacciones de acidogénesis y acetogénesis





Reacciones metanogénicas



Teniendo en cuenta este sistema de reacciones y el hecho de que no se cuenta con información como conversión, selectividades y velocidades de reacción, y que además, el sistema se encuentra operando de manera estable y continua, se tiene que el balance de masa se va a realizar por el método de balances elementales, obteniendo de esta manera el siguiente sistema de ecuaciones, que corresponden a los elementos presentes en las moléculas que se tienen en el sistema de reacción (carbono, hidrogeno, oxígeno, nitrógeno y azufre) y que se presentan a continuación. Es importante decir que los flujos que se manejan dentro de las ecuaciones se definen como flujos totales y se representan de la siguiente manera:

$$\bar{N}_i = \sum_1^n N_{i,salida} - \sum_1^n N_{i,entrada}$$

Lo anterior hace que esa resta dé el signo de cada uno de los flujos netos de la sustancia (i) y se verán reflejados en las ecuaciones al momento de reemplazar numéricamente para que el balance se cumpla.

Ecuación para carbono (C):

$$\begin{aligned}
&6(\overline{N}_{(C_6H_{10}O_5)_n}) + 6(\overline{N}_{C_6H_{12}O_6}) + 13(\overline{N}_{C_{13}H_{25}O_7N_3S}) + 2(\overline{N}_{C_2H_4O_2}) + 3(\overline{N}_{C_3H_6O_2}) + 1(\overline{N}_{CO_2}) + \\
&4(\overline{N}_{C_4H_8O_2}) + 37(\overline{N}_{C_{37}H_{70}O_5}) + 3(\overline{N}_{C_3H_8O_3}) + 16(\overline{N}_{C_{16}H_{34}O}) + 18(\overline{N}_{C_{18}H_{34}O_2}) + 5(\overline{N}_{C_5H_7NO_2}) + \\
&1(\overline{N}_{CH_4}) = 0
\end{aligned}$$

Ecuación 5

Ecuación para el hidrógeno (H):

$$\begin{aligned}
&10(\overline{N}_{(C_6H_{10}O_5)_n}) + 34(\overline{N}_{C_{16}H_{34}O}) + 34(\overline{N}_{C_{18}H_{34}O_2}) + 8(\overline{N}_{C_3H_8O_3}) + 12(\overline{N}_{C_6H_{12}O_6}) + 3(\overline{N}_{NH_3}) \\
&\quad + 7(\overline{N}_{C_5H_7NO_2}) + 4(\overline{N}_{C_2H_4O_2}) + 6(\overline{N}_{C_3H_6O_2}) + 8(\overline{N}_{C_4H_8O_2}) + 2(\overline{N}_{H_2O}) + 2(\overline{N}_{H_2}) \\
&\quad + 25(\overline{N}_{C_{13}H_{25}O_7N_3S}) + 4(\overline{N}_{CH_4}) + 2(\overline{N}_{H_2S}) + 70(\overline{N}_{C_{37}H_{70}O_5}) \\
&= 0
\end{aligned}$$

Ecuación 6

Ecuación para el oxígeno (O):

$$\begin{aligned}
&5(\overline{N}_{(C_6H_{10}O_5)_n}) + 1(\overline{N}_{C_{16}H_{34}O}) + 2(\overline{N}_{C_{18}H_{34}O_2}) + 3(\overline{N}_{C_3H_8O_3}) + 6(\overline{N}_{C_6H_{12}O_6}) + 2(\overline{N}_{C_5H_7NO_2}) \\
&\quad + 2(\overline{N}_{C_2H_4O_2}) + 2(\overline{N}_{C_3H_6O_2}) + 2(\overline{N}_{C_4H_8O_2}) + 2(\overline{N}_{CO_2}) + 1(\overline{N}_{H_2O}) \\
&\quad + 5(\overline{N}_{C_{37}H_{70}O_5}) + 7(\overline{N}_{C_{13}H_{25}O_7N_3S}) = 0
\end{aligned}$$

Ecuación 7

Ecuación para el nitrógeno (N):

$$1(\overline{N}_{NH_3}) + 1(\overline{N}_{C_5H_7NO_2}) + 3(\overline{N}_{C_{13}H_{25}O_7N_3S}) = 0$$

Ecuación 8

Ecuación para el azufre (S):

$$1(\overline{N}_{H_2S}) + 1(\overline{N}_{C_{13}H_{25}O_7N_3S}) = 0$$

Ecuación 9

Con el planteamiento del balance de masa se procede a realizar el análisis energético para el sistema, el cual se hace con base a la ecuación 4. Sin embargo, para este sistema en específico en donde no se tiene ninguna fuente de calentamiento del sistema, el único trabajo que se tiene es el de la bomba de alimentación y en las corrientes de salida el único producto que presenta un valor energético aprovechable a nivel energético es el metano contenido en el biogás. A continuación, se presenta la ecuación que representa esto:

$$\Delta E_{neta} = LHV_{metano} \times X_{metano} \times \dot{m}_{biogás} - P_{bomba} \times tiempo \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde:

LHV_{metano} : poder calorífico inferior del metano.

X_{metano} : fracción de metano presente en el biogás.

$\dot{m}_{biogás}$: flujo másico de biogás.

P_{bomba} : potencia de la bomba.

$tiempo$: tiempo que se opera la bomba

○ Metodología analítica (caracterización de las corrientes)

Cuantificación de CO₂ y CH₄

La determinación de la composición de biogás se realizó por medio del cromatógrafo de gases Agilent Technologies 6890N que utiliza un detector TCD de tungsteno (Thermal Conductivity Detector) y como gas de arrastre se utiliza helio. El principio es el tiempo de retención de cada uno de los componentes dentro de la columna que se vio reflejado de acuerdo con las conductividades térmicas de cada componente. Para la calibración del equipo se utilizó metano al 99.9% de pureza y se hizo el método estándar interno, en donde se realizan diferentes diluciones conocidas. Las muestras de biogás se tomaron en bolsas de 5L totalmente herméticas, y con una purga para garantizar que no hubiese ninguna contaminación y se inyectaron al cromatógrafo junto a la corriente de gas de arrastre.

Medición de producción de biogás

La medición de la producción de biogás se realizó utilizando un medidor de gas. Este procedimiento se hacía desmontando la bolsa donde se recolectaba la producción semanal y se conectaba por medio de una manguera para gas al medidor. Se registraba el valor inicial que marcaba el medidor y después de descargar toda la bolsa se registraba el volumen final que marcaba el medidor. De esta manera por medio de la siguiente ecuación se calculaba el volumen de biogás generado en determinado número de días.

$$V_{biogás} = V_{f,biogás} - V_{i,biogás}$$

$$L \text{ biogás/día} = \frac{V_{biogás}}{\text{número de días}}$$

Donde:

$V_{biogás}$: volumen de biogás generado (L)

$V_{f,biogás}$: volumen final que marca el contador (L)

$V_{i,biogás}$: volumen inicial que marca el contador (L)

numero de días: número de días de producción de biogás en los que se hace el seguimiento.

Sólidos totales

La medición de sólidos totales se realizó mediante el método 2540 B del Standard Methods for examination, en el cual se tiene como principio la eliminación de la humedad de la muestra al someterla a una temperatura de 105 °C durante 24 horas. Para el desarrollo de la prueba era necesario tener capsulas de porcelanas, las cuales se pesaban vacías y se registraba este valor en la bitácora, posteriormente en ellas se agregaban aproximadamente 20 gramos de muestras y se ponían a secar en una estufa a 105 °C durante 24 horas para garantizar que toda la humedad de la muestra iba a ser retirada. Pasado el tiempo establecido, las muestras se retiraban de la estufa con pinzas metálicas y se llevaban a un desecador para evitar que ganaran humedad del ambiente y se tenían en este equipo mientras llegaban a temperatura ambiente. Cuando estaban a temperatura ambiente se tomaba su peso en la misma balanza analítica en donde se habían pesado las capsulas

vacías inicialmente. Con los pesos tomados y reemplazados en la siguiente ecuación, se calculó los sólidos totales en la muestra:

$$g \text{ sólidos totales} / g \text{ muestra} = \frac{(A - B)}{C}$$

Donde:

A: peso de la capsula + residuo seco (g)

B: peso de la capsula vacía (g)

C: peso de la muestra (g)

Sólidos volátiles

La medición de sólidos volátiles se da de acuerdo con el *método 2540 E* del *Standard Methods for Examination*. Esta prueba se hace con base a los residuos de la prueba de sólidos totales hecha anteriormente, en donde lo que se hizo fue llevar las capsulas usadas para la determinación de sólidos totales (previamente pesadas después de salir de la estufa a 105 °C) a una mufla a 550 °C por dos horas. Al pasar el tiempo, se sacaban las capsulas de la mufla y se introducían en un desecador hasta llegar a temperatura ambiente; una vez alcanzada la temperatura ambiente, se pesaron las capsulas en una balanza analítica y por medio de la siguiente ecuación se determinaron los sólidos volátiles en la muestra:

$$g \text{ sólidos volatiles} / g \text{ muestra} = \frac{(A - D)}{C}$$

Donde:

A: peso de la capsula + residuo seco (g)

D: peso de la capsula + residuos después de salir de la mufla (g)

C: peso de la muestra (g)

Humedad

La medición de la humedad de las muestras se realizó sometiendo la muestra a secado durante 24 horas a 105 °C en una estufa. Esta prueba se realiza de manera simultánea a la determinación de sólidos totales, en donde se pesaron las capsulas vacías donde posteriormente se

agregaron aproximadamente 20 gramos de muestra pesados en una balanza analítica. Con las muestras dentro de las capsulas se llevaron a la estufa que estaba a 105 °C y se dejaron durante 24 horas. Al pasar el tiempo especificado, se retiraron las capsulas con pinzas metálicas y se metieron en un desecador hasta que alcanzaran temperatura ambiente sin ganar humedad del ambiente. Cuando las capsulas se encontraban a temperatura ambiente se pesaron en la misma balanza analítica donde se pesaron las capsulas vacías y este valor se registró. El cálculo de la humedad se realizó por medio de la aplicación de la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Humedad} = \frac{(W_{muestra} - (W_{seca} - W_{vacía}))}{W_{muestra}} \times 100$$

Donde:

$W_{muestra}$: peso de la muestra (g)

W_{seca} : peso de la capsula + peso de la muestra seca (g)

$W_{vacía}$: peso de la capsula vacía (g)

Humedad: cantidad gramos de agua por gramo de muestra

Medición de pH

La medición del pH para las pruebas se realizó utilizando un pH metro Thermo Scientific Star A325. Para la medida del pH, la muestra se colocaba en un Beaker con un agitador magnético y después se procedía a colocar en la plancha de agitación; posteriormente se introducía el pH metro hasta obtener un valor constante en la medición.

Cuantificación de proteínas

La cuantificación de proteínas se realizó de acuerdo con lo que establece el *método de Bradford*. En este método se realizó una curva de calibración a partir de soluciones patrones preparadas de albúmina de suero bovino (BSA). La determinación se realizó agregando a las micro cubetas de plástico 10 µL de solución patrón o de solución de la muestra problema y 200 µL del reactivo de Bradford (Azul de Comassie G-250); después de dos minutos de reacción se leyeron las absorbancias de las muestras o patrones a 595 nm en el lector multimodal Synergy H1 marca Biotek. El blanco se preparó con 10 µL de agua destilada y 200 µL del reactivo de Bradford.

La cuantificación de proteínas totales se hace con base en la curva de calibración de las soluciones patrones en donde se relaciona la absorbancia con la concentración y de la cual se obtiene una ecuación a partir de una regresión lineal. Las siguientes ecuaciones se utilizaron para el cálculo de las absorbancias de las muestras y los patrones. Así mismo, se presenta la ecuación para el cálculo de concentración de proteína de las muestras, la cual se obtuvo con una regresión lineal de lo obtenido en los patrones a partir de concentraciones conocidas y para la cual se obtuvo un R^2 de 0.983.

$$\Delta E_{patrón} = E_{patrón} - E_{Blanco}$$

$$\Delta E_{muestra} = E_{muestra} - E_{Blanco}$$

$$C = 3.288 \times \Delta E_{muestra} - 0.122$$

Donde:

$E_{patrón}$: absorbancia medida a 595 nm de la solución patrón.

$E_{muestra}$: absorbancia medida a 595 nm de la muestra.

E_{Blanco} : absorbancia medida a 595 nm del blanco.

$\Delta E_{patrón}$: Absorbancia propia del patrón sin la interferencia del blanco a 595 nm.

$\Delta E_{muestra}$: Absorbancia propia de la muestra sin la interferencia del blanco a 595 nm.

C : Concentración de proteína en la muestra (mg/mL)

Es importante mencionar que, para disminuir la interferencia en el lector por parte de sólidos suspendidos, las muestras que se analizaron de las corrientes de alimentación y efluente fueron previamente centrifugadas a 10.000 rpm durante diez minutos en la centrifuga.

Cuantificación de nitrógeno amoniacal

El nitrógeno amoniacal se cuantifico por medio del método 10031 de Hach que se realiza bajo el procedimiento de viales en Test 'N Tube High Range. Para este procedimiento se tomaron las muestras en un Beaker y con una pipeta volumétrica se tomó 1 mL y se agregó a uno de los

viales que contiene el reactivo para la medición de nitrógeno amoniacal. Posteriormente, se agrega a este vial 5 mL de salicilato de amoniaco y cianurato de amoniaco; después de haber agregado las anteriores sales se tapa el vial, se agita y se deja reaccionar por 20 minutos. Pasados el tiempo de reacción, el vial se llevó al colorímetro DR-900 de Hach en el cual se leyeron las concentraciones de nitrógeno amoniacal en cada una de las muestras.

El cálculo de la cantidad de amoniaco presente en la muestra se hizo con relación directa a la cantidad de nitrógeno amoniacal que se encuentra que es de 1.2 (esto es posible realizar con la relación de los átomos de nitrógeno presentes en la molécula de amoniaco).

Nota: para la anterior medición se hizo un blanco el cual se preparó agregando 0.1 mL de agua libre de amoniaco a uno vial con el reactivo. Este blanco se utiliza como el cero para la medición.

Cuantificación de lípidos

Para la cuantificación de lípidos se realizó el método de Soxhlet. Este procedimiento se realizó utilizando aproximadamente 3 gramos de muestra seca y utilizando hexano como solvente extractor. Para realizarlo, se secaba la muestra durante 24 horas a 105°C en una estufa y por diferencia de peso era posible obtener la humedad de esta muestra. Después se maceraba manualmente la muestra, buscando tener una mayor homogeneidad y se empacaba en papel filtro para evitar cualquier pérdida por arrastre. Se utilizaban 150 mL de hexano como solvente extractor y ya estructurado el montaje con la plancha de calentamiento y el sistema de refrigeración se dejaba durante dos horas la extracción; este tiempo se determinó mediante diferentes pruebas que garantizaran que el hexano del ultimo sifón ya no presentaba coloración como producto de que aún habían compuestos lípidos en la muestra.

Medición de ácidos grasos volátiles (AGV) y alcalinidad (ALK):

La medición de AGV y ALK se hace con base al *método Kapp* desarrollado en el año 1984 para digestores de lodos mesofílicos. Este método se hace por medio de titulación, en donde se encuentra el volumen de ácido sulfúrico (0.1 N) utilizado para llegar a tres puntos de pH específico: 4.5, 4.3 y 4.0. Se tiene que el volumen de ácido utilizado para llegar de pH 5.0 a 4.0 es proporcional

a la cantidad de AGV presentes en la muestra debido a que en ese rango no suele estar presente ningún subsistema ácido/base débil que afecte fuertemente el consumo de ácido aparte del subsistema ácido acético/base, mientras que los valores de la constante de disociación del ácido acético, propiónico, butírico y valerico están alrededor de 4.75 por lo cual se pueden agrupar bajo este rango. Por otro lado, el subsistema $\text{HCO}_3^-/\text{CO}_2$ presentan su pKa en 6.3 por lo cual la alcalinidad se calcula con el volumen de ácido requerido para llegar desde el pH inicial de la muestra a pH 4.3, en donde también tiene en cuenta el efecto buffer del sistema generado a partir de la generación de AGV.

Las muestras para este proceso son centrifugadas a 5000 rpm durante diez minutos, la prueba se hace por triplicado y se toman 40 mL de ella para cada replica. La titulación se lleva a cabo en el titulador automatico SI-Analytics TL-7000 donde se encuentran programados los pH a los cuales debe almacenar los volúmenes de ácido utilizado.

Medición de DQO (demanda química de oxígeno):

La DQO se cuantifico por medio del método 8000 de Hach que se realiza bajo el procedimiento de viales en Test 'N Tube High Range de 200-15000 mg O_2/L , este rango se utiliza para este sustrato porque por experimentación se tiene seguridad que la DQO no es menor a 200 mg O_2/L . Para este procedimiento se licua la muestra y se realiza la dilución correspondiente para que no se pase del rango de medición y ya preparada la muestra con una pipeta volumétrica se tomó 200 μL de muestra y se agregó a uno de los viales que contiene el reactivo para la medición de DQO. Posteriormente, se agita y se deja reaccionar por 2 horas en el termo reactor. Pasados el tiempo de reacción y después de enfriar, el vial se llevó al colorímetro DR-900 de Hach en el cual se leyeron las concentraciones de DQO en cada una de las muestras en mg O_2/L .

RESULTADOS

Estabilización del reactor

El desarrollo de este proyecto se realiza para un contenido promedio de sólidos volátiles en la alimentación de 1.27%, un tiempo de retención hidráulica de 20 días y un caudal de la alimentación de 1.2 L/día. Para este promedio de carga orgánica, se puede decir que el sistema se encuentra operando de manera estable y continua, ya que no muestra cambios significativos en los parámetros de seguimiento de las corrientes de entrada y salida del proceso. A continuación, se muestra el seguimiento que se le hizo al reactor durante 100 días, en donde se quiere estudiar el comportamiento de diferentes variables en la corriente de alimentación (figura 4, 5 y 6) y en las corrientes de salidas: efluente (figura 7 y 8) y biogás (figura 9).

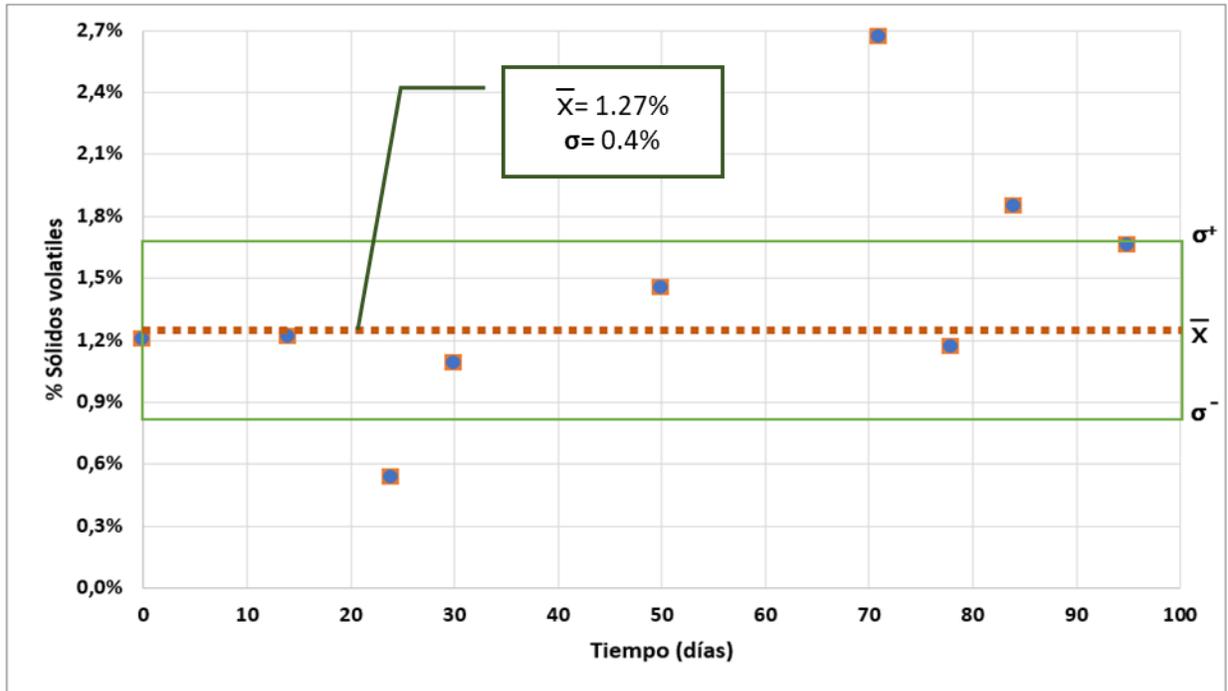


Figura 4. Porcentaje de sólidos volátiles en la corriente de alimentación.

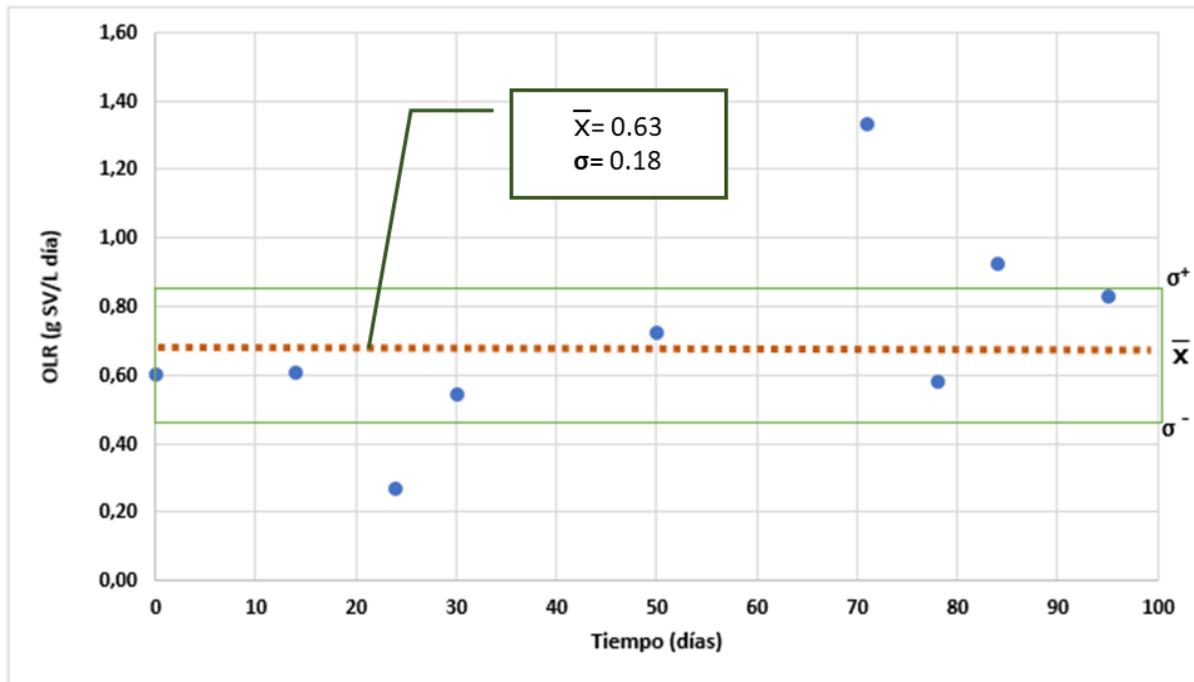


Figura 5. Organic Load Rate (OLR) de la corriente de alimentación.

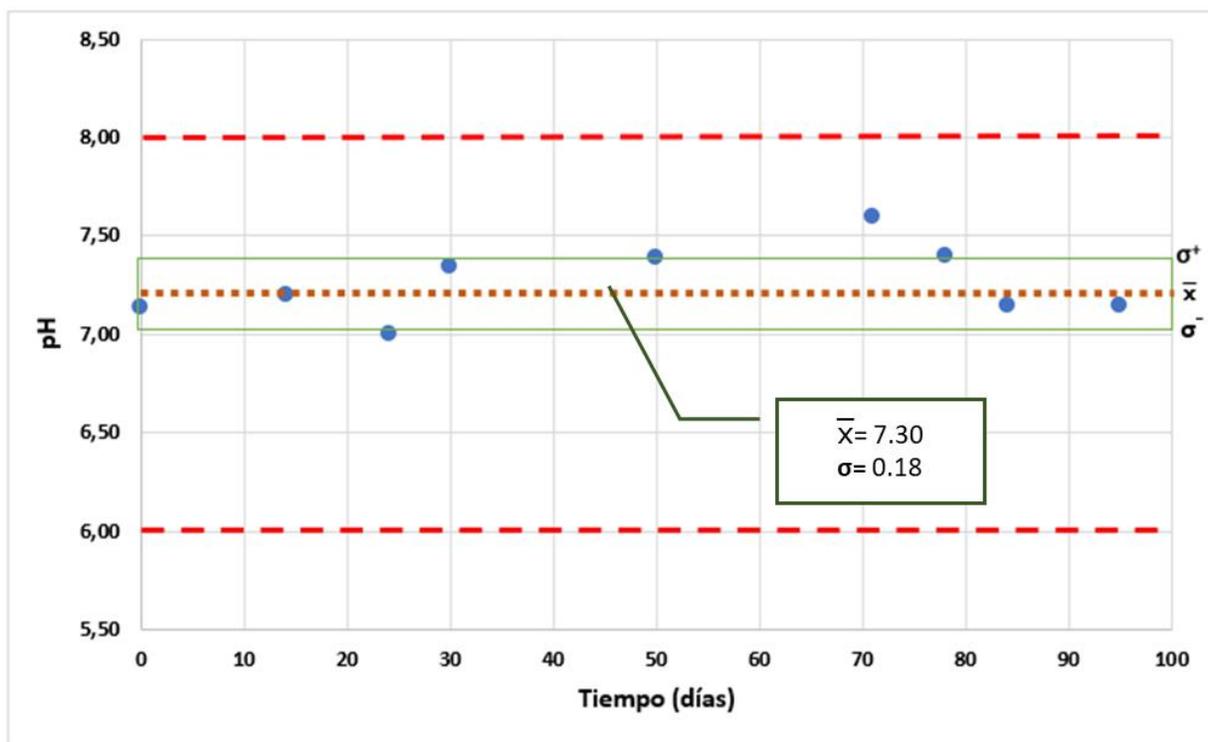


Figura 6. pH de la corriente de alimentación.

Las figuras 4 y 5 representan el porcentaje másico de los SV y la OLR en la corriente de la alimentación, respectivamente. Es posible observar que el comportamiento de las dos variables en el tiempo presenta la misma tendencia, esto debido a que la OLR depende de manera directa de la cantidad de sólidos volátiles. En estas figuras, hay dos puntos por encima del límite superior ($\bar{X} + \sigma$) y un punto por debajo del límite inferior ($\bar{X} - \sigma$), sin embargo, es notorio que el resto de los puntos, aunque no son iguales, se encuentran ubicados dentro de un rango específico de trabajo oscilando así alrededor de una media. Para el porcentaje de sólidos volátiles se tiene que la media utilizada para la operación es de 1.27% con una desviación estándar de 0.4% y para la OLR la media es de 0.63 g SV/ L- día, con una desviación estándar de 0.18. Estas variaciones en la alimentación se atribuyen a que la porcínaza es un residuo que presenta bastantes cambios debido a su degradación en el tiempo, su forma de recolección y el hecho de que proviene de animales en pie, que, aunque se tratan de alimentar de manera similar, sus metabolismos siempre tendrán diferencias, por lo cual la porcínaza no tendrá siempre las mismas características.

Los puntos por encima del límite superior muestran un aumento de la carga orgánica de la corriente de alimentación, es decir un aumento en los SV. Estos incrementos en los SV de la corriente de alimentación son el resultado del proceso de alcalinización que sufre la porcínaza almacenada y que se utiliza para preparar la alimentación del reactor como respuesta a su degradación. Este aumento en el pH es el responsable de que la porcínaza al ser diluida en agua y agitada antes de ser alimentada al reactor, presente un proceso de hidrólisis más eficiente, generando una mayor solubilización de SV en la mezcla que posteriormente va como alimentación del proceso.

Por otro lado, el punto que se encuentra por debajo del límite inferior se debe a problemas técnicos-operacionales generados por las situaciones de orden público que se presentaron para esas fechas dentro del campus universitario, en donde durante una semana no se tuvo acceso a el laboratorio. En este caso, contábamos con poca porcínaza y con limitaciones de acceso, que nos obligaron a realizar una alimentación muy diluida con el fin de no parar el proceso. Esta dilución generó una disminución de los SV en la alimentación.

De la figura 6, se tiene que el pH de la corriente de la alimentación se encuentra dentro de los valores teóricos aceptables con los cuales funcionan este tipo de procesos, que es entre pH 6.0-8.0 según reporta (Ministerio de energía et al., 2013), sin embargo, presenta un valor por encima del límite superior y otro por debajo del límite inferior. Estos valores coinciden con el proceso de sobrecarga y el proceso de dilución que sufrió el reactor en medio de su operación y que fueron explicados con anterioridad por los puntos fueran de rango de las figuras 4 y 5. Es importante decir, que la porcinaza fresca presenta pH dentro del rango de 7.0-7.4 y a medida que se va degradando en su almacenamiento, este valor ha aumentado hasta alcanzar un pH de 7.9.

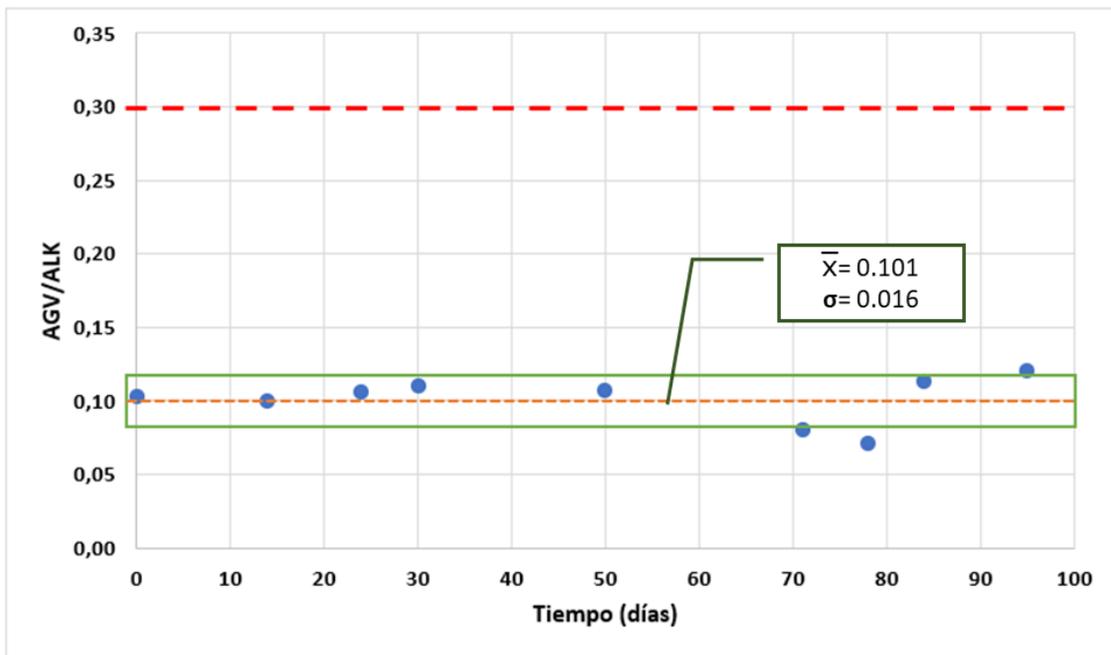


Figura 7. Relación AGV/ALK de la corriente del efluente líquido del sistema.

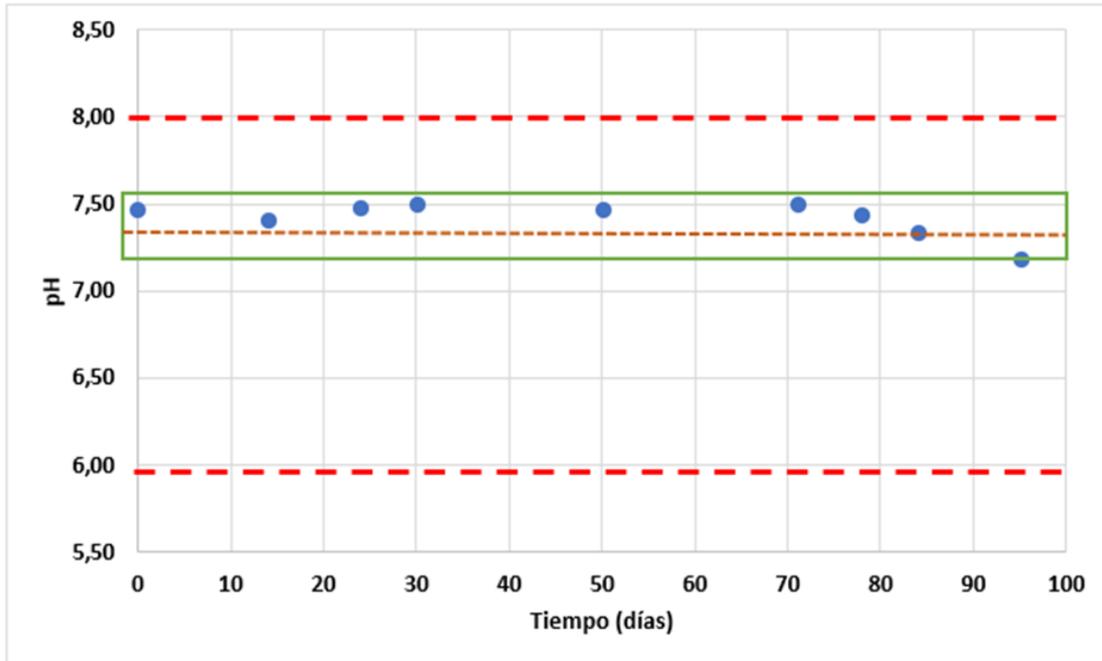


Figura 8. pH de la corriente del efluente del líquido del sistema.

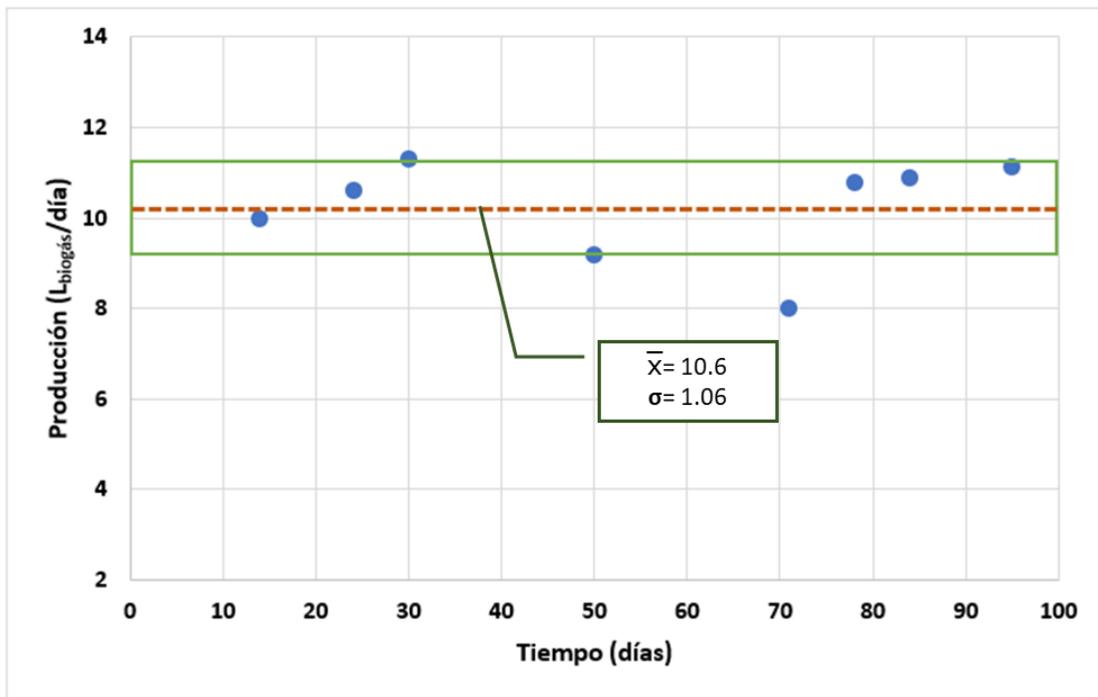


Figura 9. Producción de la corriente de biogás del sistema.

La estabilidad del reactor para que se pueda tomar como un proceso en continuo también se observa a partir del comportamiento de variables de las corrientes de salida del proceso. En la figura 7, se observa que la relación de AGV/ALK de todos los puntos a excepción de uno de ellos durante el tiempo de seguimiento se encuentran dentro del límite superior e inferior del cuadro de control definidos en este caso como $\bar{X} \pm \sigma$, mostrando así un comportamiento que tiende a variar muy poco alrededor de una media. La media calculada para este parámetro es de 0.101 y una desviación estándar de 0.016.

A pesar de que la mayoría están dentro del rango de control, hay uno de ellos que se encuentra por debajo del límite inferior. Este comportamiento se da por un aumento en la alcalinidad del reactor que pudo ser generado debido a un incremento aproximado del 12% de nitrógeno amoniacal en la alimentación realizada veinte días antes de la recolecta de este efluente. El aumento de nitrógeno amoniacal representa un aumento del amoníaco que en presencia del agua se disocia y genera iones OH^- lo que pudo haber aumentado la alcalinidad de esta corriente. Sin embargo, es importante decir que aunque este punto se encuentra por fuera de los límites de control que se establecieron, todos los valores de seguimiento se encuentran dentro del rango de operabilidad que se designa teóricamente para este tipo de proceso, en donde la relación AGV/ALK debe ser menor a 0.3 (Rodríguez et al., 2014). En la figura 7 se puede observar el límite de operación con la línea punteada de color rojo.

En la figura 8, se tiene un comportamiento del pH de la corriente del efluente líquido, en donde todos los valores se encuentran dentro de los límites de control establecidos como $\bar{X} \pm \sigma$ y dentro del rango de operabilidad. La media calculada para este parámetro es de 7.42 con una desviación estándar de 0.10. Por otro lado, en la figura 9 se tiene la producción de biogás durante el seguimiento, en donde se observa que dentro de los límites de control están la mayoría de los puntos a excepción de 1. Esa disminución de la producción en ese punto se puede tomar como respuesta a ese leve incremento del nitrógeno amoniacal en la corriente de entrada en el día 50, lo cual pudo llegar a inhibir el proceso metanogénico, cayendo de manera leve la generación de biogás; sin embargo, es importante resaltar que la producción cuando los parámetros de la alimentación vuelven estar alrededor de sus medias, la producción se normaliza y se encuentra

alrededor de una media de 10.6 L_{Biogás}/día con una desviación estándar de los datos calculado de 1.06.

De acuerdo con lo anterior, se puede establecer que el proceso para un porcentaje masico de solidos volátiles promedio en la alimentación de 1.27 se encuentra estable, ya que a pesar de que los parámetros como pH, carga orgánica y porcentaje de sólidos volátiles tienen pequeñas variaciones, el reactor es capaz de adaptarse a ellos y mantener dentro de los límites de control y alrededor de una media parámetros como pH, AGV/ALK y producción de biogás las corrientes de salida.

Caracterización de las corrientes de entrada (alimentación) y salida (biogás y efluente) del reactor UASB.

Por medio de un seguimiento realizado al reactor, en donde en tres semanas se tomaron tres muestras (una en cada semana) de la corriente de alimentación y pasados 20 días que corresponde a el tiempo de retención hidráulico del proceso se tomó una muestra en las corrientes de salida para cada una de ellas, fue posible determinar una caracterización promedio de cada una de las corrientes del proceso (tabla 1).

Tabla 1. *Caracterización de las corrientes del proceso.*

Sustancia	Composición másica (%)					
	Corriente entrada		Corrientes de salida			
	Alimento	Desviación ±	Efluente líquido	Desviación ±	Biogás	Desviación ±
Agua	98.075	0.008	99.596	0.001	-	-
Lípidos	0.828	0.010	0.063	0.016	-	-
Proteína	0.089	0.010	0.005	0.001	-	-
Almidón	0.875	-	0.234	-	-	-
Amoniaco	0.026	0.0003	0.038	0.002	-	-
Metano	-	-	-	-	44.076	0.501
CO ₂	-	-	-	-	55.924	0.409
Cenizas	0.107	0.021	0.063	0.004	-	-
Total	100		100		100	

De acuerdo con seguimiento que se le hizo al reactor para la caracterización de las corrientes, se reporta que la producción de biogás generado fue de 10.6 litros por día, para un total de 212 litros de biogás generados a partir de 1.2 litros de alimentación y presenta una producción específica de $0.39 \text{ L}_{\text{Metano}}/\text{g SV}$, lo cual presenta una diferencia del 13.89% con respecto a lo teórico reportado en literatura que es de $0.348 \text{ L}_{\text{Metano}}/\text{g SV}$ (Casanovas et al., 2019)

Así mismo, en la Tabla 2 se muestra la densidad promedio de cada una de las corrientes a temperatura ambiente de Medellín y la distribución en porcentaje de los flujos que representan las dos corrientes de salida.

Tabla 2. Densidad y distribución másica de las corrientes del proceso.

Propiedad / Corriente	Alimentación	Efluente líquido	Biogás
Densidad (g/mL)	1.140	0.969	0.0012*
Fracción en masa de la corriente	1.000	0.842	0.158

* La densidad del biogás fue tomada de (Ministerio de energía et al., 2013)

De acuerdo con la caracterización de las corrientes del proceso es posible tener los porcentajes de conversión de diferentes sustancias presentes en la alimentación y en la corriente de salida del efluente líquido. Estos valores se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3. Conversión de algunos compuestos del proceso

Compuestos	Conversión (%)
Agua	14.48
Lípidos	93.56
Proteína	95.33
Almidón	77.45

Resultados obtenidos a partir del modelo de reacción planteado para el sistema

- **Balance de masa**

Al desarrollar el modelo a partir de sistema de reacción planteado para el proceso (ecuación 5, 6, 7, 8 y 9), se encuentran las caracterizaciones para las corrientes de alimentación y de salida del proceso (efluente y biogás). Estos resultados se pueden observar en la tabla 4.

Tabla 4. Caracterización de las corrientes del proceso mediante lo obtenido en el modelo

Sustancias	Composición másica (%)		
	Corriente de entrada	Corriente de salida	
	Alimentación	Efluente	Biogás
Agua	98.622	88.460	-
Lípidos	0.622	0.047	-
Proteína	0.067	0.004	-
Almidón	0.657	0.173	-
Amoniaco	0.019	0.028	-
Metano	-	-	50.805
Dióxido de carbono	-	-	45.379
Sulfuro de hidrogeno	-	-	0.040
Biomasa	-	0.031	-
Glucosa	-	0.190	-
Glicerol	-	0.166	-
Cetal	-	0.159	-
Ácido oleico	-	0.416	-
Ácido acético	0.007	7.917	-
Ácido propiónico	0.006	2.409	-
Hidrogeno	-	-	3.776
Total	100.000	100.000	100.000

Así mismo, se tiene que los flujos másicos de las corrientes del efluente líquido y de biogás respecto al flujo total de alimentación son del 85.4 y 14.6%, respectivamente. Es de esta manera, que la producción de biogás estimada a partir del modelo para el proceso sería de 159.83 litros, teniendo así una aproximación a lo medido experimentalmente de 75.39%. En la tabla 5 se muestran las producciones específicas del metano obtenido por gramo de SV al igual que las composiciones del biogás obtenido mediante: experimentación, el modelo desarrollado y lo reportado teóricamente.

Tabla 5. Reporte de algunos parámetros del biogás según lo experimental, el modelo y lo teórico.

Parámetro	Experimental	Modelo	Teórico*
Producción específica ($L_{\text{biogás}}/\text{g SV}$)	0.396	0.288	0.348 ^{*1}
Metano (% vol/vol)	68.379	69.908	55-70 ^{*2}
Dióxido de carbono (% vol/vol)	31.621	20.719	30-45 ^{*2}
Sulfuro de hidrogeno (% vol/vol)	-	0.027	trazas ^{*2}
Hidrógeno (% vol/vol)	-	9.346	trazas ^{*2}

Nota: Los valores teóricos se tomaron de lo reportado en: ^{*1}. (Casanovas et al., 2019) y ^{*2}. (Ministerio de energía et al., 2013)

Teniendo en cuenta los valores obtenidos de la tabla 5, se tiene que el modelo desarrollado a partir del sistema de reacciones y que llevó a desarrollar el sistema de ecuaciones reportadas como 4, 5 6, 7, 8 y 9, tiene un ajuste respecto a lo obtenido experimentalmente del 72.72% y respecto al reportado en literatura (Casanovas et al., 2019) de 82.75%(Casanovas et al., 2019). El hecho de que se encuentre más cercano al reportado en literatura se debe a que el valor obtenido experimentalmente para este parámetro tiene una sobreestimación del 13.79% con respecto al que se reporta en literatura. Estas variaciones se pueden tener debido al cambio en la composición de la porcina utilizada en la literatura y la que se trabaja experimentalmente. Sin embargo, es importante resaltar que el ajuste que tiene el modelo respecto al experimental es alto, y se obtienen buenos resultados.

Por otro lado, la composición en cuanto al contenido de metano se encuentra dentro del rango que se expone teóricamente (Ministerio de energía et al., 2013) y no presenta una variación significativa con el obtenido experimentalmente en el laboratorio. Sin embargo, es notorio la disminución del porcentaje de dióxido de carbono y el alto porcentaje de hidrógeno si se compara con lo teóricamente reportado (Ministerio de energía et al., 2013). Este resultado puede ser producto de las diferentes simplificaciones que maneja el sistema, en donde se tiene una disminución bastante grande del sistema de reacciones utilizadas y se realizan suposiciones en algunos flujos del proceso.

- **Análisis energético**

Para el sistema analizado se encontró una fuente de consumo de energía y un producto con potencial de generación de energía. La fuente de consumo es la bomba peristáltica utilizada para realizar la alimentación del sistema que de la marca Cole Parmer, model No. 7553-80 que cuenta con una potencia de 1 a 10 HP y el producto para generación es el metano que se encuentra en el flujo de biogás. En la tabla 6, se presentan los parámetros para realizar el cálculo del rendimiento energético neto y en la tabla 7 se encuentran los valores encontrados para el rendimiento energético neto en cada uno de los casos.

Tabla 6. *Parámetros para el cálculo del rendimiento energético neto del sistema.*

Propiedad / Parámetro	Valor
Potencia (kW)	1.678
Tiempo (s)	1200
$m_{\text{biogas, experimental}}$ (kg)	0.2775
$m_{\text{biogas, modelo}}$ (kg)	0.1998
$X_{\text{metano, experimental}}$	0.4408
$X_{\text{metano, modelo}}$	0.5081
$\text{LHV}_{\text{metano}}$ (kJ/kg)*	555536

Nota: el valor de LHV para el metano fue tomado de (McAllister et al., 2011)

Tabla 7. *Resultados del análisis energético*

Caso	ΔE_{neto} (kJ)
Experimental	65934
Modelo	54377
% Diferencia	82.47

De acuerdo, con los resultados obtenidos en la tabla 7, se evidencia que el análisis energético del proceso de acuerdo con los resultados obtenido experimentalmente y por medio del modelo es positivo, indicando así que los procesos de digestión anaerobia a partir de porcinaza generan energía. Esta energía generada al utilizar el biogás como biocombustible, puede ser aprovechada en procesos de calentamiento o generación de energía eléctrica en diferentes industrias que tengan como residuo la porcinaza, y de esta manera se podrían disminuir los costos al reemplazar de manera parcial o total los combustibles tradicionales que se utilizan actualmente para la generación de energía térmica o eléctrica actualmente.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Se encontró que la corriente de biogás tiene una composición volumétrica de metano y dióxido de carbono de 64.96% y 30.04%, respectivamente, lo cual se encuentra dentro de los rangos definidos teóricamente para un proceso de digestión anaerobia desarrollado en un reactor UASB a partir de porcínaza. Así mismo, se logró determinar que el porcentaje masico a partir de la alimentación que corresponden al efluente líquido es de 84.21% y el de la corriente de biogás es de 15.79% y que la producción de biogás está ligada a los sólidos en suspensión y disueltos que presenta la corriente de alimentación que se presentan como proteína, lípidos y almidón, principalmente.
2. Por medio del sistema de reacción propuesto se encontró el valor de los flujos de compuestos intermedios importantes en procesos de DA como lo son el ácido acético y propiónico. Igualmente, permite tener una caracterización más amplia de las corrientes del proceso.
3. El modelo propuesto predice en un 75.39% la producción de biogás específica respecto a lo medido experimentalmente. Por otro lado, los valores positivos que se obtuvieron para el rendimiento energético neto del proceso a partir de los resultados experimentales y del modelo, demuestran que los procesos de DA a partir de porcínaza tienen viabilidad para generación de energía.
4. La implementación de balances de masa en sistemas de digestión anaerobia en reactores UASB a partir de porcínaza, permite tener un seguimiento de los reactivos y productos a lo largo de todo el proceso. Estos balances también aportan al desarrollo de los análisis energéticos, que son un factor clave para definir la viabilidad energética y el escalamiento de los procesos.

REFERENCIAS

- Adekunle, K. F., & Okolie, J. A. (2015). A Review of Biochemical Process of Anaerobic Digestion. *Advances in Bioscience and Biotechnology*, 06(03), 205–212. <https://doi.org/10.4236/abb.2015.63020>
- Casanovas, G., Vechia, F. Della, Reymundo, F., Serafini, R., Gonzalez, V., Damasseno, S., Groba, A., & Piuma, M. (2019). Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores. In *Colección De Documentos Técnicos*. http://www.probiomasa.gob.ar/_pdf/GuiadeBiogasyBiodigestores-19-07-10.pdf
- Congreso de la Republica de Colombia. (2014). *Ley 1715 de 2014* (Vol. 7, Issue Mayo 13, pp. 219–232).
- de Lemos Chernicharo, C. A. (2015). Anaerobic Reactors. In *Water Intelligence Online* (Vol. 6, Issue 0). <https://doi.org/10.2166/9781780402116>
- Doran, P. M. (1995). Bioprocess Engineering Principles. In *Academic Press Limited*.
- IDAE. (2020). *BIOGÁS El biogás es la única energía renovable que puede usarse para cualquiera de las grandes aplicaciones energéticas/ Idae*. <https://www.idae.es/tecnologias/energias-renovables/uso-termico/biogas>
- La Asociación de Energías Renovables de Colombia SER. (2019). *Mercados Colombia – SER COLOMBIA*. <http://ser-colombia.org/ser-colombia/mercados-colombia/>
- M.Felder, R. (2004). *Principios Elementales de los Procesos Químicos* (3a ed.).
- McAllister, S., Chen, J.-Y., & Fernandez-Pello, A. C. (2011). *Fundamentals of Combustion Processes*. <https://doi.org/10.1007/978-1-4419-7943-8>
- Ministerio de Agricultura de Colombia. (2019). Cadena Carnica Porcina. *Cadenas Pecuarias, Pesqueras y Acuícolas*, 20. <https://sioc.minagricultura.gov.co/Porcina/Documentos/2019-12-30/CifrasSectoriales.pdf>
- Ministerio de energía, G. de C., Programa de las Naciones Unidas para el Desarrollo, & Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura. (2013). Manual de biogás. In *Journal of Chemical Information and Modeling* (Proyecto C, Vol. 53, Issue 9).
- Reklaitis, G. V. (1986). *Balances de materia y energía*. Interamericana.
- Rincón, J. M., Martínez, D. M., Lozano, D. H., Montoya, O. Q., Duarte González, C. S., Guevara Patiño, P. O., & Velásquez, M. E. (2018). Disponibilidad de Biomasa Residual y su Potencial para la Producción de Biogás en Colombia. *Revista CIDET, Noviembre 2018*, 16–25.
- Rodrigues, L. S., Silva, I. J., Oliveira, P. R., Pinto, A. C. A., & Lima, C. A. (2014). Influence of the Ratio IA/PA and Volatile Acids in the Monitoring of UASB Reactor in the Treating of Swine Waste Water. *Journal of Water Resource and Protection*, 06(05), 526–531. <https://doi.org/10.4236/jwarp.2014.65051>
- Sidartha, Z., Mendoza, J. C., Gonzalez, L. S., Kaiser, F. L., & Gebauer, A. (2020). Guía de Biogás

- para el sector porcícola en Colombia. *Journal of Chemical Information and Modeling*, 53(9), 1689–1699.
- Suárez-Chernov, V. D., López-Díaz, I., & Álvarez-González, M. (2019). Estimación De La Producción De Biogás a Partir De Un Modelo De Simulación De Procesos. *Centro Azúcar*, 46(1), 73–85.
- United States Environmental Protection Agency, E. (2021, January 22). *How Does Anaerobic Digestion Work? | AgSTAR: Biogas Recovery in the Agriculture Sector | US EPA*. <https://www.epa.gov/agstar/how-does-anaerobic-digestion-work>
- UPME. (2021). *Plan Energético Nacional 2020-2051*. 2015. https://www1.upme.gov.co/DemandaEnergetica/PEN_2020_2050/Plan_Energetico_Nacional_2020_2050.pdf
- Velásquez, M. E., & Rincón, J. M. (2018). Estimación del potencial de conversión a biogás de la biomasa en Colombia y su aprovechamiento. *Informe Unidad de Planeación Minero Energética UPME - Universidad Nacional de Colombia*, 1–216.
- Zhou, S., Zhang, J., Zou, G., Riya, S., & Hosomi, M. (2015). Mass and Energy Balances of Dry Thermophilic Anaerobic Digestion Treating Swine Manure Mixed with Rice Straw. *Biotechnology Research International*, 2015(December), 1–11. <https://doi.org/10.1155/2015/895015>