

Codigestión Anaeróbica de Aguas de Lavado de Vísceras Blancas y Estiércol Bovino  
Provenientes de una Planta de Beneficio en un Bioreactor Tubular

Iván Ricardo Gómez Osorio

Trabajo de Grado para Optar el título de Magister en Ingeniería Química

Directores

Humberto Escalante Hernández

Ph.D Ingeniería Química

Liliana del Pilar Castro Molano

Ph.D Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander  
Facultad de Ingenierías Físicoquímicas  
Escuela de Ingeniería Química  
Magister en Ingeniería Química  
Bucaramanga

2020

## **Dedicatoria**

*Dedico este trabajo a DIOS, a mi familia, a Dani y a la familia DA.*

## Agradecimientos

*A DIOS por ser el guía de mi camino, por darme la fuerza suficiente para seguir avanzando a pesar de las dificultades. Nunca olvidaré que siempre me acompañas.*

*A mis padres Martín y Luz Benia por su apoyo incondicional durante el camino de mi vida enseñándome a luchar por mis sueños, a no desfallecer en los días más difíciles y a entregar todo el propósito de mi vida a DIOS.*

*A mi abuela Edelmira por estar pendiente de lo que necesito y brindarme todo su apoyo durante los días y noches de trabajo.*

*A mi hermano Martín y su esposa Tatiana por estar pendientes de mí apoyándome de todas las formas que necesité durante este camino, por demostrarme que la distancia no es impedimento.*

*A Daniela Orduz por brindarme su amor, su compañía, su apoyo cada día de mi vida permitiéndome tomar fuerza para luchar por mis sueños. Esto no es solo mío esto también es tuyo.*

*A la familia Orduz Becerra por acogerme en su hogar como uno más de sus hijos y brindarme apoyo y consejo de forma incondicional.*

*A los Profesores Humberto Escalante y Liliana Castro por ser padres y guías académicos que me forjaron como el investigador que soy hoy en día.*

*A mis compañeros de posgrado Sergio Pérez, Juan Carlos González, Zamir Sánchez, Oscar Mendieta, Karina Archila, Laura Mantilla y Jaime Jaimes por ser más que compañeros amigos en este camino de investigación.*

*A toda la familia de DA por apoyarme todos los días para poder cumplir con el propósito.*

*A la Escuela de Ingeniería Química, a toda la planta docente, administrativa y operarios que en estos años me han dejado grandes enseñanzas.*

## Tabla de Contenido

Introducción.....	14
1.Sinergia de la codigestión anaeróbica de av y eb .....	24
1.1 Bioquímica de la Digestión Anaeróbica.....	24
1.2 Variables de Proceso de Digestión Anaeróbica.....	26
1.3 Codigestión Anaeróbica (coda) .....	31
1.4 Sinergia.....	31
1.5 Estruvita.....	33
1.6 Desarrollo de la Investigación .....	34
1.6.1 Caracterización de las AV, el EB y el Inóculo .....	34
1.6.2 PBM para la coda de AV y EB.....	39
1.6.3 Factor sinérgico ( $\phi$ ) entre el AV y el EB.....	48
1.6.4 Potencial de Precipitación de Estruvita (PPE).....	49
1.7 Conclusiones.....	51
2.Codigestión anaeróbica de aguas de lavado de vísceras blancas y estiércol bovino en un bioreactor tubular.....	51
2.1 Variables del Proceso para la Estabilización de la coda en Operación Continua.....	52
2.2 Biodigestores Anaeróbicos .....	53
2.3 Desarrollo de la Investigación .....	55
2.3.1 Diseño y puesta en marcha de Biodigestores Tubulares para DA y coda de AV y EB .....	55
2.3.3 Estabilización de la DA de AV en Bioreactor Tubular a Operación Continua .....	59
2.3.3 Proceso de coda de AV y EB en Operación Continua .....	70
2.3.4 Evaluación del PPE para la DA y coda de AV y EB en Operación Continua.....	80

2.4 Conclusiones.....	81
3.Conclusiones Generales.....	82
Referencias .....	85
Apéndices .....	98

## Lista de Tablas

<i>Tabla 1. Regulación ambiental de las concentraciones para vertimientos de PBB en algunas regiones del mundo</i> .....	15
<i>Tabla 2. Caracterización fisicoquímica de las aguas residuales y el estiércol bovino generados en la PBBRF</i> .....	21
<i>Tabla 3. Variables de respuesta etapa arranque DA</i> .....	31
<i>Tabla 4. Variables de respuesta etapa estabilización DA</i> .....	31
<i>Tabla 5. Significado de <math>\phi</math></i> .....	34
<i>Tabla 6. Características fisicoquímicas del AV y el EB</i> .....	38
<i>Tabla 7. Características fisicoquímicas LEB</i> .....	39
<i>Tabla 8. Diseño de mezclas para el proceso de CoDA de AV y EB</i> .....	40
<i>Tabla 9. Producción acumulada de metano ensayos CoDA</i> .....	44
<i>Tabla 10. Remoción de materia orgánica en el estudio de CoDA de AV y EB</i> .....	45
<i>Tabla 11. Factor de sinergia <math>\phi</math> para las mezclas binarias entre AV y EB</i> .....	50
<i>Tabla 12. Contenido de <math>\text{NH}_4^+</math>, <math>\text{PO}_4^{3-}</math> y PPE de la mezcla EB: AV 50:50</i> .....	51
<i>Tabla 13. Condiciones de operación puesta en marcha del bioreactor</i> .....	59
<i>Tabla 14. VCO para los Bioreactores BD1 y BD2</i> .....	62
<i>Tabla 15. Variables de respuesta en los Bioreactores D1 y D2</i> .....	63
<i>Tabla 16. Parámetros Operacionales para DA en diferentes estudios</i> .....	71
<i>Tabla 17. Parámetros Operacionales para DA y CoDA de este estudio</i> .....	81
<i>Tabla 18. Contenido de <math>\text{NH}_4^+</math>, <math>\text{PO}_4^{3-}</math> y PPE para la DA y CoDA de AV y EB</i> .....	83

## Lista de Figuras

<i>Figura 1. Bioquímica de la digestión anaeróbica .....</i>	<i>26</i>
<i>Figura 2. Dinámica de SV de las AV durante el proceso de sacrificio bovino .....</i>	<i>37</i>
<i>Figura 3. Producción acumulada de metano del proceso de CoDA de AV y EB .....</i>	<i>42</i>
<i>Figura 4. pH inicial y final para el proceso de CoDA de AV y EB .....</i>	<i>47</i>
<i>Figura 5. CE inicial y final para el proceso de CoDA de AV y EB .....</i>	<i>48</i>
<i>Figura 6. Características del bioreactor tubular .....</i>	<i>58</i>
<i>Figura 7. Volumen normalizado de biogás diario etapa de arranque para DA y CoDA .....</i>	<i>60</i>
<i>Figura 8. Variables de estabilidad (pH y CE) de la DA de AV operación continua .....</i>	<i>64</i>
<i>Figura 9. Dinámica de los SV durante la DA de AV en operación continua .....</i>	<i>66</i>
<i>Figura 10. Producción de biogás durante la DA de AV en operación continua .....</i>	<i>69</i>
<i>Figura 11. Variables de estabilidad (pH y CE) de la CoDA de AV y EB operación continua ....</i>	<i>74</i>
<i>Figura 12. Dinámica de los SV durante la CoDA de AV y EB en operación continua .....</i>	<i>76</i>
<i>Figura 13. Producción de biogás durante la CoDA de AV y EB en operación continua .....</i>	<i>79</i>

### **Lista de Apéndices**

Apéndice A : Protocolo de medición de metano por desplazamiento alcalino.....	98
Apéndice B: Cálculo para evaluar el PPE.....	99
Apéndice C: Volumen normalizado.....	99

## Nomenclatura

<b>AV</b>	Aguas de lavado de Vísceras blancas o Agua Visceral
<b>EB</b>	Estiércol Bovino
<b>DA</b>	Digestión Anaeróbica
<b>CoDA</b>	Codigestión Anaeróbica
<b>PBB</b>	Planta de Beneficio Bovino
<b>PBBRF</b>	Planta de beneficio bovino Rio Frio
<b>SV</b>	Sólidos Volátiles
<b>DQO</b>	Demanda Química de Oxígeno
<b>AGV/AT</b>	Relación Ácidos Grasos Volátiles / Alcalinidad Total
<b>CE</b>	Capacidad de Estabilización
<b>RIS</b>	Relación Inóculo / Sustrato
<b>AME</b>	Actividad Metanogénica Específica
<b>AHE</b>	Actividad Hidrolítica Específica
<b>PBM</b>	Potencial de Biometanización
<b>VCO</b>	Velocidad de Carga Orgánica
<b>TRH</b>	Tiempo de Retención Hidráulica
<b>PEB</b>	Producción Específica de Biogás
<b>TPB</b>	Tasa de Producción de Biogás
<b>PPE</b>	Potencial de Precipitación de Estruvita
<b>BD1</b>	Biodigestor 1 (monodigestión AV)
<b>BD2</b>	Biodigestor 2 (codigestión AV y EB)

## RESUMEN

**Título:** Codigestión anaeróbica de aguas de lavado de vísceras blancas y estiércol bovino provenientes de una planta de beneficio en un bioreactor tubular. \*

**Autor:** Iván Ricardo Gómez Osorio. \*\*

**Palabras clave:** codigestión anaeróbica, aguas de lavado de vísceras blancas, estiércol bovino, planta de beneficio bovino, biodigestor tubular, carga orgánica, relación de mezcla, sinergia.

### DESCRIPCIÓN:

En este trabajo se estudió el comportamiento del AV en un proceso DA y CoDA con EB. La DA de los residuos fue evaluada por medio de la producción de biogás, la remoción de materia orgánica y el potencial de recuperación de nutrientes (estruvita). La investigación se realizó en 3 etapas. La primera etapa estudió mezclas para identificar la proporción de AV y EB con comportamiento sinérgico, se midió el PBM de 3 mezclas. El proceso reportó rendimiento de  $0.46 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg SV}$  con  $\phi$  de 1.32 para mezcla AV: EB 50:50. La mejor mezcla reportó PPE de  $0.288 \text{ g estruvita/l}$ . La segunda etapa fue la DA de AV en operación continua. Evidenció mejor VCO  $1.5 \text{ kg SV/m}^3 \cdot \text{d}$  reportando remoción de materia orgánica de 80 % SV y 57 % DQO y biogás en términos de PEB y TPB de  $0.46 \text{ m}^3 \text{ biogás /kg SV} \cdot \text{d}$  y  $0.69 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ digestor} \cdot \text{d}$  respectivamente. La tercera etapa fue la mejor mezcla del proceso de CoDA de AV y EB en operación continua, reportó como mejor VCO  $2.0 \text{ kg SV/m}^3 \cdot \text{d}$ , con una remoción de materia orgánica de 72 % SV y 57 % DQO. El rendimiento en producción de biogás en PEB y TPB fue de  $0.46 \text{ m}^3 \text{ biogás /kg SV} \cdot \text{d}$  y  $0.93 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ digestor} \cdot \text{d}$  respectivamente. Tomando las mejores VCO de cada uno de los procesos se evaluó el PPE, los cuales reportaron un aumento en la concentración de iones fosfato en el efluente lo que permitió determinar un PPE para la DA y CoDA de 0.075 y 0.114 g estruvita/l respectivamente. Por lo anterior se evidencia que la CoDA de AV y EB permitió mejorar los rendimientos de biogás, recuperación de nutrientes y lograr gestionar mayor cantidad de residuos en operando en la estabilidad.

---

\* Trabajo de Investigación

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Directores: Humberto Escalante Hernández PhD y Liliana Del Pilar Castro Molano PhD

## ABSTRACT

**Title:** Anaerobic codigestion of white visceral clean process wastewater and cattle manure from slaughterhouse in tubular reactor. \*

**Author:** Iván Ricardo Gómez Osorio. \*\*

**Palabras clave:** anaerobic codigestion, white visceral clean process wastewater, cattle manure, slaughterhouse, tubular reactor, organic loading rate, mix ratio, synergy.

### DESCRIPCIÓN:

In this work, the behavior of the visceral water (VW) and cattle manure (CM) in anaerobic digestion (AD) and codigestion (ACD) was study. The AD was evaluate with biogas production, organic matter remotion and struvite recuperation in the digester. The research was made in three stages. The first stage was make the study of the mix ratio of VW and CM to find the synergetic mix. The biomethane potential (BMP) was measured in three mixes. The process reported a yield of  $0.46 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg VS}$  with  $\phi$  of 1.32 in the VW: CM 50:50 mix. The best mix showed a struvite precipitation potential (SPP) of  $0.288 \text{ g struvite/l}$ . The second stage was the AD of VW in continuous operation using tubular reactor. The process reported as best organic loading rate OLR  $1.5 \text{ kg VS/m}^3 \cdot \text{d}$  showing organic matter remotion of 80 % in VS and 57 % COD with biogas yield in specific biogas production (SBP) and biogas production rate (BPR) of  $0.46 \text{ m}^3 \text{ biogas /kg SV} \cdot \text{d}$  y  $0.69 \text{ m}^3 \text{ biogas/m}^3 \text{ digester} \cdot \text{d}$  respectively. The third stage was carried using the best mix of the ACD of VW and CM in continuous operation. The ACD process reported as best OLR  $2.0 \text{ kg VS/m}^3 \cdot \text{d}$  showing organic matter remotion of 72 % VS and 57 % COD and biogas yield in SBP and BPR of  $0.46 \text{ m}^3 \text{ biogas /kg SV} \cdot \text{d}$  y  $0.69 \text{ m}^3 \text{ biogas/m}^3 \text{ digester} \cdot \text{d}$  respectively. With the best OLR of each process, the SPP was evaluate and reported an increase of phosphate ions in the effluent. The SPP show in AD and ACD concentrations of 0.075 y 0.114 g struvite/l respectively. According with results, the ACD of VW and CM allow increase biogas production and nutrients recovery. This process allow manage higher amount of waste working under stability conditions.

---

\* Master Degree Thesis

\*\* Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Directores: Humberto Escalante Hernández PhD y Liliana Del Pilar Castro Molano PhD

## Introducción

Según la organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO) durante el año 2017 se produjeron 70.8 millones de toneladas de carne bovina a nivel mundial (FAO,2018), demostrando que este es uno de los productos más importantes en la canasta familiar. Dicha producción está liderada por el continente americano con 46,8% de la producción seguido por Asia con el 23,4% y Europa con el 15,9 % (FAOSTAT,2017). Además, se estima un crecimiento en la producción de carne bovina de más de 200 millones de toneladas para el año 2050, como consecuencia del aumento de la población en más de 2300 millones de personas (FAO, 2009). En Colombia, el sector ganadero tiene gran impacto, durante el año 2012 participó del 1.6 % del PIB nacional (FEDEGAN, 2012), aportando aproximadamente el 20% del PIB agropecuario y el 53% del PIB pecuario (DANE, 2011). En 2017 se registró un consumo de 757.787 toneladas de carne de canal con un promedio de sacrificio de 400 animales/día (DANE, 2018).

El proceso de beneficio bovino se compone de 3 etapas: 1) descanso en corrales, 2) sacrificio y 3) manejo de panzas. Durante este proceso se generan caudales de aguas residuales; los cuales varían dependiendo de las tecnologías utilizadas en las Plantas de Beneficio Bovino (PBB). Ejemplos de la variabilidad de estos caudales se han reportado en Estados Unidos 2.3 m<sup>3</sup>/ bovino (Beckett & Oltjen, 1993), en Brasil entre 0.9 y 1.4 m<sup>3</sup>/bovino (Caixeta *et al.*,2002), en Australia entre 1.14 y 4.22 m<sup>3</sup> de agua residual/bovino sacrificado (Jensen *et al* 2014), en México entre 0.7 y 1.7 m<sup>3</sup>/bovino (López-López *et al.*, 2010) y en Colombia, para el año 2013 se generaban 0.9 m<sup>3</sup>/bovino (Min Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial, 2013). En términos generales se pueden generar valores entre 3.0 m<sup>3</sup> (Marti-Herrero *et al*, 2018) y 8.3 m<sup>3</sup> (Caixeta *et al*, 2002) de agua residual/ animal sacrificado. Estas aguas pueden contener concentraciones de materia

orgánica expresada en Demanda Química de Oxígeno de 5 g DQO/l y en términos de Sólidos Totales entre 3.0 – 8.5 g ST/l (Jhons, 1995; Jensen *et al*, 2014). Así mismo las PBB generan estiércol bovino con concentraciones de 130 g DQO/l (Eghball & Gilley, 1999) y de 140 g ST/l (Tang *et al*, 2006) el cual se ha destinado en su gran mayoría para proceso de compostaje (Eghball & Gilley, 1999) y su segregación directa en los suelos (Tang *et al*, 2006).

Debido a las características mencionadas anteriormente es necesario disminuir el impacto que puede generar el vertimiento de los residuos de las PBB, para ello se han desarrollado diversas normatividades ambientales a través del mundo que permiten su regulación (Tabla 1).

**Tabla 1.** Regulación ambiental de las concentraciones para vertimientos de PBB en algunas regiones del mundo

Parámetro	Sigla	Unidad	*Estados Unidos	*Unión Europea	*Australia	*Canadá	**Colombia
Demanda Biológica de Oxígeno	DBO	(mg/L)	26	25	6-10	5-30	450
Demanda Química de Oxígeno	DQO	(mg/L)	N/A	125	3xDBO	N/A	900
Sólidos Suspendidos Totales	SST	(mg/L)	30	35	10-15	5-30	200
Nitrógeno Total	NT	(mg/L)	8	10	0.1-15	1	N/A

**Fuente:** \*Bustillo-Lecompete & Manivar 2015; \*\*Resolución 631 de 2015 ministerio del medio ambiente colombiano.

Para cumplir la normatividad ambiental anteriormente mencionada, se requiere el tratamiento de las aguas residuales mediante plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) con el fin de lograr remover la materia orgánica, mediante tratamientos fisicoquímicos y/o tratamientos biológicos. Los tratamientos fisicoquímicos buscan separar el agua residual de los lodos en primera instancia y posteriormente remover la materia orgánica mediante coagulación, floculación (Johns, 1995), electrocoagulación (Mittal, 2006) y las tecnologías de membranas

para lograr dichas separaciones (Almandoz *et al*, 2015). Los tratamientos biológicos se dividen en sistemas aeróbicos y anaeróbicos. En el caso del tratamiento aerobio, este puede tratar mayor cantidad de flujos, pero tiene costo mayor y complejidad técnica y operacional (Bello Bugallo *et al*, 2014). Por su parte el proceso anaeróbico es económico, y de tecnología sencilla con poco requerimiento energético (Bustillo-Lecompete & Manivar, 2015).

En las PBB el costo del tratamiento de sus residuos depende de la capacidad de sacrificio de la planta, el caudal de agua generado, el volumen de estiércol producido y el tipo de tratamiento. Un estudio desarrollado en Canadá en seis diferentes plantas de beneficio bovino reportó valores de sacrificio entre 1900 y 45000 cabezas de ganado/semana, con caudales entre 57 y 3800 m<sup>3</sup>/d y costos de tratamiento entre 90000 y 360000 \$USD/año (Massé *et al*, 2000). Además, el impacto energético en estas plantas tiene un alto costo para la industria, ya que pueden requerir hasta 0.06 \$USD/kWh en el tratamiento de las aguas residuales (Bayramoglu *et al*, 2006).

La normatividad ambiental en Colombia clasifica las plantas de beneficio bovino así: A) clase I, son frigoríficos con capacidad de sacrificar más de 480 reses en turnos de 8 horas y su carne tiene como destino consumo interno y exportación; B) clase II, tienen capacidad de 320 reses en turnos de 8 horas y su producto será solo para consumo nacional; C) clase III y IV, capacidad de sacrificar al menos 160 y 40 reses respectivamente en turnos de 8 horas y su producto se puede utilizar solo para consumo dentro de la jurisdicción de la localidad (Ministerio de Salud, 1991).

En Santander existen dos plantas de beneficio bovino clase I, el Frigorífico Vijagual, ubicado en Rionegro y la Planta Ecológica de Beneficio Animal Rio Frío (PBBRF) ubicada Floridablanca. En la PBBRF el proceso de sacrificio involucra las operaciones de: descanso en corrales, sacrificio y manejo de panzas. Para el año 2017 la planta de beneficio en mención reportó un consumo energético de 4.35 millones de kWh, alcanzando un promedio de 318

bovinos sacrificados en turnos de 8 horas, destacándose como el frigorífico más influyente en toda la región.

En la PBBRF durante el proceso de sacrificio se generan 7590 kg/d de estiércol bovino (EB) y se consume 52 m<sup>3</sup>/h de agua potable, dando lugar a la generación de efluentes compuestos de la siguiente manera: 14.62% aguas de lavado de corrales (AC), 13.84 % aguas de sacrificio (AS), 40% aguas estomacales (AE) y 31.54% aguas de lavado de vísceras blancas (AV).

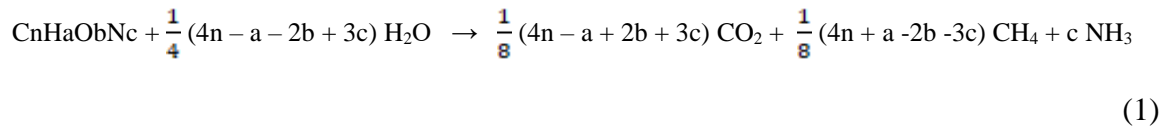
La PBBRF no posee una PTAR por lo tanto los residuos efluentes líquidos son llevados a un proceso de tratamiento fisicoquímico que permite la sedimentación de lodos, la floculación y coagulación en un tanque homogeneizador para remover la materia orgánica remanente. Este tratamiento fisicoquímico permite cumplir con la norma ambiental de vertimientos líquidos (resolución 631 de 2015, Ministerio del medio ambiente) los días en que el sacrificio es menor a 500 bovinos. Sin embargo, en algunos días por requerimientos de demanda la planta tiene la necesidad de sacrificar más de 500 bovinos, dando lugar a que los valores de la DQO y DBO sean hasta 68% y 51% respectivamente superiores a los permitidos. Para 2017 la PBBRF generó 125549 m<sup>3</sup> de aguas residuales por año, las cuales fueron gestionadas por un costo total de 163787 \$ US. Por otra parte, el estiércol generado aún permanece en la planta esperando a ser evacuado a fincas cercanas o empresas de compostaje.

De acuerdo a lo anterior, se evidencia que la PBBRF presenta un alto consumo energético, una elevada generación de residuos líquidos con alto costo de tratamiento; los cuales por el contrario no generan ningún valor agregado. Así las cosas, se evidencia la necesidad de investigar una alternativa que permita realizar el tratamiento de los residuos y efluentes generados en la PBBRF, logrando su valorización y su gestión ambiental.

Una alternativa válida para la gestión y valorización de los residuos orgánicos provenientes de las PBB es la Digestión Anaeróbica (DA) (Bustillo-Lecompete & Mehrvar, 2016). En la DA es posible mediante un consorcio microbiano biodigestar un residuo para producir biogás (con alta concentración de metano) y un subproducto líquido denominado “digerido” (con elevados contenidos de N, P, K) que permite recircular los nutrientes al suelo en forma de fertilizante (Angelidaki & Sanders, 2004).

La DA es una tecnología de fácil operación, económica, en la cual los biodigestores a escala doméstica no requieren agitación y se ha encontrado que los consorcios microbianos pueden llegar a adaptarse para operar en el rango mesofílico y psicrófilico (Garfi *et al*, 2016). La aplicación de la DA para el tratamiento de residuos genera beneficios para el medio ambiente tales como: 1) remoción de materia orgánica, 2) control de agentes patógenos, 3) minimizar la producción de lodos, 4) recuperación de nutrientes, 5) la reducción de la emisión de gases de efecto invernadero y 6) la reducción de la huella carbono ya que no es un combustible fósil (Wilkie, 2005). Además de esto, la implementación de biodigestores permite la producción de biogás como fuente alterna de energía que contribuye al desarrollo social de las comunidades (Halder *et al*, 2016).

Como producto principal del proceso de digestión anaeróbica se obtiene biogás; la cantidad de éste producto obtenido se puede calcular a partir de la ecuación de Buswell (1), la cual expresa la cantidad de biogás obtenida a partir de la composición de carbono, hidrógeno y oxígeno del sustrato. Este modelo permite conocer la cantidad de sustrato que se transforma en biogás y la parte que no; debido a que parte de la materia orgánica es utilizada para crecimiento microbiano y otra parte sale en el efluente del reactor (Angelidaki *et al*, 2011).



El biogás es una fuente energéticamente renovable, de fácil manejo y segura que se encuentra compuesta principalmente de metano y dióxido de carbono en proporciones de 65 % y 25 % respectivamente, y que contiene pequeñas concentraciones de N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y H<sub>2</sub>. Este producto puede ser utilizado como suplemento energético debido a la alta concentración de biometano (Fuess *et al*, 2017); otro aspecto afectado de manera indirecta, es el beneficio económico al reducir el costo de tratamiento del residuo mientras genera un producto con valor agregado (Fuess & Zaiat, 2018). En procesos de digestión de aguas residuales de frigorífico se han obtenido algunos resultados como: 10 l biogás/d al realizar el proceso en bioreactores anaeróbicos secuenciales (Massé *et al*, 2000); 12,6 l biogás/d por medio de un bioreactor de flujo ascendente (USAB).

Aunque el biogás sea el producto principal de la DA, también se genera como subproducto un digerido que, gracias a su alto contenido nutricional, se ha utilizado como fertilizante. A pesar de sus ventajas, la aplicación directa del digerido en cultivos puede acarrear algunos inconvenientes tales como la emisión de amonio (Nkoa, 2014) y la presencia de agentes patógenos (Appels *et al*, 2008). Dada la situación, se han desarrollado alternativas que buscan recuperar minerales esenciales con el fin de dar al digerido un valor agregado. Una técnica sencilla para recuperar N, P y nutrientes esenciales en el digerido, es la precipitación de fosfato de magnesio de amonio hexahidratado (MgNH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub>·6H<sub>2</sub>O) también conocido como Estruvita (ES) (Stolzenburg *et al*, 2015). La ES se ha implementado como fertilizante, logrando mejorar el rendimiento de biomasa en las cosechas, evitando el daño de plantas (Shu *et al*, 2006). La ES, en comparación con

fertilizantes de uso común, tiene una solubilidad muy baja, lo cual hace mejorar el rendimiento y evita una disposición descontrolada de nutrientes.

En este contexto, con el fin de determinar si el proceso anaeróbico junto con la precipitación de estruvita es viable para la gestión y valorización del sustrato, se hace necesario realizar la caracterización fisicoquímica, que permita identificar la presencia de las tres principales moléculas del proceso: proteínas, lípidos y carbohidratos (Tabla 2); y en términos bioquímicos el Potencial de Biometanización (PBM), el cual se expresa en  $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{kg}$  Sólidos Volátiles (SV). Residuos con PBM superiores a  $0.2 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{kg SV}$  son adecuados para DA y pueden alcanzar remociones de materia orgánica superiores a 60% (Labatut *et al*, 2011). Para el caso del agua residual de frigorífico ya se ha reportado PBM de  $0.73 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{kgSV}$  (Castro *et al*, 2016) y  $0.85$  (Bustillo-Lecompete & Mehrvar, 2017) demostrando viabilidad de la técnica en el tratamiento de este residuo.

Aunque las anteriores investigaciones se llevaron a cabo con aguas residuales combinadas, se debe tener en cuenta que los efectos fisicoquímicos aportado por cada uno de los efluentes es distinto; disminuyendo o favoreciendo el PBM. Un sustrato para ser digerido requiere que sus características fisicoquímicas sean así: 1) pH entre 6.5 – 8.5 (Campos *et al*, 2012), 2)  $\text{SV} > 2 \text{ g SV/kg}$  (Caixeta *et al*, 2002) 3)  $\text{DQO} > 1.5 \text{ g DQO/l}$  (Massé *et al*, 2000), 4) relación AGV/AT entre 0.3 – 0.8 (Escalante-Hernández *et al*, 2017) y 5) relación carbono – nitrógeno (C/N) entre 25 – 30 (Wang *et al*, 2012).

**Tabla 2.** Caracterización fisicoquímica de las aguas residuales y el estiércol bovino generado en la PBBRF.

Parámetro	Unidad	AS	AC	AE	AV	EB
pH	---	6.90	8.10	7.70	7.30	8.20
SV	g/kg	5.53	1.15	9.92	6.57	178.85
DQO	g/l	6.51	0.78	7.19	7.85	-
AGV/AT		0.90	0.66	0.56	0.69	0.60
Carbohidratos	%SV	6.00	60.00	36.00	14.00	47.70
Lípidos	%SV	25.00	9.00	17.00	44.00	2.40
Proteínas	%SV	69.00	31.00	47.00	42.00	9.00
C/N	---	34.50	25.86	9.94	12.88	27.70

Como se puede evidenciar en la tabla 2, todos los efluentes generados en la PBBRF presentan un pH y una relación AGV/AT apropiada para realizar el proceso de DA. En términos de concentración de materia orgánica se evidencia que el AC presenta concentraciones inferiores a 2 g SV/kg demostrando que este efluente no es viable para el proceso. En el caso de las macromoléculas, se ha determinado que, de las tres moléculas, los lípidos permiten obtener mayor rendimiento en el proceso de biometanización (Astals *et al*, 2014). Durante el año 2014 Jensen y colaboradores realizaron un estudio preliminar en el cual determinaron el PBM de cuatro efluentes generados en un frigorífico de Australia, encontrando que el mejor resultado de metanización lo obtuvo el sustrato con mayor concentración de lípidos (11.64 g/l) alcanzando un rendimiento de 1 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kg SV (Jensen *et al*, 2014), corroborando la conclusión de Astals y colaboradores. De acuerdo con la tabla 2, el AV posee 44% de lípidos siendo la concentración más elevada de los efluentes de la PBBRF. Sin embargo, el AV tiene las más bajas concentraciones de carbohidratos (14%) y de relación carbono nitrógeno (12.88). Por lo tanto, se hace necesario encontrar una alternativa que permita equilibrar la concentración de macromoléculas de este sustrato para ser digerido.

La alternativa biotecnológica que permite la fusión de dos sustratos con el fin de complementar su equilibrio nutricional, lograr degradar una mayor cantidad de materia orgánica en el proceso de digestión anaeróbica y por ende mejorar los rendimientos de producción de metano se conoce como la codigestión anaeróbica (CoDA). Siendo la CoDA un proceso de degradación entre 2 o más sustratos, que por medio de características complementarias busca un mejoramiento en la dinámica bioquímica del sistema. (Mata-Álvarez, S & Llabrés, 2000).

El uso de la CoDA como estrategia para el mejoramiento de la digestión de los sustratos ya ha sido implementada anteriormente: i) mezcla de lodos activados de plantas de residuos urbanos con grasas (Kabouris *et al*, 2009), ii) mezcla de residuos alimenticios con grasas recuperadas de una trampa en una planta de tratamiento (Ren *et al*, 2018); iii) mezcla de rumen, sangre y lodo DAF (Astals *et al*, 2014) y iv) residuos semisólidos de mataderos de terneras con sangre y lactosuero (Rodríguez- Méndez *et al*, 2017).

Debido a que el EB generado en la PBBRF reporta macromoléculas con alta concentración de carbohidratos (47,7%), baja de lípidos (2,44%) y una alta relación carbono/nitrógeno (27.7); se constituye en el cosustrato ideal para complementar las AV en el proceso de CoDA. No obstante, es importante tener en cuenta que la relación de mezcla de los sustratos debe ser adecuada para que el complemento nutricional se dé satisfactoriamente. Por lo anterior, es necesario realizar un estudio de sinergia de cosustratos, mediante la variable PBM, que permita identificar qué relación de mezcla es la mejor para el proceso de CoDA de las AV y el EB generados en la PBBRF. Siendo sinergia como la relación positiva de dos o más sustratos que permiten un mejor rendimiento en su proceso de degradación que el de cada uno de ellos por separado. La sinergia puede ser calculada por medio de la variable PBM determinado si el efecto de la mezcla es de tipo antagónico o sinérgico.

De esta manera una vez establecida la mezcla sinérgica de cosustratos, mediante el PBM, el siguiente paso es llevar el proceso a operación continua en un biodigestor anaeróbico que garantice óptimos rendimientos. Diferentes estudios han utilizado diversos arreglos de digestores que garanticen anaerobiosis del proceso a condiciones particulares de temperatura, agitación y presión. Ejemplos de la utilización de distintos tipos de digestores son: i) CSTR (Hejnfelt, A & Angelidaki, I, 2009), ii) UASB (Caixeta *et al*, 2002), iii) tubular plástico (Jaimes-Estévez *et al*, 2018) entre otros. A diferencia de los demás, el bioreactor tubular plástico es económico en su instalación, fácil operación, no requiere implementar ningún equipo de agitación y se ha demostrado que ofrece buen rendimiento en rangos de temperatura mesofílicos y psicofílicos (Garfi *et al*, 2016).

Por lo tanto, el objetivo de este trabajo de investigación es gestionar y valorizar dos residuos de una planta de beneficio bovino: las aguas de lavado de vísceras blancas y el estiércol bovino, mediante un proceso de codigestión anaeróbica que permita obtener un alto rendimiento de biogás y de estruvita.

La investigación se realizó en dos etapas, cada una de las cuales se presenta como un capítulo en este documento. En el primer capítulo se evaluaron los efectos sinérgicos de las AV y el EB mediante ensayos de biometanización en operación discontinua implementando 3 mezclas distintas. Los ensayos permitieron identificar la mezcla sinérgica óptima que debido a su balance de carbohidratos, lípidos y proteínas puede ser implementada de forma satisfactoria en un biodigestor en operación continua. A la mezcla óptima se le determinó el Potencial de Precipitación de Estruvita (PPE) que permitió identificar la máxima concentración de Estruvita (ES) que se podría precipitar.

Finalmente, el segundo capítulo evidencia los resultados de la puesta en marcha de dos digestores tubulares continuos con los cuales se estudió en uno la monodigestión de las AV y en el otro la CoDA de las AV y el EB. El primer bioreactor fue alimentado solo con AV y el segundo fue cargado con la mezcla sinérgica óptima de AV y EB. El primer digestor se cargó con Velocidades de Carga Orgánica (VCO) de 0.5 1 1.5 y 2 (kg SV/m<sup>3</sup>\*d) mientras que el segundo se cargó con VCO de 1.5 2 y 2.5 (kg SV/m<sup>3</sup>\*d) tomando como inicial la mejor de la monodigestión. El estudio permitió identificar las VCO óptimas para cada proceso en términos de producción de biogás, estabilidad y remoción de materia orgánica. Se calculó el PPE para las mejores cargas, lo que permitió identificar en un proceso continuo cuanta es la cantidad máxima de ES que se puede precipitar.

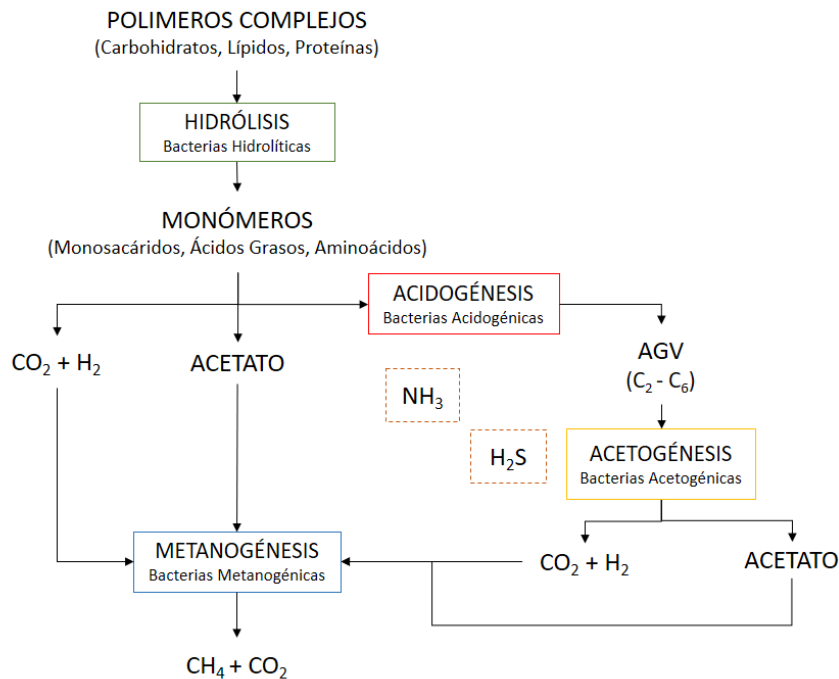
## **1. Sinergia de la Codigestión Anaeróbica de AV y EB**

### **1.1 Bioquímica de la Digestión Anaeróbica**

La digestión anaeróbica (DA) es un proceso biológico en ausencia de oxígeno que es desarrollado por un consorcio microbiano (inóculo), a través de una ruta metabólica realiza un proceso de descomposición de la materia orgánica presente en el sustrato (Angelidaki *et al*, 2011). Como productos de la DA se obtienen dos sub productos: un biogás y un digerido; los cuales representan una conversión másica del 30 % y el 70% respectivamente. En la DA el 90% de la energía disponible por oxidación directa se transforma en el biogás, consumiéndose solo el 10% de la energía en el crecimiento bacteriano (Acosta & Obaya, 2005). El biogás producido en la DA tiene una composición de: metano (50 – 75%), dióxido de carbono (24 – 49%) agua (<

2%), trazas de ácido sulfhídrico y nitrógeno (< 1 %) (Hejnfelt *et al*, 2009). El digerido es un lodo estabilizado con alto contenido de minerales y un bajo contenido de materia orgánica no estabilizada (Acosta & Obaya, 2005). Éste subproducto ha sido utilizado principalmente como bio-fertilizante dadas las altas concentraciones de nitrógeno y fósforo que lo hacen un idóneo recuperador de suelos. (Mata-Álvarez, 2003).

La ruta metabólica de la DA involucra cuatro etapas (figura 1): hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. En la etapa hidrolítica por acción enzimática las macromoléculas complejas (carbohidratos, lípidos y proteínas) se transforman en compuestos solubles simples (monosacáridos, disacáridos, aminoácidos, glicerina, ácidos grasos de cadena larga y corta). Estas reacciones son llevadas a cabo por bacteroides, clostridium y estreptococos (Yadvica *et al*, 2004). La etapa de acidogénesis conlleva la transformación de los anteriores productos solubles en ácidos grasos volátiles (AGV): ácido acético, propiónico y butírico y algunos alcoholes, las bacterias que llevan a esta transformación son las bacterias fermentadoras de glucosa y de lactosa (Alzate & Quintero, 2016). La etapa de acetogénica consiste en la síntesis del acetato a partir de los AGV por medio de las bacterias sulfato reductoras del acetato y del lactato (Alzate & Quintero, 2016). En la metanogénesis el CO<sub>2</sub>, el H<sub>2</sub> y el acetato se transforman en metano (CH<sub>4</sub>) por acción de las arqueas metanogénicas. Las arqueas metanogénicas son bacterias anaeróbicas estrictas que requieren un equilibrio en la acidez del medio, por lo tanto, esta etapa requiere un pH entre 6.5 y 7.5 para que los microorganismos sobrevivan (Alzate & Quintero, 2016).



**Figura 1.** Bioquímica de la digestión anaeróbica.

## 1.2 Variables de Proceso de Digestión Anaeróbica

La DA es un proceso biológico en el cual interviene un inóculo, en este caso un consorcio microbiano, y un sustrato. Ya que todo proceso requiere ser controlado para llevarse a cabo de forma satisfactoria, se hace necesario el control de las variables para la etapa de arranque del proceso y para la etapa de estabilización (Tabla 3 y 4). A continuación, se presentan las variables que se tuvieron en cuenta para la operación de DA.

- **Sólidos Volátiles (SV):** concentración de materia orgánica degradable por unidad de muestra, la cual puede ser expresada en g SV/kg. La base del test consiste en la remoción

completa de la humedad en la muestra para conocer su masa seca, posterior se realiza un proceso de volatilización a 550 °C para determinar la materia orgánica volátil presente (APHA, 2005).

- **Demanda Química de Oxígeno (DQO):** Es un método indirecto para la cuantificación de la materia orgánica presente en una sustancia. La base del test de DQO es identificar todos los compuestos orgánicos que se pueden transformar por medio de oxidación en dióxido de carbono utilizando un fuerte agente oxidante. La cantidad de agente oxidante necesario para completar la oxidación de materia orgánica es equivalente a la cantidad de oxígeno requerido (Schmitz, 2017). La DQO es un indicador de remoción de materia orgánica.
- **Potencial de Hidrógeno (pH):** Permite identificar el nivel de acidez o alcalinidad de la solución. El test de pH se hace por medio de un electrodo potenciométrico que permite identificar la acidez que presenta la muestra (Bates & Popovych, 1981).
- **Ácidos Grasos Volátiles (AGV):** Los AGV están conformados por los ácidos: acético, propiónico, butírico y valérico, son un producto intermedio del proceso de DA (Zhang *et al*, 2013). Los AGV producidos suelen convertirse en metano y dióxido de carbono gracias a la acción de los miembros acetogénicos y metanogénicos presentes en el consorcio microbiano. Sin embargo, el control de AGV es necesario debido a que una acumulación de estos puede causar inhibición en el proceso de DA (Buyukkamaci & Filibeli, 2004).

- **Relación AGV/AT o Capacidad de Estabilización (CE):** Representa la capacidad que posee el sistema para soportar la producción de ácidos sin alcanzar su acidificación. Un sistema puede soportar mayor producción de AGV siempre y cuando su Alcalinidad Total (AT) sea superior. El control de la CE se hace necesario debido a que un desequilibrio en la producción/consumo de AGV, generaría una acumulación de ácidos hasta alcanzar niveles inhibitorios (Marchaim & Krause, 1993).
- **Relación C/N:** La relación carbono-nitrógeno es un indicador importante para controlar sistemas de tratamiento biológico (Wang *et al*, 2012). Si la C/N tiene un valor inferior a 10 los microorganismos no podrán metabolizar materia orgánica. Por el contrario, si la C/N presenta un valor superior a 35 hay un exceso de nitrógeno que se acumula de forma amoniacal inhibiendo el proceso (Hansen *et al*, 1998).
- **Azúcares Reductores Totales (ART):** Se conocen como ART aquellos azúcares sencillos tales como glucosa, fructosa, lactosa y maltosa obtenidos a partir del proceso hidrolítico de azúcares complejos (polisacáridos). Los ART son la materia prima requerida por las bacterias fermentadoras del acetato y del lactato para la producción de AGV. El test de ART permite conocer la concentración de ART en una muestra, siendo ésta una forma indirecta de conocer el rendimiento que tiene la hidrólisis en el proceso de DA (Wang *et al*, 2007). El control de la etapa hidrolítica es importante en sustratos lignocelulósicos (Alzate & Quintero, 2016).
- **Actividad Hidrolítica Específica (AHE):** La AHE indica la habilidad inherente del consorcio microbiano presente en el inóculo para degradar fuentes complejas de carbono

(celulosa almidón, etc). La AHE se expresa como la velocidad específica de consumo de sustrato o transformación de macromoléculas a moléculas sencillas en función del inóculo evaluado (Mshandete *et al*, 2005).

- **Actividad Metanogénica Específica (AME):** Es la capacidad del consorcio microbiano para convertir un sustrato específico (hidrógeno, acetato o propionato) en metano, se expresa en términos de DQO que es convertida en metano por unidad de biomasa y tiempo  $\text{kg DQO/kg SV} \cdot \text{día}$  (Quintero, 2012). La determinación del AME es importante para evaluar el arranque de reactores anaeróbicos y el rendimiento del inóculo implementado para el proceso de DA (Le Hyaric *et al*, 2016).
- **Potencial de Biometanización (PBM):** Es el parámetro bioquímico que mide la capacidad de transformación en metano que tiene el residuo en particular en condiciones anaeróbicas. El PBM se mide en la cantidad de metano producida por unidad másica de sustrato consumida en el proceso ( $\text{m}^3\text{CH}_4 / \text{kg SV}$ ) (Angelidaki *et al*, 2009). El tiempo de medición del metano producido suele durar entre 30-90 días dependiendo de la naturaleza del residuo (Kafle *et al*, 2016). El PBM finaliza cuando la producción de metano se estabiliza debido al agotamiento de la materia orgánica presente en el bioreactor.

**Tabla 3.** Variables de respuesta etapa arranque DA

Sistema	Variable	Unidad	Rango	Referencia
<b>Inóculo</b>	SV	g SV/kg	> 2	Caixeta <i>et al</i> , 2002
	pH	-	6.5 – 7.5	Castro <i>et al</i> , 2016
	AHE	kg DQO/kg SV*día	0.006 – 0.068	Regueiro <i>et al</i> , 2012
	AME	kg DQO/kg SV*día	0.017-0.146	Regueiro <i>et al</i> , 2012
<b>Sustrato</b>	SV	g SV/kg	> 2	Caixeta <i>et al</i> , 2002
	pH	-	6.5 – 7.5	Castro <i>et al</i> , 2016
	DQO	g DQO /l	< 4000	Jensen <i>et al</i> , 2014
	AGV	mg A. acético / l	900 – 1800	Caixeta <i>et al</i> , 2002
	C/N	-	20 – 30	Wang <i>et al</i> , 2012
	PBM	m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kgSV	> 0.15	Jensen <i>et al</i> , 2014

**Tabla 4.** Variables de respuesta etapa estabilización DA

*Variable	Unidad	Rango	Referencia
SV	g SV/kg	< 2	Caixeta <i>et al</i> , 2002
DQO	g DQO /l	< 4000	Jensen <i>et al</i> , 2014
ART	g glucosa/l	0.3	Castro <i>et al</i> , 2016
AGV/AT	-	0.2 – 0.8	Castro <i>et al</i> , 2016
pH	-	6.5 – 7.5	Castro <i>et al</i> , 2016
*PEB	m <sup>3</sup> biogas /kg SV*d	0.12 – 1.24	Marti-Herrero <i>et al</i> , 2018
*TPB	m <sup>3</sup> biogas/ m <sup>3</sup> digestor *d	0.01 – 0.20	Marti-Herrero <i>et al</i> , 2018

<sup>+</sup> Las variables son medidas a la entrada y salida del biodigestor

\*PEB: Producción Específica de Biogás

\*TPB: Tasa de Producción de Biogás

### **1.3 Codigestión Anaeróbica (CoDA)**

Una alternativa que permite mejorar la estabilidad y el rendimiento del proceso de digestión anaeróbica es la adición de dos o más sustratos a la mezcla; dicho proceso se conoce como Codigestión Anaeróbica CoDA (Cuetos *et al*, 2010).

La CoDA mejorar la producción de biogás, el rendimiento de metano, la reducción de la materia orgánica, equilibra nutrientes, permite aumentar la carga de materia orgánica biodegradable y genera ventajas económicas. La CoDA ha sido una alternativa que se ha implementado para incrementar la producción de metano. Utilizando la CoDA se reportó un incremento del 100% al realizar una mezcla del 50% en SV de un lodo residual de algas con residuos de papel (Yen & Brune, 2007). La codigestión de estiércol bovino y glicerina, en una proporción 90:10 en base húmeda, se aumentó hasta el 309 % en la producción de metano (Robra *et al*, 2010).

Por lo anterior, se observa que cada sustrato aporta compuestos nutricionales específicos al proceso de CoDA. En la ruta metabólica de la DA se requiere un equilibrio nutricional entre carbohidratos lípidos y proteínas, para llevar a cabo un buen proceso anaeróbico. Por lo tanto, la CoDA busca el equilibrio de cosustratos por medio del aporte de sus macromoléculas (Astals *et al*, 2014).

### **1.4 Sinergia**

Cuando se logra un equilibrio positivo en la interacción de las moléculas (carbohidratos, lípidos, proteínas) presentes en los cosustratos, el balance de humedad en el sistema y la dilución de compuestos inhibitorios, se entiende que el proceso está bajo condiciones sinérgicas (Astals *et*

*al*, 2014). Un proceso de codigestión sinérgico conlleva el equilibrio molecular de lípidos, carbohidratos y proteínas dando lugar a un rendimiento mayor que el esperado por la suma de los rendimientos individuales de cada molécula. Los efectos sinérgicos podrían ser consecuencias de la contribución del cosustrato en términos de alcalinidad, nutrientes, fuentes de C y N u otra característica que sea carente de cada sustrato de forma individual. La sinergia mejora el desempeño del proceso y aumenta la producción específica de metano (Labatut *et al*, 2011)

Existen varios mecanismos para realizar el diseño de mezclas para estudios sinérgicos, el diseño depende del número de componentes puros que hacen parte de la mezcla. En el caso de una mezcla binaria, el sistema de combinación denota un diagrama lineal donde los puntos vértices corresponden a los compuestos puros, y los puntos sobre la línea son las mezclas binarias (Misi & Foster, 2001).

Los efectos sinérgicos ( $\varphi$ ) del proceso de CoDA pueden ser evaluados mediante la prueba de PBM (Labatut *et al*, 2011). El efecto sinérgico se determinó utilizando el PBM de la mezcla, los PBM de las muestras puras y las fracciones másicas de cada cosustrato adicionado. El cálculo de  $\varphi$  se realizó utilizando la ecuación (2).

$$\varphi = \frac{PBM_m}{\alpha PBM_{AV} + \beta PBM_{EB}} \quad (2)$$

Donde  $PBM_m$  representa el potencial de biodegradabilidad de la mezcla en ( $m^3 \text{ CH}_4/\text{kgSV}$ ),  $PBM_{AV}$  y  $PBM_{EB}$  representan los resultados del PBM de los sustratos puros ( $m^3 \text{ CH}_4/\text{kgSV}$ ) respectivamente.  $\alpha$  y  $\beta$  corresponden a la fracción de SV adicionadas del sustrato AV y EB a la

mezcla respectivamente, haciendo la ecuación una relación adimensional (Castro-Molano *et al*, 2018).

De acuerdo al tipo de interacción que haya entre los cosustratos, se puede generar un efecto beneficioso o nocivo para el proceso de DA. En la tabla 5 se presenta el significado de  $\varphi$  y el rango de valores que describe el tipo de efecto generado en el proceso de CoDA.

**Tabla 5.** Significado de  $\varphi$

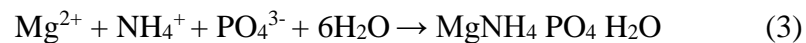
<b>Resultado</b>	<b>Descripción</b>
$\varphi > 1$	Existe efecto sinérgico
$\varphi < 1$	Existe efecto antagónico
$\varphi = 1$	El resultado no es claro

### 1.5 Estruvita

La DA es conocida por tener un alto potencial de estabilización y remoción de materia orgánica en un sustrato. Sin embargo, durante la DA adicionalmente al biogas se obtiene como subproducto el digerido que presenta un alto contenido de nutrientes principalmente fosforo y nitrógeno (Song *et al*, 2011). El digerido arrastra consigo organismos patógenos (procedentes del inóculo), razón por la cual no es recomendable en la agricultura aplicarlo directamente a los suelos porque representa un riesgo para la salud humana (Nkoa, 2014). Una alternativa viable para aprovechar la naturaleza biofertilizante del digerido, es la precipitación de fosfato de magnesio de amonio hexahidratado, también conocido como Estruvita (ES) (Stolzengburg *et al*, 2015). La ES es un sólido cristalino que se considera un recurso renovable, que se utiliza como aditivo para fertilizantes en la recuperación de suelos estériles (Shu *et al*, 2006).

La precipitación de ES está afectada por el pH, la temperatura, el grado de saturación de algunos compuestos y la presencia de iones como el Ca y el Mg (Stratful *et al*, 2001). El contenido de Mg en el efluente suele ser insuficiente para lograr el proceso de precipitación del mineral; por lo tanto, es necesario agregar precursores como MgCl<sub>2</sub>, Mg(OH)<sub>2</sub> y MgO en diferentes grados de pureza (Romero-Guiza *et al*, 2015). Ya se han desarrollado otros estudios que precipitaron estruvita utilizando otros sustratos, entre esos se destaca el estiércol bovino (Tao *et al*, 2016), el estiércol porcino (Lin), lodos municipales digeridos (González-Ponce, 2009) y lactosuero (Jaimes-Estévez *et al*, 2018).

La precipitación de ES se lleva a cabo de acuerdo a la siguiente reacción:



A partir de la reacción química (3), se puede conocer el Potencial de Precipitación de Estruvita (PPE). El PPE es la capacidad máxima de ES que se podría obtener de un digerido por medio del proceso de precipitación. Para realizar el cálculo del PPE, se debe cuantificar la concentración de los iones NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> presentes en el digerido, con dichos valores se determina el reactivo límite y se realiza la cuantificación de ES.

## 1.6 Desarrollo de la Investigación

### 1.6.1 Caracterización de las AV, el EB y el Inóculo

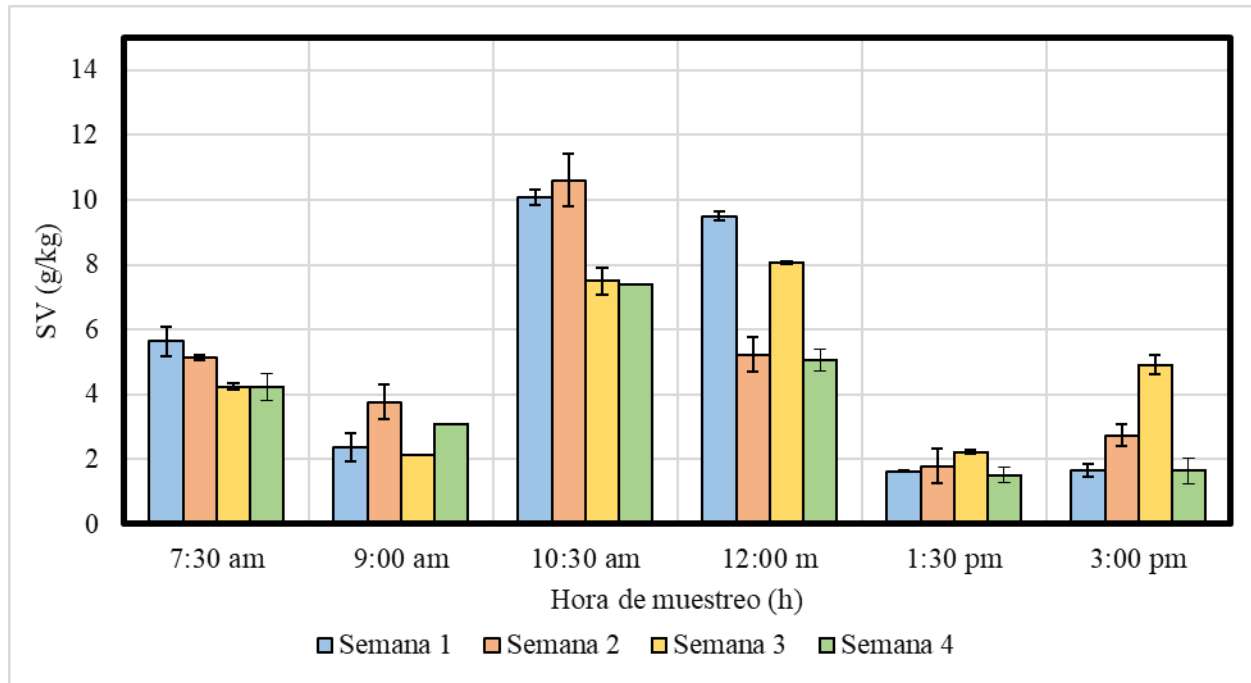
#### Sustratos: AV y EB

Los sustratos utilizados fueron las aguas de lavado de vísceras blancas (AV) y el estiércol bovino (EB) recolectados en la Planta Ecológica de Beneficio Animal Rio Frio localizada en Floridablanca-Santander, Colombia (7°3'14.82" N 73°7'55.282" W).

En un contexto general la PBB de Rio Frio produce 126 m<sup>3</sup>/h de AV que están siendo mezcladas con los demás efluentes del frigorífico para ser llevadas a un tratamiento fisicoquímico antes de ser liberadas en el río. En el caso del EB, se está generando 7590 kg/d que son secados al aire libre para luego ser vendidos como abono a 50 \$/kg. Debido a que el contenido nutricional de los sustratos varía según el proceso utilizado en la planta, la región y el contexto cultural se hace necesario hacer un estudio de dicha variabilidad a partir de la concentración de SV y DQO.

Por lo anterior las AV se recolectaron durante cuatro semanas haciendo 6 muestreos al día, dado que las características de estas aguas se ven afectadas por las variaciones en el proceso de sacrificio. En el caso del EB se recolectó semanalmente ya que sus características no presentan variaciones. Los sustratos se transportaron al laboratorio de digestión anaeróbica de la Universidad Industrial de Santander (UIS) y se mantuvieron refrigerados a temperatura de (4°C).

La figura 2 representan la dinámica de la variabilidad de las AV en términos de SV durante las 4 semanas de muestreo.



**Figura 2.** Dinámica de SV de las AV durante el proceso de sacrificio bovino

El muestreo realizado evidencia que entre las 10:30 am y las 12:00 m el efluente posee la mayor concentración de materia orgánica (10 gSV/kg); mientras que después de la 1 pm se encuentra las menores concentraciones con valores de (1.5 gSV/kg). Un estudio de varianza para estos resultados determinó que el factor p es superior a 0.05; demostrando que la diferencia por semana no es significativa. En el caso de la variación por horas se obtuvo valores inferiores a 0.05 demostrando que si existe una diferencia significativa con la hora a la cual se toma el muestreo.

Teniendo en cuenta que los datos reportados en este documento servirán para la implementación de la tecnología a escala real en la PBBRF, se determina que la mejor hora para

tomar muestra de AV es entre las 10:30 am y las 12:00 m. El horario de muestreo permitirá realizar el diseño adecuado de bioreactores que se ajusten a la realidad de la PBB.

A las muestras de AV y EB recolectadas, se les realizó la caracterización fisicoquímica presentada en la tabla 6.

**Tabla 6.** Características fisicoquímicas del AV y el EB

Parámetro	Unidad	AV	EB
pH	---	7.30	8.20
ST	g/l	2.16 – 8.92	241.68
SV	g/l	1.78 – 7.38	178.85
DQO	g/l	1.98 – 7.48	-
AGV/AT		0.69	0.60
Carbohidratos	%SV	14.00	47.70
Lípidos	%SV	44.00	2.40
Proteínas	%SV	42.00	9.00
C/N	---	12.88	27.70

De acuerdo con los resultados presentados en la tabla 6 se puede observar que los valores de macronutrientes (carbohidratos, lípidos y proteínas) son complementarios entre sí, ya que el EB posee una alta concentración de carbohidratos (47.7 %) y el AV posee lípidos (44%) y proteínas (42%) mostrando que serían complementos macromoleculares. En términos de ST y SV las AV presentan un promedio de 8.5 g/kg y 6.5 g/kg respectivamente mientras que el EB presenta 241.68 g/kg y 178.85 g/kg. Dichos valores indican que son buenos sustratos para ser gestionados por DA y sobretodo que el AV al poseer menos materia orgánica favorecerá en la dilución del EB, aumentando su humedad y permitiendo que los microorganismos puedan acceder a dicho sustrato con mayor facilidad. En el caso de la relación C/N son complementarios ya que la del AV (12.88) es baja mientras que la del EB (27.7) es alta. En términos de variables de estabilidad,

el pH de los sustratos es de 7.3 y 8.2; la relación AGV/AT es de 0.69 y 0.6 respectivamente para AV y EB; demostrando que los dos se encuentran en un punto de partida ideal para los procesos anaeróbicos pues están dentro de los rangos establecidos (Castro *et al*, 2016).

### **Inóculo: Lodo de estiércol bovino estabilizado.**

Como inóculo se utilizó el digerido de un biodigestor rural ubicado en la granja Marsella en el municipio de Girón, Santander, Colombia (N 7°01'0.07" W 73°08'13,3") que lleva operando estable durante tres años con una carga de 51 kg de estiércol bovino por día. Por lo anterior, este digerido ya corresponde a un Lodo Estabilizado (LEB). En la tabla 7 se presentan las características fisicoquímicas del LEB.

**Tabla 7.** Características fisicoquímicas LEB

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>LEB</b>
pH	-	6.77
AGV/AT	-	0.05
ST	g/kg	28.76
SV	g/kg	21.28
DQO	g/l	21.23
SV/ST	%	74.00
AHE	kg DQO/kg SV*día	0.06
AME	kg DQO/kg SV*día	0.07

En términos de variables de estabilidad, el pH del inóculo es de 6.77 y su relación AGV/AT es de 0.05; demostrando que se encuentra en el rango apropiado según lo reportado en la

literatura (Raposo *et al*, 2006). La materia orgánica representada en 21.28 g SV/kg indica que el inóculo se encuentra agotado (Marín-Batista *et al*, 2016). La AHE es de 0.06 kg DQO/kg SV\*día demostrando que el inóculo tiene una buena capacidad de ruptura de las cadenas poliméricas y concuerda con el resultado reportado. La AME representa la capacidad del inóculo de realizar la conversión del ion acetato a metano y dióxido de carbono durante la ruta metabólica, según la literatura un buen resultado de AME se encuentra en el rango de 0.017 a 0.146 kg DQO/kg SV\*día (Regueiro *et al*, 2012). En este estudio la AME presenta un valor de 0.07 kg DQO/kg SV\*día indicando que se encuentra dentro del rango óptimo para la operación de DA.

### 1.6.2 PBM para la CoDA de AV y EB

En la tabla 8 se presenta el diseño de mezclas que se utilizó para evaluar el proceso de CoDA de AV y EB. El diseño de mezclas se formuló teniendo en cuenta que el AV será la fuente de lípidos que será agregada al proceso para potenciar la producción de metano.

**Tabla 8:** Diseño de mezclas para el proceso de CoDA de AV y EB

Ensayo	Cantidad reactores	RIS	% EB	%AV
EB: AV 100:0	3	2	100	0
EB: AV 90:10	3	2	90	10
EB: AV 75:25	3	2	75	25
EB: AV 50:50	3	2	50	50
EB: AV 0:100	3	2	0	100

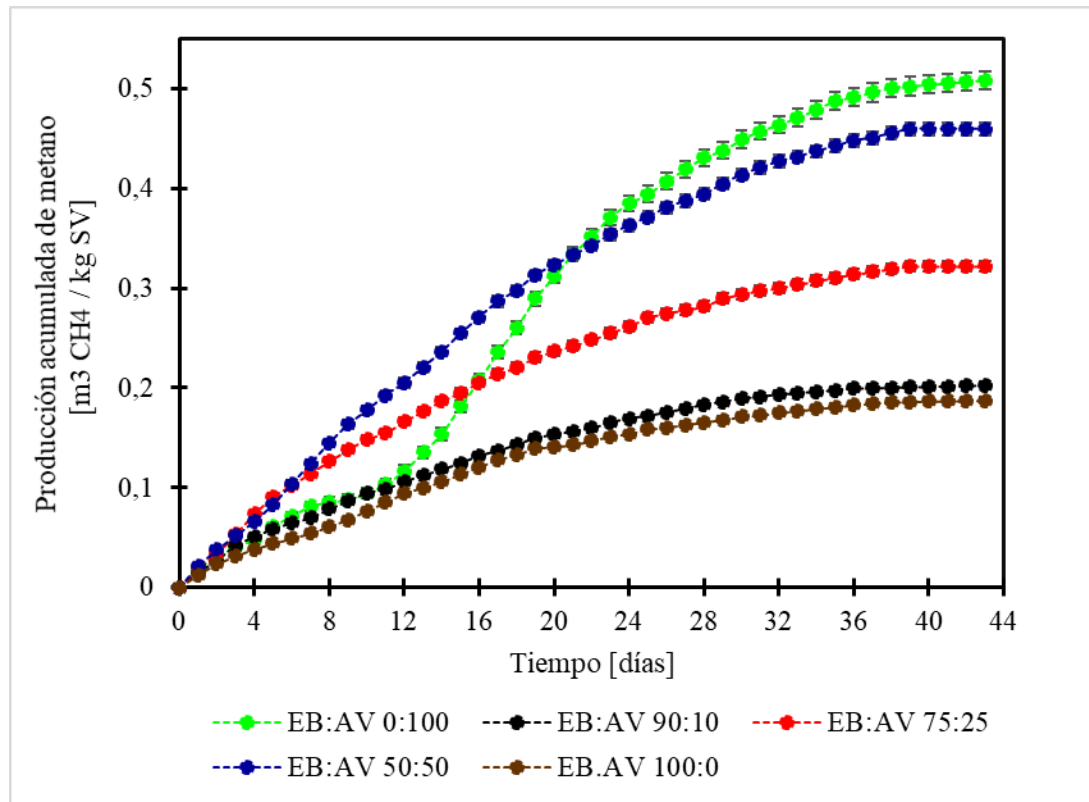
El ensayo EB: AV 100:0 y EB: AV 0:100 se realizó con el fin de determinar el desempeño de cada uno de los sustratos por separado y tener un sistema comparativo con el desempeño de las

mezclas. Las relaciones de las mezclas se realizaron en base a la concentración de SV de cada sustrato.

Los resultados fueron procesados a partir del protocolo para medición de PBM determinado por Angelidaki en (2009). Los ensayos se realizaron en botellas vidrio de 100 ml con volumen de operación de 60 ml, sellados con tapones de butilo y agrafes de aluminio. El estudio implementó una relación inóculo/sustrato (RIS: gSV inóculo/gSV sustrato) de 2 comprobada como favorable (Jensen *et al*, 2014). Cada montaje se realizó por triplicado, a una temperatura de 37 °C y como variable respuesta se midió diariamente la cantidad de metano producido utilizando el método de desplazamiento alcalino (Díaz-Báez *et al* 2002). En el caso de la variación de pH, AGV/AT, SV y DQO se realizaron al inicio y al final del experimento. Para tomar en consideración el metabolismo endógeno se llevó a cabo de manera paralela un experimento blanco, con las mismas condiciones de operación, pero reemplazando el volumen de sustrato por agua destilada. Todos los ensayos fueron gaseados con nitrógeno durante 2 minutos con el fin de garantizar anaerobiosis. Antes de la medición cada biodigestor fue agitado de forma manual intermitente. Por otra parte, se cuantificó las variables DQO, SV, AGV, AT y pH al principio y al final del proceso de digestión anaeróbica a 37°C; con el fin de evaluar en términos de remoción de materia orgánica y estabilidad la entrada y la salida del proceso.

### **Análisis de los rendimientos en producción de metano de las mezclas de CoDA**

La figura 3 muestra las producciones acumuladas de metano de las mezclas en el proceso de CoDA a una RIS de 2.



**Figura 3.** Producción acumulada de metano del proceso de CoDA de AV y EB

Al ser un proceso que presenta metabolismo primario, las curvas demarcan un crecimiento hasta que la producción de metano se estabiliza deteniendo su producción. Las curvas no presentan etapa de adaptación del inóculo dado que éste (LEB) procedía de un bioreactor estable y la RIS implementada demuestra que para el valor de 2 el proceso de biodigestión no presenta dificultades (Jensen *et al*, 2014). A excepción del ensayo EB: AV 0:100 los demás presentan un arranque similar con un crecimiento desde el primer día de producción. En el caso del ensayo EB: AV 0:100 la curva de crecimiento presenta dos pendientes, siendo la primera del día 1 al 10 y la segunda del día 12 hasta el 21 evidenciando que las AV presentan una demora en el arranque que puede estar ligado a la alta concentración de lípidos. En la ruta metabólica los

lípidos son transformados por medio de la  $\beta$ -oxidación, proceso anaeróbico que transforma los Ácidos Largos de Cadena Larga (ALCL) en hidrógeno di atómico y acetato (Madigan *et al*, 2006). La  $\beta$ -oxidación requiere más tiempo que la ruta bioquímica implementada por los carbohidratos y las proteínas, es decir la producción de metano no se realizaría de forma inmediata. Las curvas que representan la biometanización de las mezclas EB: AV 90:10 y EB: AV 100:0 tiene representación muy similar y presentan las más bajas velocidades de arranque y estabilización. Así mismo, el análisis estadístico a los datos de estos dos experimentos demostró que no presentan diferencias significativas. En cuanto a los experimentos de las mezclas EB: AV 50:50 y EB: AV 25:75 se observa que la velocidad de arranque hasta el día 7 es idéntica, a partir del cual se puede observar como cada uno de los experimentos evolucionan con una pendiente diferente dando lugar a una mayor producción para la mezcla EB: AV 50:50. Así las cosas se evidencia que el aporte nutricional de los lípidos por parte de las AV y el aporte de los carbohidratos por parte del EB conlleva al equilibrio macromolecular evidenciando un incremento significativo en la producción de metano (Astals *et al*, 2014), con respecto a al EB puro. Por otra parte, el análisis estadístico realizado al experimento con la mezcla EB: AV 50:50 y EB: AV 0:100, demostró que los resultados no presentan diferencias significativas. Por lo anterior se reafirma que el AV se constituye en un excelente cosustrato para potencializar la CoDA del EB puro.

Un consolidado del resultado de estos experimentos se puede representar a partir de los valores acumulados del PBM (tabla 9).

**Tabla 9.** Producción acumulada de metano ensayos CoDA

<b>Mezcla</b>	<b>Rendimiento de metano (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> /kg SV)</b>
EB: AV 100:0	0.19
EB: AV 90:10	0.20
EB: AV 75:25	0.32
EB: AV 50:50	0.46
EB: AV 0:100	0.51

En el caso del EB puro a pesar de poseer alta concentración de carbohidratos y buena relación C/N, alcanzó un rendimiento de solo 0.19 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> /kg SV. Este resultado es bastante similar al reportado por (Demirbas *et al*, 2006) quienes tuvieron un rendimiento de 0.26 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> /kg SV y atribuyeron esta respuesta a la naturaleza semisólida que dificulta la accesibilidad de los microorganismos a la materia orgánica. El PBM del AV pura (6.5 g SV/kg) alcanzó un rendimiento de 0.51 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> /kg SV siendo el valor más elevado alcanzado en este estudio y que posee una alta concentración de lípidos (44 %). Este resultado es comparable proporcionalmente al estudio de (Jensen *et al*, 2014) quien obtuvo un PBM de 1 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> /kg SV pero a partir de un residuo visceral con mayor concentración de materia orgánica (15.9 g SV/kg) y mayor proporción de lípidos (60 %). Teniendo en cuenta que en la etapa hidrolítica los lípidos son transformados en AGCL con más de 10 carbonos, los cuales posteriormente por medio de la  $\beta$ -oxidación son convertidos en acetato fuente fundamental para la producción de metano en la etapa metanogénica. Por lo expuesto anteriormente se evidencia que en la CoDA cuando la mezcla presenta un aumento en la cantidad de AV adicionada, el rendimiento en la producción de metano se ve favorecido como consecuencia a una mayor proporción de lípidos agregados. Así las cosas, las CoDA de las mezclas EB: AV 90:10, EB: AV 75:25 y EB: AV 50:50

alcanzaron valores de  $0.20 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg SV}$ ,  $0.32 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg SV}$  y  $0.46 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg SV}$  respectivamente.

### **Análisis de la Remoción Materia Orgánica en las CoDA de las AV y EB**

Como variable de respuesta al proceso de remoción de materia orgánica, se utilizó las variables de SV y DQO. La tabla 10 representa el consumo de SV y DQO al inicio y al final del estudio de mezclas de CoDA de AV y EB a RIS 2.

**Tabla 10.** Remoción de materia orgánica en el estudio de CoDA de AV y EB

Ensayo	SV (g SV/kg)			DQO (mg DQO/l)		
	Inicial	Final	% Remoción	Inicial	Final	% Remoción
EB:AV 100:0	53.06	39.44	25.67	51127	42299	17.27
EB:AV 90:10	40.76	30.42	25.35	38845	30280	22.05
EB:AV 75:25	28.12	21.35	24.09	27672	17348	37.31
EB:AV 50:50	22.40	8.06	64.00	27244	14249	47.70
EB:AV 0:100	16.80	7.10	57.71	15252	6241	59.08

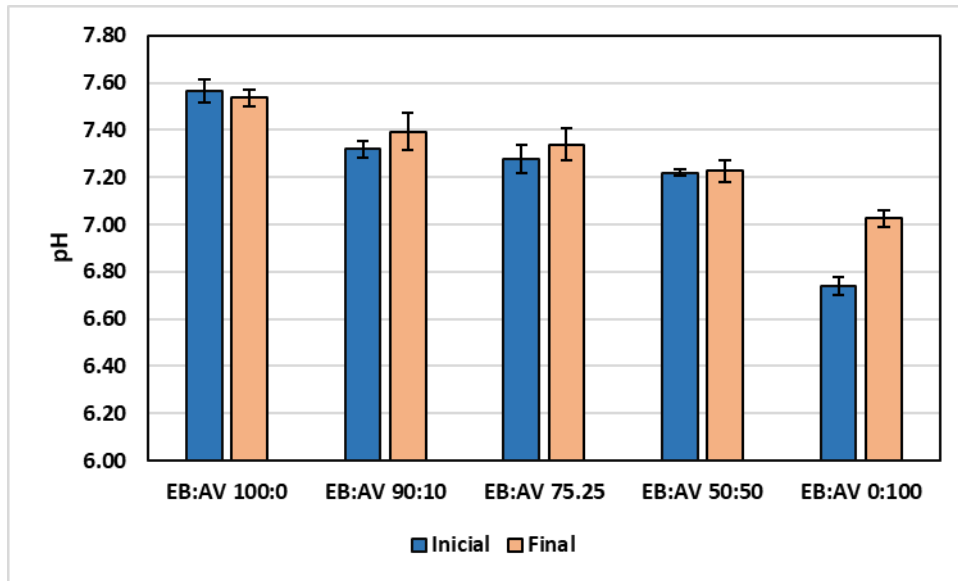
En la tabla 10 se presenta el consumo de SV para el proceso de CoDA para cada tipo de mezcla. Según (Angelidaki *et al*, 2009) un buen proceso de digestión anaeróbica conlleva a la remoción de al menos un 30% de su materia orgánica. Por lo anterior se puede observar que el proceso de DA para las mezclas EB:AV 100:0, EB:AV 90:10, EB:AV 75:25 no presentó una remoción adecuada de materia orgánica expresada en función de SV.. Los ensayos EB:AV 50:50 y EB:AV

0:100 presentaron remociones de 64 % y 57.71% respectivamente, dichos valores concuerdan con el 45 % reportado en literatura (Castro *et al*, 2016). Los valores superiores al 30% demostrando que el proceso se realizó dentro de los parámetros metabólicos de estabilidad que permiten aprovechar la materia orgánica presente. Por consiguiente, en el proceso de CoDA las mezclas que tengan una concentración de SV de EB superior al 50%, no garantiza una remoción de materia orgánica eficiente.

En referencia a la remoción de DQO los mejores rendimientos fueron los alcanzados con las relaciones de mezcla EB: AV 50:50 (47.70 %) y EB:AV 0:100 (59.08%) valores muy cercanos al 48 % reportado en la literatura (Castro *et al*, 2016). Así mismo la variable DQO se implementa en las PBB para conocer la cantidad de materia orgánica que requiere ser removida de los efluentes antes de su disposición final. La resolución 0631 de 2015 estipulada por el Ministerio del Medio Ambiente determina que un efluente no puede presentar una carga contaminante superior a 900 mg DQO/l. Por lo tanto, se evidencia que la DA es una tecnología que puede ser implementada para reducir más del 40 % de la materia orgánica de las AV y EB, siendo ésta una alternativa que gestiona el residuo y genera biogás como producto principal que valoriza el residuo. Al igual se recomienda realizar un proceso complementario que permita cumplir con la normatividad ambiental.

### **Análisis de la Estabilidad en las CoDA de las AV y EB**

En lo que respecta a la estabilidad del proceso, en la figura 4 se presenta la respuesta de pH al inicio y final del proceso de CoDA de AV y EB.

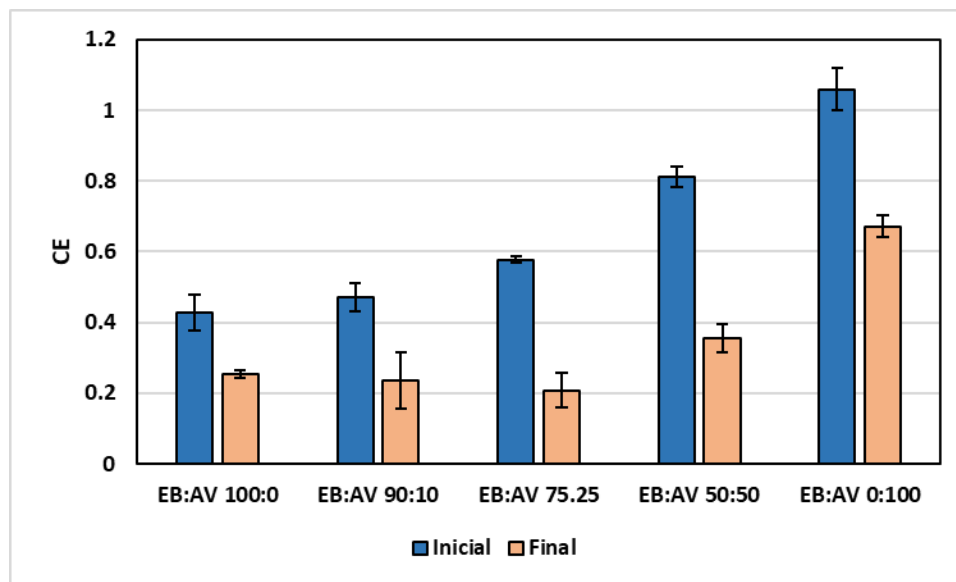


**Figura 4.** pH inicial y final para el proceso de CoDA de AV y EB

El pH es un parámetro de estabilidad sensible para las arqueas metanogénicas, que son los microorganismos que transforman el acetato en metano. Dichos organismos son acidófilos lo que significa que su desempeño óptimo depende de que el pH del medio se encuentre alrededor de 7. La literatura ha reportado que el proceso de DA funciona en un rango de pH entre 6.50 y 8.00 (Campos *et al*, 2012). En la gráfica se evidencia que el pH para todos los experimentos al inicio y al final se encuentra dentro del rango reportado en la literatura. Cabe resaltar que el digester que funcionó con EB puro presentó el pH más alto con valores entre 7.40 y 7.60, mientras que el digester que operó con AV puro presentó el pH más bajo con valores de 6.70 al inicio y 7.10 al final. Aunque el AV operó con un buen pH se evidencia que la adición de EB mejoró la estabilidad del proceso, ya que todas las mezclas presentaron valores de pH entre 7.20 y 7.40. Por lo anterior se concluye que los ácidos producidos durante la etapa acidogénica fueron consumidos en la acetogénica sin generar efectos inhibitorios en la operación discontinua.

Dichos resultados se pueden contrastar con la literatura que reporta valores de hasta 8.50 en la determinación del PBM para aguas de frigorífico (Castro *et al*, 2016).

En la figura 5 se presenta la Capacidad de Estabilización (CE), es decir la relación  $AGV/AT$  para el inicio y el final del proceso de CoDA de las diferentes mezclas de EB y AV. Si bien la gráfica anterior demostró que no hubo acidificación en ninguno de los procesos, la CE representa la capacidad que posee el sistema para soportar la producción de ácidos sin alcanzar su acidificación. La literatura recomienda que un proceso de DA opere con valores de CE inferiores a 0.8 (Angelidaki *et al*, 2009).



**Figura 5.** CE inicial y final para el proceso de CoDA de AV y EB

Los ensayos EB:AV 100:0, EB:AV 90:10, y EB:AV 75:25 presentaron valores inferiores al 0.8. Aun cuando los ensayos EB: AV 50:50 y EB:AV 0:100 presentaron valores de CE superiores a 0.8 con una aparente tendencia a la inestabilidad, el pH (figura 6) demuestra que el proceso no inició bajo condiciones de inhibición.

Los valores de CE al final de los experimentos disminuyeron en forma significativa de tal manera que todos se encuentran en un rango entre 0.2 y 0.8 congruente con lo reportado en la literatura (Castro *et al*, 2016). Así las cosas, se demuestra que el AV y el EB son sustratos que en términos de estabilidad no presentan dificultad para ser utilizados en el proceso de CoDA.

### 1.6.3 Factor sinérgico ( $\phi$ ) entre el AV y el EB

Los PBM obtenidos experimentalmente son un indicador de la capacidad de biodegradabilidad que posee el o los sustratos(s). En los experimentos con las mezclas binaras presentados en la figura 3 se demuestra que la CoDA de AV y EB favorece al proceso de producción de metano. Los efectos sinérgicos son consecuencia de la contribución del cosustrato en términos de nutrientes, alcalinidad, oligoelementos o cualquier compuesto que uno de los sustratos carezca por sí mismo. Por consiguiente, la CoDA da como resultado una mejora en la estabilidad del proceso y en el PBM. La existencia de efectos sinérgicos promueve digestiones anaerobias estables, así como el mitigar y evitar inhibiciones en el proceso (Sharma *et al*, 2013).

La tabla 11 presenta el factor  $\phi$  grado de sinergia calculado a partir de la ecuación (2); el cual determina el tipo de efecto sinérgico o antagónico para la mezcla de AV (rica en lípidos) y EB (rica en carbohidratos). Los efectos sinérgicos se evidenciaron en las mezclas binarias EB:AV 75:25 y EB:AV 50:50 con valores  $\phi$  de 1.22 y 1.32 respectivamente. En el caso de la mezcla y EB:AV 90:10 la cual presentó un valor  $\phi$  de 0.93 no presenta un efecto definido y significativo, mostrando así que en esta proporción la mezcla de los sustratos no es favorable.

**Tabla 11.** Factor de sinergia  $\phi$  para las mezclas binarias entre AV y EB

Fracción EB	Fracción AV	$\phi$
90	10	0.93
75	25	1.22
50	50	1.32

Se evidencia que una mezcla con porcentaje de AV igual o superior al 25 % en SV estimula la sinergia en el proceso, mientras que las mezclas que solo contengan bajas concentraciones de AV (10% en SV) no presentan un efecto sinérgico significativo. Lo anterior evidencia que las altas concentraciones de SV en las AV representan a su vez altas concentraciones de lípidos que van a favorecer el proceso. En el caso de las mezclas con proporciones de 25% y 50% de AV los efectos sinérgicos fueron crecientes y significativos a medida que aumenta la concentración de lípidos. Entre los macronutrientes, los lípidos presentan el mayor potencial teórico de biometanización (Esposito *et al*, 2012).

#### 1.6.4 Potencial de Precipitación de Estruvita (PPE)

Para estimar el PPE, se determinó el contenido de  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{PO}_4^{3-}$  al inicio y al final de la mezcla más favorable del estudio de CoDA, mediante la técnica colorimétrica APHA 4500-  $\text{NH}_4^+$  y APHA 4500-P (APHA, 2005). La cantidad máxima de estruvita que se podría obtener del proceso fue calculada con base en la estequiometría de la reacción química de formación de estruvita (ecuación 3).

Basado en la estequiometría se determina si el  $\text{NH}_4^+$  o el  $\text{PO}_4^{3-}$  es el reactivo limitante para luego realizar el cálculo y determinar el PPE que se puede obtener por medio de un proceso de

precipitación (modelo de cálculo en el Anexo B). La tabla 12 presenta los valores de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  y PPE obtenidos al inicio y al final de la CoDA en la mezcla EB: AV 50:50, la cual obtuvo el mayor valor sinérgico durante el estudio de mezclas binarias realizado.

**Tabla 12.** Contenido de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  y PPE de la mezcla EB: AV 50:50

Parámetro	Unidades	Inicial	Final
$\text{NH}_4^+$	g $\text{NH}_4^+$ /l	0.137	0.137
$\text{PO}_4^{3-}$	g $\text{PO}_4^{3-}$ /l	0.112	0.112
$\text{NH}_4^+ / \text{PO}_4^{3-}$	-	6.453	6.453
PPE	g estruvita/l	0.288	0.288

Como resultado de la concentración de iones de fosfato y amonio en la mezcla EB: AV 50:50 existe un potencial de precipitación de estruvita. La relación molar  $\text{NH}_4^+/\text{PO}_4^{3-}$  de la tabla 12 indica que la formación de estruvita es limitada por la disponibilidad de fosfato (Castro-Molano *et al*, 2018). Por lo anterior el PPE se calculó teniendo en cuenta como reactivo límite el ion  $\text{PO}_4^{3-}$ . En la tabla 12 se evidencia que el PPE para la mezcla EB:AV 50:50 es de 0.288 g estruvita/l. De esta manera se evidencia que un buen proceso de CoDA no solo permite una sinergia entre los cosustratos potencializando la producción de metano, también garantiza una recuperación de nutrientes. La recuperación de nutrientes es importante como complemento del proceso de DA, ya que la parte líquida del proceso debe ser aprovechada. Ya se han realizado investigaciones con el fin de determinar el PPE, se han alcanzado rendimientos de 0.14 y 0.192 g estruvita/l para aguas residuales domésticas (Jaffer *et al*, 2002) y 0.29 g estruvita/l a partir de lactosuero (Castro-Molano *et al*, 2018)

## 1.7 Conclusiones

El estudio sinérgico De la CoDA de AV y EB con un factor sinérgico de 1.32 demuestra que el mejor proceso se llevará a cabo con una mezcla de EB:AV 50:50 alcanzando un rendimiento de  $0.46 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg SV}$ . Esta sinergia es posible debido al aporte nutricional de carbohidratos por parte del EB y de lípidos por parte del AV. De esta manera se determina que los lípidos son impulsores en la producción de biogás.

Así mismo teniendo en cuenta en este caso particular la DA es una tecnología que permite la gestión de los residuos, se observa que para este tipo de sustratos procedentes de una PBB realizar una CoDA de EB y AV en la proporción adecuada conlleva a una reducción de materia orgánica expresada en términos de SV y DQO.

De igual manera la mejor mezcla de CoDA a través del PPE indica que se puede llegar a recuperar nutrientes dependiendo de la concentración de iones  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{PO}_4^{3-}$ . La recuperación de nutrientes en forma de estruvita sirve como alternativa para la reparación de suelos y le da un valor agregado a la fase líquida del sistema.

## 2. Codigestión Anaeróbica de Aguas de Lavado de Vísceras Blancas y Estiércol

### Bovino en un Bioreactor Tubular

En el capítulo anterior se estudió como la DA puede ser mejorada con una relación de mezcla eficiente entre cosustratos. No obstante, la DA requiere ser evaluada en operación continua para tener conocimiento de su comportamiento en una operación real. El presente capítulo reporta los resultados alcanzados al estudiar la DA de AV y la CoDA de AV y EB en biodigestores tubulares a operación continua.

## 2.1 Variables del Proceso para la Estabilización de la CoDA en Operación Continua

El arranque y estabilización de la operación DA en un bioreactor involucra estudiar como variables de proceso la Velocidad de Carga Orgánica (VCO), el Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) y la producción de biogás.

- **VCO:** Esta variable representa la cantidad de materia orgánica alimentada en el digester por día. Suele expresarse en términos de  $\text{kg SV/m}^3\cdot\text{d}$  o  $\text{kg DQO/m}^3\cdot\text{d}$ . Se ha comprobado que aumentado la VCO, la producción de biogás también aumenta. Sin embargo, si la VCO sobrepasa el punto de equilibrio la productividad del proceso de DA puede ser desestabilizado; por la acumulación de amonio o de AGV (Jaimes-Estévez *et al*, 2017). La VCO puede variar según la naturaleza del sustrato ya que ésta se ve sujeta a la concentración de materia orgánica de la alimentación del biodigestor. Debido a que las aguas residuales de PBB poseen una concentración de materia orgánica entre 4 y 15 g SV/kg, se ha reportado para DA valores de VCO entre 0.13 – 1.15  $\text{kg SV/m}^3\cdot\text{d}$  (Marti-Herrero *et al*, 2018).

- **TRH:** Se define como el tiempo empleado por un volumen de control específico fluyendo dentro del bioreactor. Esta variable depende de la temperatura del proceso, la VCO, la geometría del biodigestor y sobretodo la composición del sustrato. En un proceso de DA se espera que el TRH sea suficiente para cumplir la biodegradación total de la materia orgánica. La literatura recomienda que para los biodigestores el TRH puede estar entre un valor minio de 18 h (Caixeta *et al*, 2002) o valores superiores a 30 días (Li *et al*, 2014). La disminución del TRH se puede traducir en ineficiencia del proceso (baja remoción de materia orgánica) y acumulación de agentes inhibidores en el sistema. El aumento del TRH conlleva a disminución de la producción de biogás por falta de materia orgánica en el biodigestor. La relación adecuada de la VCO y el TRH aumenta la producción de biogás y el contenido de metano

(Angyeman & Tao, 2014); y se favorece la disposición de fósforo y nitrógeno en el digerido (Aboudi *et al*, 2015). La literatura ha reportado para la DA de aguas residuales de PBB VCO entre 0.13 – 1.15 kg SV/m<sup>3</sup>\*d con TRH entre 3 y 87 días (Marti-Herrero *et al*, 2018).

- **Producción de Biogás:** El rendimiento en producción de biogás es un parámetro fundamental para determinar que la DA se está llevando de forma satisfactoria en el digester. El rendimiento se puede expresar en términos de PEB [m<sup>3</sup> biogás /kg SV\*d] o de TPB [m<sup>3</sup> biogas / m<sup>3</sup> digester\*d]. La producción de biogás es una variable que se ve afectada por la VCO debido a que los microorganismos tendrán mayor cantidad de materia orgánica para transformar. Cuando la VCO se aumenta demasiado, hay una mayor tendencia a la acidificación del sistema; que trae como consecuencia la inhibición de las arqueas metanogénicas y por ende disminución en la producción de biogas (Dareioti & Komaros, 2014). En la literatura se reportan rendimientos de biogás en términos de PEB entre 0.21 y 1.24 m<sup>3</sup> biogas /kg SV\*d y en términos de TPB entre 0.01 y 0.2 m<sup>3</sup> biogas / m<sup>3</sup> digester \*d (Marti-Herrero *et al*, 2018).

## 2.2 Biodigestores Anaeróbicos

El tipo de digester seleccionado para la operación de CoDA tiene gran influencia en su desempeño y estabilidad. Generalmente los bioreactores utilizados son de tipo CSTR, UASB y Tubular.

Los CSTR presentan como ventaja la homogenización constante del medio. Sin embargo, la producción de biogás no es elevada en sustratos con tendencias a generar altas concentraciones de ácidos. Los ácidos generados en el proceso son distribuidos de forma homogénea en el medio debido a la agitación del bioreactor, causando una acidificación del medio que conlleva a la

inhibición de las arqueas metanogénicas (Chen Ye *et al*, 2008). Aunque las aguas generadas en la PBB no presentan una elevada concentración de AGV, los sustratos ricos en lípidos tienden a generar AGCL que también puede inhibir el proceso (Madigan *et al*, 2006). Otro factor a tener en cuenta para los CSTR, es el consumo energético constante en el proceso de agitación dentro del bioreactor. Utilizando un bioreactor CSTR en un proceso de CoDA se reportó un rendimiento en producción de metano de  $0.223 \text{ m}^3/\text{kgSV}$  y VCO de  $4 \text{ kg SV}/\text{m}^3\cdot\text{d}$  y TRH de 30 días (Wang *et al*, 2014).

En el del UASB el flujo de materia orgánica entra por el fondo del bioreactor y circula de forma ascendente. El flujo ayudado por las burbujas de biogas producido, permite que el tanque maneje un sistema de agitación (Letinga *et al*, 1980). Una característica particular del UASB es realizar el tratamiento con un TRH menor a cinco días, haciendo este proceso eficiente para la gestión de los residuos (Ergüder *et al*, 2001). El bioreactor UASB requiere un lodo granular como fuente de microorganismos que permitan llevar a cabo el proceso de DA mientras el residuo atraviesa el manto de lodos. Sin embargo, para el funcionamiento del UASB, se requiere una alta fuente de energía, equipos costosos y mantenimiento permanente. Además, por su diseño el bioreactor UASB puede generar una acumulación de microorganismos en la parte baja del tanque y de esta manera reducir el contacto inóculo/sustrato (Demire *et al*, 2005). En términos de desventajas para este tipo de bioreactor, la literatura reporta largos tiempos de adaptación bacteriana, pérdida de biomasa, costo de tratamiento para lodo granular residual y la implementación de estabilizadores de pH (Strydom *et al*, 1995). (Caixeta *et al*, 2002) reportan el uso del UASB para DA de mezclas de aguas de frigorífico con rendimiento de  $11 \text{ l biogás}/\text{d}$ , y rangos de operación de VCO y TRH entre  $3.5 - 6.5 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$  y TRH entre 18 - 24h respectivamente.

En el caso del bioreactor tubular se caracteriza por no requerir agitación, dado que esta se da por el movimiento axial como consecuencia de la circulación del flujo. Por lo tanto, el fenómeno axial permite una distribución efectiva de los microorganismos a lo largo tubo generando una estratificación del consorcio microbiano (Escalante-Hernández *et al*, 2017). La estratificación microbiana permite una separación de fases en el interior del bioreactor. La primera fase sería la acidogénesis, etapa de producción de AGV con pH bajo. La segunda fase sería la metanogénesis, etapa de consumo de AGV con pH elevado y alta producción de metano (Liu & Gosh, 1997). Como ventajas del reactor tubular se presenta su construcción en material plástico, es de económica instalación, fácil operación, no requiere implementar ningún equipo de agitación y ha demostrado que ofrece buen rendimiento en rangos de temperatura mesofílicos y psicofílicos (Garfi *et al*, 2016). La CoDA de lactosuero y EB en un biodigestor tubular alcanzó una producción de biogas de  $0.469 \text{ m}^3/\text{kg SV} \cdot \text{d}$  a una VCO de  $2 \text{ kg SV}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$  en un TRH de 35 días (Escalante-Hernández *et al*, 2017). El bioreactor tubular también ha sido implementado para el tratamiento de aguas residuales generadas en PBB ubicada en Ecuador alcanzando un rendimiento en la producción de biogás de  $1.06 \text{ m}^3/\text{kg SV} \cdot \text{d}$  con una VCO  $0.13 \text{ kg SV}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$  y TRH de 29 días.

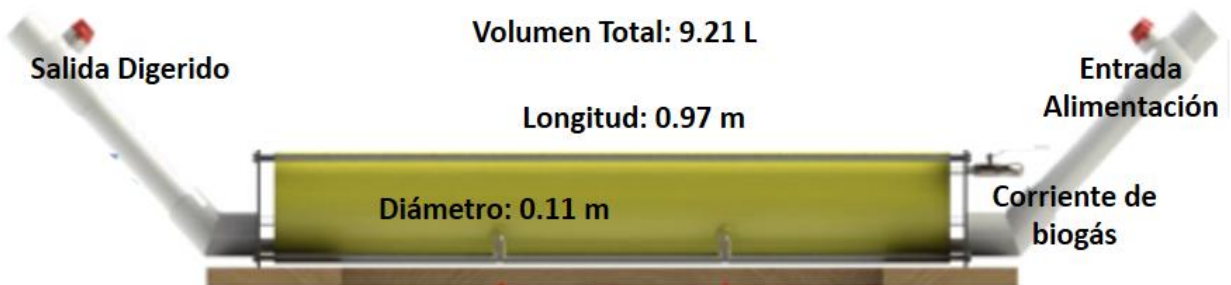
El tratamiento estadístico de los datos se realizó con el software estadístico STATHGRAPHIC PRO X.

## **2.3 Desarrollo de la Investigación**

### **2.3.1 Diseño y puesta en marcha de Biodigestores Tubulares para DA y CoDA de AV y EB**

La monodigestión y codigestión de los sustratos estudiados se llevaron a cabo en biodigestores tubulares de características físicas similares. En la primera etapa se operó en régimen

discontinuo con el propósito de que las comunidades microbianas logren adaptarse a las condiciones de operación. Se seleccionó una RIS 2, reportada en el primer capítulo como adecuada en términos de productividad, estabilidad y remoción. La puesta en marcha se realizó en dos digestores diferentes, uno funcionando con AV como sustrato puro (BD1) y el otro con la mezcla que presentó mejor rendimiento en el capítulo 1 EB:AV 50:50 (BD 2). Por lo anterior y siguiendo las recomendaciones de (Marti-Herrero, 2008) se diseñaron y construyeron los bioreactores tubulares de 1 m de largo, 0.11 m de diámetro y un volumen total aproximado de 9 L a partir de tubos de PVC y tapas de acrílico. En cada reactor se implementaron válvulas para alimentación, control de biogás y salida de digerido (figura 6). La cuantificación del biogás se realizó implementando el método de desplazamiento volumétrico de solución salina (Angelidaki *et al*, 2010).



**Figura 6:** Características del bioreactor tubular

En los dos digestores, como inóculo se utilizó el digerido de un biodigestor rural ubicado en la granja Marsella en el municipio de Girón, Santander, Colombia (N 7°01'0.07" W 73°08'13,3") que lleva operando estable durante tres años con una carga de 51 kg de estiércol bovino por día.

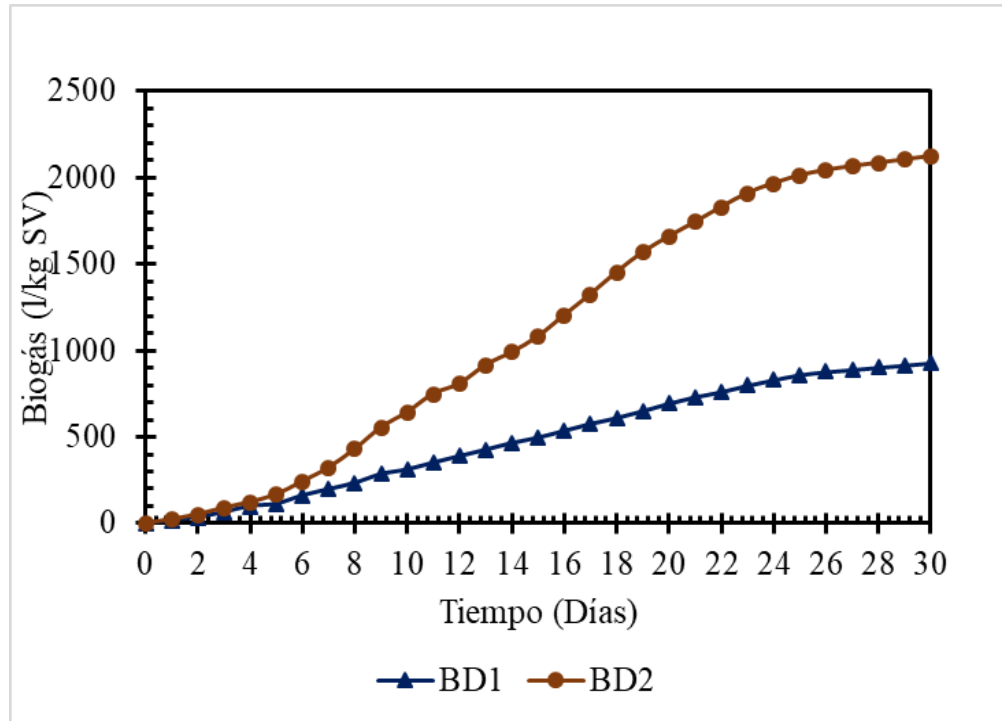
Por lo anterior, este digerido ya corresponde a un Lodo Estabilizado (LEB). Durante esta etapa se cuantificó el volumen de biogás producido a condiciones normales de presión y temperatura (Anexo C). Para monitorear la estabilidad y la remoción de materia orgánica de los reactores, durante un mes cada 5 días se tomaron 100 ml de muestra con el fin de determinar pH, CE y SV. En la tabla 13 se presentan las condiciones de operación para el montaje del arranque del biodigestor.

**Tabla 13.** Condiciones de operación puesta en marcha del bioreactor

<b>Parámetros</b>	<b>Unidades</b>	<b>Valor</b>
Temperatura	°C	26 ± 2
Presión	kPa	90.65
Volumen Reactor	L	9
Volumen de operación	L	6,9 ± 0,1
RIS	gSV inóculo/ gSV sustrato	2

#### **Etapa de adaptación del inóculo al proceso de DA y CoDA de AV y EB.**

Durante la etapa de adaptación del inóculo al sustrato, la producción de biogás específica de metano fue de 928.29 l biogás/ kg SV adicionado para BD1 y de 2122.48 l biogás/ kg SV adicionado para BD2. En la figura 7 se presentan las curvas de producción de biogás normalizado para cada uno de los digestores. En los dos casos la producción de biogás inició a partir del día 1 y se alcanzó estabilidad en el día 27.



**Figura 7:** Volumen normalizado de biogás diario etapa de arranque para DA y CoDA

Los resultados son comparables con lo reportado en la literatura para operaciones de DA en etapas discontinuas, Rodríguez-Méndez *et al*, (2017) reportó para residuos semisólidos de frigorífico un rendimiento de 850 l biogás/ kg SV <sub>adicionado</sub> en un biodigestor CSTR con tiempo de operación de 35 d. En el caso de Escalante-Hernández *et al*, (2017) reportó para lactosuero un rendimiento de 489.6 l biogás/ kg SV <sub>adicionado</sub> en un biodigestor tubular con tiempo de operación 26 d. Por lo anterior se considera que el consorcio microbiano puede requerir entre 25 y 40 días para adaptarse al sustrato. En el caso del reactor tubular debido a su geometría se logra también una estratificación microbiana presentando en mayor proporción bacterias acidogénicas en la entrada del digestor y archeas metanogénicas cerca a la salida de éste (Jaimes-Estévez *et al*, 2019). Con respecto a las variables de estabilidad del proceso (pH y CE), es importante

mencionar que fueron controladas durante los 30 días que duró la etapa de adaptación. En el caso del pH reportó un rango de valores de 7.19 – 8.49 para BD1, y de 6.74 – 7.53 para BD1; Ambos resultados adecuados para el proceso anaeróbico (Campos *et al*, 2012). De igual forma la CE para los dos digestores se encontró dentro del rango 0.1 – 0.45 demostrando que no hay riesgos e acidificación en la operación discontinua (Castro *et al*, 2016). Con respecto a la remoción de materia orgánica, el proceso de DA de AV alcanzó una remoción del 87.41 % en SV y el proceso de CoDA de AV y EB una remoción del 88.95 % en SV. Dichas remociones se encuentran dentro del rango presentando por Angelidaki *et al* (2009).

### **2.3.3 Estabilización de la DA de AV en Bioreactor Tubular a Operación Continua**

Una vez el inóculo fue adaptado al sustrato a alimentar, se dio inicio a la operación de los bioreactores con una alimentación continua, sin recirculación, con temperatura y presión ambiente. La experimentación implicó un estudio de carga por medio de la variación de la VCO para cada digestor (tabla 14). El propósito de aumentar la VCO fue disminuir el tiempo de operación y acelerar el proceso de la digestión teniendo como consecuencia un aumento en la producción de biogás.

**Tabla 14.** VCO para los bioreactores BD1 y BD2

<b>Bioreactor</b>	<b>VCO (kg SV/m<sup>3</sup>*d)</b>	<b>TRH (d)</b>	<b>Tiempo Operacional (d)</b>
BD1	0.5	14	
	1	7	Hasta alcanzar
	1.5	4	Estabilización
	2	2	
BD2	1.5	7	Hasta alcanzar
	2	5	Estabilización
	2.5	4	

La alimentación de los digestores se realizó todos los días a la misma hora, con el fin de mantener la mayor estabilidad posible para el monitoreo de los digestores. Los digestores tubulares en operación continua no fueron agitados, permitiendo que se da la separación de las fases a lo largo de los bioreactores (Liu y Gosh, 1998). La medición de biogás producido se realizó de forma diaria por desplazamiento volumétrico de solución salina (Angelidaki *et al*, 2010) y luego fue transformada sus unidades a condiciones normales de temperatura y presión de acuerdo con el Anexo C.

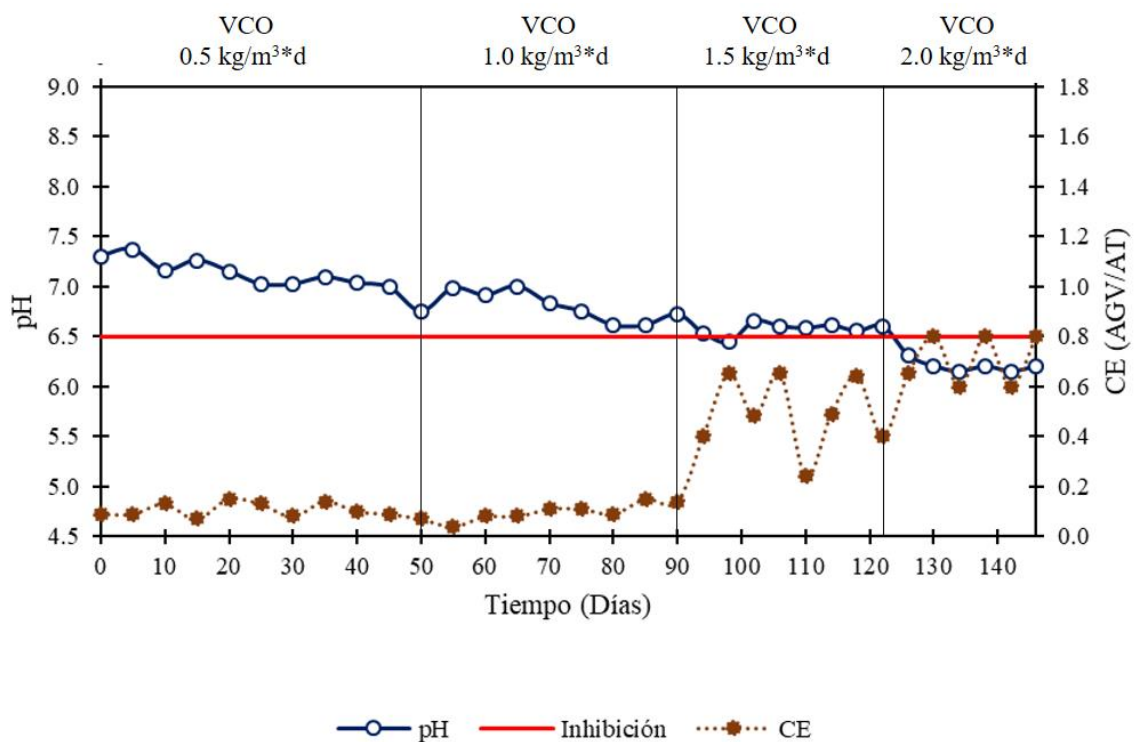
Las variables de respuesta pH, CE y SV se monitorearon con la periodicidad y métodos presentados en la tabla 15. Cada prueba se realizó por triplicado con el fin de contrarrestar el error de la medición. Una vez alcanzada la estabilidad del proceso por medio de la DQO se hizo el cálculo de la materia orgánica removida durante la operación utilizando el método SM 5220D (APHA, 2005),

**Tabla 15.** Variables de respuesta en los Bioreactores D1 y D2

Variable	Unidad	Periodicidad	Método	Referencia del método
pH	-	Cada 5 días	Potenciométrico	Purser <i>et al</i> , 2014
CE	-	Cada 5 días	Titulación	Purser <i>et al</i> , 2014
SV	g SV/kg	Cada 5 días	Gravimétrico	SM 2450E APHA 2005

### Evaluación de la Estabilidad de la DA de AV en Operación Continua

La estabilidad del sistema se determinó mediante el estudio de la CE y el pH como se muestra en la figura 8

**Figura 8:** Variables de estabilidad (pH y CE) de la DA de AV Operación Continua

Durante los primeros 90 días del proceso (VCO: 0.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d y 1 kg SV/m<sup>3</sup>\*d), los valores de pH oscilan entre 6.5 y 7.5. Esta estabilidad también se ve reflejada en la variable CE al presentar valores inferiores a 0.3, lo que significa que este tipo de cargas no manifiestan una perturbación significativa en la estabilidad de la operación de DA. Estudios anteriores han reportado DA eficientes en la bioconversión de aguas residuales de PBB en digestores tubulares con valores de VCO entre 0.5 y 1 kg SV/m<sup>3</sup>\*d (Marti-Herrero *et al*, 2018).

Entre el día 90 y 122 se llevó a cabo la operación con VCO 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d la cual presentó valores de pH promedio de 6.5 evidenciando que el sistema se encuentra operando en el límite de la inhibición (Campos *et al*, 2012). Para el mismo rango de tiempo la CE paso de 0.1 y 0.2 a 0.2 y 0.6, aun cuando esta perturbación fue considerable se encuentra dentro del límite permitido para llevar a cabo operaciones de DA (Angelidaki *et al*, 2009). Lo anterior significa que a pesar de que hay un incremento en la producción de AGV en la etapa acidogénica, los valores de alcalinidad del medio brindan una capacidad amortiguadora permitiendo que el sistema continúe su desempeño al límite de la inhibición.

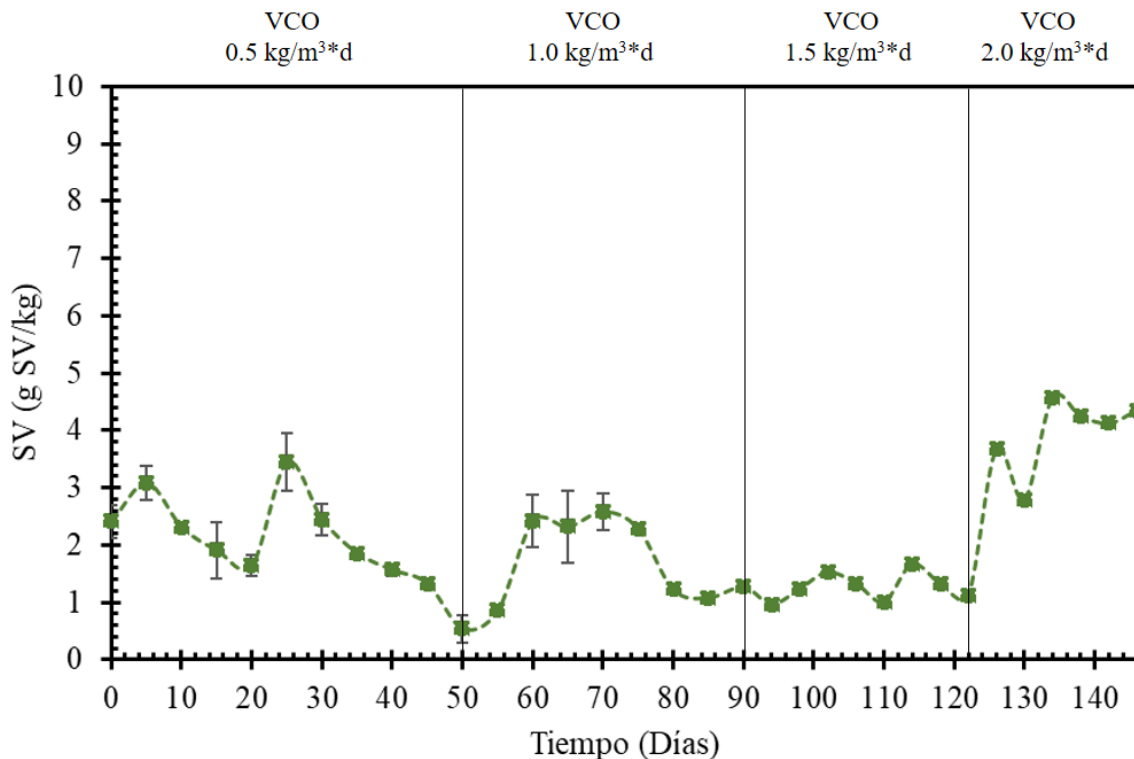
De esta manera durante el periodo entre los días 122 – 146 se realiza la operación continua con una VCO de 2 kg SV/m<sup>3</sup>\*d. La nueva carga orgánica muestra que el sistema empieza a trabajar bajo condiciones de inhibición ya que reporta un valor promedio de pH de 6.25. Por lo tanto, el sistema no recuperó su desempeño y estabilidad, quizás debido al aumento de la producción de AGV el cual se hace superior al consumo de las bacterias acetogénicas, desequilibrando así la cinética de producción de metano por parte de las arqueas metanogénicas (Owamah & Izinyon, 2015). Por consiguiente, se considera que el digestor empieza a trabajar en condiciones de sobresaturación y que la alcalinidad fue superada por la concentración de AGV. De igual forma la CE presentó un aumento de su valor en esta operación, al reportar un rango de

variación entre 0.6 y 0.8, siendo este último el límite para operaciones estables de DA (Castro *et al*, 2016).

En conclusión, las VCO entre 0.5, y 1 kg SV/m<sup>3</sup>\*d presentaron un buen desempeño en términos de estabilidad siguiendo una tendencia casi constante en el rango adecuado para el proceso de digestión. Al aumentar la carga a 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d se genera una disminución en el pH y una perturbación de la CE, pero a pesar de esto el sistema logra funcionar por debajo del límite de estabilización. Para la VCO de 2 kg SV/m<sup>3</sup>\*d el proceso de DA se lleva a cabo dentro de los límites de inhibición demostrando que una elevada VCO puede saturar el sistema y desequilibrar la producción/consumo de AGV.

### **Evaluación consumo de materia orgánica de la DA de AV en Operación Continua**

La DA es una tecnología que se ha venido implementando como alternativa de gestión de residuos sólidos y líquidos, a partir de la remoción de materia orgánica en términos de SV y de DQO. Para este caso de estudio se desea tratar un AV, que en promedio se alimenta con una concentración de materia orgánica de 6.5 gSV/kg. En la figura 9 se presenta la dinámica de los SV presentes en el efluente del digestor después de finalizada la etapa de arranque. Finalmente se calculó la remoción promedio de materia orgánica expresada en términos de DQO, cuando el digestor alcanzó su estabilidad para cada una de las VCO evaluadas.



**Figura 9.** Dinámica de los SV durante la DA de AV en operación continua

El bioreactor operó en estado discontinuo durante 30 días alcanzando una reducción de sólidos de 2.4 g SV/kg, a ese tiempo (que corresponde a tiempo 0 de este proceso continuo), se observa en la gráfica que al iniciar VCO de 0.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d el sistema no se perturba inmediatamente debido a que el TRH es de 14 días. Por lo tanto, en el día 20 inicia una perturbación hasta llegar en el día 25 a una concentración de SV de 3.5 g SV/kg. A partir del día 25 se observa la recuperación del sistema removiendo materia orgánica, hasta llegar a una remoción de SV para el día 50 de 0.53 g SV/kg. Este comportamiento del sistema en 50 días de operación demuestra que el consorcio logró adaptarse al suministro continuo de alimento alcanzando remociones de 89 % SV y 85.5 % de DQO respondiendo satisfactoriamente a la carga 0.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d. Por lo anterior, este comportamiento permitió operar con la segunda carga correspondiente a VCO de 1

kg SV/m<sup>3</sup>\*d y TRH de 7 días. La nueva carga presentó un aumento de materia orgánica en el efluente a partir del día 60; observándose que el sistema se saturaba de sustrato durante 15 días. Sin embargo, a partir de este momento el consorcio se recuperó mostrando adaptabilidad a la nueva carga y justamente a partir del día 80 presentó una reducción de los SV a valores de 1.08 g SV/kg en el efluente. Durante los siguientes 10 días el comportamiento en el efluente fue estable reportando remociones de 82 % SV y 60 % DQO. Aunque en esta etapa no se alcanzó la misma remoción que la de la etapa anterior, es de resaltar que la carga se duplicó permitiendo gestionar mayor cantidad de materia orgánica.

La estabilidad del sistema al día 90 permite iniciar la siguiente fase de estudio incrementado la VCO a 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d. La adaptabilidad del inóculo al sustrato permite que no se desequilibre su cinética nutricional conseguida en esta etapa; esto puede verificarse en la figura 9 al observarse que durante los días 90 y 122 la remoción de materia orgánica fue completamente estable. La reducción del TRH a 4 días permite realizar un proceso más eficiente alcanzando valores de 1.115 g SV/kg en el efluente y remociones de materia orgánica de 80 % en SV y 57 % en DQO.

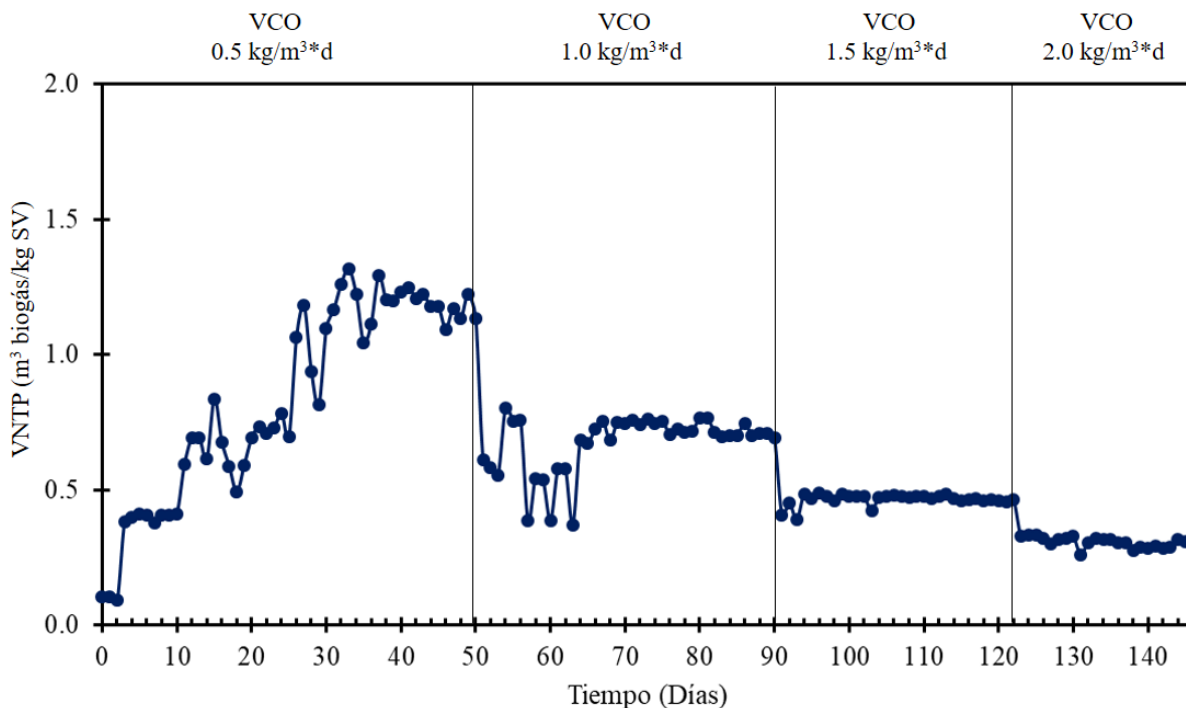
Por lo arriba expuesto, a los 122 días se dio inicio al incremento de la carga a 2 kg SV/m<sup>3</sup>\*d. Se dejó operar el sistema hasta el día 146 observándose una perturbación debido a que el TRH se reduce a 2 días y los SV presentes en el digerido aumentan a valores promedio de 4.35 g SV/kg. Este efecto en la concentración de materia orgánica indica que en el sistema se está presentado una acumulación de sustrato debido a que el TRH no es suficiente para realizar la degradación completa. El comportamiento anterior tiene relación con la inestabilidad presentada por la carga en términos de pH y CE (figura 8), demostrando así que un desequilibrio en el consumo de materia orgánica por acumulación de sustrato afecta de forma directa la estabilidad del proceso.

Finalmente cabe resaltar que para la VCO de 2 kg SV/m<sup>3</sup>\*d se reportaron rendimientos de remoción del 33 % en SV y 18 % en DQO.

Por lo anterior se evidencia que la DA de AV en términos de remoción de materia orgánica alcanza rendimientos para una carga máxima de 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d con valores superiores a 80 % en SV y 55 % en DQO, siendo estas remociones comparables con valores de 46 y 54 % de SV y entre 10 - 75 % de DQO para TRH entre 3 y 20 días en PBB (Marti-Herrero *et al*, 2018).

### Rendimiento y Productividad de biogás de la DA de AV en Operación Continua

**Figura 10:** Producción de biogás durante la DA de AV en operación continua



En operaciones continuas de DA se busca mantener estable la producción de biogás ya que es un indicador de conversión oportuna de sustrato a metano. Cada vez que el bioreactor sufre un cambio en la VCO éste presenta una perturbación en la producción de biogás que será

estabilizada a medida que el digestor se adapte a la nueva carga. La figura 10 muestra la variación diaria en la producción de biogás a temperatura y presión normalizada, durante la DA de AV y en términos del PEB.

Posterior a los 30 días de operación discontinua se dio inicio a la VCO  $0.5 \text{ kg SV/m}^3\text{*d}$ , la cual presenta una producción creciente y fluctuante durante los primeros 35 días como consecuencia de la adaptación inicial del consorcio microbiano a las cargas diarias. Este resultado demuestra que la proporción de sustrato agregada al biodigestor es adecuada ya que posterior al día 35 el proceso alcanza la estabilidad con una producción promedio PBE de  $1.2 \text{ m}^3$  biogás/kg SV evidenciando que el consorcio microbiano se adaptó a la carga, logrando una degradación apropiada del sustrato y una producción de biogás eficiente (Owamah & Izinyon, 2015). Dada la estabilidad presentada ya por 15 días el sistema permitió realizar un aumento de carga a una VCO de  $1 \text{ kg SV/m}^3\text{*d}$ ; la cual generó una inestabilidad en el digestor entre los días 51 y 64 como consecuencia del desequilibrio nutricional sufrido por el consorcio microbiano. Sin embargo, a partir del día 65 la producción de biogás se estabiliza demostrando la capacidad de adaptación presentada por el inóculo y reporta un rendimiento promedio PEB de  $0.75 \text{ m}^3$  biogás/kg SV. Aunque el rendimiento disminuyó cabe resaltar que la carga orgánica fue duplicada. Por lo tanto, la producción de biogás se ve afectada por la cantidad de materia orgánica que no se alcanza a digerir expresada en SV (figura 9). La VCO en mención se implementó hasta el día 90, logrando más de 20 días de operación con producción estable de biogás. Posterior al día 90 se aumentó la carga a  $1.5 \text{ kg SV/m}^3\text{*d}$ , siendo este valor superior al  $1.3 \text{ kg SV/m}^3\text{*d}$  reportado en la literatura para aguas residuales de PBB en biodigestores tubulares (Marti-Herrero *et al*, 2018). Durante los primeros 3 días la producción de biogás

presenta una perturbación como consecuencia del aumento de carga; pero después del día 93 el digester logró la estabilización adaptándose a la nueva VCO con un PEB de  $0.475 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SV}$ . Confrontando la dinámica de este periodo con la remoción de SV (figura 9) se evidencia que la producción de biogás no aumentó significativamente con esta carga; por lo tanto, se puede inferir que el consorcio microbiano se encuentra al límite de productividad y cercano a la inhibición (pH: 6.5 como se corrobora en la figura 8). De acuerdo a la estabilidad presentada en la carga anterior se aumentó la VCO a  $2 \text{ kg SV/m}^3\text{*d}$ . El aumento de carga condujo a la disminución en la producción de biogás hasta  $0.3 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SV}$  debido a la reducción del TRH y la acumulación de sustrato.

Para un funcionamiento adecuado de la DA se requiere un equilibrio en las 4 etapas de la ruta metabólica, en este caso el exceso de materia orgánica genera una acumulación de sustrato desbalanceando la producción/consumo de AGV. Por lo anterior el sistema acumula materia orgánica (figura 9) y trabaja bajo condiciones de inhibición (figura 8). Las condiciones anteriormente mencionadas reducen la producción de metano causando un desempeño menos favorable en la operación de DA.

Ya que la producción de biogás permite valorizar el residuo en términos de energía alterna, se presenta en la tabla 16 el rendimiento de biogás en términos de PEB ( $\text{m}^3 \text{ biogás /kg SV*d}$ ) y TPB ( $\text{m}^3 \text{ biogás / m}^3 \text{ digester*d}$ ) para este estudio y para otros trabajos reportados en la literatura teniendo en cuenta el tipo de biodigestor utilizado, la temperatura, la VCO y el TRH. Cabe resaltar que el PEB y el TPB de la tabla son rendimientos acumulados calculados a partir de la producción generada por el biodigestor durante la operación completa de cada carga.

**Tabla 16.** Parámetros operacionales para DA en diferentes estudios

Referencia	Tipo de Reactor	T (°C)	VCO (kg SV/m <sup>3</sup> *d)	TRH (d)	PEB (m <sup>3</sup> biogás /kg SV*d)	TPB (m <sup>3</sup> biogás/m <sup>3</sup> digester*d)
Este estudio	R. tubular	25	0.5	14.0	0.87	0.43
			1.0	7.0	0.68	0.68
			1.5	4.0	0.46	0.69
			2.0	2.0	0.30	0.60
Marti-Herrero <i>et al</i> 2018	R. tubular	25 - 30	1.0	3.2	0.09	0.10
			0.5	6.5	0.14	0.07
			0.3	19.4	0.34	0.09
Escalante <i>et al</i> , 2017	R. Tubular	25	2.0	-	0.409	1.05
Massé <i>et al</i> , 2001	ASBR	30	4.4	2.0	0.12	0.53
Ruiz <i>et al</i> 1997	UASB	37	0.8	6.5	0.28	0.22
Marcos <i>et al</i> 2012	CSTR	37	1.3	31.0	0.11	0.14

Los rendimientos de PEB y TPB se encuentran dentro del rango reportado por la literatura. El PEB es rendimiento en función de los SV adicionados; por lo tanto, a mayor remoción de materia orgánica (mayor TRH) se obtendrá un PEB más elevado. El TPB está relacionado con el volumen del digester, afectando la producción normalizada de biogás diario sin tener en cuenta el consumo de materia orgánica. En este trabajo se evidenció que para la VCO 0.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d se obtuvo el mayor rendimiento de PEB debido a que presenta el mayor TRH y la más alta remoción de materia orgánica. En el caso del rendimiento TPB se evidenció que las VCO 1 y 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d presentaron los valores más elevados debido a que fueron las cargas orgánicas con mayor producción diaria de biogás por unidad volumétrica de digester. La VCO 1 kg SV/m<sup>3</sup>\*d presenta un rendimiento alto, funciona dentro del rango de estabilidad, tiene remociones

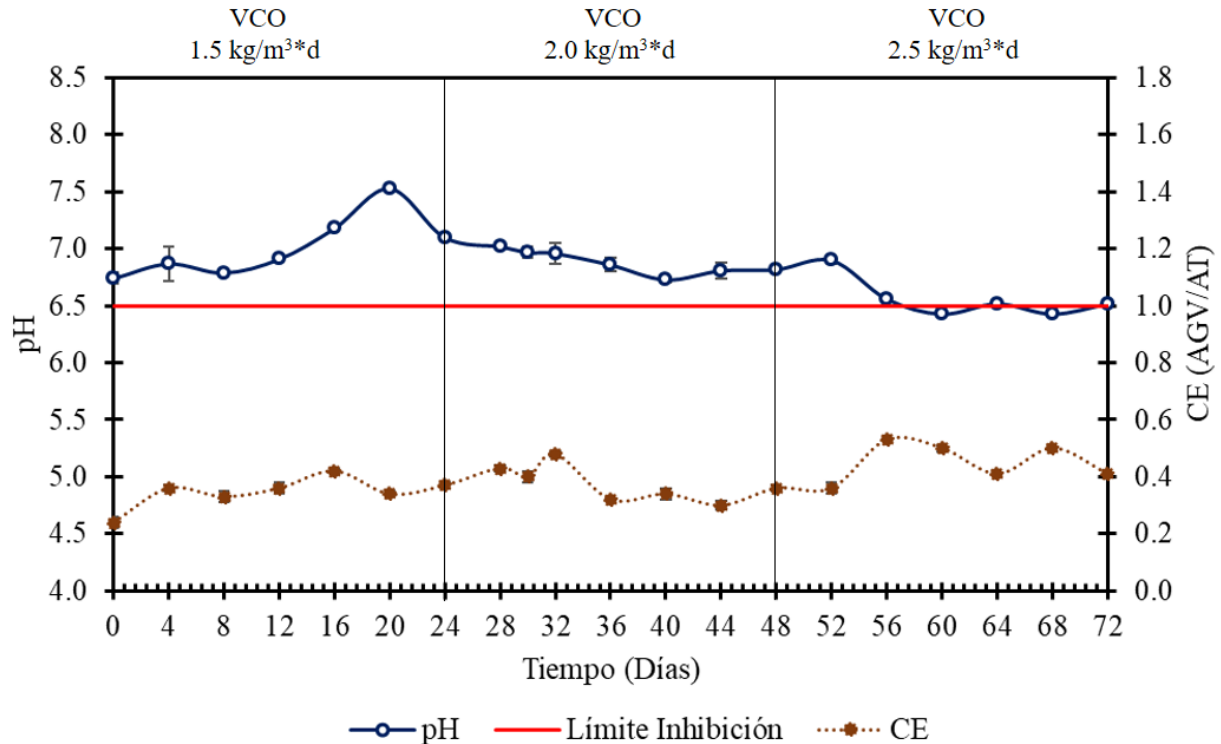
apropiadas para la operación de DA y el PEB y TPB son los más elevados obtenidos durante el estudio de cargas. No obstante, teniendo en cuenta que el propósito de la operación es gestionar la mayor cantidad de materia orgánica; la carga de  $1.5 \text{ kg SV/m}^3\cdot\text{d}$  trata un 50 % más del residuo gestionado por la carga anterior, presenta un TPB más elevado, remueve hasta un 80 % en SV y funciona dentro de los rangos de estabilidad. Por lo anterior, se considera ésta como la carga máxima que soportaría el digestor para llevar a cabo la DA de AV en un biodigestor tubular a operación continua.

### **2.3.3 Proceso de CoDA de AV y EB en Operación Continua**

En este caso el digestor inició con las mismas condiciones operacionales de la monodigestión de AV. El estudio de cargas realizado para esta operación variando la VCO se encuentra especificado en la tabla 14. De igual forma en este caso el propósito de aumentar la VCO fue disminuir el tiempo de operación y acelerar el proceso de la digestión teniendo como consecuencia un aumento en la producción de biogás. La VCO inicial fue de  $1.5 \text{ kgSV/m}^3\cdot\text{d}$  siendo esta la máxima carga viable reportada por la DA de AV. Las variables de respuesta fueron medidas utilizando los mismos métodos analíticos de la DA de AV (tabla 15) pero con una periodicidad de 4 días.

### **Evaluación de la Estabilidad de la Operación de CoDA de AV y EB**

La estabilidad del sistema se determinó mediante el estudio de la CE y el pH como se muestra en la figura 11.



**Figura 11:** Variables de estabilidad (pH y CE) de la CoDA de AV y EB operación continua

Durante los primeros 48 días del proceso (VCO: 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d y 2 kg SV/m<sup>3</sup>\*d), los valores de pH oscilan entre 6.5 y 7.5, esta estabilidad también se ve reflejada en la variable CE al presentar valores entre 0.2 y 0.4. Aunque presenta una tendencia similar al BD1 en las VCO 1 y 2, el BD2 presenta rangos de CE más elevados, lo que significa mayor producción de AGV en el sistema. La producción de AGV puede estar asociada con la cantidad de carbohidratos fácilmente biodegradables presentes en el EB. Sin embargo, el EB contribuye con buena alcalinidad permitiendo al sistema trabajar sin perturbación significativa en la estabilidad de la operación de CoDA (Castro *et al*, 2016).

Entre el día 48 y 72 se llevó a cabo la operación con VCO 2.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d la cual presentó valores de pH promedio de 6.5 evidenciando que el sistema se encuentra operando en el límite de la inhibición (Campos *et al*, 2012). Para el mismo rango de tiempo la CE paso de 0.2 y 0.4 a

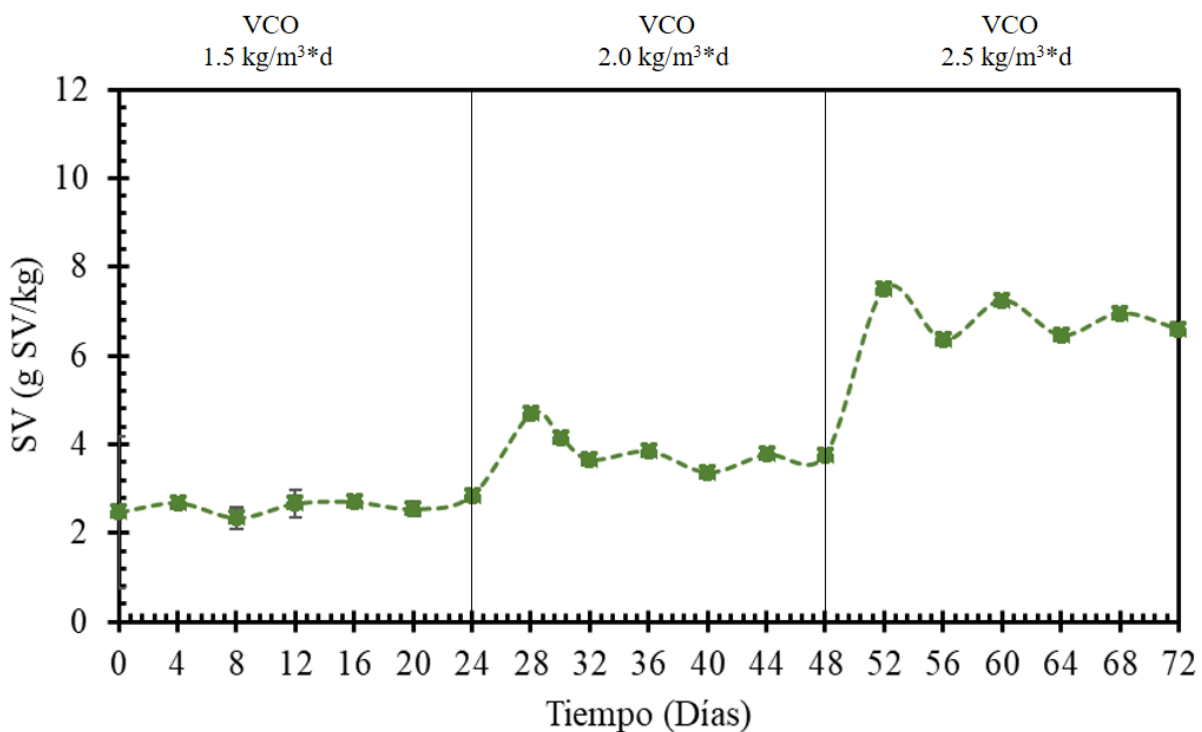
0.4 y 0.6, aun cuando esta perturbación fue considerable se encuentra dentro del límite permitido para llevar a cabo operaciones de DA (Angelidaki *et al*, 2009). Lo anterior significa que a pesar de que hay un incremento en la producción de AGV en la etapa acidogénica, los valores de alcalinidad del medio brindan una capacidad amortiguadora permitiendo que el sistema continúe su desempeño al límite de la inhibición. En el caso del BD1, este presentó un comportamiento similar para la VCO 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d siendo un valor menor al reportado por el BD2. Por lo anterior se evidencia que la adición de EB como cosustrato para el proceso de CoDA, le brindó al sistema propiedades amortiguadores que permiten el funcionamiento del sistema con mayor concentración de AGV si alcanzar la inhibición.

En conclusión, la VCO entre 1.5, y 2 kg SV/m<sup>3</sup>\*d presentaron un buen desempeño en términos de estabilidad siguiendo una tendencia casi constante en el rango adecuado para el proceso de digestión. Al aumentar la carga a 2.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d se genera una disminución en el pH y una perturbación de la CE, pero a pesar de esto el sistema logra funcionar por debajo del límite de estabilización. De esta forma se corrobora que a pesar de la concentración de AGV generada en el sistema proveniente de los carbohidratos aportados por el EB, éste mismo le entrega al sistema alcalinidad para soportar la concentración de dichos ácidos.

### **Evaluación consumo de materia orgánica de la CoDA de AV y EB en operación continua**

La CoDA es una tecnología que se ha venido implementando como alternativa que le permita a la DA gestionar mayor cantidad de residuos sólidos y líquidos. La gestión de los residuos se controla por medio de la remoción de materia orgánica en términos de SV y de DQO, siendo esta última la variable implementada para evaluar la remoción de materia contaminante en una muestra. Para este caso de estudio se desea tratar una mezcla 50% AV y 50% EB en términos de

SV, que en promedio se alimenta con una concentración de materia orgánica de 12.5 gSV/kg. En el caso de los SV se realizó un estudio de la dinámica de los SV presentes en el efluente del digestor después de finalizada la etapa de arranque (figura 12). En el caso de la DQO se calculó la remoción promedio alcanzada por el digestor cuando alcanzaba la estabilización a cada una de las VCO.



**Figura 12.** Dinámica de los SV durante la CoDA de AV y EB en operación continua

El bioreactor operó en estado discontinuo durante 30 días alcanzando una reducción de sólidos de 2.2 g SV/kg, a ese tiempo (que corresponde a tiempo 0 de este proceso continuo). Se observa en la gráfica que al iniciar la VCO de 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d, el sistema no presentó perturbación. La adaptabilidad del inóculo al sustrato permite que no se desequilibre la cinética nutricional conseguida en esta etapa; esto puede verificarse en la figura 11 al observarse que

durante los días 0 y 24 la remoción de materia orgánica fue completamente estable. La concentración promedio del efluente fue de 2.5 g SV/kg demostrando que el TRH de 7 días es suficiente para que el consorcio microbiano realice la transformación de la materia orgánica hasta alcanzar valores de remoción de 80 % SV y 63 % de DQO. Para esta carga el BD1 reportó el mismo rendimiento en términos de SV, pero la remoción de DQO fue más eficiente en el BD2. El comportamiento anteriormente mencionado puede estar relacionado a la diferencia en el TRH, ya que para el BD1 fue de 4 días y para el BD2 fue de 7. Por lo anterior la materia orgánica se encuentra más tiempo en el biodigestor permitiendo mayor conversión en biogás. Dada la estabilidad anteriormente mencionada se permitió operar con la segunda carga correspondiente a VCO de 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d y TRH de 5 días. La nueva carga presentó un aumento de materia orgánica en el efluente a partir del día 28; observándose que el sistema se satura de sustrato durante 4 días. Sin embargo, a partir de este momento el consorcio se recuperó mostrando adaptabilidad a la nueva carga y justamente a partir del día 32 presentó una reducción de los SV a valores de 3.5 g SV/kg en el efluente. Durante los siguientes 16 días el comportamiento en el efluente fue estable reportando remociones de 72 % SV y 57.14 % DQO. Aunque en esta etapa no se alcanzó la misma remoción que la de la etapa anterior, es de resaltar que la carga se aumentó permitiendo gestionar mayor cantidad de materia orgánica. Los valores de remoción de materia orgánica reportados para la VCO de 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d se encuentran en los rangos reportados por la literatura para aguas residuales de PBB en reactores tubulares (Marti-Herrero *et al*, 2018); demostrando que la CoDA permitió tratar mayor cantidad de residuo que la monodigestión que reportó para la misma carga en el BD1 remociones de 33 % en SV y 19 % en DQO.

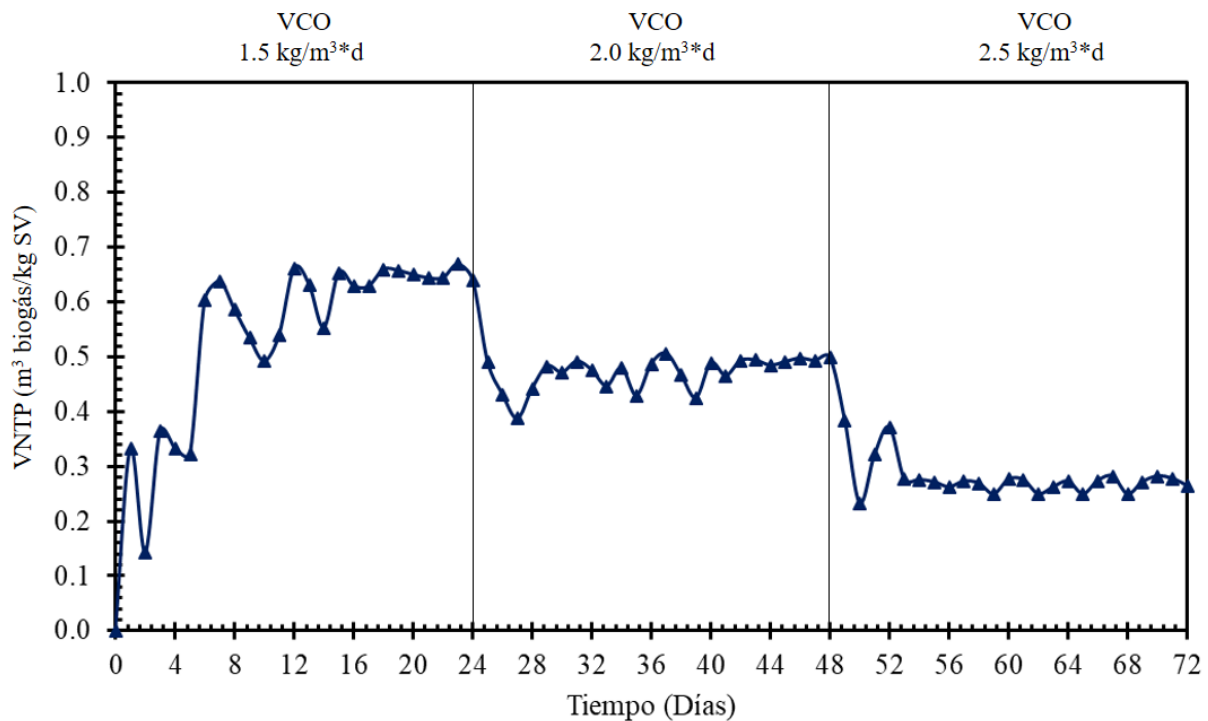
La estabilidad del sistema al día 48 permitió iniciar la siguiente fase de estudio incrementado la VCO a 2.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d hasta el día 72 con un TRH de 4 días. Se observó una perturbación debido a que los SV presentes en el digerido aumentan a valores promedio de 6.5 g SV/kg. Este efecto en la concentración de materia orgánica indica que en el sistema se está presentado una acumulación de sustrato debido a que el TRH no es suficiente para realizar la degradación completa. El comportamiento anterior tiene relación con el funcionamiento del digestor al límite de estabilidad reportado en la figura 8 en términos de pH y CE. De esta manera se puede inferir que bajos TRH ocasionan una acumulación de sustrato debido al desequilibrio nutricional en la ruta metabólica de la CoDA; por lo tanto, la materia orgánica se acumula. Finalmente cabe resaltar que para la VCO de 2.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d se reportaron rendimientos de remoción de 48 % en SV y 32.14 % en DQO.

Las remociones obtenidas con las VCO 1.5 y 2 kg SV/m<sup>3</sup>\*d son las mejores reportadas en el proceso de CoDA para AV y EB. Dichos resultados son comparables con los obtenidos por Astals *et al*, (2012) que para la CoDA de estiércol porcino y glicerol en un biodigestor CSTR con una VCO de 1.9 kg SV/m<sup>3</sup>\*d reportó remociones de SV y DQO de 74 % y 78.8 % respectivamente. De igual forma Boullagui *et al*, (2009) reportó remociones del 75.9 % de SV para la CoDA de residuos de fruta y vegetales en un biodigestor tubular.

Teniendo en cuenta que uno de los propósitos del proceso de biodegradabilidad anaeróbica es la gestión del residuo buscando disminuir los costos de tratamiento de los efluentes. Se evidencia que la remoción de materia orgánica para los procesos de DA y CoDA en sus máximas cargas 1.5 y 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d respectivamente es en términos de DQO 57 %; por lo tanto, la CoDA se hace una alternativa viable que podría llegar a disminuir hasta el 50 % del costo del tratamiento del efluente que se seleccione a gestionar en la PBBRF.

### Rendimiento y Productividad de biogás en la CoDA de AV y EB en operación continua

La CoDA es una alternativa tecnológica que busca potencializar la producción biogás a partir de la mezcla sinérgica de cosustratos. En operaciones continuas se busca que los rendimientos de producción de biogás se mantengan estables ya que es un indicador de conversión oportuna de sustrato a metano. Cada vez que el bioreactor sufre un cambio en la VCO éste presenta una perturbación en la producción de biogás que será estabilizada a medida que el digestor se adapte a la nueva carga. La figura 13 muestra la variación diaria en la producción de biogás a condiciones de temperatura y presión normales, mediante la variable PEB durante la CoDA de AV y EB.



**Figura 13:** Producción de biogás durante la CoDA de AV y EB en operación continua

Posterior a los 30 días de operación discontinua se dio inicio a la VCO 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d, la cual presenta una producción creciente y fluctuante durante los primeros 14 días como consecuencia de la adaptación inicial del consorcio microbiano a las cargas diarias. Este resultado demuestra que la proporción de sustrato agregada al biodigestor es adecuada ya que posterior al día 14 el proceso alcanza la estabilidad con una producción promedio de 0.67 m<sup>3</sup> biogás/kg SV evidenciando que el consorcio microbiano se adaptó a la carga, logrando una degradación apropiada del sustrato y una producción de biogás eficiente (Owamah & Izinyon, 2015). Dada la estabilidad presentada ya por 10 días el sistema permitió realizar un aumento de carga a una VCO de 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d; la cual generó una inestabilidad en el digestor entre los días 24 y 28 como consecuencia del desequilibrio nutricional sufrido por el consorcio microbiano. Sin embargo, a partir del día 29 la producción de biogás se estabiliza demostrando la capacidad de adaptación presentada por el inóculo y reporta un PEB de 0.49 m<sup>3</sup> biogás/kg SV. La VCO en mención se implementó hasta el día 48, logrando 19 días de operación con producción estable de biogás. Aunque el rendimiento disminuyó cabe resaltar que la carga orgánica fue aumentada. Por lo tanto, la producción de biogás se ve afectada por la cantidad de materia orgánica que no se alcanza a digerir (figura 12). Por lo anterior las primeras dos cargas del BD2 demostraron una remoción de materia orgánica en SV superior al 70 % (figura 12) y un comportamiento estable en producción/consumo de AGV al presentar valores de pH y CE dentro de los apropiados para la operación de DA.

Después del día 48, la VCO se aumentó a 2.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d con un TRH de 4 días, manifestando una perturbación que partir del día 53 se estabiliza con producciones PEB de 0.28 m<sup>3</sup> biogás/kg SV. La producción de biogás disminuye significativamente debido a la

acumulación de sustrato por el bajo TRH. Para un funcionamiento adecuado se requiere un equilibrio bioquímico en las 4 etapas de la CoDA, en este caso el exceso de materia orgánica genera una acumulación de sustrato aumentado la producción de AGV. Por lo anterior el sistema acumula materia orgánica (figura 12) y trabaja en el límite de inhibición (figura 11). Estas condiciones reducen la producción de metano causando un desempeño menos favorable en la CoDA.

Con el fin de conocer si la CoDA presentó un mejor desempeño que la DA, la tabla 17 recopila el rendimiento de producción de metano en términos de PEB y TPB para los BD1 y BD2.

**Tabla 17.** Parámetros operacionales para DA y CoDA de este estudio

Operación	Tipo de Reactor	T (°C)	VCO (kg SV/m <sup>3</sup> *d)	TRH (d)	PEB (m <sup>3</sup> biogás /kg SV*d)	TPB (m <sup>3</sup> biogás/m <sup>3</sup> digester*d)
			0.5	14	0.87	0.43
DA AV	R. tubular	25	1.0	7	0.68	0.68
			1.5	4	0.46	0.69
			2.0	2	0.30	0.60
CoDA AV y EB	R. tubular	25	1.5	7	0.57	0.86
			2.0	5	0.46	0.93
			2.5	4	0.28	0.69

Ya en la sección 2.3.2 se analizó el rendimiento del BD1 en comparación con otros resultados obtenidos en la literatura, y se determinó que para las VCO 0.5 y 1 kg SV/m<sup>3</sup>\*d se lograron los mejores resultados en términos de PEB y TPB. En la tabla 17 se presenta los parámetros operacionales de los BD 1 y 2, demostrando que cada digester presentó un desempeño favorable para la producción de biogás según la carga a la que operara. En los dos biodigestores se presenta la misma tendencia, que a menor VCO se obtiene un mayor rendimiento en el

parámetro PEB debido a que el bioreactor presenta mayor TRH para degradar la materia orgánica presente. En cambio, para el parámetro TPB se encontró que éste solo depende de la producción neta de biogás sin tener en cuenta los SV agregados. Teniendo en cuenta que la tecnología de DA es integral y busca gestionar la mayor cantidad de residuos bajo buenos rendimientos de biogás, remociones de materia orgánica y estabilidad; se determina que las mejores VCO para los BD 1 y 2 fueron 1.5 y 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d respectivamente. Para las VCO 1.5 y 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d que fueron evaluadas en los dos biodigestores, se evidenció que los parámetros PEB y TPB fueron mejores en el proceso de CoDA demostrando que la sinergia alcanzada en el estudio en discontinuo, también se logró para ésta etapa. En términos sinérgicos, se determinó que la codigestión presentó mejores TRH, mayor gestión de materia orgánica y mejores producciones de biogás que las evidenciadas por el proceso continuo de la DA de AV.

Por lo anterior se concluye que el proceso de CoDA de AV y EB se puede llevar de forma satisfactoria en un bioreactor tubular a una VCO máxima de 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d obteniendo mejores resultados que los presentados por un proceso de DA de AV a igualdad de condiciones operacionales.

Teniendo en cuenta que el propósito principal del proceso de digestión anaeróbica es la valorización de residuos por medio de la producción de biogás como energía alterna, se puede inferir que en un biodigestor a escala real con un volumen de 11 m<sup>3</sup> y una VCO de 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d para la CoDA de AV y EB; se podría llegar a obtener un aprovechamiento energético en términos de energía eléctrica de 7094 kWh/año (Tricase & Lombardi, 2009). Dicha producción energética se traduce en un beneficio económico de 4'652,576 \$ COP/año (ESSA, 2019).

### 2.3.4 Evaluación del PPE para la DA y CoDA de AV y EB en Operación Continua

Para estimar el PPE se escogieron las mejores VCO obtenidas en el estudio de cargas para las operaciones de DA y CoDA; por lo tanto, se determinó el contenido de  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{PO}_4^{3-}$  a la entrada y salida del BD 1 y 2 operando de forma continua con las cargas 1.5 y 2.0  $\text{kg SV/m}^3\cdot\text{d}$  respectivamente. La medición del PPE se hizo mediante la técnica colorimétrica APHA 4500- $\text{NH}_4^+$  y APHA 4500-P (APHA, 2005). La cantidad máxima de estruvita que se podría obtener del proceso fue calculada con base en la estequiometría de la reacción química de formación de estruvita (ecuación 3).

Con base en la estequiometría se determina si el  $\text{NH}_4^+$  o el  $\text{PO}_4^{3-}$  es el reactivo limitante para luego realizar el cálculo y determinar el PPE que se puede obtener por medio de un proceso de precipitación (modelo de cálculo en el Anexo B). La tabla 18 presenta los valores de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  y PPE obtenidos a la entrada y salida de los biodigestores 1 y 2 en las VCO 1.5 y 2.0  $\text{kg SV/m}^3\cdot\text{d}$  respectivamente.

**Tabla 18.** Contenido de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  y PPE para la DA y CoDA de AV y EB

Operación	Parámetro	Unidades	Entrada	Salida
DA	$\text{NH}_4^+$	g $\text{NH}_4^+$ /l	0.089	0.287
	$\text{PO}_4^{3-}$	g $\text{PO}_4^{3-}$ /l	0.008	0.029
	PPE	g estruvita/l	0.022	0.075
CoDA	$\text{NH}_4^+$	g $\text{NH}_4^+$ /l	0.099	0.274
	$\text{PO}_4^{3-}$	g $\text{PO}_4^{3-}$ /l	0.018	0.044
	PPE	g estruvita/l	0.047	0.114

Como resultado de la concentración de iones de fosfato y amonio a la entrada y salida de cada biodigestor, se evidencia un aumento en la concentración de los iones después de la operación de degradación anaeróbica. En la tabla 18 se evidencia que las concentraciones de fosfato son el

factor limitante en el proceso de formación de estruvita (Castro-Molano *et al*, 2018). Por lo anterior el PPE se calculó teniendo en cuenta como reactivo límite el ion  $\text{PO}_4^{3-}$ . En la tabla 18 se evidencia que el PPE en la entrada del BD1 es de 0.022 g estruvita/l, siendo este inferior a la alimentación del BD2. Esta diferencia puede estar atribuida a la cantidad de iones aportados por el EB en la mezcla de CoDA que se utiliza para la alimentación del BD2. Para los efluentes de cada digestor, se evidencia un aumento en el PPE, siendo mayor el del digerido del BD2. De esta manera se evidencia que un buen proceso de CoDA no solo permite una sinergia entre los cosustratos generando buenos rendimientos en la producción de biogas, también garantiza una recuperación de nutrientes. La recuperación de nutrientes es importante como complemento del proceso de DA, ya que la parte líquida del proceso debe ser aprovechada.

A diferencia de lo reportado en el estudio discontinuo del capítulo 1 en el cual se demostró que después de 43 días de operación un biodigestor discontinuo no mejoró el PPE; en el caso continuo se observa que el PPE aumenta más del 200 % posterior al paso de la materia orgánica por el digestor. El rendimiento obtenido por el BD2 es cercano a los valores 0.14 y 0.192 g estruvita/l para aguas residuales domesticas ya reportados en literatura (Jaffer *et al*, 2002).

## 2.4 Conclusiones

El proceso de DA de AV en un biodigestor tubular a operación continua demostró que la carga máxima a la cual se puede llevar a cabo el proceso es de 1.5 kg SV/m<sup>3</sup>\*d alcanzando rendimientos en términos de PEB y TPB de 0.46 m<sup>3</sup> biogás /kg SV\*d y 0.69 m<sup>3</sup> biogás / m<sup>3</sup> digestor\*d respectivamente. Esta VCO permite la mayor gestión de AV alcanzando remociones

de materia orgánica apropiadas y funcionando al límite de la estabilidad en términos de pH y CE.

Así mismo el proceso de CoDA de AV y EB en un biodigestor tubular a operación continua demostró que la carga máxima a la cual se puede llevar a cabo el proceso es de 2.0 kg SV/m<sup>3</sup>\*d alcanzando rendimientos en términos de PEB y TPB de 0.46 m<sup>3</sup> biogás /kg SV\*d y 0.93 m<sup>3</sup> biogás / m<sup>3</sup> digestor\*d respectivamente. Esta VCO demostró que el proceso de CoDA alcanzó un comportamiento sinérgico en comparación a la DA ya que logró gestionar mayor cantidad de residuos mejorando el TPB, logrando remociones de materia orgánica apropiada y funcionando bajo los parámetros de estabilidad en términos de pH y CE.

De igual manera la DA y CoDA de AV y EB través del PPE indica que la operación permite mejorar la recuperación de nutrientes al aumentar la concentración de iones NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en el efluente. Se evidenció que el BD2 logró obtener mayor concentración de nutrientes en su efluente, demostrando que el proceso de CoDA mejora el PPE. Cabe resaltar que la recuperación de nutrientes en forma de estruvita sirve como alternativa para la reparación de suelos y le da un valor agregado a la fase líquida del sistema.

### 3. Conclusiones Generales

- **Valorización de las aguas de lavado de vísceras blancas y estiércol bovino, de una planta de beneficio bovino, mediante su integración en un proceso de digestión anaeróbica; que permita obtener un alto rendimiento en biogás y estruvita:** Las AV y el EB generados en la PBBRF evidenciaron el máximo comportamiento sinérgico evaluado en el proceso de

CoDA a una proporción de EB: AV 50:50. En operación discontinua se evidenció que una presencia superior al 25 % de AV permite un incremento en la producción de metano como consecuencia del complemento macromolecular que se da al agregar lípidos al sistema. En operación continua se determinó que a una VCO máxima de  $2.0 \text{ kg SV/m}^3\cdot\text{d}$  obtiene un rendimiento máximo de biogás de  $0.93 \text{ m}^3 \text{ biogás} / \text{m}^3 \text{ digester}\cdot\text{d}$ , el cual llevado a una operación escala real podría suponer un beneficio energético de  $7094 \text{ kWh/año}$  y económico de  $4'652576 \text{ \$ COP/año}$ . En el caso de la estruvita, el efluente de esta operación presentó un PPE de  $0.114 \text{ g estruvita/l}$ , el cual si se precipita puede ser utilizado como recuperador de suelos.

- **Desarrollo del proceso de digestión anaeróbica del agua de lavado de vísceras blancas en un reactor tubular a escala laboratorio en operación continua:** La concentración de materia orgánica presente en el AV permite que se pueda llevar a cabo el proceso de DA a una VCO máxima de  $1.5 \text{ kg SV/m}^3\cdot\text{d}$  sin presentar inhibición en el sistema. Cabe resaltar que para esta carga se alcanzan remociones de materia orgánica de 57 % en términos de DQO y rendimientos en producción de biogás de  $0.69 \text{ m}^3 \text{ biogás} / \text{m}^3 \text{ digester}\cdot\text{d}$ . Demostrando que la operación de DA permite la gestión y valorización del AV.
- **Evaluar la codigestión anaeróbica de las aguas residuales verdes y las aguas de corral en un reactor tubular a escala laboratorio en operación continua:** La mezcla sinérgica de los sustratos AV y EB permitieron de forma satisfactoria mejorar el proceso de DA en operación continuo, al alcanzar una VCO de  $2.0 \text{ kg SV/m}^3\cdot\text{d}$ . Cabe resaltar que en el proceso de CoDA se reportaron TRH superiores a los evidenciados en la monodigestión, que trae como consecuencia una mayor degradabilidad del sustrato en el biodigestor. En términos generales

la operación continua reportó un rendimiento máximo de  $0.93 \text{ m}^3 \text{ biogás} / \text{m}^3 \text{ digester} \cdot \text{d}$  en producción de biogás, una remoción de materia orgánica del 57 % en términos de DQO y un funcionamiento del digester bajo condiciones de estabilidad. Por lo anterior el proceso de CoDA fue llevado de forma satisfactoria a operación continua y mejoró los resultados reportados por la operación de DA para la misma VCO.

- **Determinar la viabilidad de reciclar nutrientes como estrategia de mejoramiento en el proceso de codigestión anaeróbica:** En términos de recuperación de nutrientes, se determinó que el proceso de CoDA de AV y EB en un biodigestor tubular a operación continua permite un aumento en las concentraciones de iones  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{PO}_4^{3-}$  los cuales son los principales precursores de la estruvita. El proceso reportó un PPE de  $0.114 \text{ g estruvita/l}$ , demostrando que es posible la obtención del nutriente que puede ser implementado en recuperación de suelos.

#### **Socialización de Resultados:**

Los resultados obtenidos en la DA de AV en un biodigestor a operación continua fueron socializados en 1 Congreso Iberoamericano de Ingeniería Química (CIBIQ) en la Universidad de Cantabria Santander, España (2019).

## Referencias

Aboudi, K., Álvarez-Gallego, C., & Romero-García, L. (2015). Semi-continuous anaerobic co-digestion of sugar beet byproduct and pig manure: Effect of the organic loading rate (OLR) on process performance. *Bioresource Technology*, *194*, 283-290. doi: 10.1016/j.biortech.2015.07.031

Acosta, Y., & Obaya, M. (2005). La digestión anaerobia: aspectos teóricos. Parte I. *ICIDCA: Sobre los derivados de la caña de azúcar*, 35 - 48.

Almandoz MC, Pagliero CL, Ochoa NA, Marchese J (2015) Composite ceramic membranes from natural aluminosilicates for microfiltration applications. *Ceram Int* 41:5621–5633

Alzate Moncada, M., & Quintero Silva, M. (2016). Characterization of trophic groups throughout an anaerobic digestion process with cattle manure slurry using a low-cost method. *ION*.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. (2005). *Standard methods for examination of water and wastewater*. Washington: APHA

Angelidaki, I. & Sanders, W. (2004). Assessment of the anaerobic biodegradability of macropollutants. *Rev Environ Sci Biotechnol* (2004) 3: 117.

Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J., Guwy, A., & Van Lier, J. B. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. *Water Science & Technology*, 927-934.

Angelidaki, M. Alves, D. Bolzonella, L. Borzacconi, J. Campos, A. Guwy y J. Van Lier. (2010). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays, *Water Science & Technology*,

Angelidaki, I., Karakashev, D., Batstone, D., Plugge, C., & Stams, A. (2011). Biomethanation and its Potential. *Methods in Enzymology*, 494, 327 - 351.

Agyeman, F., & Tao, W. (2014). Anaerobic co-digestion of food waste and dairy manure: Effects of food waste particle size and organic loading rate. *Journal Of Environmental Management*, 133, 268-274. doi: 10.1016/j.jenvman.2013.12.016

Appels, Baeyens, Degrevé y R. Dewil, «Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge,» *Progress in energy and combustion science*, pp. 755-781, 2008.

Astals, S., Nolla-Ardèvol, V., & Mata-Alvarez, J. (2012). Anaerobic co-digestion of pig manure and crude glycerol at mesophilic conditions: Biogas and digestate. *Bioresource Technology*, 110, 63-70. doi: 10.1016/j.biortech.2012.01.080

Astals, S., Batstone, D., Mata-Álvarez, J., & Jensen, P. (2014). Identification of synergistic impacts during anaerobic co-digestion of organic wastes. *Bioresource Technology*, 421 - 427.

Bates, R. G., & Popovych, O. (1981). *The Modern Meaning of PH. C R C Critical Reviews in Analytical Chemistry*, 10(3), 247–278. doi:10.1080/10408348108542727

Bayramoglu, M., Can, O.T., Kobya, M., Demirbas, B. (2006). Treatment of the textile wastewater by combined electrocoagulation. *Microchemical Journal*. 150, 181 – 187.

Beckett J.L., Oltjen J.W. (1993). Estimation of the water requirement for beef production in the United States. *Journal of Animal Science*, 71, 818–826.

Bello Bugallo, P.M., Cristobal Andrade, L., Agrelo de la Torre, M., Torres López, R., 2014. Analysis of the slaughterhouses in Galicia (NW Spain). *Sci. Total Environ.* 481, 656–661

Bouallagui, H., Lahdheb, H., Ben Romdan, E., Rachdi, B., & Hamdi, M. (2009). Improvement of fruit and vegetable waste anaerobic digestion performance and stability with co-substrates addition. *Journal Of Environmental Management*, 90(5), 1844-1849. doi: 10.1016/j.jenvman.2008.12.002

Bustillo-Lecompte C., Mehrvar M. (2015). Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. *Journal of Environmental Management* 161, 287-302.

Bustillo-Lecompte C.F, Mehrvar M (2016). Treatment of an actual slaughterhouse wastewater by integration of biological and advanced oxidation processes: Modeling, optimization, and cost-effectiveness analysis. *Journal of Environmental Management*, 182, 651-666

Bustillo-Lecompete, C., & Mehrvar, M. (2017). Treatment of actual slaughterhouse wastewater by combined anaerobiceaerobic processes for biogas generation and removal of organics and nutrients: An optimization study towards a cleaner production in the meat processing industry. *Journal of Cleaner Production*, 278 - 289.

Buyukkamaci, N. & Filibeli, A. (2003). Volatile fatty acid formation in ana anaerobic hybrid reactor. *Process Biochemistry*, Volumen 39, p 1491 – 1494.

Caixeta, C. E., Cammarota, M. C., & Xavier, A. M. (2002). Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 61-69

Campos, E., Elias, X. & Flotat, X. (2012). *Procesos Biológicos: La digestión anaerobia y el compostaje*. Madrid: Diaz de Santos.

Castro-Molano, L. P., Escalante-Hernández, H., Gómez-Serratos, O. J., & Jiménez-Piñeros, D. P. (2016). Analysis of methanogenic and energetic potential from slaughterhouse wastewater using anaerobic digestion. *DYNA* 83(199), 41-49.

Castro-Molano, L., Escalante-Hernández, H., Lambis-Benítez, L., & Marín-Batista, J. (2018). Synergistic effects in anaerobic codigestion of chicken manure with industrial wastes. *DYNA*, 85(206), 135-141. doi: 10.15446/dyna.v85n206.68167

Castro-Molano, L., Jaimes-Estévez, J., Jaimes, L., Amaya, M. & Escalante, H. (2018). Anaerobic digestion of cheese whey: Energetic and nutritional potential for the dairy sector in developing countries. *Waste Management vol 71*, 711-718.

Chen, Y., Cheng, J., & Creamer, K. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044-4064. doi: 10.1016/j.biortech.2007.01.057

Cuetos, M., Gómez, X., Otero, M., & Morán, A. (2010). Anaerobic digestion and co-digestion of slaughterhouse waste (SHW): Influence of heat and pressure pre-treatment in biogas yield. *Waste Management*, 30(10), 1780-1789. doi: 10.1016/j.wasman.2010.01.034

DANE. (2011). Producto interno bruto ganadero Colombiano Durante el año 2011: <https://www.dane.gov.co/index.php/estadisticas-por-tema/agropecuario/encuesta-de-sacrificio-de-ganado>.

DANE. (2018). Censo-sacrificio de ganado total nacional y departamental-vacunos, porcinos y otras especies enero-diciembre 2017. Recuperado de <https://www.dane.gov.co/index.php/estadisticas-por-tema/agropecuario/encuesta-de-sacrificio-de-ganado>.

Dareioti, M.A., Kornaros, M., (2014). Effect of hydraulic retention time (HRT) on the anaerobic co-digestion of agro-industrial wastes in a two-stage CSTR system. *Bioresour. Technol.* 167, 407e415.

Decreto 1036 de 1991, Ministerio de salud pública, Colombia, 18 de abril de 1991. Recuperado de [https://www.icbf.gov.co/cargues/avance/docs/decreto\\_1036\\_1991.htm](https://www.icbf.gov.co/cargues/avance/docs/decreto_1036_1991.htm).

Demirbas, A., Pehlivan, E., Altun, T., 2006. Potential evolution of Turkish agricultural residues as bio-gas, bio-char and bio-oil sources. *International Journal of Hydrogen Energy* 31, 613–620.

Demirel B., Y. O. (2005). Anaerobic treatment of dairy wastewaters: a review. *Process Biochemistry*, Volume 40, Issue 8, págs. 2583-2595.

Díaz-Báez, M. C., Espitia, S. L., & Pérez Molina, F. (2002). *Digestión Anaerobia: Una aproximación a la tecnología*. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia.

Electrificadora de Santander S.A. Tarifa\_ESSA\_2019\_05.Consultado: 20/05/2019.

Eghball, B., and J. E. Gilley. 1999. Phosphorus and nitrogen in runoff following beef cattle manure or compost application. *J. Environ. Qual.* 28(4): 1201–1210.

Ergüder T.H, T. U. (2001). Anaerobic biotransformation and methane generation potential of cheese whey in batch and UASB reactores. *Waste Management*, Volume 21, págs. 643-650.

Escalante-Hernández H., Castro-Molano L., Besson V., Jaimes-Estévez J. (2017). Feasibility of the anaerobic digestion of cheese whey in a plug Flow reactor (PFR) under local conditions. *Ingeniería Investigación y tecnología*. 18, 265-277.

Esposito, G., Frunzo, L., Giordano, A., Liotta, F., Panico, A., Pirozzi, F. (2012). Anaerobic co-digestion of organic wastes. *Rev Environ. Sci. Biotechnol.*, 11(4), pp. 325-341.DOI: 10.1007/s11157-012-9277-8

FAO. (2018). *Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura*. Obtenido de Producción pecuaria en américa latina y el caribe: <http://www.fao.org/americas/prioridades/produccion-pecuaria/es/>

FAOSTAT. (2017). *Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura*. Obtenido de Estadísticas producción pecuaria en américa latina y el caribe: <http://www.fao.org/americas/prioridades/produccion-pecuaria/es/>

FAO (2009). *Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura*. Obtenido de La agricultura mundial en la perspectiva del año 2050: [http://www.fao.org/fileadmin/templates/wsfs/docs/Issues\\_papers/Issues\\_papers\\_SP/La\\_agricultura\\_mundial.pdf](http://www.fao.org/fileadmin/templates/wsfs/docs/Issues_papers/Issues_papers_SP/La_agricultura_mundial.pdf)

FEDEGAN (2012). *Federación Colombiana de Ganaderos*. Obtenido de Ganadería colombiana hoja de ruta 2012 – 2022: [http://static.fedegan.org.co.s3.amazonaws.com/publicaciones/Hoja\\_de\\_ruta\\_Fedegan.pdf](http://static.fedegan.org.co.s3.amazonaws.com/publicaciones/Hoja_de_ruta_Fedegan.pdf)

Fuess, L., Kiyuna, L., Ferraz, A., Persinoti, G., Squina, F., Garcia, M., & Zaiat, M. (2017). Thermophilic two-phase anaerobic digestion using an innovative fixed-bed reactor for enhanced organic matter removal and bioenergy recovery from sugarcane vinasse. *Applied Energy*, 189, 480-491. doi: 10.1016/j.apenergy.2016.12.071

Fuess, L., & Zaiat, M. (2018). Economics of anaerobic digestion for processing sugarcane vinasse: Applying sensitivity analysis to increase process profitability in diversified biogas applications. *Process Safety And Environmental Protection*, 115, 27-37. doi: 10.1016/j.psep.2017.08.007

Garfí, M., Martí-Herrero, J., Garwood, A., & Ferrer, I. (2016). Household anaerobic digesters for biogas production in Latin America: A review. *Renewable And Sustainable Energy Reviews*, 60, 599-614. doi: 10.1016/j.rser.2016.01.071

González-Ponce, R., E.G, L.-D.-S., & Plaza, C. (2009). Lettuce response to phosphorus fertilization with struvite recovered from municipal wastewater. *HortScience vol 44*, 426-430.

Halder, P., Paul, N., Joardder, M., Khan, M., & Sarker, M. (2016). Feasibility analysis of implementing anaerobic digestion as a potential energy source in Bangladesh. *Renewable And Sustainable Energy Reviews*, 65, 124-134. doi: 10.1016/j.rser.2016.06.094

Hansen, K.H., Angelidaki, I., Ahring, B.K., 1998. Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia. *Water Res.* 32, 5±12

Hejnfelt, A., & Angelidaki, I. (2009). Anaerobic digestion of slaughterhouse by-products. *Biomass and Bioenergy*, 1046-1054.

YEN, H., & BRUNE, D. (2007). Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane. *Bioresource Technology*, 98(1), 130-134. doi: 10.1016/j.biortech.2005.11.010

Jaffer, Y. Clark, P. Pearce y Parson, S. (2002). Potential phosphorus recover by struvite formation. *Water Research*. Vol 36, p 1834 – 1842.

Jaimes-Estévez, J., Castro, L., Escalante, H., Carrillo, D., Portillo, S., Sotres, A., Morán, A. (2019). Performance and microbial dynamics: cheese whey co-digestion process in a plug flow system. *IN PRESS*.

Jensen, P. D., Sullivan, T., Carney, C., & Batstone, D. J. (2014). Analysis of the potential to recover energy and nutrient resources from cattle slaughterhouses in Australia by employing anaerobic digestion. *Applied Energy*, 136, 23-31., 23-31.

Jhons, M. (1995). Developments in wastewater treatment in the meat processing industry: A review. *Bioresource Technology*, 54(3), 203-216.

Kabouris, J., Tezel, U., Pasvlostathis, S., Engelmann, M., Dulaney, J., Gillette, R., & Todd, A. (2009). Methane recovery from anaerobic codigestion of municipal sludge and FOG. *Bioresource Technology*, 3701 - 3705.

Kafle, G., & Chen, L. (2016). Comparison on batch anaerobic digestion of five different livestock manures and prediction of biochemical methane potential (BMP) using different statistical models. *Waste Management*, 48, 492-502. doi: 10.1016/j.wasman.2015.10.021

Labatut, R., Angenent, L., & Scott, N. (2011). Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates. *Bioresource Technology*, 102(3), 2255-2264. doi: 10.1016/j.biortech.2010.10.035

Le Hyaric, R., Chardin, C., Benbelkacem, H., Bollon, j., Bayard, R., Escudié, R. y Buffière, P. (2005). Influence of substrate concentration and moisture content on the specific methanogenic activity of dry mesophilic municipal solid waste digestate spiked with propionate. *Bioresource Technology*. Vol 102, p 822 – 827.

Letinga, G. V. (1980). Use of Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor concept for biological wastewater treatment especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineer*, Volume 22, págs. 699-734.

Liu, T. y Ghosh, S. «Phase separation during anaerobic fermentation of solid substrates in an innovative plug flow reactor,» *Water Sciences Technology*, 36 (6), pp. 303-310, 1997.

Lin, A. (s.f.). Precipitation of Phosphate Minerals from Effluent of Anaerobically Digested Swine Manure. *Titulo de Maestría*. Tampa, Florida , USA: University of South Florida.

López-López A., Vallejo-Rodríguez R., Méndez-Romero D.C. (2010). Evaluation of a combined anaerobic and aerobic system for the treatment of slaughterhouse wastewater, *Environmental Technology*, 31, 319-326.

Madigan, M., Martinko, J., & Brock, T. (2006). *Brock Biology of Microorganisms*. Upper Saddle River, NJ: Pearson Prentice Hall.

Massé, D., & Masse, L. (2000). Treatment of Slaughterhouse Wastewater in Anaerobic Sequencing Batch Reactors. *Canadian Biosystems Engineering / Le Genie des biosystems au Canada*.

Massé, D.I., Masse, L., 2001. The effect of temperature on slaughterhouse wastewater treatment in anaerobic sequencing batch reactors. *Bioresour. Technol.* 76, 91e98. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(00\)00105-X](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(00)00105-X).

Marcos, A., Al-Kassir, A., Lopez, F., Cuadros, F., Brito, P., 2012. Environmental treatment of slaughterhouse wastes in a continuously stirred anaerobic reactor: effect of flow rate variation on biogas production. *Fuel Process. Technol.* 103,178e182. In: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.12.035>.

Marchaim, U., & Krause, C. (1993). Propionic to acetic acid ratios in overloaded anaerobic digestion. *Bioresource Technology*, 43(3), 195-203. doi: 10.1016/0960-8524(93)90031-6

Marin-Batista, J., Castro, L., & Escalante, H. (2016). Efecto de la carga orgánica de la gallinaza de jaula en el potencial de biometanización. *Revista Colombiana de Biotecnología*, 18-23.

Martí-Herrero J., Alvarez R., Flores T. (2018). Evaluation of the low technology tubular digesters in the production of biogas from slaughterhouse wastewater treatment: Low cost tubular digesters. *Journal of Cleaner Production*.

Mata-Alvarez, J., Macé, S., & Llabrés, P. (2000). Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology*, 74(1), 3-16. doi: 10.1016/s0960-8524(00)00023-7

Mata-Álvarez, J. (2003). Biomethanization of the organic fraction. *España: IWA Publishing*.

Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial (2013). Guía empresarial plantas de beneficio bovino. Bogotá-Colombia. Recuperado de [http://documentacion.ideam.gov.co/cgi-bin/koha/opacdetail.pl?biblionumber=8283&shelfbrowse\\_itemnumber=8755](http://documentacion.ideam.gov.co/cgi-bin/koha/opacdetail.pl?biblionumber=8283&shelfbrowse_itemnumber=8755).

Misi, S. & Foster, C. (2001). Batch codigestión of multi-component agro waste. *Bioresource Technology*. 80, 19 – 28.

Mittal, G.S. (2006) Treatment of Wastewater from Abattoirs before Land Application—A Review. *Bioresource Technology*, 97, 1119-1135.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2004.11.021>

Mshandete, A., Bjornsson, L., Kivaisia, A., Rubindamayugia, M y Mattiasson, B. (2005). Enhancement of anaerobic batch digestion of sisal pulp waste by mesophilic aerobic pre-treatment. *Water Research*. Vol 39. p 1569 – 1575.

Nkoa, R. (2014). Agricultural benefits and environmental risks of soil fertilization with anaerobic digestates: a review. *Agronomy for Sustainable Development vol 34*, 473-492.

Owamah, H., Izinyon, O. The effect of organic loading rates (OLRs) on the performances of food wastes and maize husks anaerobic co-digestion in continuous mode. *Sustainable Energy Technologies an Assessment*. Vol 11, p 71 – 76.

Purser, B. Thai, S. Fritz, T. S. Esteves, R. Dinsdale y A. Guwy, (2014). An improved titration model reducing over estimation of total volatile fatty acids in anaerobic digestion of energy crop, animal slurry and food waste, *Water research*, 61, pp. 162-170.

Quintero, M., Castro, L., Ortiz, C., Guzmán, C. y Escalante, H. Enhancement of starting up anaerobic digestion of lignocellulosic substrate: Fique's bagasse as an example. (2012). *Bioresource Technology*. Vol 108, p 8 – 13.

Raposo, F., Banks, C.J., Siegert, I., Heaven, S., Borja, R., 2006. Influence of inoculum to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests. *Process Biochem*. 41, 1444–1450

Regueiro L, Veiga P, Figueroa M, AlonsoGutierrez J, Stams A, Lema JM, Carballa M. Relationship between microbial activity and microbial community structure in six full-scale anaerobic digesters. *MR*. 2012;167;581–9.

Ren, Y., Yu, M., Wu, C., Wang, Q., Gao, M., Huang, Q., & Liu, Y. (2018). A comprehensive review on food waste anaerobic digestion: Research updates and tendencies. *Bioresource Technology*, 247, 1069-1076. doi: 10.1016/j.biortech.2017.09.109

Resolución 631 de 2015, Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, 17 de marzo de 2015. Recuperado de [https://www.icbf.gov.co/cargues/avance/docs/resolucion\\_minambienteds\\_0631\\_2015.htm](https://www.icbf.gov.co/cargues/avance/docs/resolucion_minambienteds_0631_2015.htm).

Robra S, Serpa da Cruz R, de Oliveira AM, Neto JAA, Santos JV.( 2010). Generation of biogas using crude glycerin from biodiesel production as a supplement to cattle slurry. *Biomass Bioenergy*. 34:1330–5.

Rodríguez-Méndez, R., Le Béline, F., & Lessard, P. (2017). Long chain fatty acids (LCFA) evolution for inhibition forecasting during anaerobic treatment of lipid-rich wastes: Case of milk-fed veal slaughterhouse waste. *Water Management IN PRESS*.

Romero-Guiza, M., Astals, S., Mata-Alvarez, J., & Chimenos, J. (2015). Feasibility of coupling anaerobic digestion and struvite precipitation in the same reactor: evaluation of different magnesium sources. *Chemical Engineering Journal vol 270*, 542-548.

Ruiz, I., Veiga, M.C., De Santiago, P., Blázquez, R., 1997. Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor and an anaerobic filter. *Bioresour. Technol.* 60,251e258. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(97\)00020-5](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(97)00020-5).

Schmitz, K. S. (2017). Gibbs free energy, Work, Equilibrium. *Physical Chemistry*: <https://www.sciencedirect.com/topics/chemistry/chemical-oxygen-demand>

Sharma, D., Espinosa-Solares, T., Huber, D. H. (2013). Thermophilic anaerobic co-digestion of poultry litter and thin stillage. *Bioresource Technology* 136, 251 – 256.

Shu, L., Schneider, P., Jegatheesan, V. y Johnson, J. (2006). An economic evaluation of phosphorus recovery as struvite from digester supernatant. *Bioresource Technology*, pp. 2211-2216.

Song, C., Li, J., Cao, L., Zhu, F., Meng, X., & Wu, J. (2011). Impacts of landscape structure on surface urban heat islands: A case study of Shanghai, China. *Remote Sensing Of Environment*, 115(12), 3249-3263. doi: 10.1016/j.rse.2011.07.008

Stolzenburg, P., Capdevielle, A., Teychené, S. y Biscans B (2015). «Struvite precipitation with MgO as a precursor: Application to waste water treatment, *Chemical Engineering Science* , vol. 133, pp. 9-15.

Strydom, J. M. (1995). Anaerobic Treatment of a synthetic dairy effluent using a hybrid digester. *Water SA, Volume 21*, págs. 125-130.

Stratful, I., Scrimshaw, M.D., Lester, J.N., 2001. Conditions influencing the precipitation of magnesium ammonium phosphate. *Water Res.* 35 (17), 4191–4199.

Tang, J. C., Nagamitsu, M., Tada, Y., Katayama, A. (2006). Characterization of the manuring process of cattle manure compost. *Process Biochemistry*, 41, 380 – 389.

Tao W., Fattah K., Huchzermeier M. (2016). Struvite recovery from anaerobically digested dairy manure: A review of application potential and hindrances. *Journal of Environmental Management* 169, 46-57.

Tricase, C., Lombardi, M. (2009). State of the art and prospects of Italian biogas production from animal sewage: Technical-economic considerations. *Renewable Energy* vol 34, 477 – 485.

Wang, J., Dai, L., Tian, Y., Qin, S., 2007. Analysis of the development status and trends of biomass energy industry in China. *Trans. CSAE* 23 (9), 276–282 (in Chinese)

Wang, X y otros. (2012). Optimizing feeding composition and carbon-nitrogen ratios for improved methane yield during anaerobic co-digestion of dairy, chicken manure and wheat straw. *Bioresource Technology*, Volumen 120, p 78 – 83.

Wang, K., Yin, J., Shen, D., & Li, N. (2014). Anaerobic digestion of food waste for volatile fatty acids (VFAs) production with different types of inoculum: Effect of pH. *Bioresource Technology*, 161, 395-401. doi: 10.1016/j.biortech.2014.03.088

Wilkie, A.C. (2005). Anaerobic Digestion of Dairy Manure: Design and Process Considerations. *Natural Resource*. Cornell University, Ithaca, NY. 176, 301 – 312.

Yadvika, S., Sreekrishnan, T. R., Kohli, S., & Rana, V. (2004). Enhancement of biogas production from solid substrates using different techniques-a review. *Bioresource Technology* 95, 1 - 10.

Zhang, C. y otros. (2013). The anaerobic co-digestion of food waste and cattle manure. *Bioresource Technology*, Volumen 129, p. 170 – 176.

## Apéndices

### Apéndice A : Protocolo de medición de metano por desplazamiento alcalino

#### Materiales

Una manguera larga con regulador de flujo y agujas hipodérmicas en cada extremo.

Una manguera corta con aguja en un solo extremo.

Una botella de vidrio con 500 ml de NaOH con fenolftaleína y pH mayor a 12.

Un soporte metálico para la botella y una probeta

#### Procedimiento

1. La botella con NaOH se sujeta al soporte con la tapa hacia abajo. En el tapón de butilo que tiene la botella, introducir la aguja de la manguera corta. Debajo de esta manguera, ubicar la probeta.
2. Introducir una aguja de la manguera larga en el tapón de la botella con NaOH, asegurándose previamente que el regulador de flujo esté cerrado el paso del aire. La aguja del otro extremo se introduce en el tapón del bioreactor.
3. Deslizar el regulador de flujo de la manguera larga, para permitir el paso del biogás del bioreactor hacia la botella con solución salina.
4. El dióxido de carbono presente en el biogás reacciona con el NaOH y queda atrapado en la solución. El metano no reacciona en la solución y pasa hasta la parte superior de la botella, desplazando un volumen equivalente de solución alcalina, la cual sale por la manguera corta hasta la probeta. Se apunta el volumen desplazado en ml.

## Apéndice B: Cálculo para evaluar el PPE

Teniendo en cuenta que la concentración de fosfato es el reactivo limitante en la estequiometría de la reacción, se calcula el PPE utilizando el siguiente sistema de conversión:

$$\text{PPE} = ([PO_4^{3-}]_{\text{digerido}}) * \left( \frac{245 \text{ g ES}}{95 \text{ g } PO_4^{3-}} \right)$$

(Dareioti et al, 2015)

## Apéndice C: Volumen normalizado

Para poder comparar las producciones de biogás, por lo tanto, el rendimiento es necesario llevar el volumen de biogás a condiciones normalizadas. Este procedimiento se realiza por medio de la siguiente ecuación:

$$V_{NTP} = V \cdot \frac{(P_0 - P_v) \cdot T_0}{P_{atm} \cdot T}$$

$V_{NTP}$  Volumen de gas en condiciones normales (mL)

$V$  Volumen de gas generado (mL)

$P_0$  Presión de metano en condiciones normales (1013,25 mbar)

$P_v$  Presión de vapor del agua (mbar).

$$P_v \text{ (mbar)} = 10 \cdot e^{\left( 16,573 \cdot \frac{3988,842}{T(K) - 3847} \right)}$$

$T_0$       Temperatura estándar 273,15 (K)

$T$                       Temperatura al momento de realizar la medición (K)

Tomado de: Díaz-Báez, *et al.*, 2002.