

DESEMPEÑO Y ESTABILIDAD DE UN REACTOR CSTR A ESCALA
LABORATORIO PARA LA DIGESTIÓN ANAEROBIA DE SOBRANTES
ALIMENTICIOS DE RESTAURANTE: ARRANQUE, PUESTA EN MARCHA Y
RECUPERACIÓN

JUAN CARLOS BELTRÁN CABANZO
SANTIAGO RODRÍGUEZ VALDERRAMA

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2016

DESEMPEÑO Y ESTABILIDAD DE UN REACTOR CSTR A ESCALA
LABORATORIO PARA LA DIGESTION ANAEROBIA DE SOBRANTES
ALIMENTICIOS DE RESTAURANTE: ARRANQUE, PUESTA EN MARCHA Y
RECUPERACIÓN

JUAN CARLOS BELTRÁN CABANZO
SANTIAGO RODRÍGUEZ VALDERRAMA

Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de Ingeniero
Químico

Directores:

HUMBERTO ESCALANTE HERNÁNDEZ
Ingeniero Químico, M. SC., Ph.D

LILIANA DEL PILAR CASTRO MOLANO
Ingeniera Química, Ph.D

LUIS ENRIQUE LAMBIS
Ingeniero Químico

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2016

Dedicatoria.

*A Dios primero que todo por brindarme salud, fuerza y sabiduría en todo momento para poder
alcanzar mis metas.*

*A la reina de mi corazón y compañera incondicional de mis mil y una batallas. Querida y amada
madre mía dedico a ti todas mis metas.*

A mis hermanos Gonzalo, Ana y Nicolás, por creer en mí y apoyarme incondicionalmente.

*A la Princesa de mi corazón, mi novia Julissa, por su comprensión, colaboración, apoyo
incondicional y sobre su amor.*

*A John y Andrea, por colaborar y ayudarme en toda mi carrera pero sobre todo por enseñarme lo
que es la verdadera amistad.*

*A mi compañero de tesis y ante todo mi amigo Santiago, por su colaboración y apoyo, pero más aún
por cubrirme atendiendo a Rubí los días que estaba ocupado o días en los que la pereza me ganaba.*

*A mi codirector Luis (más conocido como Pape), por su amistad, por compartir sus conocimientos
y por esa manera divertida y fantástica de mostrarnos la vida.*

A toda mi familia que de una u otra manera aportaron un granito de arena para este logro.

A todas las personas que no nombre, pero que contribuyeron en todo este proceso de formación.

Juan.

Dedicatoria.

A Dios y a la Virgen, por regalarme fuerzas y compañía, por enseñarme a luchar y a
sonreírle a la vida.

A mis padres Jorge y Sara, por sus enseñanzas basadas en la honestidad, humildad y
responsabilidad. Han sido siempre mi razón de ser.

A Manuela y David, que con sus logros inspiraron mi camino y con su amistad llenaron
mi vida de sonrisas y buenos momentos.

A Jorge y Luz Mery, que me acogieron como un hijo más y me llenaron de su amor

A la Familia Rodríguez Amado, por su ejemplo de unidad y colaboración.

A Leslie y Jose, por ser mis confidentes, mis consejeros y mis mejores amigos.

A Tatiana, quien con sus palabras, entrega y compañía, llenó de fuerzas mi alma y mi ser
para afrontar esta etapa. Sonríele a la vida mi gorda.

A Juan Beltrán por su apoyo, humildad y verdadera amistad. Dios te llevará de su mano
llenándote de paz y felicidad. Grande eres.

A Manuel Ramírez, Efraín Acevedo, Jesús Blanco, Alonso Castrillo, Ramiro Pilonieta y

Joropo y leyenda, por llenarme de ese paisaje bonito como lo es el llano.

Al ministerio de música Sangre Nueva, por acercarme a Dios y llenar mi ser de
espiritualidad y regocijo.

A Francisco Tarazona y la Tuna UIS que aparte de enriquecer mi conocimiento musical,
me enseñaron que las personas aportan sus valores y carisma para la alegría de la
comunidad.

Santiago.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por ser donador de fé, sabiduría y fuerza para afrontar el tiempo y sus variaciones.

A la Universidad Industrial de Santander, la escuela de ingeniería química y sus profesores, por brindar su conocimiento y experiencia a nuestra formación integral. A profesor Humberto Escalante y la profesora Liliana Castro por ser ejemplo de emprendimiento y constancia.

A Luis Lambis, por diluir los pensamientos y llevarlos a un mundo de fantasía lleno de color, consejos y muy buena amistad.

A Rubí, Luz Clarita, Carmelo, Teresa, La Pola, por permitirnos monitorear su día a día, llenándonos de preocupaciones y satisfacciones.

Al equipo de digestión anaerobia, por confiarnos sus días, sus experiencias y amistad.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	16
1.1. Parámetros de estabilidad y operación en procesos de DA.	19
1.2. Estrategias de recuperación.	20
2. METODOLOGÍA.....	22
2.1. Materiales y métodos.	23
2.1.1. Sustrato.....	23
2.1.2. Inóculo.	23
2.2. Arranque del Bioreactor: Operación en Batch.....	24
2.3. Bioreactor en Operación Continua.	25
2.4. Recuperación.....	26
2.5. Evaluación final.....	26
2.6. Variables de respuesta de la DA de SAR	27
3. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	28
3.1. Arranque del Bioreactor.	28
3.1.1. Caracterización fisicoquímica de inóculo y sustrato.....	28
3.1.2. Evaluación de la etapa Batch.....	29
3.2. Puesta en marcha del reactor CSTR.	32
3.2.1. Evaluación a baja, media, alta VCO y recuperación.	32
3.3. Algoritmo de Operación para reactores de DA.	40
BIBLIOGRAFÍA.....	45
ANEXOS	53

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Metodología experimental de la DA a partir de SAR.	22
Figura 2. Bioreactor y sistema de medición de biogás.....	24
Figura 3. Comportamiento (a) AT, AGV y (b) capacidad buffer en la etapa final del arranque del reactor.....	30
Figura 4. Volumen de biogás diario y acumulado a condiciones estándar (VNTP) durante el arranque del bioreactor.	31
Figura 5. Reducción de ST y SV en el arranque del reactor.	32
Figura 6. (a) Consumo, generación de AGV y pH. (b) Capacidad buffer (AGV/AT)	34
Figura 7. Volumen de biogás diario a condiciones estándar.....	38
Figura 8. Algoritmo de operación para reactores en DA.	41

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Parámetros básicos de estabilidad y operación en procesos de DA.	19
Tabla 2. Estrategias de recuperación para sistemas de DA.	20
Tabla 3. Condiciones de operación del bioreactor en el arranque.	25
Tabla 4. Clasificación de la VCO	25
Tabla 5. Relación de carga de SAR a diferente VCO	26
Tabla 6. Variables de respuesta de la DA de SAR.	27
Tabla 7. Caracterización fisicoquímica de los SAR y lodo activado de EB.	29
Tabla 8. Rendimiento de biogás.	39

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. Caracterización Fisicoquímica de los SAR y del EB.	53
ANEXO B. Volumen de Metano a Condiciones Normales.	54
ANEXO C. Determinación de la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) y alcalinidad total (AT).	54
ANEXO D. Determinación de Sólidos Totales y Volátiles.	56
ANEXO E. Registro fotográfico.	58

NOMENCLATURA

AGV	Ácidos grasos volátiles (mg/L).
AT	Alcalinidad Total (mg CaCO ₃ /L).
DA	Digestión anaerobia.
EB	Estiércol Bovino.
VCO	Velocidad de carga orgánica (g SV/L·día)
RIS	Relación inóculo-sustrato en términos de sólidos volátiles.
SAR	Sobrantes alimenticios de restaurante
ST	Sólidos totales (g/kg).
SV	Sólidos volátiles (g/kg).
VNTP	Volumen a condiciones estándar (mL).
Y_{p/s}	Rendimiento de la producción de biogás m ³ biogás/kg SV

RESUMEN

TÍTULO: DESEMPEÑO Y ESTABILIDAD DE UN REACTOR CSTR A ESCALA LABORATORIO PARA LA DIGESTION ANAEROBIA DE SOBRESANTES ALIMENTICIOS DE RESTAURANTE ARRANQUE PUESTA EN MARCHA Y RECUPERACIÓN.*

AUTORES: JUAN CARLOS BELTRÁN CABANZO, SANTIAGO RODRÍGUEZ VALDERRAMA.**

PALABRAS CLAVE: Digestión anaerobia (DA), sobantes alimenticios de restaurante (SAR), velocidad de carga orgánica (VCO), ácidos grasos volátiles (AGV), sólidos volátiles (SV), relación inóculo/sustrato (RIS), biogás.

CONTENIDO: Anualmente son desechados alrededor de 1300 millones de toneladas de residuos alimenticios a nivel mundial. La incorrecta gestión de estos residuos genera gran impacto ambiental debido a la formación de gases de efecto invernadero y lixiviados gestores de vectores. La digestión anaerobia surge como una alternativa para la gestión y el aprovechamiento energético de estos residuos, sin embargo dada la naturaleza rápidamente biodegradable del residuo, se hace esencial una evaluación de su operación en régimen continuo. En esta investigación se evaluó el desempeño y la estabilidad durante el arranque, puesta en marcha y recuperación de un reactor tipo tanque agitado a escala laboratorio para la digestión anaerobia de sobantes alimenticios de restaurante. El reactor operó en el arranque con una relación inóculo/sustrato de 2 en términos de sólidos volátiles, obteniéndose un rendimiento diario de 0,0807 m³ de biogás/Kg SV·día y una reducción de SV de 63,08% aproximadamente. En la puesta en marcha se evaluaron velocidades de carga orgánica (VCO) de 1 y 5 g SV/L·día respectivamente. La VCO baja proporcionó estabilidad y buen desempeño, mientras que en las VCO alta ocasionó inhibición por acumulación de AGV en el sistema. Las estrategias de recuperación aplicadas fueron exitosas, logrando diluir las concentraciones de AGV y reactivar la actividad metabólica en el reactor. Finalmente se evaluó una VCO intermedia de 3 g SV/L·día, la cual se mostró estable únicamente los primeros días, hasta la acidificación.

* Trabajo de grado.

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Directores: Humberto Escalante Ing Químico, M. SC, Ph. D. Liliana Castro Ing Químico, Ph. D. Luis Lambis Ing Químico.

ABSTRACT

TITLE: PERFORMANCE AND STABILITY IN A LABORATORY-SCALE CSTR REACTOR FOR ANAEROBIC DIGESTION OF RESTAURANT FOOD WASTES: STAR-UP, OPERATION AND RECOVERY.*

AUTHOR: JUAN CARLOS BELTRÁN CABANZO, SANTIAGO RODRÍGUEZ VALDERRAMA.**

KEYWORDS: Anaerobic digestion (AD), restaurant food wastes (RFW), Organic loading rate (OLR), Volatile fatty acids (VFAs), Volatile solid (VS), inoculum/substrate ratio (I/S ratio), biogas.

CONTENT: Annually are discarded around 1300 million of tonnes of food wastes worldwide. The improper management of this generates environmental impact due to greenhouse gas emissions formation and leachate managers vectors. The anaerobic digestion comes up as an alternative for processing and energy use of this. However rapidly biodegradable nature of the residue, becomes essential to an assessment of its operation a continuous mode. The performance and the stability in star-up time, operation and recovery in a laboratory-scale agitated tank reactor for anaerobic digestion of restaurant food wastes was evaluated. In the star-up, the reactor operated with Inoculum/substrate ratio of 2 in solids volatiles terms, getting a daily yield of 0,0807 m³ de Biogas/Kg SV·day and SV reduction of 63,08 % approximately. In the operation organic loading rates (OLR) 1 and 5 g SV/L·day were evaluated. Performance and good stability was obtain in a low OLR, while high OLR the system was inhibited for VFAs accumulation. The recovery strategies applied succeeded, decreasing VFAs concentration and reactivating metabolic activity in the reactor. Finally, OLR intermediate 3 g SV/L·day was also evaluated, this was stable during the first days and after that became unstable and acidified.

* Thesis.

** Physical Chemical Engineering Faculty, Chemical Engineering School. Directors: Humberto Escalante Chemical Engineer, M. SC, Ph. D. Liliana Castro Chemical Engineer , Ph. D. Luis Lambis Chemical Engineer.

INTRODUCCIÓN

Según la FAO más de 1300 millones de toneladas de residuos alimenticios son generados alrededor del mundo (FAO, 2012). Cifra que aumentará un 60% para el año 2050 de acuerdo a las proyecciones demográficas. En este sentido, la gestión de residuos de rápida degradación (desechos de comida) es una problemática apremiante, no solo por el impacto ambiental asociado a una incorrecta gestión, sino también porque las estrategias tradicionales, como la disposición en rellenos sanitarios que es cada vez menos atractiva; por falta de espacio y por regulaciones ambientales (IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change), 2006; Gonzalez, et al., 2015).

La Universidad Industrial de Santander, genera cerca de 210 kg diarios de sobrantes alimenticios de restaurante en su área de bienestar universitario (Alzate, et al., 2016). Actualmente estos residuos son entregados a granjas porcícolas cercanas para su uso como suplemento alimenticio. Sin embargo el Instituto Colombiano Agropecuario (ICA) en la resolución 2640 de 2007 prohíbe dicha práctica, ya que sin el correcto tratamiento estos residuos pueden causar enfermedades en los animales.

La digestión anaerobia (DA) se ha posicionado, a través de los años, como una tecnología eficiente para la estabilización y valorización energética de residuos orgánicos. En la DA un consorcio microbiano, en ausencia de oxígeno, transforma la materia orgánica en *biogás* (energía renovable) y en un efluente líquido estabilizado llamado *digerido* (Lorenzo et al., 2005). El biogás por su elevado contenido en metano, puede utilizarse directamente en procesos de combustión. El digerido, con alta concentración de nutrientes se utiliza como fertilizante para suelos.

Para la DA de los Sobrantes Alimenticios de Restaurante (SAR) se han reportado rendimientos en metano en el rango de 0,385 m³ de CH₄/kg SV SAR (Raposo, et al., 2011) a 0.44-0.48 m³/ kg SV SAR (Neves, et al., 2009). Estos estudios demuestran que los SAR son un sustrato prometedor para la DA, debido a su alta concentración de materia orgánica macromolecular (Carbohidratos, lípidos y proteínas) (Zhang, et al., 2012), porcentajes de humedad y micronutrientes, que posibilitan el desarrollo microbiano anaerobio (Komemoto, et al., 2009).

La DA se desarrolla en cuatro etapas: *Hidrólisis* de las macromoléculas, *Acidogénesis* (formación de ácidos grasos), *Acetogénesis* (producción de acetato) y *Metanogénesis* (producción de metano) (De la Rubia, et al., 2009), cada una de ellas con una cinética distinta pero en sincronía metabólica con las otras en condiciones de estabilidad. En este sentido, un sistema puede presentar inestabilidad cuando esta sincronía se pierde por acción de factores inhibitorios de distinta naturaleza, causando así acumulación de subproductos de reacción. Por lo anterior, dada la naturaleza fácilmente biodegradable de los SAR su digestión anaerobia puede ser propensa a un desbalance de las etapas, por la producción y el consumo de ácidos grasos volátiles, originando una caída del pH, y por ende destruyendo poblaciones microbianas sensibles a la acidificación como son las bacterias metanogénicas (Liu, et al., 2016; Mantilla, et al., 2012).

Por lo anterior, la DA de los SAR presenta alta sensibilidad a la inhibición por acidificación, lo cual indica que se requiere un estrategia de estabilización. En este sentido, una evaluación de la respuesta del sistema en un régimen continuo de alimentación, permitirá identificar los parámetros operacionales que representen una respuesta metabólica que implique el mayor aprovechamiento de la materia orgánica para producir energía y la mayor eficiencia como alternativa de gestión en términos de estabilización del residuo.

La evaluación del proceso en continuo, conlleva la selección del tipo de reactor que mejor se ajuste al residuo y que posibilite mayores facilidades metodológicas. Esto se efectúa teniendo en cuenta diferentes aspectos, principalmente la característica del residuo a tratar; en general para residuos con alto contenido de sólidos los reactores de tanque agitado, presentan una mayor demanda (Baere, et al., 2011). La agitación, la rápida respuesta del sistema ante las perturbaciones, su relativamente sencillo control y su facilidad para operar a bajas presiones hacen atractivos los reactores de tanque agitado para la evaluación de estabilidad y desempeño de sistemas anaerobios (Pérez, et al., 2008; González, et al., 2010). Considerando la naturaleza de los SAR, para la operación en continuo es necesario un buen arranque, una metodología de respuesta y recuperación ante inhibiciones en el sistema. Por lo anterior, la puesta en marcha de reactores anaerobios requiere atención debido al alto riesgo de sobrecargas, que conducen a la acidificación del proceso, la cual puede llegar a ser irreversible (Martí, 2006). Por otro lado, las estrategias de recuperación de reactores en inhibición son diversas, en naturaleza y enfoque, por ejemplo: la adición de sales (principalmente $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ y NaHCO_3) e hidróxido de sodio (NaOH), los cuales debido a su carácter alcalino permiten diluir los AGV (Palatsi, et al., 2009; Iqbal, et al., 2014) y acelerar la degradación biológica de la materia orgánica presente (Zhang, et al., 2015). También se reporta diluir con agua (H_2O) y/o recircular inóculo activado para incrementar la biomasa (Palatsi, et al., 2009; Wu, et al., 2015). Sin embargo, cada sistema reacciona de manera distinta de acuerdo a las características específicas del sustrato.

Por lo anterior, el objetivo de esta investigación fue evaluar la estabilidad y el desempeño durante el arranque, puesta en marcha y recuperación de un reactor de tanque agitado a escala laboratorio para la digestión anaerobia de los sobrantes alimenticios del restaurante universitario de la UIS.

1.1 PARÁMETROS DE ESTABILIDAD Y OPERACIÓN EN PROCESOS DE DA.

Para que los procesos de DA se desarrollen eficientemente, se deben conocer y monitorear ciertos parámetros para garantizar la operación y la estabilidad de estos sistemas. En la tabla 1 se exponen estos parámetros.

Tabla 1. Parámetros básicos de estabilidad y operación en procesos de DA.

ESTABILIDAD			
Parámetro	Rango	Descripción	Referencia
pH	6,8-7,5	Asociado a la producción de ácidos. A pH bajo se inhibe el metabolismo de microorganismos metanogénicos.	(Mao , et al., 2015; Parra, et al., 2014)
AGV	150-4000 mg/L	En la DA se producen principalmente: Ácido acético, Propiónico, i-butírico, n-butírico. Concentraciones elevadas AGV inhibe las bacterias metanogénicas.	(Banks, et al., 2012; Yuan, et al., 2016)
AT	1500-7500 mg CaCO ₃ /L	Capacidad de los consorcios microbianos para soportar y amortiguar las concentraciones de ácidos.	(Jun, et al., 2009)
Capacidad buffer	0,1 -0,8	Relación AGV/AT, es la capacidad del consorcio microbiano para amortiguar la acidificación del proceso.	(Cajigas, et al., 2007; Yadvika, et al., 2004)
OPERACIÓN			
Parámetro	Rango	Descripción	Referencia
Temperatura	20-40 °C	Los microorganismos anaerobios son más activos en el intervalo de temperatura mesofílico.	(Donoso, et al., 2009; Ciotola , et al., 2013)
RIS	1,5-3	Es la relación del contenido de SV del inoculo sobre los SV del sustrato. Operar con una RIS discreta permite la estabilidad metabólica.	(Lorenzo, et al., 2005; Kawai, et al., 2014)
VCO	1-5 g SV/L·día	Es la cantidad de materia orgánica agregada a los sistemas. Si es alta puede haber inhibición por acumulación de sustrato.	(Owamah, et al 2015; Nogao, et al., 2012)

1.2 ESTRATEGIAS DE RECUPERACIÓN

Unas de las principales causas de inestabilidad en sistemas anaerobios son: sobrecargas de sustrato, inhibición por acumulación de AGV, inhibición por altas concentraciones de amonio y H₂S entre otros. Diversos autores exponen estrategias de recuperación para sistemas anaerobios, con el fin de aumentar el tiempo de vida de los reactores y su productividad. Estas estrategias se pueden observar en la tabla 2.

Tabla 2. Estrategias de recuperación para sistemas de DA.

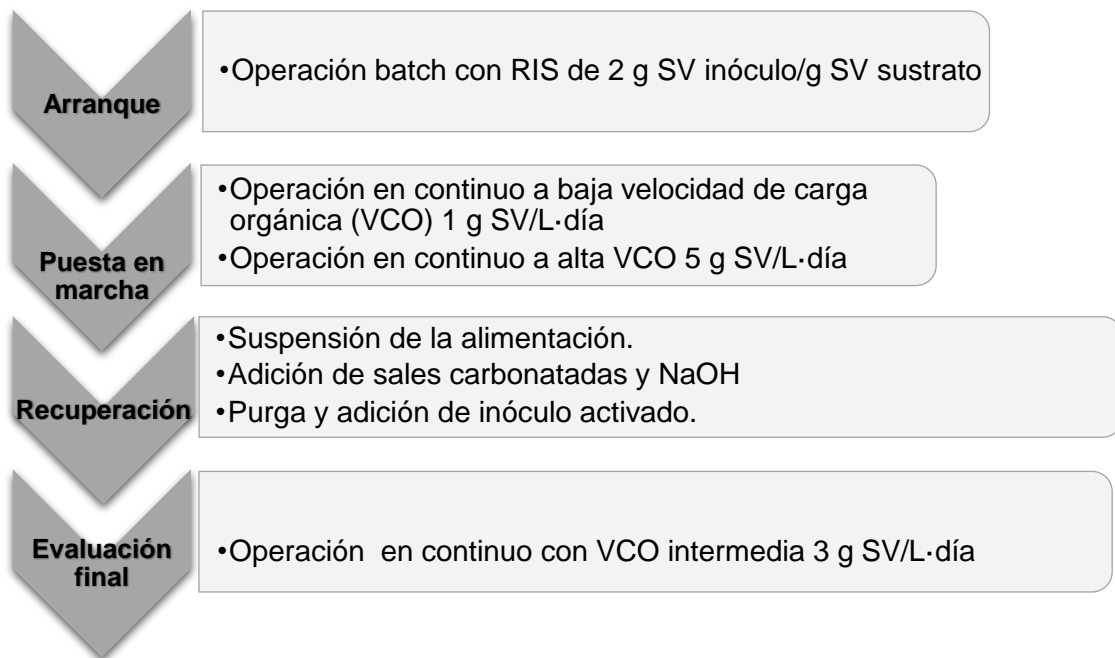
ESTRATEGIAS DE RECUPERACIÓN			
TIPO	ESTRATEGIA	DESCIPCIÓN	Referencia
ESTRATEGIAS DE ALIMENTACIÓN	Detener alimentación de sustrato.	Se suspende temporalmente la alimentación de sustrato al reactor, evitando una inhibición más avanzada.	(Palatsi, et al., 2009)
	Alimentación en continuo de estiércol fresco	Se agrega estiércol fresco de manera continua hasta que el sistema se recupere, el valor de alimentación corresponde a una VCO de 1 g SV/L·día, aumentando la concentración de microorganismos.	(Palatsi, et al., 2009)
	Distribución de carga	Distribuir la alimentación de sustrato, pasando de una a dos o tres veces por día.	Autor
ESTRATEGIAS DE DILUCIÓN.	Adición de agua potable.	Se debe retirar la mitad del volumen inhibido del reactor y ser reinyectado con agua potable, esto disminuye la concentración de inhibición. Este caso es usado para recuperar sistemas afectados por amonio.	(Niu, et al., 2013)

	Adición de Sales carbonatadas	Consiste en la adición de sales carbonatadas como: $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ y NaHCO_3 ya que por su carácter alcalino permiten diluir la concentraciones de agentes inhibidores sin afectar el proceso.	(Gou, et al., 2014; Palatsi, et al., 2009)
	Adición de reguladores de pH	Adicionar NaOH a bajas concentraciones ya que un reajuste de pH excesivo puede disminuir el rendimiento del proceso; a parte de diluir las concentraciones de agentes inhibidores, contribuye en el aumento del pH.	(Iqbal, et al., 2014; Li, et al., 2016; Huang, et al., 2015)
	Reinoculación.	Puede ser total o parcial. Si es total, se reemplaza el 40% del contenido del reactor por inóculo fresco y agua destilada. Si es parcial, se realizan purgas diarias de cierto volumen del reactor y se alimenta el mismo volumen con inóculo	(Palatsi, et al., 2009; Wu, et al., 2015)
ESTRATEGIAS DE ADSORCIÓN	Adición de adsorbentes	Adsorbentes como la bentonita, son utilizados para adsorber grasas vegetales y ácidos grasos de cadena larga.	(Palatsi, et al., 2009; Wu, et al., 2015)

2. METODOLOGÍA

El desarrollo experimental se estructuró por etapas según se resume en la figura 1.

Figura 1. Metodología experimental de la DA a partir de SAR.



Durante la primer etapa, se ejecutó el arranque del bioreactor en régimen batch, se seleccionó una RIS de 2 que representa una concentración de SAR de 8 g SV/L en el digestor, reportada en la literatura como estable para operación en discontinuo. (Kawai, et al., 2014). Esta etapa responde a la necesidad de adecuar el inóculo al residuo y de despertar el metabolismo del consorcio. En la segunda etapa se evaluó la respuesta del bioreactor en continuo a diferentes velocidades de carga orgánica (VCO). Se clasificó las VCO a usar en baja, intermedia y alta de acuerdo a la literatura. El arranque se inició con la VCO baja (1 g SV/L·día) para monitorear la estabilidad durante un tiempo prudencial. Luego basados en la

literatura se evaluó una VCO alta de 5 g SV/L·día reportada como inhibitoria (Gou, et al., 2014). En la tercer etapa se realizó la recuperación del bioreactor implementando distintas estrategias reportadas en investigaciones similares. Después de haber recuperado la operación del bioreactor, se hizo una evaluación final del proceso realizando una nueva alimentación con una VCO intermedia (3 g SV/L·día), evaluando así el desempeño del bioreactor en condiciones de equilibrio, inhibición y pseudoestabilidad.

2.1. MATERIALES Y MÉTODOS.

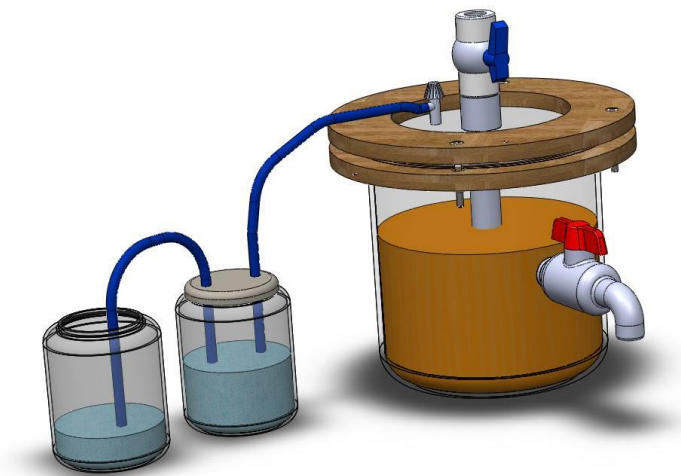
2.1.1. Sustrato. Los SAR utilizados en el proceso fueron recolectados del restaurante estudiantil de Bienestar Universitario de la UIS. Las muestras se recolectaron durante tres semanas en la hora del almuerzo; ya que en esta hora se obtiene una mayor tasa de residuos (División de Bienestar Universitario UIS., 2013). En el Laboratorio de Biotecnología se trituraron los SAR diariamente generando una mezcla homogénea, luego fueron almacenados en bolsas plásticas (Ver anexo E) y congelados para mantener sus propiedades fisicoquímicas. En el anexo A se evidencia la caracterización Físico química de los SAR (Alzate, et al., 2016).

2.1.2. Inóculo. Se utilizó un lodo activado de estiércol bovino como inóculo. Este fue recolectado en la planta de sacrificio del frigorífico Vijagual, Ubicada en el km 8 de la vía Bucaramanga-Rionegro, Santander y transportado al laboratorio en recipientes herméticos. Con el fin de contar con una fuente de inóculo homogénea y potencializada, una carga de 18 litros de estiércol bovino se introdujo en un bioreactor de 23 litros con agitación intermitente cada 30 minutos, a temperatura ambiente. Durante tres meses la materia orgánica del estiércol fue agotada en el biodigestor, hasta obtener un lodo de estiércol bovino agotado que proporcionara un consorcio microbiano apto para el proceso de digestión, durante la fase experimental del proyecto (Alzate, et al., 2016). (Ver anexo E).

2.2. ARRANQUE DEL BIOREACTOR: OPERACIÓN EN BATCH.

El digester fue elaborado con un recipiente plástico, de un volumen total de 5 L y una tapa de madera MDF. Se selló herméticamente y se adiciono nitrógeno gaseoso para garantizar el ambiente de anaerobiosis, como se muestra en la figura 2.

Figura 2. Bioreactor y sistema de medición de biogás.



En la tabla 3 se muestran las variables de operación del bioreactor en su arranque.

Tabla 3. Condiciones de operación del bioreactor en el arranque.

Parámetro	Valor
Volumen del bioreactor	5 L
Inóculo	2477,8 mL
SAR	157,8 mL
Agua destilada	864,4 mL
Volumen de operación	3,5 L
Temperatura	25 ±3 °C
Agitación	100 rpm

En esta etapa se midió el volumen de metano diario y SV al inicio y al final para evaluar su disminución. Los días finales de la etapa batch se evaluaron variables de respuesta AGV y AT determinando así la estabilidad metabólica para proceder a la puesta en marcha en continuo del bioreactor. Los volúmenes de metano fueron medidos por desplazamiento volumétrico con una solución salina como se muestra en la figura 2 y en el anexo E, estos volúmenes fueron llevados a condiciones normales (ver anexo B),

2.3. BIOREACTOR EN OPERACIÓN CONTINUA

Durante esta etapa el bioreactor operó en modo continuo. En la tabla 4 se presenta las condiciones de operación de los VCO utilizadas.

Tabla 4. Clasificación de la VCO

VCO	RANGO	CATEGORÍA	REFERENCIA
1	$0,5 \leq VCO \leq 2,5$	Baja	(Parra Orobio, et al., 2014)
3	$3 \leq VCO \leq 4$	Media	(Banks, et al., 2012)
5	$VCO \geq 5$	Alta	(Cho, et al., 1995)

El reactor se alimentó tres veces por día, dividiendo el volumen de alimentación en las tres cargas, con agitación de 30 min antes y después de cada alimentación a 100 rpm. Las variables de respuesta medidas se describen en la tabla 6. Los volúmenes de metano medidos por desplazamiento volumétrico con una solución salina y fueron llevados a condiciones normales (ver anexo B). La tabla 5 relaciona las cantidades de SAR adicionadas en cada VCO.

Tabla 5. Relación de carga de SAR a diferente VCO

VCO	g SV/kg SAR	mL SAR
1	186,5	14,20
5	190,0	75,91
3	203,1	46,40

2.4. RECUPERACIÓN

Como respuesta a la inhibición, se suspendió la alimentación de sustrato, evaluando autorecuperación de sistema, en la segunda etapa de la recuperación se agregó NaCO_3 a 0,1 N para diluir la cantidad de AGV presentes en el reactor. La tercera etapa consistió en el aumento del pH con una solución de NaOH al 0,2 N, dejándolo en un pH estable de operación para las bacterias metanogénicas inhibidas. La purga y recirculación de inóculo fresco es la cuarta etapa de la recuperación, fortaleciendo el metabolismo de los consorcios microbianos presentes.

2.5. EVALUACIÓN FINAL.

Posteriormente a la recuperación, se inició la evaluación final que consistió en cargar el bioreactor con una VCO intermedia igual a 3 g SV/L-día (Banks, et al., 2012). Los volúmenes de metano medidos por desplazamiento volumétrico con

una solución salina y fueron llevados a condiciones normales (ver anexo B). La tabla 6 describe las variables medidas en esta etapa.

2.6. VARIABLES DE RESPUESTA DE LA DA DE SAR

Para evaluar la estabilidad del digestor se midieron variables de respuesta: AGV, AT, pH y para evaluar el desempeño del reactor se midieron variables de respuesta como producción de biogás y concentración de SV. La tabla 6. Describe estas variables y su periodicidad durante las etapas de puesta en marcha y recuperación y evaluación final del bioreactor. Las mediciones de AGV, AT y SV se hicieron por duplicado.

Tabla 6. Variables de respuesta de la DA de SAR.

Variable Monitoreada	Unidad	Periodicidad	Método
Volumen de Metano	mL	Dos veces por día	Desplazamiento Volumétrico.
AGV	mg/L	Cada 3 días	Titulación. Anexo C.
AT	mg CaCO ₃ /L	Cada 3 días	Titulación. Anexo C
SV	g SV/kg SAR	Cada 5 días	Gravimétrico Anexo D
pH	-----	Diario	Potenciométrico

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1. ARRANQUE DEL BIOREACTOR

3.1.1. Caracterización Físicoquímica de Inóculo Y Sustrato. De acuerdo a la caracterización físicoquímica presentada en la tabla 7, los sobrantes alimenticios de restaurante poseen un alto contenido de materia orgánica disponible para la degradación, hecho evidenciado en las concentraciones de 220,8 y 165,22 g SV/kg para ST y SV reportadas. En contraste, los valores bajos de SV y ST obtenidos para el inóculo indican que se trata de un lodo agotado en términos de materia orgánica, listo para biodegradar. Por otro lado, se observa en los SAR una fuente de carbono atractiva para DA. De igual forma, el porcentaje de humedad garantiza un medio apropiado para el desarrollo microbiano (Kumar, 2008).

Dado que el pH de los SAR es ácido y no adecuado para el metabolismo microbiano, el inóculo utilizado presenta un pH lo suficientemente elevado para amortiguar este efecto por lo menos durante el arranque del proceso. En ese orden de ideas, esta regulación, permitiría el aprovechamiento de los ácidos grasos volátiles disponibles al inicio del proceso para un buen arranque (Parra, et al., 2014). Es decir, los SAR presentan relativamente altas concentraciones de AGV que podrían implicar inhibición en el proceso por acidificación (Chen, et al., 2008; Cirne, et al., 2007), sin embargo la alcalinidad elevada del inóculo podría amortiguar los efectos inhibitorios asociados a la acumulación de ácidos grasos volátiles. (Lorenzo, et al., 2005; Raposo, et al., 2006). Estos valores se presentan en la tabla 7.

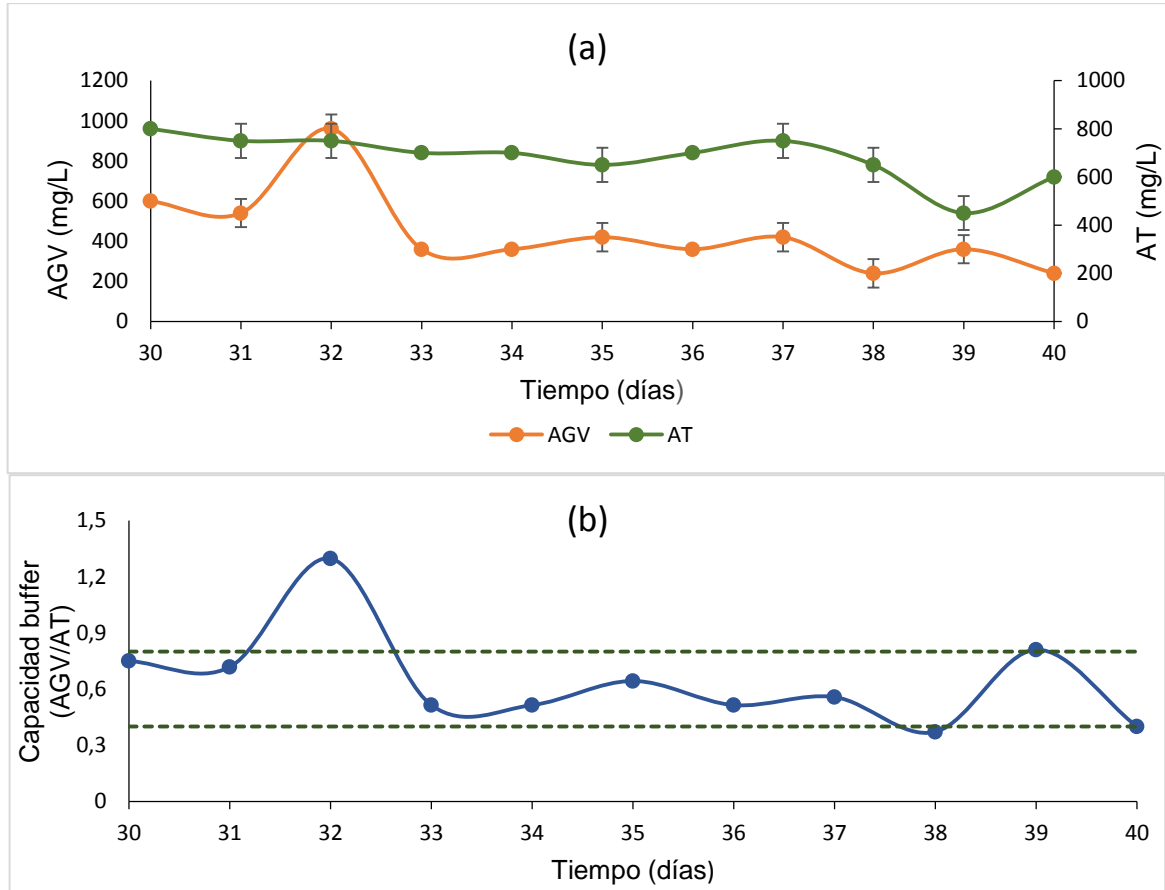
Tabla 7. Caracterización fisicoquímica de los SAR y lodo activado de EB.

PARÁMETRO	Unidad	SAR	Lodo activado de EB
pH	-	4,095	7,6
ST	g/kg	220,80	47,41
SV	g/kg	165,22	20,00
AGV	mg AGV/L	3410	1200
AT	mg CaCO ₃ /L	1900	5660
Carbono	% P/P	43,28	13,83
Humedad	%	78,83	86,20
Densidad	g/mL	1,04	1,02

3.1.2. Evaluación de la etapa Batch.

3.1.2.1. Estabilidad. A partir del día 30, se tomaron muestras diarias para determinar la estabilidad del reactor. La Figura 3 (a) describe el comportamiento de la AT y los AGV durante este periodo de medición. Se evidencia una disminución en la concentración de AGV los cuales fueron degradados en el proceso metabólico, este comportamiento es característico de procesos de DA desempeñándose dentro de los rangos estables (Cirne, et al., 2007). Por otra parte, la existencia de valores superiores de AT favorece el proceso ya que actúa como agente amortiguador, soportando la presencia de AGV favoreciendo el desarrollo de microorganismos metanogénicos (Charles, et al., 2009).

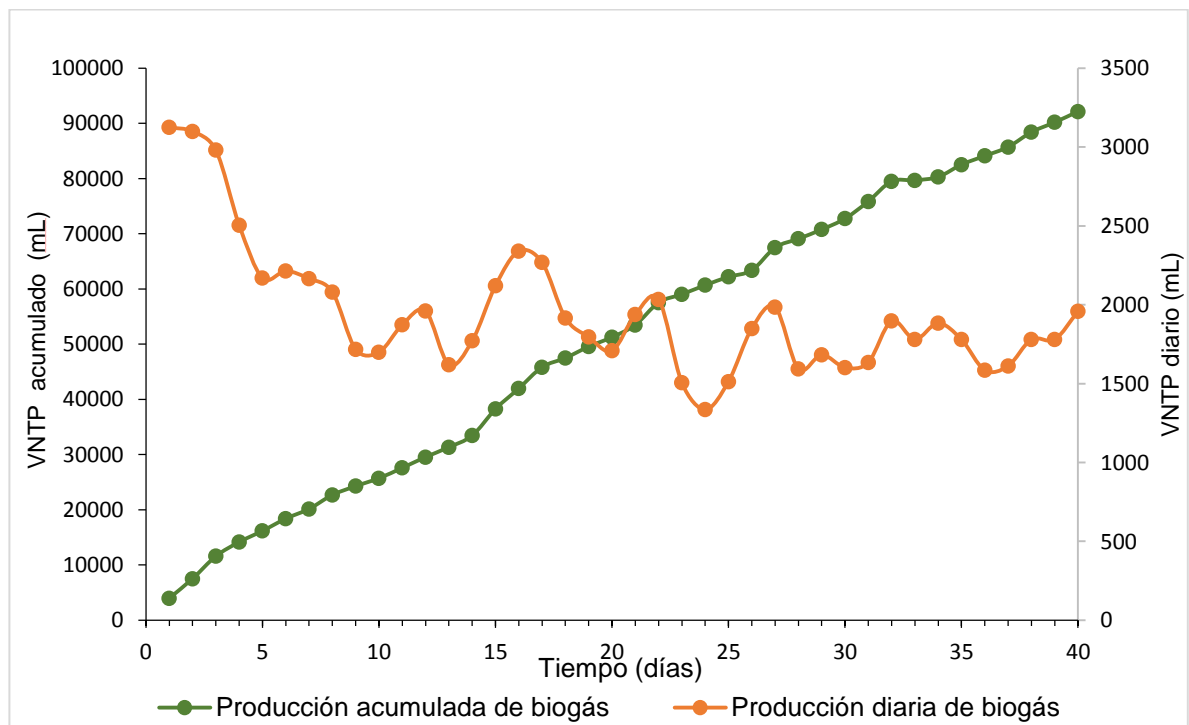
Figura 3. Comportamiento (a) AT, AGV y (b) capacidad buffer en la etapa final del arranque del reactor.



La capacidad buffer oscila en el rango entre 0,4 y 0,8 siendo un índice de buen comportamiento del metabolismo microbiano, esto se observa en la figura 4 (b); ya que diversos estudios de sistemas similares reportan valores de estabilidad que oscilan entre 0,1-0,8 (Yadvika, et al., 2004) y 0,5-1 (Montalvo, 2000). Valores de capacidad buffer inferiores a 0,2 indican máximos niveles en el rendimiento microbiano y un acercamiento al fin de la digestión, por consumo de AGV (Yadvika, et al., 2004), es importante aprovechar esta dinámica de producción para iniciar la puesta en marcha.

3.1.2.1. Desempeño. La figura 4 describe la producción acumulada de biogás en condiciones estándar, la tendencia creciente de la curva demarca producciones regulares de biogás durante el proceso alcanzando para el día 40 un acumulado de 92147,56 mL, hasta este día el rendimiento de producción diario fue de 0,0807 m³ de biogás/kg SV·día. Kawai, et al., (2014) obtuvieron velocidades de rendimiento de 0,00393 m³ biogás/kg SV·día a 0,05678 m³ de biogás/kg SV·día para condiciones de operación similares. Si bien las producciones diarias disminuyeron de manera significativa desde el día 32, estas fueron constantes hasta el día final de la etapa batch.

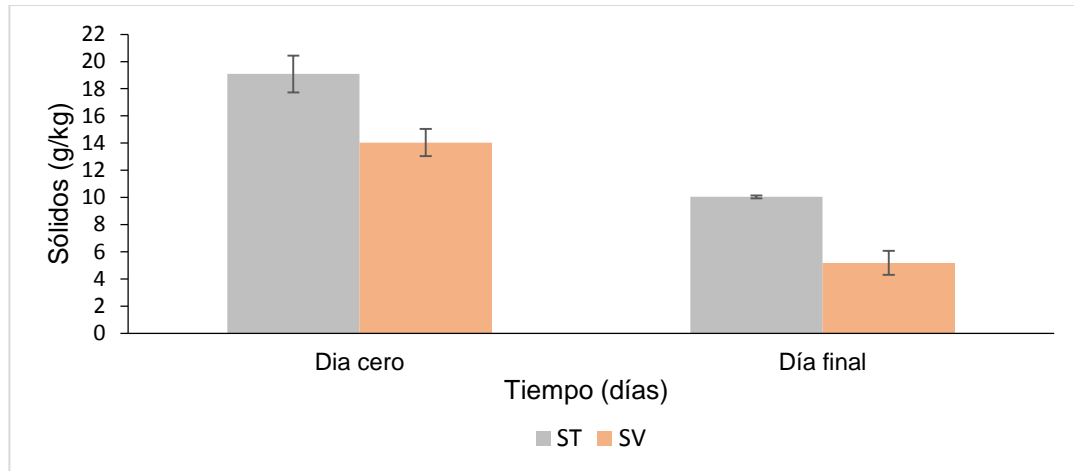
Figura 4. Volumen de biogás diario y acumulado a condiciones estándar (VNTP) durante el arranque del bioreactor.



El desempeño en términos del consumo de sólidos volátiles es descrito en la figura 5; para el día 40, el consumo fue de 63,08 % p/p para SV, estudios

similares reportan para consumos de SV de 95 % p/p, 77,3 % p/p y 60 % p/p para cuando el proceso de DA en batch ha culminado (Aslanzadeh, et al., 2014; Zang, et al., 2015; Kondusamy, et al., 2014), corroborando la estabilidad del sistema y así proceder a la puesta en marcha.

Figura 5. Reducción de ST y SV en el arranque del reactor.



3.2. PUESTA EN MARCHA DEL REACTOR CSTR.

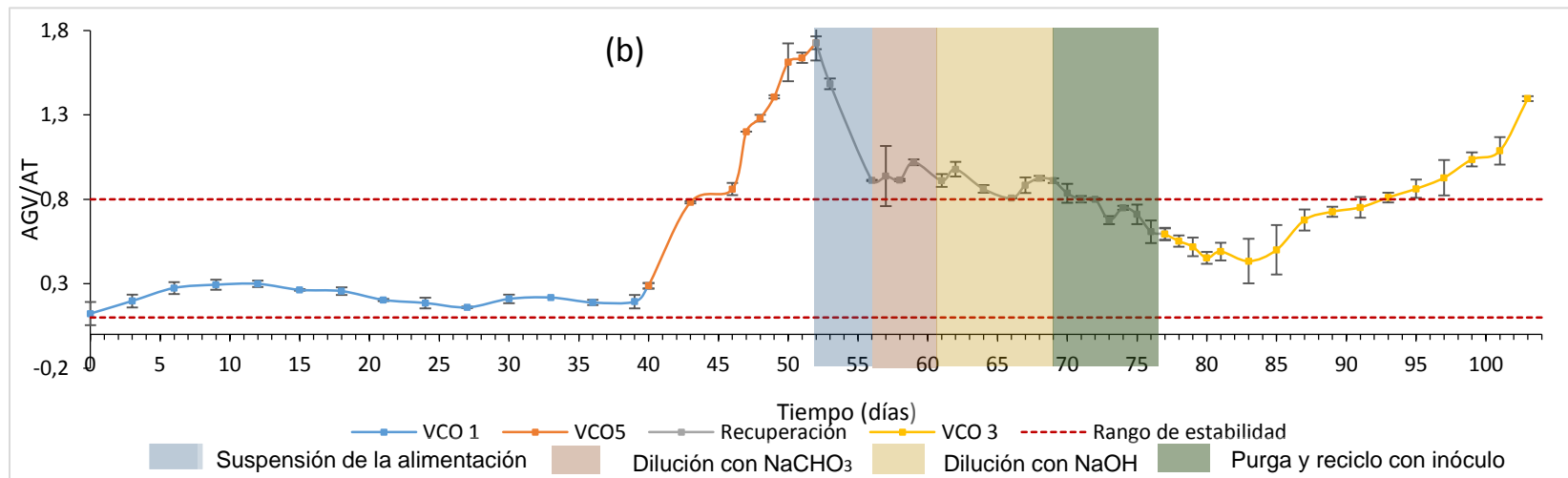
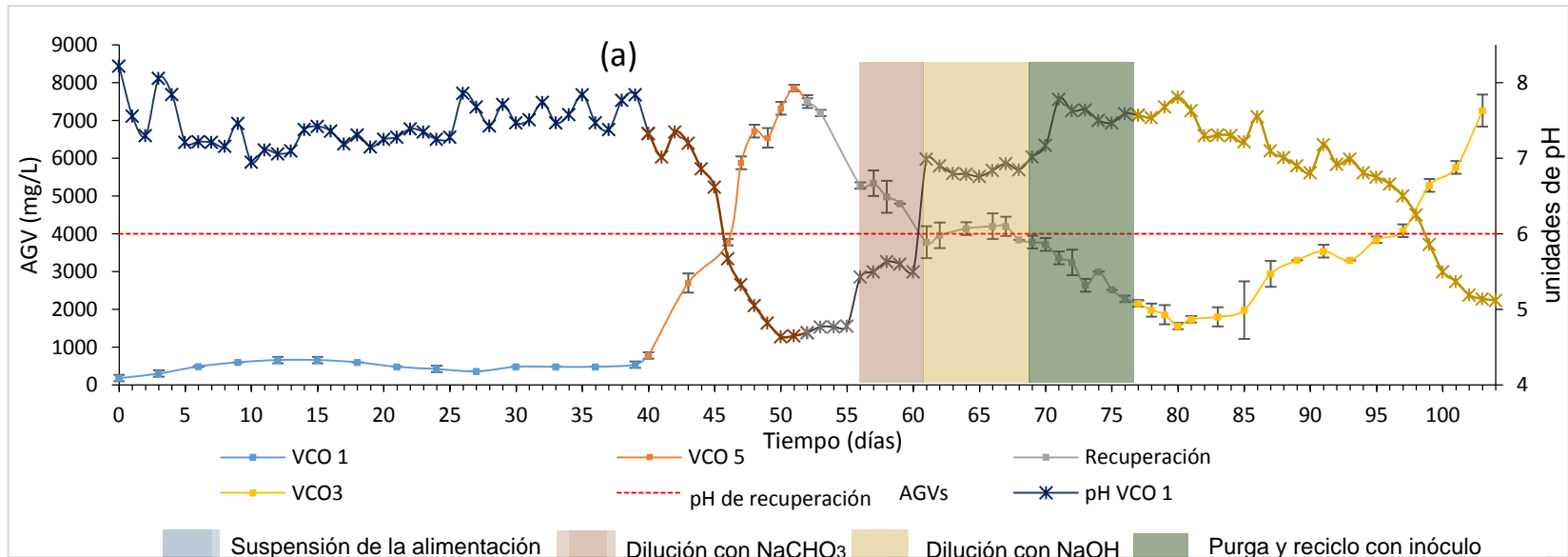
3.2.1. Evaluación a baja, media, alta VCO y recuperación. Después de considerar que los mecanismos de degradación estaban activos y estables se dio por concluido el arranque y se inició la puesta en marcha.

3.2.1.1. Estabilidad. Diversos sistemas de DA reportan que la principal causa de inestabilidad es el aumento de la concentraciones de AGV (Yuan, et al., 2016; Jiang, et al., 2013), la variable de respuesta relacionada directamente con los AGV es el pH, ya que describe de manera diagnóstica la inhibición de acuerdo a la dinámica de producción y consumo de los AGV (Chu, et al., 2008). La evolución en la producción y consumo de AGV y su relación con el pH a lo largo de la operación se presentan en la figura 6 (a).

Estudios demuestran que para residuos fácilmente biodegradables como los SAR, valores de VCO iguales a 1 g SV/L*día responden eficientemente en sistemas en continuo (Owamah, et al., 2015; Gou, et al., 2014), por esta razón el primer valor de VCO utilizado corresponde a 1 g SV/L*día siendo este un valor bajo, con respecto al valor de inhibición. Los AGV para la VCO de 1 g SV/L*día se mantuvieron en el rango de 180 y 540 mg/L, siendo este un rango que proporciona estabilidad al sistema ya que estas concentraciones no son representativas para variar los valores de pH, que permanecieron dentro del rango de operación para procesos de DA (Parra, et al., 2014). Valores de AGV inferiores a los 1000 mg/L para VCO bajas fueron reportados por Owamah, et al., 2015 con sustratos fácilmente biodegradables.

Las concentraciones de AGV sufren un aumento significativo en el tiempo de operación de la VCO de 5 g SV/L-día, describiendo un rango entre 780 mg/L y 7430 mg/L correspondientes al día inicial y final de la aplicación de esta VCO. Esta etapa del proceso es afectada por la acumulación de AGV, valores superiores a 4000 mg/L inhiben la producción de metano y causan acidificación del medio (Banks, et al., 2012; Liu, et al., 2016) este límite se alcanza alrededor del día 47, por lo cual se produjo la acidificación en el sistema, hecho notorio en la caída de la curva con los valores de pH.

Figura 6. (a) Consumo, generación de AGV y pH. (b) Capacidad buffer (AGV/AT)



La recuperación del reactor duró 25 días, iniciando el día 51 y culminando el día 75, esta operación se llevó a cabo en cuatro etapas, como se observa en la figura 6 (a) y (b). Inicialmente se suspendió la alimentación del reactor, evaluando así la capacidad del sistema de metabolizar por sí mismo la acumulación de ácidos presentes (Palatsi, et al., 2009), monitoreando principalmente el pH, el cual muestra un aumento en 0,13 unidades de pH a los 5 días de suspensión.

En esta etapa la concentración de AGV disminuye gradualmente, debido al consumo de los ácidos presentes por los microorganismos acetogénicos, los cuales son convertidos en un biogás con baja concentración de metano (Niu, et al., 2013). Un descenso más representativo se plasma a partir de la segunda etapa de la recuperación el día 56 por la adición de NaHCO_3 , reactivando las funciones metabólicas a medida que incrementa el pH (Jun, et al., 2009). La adición de NaOH contribuye en la disminución de los AGV como se muestra en la etapa 3 de recuperación en la figura 6 (a), donde estos se estabilizan en el límite de inhibición. La recirculación de inóculo activo reactiva el metabolismo microbiano, por eso en la última etapa de la recuperación los AGV disminuyen aproximadamente un 50 % ubicándose por debajo del límite de inhibición, basados en esta información y en la estabilidad del pH se da vía libre para la evaluación a una VCO intermedia.

El reactor operó por debajo del límite de inhibición por concentración de AGV del día 77 al 97 con la VCO intermedia de 3 g SV/L-día, se denota la congruencia con los valores de pH los cuales disminuyeron al incrementar los AGV, a partir del día 98 el reactor nuevamente recayó en inhibición, haciendo que las mediciones de pH salieran del rango de operación para sistemas que trabajen con DA (Mao , et al., 2015). En comparación con la VCO de 5 g SV/L-día, la VCO intermedia de 3 g SV/L-día operó durante más tiempo a niveles cercanos al límite de inhibición.

La figura 6 (b) describe el comportamiento de la capacidad buffer, durante la DA de SAR. Durante la primera VCO estuvo entre 0,3 y 0,9, siendo estos los valores más bajos de todo el proceso, lo cual se atribuye a la baja concentración de AGV. Los procesos anaerobios suelen estabilizarse en relaciones AGV/AT, en el intervalo 0,1-0,8 mg/L (Yadvika, et al., 2004), por lo cual se puede decir que el rango presentado durante esta etapa es adecuado para que el proceso opere sin riesgo de acidificación o inhibición. Para la siguiente VCO se observa un aumento drástico en la capacidad buffer, encontrándose entre 0,8 y 6,5, lo cual indica acidificación o inhibición del medio debido a la alta concentración de AGV. Durante el periodo de recuperación se observa como disminuye paulatinamente la capacidad buffer debido a la disminución también de los AGV; llegándose a valores de capacidad buffer que evidencian estabilidad en el sistema. Con la última VCO la capacidad buffer se incrementó, dado el aumento en la concentración de AGV acompañado de las bajas concentración de AT.

3.2.1.2. Desempeño. El desempeño del reactor se ve altamente afectado por la baja producción de biogás y el bajo porcentaje en el consumo de la materia orgánica (Angelidaki, et al., 2009), debido a esto se debe evaluar el desempeño del sistema a lo largo de la puesta en marcha.

La Figura 7 indica las producciones de biogás en condiciones estándar para las diferentes etapas del proceso, estas se demarcan en orden de aplicación. Las producciones de biogás en la VCO de 1 g SV/L-día fluctúan en un rango de 1629,39 y 3047,40 mL, debido a la adaptación de los microorganismos a las cargas diarias. El tiempo total de operación de esta VCO es de 39 días, tiempo establecido para el consumo de la materia orgánica (Martí, 2008), este comportamiento indica un buen desempeño del proceso durante un tiempo de operación relativamente largo, esto se debe a la estabilidad para esta VCO demostrada en la sección anterior. Desempeños similares se encontraron en los

estudios realizados por Owamah, et al., (2015) para sustratos fácilmente biodegradables como los SAR.

A partir del día 40 se operó con una VCO 5 g SV/L*día. Las producciones de biogás disminuyen estabilizándose entre 2201,88 y 1620,58 mL hasta el día 50; debido a la acumulación de AGV, demostrada por la caída del pH (ver figura 6 (a)), afectando directamente el desarrollo y metabolismo microbiano en especial a los microorganismos metanogénicos (Liu, et al., 2016), debido a esta perturbación se decide iniciar con las estrategias de recuperación.

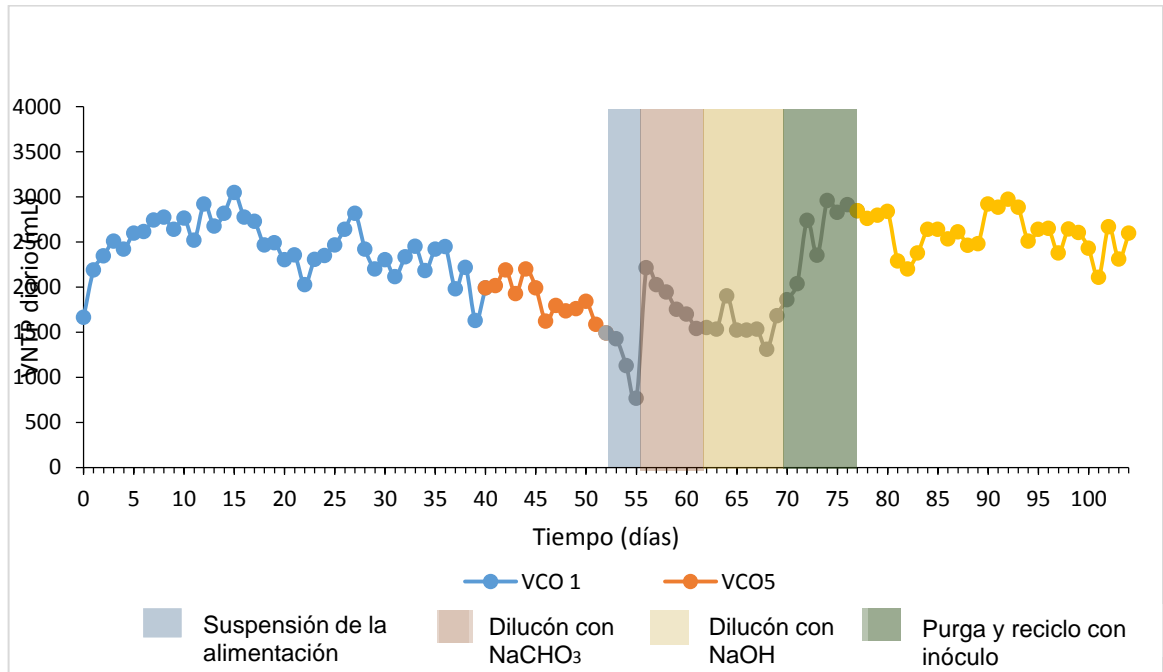
En la aplicación de la primer estrategia de recuperación la producción de biogás decayó de 1585,35 a 766,25 mL, evidenciando la inhibición del sistema y demostrando el nivel más bajo de desempeño en el proceso (Niu, et al., 2013). En la segunda etapa de recuperación se adicionó una solución de NaCO_3 a 0,1 N, dejándose estabilizar del día 56 al día 60, este cambio es notable en la figura 7, ya que la producción de biogás se reactivó con la adición de esta sal, debido a la dilución de la concentración de AGV, además de proporcionarle capacidad buffer para reactivar los mecanismos microbianos (Palatsi, et al., 2009; Gou, et al., 2014) En esta etapa la producción de biogás aumentó en un 62,17 %, el cual fue disminuyendo gradualmente ya que el pH observado en la figura 6 (a) para esta etapa se encontraba por fuera del rango de operación de microorganismos metanogénicos (Parra, et al., 2014).

La adición de NaOH al 0,2 N (Palatsi, et al., 2009) contribuyó en la reducción de la concentración de AGV, también actuó como regulador de pH. Las producciones de biogás se estabilizaron en esta etapa, tiempo en el cual los microorganismos metanogénicos empezaron a reactivar sus actividades.

Para la dilución con NaOH se debe tener cierto cuidado ya que el reajuste excesivo del pH por adición de NaOH puede ser perjudicial para los

microorganismos presentes (Li, et al., 2016), terminada esta etapa se procede a implementar la última fase de la estrategia de recuperación, purga y adición de inóculo activo.

Figura 7. Volumen de biogás diario a condiciones estándar.



En esta etapa de recuperación se purgaron 300 mL de mezcla, de los cuales 100 mL se disolvían en 200 mL de inóculo activo y luego ingresados nuevamente al reactor manteniendo el volumen de operación constante a partir del día 69 hasta el 76 (Niu, et al., 2013; Palatsi, et al., 2009). Esta reinoculación permitió un aumento y fortalecimiento de la biomasa en el sistema y gracias a ello, la producción de biogás se reactiva, desde el día 69 como se muestra en la figura 8. Investigaciones realizadas por Zang et al., 2015 y Niu, et al., 2013 han logrado recuperar y estabilizar sistemas inhibidos.

Una vez recuperado el reactor, se inició la evaluación final con la VCO intermedia de 3 g SV/L·día. Como se demostró en la sección anterior, el sistema a esta VCO operó por debajo del límite de inhibición del día 77 al 97, tiempo en el cual las

mediciones de biogás no se ven afectadas. A partir del día 97 el sistema superó nuevamente al límite de inhibición, debido a esto las concentraciones de metano en el biogás disminuyen (Niu, et al., 2013). Banks, et al., (2012), y El-Mashad, et al., (2008) demostraron inhibición en reactores con SAR para VCO de 3 g SV/L·día

Tabla 8. Rendimiento de biogás.

VCO	$Y_{P/S}$ (m^3 biogás/kg SV · día)
1	2,4313
5	0,3433
3	0,4981

Los rendimientos en la producción de biogás, se presentan como una respuesta ante el buen desempeño del reactor, estos se describen en la tabla 8, denotando que a bajas VCO como la de 1 g SV/L·día, el desempeño de los sistemas es superior y constante.

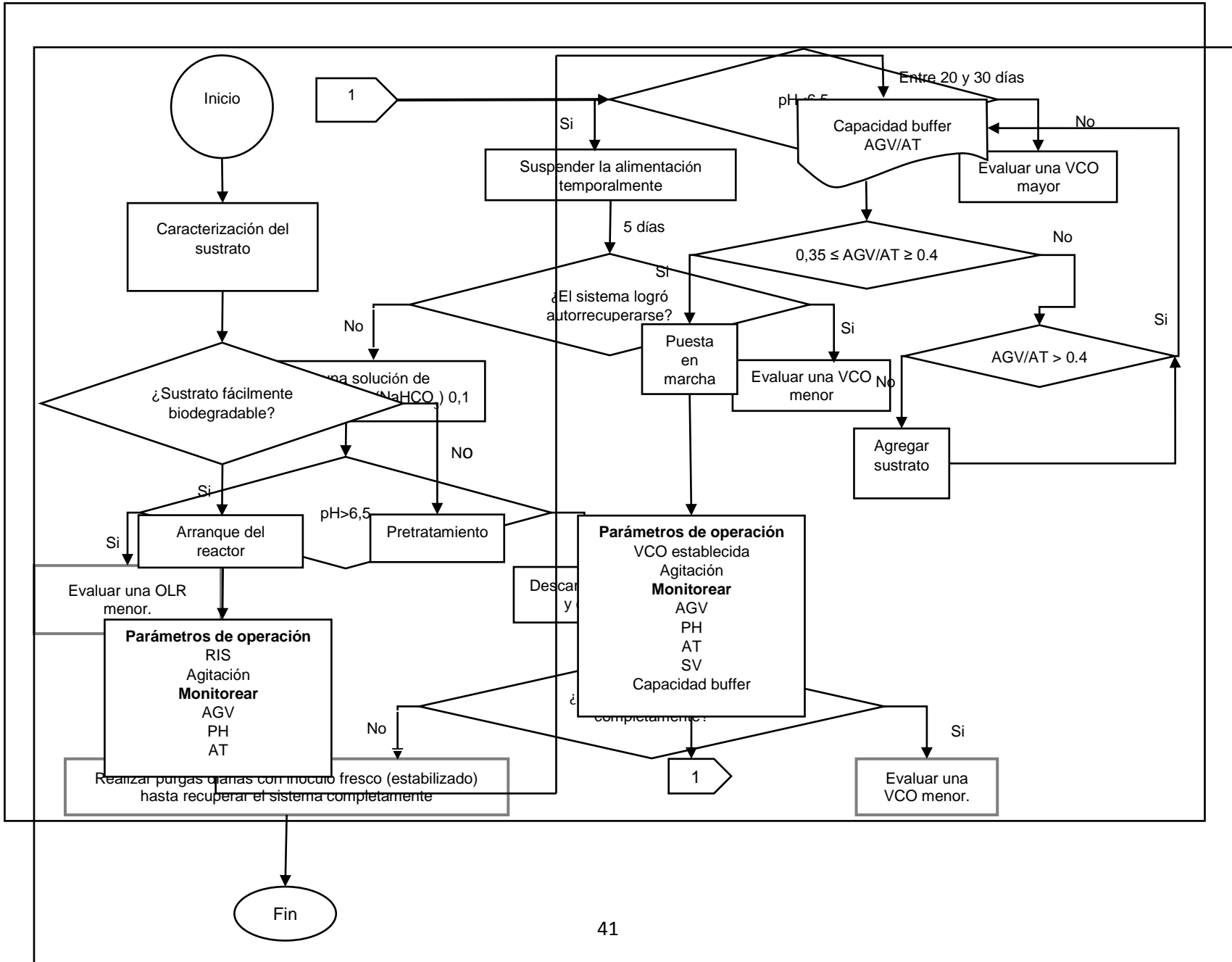
En las tres VCO evaluadas la concentración de SV presentó alteraciones a lo largo de todo el proceso, La VCO de 1 g SV/L·día presentó un incremento promedio de 0,222 g SV/día, el cual fue relativamente bajo con respecto a las demás VCO. Las bajas concentraciones de SV indican un buen desempeño en la degradación de materia orgánica. En la segunda VCO evaluada, el incremento promedio de SV fue de 1,222 g SV/día, siendo esta muy superior al presentado en la primer VCO; dicho incremento ocurrió debido a la alta concentración de AGV, desestabilizando el sistema e inhibiendo poblaciones sensibles de las comunidades involucradas en la DA como los son las bacterias metanogénicas (Liu, et al., 2016), lo que se traduce en una baja degradación de materia orgánica. Durante la etapa de recuperación del reactor no se llevaron a cabo pruebas de SV, dado que en el protocolo ejecutado se debía mantener el volumen de operación constante. Para la última VCO evaluada, el incremento promedio de SV fue de 0,749 g SV/día. Al

igual que en la segunda VCO evaluada la acidificación del sistema conllevó a tener una baja degradación de materia orgánica.

3.3. ALGORITMO DE OPERACIÓN PARA REACTORES DE DA.

A partir de los resultados obtenidos en este trabajo de investigación y de un barrido bibliográfico realizado, se propone un algoritmo de operación que involucra: arranque, puesta en marcha y recuperación ante la inhibición para reactores en continuo tipo CSTR, el cual se encuentra en la figura 8.

Figura 8. Algoritmo de operación para reactores en DA.



El algoritmo de la figura anterior muestra los pasos a seguir para el arranque, puesta en marcha y recuperación ante la inhibición de un reactor tipo CSTR en continuo para la DA. Previo al arranque del reactor se debe realizar una caracterización del sustrato analizando primordialmente su degradabilidad, lo cual permitirá establecer la RIS de operación. Con la RIS de operación establecida se inicia la etapa batch realizando agitación intermitente con el fin de mantener la mezcla del reactor homogénea. En el transcurso de 20 a 30 días se inicia el monitoreo de las variables de respuesta: AGV, AT, pH y reducción de SV, la cuales indicaran en qué momento se puede iniciar la segunda etapa.

Para iniciar la puesta en marcha del reactor, la capacidad buffer debe encontrarse en un valor intermedio entre 0,35 y 0,4 puesto que a este valor autores como Yadvika, et al, 2004 indican que la dinámica de producción se encuentra en su punto más alto y que puede aprovecharse este momento de metabolismo activo. En caso de que no se esté cercano a este valor bien sea muy por encima se debe prolongar la etapa batch o muy por debajo se debe adicionar cierta cantidad de sustrato. Estabilizada la capacidad buffer en el valor mencionado se continúa con la puesta en marcha del reactor.

Para esta segunda etapa se tienen como variables de operación: la agitación intermitente y una VCO establecida y como variables de respuesta: pH, AGV-AT, SV y capacidad buffer, siendo el pH la principal variable a tener en cuenta para la toma de decisiones. En este caso si el pH se encuentra muy bajo el sistema se inhibirá por la acumulación de AGV y como tal se debe iniciar con la etapa de recuperación en caso contrario, es decir, si el pH es muy estable se seguirá con la puesta en marcha, evaluando una VCO superior.

La etapa de recuperación del sistema consta de cuatro pasos: suspensión temporal de la alimentación, dilución concentración de AGV y aporte de capacidad buffer con carbonato sódico 0,1 N, dilución con NaOH 0,1 N y finalmente purga y

recirculación con inóculo fresco. Llevar a cabo cada uno de estos pasos depende de cómo responda el sistema al ejecutarse el paso anterior.

CONCLUSIONES

Para la digestión anaerobia de los sobrantes alimenticios del restaurante universitario de la UIS, se debe emplear una relación de 2 g SV de inóculo/ g SV sustrato para el arranque del reactor en operación *batch* y así obtener un rendimiento de 0,0807 m³ de biogás/ kg SV·día.

La digestión anaerobia de los sobrantes alimenticios de restaurante se llevó a cabo en operación continua en un reactor CSTR, evaluando velocidades de carga orgánica (VCO) iguales a 1, 3 y 5 g SV/L·día. Una VCO de 1 g SV/L·día, permite obtener estabilidad en la operación del reactor y un rendimiento de 2,4313 m³ biogás/kg SV·día. Con respecto a las VCO de 3 y 5 g SV/L·día los rendimientos fueron 0,4981 y 0,3434 m³ biogás/kg SV·día respectivamente. Los bajos rendimientos de las cargas 3 y 5 indican que el proceso anaerobio se desestabilizó debido a los efectos inhibitorios provocados por la acumulación de ácidos grasos volátiles (concentraciones superiores a 4000 mg/L).

Para recuperar un reactor anaerobio por acidificación, la siguiente secuencia de estrategias permite reestablecer el buen funcionamiento del sistema. Suspender la alimentación del bioreactor, logra un aumento significativo en el valor del pH. Diluir con soluciones de NaHCO₃ 0,1 N y NaOH 0,2 N, reduce la concentración de AGV y reajusta el pH, reactivando así el metabolismo en las bacterias metanogénicas. Finalmente purgar y recircular inóculo fresco, logra aumentar y fortalecer la concentración de microorganismos en el reactor.

BIBLIOGRAFÍA

- ALZATE MONCADA, M. S., QUINTERO SILVA, M.. *Caracterización de los grupos tróficos durante un proceso de digestión anaerobia con lodo estiércol bovino usando un método de bajo costo*. Revista ION. 2016 En proceso de publicacion.
- ANDERSON, G., YANG, G. *Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digester using a simple titration*. Water Environment Research , 64, 1992, 53-59.
- ANGELIDAKI, I., ALVES, M., BOLZONELLA, D., BORZACCONI, L., CAMPOS, J. L., GUWY, A. J., VAN LIER, J. B. *Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays*. Water Science & Technology, 2009, 927-934.
- ASLANZADEH, S., RAJENDRAN, K., TAHERZADEH, M. J. *A comparative study between single- and two-stage anaerobic digestion processes: Effects of organic loading rate and hydraulic retention time*. International Biodeterioration & Biodegradation, 95, 2014, 181-188.
- BAERE, L. D., MATTEEUWS, B. *State of the art anaerobic digestion of municipal solid waste in Europe*. Proceedings of the international conference on solid waste 2011 Hong Kong SAR, 2011.
- BANKS, C. J., ZHANG, Y., JIANG, Y., HEAVEN, S. *Trace element requirements for stable food waste digestion at elevated ammonia concentrations*. Bioresource Technology, 104, 2012, 127-135.

- CHARLES, W., WALKER, L., CORD-RUWISCH, R. *Effect of pre-aeration and inoculum on the start-up of batch thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste*. *Bioresource Technology*, 99, 2009, 4044-4064.
- CHEN, Y., CHENG, J. J., CREAMER, K. S. *Inhibition of anaerobic digestion process: A review*. *Bioresource Technology*, 99, 2008, 4044-4064.
- CHU, C.-F., LI, Y.-Y., XU, K.-Q., EBIE, Y., INAMORI, Y., KONG, H.-N. *A pH- and temperature-phased two-stage process for hydrogen and methane production from food waste*. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33, 2008, 4739-4746.
- CIOTOLA , R. J., MARTIN, J. F., CASTAÑO, J. M., LEE, J., MICHEL, F. *Microbial Community Response to Seasonal Temperature Variation in a Small-Scale Anaerobic Digester*. *Energies*, 6, 2013, 5182-5199.
- CIRNE, D., PALOUMET, X., BJÖRNSSONA, L., ALVES, M., MATTIASSON, B. *Anaerobic digestion of lipid-rich waste-Effects of lipid concentration*. *Renewable Energy*, 32, 2007, 965-975.
- DE LA RUBIA, M. A., RAPOSO, F., RINCON, B., BORJA, R. *Evaluation of the hydrolytic-acidogenic step of a two-stage mesophilic anaerobic digestion process of sunflower oil cake*. *Bioresource Technology*, 100, 2009, 4133-4138.
- DIVISIÓN DE BIENESTAR UNIVERSITARIO UIS. *Proyecto: "Diagnóstico de la situación actual formulación del plan estratégico que promueva el desarrollo sostenible de la Universidad Industrial de Santander" en alianza con PGIR*.

Universidad Industrial de Santander, División de Bienestar Universitario.
Sección Comedores/Cafetería/Combos Saludables., Bucaramanga. 2013.

DONOSO BRAVO, A., RETAMAL, C., CARBALLA, M., RUIZ-FILIPPIG, G., CHAMY, R. *Influence of temperature on the hydrolysis, acidogenesis and methanogenesis in mesophilic digestion: parameter identification and modeling application.* Water Science and technology., 60, 2009, 9-17.

EL-MASHAD, H., MCGARVEY, J. A., ZHANG, R. *Performance and microbial analysis of anaerobic digesters treating food waste and dairy manure.* Biological Engineering, 1, 2008, 233-242.

FAO. *Pérdidas y desperdicio de alimentos en el Mundo- Alcance, causas y prevención.* Roma. 2012.

GONZALEZ SÁNCHEZ, M., PÉREZ FABIEL, S., WONG VILLARREAL, A., BELLO MENDOZA, R., YAÑEZ OCAMPO, G. *Residuos agroindustriales con potencial para la producción de metano mediante la digestión anaerobia.* Revista Argentina de Microbiología, 2015, 229-235.

GOU, C., YANG, Z., HUANG, J., WANG, H., XU, H., & WANG, L. *Effect of temperature and organic loading rate on the performance and microbial community of anaerobic co-digestion of waste activated sludge and food waste.* Chemosphere, 105, 2014, 146-151.

HUANG, H., LIU, J., & DING, L. *Recovery and phosphate and ammonia nitrogen from the anaerobic digestion supernatant of activated sludge by chemical precipitation .* Journal of Cleaner Production, 102, 2015, 437-446.

ICA (INSTITUTO COLOMBIANO AGROPECUARIO). *Resolucion 2640 de 2007*. Bogota. 2007.

IPCC (INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE). *Waste Generation, Composition and Management Data*. PIPATTI, C. SHARMA, M. YAMADA, J. W. SILVA , Q. GAO. 2006.

IQBAL, S. A., RAHAMAN, S., RAHAMAN, M., YOUSUF, A. *Anaerobic digestion of kitchen waste to produce biogas*. ScienceDirect, 90, 2014, 657-662.

JIANG , J., ZHANG, Y., LI, K., QUAN, W., GONG, C., LI, M. *Volatile fatty acids production from food waste: Effects of pH, temperature, and organic loading rate*. Bioresource Technology, 143, 2013, 525-530.

JUN, D., YONG-SHENG, Z., MEI, H., WEI-HONG, Z. *Influence of alkalinity on the stabilization of municipal solid waste in anaerobic simulated bioreactor* . Journal of Hazardous Materials , 163, 2009, 717-722.

KAWAI, M., NAGAO, N., TAJIMA, N., NIWA, C., MATSUYAMA, T., TODA, T. *The effect of the labile organic fraction in food waste and the substrate/inoculum ratio on anaerobic digestion for a reliable methane yield*. Bioresource Technology, 157, 174-180.

KOMEMOTO, K., LIM, Y. G., NAGAO, N., ONOUE, Y., NIWA, C., TODA, T. *Effect of temperature on VFA's and biogas production in anaerobic solubilization of food waste*. Waste Management, 29, 2009, 2950-2955.

- KONDUSAMY, D., KALAMDHAD, A. S. *Pre-treatment and anaerobic digestion of food waste for high rate methane production-A review*. Journal of Environmental Chemical Engineering, 2, 2014, 1821-1830.
- KUMAR, S. *Anaerobic Biotechnology for Bioenergy Production. Principles and Applications*. Estados Unidos: Blackwell Publishing. 2008.
- LI, K., LIU, R., SUN, C. *A review of methane production from agricultural residues in China*. Renewable and Sustainable Energy Reviews , 54, 2016, 857-865.
- LIU, C., ZHANG, Y., CHEN, Q. *Characterization of methanogenic activity during high-solids anaerobic digestion of sewage sludge*. Biochemical Engineering Journal, 109, 2016, 96-100.
- LORENZO ACOSTA, Y., OBAYA ABREU, M. *La Digestión Anaerobia. Aspectos Teóricos. Parte I*. ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar., 2005, 35-48.
- MANTILLA CABALLERO, F. A., CASTRO MOLANO, L. D., GUZMAN LUNA, C., ESCALANTE HERNANDEZ, H. *Estudio Microbiológico de la Estabilidad de un Bioreactor Operando en Continuo para la Producción de Biogás a partir del Bagazo de Fique* . Revista Virtual de los Programas de Ingeniería, 3, 2012, 55-62.
- MAO , C., FENG, Y., WANG, Z., REN, G. *Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion* . Renewable and Sustainable Energy Reviews , 45, 2015, 540-555.

- MARTÍ HERRERO, J. *Biodigestores familiares: guía de diseño y manual de instalación*. La Paz, Bolivia.: GTZ-Energía. 2008.
- MARTÍ ORTEGA, N. *Phosphorus Precipitation in Anaerobic Digestion Process*. Florida, USA: Dissertation. 2006.
- MONTALVO MARTÍNEZ, S. J. *Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Generalidades*. Monografía. 2000.
- NEVES , L., OLIVEIRA, R., ALVES, M. *Co-digestion of cow manure, food waste and intermittent input of fat*. *Bioresource Technology* , 100, 2009, 1957-1962.
- NIU, Q., QIAO, W., QIANG, H., HOJO, T., LI, Y.-Y. *Mesophilic methane fermentation of chicken manure at a wide range of ammonia concentration: Stability, inhibition and recovery*. *Bioresource Technology*, 137, 2013, 358-367.
- NOGAO, N., TAJIMA, N., KAWAI, M., NIWA, C., KUROSAWA, N., MATSUYAMA, T., TODA, T. *Maximum organic loading rate for the single-stage wet anaerobic digestion of food waste* . *Bioresource Technology* , 118, 2012, 210-218.
- OWAMAH, H. I., IZINYON, O. C. *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 and Assessments*, 11, 2015, 71-76.

- PALATSI, J., LAURENI, M., ANDRÉS , M. V., FLOTATS, X., NIELSEN, H. B., ANGELIDAKI, I. *Strategies for recovering inhibition caused by long chain fatty acids on anaerobis thermophilic biogas reactor*. Bioreosurce Technology, 100, 2009, 4588-4596.
- PARRA OROBIO, B. A., TORRES LOZADA, P., MARMOLEJO REBELLÓN, L. F., CÁRDENAS CLEVES, L. M., VÁSQUEZ FRANCO, C., TORRES LÓPEZ, W. A., ORDÓÑEZ ANDRADE, J. A. *Influencia del pH sobre la digestión anaerobia de biorresiduos de origen municipal*. U.D.C.A. Actualidad & Divulgación Científica, 17(2), 2014, 553-562.
- PÉREZ R, A. R., MIRANDA, A. J., SÁNCHEZ L, J. H., PEÑA T, E. *Modelamiento de un Reactor Químico Tipo CSTR y Evaluación del Control Predictivo Aplicando Matlab-Simulink*. Ingeniería Universidad de Carabobo, 15, 2008, 97-112.
- RAPOSO, F., BANKS, C., SIEGERT, I., HEAVEN, S., BORJA, R. *Influence of inoculum to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests*. Process Biochemistry, 41, 2006, 1444-1450.
- RAPOSO, F., DE LA RUBIA, M. A., FERNÁNDEZ CEGRÍ, V., BORJA , R. *Anaerobic Digestion of Solid Organic Substrates in Batch Mode: An Overview Relating to Methane Yields and Experimental Procedures*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 16, 2011, 861-877.
- WU, L.-J., KOBAYASHI, T., KURAMOCHI, H., LI, Y.-Y., XU, K.-Q. *Recovery strategies of inhibition for mesophilic anaerobic sludge treating the de-oiled grease trap waste*. International Biodeterioration & Biodegradation, 104, 2015, 315-323.

- YADVIKA, S., SREEKRISHNAN, T. R., KOHLI, S., RANA, V. *Enhancement of biogas production from solid substrates using different techniques-a review.* Bioresource Technology, 95, 2004, 1-10.
- YUAN, H., ZHU, N. *Progress in inhibition mechanisms and process control of intermediates and by-products in sewage sludge anaerobic digestion.* Renewable and Sustainable Energy Reviews , 58, 2016, 429-438.
- ZANG, W., ZHANG, L., LI, A. *Enhanced anaerobic digestion of food waste by trace metal elements supplementation and reduced metals dosage by green chelating agent [S,S]-EDDS via improving metals bioavailability.* Water Research, 84, 2015, 266-277.
- ZHANG, L., JAHNG, D. *Long-term anaerobic digestion of food waste stabilized by trace elements.* Waste Management, 32, 2012, 1509-1515.
- ZHANG, S., GUO, H., DU, L., LIANG, J., LU, X., LI, N., ZHANG, K. *Influence of NaOH and thermal pretreatment on dewatered activated sludge solubilisation and subsequent anaerobic digestion: Focused on high-solid state.* Bioresource Technology, 185, 2015, 171-177.

ANEXOS

ANEXO A. Caracterización Físicoquímica de los SAR y del EB.

PARÁMETROS	UNIDADES	SAR	EB
pH	-	4.095	7.6
ST	g / kg	220.80	47.41
SV	g / kg	165.22	20.00
SST	g SST /L	N.D.	5.44
SSV	g SSV /L	N.D.	4.92
AGV	g AGV /L	3.41	1.20
AT	gCaCO ₃ /L	1.90	5.66
DQO	g O ₂ /kg	1257.25	N.D.
Proteínas	g /kg	3.115	N.D.
Lípidos	g /kg	26,37	N.D.
Carbohidratos	g /kg	112,45	N.D.
Holocelulosa	% p/p	6.165	N.D.
Lignina	% p/p	< 0.01	N.D.
C	% p/p	43.28	N.D.
H	% p/p	5.19	N.D.
O	% p/p	36.345	N.D.
N	% p/p	3.115	N.D.
S	% p/p	0.45	N.D.
Poder calorífico inf.	Kcal /kg	783.5	N.D.
Fórmula empírica	-	C ₁₆ H ₂₃ O ₁₀ N	-

*N.D. No Determinado

Tomado de (Alzate, et al., 2016)

ANEXO B. Volumen de Metano a Condiciones Normales.

Para poder comparar las producciones de y por lo tanto el rendimiento, es necesario llevar el volumen de metano 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 medir (K)

Tomado de: Díaz-Báez, (2002).

ANEXO C. Determinación de la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) y alcalinidad total (AT).

Materiales:

- Vaso de precipitado de 100 mL
- Probeta de 25 mL
- Centrífuga
- pH-metro
- Agitador magnético
- Plancha de agitación magnética
- Balones esmerilados de fondo redondo o plano
- Condensador
- Estufa de calentamiento
- 2 buretas
- Soporte universal
- Pinzas con nuez
- Solución NaOH al 0,1 N
- Solución de HCl al 0,1 N

Procedimiento:

1. Tomar una muestra de aproximadamente de 40 mL en tubos Falcom de 50 mL
2. Centrifugar las muestras a 5000 rpm por 30 min.
3. Retirar el sobrenadante en tubos Falcom de 20 mL, medir el pH y registrar el valor.
4. Medir 5 mL de sobrenadante y llevarlo a un vaso de precipitado de 100 mL.
5. Medir en una probeta 25 de mL de agua destilada y agregarla a los 5 ml de sobrenadante.
6. Titular con HCl 0,1 N, llevando el pH de 6,5 a 3. Registrando el volumen correspondiente manteniendo agitación continua. Registrar el volumen (V_1)
7. Llevar la muestra a un balón esmerilado, adaptado al condensador, calentar hasta ebullición y mantener por 2 min.
8. Titular con NaOH 0,1 N, hasta alcanzar un pH de 6,5. Registrar el volumen (V_2).

Cálculos

$$\text{Alcalinidad Total (AT)} = \frac{V_1 \cdot N_{HCl} \cdot 50000}{5} \left[\frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{L}} \right]$$

$$\text{AGV} = \frac{V_2 \cdot N_{NaOH} \cdot 60000}{5} \left[\frac{\text{mg Ac. Acético}}{\text{L}} \right]$$

N_{HCl} = Concentración de ácido clorhídrico (Normalidad)

N_{NaOH} = Concentración de hidróxido de sodio (Normalidad)

V_1 = Volumen de HCl para llevar la muestra de un pH de 5,75 a 4,3.

V_2 = Volumen de NaOH para llevar la muestra de un pH de 3 a 6,5.

Todos los experimentos se hacen por duplicado.

Tomado de: (Anderson, et al., 1992)

ANEXO D. Determinación de Sólidos Totales y Volátiles.

Es una medida de la cantidad de materia orgánica presente en la fracción sólida de una muestra.

Materiales:

- Crisoles
- Balanza analítica
- Horno de secado, operaciones de 103-105 °C
- Horno de mufla para operar a 550±50 °C
- Desecador.

Procedimiento:

1. Pesar el crisol seco y vacío. Registrar el valor.

2. Pesar el crisol una cantidad significativa de muestra.
3. Llevar la muestra al horno de secado por 24 h.
4. Transcurridas las 24 horas, sacar el crisol del horno, ponerlo en el desecador hasta que llegue a temperatura ambiente, pesar y registrar el valor.
5. Llevar el crisol al horno mufla hasta que alcance una T 550 °C durante una hora, apagar el horno y dejar enfriar hasta temperatura ambiente.
6. Pesar el crisol y registrar el valor.

Cálculos:

$$\text{Sólidos totales (g ST/kg)} = \frac{(C - A) \cdot 1000}{(B - A)}$$

$$\text{Sólidos Volátiles (g SV/kg)} = \frac{(C - D) \cdot 1000}{(B - A)}$$

A = peso de crisol seco (g).

B = peso de crisol + muestra húmeda (g).

C = peso del crisol después del horno de secado (g)

D= peso del crisol después del horno mufla (g)

Todos los experimentos se hacen por duplicado.

Tomado de SM 2450 E

ANEXO E. Registro fotográfico.

1. Adecuación de los SAR.



2. Reactor de adaptación del inóculo.

3. Armado del Reactor.

4. Arranque del reactor.





5. Carga y descarga del reactor.



6. Desplazamiento Volumétrico con solución salina.

7. Determinación de pH, AGV y AT.

