



**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA AGROPECUARIA DE MANABÍ
MANUEL FÉLIX LÓPEZ**

DIRECCIÓN DE POSGRADO Y FORMACIÓN CONTINUA

**INFORME DE INVESTIGACIÓN
PREVIA A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE MAGISTER
EN AGROINDUSTRIA**

MODALIDAD:

Trabajo de Titulación

TEMA:

**PRODUCCIÓN DE METANO EN REACTORES MONOFÁSICO Y
BIFÁSICO A PARTIR DE AGUA MODELADA DE LA INDUSTRIA
DE CAFÉ SOLUBLE**

AUTORES:

ING. MABEL LEONELA LAZ MERO

ING. MIGUEL ALEJANDRO TUÁREZ PÁRRAGA

TUTOR:

ING. DENNYS LENIN ZAMBRANO VELÁSQUEZ, MSc.

COTUTOR:

ING. ROSA ALEXANDRA CÓRDOVA MOSQUERA, PhD.

CALCETA, DICIEMBRE 2020

DERECHO DE AUTORÍA

MABEL LEONELA LAZ MERO y MIGUEL ALEJANDRO TUÁREZ PÁRRAGA, declaramos bajo juramento que el trabajo aquí descrito es de nuestra autoría, que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional, que se han respetado los derechos de autor de terceros, por lo que asumimos la responsabilidad sobre el contenido del mismo, así como ante la reclamación de terceros, conforme a los artículos 4, 5 y 6 de la Ley de Propiedad Intelectual.

A través de la presente declaración cedemos los derechos de propiedad intelectual a la Escuela Superior Politécnica Agropecuaria de Manabí Manuel Félix López, según lo establecido en el artículo 46 de la Ley de Propiedad Intelectual y su Reglamento.

MABEL LEONELA LAZ MERO

MIGUEL ALEJANDRO TUÁREZ PÁRRAGA

CERTIFICACIÓN DE TUTOR

Mg. DENNYS LENIN ZAMBRANO VELÁSQUEZ, certifica haber tutelado el trabajo de titulación: Producción de metano en reactores monofásico y bifásico a partir de agua modelada de la industria de café soluble, que ha sido desarrollado por **MABEL LEONELA LAZ MERO** y **MIGUEL ALEJANDRO TUÁREZ PÁRRAGA**, previo la obtención del título de Magister en Agroindustria, de acuerdo al Reglamento de unidad de titulación de los programas de Posgrado de la Escuela Superior Politécnica Agropecuaria de Manabí Manuel Félix López.

ING. DENNYS LENIN ZAMBRANO VELÁSQUEZ, MSc.

APROBACIÓN DEL TRIBUNAL

Los suscritos integrantes del tribunal correspondiente, declaramos que hemos **APROBADO** el trabajo de titulación: Producción de metano en reactores monofásico y bifásico a partir de agua modelada de la industria de café soluble, que ha sido propuesto, desarrollado y sustentado por **MABEL LEONELA LAZ MERO y MIGUEL ALEJANDRO TUÁREZ PÁRRAGA**, previa la obtención del título de Magister en Agroindustria de acuerdo al Reglamento de la unidad de titulación de los programas de Posgrado de la Escuela Superior Politécnica Agropecuaria de Manabí Manuel Félix López.

Ing. Julio Saltos Solórzano, PhD.

MIEMBRO

Ing. Sofía Velásquez Cedeño, MSc.

MIEMBRO

Ing. Ely Sacón Vera, PhD.

PRESIDENTE

AGRADECIMIENTO

En primer lugar, agradecemos a Dios por ser nuestra guía espiritual en todo momento y por habernos permitido culminar esta meta en el camino de la superación profesional.

A la Escuela Superior Politécnica Agropecuaria de Manabí Manuel Félix López que nos dio la oportunidad de crecer como ser humano a través de una educación superior de calidad y en la cual hemos forjado nuestros conocimientos profesionales día a día.

A nuestras familias en general, nuestros compañeros y amigos de maestría que estuvieron presente en todo momento con sus consejos y orientaciones.

A la Universidad Técnica de Manabí, gran ayuda en una de las fases del desarrollo experimental.

Un eterno agradecimiento a nuestro tutor Lenin Zambrano Velásquez por sus conocimientos, enseñanzas y por la confianza depositada que nos permitió el desarrollo de este trabajo.

Un profundo agradecimiento a nuestra co-tutora Alexandra Córdova Mosquera, no solo por su eficaz labor, sino por su confianza y ayuda incondicional.

A los Honorables Miembros del Tribunal de Tesis por brindarnos su apoyo en las correcciones respectivas para culminar con éxito este nuevo logro.

Son muchas las personas especiales a las que queremos agradecer por su amor, amistad, fidelidad, apoyo, ánimo y empuje; sin importar si alguna vez llegan a leer estas líneas queremos agradecerles por formar parte esencial y estar junto a nosotros.

Mabel Laz y Miguel Tuárez

DEDICATORIA

“La educación es el vestido de gala para asistir a la fiesta de la vida”

Como no dedicar este logro alcanzado a ti Dios, por todo lo que me has dado, una familia llena de defectos y virtudes, que me han enseñado que lo fundamental en esta vida es entregarse y dar lo mejor de mí en cualquier momento, gracias Señor por ser el pilar de mi vida, por permitirme vivir este momento junto a mis seres amados.

Esta alegría y la superación de mi vida se la quiero dedicar a mis adorados padres, Liborio y Facunda por ser sin lugar a dudas los seres que más me han amado y que amo, gracias por su esfuerzo, por su sacrificio, por su confianza y dedicación, ustedes ocupan un lugar especial en mi vida.

A ustedes mis queridos hermanos, María, Ana, Chabela y Wilson; por estar siempre pendientes de mí, por expresar sus palabras de admiración y brindarme apoyo incondicional, les comparto esta alegría.

A mi compañero de tesis, novio y amigo incondicional Miguel Tuárez, juntos alcanzando grandes metas.

A mi eterna maestra Alexandra Córdova, por su constante aporte a mi formación, pero, sobre todo por su amistad.

Y de forma muy grata y especial a mis maestros y compañeros de maestría que de más de una manera me han apoyado y brindado su afecto durante estos años de preparación.

Mabel Laz

DEDICATORIA

“La educación es el pasaporte hacia el futuro, el mañana pertenece a aquellos que se preparan para él en el día de hoy”

Dedico este logro a Dios, a mis padres, a mi hermano y gran amigo Fabián por demostrarme con hechos “Que el que no vive para servir, no sirve para vivir, porque sencillamente somos pasantes en las efímeras fases de nuestra vida.

A mi novia Mabel Leonela, por ser mi apoyo en seguir hasta obtener esta gran meta profesional, motivándome a romper paradigmas, atreviéndome a soñar en grande y ver que no existen las casualidades en la vida, que solo existen las metas cumplidas con el esfuerzo, dedicación y humildad.

De forma muy grata a mis maestros que me han apoyado y brindado su afecto durante estos años de preparación enseñándonos a estudiar con mucha pasión, para obtener los conocimientos que permitan dominar los axiomas de la ciencia, correlacionando de tal manera a la pasión como el motor que aliviana el largo camino hacia el éxito.

Adicionalmente a esos jóvenes que luchan cada día por alcanzar su sueño y lo visualizan para hacerlo realidad, recordándoles que los sueños no se logran solos, siempre existe el apoyo de personas que destruyen el espejo que tienen en frente, para ver más allá de su propia realidad, con lo cual pueden ver a las personas que necesitan de su ayuda.

Y una vez que materialicen sus sueños no olvidar que la humildad, esfuerzo y la dedicación fueron pilares para obtener el éxito, porque no seremos recordados por lo mucho que ganamos sino por lo mucho que damos, de tal manera hay que expresarlo mediante acciones que generen la sinergia en una sociedad más unida.

Miguel Tuárez

CONTENIDO GENERAL

DERECHO DE AUTORÍA	ii
CERTIFICACIÓN DE TUTOR	iii
APROBACIÓN DEL TRIBUNAL	iv
AGRADECIMIENTO	v
DEDICATORIA.....	vi
CONTENIDO GENERAL	viii
CONTENIDO DE TABLAS, FIGURAS, ANEXOS Y ECUACIONES.....	x
GLOSARIO DE TÉRMINOS	xiii
RESUMEN	xiv
PALABRA CLAVE.....	xiv
ABSTRACT	xv
KEY WORDS	xv
CAPÍTULO I. ANTECEDENTES	1
1.1. PLANTEAMIENTO Y FORMULACIÓN DEL PROBLEMA.....	1
1.2. JUSTIFICACIÓN	3
1.3. OBJETIVOS.....	4
1.3.1. OBJETIVO GENERAL	4
1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	4
1.4. HIPÓTESIS.....	4
CAPÍTULO II. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	5
2.1. RESIDUOS AGROINDUSTRIALES	5
2.1.1. VALORIZACIÓN DE RESIDUOS	5
2.1.2. CASO DE ESTUDIO: INDUSTRIA DEL CAFÉ.....	6
2.2. DIGESTIÓN ANAEROBIA	8
2.2.1. FASES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	8
2.2.2. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	10
2.3. REACTORES ANAEROBIOS.....	13
2.3.1. CLASIFICACIÓN DE LOS REACTORES ANAEROBIOS	13
2.4. BIOGÁS	16
2.4.1. USOS DEL BIOGÁS.....	17
2.4.2. PRODUCCIÓN DE METANO.....	17
2.4.3. INÓCULO	18
2.5. MODELADO	18
2.5.1. MODELADO DEL AGUA RESIDUAL	18
2.5.2. VENTAJAS Y LIMITACIONES DE LA MODELACIÓN DE LA CALIDAD DEL AGUA.....	19
CAPÍTULO III. DESARROLLO METODOLÓGICO	21
3.1. UBICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN	21
3.2. DURACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN	21

3.3. FACTOR EN ESTUDIO	21
3.4. NIVELES DEL FACTOR	21
3.5. DISEÑO EXPERIMENTAL	21
3.6. UNIDAD EXPERIMENTAL	22
3.7. MANEJO DEL EXPERIMENTO	22
3.7.1. AGUA RESIDUAL MODELADA	23
3.7.2. PREPARACIÓN DEL INÓCULO	24
3.7.3. OPERATIVIDAD DE REACTORES FAFA.....	24
3.8. VARIABLES A MEDIR Y MÉTODO DE EVALUACIÓN.....	28
3.8.1. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL MODELADA	29
3.8.2. CARACTERIZACIÓN DEL INÓCULO	30
3.8.3. PARÁMETROS DE CONTROL EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	32
3.9. ANÁLISIS ESTADÍSTICO	34
CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	35
4.1. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL MODELADA	35
4.2. CARACTERIZACIÓN DEL INÓCULO	36
4.3. EVALUACIÓN DEL SISTEMA MONOFÁSICO (SM).....	36
4.3.1. pH	36
4.3.2. FOSTAC	37
4.3.3. AGV	38
4.3.4. REMOCIÓN DQO	39
4.3.5. RENDIMIENTO DE METANO (Y_{CH_4}) – CONCENTRACIÓN DE METANO ($\%CH_4$).....	40
4.4. EVALUACIÓN DEL SISTEMA BIFÁSICO (SB).....	41
4.4.1. REACTOR ACIDOGÉNICO.....	41
4.4.2. REACTOR METANOGÉNICO.....	46
4.5. COMPARACIÓN DEL SM Y SB	51
4.5.1. VARIABLES DE SEGUIMIENTO DIARIOS	52
4.5.2. VARIABLES DE SEGUIMIENTO SEMANAL	59
CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	60
5.1. CONCLUSIONES	60
5.2. RECOMENDACIONES	60
BIBLIOGRAFÍA	63
ANEXOS	78

CONTENIDO DE TABLAS, FIGURAS, ANEXOS Y ECUACIONES

CONTENIDO DE TABLAS

TABLA 1. CLASIFICACIÓN DE LOS DIGESTORES.....	14
TABLA 2. CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL BIOGÁS	17
TABLA 3. TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO (TRH)	28
TABLA 4. MÉTODOS APLICADOS SEGÚN LAS VARIABLES EN ESTUDIO.....	28
TABLA 5. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL.....	35
TABLA 6. UNIDADES EQUIVALENTES EN LOS ARTÍCULOS.....	50
TABLA 7. PRUEBAS DE NORMALIDAD PARA VARIABLES CON SEGUIMIENTO DIARIO.....	52
TABLA 8. PRUEBAS DE U DE MANN-WHITNEY PARA VARIABLES CON SEGUIMIENTO DIARIO.....	52
TABLA 9. PRUEBAS DE MOSES PARA RENDIMIENTO DE CH ₄	53
TABLA 10. PRUEBAS DE MOSES PARA PH	55
TABLA 11. PRUEBAS DE MOSES PARA AGV	56
TABLA 12. PRUEBAS DE MOSES PARA FOSTAC	58
TABLA 13. PRUEBAS DE NORMALIDAD PARA VARIABLES CON SEGUIMIENTO SEMANAL.....	59
TABLA 14. PRUEBA DE HOMOGENEIDAD DE VARIANZA PARA VARIABLES CON SEGUIMIENTO SEMANAL	59
TABLA 15. PRUEBA DE U DE MANN-WHITNEY PARA REMOCIÓN DE DQO.....	60
TABLA 16. PRUEBA DE ADEVA PARA CONCENTRACIÓN DE METANO.	61

CONTENIDO DE FIGURAS

FIGURA 1. FASES QUE SIGUEN LOS COMPUESTOS CONTAMINANTES AL SER DEGRADADOS POR DA.	10
FIGURA 2. REACTOR SM	22
FIGURA 3. REACTORES SB	23
FIGURA 4. COMPORTAMIENTO DEL PH DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL SM	37
FIGURA 5. COMPORTAMIENTO DE LA RELACIÓN FOSTAC DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL SM	38
FIGURA 6. COMPORTAMIENTO DEL AGV DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL SM	39
FIGURA 7. COMPORTAMIENTO DEL % DE REMOCIÓN DQO DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL SM	40
FIGURA 8. COMPORTAMIENTO DEL RENDIMIENTO Y CONCENTRACIÓN DE METANO DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL SM.....	41
FIGURA 9. COMPORTAMIENTO DEL PH DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR ACIDOGÉNICO.....	42

FIGURA 10. COMPORTAMIENTO DE LA RELACIÓN FOSTAC DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR ACIDOGÉNICO.....	43
FIGURA 11. COMPORTAMIENTO DEL AGV DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR ACIDOGÉNICO.....	44
FIGURA 12. COMPORTAMIENTO DEL % DE REMOCIÓN DQO DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR ACIDOGÉNICO	45
FIGURA 13. COMPORTAMIENTO DEL RENDIMIENTO Y CONCENTRACIÓN DE METANO DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR ACIDOGÉNICO	46
FIGURA 14. COMPORTAMIENTO DEL PH DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR METANOGÉNICO.....	47
FIGURA 15. COMPORTAMIENTO DE LA RELACIÓN FOSTAC DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR METANOGÉNICO.....	48
FIGURA 16. COMPORTAMIENTO DEL AGV DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR METANOGÉNICO.....	49
FIGURA 17. COMPORTAMIENTO DEL % DE REMOCIÓN DQO DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR METANOGÉNICO	50
FIGURA 18. COMPORTAMIENTO DEL RENDIMIENTO Y CONCENTRACIÓN DE METANO DURANTE UN PERIODO DE EVALUACIÓN DE 91 DÍAS EN EL REACTOR METANOGÉNICO	51
FIGURA 19. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS DE CAJA PARA RENDIMIENTO DE METANO ENTRE LOS SM Y SB	53
FIGURA 20. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS EN PRUEBA DE MOSES PARA RENDIMIENTO DE METANO ENTRE LOS SM Y SB	54
FIGURA 21. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS DE CAJA PARA PH ENTRE LOS SM Y SB	55
FIGURA 22. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS EN PRUEBA DE MOSES PARA PH ENTRE LOS SM Y SB	55
FIGURA 23. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS DE CAJA PARA AGV ENTRE LOS SM Y SB	56
FIGURA 24. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS EN PRUEBA DE MOSES PARA AGV ENTRE LOS SM Y SB.....	57
FIGURA 25. COMPARACIÓN DE PRUEBAS U DE MANN-WHITNEY PARA FOSTAC ENTRE LOS SM Y SB.....	58
FIGURA 26. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS EN PRUEBA DE MOSES PARA FOSTAC ENTRE LOS SM Y SB.....	58
FIGURA 27. COMPARACIÓN DE GRÁFICAS DE CAJA PARA REMOCIÓN DE DQO ENTRE LOS SM Y SB	60
FIGURA 28. COMPARACIÓN DE MEDIDAS PARA CONCENTRACIÓN DE METANO ENTRE LOS SM Y SB.....	61

CONTENIDO DE ANEXOS

ANEXO 1. DIAGRAMA DE PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE CAFÉ SOLUBLE.....	79
ANEXO 2. REACTORES ANAEROBIO SM Y SB.	79
ANEXO 3. RESUMEN DE LA APLICACIÓN DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA PARA EL TRATAMIENTO DE ALGUNOS RESIDUALES AGROINDUSTRIALES.....	80

CONTENIDO DE ECUACIONES

ECUACION 3.1 VOLUMEN DE AGUA AÑADIDA.....	23
ECUACION 3.2 CAUDAL MÁSIICO.....	27

ECUACION 3.3 CAUDAL VOLUMÉTRICO	27
ECUACION 3.4 TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICA	27
ECUACION 3.5 SÓLIDOS TOTALES	31
ECUACION 3.6 SÓLIDOS FIJOS	31
ECUACION 3.7 SÓLIDOS VOLÁTILES	32
ECUACION 3.8 ALCALINIDAD	33
ECUACION 3.9 ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES	33

GLOSARIO DE TÉRMINOS

DQO (Demanda química de oxígeno)

FAFA (Filtro anaerobio de flujo ascendente)

UAF (Upflow anaerobic filter)

AGV (Ácidos grasos volátiles)

FOSTAC (Flüchtige Organische Säuren, Totales Anorganisches Carbonat)

SD (Sistema de digestión)

SM (Sistema monofásico)

SB (Sistema bifásico)

DA (Digestión anaerobia)

Hid (Hidrólisis)

Aci (Acidogénesis)

Ace (Acetogénesis)

Met (Metanogénesis)

TRH (Tiempo de retención hidráulica)

SV (Sólidos volátiles)

ST (Sólidos totales)

SF (Sólidos fijos)

ALC (Alcalinidad)

ADEVA (Análisis De Varianza)

RESUMEN

El objetivo de la presente investigación fue establecer la producción de metano en reactores con Sistema Monofásico (SM) y Sistema Bifásico (SB) utilizando como sustrato agua modelada de la industria de café soluble, con una demanda química de oxígeno (DQO) de 7,5 g/L, considerado como un residuo con alta carga orgánica. Las pruebas de laboratorio se realizaron en reactores provistos con filtro anaeróbicos de flujo ascendente (FAFA), evaluando parámetros de: pH, relación entre ácidos grasos volátiles y alcalinidad (FOSTAC), remoción DQO, concentración y rendimiento de metano, aplicando métodos normalizados para el análisis de aguas residuales descrita por APHA & WPCF, 2012. En la variable rendimiento el SM mostró valores promedios de 0,15 dm³ CH₄/gDQO en comparación a los exhibidos por el SB con valores promedios de 0,26 dm³ CH₄/g DQO, los rangos de operación del SB fueron: pH (6,38-8,0), FOSTAC (0,42-0,60), AGV(160-423mg/l), remoción DQO (61-85%); donde se comprobó estadísticamente que las producciones de metano en los sistemas evaluados difieren significativamente ($p < 0,05$), evidenciando que en el SB incrementó los valores promedios de producción de metano del 70% en relación al SM.

PALABRA CLAVE

Agua modelada, Sistemas de reactores, Rendimiento de metano, Sistema monofásico, Sistema bifásico.

ABSTRACT

The objective of this research was to establish the production of methane in reactors with a Monophasic System (SM) and a Biphasic System (SB) using modeled water from the soluble coffee industry as a substrate, with a chemical oxygen demand (COD) of 7,5 g / L, considered as a waste with a high organic load. The laboratory tests were performed in reactors fitted with an Upflow Anaerobic Filter (UAF), evaluating parameters of: pH, relationship between volatile fatty acids and alkalinity (FOSTAC), COD removal, concentration and methane yield, applying standardized methods for the analysis of wastewater described by APHA & WPCF, 2012. In the yield variable, the SM showed average values of 0,15 dm³ CH₄ / gDQO in comparison to those exhibited by the SB with average values of 0,26 dm³ CH₄ / g COD, the operating ranges of the SB were: pH (6,38-8, 0), FOSTAC (0,42-0,60), AGV (160-423mg / l), COD removal (61-85%); where it was statistically verified that the methane productions in the evaluated systems differ significantly (p <0,05), evidencing that the mean methane production values increased by 70% in relation to the SM.

KEY WORDS

Modeled water, Reactor systems, Methane yield, Monophasic system, Biphasic system

CAPÍTULO I. ANTECEDENTES

1.1. PLANTEAMIENTO Y FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

Según International Coffee Organization (ICO, 2019) la inversión en el sector cafetero es muy atractiva debido a su alta facturación que bordea los USD 200 mil millones en el 2018. En países latinoamericanos existen productores cafeteros como Colombia, Brasil, Ecuador, México, Bolivia, Perú, entre otros. La superficie que el Ecuador destina al cultivo del café abarca aproximadamente el 30% de su territorio nacional (Yáñez, 2018). Por tanto, Ecuador es el cuarto país exportador sudamericano más grande de café soluble a Rusia (El Telégrafo, 2017).

En los procesos agroindustriales se obtienen desechos o subproductos en donde la disposición de estos, son definidos mundialmente como un problema debido a la falta de conocimientos sobre los tratamientos en cada sector agroindustrial (Vargas & Pérez, 2018). Restrepo, Rodríguez & Manjarrés (2011) mencionan que la disposición de desechos son requerimientos adicionales a los procesos de fabricación de las empresas que conforman el sector agroindustrial, generando subproductos; lo que coincide con Rosas, Ortiz, Herrera & Leyva (2016).

Córdova (2019) reporta datos de producción de aguas residuales de la industria de café instantáneo, mencionando que a partir de 100 toneladas de granos de café/día se obtiene un volumen aproximado de 41 244 087 m³/año.

En el Ecuador las plantas industriales de procesamiento de café soluble se encuentran en las provincias de Manabí y Guayas. Algunos autores coinciden que la composición de este tipo de residuos es altamente contaminante con elevada carga orgánica, relacionada en función de la demanda química de oxígeno (DQO) (Morales, Rivadeneira & García (2018). Asimismo, Acarley (2018) señala que el contenido de estas aguas residuales tiene en sus componentes lodos y materia orgánica en abundancia.

Una alternativa tecnológica atractiva para el tratamiento y aprovechamiento de estos residuales, es la DA, la cual produce biogás y un lodo estabilizado que puede ser aprovechado como; energía y fertilizante orgánico.

La DA es un proceso biológico natural en ausencia de oxígeno en el cual los microorganismos descomponen la materia orgánica produciendo biogás (Zeng, Yuan, Shi & Qiu, 2010) y un lodo residual estabilizado (Noykova, Müller, Gyllenberg & Timmer, 2002).

Las características de estas aguas residuales con presencia de: taninos, fenoles y ácido clorogénico, alta acidez y baja alcalinidad, son determinantes en la estabilidad del proceso biológico, (Neves, Oliveira & Alves, 2006; Guardia, 2012; Fia, Matos, Borges, Fia & Cecon, 2012). Debido a que estos componentes pueden inhibir el proceso anaerobio (Dinsdale, Hawkes & Hawkes, 1997).

Ante todo, se puede indicar que las digestiones anaerobias del agua residual de café instantáneo son inestables y contradictorios, en relación a los parámetros operacionales, eficiencias y eliminación de la demanda química de oxígeno (Selvamurugan, Doraisamy & Maheswari, 2010a) (Selvamurugan, Doraisamy, Maheswari & Nandakumar, 2010b). Evidenciando dificultades para evaluar un proceso estable.

Guardia (2012) menciona que la DA en dos fases puede ofrecer más ventajas que al trabajar con una fase. Así mismo Ghosh, Ombregt & Pipyn (1985) indican que se mejora el rendimiento de un proceso anaerobio separando las fases de la siguiente manera, proceso en el primer reactor ocurre las etapas: Hidrólisis (Hid) – Acidogénesis (Aci), proceso en el segundo reactor: Acetogénesis (Ace) – Metanogénesis (Met).

Se puede señalar que realizar este tipo de tratamientos, puede proveer las siguientes ventajas en comparación del uso del tratamiento con un solo reactor: presenta mayor estabilidad del proceso, mayor resistencia a los compuestos inhibidores y el taponamiento de la acidificación, incrementando la eliminación de la contaminación orgánica (Bouallagui et al., 2004; Bouallagui, Touhami, Ben

Cheikh & Hamdi, 2005; De La Rubia, Raposo, Rincón & Borja, 2009; Camarillo & Rincón, 2012).

Dado que como ya se mencionó existe una generación de aguas residuales en la industria del café que nos es debidamente aprovechada y aun no se ha establecido una metodología que incluya la aplicación de reactores eficientes para la establecer la producción de metano, se formula la siguiente interrogante: ¿Cuál es el efecto de los reactores en los SM y SB durante la DA utilizando agua modelada de la industria de café soluble para la producción de metano?

1.2. JUSTIFICACIÓN

Durante los últimos años se ha mostrado un interés creciente en el desarrollo y/o la optimización de tecnologías y metodologías para el aprovechamiento de los residuos con alta carga orgánica producidos por las empresas agroindustriales de café, al menos en países industrializados o en vías de desarrollo tales como Brasil y Colombia, utilizan estos recursos para la generación de energía y sustituir paulatinamente los tipos de energías derivadas del petróleo. Ramírez (2012) resalta que el aprovechamiento de estos residuos es una alternativa que impulsa el desarrollo de tecnologías orientadas hacia una transformación sustentable de los recursos naturales.

Según Food and Agriculture Organization of the United Nations (FAO, 2013) y González (2009) la bioenergía se obtiene a base de desechos orgánicos agroindustriales; siendo esta, una manera de aprovecharlos mediante procesos biotecnológicos, concordando con Soto (2012) donde señala que son producidas por combustibles de procedencia renovable. Proponiendo de esta manera una alternativa más sustentable que el uso de combustibles derivados del petróleo, disminuyendo la cantidad de gases de efecto invernadero que se generan (Valdés & Palacios, 2016).

En el año 2017 Peñaranda, Montenegro & Giraldo, mencionaron que el objetivo de las industrias era buscar nuevas alternativas que sean más eficientes. De acuerdo

con González (2013) el aprovechamiento de estos residuos no es eficiente por ausencia de conocimientos sólidos y tecnología adecuada para dicho fin.

En los estudios realizados por Chen, Cheng & Creamer (2008) se evidencia que el objetivo principal de la DA es aprovechar los residuos agroindustriales sólidos y líquidos, entre ellos algunos que contienen alta cantidad de materia orgánica ligeramente biodegradable que puede contribuir a la producción de bioenergía. Por lo que se torna interesante conocer el efecto que provocarían los reactores en SM y SB durante la DA utilizando agua modelada de la industria de café soluble para la producción de metano.

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. OBJETIVO GENERAL

Establecer la producción de metano en reactores monofásico y bifásico utilizando como sustrato agua modelada de la industria de café soluble.

1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Acondicionar las características fisicoquímicas de agua residual análoga a las de un efluente de la industria de café soluble.
- Determinar el tipo de reactor que produzca la mayor cantidad de metano a partir del agua modelada de la industria de café soluble.

1.4. HIPÓTESIS

Al menos uno de los reactores tiene mayor producción de metano utilizando agua modelada de la industria de café soluble.

CAPÍTULO II. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

2.1. RESIDUOS AGROINDUSTRIALES

Las ideas expuestas por Vargas & Pérez, (2018) describen que los residuos y subproductos agroindustriales son generados durante la transformación de materias primas, y deben ser abarcados por procesos tecnológicos para contribuir al fomento del desarrollo económico, social y ambiental. Por su parte Rosas, Ortiz, Herrera, & Leyva (2016) indican que son generados por todo proceso productivo, sin ser utilizado después de su cadena de producción.

De igual manera Saval (2012) indica que los residuos son generados a partir del proceso productivo y no son aprovechados de una manera eficiente, debido a que existe una gran posibilidad de utilizarlos en otros procesos con valor social y/o comercial. Siendo así que comparten características en común, tales como el contenido de materia orgánica que dentro de su estructura contienen celulosa, lignina, hemicelulosa, pectina y cabe mencionar que estos residuos pueden ser líquidos o sólidos. Por lo anteriormente expuesto Rosas, Ortiz, Herrera, & Leyva (2016) mencionan que los residuos agroindustriales son susceptibles a valorización.

2.1.1. VALORIZACIÓN DE RESIDUOS

A nivel mundial, la preocupación por el aprovechamiento de residuos ha tomado gran fuerza entre la comunidad científica y sobre todo a nivel industrial, en donde los procesos de transformación generan subproductos que pueden ser útiles en otras actividades (González, 2013). En la actualidad existen tres alternativas para recuperación y aprovechamiento de recursos agroindustriales entre las que se mencionan: la valorización biológica y química, la obtención de combustibles y la valorización térmica (Yepes, Montoya, & Orozco, 2008).

Según varios autores Rosas, Ortiz, Herrera, & Leyva (2016) mencionan que la agroindustria cafetera, azucarera, tortillera y entre otras; cada una de ellas generan

diferentes residuos, los cuales pueden ser utilizados como consumo animal o de aplicación en procesos agrícolas como enmiendas.

El café es el segundo producto más vendido en el mundo después del petróleo, lo cual genera gran cantidad de desperdicios durante su producción, a esto se suma que existe un tercio de la producción mundial de alimentos que se desperdician, lo cual constituye una fuente de contaminación hacia las reservas de agua, representando el 9,6% de las emisiones globales de CO₂ en todo el mundo (Fisgativa, Tremier, Le Roux, Bureau, & Dabert, 2017).

2.1.2. CASO DE ESTUDIO: INDUSTRIA DEL CAFÉ

La industria cafetera es generadora importante de residuos, los cuales empiezan a producirse desde el despulpado y beneficiado del grano de café. De acuerdo con las estadísticas del SIAP, en 2013 fueron cosechadas 365,333 toneladas de café cereza. El despulpado de café cereza genera, aproximadamente, 400 kg de pulpa por cada tonelada de café procesado. Después vienen los procesos de secado y limpieza del grano para ser tostado. Posteriormente se genera la borra de café; este tiene su origen en el proceso de obtención de café soluble y corresponde a la fracción insoluble del café tostado. De acuerdo con Rodríguez y Zambrano (2010), se obtienen aproximadamente 10% por cada kilogramo de café cosechado.

La generación de residuos, también es conocida como subproducto de un proceso que es inherente al mismo. Los procesos de la agroindustria azucarera, cafetera (café en grano y solubles instantáneos) y tortillera (tortilla y masa) producen volúmenes importantes de residuos, que conllevan a incluir costos adicionales para su manejo y disposición final. Una alternativa de revalorización es considerar su uso como abonos orgánicos (compostas), o bien, para obtención de energía. Rosas, Ortiz, Herrera, & Leyva (2016).

La producción de café en América del Sur representa alrededor del 43% de la oferta mundial. Brasil abastece alrededor de 40 millones de bolsas de café, a su vez genera 1,4 millones de toneladas de desechos cada año (Galanakis, 2017). Alrededor del 90% de la masa de café está desechada como subproductos como

la cáscara de pergamino, pulpa de café y café molido, lo cual contribuye a la contaminación ambiental (Beyene, Yemane, Addis, Assayie, & Triest, 2014), siendo que el café instantáneo o soluble, representa el 50% del mercado mundial (Mussatto, Machado, Martins, & Teixeira, 2011).

Las principales empresas en Ecuador que elaboran café soluble son:

1. El Café C.A. con dos sucursales ubicadas en Manabí y Guayas
2. Solubles Instantáneos C.A. ubicada en Guayas.

Según datos de exportación de Asociación Nacional de Exportadores de Café (ANECAFÉ, 2017) ambas empresas exportaron un total de 36.854,8 t de café procesado lo cual se expresa económicamente en USD 100'832.123,43. En la actualidad se calcula que cerca de un tercio del consumo mundial de café, es del tipo soluble (Rovira, 2011).

Dentro de los tipos de café para consumo y exportación que se producen en el Ecuador el café soluble es el más común y vendido a nivel internacional; adicional a ello, el país importa un promedio de 1,3 millones de sacos de café, particularmente de la variedad robusta, porque la demanda es superior a la oferta local de este producto (Revista Líderes, 2015).

El agua residual del procesamiento del café se caracteriza por tener dentro de su composición carbohidratos, proteínas, lípidos, minerales, ácidos orgánicos, cafeína, fenoles, alcaloides, lignina, taninos, pueden aparecer compuestos heterocíclicos, que varían de 4000 a 60000 mg/L de DQO (Fernandez & Forster, 1993; Dinsdale, Hawkes, & Hawkes, 1996; Neves, Oliveira, & Alves, 2006; Qiao et al., 2013; Campos, Loarca, Vergara, & Oomah, 2015), generando graves repercusiones como las mencionadas a continuación:

- Aumento del DBO.
- Acidificación en el cuerpo de agua receptor.
- Variaciones en el pH.
- Sólidos en suspensión.

Se descarga un volumen diario de 110 m³ de aguas residuales de 100 toneladas de granos de café procesados (Beyene, Yemane, Addis, Assayie, & Triest, 2014). El depósito de estos residuos líquidos ocasiona que se vuelvan inservible tanto para consumo humano como para consumo animal (Alcívar & Rosero, 2018), es oportuno su aprovechamiento para la generación de biogás a partir de la DA con microorganismo metanogénicos en reactores capaces de llevar a cabo esta actividad (Moreira & Zambrano, 2019).

Estos residuos, provenientes de la industria de alimentos, así como del sector agroindustrial y doméstico, entre otros, pueden ser aprovechados a través de la tecnología de la DA y a su vez como materia prima para la producción de metano (González, Pérez, Wong, Bello, & Yanez, 2015).

2.2. DIGESTIÓN ANAEROBIA

La DA es la degradación de la materia orgánica en ausencia de oxígeno produciéndose biogás cuyos componentes mayoritarios son el metano y el dióxido de carbono (Bote, 2013). La DA es un medio eficaz para tratar las aguas residuales, lodos de depuradoras, descargas de la industria agro-alimentaria, estiércol, entre otros. Se han desarrollado distintas tecnologías de biometanización para adaptarse mejor a los efluentes a tratar, para simplificar el proceso y minimizar el costo o para optimizar la producción de biogás (Arhoun, 2017).

2.2.1. FASES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Estudios bioquímicos y microbiológicos realizados hasta ahora, dividen el proceso de descomposición anaerobia de la materia orgánica en cuatro fases o procesos:

- a. Hidrólisis o hidrogenes
- b. Etapa fermentativa o acidogénica
- c. Etapa acetogénica
- d. Etapa metanogénica

Hidrólisis (Hid). - Consiste en la partición de las cadenas largas o polímeros de carbono, hidrógeno y nitrógeno en unidades procesables o monómeros por parte de enzimas hidrolíticas producidas por bacterias celulosíticas; las enzimas producidas por estas bacterias son celulasas, celobiasa, xilanasas, amilasa, lipasa y proteasa (Weiland, 2010).

Acidogénesis (Aci). - En esta etapa los compuestos orgánicos solubles que comprenden los productos de la etapa hidrolítica son convertidos en ácidos orgánicos tales como acético, propiónico y butírico, fundamentalmente (Lorenzo & Obaya, 2005). Este proceso es llevado a cabo por bacterias fermentativas (Fragela, Hernández, Jardines, & Venancio, 2008).

Algunos autores, entre ellos Fragela, Hernández, Jardines, & Venancio (2008); Hilbert (2005) consideran a las etapas Hid y Aci como un solo paso dentro de la obtención de biogás debido a que el objetivo de ambos procesos es reducir de tamaño las moléculas grandes y hacerlas asimilables por los microorganismos encargados de la Ace y Met.

Acetogénesis (Ace). - Consiste en la transformación de los productos de la Aci en ácidos grasos de cadenas cortas, principalmente ácido acético, teniendo como intermediarios a moléculas como propionato, butirato y valerato que provienen de los ácidos grasos largos (Puente, 2012).

Metanogénesis (Met). - En esta etapa metabólica el CH_4 es producido a partir del ácido acético o de mezclas de H_2 y CO_2 , pudiendo formarse también a partir de otros sustratos tales como ácido fórmico y metanol. El rol de las bacterias metanogénicas se define por el tipo de sustrato disponible (Guardia, 2012).

Todos estos procesos de descomposición anaerobia de la materia orgánica, se resumen en la siguiente Figura 1.

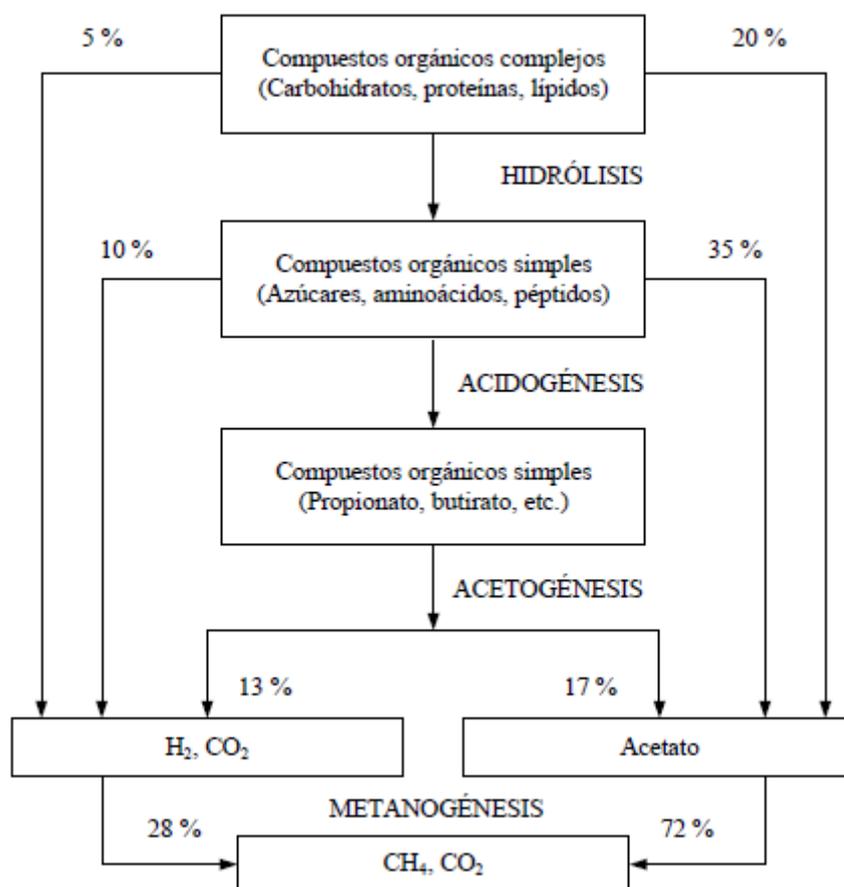


Figura 1. Fases que siguen los compuestos contaminantes al ser degradados por DA.
Nota. Fuente: Speece (1996)

2.2.2. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Existen diferentes parámetros que influyen en el proceso de DA, aunque solo algunos de ellos son definidos como variables del proceso y controlados desde escala de laboratorio hasta la escala industrial. Dentro de este proceso se encuentran:

Sustrato: La prevalencia de algunas rutas metabólicas estará determinada por la relación entre la velocidad de producción y la capacidad de asimilación del mismo, por lo tanto, si las diferencias entre el contenido de DQO y DBO son grandes esto indican que existe una alta proporción de componentes no biodegradables (Díaz, Espitia, & Molina, 2002).

Una de las condiciones que deben ser controladas es el sustrato teniendo en cuenta los sólidos totales (ST) y volátiles (SV), demanda química de oxígeno (DQO) y el contenido de nitrógeno y fósforo (Angelidaki et al., 2009). Otros parámetros importantes para el caso de cultivos energéticos y residuos agrícolas son el contenido de lignina, celulosa y hemi-celulosa, estos deben ser siempre considerados en su caracterización debido a que la lignina no es degradada en el proceso y no contribuye a la producción de biogás (García & Gómez, 2016).

Velocidad de carga orgánica y tiempo de retención: El tiempo promedio de permanencia del material orgánico o biomasa en el reactor es conocido como tiempo de retención hidráulico y la velocidad de carga orgánica es la cantidad del residuo cargado al digester por unidad de volumen. Este tiempo de retención está directamente relacionado con la temperatura que se da en el proceso (Bote, 2013).

Temperatura: Para que el proceso de DA sea eficiente se puede llevar en un amplio rango de temperaturas los cuales son: psicrófilos (<20°C), mesófilos (20-40°C), y termófilos (45-70°C) e incluso extremos de termófilos (>60°C) (Contreras, 2013).

Varios autores han demostrado que a mayor temperatura se logran menores tiempos de retención, pero cuando esta es baja el tiempo de retención será más largo y para disminuir estos tiempos diversas investigaciones muestran diversos pretratamientos, uno de ellos es recircular la materia orgánica en la fase hidrolítica y acetogénica durante dos horas (Angelidaki et al., 2009).

pH: El pH representa el grado de acidez presente en el biodigestor, su valor óptimo oscila entre 6,6 y 7,6 (Arrieta, 2016), con valores de pH por debajo de 5 y por encima de 8 se corre el riesgo de inhibir el proceso de DA o incluso detenerlo (Bautista & Aznar, 2010). Es importante mantener este parámetro constante debido a que la actividad de la población metanogénica es altamente vulnerable a los cambios de pH comparado con las demás poblaciones microbianas presentes en los lodos (Quintero & Rondón, 2012).

Si el pH fuera menor a 6 produciría un biogás pobre en metano, de esta forma tendría cualidades energéticas menores (Acarley, 2018). La regulación del pH en el rango deseado se logra agregando regularmente a la mezcla materiales alcalinos, tales como cal o cenizas (García & Intriago, 2019). El pH es un parámetro fundamental para el desarrollo de la máxima actividad por los microorganismos que se identifican en cada una de las fases:

- Microorganismos hidrolíticos pH entre 7,2 y 7,4
- Microorganismos acetogénicos pH entre 7 y 7,2
- Microorganismos metanogénicos pH entre 6,5 y 7,5.

Aristizábal (2015) menciona que se debe conocer la cantidad aproximada de base (NaOH) que debe ser agregada para neutralizar y en el caso de la vinaza, lo necesario para aumentar su pH.

Humedad: Este factor se expresa como una relación de masa de agua por masa de materia seca. “Una materia orgánica con porcentajes de humedad superior al 50% puede ser aprovechada energéticamente mediante un proceso bioquímico como la fermentación o la DA (García & Intriago, 2019).

Macronutrientes y micronutrientes: Los nutrientes en la degradación anaerobia de residuos mixtos o mezclas de aguas residuales, están disponibles en cantidades ilimitadas. La adición de elementos de traza como el níquel o el cobalto estimula los procesos anaerobios (Alvarado, 2017). Las cantidades requeridas de estos macro nutrientes en un proceso de DA son dependientes de las poblaciones de microorganismos presentes y del tipo de sustrato que se degrade (Cendales, 2011).

Relación carbono/nitrógeno: Los materiales de fermentación están compuestos en su mayor parte por carbono (C) y nitrógeno (N) y siendo estas las macromoléculas más abundantes en el medio ambiente, se establecen la relación entre ellos (C/N), la cual influye en el rendimiento del biogás, siendo el carbono la fuente de energía de los microorganismos y el nitrógeno es usado por los microorganismos para la regeneración y el crecimiento celular (FAO, 2019).

Inhibición y toxicidad: Uno de los principales parámetros que se debe tener en cuenta para determinar el proceso de inhibición son:

La acidificación a partir del acetato, ya que por el exceso del sustrato se inhibe la producción de metano cuando la producción de ácidos excede su consumo.

- Alta presencia de amoníaco
- pH de la concentración de sustrato
- Relación C/N
- Capacidad taponadora del medio
- Temperatura
- Fenoles y alquifenoles se consideran tóxicos para las bacterias metanogénicas (García & Gómez, 2016)

2.3. REACTORES ANAEROBIOS

Son equipos en los cuales se lleva a cabo el proceso anaeróbico y su diseño debe ser tal que asegure homogeneidad entre los componentes del sistema y condiciones óptimas necesarias para el crecimiento microbiano y la obtención del producto deseado (García & Gómez, 2016).

Sin duda alguna la variedad de reactores es muy amplia, que van desde parámetros como el volumen, hasta modelos conceptualmente diferentes, modificándose el número de tanques de proceso, la orientación de los mismos, los sistemas de movilización de biomasa (Agencia Andaluza de la Energía, 2011).

2.3.1. CLASIFICACIÓN DE LOS REACTORES ANAEROBIOS

Diversos autores mencionan que los reactores anaerobios se pueden clasificar de acuerdo a 4 variables básicas, como se aprecia en la Tabla 1.

Tabla 1.
Clasificación de los Digestores

Tipo de carga	Intensidad de mezcla	Manejo de sustrato	Manejo bioquímico
Sistema Batch	Mezcla completa	Contacto anaerobio	Una etapa (Monofásico)
Sistema continuo o semicontinuo	Mezcla parcial o nula	U.A.S.B	Dos etapas (Bifásico)
		Lecho Fluidizado	
		Filtro anaeróbico	

Nota. Fuente: Zúñiga (2010)

- **Según tipo de carga**

Batch se cargan solo una vez en forma total, este sistema es aplicable cuando la materia a procesar está disponible de manera intermitente (Reyes, 2017).

Continuos todos los reactantes son continuamente agregados al tanque y los productos descargado periódicamente, la ventaja que puede ser utilizados para grandes volúmenes haciendo atractiva la recuperación de la inversión (Zúñiga, 2010).

Semicontinuos, consiste en ingresar un reactante de manera discontinua (todo a la vez), y agregar el segundo reactante de forma continua durante el período de reacción (Mosquera & Muñoz, 2017).

- **Según la intensidad de mezcla**

Mezcla completa busca que el sustrato en fermentación dentro de la cámara se mezcle en forma total, en general diariamente.

Mezcla parcial son aquellos en los cuales los métodos de agitación son muy rudimentarios (ya sea manuales o algún tipo de rotación mecánica no controlada) (Salamanca, 2009).

- **Según manejo del sustrato**

De acuerdo a Zúñiga (2010), el manejo del sustrato se puede clasificar en:

Contacto anaerobio: Estos digestores tiene asociado una pila de sedimentación, a fin de que las bacterias que han salido con el efluente decanten para ser reintroducida.

U.A.S.B (Upflow Anaerobic Sludge Blanket): Poseen separadores y mamparas estratégicamente ubicadas, las que generen zonas de tranquilidad en las cuales las bacterias han formado glómérulos (flocs), los cuales sedimenta, evitando así su salida.

Lecho fluidizado: Pequeñas partículas se mantienen en suspensión dentro de la cámara, a las cuales las bacterias se adhieren. Al final del proceso, mediante un filtro, las bacterias son recuperadas y reincorporadas al proceso de digestión. (IDAE. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, 2007).

Filtro anaerobio de flujo ascendente (FAFA): Reactor de operación

De acuerdo a lo citado por Almeida (2013), consiste en un reactor de flujo ascendente, donde el agua residual es introducida por la parte inferior, el lodo biológico es retenido mediante un material de empaque que puede ser grava, arena, piedras de 3 a 5 cm de diámetro, sintéticos, entre otros., de esta manera el lecho de contacto biológico queda fijo (inmóvil) y completamente sumergido en el líquido a tratar, por tal motivo es importante que el material filtrante cuente idealmente con una alta porosidad, para aumentar la superficie de contacto con la materia orgánica a estabilizar. Asimismo, Varnero (2011), menciona que a bajo volumen de poros (40 a 50%), se producían severos problemas de obstrucción.

- **Según manejo bioquímico**

Reactores de una etapa (Monofásico), desarrollan las cuatro fases del proceso de DA simultáneamente en un único reactor (Hid, Aci, Ace y Met), en la cual todas las bacterias están bajo las mismas condiciones (Zúñiga, 2010). Así mismo García & Gómez (2016), indican que este sistema es considerado “tradicional” de realizar el proceso de DA, debido a que todas las fases correspondientes a la degradación de materia orgánica se llevan a cabo en el mismo equipo.

Reactores de dos etapas (Bifásico), han dividido la digestión en dos cámaras separadas, donde permite que, en la primera fase, los contaminantes complejos sean degradados por las bacterias acidogénicas a ácidos grasos volátiles (AGV), para posteriormente ser convertidos a metano y dióxido de carbono por las bacterias acetogénicas y metanogénicas en la segunda fase.

Esta configuración también incrementa la estabilidad del proceso mediante el control de la fase de acidificación para prevenir sobrecargas y la acumulación de material tóxico para la fase metanogénica (Demirel & Yenigün, 2002). Por otra parte, la primera etapa puede actuar como un búfer metabólico, previniendo un choque de pH a la población metanogénica. Con los residuos que contienen altas concentraciones de lípidos, la primera fase sirve principalmente para solubilizar los sólidos y, por lo tanto, conseguir posteriormente mayores velocidades de operación y de una forma más estable (Marroquín, 2018).

Como resultado de todos estos procesos biológicos y parámetros requerido para la DA se obtiene biogás.

2.4. BIOGÁS

Sandoval (2006) menciona que el biogás es una mezcla de gases cuyos principales componentes son el metano (CH_4) y el dióxido de carbono (CO_2), el cual se produce como resultado de la fermentación de la materia orgánica en ausencia del aire, por la acción de un grupo de microorganismos. Además, hay otros gases presentes en bajas concentraciones como H_2S , NH_3 y vapor de agua hasta su punto de saturación (Arhoun, 2017).

La FAO (2014) señala que es una fuente limpia, eficiente y renovable de energía producida a partir de materiales orgánicos que se pueden utilizar como un combustible alternativo particular. De la misma forma Nachwachsende (2013) afirma que este combustible natural puede ser empleado como fuente de energía calórica o energía eléctrica.

2.4.1. USOS DEL BIOGÁS

- **Potencial energético de biogás**

El metano es el único compuesto del biogás energéticamente interesante. Cuando el biogás tiene un contenido de metano superior al 45% es inflamable. El biogás tiene propiedades específicas que se indican en la Tabla 2.

Tabla 2.
Características generales del biogás

Características	Parámetros
Composición	55 - 70% metano (CH ₄) 30 - 45% dióxido de carbono (CO ₂) Trazas de otros gases
Contenido energético	6,0 - 6,5 kw h m ⁻³
Equivalente de combustible	0,60 - 0,65 L petróleo/m ³ biogás
Límite de explosión	6 - 12% de biogás en el aire
Temperatura de ignición	650 - 750°C (con el contenido de CH ₄ mencionado)
Presión crítica	74 - 88 atm
Temperatura crítica	-82,5°C
Densidad normal	1,2 kg m ⁻³
Olor	Huevo podrido (el olor del biogás desulfurado es imperceptible)
Masa molar	16,043 kg kmol ⁻¹

Nota. Fuente: Deublein & Steinhauser (2010)

La valoración de los residuos orgánicos mediante DA es interesante porque permite obtener biogás (Arhoun, 2017).

2.4.2. PRODUCCIÓN DE METANO

La producción de biogás a partir del agua residual de café instantáneo es una temática escasamente explorada y discutida en nuestro medio; no obstante, se reportan estudios preliminares que mostraron que la digestión de los desechos de café instantáneo es un proceso factible, que no requiere la adición esperada de

nitrógeno, enfatizando que es necesario el control del pH (Kostenberg & Marchaim, 1993).

2.4.3. INÓCULO

Las temperaturas tanto termofílico como mesofílico, debe de ser lo más fresco y de una materia prima similar a lo que se va a investigar. La degradación puede efectuarse a partir del quinto al séptimo día para que produzca el biogás. Si esta actividad metanogénica es baja y la concentración del inóculo sería alta (Alcívar & Rosero, 2018).

Uno de los inóculos que pueden usarse para garantizar una DA es el rumen de vaca, ya que este posee una gran actividad metanogénica y el tiempo para que suceda el proceso es rápido en comparación a los otros tipos de inóculos, pero también como posee bastantes AGV, hay que estar alimentando la carga orgánica, pero aun así este tipo de inóculo es el que mejor resultados da y por eso es el más utilizado (Camacho, Villada & Hoyos, 2017).

2.5. MODELADO

El modelado es la aproximación de las condiciones inherentes dentro de un proceso o área determinada, tomando en cuenta variables de entrada y salida utilizando elementos que son ajustados a las particularidades del caso en estudio permitiendo así representar la realidad de forma aproximada, mediante el proceso de calibración se ajustan los valores de los parámetros con el fin de mantener la reproducibilidad de la información (Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, 2018).

2.5.1. MODELADO DEL AGUA RESIDUAL

El modelado del residual líquido hace referencia al proceso como tal; es decir, simular el proceso industrial con el fin de obtener un residuo con características similares al de la industria, para reproducir las condiciones que se han estudiado con anterioridad y disminuir el error durante el experimento.

Diversos autores han propuesto protocolos o procesos de modelación de acuerdo con los resultados de sus investigaciones y experiencias en el tema, con la finalidad que los usuarios de los modelos los utilicen de manera práctica. Entre otras referencias se pueden citar los protocolos o procesos expuestos por Fischer, List, Koh, & Imberger (1979); Thomann & Mueller (1987); Chapra (1997) y el propuesto por Camacho & Díaz (2003), los cuales coinciden en algunos aspectos metodológicos, con algunas diferencias particulares en algunos componentes.

2.5.2. VENTAJAS Y LIMITACIONES DE LA MODELACIÓN DE LA CALIDAD DEL AGUA

Según el Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible (2018) en su investigación mencionan las diferentes ventajas y limitaciones de la modelación, además indican que un modelo de calidad del agua constituye una herramienta de gran utilidad para la toma de decisiones, a la vez permite representar los procesos que ocurren en la naturaleza y simular diferentes escenarios futuros con el fin de establecer el comportamiento más probable del cuerpo de agua ante diferentes variaciones.

Las ventajas y limitaciones, algunas de las cuales se describen a continuación.

- Atribuir valores y determinar la capacidad de asimilación de cuerpos de agua.
- Predecir las condiciones futuras de los cuerpos de agua, mediante la simulación de escenarios.
- Analizar el impacto de vertimientos sobre la calidad de cuerpos de agua (EAV).
- Identificar conflictos uso-calidad.
- Caracterizar la variabilidad espacial y temporal de la calidad del agua.

Finalmente, es importante anotar que los modelos raramente se pueden considerar malos o buenos; ellos generan resultados que pueden conducir a conclusiones acertadas o equivocadas. Por lo tanto, un amplio conocimiento del cuerpo de agua a modelar y de las interacciones de los diferentes procesos modelados es fundamental para una correcta interpretación de los resultados del modelo. De acuerdo con lo anterior, es relevante precisar que, como cualquier otra herramienta

utilizada en ingeniería, los modelos pueden ser usados adecuada o inadecuadamente.

CAPÍTULO III. DESARROLLO METODOLÓGICO

3.1. UBICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

La presente investigación se desarrolló en el laboratorio de Operaciones unitarias y en el Laboratorio de Análisis Químico y Biotecnológico de la Universidad Técnica de Manabí.

La Universidad Técnica de Manabí se localiza en la Av. José María Urbina y Che Guevara, cantón Portoviejo, provincia Manabí. Está situada geográficamente entre las coordenadas 1°02'39" Latitud Sur; 80°27'21" Longitud Oeste.

3.2. DURACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

El desarrollo de la etapa experimental tuvo una duración de 6 meses después de la aprobación del proyecto de titulación.

3.3. FACTOR EN ESTUDIO

El factor en estudio considerado es: Sistema de digestión: SD

3.4. NIVELES DEL FACTOR

Sistema Monofásico: SM

Sistema Bifásico: SB

3.5. DISEÑO EXPERIMENTAL

La investigación es de tipo experimental, para comparar pH, FOSTAC, AGV, remoción de DQO, rendimiento y concentración de metano utilizando una prueba no paramétrica de U de Mann-Whitney.

3.6. UNIDAD EXPERIMENTAL

La unidad experimental estuvo representada por el caudal de alimentación en ambos SD, expresado en ml/s.

3.7. MANEJO DEL EXPERIMENTO

Para la aplicación de la metodología utilizada en la investigación se tomó como punto de partida: La modelación y caracterización del agua residual de la industria de café instantáneo, preparación del inóculo, el cual se empleó un lodo anaerobio procedente de una industria atunera, las operaciones de carga y arranque de los reactores en los SM y SB como se muestra en las Figuras 2 y 3; por consiguiente, la inclusión de los métodos analíticos utilizados.

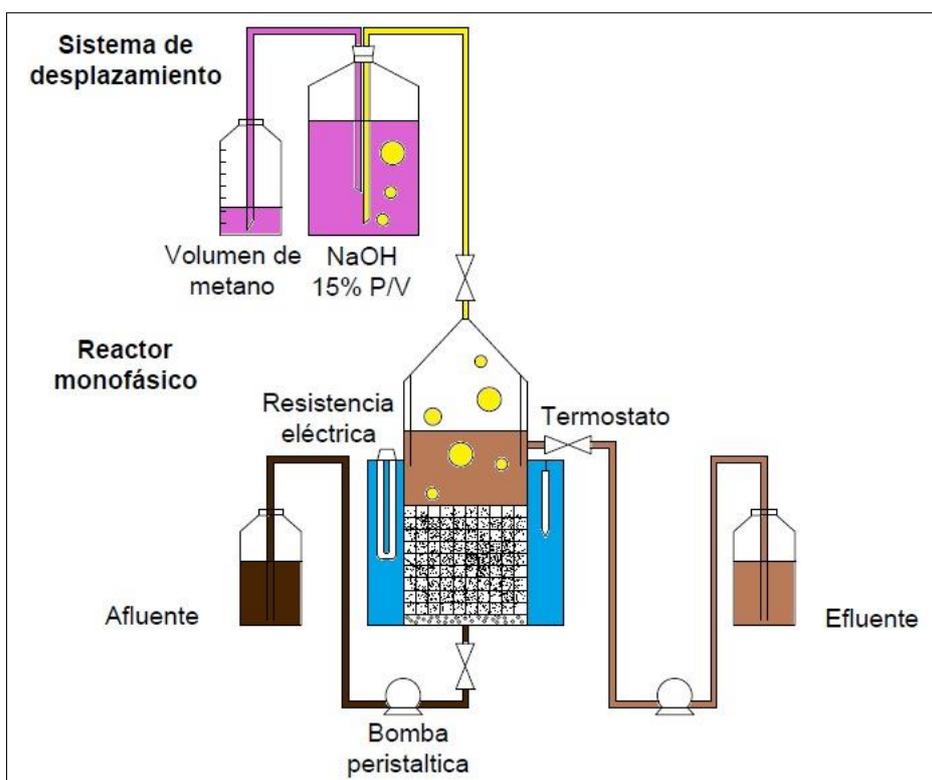


Figura 2. Reactor SM

Nota. Fuente: Autores de la investigación

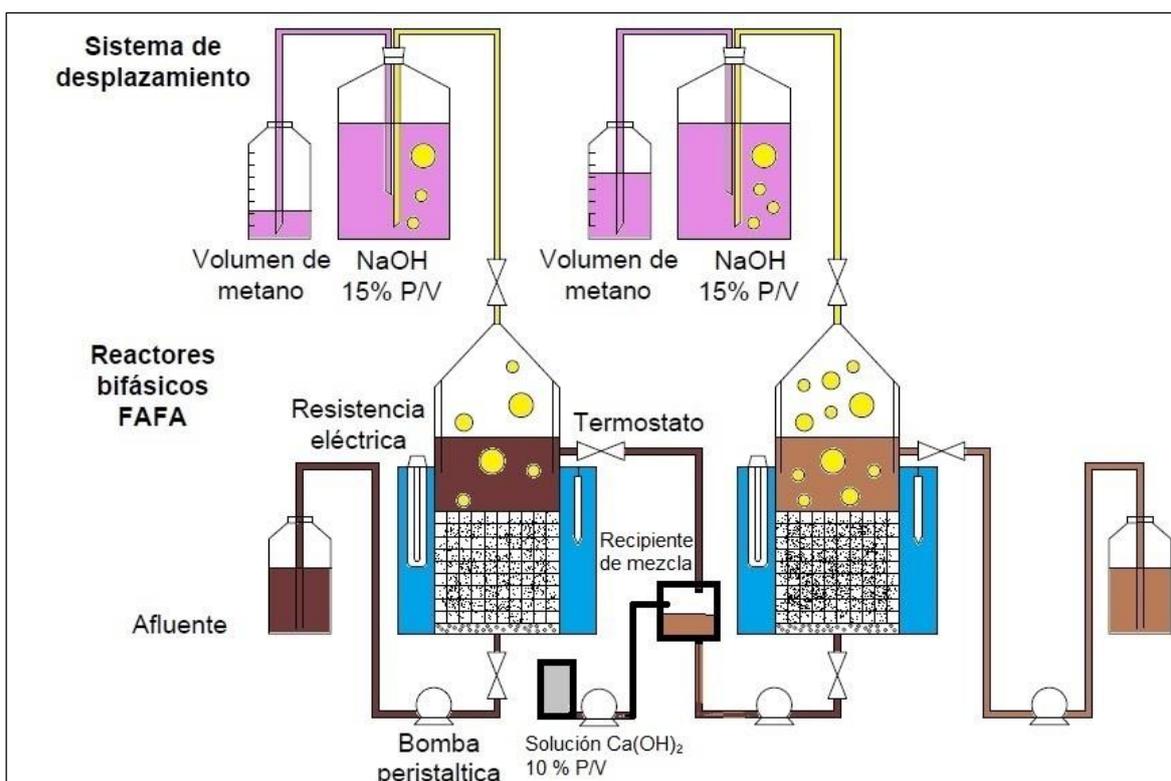


Figura 3. Reactores SB

Nota. Fuente: Autores de la investigación

3.7.1. AGUA RESIDUAL MODELADA

Se modeló agua residual de la industria de café soluble con el fin de obtener un sustrato con características similares a la industria. El sustrato inicialmente es una solución concentrada, y se preparó mediante la adición de 20g de café tostado y molido (Fernández & Foster 1993), previamente pesado en la balanza analítica Ohaus Pioneer PA-214, en 1L de agua destilada sometida a calentamiento hasta ebullición mediante la placa calefactora Corning PC-420D, posterior a su adición se mantuvo en contacto durante 20min para finalmente filtrar la solución mediante gasa fina con el objetivo de separar los sólidos insolubles o bagazo.

Se definió el volumen de agua destilada de acuerdo a la Ecuación 3.1 propuesta por Morales & Vera (2018), para modelar el efecto de dilución de la muestra concentrada a partir de un balance de materia y fijar la carga orgánica expresada como DQO en 7500mg/L.

$$V_{H2O} = \frac{V_o - DQO_o}{DQO_F} - V_o \quad [3.1]$$

Donde:

V_{H_2O} : Volumen de agua añadida, ml

V_o : Volumen de agua concentrada, ml

DQO_o : Demanda química de oxígeno inicial, mg/L

DQO_F : Demanda química de oxígeno final, mg/L

3.7.2. PREPARACIÓN DEL INÓCULO

El inóculo se recolectó de un reactor anaerobio destinado al tratamiento de residuos de la industria atunera. El lodo anaerobio se almacenó en un envase de 20L herméticamente sellado y transportado a las instalaciones del laboratorio. Posteriormente se somete al proceso de desgasificación, el cual consiste en adaptar un extremo de una manguera en la parte superior del envase y su otro extremo sumergirlo en un recipiente con agua para evitar el ingreso de oxígeno al sistema.

La desgasificación se realizó a condiciones normales durante un periodo de 30 días con el fin de eliminar el metano aportado por la biomasa, posterior a ello se alimentó semanalmente mediante la manguera del sistema utilizando una solución de agua residual modelada con una concentración P/V del 25% en sacarosa; esto con el fin de aclimatar el inóculo al sustrato. Para su caracterización se tomó una muestra representativa para realizar sólidos suspendido volátiles (SSV); Según la norma alemana Verein Deutscher Ingenieure (VDI 4630, 2006) indica que, para la Fermentación de Materiales Orgánicos, la cantidad de sólidos volátiles debe ser $\geq 50\%$ para ser inoculado en los reactores, caso contrario se continúa alimentando hasta alcanzar dicho valor.

3.7.3. OPERATIVIDAD DE REACTORES FAFA

- **Descripción del reactor**

Los reactores de los SM y SB son de tipo FAFA, está construido de acero inoxidable de 2mm de espesor. Poseen una altura de 35cm y un diámetro de 14cm, a su vez

está recubierto de un cilindro de 23cm de diámetro y 24,5cm de alto; este último actúa como un sistema de calentamiento mediante una resistencia; como medio de empaque se utilizó tubería corrugada PVC de 2,5cm de alto, 15mm de diámetro exterior, 11mm de diámetro interior y 0,55g de peso. El volumen de reacción calculado es de 3,956L.

En el SM se desarrolló las cuatro fases del proceso de DA simultáneamente en un único reactor (Hid, Aci, Ace y Met); mientras que en el SB se separan las fases de la siguiente manera: proceso en el primer reactor (Hid-Aci), proceso en el segundo reactor (Ace-Met).

- **Arranque del SM.**

Para el arranque del reactor se formuló una mezcla del 40% inóculo y 60% agua modelada en relación al volumen de reacción, sellando herméticamente el reactor, se estableció la temperatura de 35°C y se recirculó la mezcla mediante una bomba peristáltica Jebao DP-4 durante un periodo de 15 días para asegurar que la biomasa activa se adhiera al empaque. Transcurrido 7 días se alimentó de manera semicontinua cada 24h un caudal de 105,5ml/d correspondiente a una carga orgánica volumétrica inicial (Bv) de 0,2g L⁻¹. d⁻¹, culminado los 15 días se aumentó la Bv en base la estabilidad que brinde el proceso en cuanto a sus variables de control.

El sistema de desplazamiento Boyle-Mariotte se conectó a la campana del reactor mediante una manguera de ¼ de diámetro externo, por donde circula biogás y entra en contacto directo con la solución del NaOH al 15% P/V para retener el CO₂ y cuantificar, por efecto de presión, el desplazamiento del NaOH traducido a metano generado.

- **Arranque de los reactores en el SB**

Para mayor apreciación se llamó al reactor A donde se desarrolló la Hid-Aci y al reactor B donde se desarrolló la Ace-Met. Ambos reactores A y B son inoculados mediante la mezcla 40% inóculo y 60% agua modelada en relación al volumen de

reacción. El reactor A se sometió a un tratamiento térmico (choque térmico) que consistió en aumentar la temperatura a $100 \pm 2^\circ\text{C}$ durante un periodo de 2h (Valdez & Poggi, 2009); indica que este procedimiento contribuye al enriquecimiento de bacterias celulolíticas formadoras de esporas; posteriormente se estableció la temperatura de 35°C y se recirculó la mezcla mediante una bomba peristáltica Jebao DP-4 durante un periodo de 15 días para asegurar que la biomasa activa se adhiera al empaque. Transcurrido 7 días se alimentó de manera semicontinua cada 24h un caudal de $105,5 \text{ mL}\cdot\text{d}^{-1}$ correspondiente a una carga orgánica volumétrica inicial (Bv) de $0,2 \text{ g L}^{-1} \text{ d}^{-1}$, el efluente del reactor A alimenta al reactor B; culminado los 15 días se aumentó la Bv en base la estabilidad que brinde el proceso en cuanto a sus variables de control.

Ambos reactores poseen su propio sistema de desplazamiento Boyle-Mariotte, bajo el mismo principio de desplazamiento descrito en el SM.

- **Sistema de ajuste de pH**

El afluente del reactor A se recolectó en un recipiente de neutralización donde periódicamente se alimenta 10ml por hora de una solución de cal hidratada al 10% P/V de manera semicontinua para regular aproximadamente el pH a 7,5; ya que según Kumar, Miglani, Gupta, & Bhattacharya (2006) la producción de biogás continua constante durante un período más largo y el contenido de metano es mayor cuando se usa cal para mantener el pH; debido a la producción de metabolitos ácidos grasos volátiles el sistema tiende hacia la acidificación hasta valores de 5,5 aproximadamente, por tanto se hace necesario mantener el pH óptimo para la posterior etapa Metanogénica (Reyes, 2017), finalmente la solución neutralizada es transportada mediante una bomba peristáltica Jebao DP-4 para alimentar al reactor B

- **Cálculo del caudal volumétrico de alimentación y el tiempo de retención hidráulica en función de la carga orgánica volumétrica**

Una vez que los reactores se estabilizaron y el inóculo ha sido aclimatado/adaptado, se incrementó periódicamente la carga orgánica volumétrica (Bv), en función de los resultados observados de las variables de control, para

determinar el rendimiento de metano en función del incremento de la carga orgánica.

Para determinar el caudal volumétrico y tiempo de retención hidráulico se utilizó las Ecuaciones 3.2, 3.3 y 3.4 propuestas por Diaz (2018).

$$Q_m = B_v * V_r \quad [3.2]$$

Donde:

Q_m : Caudal másico, g d⁻¹

B_v : Carga orgánica volumétrica, g L⁻¹ d⁻¹.

V_r : Volumen de reacción, L

El caudal volumétrico se define por la siguiente expresión:

$$Q_v = \frac{Q_m}{CO_{DQO}} \quad [3.3]$$

Donde:

Q_m : Caudal másico, g d⁻¹

Q_v : Caudal volumétrico, L d⁻¹

CO_{DQO} : Carga orgánica, g L⁻¹

El tiempo de retención hidráulica (TRH) se define como:

$$TRH = \frac{V_r}{Q_v} \quad [3.4]$$

Donde:

TRH : Tiempo de retención hidráulica, d

Q_v : Caudal volumétrico, L d⁻¹

V_r : Volumen de reacción, L

En relación a la B_v se presentan los siguientes TRH expuestos en la Tabla 3.

Tabla 3.
Tiempo de Retención Hidráulico (TRH)

Bv, g L⁻¹ d⁻¹	Qv, L d⁻¹	TRH, d.
0,2	0,106	37,46
0,5	0,264	14,98
0,75	0,396	10
1	0,528	7,49
1,25	0,66	6

Nota. Fuente: Autores de la investigación

3.8. VARIABLES A MEDIR Y MÉTODO DE EVALUACIÓN

Los ensayos analíticos empleados en la investigación se realizaron según los métodos normalizados para el análisis de aguas residuales (APHA & WPCF, 2012). En la Tabla 4. se especifican los parámetros evaluados durante el desarrollo de la investigación.

Tabla 4.
Métodos aplicados según las variables en estudio

Parámetro	Método	Equipo
Potencial de hidrógeno	Potenciométrico	Fisher Scientific Accumet AB150
DQO	Espectrofotómetro UV-Vis	Thermo Scientific – Evolution 60S
DBO ₅	Respirométrico	DBO hach - bod trak II
ST, SF y SV	Gravimétrico	Memmert D-91126
Relación AGV/Alc	Potenciométrico/valoración	Fisher Scientific Accumet AB150
Composición del biogás	Medidor de gases	Multitec @545

Nota. Fuente: Autores de la investigación

3.8.1. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL MODELADA

Determinación de parámetros físicos (pH y temperatura)

a) Materiales y equipos:

- Potenciómetro (Fisher Scientific Accumet AB150)
- Vasos de precipitación

b) Procedimiento:

- Se limpió la sonda con agua destilada en cada medición realizada.
- Se introdujo la sonda en la muestra hasta que se estabilicen los valores del multiparámetro.
- Se registraron los resultados de pH y temperatura °C.

Demanda química de oxígeno (DQO)

a) Materiales y Equipos:

- Agitador Magnético (Corning PC-420D)
- Termoreactor (HACH DRB 200)
- Espectrofotómetro UV-Vis (Thermo Scientific – Evolution 60S)
- Tubos de ensayos
- Vaso de precipitación
- Viales
- Pipetas de 5ml

b) Procedimiento:

- Se realizó el precalentamiento de la muestra
- Se agregó 2,5ml de muestra dentro un tubo de ensayo
- Se procedió a colocar los tubos en el termoreactor a 150°C durante 2 horas
- Se dejó la muestra en reposo a temperatura ambiente
- Se colocó la muestra en el espectrofotómetro para medir la absorbancia.

3.8.2. CARACTERIZACIÓN DEL INÓCULO

Determinación de sólidos totales (ST)

a) Materiales y equipos:

- Cápsulas de porcelana
- Estufa de secado (Memmert D-91126)
- Desecador
- Balanza analítica (Ohaus Pioneer PA-214)
- Pinzas metálicas
- Vasos de precipitados

b) Sustancias:

Muestra de inóculo

c) Procedimiento:

-Preparar las cápsulas de porcelana:

- Se lavaron las capsulas de porcelana con agua destilada
- Se rotularon las cápsulas C1, C2, C3
- Se secaron en la estufa a 110°C durante 2 horas
- Se colocaron en el desecador de 10 y 15 minutos hasta enfriar
- Se retiraron las capsulas del desecador por medio de una pinza metálica
- Se pesaron y registraron los pesos de cada cápsula

-Procesamiento de la muestra:

- Se homogenizó la muestra mediante agitación
- Se agregó 50g de muestra en cada cápsula de porcelana C1, C2, C3
- Se introdujeron las cápsulas en la estufa en un rango de temperatura entre 103 y 105°C durante 4 horas
- Las cápsulas se colocaron en el desecador entre 10 y 15 minutos
- Se retiraron las cápsulas del desecador por medio de una pinza metálica
- Se pesaron las cápsulas con los residuos sólidos siendo éstas M1, M2, M3

- Se calculó el contenido de sólidos totales, mediante la Ecuación 3.5.

$$ST = \frac{M-C}{P} \quad [3.5]$$

Siendo:

ST: sólidos totales, g sólidos totales/g muestra

C: peso de la cápsula vacía, g.

M: peso de la cápsula con la muestra después de la evaporación, g.

P: masa de la muestra, g

Determinación de sólidos fijos (SF)

a) Materiales y equipos:

- Cápsulas de porcelana
- Mufla
- Desecador
- Balanza analítica
- Pinzas metálicas
- Vasos de precipitados

b) Sustancias:

La muestra de sólidos totales que fue previamente evaporada en la estufa.

c) Procedimiento:

- Las cápsulas con la muestra después de la evaporación en la estufa se llevaron a combustión en la mufla a 600°C durante 1 hora.
- Se colocaron en el desecador entre 10 y 15 minutos.
- Se pesaron las cápsulas con los residuos sólidos, siendo éstas F1, F2, F3.
- Se calculó el contenido de sólidos disueltos fijos en g/g, mediante la Ecuación 3.6.

$$SF = \frac{M-F}{P} \quad [3.6]$$

Siendo:

SF: sólidos fijos, g sólidos fijos/g muestra.

M: peso de la cápsula con la muestra después de la evaporación, g

F: peso de la cápsula con la muestra tras la combustión en la mufla, g

P: masa de la muestra, g

Determinación de sólidos volátiles (SV)

El contenido de sólidos volátiles se determinó promediando los valores de ST y SF.

Se aplicó la Ecuación 3.7.

$$SV = (ST - SF) \quad [3.7]$$

Donde:

SV: sólidos volátiles, g sólidos volátiles /g muestra

ST: sólidos totales, g sólidos totales /g muestra

SF: sólidos fijos, g sólidos fijos /g muestra

3.8.3. PARÁMETROS DE CONTROL EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Determinación de FOSTAC

a) Materiales y Equipos:

- Potenciómetro (Fisher Scientific Accumet AB150)
- Agitador Magnético (Corning PC-420D)
- Vaso de precipitación
- Probeta

b) Sustancias y Reactivos:

Ácido Sulfúrico 0,1N

c) Procedimiento:

- Se tomó una muestra representativa del efluente líquido del proceso, equivalente a 20ml

- Se homogenizó la muestra utilizando un agitador magnético durante el proceso de valoración
- Se midió el pH de la muestra
- Se tituló con H_2SO_4 0,1 N hasta reducir el pH a 5,0; registrando el volumen (ml) de ácido consumido
- Se tituló con H_2SO_4 0,1 N hasta reducir el pH a 4,4; registrando el volumen (ml) de ácido consumido
- Se calculó la relación AGV/ALC mediante las siguientes ecuaciones empíricas 3.8 y 3.9

$$ALC = V_{PH5} * 250 \quad [3.8]$$

$$AGV = \left((V_{PH4,4} * 1,66) - 0,15 \right) * 500 \quad [3.9]$$

Donde:

ALC: Alcalinidad

V_{pH5} : Volumen de H_2SO_4 consumido hasta reducir el pH a 5,0 expresados en mL

AGV: Ácidos grasos volátiles

$V_{pH4,4}$: Volumen de H_2SO_4 consumido hasta reducir el pH a 4,4 expresados en mL

Sistema de desplazamiento de CH_4 (Boyle-Mariotte)

a) Materiales y equipos

- Botellas
- Probeta
- Potenciómetro (Fisher Scientific Accumet AB150)

b) Procedimiento

- Se conectó la salida del gas del reactor a cada botella cargada de la solución alcalina a través de mangueras plásticas encargadas de conducir el biogás, esta debe estar dentro para que haya un burbujeo y exista mayor contacto con la solución de NaOH
- Se colocaron los recipientes vacíos encargados de la recolección del NaOH

- Se realizaron las mediciones diarias del volumen de solución alcalina desplazados equivalentes al volumen de metano producido, también se evaluó el pH, valores menores a 8 indican saturación y debe ser cambiado.

Análisis de la composición del biogás

a) Materiales y equipos

- Conectores
- Silicona
- Fundas recolectoras de biogás de 1L
- Medidor de composición de gases (Multitec ®545)

b) Procedimiento

- Se conectaron las bolsas de biogás a los ductos de salida gaseosa del reactor y se sellaron con silicona
- Se abrieron las válvulas hasta el llenado de las bolsas
- Finalizado su llenado se cerraron las válvulas y se desconectaron
- Se encendió el medidor de composición de gases y se estabilizó
- Se conectó la bolsa recolectora de biogás con la sonda del medidor de composición de gases, previamente un filtro en la sonda
- Se midió la composición del biogás registrando sus resultados

3.9. ANÁLISIS ESTADÍSTICO

Para evaluar los SD se utilizó la prueba de U de Mann-Whitney mediante el programa estadístico SPSS para determinar si existen diferencias significativas entre los SM y SB, mediante el cual se llevaron a cabo los registros diarios de los análisis en ambos sistemas de las variables pH, FOSTAC, AGV, rendimiento de metano y registro semanal de remoción DQO y concentración de metano.

CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A lo largo de este capítulo se evaluaron los resultados obtenidos durante la producción de metano en los SM y SB, utilizando agua modelada de la industria de café soluble, iniciando con la caracterización del agua residual y el inóculo, los cuales son las entradas fundamentales para implementar el arranque y posterior seguimiento de una forma continua a los sistemas de reactores durante 91 días (13 semanas), validando el comportamiento de parámetros fisicoquímicos tales como: pH, FOSTAC, AGV, remoción DQO, rendimiento y concentración de metano.

4.1. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL MODELADA

Los experimentos de DA en régimen continuo se realizaron con agua residual de café instantáneo modeladas en laboratorio, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 5.
Caracterización del Agua residual

Parámetro	Unidad	Agua residual de la industria	Agua residual modelada
pH	-	5,25±1,25	5,40±0,8
DBO ₅	mg/L	3 397,8 ± 1 090,3	4129,2±118,21
DQO	mg/L	6 124,8 ± 2608,2	7 496,73±80,35
Índice de biodegradabilidad	-	0,5 ± 0,09	0,55±0,03

Nota. Fuente: Autores de la investigación

Como se muestra en la Tabla 5, durante la caracterización del agua modelada podemos evidenciar un pH ácido 5,4, un DQO de 7500mg/L y un índice de biodegradabilidad 0,55 producto de la relación entre DBO₅/DQO, lo que indica que es un sustrato con capacidad para degradación biológica, de acuerdo a lo reportado por Crites & Tchobanoglous (2000), en donde mencionan que un índice de biodegradabilidad por encima de 0,5 es fácil tratar, mientras que índices entre 0,3 a 0,5 requiere tratamiento preliminar y menores de 0,3 puede contener alta cantidad de compuestos tóxicos que inhiben el proceso.

4.2. CARACTERIZACIÓN DEL INÓCULO

Durante el periodo de adaptación se caracterizó el inóculo obteniendo sólidos totales (ST), volátiles (SV), suspendidos volátiles (SSV), disueltos volátiles (SDV) encontrándose $0,0502 \pm 0,0032$ gST/L, $0,0309 \pm 0,0035$ gSV/L (61,5% b.s.), $0,0230 \pm 0,0033$ gSSV/L, $0,0079 \pm 0,0025$ gSDV/L, de acuerdo a lo establecido por la VDI 4630 (2006) este inóculo cumple con los requisitos para el adecuado inicio de la DA, debido a que su contenido de los SV en base seca es mayor al 50%.

4.3. EVALUACIÓN DEL SISTEMA MONOFÁSICO (SM)

4.3.1. pH

Durante el tiempo de evaluación del pH, los valores obtenidos oscilan entre 5,91 a 7,85 con un promedio de 7,04 como se aprecia en la Figura 4. Según Janke et al. (2016); Li, Zhu, Wan & Park (2011) durante la DA los valores óptimos de pH deben encontrarse entre 6,5 a 8,2; siendo así que en el presente trabajo el 11% del total de los valores fueron por debajo de 6,6 a partir del día 51 hasta el 64; presentando valores entre 5,91 a 6,41 el cual se reguló mediante la incorporación de solución de cal hidratada al 10% (Kumar et al., 2006) de forma semicontinuo con el fin de mejorar la estabilidad del sistema hasta el día 91, manteniendo valores entre 6,67 a 7,02 los cuales son considerados adecuados para la producción de metano. De acuerdo a Bautista & Aznar (2010) valores por encima de 8,0 y por debajo de 5,0 pueden inhibir la DA. Así mismo Quintero & Rondón (2012) indican que es muy importante mantener los valores de pH estable, porque los cambios en este parámetro pueden afectar la población metanogénica que están presente en los lodos.

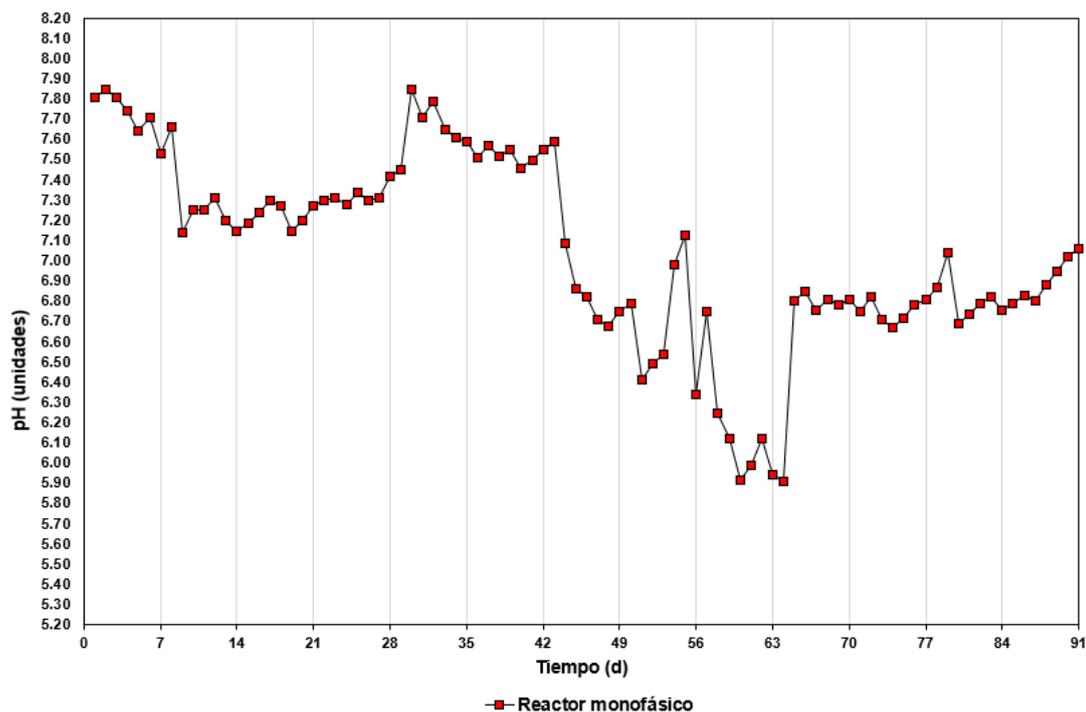


Figura 4. Comportamiento del pH durante un periodo de evaluación de 91 días en el SM
Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.3.2. FOSTAC

Los valores de FOSTAC obtenidos durante el periodo de evaluación del proceso DA estuvieron comprendidos entre 0,15 a 0,50 manteniendo un promedio de 0,33. Según varios autores Lili et al. (2011); Voß, Weichgrebe & Rosenwinkel (2009) acerca de la relación de FOSTAC, durante sus investigaciones mencionan que los valores óptimos se encuentran entre 0,15 a 0,45 debido a que el FOSTAC identifica un proceso de degradación anaerobia estable. Siendo así que valores por debajo de 0,15 presentan un proceso de Hid y Aci deteriorada, por lo contrario valores por encima de 0,45 producen acumulación excesiva de AGV. Durante el presente estudio como se aprecia en la Figura 5, se evidenció el 4% de valores por encima de 0,45 entre los días 58 al 61, manteniendo valores entre 0,46 a 0,50; de idéntica manera Kuttner, Weißböck, Leitner & Jäger (2015) reportaron valores de 0,23 a 0,46 evaluando diferentes aditivos comerciales para la producción de biogás.

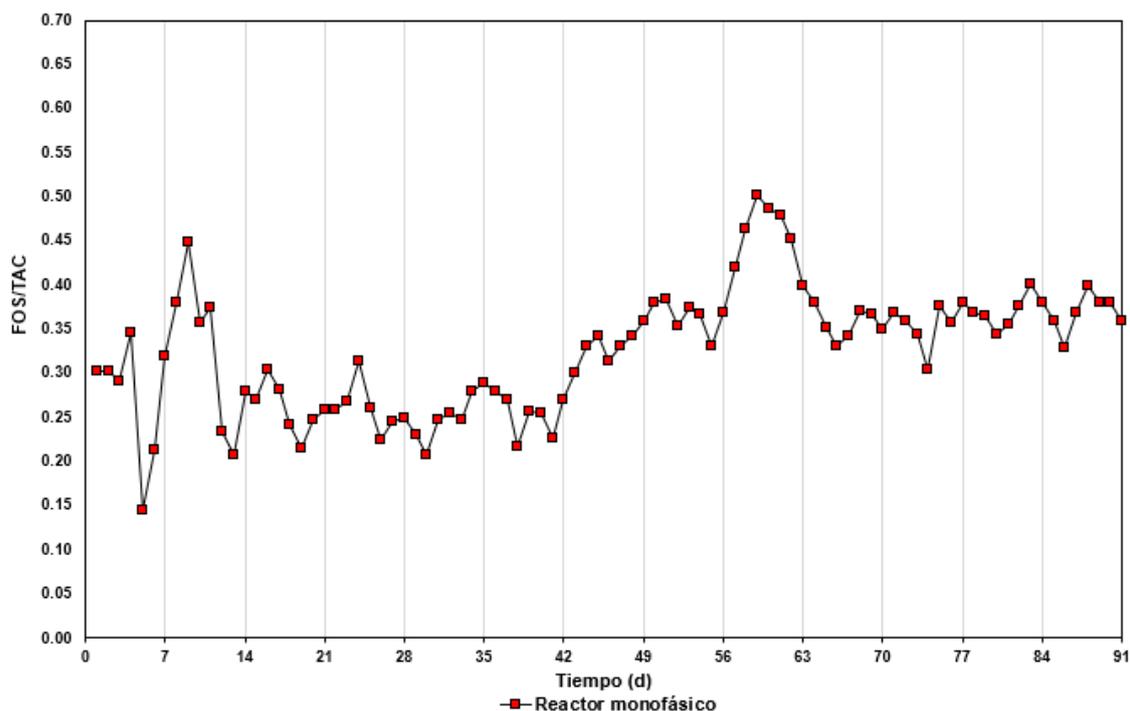


Figura 5. Comportamiento de la relación FOSTAC durante un periodo de evaluación de 91 días en el SM
Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.3.3. AGV

Los valores de AGV son expresados en mg/L, durante el periodo de evaluación del proceso de DA estuvieron comprendidos entre 91,0 a 522,6; manteniendo un promedio de 225 como se aprecia en la Figura 6. Según Bolte, Hill & Wood (1986) valores reportados durante su investigación fueron menores a 10 y llegaron hasta 390mg/L, lo que coincide con valores similares obtenidos en la presente investigación manteniendo un promedio hasta el día 42 de 155,2mg/L, de manera similar Córdova (2019) reporta valores medios de 158mg/L, siguiendo con la evaluación del presente estudio a partir del día 43 hasta el día 91 se registró un promedio de 248mg/L, a excepción de valores reportados entre 414,70 a 522,6mg/L durante los días 57 a 63, lo que concuerda con valores análogos de 300 a 500mg/L reportados por Espinosa, Rosas, Ilangoan & Noyola (1995). Según Björnsson, Murto & Mattiasson (2000) los AGV y los propionatos son importantes puntos de control debido a que se puede denotar un deficiente equilibrio de microorganismo que participan en la DA, producto de aquello puede existir acumulación de ácidos lo que genera una disminución de pH y aumenta la cantidad de ácidos grasos no disociados como se evidencia en las Figuras. 4 y 6.

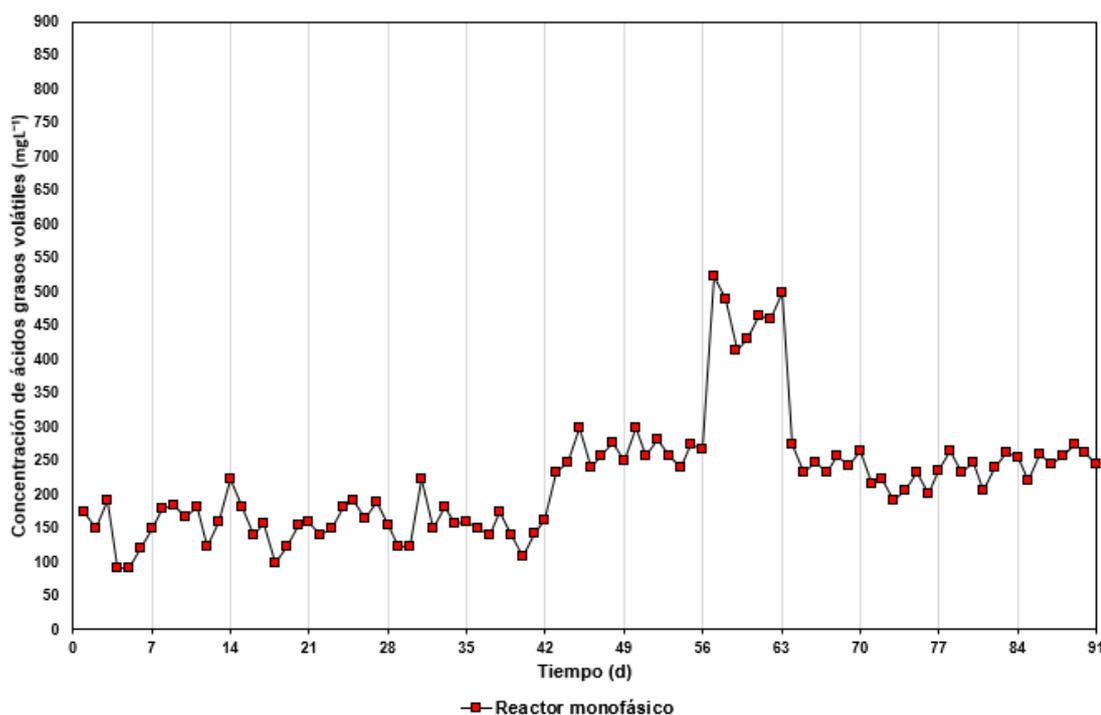


Figura 6. Comportamiento del AGV durante un periodo de evaluación de 91 días en el SM
Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.3.4. REMOCIÓN DQO

Los valores de remoción DQO son expresados en %, en el SM se encontraron entre 50 a 70% como se aprecia en la Figura 7, manteniendo un promedio de 59%; Chinchilla (2013) en su evaluación de la producción de metano en el tratamiento de los residuos del café mediante la DA en una fase obtuvo el 80%, adicional a esto menciona que aún bajo condiciones de fallo los reactores tienen una eficiencia mayor a 60% de remoción de materia orgánica, lo que indica que ambos son capaces de depurar eficientemente este tipo de efluente residual.

Las eficiencias de eliminación de DBO logradas están en correspondencia con lo reportado ampliamente en la investigación de los autores Selvamurugan et al. (2010a); Selvamurugan et al. (2010b) que utilizaron el mismo sustrato obteniendo valores entre 46 a 70,58%, de similar manera Hawkes, Guwy, Hawkes & Rozzi (1994) refieren intervalos que varían desde 40 a 66% de eliminación de DQO en agua residual de crema de helado.

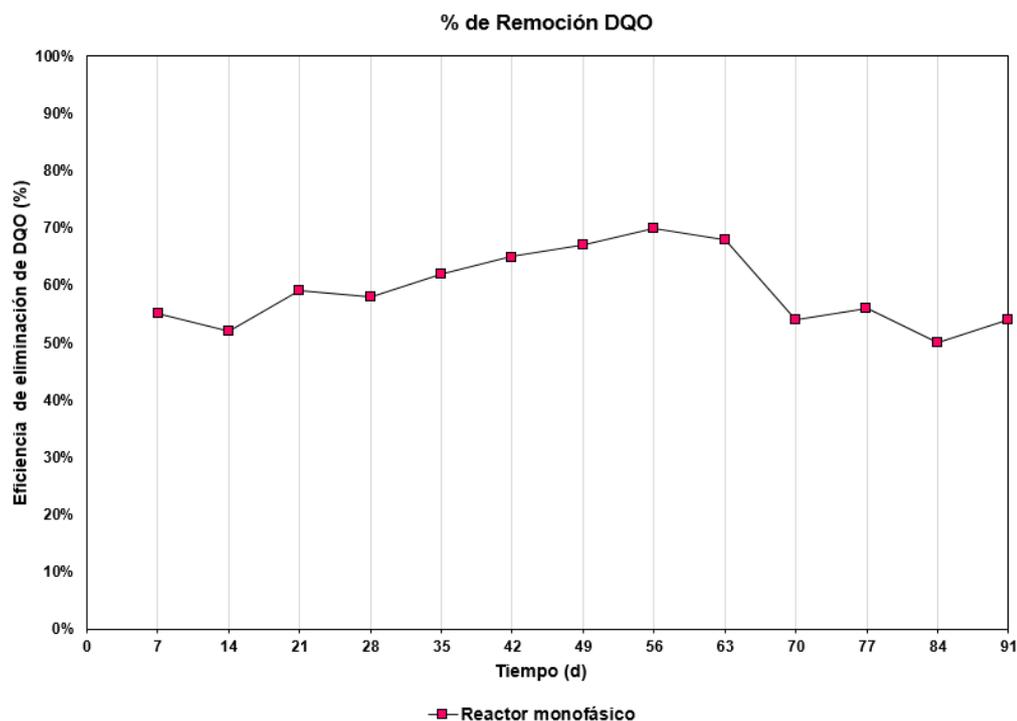


Figura 7. Comportamiento del % de Remoción DQO durante un periodo de evaluación de 91 días en el SM
Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.3.5. RENDIMIENTO DE METANO (Y_{CH_4}) – CONCENTRACIÓN DE METANO ($\%CH_4$)

Durante el tiempo de evaluación el rendimiento de metano fue expresado en $dm^3/gDQO$, obteniendo valores que oscilan entre 0,10 a 0,21 con un promedio de 0,15 como se aprecia en la Figura 8, lo que concuerda con valores entre 0,18 a 0,21 de $dm^3 CH_4/g DQO$ equivalentes a las unidades $L CH_4/gDQO$ reportados por Fountoulakis, Drakopoulou, Terzakis, Georgaki & Manios (2008) durante un estudio de DA utilizando agua residual de aceite de oliva.

Adicionalmente en la presente investigación se evidenciaron concentraciones de CH_4 entre 48 a 60% con un promedio de 54%, siendo así que de acuerdo a la literatura reportada por Varnero (2011) son considerados inflamables con una concentración de CH_4 mayores a 45%, de similar manera Corro, Paniagua, Pal, Bañuelos & Rosas (2013) evaluaron un sistema a escala laboratorio en una fase, con sustrato de agua miel de café e inóculo de estiércol de vaca, obteniendo concentraciones de CH_4 entre 50 a 60%.

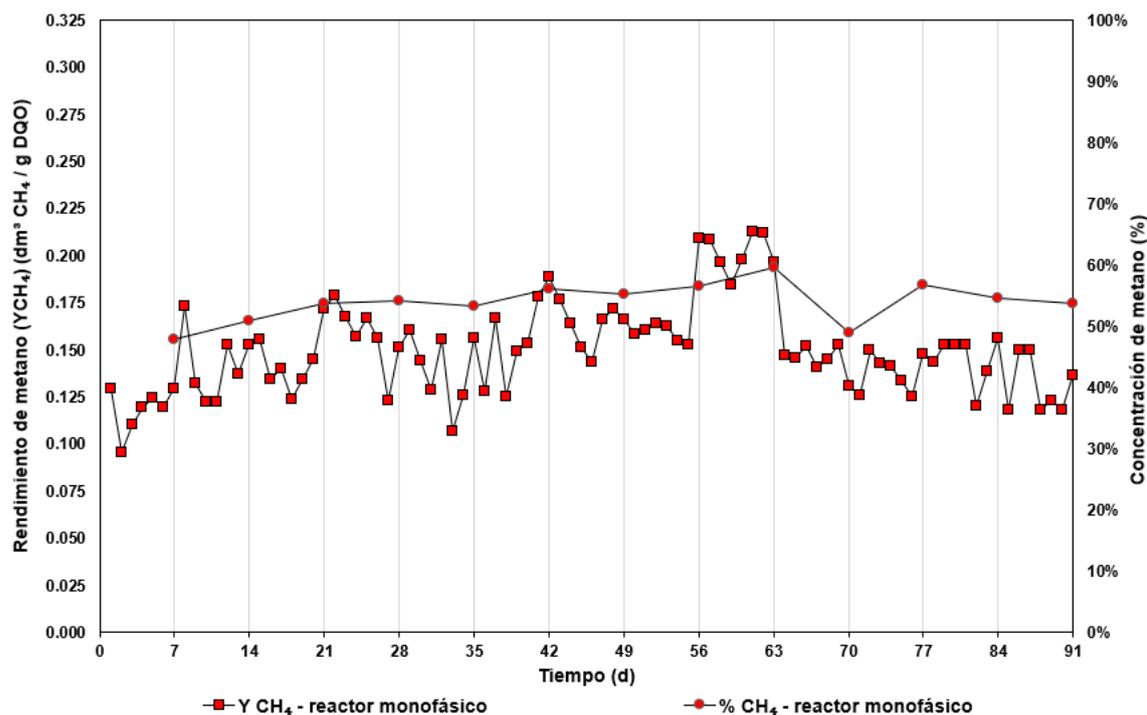


Figura 8. Comportamiento del rendimiento y concentración de metano durante un periodo de evaluación de 91 días en el SM

Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.4. EVALUACIÓN DEL SISTEMA BIFÁSICO (SB)

4.4.1. REACTOR ACIDOGÉNICO

- pH

Durante el tiempo de evaluación del pH, los valores obtenidos oscilan entre 5,37 a 6,83 con un promedio de 6,32 como se aprecia en la Figura 9. Eastman & Ferguson (1981) en su investigación de DA en procesos ácidos reportó valores de pH entre 5,2 a 6,67; de igual manera Zhang, Zhang, Zhang, Shi & Cai (2005) mencionan que durante la evaluación del proceso de DA en la fase Hid-Aci el pH fue de 7,0. Sin embargo en la presente investigación desde el día 8 se presentó un descenso del pH de 6,4 a 5,8 manteniendo valores por debajo de 5,8 hasta el día 18. Se reguló mediante la incorporación de solución de cal hidratada al 10% (Kumar et al. (2006) de manera semicontinuo con el fin de mejorar la estabilidad del sistema en los días posterior hasta el día 91, manteniendo valores entre 5,84 a 6,83 los cuales son considerados adecuados para un proceso de digestión en la fase ácida. Wang, Xu

& Tay (2002) reportan valores análogos de pH durante la degradación primaria presente en el lodo con valores de pH entre 5,3 y 6,5. Según Acarley (2018) y Bautista & Aznar (2010) recalcan que el proceso de DA no debe presentar valores por debajo de 5,0 y mayores de 8,0 debido a que existe la posibilidad de que el pH pueda inhibir el proceso; por otra parte, García & Gómez (2016) indican que el pH adecuado durante un proceso Hid-Aci se deben encontrar entre 4,0 a 8,0.

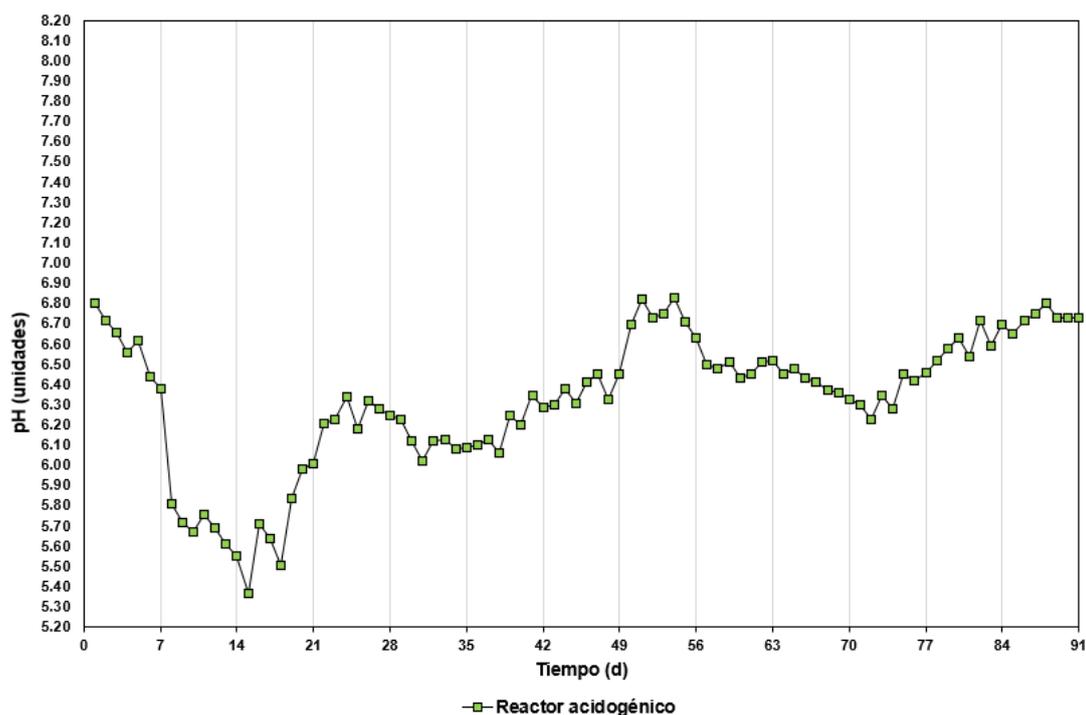


Figura 9. Comportamiento del pH durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor acidogénico
Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **FOSTAC**

Como se aprecia en la Figura 10. los valores de FOSTAC en la presente investigación estuvieron entre 0,35 a 0,65 manteniendo un promedio de 0,47. De acuerdo a lo citado por Panigatti et al. (2017) mencionan que los valores comprendidos entre 0,3 y 0,4 con el uso de residuos lecheros obtuvieron producción de biogás estable y que se debe mantener constante la entrada de biomasa, de igual manera coincide Lossie & Pütz (2011), siendo así una condición favorable para el proceso de DA, adicionalmente se evidencia que en el presente estudio el 7% de los valores se encontraron por encima de los valores máximos reportados

por Pistis, Asquer & Scano (2013) en donde obtuvieron datos entre 0,22 a 0,60 utilizaron residuo de papas.

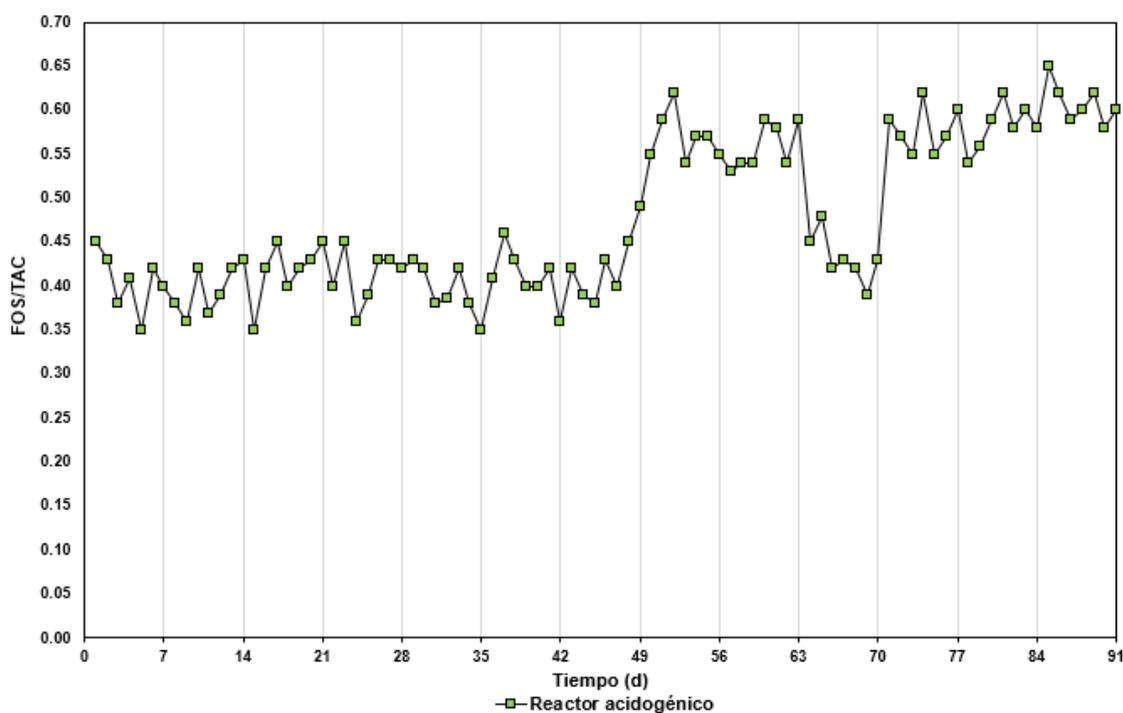


Figura 10. Comportamiento de la relación FOSTAC durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor acidogénico
Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **AGV**

Los valores de AGV obtenidos durante el periodo de evaluación del proceso de DA en el reactor acidogénico del SB estuvieron comprendidos entre 220 a 890, manteniendo un promedio de 591,51 los cuales son expresados en mg/L como se aprecia en la Figura 11. Björnsson, Murto & Mattiasson (2000) en su investigación hace referencia que el incremento de los AGV acidifica al reactor generando disminución del pH. Valores muy cercanos a los observados por otros estudios de autores como Hawkes et al. (1994) en agua residual de crema de helado mencionan datos que oscilan entre 175 a 875mg/L, lo que coincide con experiencias similares de Kida & Sonoda (1994) ellos evaluaron con residuos de café por fermentación de metano en dos fases y registraron AGV entre 320 y 880mg/L y de forma análoga Wang, Zhang, Wang & Meng (2009) señalan valores máximos de 900mg/L.

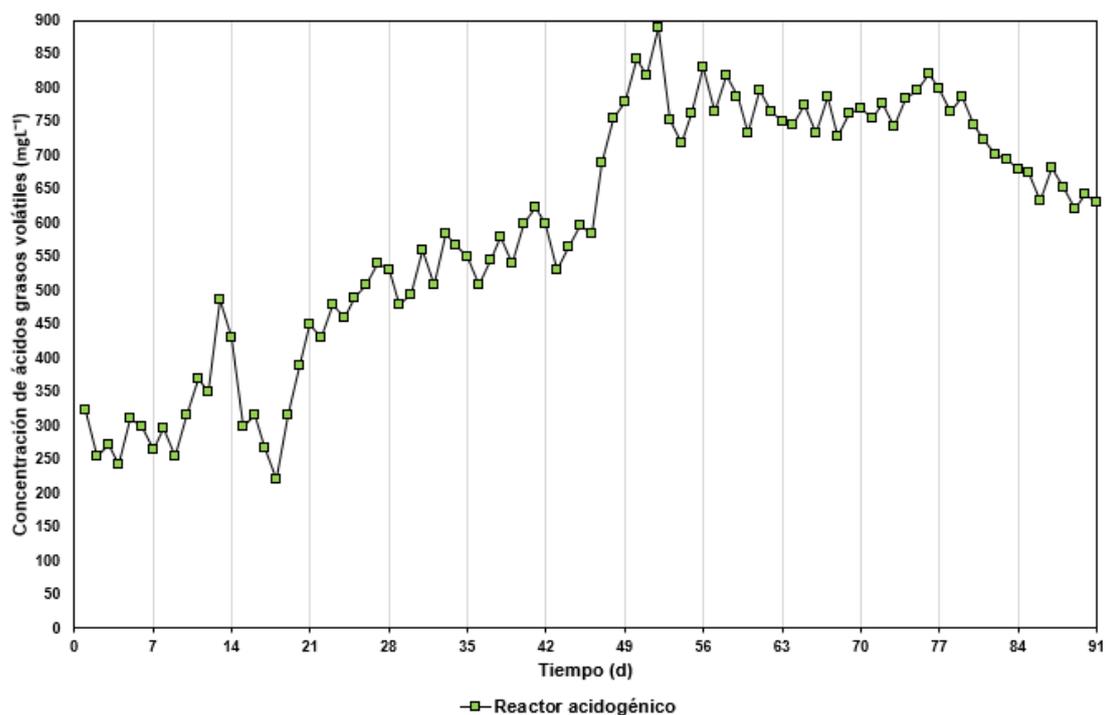


Figura 11. Comportamiento del AGV durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor acidogénico
Nota. Fuente: Autores de la investigación

• Remoción DQO

Los valores de remoción DQO son expresados en %, en el reactor acidogénico del SB los cuales se encontraron entre 10 a 29%, manteniendo un promedio de 19% como se aprecia en la Figura 12. De la literatura encontrada según Méhu, Rodríguez, Monroy & Ramírez (2011) la eficiencia de remoción DQO no fue mayor al 30% debido a que en el efluente se encontraron compuestos muy estabilizados o poco biodegradables por el proceso anaerobio.

Estos resultados concuerdan con lo encontrado en la literatura Raynal, Delgenks & Moletta (1998) donde se señalan valores de la eficiencia de remoción entre 16,70 a 38,10% incorporando sustratos vegetales mediante la DA en dos fases.

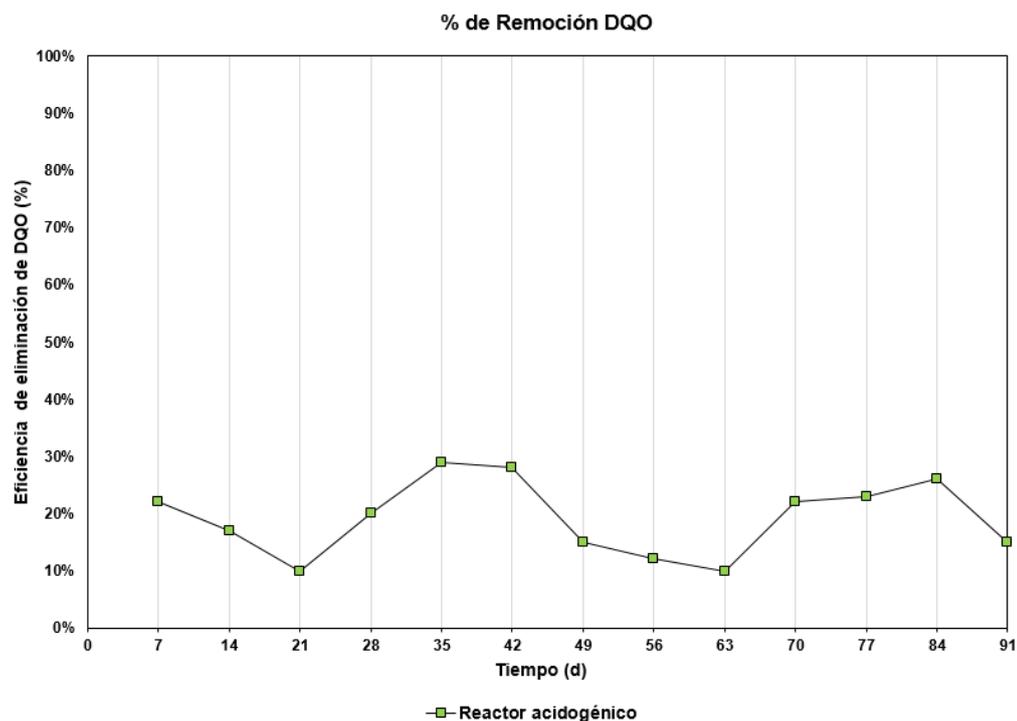


Figura 12. Comportamiento del % de Remoción DQO durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor acidogénico

Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **Rendimiento de metano (Y_{CH_4}) – concentración de metano ($\%CH_4$)**

Durante el tiempo de evaluación del Rendimiento de metano expresados en $dm^3/gDQO$, se obtuvieron valores que oscilan entre 0,014 a 0,077 con un promedio de 0,04 como se aprecia en la Figura 13, o dicho de otra manera entre 14 a 77ml de CH_4 , lo que concuerda con lo reportado por Eastman & Ferguson (1981) registrando valores entre 0,0096 a 0,069 L $CH_4/gDQO$ equivalentes a las unidades de $dm^3 CH_4/g DQO$, con un pH inferior a 6 utilizando residuos de materiales de aguas residuales, incluidos lodos de aguas residuales, desechos sólidos agrícolas y municipales.

Las concentraciones de CH_4 se encuentran entre 8 a 22%, con un promedio de 15% como se muestra en la Figura 13. lo que concuerda con valores similares reportados por Acarley (2018); Raynal, Delgenks & Moletta (1998); Bhatta et al. (2009); Kajikawa, Tajima, Mitsumori & Takenaka (2007) reportando concentraciones de CH_4 entre 10 al 23%, encontrándose por debajo del 45% de CH_4 recomendado para ser considerado como inflamable según lo indicado por Varnero (2011).

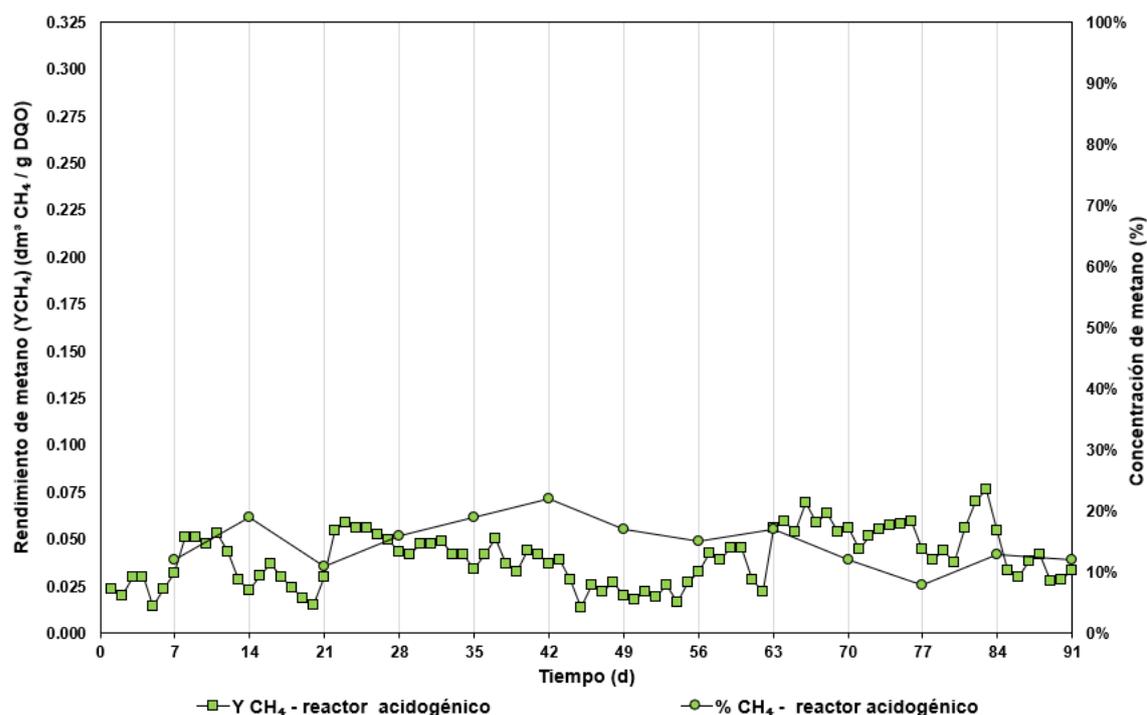


Figura 13. Comportamiento del rendimiento y concentración de metano durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor acidogénico

Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.4.2. REACTOR METANOGÉNICO

- pH

Durante el tiempo de evaluación del pH, los resultados obtenidos oscilan entre 6,38 a 8,0 con un promedio de 7,59 como se aprecia en la Figura 14. Según Göblös, Portörő, Bordás, Kálmán & Kiss (2008) durante la DA en un proceso metanogénico se deben mantener entre 7,15 a 8,15; siendo así que el 5% del total de los valores en el presente trabajo estuvieron por debajo del valor recomendado, durante los días 14 a 18 reportando valores de pH entre 6,38 a 6,8; el cual se reguló mediante la incorporación de solución de cal hidratada al 10% (Kumar et al., 2006) de manera semicontinuo con el fin de mejorar la estabilidad del pH manteniendo continuidad en el proceso con pH entre 7,19 a 8,00 en los días posteriores, los cuales son considerados adecuados para la producción de metano en un reactor metanogénico según lo indica García & Gómez (2016); valores similares reporta Guardia (2012) en un proceso de DA en el reactor metanogénico registrando valores de pH en el efluente de 7,8 a 8,4; Fia et al. (2012); Speece (1996) reportan datos entre 6,5 a 8,2 análogos a los evaluados en el presente estudio,

adicionalmente Calil, Montenegro & Ferreira (2010); Chernicharo (2007) indican que presentan mejor crecimiento microbiano de arqueas metanogénicas con pH entre 6,6 a 7,4.

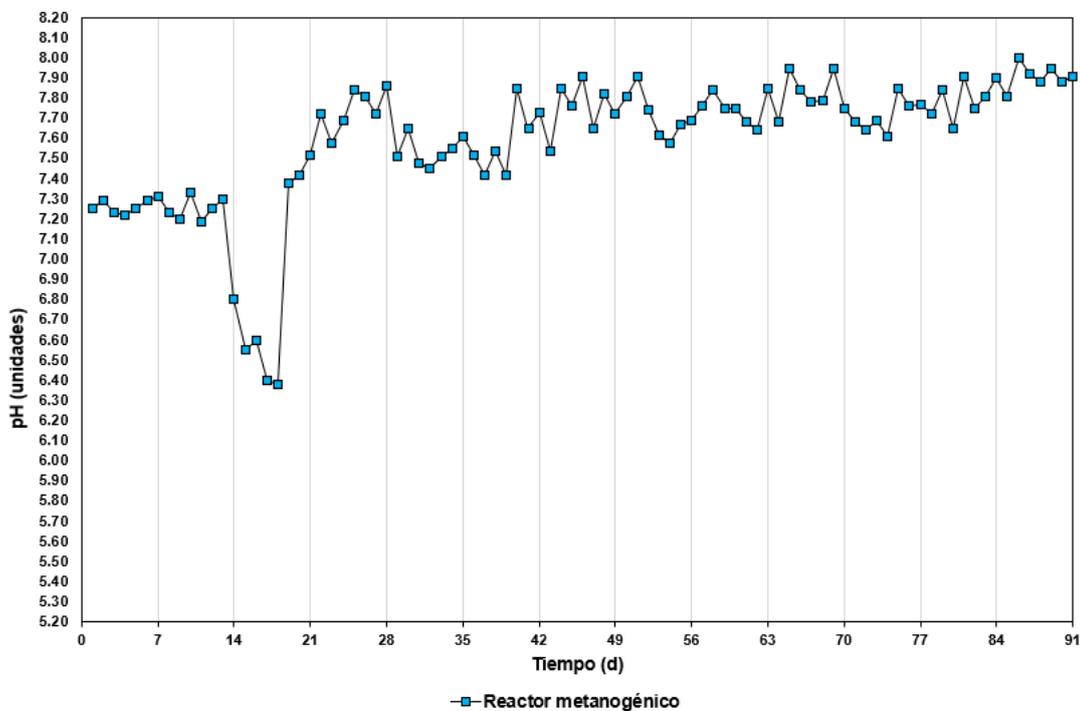


Figura 14. Comportamiento del pH durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor metanogénico
Nota. Fuente: Autores de la investigación

• FOSTAC

Como se aprecia en la Figura 15. los valores de FOSTAC estuvieron entre 0,42 a 0,60 manteniendo un promedio de 0,52; concordando con Lossie & Pütz (2011) en donde indican un rango de FOSTAC es considerado estable cuando se encuentra entre 0,4 a 0,6 lo que coincide con los valores obtenidos en el presente estudio, de similar manera Failla & Restuccia (2014) reportan valores entre 0,10 a 0,60 obteniendo mejores producciones en los rangos de FOSTAC de 0,4 a 0,5 el cual es considerado como una condición óptima para el proceso de DA.

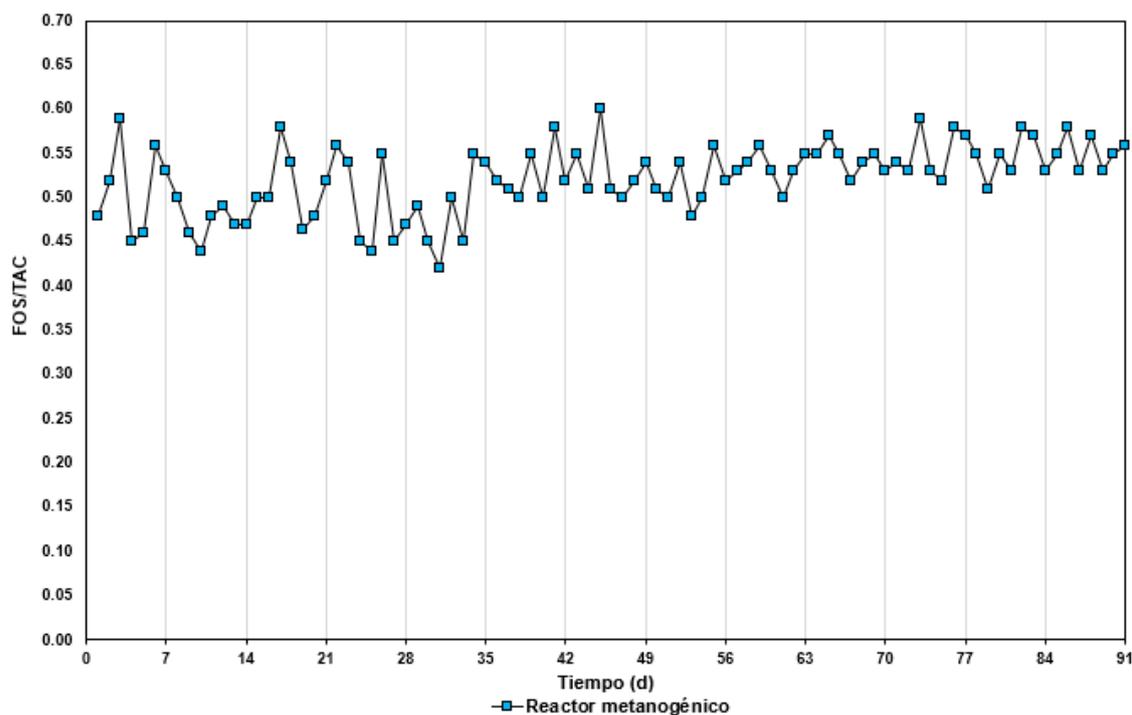


Figura 15. Comportamiento de la relación FOSTAC durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor metanogénico

Nota. Fuente: Autores de la investigación

• AGV

Los valores obtenidos de AGV durante el periodo de evaluación del proceso de DA en el SB en el reactor metanogénico estuvieron comprendidos entre 160,32 a 423,00mg/L como se aprecia en la Figura 16, lo que cumple con la condición recomendada por Ashley & Hurst (1981); Speece & Parking (1983) que establecen que la concentración de AGV no debe exceder de los 500mg/L para el desarrollo óptimo del proceso metanogénico.

Bolte, Hill, & Wood (1986); Braun, Huber & Meyrath (1981) realizaron estudios con desechos de cerdos donde reportan valores entre menores de 10 y hasta 527mg/L, lo que concuerda con datos similares en la presente investigación. De igual manera lo realizaron Espinosa et al. (1995) utilizando residuos de melaza obteniendo valores entre 300 a 500mg/L.

Cabe destacar que el valor mínimo de la presente investigación fue de 160mg/L lo que coincide con valores análogos reportados por Guardia (2012) en su estudio de DA en dos fases para el tratamiento de las aguas residuales de despulpe del beneficiado húmedo del café.

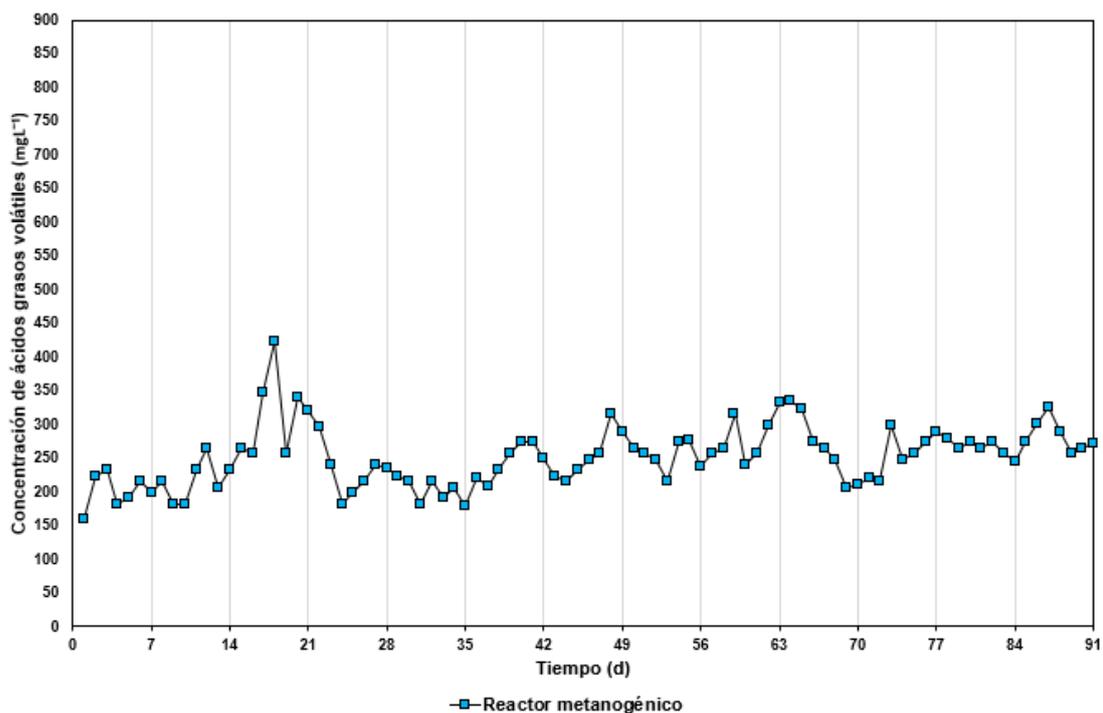


Figura 16. Comportamiento del AGV durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor metanogénico
Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **Remoción DQO**

Los valores de remoción son expresados en %, en el reactor metanogénico del SB los resultados se encontraron entre 54 a 85%, manteniendo un promedio de 73% como se aprecia en la Figura 17; Los resultados de la eficiencia de remoción DQO fueron satisfactorios y comparables a los reportados por otros investigadores Zambrano, Rodríguez, López, Orozco & Zambrano (2006) en donde registraron valores entre 45,99 a 83,40% con tratamiento anaerobio de las aguas mieles del café; de modo similar Bello & Castillo (1998) reportaron valores máximos de 77,2% donde evaluó las aguas residuales de una planta de procesamiento de café.

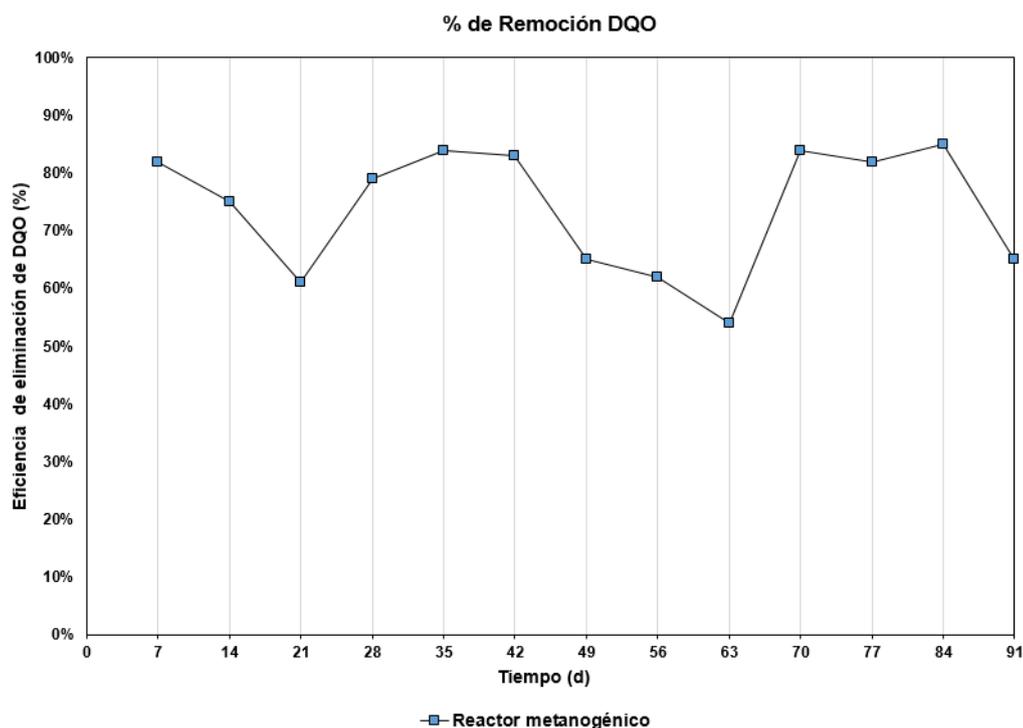


Figura 17. Comportamiento del % de Remoción DQO durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor metanogénico

Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **Rendimiento de metano (Y_{CH_4}) – concentración de metano ($\%CH_4$)**

Durante el tiempo de evaluación del rendimiento de metano el cual es expresado en $dm^3/gDQO$, se obtuvieron valores que oscilan entre 0,19 a 0,31 con un promedio de 0,26 como se aprecia en la Figura 18; lo que concuerda con los valores entre 0,155 a $0,325dm^3 CH_4/gDQO$ reportado por diversos autores en las unidades equivalentes mencionadas en la Tabla 6, entre los cuales se encuentran Córdova (2019); Göblös et al. (2008); Kim, Rock, Nam & Wouk (2006); Ganesh et al. (2014); Demirel & Yenigün (2002); Antonopoulou, Stamatelatu, Venetsaneas, Kornaros & Lyberatos (2008); Jung, Kim, Lee & Shin (2012); Bouallagui et al. (2004); Daoming & Forster (1994). Por otra parte, Rajeshwari, Lata, Pant & Kishore (2001) y Calil et al. (2010) registran rendimientos entre 0,35 a $0,42dm^3 CH_4/gDQO$ por encima de lo evidenciado en el presente estudio.

Tabla 6.

Unidades equivalentes en los artículos.

$1dm^3 CH_4/gDQO$	$1m^3 CH_4/KgDQO$	1000ml $CH_4/gDQO$	1000L $CH_4/KgDQO$
-------------------	-------------------	--------------------	--------------------

Nota. Fuente: Autores de la investigación

Las concentraciones de CH_4 se encuentran entre 45 a 55%, con un promedio de 49% como se visualiza en la Figura 18. lo que concuerda con valores similares reportados por Dinsdale et al. (1997); Scano et al. (2014) entre 45 a 60%. A diferencia de Calil et al. (2010); Raynal, Delgenks & Moletta (1998) que reportan valores por encima de 60% de concentración de CH_4 . Siendo así que los valores presentados en esta investigación son combustibles según Varnero (2011), el cual indica que valores por encima de 45% de CH_4 son considerados inflamables.

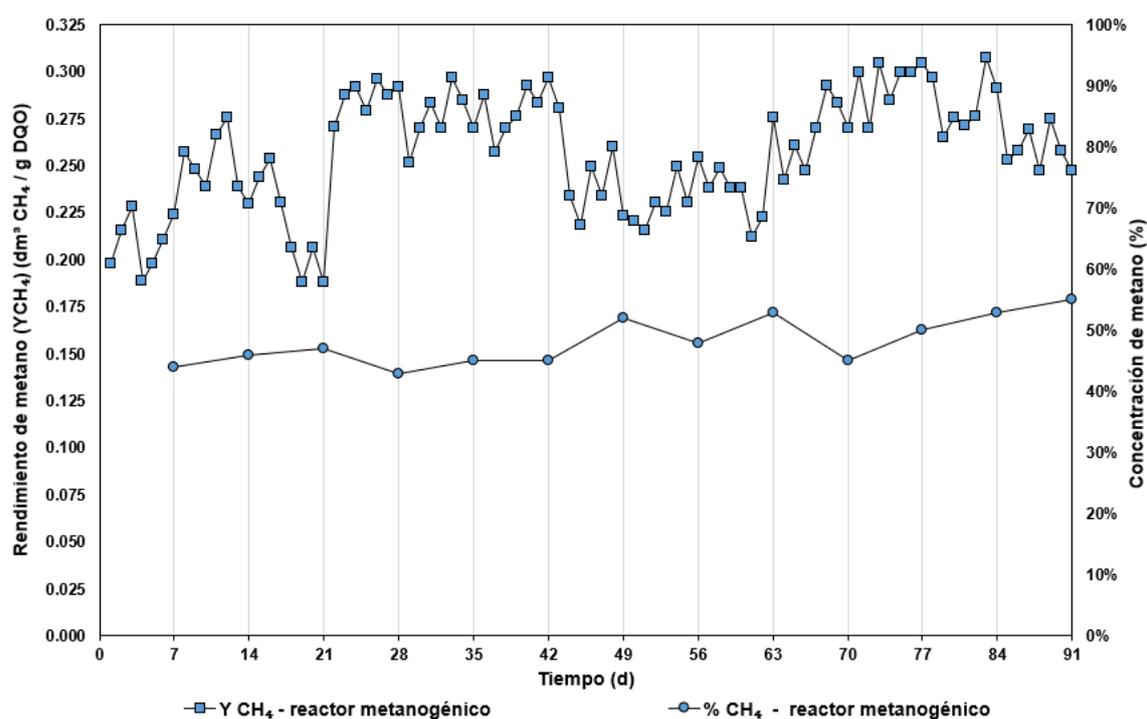


Figura 18. Comportamiento del rendimiento y concentración de metano durante un periodo de evaluación de 91 días en el reactor metanogénico

Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.5. COMPARACIÓN DEL SM Y SB

Durante el seguimiento de los SM y SB utilizando agua modelada de la industria de café soluble se obtuvieron resultados de pH, FOSTAC, AGV, remoción de DQO, rendimiento y concentración de metano que fueron sometidos a un análisis estadístico de U de Mann-Whitney utilizando el programa SPSS a fin de corroborar si existen diferencias significativas entre ambos SD.

4.5.1. VARIABLES DE SEGUIMIENTO DIARIOS

- **Supuesto de Normalidad**

Como se evidencia en la Tabla 7, según la prueba de normalidad de Kolmogorov - Smirnov, las variables de seguimiento diario (rendimiento de metano, pH, AGV y FOSTAC) no siguen una distribución normal dentro de su evaluación, por lo tanto, se realiza una prueba no paramétrica de U de Mann-Whitney.

Tabla 7.

Pruebas de Normalidad para variables con seguimiento diario

	Kolmogorov –Smirnov		
	Estadístico	gl	Sig.
Rendimiento de Metano	1,882	180	0,002
pH	1,737	180	0,005
AGV	1,818	180	0,003
FOSTAC	1,956	180	0,001

No son significativamente diferentes ($p > 0.05$)

Nota. Fuente: Autores de la investigación

En la Tabla 8 de resumen de los ADEVA explican que uno de los sistemas (SM o SB) provocan cambios altamente significativos en las variables respuestas estudiadas.

Tabla 8.

Pruebas de U de Mann-Whitney para variables con seguimiento diario

Resumen de prueba de hipótesis				
	Hipótesis nula	Test	Sig.	Decisión
1	La distribución de $dm^3CH_4/gDQO$ es la misma entre las categorías de Sistema.	Prueba U de Mann-Whitney de muestras independientes	,000	Rechazar la hipótesis nula.
2	La distribución de pH es la misma entre las categorías de Sistema.	Prueba U de Mann-Whitney de muestras independientes	,000	Rechazar la hipótesis nula.
3	La distribución de mg/L es la misma entre las categorías de Sistema.	Prueba U de Mann-Whitney de muestras independientes	,000	Rechazar la hipótesis nula.
4	La distribución de FOSTAC es la misma entre las categorías de Sistema.	Prueba U de Mann-Whitney de muestras independientes	,000	Rechazar la hipótesis nula.

Se muestran las significancias asintóticas. El nivel de significancia es ,05.

No son significativamente diferentes ($p > 0,05$)

Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **Rendimiento de metano**

Como se aprecia en la Figura 19, se representan los sistemas evaluados en el eje “X” y al rendimiento de metano en el eje “Y”, el cual es expresado en $\text{dm}^3 \text{CH}_4/\text{gDQO}$, los resultados obtenidos mediante la prueba de U de Mann-Whitney para el rendimiento de CH_4 son menor a 0,05, es decir se rechaza la hipótesis nula y se acepta la hipótesis alternativa, con lo que se determina estadísticamente diferencias significativas entre ambos sistemas. Lo que concuerda con Chinchilla (2013) reportando valores de producción de metano en el SB es mayor al SM, debido a que reúne las condiciones óptimas para la DA.

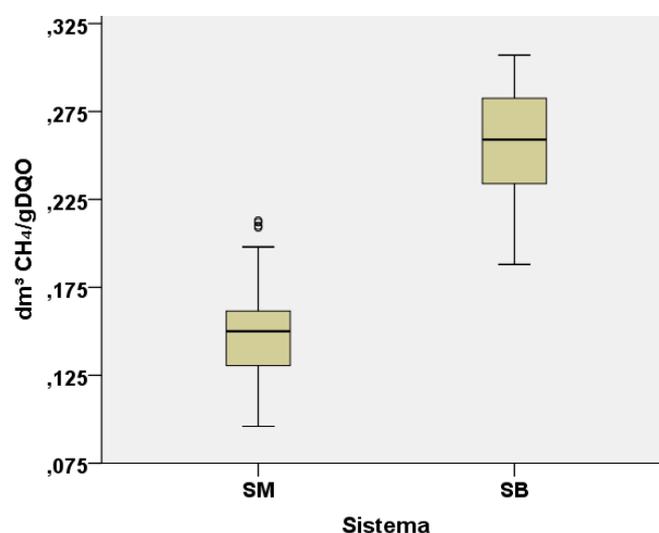


Figura 19. Comparación de gráficas de caja para rendimiento de metano entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

Existe datos atípicos que se evidencian en la Figura 19, por lo que se procede a realizar la prueba de Moses para constatar la significancia de dichos valores.

Tabla 9.
Pruebas de Moses para Rendimiento de CH_4

Resumen de prueba de hipótesis				
	Hipótesis nula	Test	Sig.	Decisión
1	El intervalo de Rendimiento. CH_4 es el mismo entre las categorías de Sistema.	Prueba Moses de reacción extrema de muestras independientes	1,207E-34 ¹	Rechazar la hipótesis nula.
Se muestran las significancias asintóticas. El nivel de significancia es ,05.				
¹ Se muestra la significancia exacta para esta prueba.				

Nota. Fuente: Autores de la investigación

De acuerdo a la prueba de Moses de la Tabla 9, los valores atípicos del sistema SM son altamente significativos.

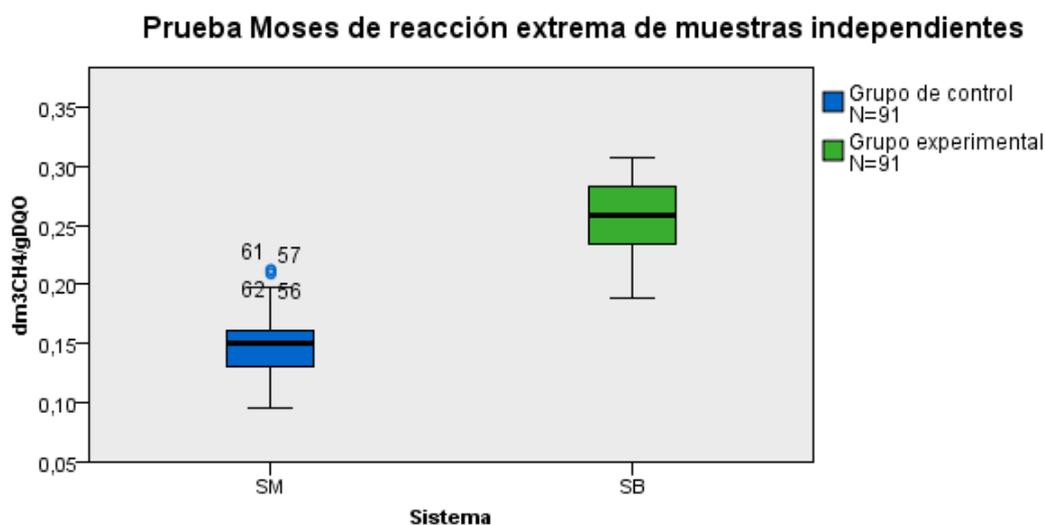


Figura 20. Comparación de gráficas en prueba de Moses para Rendimiento de metano entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **pH**

Como se aprecia en la Figura 21, se representan los sistemas evaluados en el eje "X" y los valores de pH en el eje "Y", los resultados obtenidos mediante la prueba de U de Mann-Whitney para el pH son menor a 0,05; es decir se rechaza la hipótesis nula y se acepta la hipótesis alternativa, con lo que se determina estadísticamente diferencias significativas entre ambos SD.

Evidenciando que el SB presentó mayor estabilidad de en los resultados de pH en comparación a los del SM, la mejor estabilidad de pH se da debido a que durante la separación de fases del SB en el reactor acidogénico los compuestos orgánicos solubles son convertidos en ácidos orgánicos lo que facilita la DA en la siguiente etapa del reactor metanogénico, por lo cual es más fácil controlar un pH en donde la mayoría de su población de microorganismos se encuentra en ambiente neutro-alcalino, lo que concuerda por lo reportados por Göblös et al. (2008) y García & Gómez (2016). Adicionalmente Quintero & Rondón (2012) indican que es muy importante mantener los valores de pH estable porque los cambios en este parámetro pueden afectar la población metanogénica que están presente en los lodos.

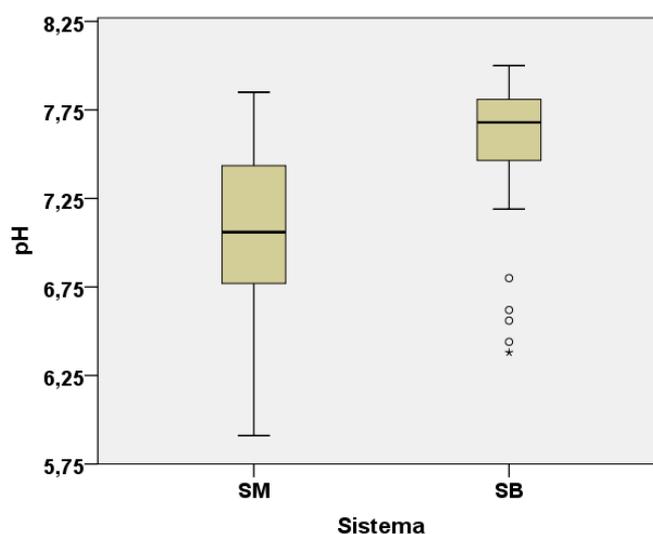


Figura 21. Comparación de gráficas de caja para pH entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

Existe datos atípicos que se evidencian en la Figura 21, por lo que se procede a realizar la prueba de Moses para contrastar la significancia de dichos valores.

Tabla 10.
Pruebas de Moses para pH

Resumen de prueba de hipótesis				
	Hipótesis nula	Test	Sig.	Decisión
1	El intervalo de pH es el mismo entre las categorías de Sistema.	Prueba Moses de reacción extrema de muestras independientes	6,632E-4 ¹	Rechazar la hipótesis nula.
Se muestran las significancias asintóticas. El nivel de significancia es ,05.				
¹Se muestra la significancia exacta para esta prueba.				

Nota. Fuente: Autores de la investigación

De acuerdo a la prueba de Moses de la Tabla 10, los valores atípicos del sistema SB son altamente significativos.

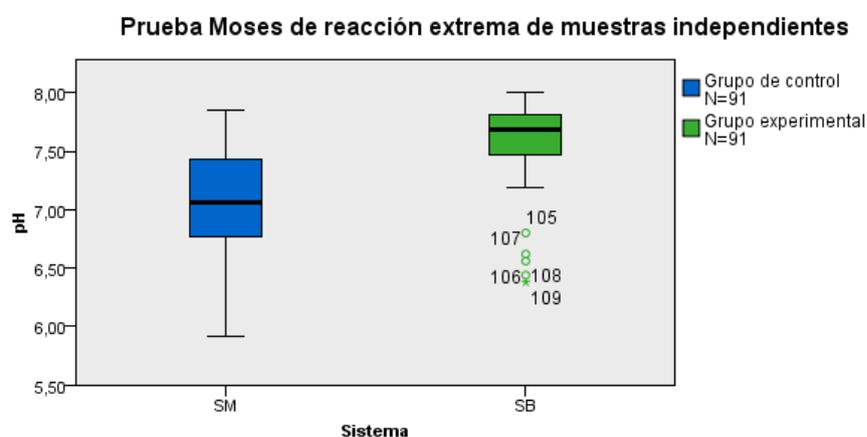


Figura 22. Comparación de gráficas en prueba de Moses para pH entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **AGV**

Como se aprecia en la Figura 23, se representan los sistemas evaluados en el eje “X” y los valores de AGV en el eje “Y”, los resultados obtenidos mediante la prueba de U de Mann-Whitney son menor a 0,05; es decir se rechaza la hipótesis nula y se acepta la hipótesis alternativa, con lo que se determina estadísticamente diferencias significativas entre ambos SD, evidenciando el SB produce ligeramente mayores niveles de ácidos grasos volátiles (mg/L) con mayor estabilidad que en el SM, lo que concuerda con lo reportado por Ashley & Hurst (1981); Speece & Parking (1983) que establecen que la concentración de AGV no debe exceder de los 500mg/L para el desarrollo óptimo del proceso metanogénico. De similar manera los valores mínimos del SB de la presente investigación son análogos a los reportados por Guardia (2012) en su estudio de DA en SB.

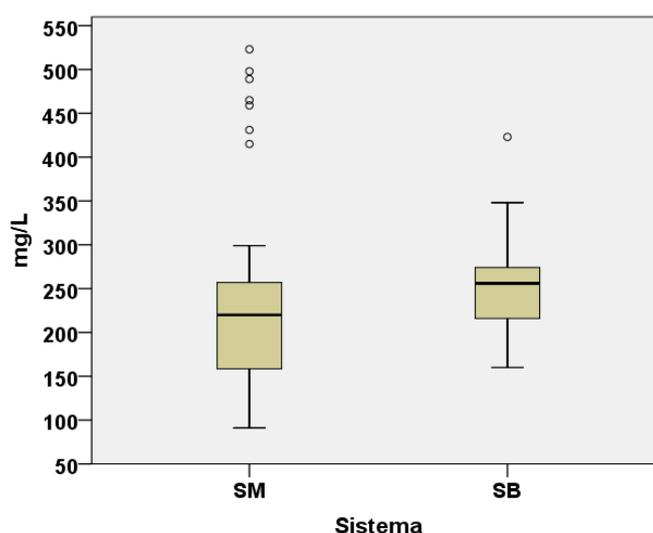


Figura 23. Comparación de gráficas de caja para AGV entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

Los valores atípicos que se evidencian de acuerdo en la Figura 23, no son significativos.

Tabla 11.
Pruebas de Moses para AGV

Resumen de prueba de hipótesis				
	Hipótesis nula	Test	Sig.	Decisión
1	El intervalo de AGV es el mismo entre las categorías de Sistema.	Prueba Moses de reacción extrema de muestras independientes	1,000 ¹	Retener la hipótesis nula.
Se muestran las significancias asintóticas. El nivel de significancia es ,05.				
¹Se muestra la significancia exacta para esta prueba.				

Nota. Fuente: Autores de la investigación

De acuerdo a la prueba de Moses de la Tabla 11, los valores atípicos del sistema no son significativos.

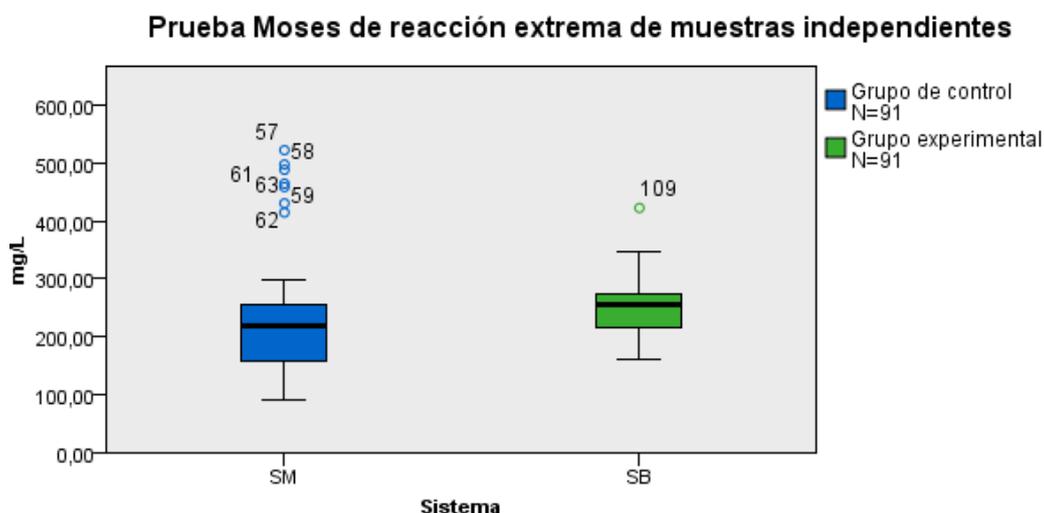


Figura 24. Comparación de gráficas en prueba de Moses para AGV entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **FOSTAC**

Como se aprecia en la Figura 25, se representan los sistemas evaluados en el eje “X” y los valores de FOSTAC en el eje “Y”, los resultados obtenidos mediante la prueba de U de Mann-Whitney son menor a 0,05; es decir se rechaza la hipótesis nula y se acepta la hipótesis alternativa, con lo que se determina estadísticamente diferencias significativas entre ambos SD, Sin embargo los mejores valores de la relación de FOSTAC fueron efectuadas en el SB situándose entre 0,42 a 0,60 lo que concuerda con Lossie & Pütz (2011); Failla & Restuccia (2014) en donde mencionan que los rangos de FOSTAC es considerado estable cuando se encuentra entre 0,4 a 0,6 debido a que permite detectar a tiempo los problemas del proceso, hasta el inminente vuelco de la fase biológica del digestor, con lo que pueden tomarse contramedidas inmediatamente.

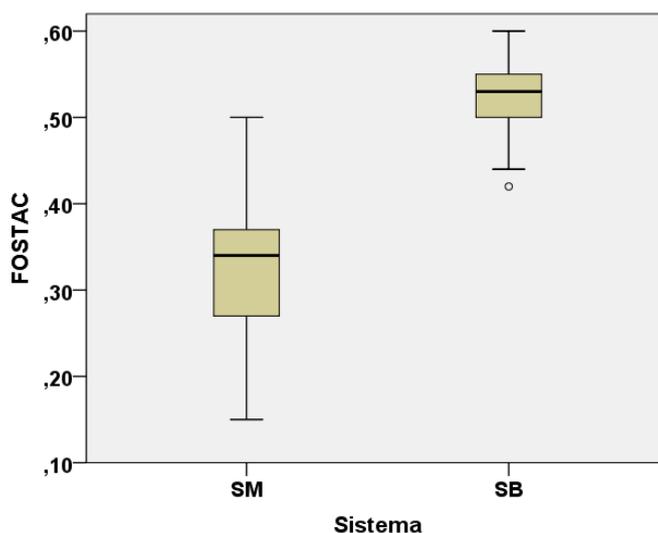


Figura 25. Comparación de pruebas U de Mann-Whitney para FOSTAC entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

Los valores atípicos que se evidencian de acuerdo en la Figura 25, no son significativos.

Tabla 12.

Pruebas de Moses para FOSTAC

Resumen de prueba de hipótesis				
Hipótesis nula	Test	Sig.	Decisión	
1 El intervalo de FOSTAC es el mismo entre las categorías de Sistema.	Prueba Moses de reacción extrema de muestras independientes	1,604E-33 ¹	Rechazar la hipótesis nula.	
Se muestran las significancias asintóticas. El nivel de significancia es ,05.				
¹Se muestra la significancia exacta para esta prueba.				

Nota. Fuente: Autores de la investigación

De acuerdo a la prueba de Moses de la Tabla 12, los valores atípicos del sistema no son significativos.

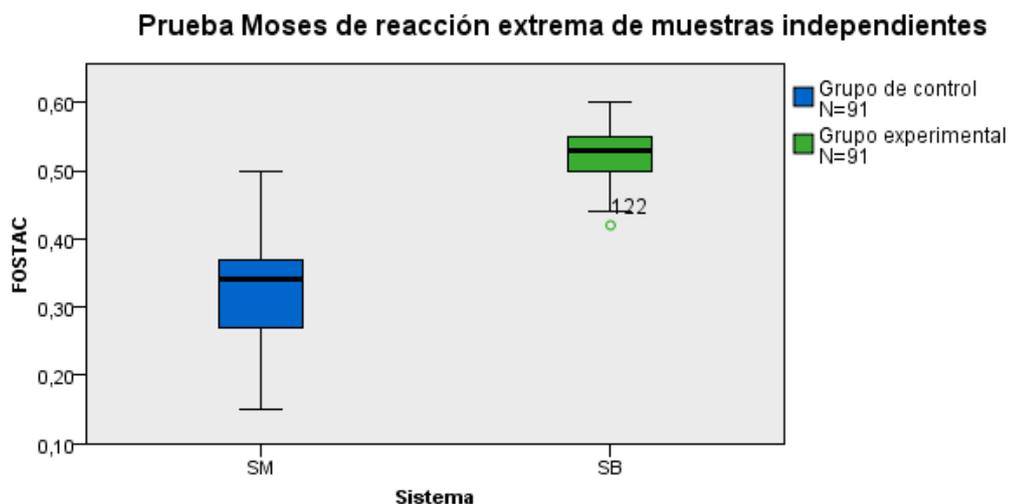


Figura 26. Comparación de gráficas en prueba de Moses para FOSTAC entre los SM y SB
Nota. Fuente: Autores de la investigación

4.5.2. VARIABLES DE SEGUIMIENTO SEMANAL

- **Supuesto de Normalidad**

Como se evidencia en la Tabla 13, según la prueba de normalidad de Shapiro Wills, la remoción de DQO solo sigue una distribución normal en el SM a diferencia que en concentración de metano se presenta una distribución normal en ambos SD.

Tabla 13.
Pruebas de Normalidad para variables con seguimiento semanal

	Sistema	Shapiro-Wilk		
		Estadístico	gl	Sig.
Remoción DQO	SM	0,936	13	0,406
	SB	0,851	13	0,029
Concentración de metano	SM	0,960	13	0,756
	SB	0,870	13	0,053

*. Este es un límite inferior de la significación verdadera.

a. Corrección de la significación de Lilliefors
No son significativamente diferentes ($p > 0,05$)

Nota. Fuente: Autores de la investigación

- **Supuesto de Homogeneidad de Varianza**

Como se evidencia en la Tabla 14, según la prueba de homogeneidad de varianza, resultó significativa para la remoción de DQO, a diferencia de la concentración de metano que no presentó diferencia significativa.

Tabla 14.
Prueba de Homogeneidad de Varianza para variables con seguimiento semanal

	Estadístico	gl1	Levene	
			gl2	Sig.
Remoción DQO	7,658	1	24	0,011
Concentración de metano	0,829	1	24	0,371

No son significativamente diferentes ($p > 0,05$)

Nota. Fuente: Autores de la investigación

La remoción de DQO no cumple con los supuestos de normalidad y homogeneidad de varianza por lo cual se utiliza una prueba no paramétrica de La prueba U de

Mann-Whitney, en cambio la concentración de metano cumple con ambos supuestos por tal antecedente se utiliza una prueba paramétrica de ADEVA.

En la Tabla 15 de resumen de los ADEVA se detalla que uno de los sistemas (SM o SB) provocan cambios altamente significativos en la remoción de DQO.

Tabla 15.

Prueba de U de Mann-Whitney para remoción de DQO

Resumen de prueba de hipótesis				
	Hipótesis nula	Test	Sig.	Decisión
1	La distribución de Remoción.DQO es la misma entre las categorías de Sistema.	Prueba U de Mann-Whitney de muestras independientes	,002 ¹	Rechazar la hipótesis nula.
Se muestran las significancias asintóticas. El nivel de significancia es ,05.				
¹Se muestra la significancia exacta para esta prueba.				

No son significativamente diferentes ($p > 0,05$)

Nota. Fuente: Autores de la investigación

• Remoción de DQO

Como se aprecia en la Figura 27, se representan los sistemas evaluados en el eje "X" y los valores de remoción de DQO en el eje "Y", los resultados obtenidos mediante la prueba de U de Mann-Whitney son menor a 0,05; es decir se rechaza la hipótesis nula y se acepta la hipótesis alternativa, con lo que se determina estadísticamente diferencias significativas entre ambos SD, por lo tanto, se evidencia que existe mayor remoción de DQO en el SB lo que coincide con lo mencionado por Guardia (2012) determinando que un SB es más eficiente que un SM.

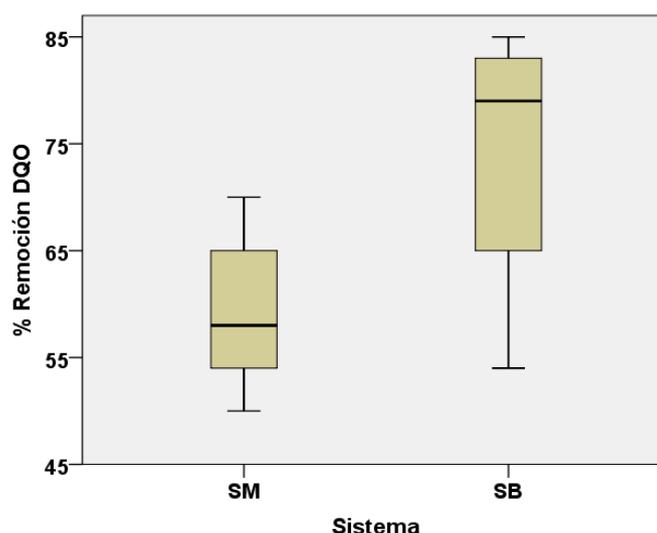


Figura 27. Comparación de gráficas de caja para Remoción de DQO entre los SM y SB

Nota. Fuente: Autores de la investigación

En la Tabla 16 de resumen de ADEVA se explica que uno de los sistemas (SM o SB) provocan cambios altamente significativos en la concentración de metano.

Tabla 16.

Prueba de ADEVA para concentración de metano.

Fuente de Variación	Suma de cuadrados	Resumen de prueba de hipótesis			
		Gl	Media cuadrática	F	Sig.
Tratamientos	193,885	1	193,885	16,501	0,000
Error	282,000	24	11,750		
Total	475,885	25			

Se muestran las significancias asintóticas. El nivel de significancia es 0,05

Nota. Fuente: Autores de la investigación

• Concentración de metano

Como se aprecia en la Figura 28, se representan los sistemas evaluados en el eje "X" y los valores de concentración de metano en el eje "Y", los resultados obtenidos mediante la prueba de ADEVA son menor a 0,05; es decir se rechaza la hipótesis nula y se acepta la hipótesis alternativa, con lo que se determina estadísticamente diferencias significativas entre ambos SD, evidenciando que el SM produce ligeramente mayor concentraciones de metano que en el SB, sin embargo el rendimiento de Metano es superior en el SB y los resultados concuerda con valores similares reportados por Dinsdale et al. (1997); Scano et al. (2014) entre 45 a 60%, siendo así que ambos sistemas son considerados combustibles según Varnero (2011), el cual indica que valores por encima de 45% de concentración de metano son inflamables.

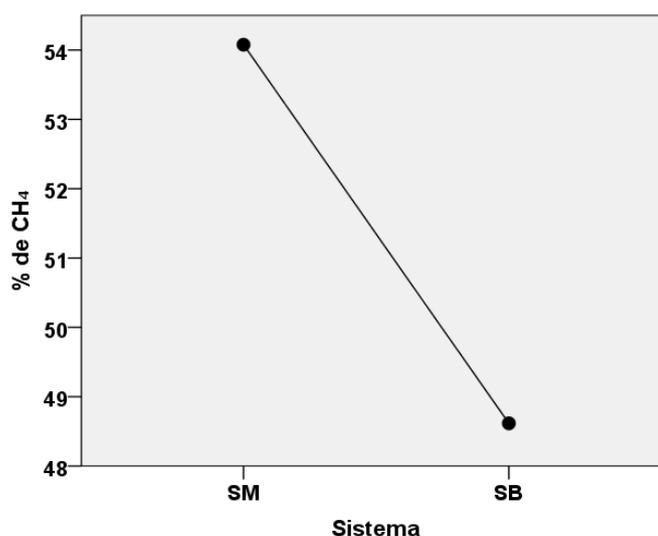


Figura 28. Comparación de medidas para concentración de metano entre los SM y SB

Nota. Fuente: Autores de la investigación

CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. CONCLUSIONES

1. Se logró modelar las principales características fisicoquímicas del agua residual de la industrial de café instantáneo con una similitud del 86% con respecto al agua residual de este tipo de industria de café soluble.
2. El SB tuvo un incremento de producción de metano del 70% en relación al SM.
3. Se identificó que las mejores condiciones de operación se desarrollaron en el SB con pH (6,38-8,0), FOSTAC (0,42-0,60), AGV(160-423mg/l), remoción DQO (61-85%).

5.2. RECOMENDACIONES

1. Implementar la autorregulación del pH para la disminución de la cantidad de valores atípicos dentro de la producción de metano.
2. Utilizar el SB con el propósito de incrementar la producción de metano tomando como base el sustrato de agua residual de la industria del café.
3. Replicar el principio de esta investigación en otros procesos agroindustriales tales como extracción de aceite de palma africana, bagazo de caña de azúcar, suero lácteo, entre otros; para establecer un proceso biotecnológico que permita aprovechar su alta carga contaminante.

BIBLIOGRAFÍA

- Acarley, F. (2018). Evaluación de la producción de metano a partir de las aguas mieles del beneficio húmedo del café. (*Tesis pregrado*). Universidad Nacional Agraria La Molina, Lima. Recuperado el 25 de mayo de 2019, de <http://repositorio.lamolina.edu.pe/handle/UNALM/3629>.
- Agencia Andaluza de la Energía. (2011). Estudio básico del biogás. Recuperado el 25 de agosto de 2019, de https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/documentos/estudio_basico_del_biogas_0.pdf.
- Alcívar, A., & Rosero, K. (2018). Incremento del rendimiento de metano en la digestión anaerobia de aguas residuales del proceso de café. (*Tesis pregrado*). Universidad de Guayaquil, Guayaquil. Recuperado el 26 de mayo de 2019, de <http://repositorio.ug.edu.ec/handle/redug/27910>.
- Almeida, J. (2013). Diseño de un biodigestor para el tratamiento de aguas residuales y producción de biogás para su aprovechamiento en el nuevo campus de la ESPE Extensión Latacunga. (*Tesis pregrado*). Escuela Politécnica del ejército extensión Latacunga, Latacunga. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <http://repositorio.espe.edu.ec/handle/21000/6387>.
- Alvarado, C. (2017). Potencial de producción de biogás de los residuos orgánicos biodegradables de la terminal zona 4. (*Tesis posgrado*). Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <http://www.repositorio.usac.edu.gt/8418/1/Carlos%20Estuardo%20Alvarado%20Turcios.pdf>.
- ANECAFÉ. (Asociación nacional de exportadores de café). (2017). *Explotación de café del Ecuador por exportador*. Ecuador. Recuperado el 31 de agosto de 2019.
- Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J., Guwy, J., . . . Van Lier, J. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. *Water science and technology*, 59(5), 927-934. doi:10.2166/wst.2009.040.
- Antonopoulou, G., Stamatelatou, K., Venetsaneas, N., Kornaros, M., & Lyberatos, G. (2008). Biohydrogen and Methane Production from Cheese Whey in a Two-Stage Anaerobic Process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(15), 5227-5233. doi:10.1021/ie071622x.

- APHA, AWWA, WEF. (2012). Standard Methods for examination of water and wastewater. (22nd ed.), Washington: American Public Health Association, 1360. doi:ISBN 978-087553-013-0.
- Arhoun, B. (2017). Digestión y codigestión anaerobia de residuos agrícolas, ganaderos y lodos de depuradora. (*Tesis doctoral*). Universidad de Málaga, Málaga. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <https://hdl.handle.net/10630/15500>.
- Aristizábal, C. (2015). Caracterización físico-química de una vinaza resultante de la producción de alcohol de una industria licorera, a partir del aprovechamiento de la caña de azúcar. *Ingenierías USBMed*, 6(2), 36-41. doi:10.21500/20275846.1729.
- Arrieta, W. (2016). Diseño de un biodigestor doméstico para el aprovechamiento energético del estiércol de ganado. (*Tesis pregrado*). Universidad de Piura, Piura. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <https://hdl.handle.net/11042/2575>.
- Ashley, N., & Hurst, T. (1981). Acid and alkaline phosphatase activity in anaerobic digested sludge: a biochemical predictor of digester failure. *Water Res*, 15, 633-638. doi:10.1016/0043-1354(81)90028-2.
- Bautista, A., & Aznar, A. (2010). Sistema biodigestor para el tratamiento de desechos orgánicos: (Estelí, Nicaragua). (*Tesis pregrado*). Universidad Carlos III de Madrid, Leganés. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <http://hdl.handle.net/10016/10807>.
- Bello, R., & Castillo, M. (1998). Start-up of an anaerobic hybrid (UASB/Filter) reactor treating wastewater from a coffee processing plant. *Anaerobe*, 4(5), 219-225. doi:10.1006/anae.1998.0171.
- Beyene, A., Yemane, D., Addis, T., Assayie, A., & Triest, L. (2014). Experimental evaluation of anaerobic digestion for coffee wastewater treatment and its biomethane recovery potential. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 11(7), 1881-1886. doi:10.1007/s13762-013-0339-4.
- Bhatta, R., Uyeno, Y., Tajima, K., Takenaka, A., Yabumoto, Y., Nonaka, L., . . . Kurihara, M. (2009). Difference in the nature of tannins on in vitro ruminal methane and volatile fatty acid production and on methanogenic archaea and protozoal populations. *Journal of Dairy Science*, 92(11), 5512-5522. doi:10.3168/jds.2008-1441.

- Björnsson, L., Murto, M., & Mattiasson, B. (2000). Evaluation of parameters for monitoring an anaerobic co-digestion process. *Appl Microbiol Biotechnol*, *54*, 844-849. doi:10.1007/s002530000471.
- Bolte, J., Hill, D., & Wood, T. (1986). Anaerobic Digestion of Screened Swine Waste Liquids in Suspended Particle-Attached Growth Reactors. *Transactions of the ASAE*, *29*(2), 543 - 549. doi:10.13031/2013.30188.
- Bote, P. (2013). Estudio de los efectos del pH extremo por adición de NaOH sobre la producción y calidad del biogás y otros parámetros de la digestión anaerobia urbana. (*Tesis progrado*). Instituto Universitario del Agua y de las Ciencias Ambientales, Alicante. Recuperado el 20 de 12 de 2019, de <https://iuaca.ua.es/en/master-agua/documentos/-gestadm/end-of-master-work/tfm-2013-pedro-boat.pdf>.
- Bouallagui, H., Torrijos, M., Godon, J., Moletta, R., Ben Cheikh, R., Touhami, Y., . . . Hamdi, M. (2004). Two-phases anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: bioreactors performance. *Biochemical Engineering Journal*, *21*, 193-197. doi:10.1016/j.bej.2004.05.001.
- Bouallagui, H., Touhami, Y., Ben Cheikh, R., & Hamdi, M. (2005). Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process biochemistry*, *40*, 989–995. doi:10.1016/j.procbio.2004.03.007.
- Braun, R., Huber, P., & Meyrath, J. (1981). Ammonia toxicity in liquid piggery manure digestion. *Biotechnology Letters*, *3*(4), 159-164. doi:10.1007/BF00239655.
- Calil, M., Montenegro, C., & Ferreira, J. (2010). A study on the variation of methane concentration in biogas produced from coffee wastewater. *Ciencia e Agrotecnologia*, *34*(2), 475-484. doi:10.1590/S1413-70542010000200029.
- Camacho, L., & Díaz, M. (2003). Metodología para la obtención de un modelo predictivo de transporte de soluto y de la calidad de agua en ríos- Caso río Bogotá. *Seminario Internacional La Hidroinformática en la Gestión Integrada de los Recursos Hídricos*, *73*(2).
- Camacho, R., Villada, H., & Hoyos, J. (2017). Evaluación del estiércol de vaca como inóculo en la digestión anaerobia termófila de residuos sólidos urbanos. *Información tecnológica*, *28*(3), 29-36. doi: 10.4067/S0718-07642017000300004.
- Camarillo, R., & Rincón, J. (2012). Effect of inhibitory compounds on the two-phase anaerobic digestion performance of diluted wastewaters from the alimentary industry. *Chemical engineering journal*, *193*, 68-76. doi:10.1016/j.cej.2012.04.022.

- Campos, R., Loarca, G., Vergara, H., & Oomah, D. (2015). Spent coffee grounds: A review on current research and future prospects. *Trends in Food Science & Technology*, 45(1), 24-36. doi:10.1016/j.tifs.2015.04.012.
- Cendales, E. (2011). Producción de biogás mediante la codigestión anaeróbica de la mezcla de residuos cítricos y estiércol bovino para su utilización como fuente de energía renovable. (*Tesis posgrado*). Universidad Nacional de Colombia, Bogotá. Recuperado el 31 de agosto de 2019, de https://s3.amazonaws.com/academia.edu.documents/45153202/edwindario_cendalesladino.2011.parte1.pdf?response-content-disposition=inline%3B%20filename%3DProduccion_de_biogas_mediante_la_codigestion.pdf&X-Amz-Algorithm=AWS4-HMAC-SHA256&X-Amz-Credential=AKIAIWOWYY.
- Chapra, S. (1997). *Surface water-quality modeling*. USA: Ed. Waveland Press, Inc. doi:ISBN 1-57766-605-4.
- Chen, Y., Cheng, J., & Creamer, K. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource technology*, 99, 4044–4064. doi:10.1016/j.biortech.2007.01.057.
- Chernicharo, C. (2007). *Reatores Anaeróbicos-Principios do tratamento biológico de águas residuárias*, (Vol. 5). Brasil: 2da. Ed. Belo Horizonte. doi:ISBN-13: 978-8570411303.
- Chinchilla, J. (2013). Evaluación de la producción de metano en el tratamiento de los residuos del café mediante la digestión anaerobia en dos fases. (*Tesis pregrado*). Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano, Honduras. Recuperado el 9 de junio de 2020, de <http://hdl.handle.net/11036/1764>.
- Contreras, L. (2013). Digestión anaerobia de residuos de la agroindustria arrocera cubana para la producción de biogás. (*Tesis doctoral*). Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba. Recuperado el 30 de diciembre de 2016, de <http://dspace.uclv.edu.cu:8089/handle/123456789/6613>.
- Córdova, A. (2019). Alternativa tecnológica para la digestión anaerobia de las aguas residuales de café instantáneo. (*Tesis Doctoral*). Universidad Tecnológica de la Habana Jose Antonio Echeverría, Cuba. Recuperado el 28 de diciembre de 2019.
- Corro, G., Paniagua, L., Pal, U., Bañuelos, F., & Rosas, M. (2013). Generation of biogas from coffee-pulp and cow-dung co-digestion: Infrared studies of postcombustion emissions. *Energy Conversion and Management*, 74, 471-481. doi:10.1016/j.enconman.2013.07.017.

- Crites, R., & Tchobanoglous, G. (2000). *Tratamiento de aguas residuales en pequeñas poblaciones*. McGraw-Hill. doi:ISBN: 9789584100429.
- Daoming, S., & Forster, C. (1994). Inhibitory effects in the thermophilic anaerobic treatment of a simulated coffee wastewater. *Environmental Technology*, 15(3), 287-292. doi:10.1080/09593339409385430.
- De La Rubia, M., Raposo, F., Rincón, B., & Borja, R. (2009). Evaluation of the hydrolytic–acidogenic step of a two-stage mesophilic anaerobic digestion process of sunflower oil cake. *Bioresource Technology*, 100, 4133-4138. doi:10.1016/j.biortech.2009.04.001.
- Demirel, B., & Yenigün, O. (2002). Review Two-phase anaerobic digestion processes: a review. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 77(7), 743-755. doi:10.1002/jctb.630.
- Deublein, D., & Steinhauser, A. (2010). *Biogas from waste and renewable resources: an Introduction* (Segunda ed.). Germany: Ed. Wiley-VCH, Weinheim. doi:ISBN: 978-3-527-32798-0.
- Díaz, J. (2018). *Ecuaciones y cálculos para el tratamiento de aguas*. Madrid, España: Ediciones Paraninfo, SA. doi:ISBN: 978-84-283-4152-3.
- Díaz, M., Espitia, S., & Molina, F. (2002). *Digestión Anaerobia*. Colombia: Ed. UN. doi:ISBN 95870111.
- Dinsdale, R., Hawkes, F., & Hawkes, D. (1996). The mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of coffee waste containing coffee grounds. *Water research*, 30(2), 371-377. doi:10.1016/0043-1354(95)00157-3.
- Dinsdale, R., Hawkes, F., & Hawkes, D. (1997). Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion with thermophilic pre-acidification of instant-coffee-production wastewater. *Water research*, 31(8), 1931-1938. doi:10.1016/S0043-1354(97)00041-9.
- Eastman, J., & Ferguson, J. (1981). Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*, 53(3), 352-366.
- El Telégrafo. (15 de marzo de 2017). Cafeteros de Ecuador se reunieron con empresarios rusos para fortalecer exportaciones. Recuperado el 25 de mayo de 2019, de <https://www.eltelegrafo.com.ec/noticias/economia/1/cafeteros-de-ecuador-se-reunieron-con-empresarios-rusos-para-fortalecer-exportaciones>.

- Espinosa, A., Rosas, L., Ilangovan, K., & Noyola, A. (1995). Effect of trace metals on the anaerobic degradation of volatile fatty acids in molasses stillage. *Water Science and Technology*, 32(12), 121-129. doi:10.1016/0273-1223(96)00146-1.
- Failla, S., & Restuccia, A. (2014). Methane potentials from grape marc by a laboratory scale plant. *Applied Mathematical Sciences*, 8(132), 6665 - 6678. doi:10.12988/ams.2014.474551.
- FAO. (Food and agriculture organization of the United Nations). (2013). *La bioenergía y los biocombustibles. Vías de la sostenibilidad*. Recuperado el 30 de mayo de 2019, de <http://www.fao.org/3/a-ar589s.pdf>.
- FAO. (Food and agriculture organization of the United Nations). (2014). *Biogás comunitario*. Recuperado el 10 de enero de 2020, de www.fao.org/3/a-bp844s.pdf.
- FAO. (Food and agriculture organization of the United Nations). (2019). *Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores*. Argentina. Recuperado el 22 de enero de 2020, de www.fao.org/3/ca5082es/ca5082es.pdf.
- Fernandez, N., & Forster, C. (1993). A study of the operation of mesophilic and thermophilic anaerobic filters treating a synthetic coffee waste. *Bioresource technology*, 45(3), 223-227. doi:10.1016/0960-8524(93)90115-R.
- Fia, F., Matos, A., Borges, A., Fia, R., & Cecon, P. (2012). Treatment of wastewater from coffee bean processing in anaerobic fixed bed reactors with different support materials: performance and kinetic modeling. *Journal of environmental management*, 108, 14-21. doi:10.1016/j.jenvman.2012.04.033.
- Fischer, H., List, E., Koh, R., & Imberger, J. (1979). *Mixing in inland and coastal waters*. New York: Academic Press. doi:ISBN 0122581504.
- Fisgativa, H., Tremier, A., Le Roux, S., Bureau, C., & Dabert, P. (2017). Understanding the anaerobic biodegradability of food waste: Relationship between the typological, biochemical and microbial characteristics. *Environmental Management*, 188, 95-107. doi:10.1016/j.jenvman.2016.11.058.
- Fountoulakis, M., Drakopoulou, S., Terzakis, S., Georgaki, E., & Manios, T. (2008). Potential for methane production from typical Mediterranean agro-industrial by-products. *Biomass and Bioenergy*, 32, 155-161. doi:10.1016/j.biombioe.2007.09.002.

- Fragela, M., Hernández, R., Jardines, S., & Venancio, J. (2008). Los biodigestores como aportadores de energía y mejoradores del suelo. *Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos*, 1-33.
- Galanakis, C. (2017). *Handbook of Coffee Processing By-Products: Sustainable Applications*. Grecia: Ed. Elsevier Science. doi:ISBN: 978-0-12-811290-8.
- Ganesh, R., Torrijos, M., Sousbie, P., Lugardon, A., Steyer, J., & Delgenes, J. (2014). Single-phase and two-phase anaerobic digestion of fruit and vegetable waste: Comparison of start-up, reactor stability and process performance. *Waste Management*, 34(5), 875-885. doi:10.1016/j.wasman.2014.02.023.
- García, A., & Gómez, J. (2016). Evaluación de la producción de biogás a partir de residuos vegetales obtenidos en la central de abastos de Bogotá mediante digestión anaerobia. (*Tesis pregrado*). Fundación Universidad de América, Bogotá. Recuperado el 29 de agosto de 2019, de <http://hdl.handle.net/20.500.11839/667>.
- García, M., & Intriago, S. (2019). Evaluación de la producción de metano mediante digestor anaerobio tipo batch en aguas residuales agroindustriales de destilería (vinaza). (*Tesis pregrado*). Escuela Superior Politécnica Agropecuaria de Manabí "Manuel Félix López", Calceta. Recuperado el 31 de agosto de 2019, de <http://repositorio.espam.edu.ec/handle/42000/991>.
- Ghosh, S., Ombregt, J., & Pipyn, P. (1985). Methane production from industrial wastes by two-phase anaerobic digestion. *Water research*, 19(9), 1083-1088. doi:10.1016/0043-1354(85)90343-4.
- Göblös, S., Portörő, P., Bordás, D., Kálmán, M., & Kiss, I. (2008). Comparison of the effectiveness of two-phase and single-phase anaerobic sequencing batch reactors during dairy wastewater treatment. *Renewable Energy*, 33(5), 960-965. doi:10.1016/j.renene.2007.06.006.
- González, D. (2013). Aprovechamiento de residuos agroindustriales para la producción de alimentos funcionales: una aproximación desde la nutrición animal. (*Tesis pregrado*). Corporación Universitaria Lasallista, Antioquia, Colombia. Recuperado el 1 de junio de 2019, de <http://hdl.handle.net/10567/1032>.
- González, M. (2009). Producción de bioenergía en el norte de México: Tan lejos y tan cerca. *Frontera Norte*, 21(41), 177-183. doi:ISSN 2594-0260.
- González, M., Pérez, S., Wong, A., Bello, R., & Yanez, G. (2015). Residuos agroindustriales con potencial para la producción de metano mediante la

digestión anaerobia. *Revista Argentina de microbiología*, 47(3), 229-235. doi:10.1016/j.ram.2015.05.003.

Guardia, Y. (2012). Estudio de la digestión anaerobia en dos fases para el tratamiento de las aguas residuales de despulpe del beneficiado húmedo del café. (*Tesis Doctoral*). Universidad Politécnica de Madrid, Madrid. Recuperado el 1 de junio de 2019, de <http://oa.upm.es/14684/>.

Hawkes, F., Guwy, A., Hawkes, D., & Rozzi, A. (1994). On-line monitoring of anaerobic digestion: Application of a device for continuous measurement of bicarbonate alkalinity. *Water science and technology*, 30(12), 1-10.

Hilbert, J. (2005). Manual Para la Producción de Biogás. *Instituto de Ingeniería*. Recuperado el 25 de diciembre de 2019, de https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-manual_para_la_produccion_de_biogs_del_iir.pdf.

ICO. (International Coffee Organization). (25 de enero de 2019). Premio ICO a la excelencia en investigación relacionada con el café. Recuperado el 25 de mayo de 2019, de <http://www.ico.org/documents/cy2018-19/ed-2295e-call-for-award-competition.pdf>.

IDAE. (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía). (2007). *Biomasa: Digestores anaerobios*. Madrid. doi:ISBN-13: 978-84-96680-21-0.

Janke, L., Leite, A., Nikolausz, M., Radetski, C., Nelles, M., & Stinner, W. (2016). Comparison of start-up strategies and process performance during semicontinuous anaerobic digestion of sugarcane filter cake co-digested with bagasse. *Waste Management*, 48, 199-208. doi:10.1016/j.wasman.2015.11.007.

Jung, K., Kim, D., Lee, M., & Shin, H. (2012). Two-stage UASB reactor converting coffee drink manufacturing wastewater to hydrogen and methane. *International journal of hydrogen energy*, 37, 7473-7481. doi:10.1016/j.ijhydene.2012.01.150.

Kajikawa, H., Tajima, K., Mitsumori, M., & Takenaka, A. (2007). Effects of amino nitrogen on fermentation parameters by mixed ruminal microbes when energy or nitrogen is limited. *Animal Science Journal*, 78(2), 121-128. doi:10.1111/j.1740-0929.2007.00415.x.

Kida, K., & Sonoda, Y. (1994). Liquefaction and gasification during anaerobic digestion of coffee waste by two-phase methane fermentation with slurry-state liquefaction. *Journal of fermentation and bioengineering*, 77(1), 85-89. doi:10.1016/0922-338X(94)90214-3.

- Kim, J., Rock, B., Nam, Y., & Wouk, S. (2006). Effects of Temperature and Hydraulic Retention Time on Anaerobic Digestion of Food Waste. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 102(4), 328-332. doi:10.1263/jbb.102.328.
- Kostenberg, D., & Marchaim, U. (1993). Solid waste from the instant coffee industry as a substrate for anaerobic thermophilic digestion. *Water Science and Technology*, 27(2), 97-107. doi:10.2166/wst.1993.0084.
- Kumar, A., Miglani, P., Gupta, R., & Bhattacharya, T. (2006). Impact of Ni(II), Zn(II) and Cd(II) on biogasification of potato waste. *Journal of Environmental Biology*, 27(1), 61-66.
- Kuttner, P., Weißböck, A., Leitner, V., & Jäger, A. (2015). Examination of commercial additives for biogas production. *Agronomy Research*, 13(2), 337-347.
- Li, Y., Zhu, J., Wan, C., & Park, S. (2011). Solid State Anaerobic anaerobic digestion of corn stover for biogas production. *American Society of Agricultural and Biological Engineers*, 54(4), 1415-1421. doi:10.13031/2013.39010.
- Lili, M., Biró, G., Sulyok, E., Petis, M., Borbély, J., & Tamás, J. (2011). Novel approach on the basis of FOS/TAC method. *Analele Universității din Oradea, Fascicula: Protecția Mediului*, 802-807.
- Lorenzo, Y., & Obaya, M. (2005). La digestión anaerobia. Aspectos teóricos. Parte I. *Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA)*, 39(1), 35-48. Obtenido de <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=223120659006>.
- Lossie, U., & Pütz, P. (08 de marzo de 2011). Control orientado de plantas de biogás con la ayuda de FOS/TAC. *Analítica de Laboratorio valoración FOS/TAC*, 1-4. Alemania. Recuperado el 22 de junio de 2020, de https://www.interempresas.net/FeriaVirtual/Catalogos_y_documentos/87050/FOSTAC.pdf.
- Marroquín, J. (2018). Valorización de residuos agroalimentarios y ganaderos mediante digestión anaerobia. Codigestión de residuos de tratamiento de aceites vegetales usados por purín porcino. (*Tesis doctorado*). Universidad de Valladolid, Valladolid. Recuperado el 31 de agosto de 2019, de <http://uvadoc.uva.es/handle/10324/35020>.
- Méhu, J., Rodríguez, I., Monroy, O., & Ramírez, F. (2011). Digestión anaerobia de lixiviados de residuos sólidos urbanos (RSU) en dos reactores en serie. *XIV Congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería*. MéxicoDF.

- Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible. (2018). Guía Nacional de modelación del recurso hídrico para aguas superficiales continentales. Bogotá, D.C, 1-39. Recuperado el 10 de Diciembre de 2019, de https://www.catorce6.com/images/Normas/Gua_modelacin_Final_-aguasuperficialcontinental.pdf.
- Morales, C., & Vera, J. (2018). Producción de metano a partir de las aguas residuales generadas en la Industria del café instantáneo en régimen Termofílico continuo con presencia de taninos. *Segunda Convencion científica Internacional de la UTM 2018*. Universidad Tecnica de Manabí, Portoviejo. Recuperado el 10 de febrero de 2020.
- Morales, C., Rivadeneira, B., & García, S. (2018). Digestión anaerobia de las aguas residuales de la industria del café instantáneo. *Espamciencia*, 9(1), 23-32.
- Moreira, A., & Zambrano, J. (2019). Evaluación técnico económica para el diseño de una planta de biogás, dirigida al tratamiento anaerobio de aguas residuales generadas en la industria de café instantáneo. (*Tesis pregrado*). Universidad Técnica de Manabí, Portoviejo. Recuperado el 29 de agosto de 2019.
- Mosquera, S., & Muñoz, R. (2017). Rediseño y experimentación de un reactor discontinuo didáctico del laboratorio de operaciones unitarias, para la obtención de cristales de fosfato trisódico. (*Tesis pregrado*). Universidad de Guayaquil, Guayaquil. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <http://repositorio.ug.edu.ec/handle/redug/22459>.
- Mussatto, S., Machado, E., Martins, S., & Teixeira, J. (2011). Production, composition, and application of coffee and its industrial residues. *Food and Bioprocess Technology*, 4(5), 661-672.
- Nachwachsende, F. (2013). Guía sobre el Biogás: Desde la producción hasta el uso. *Ministerio Federal de Alimentación, Agricultura y Protección al Consumidor*. Recuperado el 08 de enero de 2020, de <http://mediathek.fnr.de/media/downloadable/files/samples/l/e/leitfadenbiogas-es-2013.pdf>.
- Neves, L., Oliveira, R., & Alves, M. (2006). Anaerobic co-digestion of coffee waste and sewage sludge. *Waste management*, 26, 176–181. doi:10.1016/j.wasman.2004.12.022.
- Noykova, N., Müller, T., Gyllenberg, M., & Timmer, J. (2002). Quantitative analyses of anaerobic wastewater treatment processes: identifiability and parameter estimation. *Biotechnology and bioengineering*, 78(1), 89-103. doi:10.1002/bit.10179.

- Panigatti, M., Boglione, R., Carina, G., Gentinetta, F., Melidoro, J., Medina, L., . . . Fabbiani, G. (2017). Codigestión anaeróbica de fangos DAF y efluentes de predios lecheros. *Revista AIDIS*, 10(2), 136-150.
- Peñaranda, L., Montenegro, S., & Giraldo, P. (2017). Aprovechamiento de residuos agroindustriales en Colombia. *Investigación Agraria y Ambiental*, 8(2), 141-150.
- Pistis, A., Asquer, C., & Scano, E. (2013). Anaerobic digestion of potato industry by-products on a pilot-scale plant under thermophilic conditions. *Environmental Engineering and Management Journal*, 12(11), 93-96. Obtenido de <http://omicron.ch.tuiasi.ro/EEMJ/>.
- Puente, P. (2012). Estudio de la Digestión Anaeróbica de desechos de fruta en la planta piloto del laboratorio de desarrollo de energías alternativas. (*Tesis pregrado*). Universidad San Francisco de Quito, Quito. Recuperado el 28 de diciembre de 2019, de <http://repositorio.usfq.edu.ec/handle/23000/5991>.
- Qiao, W., Takayanagi, K., Shofie, M., Niu, Q., Qing Yu, H., & Li, Y. (2013). Thermophilic anaerobic digestion of coffee grounds with and without waste activated sludge as co-substrate using a submerged AnMBR: System amendments and membrane performance. *Bioresource technology*, 150, 249-258. doi:10.1016/j.biortech.2013.10.002.
- Quintero, M., & Rondón, Y. (2012). Estudio preliminar de la producción de biogás a partir de la Digestión anaerobia del mucílago de café utilizando lodo estiércol del cerdo como inóculo (Doctoral dissertation). (*Tesis pregrado*). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. Recuperado el 31 de agosto de 2019, de <http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2012/145234.pdf>.
- Rajeshwari, K., Lata, K., Pant, D., & Kishore, V. (2001). A novel process using enhanced acidification and a UASB reactor for biomethanation of vegetable market waste. *Waste management & research*, 19(4), 292-300. doi:10.1177/0734242X0101900405.
- Ramírez, S. (2012). Aprovechamiento de residuos agroindustriales, cascarilla de arroz (oriza sativa) y residuos de papa (solanum tuberosum) para la producción de *trichoderma spp.* (*Tesis pregrado*). Universidad Técnica de Ambato, Ambato. Recuperado el 31 de agosto de 2019, de <http://repositorio.uta.edu.ec/bitstream/123456789/3063/1/SBQ.29.pdf>.
- Raynal, J., Delgenks, J., & Moletta, R. (1998). wo-phase anaerobic digestion of solid wastes by a multiple liquefaction reactors process. *Bioresource technology*, 65, 97-103. doi:10.1016/S0960-8524(98)00009-1.

- Restrepo, A., Rodríguez, E., & Manjarrés, K. (2011). Cortezas de naranja comestibles: una aproximación al desarrollo de productos con valor agregado a partir de residuos agroindustriales. *Produccion + Limpia*, 6(2), 47-57.
- Revista Líderes. (17 de mayo de 2015). La industria pide más café local. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <https://www.revistalideres.ec/lideres/industria-pide-cafe-local-ecuador.html>.
- Reyes, E. (2017). Generación de biogás mediante el proceso de digestión anaerobia, a partir del aprovechamiento de sustratos orgánicos. *Revista Científica de FAREM-Estelí. Medio ambiente, tecnología y desarrollo humano*, 6(24), 60-81.
- Rosas, D., Ortiz, H., Herrera, J., & Leyva, O. (2016). Revalorización de algunos residuos agroindustriales y su potencia de aplicación a suelos agrícolas. *Agro Productividad*, 9(8), 18-23.
- Rovira, J. (2011). Café soluble. *Fórum café*, 50-55. Recuperado el 31 de agosto de 2019, de https://www.forumdelcafe.com/sites/default/files/biblioteca/cafe_soluble_0.pdf.
- Salamanca, J. (2009). Diseño, construcción y puesta en marcha de un biodigestor a escala piloto para la generación de biogás y fertilizante orgánico. (*Tesis pregrado*). Universidad San Francisco de Quito, Quito. Recuperado el 30 de noviembre de 2018, de <http://repositorio.usfq.edu.ec/handle/23000/740>.
- Sandoval, L. (2006). Manual de tecnologías limpias en Pymes. *Organización de Estados Americanos (OEA)*. Recuperado el 10 de junio de 2019, de <https://redrrss.minam.gob.pe/material/20090128192419.pdf>.
- Saval, S. (2012). Aprovechamiento de Residuos Agroindustriales: Pasado, Presente y Futuro. *BioTecnología*, 16(2), 14-46.
- Scano, E., Asquer, C., Pistis, A., Ortu, L., Demontis, V., & Cocco, D. (2014). Biogas from anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energy Conversion and Management*, 7, 22-30. doi:10.1016/j.enconman.2013.09.004.
- Selvamurugan, M., Doraisamy, P., & Maheswari, M. (2010a). An integrated treatment system for coffee processing wastewater using anaerobic and aerobic process. *Ecological Engineering*, 36, 1686-1690. doi:10.1016/j.ecoleng.2010.07.013.

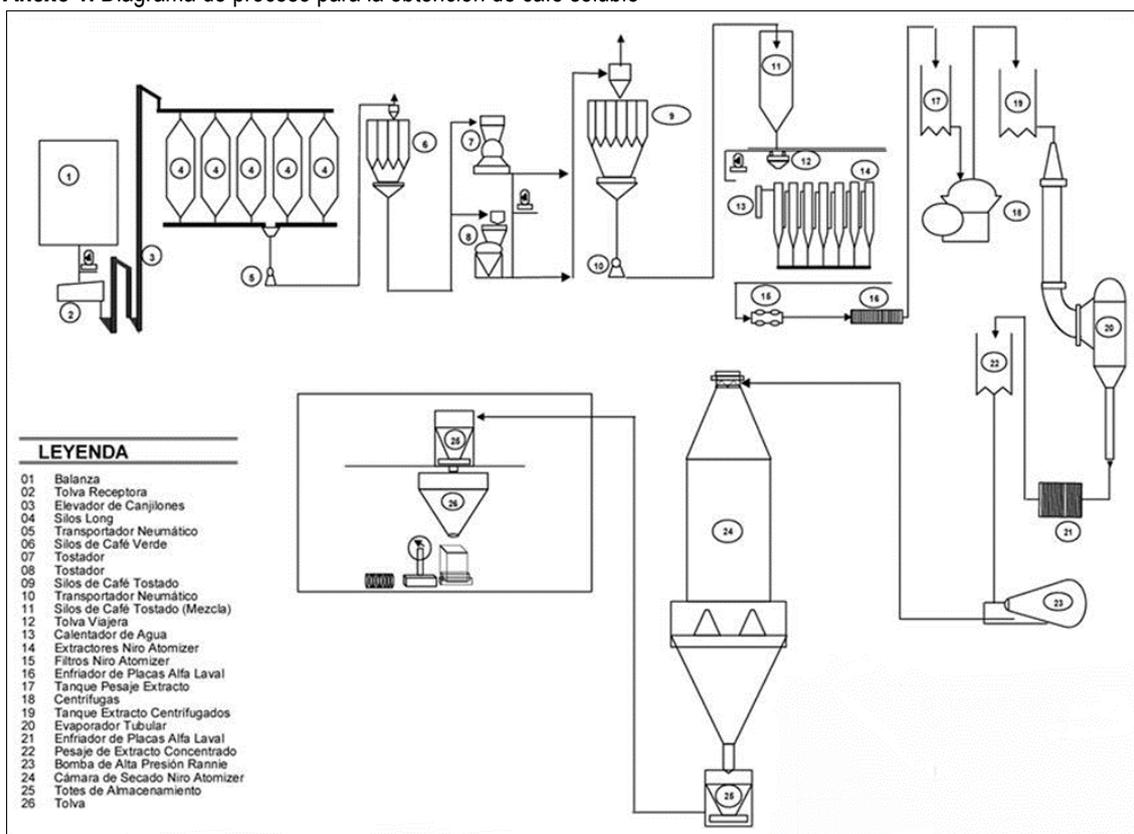
- Selvamurugan, M., Doraisamy, P., Maheswari, M., & Nandakumar, B. (2010b). High rate anaerobic treatment of coffee processing wastewater using upflow anaerobic hybrid reactor. *Journal of Environmental Health Science & Engineering*, 7(2), 129-136. Recuperado el 22 de junio de 2020, de <https://www.sid.ir/en/Journal/ViewPaper.aspx?ID=177398>.
- Soto, F. (2012). Análisis de la titularidad de los derechos de propiedad emanados de la captura de carbono por bosque en el marco de Redd+. (*Tesis pregrado*). Universidad de Chile, Santiago, Chile. Recuperado el 30 de mayo de 2019, de <http://repositorio.uchile.cl/handle/2250/112934>.
- Speece, R. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. USA: Ed Nashville, Tenn: Archae Press. doi:ISBN: 0965022609 9780965022606.
- Speece, R., & Parking, G. (1983). The response of methane bacteria to toxicity. *Proceedings 3rd International Symposium on Anaerobic Digestion*, (págs. 23-35). Boston.
- Thomann, R., & Mueller, J. (1987). *Principles of surface water quality modeling and control*. New York: Harper & Row, Publishers, Inc. doi:ISBN-10: 0060466774.
- Valdés, O., & Palacios, O. (2016). Evolución y situación actual de plantaciones para biocombustibles: Perspectivas y retos para México. *Agro Productividad*, 9(2), 33-41. Recuperado el 10 de junio de 2020, de https://www.researchgate.net/profile/Ofelia_Valdes_Rodriguez/publication/299124525_Evolucion_y_situacion_actual_de_plantaciones_para_biocombustibles_perspectivas_y_retos_para_Mexico/links/56eedc1308aed17d09f847c7/Evolucion-y-situacion-actual-de-plantacion.
- Valdez, I., & Poggi, H. (2009). Hydrogen production by fermentative consortia. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(5), 1000–1013. doi:10.1016/j.rser.2008.03.003.
- Vargas, Y., & Pérez, L. (2018). Aprovechamiento de residuos agroindustriales para el mejoramiento de la calidad del ambiente. *Facultad de Ciencias Básicas*, 14(1), 59-72. doi:10.18359/rfcb.3108.
- Varnero, M. (2011). *Manual de biogás*. FAO. (Food and agriculture organization of the United Nations), Chile. Recuperado el 31 de mayo de 2019, de <http://www.fao.org/docrep/019/as400s/as400s.pdf>.
- Verein Deutscher Ingenieure (VDI 4630). (2006). *Fermentation of organic materials, characterisation of the substrate, sampling, collection of material data, fermentation tests*. Berlin. Recuperado el 20 de febrero de 2020, de https://www.vdi.de/fileadmin/pages/vdi_de/redakteure/richtlinien/inhaltsverzeichnis/2385990.pdf.

- Voß, E., Weichgrebe, D., & Rosenwinkel, K. (2009). FOS/TAC—deduction, methods, application and significance. *Internationale Winenschaftskonferenz "Biogas Science"*. Recuperado el 30 de marzo de 2020, de <https://www.yumpu.com/en/document/read/7291332/fos-tac-deduction-methods-application-and-ve-gmbh>.
- Wang, J., Xu, H., & Tay, J. (2002). A hybrid two-phase system for anaerobic digestion of food waste. *Water Science and Technology*, 45(12), 159-165. Recuperado el 12 de junio de 2020, de <https://iwaponline.com/wst/article-pdf/45/12/159/424859/159.pdf>.
- Wang, Y., Zhang, Y., Wang, J., & Meng, L. (2009). Effects of volatile fatty acid concentrations on methane yield and methanogenic bacteria. *Biomass and bioenergy*, 33(5), 848-853. doi:10.1016/j.biombioe.2009.01.007.
- Weiland, P. (2010). Biogas production: current state and perspectives. *Applied Microbiology*, 85(4), 849–860. doi:DOI 10.1007/s00253-009-2246-7.
- Yáñez, J. (2018). Estudio de la película plateada del café para su reutilización en panadería. Ecuador. (*Tesis pregrado*). Universidad Regional Autónoma de los Andes, Ambato. Recuperado el 23 de mayo de 2019, de <http://dspace.uniandes.edu.ec/handle/123456789/8016>.
- Yepes, S., Montoya, L., & Orozco, F. (2008). Valorización de residuos agroindustriales frutas en Medellín y el sur del valle del Aburrá, Colombia. *Fac. Nal. Agr. Medellín*, 61(1), 4422-4431. Recuperado el 10 de 02 de 2020, de <http://www.scielo.org.co/pdf/rfnam/v61n1/a18v61n1.pdf?>
- Zambrano, D., Rodríguez, N., López, U., Orozco, P., & Zambrano, A. (2006). Tratamiento anaerobio de las aguas mieles del café. *Centro Nacional de Investigación de café*(29), 1-29. Obtenido de <http://hdl.handle.net/10778/584>.
- Zeng, S., Yuan, X., Shi, X., & Qiu, Y. (2010). Effect of inoculum/substrate ratio on methane yield and orthophosphate release from anaerobic digestion of *microcystis spp.* *Journal of Hazardous Materials*, 178, 89–93. doi:10.1016/j.jhazmat.2010.01.047.
- Zhang, B., Zhang, L., Zhang, C., Shi, H., & Cai, W. (2005). The Influence of pH on Hydrolysis and Acidogenesis of Kitchen Wastes in Two-phase Anaerobic Digestion. *Environmental Technology*, 26, 329-339. doi:10.1080/09593332608618563.
- Zúñiga, A. (2010). Evaluación técnico económica y diseño de una planta generadora de electricidad a partir del biogás. (*Tesis pregrado*). Univerdad

de Chile, Santiago de Chile. Recuperado el 30 de agosto de 2019, de <http://repositorio.uchile.cl/handle/2250/103819>.

ANEXOS

Anexo 1. Diagrama de proceso para la obtención de café soluble



Nota. Fuente: El café C.A., 2018.

Anexo 2. Reactores anaerobio SM y SB.



Nota. Fuente: Autores de la investigación

Anexo 3. Resumen de la aplicación de la digestión anaerobia para el tratamiento de algunos residuales agroindustriales

Tipo de residual	Configuración	OLR (kgCOD m-3 d-1)	HRT (d)	Temperatura	Operación Eficiencia de (%)	Referencias
Industria del refresco	CSTR+UAF	20	7,4	Mesofílico	96	Ghosh <i>et al.</i> (1985)
Residuos de aceite de palma	2 CSTR	-	-	Mesofílico	85	Ng <i>et al.</i> (1985)
Residuos de frutas y vegetales	CSTR - híbrido UASB-FA	-	-	Mesofílico	75	Mtz-Viturtia <i>et al.</i> (1989)
Agroindustrial	UAF+UASB	11	21	Mesofílico	90	Vinas <i>et al.</i> (1993)
Fécula de trigo	-	20	-	-	99	Yanagi <i>et al.</i> (1994)
Residuos de caña de azúcar	2 CSTR	5,1	-	Termofílico	63	Yeoh <i>et al.</i> (1997)
Residuos de vegetales	-	-	17	Mesofílico	87	Raynal <i>et al.</i> (1998)
Residuos de alimentos	-	7,9	-	-	70	Lee <i>et al.</i> (1999)
Residuos de alimentos	CSTR - híbrido UASB-UAF	-	-	Mesofílico	96	Paixao <i>et al.</i> (2000)
Residuales de cervecía	2 UASB	25 - 39	-	Mesofílico	90	Ahn <i>et al.</i> (2001)
Residuos de frutas y vegetales	CSTR + ASBR	1.6	-	Mesofílico	96	Bouallagui <i>et al.</i> (2004)
Agua residual sintética	CSTR + UASB	-	0,21	Mesofílico	90	Diamantis y Aivasidis (2007)
Residuos de patata y remolacha	2 CSTR	-	19	Mesofílico	-	Parawira <i>et al.</i> (2008)
Mezcla de residuos	2 CSTR	4,5 - 55	19	Mesofílico	75-85	Dareioti <i>et al.</i> (2009)
Residuos sólidos de oliva	2 CSTR	0,8-22	4,6-142,9	Mesofílico	60,5	Rincón <i>et al.</i> (2010)
Olive oil mill and winery wastewater	2 CSTR	20	7-8	Mesophilic	91,2	Caramillo y Rincón (2012)
Residuales del procesamiento de café	2 UASB	20	0,25	Termofílico-Mesofílico	98	Jung <i>et al.</i> (2012)

ASBR (Anaerobic Sludge Bed Reactor): reactor de lecho de lodos anaerobio; **CSTR (Continuously Stirred Tank Reactor):** reactor anaerobio completamente mezclado; **UAF (Upflow Anaerobic Filter):** filtro anaerobio de flujo ascendente; **UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket):** reactor de lecho de lodos y flujo ascendente; **OLR (organic loading rates):** cargas orgánicas volumétricas; **HRT (Hydraulic Retention Time):** tiempo de retención hidráulico.

Nota. Fuente: Adaptado de Guardia, (2012)