

UNIVERSIDAD DE COSTA RICA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA AGRÍCOLA

**EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS POR MEDIO DE LA  
BIODIGESTIÓN ANAEROBIA SEMICONTINUA UTILIZANDO RESIDUOS DEL  
BENEFICIADO DEL CAFÉ COMO SUSTRATO**

Tesis presentada para optar por el grado académico de Licenciatura en Ingeniería Agrícola

Juan Pablo Rojas Sossa

Ciudad Universitaria Rodrigo Facio, Costa Rica

2015

Esta tesis ha sido aceptada en su presente forma por la Escuela de Ingeniería Agrícola de la Universidad de Costa Rica y aprobada por el Comité Consejero del estudiante como requisito parcial para optar por el grado de Licenciado.

**Firmantes:**

Ing. Kattia Solís Ramírez, D.Sc.

---

Directora de la Tesis

Dra. Lidieth Uribe Lorío, Ph.D.

---

Miembro del Tribunal

Ing. Alberto Miranda, MBA.

---

Miembro del Tribunal

Ing. Marta Montero Calderón, Dra.

---

Miembro del Tribunal

Ing. Ricardo Radulovich Ramírez, Ph.D.

---

Director de la Escuela de  
Ingeniería Agrícola

Ing. Juan Pablo Rojas Sossa, B.Sc.

---

Candidato

**DEDICATORIA:**

*A mis Padres; por darme un corazón y luego enseñarme como debía usarlo adecuadamente.*

## **AGRADECIMIENTOS:**

A mis Padres, Eva y Víctor, por apoyarme en mí proceso académico y darme la oportunidad de tener educación hasta este nivel. A mis hermanos, que siempre me han brindado su apoyo incondicional para que logre mis metas.

Agradezco a mi Directora de Tesis, la Dra. Kattia Solís, por toda la guía y sus aportes para continuar la investigación, con el fin único de buscar los resultados planteados.

De manera especial al Ing. Alberto Miranda, por creer en mí desde un inicio para este proyecto, darme un ejemplo de profesionalismo y del qué hacer en la ingeniería. Gracias Don Alberto.

A la Dra. Lidieth Uribe, la Ing. Mariana Murillo y a todo el personal del Laboratorio de Microbiología Agrícola, por la colaboración prestada, donde aprendí el valor que debe enfrentar la investigación científica, así como los fundamentos de la microbiología.

I wish to extend gratitude towards Dr. Wei Liao and Dr. Dana Kirk for generously sharing their ideas and knowledge. It has been an honor to work and learn from you both. I would also like to thank the Anaerobic Digestion Research Education Center and the Bioenergy and Bioproducts Lab at Michigan State University for providing me with lab space to work in. Lastly, I would also like to thank the Michigan State University Department of Biosystems Engineering for their special effort in helping the University of Costa Rica develop their own program in Biosystems Engineering.

Al Dr. Oscar Coto, que con su luz y sus ideas permitió realizar un trabajo pragmático que buscara tener un lenguaje acorde a la realidad nacional.

Al Ing. Roberto Mata y al Sr. Iván Solís del Beneficio CoopeDota R.L, por la solidaridad brindada durante la investigación y enseñarme acerca del contexto actual de la producción cafetalera en el país.

Por último, al Dr. Ricardo Radulovich y a la Dra. Marta Montero, por sus valiosas revisiones y comentarios del trabajo final.

## ÍNDICE DE CAPÍTULOS

1. INTRODUCCIÓN.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
2.1. Objetivo general.....	3
2.2. Objetivos específicos .....	3
3. MARCO TEÓRICO .....	4
3.1. Producción cafetalera en Costa Rica .....	4
3.1.1. Importancia de la producción cafetalera en Costa Rica .....	4
3.1.2. Sostenibilidad de la actividad.....	5
3.1.3. Beneficiado del café.....	7
3.2. Residuos en el beneficiado del café.....	9
3.2.1. Descripción de los residuos.....	11
3.2.2. Manejo de los desechos del café en Costa Rica .....	14
3.2.3. Experiencias del uso de los residuos agrícolas orgánicos del café .....	20
3.3. Los residuos orgánicos del beneficiado del café como fuente de bioenergía .....	21
3.3.1. Pirólisis.....	22
3.3.2. Gasificación.....	22
3.3.3. Combustión directa .....	22
3.4. Bioprocesos para el aprovechamiento de residuos .....	23
3.4.1. Biodigestión anaerobia.....	24
3.4.2. Procesos metabólicos involucrados en la biodigestión anaerobia.....	25
3.4.3. Desarrollo de proyectos.....	28
3.4.4. Biodigestión de los residuos del café a nivel mundial .....	32
3.4.5. Biodigestión de los residuos del café en Costa Rica.....	34
4. METODOLOGÍA.....	36

4.1. Experimento 1: Determinación del tiempo de retención hidráulico y temperatura de operación.....	36
4.1.1. Preparación de mezclas e inóculo .....	36
4.1.2. Condiciones del experimento .....	37
4.1.3. Alimentación de los reactores .....	39
4.1.4. Medición del pH.....	40
4.1.5. Volumen de gas .....	40
4.1.6. Porcentaje de metano .....	41
4.1.7. Sólidos totales, volátiles y fijados .....	41
4.2. Experimento 2: Evaluación de la producción de biogás utilizando 3 proporciones % m/m de los residuos del beneficiado .....	43
4.2.1. Preparación de mezclas e inóculo .....	43
4.2.2. Condiciones del experimento .....	44
4.2.3. Análisis de fibras fermentables .....	45
4.3 Balance de masa y energía.....	48
4.3.1. Balance de masa .....	48
4.3.2. Balance de energía .....	53
5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....	57
5.1. Resultados Experimento 1: Determinación del tiempo de retención hidráulico y temperatura de operación.....	57
5.1.1. Caracterización de los sustratos .....	57
5.1.2. Estabilización del reactor .....	58
5.1.3. Periodos de análisis .....	60
5.1.4. Primer período.....	61
5.1.5. Cuarto período.....	63
5.1.6. Porcentaje de sólidos totales y volátiles .....	66

5.1.7. Porcentaje de metano .....	68
5.2 Experimento 2: Evaluación de la producción de biogás utilizando diferentes proporciones de masa de los residuos del beneficiado .....	71
5.2.1. Caracterización de los sustratos .....	71
5.2.2. Producción de gas.....	72
5.2.3. pH.....	75
5.2.3. Reducción de sólidos totales y volátiles.....	78
5.2.4. Productividad .....	79
5.2.5. Porcentaje de metano .....	81
5.2.6. Reducción de fibras fermentables .....	82
5.3 Balance de masa y energía.....	83
5.3.1. Balance de masa .....	83
5.3.2. Balance de energía .....	87
6. CONCLUSIONES.....	92
7. RECOMENDACIONES .....	93
BIBLIOGRAFÍA .....	94

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Las zonas urbanas se han expandido ganándole terreno a los cafetales. Fuente: Barquero (2013).....	7
<b>Figura 2.</b> Sección transversal de un grano de café. Traducido de: Mussatto, Machado, Martins, & Teixeira (2011).....	8
<b>Figura 3.</b> Flujos de masa de los procesos del beneficiado de café; así como alguno de los usos biotecnológicos de los desechos del proceso. La cantidad de masa es la producida del beneficiado de un 1 kg de café oro. Traducido de: Ribeiro Dias et al. (2014).....	10
<b>Figura 4.</b> Máquina extractora del mucílago, es normalmente llamada lavadora o desmucilagadora. Fuente: Anacafé (2013).....	14
<b>Figura 5.</b> Proyecto de 5 años planteado para crear un manejo del agua y de los desechos en el beneficiado del café en Costa Rica. Fuente: Wasser (1994) .....	15
<b>Figura 6.</b> Diagrama de flujo conceptual diseñado para el tratamiento de las aguas residuales de los beneficios de Costa Rica. Fuente: Wasser (1994).....	17
<b>Figura 7.</b> a. Tanque de recirculación de agua y tanque de agua. b. Desmucilagadora mecánica. c. Sistema de tamices. d. Tanques de sedimentación anterior a las lagunas anaerobias.....	18
<b>Figura 8.</b> Costo de inversión y de operación por fanega para sistemas anaeróbicos (reactores y lagunas) para diferentes tamaños de beneficios en Costa Rica. Adaptado de: Wasser (1994).....	19
<b>Figura 9.</b> Flujo de proceso convencional de los bioprocesos. Fuente: Doran (2013). .....	23
<b>Figura 10.</b> Procesos metabólicos presentes en la biodigestión anaerobia. Adaptado de: (Murillo, 2014). .....	26
<b>Figura 11.</b> Producción de ácidos grasos por efecto del TRH, SV y el pH. Fuente: (Jankowska et al., 2015) .....	30
<b>Figura 12.</b> Bioreactores de laboratorio utilizados.....	38
<b>Figura 13.</b> a. Muestras siendo tratadas con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> al 76 % m/m. b. Proceso de filtrado para realizar medición de abosorbancia de lignina soluble. c. Secado de filtrado para realizar medición de lignina insoluble por medio de incineración.....	47
<b>Figura 14.</b> Diagrama de entradas y salidas de energía-masa de los reactores.....	48
<b>Figura 15.</b> Producción acumulada de gas durante los 100 días del Experimento 1. ....	58

<b>Figura 16.</b> Comportamiento del pH de los reactores durante el Experimento 1. ....	59
<b>Figura 17.</b> Masa de NaOH acumulada agregada a los reactores durante los 100 días del Experimento 1. ....	64
<b>Figura 18.</b> Reducción de sólidos totales durante el Experimento 1. ....	67
<b>Figura 19.</b> Reducción de sólidos volátiles durante el Experimento 1. ....	68
<b>Figura 20.</b> Producción acumulada de gas durante los 60 días durante el Experimento 2. ..	73
<b>Figura 21.</b> Comportamiento del pH de los reactores durante los 60 días del Experimento 2. ....	75
<b>Figura 22.</b> Reducción de sólidos totales durante el Experimento 2. ....	78
<b>Figura 23.</b> Reducción de sólidos volátiles durante el Experimento 2. ....	79
<b>Figura 24.</b> Porcentaje de metano promedio obtenido para las diferentes mezclas durante el Experimento 2. ....	82
<b>Figura 25.</b> Producción de energía neta por gramo de sustrato agregado. ....	88
<b>Figura 26.</b> Consumo de sólidos volátiles ( $C_{SV}$ ) para cada una de las mezclas analizadas. .	89
<b>Figura 27.</b> Comparación de la energía producida y los remanentes de desechos del beneficiado como resultado del proceso utilizando como base común de la formulación 39,5 kg de mucílago, a. M1, b. M2 y c. M3. ....	90
<b>Figura 28.</b> Aporte de la energía del biogás al proceso industrial del beneficiado en Costa Rica. a. Aporte del biogás utilizado como energía calórica. b. Aporte del biogás utilizando como energía eléctrica. ....	91

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Composición química de los compuestos del grano del café. Fuente: Ribeiro Dias et al. (2014).....	12
<b>Tabla 2.</b> Parámetros de calidad para los vertidos del sector cafetalero en los tres decretos realizados en Costa Rica. Fuente: Gobierno de Costa Rica (1995, 1997, 2007).....	16
<b>Tabla 3.</b> Mezcla utilizada para alimentar los reactores durante el Experimento 1.....	37
<b>Tabla 4.</b> Tratamientos del Experimento 1.....	38
<b>Tabla 5.</b> Mezclas utilizadas para alimentar los reactores durante el Experimento 2.....	44
<b>Tabla 6.</b> Caracterización de los sustratos del beneficiado de café para la biodigestión anaerobia.....	57
<b>Tabla 7.</b> Efecto del factor temperatura sobre la productividad promedio del sistema. ....	60
<b>Tabla 8.</b> Efecto del factor período de evaluación sobre la productividad del sistema.....	61
<b>Tabla 9.</b> Efecto del factor temperatura sobre la producción de biogás, sobre el pH de los reactores, el NaOH agregado y la productividad del reactor en el primer período del experimento. ....	62
<b>Tabla 10.</b> Efecto del factor TRH sobre la producción de biogás, sobre el pH, la NaOH agregado y la productividad del reactor en el primer período del experimento. ....	63
<b>Tabla 11.</b> Efecto del factor temperatura sobre la producción de biogás, sobre el pH, la NaOH agregado y la productividad del reactor en el cuarto período. ....	63
<b>Tabla 12.</b> Efecto del factor TRH sobre la producción de biogás, sobre el pH de los reactores, el NaOH agregado y la productividad del reactor en el cuarto período.....	65
<b>Tabla 13.</b> Interacciones del factor temperatura-TRH sobre el NaOH y el pH en el cuarto período (4° TRH).....	66
<b>Tabla 14.</b> Porcentaje de reducción de sólidos totales y volátiles para los períodos de análisis del Experimento 1.....	68
<b>Tabla 15.</b> Efecto del factor TRH sobre el porcentaje de CH <sub>4</sub> en las muestras de biogás....	69
<b>Tabla 16.</b> Interacción entre los factores temperatura y TRH sobre el porcentaje de metano en las muestras de biogás.....	69
<b>Tabla 17.</b> Caracterización de los sustratos del beneficiado de café utilizados en el experimento 2.....	71
<b>Tabla 18.</b> Caracterización de las mezclas de sustratos ensayadas en el Experimento 2.....	72

<b>Tabla 19.</b> Producción acumulada de biogás para las diferentes mezclas durante el Experimento 2. ....	73
<b>Tabla 20.</b> Interacciones entre los factores (Mezcla x TRH) sobre la producción de gas. ..	74
<b>Tabla 21.</b> pH de los reactores alimentados con las diferentes mezclas. ....	76
<b>Tabla 22.</b> Efecto del factor TRH sobre el pH de los reactores. ....	76
<b>Tabla 23.</b> Efecto de la interacciones de los factores (Mezcla x TRH) sobre el pH de los reactores.....	77
<b>Tabla 24.</b> Efecto de la interacción Mezcla-TRH sobre la cantidad de NaOH para llevar a los reactores a un pH de 6,8.....	77
<b>Tabla 25.</b> Porcentaje de reducción de sólidos totales y volátiles para los períodos de análisis del Experimento 2.....	79
<b>Tabla 26.</b> Efecto del factor mezcla sobre la productividad de los reactores.....	80
<b>Tabla 27.</b> Efecto del factor TRH sobre la productividad de los reactores. ....	80
<b>Tabla 28.</b> Efecto de la interacción de los factores (Mezcla x TRH) sobre la productividad de los reactores. ....	81
<b>Tabla 29.</b> Reducción de fibras fermentables luego de DA para las diferentes tipos de sustratos. ....	83
<b>Tabla 30.</b> Proporciones de los residuos del café utilizados en cada una de las mezclas analizadas.....	84
<b>Tabla 31.</b> Constantes utilizadas para calcular las entradas y salidas de masa del sistema. .	84
<b>Tabla 32.</b> Constantes utilizadas para calcular las entradas y salidas de masa del sistema. .	84
<b>Tabla 33.</b> Balance de masa completo para la mezcla M1.....	85
<b>Tabla 34.</b> Balance de masa completo para la mezcla M2.....	85
<b>Tabla 35.</b> Balance de masa completo para la mezcla M3.....	85
<b>Tabla 36.</b> Índices de producción para las mezclas de sustratos analizadas. ....	86
<b>Tabla 37.</b> Balance de energía e índices para las mezclas de sustratos analizadas. ....	87

## ÍNDICE DE ABREVIACIONES

Cantidad	Dimensiones	Abreviatura
Base Seca	kg H <sub>2</sub> O/ kg masa seca	Bs
Demanda Química de Oxígeno	mg/L	DQO
Demanda Bioquímica de Oxígeno	mg/L	DBO
Energía	J	E
Masa	kg, g	m
Porcentaje Sólidos Totales	%	ST
Porcentaje de Sólidos Volátiles	%	SV
Porcentaje de Sólidos Fijos	%	SF
Porcentaje de Reducción de Sólidos Totales	%	RST
Porcentaje de Reducción de Sólidos Volátiles	%	RSV
Temperatura	°C, K	T
Trabajo	J	W
Tiempo	h, min, s, día	t
Calor	J	Q
Volumen	m <sup>3</sup> , L, mL, ff <sup>1</sup>	V

<sup>1</sup> La medida oficial del café en Costa Rica fruta para fines de transacción entre el beneficiador y productor es el doble hectolitro (DHL) equivalente a 200 L o 0,2 m<sup>3</sup>. Tradicionalmente la medida se le conoce como “fanega” y equivale a 400 L o 2 DHL, esto determinado por el Instituto del Café de Costa Rica (ICAFFE).

## RESUMEN

Con el fin de dar un aporte a la investigación sobre la valorización de los residuos producidos en los beneficiados del café, se realizó este estudio, que observó el comportamiento de los residuos del café, en un proceso de biodigestión anaerobia semicontinua. Para ello se elaboraron dos experimentos. En el primero, se planteó como objetivo determinar el tiempo de retención hidráulica (TRH) y la temperatura de operación más adecuada. Con un TRH de 15 días y 25 días y una temperatura de 35 °C y 50 °C. Para el segundo experimento se evaluó la producción de biogás, se utilizaron diferentes proporciones de masa de los residuos del beneficiado, se aumentó el contenido de mucílago (M1 = 7,1 %; M2 = 49,9 %; M3 = 90,8 %), y se disminuyó la proporción de pulpa (M1 = 18 %; M2 = 10,2 %; M3 = 2,5 %). Luego se evaluaron los resultados experimentales con un balance de masa y energía (BME) para obtener los rendimientos energéticos del proceso por masa seca, y por fanega de café fruta. En el primer experimento se operaron, reactores piloto alimentados con una mezcla obtenida del balance de masa del beneficiado con un arreglo factorial para compararlos, siendo inoculados con un 50 % del volumen inicial del reactor. Durante 100 días, los reactores no llegaron a estabilizarse. Esta condición generó baja productividad en los reactores y una calidad de metano no aprovechable. A razón de esta experiencia, se realizó el segundo experimento, con reactores piloto por 60 días y con un tiempo de retención hidráulica de 30 días a 35 °C e inoculados con 100 % del volumen inicial, y se evaluó la producción de biogás a diferentes proporciones de masa de los residuos en las mezclas. Se observaron diferencias en la producción de gas acumulada (M1 = 10 051,5<sup>A</sup> mL; M2 = 15 778,3<sup>B</sup> mL; M3 = 19 459,3<sup>C</sup> mL) para los reactores, y aumentaron los contenidos de CH<sub>4</sub> y la reducción de sólidos, con valores adecuados para el aprovechamiento energético. Además, del BME se obtuvo la producción de energía por masa consumida  $E_{(msv)consumida}(M1) = 28,9$  kJ/g;  $E_{(msv)consumida}(M2) = 38,3$  kJ/g;  $E_{(msv)consumida}(M3) = 45,4$  kJ/g) y la producción de energía por fanega ( $E_{ff}(M1) = 185,1$  MJ/ff;  $E_{ff}(M2) = 46,9$  MJ/ff;  $E_{ff}(M3) = 35,1$  MJ/ff). En general, los residuos del café tienen un alto potencial para poder ser utilizados en un sistema semicontinuo al tener alta productividad, pero se deben utilizar tiempos de retención hidráulica altos.

## 1. INTRODUCCIÓN

La producción de café y su procesamiento tienen gran importancia en la historia socioeconómica de Costa Rica, desde inicios del XIX el país produce café para el consumo nacional y para el mercado internacional.

En el año 2014, la exportación de café oro representó el 7,1 % de las exportaciones de productos agrícolas del país, y la exportación de estos productos constituyó el 23,3 % de las exportaciones (SEPSA, 2013).

Por diferentes factores como son el cambio de uso de suelo, el abandono de las tierras, la pérdida de zonas de cultivos el café, y una alta ineficiencia en la utilización de los recursos para el procesamiento del grano se ha generado inestabilidad en el sector el cual ha causado una disminución en la producción (Babin, 2014).

Adams & Ghaly (2007) recomiendan como medida para aumentar la sostenibilidad del sector, así como el uso de los residuos del beneficiado del café ya que algunas opciones demandan pocas modificaciones en el proceso, sin embargo se requiere de un mayor análisis de la factibilidad económica y técnica de las tecnologías sugeridas.

El sector cafetalero genera 0,615 toneladas de residuos biomásicos (aguas de proceso, pulpa y mucílago) por tonelada de producción de café fruta, donde el 93 % de esta biomasa no tiene un uso claro hasta el día de hoy (Coto, 2014).

La biomasa se puede convertir en un variedad de diferentes formas de energía incluyendo calor (siendo quemada), vapor, electricidad, hidrógeno, etanol, metanol o metano. La selección de la forma de energía depende de factores que incluyen las necesidades de energía (calor directo o vapor), la eficiencia del proceso, el uso de energía, la economía de escala y el impacto ambiental del proceso de conversión (Chynoweth, Owens, & Legrand, 2001).

Una de las formas de energía que cumple con estos factores es el metano. El metano es una molécula orgánica de un solo carbono, que está unida por enlaces simples a 4 átomos de hidrógeno (Nayono, 2010). El metano puede ser obtenido de la biomasa por diferentes formas: procesos termoquímicos o por conversiones biológicas.

En los últimos años ha habido un aumento de interés en la conversión biológica de la biomasa a metano. Desde las aguas negras municipales, hasta más 100 diferentes tipos de biomasa provenientes de frutas, vegetales, hojas, grasas maderas, raíces, desechos marinos y de aguas dulces han sido exploradas para la producción de metano (Gunaseelan, 1997). Países europeos como Alemania y Dinamarca han utilizado ampliamente este proceso de conversión de residuos a energía (Maclellan et al., 2012).

En Costa Rica, se ha explorado esta tecnología para el aprovechamiento de los residuos. Estudios realizados en el país por parte de Reyes (1990), Chacón, (1983) y Fernández (1983), arrojaron buenos resultados utilizando pulpa como material de fermentación metanogénica.

También existen experiencias con esta tecnología en beneficios del país (10 en total) pero estos utilizan únicamente aguas residuales, con el principal objetivo de reducir el DQO de las aguas y detener la contaminación de los ríos, y no necesariamente con el enfoque de la revalorización de los residuos.

Actualmente investigaciones de Víquez (2012, 2014), presentan potenciales de conversión de los otros 2 residuos del beneficiado (pulpa y mucílago) y recomienda la determinación de la producción real de metano utilizando reactores semicontinuos.

La presente investigación busca generar información utilizando reactores a nivel de laboratorio, así como evaluar la operación y el rendimiento de estos reactores a través del tiempo, utilizando diferentes parámetros de operación (tiempo de retención hidráulica, temperatura así como diferentes proporciones de mezclas de los 3 sustratos) y comparándolos con diferentes análisis (producción de gas, reducción de sólidos, calidad de gas, entre otros), por último los resultados se evalúan realizando un balance de masa y energía con el fin de contar con un modelo a pequeña escala, que puede ser utilizado posteriormente en un salto de escalamiento.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1. Objetivo general**

Evaluar la producción de biogás a partir de tres residuos del beneficiado del café, mediante un proceso de biodigestión anaerobia (DA) semicontinua, evaluando diferentes parámetros de operación.

### **2.2. Objetivos específicos**

1. Determinar las características de los residuos del beneficiado del café utilizados para el diseño de las mezclas de alimentación de los reactores anaerobios.
2. Analizar los residuos del beneficiado del café de Costa Rica, por medio de pruebas de biodigestión anaerobia semicontinua termofílica y mesofílica con dos tiempos de retención hidráulica para una mezcla de pulpa, mucílago, y aguas de proceso.
3. Obtener la productividad, tiempo de estabilización, reducción de sólidos y el potencial de producción de metano de tres mezclas de sustratos, en un modo de operación semicontinuo.
4. Realizar un balance de masa y energía, que permita observar los rendimientos por masa así como por fanega de café fruta.

### **3. MARCO TEÓRICO**

#### **3.1. Producción cafetalera en Costa Rica**

##### **3.1.1. Importancia de la producción cafetalera en Costa Rica**

La producción de café y su procesamiento tienen gran importancia en la historia socioeconómica de Costa Rica. Inicia a mediados del siglo XIX, por medio de un decreto presidencial que fomenta la producción de este grano en el país (Hall, 1978).

“Tal vez el más importantes de los decretos del gobierno central para estimular el cultivo del café, fueron las órdenes municipales que se aprobaron con el mismo propósito durante los primeros años de la independencia. Las municipales demostraron su interés en promover el cultivo del café en particular, e hicieron lo posible para que este pudiera sembrarse cerca de los centros de población existentes. Por medio de un decreto del presidente Braulio Carrillo, en 1840, otorgó sentido de que tierras del oeste de San José, en Pavas, fueran sembradas de café" (Hall, 1978).

La producción cafetalera en Costa Rica se inició en el Valle Central y luego se extendió a diferentes zonas del país, el cantón de Pérez Zeledón y zonas como Coto Brus, Naranjo y la Zona de los Santos, entre otros. “Es conocido que, por medio del café, Costa Rica se vinculó al mercado mundial y alcanzó gran bienestar material. Su cultivo modificó en profundidad las formas de uso de suelo, los sistemas de propiedad de la tierra y las relaciones laborales. El café transformó los paisajes del Valle Central y favoreció la colonización agrícola del territorio nacional. Con el café surgió un grupo social poderoso de beneficiadores y exportadores. También apareció una clase media rural cafetalera y un sector de campesinos con poca tierra, y necesidad del trabajo asalariado (Hall, 1978).

En el año 2014, la exportación de café oro representó el 7,1 % de las exportaciones de productos agrícolas del país, que constituyó a su vez el 23,3 % de las exportaciones nacionales (SEPSA, 2013).

A pesar de que la participación de la producción cafetalera representa el 4,7 % del valor agregado agropecuario (VAA), el café es uno de los productos con menor desempeño en los sectores agrícolas del país con un 0,20 % (SEPSA, 2014).

En el año 2013, Costa Rica contaba con 93 774 ha sembradas de café, las cuales produjeron un total de 404 309 toneladas de café fruta (SEPSA, 2013).

A diferencia de otros países productores, en Costa Rica el café ha servido para democratizar la distribución de la tierra y la propiedad privada, al contar con fincas pequeñas y medianas en su mayoría (90 %) influyendo así, en una mejor calidad de vida de la clase media del país.

En la economía cafetalera, por cada dólar de ingreso, se da una distribución porcentual: productor 77,9 %, beneficio 17,4 %, exportador 1,5 %, FONECAFE 2 %, ICAFE 1,3 % (ICAFE, 2015). Con un mayor ingreso porcentual para el productor, quien dentro de la estructura de costos de producción, incorpora al desarrollo económico y social un 62 % por concepto de pago a recurso humano (asistencia de cultivo y recolección) (ICAFE, 2015).

A lo largo de la historia, el café ha sido el motor de desarrollo social en Costa Rica, si conceptualizamos el desarrollo social, en términos de empleos de la agro cadena café, esta se compone por más de 50 000 familias productoras, 145 beneficiadores, 55 tostadores y 60 exportadoras. La relación café - trabajo impregna al 8 % de nuestra fuerza laboral originando un gran impacto y beneficio social (ICAFE, 2015).

### **3.1.2. Sostenibilidad de la actividad**

Actualmente la producción cafetalera en Costa Rica, presenta muchos retos desde el punto de vista de rendimientos, sostenibilidad ambiental y tecnificación (Babin, 2014).

En julio de 1989 según Babin (2014), concluyó uno de los acuerdos de comercio de productos básicos más antiguos y exitosos en todo el mundo, el Acuerdo Internacional del Café (ICA por sus siglas en inglés).

Después de la disolución del ICA y tras 10 años de volatilidad en los precios, en el año 2000, se registró una caída de las cantidades reales, esta fue la más baja en los último 100 años (Ponte, 2002).

La presión sobre los precios causó que el número de productores se redujera un 35 % entre el año 2000 y el 2009 en Costa Rica, de 73 707 a 48 256 (ICAFE, 2009). Los volúmenes de café también disminuyeron en más de 30 % entre 1999 y 2008, siendo Costa Rica el país

latinoamericano más afectado por la crisis del café, cuando se mide en términos de la proporción de la producción y los productores con pérdida total (Babin, 2014).

Babin (2014), agrupa las diferentes necesidades e impactos encontrados para formar tres grupos de respuestas estratégicas; parte de estas medidas las tomaron los productores de café desde el inicio de la desregulación;

- **Cambio del uso del suelo y abandono de las zonas cafetaleras:** se diversificaron las fincas sustituyendo el café por otros cultivos. A partir de los años 90, muchas de las tierras para el cultivo del café empezaron a ser vendidas, lo que generó migración de habitantes de las zonas productivas, ocasionando movilidad social (Figura 1).
- **Transformación del agro ecosistema del café:** se produjo una reducción de costos por la disminución de aplicaciones químicas, la poda del café y la siembra de cultivos anuales para autoconsumo. Además de la adopción de insumos de bajo costo, cultivo y siembra de árboles como sombra y fuente de biomasa.
- **Mercados alternativos:** creación de mercados de alto valor agregado, con estándares ambientales y principios de justicia social; así como un aumento en los estándares de calidad en la cosecha (cosecha de fruta 100 % madura), manejo de diferentes variedades y calidades, trazabilidad de lotes, agro ecoturismo, entre otros.

Actualmente el sector enfrenta retos importantes, como lo son la disminución en el rendimiento por fanega, la reducción en el área de cafetales (Figura 1), que dan como resultado bajo rendimientos por hectárea.

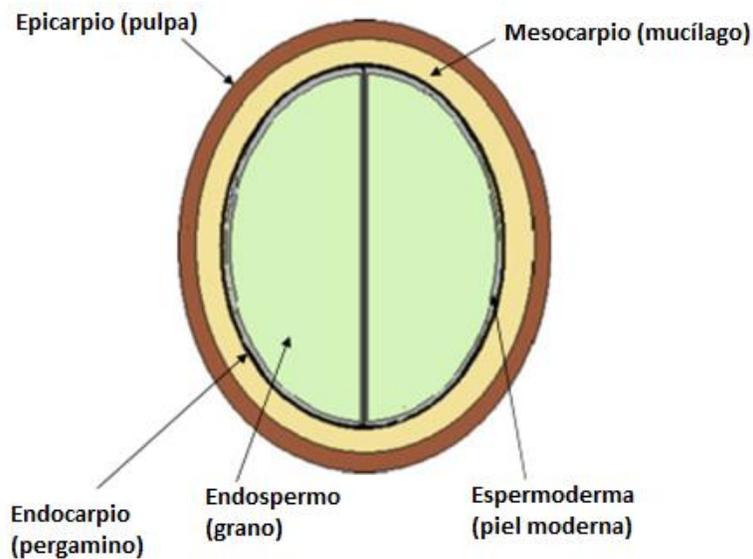


**Figura 1.** Las zonas urbanas se han expandido ganándole terreno a los cafetales. Fuente: Barquero (2013).

Además de las necesidades señaladas, se observaron ciertas ineficiencias en el procesamiento, que requieren una mayor inversión en tecnología en diferentes etapas del proceso. Específicamente en las áreas: de despulpado, presecado y secado, eficiencia de hornos, gradación de calidades, entre otros.

### **3.1.3. Beneficiado del café**

La fruta madura del café, también conocida como café cereza (Figura 2), es un material perecedero, que luego de ser cosechado, debe de ser rápidamente procesado a granos de café seco (endocarpio, con un contenido de humedad 10 % - 12 %) para preservar su alta calidad intrínseca (Ribeiro Dias, Rodríguez Valencia, Zambrano Franco, & López-Núñez, 2014).



**Figura 2.** Sección transversal de un grano de café. Traducido de: Mussatto, Machado, Martins, & Teixeira (2011).

Hay dos formas de aprovechamiento de los frutos del café, que son las más utilizadas a nivel mundial para la obtención del grano de café oro: vía seca (también llamada natural) y vía húmeda (Figura 3).

El beneficiado vía seca, es una práctica común en países como Etiopía, Haití, Indonesia, y Brasil, este método es una manera tradicional del procesamiento del café fruta, para transformarlo a café en grano, en el cual los frutos son extendidos y secados en patios de tierra, concreto o plataformas (Ribeiro Dias et al., 2014).

El procesamiento vía húmeda utiliza frutos maduros que son cosechados selectivamente, y mecánicamente despulpados, para luego eliminar el mucílago ya sea mecánicamente o por vía natural mediante la fermentación, depositando los granos en tanques. Luego del proceso de fermentación, los granos de café en pergamino son secados en patios o secadoras. Este proceso se realiza normalmente en Colombia, América Central, Etiopía, y la India entre otros (Ribeiro Dias et al., 2014).

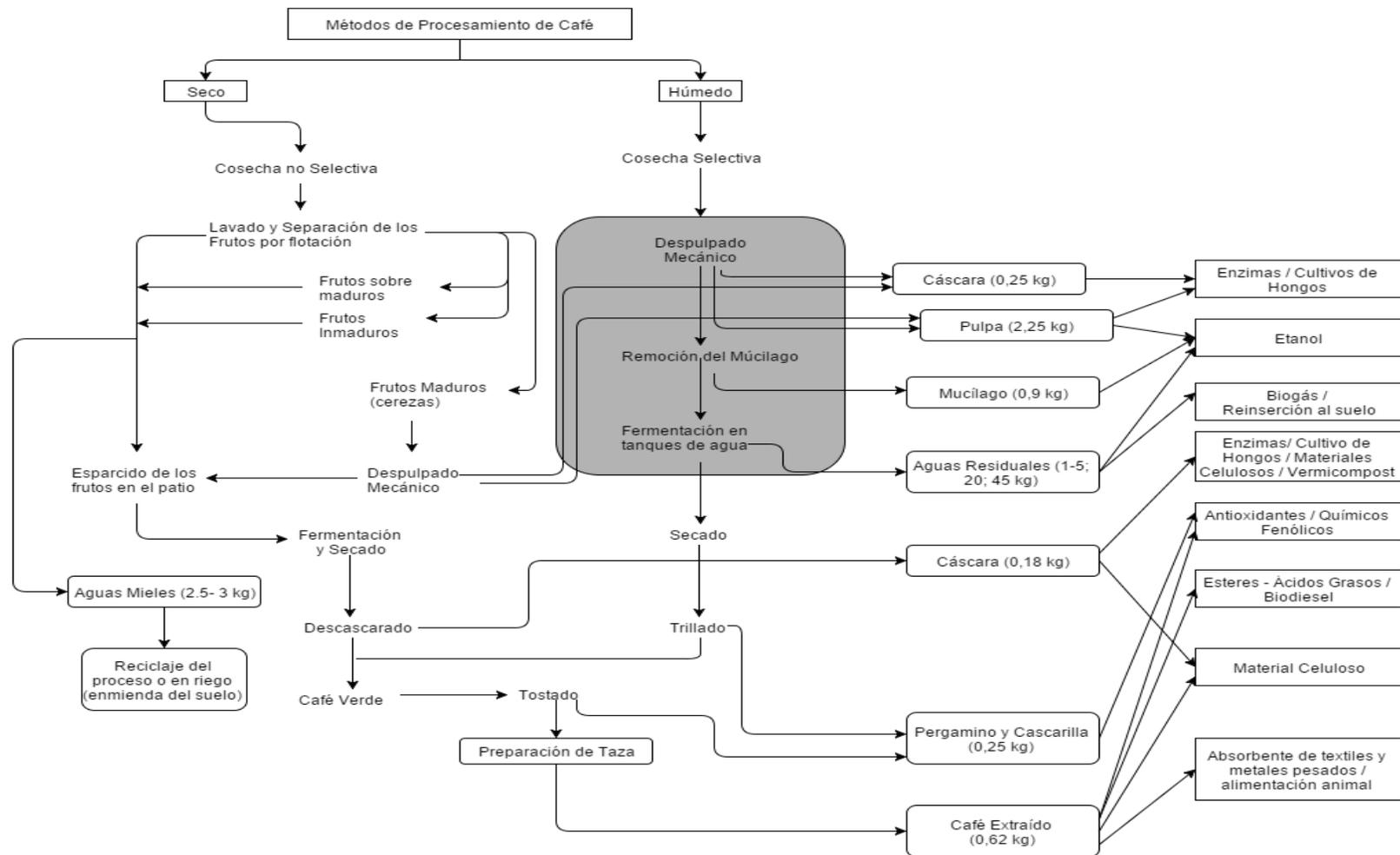
Este proceso no presentó cambios sustanciales hasta 1980, cuando se adecuó la cosecha para obtener frutos con diferentes grados de madurez, con el fin de mejorar la calidad del grano final, ya que se ha demostrado que los granos de café oro de frutos maduros son mejores que los granos verdes (IICA, 2010).

Otra medida tomada fue el control del daño ambiental causado por los desechos y procesamiento húmedo. Se ha dado la reconversión de los beneficios húmedos hacia nuevos procesos más ecológicos donde se requiere menos agua y se ha reducido el daño ambiental. Esto empezó muy lentamente pero ha ganado mucha fuerza en los últimos 20 años (Gonzalez-Rios et al., 2007).

### **3.2. Residuos en el beneficiado del café**

El proceso de beneficiado de los frutos del café es realizado para extraer el grano de café, por lo que es necesario remover los diferentes componentes del fruto (Figura 2), se debe desprender la pulpa y el mucílago, ya sea por vía seca o vía húmeda (Figura 3). Por otra parte dependiendo del método del procesamiento se obtienen diferentes tipos de residuos sólidos que pueden ser pulpa seca y pergamino en el caso del proceso de vía seca (beneficiado seco) o pulpa fresca, mucílago y agua de proceso en el caso de la vía húmeda.

Para obtener 1 kg de grano de café oro seco al 12 % de contenido de humedad base húmeda en promedio, se requieren 4 kg de café fruta utilizando el proceso de beneficiado húmedo (Figura 3). Considerando las pérdidas durante el proceso que son aproximadamente de 7 % al 18,4 % del peso del café fruta, aproximadamente el 61,5 % de la fruta es material de desecho y el resto es agua de secado.



**Figura 3.** Flujos de masa de los procesos del beneficiado de café; así como alguno de los usos biotecnológicos de los desechos del proceso. La cantidad de masa es la producida del beneficiado de un 1 kg de café oro. Traducido de: Ribeiro Dias et al. (2014).

### 3.2.1. Descripción de los residuos

**Aguas residuales:** Es el agua producto de los procesos de despulpado, desmucilaginado mecánico y fermentación. Según Ribeiro Dias et al. (2014) se requieren 20,4 kg de agua fresca para obtener un 1 kg de café oro procesado. Actualmente se consumen de 0,1 m<sup>3</sup> de agua/ff a 0,5 m<sup>3</sup> de agua/ff, que correspondería a un máximo de 10,8 kg de agua fresca por kg de café oro (Solís, 2015)<sup>2</sup>.

Comparadas con las aguas residuales del beneficiado en seco, las del proceso húmedo son ricas en materia orgánica (celulosa, hemicelulosa, pectinas, sacarosa, monosacáridos, lípidos, proteínas, polifenoles y vitaminas), y pueden llegar a producir altos niveles de DQO (45 kg<sub>DQO</sub>/kg de café oro) (Bello-Mendoza & Castillo-Rivera, 1998).

**Pulpa:** Esta biomasa se obtiene del proceso de despulpado (Ribeiro Dias et al., 2014) y está constituida por el epicarpio obtenida durante el proceso de extracción del fruto del cafeto (Figura 2). La pulpa del café está compuesta de proteínas, carbohidratos, lípidos, compuestos fenólicos, cafeína y materia inorgánica (Tabla 1), contiene además taninos condensables disueltos aproximadamente en 1 % BS y una presencia importante de taninos condensables no solubles (Clifford & Ramirez-Martinez, 1991).

En el pasado en países como Guatemala, los frutos de café eran vertidos en tanques de recibo en forma de pirámides invertidas, actualmente muchos beneficios utilizan tanques con fondo rectangular con una ligera pendiente. Desde el fondo de este tanque, las frutas son bombeadas hacia los despulpadores, que separan el grano de la pulpa por medio de fricción mecánica (Braham & Bressani, 1979).

**Mucílago:** El mucílago es una estructura rica en azúcares (Tabla 1). Pérez-Sariñana, Saldaña-Trinidad, S. E. L., P. J., & D. (2014) reportan una concentración promedio de azúcares de 60 g/L. Además de azúcares, también está constituido por pectinas que cubren el endospermo de la semilla (Anacafé, 2013). Entre los objetivos de su remoción están:

- Facilitar el secamiento del café pergamino, porque el mucílago debido a su naturaleza coloidal retiene el agua, dificultando y retrasando el secado.

---

<sup>2</sup> Comunicación Personal.

- Evitar el posible deterioro de la calidad del café que puede ocurrir como consecuencia de fermentaciones indeseables.
- Prevenir post fermentaciones en el secamiento al sol o por amontonamiento.

**Tabla 1.** Composición química de los compuestos del grano del café. Fuente: Ribeiro Dias et al. (2014).

Constituyente	Grano de				
	Café (Arábica)	Cáscara	Pulpa	Mucílago	Cascarilla
[BS % m/m]					
Proteína	8,5 - 12	7,5 - 15	9,5 - 13,5	8,9 - 14,2	6,8 - 8,6
Sacarosa	5,4 - 8,1	-	-	-	-
Monosacáridos	0,2 - 0,5	-	-	-	-
Celulosa	41 - 43	-	60,5 - 65,5	8,9 - 9,1	40 - 49
Hemicelulosa	5 - 10	-	1,3 - 3,3	-	25 - 32
Pectinas	3 - 4	-	5,5 - 7,5	6,2 - 6,4	-
Grasas	15 - 18	2 - 7	0,6 - 4,6	0 - 0,1	0,1 - 1,3
Lignina	1 - 3	-	15,3 - 19,7	-	33 - 35
Taninos	0,4 - 0,9	0,8 - 2,8	0,6 - 0,7	-	-
Fenólicos Totales	5,3 - 6,5	1,1 - 1,2	0 - 3	-	-
Caféina	0,8 - 1,5	-	0,5 - 2,5	-	-
Cenizas	3 - 5,4	-	8,9 - 9,1	4,5 - 4,9	0,5 - 1,4

Existen dos técnicas de extracción del mucílago: por medio de procesos de fermentación y por métodos mecánicos.

La fermentación es normalmente realizada en los beneficios en tanques de concreto de diferentes formas y tamaños. Normalmente son de forma rectangular (Brando & Brando, 2014). Se han desarrollado métodos químicos y enzimáticos para acelerar la fermentación sin embargo, el más usado ha sido el método de la fermentación natural o tradicional, donde se deja el mucílago, se fermenta en los tanques únicamente agregando agua (Anacafé, 2013).

Durante la fermentación el mucílago es degradado por medio de la hidrólisis enzimática, causada por la enzima pectinasa de origen microbiano y por la pectasa que se encuentra de forma natural en los frutos de café.

El proceso de fermentación puede variar desde 6 a 72 horas dependiendo la temperatura ambiental (Brando & Brando, 2014) y del uso del agua recirculada. En Costa Rica actualmente no se está utilizando mucho este método.

Con respecto al método mecánico, el mucílago es removido mediante fuerzas de fricción generadas por distintos tipos de máquinas. El desmucilaginado mecánico permite realizar la remoción rápida del mucílago, este es el método más común en Costa Rica. Si la operación de secado es iniciada inmediatamente, se reducen las pérdidas de peso por respiración del grano, que pueden representar entre el 1,5 % y el 2,0 % del peso en seco del café. El desmucilaginado mecánico permite el mejor aprovechamiento de las secadoras, ya que se puede iniciar este proceso el mismo día en que se cosecha el café (Anacafé, 2013). El proceso se realiza mediante desmucilaginado, lavador o limpiador (IICA, 2010) que consisten en un rotor vertical compuesto de un tornillo sinfín en la zona inferior y con una serie de dados en la parte superior (Figura 4). El rotor se ensambla internamente a una malla cilíndrica construida con lámina de metal y cable soldado. El café despulpado ingresa por la parte inferior del equipo. El tornillo mueve el grano hacia la zona de los dados, donde el mucílago se extrae al rozarse los granos entre sí y contra la malla. Este sistema permite reducir el consumo de agua significativamente respecto el uso de la fermentación (Brando & Brando, 2014).



**Figura 4.** Máquina extractora del mucílago, es normalmente llamada lavadora o desmucilagadora. Fuente: Anacafé (2013).

El mucílago es normalmente vertido en las aguas residuales después del proceso de extracción ya sea mecánico, o por medio de tanques de fermentación (Ribeiro Dias et al., 2014). También se han reportado otros medios de extracción utilizando sustancias químicas como hidróxido de sodio o carbonato de sodio (Coleman, Lenney, Coscia, & Dicarlo, 1955).

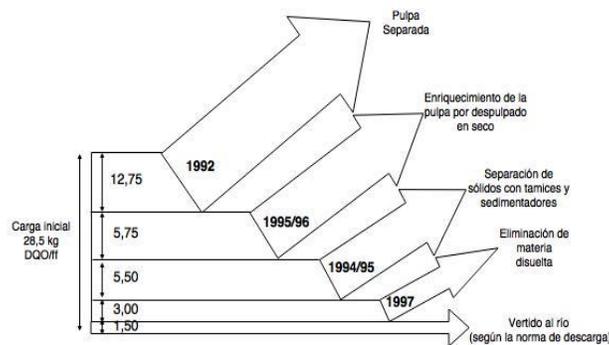
### **3.2.2. Manejo de los desechos del café en Costa Rica**

Desde el inicio la actividad cafetalera en el siglo XIX no contó con sistemas de tratamiento de aguas residuales y de la pulpa del café no fue hasta los años 90, cuando la comunidad internacional presionó para que se realizaran cambios en el manejo de estos efluentes líquidos y sólidos porque el proceso de beneficiado húmedo utilizaba grandes cantidades de agua. A inicios de esa década, el consumo de agua era de 6 m<sup>3</sup>/ff (Wasser, 1994). Debido a los grandes volúmenes de agua utilizados en los beneficios de café estos se encuentran normalmente cercanos a ríos. Luego del uso, el agua se vertía directamente sobre los ríos sin ningún tratamiento.

El 27 de agosto de 1992, se firmó un acuerdo inter institucional entre el Instituto del Café (ICAFE), el Instituto Costarricense de Electricidad (ICE), el Ministerio de Salud, y Acueductos y Alcantarillados (AyA), con el objetivo de implementar un sistema de tratamiento para los residuos sólidos y las aguas de lavado del procesamiento del café

fruta. Este acuerdo definía 3 fases de establecimiento en los beneficios de café así como las tecnologías capaces de reducir la contaminación de las aguas, dicho acuerdo se extendió posteriormente en un plan de 5 años (Figura 5). A continuación se describen parte de los cambios y la línea de tiempo (Vásquez, 1997):

- Período 1992-1993
  1. Revisión e implementación de un marco legal adecuado al contexto nacional.
  2. Medición de la reducción del consumo de agua, y la puesta en marcha de la recirculación de agua en diferentes etapas del beneficiado.
  3. Establecimiento de la separación de la pulpa y el agua para darle un tratamiento adecuado a los desechos en flujos diferenciados.
  4. Establecer una única descarga de efluentes al cuerpo de descarga, para así facilitar el control de los vertidos.
- Periodo 1993-1994
  1. Reducción en un 50 % los sólidos suspendidos en el agua así como la disposición adecuada de estos lodos.
  2. Implementación del despulpado en seco y del transporte no hidráulico de la pulpa.
- Período 1994-1995
  1. Darle un tratamiento anaerobio a los materiales disueltos, para así alcanzar una reducción del 80 % del DQO, el DBO y los sólidos totales en el agua.



**Figura 5.** Proyecto de 5 años planteado para crear un manejo del agua y de los desechos en el beneficiado del café en Costa Rica. Fuente: Wasser (1994)

Wasser (1994), tras el análisis de los resultados obtenidos en el acuerdo, indica que a pesar de los avances obtenidos, el principal objetivo orientado a la reducción de la carga orgánica de las aguas residuales producida por fanega de café (de 20 - 30 kg DQO/ff en los ochenta a 1,5 kg DQO/ff para el final de los 90) no se había logrado.

Otros de los avances y limitaciones identificados por el autor fueron:

- La reducción cercana a un 100 %; la práctica de descarga directa de la pulpa en los ríos.
- La instalación en los beneficios se instalación de diferentes tipos de filtros que ayudaron a la reducción de los contenidos de sólidos en el agua.
- Se alcanzó la instauración de la recirculación del agua, lo que ayudó a la reducción del consumo de agua, así como al aumento de la disolución de materia orgánica en la misma. Algunos de los beneficios evaluados presentaron una reducción en el uso del agua menor a la meta establecida en 1 m<sup>3</sup>/ff.

Luego de 1995 Costa Rica, firmó la Ley de Conservación de Vida Silvestre que estableció los primeros parámetros de calidad de las aguas residuales del proceso de beneficiado de café. Dichos parámetros cambiaron en 2 decretos realizados en años posteriores. Las concentraciones de cargas orgánicas se aumentaron en el seguro decreto de 1997, ya que se consideró que con la tecnología que se contaba no era posible alcanzar los parámetros establecidos por el primer decreto (Tabla 2).

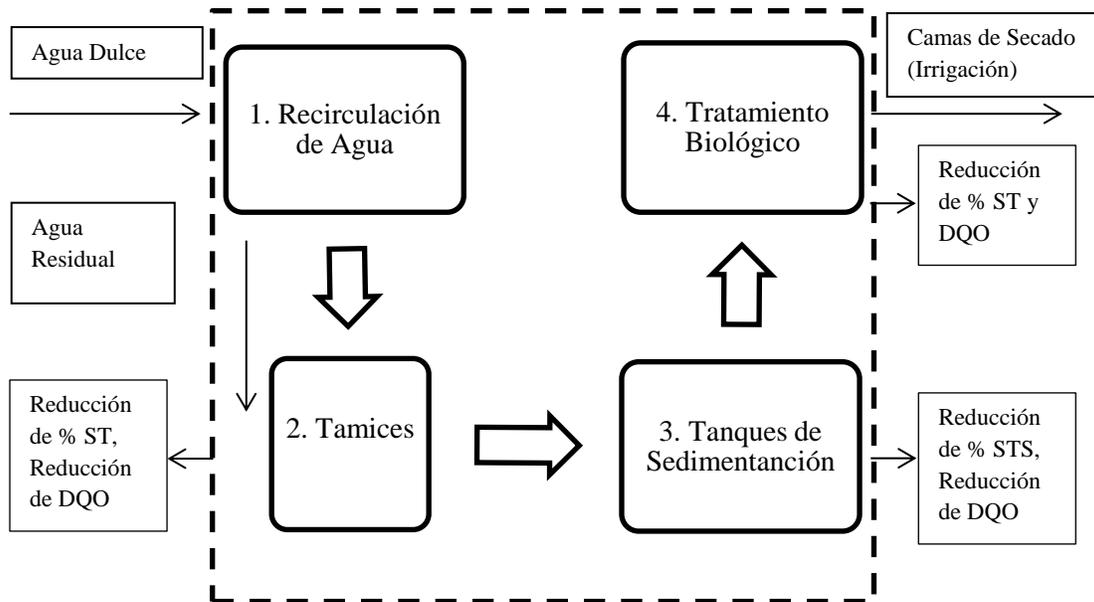
**Tabla 2.** Parámetros de calidad para los vertidos del sector cafetalero en los tres decretos realizados en Costa Rica. Fuente: Gobierno de Costa Rica (1995, 1997, 2007).

Años	DBO [mg/L]	DQO [mg/L]	SST [mg/L]
1995	100	350	100
1997	1000	1500	-
2007	700	1400	500

Debido a que el principal objetivo de esta estrategia era detener la contaminación de los ríos y no la revalorización de los residuos, las instituciones decidieron concentrarse en la

reducción del consumo del agua, ya que la búsqueda de un proceso de tratamiento del líquido requería de una alta inversión.

Para cumplir las metas de reducción del consumo y contaminación del agua era necesario realizar reformas en el proceso normal, además requería cambios educativos y entrenamiento a trabajadores.



**Figura 6.** Diagrama de flujo conceptual diseñado para el tratamiento de las aguas residuales de los beneficios de Costa Rica. Fuente: Wasser (1994).

En la Figura 6 se puede observar el diagrama de flujo del sistema de aguas residuales, éste consiste en cuatro diferentes operaciones unitarias:

1. **Recirculación del agua:** consiste en un almacenamiento continuo y la recirculación de agua para los diferentes usos como lo son: el movimiento hidráulico del grano del beneficio y el primer proceso de selección de las frutas de café. Es importante contar con un sistema de bombeo que permita presurizar el sistema (Figura 7a). Un cambio importante realizado; fue sustituir la extracción del mucílago por medio de pilas de fermentación hacia el desmucilaginado por medios mecánicos (Figura 7a).

Esto implicó cambios en las pilas de recibo (las cuales fueron diseñadas para usar menos agua); pero también un aumento en las necesidades de energía eléctrica. Estas medidas representaron una importante reducción en el consumo de agua,

pero también produjo aumentos en la concentración de la carga orgánica disuelta en la misma.

2. **Tamices:** los tamices son usadas normalmente para extraer de las aguas las partículas mayores a 0,5 mm (Figura 7c) las cuales operan normalmente, muy cerca de las maquinas despulpadoras. En este proceso se extraen partículas como restos de pulpa y pergamino producto del proceso húmedo. La salida de esta operación son efluentes sólidos y pequeñas cantidades de agua.
3. **Tanques de sedimentación:** son normalmente utilizados para reducir el contenido de sólidos suspendidos en el agua (Figura 7d), se encuentran normalmente afuera de la planta y permiten reducir la materia sólida que ingresa a las lagunas de oxidación (es el tratamiento biológico más utilizado en Costa Rica); el efluente del proceso son sólidos y pequeñas cantidades de agua.

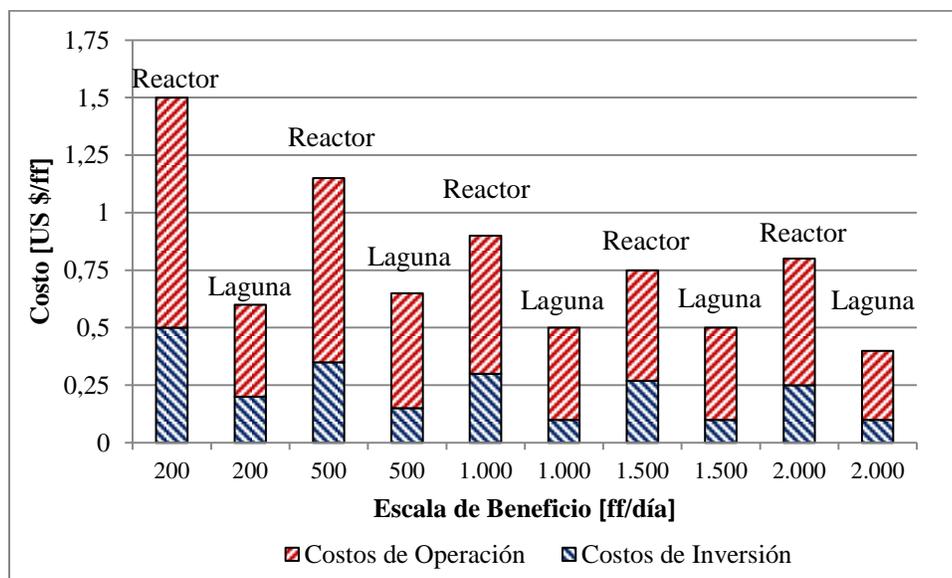


**Figura 7.** a. Tanque de recirculación de agua y tanque de agua. b. Desmucilagadora mecánica. c. Sistema de tamices. d. Tanques de sedimentación anterior a las lagunas anaerobias.

4. **Tratamiento biológico:** entidades costarricenses exploraron diferentes maneras de tratamiento de los efluentes procedentes de los tanques de sedimentación, entre ellas el uso de sistemas aerobios y anaerobios. Los tratamientos aeróbicos

necesitan gran cantidad de oxígeno, ya que los microorganismos que se encargan de procesar la carga orgánica son aeróbicos, por lo que requieren ventilación forzada, la opción fue descartada por su alto costo energético (\$8,22/ff) (Wasser, 1994).

Por otro lado, los sistemas anaerobios ofrecieron una solución barata por lo que se estudiaron las dos formas (reactores y lagunas). El costo operativo y de inversión dependían de una economía de escala; conforme aumentaba el tamaño del beneficio, disminuía el costo del sistema; el costo de las lagunas era más barato en comparación con el de los reactores (Figura 8).



**Figura 8.** Costo de inversión y de operación por fanega para sistemas anaeróbicos (reactores y lagunas) para diferentes tamaños de beneficios en Costa Rica. Adaptado de: Wasser (1994).

Por esa razón en Costa Rica, se construyeron únicamente 10 reactores anaerobios (específicamente en los beneficios La Eva, Santa Eduvigis, CoopeLibertad, Coopronaranja, CoopeVictoria, CICAFFE, entre otros.) con el objetivo de tratar únicamente aguas residuales y la construcción se realizó gracias a la cooperación internacional del gobierno Holandés.

### 3.2.3. Experiencias del uso de los residuos agrícolas orgánicos del café

Existen experiencias prácticas a nivel mundial en la reutilización de los residuos sólidos y líquidos del beneficiado del café. Algunas de estas son:

#### 3.2.3.1. Experiencias de usos los residuos sólidos

- **Compostaje:** la pulpa es el residuo utilizado normalmente para composteo, esta es movilizadada hacia otro lugar alejado del beneficio, normalmente cercana a las plantaciones, se le adiciona carbonato de calcio para reducir el mal olor y así mejorar la descomposición microbiana (C. Orozco, Cantarero, & Rodríguez, 1997).  
Orozco, Cegarra, Trujillo, & Roig (1996) evaluaron el vermicompostaje de la pulpa, observaron que después de la ingestión por medio de las lombrices *Eisenia fetida* aumenta la viabilidad del fósforo, el calcio y el magnesio, pero decrece la del potasio.
- **Producción de hongos comestibles:** se han producido diferentes tipos de hongos comestibles como *Pleurotus ostreatus* utilizando la pulpa como sustrato (Pandey et al., 2000).
- **Alimentos para consumo animal:** normalmente la pulpa de café, se ensila o se introduce seca a la dieta, dependiendo del ganado a alimentar; debe de ser mezclada con otro sustrato o con un concentrado animal. La variedad de animales los cuales se puede utilizar es diversa. Noriega, Silva, & García (2008) sustituyeron diferentes porcentajes de las raciones que se pueden alcanzar sin perder calidad como lo son: el ganado bovino (20 %), el ganado lechero (25 %), ovino (15 %), alevines de tilapia (20 %), pollos de engorde (5 %) y ganado porcino (20 %).

#### 3.2.3.2. Experiencias de usos de los residuos líquidos

Von Enden, Calvert, Sanh, Hoa, & Tri (1998) desarrollaron un bioreactor de biogás para el tratamiento de los efluentes líquidos del beneficiado, que permitió la producción de combustible y la producción de energía, cumpliendo así con los estándares técnicos y económicos requeridos. Rattan, Parande, Nagaraju, & Ghiwari (2015) mostraron que los efluentes pueden ser una importante aplicación para la irrigación luego de un proceso

donde se reduzca la carga orgánica; ya que las aguas tratadas mostraron mejores resultados que las aguas sin tratamiento en el rendimiento del crecimiento de la palmarosa (planta con un alto contenido de aceites utilizada principalmente en la India), esto debido a la alta carga orgánica y de acidez, que la cataloga como aguas contaminadas.

El mucílago contiene agua, pectinas, azúcares y ácidos orgánicos. Hernández, Rodríguez Susa, & Andres (2014) observaron que este sustrato tiene un alto potencial para la producción de hidrógeno.

### **3.3. Los residuos orgánicos del beneficiado del café como fuente de bioenergía**

La energía obtenida a partir de la biomasa (bioenergía), es la forma de energía renovable más común y antigua, y sigue siendo muy utilizada en el tercer mundo, esto debido a la combustión de residuos biomásicos. Actualmente muchos esfuerzos se han enfocado en la identificación de tipos de biomásas adecuadas, que proveen altos rendimientos de energía, para así reemplazar las fuentes fósiles.

El método de conversión de energía dependerá del tipo de biomasa y la forma de energía deseada (McKendry, 2002).

La sostenibilidad del sistema de procesamiento del café, puede mejorar a través de la reutilización de los subproductos. Algunas opciones requieren pocas modificaciones del proceso, mientras que otras medidas pueden llegar a requerir un mayor análisis para determinar la factibilidad económica e institucional de su incorporación al sistema (Adams & Ghaly, 2007). Coto (2014) actualizó la información sobre la producción de biomasa en el sector cafetalero indicando que se producen 0,615 t de residuos por tonelada de producción de café fruta. Si se considera que el área sembrada del 2012 fue de 93 774 ha, se produjo 658 346 t de biomasa. El mismo autor, con el objetivo de cuantificar la cantidad de energía almacenada por hectárea, multiplicó la biomasa seca producida por el poder calórico superior de cada uno de los residuos (pulpa = 15,88 MJ/kg; cascarilla = 17,93 MJ/kg; mucílago = 15,88 MJ/kg) encontrando así que existen 0,02 TJ/ha. Para obtener el potencial real de energía se debe considerar la eficiencia de los métodos de conversión energética.

De los tres residuos, la pulpa es el subproducto con mayor potencial de energía (826,3 TJ), seguido por la cascarilla (451,7 TJ) y el mucílago (309,9 TJ) (Coto, 2014).

Existen varios métodos para la conversión de esta energía almacenada en los residuos, entre ellos, los métodos físico-químicos: pirólisis, gasificación, combustión, densificación, entre otros; y los biológicos: fermentación, biodigestión anaerobia, entre otros.

### **3.3.1. Pirólisis**

La pirólisis de la biomasa, es un tratamiento térmico del que se obtiene carbón vegetal, líquidos (bio-aceite) y productos gaseosos.

El producto más atractivo del proceso de pirólisis es el carbón, mientras que el manejo y uso de los bioaceites presentan problemas debido a sus características. El gas de pirólisis es un gas con un poder calórico medio el cual se puede quemar fácilmente.

Actualmente se discute la viabilidad del proceso a escala industrial (Maschio, Koufopoulos, & Lucchesi, 1992).

### **3.3.2. Gasificación**

La gasificación es un proceso de conversión termo-química versátil, que produce una mezcla de gases ( $H_2$ ,  $CO$  y  $CH_4$ ), la proporción de estos gases depende del oxidante que se utiliza ya sea aire, oxígeno o vapor. Estas mezclas se traducen en rangos de poder calórico del gas resultante, clasificándose como bajo ( $4 \text{ MJ/Nm}^3$  -  $6 \text{ MJ/Nm}^3$ ), medio ( $12 \text{ MJ/m}^3$  -  $18 \text{ MJ/m}^3$ ) y alto ( $40 \text{ MJ/m}^3$ ).

Existe una alta variedad de gasificadores de biomasa, las diferencias radican en el tipo de biomasa que se utiliza, el tipo de vasija, la dirección del flujo de la biomasa y del oxidante, así como de la forma en la que se entrega el calor al sistema. Los gases formados en el proceso pueden ser contaminados por partículas, metales, compuestos nitrogenados, sulfurados o clorados y por alquitranes (Couto et al., 2013).

### **3.3.3. Combustión directa**

La combustión directa es uno de los procesos físico-químicos más comunes que se puede utilizar para extraer la energía almacenada en la biomasa, a partir de este método se

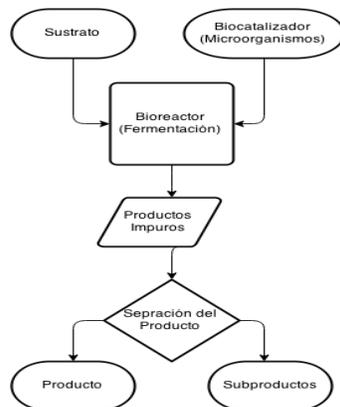
puede obtener: calor, energía mecánica y electricidad, esto dependerá del sistema de conversión que se utilice ya sea estufas o quemadores, calderas, turbinas de vapor, turbo generadores, etc. (McKendry, 2002). Entre los inconvenientes que representa la combustión de la biomasa, está la gran cantidad de ceniza que se forma, ocasionando problemas de corrosión, reduciendo la eficiencia energética y generando problemas en el mantenimiento (García, Pizarro, Álvarez, Lavín, & Bueno, 2015). La combustión de la biomasa produce gases con altas temperaturas 800 °C - 1000 °C, el proceso tienen una eficiencia del 20 % al 40 % y se recomienda para biomásas con contenidos de humedad menores al 50 %, para contenidos de humedad mayores se recomiendan los procesos de conversión biológica (McKendry, 2002).

### 3.4. Bioprocesos para el aprovechamiento de residuos

Es llamado bioproceso, cualquier proceso donde se interviene el uso de células vivas completas o sus componentes (enzimas, cloroplastos, proteínas, etc.) para obtener los cambios físicos o químicos deseados (Doran, 1995)

El sistema consta normalmente de un único microorganismo o de un consorcio microbiano (Figura 9). El microorganismo se encarga, de utilizar diferentes rutas metabólicas, de producir el metabolito deseado (producto).

En el caso de los consorcios microbianos, el producto de un microorganismo es utilizado por otro microorganismo, iniciando una nueva ruta metabólica para obtener otro producto. Estos procesos son llamados, fermentación en cultivos mixtos (Jankowska, Chwiałkowska, Stodolny, & Oleskiewicz-popiel, 2015).



**Figura 9.** Flujo de proceso convencional de los bioprocesos. Fuente: Doran (2013).

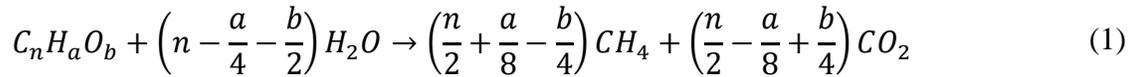
El objetivo principal, es el uso de células eucariotas y procariotas para la obtención del máximo rendimiento posible en el aprovechamiento de sustratos. Hochfeld (2006) propone direccionar los estudios hacia:

- El diseño del fermentador y el bioreactor, como así las diferentes configuraciones que afectan los distintos sistemas de cultivo de microorganismos.
- La obtención del comportamiento de las variables como pH, biomasa microbiana, oxígeno disuelto ( $DO_2$ ) (en el caso de sistemas aerobios), niveles de monóxido de carbono, parámetros de agitación del bioreactor o el fermentador que afectan la productividad.
- El estudio del metabolismo del microorganismo, el balance de masa y la cinética de las reacciones, para elaborar modelos que optimicen los procesos.
- El análisis de los factores que contribuyen a la pérdida de productividad, por medio de simulaciones.

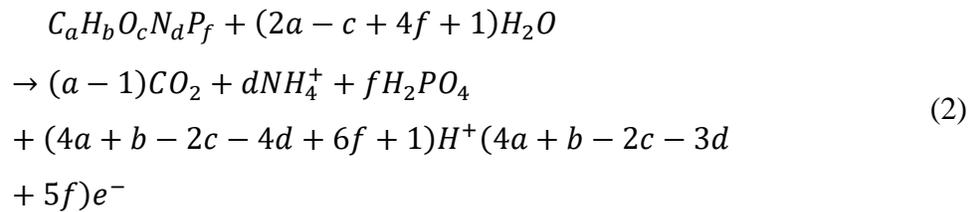
#### **3.4.1. Biodigestión anaerobia**

Es un bioproceso de fermentación de cultivo mixto (Jankowska et al., 2015), donde la materia orgánica compleja es descompuesta en ausencia de oxígeno, por diferentes tipos de microorganismos anaerobios que conviven de manera sinérgica, para mantener las condiciones ambientales necesarias del crecimiento microbiano y la generación de biogás (Al Seadi, Rutz, Prassl, Köttner, & Finsterwalder, 2008; Safferman, Kirk, Faivor, & Wuhaan, 2012). Murillo (2014) encontró en los sistemas de digestión anaerobia, comunidades de los filos Bacteroidetes, Firmicutes, Chloroflexi y Synergistetes. Este proceso se da en varios ambientes naturales como sedimentos marinos, el rumen y pantanos (Al Seadi et al., 2008). Se requieren condiciones ambientales adecuadas para la instauración de las comunidades microbianas responsables de la producción de biogás. El rango de materia orgánica que se puede introducir al proceso es bastante extensa desde la bosta animal o humana, los desechos de comida, lodos, etc., estas pueden provenir del sector agrícola, pecuario, industrial, del tratamiento de aguas, entre otros. Dependiendo del origen los influentes pueden contener sustancias inhibitorias o también sustancias tóxicas como el amonio, el sulfato, metales pesados y algunos compuestos orgánicos (taninos o compuestos fenólicos). La acumulación de estas sustancias puede afectar

negativamente el crecimiento de la comunidad microbiana en el reactor, cuyo efecto se puede ver con un decrecimiento en la producción de gas y el contenido de metano (Y. Chen, Cheng, & Creamer, 2008; Field & Lettinga, 1987; Lettinga, 1995). El potencial de biogás específico (PBE) para un sustrato se puede medir por medio de la ecuación (1). Esta es calculada por la completa oxidación del sustrato por medio de la ecuación estequiometría de oxidación. El sustrato es representado por  $C_nH_aO_b$  y los sufijos se obtiene por análisis elementales (Safferman et al., 2012).



Existen otros métodos de cálculo del BPE basados en el DQO destruido. Por cada gramo DQO destruido se obtienen 395 mL de gas metano a una temperatura de 35 °C (Safferman et al., 2012). Por último, existe una ecuación empírica (2) que mezcla el DQO con parámetros de energía y nutrientes que son más comunes;



Donde:

$$SV = 12a + b + 16c + 14d + 32f \text{ [g]}$$

$$DQO = 32a + 8b - 16c - 24d + 40f \text{ [g]}$$

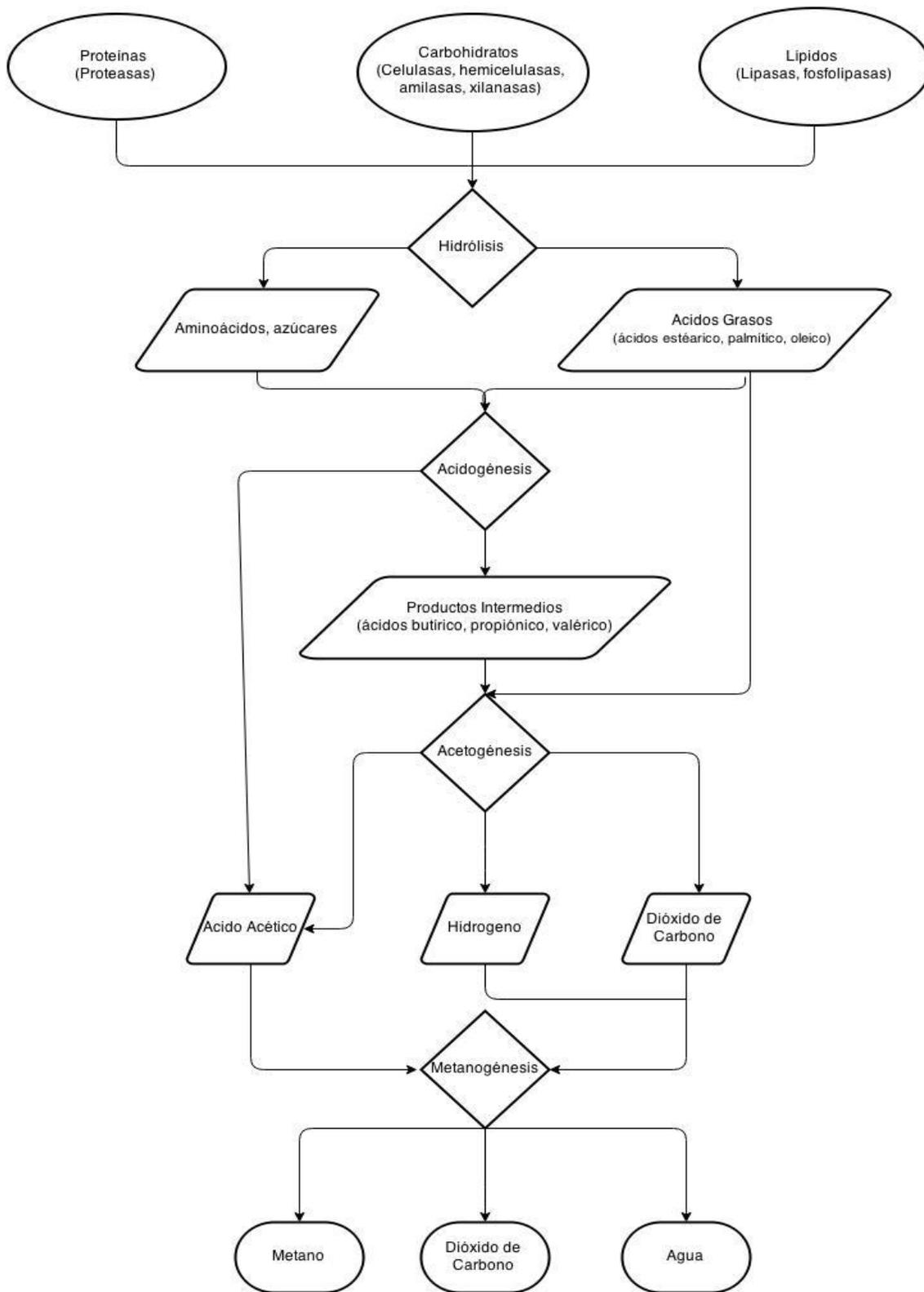
$$\text{Carbono orgánico total} = 12a \text{ [g]}$$

$$\text{Nitrógeno orgánico total} = 14d \text{ [g]}$$

$$\text{Fósforo total} = 32f \text{ [g]}$$

### 3.4.2. Procesos metabólicos involucrados en la biodigestión anaerobia

La biodigestión anaerobia, es un proceso mediante el cual diferentes microorganismos degradan la materia orgánica en procesos sucesivos, tanto en reacciones continuas, como en reacciones paralelas (Nayono, 2010). Consta de cuatro procesos metabólicos (Figura 10): hidrólisis, acidogénesis (fermentación), acetanogénesis ( $\beta$ -oxidación) y la metanogénesis (Nayono, 2010; Pavlostathis & Giraldo-Gomez, 1991).



**Figura 10.** Procesos metabólicos presentes en la biodigestión anaerobia. Adaptado de: Murillo (2014).

**Hidrólisis:** en este proceso, los polímeros como carbohidratos, lípidos y proteínas son descompuestos por enzimas extracelulares producidas por diferentes tipos de microorganismos (bacterias anaerobias y facultativas, protozoarios y hongos) (Finstein et al., 2010). La hidrólisis es un proceso lento que requiere energía se puede transformar en un cuello de botella en la biodigestión de polímeros complejos (McCarty & Mosey, 1991; Pavlostathis & Giraldo-Gomez, 1991). Este se puede mejorar al agregar sustancias inorgánicas (Ca, Fe, Co y Ni) (Taylor, Kim, Gomec, Ahn, & Speece, 2003). El producto de la hidrólisis son monómeros como aminoácidos, azúcares, etanol y ácidos grasos de cadenas largas (Figura 10) (Nayono, 2010).

**Acidogénesis:** es un proceso de fermentación donde los monómeros producidos en la hidrólisis son degradados por una gran cantidad de microorganismos fermentativos, los cuáles utilizan diferentes vías metabólicas entre ellas la glucólisis (Nayono, 2010). Del producto de la acidogénesis se obtienen ácido acético, ácidos butírico y ácido propanoico siendo este el que se produce en mayor cantidad (Taylor et al., 2003). De estos, el ácido acético es el único compuesto que puede ser metabolizado por los microorganismos productores de CH<sub>4</sub> por lo que los ácidos grasos y butíricos deben ser fermentados para producir ácido acético (Figura 10).

**Acetogénesis:** también llamado β-oxidación. Es la etapa donde los ácidos grasos volátiles (AGV) son convertidos en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono (Nayono, 2010). Oh & Martin (2010) realizaron un análisis termodinámico de la acetanogénesis en el cuál encontraron que no se pueden realizar a menos que se dé una reacción endotérmica, lo que implica que la digestión de estas cadenas largas requieren del suplemento de energía (Figura 10).

**Metanogénesis:** en este proceso es donde se produce el metano (CH<sub>4</sub>), elemento más importante de los gases que componen el biogás, en un reactor bien operado del 20 % al 30 % del carbono es transformado y metabolizado en CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> (Ahring et al., 2003). La metanogénesis puede darse por dos rutas metabólicas, a partir de acetato, en el caso de las arqueas metanogénicas *Methanosaeta* y *Methanosarcina* que producen el 66 % del CH<sub>4</sub>, o a partir del hidrógeno con el CO<sub>2</sub> en el caso de las arqueas *Methanobacterium*,

*Methanobrevibacterium*, *Methanoplanus* y *Methanospirillum*, quienes producen el 34 % del CH<sub>4</sub> (Ahring et al., 2003; Nayono, 2010), como se muestra en la Figura 10.

### **3.4.3. Desarrollo de proyectos**

#### **3.4.3.1. Diseño del reactor**

Normalmente los reactores anaerobios procesan desechos sólidos de diferentes tipos, y estos pueden tener diferentes características dependiendo de la forma de alimentación (batch o continuo), el contenido de humedad de la alimentación (húmedo o seco), o la temperatura de operación (mesofílicos o termofílicos), así como la forma del reactor (rectangulares o cilíndricos) (Nayono, 2010). El criterio para la selección del tipo de reactor es el uso, el rendimiento, la flexibilidad, el control, el costo y la seguridad (Woods, 2007).

Los sistemas en batch son sistemas cerrados, donde todos los materiales son añadidos al inicio del proceso mientras que en los sistemas continuos se permite el ingreso y salida del material. Si los flujos de masa de entrada y salida son iguales, los reactores se pueden operar indefinidamente (Doran, 2013).

Cabe recalcar, que para la presente investigación se utilizaron reactores semicontinuos, llamados así, porque los tiempos de ingreso de sustrato y salida de efluente son una vez al día.

La elección del tipo de proceso con respecto a la humedad, depende de la concentración de sólidos totales en el sustrato de alimentación. En los procesos húmedos, el contenido de sólidos totales del sustrato es menor al 15 %, mientras que, en los procesos secos la concentración alcanza contenidos de 20 % - 40 % (Lissens, Vandevivere, De Baere, Biey, & Verstraete, 2001). Respecto a la forma de los reactores, los tanques rectangulares se utilizaron más en el pasado, pero estas formas son muy complicadas de mezclar, por lo que actualmente se trabaja más con formas trapezoidales o cilíndricas (Y. Chen et al., 2008).

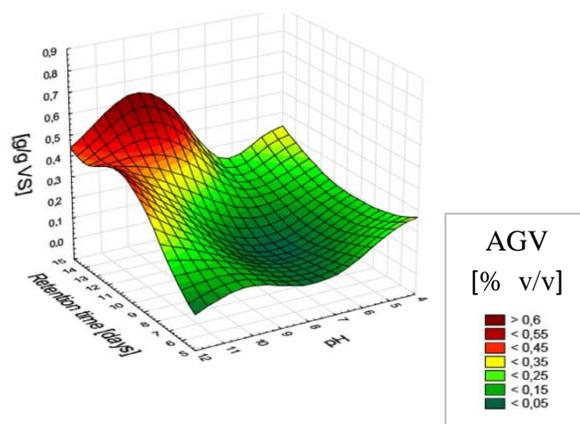
#### **3.4.3.2. Tiempo de retención hidráulica**

El tiempo de retención hidráulica de un digestor, es el tiempo promedio que una unidad de influente (m<sup>3</sup>, L, g, etc.) permanece en el reactor y depende del sustrato que se está

utilizando (Safferman et al., 2012). Los tiempos de retención hidráulica, pueden variar de 20 a 30 días (Chynoweth et al., 2001). Actualmente el diseño de reactores con alta tecnología, que pueden ser alimentados con altos contenidos de sólidos (% ST > 10 %) han permitido reducir los tiempos de retención, pasando de días a horas.

#### **3.4.3.3. pH y capacidad amortiguadora**

El pH es uno de los parámetros más importantes del proceso de biodigestión anaerobia, ya que está relacionado con diferentes procesos que se dan internamente en los reactores, como el metabolismo microbiano, que es afectado por el pH del reactor (Nayono, 2010). Cuando el pH aumenta, se incrementa la concentración de  $\text{NH}_4^+$ , elemento que genera toxicidad en los reactores (Hansen, Angelidaki, & Ahring, 1998; Hashimoto, 1986; Kroeker, Shulte, Sparling, & Lapp, 1979). También afecta la producción de gas ya que cambios de pH de 7,5 a 7,0 durante la digestión termofílica, genera aumentos en la producción de metano en 4 veces (Zeeman, Wiegant, Koster-Treffers, & Lettinga, 1985). Del mismo modo, se ha observado que tanto los microorganismos metanogénicos como los acidogénicos crecen mejor a pH neutros (cerca de 7) (Y. Chen et al., 2008). Se puede observar además que el pH afecta la producción de ácidos grasos, conforme aumenta el pH la concentración de AGV es mayor (Figura 11), el pH también repercute sobre el tipo de ácido graso, ya que pueden variar las proporciones de ácido acético, propanoico o butírico producidos (Jankowska et al., 2015).



**Figura 11.** Producción de ácidos grasos por efecto del TRH<sup>3</sup>, SV y el pH. Fuente: Jankowska et al. (2015)

Safferman et al., (2012) recomienda utilizar sustratos con pH en el rango de 6,8 a 8,1. La alcalinidad y el pH en la biodigestión anaerobia puede ser ajustada usando diferentes químicos como hidróxido de sodio, bicarbonato de sodio, bicarbonato de potasio, carbonato de calcio, hidróxido de calcio y nitrato de sodio, estos ajustes deben de ser lentos ya que pueden generar impactos sobre la comunidad microbiana (Nayono, 2010). Otro factor importante, es la alcalinidad del sustrato; una alcalinidad adecuada (entre 2 000 a 3 000 mg CaCO<sub>3</sub>/L), permite resistir la disminución del pH, especialmente, si hay una reducción en la actividad metanogénica, la cual puede producir acumulación de ácidos (Safferman et al., 2012). La alcalinidad está directamente asociada al sustrato, pero normalmente se incrementa por la formación de sales orgánicas (Kim, Ahn, & Speece, 2002).

<sup>3</sup>Retention time, es la traducción en ingles de tiempo de retención hidráulica (TRH), que en este caso se presenta en días. VS es la abreviatura de volatile solids que traducido al español es sólidos volátiles.

#### **3.4.3.4. Temperatura**

La temperatura es otro de los parámetros con un grado de importancia en la biodigestión anaerobia, ya que determina las tasas de hidrólisis y metanogénesis, pero igualmente tiene efecto sobre la transferencia de masa dentro del reactor (Nayono, 2010). Los digestores anaerobios pueden operar tanto en condiciones mesofílicas (35 °C) o termofílicas (50 °C). Si bien las condiciones termofílicas requieren aportes de energía mayores, aumentan la tasa de hidrólisis, lo que aumenta la producción de gas y además se obtienen efluentes libres de patógenos (Murillo, 2014; Safferman et al., 2012). La alta actividad debida a la temperatura del sistema, puede traer consecuencias como el aumento de la concentración de compuestos inhibitorios ( $\text{NH}_4^+$ ) (Y. Chen et al., 2008; Hansen et al., 1998; Hashimoto, 1986).

La temperatura afecta igualmente la flora y las comunidades presentes en los reactores. Se han observado que los sistemas más diversos y estables respecto a los filos presentes, son los reactores termofílicos en comparación con los mesofílicos (Ahring et al., 2003; Murillo, 2014).

En relación a la puesta en marcha de estos diferentes reactores, es importante tomar en cuenta cuando se utilizan los reactores termofílicos, ya que en las muestras de lodos anaerobios (normalmente los inóculos de los reactores) la mayoría de los microorganismos son mesofílicos y una pequeña fracción termofílica, por lo que se debe buscar el inóculo correcto para iniciar los reactores, con el objetivo evitar el fallo del arranque, debido al uso de inóculos inadecuados (Ahring et al., 2003).

#### **3.4.3.5. Sólidos totales, volátiles y fijados**

Las aguas residuales contienen diferentes tipos de sólidos disueltos (ST) y varían en los rangos observados de materiales coloidales (Tchobanglous, Burton, & Stensel, 2003), los sólidos totales están conformados por sólidos volátiles (SV) y sólidos fijos (SF). En general, los sólidos volátiles (SV) se consideran materia orgánica, aunque alguna materia orgánica no se volatiliza. Un porcentaje de los sólidos volátiles que normalmente ingresa, no es transformado a gas, ya que los microorganismos no cuentan con las enzimas requeridas para su degradación, estos sólidos están constituidos por lignina y son

llamados sólidos volátiles refractarios, estos compuestos normalmente se acumulan en el reactor (Safferman et al., 2012).

Se recomiendan % ST entre el 5 % al 10 % para pruebas piloto (Antonio et al., 2014; Guendouz, Buffière, Cacho, Carrère, & Delgenes, 2010; Safferman et al., 2012).

#### **3.4.3.6. Proporción C/N**

La descomposición de la materia orgánica se ve afectada por la proporción de carbono y nitrógeno presentes en el sustrato. Los organismos que descomponen la materia orgánica utilizan el carbono como fuente de energía y el nitrógeno para la estructura celular, por lo que necesitan más carbono que nitrógeno (Washington State University, 2014).

La relación carbono/nitrógeno (C/N) para muestras de pulpa de café fue de 57,2 (Corro, Paniagua, Pal, Bañuelos, & Rosas, 2013), mientras que el valor recomendado para el balance nutricional adecuado del proceso y reproducción bacteriana es alrededor de 30. Una buena tasa C/N, además de un buen control de los otros parámetros permiten una buena estabilización de los reactores (Frear, Liao, Ewing, & Chen, 2011).

#### **3.4.4. Biodigestión de los residuos del café a nivel mundial**

La investigación desarrollada a nivel mundial se ha dado en países como India y Etiopia. Durante los últimos 30 años, se han realizado importantes esfuerzos en la documentación de estos estudios. Muchos de las iniciativas han sido en el tratamiento de las aguas residuales para reducir la contaminación, y no con el fin de revalorizar los residuos. Las aguas residuales del beneficiado contienen altas cargas orgánicas (50 000 mg/L) con un pH < 4 (Von Enden et al., 1998). Selvamurugan, Doraisamy, Maheswari, & Nandakumar, (2010) evaluaron la digestión anaerobia en reactores UASB de estas aguas, los alimentó con carga orgánica diaria de 9,55 kg DQO m<sup>-3</sup> día<sup>-1</sup> variando los TRH, y obtuvo que a 18 h se obtiene una reducción de DQO del 61 %, % RST de 58 % y 0,84 m<sup>3</sup>/kg ST de reducción. Otros experimentos utilizando reactores de cama fija en serie, han arrojado reducciones de carga orgánica de 90 % y obteniendo 2 L CH<sub>4</sub> L<sup>-1</sup> día<sup>-1</sup> (de Oliveira & Bruno, 2013).

La biodigestión termofílica de las aguas mieles, ha permitido disminuir los TRH y aumentar las cargas orgánicas de los reactores UASB, además de permitir un aumento en

la carga orgánica diaria hasta 11,4 kg DQO m<sup>-3</sup> día<sup>-1</sup> (Dinsdale, Hawkes, & Hawkes, 1997).

En experimentos realizados en Guatemala utilizando sistemas mesofílicos de DA de 1 y 2 fases, alimentados con lixiviados de prensado de pulpa al 6,0 % SV y un pH de 4,4; se obtuvieron rendimientos constantes de 1,1 m<sup>3</sup> m<sup>-3</sup> día<sup>-1</sup> (0,60 L gas/g SV degradados) con un rendimiento de 69 % de CH<sub>4</sub>. Cuando se utilizaron reactores de 2 fases (con una etapa metanogénica de 10 días TRH), mientras que en los reactores de 1 fase con 10 días TRH, se observó una caída de pH al utilizar un 40 % de mezcla diluida de jugo de pulpa, en este sistema se alcanzó antes de la caída de operación, un rendimiento de 1,5 m<sup>3</sup> m<sup>-3</sup> día<sup>-1</sup> (Calzada et al., 1984).

Debido a un pH bajo y a la presencia de polifenoles en la pulpa la productividad de este sustrato no ha sido muy alta (Y. Chen et al., 2008; Jayachandra, Venugopal, & Anu Appaiah, 2011; Mussatto et al., 2011), por lo que se ha planteado el pretratamiento de la pulpa para aumentar su potencial. Jayachandra et al., (2011) realizó un pretratamiento biológico utilizando *Mycotyphasp* durante 15 días, sin embargo no se observaron cambios sustanciales en la productividad del sustrato. Por otro lado (Kivaisi, 2002) realizó un hidrólisis alcalina 1 M CaOH durante 30 días a 55 °C a la pulpa y observó aumento del 22 % - 88 % en la concentración de AGV y un aumento del 13 % al 164 % en la producción de CH<sub>4</sub>, el efecto del pretratamiento generó una mayor degradación de % SV. Por lo que se obtuvo una mejora en la hidrólisis de sustratos como la lignina.

Por último con el aumento de la investigación específicamente en el aprovechamiento de los residuos sólidos del beneficiado, se han realizado esfuerzos en el escalamiento de estos procesos. Bombardiere, (2006) realizó un anteproyecto del escalamiento de una planta de biogás en México utilizando los residuos del café, obteniendo un período de retorno de 7 años de la inversión, con una vida útil de 15 años, dónde el CH<sub>4</sub> obtenido se utiliza para el secado del grano contando con un sobrante. Narasimha, Antonette, & Gaurav, (2003) trabajaron igualmente en este tema obteniendo tiempos de retorno de la inversión en 5 años.

### 3.4.5. Biodigestión de los residuos del café en Costa Rica

En la década de 1980 se realizaron 3 investigaciones en el país sobre la biodigestión de la pulpa de café. De ellos se presentan algunos resultados;

Chacón (1983) estudió la degradabilidad de la pulpa mediante la fermentación anaeróbica metanogénica en digestores continuos de 25 m<sup>3</sup>. Los cambios de temperatura, concentración de la masa reactiva, nutrientes e inóculo, no presentaron efectos significativos en el rendimiento de biogás que fue de 0,196 ± 0,018 m<sup>3</sup> de biogás/kg ST. Además construyó una relación para reproducir la variación de la producción de biogás en condiciones mesofílicas,

$$V = M(1 - e^{(-kt\{t-r\})}) \quad (3)$$

Donde: V es el volumen producido, M es el volumen total al final del proceso, t es el tiempo transcurrido, k es una constante denominada indicador de velocidad y r es otra constante denominada tiempo de retardo (Chacón, 1983).

El indicador de velocidad varía con la temperatura así:

$$K = 0,002265(T - 15,1) \quad (4)$$

T es la temperatura en °C, que varía en un ámbito entre 25° y 35° Celsius y K esta dado en días<sup>-2</sup>. El tiempo de retardo varía con la temperatura de la siguiente forma,

$$r = -0,193(T - 35,8) \quad (5)$$

T en °C y r en días.

Por otro lado, Fernández (1983) obtuvo el rendimiento con base en la cantidad de gas producido en diferentes condiciones de inóculo, temperatura, sólidos totales y nutrientes. Observándose rendimientos de biogás para el sistema de “batch” de 0,086 ± 0,102; 0,110 ± 0,115; 0,198 ± 0,241; 0,359 ± 0,086 m<sup>3</sup>/kg ST para un tiempo de almacenamiento de 15 días, 2, 6 y 8 meses respectivamente. Los cambios realizados no presentaron diferencias significativas

Los resultados del trabajo indican que se puede producir metano con pulpa almacenada, tiempos de retención largos, y cargas pequeñas, como en el caso de las condiciones de

digestión estudiadas con tiempo de retención de 35 días, y un porcentaje de sólidos de 1,70 % (Fernández, 1983).

Por su parte, Reyes (1990) determinó el potencial bioquímico para la producción de biogás utilizando licor de prensa (fluidos de prensado de la pulpa), y se determinó el rendimiento de un reactor anaeróbico de flujo ascendente con lecho fluidizado (UASB), se demostró que puede utilizarse el sustrato tal y como se produce en el proceso de industrialización de la pulpa (prensado), sin ningún tratamiento previo. Se determinó que como mínimo, el rendimiento es de  $0,270 \text{ m}^3/\text{kg ST}$

Recientemente Víquez (2012, 2014) realizó dos ensayos a escala piloto utilizando el modo batch con la pulpa y el mucílago del café, obteniendo una producción potencial de  $4,89 \text{ m}^3 \text{ ff}^{-1}$ . Dedujo que debido a la alta concentración de azúcares fermentables, resulta factible obtener ácidos orgánicos que potencialmente reducirían el pH del reactor, pero recomienda adicionar alcalinidad externa.

## **4. METODOLOGÍA**

Para cumplir con los objetivos planteados se realizaron dos experimentos de biodigestión anaerobia semicontinua a escala piloto; donde se evaluaron diferentes parámetros del proceso, a fin de determinar:

- El tiempo de retención hidráulica (TRH) más adecuado para el proceso.
- La temperatura más adecuada para el proceso.
- La mezcla de sustratos más adecuada, que permita alcanzar la mayor producción de biogás.

### **4.1. Experimento 1: Determinación del tiempo de retención hidráulico y temperatura de operación**

#### **4.1.1. Preparación de mezclas e inóculo**

Con el fin de caracterizar los sustratos que serían utilizados en el experimento, se obtuvieron muestras del Beneficio de CoopeDota en la Zona de los Santos en el mes de Enero del 2014. A las muestras se les determinó el contenido de sólidos totales (ST), volátiles (SV) y fijos (SF) (Tchobanglous et al., 2003), el pH (Prichard & Lawn, 2003), además se calculó la relación carbono/nitrógeno de los sustratos, midiendo el carbono orgánico (Nelson & Sommers, 1982), y nitrógeno por el método semicro Kjeldahl (Jones & Case, 1990). Las mediciones de pH y sólidos se realizaron en el Laboratorio de Microbiología Agrícola y los análisis de carbono y nitrógeno en el Laboratorio de Suelos y Foliaves, ambos del Centro de Investigaciones Agronómicas de la UCR.

Además, se obtuvo los parámetros de producción de estos residuos en la industria cafetalera (ICAFE, 2010), con el fin de realizar un balance de masa de la producción de los residuos para generar una mezcla proporcional a la producción de los diferentes desechos (Tabla 3).

Para la preparación de la alimentación; los diferentes sustratos fueron pesados según la proporción de cada uno, se licuaron en conjunto y posteriormente fueron separados en diferentes recipientes para alimentar a los reactores con las mezclas.

Luego de realizar las mezclas para la alimentación, se volvieron a medir las variables de ST y pH (Tabla 3). Las proporciones de las mezclas se presentan en porcentaje masa-masa de alimentación. Cabe acotar que la mezcla de alimentación se preparó 3 veces durante los días del experimento, utilizando los residuos que fueron muestreados por lo que se presenta el promedio del porcentaje de ST, las mezclas se mantuvieron a 4 °C en una cama de refrigeración (Tabla 3).

**Tabla 3.** Mezcla utilizada para alimentar los reactores durante el Experimento 1.

ID	Proporciones [% m/m]			% ST	% SV	pH
	Aguas de Proceso	Pulpa	Mucílago			
M	55,4	32,4	12,2	5,9 ±0,6	4,6±0,6	4,26±0,22

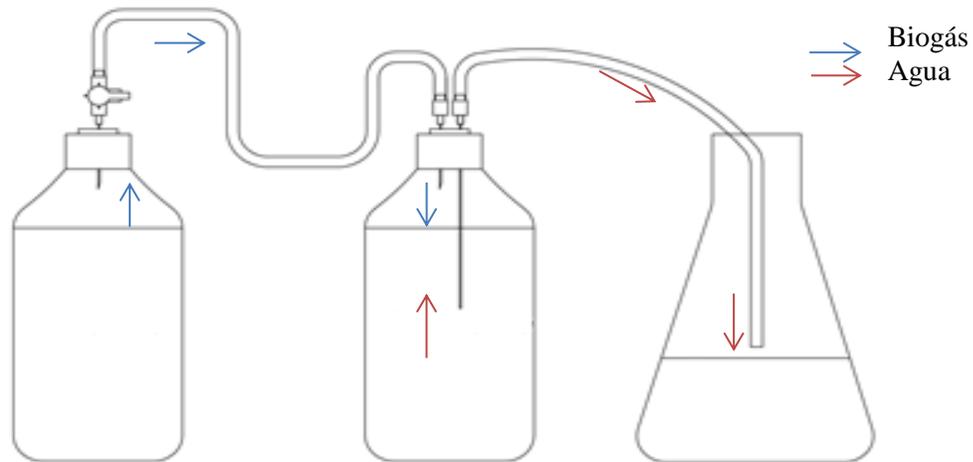
El inóculo (semilla) utilizado fue el efluente del digestor de la Planta de Biodigestión Termofílica de la Escuela de Ingeniería Agrícola, situada en la Estación Experimental Fabio Baudrit (EEAFBM), el cual tenía más de un año de estar en condiciones estables (pH ≈ 7). El efluente se trasladó al laboratorio de Microbiología Agrícola del Centro de Investigaciones Agronómicas y se incubó en botellas de 500 mL durante 15 días a las temperaturas de 35 °C y 50 °C.

#### 4.1.2. Condiciones del experimento

Se utilizó un arreglo de microdigestores de laboratorio con una capacidad volumétrica de 500 mL, en estos se establecieron las mismas condiciones que tendría un bioreactor a mayor escala, son muy convenientes para su operación, control y medición del proceso; ya que permiten realizar suficientes replicas biológicas, y así obtener bases de datos con mayor confianza estadística y menores errores asociados (Mcleod, Othman, Beale, & Joshi, 2015).

Cada tratamiento constó de 3 repeticiones. La unidad experimental consistió en un reactor conformado por una botella de vidrio para medio de cultivo de 500 mL (Figura 12), estos sistemas son cerrados herméticamente, conectados por medio de mangueras;

además se usaron válvulas con agujas que ingresaban a los reactores utilizando un septum.



**Figura 12.** Bioreactores de laboratorio utilizados.

El diseño de los experimentos fue irrestricto aleatorio con arreglo factorial 2 x 2; los factores utilizados fueron la temperatura de incubación, específicamente las condiciones de crecimiento mesofílicas (35 °C) y termofílicas (50 °C) a un tiempo de retención hidráulica de 15 y 25 días. Se usaron estos tiempos, debido a que son los más utilizados para reactores con altos contenidos de sólidos (% ST  $\geq$  5 %) (Safferman et al., 2012).

**Tabla 4.** Tratamientos del Experimento 1.

Tratamiento	Identificación	TRH [días]	Temperatura [°C]
1	TRH(15 días)T(35 °C)	15	35
2	TRH(25 días)T(35 °C)	25	35
3	TRH(15 días)T(50 °C)	15	50
4	TRH(25 días)T(50 °C)	25	50

A cada botella, se le adicionó 250 mL de los sustratos de la mezcla de alimentación (Tabla 3) (% ST = 6,76 %) y 250 mL de la semilla (% ST = 2,1 %). Las mezclas se ajustaron al mismo contenido de sólidos (% ST = 5,6 %), para que luego se incubaran en dos baños maría para mantener las diferentes temperaturas de operación o régimen de crecimiento.

La alimentación de los reactores, se realizó los días lunes, miércoles y viernes. Esta se calculó de acuerdo al tiempo de retención hidráulico, los reactores con TRH de 15 días se alimentaron con 66 mL y los reactores con TRH 25 días 40 mL. El experimento duró 100 días, con un total de 42 evaluaciones o alimentaciones. En cada evaluación se alimentó, y se midió el pH, éste último se balanceó cuando era necesario (en el caso que pH fuera menor a 6,8). Los viernes se tomaron muestras para los análisis de sólidos totales, volátiles, etc. Debido al bajo pH de los reactores, a partir del día 42 se decidió balancear el pH de la alimentación mediante la adición de NaOH al 30 % v/v.

Se efectuaron los siguientes análisis:

1. Producción de gas (mL), 3 veces por semana.
2. pH del reactor antes y después de ser alimentado con los residuos del café.
3. Cantidad de masa agregada de hidróxido de sodio, este agregó en cada evaluación cuando el pH era menor a 6,8.
4. ST y SV, semanalmente.
5. Composición de gas producido, en el día 87 y día 97 del experimento.

#### **4.1.3. Alimentación de los reactores**

Para garantizar las condiciones anaeróbicas de los reactores así como poder alimentarlos adecuadamente, se introdujeron en una bolsa de anaerobiosis Siplfyter “Hands-in-bag”<sup>4</sup> la cual se llenó con nitrógeno gaseoso, purgándose dos veces antes de su uso para evitar la presencia de oxígeno. La alimentación se efectuó 3 días a la semana (lunes, miércoles y viernes) durante los 100 días del experimento. Se debe de aclarar que, el volumen diario de alimentación era diferente para los tratamientos (Tabla 4), debido a los diferentes tiempos de retención evaluados. Cada alimentación consistió en la extracción

---

<sup>4</sup>NPScorp, WI, EEUU

de los efluentes del reactor ( $TRH15 = 40,0 \text{ mL}$  y  $TRH25 = 66,6 \text{ mL}$ ) seguido de la adición del volumen diario de alimentación para cada reactor de la mezcla de alimentación nueva. Logrando así, mantener el volumen del reactor constante durante el experimento.

#### 4.1.4. Medición del pH

El pH de los reactores se midió antes y después de alimentarlos, este se ajustó a 6,8 utilizando NaOH al 30 %. En cada evaluación el peachímetro se calibró con amortiguadores de pH 4,0 y 7,0.

#### 4.1.5. Volumen de gas

Para determinar el volumen de gas generado se optó por un sistema de desplazamiento de agua. Los reactores se sellaron con tapas herméticas adaptadas, con un septum que se conectaron por medio de mangueras a un recipiente con agua, que cumplió la función de trampa. Éste, a su vez, se conectó a otro recipiente donde se recolectó el agua desplazada por el gas generado en los reactores. El agua de la trampa se saturó con NaCl para evitar que el gas se disolviera en el agua, se le ajustó el pH a 2 para que el  $\text{CO}_2$  no se transformara a  $\text{H}_2\text{CO}_3$ .

Diariamente se midió la cantidad de agua desplazada y se obtuvo el volumen de gas generado utilizando la siguiente fórmula:

$$V^b = V^a \cdot \frac{P^a}{P^b} \cdot \frac{T^b}{T^a} \quad (6)$$

Donde:

$V^{(b)}$  = Volumen de gas corregido [mL]

$V^{(a)}$  = Volumen de gas medido [mL]

$P^{(a)}$  = Presión a 1400msnm (aproximadamente 88.300 Pa)

$P^{(b)}$  = Presión en condiciones normales (101.325 Pa)

$T^{(a)}$  = Temperatura promedio (aproximadamente 298,15 K)

$T^{(b)}$  = Temperatura en condiciones normales (273,15 K)

#### 4.1.6. Porcentaje de metano

La composición del biogás (CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, etc.) se determinó por medio de cromatografía de gases en el Centro de Investigación en Electroquímica y Energía Química (CELEQ) de la Universidad de Costa Rica (UCR). Se trabajó con un Cromatógrafo Hewlett Packard HP 6890 series y una columna tipo Carboxen 1010 PLOT construida en sílice de 30 m x 0,53 mm, como gas de arrastre se usó Argón.

Para la medición de CH<sub>4</sub>, se utilizó el método validado por Jiménez Godínez (2014). Del proceso se obtiene un cromatograma donde se ven los diferentes tiempos de retención, uno específico para cada compuesto químico, las áreas bajo la curva de este se transformaron con herramientas matemáticas a valores de proporción de masa de la muestra analizada, logrando así medir la presencia de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, y N<sub>2</sub>. La composición de gases se determinó el día 87 y 97 de iniciado el experimento. El metano se midió durante el 4° período de evaluación.

#### 4.1.7. Sólidos totales, volátiles y fijados

Una vez a la semana se tomó la muestra del material extraído de cada botella, para determinar los sólidos totales, volátiles y fijados. El material se separó en dos crisoles para tener dos réplicas de 25 mL cada una. Las muestras se secaron a 80 °C por 36 horas en crisoles previamente pesados. Transcurrido ese tiempo, cada muestra se pesó de nuevo, y por medio de la siguiente fórmula se calculó el % ST:

$$\% ST = \frac{m_S}{m_H} \cdot 100 \quad (7)$$

Donde:

% ST = Porcentaje de sólidos totales de la muestra [%].

m<sub>S</sub> = Masa muestra seca [g].

m<sub>H</sub> = Masa muestra húmeda [g].

Para la determinación de los % SV y % SF, se colocó las muestras ya secas en una mufla a 550 °C por 2 horas. Al cabo de este tiempo se pesó de nuevo la muestra y se realizaron los siguientes cálculos:

$$\% SV = \frac{m_S - m_i}{m_H} \cdot 100 \quad (8)$$

Donde:

% SV = Porcentaje de sólidos volátiles de la muestra [%].

$m_S$  = Masa muestra seca [g].

$m_i$  = Masa incinerada [g].

$m_H$  = Masa muestra húmeda [g].

$$\% SF = \frac{m_i}{m_H} \cdot 100 \quad (9)$$

Donde:

% SF = Porcentaje de sólidos fijos de la muestra [%].

$m_i$  = Masa incinerada [g].

$m_H$  = Masa muestra húmeda [g].

Tomando como referencia el contenido de sólidos totales de las mezclas al inicio del ensayo y considerando los valores generados semanalmente en el último tiempo de retención hidráulica, se calculó % RST.

$$\% RST = \frac{(ST_0 + \sum ST_{TRH}) - (\sum STE_{TRH} + ST_n)}{ST_0 + \sum STE_{TRH}} \quad (10)$$

Donde:

% RST = Porcentaje de reducción de sólidos totales de la muestra [%].

$ST_0$  = Masa de sólidos totales de las mezclas al inicio del ensayo [g].

$\sum ST_{TRH}$  = Masa de sólidos totales introducidos al sistema durante un TRH [g].

$\sum STE_{TRH}$  = Masa de sólidos totales de los efluentes durante un TRH [g].

$ST_n$  = Masa de sólidos totales del digerido al final del ensayo [g].

Para el cálculo % RSV, se utilizó la misma forma de (10), pero se sustituyeron todas las masas de sólidos totales, por las masas medidas de sólidos volátiles.

Los datos obtenidos se analizaron utilizando el software JMP 7, además se les realizó la prueba Shapiro-Wilk (Jurečková & Pícek, 2007), donde se evaluó la normalidad de las diferentes variables medidas en los 2 experimentos.

Con el fin de decidir el período de evaluación, para el análisis de datos, se aplicó un análisis factorial de varianza (ANDEVA) (Blanco, 2001), los tres factores (período de evaluación, temperatura y TRH) se compararon con la variable productividad, luego se usó un análisis de 2 factores para evaluar los tratamientos. En los casos que se encontraron diferencias significativas se efectuó una separación de medias usando la prueba de Tukey al 0,05 de valor p.

De los resultados obtenidos se eligieron las mejores condiciones (tiempo de retención y temperatura) para la realización del segundo ensayo.

## **4.2. Experimento 2: Evaluación de la producción de biogás utilizando 3 proporciones % m/m de los residuos del beneficiado**

### **4.2.1. Preparación de mezclas e inóculo**

Para este experimento se utilizó residuos del Beneficio San Carlos en Pérez Zeledón, los residuos se tomaron en el mes de septiembre del 2014. Los sustratos se caracterizaron para el diseño de las mezclas. Se midió el contenido de sólidos, volátiles, fijos, y el pH. Se almacenaron a 4 °C y se preparó 2 veces la alimentación utilizando los mismos residuos muestreados.

El objetivo del experimento fue observar el efecto de la composición de los sustratos sobre la producción de biogás. La mayor fuente de carbono de los residuos es el mucílago y la fuente que aporta nitrógeno es la pulpa. Este principio se tomó para el diseño de las mezclas y así poder obtener diferentes relaciones de masa de las muestras. Se prepararon 2 nuevas mezclas (M2 y M3), donde se fue reduciendo el porcentaje de masa de la pulpa y aumentando el contenido de mucílago, respecto a las utilizadas en el experimento 1 (Tabla 3), como se observa en la Tabla 5. Para este experimento el contenido de sólidos totales de las mezclas de alimentación disminuyó, debido al bajo contenido de sólidos de los sustratos.

**Tabla 5.** Mezclas utilizadas para alimentar los reactores durante el Experimento 2.

ID	Proporciones [% m/m]			% ST	% SV	pH
	Aguas de Proceso	Pulpa	Mucílago			
M1	74,1	18,8	7,1	2,3 ± 0,4	2,1 ± 0,3	4,15 ± 0,25
M2	40,0	10,2	49,9	2,9 ± 0,4	2,7 ± 0,3	4,03 ± 0,25
M3	6,7	2,5	90,8	2,9 ± 0,3	2,8 ± 0,3	3,92 ± 0,25

#### 4.2.2. Condiciones del experimento

Se utilizó un diseño irrestricto al azar, se evaluaron tres mezclas diferentes la unidad experimental consistió en los reactores de 500 mL descritos en el punto 3.1.2. Se utilizaron 3 repeticiones. Con base en los resultados del experimento anterior se eligió la temperatura de incubación de 35 °C y un tiempo de retención de 30 días para establecer las condiciones experimentales del ensayo.

Se utilizó un 100 % de semilla como volumen inicial del reactor. El inóculo fue efluente del biodigestor termofílico ubicado en la EEAFBM. El inóculo se estabilizó incubándolo durante 15 días a 35 °C. Los reactores se alimentaron durante 5 días a la semana (de lunes a viernes), por lo que se realizaron un total de 44 evaluaciones. El ensayo se realizó durante dos tiempos de retención (60 días).

Se evaluaron las siguientes variables:

1. Producción de gas, 5 veces por semana.
2. pH, del reactor antes y después de ser alimentado con los residuos del café.
3. Cantidad de masa agregada de hidróxido de sodio.
4. % ST y % SV, semanalmente.
5. Composición de gas producido, día 52, 55 y 59 del experimento.
6. Análisis de fibras fermentables, composición de las mezclas y los efluentes al días 60 del experimento.

Para realizar los análisis del 1 al 5 se utilizaron las metodologías previamente descritas en los puntos 4.1.3 a 4.1.7, respectivamente. El análisis 6 (fibras fermentables) se indica a continuación.

### 4.2.3. Análisis de fibras fermentables

En este ensayo se midió el contenido de masa de las fibras presentes en el proceso: celulosa, xilano y lignina, utilizando el método desarrollado por el Laboratorio Nacional de Energías de Renovables de los Estados Unidos (NREL por sus siglas en inglés), (Sluiter et al., 2004).

Para este ensayo se tomaron y analizaron muestras secas de las tres mezclas de alimentación (Tabla 5). Así como los efluentes de los reactores en el día 60 del experimento, para ello se realizó el procedimiento que se describe a continuación:

Se tomaron 0,3 g de la muestra pulverizada y se agregaron 5 g ( $\approx 3$  mL) de  $H_2SO_4$  al 76 % m/m. Durante 1 h, las muestras se agitaron cada 15 min por 20 s, hasta que las muestras se disolvieron completamente y tomaron una coloración negro oscuro (Figura 13a). Posteriormente las mezclas se disolvieron, añadiendo agua desionizada hasta tener una masa de muestra de 90 g y se autoclavaron durante 95 min a 121 °C. Luego se tomó una alícuota de 0,5 mL de la muestra a la que se realizó una cromatografía líquida de alta eficiencia (Shimadzu Liquid Chromatography-Mass Spectrometry), y se calculó el contenido de glucosa y xilosa en la muestra. Este proceso de cuantificación, sigue el mismo principio de análisis de los cromatogramas explicados en el punto 5.1.6, pero utilizando cromatografía líquida. Luego de obtener los contenidos de estos azúcares se calculó el contenido original de celulosa y xilano. Siguiendo las siguientes formulas;

$$Celulosa = \frac{\left( Glucosa \cdot 87 \cdot \frac{1}{1000} \cdot m_{dilución} \right)}{m_{seca}} \quad (11)$$

Donde:

Celulosa = Concentración de glucosa de la muestra [%].

Glucosa = Concentración de glucosa obtenida del cromatograma [mg/L].

$m_{dilución}$  = Masa diluida de la muestra, se toman 90 g.

$m_{seca}$  = Muestra seca utilizada para el análisis, se toman 0,3 g.

$$Xilano = \frac{\left( Xilosa \cdot 87 \cdot \frac{1}{1000} \cdot m_{dilución} \right)}{m_{seca}} \quad (12)$$

Donde:

Xilano = Concentración de xilano en la muestra [%].

Xilosa = Concentración de xilosa obtenida del cromatograma [mg/L].

$m_{dilución}$  = Masa diluida de la muestra, se toman 90 g.

$m_{seca}$  = Muestra seca utilizada para el análisis, se toman 0,3 g.

Las muestras restantes se filtraron al vacío (Figura 13b), se tomó 0,5 mL del filtrado y se diluyó a 1,5 mL (las muestras se diluyeron 5 veces) utilizando agua desionizada. Posteriormente, se midió la absorbancia (densidad óptica) de la muestra diluida en un espectrofotómetro (Shimadzu UV1800) usando una longitud de onda de 320 nm, la lignina soluble, se midió mediante la utilización de la siguiente fórmula;

$$Lignina_{soluble} = \frac{m_{seca} \cdot 178 \cdot X_{dilución}}{30 \cdot A_{\lambda} \cdot 1000} \quad (13)$$

Donde:

$Lignina_{soluble}$  = Concentración de xilosa obtenida del cromatograma [%].

$X_{dilución}$  = Cantidad de veces diluida la muestra, diluido 5 veces.

$A_{\lambda}$  = Densidad óptica.

$m_{seca}$  = Masa de muestra seca utilizada para el análisis; se utiliza 0,3 g.

Por último, el remanente del filtrado se secó (Figura 13c) y se midió la masa volátil utilizando una mufla (incineración a 550 °C por 2,5 h), de esta manera se obtiene la lignina insoluble.

$$Lignina_{insoluble} [\%] = \frac{m_{filtrada} - m_{incinerada}}{m_{seca}} \quad (14)$$

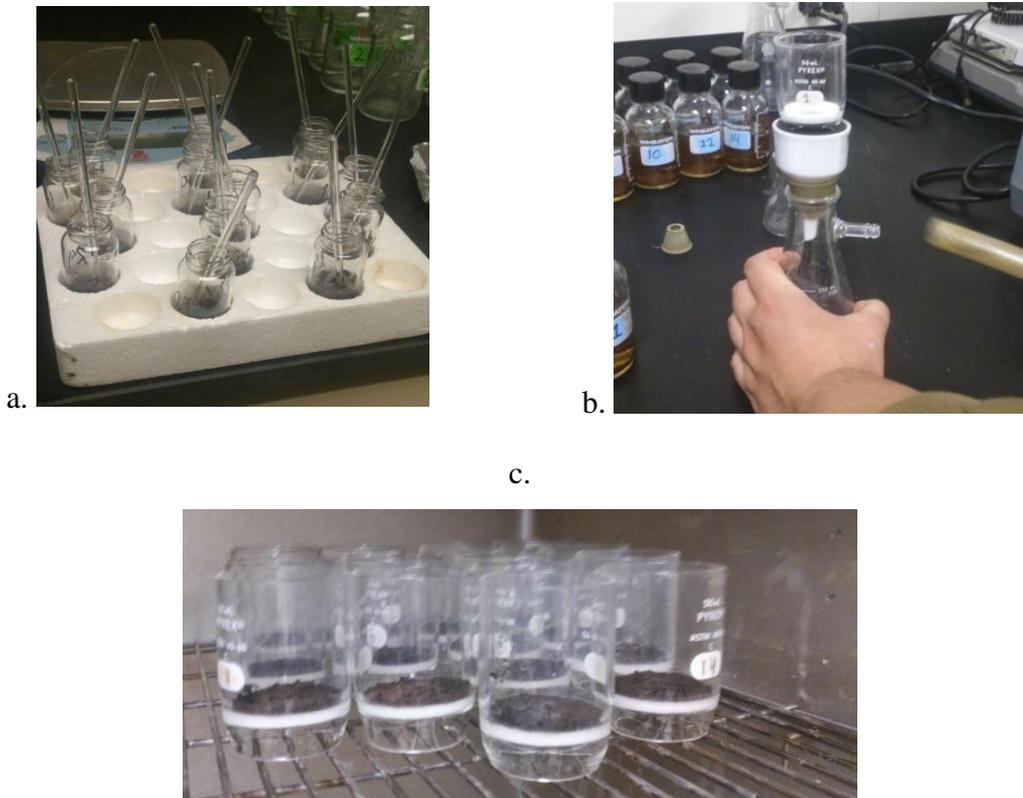
Donde:

$m_{\text{filtrada}}$  = Remanente de masa luego del filtrado [g].

$m_{\text{incinerada}}$  = Masa remanente luego de la incineración en mufla [g].

$m_{\text{seca}}$  = Masa de muestra seca utilizada para el análisis, se utilizó 0,3 g.

Estos análisis se realizaron en el Laboratorio de Bioenergía y Bioproductos, del Departamento de Ingeniería Agrícola y Biosistemas de la Universidad Estatal de Michigan, E.E.U.U. Los datos se analizaron utilizando el software JMP 7, se les realizó la prueba Shapiro-Wilk (Jurečková & Picek, 2007), donde se evaluó la normalidad de las diferentes variables medidas. Luego se realizó un ANDEVA (Blanco, 2001), de 2 factores (TRH y Mezcla) y se evaluó la interacción de los mismos. En los casos que se encontraron diferencias significativas, se realizó una separación de medias utilizando la prueba de Tukey al 0,05 de valor p.



**Figura 13.** a. Muestras siendo tratadas con  $\text{H}_2\text{SO}_4$  al 76 % m/m. b. Proceso de filtrado para realizar medición de abosorbancia de lignina soluble. c. Secado de filtrado para realizar medición de lignina insoluble por medio de incineración.

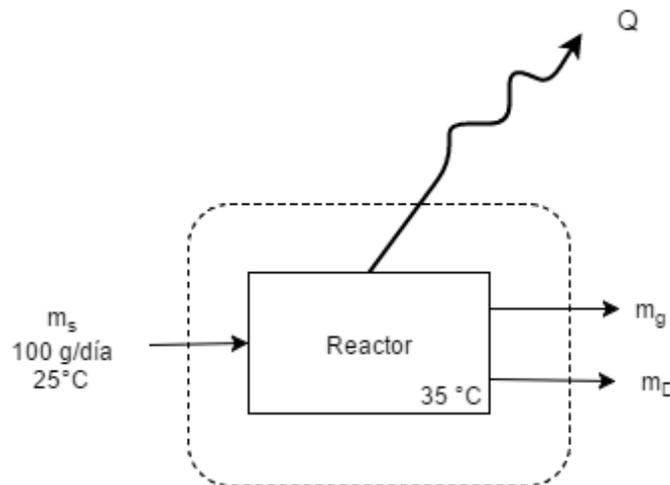
### 4.3 Balance de masa y energía

Los balances de masa y energía (BME) son una herramienta que permite contabilizar los flujos de masa y energía en un determinado proceso, en relación con sus alrededores o entre las distintas operaciones que lo integran, permitiendo conocer los flujos másicos de todas las corrientes de materiales que intervienen en el proceso, así como las demandas y productos energéticos del mismo, lo que en última instancia indica si el proceso es deficitario, autosuficiente o genera un superávit energético.

A partir de los datos obtenidos del experimento 2, se realizaron los balances de masa y energía para las mezclas estudiadas en el mismo.

#### 4.3.1. Balance de masa

Se considera un volumen de control que será en este caso el reactor anaerobio analizado (Figura 14).



**Figura 14.** Diagrama de entradas y salidas de energía-masa de los reactores.

Según la ley de la conservación de la masa, la masa no se crea ni se destruye solo se transforma (Doran, 2013). Se consideró que cualquier diferencia con la masa de entrada ( $m_{entra}$ ) y la masa salida ( $m_{sale}$ ) son debido a la masa consumida ( $m_{consumida}$ ) y a la producción de masa ( $m_{producida}$ ) debido a una reacción o a la acumulación de masa ( $\Delta m$ ). Por lo que, el balance de masa se puede escribir de la siguiente manera;

$$m_{entra} - m_{sale} + m_{producida} - m_{consumida} = \Delta m \quad (15)$$

Debido a que el sistema es semicontinuo se realizó un balance de masa diferencial y los cálculos se supusieron en estado estacionario (Doran, 2013). También se asumió que no existían fugas en el sistema y que no se almacenó masa. Por ello la ecuación (15) se reduce;

$$m_{entra} + m_{sale} - m_{producida} - m_{consumida} = 0 \quad (16)$$

Debido a que no se conoce la ecuación de la reacción se decidió realizar este balance para cada uno de los componentes que contienen la masa que entra que es la masa de sustrato ( $m_S$ ) y la masa que sale que es la masa de gas ( $m_g$ ) y la masa del digestado ( $m_D$ ). Además el cálculo se realizó tomando como base 100 g de masa de la mezcla de alimentación ( $m_S = 100$  g) que ingresó diariamente al reactor; la reacción se dio a 35 °C.

Se tomó en cuenta que cada unidad de masa  $m_S$ ,  $m_g$  y  $m_D$  está constituida por componentes. Los componentes son: la materia degradable o sólidos volátiles (SV), no degradable (SF), agua (H<sub>2</sub>O) para las corrientes  $m_S$  y  $m_D$ ; el metano (CH<sub>4</sub>) y el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) para la corriente  $m_g$ . De esta manera se realizó un balance para cada uno de los componentes, por lo que (16) se convierte en las siguientes expresiones.

*Balance parcial de sólidos volátiles:*

$$m_{ingresa} + m_{produce} - m_{salida} - m_{consume} = 0 \quad (17)$$

$$SV_S m_S + (m_{SV})_{producido} - SV_D m_D - SV_g m_g - (m_{SV})_{consumido} = 0$$

Donde:

$SV_S$  = Contenido de masa volátil presente en el sustrato [g SV g<sup>-1</sup>].

$m_S$  = Masa de sustrato que ingresa al reactor, se utilizó una base de 100 g de sustrato.

$(m_{SV})_{producido}$  = Masa volátil que se produce en el reactor [g SV].

$SV_D$  = Contenido de masa volátil presente en el digestado [g SV g<sup>-1</sup>].

$m_D$  = Masa que sale del reactor en forma de digestado [g].

$SV_g$  = Contenido de masa volátil presente en el gas [g SV g<sup>-1</sup>].

$m_g$  = Masa que sale del reactor en forma de gas [g].

$(m_{SV})_{consumido}$  = Masa volátil que es consumida en el reactor [g SV].

Debido a que no se produce masa volátil en el proceso ( $(m_{SV})_{producido} = 0$ ) y el gas producido no contiene sólidos ( $SV_g = 0$ ), la ecuación (17) se reduce a;

$$(m_{SV})_{consumido} = SV_D m_D - SV_S m_S \quad (17)$$

*Balance parcial de agua*

$$m_{ingresa} + m_{produce} - m_{salida} - m_{consume} = 0 \quad (18)$$

$$CH_S m_S + (m_{H_2O})_{producida} - CH_D m_D - CH_g m_g - (m_{H_2O})_{consumida} = 0$$

Donde:

$CH_S$  = Contenido de agua presente en el sustrato [g H<sub>2</sub>O g<sup>-1</sup>].

$(m_{H_2O})_{producido}$  = Masa de agua que se produce en el reactor [g H<sub>2</sub>O].

$CH_D$  = Contenido de agua presente en el digestado [g H<sub>2</sub>O g<sup>-1</sup>].

$CH_g$  = Contenido de agua presente en el gas [g H<sub>2</sub>O g<sup>-1</sup>].

$(m_{H_2O})_{consumido}$  = Masa de agua que es consumida en el reactor [g H<sub>2</sub>O].

Debido a que no se produce agua en el proceso ( $(m_{H_2O})_{producido} = 0$ ) y suponiendo que la corriente de salida de los gases no contiene agua ( $CH_g = 0$ ), por lo que (18) se reduce a;

$$(m_{H_2O})_{consumido} = CH_S m_S - CH_D m_D \quad (18)$$

*Balance de metano*

$$m_{ingresa} + m_{produce} - m_{salida} - m_{consume} = 0 \quad (19)$$

$$(CH_4)_S m_S + (m_{CH_4})_{producida} - (CH_4)_D m_D - (CH_4)_g m_g - (m_{CH_4})_{consumida} = 0$$

Donde:

$(CH_4)_S$  = Contenido de metano presente en el sustrato [g CH<sub>4</sub> g<sup>-1</sup>].

$(m_{CH_4})_{producido}$  = Masa de metano que se produce en el reactor [g CH<sub>4</sub>].

$(CH_4)_D$  = Contenido de metano presente en el digestado [g CH<sub>4</sub> g<sup>-1</sup>].

$(CH_4)_g$  = Contenido de metano presente en el gas [g CH<sub>4</sub> g<sup>-1</sup>].

$(m_{CH_4})_{consumido}$  = Masa de metano que es consumida en el reactor [g CH<sub>4</sub>].

Debido a que no se consume metano en el proceso ( $(m_{CH_4})_{consumido} = 0$ ) y suponiendo que la corriente de entrada del sustrato ( $m_S$ ) y la salida del digestado ( $m_D$ ) no contienen metano ( $(CH_4)_S = 0 \wedge (CH_4)_D = 0$ ), la ecuación (19) se reduce a;

$$(m_{CH_4})_{producido} = (CH_4)_g m_g \quad (19)$$

*Balance del dióxido de carbono*

$$m_{ingresa} + m_{produce} - m_{salida} - m_{consume} = 0 \quad (20)$$

$$(CO_2)_S m_S + (m_{CO_2})_{producido} - (CO_2)_D m_D - (CO_2)_g m_g - (m_{CO_2})_{consumido} = 0$$

Donde:

$(CO_2)_S$  = Contenido de dióxido de carbono presente en el sustrato [g CO<sub>2</sub> g<sup>-1</sup>].

$(m_{CO_2})_{producido}$  = Masa de dióxido de carbono que se produce en el reactor [g CH<sub>4</sub>].

$(CO_2)_D$  = Contenido de dióxido de carbono presente en el digestado [g CO<sub>2</sub> g<sup>-1</sup>].

$(CO_2)_g$  = Contenido de dióxido de carbono presente en el gas [g CO<sub>2</sub> g<sup>-1</sup>].

$(m_{CO_2})_{consumido}$  = Masa de dióxido de carbono que es consumida en el reactor [g CO<sub>2</sub>].

Debido a que no se consume CO<sub>2</sub> en el proceso ( $(m_{CO_2})_{consumido} = 0$ ) y suponiendo que la corriente de entrada ( $m_S$ ) y la salida del digestado ( $m_D$ ) no contienen dióxido de carbono ( $(CO_2)_S = 0 \wedge (CO_2)_D = 0$ ), la ecuación (20) se reduce a;

$$(m_{CO_2})_{producido} = (CO_2)_g m_g \quad (20)$$

Para obtener la masa  $m_g$  se utilizó la ley de gases ideales, el peso molecular del biogás<sup>5</sup> y la productividad obtenida en el Experimento 2, de la siguiente forma:

$$m_g = \frac{PR_g \cdot P_g \cdot PM_g}{K \cdot T} \quad (21)$$

Donde:

$m_g$  = Masa de gas [g].

$PR_g$  = Productividad de gas [ $L g^{-1}$ ], sección de resultados 5.2.4.

$P_g$  = Presión del gas; se asume 1 atm.

$PM_g$  = Peso molecular del biogás para la mezcla de sustrato analizada [ $g gmol^{-1}$ ].

$K$  = Constante del gas ideal;  $0,082 L atm K^{-1} gmol^{-1}$ .

$T$  = Temperatura del metano; se supuso  $274,82 K$ .

Las constantes utilizadas para los cálculos:  $SV_s$ ,  $SV_D$ ,  $CH_s$ ,  $(CH_4)_D$ ,  $(CH_4)_g$ ,  $(CO_2)_g$ ,  $PR_g$  se obtuvieron de los resultados del experimento 2, estos son específicos para cada mezcla. Cuando se resuelve el sistema formado por las ecuaciones (17) a (21) se resuelven, se obtienen el valor las incógnitas:  $m_g$ ,  $(m_{CO_2})_{consumido}$ ,  $(m_{CH_4})_{producido}$ ,  $(m_{H_2O})_{consumido}$  y  $(m_{SV})_{consumido}$ . También, se realizaron cálculos para obtener los valores de energía por fanega de café fruta, que ingresa al beneficio, en él se determinó el número de fanega que se requerían para preparar cada una de las mezclas analizadas antes de entrar al beneficio, se utilizaron los valores de rendimiento de producción de residuos por fanega en el beneficio ( $R_B$ ) (Silva, Menezes, Franciscon, Costa, & Durrant, 2010; Vásquez, 1997; Solís, 2014). Dado que la proporción de residuos del beneficiado, solamente coincidió en proporciones con la mezcla M1, los cálculos se hicieron con respecto al sustrato limitante (mucílago), ya que la pulpa y el agua de lavado estaban disponibles en exceso. La ecuación (22) se usó.

$$ff/m_s = \frac{m_{mucilago}}{R_B \cdot 1000} \quad (22)$$

<sup>5</sup> El peso molecular del biogás se realizó suponiendo un promedio ponderado de los pesos de los gases que lo componen: el  $CO_2$  ( $44,01 g gmol^{-1}$ ) y el  $CH_4$  ( $16,04 g gmol^{-1}$ ) y utilizando la composición porcentual del biogás:  $(CH_4)_g$  y  $(CO_2)_g$ ; obtenido en los experimentos de cromatografía de gases.

Donde:

$ff/m_S$  = Volumen de fruta fresca requerida para preparar cada mezcla [ff/g].

$m_{mucilago}$  = Masa de mucílago como base 100 g de la mezcla (M1, M2 o M3) [g g<sup>-1</sup>].

$R_B$  = Rendimiento de producción industrial de masa de mucílago por fanega de café fruta, se utilizó 39,5 kg ff<sup>-1</sup> (Vásquez, 1997; Solís, 2014<sup>6</sup>).

Se definieron 5 índices relacionados con la producción del biogás, definidos por las ecuaciones (23) a (27):

1. Consumo de masa volátil  $C_{SV}$  [%],

$$C_{SV} = \frac{(m_{SV})_{consumido}}{SV_S m_S} \cdot 100 \quad (23)$$

2. Razón de producción de metano/dióxido de carbono ( $(P_{relat})_{CH_4}$  [m/m],

$$(P_{relat})_{CH_4} = \frac{(m_{CH_4})_{producido}}{(m_{CO_2})_{producido}} \quad (24)$$

3. Producción de metano por masa de sustrato ( $P_{CH_4}$ ) [g CH<sub>4</sub> g sustrato<sup>-1</sup>],

$$P_{CH_4} = \frac{(m_{CH_4})_{producido}}{m_S} \quad (25)$$

4. Producción de metano por masa volátil consumida ( $PR_{CH_4}$ ) [g CH<sub>4</sub> g SV<sup>-1</sup>],

$$PR_{CH_4} = \frac{(m_{CH_4})_{producido}}{(m_{SV})_{consumido}} \quad (26)$$

5. Consumo de agua ( $C_{H_2O}$ ) [%],

$$C_{H_2O} = \frac{(m_{H_2O})_{consumido}}{CH_S m_S} \cdot 100 \quad (27)$$

### 4.3.2. Balance de energía

El balance de energía se realizó, suponiendo que el sistema se encontraba en estado estacionario, y está representado por la ecuación (28). Las entradas y salidas de energía son negativas y positivas, respectivamente,

---

<sup>6</sup> Comunicación Personal.

$$\sum m_{entra} h_{entra} - \sum m_{sale} h_{sale} - Q + W_S = \Delta E \quad (28)$$

Dado que no se ejerce trabajo sobre el sistema ( $W_S = 0$ ), y suponiendo que no hay acumulación de energía ( $\Delta E = 0$ ). Además se sabe que la masa que entra es  $m_S$  y la que sale es  $m_g$  y  $m_D$ . Por lo que la a la ecuación (28) (Doran & Mann, 2013) se reduce.

$$m_S \Delta H_S - m_g \Delta H_g - m_D \Delta H_D - Q = 0 \quad (28)$$

Donde:

$m_S \Delta H_S$  = Entalpía de los sustratos de alimentación [ $\text{kJ g}^{-1}$ ].

$m_g \Delta H_g$  = Entalpía del gas [ $\text{kJ g}^{-1}$ ].

$m_D \Delta H_D$  = Entalpía del digestado [ $\text{kJ g}^{-1}$ ].

$Q$  = Cantidad de calor por unidad de masa que se intercambia con el ambiente. Incluye pérdidas, calor añadido para mantener la temperatura a  $35^\circ\text{C}$  y el calor de reacción correspondiente a las reacciones que se llevan a cabo dentro del reactor [ $\text{kJ g}^{-1}$ ].

Tomando como temperatura de referencia  $35^\circ\text{C}$ , los términos de la energía interna del gas ( $m_g \Delta H_g$ ) y del digestado ( $m_D \Delta H_D$ ) dados por los cambios de entalpía de estos con respecto a la temperatura de referencia, tienen un valor de cero; por lo (28) se reduce a,

$$m_S \Delta H_S = Q \quad (28)$$

Ahora según (28) el cambio de entalpía en el sistema se da debido a un cambio de temperatura, por lo que produce un cambio de calor sensible por parte de  $m_S$ . Por lo que se puede utilizar capacidad calórica ( $C_p$ ) del sistema para calcular  $Q$ . Además se agrega 30 % extra que es un factor de seguridad recomendado Maclellan et al., (2012), para tomar en cuenta otras necesidades de energía en el sistema, además de los requerimientos de calor antes descriptos. Por lo que la ecuación (28) se reduce,

$$\begin{aligned} m_S C_p \Delta T \cdot 1,3 &= Q \\ m_S C_p (T_2 - T_1) \cdot 1,3 &= Q \end{aligned} \quad (28)$$

Donde:

$C_p$  = Calor específico de la mezcla, se usó  $0,0042 \text{ kJ g}^{-1}\text{°C}^{-1}$  (Maclellan et al., 2012).

$T_1$  = Temperatura de entrada del sustrato  $25 \text{ °C}$ .

$T_2$  = Temperatura de salida del sustrato  $35 \text{ °C}$ .

Para contrastar este valor de  $Q$ , se calculó la cantidad de energía producida en forma de metano por medio de (29),

$$E_{CH_4} = (m_{CH_4})_{producido} \cdot PCS_{CH_4} \quad (29)$$

Donde:

$E_{CH_4}$  = Producción de energía en forma de metano [ $\text{kJ g}^{-1}$ ].

$m_{(CH_4)producido}$  = Masa de metano producida [ $\text{g kg}^{-1}$ ]

$PCS_{CH_4}$  = Poder calórico superior del metano, se utiliza  $50 \text{ kJ g CH}_4^{-1}$ .

La energía neta del sistema ( $E_{neta}$ ), se definió como la diferencia entre la energía producida en forma de metano ( $E_{CH_4}$ ), menos la energía perdida por el sistema ( $Q$ ) por cada 100 g de alimentación, como sigue,

$$E_{neta} = E_{CH_4} - Q \quad (30)$$

De esta manera se obtiene un balance de la energía que se produce y la que es requerida, si este valor es positivo, es un proceso que permite la producción de energía. Además, se calcularon 4 índices el rendimiento de energía, definidos por las ecuaciones (31) a (34):

1. Tasa de producción de energía respecto al consumo de energía ( $T_p$ ) [ $\text{kJ kJ}^{-1}$ ].

$$T_p = \frac{E_{CH_4}}{Q} \quad (31)$$

2. Producción de energía por masa de sustrato ( $(E_{neta})_{ms}$ ) [ $\text{kJ g}$ ].

$$(E_{neta})_{ms} = \frac{E_{neta}}{m_s} \quad (32)$$

3. Producción de energía por consumo de sólidos ( $(E_{(msv)consumido})$ ) [ $\text{kJ g SV}^{-1}$ ].

$$E_{(m_{SV})consumido} = \frac{E_{neta}}{(m_{SV})consumido} \quad (33)$$

4. Producción de energía por fanega de café fruta ( $E_{ff}$ ) [ $\text{kJff}^{-1}$ ].

$$E_{ff} = \frac{E_{neta}}{ff/m_s} \quad (34)$$

## 5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 5.1. Resultados Experimento 1: Determinación del tiempo de retención hidráulico y temperatura de operación

#### 5.1.1. Caracterización de los sustratos

La Tabla 6, muestra que el contenido de sólidos en las mezclas es variable entre los residuos. El sustrato con mayor contenido de sólidos totales fue la pulpa, seguido del mucílago.

**Tabla 6.** Caracterización de los sustratos del beneficiado de café para la biodigestión anaerobia.

Residuo	C/N	pH	% ST	% SV	% SF
Pulpa	20,0	4,9	14,7	13,2	2,4
Agua de Proceso	n.d*	4,1	1,2	0,94	0,2
Mucílago	31,8	3,9	9,8	9,2	0,6

\* El contenido de carbono orgánico no se obtuvo, debido a que la metodología aplicada (Nelson & Sommers, 1982) no lo permite hacer para muestras con contenido de sólidos tan bajo. El contenido de nitrógeno ( $N_2$ ) obtenido fue de 0,02 % de la muestra seca.

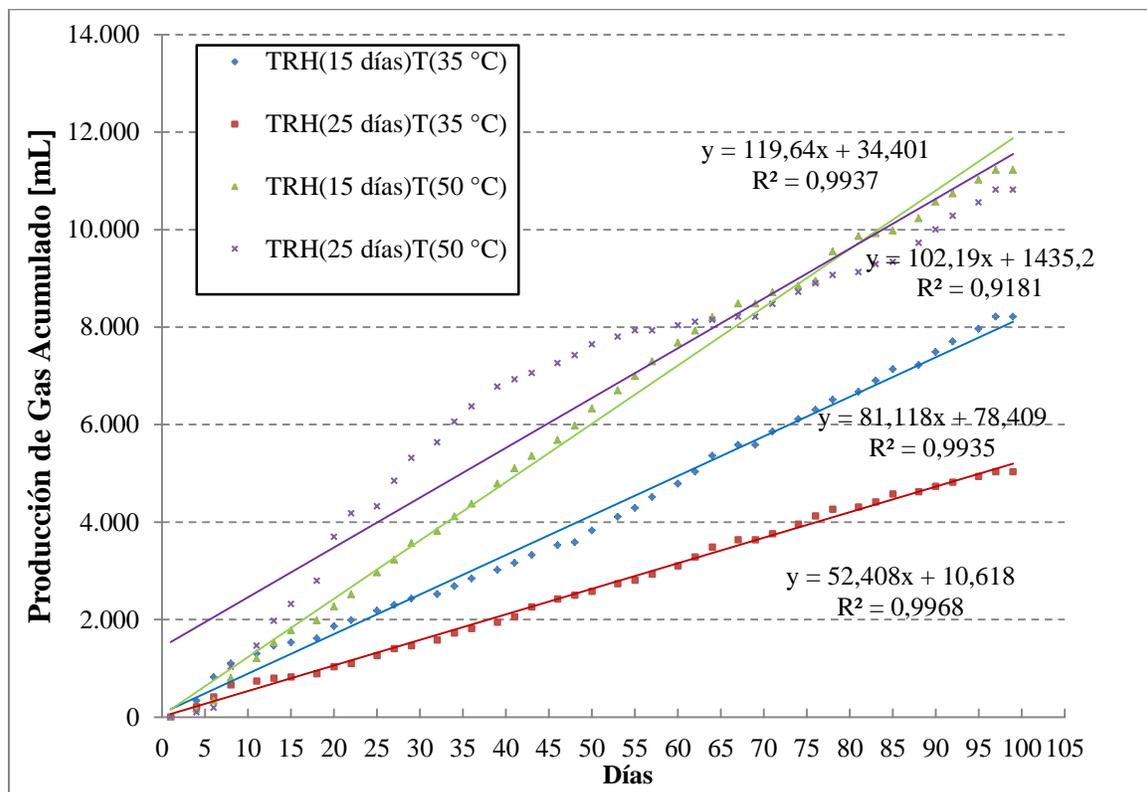
Los sólidos volátiles representan la fracción del sustrato que puede ser convertida a biogás por medios biológicos (Safferman et al., 2012). Por lo que se puede observar, que el sustrato con mayor potencial para la producción de biogás fue la pulpa (% SV = 13,2 %), luego el mucílago (% SV = 9,2 %), y por último las aguas mieles (% SV = 0,94 %).

Hay que considerar que una fracción de los sólidos volátiles (masa refractaria volátil), no es biodegradable, la misma está formada por lignina, la mayoría de microorganismos anaerobios no tienen las enzimas necesarias para hidrolizar este compuesto (Safferman et al., 2012). En estudios realizados por Braham & Bressani (1979) se encontraron contenidos mayores del 20 % de lignina en la pulpa del café, por lo que el porcentaje de masa volátil (% SV) biodegradable de la pulpa se puede reducir al 9,8 %, debido al contenido de masa volátil refractaria. Los sólidos fijos (% SF) son un porcentaje de masa inorgánica compuestas por ceniza, minerales, arena entre otros (McCarty, 1964;

Safferman et al., 2012; Tchobanglous et al., 2003). La pulpa contiene el mayor contenido de estos sólidos, seguido por el mucílago. En términos generales, los sustratos utilizados presentaron características de materiales con alto potencial para la biodigestión anaerobia, entre los que se destacan el alto contenido de sólidos orgánicos (80 %), y relaciones carbono – nitrógeno mayores a 15. La principal limitante para la digestión de estos sustrato, fueron los bajos valores de pH encontrados (3,9 a 4,5). Al respecto, Safferman et al. (2012) recomienda utilizar sustratos que tengan rangos entre 6,8 a 8,2, ya que se ha demostrado que el pH cercano a 7 es el más adecuados para el crecimiento de microorganismos, tanto metanogénicos como acidogénicos (Y. Chen et al., 2008)

### 5.1.2. Estabilización del reactor

El experimento se corrió durante 100 días, que corresponden a 4 TRH para los tratamientos a 25 días y 6 TRH para los tratamientos a 15 días (Figura 15).

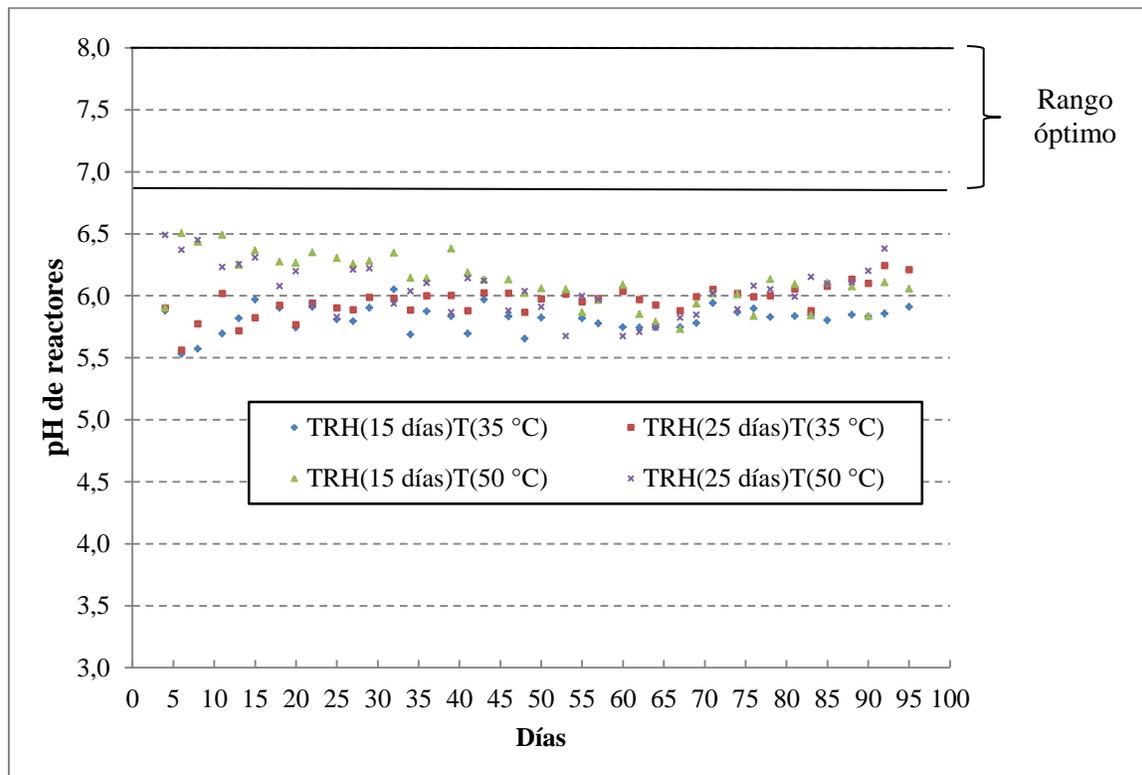


**Figura 15.** Producción acumulada de gas durante los 100 días del Experimento 1.

Durante los 100 días, el tratamiento con mayor producción fue el tratamiento con TRH de 15 días y a 50 °C (11 218,7 mL), seguido por el tratamiento de 25 días a 50 °C (10 815,7 mL).

Sí se analiza el efecto de la temperatura sobre la producción de gas acumulada al día 100, se observa que los reactores termofílicos produjeron una cantidad significativamente mayor de biogás en comparación con los reactores mesofílicos,  $p = 0,023$ . Seguido por los reactores a 15 días a 35 °C. Observando las pendientes de las regresiones lineales de las curvas podemos obtener la tasa de producción de gas por día (mL/día). La tasas de producción mayor fue para los tratamientos termofílicos ( $\text{Gas diario}_{\text{TRH15}} = 119,64$  mL/día y  $\text{Gas diario}_{\text{TRH25}} = 102,19$  mL/día), seguidos por los tratamientos mesofílicos ( $\text{Gas diario}_{\text{TRH15}} = 81,18$  mL/día y  $\text{Gas diario}_{\text{TRH25}} = 52,4$  mL/día).

La Figura 16 muestra el comportamiento del pH de los reactores durante el experimento. Se observa que los valores de pH fluctuaron entre 6,5 a 5,5; observándose una alta fluctuación para el pH de todos los reactores.



**Figura 16.** Comportamiento del pH de los reactores durante el Experimento 1.

Los reactores no alcanzaron las condiciones de estabilidad para la producción de CH<sub>4</sub> ya que no se obtuvo el pH adecuado (6,8 a 8,2) para la metanogénesis (Safferman et al., 2012). Esto afectó la productividad, calidad de gas y reducción de sólidos del sistema, por lo que se considera que los reactores se encontraron en condición de inestabilidad química durante todo el experimento (Kim et al., 2002; Safferman et al., 2012; Selvamurugan et al., 2010; Víquez, 2012).

### 5.1.3. Periodos de análisis

Se encontraron diferencias significativas en la variable productividad para el factor temperatura (Tabla 7) y el factor período de evaluación (Tabla 8).

**Tabla 7.** Efecto del factor temperatura sobre la productividad promedio del sistema.

Temperatura [°C]	Productividad [m <sup>3</sup> /kg SV]
35	0,08 <sup>A</sup>
50	0,10 <sup>B</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Con respecto al factor temperatura, se observó una productividad mayor en los tratamientos termofílicos, en comparación con los mesofílicos. Esto concuerda con los reportes de que los microorganismos termofílicos, que son metabólicamente más activos, por lo que producen y consumen mayor sustrato en comparación a los mesofílicos (Dinsdale, Hawkes, & Hawkes, 1996, 1997a; Fernández-Rodríguez, Perez, & Romero, 2013; Kim et al., 2002; Krakat, Westphal, Schmidt, & Scherer, 2010; Murillo, 2014; Rivas, Faith, & Guillén, 2011; Safferman et al., 2012).

Cuando se evaluó el factor período de evaluación (Tabla 8), se observó que hubo una producción de biogás significativamente mayor en el primer período, que en los restantes períodos, esto se debe probablemente a la composición, y la disponibilidad de nutrientes en el reactor, ya que el 50 % del volumen del mismo estaba constituido por semilla o inóculo. Los inóculos de buena calidad que han sido incubados inicialmente, reportan alta actividad al inicio pero la continuidad de esta actividad dependerá de la buena aclimatación del sistema (Kolbl, Paloczi, Panjan, & Stres, 2014; Mezzanotte, Bertani, Innocenti, & Tosin, 2005; Raposo, De La Rubia, Fernández-Cegrí, & Borja, 2012), en

este caso, después del primer período, la productividad de los reactores disminuyó a la mitad respecto al inicio del experimento.

**Tabla 8.** Efecto del factor período de evaluación sobre la productividad del sistema.

Período de Evaluación	Productividad [m <sup>3</sup> /kg SV]
1°	0,14 <sup>B</sup>
2°	0,07 <sup>A</sup>
3°	0,07 <sup>A</sup>
4°	0,08 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Debido a las diferencias encontradas entre períodos, se eligieron para análisis estadísticos los datos correspondientes período 1° y 4°.

#### **5.1.4. Primer período**

##### **5.1.4.1. Temperatura**

Cuando se evaluó el factor temperatura, se observaron diferencias significativas en las variables, adición NaOH, y producción de biogás (Tabla 9). La producción de gas fue mayor para los tratamientos termofílicos, esto concuerda con los reportes, de que los microorganismos termofílicos son metabólicamente más activos, por lo que producen y consumen mayor sustrato en comparación a los mesofílicos (Fernández-Rodríguez et al., 2013; Kim et al., 2002; Rivas et al., 2011). Murillo (2014) reportó valores muy cercanos a los tratamientos mesofílicos (120 mL diarios), en la etapa no estable para reactores alimentados con una mezcla de desechos de comida, boñiga y gallinaza. En términos generales, el pH en ambas temperaturas fue cercano a 5,7; este valor de pH no permite la buena adaptación de la comunidad microbiana (Safferman et al., 2012).

**Tabla 9.** Efecto del factor temperatura sobre la producción de biogás, sobre el pH de los reactores, el NaOH agregado y la productividad del reactor en el primer período del experimento.

Temperatura [°C]	Producción de biogás [mL]	pH	NaOH [g]	Productividad [m <sup>3</sup> /kg SV]
35	191,0 <sup>A</sup>	5,71 <sup>A</sup>	0,40 <sup>A</sup>	0,13 <sup>A</sup>
50	364,0 <sup>B</sup>	5,77 <sup>A</sup>	0,23 <sup>B</sup>	0,14 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Se observaron diferencias significativas en la producción de biogás, debido probablemente a la mayor tasa de reacción a temperaturas más altas. Con respecto a la variable NaOH agregado (Tabla 9), se dieron diferencias significativas en la cantidad de NaOH adicionada para corregir el pH, los tratamientos mesofílicos requirieron mayor cantidad de NaOH durante el primer período (73 % más) en comparación con los tratamientos termofílicos, esto se debe a que conforme aumenta la temperatura, aumentan las tasas de disolución y normalmente aumenta la presencia de iones H<sup>+</sup>. Esto podría afectar de manera importante el desarrollo microbiano y la optimización del proceso (Penaud, Delgenes, & Moletta, 2000).

Por último la Tabla 10 muestra que el factor temperatura no generó diferencia sobre la productividad del sustrato, esto se debe probablemente a que en el 1° período de evaluación las condiciones iniciales del reactor pueden estar asociados a la influencia que genera el volumen del inóculo en el reactor, ya que la masa del mismo tiene alto contenido de nutrientes y flora microbiana. En este período, no se observaron diferencias significativas entre las interacciones de estos factores.

#### **5.1.4.2. TRH**

En lo referente al factor TRH (Tabla 10), se observaron diferencias significativas únicamente en el pH, donde ambos valores fueron mayores en el TRH de 25 días. Esto se debe probablemente a que el volumen diario de alimentación, genera mayor cantidad de masa de sólidos en el TRH de 25 días que en el tratamiento a 15 días, lo que se traduce en

una mayor masa ácida que ingresa al reactor disminuyendo así el pH. Es necesario aclarar que estos reactores se encuentran en etapa de estabilización.

**Tabla 10.** Efecto del factor TRH sobre la producción de biogás, sobre el pH, la NaOH agregado y la productividad del reactor en el primer período del experimento.

TRH [días]	Producción de biogás [mL]	NaOH [g]	pH	Productividad [m <sup>3</sup> /kg SV]
15	276,0 <sup>A</sup>	0,36 <sup>A</sup>	5,66 <sup>A</sup>	0,15 <sup>A</sup>
25	279,0 <sup>A</sup>	0,28 <sup>A</sup>	5,81 <sup>B</sup>	0,13 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

### 5.1.5. Cuarto período

#### 5.1.5.1. Temperatura

En el último período de evaluación (Tabla 11), se observaron para el factor temperatura diferencias significativas en todas las variables.

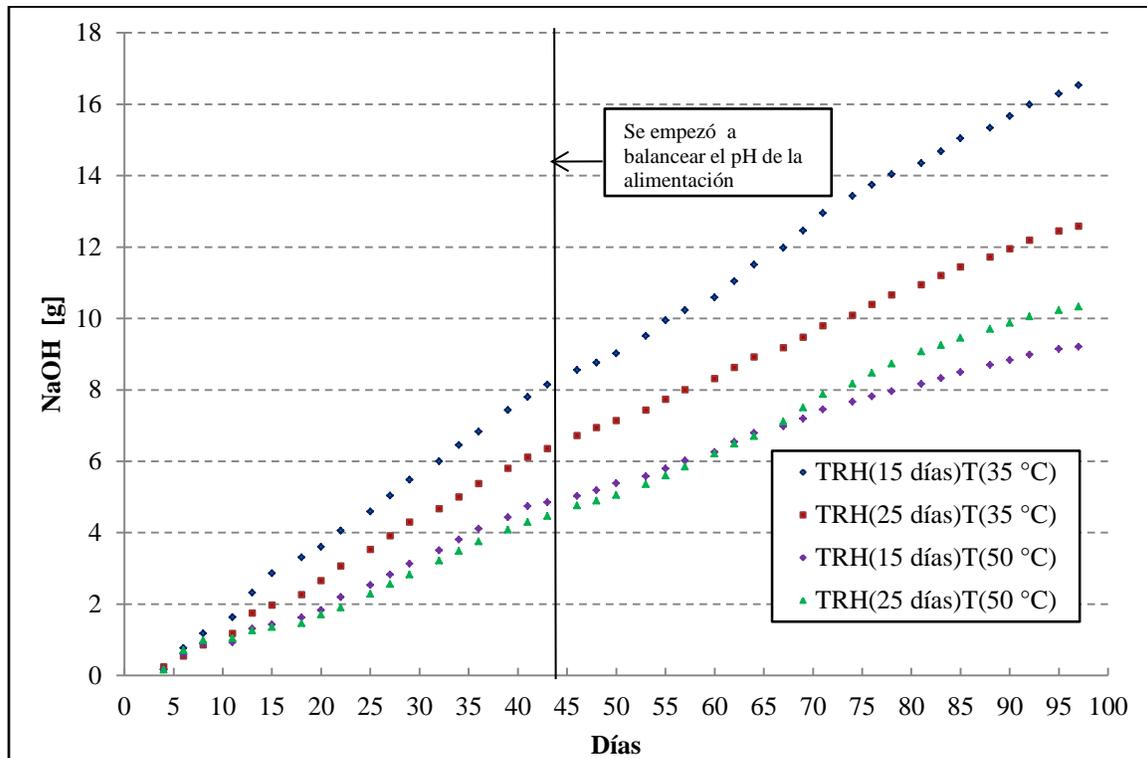
**Tabla 11.** Efecto del factor temperatura sobre la producción de biogás, sobre el pH, la NaOH agregado y la productividad del reactor en el cuarto período.

Temperatura [°C]	Producción de biogás [mL]	pH	NaOH [g]	Productividad [m <sup>3</sup> /kg SV]
35	158,0 <sup>A</sup>	5,87 <sup>A</sup>	0,38 <sup>A</sup>	0,08 <sup>A</sup>
50	286,0 <sup>B</sup>	6,02 <sup>B</sup>	0,26 <sup>B</sup>	0,10 <sup>B</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

La producción de gas fue significativamente mayor a 50 °C que a 35 °C (Tabla 11). Como se indicó antes, a temperaturas más altas ocurre una mayor degradación de los sustratos. El NaOH agregado (Tabla 12) mostró diferencias significativas en este período. Cabe destacar que en el experimento, se agregaron cantidades mayores a las utilizadas en sistemas similares. Murillo (2014), utilizando reactores piloto de 500 mL alimentados con una mezcla de boñiga, gallinaza y desechos de comida agregó de 7,5 a 2,5 g de

NaOH durante 100 días de experimento, mientras que para los sistemas utilizados en este estudio, se agregaron hasta un máximo de 16,5 g de NaOH para TRH(15 días)T(35°C) (Figura 17). La adición de este químico, puede resultar contraproducente, ya que se aumentan las concentraciones de iones de metales livianos ( $\text{Na}^+$ ) que generan deshidratación a altas concentraciones entre las células bacterianas por la presión osmótica (Y. Chen et al., 2008; Penaud et al., 2000).



**Figura 17.** Masa de NaOH acumulada agregada a los reactores durante los 100 días del Experimento 1.

Cabe acotar que la medida de balancear el pH de la alimentación antes de adicionarla a los reactores, no generó ningún efecto en el pH de los mismos, ni en la cantidad de NaOH necesario para balancear el pH del reactor.

Por último, los reactores termofílicos fueron significativamente más productivos en comparación a los reactores mesofílicos en este período (25 % más). Si se realizan comparaciones con los valores de productividad reportados en este ensayo, se observa que la productividad obtenida, fue muy baja comparada con las observada para otros sistemas mesofílicos y termofílicos. Al respecto, se ha documentado, que con el uso de

sustratos como la boñiga se pueden alcanzar productividades de 0,47 m<sup>3</sup>/kg SV en condiciones mesofílicas (Moller, Sommer, & Ahring, 2004), o también la codigestión de la boñiga con desechos de comida y gallinaza que tiene productividades de 0,37 m<sup>3</sup>/kg SV (Murillo, 2014).

#### 5.1.5.2. TRH

En lo referente al factor TRH (Tabla 12), se observó cantidades significativamente menores de NaOH de los tratamientos de 25 días en comparación con los de 15 días, el hecho de tener un TRH menor, genera un mayor masa diaria de alimentación, conforme aumenta la masa de ingreso al reactor aumenta la carga ácida que se está aportando en cada alimentación.

**Tabla 12.** Efecto del factor TRH sobre la producción de biogás, sobre el pH de los reactores, el NaOH agregado y la productividad del reactor en el cuarto período.

TRH [días]	Producción de biogás [mL]	NaOH [g]	pH	Productividad [m <sup>3</sup> /kg SV]
15	248,0 <sup>A</sup>	0,34 <sup>B</sup>	5,95 <sup>A</sup>	0,15 <sup>A</sup>
25	197,0 <sup>A</sup>	0,30 <sup>A</sup>	5,94 <sup>A</sup>	0,13 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Únicamente, se observó interacción en los factores TRH-temperatura en las variables NaOH y pH (Tabla 13), donde los tratamientos termofílicos requirieron la misma cantidad de NaOH, sin importar el TRH al que se estaban operando. Por otro lado, el TRH generó un efecto diferenciador para los reactores mesofílicos, requiriendo mayor cantidad de NaOH, los reactores con TRH menores.

**Tabla 13.** Interacciones del factor temperatura-TRH sobre el NaOH y el pH en el cuarto período (4° TRH).

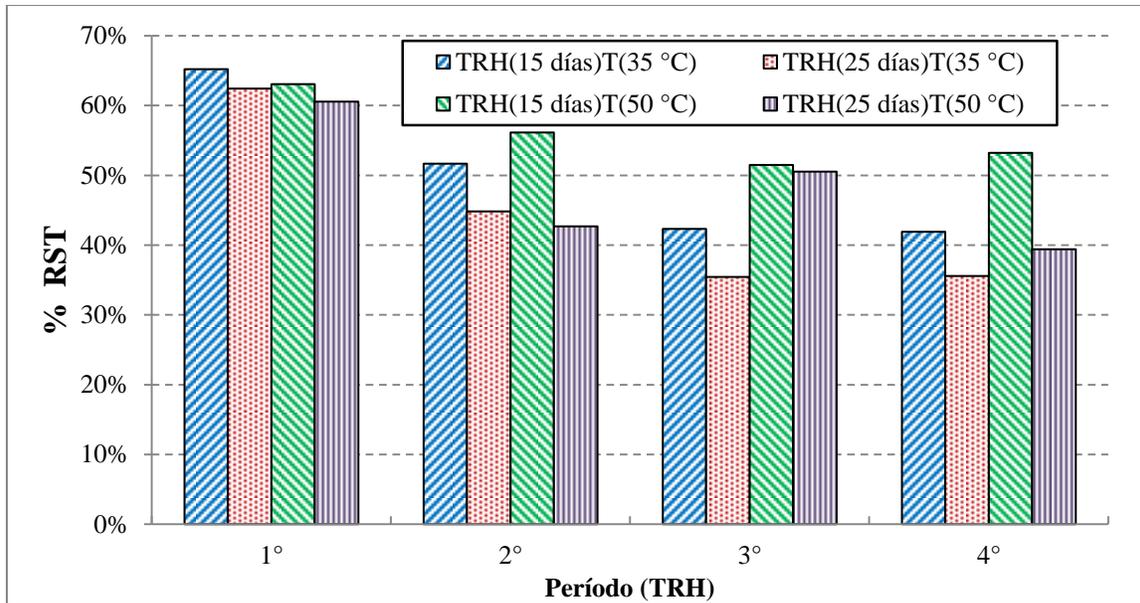
Temperatura [°C]	TRH [días]	NaOH [g]	pH
35	15	0,43 <sup>C</sup>	5,82 <sup>A</sup>
35	25	0,34 <sup>B</sup>	5,93 <sup>AB</sup>
50	15	0,26 <sup>A</sup>	6,08 <sup>B</sup>
50	25	0,26 <sup>A</sup>	5,95 <sup>AB</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Con respecto al pH, los reactores a 15 días TRH, presentaron diferencias significativas entre ellos, presentando el tratamiento a 35 °C un pH significativamente menor que el obtenido a 50 °C. Los tratamientos de 25 días TRH, no se diferenciaron entre sí, ni de los otros tratamientos. Los valores bajos de pH observados durante el experimento, se deben probablemente por un lado, a la descomposición de compuestos orgánicos durante el proceso de biodigestión que generan ácidos que causan la disminución de pH del reactor y por otro a la alta acidez de la alimentación (Tabla 3).

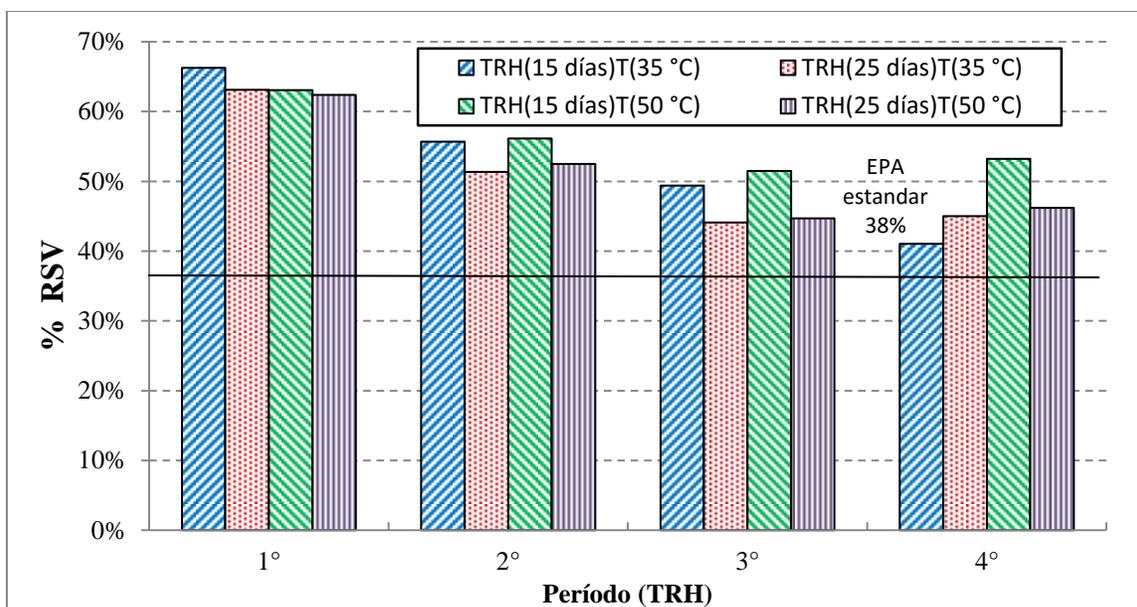
#### **5.1.6. Porcentaje de sólidos totales y volátiles**

El porcentaje de reducción de sólidos totales (% RST) de la mayoría de los reactores fue de un 50 %, no se dieron diferencias significativas entre los tratamientos (Tabla 14). La Figura 18 muestra el % RST en los diferentes tratamientos, al inicio del experimento, la reducción fue significativamente mayor, esto se debe probablemente, a la presencia mayoritaria de semilla en el reactor, pero el % RST disminuyó conforme se desarrolló el experimento, no se dieron diferencias significativas debido a la temperatura y al TRH.



**Figura 18.** Reducción de sólidos totales durante el Experimento 1.

En la Figura 19, se puede observar el % RSV muestra el mismo comportamiento observado en el % RST. Para el manejo de desechos sólidos se utiliza como mínimo, una reducción de un 38 % de % SV, esto con el fin de reducir la atracción de vectores y patógenos (Vanatta & Slingsby, 2003), por lo que el proceso para ambas temperaturas cumplió con el límite de reducción recomendado. Se ha encontrado, que digestores estables pueden reducir desde el 50 % al 70 % de SV en condiciones mesofílicas, y hasta el 80 % en los reactores termofílicos (Vanatta & Slingsby, 2003). La reducción se da por efecto de la descomposición de los sustratos por la comunidad microbiana, dependiendo de las condiciones de los reactores, estos sólidos serán transformados a  $\text{CH}_4$  u otros metabolitos ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2$ , etc.). En los primeros períodos, está reducción fue mayor y fue disminuyendo conforme transcurrió el tiempo.



**Figura 19.** Reducción de sólidos volátiles durante el Experimento 1.

**Tabla 14.** Porcentaje de reducción de sólidos totales y volátiles para los períodos de análisis del Experimento 1.

Período [TRH]	% RST	% RSV
1°	61,9 % <sup>A</sup>	63,7 % <sup>A</sup>
2°	47,8 % <sup>B</sup>	53,9 % <sup>B</sup>
3°	43,1 % <sup>B</sup>	47,4 % <sup>B</sup>
4°	36,2 % <sup>B</sup>	46,4 % <sup>B</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

### 5.1.7. Porcentaje de metano

Cuando se evaluó el contenido de metano, en los reactores operados a diferentes temperaturas y TRH, se observaron diferencias significativas en el factor TRH, con un  $p = 0,0646$  (Tabla 15), obteniéndose un mayor porcentaje de metano en el TRH de 25 días, que en el de TRH 15 días.

**Tabla 15.** Efecto del factor TRH sobre el porcentaje de CH<sub>4</sub> en las muestras de biogás.

TRH [días]	% CH <sub>4</sub>
15	28,13 <sup>A</sup>
25	46,18 <sup>B</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Además, se observó además interacción en los factores temperatura y TRH (Tabla 16). Los reactores con TRH de 25 días, tendieron a presentar un valor significativamente mayor en el % CH<sub>4</sub> que los tratamientos a 15 días, mientras que los reactores a 35 °C tendieron a presentar un menor porcentaje de metano, al compararlos con sus respectivos contrapartes de TRH a 50 °C. El tratamiento que presentó la mayor producción de metano fue a 35 °C, con un tiempo de retención de 25 días y el que produjo la menor cantidad fue a 50 °C, con un tiempo de retención de 15 días. Estos valores son los promedios de las mediciones realizadas en los días 87 y 97 del experimento.

**Tabla 16.** Interacción entre los factores temperatura y TRH sobre el porcentaje de metano en las muestras de biogás.

Temperatura [°C]	TRH [días]	% CH <sub>4</sub>
35	15	32,3 % <sup>AB</sup>
35	25	43,8 % <sup>A</sup>
50	15	25,6 % <sup>B</sup>
50	25	41,7 % <sup>AB</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

La biodigestión de estos residuos, utilizando diferentes arreglos de reactores (UASB, digestores en 2 fases, etc.) ha mostrado porcentajes de metano que van desde 22 % hasta 89 % de contenido de CH<sub>4</sub> en el biogás (Corro et al., 2013; de Oliveira & Bruno, 2013; Kida, Ikbal, Teshima, Sonoda, & Tanemura, 1994; Neves, Oliveira, & Alves, 2006; Raposo et al., 2012; Viquez, 2012). Se puede utilizar este parámetro como evidencia última, para observar que la condición en la que se encontraban los reactores no era la

adecuada para la biodigestión anaerobia. Los datos obtenidos, indican que el tiempo de retención tuvo más importancia en la optimización del proceso que la temperatura utilizada, esto permite dirigir la discusión hacia el efecto que tiene la alimentación sobre la baja producción de metano por los reactores. Por último, como lo muestra la Tabla 16, el porcentaje obtenido fue menor a 44 % v/v, este porcentaje de biogás no se puede utilizar para el aprovechamiento energético, ya que el poder calórico es muy bajo y normalmente los motogeneradores de biogás están diseñados para muestras con contenidos mayores al 65 % de gas metano (GE corporation, 2015).

Si bien se observó que los tratamientos termofílicos produjeron más gas acumulado que los mesofílicos, esto se debió a una mayor degradación de la materia orgánica en los reactores con temperaturas más altas, y no a un mayor porcentaje de metano, lo que evidencia la importancia de medir el porcentaje de metano para evaluar la calidad del biogás producido. Además, se debe de tomar en cuenta, además que el costo energético es mayor para los reactores termofílicos que para los reactores mesofílicos, debido a que se requiere mayor energía para mantener una temperatura más alta. Por lo que se evidencia que en el balance energético de los reactores termofílicos deben de producir más biogás para que el balance sea positivo.

Con base en los resultados, se eligieron tres condiciones de operación para el segundo ensayo: temperatura, TRH y cantidad de inóculo. Se tomó la temperatura de 35 °C, debido a 2 puntos importantes: 1. No hubo diferencias significativas en la producción de metano en los tratamientos a diferentes temperaturas. 2. El costo energético para mantener los reactores a 35 °C es menor (Dinsdale et al., 1997). Por otro lado, se definió un TRH de 30 días, debido a que la mayor cantidad de metano se produjo en los reactores manejados a un TRH de 25 días, este resultado se atribuye a que la disminución del volumen de alimentación, genera un efecto menor sobre la disminución de pH en el sistema (Jankowska et al., 2015), por ello se decidió incrementar el TRH. Con respecto al inóculo, según los datos obtenidos en este ensayo, en el primer período de evaluación se presentaron mejores condiciones para la biodigestión, que en los otros períodos, esto debido a que hubo una mayor proporción del inóculo presente en el sistema.

## 5.2 Experimento 2: Evaluación de la producción de biogás utilizando diferentes proporciones de masa de los residuos del beneficiado

### 5.2.1. Caracterización de los sustratos

Los sustratos muestreados mostraron condiciones menores de sólidos en comparación con los valores obtenidos para el Experimento 1 (Tabla 6). El contenido sólidos con mayor disminución fue el mucílago en 78,6 %, seguido por el agua de proceso que disminuyó en un 75 % y por último la pulpa en un 17,0 % (Tabla 17). Aunque se sigue manteniendo el orden del contenido de sólidos presentado en el Experimento 1.

Esta disminución posiblemente se debió, a condiciones específicas del proceso en el beneficio en el momento de la toma de los sustratos donde la cantidad de agua, la variedad utilizada, la curva de cosecha, etc., puede causar variaciones temporales en los sustratos utilizados en momentos diferentes. Viquez, (2014) observó diferencias entre los rendimientos de metano entre la pulpa y mucílago del café, entre sustratos de diferentes zonas y diferentes puntos de cosecha.

**Tabla 17.** Caracterización de los sustratos del beneficiado de café utilizados en el experimento 2.

Residuo	pH	% ST	% SV	% SF
Pulpa	4,5	12,2	10,0	1,5
Agua de Proceso	3,9	0,3	0,30	0,1
Mucílago	4,3	2,3	2,1	0,51

En la Tabla 18 se presenta el contenido de fibras fermentables de las mezclas utilizadas. El porcentaje de celulosa en las mezclas, fue significativamente diferente para los 3 tratamientos. La mezcla M1 tuvo el contenido de celulosa más alto (16,6 %), seguido por M2 (12,4 %). Se puede observar, que conforme se disminuye el contenido de pulpa, el contenido de celulosa se reduce. Estos porcentajes de celulosa son menores a los reportados en sustratos como la boñiga, que contiene 21 % de celulosa del total % ST (S. Chen et al., 2005), y mayor a otros sustratos como la cerdaza (8 %ST) (Maclellan et al., 2012) o la gallinaza (12 %ST) (S. Chen et al., 2005).

**Tabla 18.** Caracterización de las mezclas de sustratos ensayadas en el Experimento 2.

ID	% ST	% SV	pH	% Celulosa [% ST]	% Xilano [% ST]	% Lignina [% ST]
M1	2,3	2,1	4,15	16,6 <sup>A</sup>	9,7 <sup>A</sup>	32,5 <sup>B</sup>
M2	2,9	2,7	4,03	12,4 <sup>B</sup>	6,7 <sup>B</sup>	33,8 <sup>AB</sup>
M3	2,9	2,8	3,92	10,8 <sup>C</sup>	5,4 <sup>B</sup>	35,8 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

El xilano es el principal componente de la hemicelulosa (93 %) (Diorio, Forchiassin, Papinutti, & Sueldo, 2003), por lo que una cuantificación de xilano permite obtener una idea del contenido de esta fibra fermentable. El contenido de este compuesto, fue significativamente mayor en M1 ( $9,7 \pm 0,3$  %) que en los tratamientos M2 y M3 ( $6,7$  y  $5,4 \pm 0,3$  % respectivamente). El contenido es bastante bajo en comparación en los valores que se obtienen de sustratos como la boñiga (14,8 %), cerdaza (21,1 %) o la gallinaza (19,1 %) (S. Chen et al., 2005).

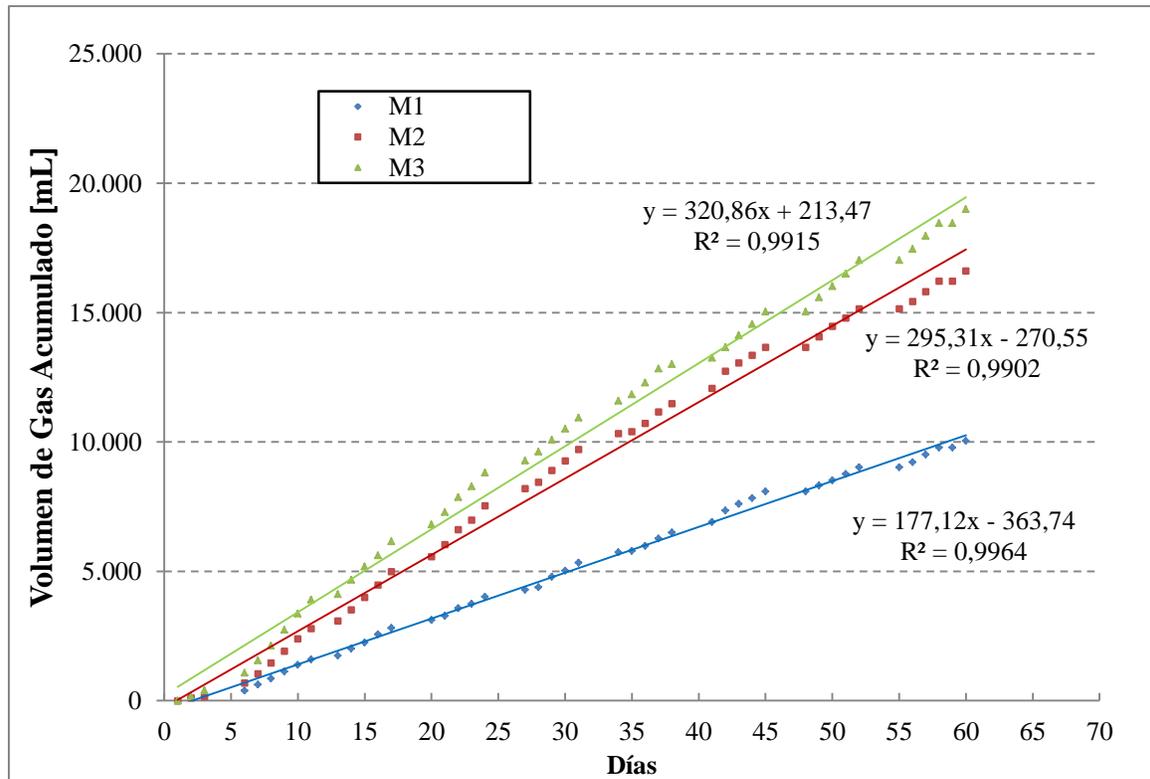
La lignina es una fibra que no puede ser fermentada por la mayoría de los microorganismos, debido a la ausencia de las enzimas necesarias, por lo que se consideran sólidos volátiles sin posibilidad de ser transformados a gas o SV refractarios (Safferman et al., 2012). Como muestra la Tabla 19, la mayor cantidad de fibra presente en las tres mezclas fue la lignina constituyendo cerca del 70 % de las fibras presentes. La mezcla M3, presentó una cantidad significativamente mayor que la muestra M1. Estos contenidos, son bastante altos en comparación a los observados en rastrojos de maíz (18,6 % ST) (MacLellan et al., 2012), boñiga (12,6 % ST), gallinaza (4,6 % ST), o cerdaza (5,5 % ST) (S. Chen et al., 2005).

### 5.2.2. Producción de gas

La Figura 20 muestra la producción acumulada de biogás durante los 60 días del experimento. En este ensayo, los reactores produjeron casi tres veces más biogás por día (Figuras 15 y 20) que los reactores en el Experimento 1. La mezcla M3 presentó la mayor producción por día, determinado por la pendiente de la recta (320,8 mL/día), seguido de

M2 (295,3 mL/día), mientras que la mezcla M1 presentó el valor más bajo (177,12 mL/día).

Con respecto a la producción acumulada de biogás, todos los tratamientos se diferenciaron significativamente entre sí, siendo M3 el que tuvo la mayor producción (19 459,3 mL) y M1 (10 051,5 mL) la menor producción (Tabla 19).



**Figura 20.** Producción acumulada de gas durante los 60 días durante el Experimento 2.

**Tabla 19.** Producción acumulada de biogás para las diferentes mezclas durante el Experimento 2.

Mezcla	Producción de Gas [mL]
M1	10 051,5 <sup>A</sup>
M2	15 778,3 <sup>B</sup>
M3	19 459,3 <sup>C</sup>

*Medias con una letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Si se comparan estos resultados con el ensayo anterior (Figuras 15 y 20), se puede observar que el tratamiento M1 (10 051,5 mL) y el TRH(25 días)T(35 °C) (3 098,2 mL), a pesar de que tienen condiciones de operación similares, presentan una diferencia al día 60 del 224 %. Para obtener la cantidad acumulada de gas que obtuvo M1 a los 60 días, el tratamiento TRH(25 días)T(35 °C) tendría que correrse durante 200 días.

**Tabla 20.** Interacciones entre los factores (Mezcla x TRH) sobre la producción de gas.

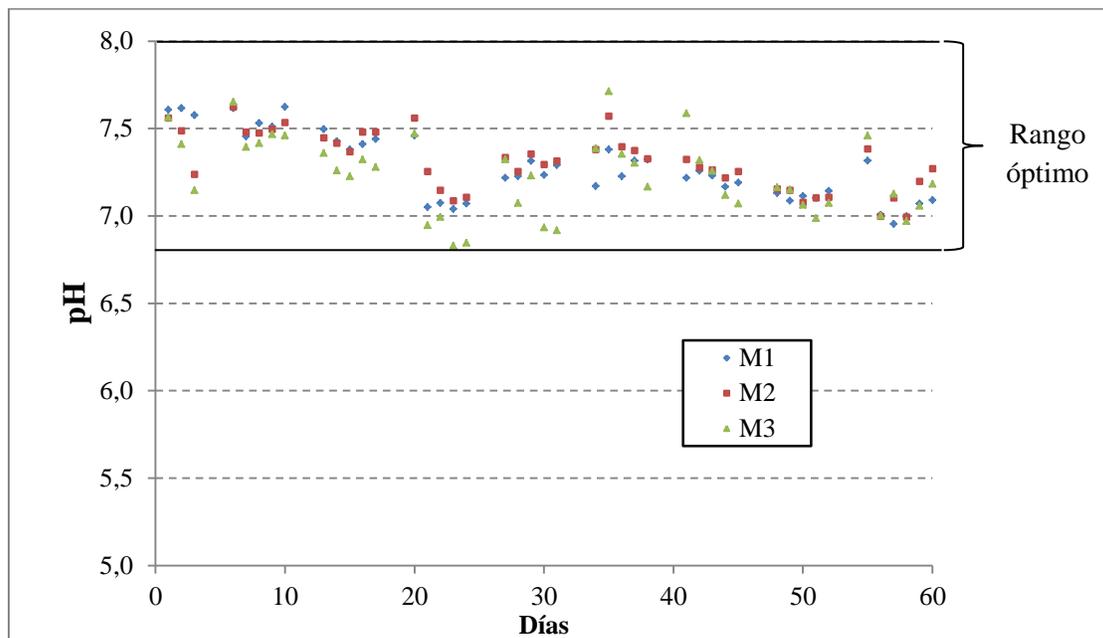
Tratamiento		Producción de Gas [mL]
Mezcla	TRH	
M1	1°	218,7 <sup>A</sup>
M1	2°	254,4 <sup>A</sup>
M2	1°	367,5 <sup>B</sup>
M2	2°	397,6 <sup>B</sup>
M3	1°	457,2 <sup>C</sup>
M3	2°	488,1 <sup>C</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Cuando se analiza la interacción entre los factores Mezcla y TRH (Tabla 20) en la producción de biogás, se obtuvieron diferencias significativas entre las mezclas. La producción diaria, fue mayor para los reactores alimentados por M3, seguido por M2 y por último M1. Si se observan los datos de producción de gas de la Tabla 20 y se toma en cuenta la composición m/m de las mezclas (Tabla 5) el hecho de aumentar 40 % el mucílago y disminuir en 8 % el contenido de pulpa generó un 61 % de aumento en la producción de gas respecto a M1 (Tabla 20). Ahora, sí se realiza nuevamente este cálculo para M3 que aumentó en un 40 % más el % m/m de mucílago, la producción de gas aumentó en un 23 % respecto a la anterior (M2). Se puede observar que M2 y M3 tuvieron valores, mayores al obtenido por Murillo (2014) en la codigestión de boñiga con residuos de comida (320 mL), además, la mezcla M3 presentó valores mayores a los observados por la digestión de cerdaza (450 mL) (Moller et al., 2004)

### 5.2.3. pH

En este experimento, se obtuvieron valores de pH mayores a los observados en el experimento anterior. La Figura 21 muestra el comportamiento del pH, los rectores iniciaron con un pH cercano a 7,5 y conforme el experimento se desarrolló se notó que se estaba dando una ligera reducción del pH, sin embargo, los valores se mantuvieron entre 6,8 y 7,7, adecuados para el establecimiento de las comunidades de arqueas metanogénicas (Field & Lettinga, 1987; Lansing, Martin, Botero, Nogueira da Silva, & Dias da Silva, 2010; Qiao et al., 2013; Safferman et al., 2012).



**Figura 21.** Comportamiento del pH de los reactores durante los 60 días del Experimento 2.

Cuando se evaluó el factor mezcla (Tabla 21), se observó que la mezcla 3 presentó un pH significativamente menor que la mezcla 2, sin embargo, los valores se encontraron dentro del rango de pH considerado como estable (6,8 - 8,1) (Field & Lettinga, 1987; Lansing et al., 2010; Liu & Whitman, 2008; Qiao et al., 2013; Safferman et al., 2012; Tchobanglous et al., 2003).

**Tabla 21.** pH de los reactores alimentados con las diferentes mezclas.

Mezcla	pH
M1	7,28 <sup>AB</sup>
M2	7,31 <sup>B</sup>
M3	7,23 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Con respecto al factor TRH (Tabla 22) se observó, una disminución en el pH para el segundo TRH, el valor se redujo en 0,14 unidades de pH.

**Tabla 22.** Efecto del factor TRH sobre el pH de los reactores.

TRH	pH
1°	7,34 <sup>B</sup>
2°	7,20 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Se observó interacción entre los factores mezcla y TRH (Tabla 23), los tratamientos de la M1 y M2 durante el primer tiempo de retención, tuvieron un pH mayor que en el segundo.

La mezcla M1 durante el 2° TRH, tuvo el menor pH reportado durante el experimento (7,17). M3 presentó un menor pH durante el 1° TRH, que las mezclas evaluadas en el mismo período. El pH durante el 2° TRH, fue menor en todas las mezclas sin diferenciarse significativamente entre las muestras del mismo período.

Se puede observar que el pH, disminuyó ligeramente durante el experimento manteniendo sin embargo un pH neutro (Taylor et al., 2003).

**Tabla 23.** Efecto de la interacciones de los factores (Mezcla x TRH) sobre el pH de los reactores.

Tratamiento		pH
Mezcla	TRH	
M1	1°	7,38 <sup>C</sup>
M1	2°	7,17 <sup>A</sup>
M2	1°	7,38 <sup>C</sup>
M2	2°	7,24 <sup>AB</sup>
M3	1°	7,26 <sup>B</sup>
M3	2°	7,20 <sup>AB</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Con respecto a la variable adición de NaOH, se puede observar que durante el primer tiempo de retención para la M1 y M2 no se adicionó NaOH, para mantener las condiciones del pH (Tabla 24).

**Tabla 24.** Efecto de la interacción Mezcla-TRH sobre la cantidad de NaOH para llevar a los reactores a un pH de 6,8.

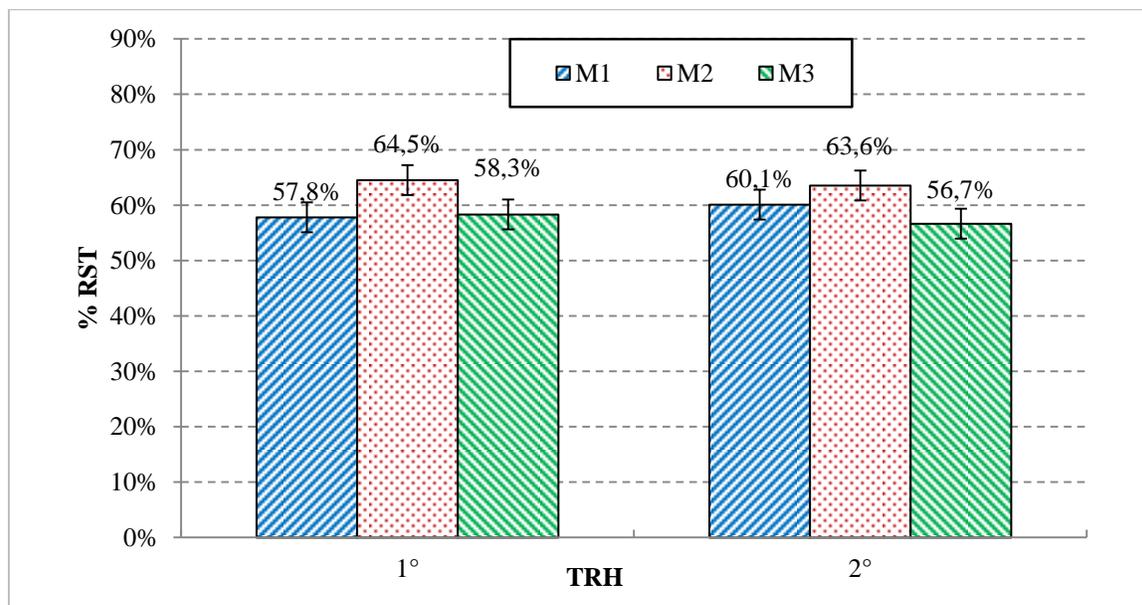
Tratamiento		NaOH [mg]
Mezcla	TRH	
M1	1°	0 <sup>B</sup>
M1	2°	3 <sup>B</sup>
M2	1°	0 <sup>B</sup>
M2	2°	13 <sup>B</sup>
M3	1°	18 <sup>B</sup>
M3	2°	60 <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Es importante acotar que la cantidad de NaOH adicionada en el segundo TRH, fue mayor que en el primero. Cabe destacar, que la cantidad de NaOH utilizada en este ensayo fue mucho menor que la empleada en el primer ensayo, en el que los reactores no llegaron a estabilizarse.

### 5.2.3. Reducción de sólidos totales y volátiles

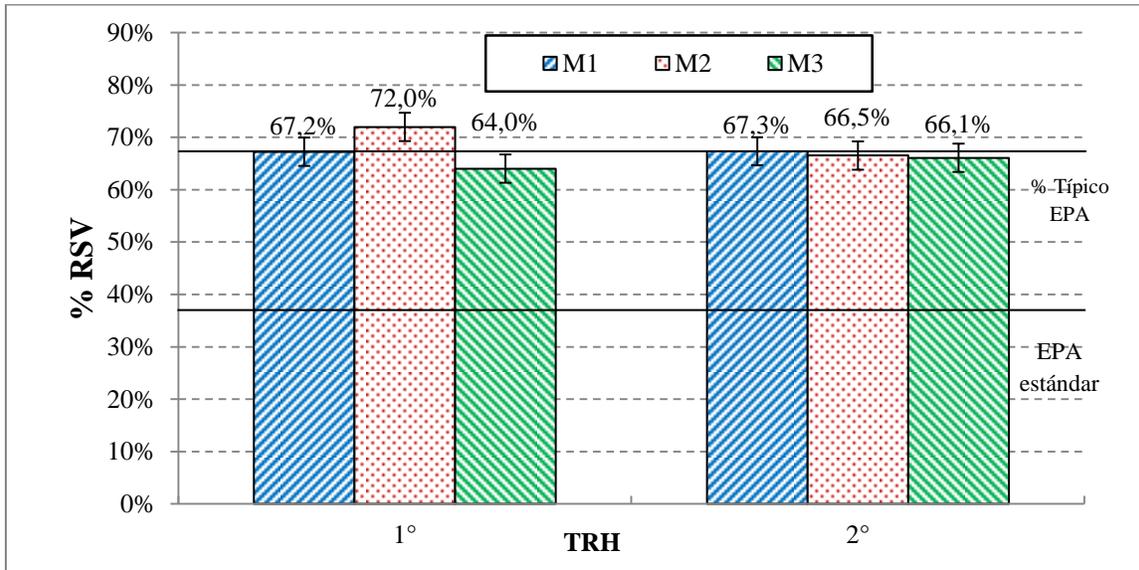
La Figura 22 muestra el porcentaje de reducción de sólidos, durante los 2° TRH realizados en el experimento. No se dieron diferencias entre los tratamientos (Tabla 25) en este rubro, pero sí se observó como el porcentaje aumentó respecto a los porcentajes de reducción del Experimento 1. Específicamente en la % RSV (Figura 23) ya que pasó del 50 % para los tratamientos mesofílicos, a 25 días TRH (condiciones más cercanas a las se tienen en este experimento 30 días TRH), a un 65 %.



**Figura 22.** Reducción de sólidos totales durante el Experimento 2.

Esta mayor reducción se obtuvo probablemente por la estabilidad de los reactores lograda en los sistemas utilizados en este experimento. En la Figura 23, se puede observar como los reactores mantienen valores de sólidos dentro de los rangos aceptados por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (EPA), ya que en estas condiciones se disminuyen los patógenos y se reduce la materia orgánica (Vanatta & Slingsby, 2003). La

reducción obtenida es la normalmente observada en reactores mesofílicos (Vanatta & Slingsby, 2003).



**Figura 23.** Reducción de sólidos volátiles durante el Experimento 2.

**Tabla 25.** Porcentaje de reducción de sólidos totales y volátiles para los períodos de análisis del Experimento 2.

TRH	% RST	% RSV
1°	60,2 % <sup>A</sup>	67,7 % <sup>A</sup>
2°	60,1 % <sup>A</sup>	66,7 % <sup>A</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

#### 5.2.4. Productividad

La productividad (PRg) (Tabla 26), tuvo un comportamiento muy similar a la producción de gas diaria (Tabla 21), M3 produjo más gas, por unidad de masa en comparación a las demás mezclas ( $M3 > M2 > M1$ ). M3 fue 20 % más productiva que M2 y 67 % más productiva que M1.

**Tabla 26.** Efecto del factor mezcla sobre la productividad de los reactores.

Mezcla	Productividad [ $\text{m}^3/\text{kg SV}$ ]
M1	0,43 <sup>A</sup>
M2	0,60 <sup>B</sup>
M3	0,72 <sup>C</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Cómo se observa en la Tabla 27, la productividad fue mayor en el segundo TRH que en el primero. Este aumento se debe probablemente a una buena estabilización del reactor, que permite una mayor aclimatación por parte de la comunidad, hacia el sustrato con el que está siendo alimentado.

**Tabla 27.** Efecto del factor TRH sobre la productividad de los reactores.

TRH	Productividad [ $\text{m}^3/\text{kg SV}$ ]
1°	0,54 <sup>A</sup>
2°	0,62 <sup>B</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Cuando se evaluó el efecto de la interacción entre los factores mezcla y TRH (Tabla 28), se encontró que los tratamientos M1 fueron significativamente menos productivos en comparación con los demás tratamientos, presentando la mezcla M3 en el segundo TRH la mayor productividad ( $0,81 \text{ m}^3/\text{kg SV}$ ).

**Tabla 28.** Efecto de la interacción de los factores (Mezcla x TRH) sobre la productividad de los reactores.

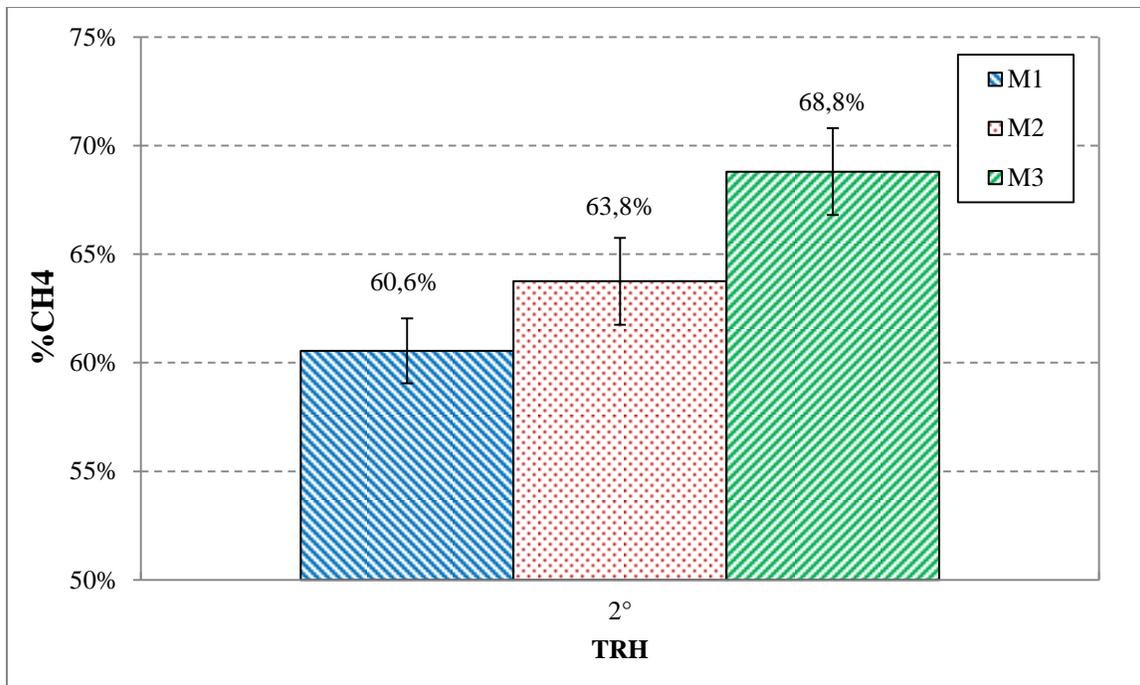
Tratamiento		Productividad [m <sup>3</sup> /kg SV]
Mezcla	TRH	
M1	1°	0,41 <sup>A</sup>
M1	2°	0,44 <sup>A</sup>
M2	1°	0,58 <sup>B</sup>
M2	2°	0,62 <sup>B</sup>
M3	1°	0,62 <sup>B</sup>
M3	2°	0,81 <sup>C</sup>

*Medias con letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0.05$ ) según la prueba de Tukey.*

Si se comparan los valores de producción de biogás obtenidos en el segundo tiempo de retención, con los valores publicados en el país para reactores de biogás que utilizan pulpa de café (Fernández, 1983; Reyes, 1990), se observó que la productividad para M1 fue 1,6 % mayor que en los estudios analizados, mientras que las mezclas M2 y M3 presentaron valores mayores y la productividad de estos residuos fue inclusive, mayor a las reportadas por Moller et al. (2004) para sustratos altamente productivos como la cerdaza (0,5 m<sup>3</sup>/kg SV).

### 5.2.5. Porcentaje de metano

La producción de biogás debe de ser validada con el contenido de metano, que es el componente con alta densidad energética del biogás generado de la digestión anaerobia. Como se observa en la Figura 24, M3 presentó un mayor porcentaje de metano que M1 y M2.



**Figura 24.** Porcentaje de metano promedio obtenido para las diferentes mezclas durante el Experimento 2.

Se han reportado concentraciones de 52 % de metano, en reactores que utilizan boñiga vacuna con mezclas de pulpa, y contenidos de 22 % para reactores alimentados únicamente con pulpa de café (Corro et al., 2013). Por otro lado, Calzada et al., (1984), han obtenido valores de 51 % a 75 % en reactores que utilizan jugo de pulpa (lixiviados de la densificación de la pulpa) en biodigestores de dos fases.

Los resultados de este ensayo superan lo obtenido en el Experimento 1 (Tabla 17), en el que se obtuvieron porcentajes menores al 50 % para tratamientos con 25 días TRH. Los motogeneradores de biogás que se diseñan hoy en día, presentan como requisito el uso de calidades de biogás mayores al 55 % (GE corporation, 2015), por lo que estas mezclas podrían utilizarse para generar energía.

#### **5.2.6. Reducción de fibras fermentables**

La Tabla 29 muestra el porcentaje de reducción de las fibras analizadas (celulosa, xilano y lignina), no observándose diferencias significativas entre tratamientos. El porcentaje de celulosa y xilano se redujo en aproximadamente un 55,5 %. Estos datos, concuerdan con el % RST observado en el experimento 2 (Figura 22). En el caso del porcentaje de

lignina, se observa una reducción negativa, esto se debe a que esta fibra no se consume dentro del reactor, debido a que los microorganismos anaerobios no tienen las enzimas necesarias para metabolizarla (Safferman et al., 2012), por lo que está se está almacenando en el mismo.

**Tabla 29.** Reducción de fibras fermentables luego de DA para las diferentes tipos de sustratos.

Tratamientos	Reducción Celulosa [%]	Reducción Xilano [%]	Reducción Lignina [%]
M1	57,8 ± 2 <sup>A</sup>	54,8 ± 2 <sup>A</sup>	-10,8 ± 2 <sup>A</sup>
M2	62,3 ± 2 <sup>A</sup>	57,5 ± 2 <sup>A</sup>	1,8 ± 2 <sup>A</sup>
M3	50,6 ± 2 <sup>A</sup>	44,0 ± 2 <sup>A</sup>	-11,6 ± 2 <sup>A</sup>

*Medias con una letra común no son significativamente diferentes ( $p < 0,05$ ) según la prueba de Tukey.*

Si se realiza una comparación entre la productividad de biogás (Tabla 27) donde  $M3 > M2 > M1$ , y el porcentaje de reducción de estas fibras (Tabla 29), los datos indican que el proceso no presentó diferencias en la producción, debido a la presencia de estas fibras en los sustratos, por lo que existe otra fuente de energía en la composición de los sustratos, que genera estos cambios en la producción de biogás. Esto contrasta con lo observado en otros estudios, en los que la reducción en celulosa se relaciona con la producción de biogás (Maclellan et al., 2012).

### 5.3 Balance de masa y energía

#### 5.3.1. Balance de masa

El balance de masa permite visualizar el efecto, sobre la producción de gas, de la variación de las proporciones de los residuos utilizados en cada mezcla, en particular el aumento del mucílago (Tabla 30).

**Tabla 30.** Proporciones de los residuos del café utilizados en cada una de las mezclas analizadas.

Mezclas	M1 [% m/m]	M2 [% m/m]	M3 [% m/m]
Agua de Proceso	74	40	7
Pulpa	19	10	3
Mucílago	7	50	90

Por su parte, la Tabla 31 presenta los valores utilizados para resolver el sistema de ecuaciones utilizando las expresión (17) a la (21), estos valores se obtuvieron con los datos obtenidos en el Experimento 2 (Tabla 31 y Tabla 32). Se debe de recordar que  $m_s = 100$  g.

**Tabla 31.** Constantes utilizadas para calcular las entradas y salidas de masa del sistema.

ID	SV <sub>S</sub> [g SV/g m <sub>S</sub> ]	SV <sub>D</sub> [g SV/g m <sub>D</sub> ]	CH <sub>S</sub> [g H <sub>2</sub> O/g m <sub>S</sub> ]	CH <sub>D</sub> [g H <sub>2</sub> O/g m <sub>D</sub> ]	(CH <sub>4</sub> ) <sub>g</sub> [g CH <sub>4</sub> /g m <sub>g</sub> ]	(CO <sub>2</sub> ) <sub>g</sub> [g CO <sub>2</sub> /g m <sub>g</sub> ]
M1	2,12	1,17	97,62	98,2	60,60	39,40
M2	2,67	1,29	97,01	98,0	63,80	36,20
M3	2,96	1,34	96,55	97,9	68,80	31,20

**Tabla 32.** Constantes utilizadas para calcular las entradas y salidas de masa del sistema.

ID	m <sub>g</sub> [g biogás/g m <sub>S</sub> ]	ff/m <sub>s</sub>
M1	1,09	1,79E-04
M2	1,86	1,26E-03
M3	2,34	2,30E-03

La Tabla 33, muestra el balance de masa de los reactores alimentados con la mezcla de sustrato M1. La razón de conversión de SV a CH<sub>4</sub> fue de 3,2 en 1 (en m/m).

**Tabla 33.** Balance de masa completo para la mezcla M1.

Corriente	Ingreso [g]						Salida [g]					
	SV	SF	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	Total	SV	SF	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	Total
Sustrato	2,1	0,3	97,6	-	-	100	-	-	-	-	-	0,0
Digestado	-	-	-	-	-	0	1,2	0,6	97,1	-	-	98,9
Gas	-	-	-	-	-	0	-	-	-	0,7	0,4	1,1
Total	2,1	0,3	97,6	0,0	0,0	100	1,2	0,6	97,1	0,7	0,4	100

La Tabla 34, muestra el balance de masa para la mezcla M2. La razón de conversión de SV a CH<sub>4</sub> fue de 2,25 en 1 (en m/m). Los valores obtenidos son menores en comparación de M1.

**Tabla 34.** Balance de masa completo para la mezcla M2.

Corriente	Ingreso [g]						Salida [g]					
	SV	SF	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	Total	SV	SF	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	Total
Sustrato	2,7	0,5	97,0	-	-	100	-	-	-	-	-	0,0
Digestado	-	-	-	-	-	0	1,3	0,7	96,2	-	-	98,2
Gas	-	-	-	-	-	0	-	-	-	1,2	0,7	1,9
Total	2,7	0,5	97,0	0,0	0,0	100	1,3	0,7	96,2	1,2	0,7	100

La Tabla 35, muestra el balance de masa para la mezcla M3 se obtuvo una razón de conversión de SV a CH<sub>4</sub> de 1,84 en 1 (m/m). Los valores obtenidos son menores, en comparación de M2. La Tabla 34 muestra el balance completo para M3.

**Tabla 35.** Balance de masa completo para la mezcla M3.

Corriente	Ingreso [g]						Salida [g]					
	SV	SF	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	Total	SV	SF	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	Total
Sustrato	3,0	0,5	96,5	-	-	100	-	-	-	-	-	0,0
Digestado	-	-	-	-	-	0	1,3	0,8	95,6	-	-	97,7
Gas	-	-	-	-	-	0	-	-	-	1,6	0,7	2,3
Total	3,0	0,5	96,5	0,0	0,0	100	1,3	0,8	95,6	1,6	0,7	100

La Tabla 36, muestra los índices de producción encontrados para cada mezcla.

**Tabla 36.** Índices de producción para las mezclas de sustratos analizadas.

ID	$(P_{\text{relat}})_{\text{CH}_4}$	$P_{\text{CH}_4}$ [g CH <sub>4</sub> g sustrato <sup>-1</sup> ]	$PR_{\text{CH}_4}$ [g CH <sub>4</sub> g SV <sup>-1</sup> ]	$C_{\text{H}_2\text{O}}$ [%]
M1	1,54	0,007	0,69	0,5 %
M2	1,76	0,012	0,84	0,8 %
M3	2,21	0,016	0,98	1,0 %

$(P_{\text{relat}})_{\text{CH}_4}$  = Razón de producción de metano/dióxido de carbono

$P_{\text{CH}_4}$  = Producción de metano por masa de sustrato.

$PR_{\text{CH}_4}$  = Producción de metano por masa volátil consumida.

$C_{\text{H}_2\text{O}}$  = Consumo de agua.

Respecto  $(P_{\text{relat}})_{\text{CH}_4}$ , se puede observar que la producción de gases fue en su mayoría, a la producción de metano para las diferentes mezclas. M3 obtuvo el doble de la producción de CH<sub>4</sub> respecto al CO<sub>2</sub>, luego seguido por M2 con 1,76 veces y por último M1 con 1,54 veces. La Tabla 36, muestra que M3 fue la que produjo mayor cantidad de gas por masa de sustrato (0,0016 g CH<sub>4</sub> g sustrato<sup>-1</sup>) seguido por M2 (0,012 g CH<sub>4</sub> g sustrato<sup>-1</sup>) y la menor M1 (0,007 g CH<sub>4</sub> g sustrato<sup>-1</sup>). Se mantuvo la misma tendencia para  $PR_{\text{CH}_4}$ , donde M3 produjo mayor cantidad de CH<sub>4</sub> igualmente (0,98 g CH<sub>4</sub> g SV<sup>-1</sup>), esto ocurre probablemente, debido a que hay una mejor condición la producción de metano y los procesos estuvieron mejor estabilizados, este proceso fue seguido por M2 (0,84 g CH<sub>4</sub> g SV<sup>-1</sup>) y M1 (0,69 g CH<sub>4</sub> g SV<sup>-1</sup>). Por el último,  $C_{\text{H}_2\text{O}}$  fue mayor para M3 (1,0 %) seguido M2 (0,8 %) y M1 (0,5 %). Esto pudo haberse dado debido a que la capacidad metabólica de los reactores, era mayor lo que permitía tener tiempos de reacción más rápidos, que generaban más gas y consumieron más reactivos.

### 5.3.2. Balance de energía

En la Tabla 37 se muestran el balance de energía para las 3 mezclas.

**Tabla 37.** Balance de energía e índices para las mezclas de sustratos analizadas.

ID	$E_{CH_4}$ [kJ/g]	Q [kJ/g]	$T_p$ [kJ/kJ]	$E_{(msv)consumido}$ [kJ/g SV]	$E_{ff}$ [kJ/ff]
M1	33,13	5,46	6,1	28,94	185,1
M2	59,27	5,46	10,9	38,33	46,9
M3	80,59	5,46	14,8	45,47	35,1

$E_{CH_4}$  = Producción de energía en forma de metano.

Q = Cantidad de calor por unidad de masa que se intercambia con el ambiente.

$T_p$  = Tasa de producción de energía respecto al consumo de energía.

$E_{(msv)consumido}$  = Producción de energía por consumo de sólidos.

$E_{ff}$  = Producción de energía por fanega de café fruta.

De los índices calculados en energía  $E_{CH_4}$ ; M3 fue mayor 2,43 veces y M2 fue mayor 1,78 a M1, siendo esta la menor. El calor Q requerido fue el mismo para todas las mezclas. Respecto  $T_p$  se obtuvo que M3 fue la que tuvo el índice mayor obteniéndose 14,8 más energía conforme a la requerida, seguida por M2 con 10,9 y por último M1 con 6,1.

Respecto  $E_{(msv)consumido}$ , M3, fue 1,57 veces y M2 fue mayor 1,32 veces a M1, siendo esta la menor. En la Figura 25, se puede observar que M3 permite producir mayor energía por gramo de sustrato usando la M3 donde produce 2,66 veces más energía que M1 y M2 permite producir 1,66 veces mayor cantidad de que M1.



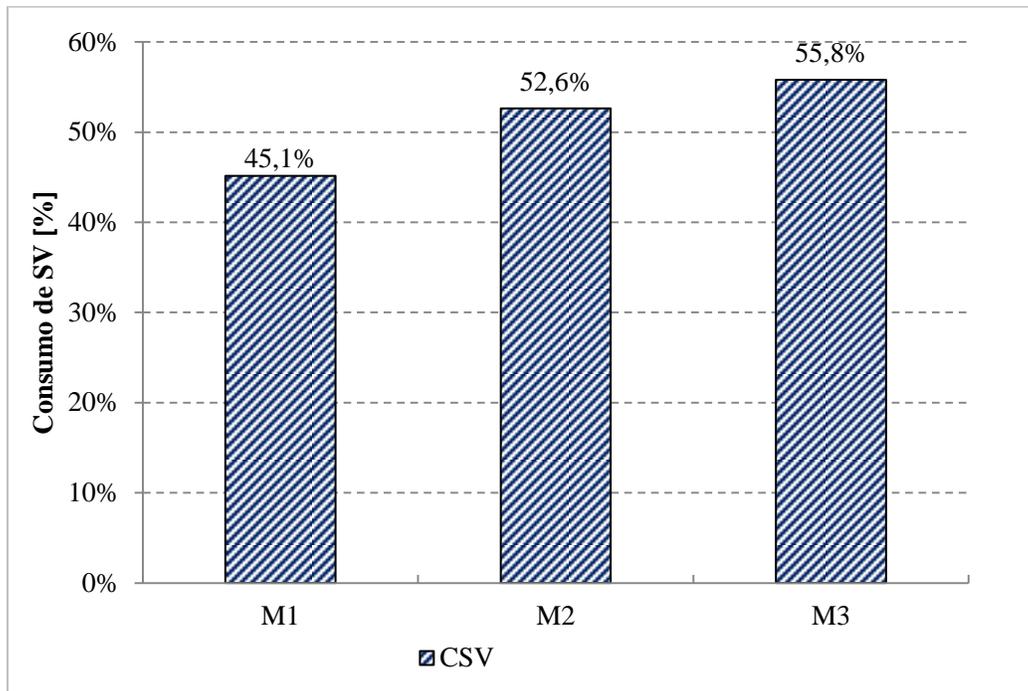
**Figura 25.** Producción de energía neta por gramo de sustrato agregado.

La eficiencia de M3 para producir energía se puede explicar con el consumo de sólidos volátiles  $C_{SV}$  que se muestra en la Figura 26, donde M3 fue, la que consumió mayor masa volátil respecto a la que fue alimentada, M3 consumió 1,23 veces mayor cantidad respecto a M1 seguido por M2 que consumió 1,16 veces mayor a M1.

Estos resultados se calcularon para el reactor operando en estado estacionario después de 30 días, tomando en cuenta las entradas y salidas de SV y suponiendo que no había acumulación dentro del reactor. Por otro lado, para el cálculo de la reducción de sólidos volátiles, RSV, acumulados durante todo el mes RSV (Figura 22), también se tomó en cuenta la cantidad de sólidos volátiles presentes dentro del reactor al inicio y al final de esos 30 días (ecuación 10). La diferencia entre estos valores, indica que después de 30 días de operación, se presenta acumulación de SV, que van aumentando dentro del reactor a lo largo del tiempo, ya que los resultados fueron mayores para las tres mezclas evaluadas.

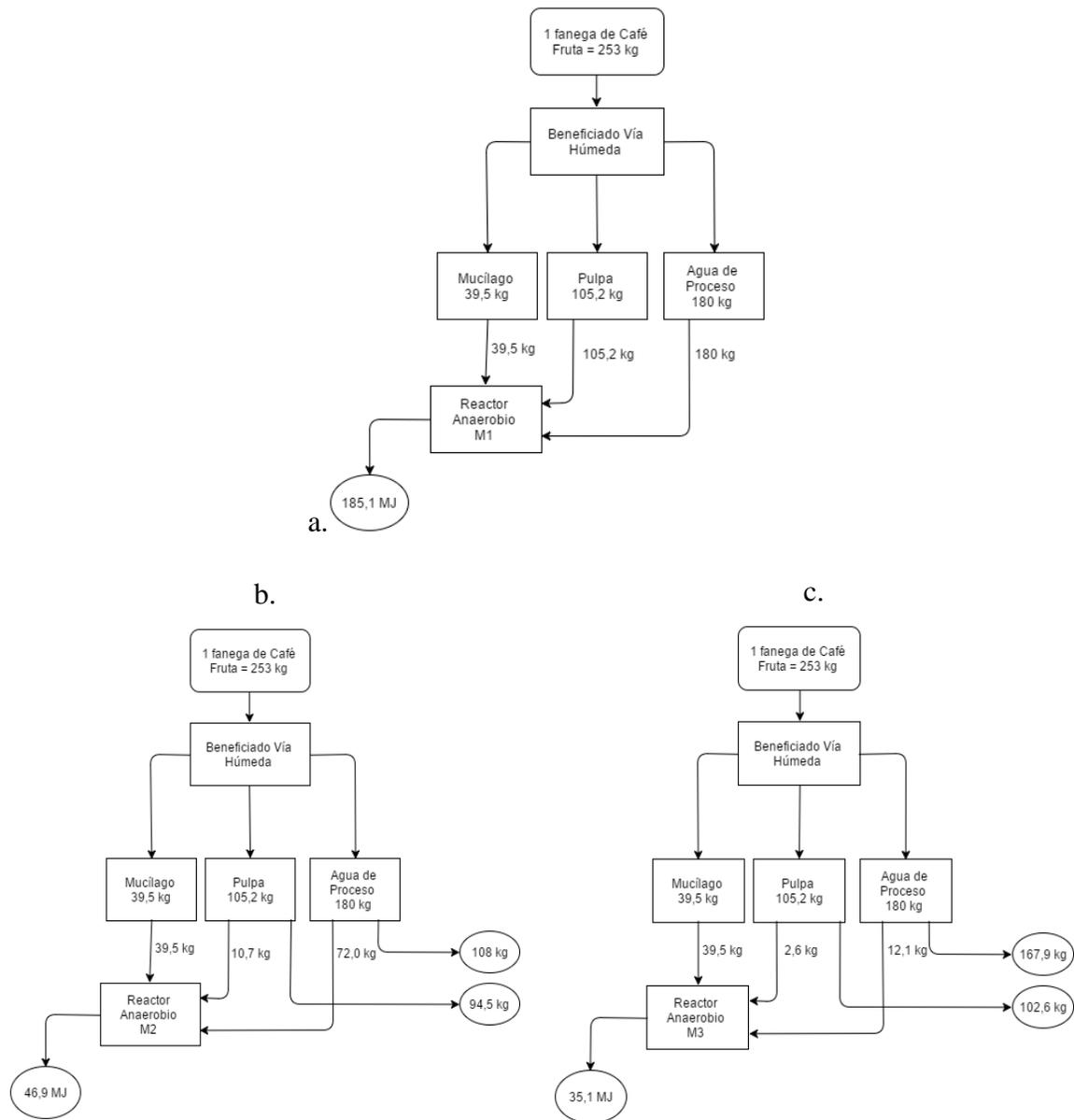
A esto puede agregarse que el reactor no contaba con agitación continua y aunque se agitaba manualmente antes de extraer las muestras, podrían haberse dado errores por falta de uniformidad, lo que para próximos estudios podría mejorarse con muestras más grandes o agregando un sistema de agitación.

Con el fin de contrastar estos resultados, con los rendimientos que se obtienen en la industria.



**Figura 26.** Consumo de sólidos volátiles ( $C_{SV}$ ) para cada una de las mezclas analizadas.

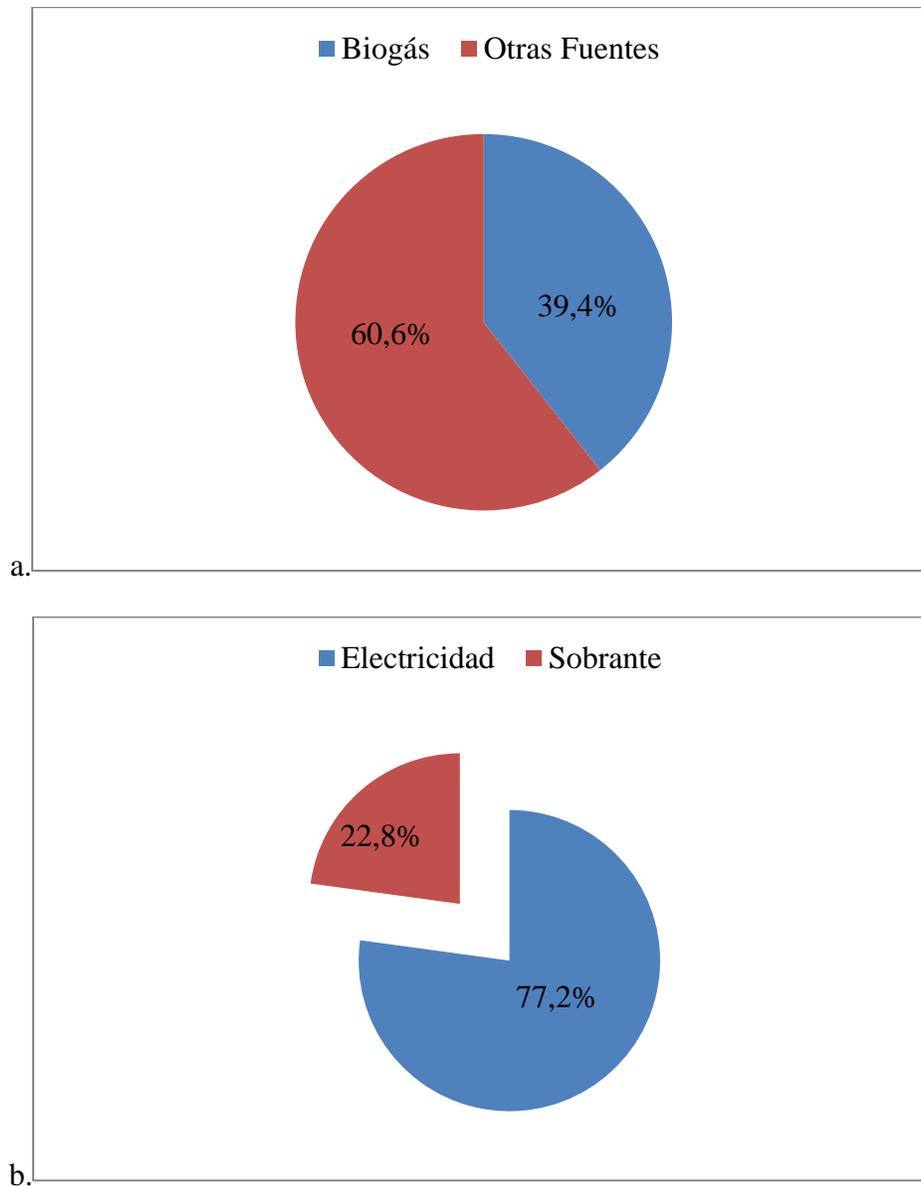
Para esto se calculó el índice  $E_{ff}$ , para esto se efectuaron los cálculos de energía por fanega. Como muestra la Tabla 37, M1 permite producir 5 veces más energía respecto a M3 y M2 1,3 veces más respecto a M3. Esto pasa debido a que la composición de las mezclas M2 y M3 requieren mayor cantidad de mucílago del que se obtiene en una fanega, a la salida del beneficiado. Esto genera que algunos residuos que se obtienen por fanega no se utilicen en las mezclas M2 y M3 y que los rendimientos por fanega se reduzcan, se puede observar en la Figura 27.



**Figura 27.** Comparación de la energía producida y los remanentes de desechos del beneficiado como resultado del proceso utilizando como base común de la formulación 39,5 kg de mucílago, a. M1, b. M2 y c. M3.

Sin embargo dado que M1, la produce mayor cantidad de energía. M1 podría suplir el 61,3 % del consumo de leña del beneficio o aportar o la totalidad del consumo eléctrico requerido, para procesar una fanega de café en el beneficio y obteniendo un sobrante del 22,8 % para otro uso (Figura 28). Considerando que el consumo energético del proceso de secado del café, por medio de leña es de 282 MJ/ff (Caldas, 2001) y un consumo

eléctrico de 47,30 MJ/ff (ICAFE, 2012). Además la eficiencia de conversión térmica de una estufa de biogás del 60,0 % (Kurchania, Panwar, & Pagar, 2011) y una eficiencia de conversión eléctrica de un motogenerador 36,3 %. (GE corporation, 2015) Adicionalmente, se producen 12,1 kg/ff de masa seca, que puede ser utilizada para otro proceso, como el compostaje o debido a un contenido alto de lignina utilizar en conjunto con la cascarilla en la cámara de combustión de los hornos.



**Figura 28.** Aporte de la energía del biogás al proceso industrial del beneficiado en Costa Rica. a. Aporte del biogás utilizado como energía calórica. b. Aporte del biogás utilizando como energía eléctrica.

## 6. CONCLUSIONES

- Los residuos del café son sustratos adecuados para la producción de biogás utilizando un sistema anaerobio semicontinuo.
- La caracterización del mucílago, pulpa y aguas de proceso de los residuos del beneficiado de café mostró un alto contenido y composición de SV y una alta acidez
- Las condiciones definidas inoculo-tiempo de retención en este estudio no permitieron la estabilización y comparación de los procesos de digestión anaerobia semicontínua termofílica y mesofílica
- Los reactores operados a 30 días de TRH, a 35 °C y con una relación 1:1 de inóculo como volumen inicial, alcanzaron condiciones de producción de biogás estable y con un pH cercano a 7 desde el inicio de la operación del reactor y sin requerir la adición de NaOH para mantener la estabilidad del pH.
- La mezcla M3, fue la mezcla más eficiente para la producción de energía por masa de sustrato; fue 143 % mayor a M1 y 36 % mayor a M2; así como, por masa consumida en el reactor donde fue 57 % mayor a M1 y 18,6 % mayor a M2.
- La mezcla M1 coincide los mismos porcentajes masa-masa de los residuos que se obtienen en una fanega de café fruta del beneficiado, por lo que permite el aprovechamiento total de los residuos, y genera un rendimiento 294 % mayor de energía por fanega en comparación con M2 y 427 % mayor en comparación con M3.

## 7. RECOMENDACIONES

- Con los resultados observados, se recomienda realizar experimentos en escala media (500 L), ya que los resultados obtenidos presentan un alto potencial para la producción de energía renovable, utilizando los residuos del proceso.
- Se sugiere la cuantificación de azúcares reductores de las mezclas de alimentación (sacarosa, fructuosa y glucosa) y de los ácidos grasos; ya que es la posible fuente de energía que se utiliza para alcanzar las altas productividades observadas en el segundo ensayo, lo que podrá permitir mejorar el manejo de estos residuos y la conservación de estos componentes orgánicos.
- Se sugiere realizar un análisis de la comunidad bacteriana, ya que permitiría estudiar la relación entre la composición del sustrato, el desarrollo del proceso y los microorganismos que potencian la producción de bioenergía, a partir de este residuo.
- Se propone la realización de otros experimentos con mayor contenido de sólidos totales en la mezcla, y en reactores agitados, con el objetivo de observar el aumento en la productividad de los reactores.
- Se debe realizar experimentos con otros arreglos de reactores, específicamente los reactores en 2 fases, ya que estos podrían manejar mejor la acidez y obtener así, productividades de metano mayores.

## BIBLIOGRAFÍA

- Adams, M., & Ghaly, A. (2007). Maximizing sustainability of the Costa Rican coffee industry. *Journal of Cleaner Production*, 15(17), 1716–1729. doi:10.1016/j.jclepro.2006.08.013
- Ahring, B. K., Angelidaki, I., de Macario, E. C., Gavala, H. N., Hofman-Bang, J., Macario, A. J. L., ... Zheng, D. (Eds.). (2003). *Biomethanation I* (Vol. 81). Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg. doi:10.1007/3-540-45839-5
- Al Seadi, T., Rutz, D., Prassl, H., Köttner, M., & Finsterwalder, T. (2008). *Biogas Handbook*. Denmark: University of Southern Denmark Esbjerg.
- Anacafé. (2013). Remoción del mucílago. *Asociacion Nacional de Café Guatemala*. Obtenido Abril 16, 2015, de [https://www.anacafe.org/glifos/index.php?title=BeneficiadoHumedo\\_Mucilago](https://www.anacafe.org/glifos/index.php?title=BeneficiadoHumedo_Mucilago)
- Antonio, 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*, 77, 22–30. doi:10.1016/j.enconman.2013.09.004
- Babin, N. (2014). The Coffee Crisis, Fair Trade, and Agroecological Transformation: Impacts on Land-Use Change in Costa Rica. *Agroecology and Sustainable Food Systems*, 39(December), 99–129. doi:10.1080/21683565.2014.960549
- Barquero, M. (2013, Noviembre 6). Caída en picada del precio internacional del café asusta a productores. *Periodico La Nación*, p. 1. San José. Obtenido de [http://www.nacion.com/economia/agro/Caida-picada-internacional-asusta-productores\\_0\\_1376662337.html](http://www.nacion.com/economia/agro/Caida-picada-internacional-asusta-productores_0_1376662337.html)
- Bello-Mendoza, R., & Castillo-Rivera, M. F. (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
- Blanco, F. a. (2001). Métodos apropiados de análisis estadístico Subsiguientes al análisis De Varianza ( Andeva ). *Agronomía Costarricense*, 25(1), 53–60. Obtenido de [http://www.mag.go.cr/rev\\_agr/v25n01\\_053.pdf](http://www.mag.go.cr/rev_agr/v25n01_053.pdf)
- Bombardiere, Y. E. (2006). *The potential of anaerobic digestion technology to treat coffee waste in Huatusco, Mexico*. Ohio University.
- Braham, J. E., & Bressani, R. (1979). *Coffee Pulp*. (J. E. Braham & R. Bressani, Eds.)INCAP. Ottawa: Insititute of Nutrition of Central America and Panama.

Obtenido de <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/21052091>

- Brando, C. H. J., & Brando, M. F. P. (2014). Methods of Coffee Fermentation and Drying. In *Cocoa and Coffee Fermentations* (pp. 367–396). CRC Press.  
doi:doi:10.1201/b17536-11
- Caldas, F. (2001). *Implementación de ahorro energetico en beneficios*. Heredia. Obtenido de [http://www.icafe.go.cr/icafe/cedo/documentos\\_textocompleto/928.pdf](http://www.icafe.go.cr/icafe/cedo/documentos_textocompleto/928.pdf)
- Calzada, J. F., de Porres, E., Yurrita, a., de Arriola, M. C., de Micheo, F., Rolz, C., ... Cabello, a. (1984). Biogas production from coffee pulp juice: One- and two-phase systems. *Agricultural Wastes*, 9, 217–230. doi:10.1016/0141-4607(84)90081-7
- Chacón, G. (1983). *Comportamiento de la pulpa de café como sustrato para la fermentación anaeróbica metanogénica*. Universidad de Costa Rica.
- Chen, S., Wen, Z., Liao, W., Liu, C., Kincaid, R. L., Harrison, J. H., ... Stevens, D. J. (2005). Studies into Using Manure in a Biorefinery Concept. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 121, 999–1015.
- Chen, Y., Cheng, J. J., & Creamer, K. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044–4064.  
doi:10.1016/j.biortech.2007.01.057
- Chynoweth, D. P., Owens, J. M., & Legrand, R. (2001). Renewable methane from anaerobic digestion of biomass. *Renewable Energy*, 22, 1–8.
- Clifford, M. N., & Ramirez-Martinez, J. R. (1991). Tannins in wet-processed coffee beans and coffee pulp. *Food Chemistry*, 40(2), 191–200. doi:10.1016/0308-8146(91)90102-T
- Coleman, R. J., Lenney, J. F., Coscia, a T., & Dicarlo, F. J. (1955). Pectic acid from the mucilage of coffee cherries. *Archives of Biochemistry and Biophysics*, 59(1), 157–164. doi:10.1016/0003-9861(55)90472-0
- 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
- Coto, O. (2014). *Proyecto “ Uso de Residuos Agrícolas Orgánicos como Fuente de Energía : Aprovechamiento de Recursos y Reducción de Gases de Efecto Invernadero en Costa Rica*. San José.
- Couto, N., Rouboa, A., Silva, V., Monteiro, E., & Bouziane, K. (2013). Influence of the biomass gasification processes on the final composition of syngas. *Energy Procedia*,

36, 596–606. doi:10.1016/j.egypro.2013.07.068

de Oliveira, R., & Bruno, N. (2013). Start-up of horizontal anaerobic reactors with sludge blanket and fixed bed for wastewater treatment from coffee processing by wet method. *Energy in Agriculture*, 33, 353–366.

Dinsdale, R. M., Hawkes, F. R., & Hawkes, D. L. (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. M., Hawkes, F. R., & Hawkes, D. L. (1997a). Comparison of mesophilic and thermophilic upflow anaerobic sludge blanket reactors treating instant coffee production wastewater. *Water Research*, 31(1), 163–169. doi:10.1016/S0043-1354(96)00233-3

Dinsdale, R. M., Hawkes, F. R., & Hawkes, D. L. (1997b). 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

Diorio, L. A., Forchiassin, F., Papinutti, V. L., & Sueldo, D. V. (2003). Actividad enzimática y degradación de diferentes tipos de residuos orgánicos por *Saccobolus saccoboloides* ( Fungi , Ascomycotina ). *Revista Iberoamerica de Micología*, 20, 11–15.

Doran, P. M. (1995). *Bioprocess Engineering Principles*. *Bioprocess Engineering Principles*. Elsevier. doi:10.1016/B978-0-12-220855-3.50020-1

Doran, P. M. (2013). Material Balances. In *Bioprocess Engineering Principles* (pp. 87–137). Elsevier. doi:10.1016/B978-0-12-220851-5.00004-6

Doran, P. M., & Mann, U. (2013). Energy Balances. In *Bioprocess Engineering Principles* (pp. 131–158). Elsevier. doi:10.1002/9780470385821.ch5

Fernández, J. L. (1983). *Aprovechamiento de la pulpa de cafe en la produccion de biogas*. Universidad de Costa Rica.

Fernández-Rodríguez, J., Perez, M., & Romero, L. I. (2013). Comparison of mesophilic and thermophilic dry anaerobic digestion of OFMSW: Kinetic Analysis. *Chemical Engineering Journal*, 232, 59–64. doi:10.1016/j.cej.2013.07.066

Field, J. A., & Lettinga, G. (1987). The methanogenic toxicity and anaerobic degradability of a hydrolyzable tannin. *Water Research*, 21(3), 367–374. doi:10.1016/0043-1354(87)90217-X

Finstein, M. S., Cirello, J., Suler, D. J., Morris, M. L., Strom, P. F., & Suler, J. (2010).

- Microbial responsible digestion ecosystems for anaerobic. *Water*, 52(11), 2675–2685.
- Frear, C., Liao, W., Ewing, T., & Chen, S. (2011). Evaluation of Co-Digestion at a Commercial Dairy Anaerobic Digester. *Clean - Soil, Air, Water*, 39(7), 697–704. doi:10.1002/clen.201000316
- García, R., Pizarro, C., Álvarez, A., Lavín, A. G., & Bueno, J. L. (2015). Study of biomass combustion wastes. *Fuel*, 148, 152–159. doi:10.1016/j.fuel.2015.01.079
- GE corporation. (2015). Biogas Jenbacher type 2. *General Electric Company*. Obtenido Junio 19, 2015, de [https://powergen.gepower.com/content/dam/gepower-pgdp/global/en\\_US/documents/product/Reciprocating Engines/jenbacher-2015-type-2-engine-sheet-en.pdf](https://powergen.gepower.com/content/dam/gepower-pgdp/global/en_US/documents/product/Reciprocating%20Engines/jenbacher-2015-type-2-engine-sheet-en.pdf)
- Gobierno de Costa Rica. Reglamento de vertido y reuso de aguas residuales. , Pub. L. No. 24158-MIRENEM-S (1995). Costa Rica.
- Gobierno de Costa Rica. Reglamento de vertido y reuso de aguas residuales. , Pub. L. No. N26042-S-Minae (1997). Costa Rica.
- Gobierno de Costa Rica. Reglamento de Vertido y Reuso de Aguas Residuales. , Pub. L. No. 33601-Minae-S (2007). Costa Rica.
- Gonzalez-Rios, O., Suarez-Quiroz, M. L., Boulanger, R., Barel, M., Guyot, B., Guiraud, J. P., & Schorr-Galindo, S. (2007). Impact of “ecological” post-harvest processing on the volatile fraction of coffee beans: I. Green coffee. *Journal of Food Composition and Analysis*, 20(3-4), 289–296. doi:10.1016/j.jfca.2006.07.009
- Guendouz, J., Buffière, P., Cacho, J., Carrère, M., & Delgenes, J. P. (2010). Dry anaerobic digestion in batch mode: Design and operation of a laboratory-scale, completely mixed reactor. *Waste Management*, 30(10), 1768–1771. doi:10.1016/j.wasman.2009.12.024
- Gunaseelan, N. (1997). Anaerobic digestion of biomass for methane production: a review. *Biomass and Bioenergy*, 13, 83–114.
- Hall, C. (1978). *El café y el desarrollo histórico-geográfico de Costa Rica*. Editorial Costa Rica. Obtenido de [https://books.google.com/books?id=rx4\\_AAAAYAAJ&pgis=1](https://books.google.com/books?id=rx4_AAAAYAAJ&pgis=1)
- Hansen, K. H., Angelidaki, I., & Ahring, B. K. (1998). Anaerobic Digestion of Swine Manure: Inhibition By Ammonia. *Water Research*, 32(1), 5–12. doi:10.1016/S0043-1354(97)00201-7
- Hashimoto, A. (1986). Ammonia Inhibition of Methanogenesis from Cattle Wastes.

*Agricultural Wastes*, 17, 241–261.

- Hernández, M. A., Rodríguez Susa, M., & Andres, Y. (2014). Use of coffee mucilage as a new substrate for hydrogen production in anaerobic co-digestion with swine manure. *Bioresource Technology*, 168, 112–118. doi:10.1016/j.biortech.2014.02.101
- Hochfeld, W. L. . (2006). Technology Overview. In *Producing Biomolecular Substances with Fermenters, Bioreactors, and Biomolecular Synthesizers* (pp. 9–25). CRC Press. doi:doi:10.1201/9781420021318.ch2
- ICAFFE. (2009). *Informe de la actividad cafetalera de Costa Rica: 2009*. San José. Obtenido de [http://www.icafe.go.cr/wp-content/uploads/informacion\\_mercado/informes\\_actividad/anteriores/2009.pdf](http://www.icafe.go.cr/wp-content/uploads/informacion_mercado/informes_actividad/anteriores/2009.pdf)
- ICAFFE. (2015). Café de Costa Rica. *Café de Costa Rica*. Retrieved April 7, 2015, from [http://www.cafedecostarica.com/esp/ModeloSostenible\\_Economico.html](http://www.cafedecostarica.com/esp/ModeloSostenible_Economico.html)
- IICA. (2010). *Guía Técnica para el beneficiado de café protegido bajo una indicación geográfica ó denominación de origen*. (N. Fúnez, G. Canet, & A. García, Eds.). Guatemala: Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura. Obtenido de [http://iica.int/Esp/regiones/central/guatemala/Documents/Guia\\_Tecnica\\_de\\_Beneficiado.pdf](http://iica.int/Esp/regiones/central/guatemala/Documents/Guia_Tecnica_de_Beneficiado.pdf)
- Jankowska, E., Chwiałkowska, J., Stodolny, M., & Oleskiewicz-popiel, P. (2015). Bioresource Technology Effect of pH and retention time on volatile fatty acids production during mixed culture fermentation. *Bioresource Technology*, 190, 274–280. doi:10.1016/j.biortech.2015.04.096
- Jayachandra, T., Venugopal, C., & Anu Appaiah, K. A. (2011). Utilization of phytotoxic agro waste- Coffee cherry husk through pretreatment by the ascomycetes fungi *Mycotypha* for biomethanation. *Energy for Sustainable Development*, 15(1), 104–108. doi:10.1016/j.esd.2011.01.001
- Jiménez Godínez, I. (2014). *Validación de dos métodos cromatográficos: para determinar la composición de biogás y la concentración de ácidos grasos volátiles generados en un biogestor anaerobio a diferentes de temperaturas y composiciones de sustrato*. Universidad de Costa Rica.
- Jones, J. B., & Case, V. W. (1990). Sampling, Handling, and Analyzing Plant Tissue Samples. In *Soil Testing and Plant Analysis* (pp. 389–427). Madison, WI: Soil Science Society of America. doi:10.2136/sssabookser3.3ed.c15
- Jurečková, J., & Picek, J. (2007). Shapiro-Wilk-type test of normality under nuisance regression and scale. *Computational Statistics and Data Analysis*, 51(10), 5184–5191. doi:10.1016/j.csda.2006.08.026

- Kida, K., Ikbal, Teshima, M., Sonoda, Y., & Tanemura, K. (1994). Anaerobic-Digestion of Coffee Waste by 2-Phase Methane Fermentation with Slurry-State Liquefaction. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 77(3), 335–338. doi:10.1016/0922-338X(94)90247-X
- Kim, M., Ahn, Y., & Speece, R. E. (2002). Comparative process stability and efficiency of anaerobic digestion ; mesophilic vs . thermophilic. *Water Research*, 36(June 2015), 4369–4385. doi:10.1016/S0043-1354(02)00147-1
- Kivaisi, A. K. (2002). Pretreatment of robusta coffee hulls and co-digestion with cow-dung for enhanced AD. *Tanzania Journal of Science*, 28, 3–10.
- Kolbl, S., Palocz, A., Panjan, J., & Stres, B. (2014). Addressing case specific biogas plant tasks: Industry oriented methane yields derived from 5L Automatic Methane Potential Test Systems in batch or semi-continuous tests using realistic inocula, substrate particle sizes and organic loading. *Bioresource Technology*, 153, 180–188. doi:10.1016/j.biortech.2013.12.010
- Krakat, N., Westphal, A., Schmidt, S., & Scherer, P. (2010). Anaerobic digestion of renewable biomass: thermophilic temperature governs methanogen population dynamics. *Applied and Environmental Microbiology*, 76(6), 1842–1850. doi:10.1128/AEM.02397-09
- Kroeker, E. J., Shulte, D. D., Sparling, a B., & Lapp, H. M. (1979). Anaerobic process treatment stability. *Journal Water Pollution Control Federation*, 51(4), 718–727.
- Kurchania, A. K., Panwar, N. L., & Pagar, S. (2011). Development of domestic biogas stove. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 1(2), 99–103. doi:10.1007/s13399-011-0011-5
- Lansing, S., Martin, J. F., Botero, R. B., Nogueira da Silva, T., & Dias da Silva, E. (2010). Wastewater transformations and fertilizer value when co-digesting differing ratios of swine manure and used cooking grease in low-cost digesters. *Biomass and Bioenergy*, 34(12), 1711–1720. doi:10.1016/j.biombioe.2010.07.005
- Lettinga, G. (1995). Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek*, 67(1), 3–28. doi:10.1007/BF00872193
- Lissens, G., Vandevivere, P., De Baere, L., Biey, E., & Verstraete, W. (2001). Solid waste digestors: process performance and practice for municipal solid waste digestion. *Water Science and Technology*, 44(8), 91 – 102.
- Liu, Y., & Whitman, W. (2008). Metabolic, Phylogenetic, and Ecological Diversity of the Methanogenic Archaea. *Annals of the New York Academy of Sciences*, 189, 171–189. doi:10.1196/annals.1419.019

- MacLellan, J., Chen, R., Kraemer, R., Zhong, Y., Liu, Y., & Liao, W. (2012). Anaerobic treatment of lignocellulosic material to co-produce methane and digested fiber for ethanol biorefining. *Bioresource Technology*, *130*, 418–423.
- Maschio, G., Koufopoulos, C., & Lucchesi, A. (1992). Pyrolysis, a promising route for biomass utilization. *Bioresource Technology*, *42*(3), 219–231. doi:10.1016/0960-8524(92)90025-S
- McCarty, P. L. (1964). Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. *Public Works*, *95*(9), 107–112.
- McCarty, P. L., & Mosey, F. E. (1991). Modeling of Anaerobic-Digestion (A Discussion of Concepts). *Water Science and Technology*, *24*(8), 17 – 33.
- McKendry, P. (2002a). Energy production from biomass (part 1): Overview of biomass. *Bioresource Technology*, *83*(1), 37–46. doi:10.1016/S0960-8524(01)00118-3
- McKendry, P. (2002b). Energy production from biomass (part 2): Conversion technologies. *Bioresource Technology*, *83*(1), 47–54. doi:10.1016/S0960-8524(01)00119-5
- McLeod, J. D., Othman, M. Z., Beale, D. J., & Joshi, D. (2015). Bioresource Technology The use of laboratory scale reactors to predict sensitivity to changes in operating conditions for full-scale anaerobic digestion treating municipal sewage sludge. *Bioresource Technology*, *189*, 384–390. doi:10.1016/j.biortech.2015.04.049
- Mezzanotte, V., Bertani, R., Innocenti, F. D., & Tosin, M. (2005). Influence of inocula on the results of biodegradation tests. *Polymer Degradation and Stability*, *87*(1), 51–56. doi:10.1016/j.polymdegradstab.2004.06.009
- Moller, H. B., Sommer, S. G., & Ahring, B. K. (2004). Methane productivity of manure, straw and solid fractions of manure. *Biomass and Bioenergy*, *26*(5), 485–495. doi:10.1016/j.biombioe.2003.08.008
- Murillo, M. (2014). *Producción de biogás a partir de residuos orgánicos En microreactores operados a dos temperaturas*. Universidad de Costa Rica.
- Mussatto, S. I., Machado, E. M. S., Martins, S., & Teixeira, J. A. (2011). Production, Composition, and Application of Coffee and Its Industrial Residues. *Food and Bioprocess Technology*, *4*(5), 661–672. doi:10.1007/s11947-011-0565-z
- Narasimha, M. K. V, Antonette, S. D., & Gaurav, K. (2003). An effluent treatment-cum-electricity generation option at coffee estates : is it financially feasible ? Coffee processing. *Energy*, 1–16.
- Nayono, S. E. (2010). *Anaerobic Digestion of Organic Solid Waste for Energy*

*Production*. KIT Scientific Publishing. Obtenido de  
<https://books.google.com/books?hl=en&lr=&id=cyZAAAbGI6X0C&pgis=1>

- Nelson, D. W., & Sommers, L. E. (1982). Total Carbon, Organic Carbon, and Organic Matter. In A. L. Page (Ed.), *Method of Soil Analysis* (pp. 539–577). Wisconsin: American Society of Agronomy. Obtenido de  
<file:///C:/Users/cristy/Downloads/books-agronomymonogra-methodsofsoilan2-frontmatter.pdf>
- Neves, L., Oliveira, R., & Alves, M. M. (2006). Anaerobic co-digestion of coffee waste and sewage sludge. *Waste Management*, 26, 176–181.  
doi:10.1016/j.wasman.2004.12.022
- Noriega, A., Silva, R., & García, M. (2008). Utilización de la pulpa de café en la alimentación animal. *Zootecnia Tropical*, 26(4), 411–419.
- Oh, S. T., & Martin, A. D. (2010). Long chain fatty acids degradation in anaerobic digester: Thermodynamic equilibrium consideration. *Process Biochemistry*, 45(3), 335–345. doi:10.1016/j.procbio.2009.10.006
- Orozco, C., Cantarero, V., & Rodríguez, J. F. (1997). El tratamiento anaeróbico de los Residuos del Café. In *Seminario-taller: El Tratamiento Anaerobico de los residuos del café: una alternativa energetica para la disminución del impacto ambiental del sector* (p. 37). Matagalpa: PROMECAFE-IICA-PEICCE-ICAFE.
- Orozco, F. H., Cegarra, J., Trujillo, L. M., & Roig, A. (1996). Vermicomposting of coffee pulp using the earthworm *Eisenia fetida*: Effects on C and N contents and the availability of nutrients. *Biology and Fertility of Soils*, 22(1-2), 162–166.  
doi:10.1007/s003740050092
- Pandey, A., Soccol, C. R., Nigam, P., Brand, D., Mohan, R., & Roussos, S. (2000). Biotechnological potential of coffee pulp and coffee husk for bioprocesses. *Biochemical Engineering Journal*, 6(2), 153–162. doi:10.1016/S1369-703X(00)00084-X
- Pavlostathis, S., & Giraldo-Gomez, E. (1991). Kinetics of Anaerobic Treatment. *Water Science and Technology*, 24(8), 35 – 59.
- Penaud, V., Delgenes, J. P., & Moletta, R. (2000). Thermochemical pretreatment of a microbial biomass: influence of sodium hydroxide addition on solubilization and anaerobic biodegradability. *Environmental Technology*, 21(1), 87–96.  
doi:10.1080/09593332108618141
- Pérez-Sariñana, B., Saldaña-Trinidad, S., S. E. L., F., P. J., S., & D., E. (2014). Bioethanol Production from Coffee Mucilage. *Energy Procedia*, 57, 950–956.

doi:10.1016/j.egypro.2014.10.077

- Ponte, S. (2002). The “Latte Revolution”? Regulation, markets and consumption in the global coffee chain. *World Development*, 30(7), 1099–1122. doi:10.1016/S0305-750X(02)00032-3
- Prichard, E., & Lawn, R. (2003). *Practical Laboratory Skills Training Guide: Measurement of pH*. Cambridge: Royal Society of Chemistry.
- Qiao, W., Takayanagi, K., Shofie, M., Niu, Q., Yu, H. Q., & Li, Y. 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
- Raposo, F., De La Rubia, M. a., Fernández-Cegrí, V., & Borja, R. (2012). Anaerobic digestion of solid organic substrates in batch mode: An overview relating to methane yields and experimental procedures. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(1), 861–877. doi:10.1016/j.rser.2011.09.008
- Rattan, S., Parande, A. K., Nagaraju, V. D., & Ghiwari, G. K. (2015). A comprehensive review on utilization of wastewater from coffee processing. *Environmental Science and Pollution Research*, 22(9), 6461–6472. doi:10.1007/s11356-015-4079-5
- Reyes, J. F. (1990). *Produccion de biogas a partir de desechos resultantes de la broza del cafe*. Universidad de Costa Rica.
- Ribeiro Dias, D., Rodríguez Valencia, N., Zambrano Franco, D. A., & López-Núñez, J. C. (2014). Management and Utilization of Wastes from Coffee Processing. In *Cocoa and Coffee Fermentations* (pp. 545–588). CRC Press. doi:doi:10.1201/b17536-16
- Rivas, O., Faith, M., & Guillén, R. (2011). Biodigestores: factores químicos, físicos y biológicos relacionados con su productividad. *Tecnología En Marcha*. Obtenido de [http://tecdigital.tec.ac.cr/servicios/ojs/index.php/tec\\_marcha/article/view/132](http://tecdigital.tec.ac.cr/servicios/ojs/index.php/tec_marcha/article/view/132)
- Safferman, S. I., Kirk, D. M., Faivor, L. L., & Wu-haan, W. (2012). 3 Anaerobic Digestion Processes. In *Anaerobic Digestion Processes, in Bioremediation and Sustainability: Research and Applications* (R. Mohee a.). Hoboken, NJ, USA: John Wiley & Sons, Inc. doi:10.1002/9781118371220.ch3
- Selvamurugan, M., Doraisamy, P., Maheswari, M., & Nandakumar, N. B. (2010). High rate of anaerobic treatment of coffee processing wastewater using upflow anaerobic hybrid reactor. *Journal of Environmental Health Science and Engineering*, 7(2), 129–136.

- SEPSA. (2013). *Boletín Estadístico Agropecuario 2013*. San José.
- SEPSA. (2014). *Desempeño del Sector Agropecuario 2014*. San José.
- Silva, I. S., de Menezes, C. R., Franciscan, E., dos Santos, E. C., & Durrant, L. R. (2010). Degradation of lignosulfonic and tannic acids by ligninolytic soil fungi cultivated under microaerobic conditions. *Brazilian Archives of Biology and Technology*, 53(June), 693–699. doi:10.1590/S1516-89132010000300026
- Sluiter, A., Hames, B., Ruiz, R. O., Scarlata, C., Sluiter, J., Templeton, D., & Crocker, D. (2004). Determination of Structural Carbohydrates and Lignin in Biomass. *Biomass Analysis Technology Team Laboratory Analytical Procedure, 2011*(July), 1–14. doi:NREL/TP-510-42618
- Taylor, P., Kim, M., Gomec, C. Y., Ahn, Y., & Speece, R. E. (2003). Hydrolysis and acidogenesis of particulate organic material in mesophilic and thermophilic anaerobic digestion. *Environmental Technology*, 24(June 2015), 37–41. doi:10.1080/09593330309385659
- Tchobanglous, G., Burton, F., & Stensel, D. (2003). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. (I. McGraw-Hill Companies, Ed.).
- Vanatta, L. E., & Slingsby, R. W. (2003). *Environmental Regulations and Technology Control of Pathogens and Vector Attraction in Sewage Sludge Control of Pathogens and Vector Attraction*. EPA (Vol. 47). Cincinnati. doi:10.1016/S0015-1882(99)80035-4
- Vásquez, R. (1997). El manejo de efluentes en el beneficiado del café en Costa Rica. *Agronomía Costarricense*, 21(1), 69–76. Obtenido de [http://www.mag.go.cr/rev\\_agr/v21n01\\_069.pdf](http://www.mag.go.cr/rev_agr/v21n01_069.pdf)
- Viquez, J. (2012). Retos y experiencias con la producción de biogás a partir de aguas mieles del proceso del beneficiado de café. *UTN Informa*, (506), 56–59.
- Viquez, J. (2014). Rendimiento de la producción de metano a partir de pulpa y mucílago de café. *UTN Informa*, (506), 16–21.
- Von Enden, J. C., Calvert, K. C., Sanh, K., Hoa, H., & Tri, Q. (1998). *Review of coffee waste water characteristics and approaches to treatment*. Quan Tri, Vietnam.
- Washington State University. (2014). Carbono Nitrogen Ratio. *Whantom County Extension*. Retrieved April 7, 2014, from [http://whatcom.wsu.edu/ag/compost/fundamentals/biology\\_aerobic.htm](http://whatcom.wsu.edu/ag/compost/fundamentals/biology_aerobic.htm)
- Wasser, R. (1994). *Tratamiento de las Aguas Residuales del Café en Costa Rica: Conclusiones Preliminares*. ICAFE-MINAE. San José.

Woods, D. (2007). 6 Reactors. In *Rules of Thumb in Engineering Practice* (pp. 186–272). Weinheim, Germany: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.

Zeeman, G., Wiegant, W. M., Koster-Treffers, M. E., & Lettinga, G. (1985). The influence of the total-ammonia concentration on the thermophilic digestion of cow manure. *Agricultural Wastes*, *14*(1), 19–35. doi:10.1016/S0141-4607(85)80014-7