

**EVALUACIÓN DEL POTENCIAL ACIDOGÉNICO PARA PRODUCCIÓN DE
ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV) A PARTIR DE LIXIVIADOS DE LOS
RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS, COMO PLATAFORMA DE
BIOREFINERÍA**

MARÍA FERNANDA ORTEGÓN VELANDIA

**UNIVERSIDAD SANTO TOMÁS
FACULTAD DE INGENIERÍA AMBIENTAL
BOGOTÁ, COLOMBIA**

2016

**EVALUACIÓN DEL POTENCIAL ACIDOGÉNICO PARA PRODUCCIÓN DE
ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV) A PARTIR DE LIXIVIADOS DE
LOS RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS, COMO PLATAFORMA DE
BIOREFINERÍA**

MARÍA FERNANDA ORTEGÓN VELANDIA

**Tesis de Grado presentada para optar al Título de
Ingeniera Ambiental**

DIRECTOR

Héctor Luna Wandurraga

Ingeniero Químico, M.Sc, Ph.D.

CO-DIRECTOR

Rafael Gabriel Barragán González

Biólogo Marino, M.Sc.

**UNIVERSIDAD SANTO TOMÁS
FACULTAD DE INGENIERÍA AMBIENTAL
BOGOTÁ
2016**

A Dios ya que me brindó la oportunidad de seguir con mis estudios profesionales y me permitió culminar con los mismos de manera satisfactoria.

A mis padres, Nidia y Fernando, por ser el mejor ejemplo a seguir, por acompañarme incondicionalmente en toda mi carrera, y apoyarme con sus consejos y ánimo en la elaboración del presente estudio.

A mi hermano y a mi tía, que pese a mis cambios repentinos de humor, estuvieron siempre conmigo apoyándome y brindándome alegría.

A Henry, mi compañero sentimental, persona que me ha regalado su amor y amistad en cada momento, me ha escuchado y animado cuando más lo he necesitado.

En general a toda mi familia y amigos, agradezco su lealtad y apoyo indispensable.

AGRADECIMIENTOS

Al Ph.D Héctor Luna Wandurraga, director de la tesis, quien confió en mis capacidades, y me dio la oportunidad, orientación y apoyo para desarrollar el estudio en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental de la universidad Antonio Nariño, lugar donde conocí a personas valiosas como, el profesor Juan Valderrama, Jeniffer, Tatiana y Julián a quienes agradezco de ante mano por brindarme sus conocimientos y apoyo.

Al M.Sc. Rafael Gabriel Barragán, codirector de la tesis, agradezco también por su apoyo y aportes al presente estudio que reflejan su alegría, conocimientos y espontaneidad.

A María Angélica Palomino, compañera de universidad, quien me apoyó a diario en el desarrollo del estudio, donde compartimos risas, tristezas y conocimientos.

Y por último agradezco a los trabajadores de la plaza Carlos E. Restrepo, personas que me brindaron su confianza y colaboración para el desarrollo del presente estudio.

TABLA DE CONTENIDO

LISTA DE TABLAS.....	9
LISTA DE ABREVIACIONES.....	10
RESUMEN.....	11
1. INTRODUCCIÓN.....	12
2. OBJETIVOS.....	14
2.1 OBJETIVO GENERAL.....	14
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	14
3. MARCO DE REFERENCIA.....	15
3.1 MARCO CONTEXTUAL.....	15
3.2 MARCO TEÓRICO.....	18
3.2.1 DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	18
3.2.2 FLUJO DE LA DQO EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	20
3.2.3 FACTORES QUE AFECTAN LA HIDRÓLISIS Y LA ACIDIFICACIÓN.....	22
3.2.4 TIPO DE REACTOR.....	23
3.2.5 ETAPA DE ARRANQUE DEL REACTOR.....	24
3.2.6 ETAPA DE OPERACIÓN.....	24
3.2.7 TIPO DE INÓCULO.....	26
3.3 MARCO CONCEPTUAL.....	27
3.4 MARCO INSTITUCIONAL.....	29
3.5 MARCO LEGAL.....	29
4. METODOLOGÍA.....	31
4.1 MONTAJE.....	31
4.1.1 Montaje de reactores anaerobios de 2L de capacidad.....	31
4.1.2 Montaje de reactores anaerobios de 0,2L de capacidad.....	32
4.1.3 Sistema de recolección de lixiviados.....	34
4.2 ARRANQUE.....	34
4.2.1 Arranque de reactores anaerobios de 2L de capacidad.....	34
4.2.2 Arranque de reactores anaerobios de 0,2L capacidad.....	35
4.3 CARACTERIZACIÓN DE LOS LIXIVIADOS.....	36
4.3.1 Cuarteo.....	36
4.3.2 Recolección de los lixiviados.....	36

4.4	AUMENTO DE LA OLR	37
4.5	MANTENIMIENTO	37
4.6	CAMBIO VOLUMÉTRICO DE LA MEZCLA DE SUSTRATOS	38
4.7	MÉTODOS ANALÍTICOS	39
4.8	MÉTODOS DE ANÁLISIS DE LOS DATOS	40
5.	ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	41
5.1	ARRANQUE Y ACLIMATACIÓN	41
5.2	MANTENIMIENTO	43
5.3	CARACTERIZACIÓN DE LOS LIXIVIADOS.....	46
5.3.1	Cuarteo	46
5.3.2	Lixiviados	47
5.4	AUMENTO DE LA OLR EN LOS REACTORES DE 2L DE CAPACIDAD	49
5.4.1	Reactores de 2L alimentados con agua sintética de azúcar.....	50
5.4.2	Reactores de 2L alimentados con agua sintética de melaza.....	54
5.4.3	Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 2L	57
5.4.4	Análisis de Componentes Principales (PCA) para los reactores de 2L de capacidad.	59
5.5	OPERACIÓN DE LOS REACTORES DE 0,2L FRENTE AL CAMBIO VOLUMÉTRICO DE LA MEZCLA DE SUSTRATOS.....	63
5.5.1	Reactores de 0,2L alimentados con agua sintética de azúcar y lixiviados. ...	64
5.5.2	Reactores de 0,2L alimentados con agua sintética de melaza y lixiviados. .	68
5.5.3	Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 0,2L ...	72
5.5.4	Análisis de Componentes principales para los reactores de 0,2L de capacidad.	73
	CONCLUSIONES.....	77
	RECOMENDACIONES.....	78
	BIBLIOGRAFIA.....	79
	ANEXOS	85
	Anexo I. Técnicas analíticas en laboratorio	85
	Anexo II. Experimentos del comportamiento de los AGV de los sustratos acumulados en los tanques de acidificación.....	87
	Anexo III. Clasificación de los residuos en la Plaza Carlos E. Restrepo para los cuarteos por peso en Kg.....	88

Anexo IV. Evidencia de posible producción de biomasa en los reactores alimentados con lixiviados.....	89
---	----

LISTA DE FIGURAS

<i>Figura 1. Fases de la digestión anaerobia y poblaciones de microorganismos.</i>	<i>18</i>
<i>Figura 2. Ilustración general de la reacción de hidrólisis.....</i>	<i>19</i>
<i>Figura 3. Ilustración general de la reacción acidogénica.....</i>	<i>19</i>
<i>Figura 4. Ilustración general de la reacción acetogénica.</i>	<i>20</i>
<i>Figura 5. Flujo de la DQO en el proceso de digestión anaerobia de materia orgánica particulada.....</i>	<i>20</i>
<i>Figura 6. Balance de la DQO en el proceso de degradación anaerobia.....</i>	<i>21</i>
<i>Figura 7. Balance de la DQO en el proceso de acidogénesis en estado estacionario.</i>	<i>22</i>
<i>Figura 8. Diagrama resumen de las diferentes etapas del trabajo.</i>	<i>31</i>
<i>Figura 9. Diagrama de los reactores de flujo ascendente de 2L.....</i>	<i>32</i>
<i>Figura 10. Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 2L.....</i>	<i>32</i>
<i>Figura 11. Diagrama de los reactores de flujo ascendente de 0,2L.....</i>	<i>33</i>
<i>Figura 12. Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 0,2L.....</i>	<i>33</i>
<i>Figura 13. Montaje del sistema de recolección de lixiviados.</i>	<i>34</i>
<i>Figura 14. Sedimentación de lodo floculento y lodo granular.....</i>	<i>35</i>
<i>Figura 15. Muestras de Lixiviados.....</i>	<i>37</i>
<i>Figura 16. Esquema de resultados del trabajo.....</i>	<i>41</i>
<i>Figura 17. Arranque y Aclimatación de los Reactores anaerobios de 2L.....</i>	<i>42</i>
<i>Figura 18. Reactor anaerobio de flujo ascendente de lecho fijo con lodo granular, R3'.....</i>	<i>43</i>
<i>Figura 20. Sustrato almacenado de melaza acidificado.</i>	<i>44</i>
<i>Figura 21. Resultado de presencia de levaduras durante la operación de los reactores, a correspondiente a la operación de R1, b a la de R2, c a la de R3' y d a la de R4.</i>	<i>45</i>
<i>Figura 22. Cuarteo realizado en la Plaza Carlos E. Restrepo.....</i>	<i>46</i>
<i>Figura 23. Clasificación de los residuos en la Plaza Carlos E. Restrepo para el primer cuarteo.....</i>	<i>46</i>
<i>Figura 24. Clasificación de los residuos en la Plaza Carlos E. Restrepo para el segundo cuarteo.....</i>	<i>47</i>
<i>Figura 25. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores, a y b corresponden a la operación de R1, c y d corresponden a la operación de R3'. ...</i>	<i>50</i>
<i>Figura 26. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores. a y b corresponden a la operación de R1, c y d corresponden a la operación de R3'.....</i>	<i>51</i>
<i>Figura 27. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1, c y d corresponden a la operación de R3'.....</i>	<i>52</i>

<i>Figura 28. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2, c y d corresponden a la operación de R4.</i>	<i>54</i>
<i>Figura 29. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2, c y d corresponden a la operación de R4.</i>	<i>55</i>
<i>Figura 30. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2, c y d corresponden a la operación de R4.</i>	<i>56</i>
<i>Figura 31. Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 2L.</i>	<i>58</i>
<i>Figura 32. Componentes Principales por reactores (R1, R2, R3 y R4)</i>	<i>59</i>
<i>Figura 33. Componentes Principales para los reactores de 2L de capacidad por fases</i>	<i>61</i>
<i>Figura 34. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1L, c y d corresponden a la operación de R3L.</i>	<i>65</i>
<i>Figura 35. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1L, c y d corresponden a la operación de R3L.</i>	<i>66</i>
<i>Figura 36. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1L, c y d corresponden a la operación de R3L.</i>	<i>67</i>
<i>Figura 37. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2L, c y d corresponden a la operación de R4L.</i>	<i>68</i>
<i>Figura 38. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2L, c y d corresponden a la operación de R4L.</i>	<i>69</i>
<i>Figura 39. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2L, c y d corresponden a la operación de R4L.</i>	<i>70</i>
<i>Figura 40. Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 0,2L.</i>	<i>73</i>
<i>Figura 41. Componentes Principales por reactores (R1L, R2L, R3L y R4L).</i>	<i>74</i>
<i>Figura 42. Componentes Principales para los reactores de 0,2L de capacidad por fases</i>	<i>76</i>
<i>Figura 43. Comportamiento de los AGV en los sustratos acumulados en los tanques de alimentación.</i>	<i>87</i>

LISTA DE TABLAS

<i>Tabla 1. Recopilación de las características fisicoquímicas de algunos vertimientos y lixiviados en Colombia.....</i>	<i>15</i>
<i>Tabla 2. Propiedades del lodo granular.....</i>	<i>26</i>
<i>Tabla 3. Parámetros fisicoquímicos y sus valores límites máximos permisibles...</i>	<i>29</i>
<i>Tabla 4. Parámetros del sustrato fresco para cada una de las fases de operación.</i>	<i>37</i>
<i>Tabla 5. Cambio volumétrico gradual del sustrato.....</i>	<i>38</i>
<i>Tabla 6. Parámetros del sustrato fresco para cada una de las fases de operación.</i>	<i>38</i>
<i>Tabla 7. Métodos de medición y frecuencia para los reactores anaerobios</i>	<i>39</i>
<i>Tabla 8. Métodos de análisis de los datos</i>	<i>40</i>
<i>Tabla 9. Resultados de la evaluación de las variables cualitativas para la aclimatación.</i>	<i>41</i>
<i>Tabla 10. Caracterización de lixiviados provenientes de los residuos sólidos orgánicos de la Plaza de mercado Distrital Caros E. Restrepo.....</i>	<i>47</i>
<i>Tabla 11. Caracterización de los lixiviados usados durante el experimento comparado con lo reportado por la literatura.</i>	<i>48</i>
<i>Tabla 12. Parámetros operacionales de los reactores anaerobios de 2L (media aritmética $\pm$ desviación estándar).</i>	<i>49</i>
<i>Tabla 13. Contribución de cada variable ambiental y operacional de los reactores de 2L de capacidad a los componentes uno y dos extraídos en el PCA.</i>	<i>60</i>
<i>Tabla 14. Parámetros operacionales de los reactores anaerobios de 0,2L (media aritmética $\pm$ desviación estándar).</i>	<i>63</i>
<i>Tabla 15. Contribución de cada variable ambiental y operacional de los reactores de 0,2L de capacidad a los componentes uno y dos extraídos en el PCA.....</i>	<i>73</i>

LISTA DE ABREVIACIONES

AGV- Ácidos Grasos Volátiles

CSTR- *Continuous stirred tank reactors* (Reactor Continuo de Mezcla Completa)

DQO- Demanda Química de Oxígeno

DQO S- Demanda Química de Oxígeno Soluble

DQO T- Demanda Química de Oxígeno Total

GyA- Grasas y Aceites

Kg- Kilogramos

L-Litro

m³- Metro cubico

MBBR- *moving bed biofilm reactor* (Reactor Biológico de Lecho Móvil)

mg - Miligramo

OLR – Velocidad de la Carga Orgánica

PCA- *Principal Component Analysis* (Análisis de Componentes Principales)

RSDJ- Relleno Sanitario Doña Juana

TRH- Tiempo de retención Hidráulico

RESUMEN

En Colombia la mayoría de los residuos sólidos son dispuestos en rellenos sanitarios, generando gases y lixiviados, estos residuos contienen un alto porcentaje de materia orgánica la cual generalmente no está siendo aprovechada; lo que convierte a esa fracción en excelente materia prima de segunda generación para la posible producción de subproductos de plataforma de biorefinería como los AGV.

La producción de AGV se llevó a cabo mediante un experimento a escala de laboratorio, aprovechando los lixiviados provenientes de los residuos sólidos orgánicos generados en la plaza de mercado Carlos E. Restrepo. Primero, se operaron cuatro reactores (R1-R4) de flujo ascendente con lodo granular y floculento alimentados con agua sintética de melaza y azúcar, durante 186 días, donde se evaluó el efecto del aumento de la OLR, hasta alcanzar la DQO teórica de los lixiviados de los rellenos sanitarios jóvenes, el sistema no contó con control de pH e inhibición de la fase metanogénica; para evaluar el potencial acidogénico se utilizó el grado de acidificación neto (GAN). Posteriormente, se operaron otros cuatro reactores (R1L-R4L), inoculados con el lodo adaptado a la concentración teórica de la DQO de los lixiviados, se alimentaron con 4 diferentes mezclas entre los sustratos sintéticos y los lixiviados durante 50 días, determinando las mejores condiciones de operación en términos del TRH, inóculo y mezcla de los sustratos.

Los resultados mostraron que el efecto de la OLR sobre los reactores se mantuvo constante para el sustrato sintético de melaza, el mayor GAN se reportó en la fase 1 con 30,59% en R1, y las mejores condiciones de operación para la producción de AGV a partir de lixiviados fueron a un TRH alto, con inóculo granular proveniente del R2L a una mezcla de 75% melaza y 25% lixiviados, registrando un 30,57% de GAN. El efecto que tuvo el aumento del volumen del lixiviado con los sustratos sintéticos fue inversamente proporcional a la producción de AGV; aunque el PCA indicó que variables como el pH del influente y la DQO residual se deben controlar para que la comunidad microbiana mixta produzca un GAN mayor.

1. INTRODUCCIÓN

La digestión anaeróbica se ha aplicado a lo largo de los años para el tratamiento de una variedad de sustratos orgánicos. A diferencia del proceso de digestión aerobia el proceso de digestión anaerobio ofrece ventajas significativas, dado que permite disminuir los costos operacionales en los reactores, disminuye la producción de lodos, necesita de bajos requerimientos energéticos y soporta altas cargas orgánicas de diseño [1]. De igual manera ha ofrecido soluciones costo-efectivas para la transformación de sustratos complejos en productos estables que pueden tener un valor agregado como el biogás y la generación de subproductos [2]. La digestión anaerobia es un proceso bioquímico secuencial en el cual los componentes orgánicos complejos presentes en los residuos de carbono, tales como polisacáridos, proteínas y lípidos, se hidrolizan, descomponen, y fermentan en productos intermedios que se reducen posteriormente en metano y dióxido de carbono. Estas etapas se denominan comúnmente como hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis [3]. Los problemas en el control y estabilización de los sistemas convencionales de digestión anaerobia han llevado al desarrollo de nuevas soluciones tecnológicas, entre estas la separación de fases, lo que implica una configuración de reactores separados; una primera fase para la hidrólisis y acidogénesis y una segunda para la acetogénesis y metanogénesis, conectados en serie, permitiendo la optimización de cada proceso por separado [4].

La primera fase ha sido poco explorada, esta consiste en la conversión de compuestos complejos, como los aminoácidos, glucosa y ácidos grasos de cadena larga, por medio de la fermentación, en AGV (acético, butírico, propiónico y valérico) [5]. Los sistemas de fermentación de sustratos complejos que existen actualmente para la producción de AGV involucran diferentes tipos de microorganismos y rutas bioquímicas [6], aunque la mayoría de los AGV para uso industrial que se producen en el mundo, son obtenidos a partir de combustibles fósiles a través de síntesis química [7]. Por lo tanto la fermentación acidogénica se enfrenta ahora como una plataforma que consolida el concepto de biorefinería en lugar de una etapa de tratamiento [2].

Las principales aplicaciones industriales de estos ácidos, como el ácido acético es su utilización en la síntesis de una variedad de productos, como el acetato de vinilo, el cual hace parte de la producción de textiles, PVC, aditivos de cemento, pegamento blanco, bolsas de papel, entre otros [6]. El ácido butírico es usado en la manufactura del plástico acetato-butirato y en la producción de un tipo de polímero biodegradable, que ha venido siendo explorado, conocido como polihidroxibutirato (PHB) [8], aunque la atención de este ácido se ha enfocado en la síntesis de biocombustibles debido a que se puede convertir en butanol a través de transformaciones químicas y biológicas [2]. Otras aplicaciones de los AGV incluyen su conversión térmica a cetonas y su subsecuente hidrogenación a alcohol, que puede ser utilizado como combustible [6], o como donador de electrones en celdas de combustible microbianas [8]. Las diferentes aplicaciones de los AGV hacen que el proceso de fermentación acidogénica tome importancia y

sea campo de estudio. Además, los sustratos a aprovechar deben ser residuos con altas cargas orgánicas que se puedan biodegradar, por esto el uso de lixiviados generados a partir de residuos sólidos orgánicos como materia prima de segunda generación supone el paso de una economía basada en el petróleo a otra basada en la biomasa, lo que se denomina como bioeconomía y en el mismo contexto por similitud con la refinería petrolífera surge el concepto de biorefinería integrando diversos procesos y tecnologías para convertir la biomasa en bioproductos y bioenergía [9].

Bogotá es el mayor generador de residuos sólidos de todo el país, se estima que ingresaron al RSDJ para enero del 2015 cerca de 6134 t/d, de las cuales el 68% son residuos orgánicos, es decir 4171 t/d [10]. En estos sistemas de disposición, los residuos sólidos se empiezan a ver afectados por una serie de procesos secuenciales de descomposición de la materia orgánica biodegradable presente, generando la producción de lixiviados y la formación de gas [11], la generación de estos lixiviados en el RSDJ para el año 2014 correspondió a 15,75 L/s [12].

Según el actual administrador de la plaza de mercado distrital Carlos E. Restrepo, al día se genera 1 tonelada de residuos en la plaza de mercado, y el 90% de estos corresponde a residuos sólidos orgánicos.

Este documento ofrece una evaluación del potencial acidogénico para la producción de AGV a partir de lixiviados de los residuos sólidos orgánicos provenientes de la plaza de mercado distrital Carlos E. Restrepo, debido a que estos residuos contienen altas cargas orgánicas [13] y se convierten en una fuente de carbono para la obtención de dichos productos.

Para cumplir con el propósito del estudio, se realizó un experimento a escala de laboratorio donde se buscó aclimatar un lodo granular y floculento proveniente de la industria láctea, ya que los lodos floculentos son predominantemente acidogénicos y pueden degradar mejor los sustratos complejos, en comparación a los lodos granulares que son principalmente metanogénicos [14], por lo que se decidió evaluar la producción de los AGV para estos dos tipos de lodos, con agua sintética de melaza y azúcar, en cuatro reactores anaerobios con fase acidogénica los cuales operaron durante 186 días, se empleó un aumento gradual de la OLR, aumentando la DQO del sustrato, hasta alcanzar 13000 mgDQO/L, correspondiente a la concentración teórica promedio de la DQO de los lixiviados. Como segundo experimento se realizó un montaje de reactores anaerobios con fase acidogénica inoculados con el lodo aclimatado en el primer experimento, el cual entró en una adaptación con un aumento gradual volumétrico del sustrato sintético con el sustrato real; lo cual permitió determinar las mejores condiciones de operación (TRH, inóculo y mezcla de sustratos) para la producción de AGV a partir de lixiviados de residuos sólidos orgánicos.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar el potencial acidogénico para producción de ácidos grasos volátiles (AGV) a partir de lixiviados de los residuos sólidos orgánicos, como plataforma de biorefinería.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Aclimatar el lodo granular y el lodo floculento con agua sintética de azúcar y melaza.

Caracterizar los lixiviados provenientes de los residuos sólidos orgánicos generados en la plaza de mercado distrital Carlos E. Restrepo.

Evaluar el efecto del aumento de la tasa de la carga orgánica (OLR) en los cuatro reactores aclimatados.

Determinar las mejores condiciones de operación en términos de TRH, inóculo y mezcla del sustrato, para la producción de AGV a partir de lixiviados de residuos sólidos orgánicos.

3. MARCO DE REFERENCIA

3.1 MARCO CONTEXTUAL

A lo largo de los años, el desarrollo industrial de Colombia ha traído consigo un aumento en la demanda de materias primas e insumos provenientes de recursos naturales renovables y no renovables. Este aumento en la actividad productiva del país ha provocado de igual forma un incremento en la generación de vertimientos y desechos. Algunos vertimientos potencialmente tóxicos, provienen de industrias relacionadas generalmente con productos químicos, como curtiembres y metalmecánicas, otros vertimientos poseen características corrosivas con rangos de pH bajo o alto, como industrias que fabrican ácidos, recubrimientos metálicos y textiles. Y en cuanto a las cargas orgánicas medidas en términos de DBO₅ y DQO, los efluentes generados por las industrias de bebidas, alimentos y elaboración de productos de aseo personal son las que registran altas cargas [15]. En la tabla 1, se pueden observar algunas características fisicoquímicas con alta carga orgánica de los vertimientos industriales y lixiviados generados por rellenos sanitarios convencionales en Colombia.

Tabla 1. Recopilación de las características fisicoquímicas de algunos vertimientos y lixiviados en Colombia

Tipo de Residuo	Parámetros Fisicoquímicos					Fuente
	DBO5	DQO	SST	pH	GyA	
	mg/L	mg/L	mg/L	Unidades	mg/L	
Vertimientos de industria láctea	1952	3218	1230	-	357	[16]
Vertimientos de industria de quesos	2000	3044	331	-	478,3	[17]
Vertimientos de la industria cervecera	2750	4554	2132	8	108	[18]
	1000	1525	1272	6	-	[19]
Vertimientos proceso de pelambre químico	15355	26150	5740	12	458	[20]
Vertimientos industria de destilería	13000	38000	10000	-	-	[21]
Lixiviados de rellenos sanitarios convencionales	12878	16334	15961	8	-	[22]
	12368	20467	16906	7,1-8,2	48	[23]
	7782	14000	405	8,3	11,71	[24]

Los lixiviados registran una DQO entre los 14000-20000 mg/L; se resalta que los datos citados de los lixiviados son tomados de estudios relacionados con rellenos sanitarios convencionales [21-23], que incluyen contaminantes como metales

pesados, plaguicidas y componentes químicos. Por otro lado, los vertimientos del proceso de pelambre en curtiembres o industrias de destilería presentan altas concentraciones de DQO y DBO, dejando de lado concentraciones tóxicas y químicas que estas integran, a diferencia de las industrias a pequeña escala de alimentos (leche y queso), que presentan rangos menores en sus cargas orgánicas, estas industrias generan un caudal de vertimiento promedio de 0,23 L/s y 0,08 L/s respectivamente, en comparación con la industria de bebidas (cerveza) la cual registra valores mayores en la DQO, reportando caudales de vertimiento de 18 L/s. Ahora bien, los vertimientos requieren un tratamiento adecuado para disminuir sus cargas contaminantes de acuerdo con normas colombianas como la resolución 631 del 2015. Por lo tanto un aspecto fundamental a tener en cuenta antes de establecer un sistema de tratamiento será su biodegradabilidad [15].

En el caso de los lixiviados, son considerados líquidos biodegradables cuya biodegradabilidad varía con el tiempo [25]. La biodegradabilidad del lixiviado se puede conocer a partir de la relación DBO_5/DQO . Cuando esta relación se encuentra entre 0,4 y 0,6 se puede considerar que el lixiviado es fácilmente biodegradable. Es precisamente su característica biodegradable la que permite reducir la contaminación presente en los lixiviados mediante tratamientos biológicos. Estos tratamientos, bien sean aerobios (en presencia de oxígeno) o anaerobios (en ausencia de oxígeno), consiguen disminuir la carga orgánica presente en el lixiviado e incluso en algunos casos, reducir el contenido en otros nutrientes como nitrógeno o fósforo [26]. Existen desde luego determinantes para que el proceso sea óptimo y alcance una mayor eficiencia, por consiguiente, componentes químicos o metales pesados inhiben el crecimiento y reproducción de la población de microorganismos encargados de la degradación. Es importante aclarar que el presente trabajo se orienta únicamente al uso de los lixiviados provenientes de los residuos sólidos orgánicos, en efecto no se tendrá la presencia de elementos tóxicos que intervengan con el proceso.

Investigaciones realizadas en América Latina para tratar los residuos sólidos urbanos, mediante métodos físicos, químicos y biológicos han demostrado que la digestión anaerobia es la tecnología más adecuada [27], teniendo en cuenta ventajas sobre la digestión aerobia como la producción de biogás, mínimo consumo energético, disminución de espacios y tiempos, bajos costos generales, menor suministro de nutrientes y permite trabajar con altas tasas de carga orgánica [28]. La aplicación de esta tecnología es considerada una de las más eficientes para el tratamiento de los residuos sólidos urbanos debido a que en la mayoría de los países latinoamericanos el contenido de la fracción orgánica representa entre un 50 - 85% [27]. En Colombia, el contenido orgánico de los residuos sólidos se encuentra alrededor del 60-90 % con un porcentaje de humedad entre el 82 - 92% [29].

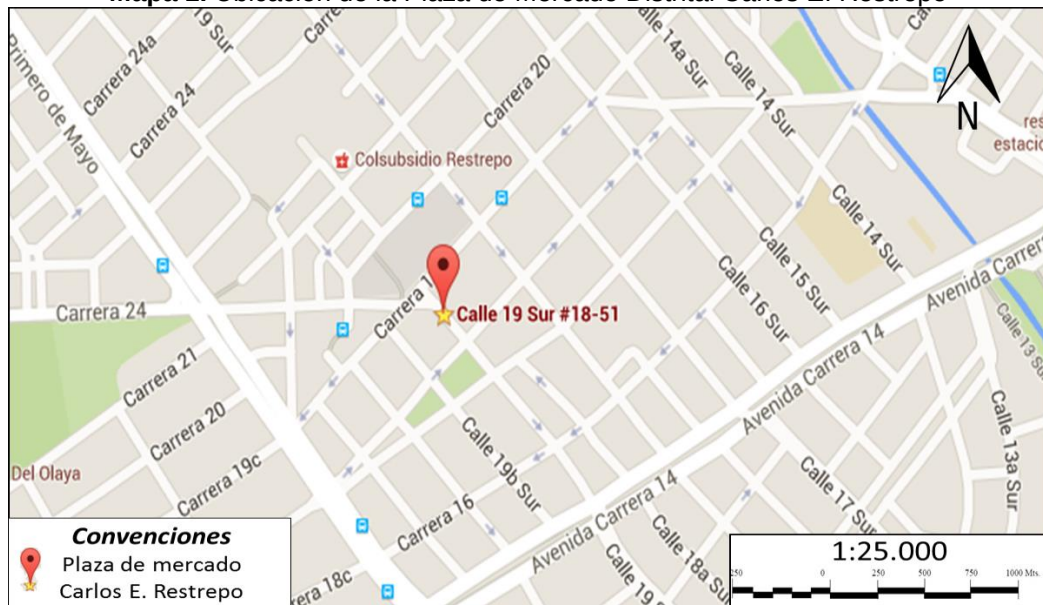
Los lixiviados utilizados en este estudio fueron obtenidos a partir de los residuos generados en la Plaza Carlos E. Restrepo y corresponden a: potencialmente aprovechables (cartón, vidrio, plástico sucio, guacales), orgánicos (amero,

cáscaras de pina, coco, arveja, naranja, hierbas, tallos de flores, cárnicos y lavaza), peligrosos (camas de animales, animales muertos y residuos de salones de belleza) y no aprovechables [30].

Actualmente, la plaza genera 1 t/d de residuos donde al alrededor del 90% de su composición es orgánica, los fines de semana aumenta aproximadamente a 1,5 t/d. En promedio al final del día se tienen 53 canecas con residuos combinados, cada una con un peso estimado de 30 kg; estos residuos tienen una disposición final en el RSDJ. Se hace una separación del cartón el cual se le entrega a recicladores o personas interesadas en el mismo, según comenta el administrador de la plaza.

La Plaza de Mercado Distrital Carlos E. Restrepo está ubicada en la Carrera 19 No 18 – 51 Sur, barrió Restrepo, localidad Antonio Nariño, Bogotá D.C. El horario general que maneja es de lunes a sábado de 7:00 a.m. a 4:45 pm, excepto los días jueves donde el cierre es a la 1:45 p.m. ya que se realiza el aseo general, los domingos presta un servicio de 7:00 a.m. a 3:45 p.m. y los festivos de 7:00 a.m. a 1:45 a.m. La plaza cuenta con 100 locales de fruterías y venta de verduras; y con 50 locales entre restaurantes y cafeterías.

Mapa 1. Ubicación de la Plaza de Mercado Distrital Carlos E. Restrepo



Fuente: www.googlemaps.com

3.2 MARCO TEÓRICO

3.2.1 DIGESTIÓN ANAEROBIA

Se denomina digestión anaerobia al proceso en virtud del cual la materia orgánica es convertida en metano, dióxido de carbono e hidrógeno, en ausencia de oxígeno, a causa de la acción combinada de diferentes poblaciones bacterianas. La formación de metano y dióxido de carbono corresponde a la última etapa de una serie de reacciones en las cuales los compuestos orgánicos son degradados completamente [31].

La bioquímica y microbiología de los procesos anaerobios es mucho más complicada que en los procesos aerobios, debido al gran número de rutas que puede utilizar una comunidad anaerobia para la bioconversión de las sustancias orgánicas. Estas rutas no se conocen al detalle pero, en los últimos años, se ha avanzado mucho en las líneas de investigación de este proceso [32]. Este proceso puede ser dividido en cuatro etapas: hidrólisis, fermentación o acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, como se observa en la Figura 1.

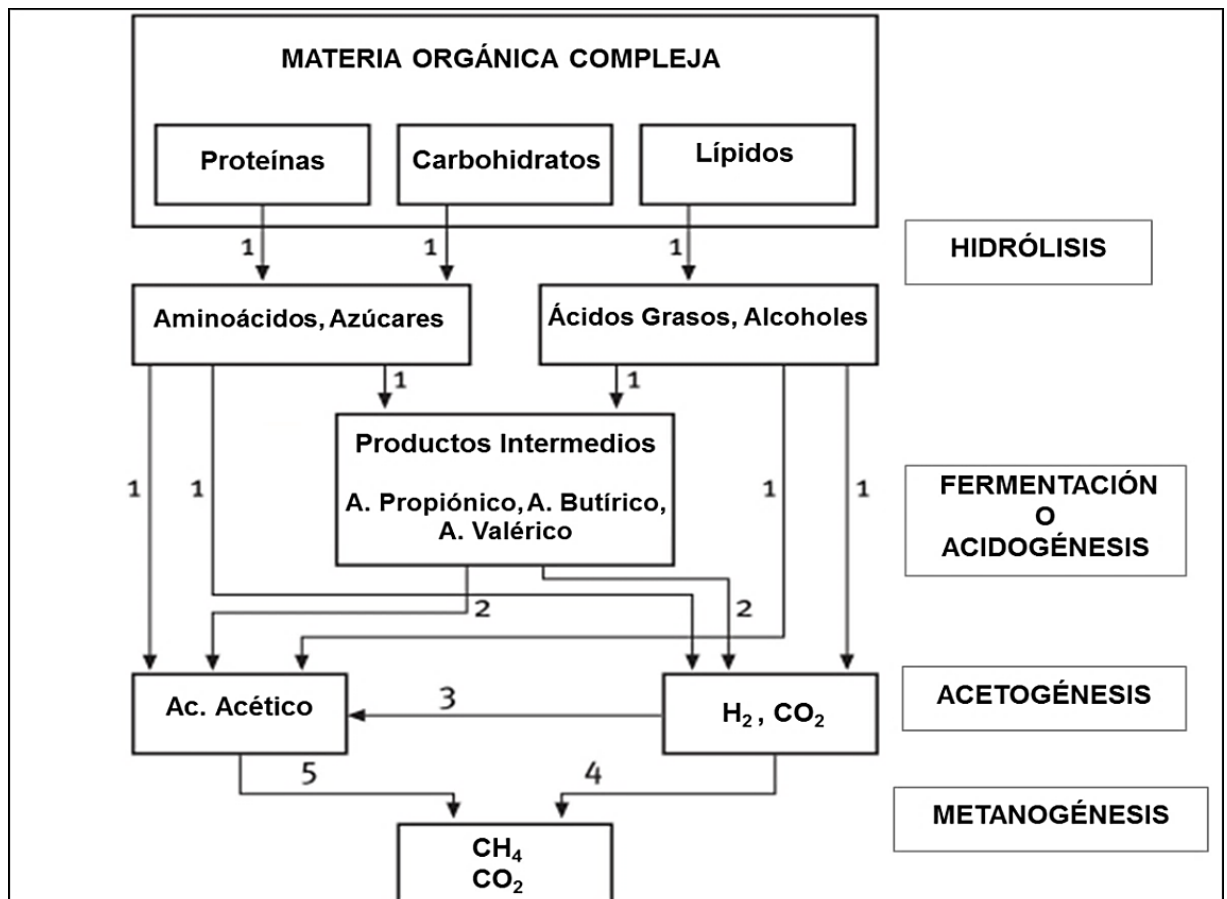


Figura 1. Fases de la digestión anaerobia y poblaciones de microorganismos.

- 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) Bacterias acetogénicas; 3) Bacterias homoacetogénicas;
4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) Bacterias metanogénicas.

Adaptado de [5]

➤ Hidrólisis

El primer paso de la digestión anaerobia de residuos sólidos es la desintegración o la solubilización de sustratos sólidos poliméricos, como proteínas, carbohidratos y lípidos, en moléculas más simples como aminoácidos, azúcares, ácidos grasos volátiles de cadena larga y alcoholes [33]. Las reacciones hidrolíticas se llevan a cabo por enzimas extracelulares llamadas hidrolasas que catalizan las reacciones. Desde el punto de vista químico, la hidrólisis significa la ruptura de las biomoléculas de cadena larga por la reacción con agua. En este sentido, el agua es esencial para la mejora del proceso. Biológicamente, la hidrólisis trabaja debido a la actividad de las enzimas. Para un sustrato sólido, la hidrólisis es a menudo la etapa limitante más lenta en el proceso de degradación anaerobia [34], aunque, si el sustrato es fácilmente biodegradable, la fase limitante en la digestión anaerobia será la metanogénesis, debido a que las bacterias metanogénicas consumen los AGV producto de la acidificación, ocho veces más lento que la velocidad en que las bacterias fermentativas acidifican el sustrato, como resultado la capacidad de utilización de la DQO total por parte de la población metanogénica presente en el reactor, determina la máxima carga de DQO que podrá aplicarse. Si la velocidad de carga excede la capacidad metanogénica se producirá acumulación de AGV en el reactor y el pH disminuirá [35].

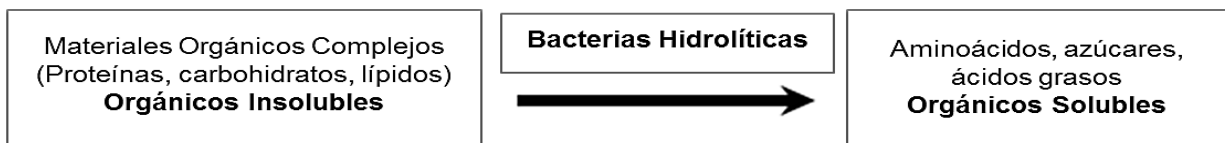


Figura 2. Ilustración general de la reacción de hidrólisis.
Fuente: [36].

➤ Acidogénesis

Los componentes orgánicos solubles incluyendo los productos de la hidrólisis se convierten principalmente en AGV los cuales poseen un bajo número de carbonos (ácido fórmico, acético, propiónico, butírico, isobutírico, valérico, isovalérico, láctico y caproico), hidrógeno y dióxido de carbono, y en alcoholes, cetonas, aldehídos, agua, formiato y acetato, por la acción de ácidos formando bacterias conocidas como acidogénicas [36].

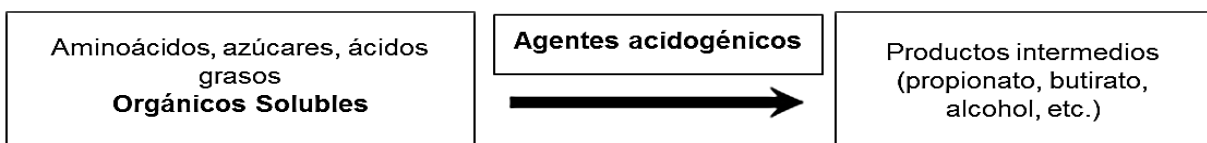


Figura 3. Ilustración general de la reacción acidogénica.
Fuente:[36].

➤ Acetogénesis

Los productos de la acidogénesis (ácidos grasos) se convierten en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono [37]. Esta oxidación es llevada a cabo por un

grupo denominado organismos acetógenos productores obligados de hidrógeno (OHPA, *Obligate Hydrogen Producing Acetogens*) [31], que son considerados como acetógenos, y algunos son parte de acetógenos bajo fenómenos sintróficos [36].

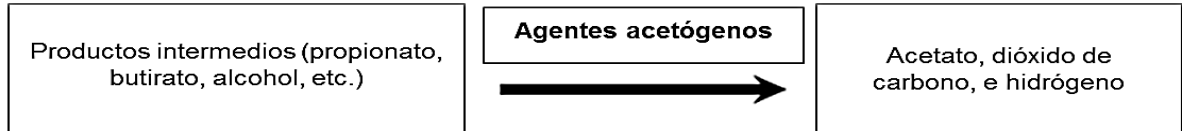


Figura 4. Ilustración general de la reacción acetogénica.
Fuente: [36].

➤ Metanogénesis

Metanogénesis o conocida como fase metanogénica es la última etapa de la digestión anaeróbica. Todos los productos intermedios producidos a partir de las etapas anteriores serán convertidos en metano. En general, los sustratos metanogénicos incluyen acetato, metanol, hidrógeno o dióxido de carbono, formiato, metanol, monóxido de carbono, metilaminas, mercaptanos metilo, y metales reducidos [36]. El metano se produce a partir de ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono, así como directamente de otros sustratos de los cuales el ácido fórmico y metanol son los más importantes [37]. Pueden darse dos rutas metaolicas para este proceso, la metanogénesis acetoclastica, la cual transforma el acetato en metano y dióxido de carbono y es considerada como la mayor productora de metano (Figura 5), y la metanogénesis hidrogenotrófica, en la cual el metano se produce a partir de hidrogeno y dióxido de carbono [38].

3.2.2 FLUJO DE LA DQO EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Para un sistema anaerobio, la DQO puede considerarse un parámetro conservativo, es decir, la suma de las DQO de entrada debe ser igual a la suma de las DQO de salida [32].

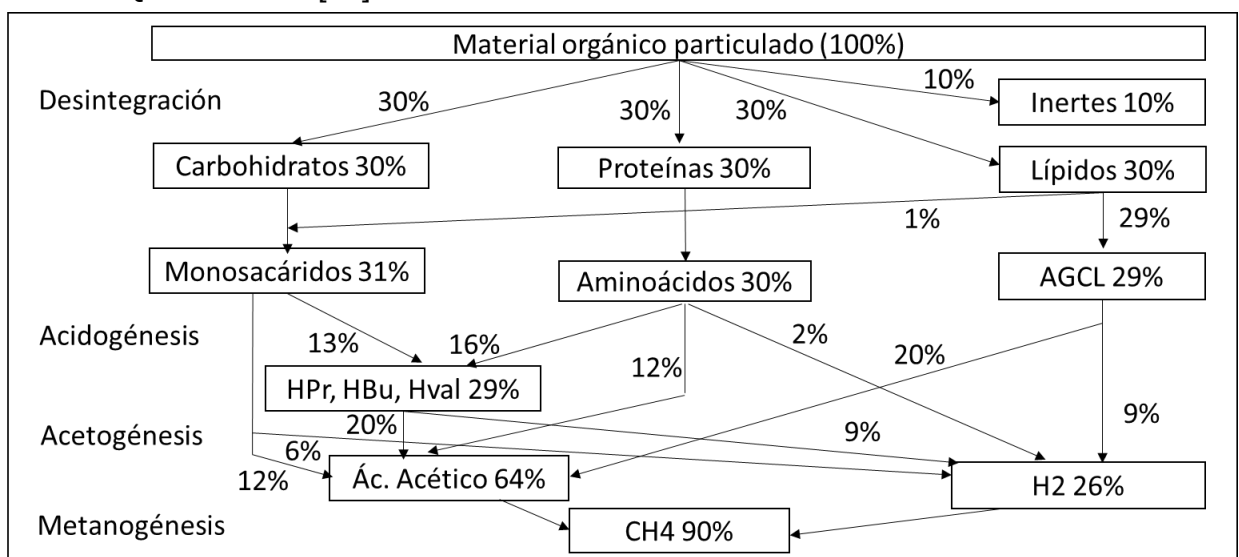


Figura 5. Flujo de la DQO en el proceso de digestión anaerobia de materia orgánica particulada.

Formada por un 10% de materiales inertes y un 90% de carbohidratos, proteínas y lípidos, en partes iguales. El ácido propiónico (HPr, 10%), ácido butírico (HBu, 12%) y ácido valérico (HVal, 7%) se han agrupado para simplificar el esquema. AGCL: ácidos grasos de cadena larga.

Fuente: [32]

La determinación de la DQO, tanto en el afluente como en el efluente del sistema permite evaluar la tasa de remoción de la materia orgánica.

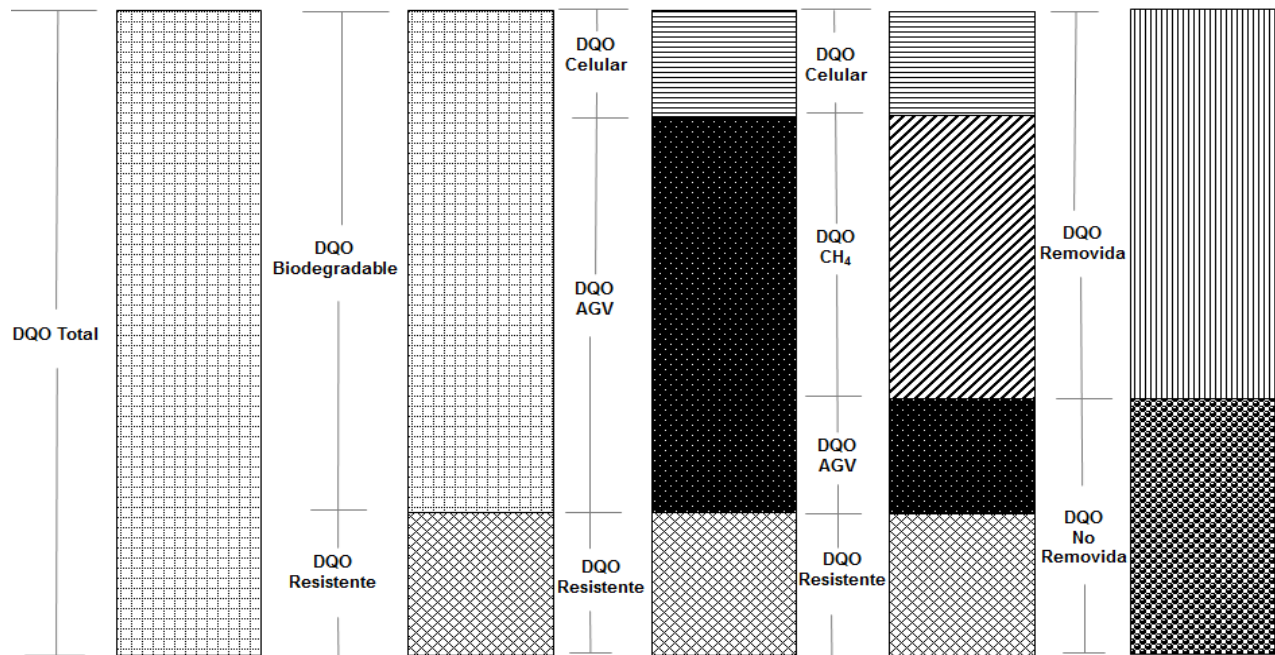


Figura 6. Balance de la DQO en el proceso de degradación anaerobia.

Adaptado de [31].

Para completar el cuadro de transformación de la materia orgánica en un reactor anaerobio, se requiere cuantificar y caracterizar el biogás generado en el proceso. Según las características del residuo y el proceso de tratamiento, la DQO puede presentarse de varias maneras: soluble, insoluble, biodegradable y resistente. En el proceso de degradación, la DQO biodegradable está constituida por las fracciones: acidificada, celular, y metanogenizada. La suma de la DQO resistente y la acidificada en el efluente, representa la DQO no removida; mientras que la sumatoria de la DQO celular y metanogenizada conforma la DQO removida [31]. La Figura 6 representa esquemáticamente el balance de DQO en el proceso de degradación anaerobia.

Para evaluar el potencial acidogénico para la producción de AGV, se adaptó el balance de la DQO únicamente al proceso acidogénico que ocurre dentro de los reactores como se muestra en la Figura 7. La DQO total en el influente del sustrato cuenta con una fracción de DQO en AGV, ya que los sustratos manejados en el trabajo por naturaleza son ácidos en especial la melaza y los lixiviados. También, se tiene la DQO removida la cual está representada por la posible producción de gases como CO_2 e H_2 , y otros en menor cantidad. La DQO residual

o resistente, corresponde a una fracción de la DQO inicial y es igual al final del proceso. La DQO AGV Neto, pertenece a la fracción de DQO inicial que se transformó en AGV, sin incluir la DQO AGV en el influente (Ecuación 7). Finalmente, el efluente estará conformado por la DQO residual y la DQO AGV, esta última corresponde a la suma de los AGV netos y los AGV del sustrato.

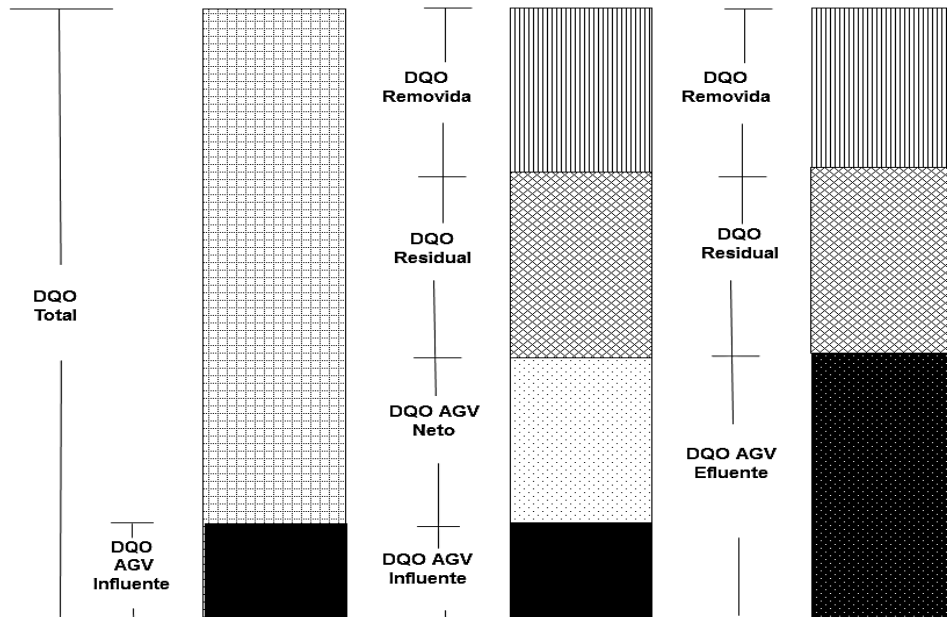


Figura 7. Balance de la DQO en el proceso de acidogénesis en estado estacionario.

3.2.3 FACTORES QUE AFECTAN LA HIDRÓLISIS Y LA ACIDIFICACIÓN

Los carbohidratos, lípidos y proteínas tienen diferente grado de hidrólisis; la hidrólisis de proteínas y lípidos no han sido extensamente estudiadas como la de los carbohidratos. La mayor velocidad de degradación se podría obtener con el almidón, proteínas, y los residuos de cocina, los lípidos suelen degradarse con mucha lentitud [36]. Por otra parte, la ausencia de la metanogénesis afecta negativamente a la hidrólisis de lípidos neutros; esto significa que la mayoría de los lípidos son hidrolizados completamente durante la fase de metanogénica [39].

➤ Alta concentración de AGV

Las reacciones fermentativas se detienen a una concentración de AGV de 13000 mg/L acompañada por un pH de 5, y las acciones hidrolíticas se inhiben por altas concentraciones de propionato [40], y por la presencia de AGV no ionizados (ácidos libres) el cual es el principal factor limitante ya que inhibe la actividad de las bacterias [41]. De igual manera, la alta tasa de degradación suele ir acompañada por una alta carga de producción de AGV, a fin de mantener la concentración de ácido propiónico por debajo del límite inhibitorio, se recomienda una recirculación intermitente de los lixiviados y la eliminación periódica de lixiviados, sustituyéndolo con agua, ya que se ha encontrado que es beneficioso para mejorar la hidrólisis y

acidificación [36]. Y por último, la hidrólisis puede ser inhibida por la acumulación de aminoácidos y azúcares debido a que impiden la producción y la actividad enzimática [42].

➤ pH

Para la producción especialmente de ácido acético se recomienda un rango de operación de pH entre 6 y 7 [43]. Además, se ha establecido que hay una relación positiva entre la tasa de hidrólisis y la biodegradabilidad de una sustancia. La biodegradabilidad aumenta ligeramente con el pH y esto se traduce en términos de velocidad de la hidrólisis [44]. A pH neutro, los ácidos orgánicos están mayoritariamente (>99%) en la forma ionizada (no tóxica). No obstante, cuando el pH disminuye, los AGV están menos disociados (tóxicos), incluso a pH 5, los AGV están disociados en un 50% aproximadamente, si el pH en el reactor es bajo, una concentración elevada de AGV no podrá ser tolerada ya que la fracción de AGV no ionizada será alta [45].

➤ Temperatura

De acuerdo con la temperatura los ambientes anaeróbicos pueden dividirse en tres categorías: psicrófilos (0 a 20°C); mesófilos (20 a 40 °C) y termófilos (45 a 65 °C). Las bacterias que crecen en cada uno de estos intervalos de temperatura son organismos diferentes. Si el intervalo de temperatura en el reactor cambia, es necesario arrancar el reactor de nuevo, ya que una nueva población bacteriana tiene que ser cultivada.

La mayoría de los digestores anaerobios operan entre 30-35°C [31], ósea en un rango mesófilo, en este rango la actividad y el crecimiento de las bacterias disminuye en un 50% por cada 10°C de descenso por debajo de 35°C. Cambios de temperatura en este intervalo pueden ser normalmente tolerados, pero cuando la temperatura desciende la carga también debe ser disminuida de acuerdo con el descenso de la actividad esperada [35]. Por otro lado, las tasas de descomposición de la materia orgánica a temperatura termófila son más altas, lo cual disminuye el tiempo de residencia y volumen del reactor, en contraprestación de la energía que se requiere para mantener el reactor a esta temperatura [36].

➤ Tiempo de retención

El tiempo de retención requerido para la realización de reacciones de digestión anaerobia varía con diferentes tecnologías, la temperatura del proceso, y composición de los residuos. Se requiere un menor tiempo de retención en el digestor operado en el rango termófilo [36].

3.2.4 TIPO DE REACTOR

Los reactores de fases separadas o de dos fases, constan de la separación de la fase de la hidrólisis y acidificación de la acetogénesis y metanogénesis en dos reactores. En 1971 se propuso la primera separación física de la fase ácida y la fase metanogénica en dos reactores donde las condiciones ambientales se

optimizaron en cada grupo de microorganismos [4], ya que permite la selección y enriquecimiento de bacterias diferentes en cada digestor, haciendo más sencillo el control independientemente de las condiciones de funcionamiento de los digestores [46]. Por lo cual, algunos estudios fueron enfocados al reconocimiento y optimización de la fase acidogénica aislada de las dos últimas fases de la digestión anaerobia; incluyendo alternativas de uso de los subproductos que se generan en esta fase como lo son los AGV.

Los reactores anaerobios de flujo ascendente con lecho fijo, se describen como un reactor de biopelícula fija sin medio de empaque o soporte, con una cámara de digestión que tiene flujo ascendente y a cierta altura se desarrolla un manto de lodos anaerobios que es altamente activo y en el cual se da la estabilización de la materia orgánica del afluente hasta diferentes subproductos. Entre las ventajas más significativas se tiene la baja producción de lodos, consumo bajo de energía al no requerir agitación mecánica y alta retención de biomasa [47].

3.2.5 ETAPA DE ARRANQUE DEL REACTOR

Es el período de tiempo durante el cual la biomasa anaerobia se adapta a la cantidad y calidad del sustrato que debe tratar; en dicho período generalmente el sistema de tratamiento se alimenta con caudales menores al de diseño y la eficiencia de remoción de materia orgánica aumenta lentamente hasta alcanzar los valores proyectados. Por lo tanto, es una etapa inestable y crítica cuya duración puede oscilar entre un mes y un año o más, dependiendo del inóculo, las características del sustrato y de la estrategia de arranque utilizada. La duración de la etapa de arranque está definida, por el período de tiempo necesario para obtener una calidad constante del efluente y una masa de lodo que no varía cualitativamente con el tiempo [48].

Uno de los enfoques tradicionales utilizados en la etapa de arranque es el aumento lento de la carga orgánica, este se utiliza siempre y cuando la estabilidad del reactor lo permita; se inicia el arranque con cargas orgánicas bajas, las cuales se incrementan cuando se alcanzan eficiencias de remoción de la materia orgánica entre 60 y 80% y el reactor presenta estabilidad en dichas remociones [31].

3.2.6 ETAPA DE OPERACIÓN

La operación rutinaria del sistema se inicia una vez superada la etapa de arranque, cuando se alcanzan las condiciones de diseño de carga orgánica e hidráulica. En esta etapa se espera que el reactor funcione en condiciones de estado estacionario o estable, en el cual las variables de salida del sistema se mantienen relativamente constantes a pesar de las variaciones temporales en cantidad y calidad del afluente [31].

- La carga hidráulica aplicada sobre un sistema de tratamiento de aguas residuales se define como la relación entre el caudal del afluente y el volumen útil del sistema; por lo tanto, la carga hidráulica es igual al inverso del tiempo de retención hidráulico.
- El tiempo de retención hidráulico es el tiempo promedio de permanencia del líquido en el reactor, el cual se define mediante la siguiente relación:

$$Lh = \frac{Q_{afllu}}{V_r} = \frac{1}{TRH} \quad (1)$$

Donde,

Lh = Carga hidráulica

Qaflu = Caudal del afluente

Vr = Volumen útil del reactor

TRH = Tiempo de retención hidráulico.

- La carga orgánica volumétrica es la relación entre la masa de material orgánico aplicada por unidad de tiempo y por unidad de volumen del reactor, y se define como:

$$OLR = \frac{Q_{afllu} * C_{afllu}}{V_r} = \frac{C_{afllu}}{TRH} \quad (2)$$

Donde,

OLR = Carga orgánica

Caflu = Concentración de DQO del afluente

- La DQO removida es la diferencia entre la DQO del afluente y la DQO del efluente, se estima como la producción de gases como CH₄, CO₂ e H₂ entre otros, y se define así:

$$C_{rem} = C_{aflu} - C_{eflu} \quad (3)$$

Donde,

C rem = Concentración de DQO removida

C eflu = Concentración de DQO del efluente

- La DQO residual o resistente se define como la diferencia de la DQO del afluente, la DQO removida y la DQO de AGV

$$C_{res} = C_{aflu} - C_{rem} - C_{AGV} \quad (4)$$

Donde,

C res = Concentración de DQO residual

C AGV = Concentración de DQO de AGV

- El porcentaje de AGV en el efluente está definida por

$$C_{AGC\ eflu} = \frac{C_{AGV\ eflu}}{C_{eflu}} \quad (5)$$

$C_{AGV\ eflu}$ = Concentración de DQO de AGV en el efluente

C_{eflu} = Concentración de DQO del efluente

- El grado de acidificación (GA) es el principal parámetro que se usa para la evaluación del potencial de acidificación, está definido como:

$$GA = \frac{C_{AGV\ eflu}}{C_{aflu}} \quad (6)$$

Donde,

$C_{AGV\ eflu}$ = Concentración de DQO de AGV en el efluente

- Debido a que algunos sustratos por naturaleza son ácidos, es necesario corregir este parámetro por el grado de acidificación neto (GAn), el cual tiene en cuenta la concentración de AGV del sustrato, este parámetro se calculó por medio de la ecuación (7):

$$GAn = \frac{C_{AGV\ eflu} - C_{AGV\ aflu}}{C_{aflu}} \quad (7)$$

Donde,

$C_{AGV\ aflu}$ = Concentración de DQO de AGV en el afluente

3.2.7 TIPO DE INÓCULO

En general, se recomienda una concentración mínima de 10 KgSSV/m³ y un volumen no mayor del 60% del volumen total del reactor. Por otra parte, es importante evitar el arrastre de las bacterias durante la fase de arranque y controlar parámetros como la carga orgánica volumétrica, el tiempo de retención hidráulica (TRH) y la concentración de AGV en el efluente del reactor [31].

En la actualidad se cuenta con variedad de tipos de inóculos, como lodos domésticos digeridos, estiércol digerido o fresco, lodos de lagunas anaerobias, lodos granulares, entre otros. En la Tabla 2 se consigna un resumen de las principales características de los lodos granulares presentes en reactores UASB de alta carga [31].

Tabla 2. Propiedades del lodo granular.

Característica	Unidad	Intervalo
Densidad	kg/m ³	1028 - 1082
Relación	SSV/SST	0,45 – 0,90
Velocidad media de sedimentación	m/h	53 - 100
Diámetro medio de gránulos	Mm	0,8 – 2,2
Actividad metanogénica	gDQO-CH ₄ /gSSV/d	0,2 – 1,9

Fuente: [49]

En cuanto al lodo floculento, es natural que sea predominantemente acidogénico, el cual podría degradar mejor los sustratos complejos, en comparación al lodo granular que es principalmente metanogénico [14].

3.3 MARCO CONCEPTUAL

➤ Ácidos Grasos Volátiles

Los ácidos grasos volátiles (AGV) son ácidos orgánicos de cadena corta, de bajo peso molecular, de alto carácter hidrófilo, y que tienen valores de pKa que varían desde 3,75 a 4,87. Los AGV contienen de 1 a 5 carbonos se denominan comúnmente ácido fórmico (C1), ácido acético (C2), propiónico (C3), butírico (C4), isobutírico (C4), valérico (C5) y isovalérico (C5), y se muestran predominantemente disociados en los medios cuyos valores de pH son mayores que sus valores de pKa [50].

➤ Análisis de Componentes Principales

El principal uso del ACP o por sus siglas en inglés PCA está relacionado con la explicación de la estructura de varianzas y covarianzas de una serie de variables originales, mediante unas pocas combinaciones lineales de ellas, buscando generar nuevas variables que puedan expresar la información contenida en el conjunto original de datos y reducir la dimensionalidad del problema estudiado. Las nuevas variables generadas se denominan componentes principales. El análisis es esencialmente descriptivo y tiene una interpretación geométrica [51].

➤ Aprovechamiento

En el marco de la gestión integral de residuos sólidos, aprovechamiento, es el proceso mediante el cual, a través de un manejo integral de los residuos sólidos, los materiales recuperados se reincorporan al ciclo económico y productivo en forma eficiente, por medio de la reutilización, el reciclaje, la incineración con fines de generación de energía, el compostaje o cualquier otra modalidad que conlleve beneficios sanitarios, ambientales y/o económicos [52].

➤ Biomasa

Cualquier material de origen biológico, excluyendo combustibles fósiles o turba, que contienen un almacenamiento químico de energía (recibido originalmente del sol) y que está disponible para convertirse en un amplio rango de convenientes portadores energéticos [53].

➤ Biomasa Residual

Subproductos que se derivan de las transformaciones naturales o industriales que se llevan a cabo en la materia orgánica. Algunos ejemplos de biomasa son los residuos de las cosechas, los efluentes ganaderos, los lodos de los sistemas de

tratamiento de aguas residuales y los residuos orgánicos de plazas de mercado [54].

➤ **Biorefinería**

El concepto de biorefinería es análogo al de refinería petrolífera. Una biorefinería debería integrar diversos procesos para producir múltiples productos, tales como combustibles, materiales, productos químicos, calor y electricidad, a partir de biomasa. En su propia definición está intrínsecamente incluido el concepto de sostenibilidad puesto que la materia prima de la biorefinería, la biomasa, es renovable. El concepto de biorefinería se fundamenta en la óptima utilización y valorización de las materias primas, en la integración de procesos para una mejor eficiencia. La producción de bioproductos, como bioquímicos, biomateriales y biocombustibles pueden mejorar su competitividad y eco eficiencia mediante la integración de estos procesos [9].

➤ **Energía de la biomasa moderna**

Energía derivada de la combustión sólida, líquida y gaseosa de combustibles de biomasa en sistemas de conversión de alta eficiencia. Los cuales se encuentran en un rango de electrodomésticos a plantas de conversión industrial a gran escala. Las aplicaciones modernas incluyen la generación de electricidad y calor, combinación de calor y electricidad, y transporte [53].

➤ **Energía de la biomasa tradicional**

Biomasa sólida que incluye leña, carbón, residuos agrícolas y forestales, y estiércol animal, que es usada típicamente en áreas rurales de países en desarrollo con tecnologías tradicionales como hogueras abiertas para cocinar y hornos a pequeña escala para procesamiento industrial y agrícola. A menudo, el uso de la biomasa tradicional conduce a altos niveles de contaminación, degradación forestal y deforestación [53].

➤ **Lixiviados**

Líquido residual generado por la descomposición biológica de la parte orgánica o biodegradable de los residuos sólidos bajo condiciones aerobias o anaeróbicas y/o como resultado de la percolación de agua a través de los residuos en proceso de degradación [52].

➤ **Residuo sólido o desecho**

Es cualquier objeto, material, sustancia o elemento sólido resultante del consumo o uso de un bien en actividades domésticas, industriales, comerciales, institucionales, de servicios, que el generador abandona, rechaza o entrega y que es susceptible de aprovechamiento o transformación en un nuevo bien, con valor económico o de disposición final. Los residuos sólidos se dividen en aprovechables y no aprovechables [52].

➤ Residuo sólido aprovechable

Es cualquier material, objeto, sustancia o elemento sólido que no tiene valor de uso directo o indirecto para quien lo genere, pero que es susceptible de incorporación a un proceso productivo [52].

3.4 MARCO INSTITUCIONAL

La Universidad Santo Tomás junto a la Universidad Antonio Nariño tienen inherencia en la ejecución del proyecto, por medio del Convenio de Apoyo Interinstitucional de Trabajo de Grado. El presente estudio experimental se realizó en las instalaciones de los laboratorios de Ingeniería Ambiental de la Universidad Antonio Nariño sede Circunvalar. De igual manera la Plaza Carlos E. Restrepo recibe un beneficio al caracterizar los residuos que se generan por medio de dos cuarteos, y la caracterización de los lixiviados generados de los residuos orgánicos, la cual comprendió parámetros como el pH, DQO, AGV y Nitrógeno Total

3.5 MARCO LEGAL.

Al convertirse los lixiviados en vertimientos puntuales deben cumplir con la Resolución 0631 del 7 marzo de 2015, la cual establece parámetros y valores límites máximos permisibles en los vertimientos puntuales a cuerpos de aguas superficiales y a los sistemas de alcantarillado público. El tratamiento y disposición de residuos tiene establecido los siguientes límites máximos [55].

Tabla 3. Parámetros fisicoquímicos y sus valores límites máximos permisibles

Parámetro	Unidades	Tratamiento y Disposición de residuos
Generales		
pH	Unidades	6 a 9
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg/L O ₂	2000
Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO ₅)	mg/L O ₃	800
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	mg/L	400
Sólidos Sedimentables (SSED)	mg/L	5
Grasas y Aceites	mg/L	50
Fenoles	mg/L	0,2
Hidrocarburos		
Hidrocarburos Totales (HTP)	mg/L	10
Iones		
Cianuro Total (CN ⁻)	mg/L	0,5
Cloruros (Cl ⁻)	mg/L	500
Sulfatos (SO ₄ ²⁻)	mg/L	600
Metales y Metaloides		
Aluminio (Al)	mg/L	3
Arsénico (As)	mg/L	0,1
Bario (Ba)	mg/L	2

Cadmio (Cd)	mg/L	0,05
Cinc (Zn)	mg/L	3
Cobre (Cu)	mg/L	1
Cromo (Cr)	mg/L	0,5
Mercurio (Hg)	mg/L	0,01
Níquel (Ni)	mg/L	0,5
Plomo (Pb)	mg/L	0,2
Selenio (Se)	mg/L	0,2
Vanadio (V)	mg/L	1

El sector actividades asociadas con servicios y otras actividades comprende la gestión de residuos y actividades de saneamiento ambiental, la cual incluye la operación de rellenos sanitarios para la disposición de desechos no peligrosos, tratamiento de desechos orgánicos para su disposición y producción de compost con desechos orgánicos.

Por otra parte, el Decreto 1713 del 2002 en su Parágrafo 3° dice que las plazas de mercado, cementerios, mataderos y/o frigoríficos deben establecer programas internos de almacenamiento y presentación de residuos de tal manera que se reduzca la heterogeneidad de los mismos y facilite el manejo y posterior aprovechamiento, en especial los de origen orgánico.

Además, la Guía Técnica Colombiana GTC 53-7. Está orientada al aprovechamiento de residuos sólidos orgánicos no peligrosos.

4. METODOLOGÍA

En la Figura 8 se observan las diferentes etapas del proyecto, identificando cada uno de los cuatro objetivos gráficamente.

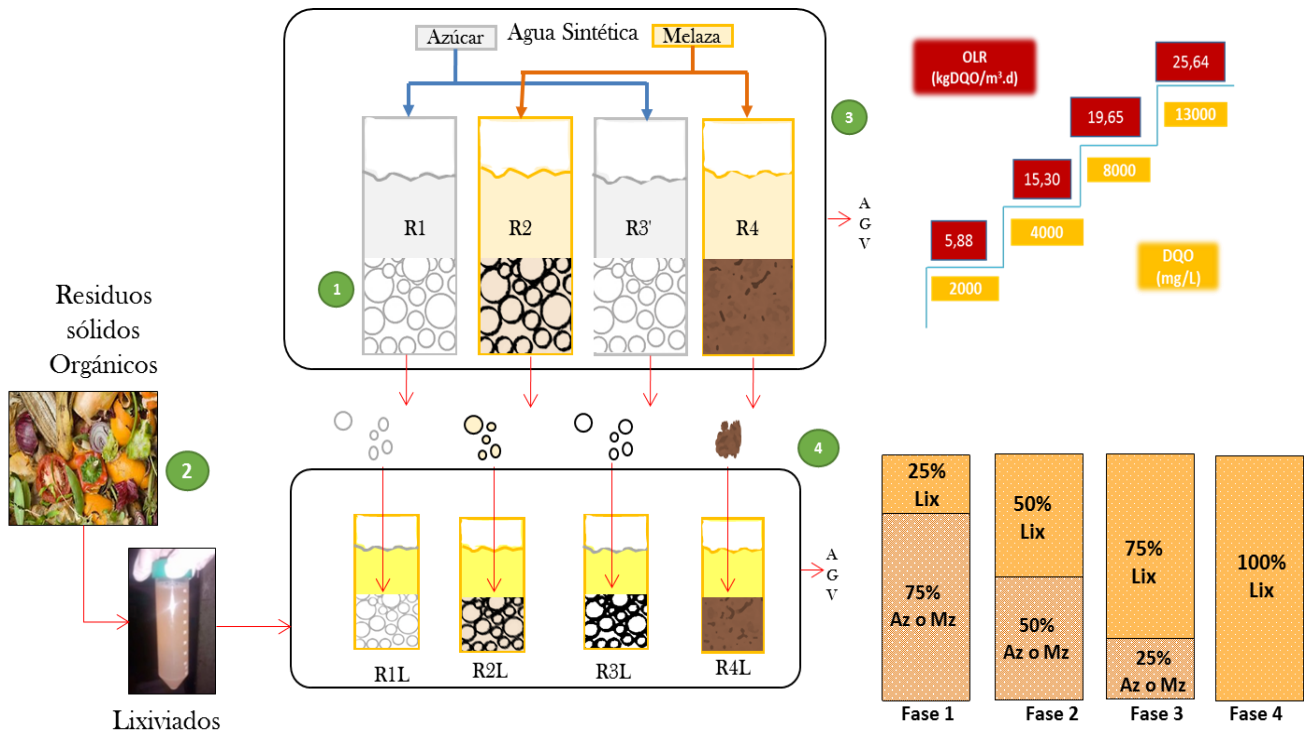


Figura 8. Diagrama resumen de las diferentes etapas del trabajo.

4.1 MONTAJE

4.1.1 Montaje de reactores anaerobios de 2L de capacidad

Para la operación se utilizaron 4 reactores anaerobios de configuración de flujo ascendente de lecho fijo con cultivo microbiano mixto (inóculo anaerobio granular y floculento) como se muestra en la Figura 9 (B), operados en continuo, con un volumen de trabajo nominal de 2,5 L y un volumen efectivo de 2 L, de material de polietileno, denominados R1, R2, R3 y R4. El reactor contó con un sistema de calefacción, compuesto por una chaqueta de calentamiento de recirculación de agua, la cual consistió en un tanque (10 L) con agua, una resistencia (120 VAC) y una bomba sumergible (marca HJ 731) (Figura 9, C), se utilizaron dos sistemas de calefacción para los cuatro reactores. El sistema de alimentación de los reactores fue de gravedad por goteo, se usaron dos sistemas de alimentación, uno para el agua sintética con azúcar y otro para el agua sintética con melaza, ya que la viscosidad de los sustratos es distinta, siendo la melaza más viscosa, para el sustrato de azúcar se instaló un tanque de 19 L de capacidad, el cual alimentó dos

reactores (Figura 9, E), y para el sustrato de melaza se contó con dos tanques de 19 L cada uno con vasos comunicantes, se instaló una bomba sumergible en el tanque, la cual impulso el fluido a los dos reactores (Figura 9, A). Los efluentes fueron almacenados en tanques (Figura 9, D) donde se realizaron las mediciones de caudal por el método volumétrico y la toma de muestras.

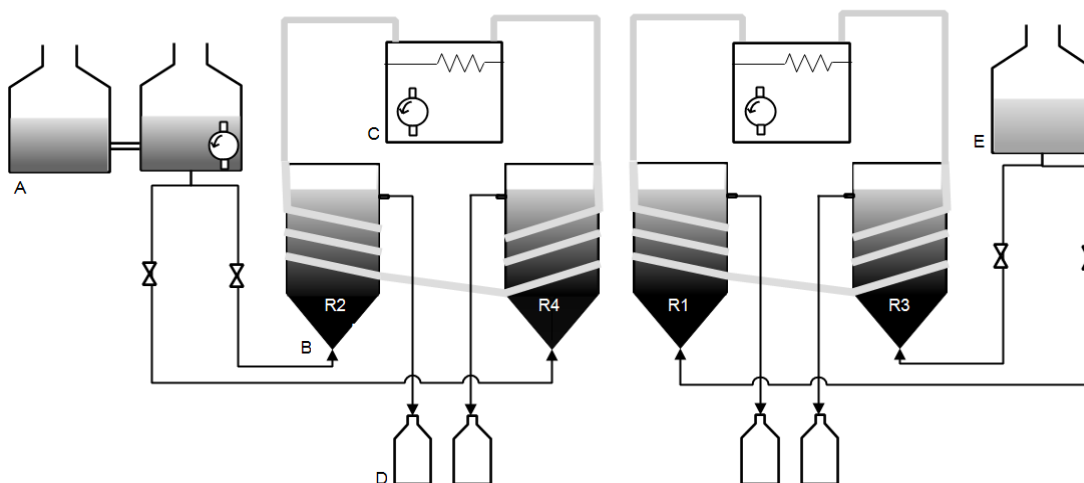


Figura 9. Diagrama de los reactores de flujo ascendente de 2L



Figura 10. Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 2L

4.1.2 Montaje de reactores anaerobios de 0,2L de capacidad

Se realizó un segundo montaje para dar continuidad al experimento, se utilizaron 4 reactores anaerobios de configuración de flujo ascendente de lecho fijo con cultivo microbiano mixto aclimatado con anterioridad en los reactores anaerobios de 2L como se muestra en la Figura 11 (B), operados en continuo, con un volumen efectivo de 0,2 L y de 0,25 L nominal, de material de polietileno y base en PVC, denominados R1L, R2L, R3L y R4L. Se manejó el sistema de calefacción, por medio de dos cordones de resistencia, cada uno de 3 m de largo para dos reactores (Figura 11, C). Se instalaron dos botellas de polietileno con capacidad de 1,25 L para el sistema de alimentación de gravedad por goteo (Figura 11, A), uno para azúcar con lixiviados y otro para melaza con lixiviados, se ubicaron en un

soporte universal. Los efluentes fueron almacenados en botellas de polietileno (Figura 11, D) donde se realizaron las mediciones de caudal y la toma de muestras. El volumen de trabajo se reduce debido a que el volumen de lodo aclimatado sería poco para inocular reactores de mayor magnitud, y no se disponía de la suficiente cantidad de lixiviados para mantener los caudales de trabajo, además los reactores de 2 L de capacidad se siguieron evaluando hasta finalizar el trabajo con los sustratos sintéticos respectivos.

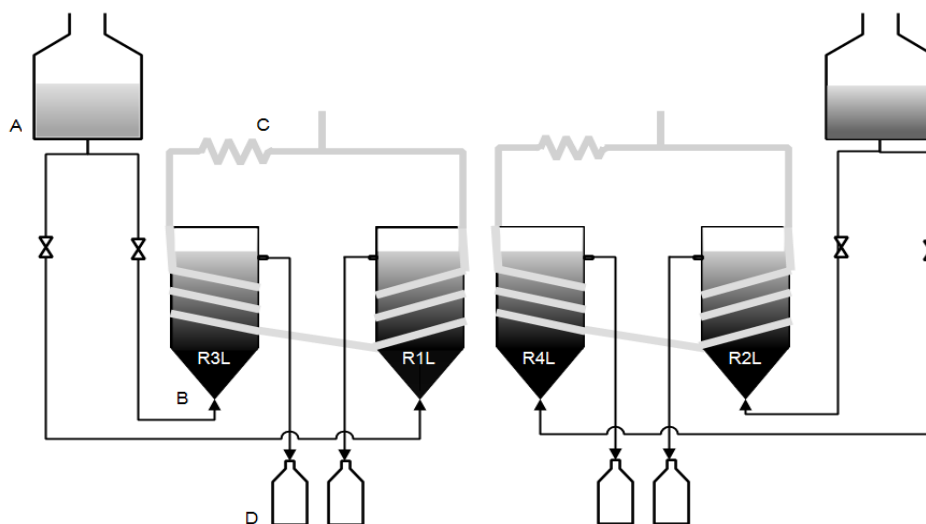


Figura 11. Diagrama de los reactores de flujo ascendente de 0,2L



Figura 12. Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 0,2L

4.1.3 Sistema de recolección de lixiviados

Se utilizaron tres canecas de 5 Gal cada una, la primera se perforó en la base con agujeros de 3 mm de forma consecutiva, además se instaló una malla de polietileno con tamaño de poro de 5 x 5 mm en el fondo, para impedir el paso de partículas de mayor tamaño y evitar que se colmataran los orificios (Figura 13, A), en esta caneca posteriormente se depositaron los residuos orgánicos; en la segunda caneca, se instaló una llave de paso de PVC de 1/2 de pulgada, esta caneca recolectó los lixiviados (Figura 13, B). La primera caneca se encaja en la segunda, y la tercera caneca se utilizó como base (Figura 13, C) para el sistema como se observa a continuación.

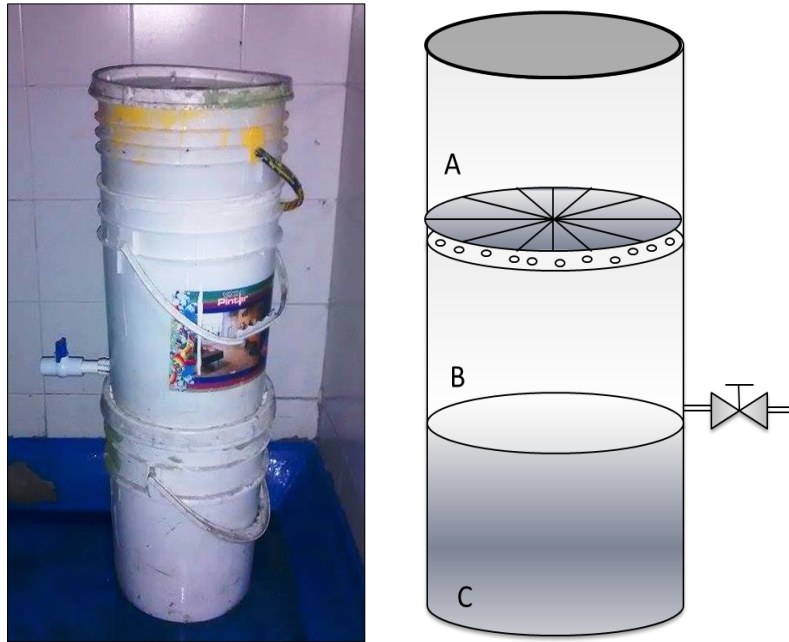


Figura 13. Montaje del sistema de recolección de lixiviados.

4.2 ARRANQUE

4.2.1 Arranque de reactores anaerobios de 2L de capacidad

Se inocularon dos reactores con 600 mL de lodo granular y dos reactores con 500 mL de lodo floculento, provenientes de una planta de tratamiento de aguas residuales de la industria láctea de un reactor UASB. Se adaptó un lodo aerobio a condiciones anaerobias durante 3 semanas en un cono Imhoff graduado de 1000 mL de capacidad, y otro durante 3 días para la obtención del lodo floculento. El lodo granular se dejó sedimentar durante 40 min, y después se depositó el lodo sedimentado en los dos reactores. La biomasa fue almacenada bajo condiciones anaerobias a 4°C hasta el inicio de los experimentos. El lodo inoculado inicialmente en R2 y R1 fue de 300 mL/L de sólidos sedimentables equivalente al 30% del volumen efectivo y en R4 y R3 fue de 250mL/L equivalente al 25% del volumen efectivo.



Figura 14. Sedimentación de lodo flocculento y lodo granular

La aclimatación tuvo una duración de 37 días, con alimentación continua de 1000 mgDQO/L para los 4 reactores de 2 L, correspondiente a una concentración inicial del sustrato de azúcar de 0,88 g/L y del sustrato de melaza de 1,2 g/L. El goteo se controló con un regulador de flujo de venoclisis, para un flujo de 1 gota cada 4 segundos, tratando de mantener un TRH equivalente a 12 h, el cual se ajustó de acuerdo a la evolución de los lodos en el proceso de aclimatación. El seguimiento se realizó revisando las siguientes variables de manera cualitativa: olor, color, sedimentabilidad y producción de gas

Los reactores se identificaron de la siguiente manera:

- R1: Lodo granular con solución de azúcar como fuente de carbono.
- R2: Lodo granular con solución de melaza como fuente de carbono.
- R3: Lodo flocculento con solución de azúcar como fuente de carbono.
- R4: Lodo flocculento con solución de melaza como fuente de carbono.

4.2.2 Arranque de reactores anaerobios de 0,2L capacidad

Se inocularon cuatro reactores con 0,5 L de lodo sometido previamente a un aumento gradual de la OLR, se dejaron sedimentando aproximadamente por 2 horas, para rectificar el volumen y asegurarse de que todos los reactores tuvieran la misma cantidad de inóculo. Se operaron durante 6 días con el sustrato original, agua sintética de melaza y agua sintética de azúcar. El goteo se controló con un regulador de flujo de venoclisis para un TRH equivalente a 12 h.

Los reactores se identificaron de la siguiente manera:

- R1L: Lodo granular proveniente del R1, con solución de azúcar y lixiviados como fuente de carbono.
- R2L: Lodo granular proveniente de R2, con solución de melaza y lixiviados como fuente de carbono.

R3L: Lodo granular proveniente de R3, con solución de azúcar y lixiviados como fuente de carbono.

R4L: Lodo floculento proveniente de R4, con solución de melaza y lixiviados como fuente de carbono.

4.3 CARACTERIZACIÓN DE LOS LIXIVIADOS

4.3.1 Cuarteo

Se realizó el método de cuarteo, según el protocolo para el muestreo de biomasa residual [56], para la clasificación de los residuos sólidos que se generan en la plaza de mercado Carlos E. Restrepo. Identificando la disponibilidad de los residuos sólidos orgánicos en la plaza. Se realizaron dos cuarteos en la plaza, el primero se realizó un día de mercado (sábado) y el segundo un día común (martes).

4.3.2 Recolección de los lixiviados

Se clasificaron manualmente aproximadamente 7,5 Kg de residuos sólidos orgánicos, los cuales se depositaron en el sistema de recolección situado en la plaza de mercado, debidamente tapado y aislado de los demás residuos y humedad. Los residuos de fruta producen un mayor volumen de lixiviados, debido a su alto porcentaje de humedad [57], por esta razón se seleccionaron residuos de cáscaras de bananos, mango, piña, melón, pitahaya, maracuyá y naranjas. Fueron necesarias cuatro cargas de los residuos en el tiempo de trabajo, las dos primeras cada ocho días y las últimas cada quince días.

Las primeras muestras se recolectaron cada tercer día y las últimas cada ocho días, estas muestras se nombraron de M1 hasta M9. Cada muestra se depositó en tubo tipo falcón de 50 mL correctamente refrigeradas para el análisis en el laboratorio al día siguiente, muestreando parámetros de DQO, AGV (Anexo I), NTK [58] y pH, para esto el lixiviado pasó por un proceso de centrifugado durante 10 minutos a 13000 rpm en una ultracentrífuga (*Ultra 4,0 centrifuge Hanil*), y el sobrenadante se filtró al vacío con un matraz de kitasato y filtros de celulosa de 0,45 µm.

Las muestras M5, M7, M8 y M9 fueron recolectadas en botellas de vidrio ámbar de 1 L y se conservaron con 1 mL H₂SO₄ (conc 98,5%) para su posterior uso como sustrato de los reactores, esto con el fin de preservar el parámetro de la DQO y tener un estándar a la hora de diluir los lixiviados para la alimentación de los reactores respectivos. En el laboratorio los lixiviados se conservaron en un cuarto frío a -4°C.



Figura 15. Muestras de Lixiviados

4.4 AUMENTO DE LA OLR

La operación de los reactores se realizó en cuatro fases continuas correspondientes a cada una de las concentraciones de DQO del sustrato preparado, con el objetivo de aumentar la OLR.

El agua sintética utilizada en este trabajo, fue preparada por dilución de melaza comercial con agua potable y azúcar comercial con agua potable. Se prepararon cuatro diluciones 2000, 4000, 8000 y 13000 mg DQO/L. Las concentraciones de los nutrientes fueron adicionadas al agua sintética de acuerdo con [59]. Para cada una de las diluciones se midió DQO, pH, y la concentración de AGV inmediatamente después de realizar la dilución como se muestra en la Tabla 4.

Tabla 4. Parámetros del sustrato fresco para cada una de las fases de operación.

Fase	Días de operación	Melaza			Azúcar		
		Concentración (mgDQO/L)	pH	AGV (mgDQO/L)	Concentración (mgDQO/L)	pH	AGV (mgDQO/L)
1	37	2341±300,24	5,68±0,62	203	2276,17±621,03	6,69±0,38	45
2	25	3800,5±842,82	5,87±0,12	330	4080±701,68	6,96±0,09	60
3	18	8033±458,23	5,64±0,04	705	8112,4±175,63	7,12±0,08	60
4	70	13266,12±413,90	5,64±0,22	1095	12838,25±1019,92	7,04±0,12	75

4.5 MANTENIMIENTO

Se realizó mantenimiento al sistema de alimentación cada ocho días, los tanques del sustrato se lavaron con agua e hipoclorito, al igual que las mangueras que conectaban al sustrato con el reactor y la bomba sumergible situada en el tanque de melaza.

En cuanto al mantenimiento de la chaqueta de calentamiento de recirculación de agua, se revisó el nivel del agua dentro del tanque, percatándose de que este estuviera por encima de la resistencia para que no se dañara.

4.6 CAMBIO VOLUMÉTRICO DE LA MEZCLA DE SUSTRATOS

Para operar los reactores de 0,2L se empleó un cambio volumétrico gradual del sustrato, mezclando el sustrato sintético con el sustrato real el cual se dividió en cuatro fases como se observa en la Tabla 5, a concentraciones de 13000 mg DQO/L, manteniendo la OLR de la fase 4 de los reactores de 2L de capacidad, recalculando el caudal de entrada de alimentación, con el nuevo volumen de los reactores y el TRH promedio.

Tabla 5. Cambio volumétrico gradual del sustrato

Reactor	Cambio volumétrico gradual del sustrato			
	Fases			
	1	2	3	4
R1L	75% Vol,Az + 25% Vol,lix	50% Vol,Az + 50% Vol,lix	25% Vol,Az + 75% Vol,lix	
R2L	75% Vol,Mz+ 25% Vol,lix	50% Vol,Mz+ 50% Vol,lix	25% Vol,Mz+ 75% Vol,lix	
R3L	75% Vol,Az + 25% Vol,lix	50% Vol,Az + 50% Vol,lix	25% Vol,Az + 75% Vol,lix	100% vol, lix
R4L	75% Vol,Mz+ 25% Vol,lix	50% Vol,Mz+ 50% Vol,lix	25% Vol,Mz+ 75% Vol,lix	

Dónde,

Vol, Az: Volumen de agua sintética de azúcar.

Vol, Mz: Volumen de agua sintética de melaza.

Vol, lix: Volumen del lixiviado de residuos sólidos orgánicos

Para cada una de las mezclas se midió DQO, pH, y la concentración de AGV por fase, como se muestra en la Tabla 6.

Tabla 6. Parámetros del sustrato fresco para cada una de las fases de operación.

Fase	Días de operación	Melaza + Lixiviados			Azúcar + Lixiviados		
		Concentración (mg DQO/L)	pH	AGV (mg DQO/L)	Concentración (mg DQO/L)	pH	AGV (mg DQO/L)
1	7		4.39±0.18	1200		3.52±0.06	563
2	12	13176	3.92±0.18	1350	13194	3.45±0.48	975
3	14		3.39±0.17	2195		3.26±0.14	2025
4	16		3.22±0.08	2288		3.22±0.08	2288

Las concentraciones de los nutrientes fueron adicionadas a las mezclas de acuerdo con [59].

4.7 MÉTODOS ANALÍTICOS

Se realizaron dos tipos de muestreo en los reactores acidogénicos: frecuente y regular. Los muestreos frecuentes se realizaron diariamente y correspondieron a la medición de los parámetros de pH, temperatura y control de caudal. Los muestreos regulares se realizaron cada 3 o 2 días y se midió la concentración de los AGV y la DQO, los cuales se explican en el Anexo I. En la Tabla 7 se muestran los parámetros medidos en los reactores dependiendo del tipo de muestreo y los métodos empleados.

Tabla 7. Métodos de medición y frecuencia para los reactores anaerobios

Parámetro	Punto de muestreo	Método de medición	Frecuencia de medición	Referencia
Caudal	Efluente	Volumétrico		
Temperatura (°C)	Reactor	4-Channel Temperature Meter SDL 200- Bead Wire Type J Temperature Probes (40 - 392 °F)	Diario	
pH		HI 2210 pH Meter		
AGV (mgDQO/L)		Titulación		[60]
DQO (mg/L)*	Sustrato y efluente	Método colorimétrico de dicromato a reflujo cerrado. HI 83099 COD y Multiparameter Photometer. HI 839800 COD Reactor	3 o 2 veces a la semana	[61]
Nitrógeno (mgN/L)	Sustrato - lixiviado	Método NTK	Por muestra	[58]

*DQO soluble, la cual en el documento se presenta con el símbolo de DQO.

En los reactores de 0,2 L, la frecuencia de medición para los parámetros de caudal, temperatura, pH, AGV y DQO del efluente fue diaria.

También se realizó un muestreo para identificar la presencia de levaduras en los cuatro reactores de 2L. Se hicieron cultivos puros a pH ácido con medio de Agar Extracto-peptona-dextrosa de levadura (YPD).

4.8 MÉTODOS DE ANÁLISIS DE LOS DATOS

Para el almacenamiento y procesamiento de los datos se utilizaron tres *software* los cuales se observan en la tabla 8, dichos programas cuentan con las herramientas necesarias para el análisis de las bases de datos que se obtuvieron en el proceso del presente trabajo.

Tabla 8. Métodos de análisis de los datos

Programa	Uso
Microsoft Excel	Recopilación de datos, solución de fórmulas correspondientes a la operación de los reactores y se graficó el balance de la DQO.
Software Estadístico Minitab 14	Análisis estadístico del promedio aritmético y desviación estándar de los datos y se graficó el comportamiento de los mismos.
Software Estadístico R	Análisis estadístico de correlación de datos, por el método de componentes principales, donde se realizaron los siguientes pasos: 1) Cargar las base de datos sin datos faltantes ni puntos atípicos. 2) Crear el Data Frame. 3) Efectuar los componentes principales. 4) Crear las lista de grupos (Lodos y Fases) 5) Graficar los resultados.

5. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

A continuación se observan los resultados por objetivo planteado como se observa gráficamente en la Figura 16.

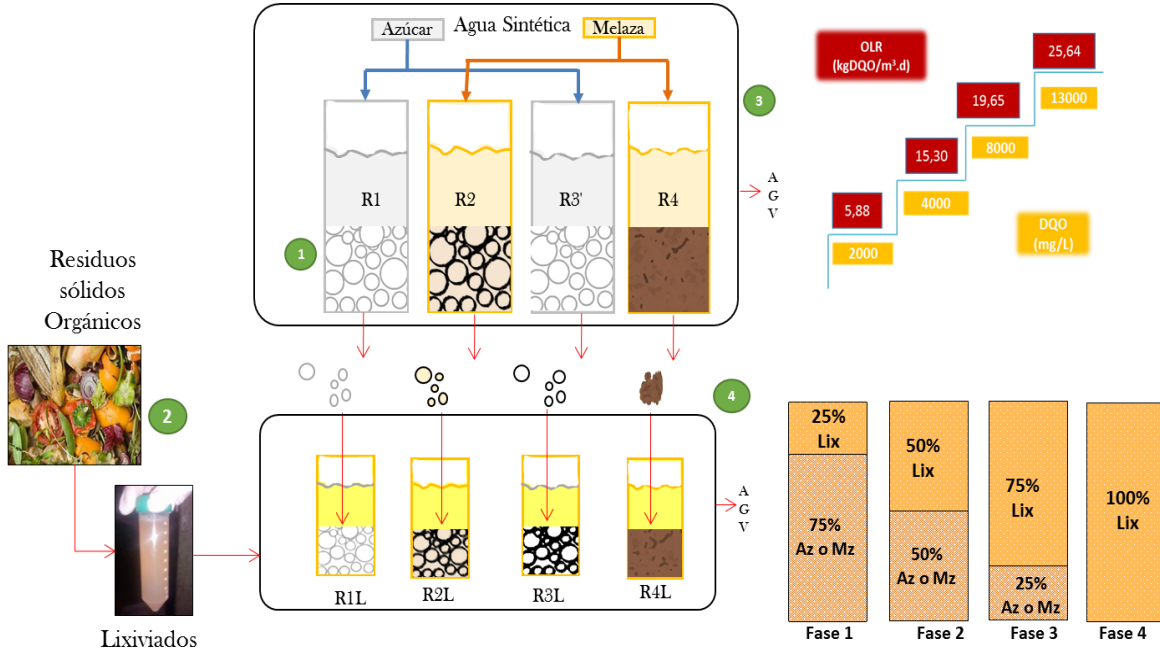


Figura 16. Esquema de resultados del trabajo

5.1 ARRANQUE Y ACLIMATACIÓN

A continuación se muestran los resultados obtenidos en la fase de arranque y aclimatación de los cuatro reactores anaerobios de 2L.

Tabla 9. Resultados de la evaluación de las variables cualitativas para la aclimatación.

Lodo	Variables cualitativas		
	Color	Olor	Sedimentabilidad
R1	✓	✓	✓
R2	✓	✓	✓
R3	✓	✓	✗
R4	✓	✓	✗

Como se observa en la Tabla 9, el reactor R1 inoculado con el lodo granular tuvo un comportamiento estable frente al sustrato sintético de azúcar (Figura 17, R1). De igual manera se comportó el R2, también inoculado con lodo granular y alimentado con agua sintética de melaza.

El R3, inoculado con lodo floculento presento alteraciones al entrar en contacto con el sustrato sintético de azúcar. La apariencia del lodo cambio en función de su

sedimentabilidad, como se observa en la Figura 17 (R3), como medida se instaló un material de soporte dentro del reactor, pero durante los 37 días posteriores del tratamiento no se logró aclimatar el lodo ya que el lodo siguió suspendido.

En el laboratorio se estaba aclimatando hace aproximadamente dos meses otro reactor (Figura 18) con el mismo diseño de los mencionados durante este experimento (reactor anaerobio de flujo ascendente, de lecho fijo, con lodo granular, alimentado con agua sintética de azúcar con 1000mgDQO/L). Como este reactor estaba disponible y tuvo la misma configuración que los demás, a diferencia que su lodo granular tuvo un mayor tiempo de aclimatación se reemplazó por el R3.

Por lo tanto se evaluó un solo reactor con lodo floculento y tres con lodo granular y se identificaron de la siguiente nueva manera:

- R1: Lodo granular con solución de azúcar como fuente de carbono.
- R2: Lodo granular con solución de melaza como fuente de carbono.
- R3': Lodo granular con mayor tiempo de aclimatación y solución de azúcar como fuente de carbono.
- R4: Lodo floculento con solución de melaza como fuente de carbono.

Frente al comportamiento de R4 como se observa en la Figura 17 (R4), parte del lodo floto y como medida se instaló un material de soporte dentro del reactor, a los días el lodo se sedimentó y cumplió con las variables cualitativas de aclimatación.

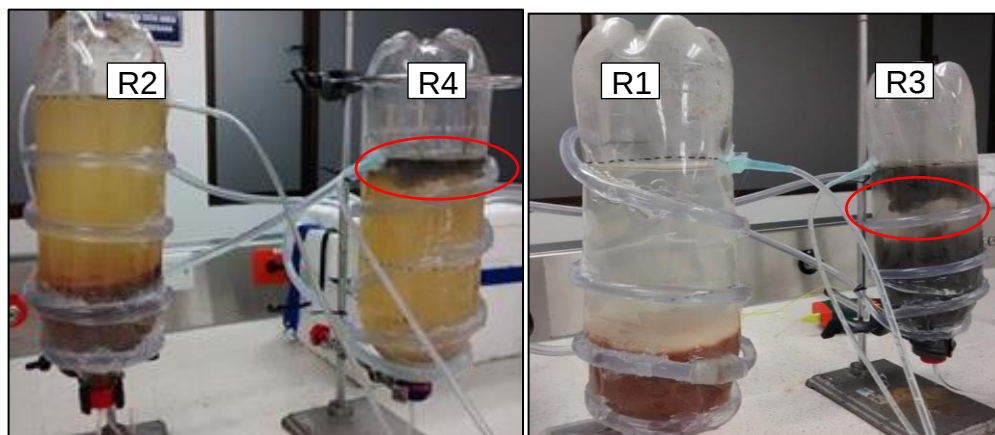


Figura 17. Arranque y Aclimatación de los Reactores anaerobios de 2L

La temperatura se midió diariamente con una sonda (4-Channel Temperature Meter SDL 200- Bead Wire Type J Temperature Probes), la cual se introdujo dentro de los reactores por un orificio ubicado en la parte superior de cada reactor. Los sistemas de calefacción tuvieron el mismo flujo en sus bombas sumergibles y la misma referencia de la resistencia, lo que permitió una baja variación en el sistema.



Figura 18. Reactor anaerobio de flujo ascendente de lecho fijo con lodo granular, R3'

5.2 MANTENIMIENTO

El mantenimiento de los tanques de alimentación se realizó en función del comportamiento diario del pH del sustrato acumulado dentro de los tanques de alimentación, el cual al pasar los días tendía a acidificarse dentro de los tanques, como se observa en la Figura 19, donde presenta valores bajos, probablemente por el crecimiento indeseado de microorganismos acidogénicos, aumentando los AGV en el influente de melaza (ver Anexo II).

El pH del sustrato de azúcar acumulado se acidificaba en los tanques frente al cambio de fases, con un rango de variación del pH entre 3,5 y 7, donde se registraron los valores de pH más bajos en la fase 4, y el pH del sustrato almacenado de melaza fluctuó entre 3,5-6 en las dos primeras fases, y entre 3,5-5 las dos últimas fases, los pH más bajos se encontraban los días lunes o martes después de los días festivos, ya que los sustratos permanecían más tiempo dentro de los tanques. Aproximadamente el medio de alimentación se cargaba a diario, si los sistemas de alimentación no se paraban por problemas de operación del sistema de alimentación.

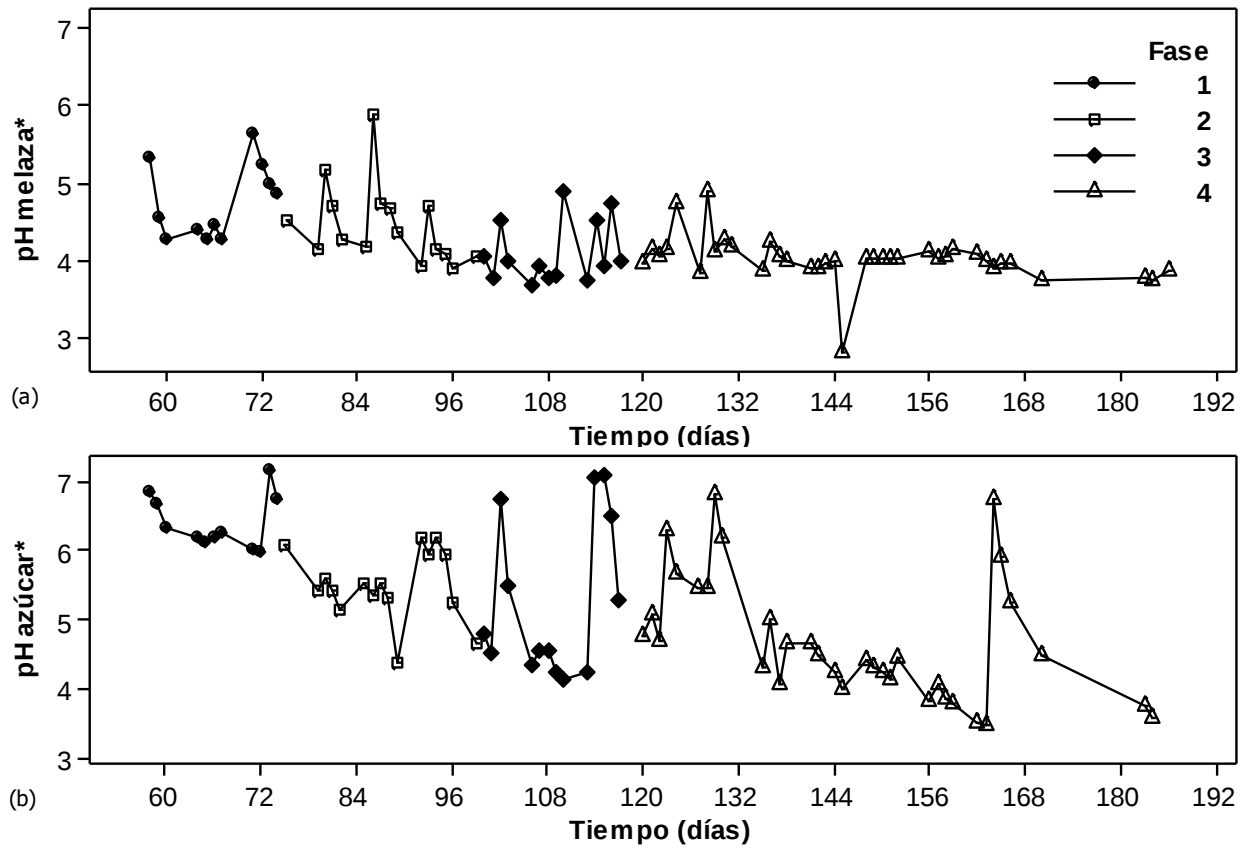


Figura 19. Comportamiento del pH del sustrato acumulado (*) dentro de los tanques de alimentación de melaza (a) y azúcar (b).

Por lo tanto, para impedir que el sustrato almacenado se acidificara y evitar el crecimiento indeseado de microorganismos fermentativos dentro de los tanques, como se muestra en la Figura 20, se realizaron lavados con hipoclorito y agua caliente, cada vez que el pH bajaba alrededor de 4, esterilizando los tanques para una adecuada operación en el sistema de alimentación.



Figura 19. Sustrato almacenado de melaza acidificado.

En la Figura 21 se observan los resultados del muestreo para la detección de levaduras dentro de los reactores de 2L de capacidad, los cuales confirman la presencia cualitativa de levaduras en los cultivos específicos para el crecimiento de estos hongos microscópicos, ocasionando probablemente una reducida fermentación alcohólica dentro de los reactores, produciendo etanol y CO₂ [62], debido a las condiciones y diferentes estudios que se llevan en el laboratorio se pudieron contaminar los tanques de alimentación y así los reactores, y los microorganismos al encontrar condiciones favorables para su crecimiento como la temperatura (30-35°C), tipo de sustrato (glucosa) y pH (4-5) [63].

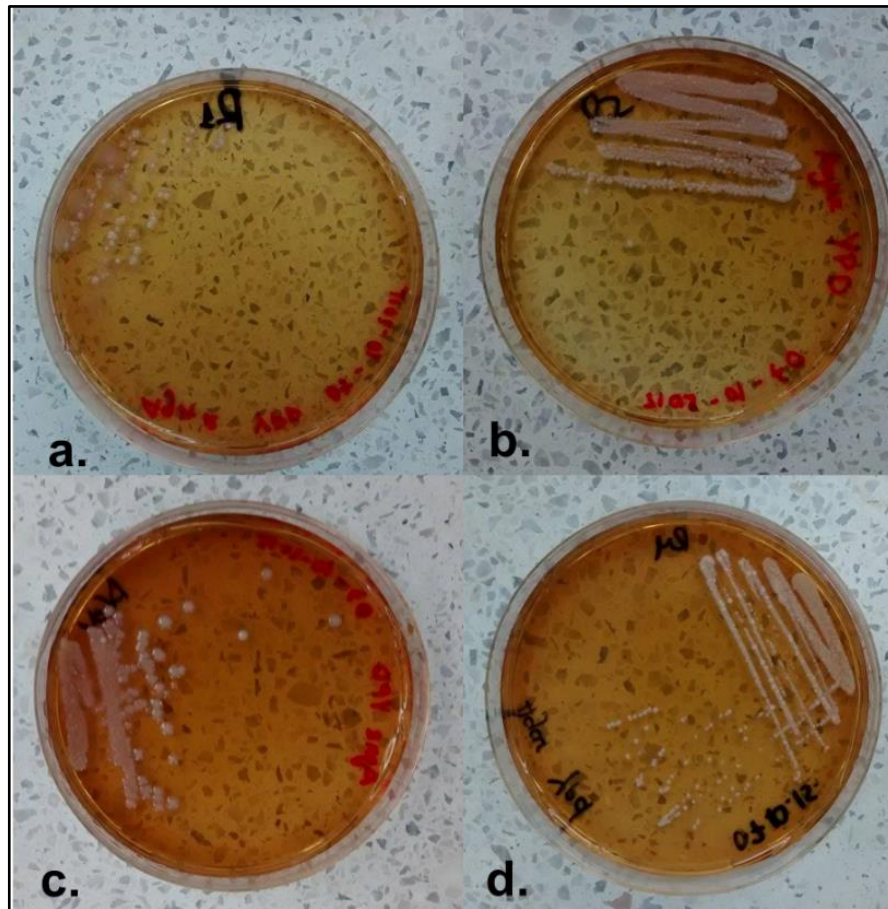


Figura 20. Resultado de presencia de levaduras durante la operación de los reactores, a correspondiente a la operación de R1, b a la de R2, c a la de R3' y d a la de R4.

5.3 CARACTERIZACIÓN DE LOS LIXIVIADOS

5.3.1 Cuarteo

Se realizaron dos cuarteos en la plaza de mercado distrital Carlos E. Restrepo, cada uno en un día diferente de la semana, como se muestra en la Figura 22, con el fin de clasificar los residuos generados, y garantizar la fuente de residuos orgánicos para la generación del lixiviado.



Figura 21. Cuarteo realizado en la Plaza Carlos E. Restrepo

La clasificación general se dividió en residuos potencialmente aprovechables y en orgánicos biodegradables. El primero se dividió en plástico, cartón–papel, vidrio y metales; y la segunda clasificación se dividió en residuos de hortalizas y frutas, residuos de hierbas, flores y plantas, restos de comida preparada, cárnicos y madera.

En el primer cuarteo realizado en un día se obtuvo un 94,8% de residuos orgánicos biodegradables y un 5,2% de residuos potencialmente aprovechables. Los residuos de hortalizas y frutas registraron la mayor proporción del total de los residuos, y en menor proporción se tuvo el vidrio, como se observa en la Figura 23.

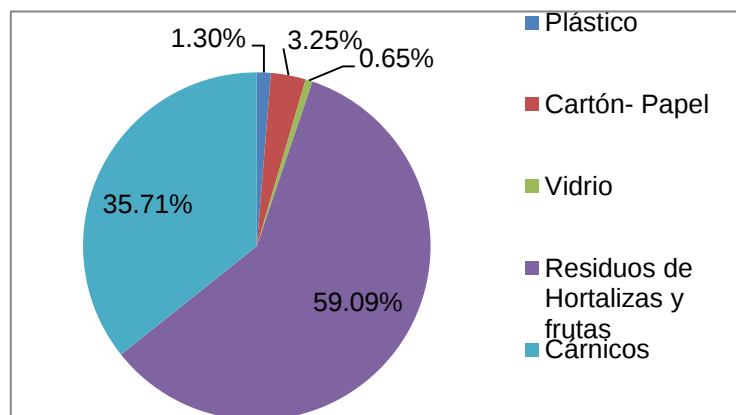


Figura 22. Clasificación de los residuos en la Plaza Carlos E. Restrepo para el primer cuarteo

Para el segundo cuarteo se obtuvo un 96,73% de residuos orgánicos biodegradables y un 3,26% de residuos potencialmente aprovechables. Los residuos de hortalizas y frutas registraron de nuevo la mayor proporción del total de los residuos, y en menor proporción el cartón y papel, como se muestra en la Figura 24.

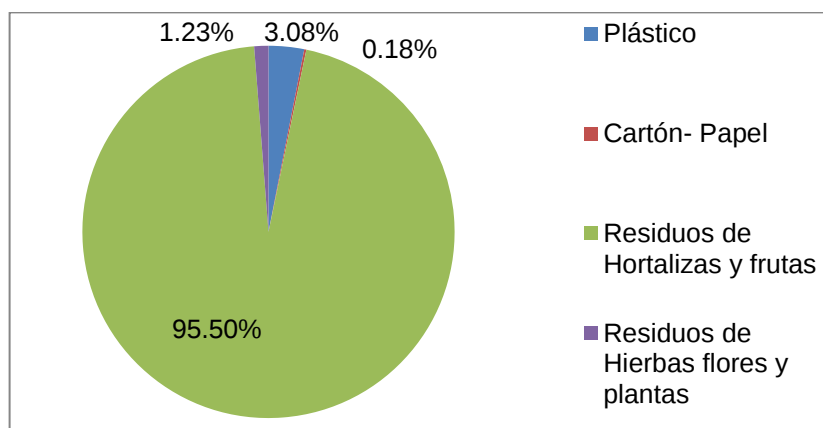


Figura 23. Clasificación de los residuos en la Plaza Carlos E. Restrepo para el segundo cuarteo.

Por lo anterior, se asegura que el porcentaje de residuos orgánicos se encuentra entre el 60 y 90% como lo registra la literatura [29], además se dispone de suficientes residuos sólidos orgánicos, en especial de residuos de hortalizas y frutas para la producción del lixiviado, sin importar si es día de mercado o no.

Los resultados de los dos cuarteos por peso en Kg se pueden ver en el Anexo III.

5.3.2 Lixiviados

A continuación se muestra en la tabla 10 la caracterización del lixiviado recolectado durante el estudio, con los días correspondientes a la toma de muestras de los lixiviados. En los días 1 y 10 se ejecutaron los cuarteos de los residuos.

Tabla 10. Caracterización de lixiviados provenientes de los residuos sólidos orgánicos de la Plaza de mercado Distrital Caros E. Restrepo

Día	Muestra	Volumen Recolectado (mL)	pH	DQO (mg/L)	AGV (mgDQO/L)	%AGV	NTK (mgN/L)
3	M1	100	4,24	27000	8305	30,8	2145
6	M2	360	4,14	65000	21036	32,4	2332
10	M3	552	3,93	65700	21036	32	1490
13	M4	560	4,15	83400	10633	12,7	671
16	M5	1138	3,9	81000	14574	18	922
19	M6	560	3,93	79700	15371	19,3	882
26	M7	1475	3,72	67900	19402	28,6	906
39	M8	2250	3,59	63400	12989	20,5	729
54	M9	1800	3,24	95000	21036	22,1	854

Los lixiviados de la M1 a la M3 provienen de los residuos clasificados como orgánicos en el primer muestreo (día 1), la M4 a la M6 corresponde a los residuos orgánicos clasificados en el segundo cuarteo (día 10) de residuos orgánicos; para la obtención de los lixiviados M7 y M8, se buscó entre las bolsas dispuestas en el cuarto de residuos de la plaza y se recolectaron en el sistema de lixiviados; sin necesidad de ejecutar un nuevo cuarteo, al igual que M9 la cual correspondió a la última carga de residuos en el sistema.

Como se observa en la tabla 10, el volumen recolectado dependió de los días que se tomaba la muestra, a mayor número de días después de cargar los residuos se obtenía un mayor volumen de los lixiviados. Las primeras seis muestras se recolectaron en promedio cada tercer día para conocer el comportamiento de la lixiviación dependiendo de los residuos recolectados en el sistema. Aunque no se caracterizaron fisicoquímicamente los residuos, se clasificaron básicamente en residuos de hortalizas, cáscaras de frutas y frutas enteras. Por observación se determinó que las cáscaras de fruta generaban un mayor volumen de lixiviados, además de su alto porcentaje de humedad.

En cuanto a los demás parámetros y de acuerdo a lo reportado por la literatura (tabla 11), se encontraron registros de lixiviados frescos y provenientes de compostaje, los cuales tienen similitud con los lixiviados orgánicos. El pH de los lixiviados del presente estudio es ácido en comparación a lo que reportan los otros autores, se debe tener en cuenta que en este estudio se preservaron los lixiviados con H_2SO_4 , para conservar la concentración de la DQO de los mismos, lo que ocasionaba una disminución en el pH. En cuanto a la DQO los datos encontrados por parte de Romero [26] son menores, comparados con Zhang [64] y el presente estudio, probablemente se deba a la composición de los residuos de los que provienen, de igual forma son valores altos en comparación a los registrados por la literatura de los lixiviados jóvenes de los rellenos sanitarios nacionales [21-23]. Por lo cual, se tuvo que hacer una dilución de los lixiviados provenientes de los residuos sólidos orgánicos generados en la plaza de mercado Carlos E. Restrepo con agua destilada, hasta alcanzar la concentración de 13000mgDQO/L. El nitrógeno total Kjeldahl analizado en este documento se encuentra entre los rangos reportados en la literatura. Y los AGV registrados en este estudio se encuentran cercanos a los reportados por Ye et al [65], debido a que los lixiviados utilizados provenían de residuos orgánicos.

Tabla 11. Caracterización de los lixiviados usados durante el experimento comparado con lo reportado por la literatura.

Parámetro	Unidad	Ye et al. [65]	Zhang et al. [64]	Romero. [26]	Este estudio
pH	Unidades	3,9-6,4	6,6	6,79-7,5	3,9
DQO		-	53800	14250-27313	69789
DQO T	mg/L	70390	62400	-	-
NTK		642-895	2290	697-1239	1214
AGV		4806-15900	25476	-	16042

5.4 AUMENTO DE LA OLR EN LOS REACTORES DE 2L DE CAPACIDAD

A continuación se muestran los resultados obtenidos de la operación de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L, donde se observan los efectos del aumento de la OLR, en datos organizados en tablas y figuras.

Tabla 12. Parámetros operacionales de los reactores anaerobios de 2L (media aritmética $\pm$ desviación estándar).

Reactor	Fases	Días de operación	T (°C)	pH	TRH (h)
R1	1	37	32,70 $\pm$ 1,32	3,35 $\pm$ 0,17	24,35 $\pm$ 16,18
	2	25	32,08 $\pm$ 0,89	3,23 $\pm$ 0,16	13,49 $\pm$ 5,10
	3	18	32,57 $\pm$ 0,89	3,07 $\pm$ 0,08	11,5 $\pm$ 3,35
	4	69	31,57 $\pm$ 0,74	2,98 $\pm$ 0,17	69,48 $\pm$ 75,07
R2	1	37	31,26 $\pm$ 0,98	4,38 $\pm$ 0,33	13,99 $\pm$ 14,75
	2	25	30,07 $\pm$ 3,70	4,33 $\pm$ 0,20	10,34 $\pm$ 7,19
	3	18	31,89 $\pm$ 0,91	4,04 $\pm$ 0,06	13,43 $\pm$ 6,66
	4	69	31,83 $\pm$ 1,68	4,05 $\pm$ 0,12	19,30 $\pm$ 34,18
R3'	1	37	37,80 $\pm$ 2,90	3,43 $\pm$ 0,44	15,40 $\pm$ 12,33
	2	25	33,21 $\pm$ 6,12	3,49 $\pm$ 0,27	24,99 $\pm$ 41,27
	3	18	31,37 $\pm$ 0,90	3,19 $\pm$ 0,17	11,54 $\pm$ 3,11
	4	69	31,79 $\pm$ 3,19	3,02 $\pm$ 0,25	56,37 $\pm$ 66,30
R4	1	37	30,57 $\pm$ 1,21	4,58 $\pm$ 0,26	19,71 $\pm$ 27,91
	2	25	29,98 $\pm$ 3,62	4,38 $\pm$ 0,19	12,92 $\pm$ 8,99
	3	18	31,42 $\pm$ 0,78	4,04 $\pm$ 0,08	12,88 $\pm$ 8,16
	4	69	31,14 $\pm$ 4,61	3,99 $\pm$ 0,13	16,91 $\pm$ 26,48

La Tabla 12 muestra los principales parámetros de operación de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L para cada fase. La temperatura no presentó diferencias representativas entre las fases de operación de los reactores R1, R2 y R4, a diferencia del R3' que entre las fases 1-2 presentó una caída de la temperatura, debido probablemente a que fue el primer reactor que se montó y arrancó, por lo que se desconocía el funcionamiento del sistema de calefacción, hasta que se adaptó a la temperatura deseada.

El pH en R1 tiene un comportamiento inversamente proporcional, a medida que aumenta la OLR disminuye el pH aunque no de manera relevante. En R2 el pH se mantuvo sin diferencias representativas entre las fases 1-2 y 3-4, pero presentó una disminución notoria entre las fases 2-3 comparado con las otras fases. Por parte de R3', presentó cambios relevantes en el pH entre las fases 2-4 y R4 tuvo un comportamiento similar a R1, donde su pH disminuyó representativamente de la fase 1 a la 4. El efecto de la disminución del pH en los cuatro reactores se debe al aumento significativo de la OLR entre las últimas fases, aunque la variación del

pH de entrada por la acidificación de los tanques de alimentación tiene alguna incidencia en este comportamiento.

La alta variación del TRH entre cada una de las fases fue debido al difícil control del caudal, ya que se usó un sistema de alimentación por goteo. Por lo tanto esta variación también fue reflejada en la OLR. Aunque se observa que en R1 y R3' en la fase 4 se tiene un aumento importante de esta variable, debido a fallas y taponamiento del sistema de alimentación.

5.4.1 Reactores de 2L alimentados con agua sintética de azúcar

A continuación se muestran los resultados de la operación de los reactores R1 y R3', los cuales fueron alimentados con agua sintética de azúcar.

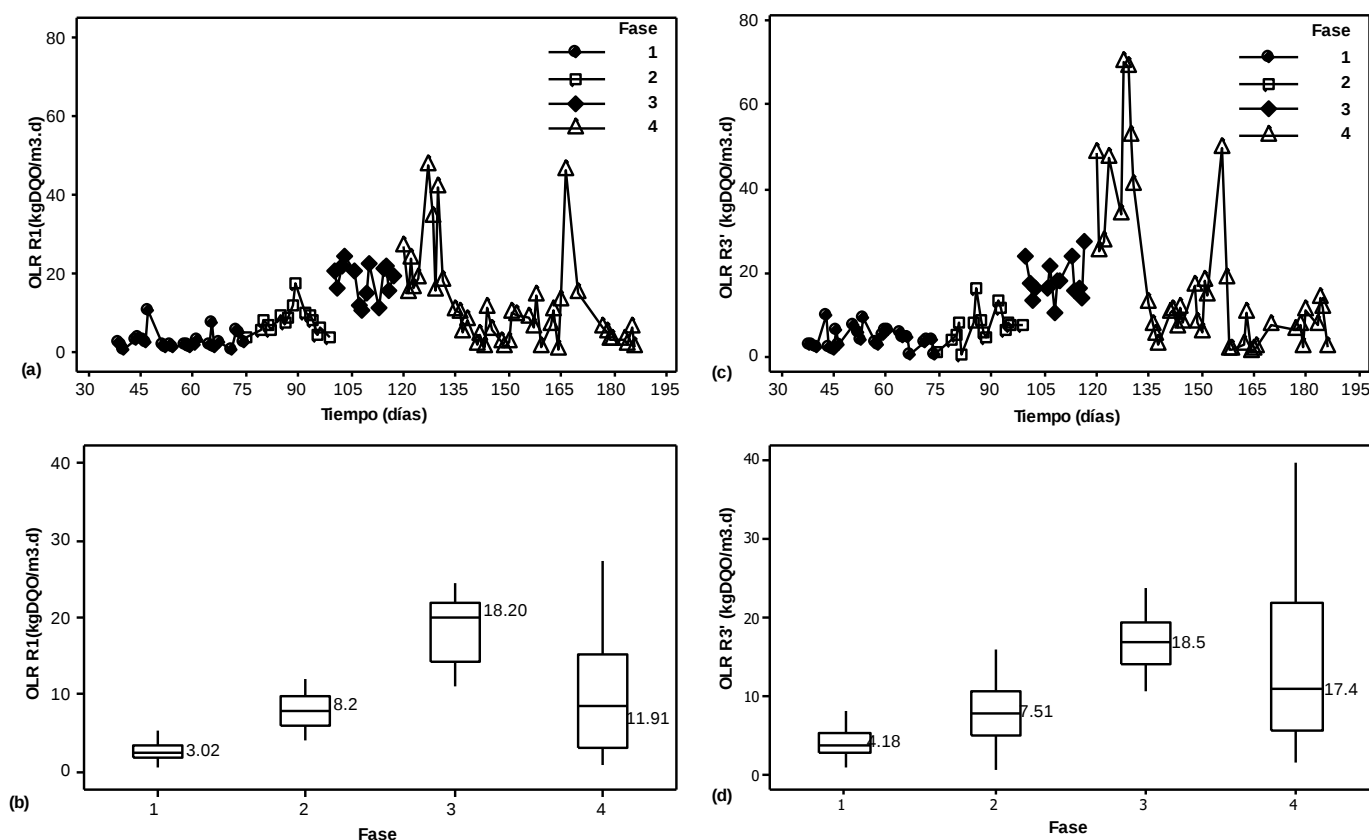


Figura 24. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores, a y b corresponden a la operación de R1, c y d corresponden a la operación de R3'.

La Figura 25 y siguientes (a,c) comienzan desde el día 38, debido a que durante los 37 días iniciales, los reactores se aclimataron con el mismo sustrato pero con una concentración de 1000 mgDQO/L, con el objetivo que los microorganismos se adaptarán al sustrato.

En la Figura 25, se observa el comportamiento de la OLR en los reactores alimentados con el sustrato de agua sintética con azúcar, y con inóculo de lodo

granular anaerobio con diferente edad celular, siendo el inoculo de R3' un poco más maduro que el de R1 ya que tuvo un mayor tiempo de aclimatación. El aumento de la OLR durante la operación día a día se muestra en la Figura 24 (a,c), y los valores de la media aritmética por fases se muestran en la Figura 24 (b,d), la cual permite deducir que para los dos reactores en las primeras 3 fases existen diferencias representativas, lo que indica que el aumento de la OLR fue evidente en la operación de los reactores; aunque en la fase 4 se ve un comportamiento decreciente de la OLR, esto se debe, como se mencionó anteriormente a la producción de AGV, ya que al aumentar la OLR disminuía la producción de AGV, y por lo tanto se decidió ver el efecto que tiene el TRH en el reactor aumentándolo y manteniendo la DQO del sustrato en 13000 mg/L, entonces, se tuvo que disminuir el caudal de suministro de alimento, provocando una OLR intermedia entre la fase 2 y 3.

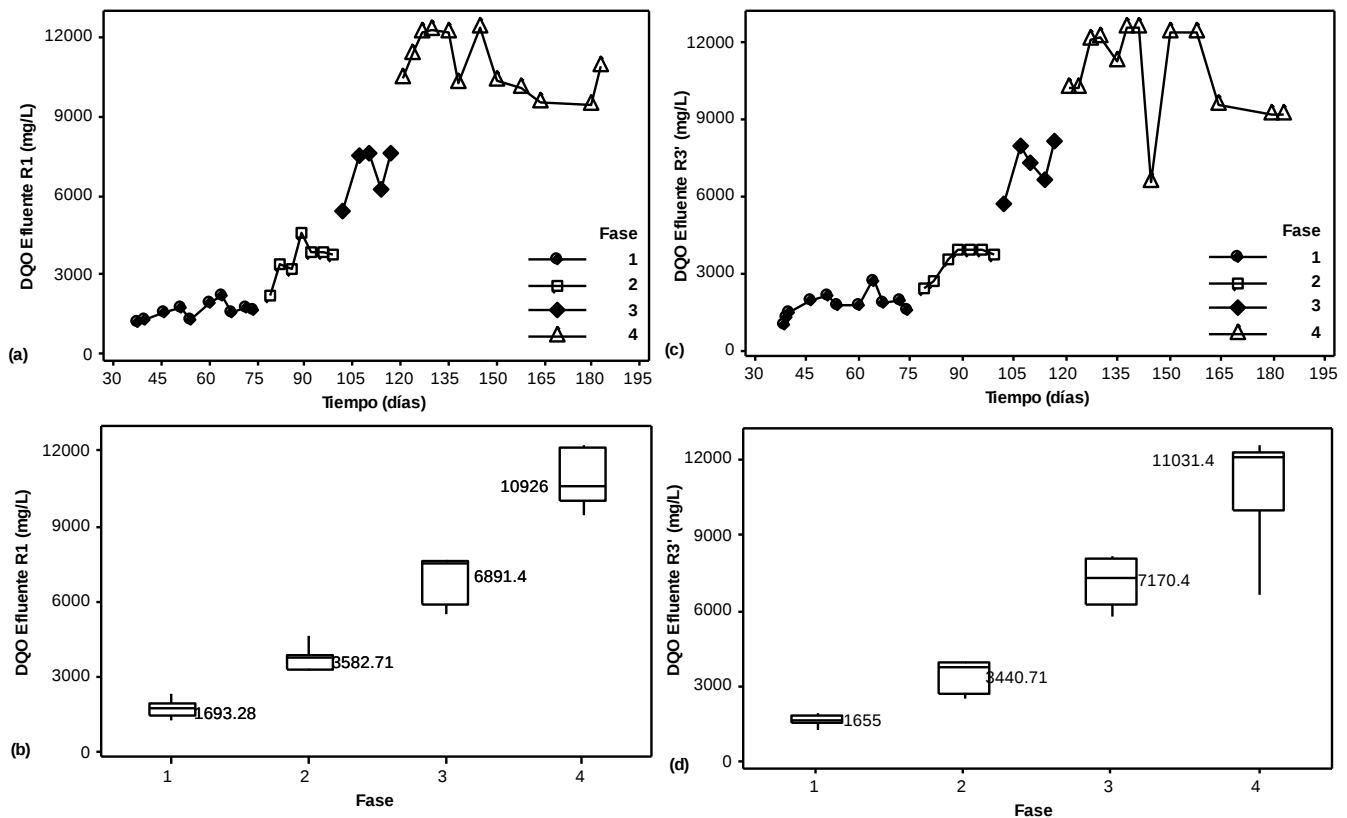


Figura 25. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores. a y b corresponden a la operación de R1, c y d corresponden a la operación de R3'

En la Figura 26 se observa el comportamiento de la DQO para los reactores R1 y R3'. El comportamiento de la DQO en el efluente para R1 vario proporcionalmente frente a la OLR aplicada al reactor, reportó en la fase 1 una remoción de DQO mayor que las demás fases, la que correspondió a un 19,38%, la fase 4 al tener una OLR intermedia entre la fase 2 y 3, registró una remoción similar a la fase 3, teniendo distintas DQO de entrada. El R3' al igual que R1 obtuvo la mayor

remoción de DQO en la fase 1 con 19,8%, para las fases 2, 3 y 4 la remoción de DQO no tuvo diferencias relevantes.

Sin embargo, se creía que los inconvenientes que se tuvieron del control del TRH (>50 h) en R1 y R3' en la fase 4, los AGV producidos se pudieran consumir en lugar de acumularse, relacionando esto generalmente con la metanogénesis ya sea por vía acetoclastica (pH, 6-8) o por vía hidrogenoclastica (pH,9-10), la metanogénesis acetoclastica utiliza los AGV en la forma de acetato el cual sufre una reacción de dismutación para producir CH_4 y CO_2 [66]. Al tener dentro de los reactores condiciones de pH ácido (2,98-3,02), no es posible la producción de metano, ya que el pH óptimo para la metanogénesis es generalmente entre 6,8-7,2 [67] y como resultado se obtuvo que el porcentaje de remoción en la etapa 4 fue similar a las otras fases las cuales operaron a TRH menor, lo que indica que la DQO removida no sufrió cambios representativos y no afectó negativamente la producción de AGV.

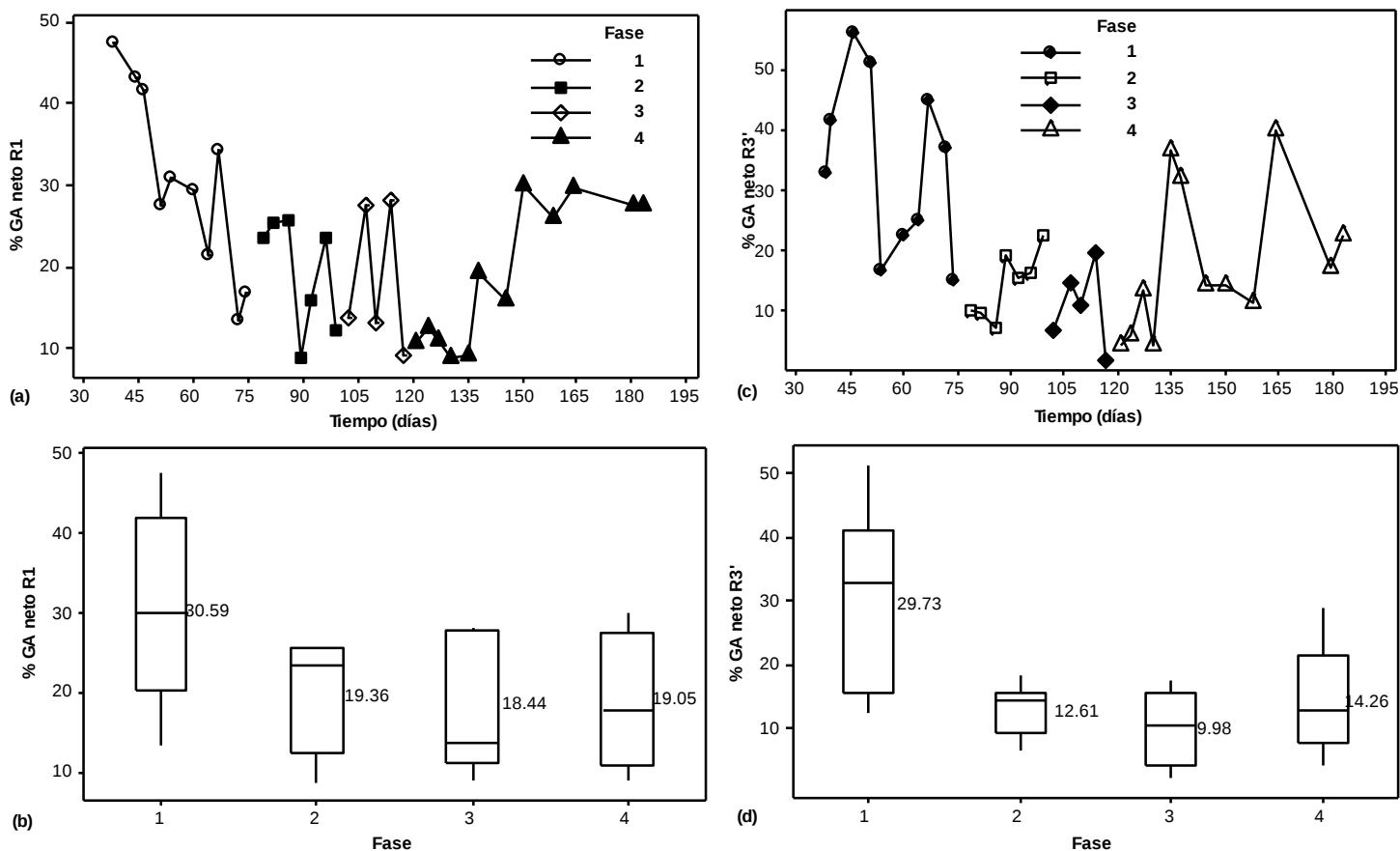


Figura 26. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1, c y d corresponden a la operación de R3'

El porcentaje del grado de acidificación neto para R1 y R3', en cada una de las fases de operación se muestra en la Figura 27, los mayores porcentajes de acidificación se obtuvieron en la fase 1 con una media aritmética de 30,59 % para

R1 y 29,73% para R3', y los menores en la fase 3 para R1 con una media aritmética de 18,44%, y para R3' en la fase 3 de igual manera que R1 reportando un GA neto de 9,98%. Al comparar las Figuras 25 y 27 es posible establecer que el grado de acidificación tiende a disminuir entre la fase 1 y 2 ante el aumento de la OLR para los reactores alimentados con el agua sintética de azúcar, este comportamiento es más relevante en R3' que en R1. También se observa como en la fase 4 tienden a aumentar la producción de AGV, confirmando que a un TRH mayor se puede mejorar la producción.

Prakasham et al.,[68] reportaron el mismo comportamiento decreciente en la producción de AGV frente al aumento de la DQO inicial del sustrato de glucosa, la cual varió en un rango de 3400-8500 mgDQO/L, se registró la máxima producción de AGV a una concentración de DQO del sustrato de 6250 mgDQO/L la cual produjo 2065 mgAGV/L equivalente al 33% GA, en circunstancias semejantes con este estudio se podría considerar los datos relacionados entre las fases 2 y 3 en los reactores R1 y R3', las cuales reportaron la máxima producción de AGV; el R1 registro una producción de 1150 mgAGV/L en la fase 2 y 2400 mgAGV/L en la fase 3 y el R3' reporto 1300 mgAGV/L en su segunda fase y 1500 mgAGV/L en la tercera fase. Lo cual indica, que el reactor R1 tuvo una producción similar a lo reportado por [68]. Sin embargo los tipos de reactores operados fueron distintos, lo cual afecta directamente la producción de AGV.

Sin embargo, un estudio similar [69] trató aguas residuales de una industria azucarera en un reactor UASB con lodos anaerobios, con una temperatura entre 29-37°C, el reactor opero con un aumento gradual de la OLR de los 0,5 kgDQO/m³.d hasta los 16 KgDQO/m³.d, variando el TRH; a diferencia de [68] y el presente estudio, la producción de AGV frente al aumento de la OLR tuvo un comportamiento estable, hasta alcanzar los 16 kgDQO/m³.d, donde se observó la máxima producción y acumulación de AGV la cual fue de 850 mgAGV(DQO)/L, en condiciones similares para este estudio corresponde a la fase 3, la cual produjo para R1 un total de AGV de 1596±645,82 mgAGV(DQO)/L y R3' produjo 892±462,08 mgAGV(DQO)/L valor muy cercano al registrado por [69].

Con respecto al efecto del pH inicial del sustrato (glucosa) en la producción de AGV, Huijun et al., [70] comparó el comportamiento a pH neutro y a pH igual a 10 unidades, a condiciones de temperatura de 35±1°C en botellas de polietileno operadas en un *air-bath shaker* a 120 rpm, obteniendo un 30,98% GA a pH neutro y un 19,63%GA a pH alcalino (10); en relación con el presente estudio se observa que el pH neutro natural del sustrato sintético de azúcar beneficia la producción de AGV, sin necesidad de control externo, sin embargo es importante conservar este pH con el mantenimiento periódico de los tanques de alimentación.

5.4.2 Reactores de 2L alimentados con agua sintética de melaza

A continuación se muestran los resultados de la operación de los reactores R2 y R4, los cuales fueron alimentados con agua sintética de melaza.

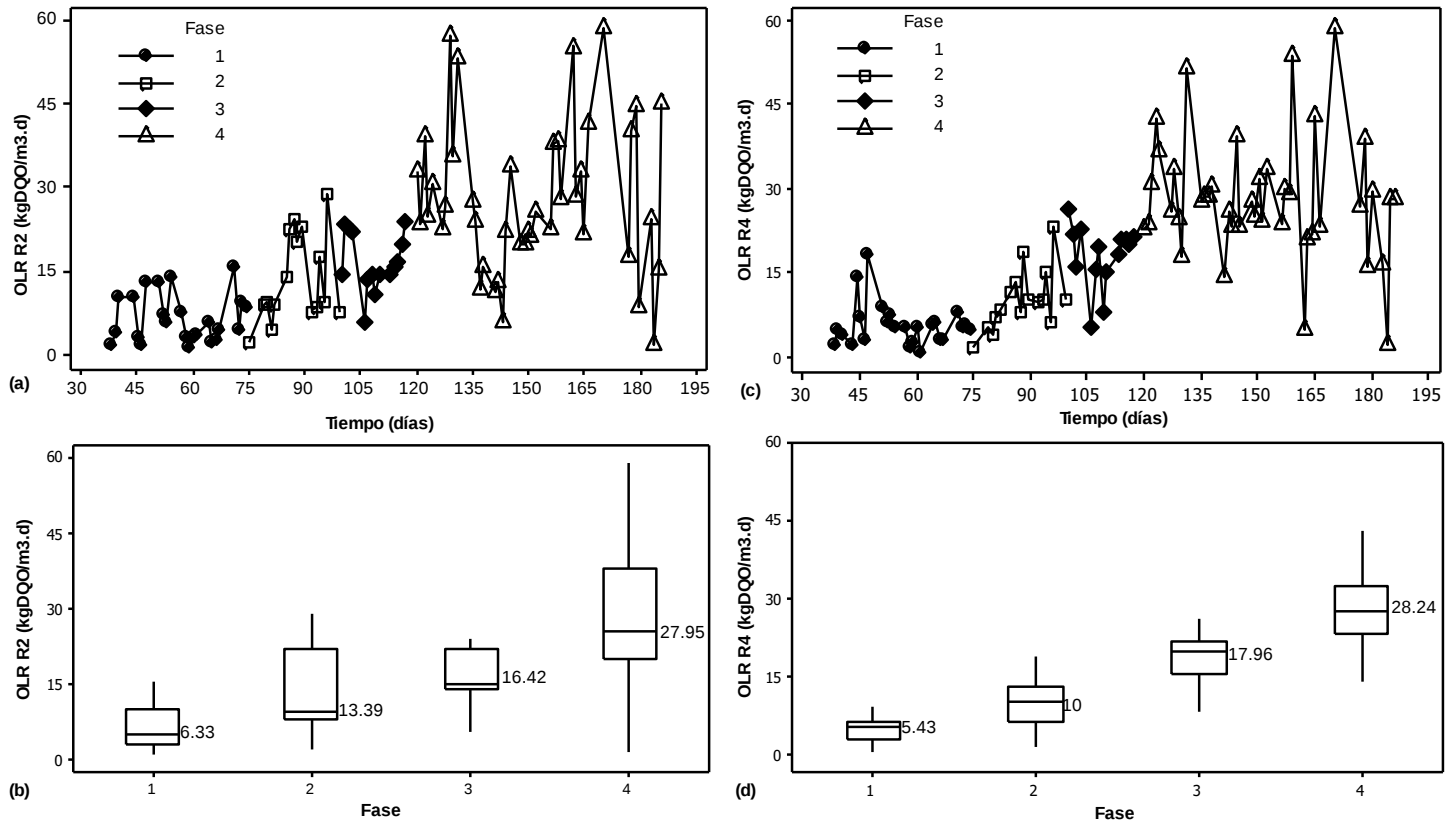


Figura 27. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2, c y d corresponden a la operación de R4.

El aumento de la OLR durante la operación se muestra en la Figura 28 (a,c), y los valores de la media aritmética se muestran en la Figura 28 (b,d), lo cual permite establecer que para el R2 entre las fases 2 y 3 no existieron diferencias relevantes.

El reactor R4 deja ver con mayor facilidad la diferencia significativa del aumento de la OLR entre cada fase, esta diferencia del comportamiento de la OLR entre cada reactor se debe directamente al difícil control del caudal, así se tengan el mismo sistema de alimentación para los dos reactores, variando por lo tanto el TRH. Se observan valores mínimos en los dos reactores, generados principalmente por el taponamiento del sistema de alimentación, debido al ensuciamiento dado por la melaza; principalmente los fines de semana donde no se tenía acceso a los reactores.

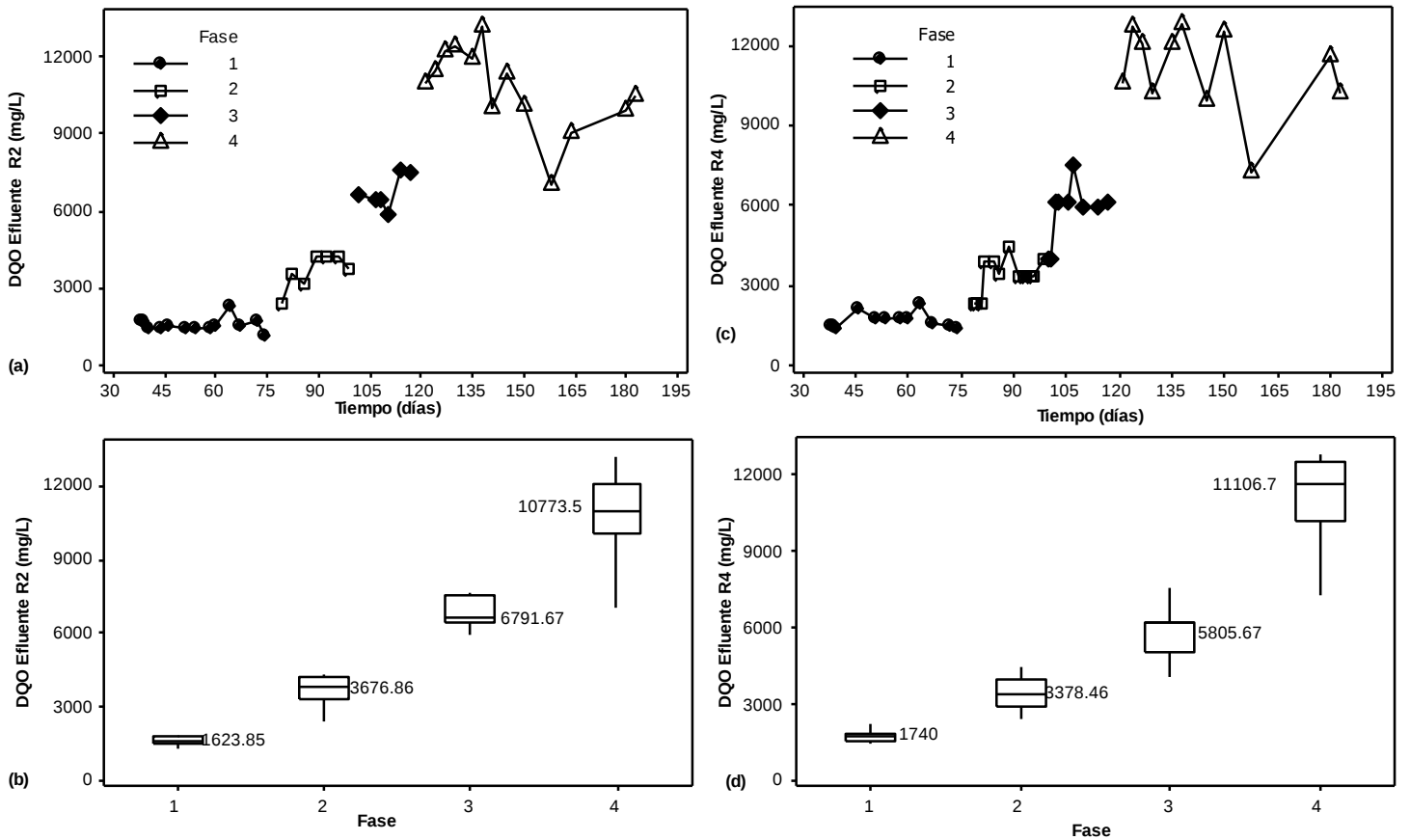


Figura 28. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2, c y d corresponden a la operación de R4.

La diferencia entre la DQO del sustrato y la DQO del efluente permite evaluar la DQO que fue removida, como más adelante se muestra en el balance de DQO para cada fase.

La Figura 29, muestra la DQO del efluente para los días de operación para las cuatro fases, la Figura 29 (a y c) se muestra día por día y la Figura 29 (b y d) se muestra por fases, además se observa el promedio aritmético y la desviación estándar.

R2 y R4 presentaron una remoción de DQO mayor en la primera fase, donde registraron un promedio de 32,38% y 25,8% respectivamente, fue una remoción alta comparada con la remoción registrada por R1 y R3. Por lo tanto, R2 registró la mayor remoción de DQO, seguido por R4, R3' y R1; esto se debe probablemente a la complejidad del sustrato, al ser la melaza menos compleja con 62% de sacarosa y 38% fructosa [71] logra que se degrade con mayor facilidad.

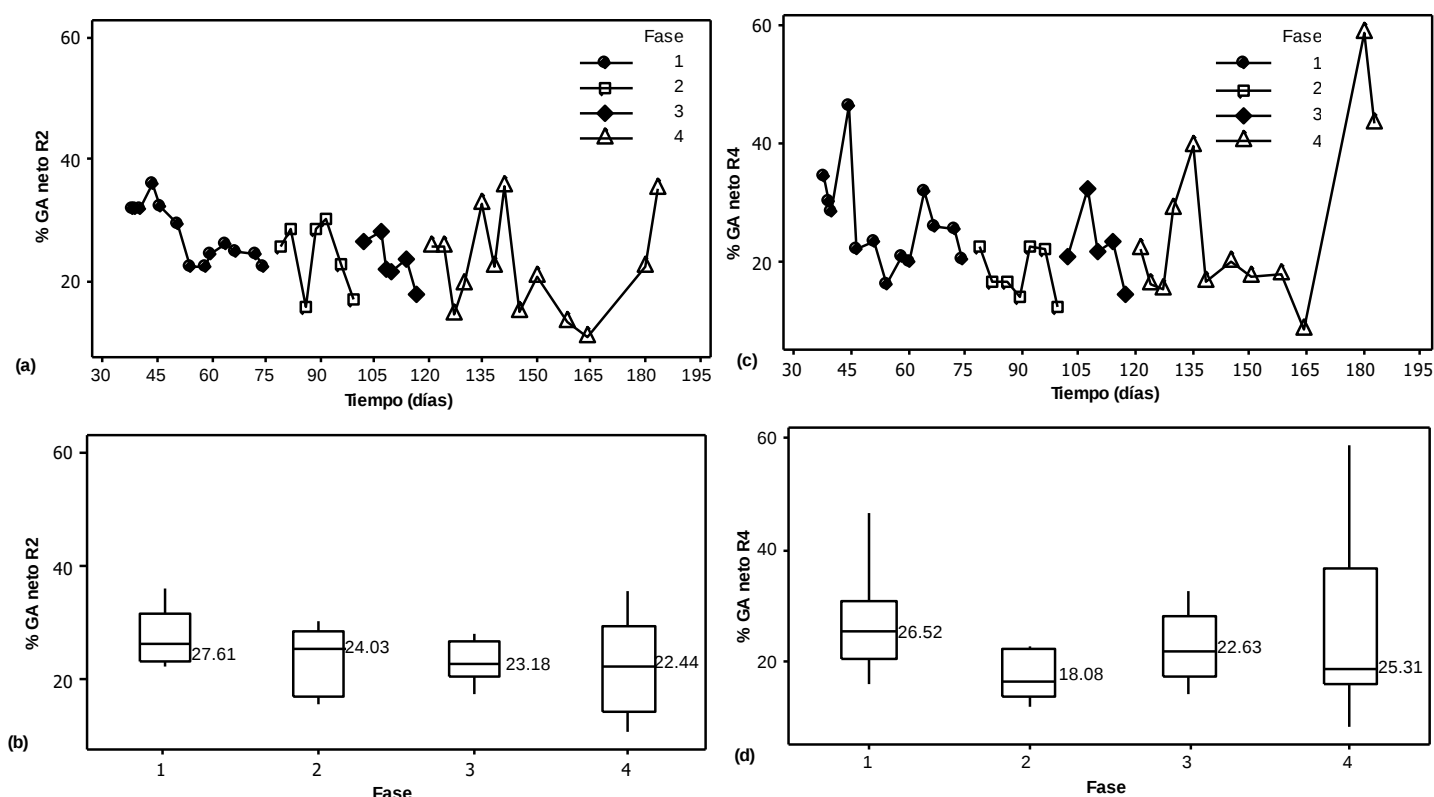


Figura 29. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2, c y d corresponden a la operación de R4.

El porcentaje del grado de acidificación neto para cada una de las fases de operación se muestra en la Figura 30. Los mayores porcentajes de acidificación se obtuvieron en la fase 1 con una media aritmética de 27,61 % para R2 y 26,52% para R4, y los menores en la fase 4 para R2 con una media aritmética de 22,44%, y R4 en la fase 2 con 18,08%. Al comparar las Figuras 26 y 28 es posible establecer que el grado de acidificación se logra mantener sin diferencias importantes entre las fases ante el aumento de la OLR para R2. El R4 presenta para la fase 2 una disminución notoria en la producción de AGV, y para las fases siguientes tiende a aumentar, registrando como máximo grado de acidificación un valor de 58,71% reportado en la última fase, lo que indica que probablemente a mayor tiempo de operación el potencial de producción de AGV puede aumentar con el inóculo de lodo anaerobio floculento, a diferencia del lodo granular que registra valores similares de producción durante toda la operación.

Los valores del grado de acidificación obtenidos en las fases, son valores que se pueden considerar de un buen rendimiento acidogénico para el agua sintética de melaza, mayor en R2 que en R4, teniendo en cuenta que en este estudio no se tuvo control de pH e inhibición de la metanogénesis. Algunos autores también han utilizado la melaza como sustrato de acidificación, Silva *et al.*[2] obtuvieron un grado de acidificación neto de $37,3 \pm 1,2$ con una DQO inicial de $8101 \text{ mg/L} \pm 60$ en reactores batch a 37°C con control de pH e inhibición de la metanogénesis y una

producción de AGV totales de 3110 ± 124 mgAGV(DQO)/L, en condiciones similares para este estudio corresponde a la fase 3, la cual produjo en el R2 un total de AGV de 2713 ± 250 mgAGV(DQO)/L y el R4 produjo $2668 \pm 378,3$ mgAGV(DQO)/L, valores cercanos a los obtenidos por [2], aunque se desconoce el valor de los AGV iniciales de su sustrato los cuales tienen un efecto relevante en el GA neto.

Otros autores [71] trabajaron con reactores CSTR con control de pH (5, 6, 7), produciendo 8329 mgAGV (DQO)/L en el efluente con una OLR de 26,9 y un grado de acidificación del 77%, comparado con el comportamiento de R2 y R4 en la fase 4 por sus condiciones similares de OLR, se reportó una producción de 4040 mgAGV (DQO)/L y 4438,33 mgAGV (DQO)/L respectivamente, lo que corresponde a un 38% y 42,66 % de grado de acidificación, casi la mitad de lo registrado por [71], incidiendo posiblemente el diseño del reactor al poseer una mezcla completa al interior del reactor y su control de pH.

Igualmente, Arroja *et al.* [72] valoraron la alta resistencia acidogénica de los desechos de la industria alimenticia, entre ellos la melaza, por lo que investigaron las condiciones óptimas de funcionamiento en cuanto a TRH y OLR, se operaron dos reactores tipo *Moving Bed Biofilm Reactor* (MBBR) durante 160 días a una temperatura de 37 ± 2 °C, un reactor se operó con lodos acidogénicos previamente aclimatados con glucosa durante 20 días (AR), mientras que el otro reactor (MR) fue inoculado con biomasa anaerobia convencional proveniente de un reactor metanogénico; aumentando la OLR de 1 a 70 kgDQO/m³.d y variando el TRH de 6 a 12 h, el reactor que presentó un mayor GA fue el AR junto a valores de pH bajos, lo cual indica que la aclimatación del inóculo ayuda a la producción de los AGV. A un TRH de 12 h y una OLR inferior a 8 kgDQO/m³.d se produjo un 27% de GA, la máxima producción neta de AGV entre los 30-40% fue observada bajo una OLR de 52 kgDQO/m³.d en los dos reactores, con una caída significativa en el pH entre los 4- 4,5 y para una OLR de 70 kgDQO/m³.d se observó una disminución en el rendimiento de acidificación en los reactores. Algunas condiciones operacionales de [72] son similares al presente estudio, como el aumento gradual de la OLR, temperatura y tiempo de operación, por esto, la fase 1 la cual corresponde en promedio a una OLR menor a 8 kgDQO/m³.d registró un GAn entre 18,08-27,61%, valor muy similar al reportado por [72]. Es conveniente evaluar la OLR con valores mayores para poder comparar la producción de AGV, aunque [72] no registra GA mayores a 40%, a diferencia del R4 el cual produjo en su última fase un 58,71 % de AGV.

5.4.3 Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 2L

La Figura 31 muestra los resultados del balance de materia de la DQO por reactor para cada una de las fases de operación.

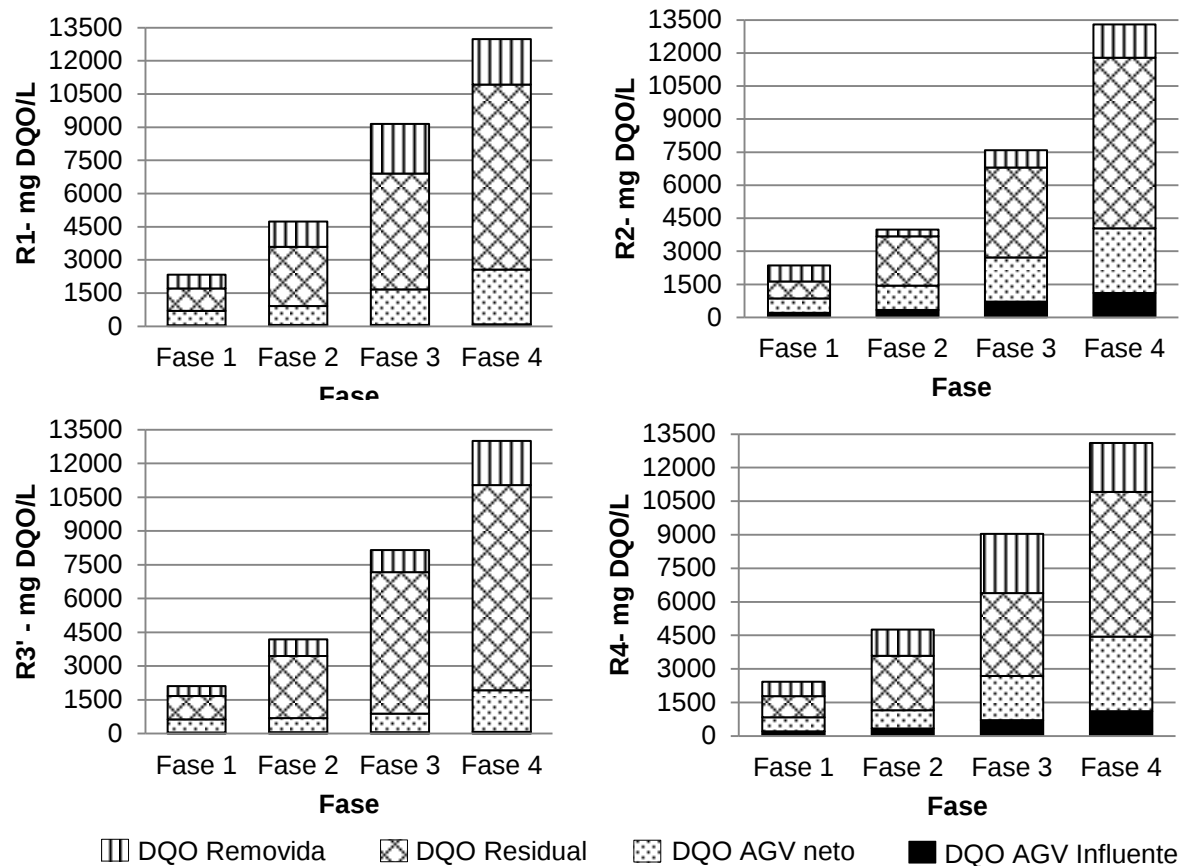


Figura 30. Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 2L.

De acuerdo a los resultados obtenidos para los cuatro reactores, en la fase 1 se reportaron los mayores porcentajes de acidificación neto, siendo R1 el mayor productor, seguido por R3', R4 y R2. Si bien, el sustrato de agua sintética con azúcar obtuvo los mayores valores de producción de AGV en la primera fase, la producción de AGV con el sustrato de agua sintética con melaza logra mantenerse frente al aumento de la OLR, lo que quiere decir que al tener un caudal alto disponible para aprovechamiento, la producción de AGV será igualmente alta; y por parte de los reactores que se alimentaron con agua sintética de azúcar se recomienda operar a TRH mayores.

Es importante resaltar el papel que juegan los AGV en el influente, ya que es otro factor por lo que los reactores R1 y R3' tienen un grado de acidificación neto mayor, estos poseen un contenido bajo de AGV en el sustrato, a diferencia del agua sintética de melaza que a medida que aumentaba su concentración de DQO aumentaba representativamente el contenido de AGV en el influente. Aunque, al sumar los AGV en el influente y los producidos por los reactores, y dividirlo por la DQO del efluente (Ecuación 5, numeral 3.2.6), el reactor R2 en la primera fase obtuvo el mayor contenido de AGV en el licor mezclado registrando un 53,54%, seguido por el R4 con 46,6%, R3' con 43,86% y por último se obtuvo al R1 con 41,46%.

5.4.4 Análisis de Componentes Principales (PCA) para los reactores de 2L de capacidad.

Se analizó en primer lugar el comportamiento individual de las variables ambientales y operacionales dentro de los distintos reactores frente a la producción de los AGV, en segundo lugar se realizó una correlación de las variables de mayor influencia en el proceso tanto por reactor (tipo de lodo) como por fases; se empleó el método de componentes principales; prediciendo el comportamiento dentro de los reactores a partir de la información disponible, encontrando por lo tanto algunas variables que representaron tanto como fue posible la varianza en el conjunto de los datos.

➤ PCA por reactores

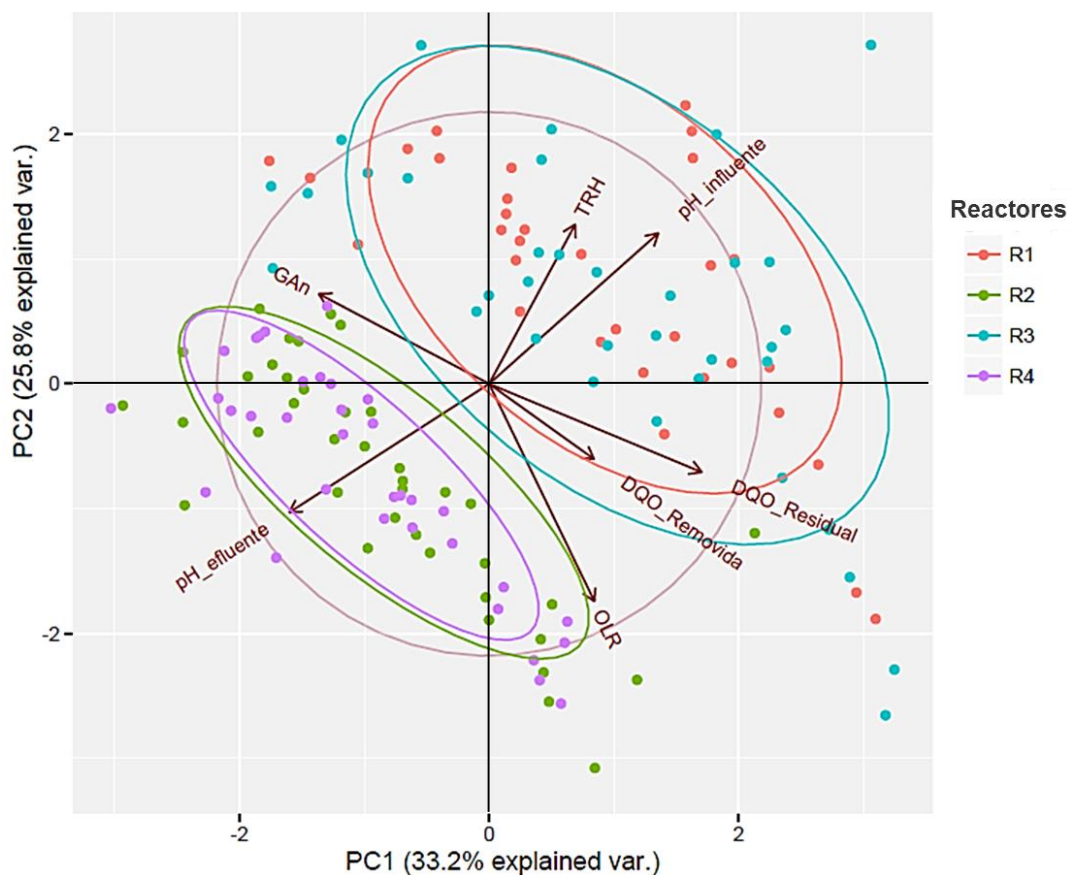


Figura 31. Componentes Principales por reactores (R1, R2, R3 y R4)

Se analizaron 7 variables para cada reactor las cuales se observan en la tabla 13. El PCA general explicó el 59 % de la variabilidad total de los datos, es un porcentaje medio ya que posiblemente hay otras variables que expliquen mejor el comportamiento de los datos las cuales no se midieron en el presente trabajo. El primer componente PC1 explicó el 33,2% (eje X), las variables más importantes para este eje fueron DQO residual (0,51) y pH del efluente (-0,48) e influente

(0,40), mientras el segundo componente principal PC2 explicó el 25,8% (eje Y) y permitió explicar lo relacionado con la OLR (-0,59) y TRH (0,44)

Tabla 13. Contribución de cada variable ambiental y operacional de los reactores de 2L de capacidad a los componentes uno y dos extraídos en el PCA.

Variable	PC 1	PC 2
OLR	0,25	-0,59
TRH	0,20	0,44
ph_influente	0,40	0,41
pH_efluente	-0,48	-0,35
GAn	-0,41	0,24
DQO_Removida	0,25	-0,21
DQO_Residual	0,51	-0,24

Como se observa en la Figura 31 los registros se agruparon por reactores donde los sustratos sintéticos (Azúcar y Melaza) se separan en dos grupos distintos a causa del pH del influente y del efluente, donde R1 y R3 tienen un pH del influente mayor (alcalino) y un pH del efluente menor (ácido) a diferencia de R2 y R4, donde el pH del influente es menor (ácido), y el pH del efluente es similar (ácido), esto tiene un efecto en la producción neta de AGV, la cual es mayor en los reactores alimentados con agua sintética de azúcar (R1 y R3), presentando una alta dispersión de datos, esta producción está relacionada entonces con pH de influentes altos (alcalinos), además de TRH altos.

En cuanto a los reactores alimentados con agua sintética de melaza (R2 y R4) obtuvieron una dispersión menor de los datos, la producción de los AGV dependió básicamente de las variables de OLR y pH de influente y de efluente, aunque reportaron un menor GAn, la producción máxima se dio bajo condiciones de pH de influente menor (ácido) y con pH del efluente también menor (ácido), a medida que la OLR aumentó la producción de los AGV disminuyó gradualmente, aunque no de forma tan representativa como en R1 y R3; el TRH disminuyó seguramente por el tiempo de funcionamiento del sistema de alimentación, ya que el ensuciamiento aumentó generando una disminución del flujo de entrada. El parámetro operacional de TRH evaluado en R2 y R4 no explica de la mejor manera el comportamiento de la comunidad microbiana productora de AGV por lo que se deben considerar otros parámetros de evaluación.

El GAn es inversamente proporcional a la OLR, DQO removida y DQO residual, por lo que a mayor velocidad de la carga orgánica se producen menos AGV en los cuatro reactores, mayor DQO removida y DQO residual, lo cual es coherente ya que si se tienen altos valores de DQO removida, se estaría produciendo probablemente biomasa o elementos gaseosos pero no AGV, y si se tiene alta DQO residual, quiere decir que los reactores no tuvieron un efecto sobre el sustrato para producir AGV, registrando valores de DQO similares a la entrada y salida, aunque estos efectos se pueden asociar dependiendo de cada fase como se observa en la Figura 32.

Con respecto al comportamiento del pH del influente algunos estudios [69, 41,70] han reportado que a mayor pH del influente (7- 9) mayor producción de AGV. Al no controlar el pH en el presente estudio, los valores producidos de AGV por parte del R2 y R4 son considerados de buen rendimiento, aunque al tener un pH neutro el sustrato sintético de azúcar favoreció la producción de AGV en comparación a los registrados en la literatura; más en el R1 que R3', aunque el R3' tuvo un mayor tiempo de aclimatación este sufrió bastantes alteraciones en el sistema de alimentación provocando fluctuaciones en el TRH.

➤ PCA de los Reactores según las fases.

El siguiente análisis de correlación pertenece a cada fase de la operación de los reactores, la cual varió según la OLR en el tiempo. Se analizaron las mismas 7 variables aunque los registros se agruparon en este caso por fase. De igual manera el PCA general explicó el 59 % de la variabilidad total de los datos.

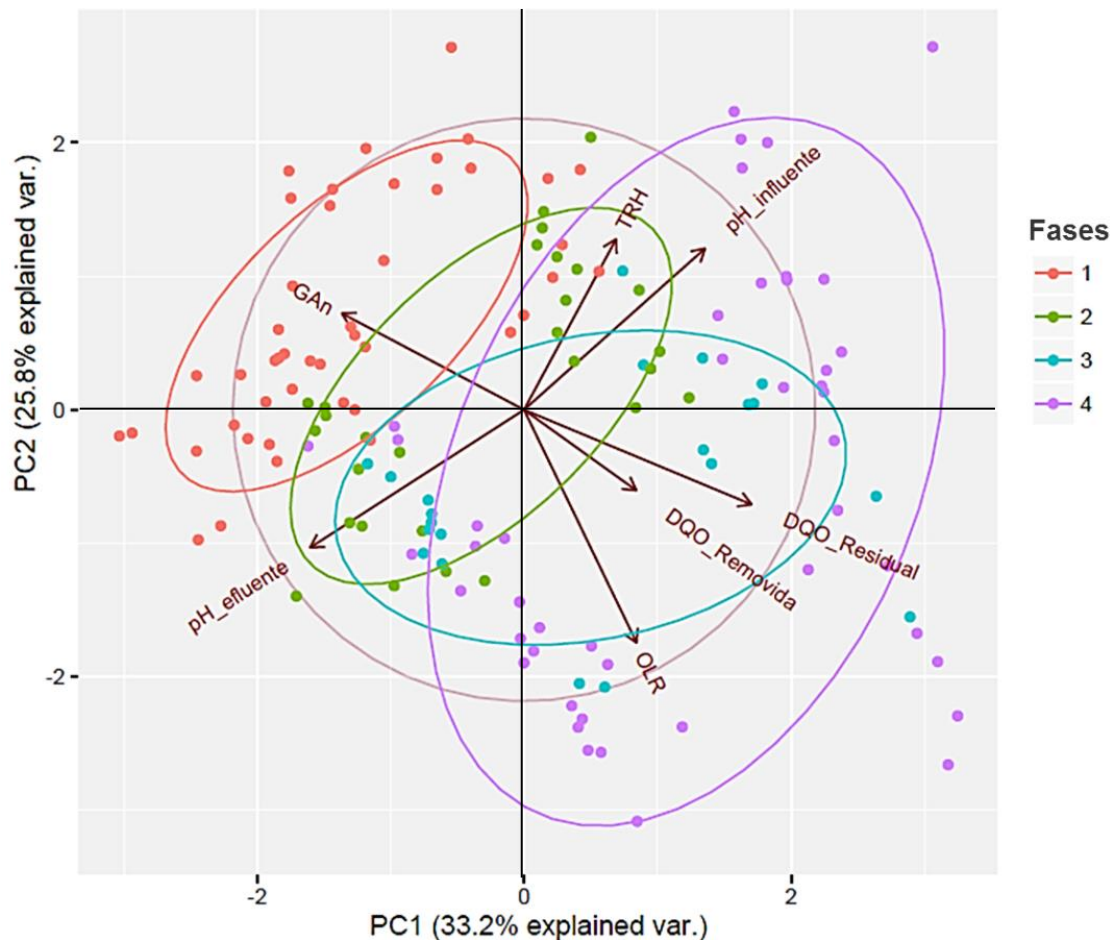


Figura 32. Componentes Principales para los reactores de 2L de capacidad por fases

Se observa en la Figura 33 el aumento de la OLR y su efecto en la producción de AGV, el cual fue inversamente proporcional, como se mencionó anteriormente, donde en la fase 1 se produjo la mayor cantidad neta de AGV respecto a la OLR, y

en la fase 4 se produjo la menor cantidad. La fase 1 y 2 tienen un comportamiento similar frente a las variables correlacionadas en la producción de AGV, en las cuales incide la variación del pH del influente y del efluente los cuales son mayores (alcalinos), con respecto al comportamiento de la DQO residual y removida en estas primeras fases, se registraron valores bajos, influyendo en la alta producción de los AGV. En cuanto al comportamiento del TRH se observa valores mayores, debido a la adaptación a los sistemas de alimentación.

En la fase 3 se observa una variación en la correlación de los parámetros, con respecto a la DQO removida y DQO residual, ya que los valores reportados empiezan a aumentar y por ende la producción de los AGV empieza a disminuir, registrando un alto valor en la DQO residual, la cual se podría aprovechar por medio de recirculación en los mismos reactores o en un proceso metanogénico que efectué una digestión anaerobia de dos fases.

En la fase 4 las variables analizadas no explican muy bien la producción de los AGV, ya que todas tienen incidencia y no se determina cual está más correlacionada con la producción de AGV, por lo que se deben tener en cuenta otros parámetros de operación como la alcalinidad, relación F/M, entre otras [1]. Igualmente este análisis permite establecer una relación entre las variables consideradas relevantes, para plantear un diseño de experimentos posteriormente; donde para el R1 y R3' sería relevante estudiar el efecto del TRH, y en R2 y R4 el pH del influente.

5.5 OPERACIÓN DE LOS REACTORES DE 0,2L FRENTE AL CAMBIO VOLUMÉTRICO DE LA MEZCLA DE SUSTRATOS

Para determinar las mejores condiciones de operación en términos del TRH, inoculo y mezcla de los sustratos (sintético y real), para obtener la máxima producción de AGV; a continuación se muestran los resultados del comportamiento de los reactores del R1L al R4L frente a variables como temperatura, pH, TRH, OLR, % GA neto y balance de la DQO.

Tabla 14. Parámetros operacionales de los reactores anaerobios de 0,2L (media aritmética $\pm$ desviación estándar).

Reactor	Fases	Días de operación	T (°C)	pH	TRH (h)
R1 L	1	8	34,23 $\pm$ 2,49	2,82 $\pm$ 0,16	50,28 $\pm$ 31,38
	2	12	33,5 $\pm$ 1,87	2,77 $\pm$ 0,05	33,62 $\pm$ 26,12
	3	14	30,57 $\pm$ 0,98	3 $\pm$ 0,19	28,99 $\pm$ 25,27
	4	16	34,67 $\pm$ 1,62	3,07 $\pm$ 0,12	34,66 $\pm$ 25,58
R2 L	1	8	32,42 $\pm$ 3,76	3,64 $\pm$ 0,4	39,15 $\pm$ 33,59
	2	12	31,89 $\pm$ 0,25	3,71 $\pm$ 0,09	14,53 $\pm$ 7,99
	3	14	30,49 $\pm$ 0,67	3,38 $\pm$ 0,12	17,88 $\pm$ 16,31
	4	16	33,98 $\pm$ 3	3,06 $\pm$ 0,05	13,35 $\pm$ 7,64
R3 L	1	8	30,07 $\pm$ 3,56	3,07 $\pm$ 0,17	75,92 $\pm$ 70,18
	2	12	32,81 $\pm$ 1,5	2,84 $\pm$ 0,06	13,24 $\pm$ 4,34
	3	14	31,5 $\pm$ 1,62	2,97 $\pm$ 0,13	21,10 $\pm$ 14,99
	4	16	34,39 $\pm$ 2,88	3,04 $\pm$ 0,1	25,63 $\pm$ 16,13
R4 L	1	8	35,42 $\pm$ 6,77	3,68 $\pm$ 0,10	54,16 $\pm$ 43,92
	2	12	33,57 $\pm$ 0,88	3,48 $\pm$ 0,05	11,19 $\pm$ 4,85
	3	14	30,04 $\pm$ 3,59	3,29 $\pm$ 0,16	13,08 $\pm$ 5,5
	4	16	34,05 $\pm$ 3,3	2,98 $\pm$ 0,08	19,2 $\pm$ 10,77

La Tabla 14 muestra los principales parámetros de operación de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L para cada fase. Los parámetros de temperatura y TRH se trataron de mantener en el rango de los datos obtenidos en la operación de los reactores de 2L para no alterar el lodo previamente aclimatado a condiciones específicas.

La temperatura no presentó diferencias importantes entre las fases de operación de los reactores R2L y R4L; R2L obtuvo menor dispersión de los datos a medida que pasaba el tiempo (fase 2 y 3). El R1L en la fase 3 presentó una disminución relevante de la temperatura frente a las demás fases. En cambio el R3L presentó un aumento de la temperatura representativo de la fase 1 a la 4, ya que a medida que pasaban las fases se realizaba un refuerzo del sistema de calefacción, como se mencionó antes, lo que provocaba un aumento de la temperatura.

El pH del efluente en el R1L tiene un comportamiento directamente proporcional, a medida que aumentan las fases, el pH aumentó de 2,8 en la fase 1 a 3,06 en la última fase, disminuyendo la acidificación en el reactor. Por otro lado, R2L tuvo un comportamiento inversamente proporcional, ya que a medida que el volumen del lixiviado aumentaba, especialmente desde la fase 3, el pH del efluente disminuía notoriamente; al no tener control del pH del sustrato, este disminuyó a medida que pasaron las fases, ya que la melaza presentaba menos porcentaje en volumen dentro de la mezcla y los lixiviados por naturaleza son ácidos. El R3L presentó entre las fases 1-2 un cambio importante en la disminución del pH, probablemente por el aumento de la proporción del lixiviado en el sustrato, a diferencia del R1L el pH en la fase 1 es menor que el de la fase 4. El R4L tiene un comportamiento similar al de R2L, ya que el pH disminuye representativamente frente al aumento de las fases, aunque su disminución es más evidente que el R2L, ya que en la fase 1 registró un pH de 3,68 y para la fase 4 registró un pH de 2,98.

El TRH al igual que los reactores de 2L presenta alguna variación, aunque no de la misma magnitud. R2L y R4L entre la fase 1-2 presenta un cambio importante en el TRH, mientras se adaptó a la operación del sistema de alimentación, ya entre las fases 2-4 no se observaron cambios relevantes del parámetro, ni una alta distribución de los datos, lo cual indica que el comportamiento de la OLR es estable. R1L presentó altos TRH y alta dispersión entre los datos, debido a que el sistema de alimentación tuvo problemas en la operación y se taponaba con facilidad, impidiendo que el sustrato entrara en contacto con el lodo granular. Y el R3L se comportó de manera similar a R2L y R4L, donde en la fase 1 tuvo el mayor TRH de los 4 reactores el cual fue de 75,92 horas.

5.5.1 Reactores de 0,2L alimentados con agua sintética de azúcar y lixiviados.

El comportamiento de la OLR frente al cambio volumétrico gradual de los sustratos durante la operación se muestra en la Figura 34 (a,c) por días, y los valores de la media aritmética por fases se muestran en la Figura 34 (b,d). La OLR que se decidió operar en estos reactores fue la correspondiente a la fase 4 de los reactores de 2 L de capacidad entre la cual oscilo entre los 14,7 y 28,1 kgDQO/m³.d aproximadamente.

Como se mencionó anteriormente, a causa de la alta variación en el comportamiento del TRH y al tener un volumen menor de los reactores, la OLR en el R1L presentó una variación relevante, ya que depende directamente del parámetro del TRH, ya que la DQO se mantuvo en 13000mg/L en toda la operación y el volumen del reactor fue el mismo, provocando picos representativos en algunos días de funcionamiento, y una alta dispersión entre los datos.

Respecto al comportamiento de la OLR en el R3L, se observa como en la fase 1 se obtuvo la mayor dispersión de los datos, esto ocurrió mientras se adaptó el sistema de alimentación, también, el reactor presentó la menor OLR, ocasionada

por el alto tiempo de retención hidráulico; aunque, en las fases siguientes se observa como los datos se encuentran más agrupados en comparación a los del R1L, pero con un comportamiento decreciente.

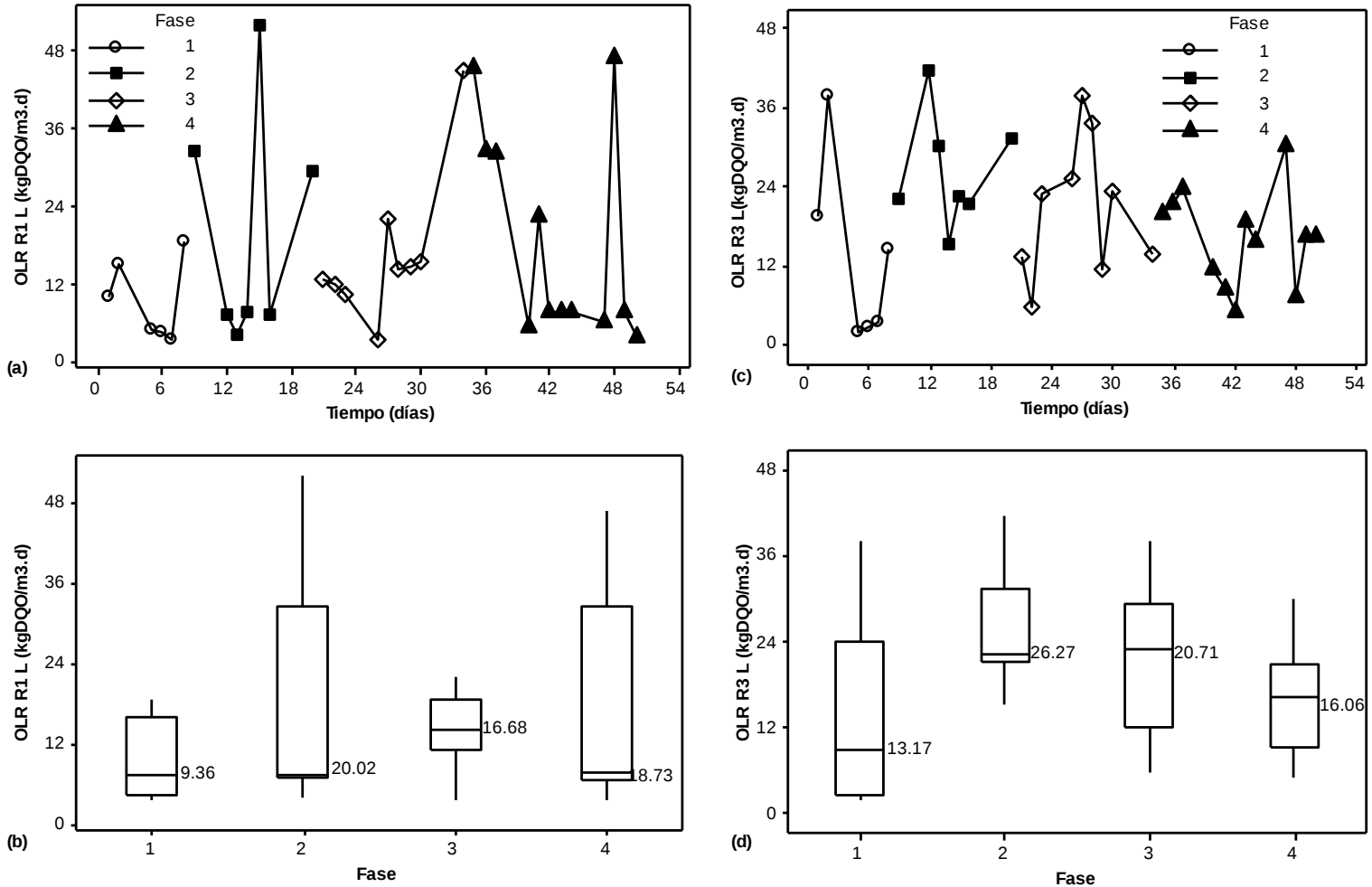


Figura 33. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1L, c y d corresponden a la operación de R3L.

En la Figura 35 se muestra el comportamiento de la DQO del efluente en los reactores R1L y R3L, la cual es decreciente conforme se da el cambio volumétrico gradual de los sustratos. El R1L tiene un aumento importante de la remoción de la DQO ya que en la fase 1 registró un 19,9 % y en la fase 4 reportó un 44,56%, lo que quiere decir que a medida que el volumen del lixiviado aumentó en el sustrato, este se convirtió probablemente en forma gaseosa o en biomasa, la cual se identifica como DQO removida en el sistema. De manera similar se comportó el R3L, aunque con una disminución de la DQO del efluente más notoria, ya que en la fase 4 aproximadamente el 50% de la DQO de entrada fue removida, lo que dificultó el proceso de producción de AGV, ya que probablemente los AGV que se encontraron presentes en el influente se convirtieron en H₂ y/o CO₂ [64], aunque Cappelletti *et al.* [73] observó el efecto de la concentración inicial de sustrato (5000, 7500, 10700, 15000 y 30000 mgDQO/L) sobre la producción de H₂ y

eficiencia de la reducción de la DQO (%) con una fermentación oscura de agua residual del proceso de extracción de almidón de yuca. Registro que las concentraciones de sustrato más favorables fueron a 5000, 7500, 10700 mg/L, debido a que generaban mayores rendimientos y reducciones de la DQO (33, 25 y 42 %). Sin embargo, con las concentraciones de 15000 y 30000 mgDQO/L el proceso no logro responder adecuadamente, ya que la producción de ácidos grasos volátiles no disociados llevo el pH del medio a niveles inhibitorios (4,0 unidades) para los microorganismos acidogénicos, lo que se vio reflejado en los bajos rendimientos de H_2 y reducciones de la DQO (35 y 17 %) respectivamente.

De igual manera en el balance de la DQO de los reactores se observa esquemáticamente el comportamiento inverso que tiene la DQO del efluente.

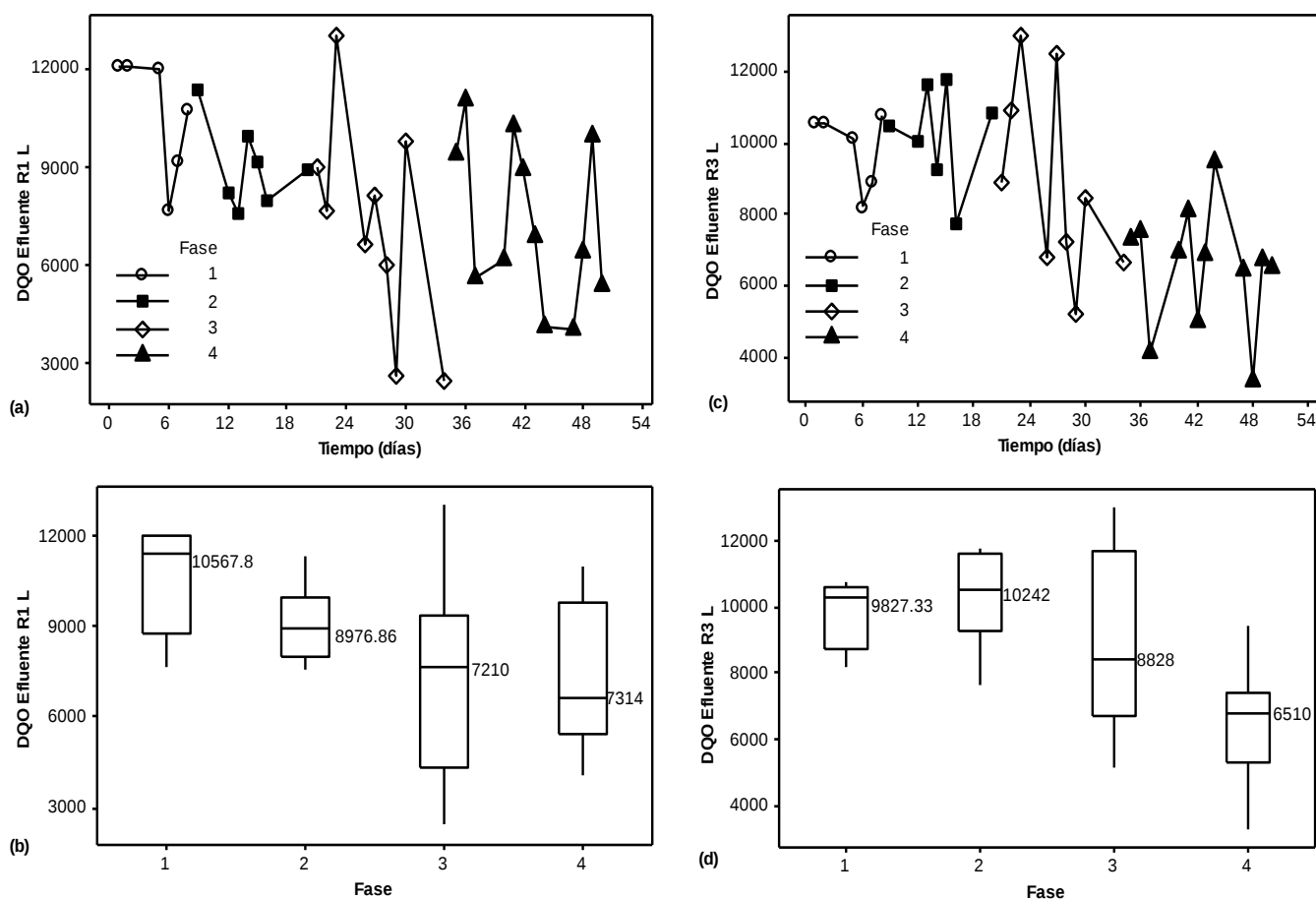


Figura 34. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1L, c y d corresponden a la operación de R3L.

En la Figura 36, se observa como disminuye el grado de acidificación neto en R1L y R3L frente al cambio volumétrico gradual de los sustratos, donde a medida que aumenta la proporción del sustrato real en la mezcla, disminuye la producción de AGV. Los mayores porcentajes de acidificación neta se obtuvieron para R1L en la fase 1, con un promedio aritmético de 22,9%; donde el 25% del volumen de la mezcla correspondió a lixiviados y el 75% a agua sintética de azúcar y los

menores en la fase 4 con una media aritmética de 5,73% con un 100% de lixiviados de residuos sólidos orgánicos y para R3L los mayores valores se registraron en la fase 2, con un GA neto de 16,73%, indicando que la mejor mezcla fue de 50% lixiviados y 50% agua sintética de azúcar y los menores datos se registraron en la fase 3 con 5,58% de GA neto, la fase 4 presenta un aumento de acidificación poco representativa posiblemente por el efecto del TRH y la madurez del inóculo.

Por lo tanto, los lixiviados tienen un efecto negativo en la producción de AGV, esto se debe probablemente a la complejidad del sustrato y al contenido de los AGV en el influente. Sin embargo, los AGV totales en el efluente aumentaron frente al cambio volumétrico gradual de la mezcla de los sustratos, debido a que los AGV en el influente incrementaban entre fases y la DQO removida también aumentaba, en la fase 1 el R1L obtuvo 36,45% de AGV en el efluente y en la fase 4 reporto un 44,78% de AGV en el efluente, y el R3L en la fase 1 registró 27,37% en el efluente e incremento en la fase 4 hasta el 51,59% de AGV en el licor mezclado.

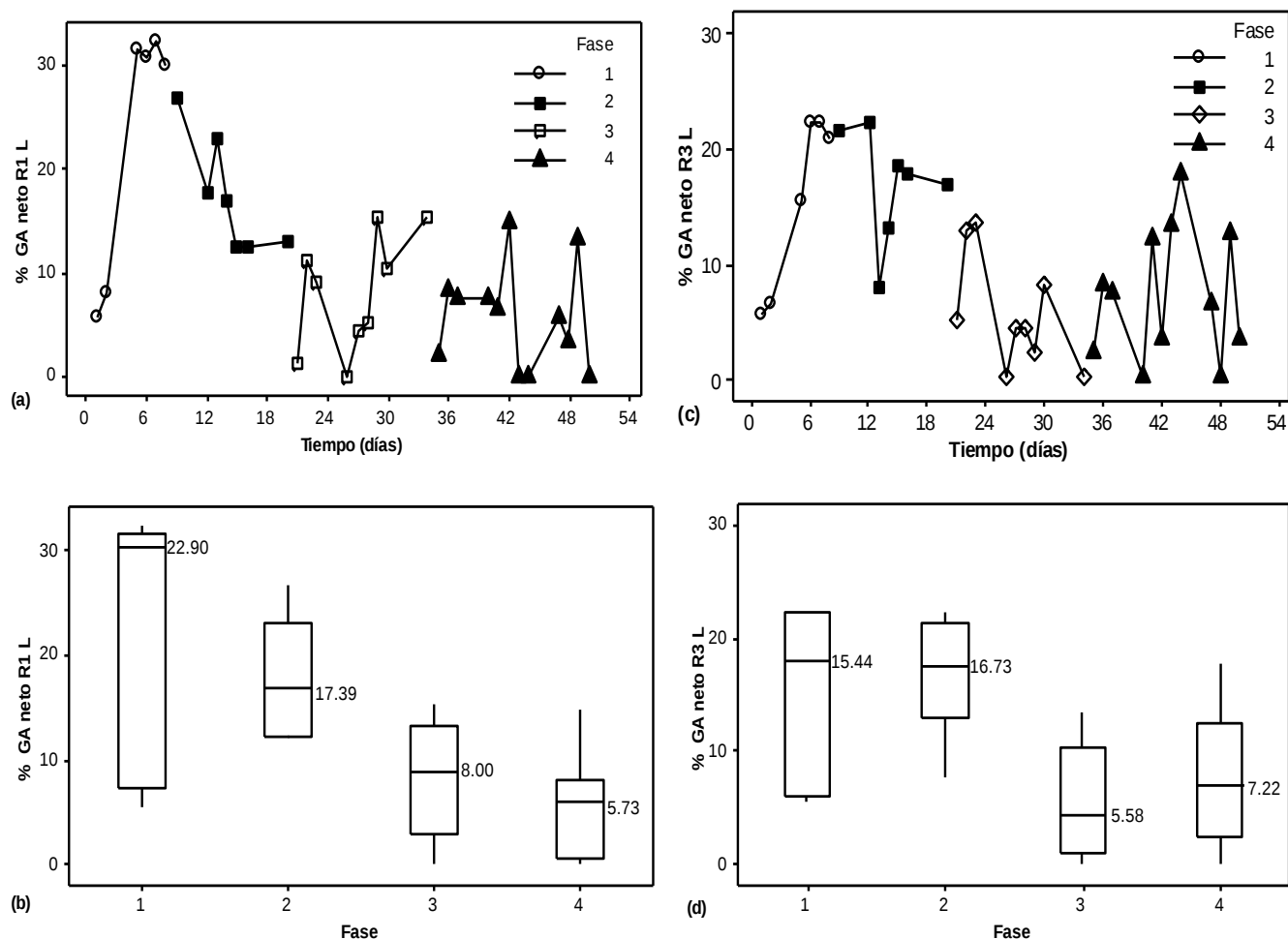


Figura 35. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R1L, c y d corresponden a la operación de R3L.

5.5.2 Reactores de 0,2L alimentados con agua sintética de melaza y lixiviados.

El comportamiento de la OLR frente al cambio volumétrico gradual de los sustratos durante la operación de R2L y R4L se muestra en la Figura 37 (a,c) por días, y los valores de la media aritmética por fases se muestran en la Figura 37 (b,d).

R2L no presenta cambios importantes en la OLR frente a las fases, en la fase 1 se registraron los menores valores de la OLR con 16,11 KgDQO/m³.d, la cual aumentó aunque no de manera representativa en las fases siguientes, debido a que se ajustó el TRH, obteniendo una OLR estable en el proceso como se observa en la Figura 36,b. En el R4L entre las fases 1-2 se presenta un cambio notorio de la OLR, la cual varió de 12,87 KgDQO/m³.d en la fase 1 a 32,42 KgDQO/m³.d en la fase 2, por la misma razón del difícil control del TRH dentro del reactor por el sistema de alimentación, en las fases siguientes se observa un comportamiento estable decreciente con variaciones poco representativas.

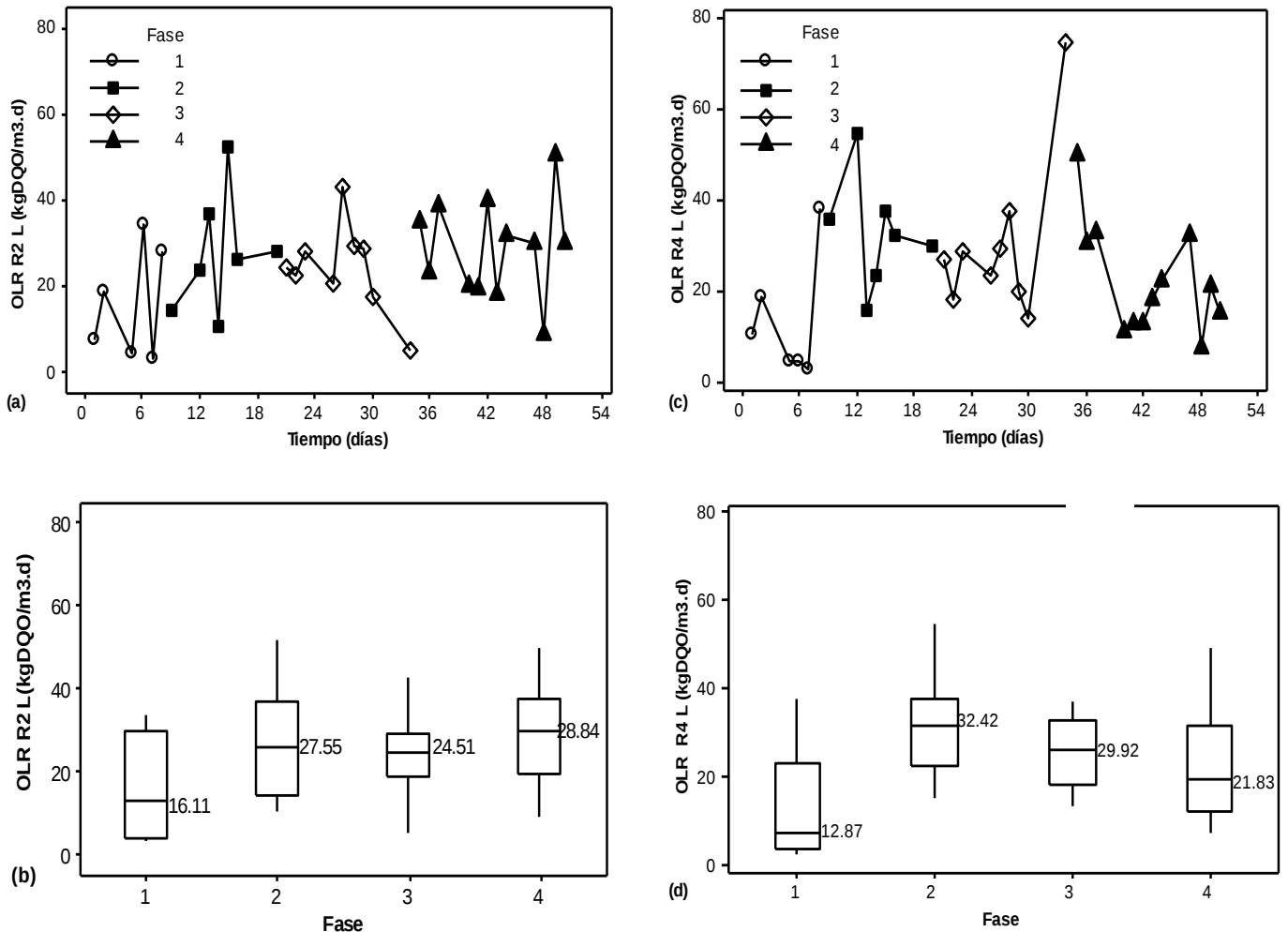


Figura 36. Comportamiento de la OLR durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2L, c y d corresponden a la operación de R4L.

En la Figura 38 se muestra el comportamiento de la DQO del efluente en los reactores R2L y R4L. El comportamiento que registró R2L para este parámetro fue decreciente hasta la fase 3 la cual presentó una remoción máxima de DQO del 34,38%, en la fase 4 disminuyó esta remoción aunque no representativamente reportando un 30,03% de remoción. EL R4L obtuvo un aumento notorio de la remoción de la DQO entre las fases 2-3 y en la fase 4 registró la mayor remoción de DQO con 50,45%, valor similar al del R3L en la misma fase. Por lo anterior, los cuatro reactores tienden a remover más DQO entre las fases 3-4, las cuales corresponde a un 75% y 100% de lixiviados como sustrato, siendo el R3L el que más removió, seguido por R4L, R1L y R2L con valores de 50,65%; 50,45%; 45,35% y 34,38% correspondientemente.

Al ser R2L el reactor que menos DQO removió, y como se observa en la Figura 38 el que produjo mas AGV, se observa como a menor remoción de la DQO del afluente se producen más AGV, ya que la DQO disponible se convierte en DQO AGV, y no en DQO removida por el sistema.

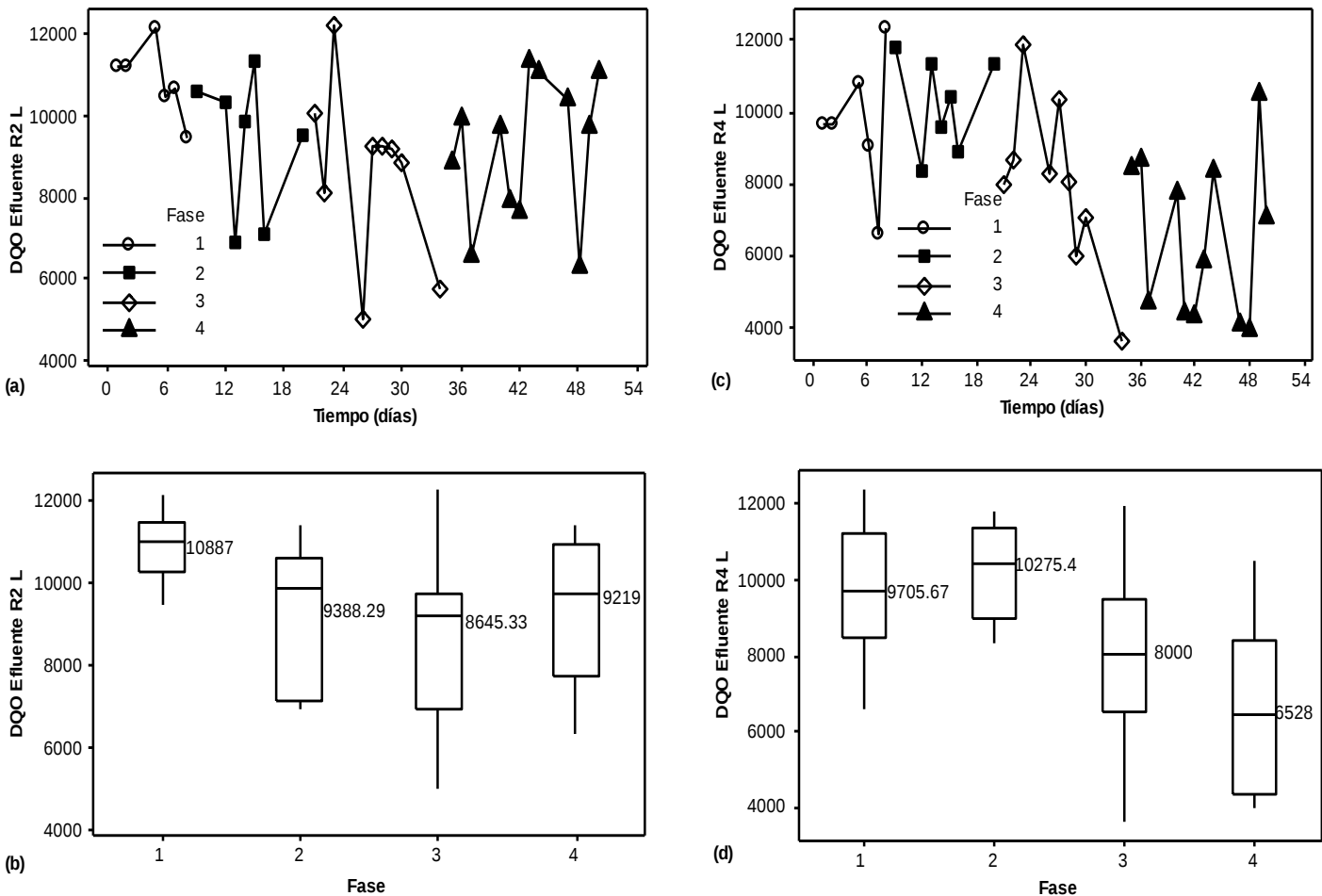


Figura 37. Comportamiento de la DQO del efluente durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2L, c y d corresponden a la operación de R4L.

En la Figura 39, se observa como disminuye el grado de acidificación neto en R2L y R4L frente al cambio volumétrico gradual de los sustratos, donde a medida que aumenta la proporción del sustrato real en la mezcla, disminuye la producción de AGV. Los mayores porcentajes de acidificación neta se obtuvieron para R2L en la fase 1, con un promedio aritmético de 30,57%; donde el 25% del volumen de la mezcla correspondió a lixiviados y el 75% a agua sintética de melaza y los menores en la fase 4 con una media aritmética de 9,52% con un 100% de lixiviados de residuos sólidos orgánicos y para R4L los mayores valores se registraron en la fase 1, con un GA neto de 27,38% y los menores datos se registraron en la fase 4 con 6,83% de GA neto. R2L presenta un cambio negativo importante en la producción de AGV entre las fases 2-4, por lo que indica que el aumento del volumen del sustrato de lixiviado en las mezclas afecta negativamente la producción de AGV, aunque si se habla en términos de AGV totales en el efluente este reactor en la fase 3 registro un total de AGV de 60,41% y el R4L registró un total de 50,46%; en relación con los reactores alimentados con mezcla de agua sintética de azúcar y lixiviados, se encontró que el R2L es el mayor productor de AGV, esto se debe probablemente a que el agua sintética de melaza registro valores de pH inicial bajos, por lo que los microorganismos de estos reactores estuvieron adaptados a un alimento ácido a diferencia de los reactores R1L y R3L.

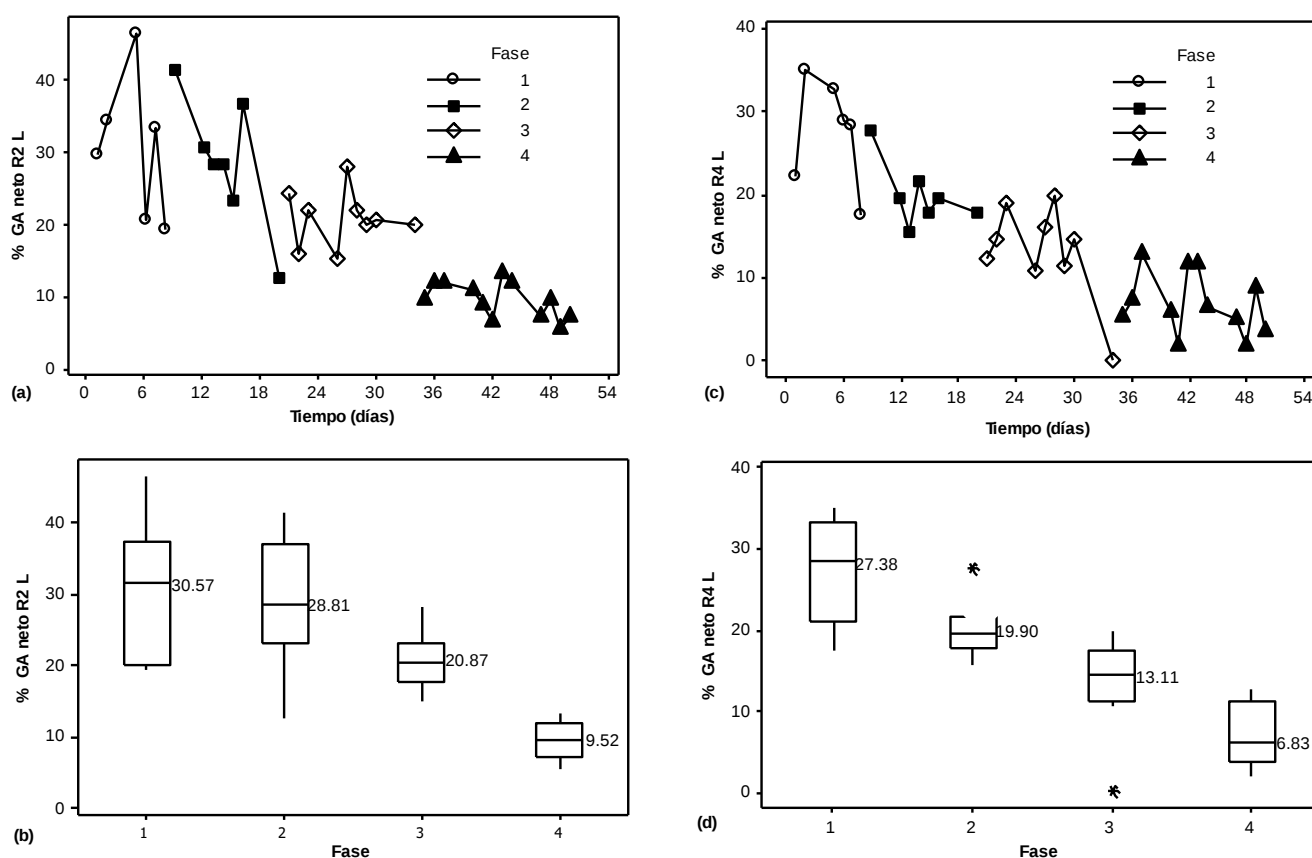


Figura 38. Comportamiento del % GA neto durante la operación de los reactores a y b corresponden a la operación de R2L, c y d corresponden a la operación de R4L.

El único estudio que se encontró similar fue el reportado por Silva et al., [2] el cual también evaluó a los lixiviados como sustrato de acidificación, recolectó lixiviados de un relleno sanitario municipal con una edad intermedia para evaluar el potencial acidogénico de este, el inóculo utilizado consistió en un cultivo microbiano mixto de biomasa anaerobia proveniente de un reactor mesofílico de una planta de tratamiento de aguas residuales industriales y domésticas. El experimento fue tipo Batch en reactores de polietileno con un volumen nominal de 0,32L y un volumen de trabajo de 0,23 L; operó a temperatura de $37\pm 1^{\circ}\text{C}$, durante 30 días con una DQO inicial de 8025 mg/L, los resultados obtenidos por Silva [2] para este otro tipo de sustrato, indicaron que la máxima producción total de AGV fue de 240 ± 95 mgAGV(DQO)/L equivalente al $2,1\pm 0,7$ %GAn y al $3,3\pm 1,5$ %GA, por parte de los reactores estudiados en el presente estudio, del R1L al R4L se registraron %GAn de 5,73%, 9,52%, 7,22% y 6,83% respectivamente, valores de mayor rendimiento en comparación a los registrados por [2], además el comportamiento del pH del efluente no disminuyó representativamente manteniéndose en 6,6 a diferencia de los reactores de R1L a R4L donde el pH del efluente registrado fue de 3,07; 3,06; 3,04 y 2,98 respectivamente. Este comportamiento se debe posiblemente al tipo del lixiviado ya que los lixiviados de los rellenos sanitarios de edad intermedia poseen una menor biodegradabilidad y un mayor pH [74,75] que los lixiviados jóvenes y además poseen elementos tóxicos [2]. Sin embargo, el tratamiento anaerobio de estos lixiviados es posible si la biomasa está convenientemente aclimatada y la carga orgánica es proporcional al tipo del reactor [76].

Uno de los factores que explica la baja producción de AGV en la operación de las últimas fases para los cuatro reactores de 0,2L, se puede atribuir al nivel de inhibición de los AGV, la cual está estrechamente relacionada con el pH. La inhibición de la fracción no disociada de los AGV es mucho mayor que la de la fracción disociada [77], según la ecuación de Henderson-Hasselbalch, la concentración del ácido no disociado está en función del pH y el pKa (es el logaritmo negativo de la constante de disociación ácida), y aumenta con la disminución del pH [78]. Al poseer el lixiviado un pH ácido en la fase 4, parte de los AGV presentes en el influente se encontraban en la forma no disociada, inhibiendo el proceso acidogénico desde un principio. De acuerdo con Dahiya et al., [79], el pH inicial juega un papel importante en la síntesis de los ácidos grasos, por lo cual se convierte en un parámetro crítico en la producción de los AGV, al no tener en el presente estudio un control del pH, la producción de los AGV en la fase 4 a partir de lixiviados fue baja. Por lo tanto la única manera en la que los AGVs pueden inhibir los microorganismos, es que se encuentren en su forma no disociada (pH final $< 4,7$ unidades), porque así podrían penetrar la pared celular de los microorganismos, y disminuir tanto la concentración de ATP intracelular como el consumo de glucosa, y la DQO removida estaría dada en otros parámetros (posiblemente se degradó dentro de los reactores en forma de biomasa, Anexo IV) diferentes a H_2 ya que a estos pH bajos también se reduce la producción de este gas [80-82].

Por otro lado [82] recomienda una recirculación de los lixiviados para disminuir la acidificación excesiva dentro de los reactores.

Sin embargo, otros autores como Torres *et al.*, [83] han estudiado la toxicidad anaerobia de los lixiviados, se expone que los lixiviados presentan altos contenidos de material orgánico y alta relación DBO_5/DQO , por lo tanto el tratamiento biológico tiene gran potencial de aplicación, sin embargo, los altos niveles de nitrógeno y otros compuestos pueden ser inhibitorios o tóxicos para el proceso biológico. Por estas razones los autores estudiaron el co-tratamiento de los lixiviados con aguas residuales domésticas (ARD) donde se evaluó a escala de laboratorio la toxicidad anaerobia de lixiviados puros y mezclados con ARD para establecer el potencial efecto tóxico del lixiviado sobre la digestión anaerobia. En la experimentación se utilizó un inóculo proveniente de un reactor UASB que trata ARD con concentraciones de sólidos volátiles y totales de 20,1 y 45,9 g/L respectivamente, con relación SV/ST de 0,44; la concentración aplicada a los ensayos de toxicidad fue de 1,5 g SV/L. En los ensayos usando lixiviado puro, se presentó una elevada reducción de la actividad metanogénica específica (AME), identificándose dos tipos de inhibición: metabólica y fisiológica. En los ensayos usando mezclas de lixiviado y ARD (5 y 10%), el porcentaje de inhibición se redujo sustancialmente, alcanzándose condiciones de sustratos no tóxicos. Los resultados sugieren la potencialidad de aplicación del co-tratamiento con ARD como una estrategia adecuada de manejo de lixiviados.

5.5.3 Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 0,2L

El balance de la DQO de los reactores anaerobios de 0,2L se muestra en la Figura 40, el cual indica por una parte el aumento de la remoción de la DQO en los cuatro reactores a medida que el volumen del sustrato real aumenta, siendo más notorio en los reactores R3L y R4L, y por ende la DQO residual es menor entre fases. De igual manera se observa como los AGV en el influente aumentan representativamente en cada fase, debido al alto contenido de AGV en los lixiviados, lo cual ayuda a que la variación de los AGV en el efluente no sea relevante entre las fases.

Ya que la producción de AGV en la fase 4 en los reactores no fue representativa, los AGV se podrían recuperar directamente del lixiviado que se obtiene en el sistema de recolección, no tendría necesidad de pasar por un reactor acidogénico en las condiciones estudiadas, es posible que el pH inicial juegue un papel importante en la producción de los mismos, ya que determinan el estado de disociación de los AGV presentes en el sustrato, los cuales pueden inhibir el proceso en forma no disociada.

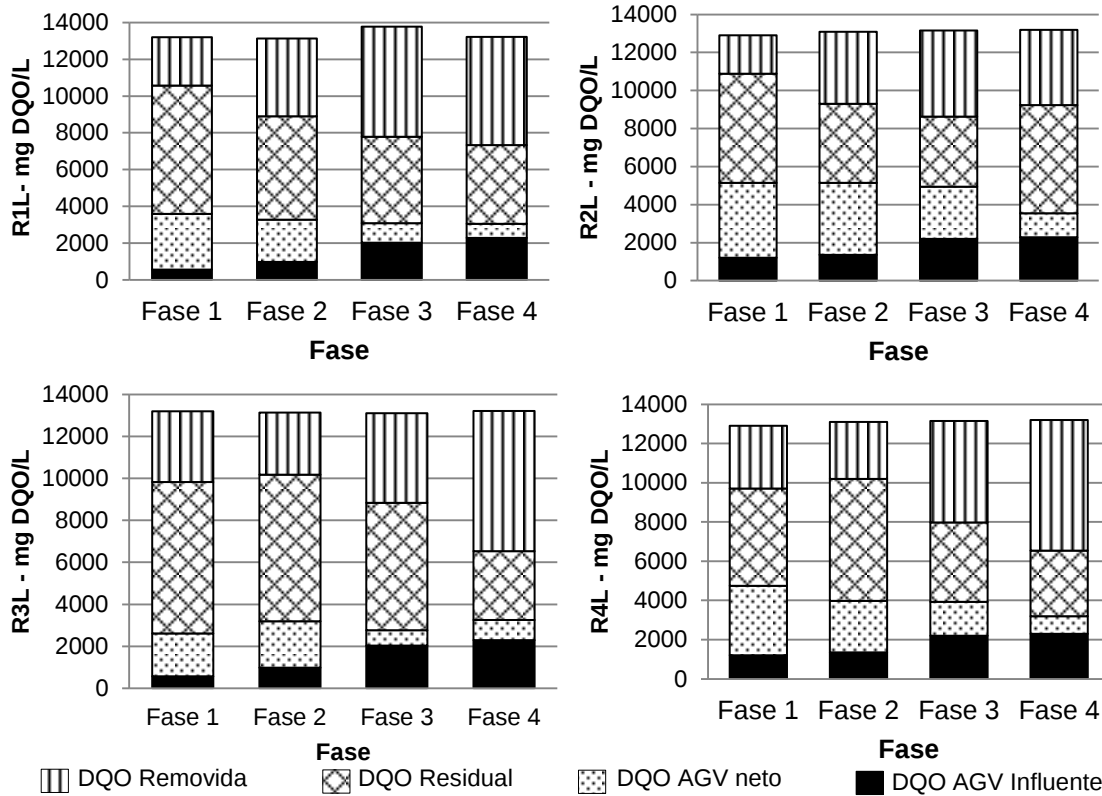


Figura 39. Balance de la DQO en la operación de los reactores anaerobios de 0,2L.

5.5.4 Análisis de Componentes principales para los reactores de 0,2L de capacidad.

Se analizaron 6 variables para la correlación de los reactores de 0,2L de capacidad, las cuales fueron GAn, TRH, pH influente, pH del efluente, DQO Removida y DQO residual, como se observa en la tabla 15. El PCA general explicó el 70,5% de la variabilidad total de los datos, el primer componente PC1 explicó el 43,5% (eje X) agrupando el pH del influente (0,53) y la DQO removida (-0,49), mientras el segundo componente principal PC2 explicó el 27% (eje Y) y permitió explicar lo relacionado con la DQO residual (-0,64).

Tabla 15. Contribución de cada variable ambiental y operacional de los reactores de 0,2L de capacidad a los componentes uno y dos extraídos en el PCA.

Variable	PC 1	PC 2
GAn	0,47	0,29
TRH	0,06	0,34
ph_influente	0,53	0,26
pH_efluente	0,38	0,35
DQO_Removida	-0,49	0,45
DQO_Residual	0,33	-0,64

➤ **PCA de los Reactores según el lodo.**

Se observa en la Figura 41 un comportamiento similar a los reactores de 2L de capacidad, donde los reactores alimentados con agua sintética de melaza y lixiviados tienen un comportamiento distinto a los reactores alimentados con agua sintética de azúcar y lixiviados, en este caso R2L y R4L produjeron más AGV que R1L y R3L.

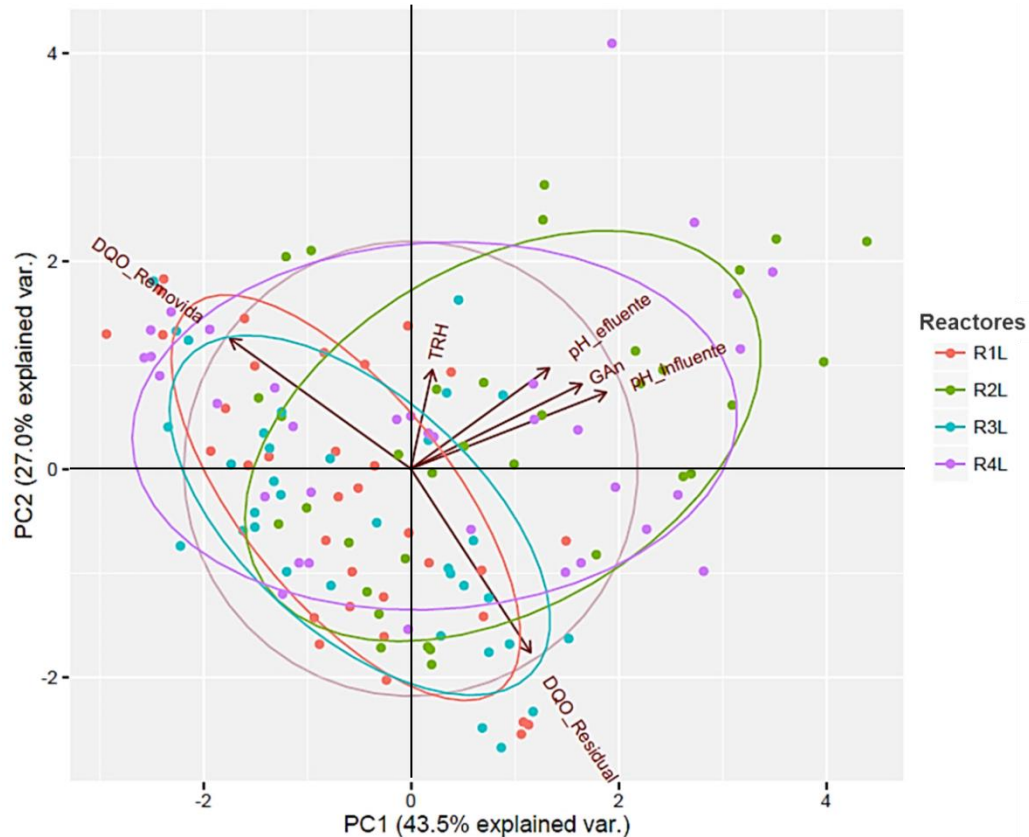


Figura 40. Componentes Principales por reactores (R1L, R2L, R3L y R4L).

El comportamiento de la DQO residual y la DQO removida es inversamente proporcional ya que no se tiene un aumento en la OLR que haga que aumenten con el mismo, entonces si la DQO removida aumenta la DQO residual disminuye directamente, relacionando estas variables con la producción neta de AGV se observa de igual manera que son inversamente proporcionales.

Por lo anterior, el comportamiento de los reactores R1L y R3L respecto a las variables evaluadas para la producción de AGV; el TRH tuvo un efecto en esto, por lo que probablemente a TRH altos la producción es mayor, aunque se debe corregir la inestabilidad de operación de esta variable para poder confirmar la correlación, además esta Figura no permite identificar en qué fase específica ocurre esto ya que como se observa en la Figura 41 el comportamiento tiene otra interpretación dependiendo la fase. Respecto al pH del influente se produjeron

más AGV a pH mayores (alcalinos) al igual que en los reactores R1 y R3', aunque R3L registro una producción mayor que R1L lo que se podría asociar al tipo de lodo, ya que tuvo un mayor tiempo de aclimatación; con respecto al pH del efluente se ve que a mayor pH se tiene un mayor GAn. El efecto que tiene la DQO removida y la DQO residual en estos reactores es representativa reportando valores mayores que el GAn, por parte de la DQO removida esta posee mayores valores a condiciones de pH del influente ácido y a TRH altos, esta DQO posiblemente se esté convirtiendo en forma de biomasa o gas, aunque en cuanto al aspecto de los reactores y su ensuciamiento (Anexo IV) se podría asegurar que es algún tipo de biomasa. Y la DQO residual fue afectada por el TRH, la cual disminuía a TRH altos.

La producción neta de AGV en R2L y R4L dependiendo básicamente del pH del influente y efluente con valores mayores, de igual manera pasó con el TRH. El R4L registró una mayor DQO removida a diferencia de R2L.

➤ **PCA de los Reactores según las fases.**

En la Figura 42 se muestra como la producción neta de AGV disminuye a medida que aumentan las fases, es decir el volumen de lixiviado real en el alimento de los reactores, teniendo un mayor GAn en la fase 1 seguido por la fase 2, 3 y por último la 4. La fase 1 tienen una relación con la variación de los pH del influente y el efluente, al ser mayor el pH de entrada se obtienen más AGV y un pH de efluente similar al del influente, comportamiento semejante a la de los reactores R2 y R4, debido a la semejanza de los valores naturales de los pH del agua sintética de melaza y el de los lixiviados, el TRH también tiene un efecto en esta producción a medida que este es más largo el GAn aumenta, en esta fase no se tiene una alta remoción de DQO en comparación a la fase 4. En la fase 2 se disminuye la producción de AGV considerablemente y se empieza a registrar mayores valores en la DQO removida con valores de pH menores. Y frente a la DQO residual esta disminuye.

En la fase 3 se tiene un comportamiento muy diferente respecto a las dos primeras fases, donde la DQO removida aumenta notoriamente, los pH del influente y efluente siguen disminuyendo al igual que el GAn, el TRH tiene un efecto más representativo en la fase el cual aumenta, como se mencionó anteriormente por el sistema de alimentación; y la DQO residual disminuye en esta fase.

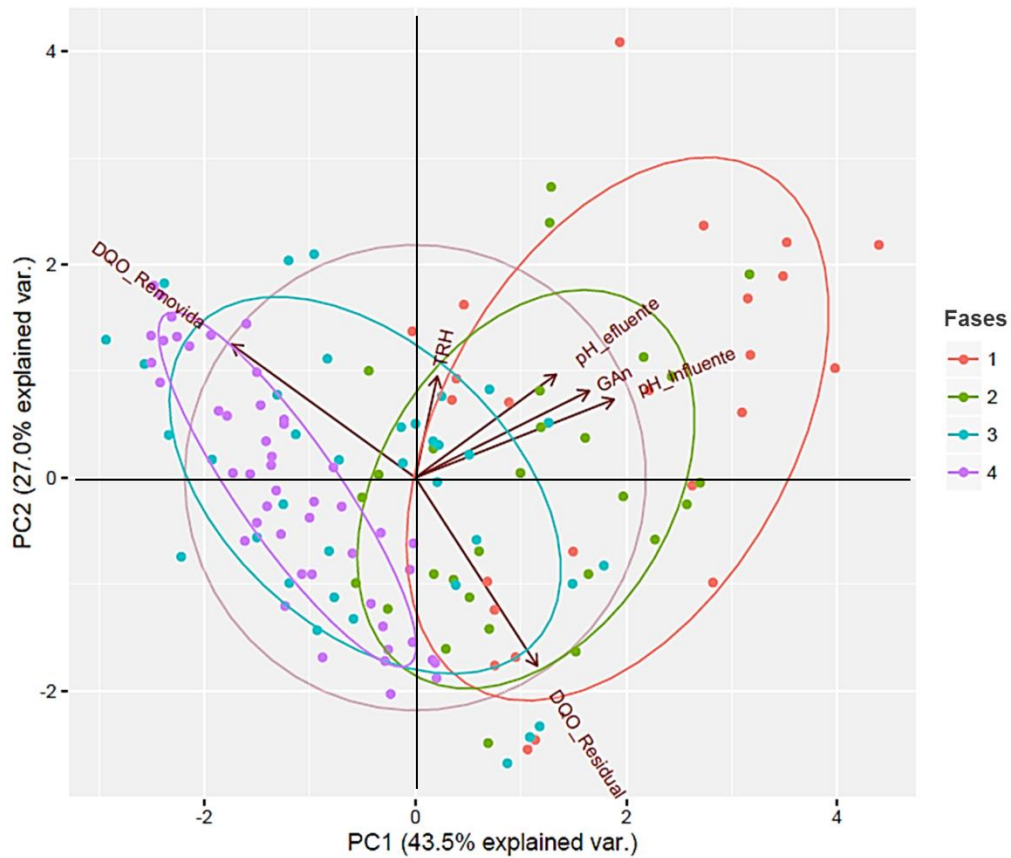


Figura 41. Componentes Principales para los reactores de 0,2L de capacidad por fases

La fase 4 tiene un efecto estrechamente relacionado con el comportamiento de la DQO removida y la DQO residual, la cual registró valores similares a la fase 3, se presentan también los pH de influente y efluente más bajos, respecto a la DQO removida los mayores registros están acompañados por pH ácidos, se podría relacionar este comportamiento a los lixiviados sin esterilizar, los cuales presentan un alto porcentaje de microorganismos en el influente, produciendo probablemente algún tipo de biomasa acumulada dentro del reactor y en el sistema de alimentación, disminuyendo la producción de AGV, sin embargo en proporción los AGV en el efluente aumentaron de manera representativa por la misma remoción de la DQO. Es de resaltar que los AGV del influente inhiben la producción de los AGV, ya que a un pH menor a 5 la mayoría de los AGV se encuentran en forma no disociada los cuales se consideran inhibidores de las bacterias acidogénicas. Este análisis de componentes principales ayuda a visualizar cual es el factor o los factores ambientales y operacionales que determinan el comportamiento de la comunidad microbiana que producen AGV.

CONCLUSIONES

- Se evaluaron únicamente dos reactores con lodo floculento (R4 y R4L), ya que la configuración de los reactores no favoreció la compactación del lodo floculento, con fuente de carbono de solución de azúcar (sacarosa), generando arrastre y pérdida del lodo, pero favorable para lodo floculento, con fuente de carbono de solución de melaza. El lodo floculento (R4) se comportó más resistente al aumento de la OLR, registrando la mayor producción de AGV en la fase 4 en comparación de los lodos granulares.
- Los residuos generados por la Plaza Carlos E. Restrepo corresponden en promedio a 95,15% orgánicos; lo que la hace un lugar apto para el desarrollo de estudios encaminados al aprovechamiento de residuos sólidos por su rico contenido orgánico. De igual manera los lixiviados provenientes de estos residuos registraron un alto contenido de DQO, con un promedio de 69789mg/L, datos mayores a los registrados por los lixiviados jóvenes provenientes de los rellenos sanitarios nacionales, lo que provocó un ajuste del parámetro para el desarrollo de los experimentos sujetos al factor de tiempo y costo.
- Se evidenció una buena adaptación del sustrato, debido a que la biomasa tuvo una resistencia a variaciones en la OLR a partir de la segunda fase (sustrato de azúcar) y a partir de la primera fase (sustrato melaza), con relación al porcentaje de GAn. Para mejorar la producción de AGV en estos reactores según el PCA se debe tener mayor control en los parámetros de salida, como la DQO residual y el pH del efluente y en los parámetros de entrada como la OLR y el TRH.
- Se observó en los reactores de 0,2L de capacidad un alto porcentaje de DQO removida, desviándose la producción probablemente a biomasa o gases. Al contener los lixiviados un porcentaje relevante de AGV en el influente y poseer un pH menor a 4, estos AGV se encontraron en forma no disociada, lo que generó una inhibición en la producción de nuevos AGV.
- Las mejores condiciones de operación para la producción de AGV a partir de lixiviados provenientes de los residuos sólidos orgánicos y sustrato sintético para este trabajo, fueron a un TRH alto, con inóculo granular aclimatado con agua sintética de melaza proveniente del R2L a una mezcla de 75% melaza y 25% lixiviados registrando un 30,57% de GAn. Sin embargo con un 100% de lixiviados el mismo reactor produjo 9,52% de AGV, valor promedio mayor registrado en esta fase para los cuatro reactores.
- El potencial acidogénico de los lixiviados correspondiente a la fase 4 es bajo para la producción de AGV netos. Para aumentar la producción neta de AGV se debe controlar la variable de entrada de pH, controlando por

ende las variables de salida como la DQO removida y la DQO residual, según el análisis de componentes principales.

RECOMENDACIONES

- Adaptar el lodo floculento aerobio durante más tiempo a condiciones anaerobias, para lograr probablemente una aclimatación exitosa con el sustrato sintético de azúcar.
- Instalar una bomba sumergible en el tanque de alimentación de melaza, ya que a altas cargas orgánicas la viscosidad del sustrato aumenta.
- Implementar un método de alimentación que permita mantener un caudal de entrada constante, preferiblemente se recomienda usar una bomba peristáltica.
- Realizar un mantenimiento al sistema de alimentación de todos los reactores, aumentando su frecuencia a altas cargas orgánicas.
- El sistema de calentamiento de los reactores de 2L de capacidad puede ser reemplazado por el sistema de calentamiento de los reactores de 0,2L, ya que su mantenimiento es más sencillo, aunque es conveniente buscar otra forma de adherirlo a la superficie del reactor ya que la cinta aislante en las últimas fases no poseía pegante.
- Operar los reactores el mismo periodo de tiempo para cada fase.
- Realizar un muestreo de levaduras en los reactores de 2L de capacidad para asegurarse que no se esté produciendo alcohol en el sistema.
- Realizar un muestreo de CO₂, CH₄ e H₂, y cuantificar la biomasa en los reactores de 0,2L de capacidad en la fase 3 y 4, con el fin de caracterizar la composición de la DQO removida
- Realizar un diseño de experimentos variando parámetros como: TRH, OLR, y pH del influente en todos los reactores analizados.

BIBLIOGRAFIA

- [1] G. Lettinga, F. M. van Velsen, S. W. Hobma, W. de Zeeuw, y a Klapwijk, "Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment," *Biotechnol. Bioeng.*, vol. 22, no. 4, pp. 699–734, 1980.
- [2] F. C. Silva, L. S. Serafim, H. Nadais, L. Arroja, y I. Capela, "Acidogenic fermentation towards valorisation of organic waste streams into volatile fatty acids," *Chem. Biochem. Eng. Q.*, vol. 27, no. 4, pp. 467–476, 2013.
- [3] B. Demirel y O. Yenigün, "Two-phase anaerobic digestion processes: A review," *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, vol. 77, no. 7, pp. 743–755, 2002.
- [4] F. G. Pohland y S. Ghosh, "Developments in Anaerobic Stabilization of Organic Wastes - The Two-Phase Concept," *Environmental Lett.*, vol. 1, no. 4, pp. 255–266, 1997.
- [5] S. G. Pavlostathis y E. Giraldo-Gomez, "Kinetics of anaerobic treatment," *Water Sci. Technol.*, vol. 24, no. 8, pp. 35–59, 1991.
- [6] J.-R. Bastidas-Oyanedel, F. Bonk, M. H. Thomsen, y J. E. Schmidt, "Dark fermentation biorefinery in the present and future (bio)chemical industry," *Rev. Environ. Sci. Bio/Technology*, vol. 14, no. 3, pp. 473–498, 2015.
- [7] A. M. Córdoba, "Recuperación de Ácidos Grasos volátiles por Electrodiálisis de Licor de Fermentación Anaerobia de Desechos Orgánicos Simulado," *Cienc. e Ing. Neogranadina*, no. 14, pp. 38–48, 2004.
- [8] C. S. K. Reddy, R. Ghai, Rashmi, y V. C. Kalia, "Polyhydroxyalkanoates: an overview," *Bioresour. Technol.*, vol. 87, no. 2, pp. 137–46, Apr. 2003.
- [9] Plataforma Tecnológica Española de química Sostenible SusChem España, "El futuro de la Química sostenible Hoja de Ruta." p. 44, 2013.
- [10] Secretaria Distrital del Medio Ambiente, "Control y Gestión Ambiental a Residuos Peligrosos, Orgánicos y Escombros generados en Bogotá." pp. 1–7, 2015.
- [11] Emcon Associates, "Methane generation and recovery from landfills," *Waste Manag. Res.*, vol. 1, no. 3, p. 282, 1983.
- [12] Unidad Administrativa Especial de Servicios Públicos, "Resolución 310 de 2014." p. 2, 2014.
- [13] J. P. Piñeiro, "Vertederos controlados. problemática de los lixiviados'," in *Contribución a la educación ambiental: El problema de los residuos urbanos*, 1994, pp. 49–65.
- [14] G. Lettinga, "Sustainable integrated biological wastewater treatment," *Water Sci. Technol.*, vol. 33, no. 3, pp. 85–98, 1996.
- [15] Ministerio del Medio Ambiente. SINA, "Guía Ambiental para la formulación de

planes de pretratamiento de efluentes industriales,” pp. 1–93, 2002.

- [16] L. J. Calpa., D, “Formulacion Del Plan De Manejo Ambiental Para La Planta De Acopio Alimentos Del Valle ‘Alival S.A.’ Pasto-Nariño,” Univ. Tecnol. Pereira, pp. 1–226, 2008.
- [17] C. Valderama, “Establecimiento de lineamientos para identificar y controlar los vertimientos industriales generados dentro del casco urbano del municipio de Neiva (Huila), a través de su aplicación dentro del Plan de Ordenamiento Territorial,” Univ. La Salle, Bogotá, pp. 1–127, 2007.
- [18] J. A. Parada Hernandez, “Implementación del sistema de gestión ambiental de Bavaria S.A. Cervecería de Bucaramanga con base en la norma ISO 14001:2004,” Univ. Pontif. Boliv., pp. 1–70, 2010.
- [19] L. E. Bernal Riasquey, “Análisis evaluativo técnico y económico entre tres plantas de aguas residuales: Dos para tratamiento de agua domestica y unas para tratamiento de agua industrial,” Univ. La Sabana, pp. 1–148, 2003.
- [20] D. M. Fuquene Yate, “Optimización del uso del agua en la etapa de pelambre en un proceso que permita la mejor calidad del cuero final y el menos impacto ambiental,” Univ. Nac. Colomb., pp. 1–215, 2011.
- [21] P. Conil, “El tratamiento anaerobio de las aguas residuales en Colombia historico, posibilidades, limitaciones situacion actual y perspectivas,” Univ. Manizales, p. 29, 1996.
- [22] A. Álvarez y J. Suárez, “Tratamiento biológico del lixiviado generado en el relleno sanitario ‘ El Guayabal ’ de la ciudad San José de Cúcuta,” Ing. Desarro., vol. 20, pp. 95–105, 2006.
- [23] D. L. Cristancho Montenegro, “Estimación del efecto del lixiviado del Relleno Doña Juana sobre la calidad del agua Río Tunjuelo y su posible tratamiento en la PTAR Canoas,” Univ. Nac. Colomb., pp. 1–136, 2013.
- [24] O. Villamizar y S. M. Gomez Plata, “Caracterización e implementación de un método fisicoquímico para el tratamiento del lixiviado proveniente del relleno sanitario el Carrasco,” Innovaciencia, vol. 1, pp. 23–29, 2013.
- [25] G. Tchobanoglous, H. Theisen, y S. Vigil, “Gestión Integral de Residuos Sólidos.” p. 1120, 1994.
- [26] C. A. Romero Batallán, “Aprovechamiento Integral De Lixiviados,” 2010.
- [27] A. Bezama, P. Aguayo, O. Konrad, R. Navia, y K. E. Lorber, “Investigations on mechanical biological treatment of waste in South America: Towards more sustainable MSW management strategies,” Waste Manag., vol. 27, pp. 228–237, 2007.
- [28] Universidad del Valle, “Anaerobic treatment of wastewater: state of the art,” Mikrobiologiia, vol. 66, pp. 705–715, 1997.
- [29] O. Sabalza y O. Villamizar, “Evaluacion Del Potencial Energetico De Los Residuos Sólidos Organicos Urbanos Provenientes De Las Plazas De Mercado Y Diseño Conceptual De Una Planta De Digestion Anaerobia Para

Su Aprovechamiento Industrial En Colombia,” Univ. Indu, pp. 1–89, 2009.

- [30] Unidad Administrativa Especial de Servicios Públicos, “Programa para la Gestión de Residuos Sólidos Orgánicos para la Ciudad de Bogotá D.C.,” pp. 1–323, 2010.
- [31] M. C. Díaz Báez, S. E. Espitia Vargas, y F. Molina Pérez, Digestión Anaerobia una aproximación a la tecnología. 2002.
- [32] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, Biomasa: Digestores anaerobios. 2007.
- [33] D. J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. Kalyuzhnyi, S. G. Pavlostathis, A. Rozzi, W. T. Sanders, H. Siegrist, y V. A. Vavilin, “Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1),” Water Sci. Technol., vol. 45, no. 10, pp. 65–73, 2002.
- [34] D. Schieder, R. Schneider, y F. Bischof, “Thermal hydrolysis (TDH) as a pretreatment method for the digestion of organic waste.,” Water Sci. Technol., vol. 43, no. 3, pp. 181–187, 2000.
- [35] U. del V. C. A. R. del Cauca. y U. A. de Wageningen., “Microbiología,” in Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodo. UASB. Manual del curso., 1987, pp. 1–16.
- [36] J. Juanga, “Optimizing dry Anaerobic Digestion of Organic Fraction of Municipal Solid Waste,” 2005.
- [37] A. Veeken, S. Kalyuzhnyi, H. Scharff, y B. Hamelers, “Effect of pH and VFA on Hydrolysis of Organic Solid Waste,” J. Environ. Eng., vol. 126, no. 12, pp. 1076–1081, 2000.
- [38] S. F. Aquino y D. C. Stuckey, “Production of Soluble Microbial Products (SMP) in Anaerobic Chemostats Under Nutrient Deficiency,” J. Environ. Eng., vol. 129, no. 11, pp. 1007–1014, 2003.
- [39] W. T. M. Sanders, “Anaerobic hydrolysis digestion of complex substrates,” 2001.
- [40] E. Viéitez, J. Mosquera, y S. Ghosh, “Kinetics of accelerated solid-state fermentation of organic-rich municipal solid waste,” Water Sci. Technol., vol. 41, no. 3, pp. 231–238, 2000.
- [41] E. Ten Brummeler, H. C. J. M. Horbach, y I. W. Koster, “Dry anaerobic batch digestion of the organic fraction of municipal solid waste,” J. Chem. Technol. Biotechnol., vol. 50, no. 2, pp. 191–209, 1991.
- [42] W. T. M. Sanders, M. Geerink, G. Zeeman, y G. Lettinga, “Anaerobic hydrolysis kinetics of particulate substrates,” Water Sci. Technol., vol. 41, pp. 17–24, 2000.
- [43] R. D. Schwartz y F. a Keller, “Acetic Acid Production by Clostridium thermoaceticum in pH-Controlled Batch Fermentations at Acidic pH.,” Appl. Environ. Microbiol., vol. 43, no. 6, pp. 1385–92, 1982.
- [44] M. Chaplin y C. Bucke, Enzyme Technology. 1990.

- [45] Universidad del Valle, Corporación Autonoma Regional del Cauca, y Universidad Agrícola de Wageningen, "Toxicidad Metanogénica," in Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodo. UASB. Manual del curso., 1987, p. 34.
- [46] H. S. Shin, S. K. Han, Y. C. Song, y C. Y. Lee, "Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase anaerobic digestion of food waste," *Water Res.*, vol. 35, no. 14, pp. 3441–3447, 2001.
- [47] F. J. Caicedo Messa, "Diseño, Construcción Y Arranque De Un Reactor U.A.S.B. Piloto Para El Tratamiento De Lixiviados," *Univ. Nac. Colomb.*, pp. 1– 49, 2006.
- [48] A. Van Haandel y G. Lettinga, *Tratamento Anaeróbio de esgotos: um manual para regioes de clima quente.* 1994.
- [49] L. Hulshoff Pol, "The phenomenon of granulation of anaerobic sludge," 1989.
- [50] P. L. Mesquita, R. J. C. F. Afonso, S. F. de Aquino, y G. S. Leite, "Validation of a liquid chromatography methodology for the analysis of seven volatile fatty acids intermediates of anaerobic digestion ," *Eng. Sanit. e Ambient.*, vol. 18, no. 4, pp. 295–302, 2013.
- [51] H. Muñoz, M. Andrade, y A. Grisaa, "Aplicación de herramientas de software al análisis del relleno sanitario de São Giácomo de Caxias do Sul," *Tumnaga*, vol. 4, pp. 169–184, 2009.
- [52] Secretaria General de la Alcaldía Mayor de Bogotá, Decreto 1713 de 2002. 2002, p. 40.
- [53] Ren 21, *Renewables 2015 Global Status Report.* 2015.
- [54] UIS. UPME. Colciencias e IDEAM, "Anexo A Biomasa, Fuente Renovable de Energía." pp. 117–129, 2009.
- [55] Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible, "Resolución 0631," 17 De Marzo. p. 62, 2015.
- [56] UIS. UPME. Colciencias e IDEAM, "Anexo C Protocolo para el muestreo de la biomasa residual." pp. 143–149, 2009.
- [57] S. M. Yepes, L. J. M. Naranjo, y F. O. Sánchez, "Valorización De Residuos Agroindustriales–Frutas–En Medellín Y El Sur Del Valle Del Aburrá, Colombia," *Rev. Fac. Nal. Agr. Medellin*, vol. 61, no. 1, pp. 4422–4431, 2008.
- [58] Instituto de Investigaciones Marinas y Costeras, *Manual de Técnicas Analíticas para la Determinación de Parámetros Fisicoquímicos y Contaminantes Marinos (aguas, sedimentos y organismos).* 2003.
- [59] T. D. B. y K. W. A. J. B. Zehnder, B. A. Huser, "Characterization of an acetate-decarboxylating, non-hydrogen-oxidizing methane bacterium," *Arch. Microbiol.*, vol. 124, pp. 1–11, 1980.
- [60] Universidad del Valle. Corporación Autonoma Regional del Cauca. y Universidad Agrícola de Wageningen., "Medicion de Parámetros," in

Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodo. UASB. Manual del curso., 1987, pp. 1–58.

- [61] Standard Methods, “STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (11th ed.),” no. 102, 2005.
- [62] Universidad De Antioquia, “Manual De Laboratorio De Biotecnología.” pp. 1–82, 2011.
- [63] C. A. Romero, “Evaluación de la Fermentación Alcohólica para la Producción de Hidromiel,” Univ. Nac. Colomb., pp. 1–144, 2012.
- [64] W. Zhang, L. Zhang, y A. Li, “Anaerobic co-digestion of food waste with MSW incineration plant fresh leachate: process performance and synergistic effects,” Chem. Eng. J., vol. 259, pp. 795–805, 2015.
- [65] J. Ye, Y. Mu, X. Cheng, y D. Sun, “Treatment of fresh leachate with high-strength organics and calcium from municipal solid waste incineration plant using UASB reactor,” Bioresour. Technol., vol. 102, no. 9, pp. 5498–5503, 2011.
- [66] J. I. Horiuchi, T. Shimizu, K. Tada, T. Kanno, y M. Kobayashi, “Selective production of organic acids in anaerobic acid reactor by pH control,” Bioresour. Technol., vol. 82, no. 3, pp. 209–213, 2002.
- [67] Y. Yan, L. Feng, C. Zhang, C. Wisniewski, y Q. Zhou, “Ultrasonic enhancement of waste activated sludge hydrolysis and volatile fatty acids accumulation at pH 10.0,” Water Res., vol. 44, no. 11, pp. 3329–3336, 2010.
- [68] R. S. Prakasham, P. Brahmaiah, T. Sathish, y K. R. S. Sambasiva Rao, “Fermentative biohydrogen production by mixed anaerobic consortia: Impact of glucose to xylose ratio,” Int. J. Hydrogen Energy, vol. 34, no. 23, pp. 9354–9361, 2009.
- [69] U. Hampannavar y C. Shivayogimath, “Anaerobic treatment of sugar industry wastewater by Upflow anaerobic sludge blanket reactor at ambient temperature,” Int. J. Environ. Sci., vol. 1, no. 4, pp. 631–639, 2010.
- [70] H. Ma, X. Chen, H. Liu, H. Liu, y B. Fu, “Improved volatile fatty acids anaerobic production from waste activated sludge by pH regulation: Alkaline or neutral pH?,” Waste Manag., vol. 48, pp. 397–403, 2015.
- [71] M. G. E. Albuquerque, M. Eiroa, C. Torres, B. R. Nunes, y M. a. M. Reis, “Strategies for the development of a side stream process for polyhydroxyalkanoate (PHA) production from sugar cane molasses,” J. Biotechnol., vol. 130, no. 4, pp. 411–421, 2007.
- [72] L. Arroja, I. Capela, H. Nadais, L. S. Serafim, y F. Silva, “Acidogenic Valorisation of High Strength Waste Products from Food Industry,” Ind. Waste. ..., 2012.
- [73] B. M. Cappelletti, V. Reginatto, E. R. Amante, y R. V. Antônio, “Fermentative production of hydrogen from cassava processing wastewater by *Clostridium acetobutylicum*,” Renew. Energy, vol. 36, no. 12, pp. 3367–3372, 2011.

- [74] T. A. Kurniawan, W. H. Lo, y G. Y. S. Chan, "Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate," *J. Hazard. Mater.*, vol. 129, no. 1–3, pp. 80–100, 2006.
- [75] H. A. N. Aguilar, "Lixiviados ¿Qué son, cómo se clasifican? (Paste 1)," *Univ. Ciencias y Artes Chiapas*, pp. 3–5, 2008.
- [76] J. Bohdziewicz, E. Neczaj, y A. Kwarciak, "Landfill leachate treatment by means of anaerobic membrane bioreactor," *Desalination*, vol. 221, no. 1–3, pp. 559–565, 2008.
- [77] G. Wang y D. I. Wang, "Elucidation of Growth Inhibition and Acetic Acid Production by *Clostridium thermoaceticum*," *Appl. Environ. Microbiol.*, vol. 47, no. 2, pp. 294–8, 1984.
- [78] E. Palmqvist y B. Hahn-Hägerdal, "Fermentation of lignocellulosic hydrolysates. II: inhibitors and mechanisms of inhibition," *Bioresour. Technol.*, vol. 74, no. 1, pp. 25–33, 2000.
- [79] S. Dahiya, O. Sarkar, Y. V. Swamy, y S. Venkata Mohan, "Acidogenic fermentation of food waste for volatile fatty acid production with co-generation of biohydrogen," *Bioresour. Technol.*, vol. 182, pp. 103–113, 2015.
- [80] S. W. Van Ginkel y B. Logan, "Increased biological hydrogen production with reduced organic loading," *Water Res.*, vol. 39, no. 16, pp. 3819–3826, 2005.
- [81] M. H. Hwang, N. J. Jang, S. H. Hyun, and I. S. Kim, "Anaerobic bio-hydrogen production from ethanol fermentation: The role of pH," *J. Biotechnol.*, vol. 111, no. 3, pp. 297–309, 2004.
- [82] O. Stabnikova, X.-Y. Liu, y J.-Y. Wang, "Anaerobic digestion of food waste in a hybrid anaerobic solid–liquid system with leachate recirculation in an acidogenic reactor," *Biochem. Eng. J.*, vol. 41, no. 2, pp. 198–201, 2008.
- [83] P. Torres, L. E. Barba, y C. Pizarro, "Mitigación de la toxicidad anaerobia de lixiviados mediante mezclas con agua residual doméstica," *Rev. Fac. Ing. Univ. Antioquia*, vol. 53, pp. 64–74, 2010.