

**EVALUACIÓN DEL POTENCIAL ACIDOGÉNICO PARA PRODUCCIÓN DE
ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV) A PARTIR DEL AGUA RESIDUAL
SINTÉTICA DE LA INDUSTRIA CERVECERA, COMO PLATAFORMA DE
BIORREFINERÍA**

MARÍA ANGÉLICA PALOMINO JARAMILLO

**UNIVERSIDAD SANTO TOMÁS
FACULTAD DE INGENIERÍA AMBIENTAL
BOGOTÁ, D.C.
2016**

**EVALUACIÓN DEL POTENCIAL ACIDOGÉNICO PARA PRODUCCIÓN DE
ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV) A PARTIR DEL AGUA RESIDUAL
SINTÉTICA DE LA INDUSTRIA CERVECERA, COMO PLATAFORMA DE
BIORREFINERÍA**

MARÍA ANGÉLICA PALOMINO JARAMILLO

TESIS DE GRADO PARA OBTAR AL TÍTULO DE INGENIERÍA AMBIENTAL

DIRECTOR
Ph.D HÉCTOR LUNA WANDURRAGA

Co-DIRECTOR
M.Sc. RAFAEL GABRIEL BARRAGÁN

UNIVERSIDAD SANTO TOMÁS
FACULTAD DE INGENIERÍA AMBIENTAL
BOGOTÁ, D.C.
2016

A mis padres y hermanos.
Muchas gracias por su apoyo incondicional

AGRADECIMIENTOS

Presentó mis sinceros agradecimientos al Ph.D Héctor Luna Wandurraga y al M.Sc. Rafael Gabriel Barragán, director y codirector del proyecto respectivamente, por sus aportes, orientación y apoyo incondicional para el desarrollo del mismo. A los integrantes del laboratorio de ingeniería ambiental de la universidad Antonio Nariño, Julián Martínez, Juan Valderrama y Tatiana Rojas por la confianza, colaboración para el suministro de equipos y materiales y su disposición para proporcionar información útil para el desarrollo del proyecto. Al Ph.D Juan Carlos Torres por sus consejos y orientación. Finalmente a la estudiante de ingeniería ambiental de la universidad Santo Tomás María Fernanda Ortegón por su acompañamiento y cooperación.

CONTENIDO

RESUMEN.....	8
1. INTRODUCCIÓN.....	9
2. OBJETIVOS	11
2.1. OBJETIVO GENERAL.....	11
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	11
3. MARCO DE REFERENCIA	12
3.1. MARCO TEÓRICO	12
3.1.1. CARACTERÍSTICAS DE LOS VERTIMIENTOS DE LA INDUSTRIA CERVECERA.....	12
3.1.2. EL TRATAMIENTO ANAEROBIO.....	13
3.1.3. FACTORES QUE AFECTAN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	15
3.1.4. CONTROL DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO PARA PRODUCCIÓN DE AGV 18	
3.1.5. BALANCE DE DQO EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	19
3.2. MARCO CONCEPTUAL.....	19
3.3. MARCO INSTITUCIONAL	21
3.4. MARCO LEGAL.....	21
4. DESARROLLO CENTRAL: CAPITULOS.....	24
CAPÍTULO I	
4.1. ACLIMATACIÓN DEL LODO GRANULAR Y EL LODO FLOCULENTO A LAS AGUAS SINTÉTICAS DE AZÚCAR Y MELAZA.....	25
4.1.1. METODOLOGÍA DE ACLIMATACIÓN	25
4.1.2. RESULTADOS DE ACLIMATACIÓN.....	27
CAPÍTULO II	
4.2. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL SINTÉTICA (CERVEZA).....	29
4.2.1. METODOLOGÍA DE LA CARACTERIZACIÓN	29
4.2.2. RESULTADOS DE LA CARACTERIZACIÓN	29
CAPÍTULO III	
4.3. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL AUMENTO DE LA TASA DE LA CARGA ORGÁNICA (OLR) EN LOS CUATRO REACTORES A ACLIMATAR	30
4.3.1. CALCULOS.....	30

4.3.2.	METODOLOGÍA DE LA EVALUACIÓN DEL AUMENTO DE LA OLR	32
4.3.3.	RESULTADOS DEL AUMENTO DE LA TASA DE CARGA ORGÁNICA (OLR) 34	
CAPÍTULO IV		
4.4.	DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA LA PRODUCCIÓN DE AGV CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA DE LA INDUSTRIA CERVECERA.....	47
4.4.1.	METODOLOGÍA DE LA DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	47
4.4.2.	RESULTADOS DEL CAMBIO VOLUMÉTRICO GRADUAL DEL SUSTRATO 50	
5.	CONCLUSIONES	61
6.	RECOMENDACIONES.....	62
7.	BIBLIOGRAFÍA.....	63
ANEXO 1		69

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.	Esquema de reacción para la digestión anaeróbica de materiales poliméricos.	14
Figura 2.	Balance de la DQO en el proceso de degradación anaerobia	19
Figura 3.	Diagrama de la metodología para la elaboración del proyecto	24
Figura 4.	Sedimentación de lodo floculento y lodo granular	25
Figura 5.	Diagrama de reactores de flujo ascendente	26
Figura 6.	Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 2L	26
Figura 7.	Reactores anaerobios de 2L	27
Figura 8.	R4 y R3 con lodo floculento	28
Figura 9.	Composición del balance de DQO del sustrato y del afluente.	33
Figura 10.	Comportamiento y media aritmética de la DQO efluente en cada una de las fases de R1 y R3.....	36
Figura 11	Comportamiento y media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R2 y R4.	37
Figura 12.	Cambio y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R1 y R3	38
Figura 13.	Cambio y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R2 y R4.	39
Figura 14.	DQO promedio del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L.	41
Figura 15	Comportamiento y media aritmética del Porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1 y R3.	42
Figura 16	Comportamiento y media aritmética del Porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2 y R4.	43

Figura 17. Correlación entre las variables de los reactores de 2L en función de la configuración del reactor(a) y de la fase (b)	46
Figura 18. Diagrama de reactores de flujo ascendente de 0,2L	47
Figura 19. Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 0,2L	48
Figura 20. Comportamiento y media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R1C y R3C	52
Figura 21. Comportamiento y media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R2C y R4C	53
Figura 22. Comportamiento y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R1C y R3C	54
Figura 23. Comportamiento y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R2C y R4C	55
Figura 24. DQO promedio del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L	56
Figura 25 Comportamiento y media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1C y R3C.	57
Figura 26 Comportamiento y media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2C y R4C.	58
Figura 27. Correlación entre las variables de los reactores de 0,2L en función de la configuración del reactor(a) y de la fase (b)	60

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Recopilación de las características fisicoquímicas de algunos vertimientos en Colombia	12
Tabla 2. AGV producidos por digestión anaerobia para diferentes tipos de residuos y condiciones operacionales	15
Tabla 3. Efecto del inóculo y el sustrato sobre el proceso de digestión anaerobia	17
Tabla 4. Límites máximos permisibles a cuerpos de aguas superficiales de elaboración de maltas y cervezas	21
Tabla 5. Resultados de la etapa de aclimatación	27
Tabla 6. Caracterización de la cerveza y del agua residual sintética de la industria cervecera	29
Tabla 7. Parámetros operacionales del sustrato de los reactores de 2L	32
Tabla 8. Métodos de medición y frecuencia para el reactor anaerobio	33
Tabla 9. Software para el análisis de datos	34
Tabla 10. Condiciones de operación de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L para cada una de las fases (Media aritmética $\pm$ Desviación estándar).	35
Tabla 11. Resumen de PCA para reactores de 2L	44
Tabla 12. Cambio volumétrico gradual del sustrato	48
Tabla 13. Parámetros operacionales del sustrato de los reactores de 0,2L	49
Tabla 14. Métodos de medición y frecuencia para el reactor anaerobio	49
Tabla 15. Condiciones de operación del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L (Media aritmética $\pm$ Desviación estándar).	50
Tabla 16. Resumen de PCA para reactores de 0,2L	59

RESUMEN

En este estudio se evaluó el potencial acidogénico para la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) a partir del agua residual sintética de la industria cervecera, como plataforma de biorrefinería. Esto se realizó por medio de un experimento a escala laboratorio que contó con dos montajes; cada uno de cuatro reactores anaerobios de flujo ascendente con diferente configuración de lodo (floculento o granular) y sustrato, sin control del pH, ni inhibición de la metanogénesis. El primer montaje tuvo una duración de 186 días, en donde se aclimató el lodo a la alimentación con solución de azúcar y con solución de melaza y se incrementó la OLR hasta llegar a una concentración de 13000mg DQO/L; el segundo montaje se mantuvo en operación 50 días en los cuales se reemplazó gradualmente el sustrato hasta alcanzar el 100% de alimentación con agua residual sintética de la industria cervecera. Para el análisis de los resultados primero se realizó una observación de cada una de las variables de operación independientes y después se realizó un análisis de componentes principales donde se analizaron todas las variables de estudio según la configuración del reactor y las fases. Se obtuvo como resultado que la mayor producción de AGV se generó en la mezcla de melaza con menor proporción de cerveza con un porcentaje del grado de acidificación neto de $32,95 \pm 14,29$ % para el reactor R2C y de $33,02 \pm 3,03$ % para el reactor R4C, con la siguiente condiciones de operación, para R2C una temperatura mesófila de $31,78 \pm 1,25$ °C y una OLR de $0,86 \pm 0,75$ kgDQO/m³.d y para R4C una temperatura de $32,90 \pm 1,57$ °C y una OLR de $1,23 \pm 0,74$ kgDQO/m³.d. En la última fase correspondiente al segundo montaje, el mayor valor de porcentaje del grado de acidificación neto lo presentó R3C y fue de 32,24% con un TRH de 8,92h y con una OLR de 3,52 kg DQO/m³*d. Al finalizar el estudio se concluyó que la producción de AGV va a depender de la naturaleza y complejidad del sustrato, más que de otras variables operacionales y que la fermentación acidogénica es una alternativa para el aprovechamiento del agua residual de la industria cervecera, para convertirla en AGV como producto de base biológica.

1. INTRODUCCIÓN

La digestión anaerobia se ha aplicado a través de los años para el tratamiento de una variedad de sustratos orgánicos. Este proceso posee muchas ventajas con relación a otros sistemas de tratamiento biológico como los aerobios, ya que permite disminuir los costos operacionales en los reactores, disminuye la producción de lodos, tiene bajos requerimientos energéticos y soporta altas cargas orgánicas de diseño. Este tipo de sistema ha ofrecido igualmente soluciones costo-efectivas para la transformación de sustratos complejos en productos estables que pueden tener un valor a nivel industrial (biogás) [1].

Dentro de las etapas de la digestión anaerobia, se encuentra la acidogénesis. Esta, ha sido poco explorada y consiste en la conversión de compuestos complejos, como los aminoácidos, glucosa y ácidos grasos de cadena larga, en ácidos grasos volátiles (C2-C5), por medio de la fermentación [2]. Actualmente los sistemas de fermentación de sustratos complejos que existen para la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) involucran diferentes tipos de microorganismos y rutas bioquímicas [3]. La producción de distintos AGV (acético, butírico, propiónico, valérico) se ha estudiado por sus aplicaciones innovadoras, debido a que se ha considerado como plataforma de biorrefinería [1]. La biorrefinería es la transformación de biomasa en bioproductos (biomateriales, biocombustibles y bioquímicos). A escala industrial, el ácido acético es ampliamente utilizado 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 [3]. Las principales aplicaciones industriales del ácido butírico son la manufactura del plástico acetato-butirato y la producción de un tipo de polímero biodegradable, que recientemente ha venido siendo explotado y es conocido como polihidroxibutirato (PHB) [4]. Las diferentes aplicaciones de los AGV hacen que el proceso de fermentación acidogénica tome importancia y sea un campo de estudio. Este proceso ha permitido generar un valor agregado a una variedad de residuos (industriales y agrícolas) al generar productos de valor comercial e incursionar en el mercado del biocomercio.

La biorrefinería ha permitido generar un valor agregado a una variedad de residuos tanto industriales como agrícolas, al generar productos y materiales a partir de biomasa [5]. Algunos estudios han determinado que es posible producir AGV a partir de una variedad de residuos agro-industriales [4]. Para un país como Colombia, donde la actividad agrícola es uno de los principales motores en la economía nacional y al mismo tiempo genera diferentes tipos de residuos sólidos y líquidos, es una prioridad la búsqueda de alternativas que permitan tratar esos residuos para producir materiales o productos [6].

La producción de cerveza es una actividad agroindustrial que domina el mercado en Colombia, teniendo un consumo per cápita que oscila entre los 42 y 46 litros al año, dominado por la industria Bavaria, que lidera las ventas de cerveza, con 20

millones de hectolitros vendidos en el año 2013, siendo Poker, Águila, Pilsen y Club Colombia, sus marcas más consumidas [7]. La alta demanda del producto, genera un incremento de la capacidad de producción y mayor generación de agua residual con alta carga orgánica [8]. Las aguas residuales producidas por la actividad cervecera presentan un volumen alto, casi de un 65-80% del agua consumida en el proceso, principalmente por las operaciones de limpieza y envasado. Los vertimientos generados contienen alta carga de materia orgánica y sólidos en suspensión [8], lo que genera contaminación de los cuerpos de agua naturales y suelos, pérdida del potencial energético y un impedimento a su posible aprovechamiento como fuente de bioproductos, si son vertidos sin un tratamiento previo.

La producción constante de la industria cervecera requiere de procesos que aprovechen sus aguas residuales y contribuyan a cerrar el ciclo. Una alternativa puede ser la fermentación acidogénica, la cual permite producir AGV como materia prima para la obtención de diferentes productos de la biorrefinería. El presente proyecto enfrentó esta problemática proponiendo como objetivo principal evaluar el potencial acidogénico para la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) a partir del agua residual sintética de la industria cervecera, como plataforma de biorrefinería. Esto se realizó por medio de un experimento a escala laboratorio que contó con dos montajes. El primer montaje de cuatro reactores anaerobios, los cuales tuvieron una etapa de aclimatación del inóculo (lodo granular y flocúleno provenientes de la PTAR de la industria láctea) a las concentraciones de las aguas residuales a tratar utilizando agua sintética (melaza y azúcar) y otra etapa de evaluación del aumento de la tasa de la carga orgánica (OLR) utilizando la técnica del aumento gradual de la OLR y la medición de la concentración de AGV, hasta alcanzar la concentración del agua residual de la industria cervecera registrada en la bibliografía (13.000 mgDQO/L). En un segundo montaje de cuatro reactores inoculados con el lodo aclimatado del primer montaje se realizó el cambio volumétrico gradual del sustrato agua sintética de azúcar y melaza, por agua residual sintética de la industria cervecera, determinando las mejores condiciones de operación con los diferentes inóculos, TRH y mezclas de sustratos. A lo largo del experimento se midieron diferentes parámetros como pH y temperatura. De igual manera se pusieron a punto las técnicas analíticas de DQO, determinación de AGV totales por titulación en el laboratorio de ingeniería ambiental de la Universidad Antonio Nariño sede Circunvalar. Para el análisis de la información generada, el presente documento se estructuró por capítulos, correspondientes a cada etapa del desarrollo del proyecto.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Evaluar el potencial acidogénico para producción de ácidos grasos volátiles (AGV) a partir del agua residual sintética de la industria cervecera, como plataforma de biorrefinería.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Aclimatar el lodo granular y el lodo floculento a las aguas sintéticas de azúcar y melaza.
- Caracterizar el agua residual sintética, a partir de cerveza producida por la industria cervecera.
- Evaluar el efecto del aumento de la tasa de la carga orgánica (OLR) en los cuatro reactores a aclimatar.
- Determinar las mejores condiciones de operación en términos de tiempo de retención hidráulico (TRH), inóculo y mezcla del sustrato, para la producción de AGV con agua residual sintética de la industria cervecera.

3. MARCO DE REFERENCIA

3.1. MARCO TEÓRICO

3.1.1. CARACTERÍSTICAS DE LOS VERTIMIENTOS DE LA INDUSTRIA CERVECERA

Colombia ha tenido un desarrollo productivo a lo largo de los años que ha traído consigo un aumento en la demanda de materias primas e insumos, provenientes de recursos naturales. Este aumento en la demanda, ha generado de igual forma un incremento en aspectos ambientales tales como, vertimientos y desechos en procesos industriales. 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 registran altas cargas orgánicas [9], lo cual las convierte en un sustrato interesante para ser aprovechado. En la Tabla 1, se pueden observar algunas características fisicoquímicas con alta carga orgánica de los vertimientos industriales.

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

Fuente	Tipo de Residuo	DBO ₅ mg/L	DQO mg/L	SST mg/L	pH
[10]	Vertimientos de industria láctea	1.952	3.218	1.230	-
[11]	Vertimientos de industria de quesos	2.000	3.044	331	-
[12] [13] [14] [15]	Vertimientos de la industria cervecera	1.400-18.000	2.300-20.000	1.000-4.000	5,67-9
[16]	Vertimientos proceso de pelambre químico	15.355	26.150	5.740	12

L=Litro

mg=Miligramo

HL=Hectolitros (1HL=0.1m³)

DQO= Demanda química de oxígeno

DBO= Demanda biológica de oxígeno

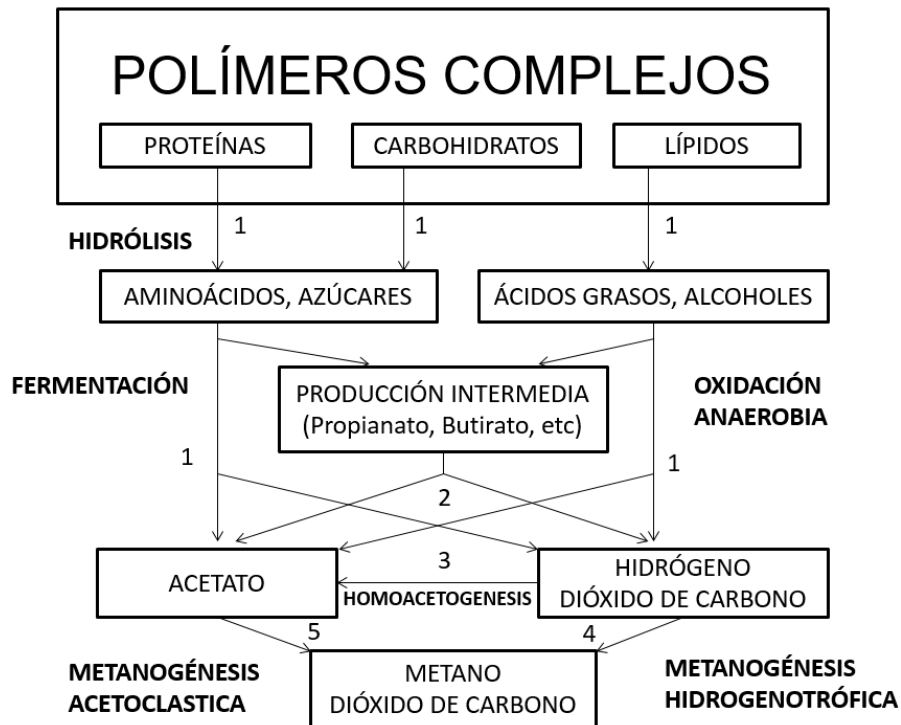
Los vertimientos de la industria cervecera por lo general tiene un volumen que va de un rango de 3,5 a 8 HI agua /HI Cerveza, un pH alcalino, una concentración aproximada de 203 mg DQO/L [17] y biodegradabilidad alta debido a la relación entre la Demanda Biológica de Oxígeno (DBO) y la Demanda Química de Oxígeno (DQO), la cual está vinculada con el nivel de susceptibilidad de la materia orgánica a ser degradada de manera biológica. Además contienen alta carga de carácter orgánico, con relación a la DBO y DQO ya que superan los parámetros dispuestos en la resolución 0631 del 2015 del Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible. En la tabla 1 se presentan algunas características para el agua residual de esta industria. En comparación con la industria cervecera, que registra valores altos de DQO, los vertimientos que presentan mayor carga orgánica, son los vertimientos de procesos de pelambre químico a diferencia de las industrias a pequeña escala de alimentos como la leche y el 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.

3.1.2. EL TRATAMIENTO ANAEROBIO

Dentro de los tratamientos para el agua residual industrial están los tratamientos biológicos de origen anaerobio. De acuerdo a la búsqueda realizada en las bases de datos de la Universidad Santo Tomas, Scopus, con las palabras claves “*anaerobic process*”, se determinó que el proceso anaerobio ha sido estudiado aproximadamente desde el año 1923 con investigaciones limitadas, pero en el año de 1971 empezaron a aumentar los estudios, orientados en gran proporción al área de las ciencias ambientales seguidos por la bioquímica, ingeniería química, ingeniería, microbiología y ciencias biológicas. Lo países que más publicaciones han realizado sobre el tema son Estados Unidos con más de cinco mil documentos y China con más de cuatro mil, incursionado en este tema de manera relevante. Entre los países latinoamericanos que destacan están Brasil y México con 640 y 354 documentos sobre el tema respectivamente. Varias de las investigaciones se basan principalmente en el tratamiento anaerobio de vertimientos industriales y domésticos [18], con el objetivo de disminuir los impactos ambientales provenientes de actividades antrópicas. Destacan las ventajas de su implantación, como por ejemplo bajos suministros de nutrientes, espacios reducidos y la capacidad de operar altas tasas de carga orgánica [19].

Este tipo de tratamiento no es apropiado para todas las aguas residuales de la industria, ya que algunas dentro de su composición contienen compuestos que resultan tóxicos a la biomasa anaerobia, es necesario realizar pruebas de laboratorio para saber cuáles cumplen con las características para ser degradadas biológicamente [20], por el contrario, las características de las aguas residuales de la industria cervecera, las cuales tienen alta relación entre la demanda biológica y química de oxígeno (DBO_5/DQO), ofrecen una alternativa de aprovechamiento libre de contaminantes.

La digestión anaerobia es un proceso biológico de descomposición en ausencia de oxígeno donde intervienen numerosas enzimas como amilasas, proteasas, celulasas, queritanasas y lipasas, que permiten las reacciones bioquímicas y microbiológicas [21]. En su fase acidogénica presenta importantes intermediarios metabólicos, llamados AGV de cadena corta (C2 a C5) como el acético, propiónico, butírico y valérico. Al ser productos químicos valiosos, los AGV tienen diversos usos en el mercado, se utilizan para la fabricación de diferentes compuestos orgánicos incluyendo alcoholes, aldehídos, cetonas, ésteres y alquenos [22], [23]. Pueden ser utilizados también para la eliminación de nutrientes, producción de biogás y biodiesel [24], generación de electricidad [25] síntesis de biotensioactivos, biofloculantes, polihidroxialcanoatos (PHA) y pueden convertirse en sustrato para la producción de hidrógeno a través de fotofermentación por cultivos mixtos microbianos; por lo tanto estos compuestos químicos simples son fuente potencial de carbono renovable [26] [27], [28], [29].



Fuente: Adaptado de [30].

Figura 1. Esquema de reacción para la digestión anaeróbica de materiales poliméricos.

Los números indican la población bacteriana responsable de cada proceso: 1: bacterias fermentativas; 2: bacterias acetogénicas que producen hidrógeno; 3: bacterias homoacetogénicas; 4: bacterias metanogénicas hidrogenotróficas; 5: bacterias metanogénicas acetoclásticas.

La digestión anaerobia cuenta con cuatro fases principales, hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. En la Figura 1 se observa la secuencia metabólica y los microorganismos que intervienen en el proceso. Debido a que en las fases de hidrólisis y acidogénesis la recuperación de las poblaciones frente alteraciones del medio es rápida, la velocidad de crecimiento de los microorganismos es mayor. En el arranque de los reactores anaerobios, el inicio se caracteriza por una baja actividad biológica, relacionada con el crecimiento de las bacterias acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas. La etapa inicial de la digestión anaerobia es considerada la más inestable y crítica del proceso, por lo que debe iniciarse con tiempos de retención hidráulicos (TRH) elevados y carga orgánica baja que permitan asegurar una asimilación favorable del sustrato por parte de las bacterias y posteriormente se debe aumentar la carga a medida que el reactor se estabiliza [31].

3.1.3. FACTORES QUE AFECTAN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Dentro de la digestión anaerobia existen diferentes factores que afectan el crecimiento y la actividad de los microorganismos participantes. Teniendo en cuenta la Tabla 2 de AGV producidos por digestión anaerobia para diferentes tipos de residuos y condiciones operacionales se observa que para la producción de AGV se deben mantener unas condiciones operacionales adecuadas a partir de unos parámetros controlados como el pH, el tipo de sustrato, el tiempo de retención hidráulica (TRH), el contenido orgánico y la temperatura.

Tabla 2. AGV producidos por digestión anaerobia para diferentes tipos de residuos y condiciones operacionales

Fuente	Tipo de sustrato	Temperatura (°C)		pH		TRH (día)		Contenido Orgánico (mg de DQO/L)	AGV producido	
		Min	Max	Min	Max	Min	Max		unidades	
[32]	Residuos sólidos municipales	35	37	5,7	6,1	6	8	196.700	23.110	mg/L
[33]	Residuos líquidos Palma de aceite efluente	-	35	5,2	5,8	-	0,9	30,6	4.100	mg/L/d
[34]	Aguas residuales de la gelatina	-	37	-	6,5	-	0,50	4.000	1.573	mg/L
[35]	Agua residual Farmacéutica	34	36	-	5,5	-	0,50	60.000	44%	(mg AGV-DQO/mg DQO) 100%.
[36]	Aceite de oliva efluente	23	25	5,2	5,5	-	1,4	37	10.700	mg DQO/L

Fuente	Tipo de sustrato	Temperatura (°C)		pH		TRH (día)		Contenido Orgánico (mg de DQO/L)	AGV producido	
		Min	Max	Min	Max	Min	Max		unidades	
[37]	Solución de melaza de caña de azúcar	-	30	-	7	-	0.42	11.015	8.572,9	mg DQO/L
		-	30	-	6	-	0.42	11.015	8.184,2	
		-	30	-	5	-	0.42	11.015	8.319,2	
		-	30	-	6	-	0.42	11.015	5.883,9	
[38]	Agua residual sintética de la industria de jugos	-	35	-	5.5	-	0,5	3.300	1,9±0,4 5	g/L
[39]	Aguas residuales de la industria	-	35	6,5	7,9	0 , 5	1,2	6.000	225	mg/L
[40]	cervecera	-	-	5	5.5	-	1	2.470	440±12 0	mg/L

El tipo de sustrato limita la comunidad microbiana que crece en el reactor. Cuando se tiene un sustrato sólido, la hidrólisis es a menudo la etapa limitante, con bacterias fermentativas que determinan el tiempo de retención de sólidos en el reactor [41], pero cuando el sustrato es fácilmente biodegradable, la fase limitante en la digestión anaerobia es 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. A pH neutro (6,3 - 7,8), los AGV en su mayoría se encuentran en la forma ionizada, al disminuir el pH, estos están menos disociados y son tóxicos para la metanogénesis, a pH menores de 6,3 la fermentación ácida prevalece sobre la fermentación metanogénica, generando la acidificación del contenido del reactor. No obstante, si el pH es muy básico (>7,8) también disminuye la metanogénesis, [42], [43].

La temperatura considerada en todos los casos se encuentra en un rango mesófilo entre 23 y 37°C, ya que este rango proporciona un aumento de la velocidad de crecimiento de los microorganismos, acelera el proceso de digestión y es más estable a cualquier cambio en las condiciones de operación que el rango termófilo, el contenido orgánico que es la cantidad de materia orgánica introducida al digestor va relacionado con el tipo de residuo, presentando mayor valor los correspondientes a los residuos sólidos municipales, y al agua residual Farmacéutica, y TRH predominante es de 0,5 días (12 horas), el cual representa el cociente entre el volumen del digestor y el caudal de alimentación, en otras

palabras es el tiempo medio de permanencia en el reactor sometido a la acción de los microorganismos.

Finalmente, el inóculo usado en el proceso de digestión anaerobia es otra variable a tener en cuenta, ya que dependiendo de su origen y del sustrato este puede favorecer, retardar o inhibir la producción de metano y favorecer o no a la acumulación de AGV. No es posible determinar exactamente cuál de los dos tipos de lodos (flocúlenlo o granular) es mejor para la producción de AGV. Los lodos granulares se caracterizan por presentar una concentración de bacterias metanogénicas acetoclásticas mucho mayor que la de los lodos floculentos (10^9 y 10^4 respectivamente), en los cuales predominan bacterias metanogénicas hidrogenotróficas [44], ambos tipos de bacterias intervienen en la fase metanogénica, favoreciendo el proceso de metanogénesis, En la Tabla 3, se presentan los trabajos realizados por Torres et al. [45], Collazos Chávez, C y Díaz Báez, M [46], en los cuales se observa que ya sea de mayor o menor manera tanto el lodo floculento como el lodo granular permiten la producción de metano, aunque el lodo granular proveniente de la cervecería de Nariño y alimentado con sustrato de efluente industrial de dos cervecerías diferentes presentó una producción de bacterias fermentativas y metanogénicas en proporción aproximada de 7:1, respectivamente y un desequilibrio entre las poblaciones acidogénicas y metanogénicas lo que pudo ocasionar retardo en la metanogénesis y acumulación de AGV al comienzo del estudio [46].

Tabla 3. Efecto del inóculo y el sustrato sobre el proceso de digestión anaerobia

Inóculo			Sustrato		
Fuente	Tipo-Clase	Origen	DQO (mg/L)	Origen	Efecto
[45]		Aguas residuales domésticas	5000	Agua residual del proceso de extracción de yuca	Desfavorable la producción de metano en comparación al LG
[46]	Lodo Floculento (LF)	Cervecería de Boyacá	Etapas 1 896 Etapas 2 464	Etapas 1 Efluente industrial de la cervecería de Bogotá Etapas 2 Efluente industrial de la cervecería	Equilibrio en el balance de las poblaciones que intervienen en el proceso, en favor de la metanogénización
[45]	Lodo Granular (LG)	Aguas residuales de la industria papelera	5000	Agua residual del proceso de extracción de yuca	Favoreció la digestión anaerobia del agua residual, fomentando la producción de metano

Inóculo			Sustrato		
Fuente	Tipo-Clase	Origen	DQO (mg/L)	Origen	Efecto
[46]		Cervecería de Nariño	Etapas 1 896	Etapas 1 Efluente industrial de la cervecería de Bogotá	Acumulación de AGV al comienzo, retardando la producción de metano
			Etapas 2 464	Etapas 2 Efluente industrial de la cervecería	

Es recomendable una concentración de inóculo 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 OLR, el TRH y la concentración de AGV en el efluente del reactor [47].

3.1.4. CONTROL DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO PARA PRODUCCIÓN DE AGV

Para inducir la acumulación de niveles más altos de AGV, las siguientes estrategias pueden ser adoptadas [48]:

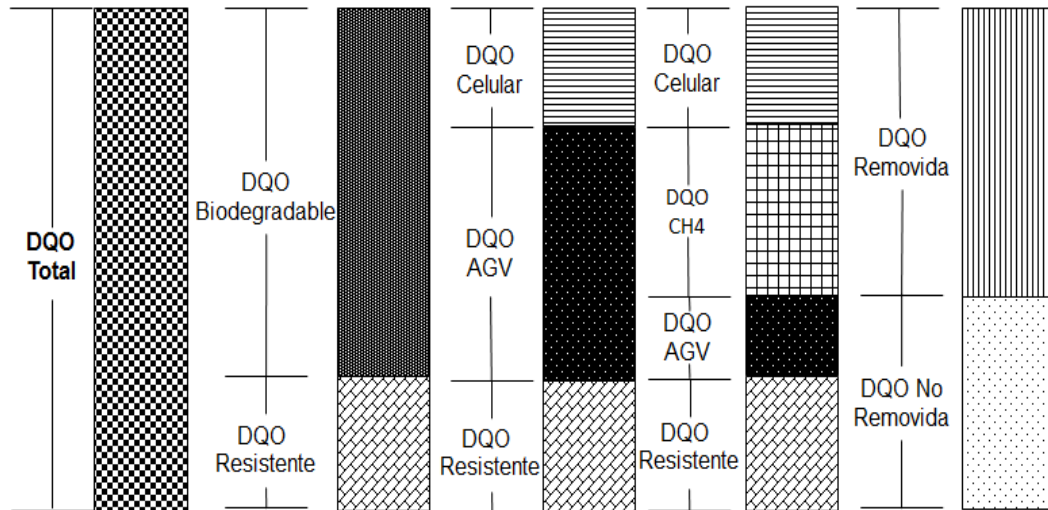
- La mejora de la tasa de hidrólisis para producir sustratos más solubles para La acidificación
- La promoción del proceso acidogénesis (fermentación acidogénica)
- La inhibición de la actividad de los procesos de metanogénesis.

En estudios de la fermentación acidogénica con diferentes sustratos al del agua residual de la industria cervecera, identificaron distintas condiciones de operación. Lorenzo Bertin et al., estudio la digestión anaerobia acidogénica de las aguas residuales de molinos de olivas en bioreactores de biopelícula de filtros empacados de cerámica o de carbón activado granular, con una OLR 13Kg/m³*d y DQO de 17.000 mg/L, obteniendo una conversión del 82% en AGV de la DQO del influente [49]. Por otra parte, Shikha D et al. estudió la fermentación acidogénica de residuos de comida para la producción de AGV con una codigestión de biohidrógeno, donde se varió el pH en un rango de 5 a 11, observando mayor producción de AGV (6.300 mg/L) con un pH de 10 [50]. Con relación a las variables contempladas por los anteriores autores, Marmolejo et al. varió en su estudio, acidogénesis de las vinazas de tequila en un reactor UASB con predominio de *Clostridium*, la OLR de 5 a 30 Kg DQO/ m³*d, además del TRH entre 36 y 6 h, produciendo en mayor proporción ácido butírico, con un TRH igual a 6h y con una OLR de 30 KgDQO/ m³*d [51]. En cuanto a la producción de AGV a partir de aguas residuales sintéticas de gaseosas, Vergine et al. estudio con cultivos mixtos, sin control de pH y sin fuentes externas de inhibición de metanogénesis, con variación de F/M de 1,6, 4,0 y 6,4 gDQO/gSSV, y diferentes

rangos de alcalinidad de 1,0 a 2,5 gCaCO₃/L. presentando un máximo grado de acidificación a los 21 días de fermentación registrando 70,3%, esto fue obtenido con una relación F/M de 4,0 gDQO/gSSV y una alcalinidad inicial de 2,0 gCaCO₃/L [52].

3.1.5. BALANCE DE DQO EN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

La determinación de la DQO influente como de la DQO efluente del reactor permite evaluar la tasa de remoción de la materia orgánica en un reactor anaerobio. Según las características del sustrato y el tratamiento, la DQO se puede presentar de diferentes formas, soluble, insoluble, biodegradable y resistente (para la presente evaluación se va trabajar como “residual”). En la degradación, la DQO biodegradable está constituida por una fracción acidificada y otra celular metanogenizada. La suma de la DQO resistente y acidificada en el efluente es la DQO no removida; en cambio la sumatoria de la DQO celular y metanogenizada es la removida [53], como se observa en la Figura 2.



Fuente: Adaptado de [53].

Figura 2. Balance de la DQO en el proceso de degradación anaerobia

3.2. MARCO CONCEPTUAL

Ácidos Grasos Volátiles

Los AGV son ácidos orgánicos de cadena corta y de bajo peso molecular. Los AGV contienen de 1 a 5 carbonos, que se denominan comúnmente como fórmico (C1), ácido acético (C2), propiónico (C3), butírico (C4), isobutírico (C4), valérico (C5) e isovalérico (C5). Los AGV son los principales intermediarios de la digestión anaeróbica de compuestos orgánicos presentes en los residuos y efluentes [54].

Aguas residuales industriales

Las aguas residuales industriales son cualquier agua que ya ha tenido algún uso o ha sido empleada durante un determinado proceso de manufactura o procesamiento de productos, que entra en contacto con productos intermediarios,

productos terminados o productos residuales y son vertidas desde establecimientos utilizados para efectuar cualquier actividad industrial [55].

Biomasa

Cualquier material de origen biológico, con exclusión de los combustibles fósiles o la turba, que contiene un almacén de productos químicos de la energía (originalmente recibida del sol) y que está disponible para la conversión a una amplia gama de convenientes portadores de energía [56].

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 agrícolas, los efluentes ganaderos, los lodos de los sistemas de tratamiento de aguas residuales y los residuos orgánicos de plazas de mercado [57].

Biorrefinería

La biorrefinería es una edificación que integra procesos y equipos de conversión de biomasa para producir combustibles, productos químicos, materiales y energía a partir de biomasa. El objetivo de una biorrefinería es optimizar el uso de los recursos y minimizar los residuos, lo que maximiza los beneficios y la rentabilidad [5].

Digestión anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso biológico de descomposición en ausencia de oxígeno y nitratos donde se convierte la materia orgánica, en energía por medio de la acción microbiana [58] y se generan diversos gases como el dióxido de carbono (CO_2) y el metano (CH_4) [59].

Pasos en la digestión anaerobia

- **Hidrólisis**

La hidrólisis es el primer proceso que se lleva a cabo en la digestión anaerobia, consiste en una transformación controlada por enzimas extracelulares en donde las moléculas orgánicas no disueltas se rompen en compuestos que se pueden emplear como fuente de materia y energía para las células de los microorganismos [48].

- **Acidogénesis**

La acidogénesis es el paso después de la hidrólisis dentro de la digestión anaerobia, en el cual las bacterias acidogénicas realizan una transformación de materia orgánica disuelta, generando diferentes productos de la fermentación como los AGV en condiciones óptimas de pH bajo [60].

- **Acetogénesis**

La acetogénesis es la etapa del proceso de digestión anaerobias en que los ácidos y alcoholes que provienen de la acidogénesis se transforman por acción de los microorganismos en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono [48].

- **Metanogénesis**

La metanogénesis es un proceso metabólico microbiano donde acetato, hidrógeno más carbonato, formiato o metanol se convierten en metano, CO₂, agua, ATP y nuevo material celular [61]. Este proceso ocurre en ambientes estrictamente anaeróbicos [62].

3.3. MARCO INSTITUCIONAL

El presente estudio experimental se realizó en las instalaciones de los laboratorios de Ingeniería Ambiental de la Universidad Antonio Nariño sede Circunvalar gracias al convenio de Apoyo Interinstitucional de trabajo de grado que se tiene con la universidad.

3.4. MARCO LEGAL

La resolución 0631 del 2015 del Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, por la cual se establecen los parámetros y los valores límites máximos permisibles en los vertimientos puntuales a cuerpos de agua superficiales y a los sistemas de alcantarillado público, se estructuró para la evaluación de diferentes actividades productivas mediante la evaluación de referentes internacionales, información aportada por entidades ambientales e información de sistemas de tratamiento (tipo, tecnología, vida útil y producción). En el sector de actividades de elaboración de productos alimenticios y bebidas, en el artículo 12 de parámetros fisicoquímicos a monitorear y sus valores máximos permisibles en los vertimientos puntuales de aguas residuales no domesticas-ARnD a cuerpos de aguas superficiales de actividades asociadas con elaboración de productos alimenticios y bebidas, la elaboración de maltas y cervezas tiene establecido los límites máximos permisibles que se presentan en la Tabla 4.

Tabla 4. Límites máximos permisibles a cuerpos de aguas superficiales de elaboración de maltas y cervezas

Parámetro	Unidades	Elaboración de maltas y cervezas
pH	Unidades de pH	6-9
DQO	mg/L O ₂	200
DBO ₅	mg/L O ₂	100
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	mg/L	50
Sólidos Sedimentables (SSED)	mg/L	2
Grasas y Aceites	mg/L	10

Fuente: [63]

4. DESARROLLO CENTRAL: CAPITULOS

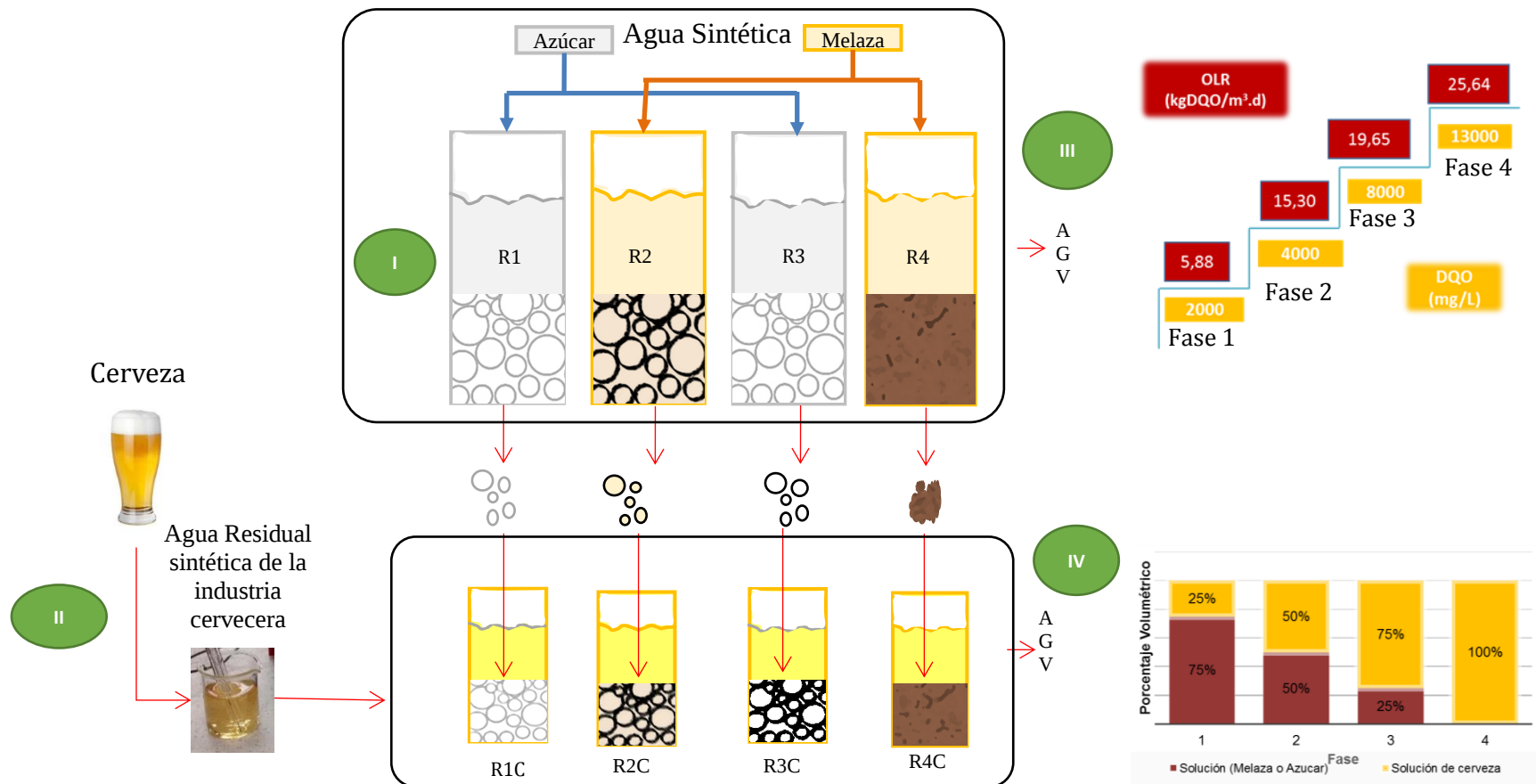


Figura 3. Diagrama de la metodología para la elaboración del proyecto

CAPÍTULO I:

4.1. ACLIMATACIÓN DEL LODO GRANULAR Y EL LODO FLOCULENTO A LAS AGUAS SINTÉTICAS DE AZÚCAR Y MELAZA

4.1.1. METODOLOGÍA DE ACLIMATACIÓN

- **DESCRIPCIÓN DEL MONTAJE PARA EL ARRANQUE**

Se inocularon dos reactores (R1 y R2) con 600 mL de lodo granular y dos reactores (R3 y R4) con 500 mL lodo floculento, como se observa en la Figura 4, 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, teniendo en cuenta las recomendaciones de la literatura, sobre emplear un volumen de inóculo no mayor del 60% [47]. Por lo que se emplearon 2 volúmenes de inóculo diferentes y no muy elevados, para poder garantizar el eficiente contacto entre la biomasa y el sustrato [64] y para observar la diferencia entre el comportamiento de los reactores con volúmenes diferentes.



Figura 4. Sedimentación de lodo floculento y lodo granular

- **OPERACIÓN DE LOS REACTORES ANAEROBIOS DE FLUJO ASCENDENTE DE 2L**

Para la operación de este trabajo 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 4 (B), operados en continuo, con un volumen efectivo de 2 L y de 2,5 L nominal, de material de polietileno. El reactor contó con un sistema de calefacción (Figura 4 (C)), 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 (HJ 731), el mantenimiento de la chaqueta de calentamiento consistió en revisar el nivel del agua dentro del tanque, percatándose de que este estuviera por encima de la resistencia, para que esta no se dañara. El efluente fue almacenado en un tanque (Figura 5 (D)). Se utilizaron dos sistemas de alimentación para los cuatro reactores, como se observa en la Figura 6. El sistema de alimentación (Figura 5 (A y E)) de los reactores fue de gravedad por goteo, se usaron dos sistemas de alimentación, uno para la solución con azúcar y otro para la solución con melaza, para el sustrato de azúcar se instaló un tanque (Figura 5 (E)) de 18,93 L de capacidad, el cual alimentó dos reactores, y para el sustrato de melaza se instaló una bomba sumergible en el tanque y se establecieron dos configuraciones para garantizar la alimentación; una para el fin de semana cuando no había personal disponible y la segunda para días laborales. Para la primera, el sustrato de melaza contó con dos tanques (Figura 5 (A)) de 18,93 L cada uno con vasos comunicantes y para la segunda un solo tanque de 18,93 L, debido a las fluctuaciones de caudal generadas por las características del sustrato.

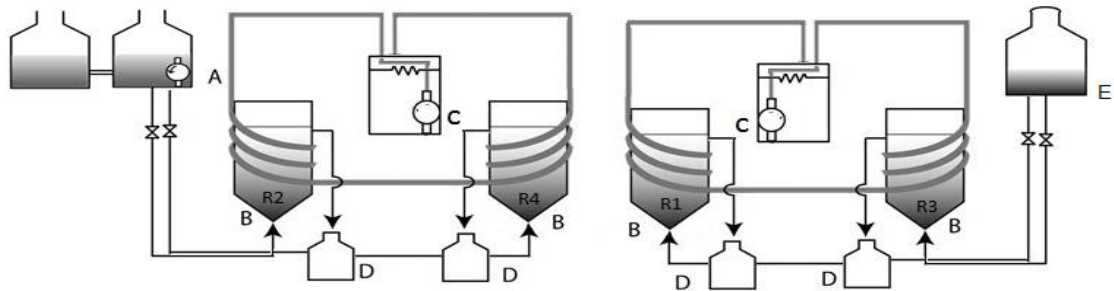


Figura 5. Diagrama de reactores de flujo ascendente



Figura 6. Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 2L

La aclimatación tuvo una duración de 37 días, con alimentación continua de 1000 mgDQO/L para los 4 reactores, correspondiente a una concentración inicial del sustrato de azúcar de 0.88 g/L y del sustrato de melaza de 1.2 g/L.

• **EVALUACIÓN DE LA ACLIMATACIÓN**

Se observó diariamente cada reactor durante el tiempo de aclimatación, considerando variables como la apariencia del lodo, su ubicación vertical dentro del reactor, posibles estratificaciones, compactación o generación de gas en el interior.

El control del caudal fue regulado mediante un sistema de regulación del flujo para venoclisis. Se ajustaron los caudales a una gota cada 4 segundos (TRH = 44,4 h) buscando evitar la formación de burbujas o suspensión del lodo.

4.1.2. RESULTADOS DE ACLIMATACIÓN

Después de arrancar los cuatro reactores se observó que el lodo granular tenía una apariencia más compacta que el lodo floculento dentro de los reactores, como se observa en la Figura 7, lo que se pudo deber a una retención del gas por parte del lodo que produjo la falta de compactación. También se observó que los reactores alimentados con solución de azúcar generaban más burbujas de gas que los alimentados con solución de melaza (Tabla 5). Lo que se puede deber a una mayor estimulación del azúcar a la actividad microbiana que la melaza, produciendo H_2 y CO_2 [65].

Tabla 5. Resultados de la etapa de aclimatación

Variable		Reactor			
		R1	R2	R3	R4
	Lodo	Granular		Floculento	
Configuración	Fuente de carbono	Solución de azúcar	Solución de melaza	Solución de azúcar	Solución de melaza
	Estratificación	No	Sí	No	Sí
	Compactación	Sí	Sí	No	No
	Producción de burbujas de gas	Sí	No	Sí	No

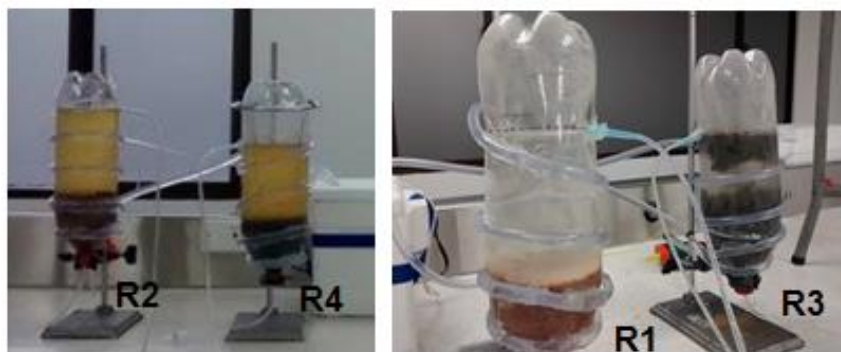


Figura 7. Reactores anaerobios de 2L

El lodo floculento de R3 y R4 que no se encontraba compacto, se comenzó a suspender y a ubicarse en la parte superior del reactor, como se observa en la Figura 8. Se colocó un material de soporte (madera), para que el lodo se adhiriera a su superficie y evitar que este se saliera del reactor.

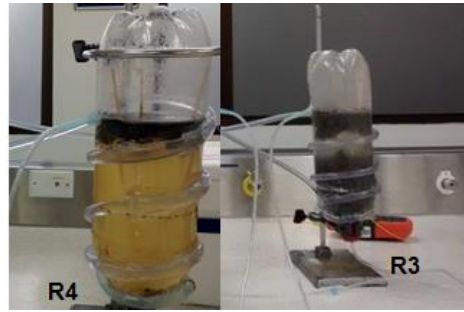


Figura 8. R4 y R3 con lodo floculento

Este procedimiento funcionó con R4, pero se generó una pérdida del lodo correspondiente a R3, el cual se continuó suspendiendo, por lo que se debió parar el suministro de su fuente de carbono provisionalmente. Después de una semana en la que no se logró evitar la pérdida de lodo en R3, se procedió a reemplazarlo con un reactor con lodo granular, el cual se instaló y operó 30 días antes del primer montaje. Este sirvió como base para el montaje de los cuatro reactores. El cual contó con la siguiente configuración definitiva: 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 solución de azúcar como fuente de carbono; R4: Lodo floculento con solución de melaza como fuente de carbono.

Un lavado del lodo, parecido al que ocurrió en la presente evaluación sucedió en el mejoramiento de la calidad de lodos anaerobios, en dos reactores UASB con lodo floculento, donde en el periodo de arranque se generó un constante lavado de lodo, más en el reactor que no contenía Cloruro Férrico, indicando que la biomasa alcanzó mejores características de sedimentabilidad en el reactor con Cloruro Férrico [66], y de acuerdo a Francisco Javier Caicedo Messa los reactores UASB de baja altura, presentan una pérdida de lodo, debido a que al incrementar la carga, el burbujeo también aumenta y al tener un recorrido tan corto se presenta en algunos casos el lavado (salida) completo del reactor [67]. Estos antecedentes pueden significar que este tipo de reactores favorece el lavado de lodo floculento, pero en la presente evaluación se logró demostrar que esta configuración de reactor, con lodo floculento y fuente de carbono solución de melaza puede emplearse sin lavado o pérdida de lodo, empleando un material de soporte.

• **MANTENIMIENTO**

Debido a que el crecimiento indeseado de microorganismos fermentativos dentro de los tanques generaba que el sustrato almacenado tendiera a acidificarse dependiendo de la carga del mismo, se realizó un mantenimiento en función del comportamiento diario del pH dentro de los tanques de alimentación; cuando el pH llegaba a 4,5 en el tanque de solución de melaza y a 5,5 en el tanque de solución de azúcar. Dicho mantenimiento se realizó con hipoclorito y agua caliente, esterilizando los tanques, para tener una adecuada operación en el sistema de alimentación.

CAPÍTULO II:

4.2. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL SINTÉTICA (CERVEZA)

4.2.1. METODOLOGÍA DE LA CARACTERIZACIÓN

• PROCEDIMIENTO DE CARACTERIZACIÓN

Se realizó una caracterización de tres marcas de cerveza comercial que son las de mayor consumo en Colombia [7], para la caracterización se tuvo en cuenta la medición de parámetros como pH, AGV y DQO. Posteriormente se procedió a llevar las características de las cervezas a las de las aguas residuales de la industria cervecera. Inicialmente se realizó una caracterización de tres marcas de cerveza comercial que son las de mayor consumo en Colombia (marca 1, marca 2 y marca 3). Luego se realizó la primera dilución de 1:9 cerveza-solución, para llevar la DQO de las cervezas a la DQO del agua residual. Y finalmente se realizó la dilución final de 1:13 cerveza-solución para llegar a la DQO final deseada (13000 mg DQO/L) y se llevó el pH con NaOH a una concentración de 0,1N a las condiciones del agua residual de la industria cervecera (pH 7). El agua sintética fue preparada por dilución cerveza con agua destilada y el pH se midió como se describe en el Anexo 1.

4.2.2. RESULTADOS DE LA CARACTERIZACIÓN

En la Tabla 6 se observa la caracterización de la cerveza anterior a la alimentación de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L. Para la dilución 1:9 cerveza-solución se tuvo en cuenta las marcas 1 y 3 de cerveza debido a que eran las que poseían mayor pH y menor cantidad de AGV en la medición de parámetros de las 3 cervezas. Estas dos variables fueron importantes para la selección del sustrato, ya que a un pH mayor, se requería menor cantidad de NaOH para llevarlo a las características del agua residual y a menor cantidad de AGV a la entrada se tardaría un poco más en alcanzar el punto de inhibición de crecimiento de los microorganismos que con una mayor concentración de AGV. Para la última dilución solo se tuvo en cuenta la marca de cerveza 3, debido a que fue la de mayor pH y la que presentó menor variación en la DQO (mg/L) en la dilución 1:9 cerveza-solución.

Tabla 6. Caracterización de la cerveza y del agua residual sintética de la industria cervecera

Diluciones	Marca de Cerveza	pH	AGV (mg DQO/L)	DQO (mg/L)
1:1	1	4,13±0,16	1084,84±237,82	115533,00±2571,64
	2	4,06±0,30	1254,92±348,72	116450,00±7257,24
	3	4,55±0,03	805,80±11,03	117325,00±6290,40
1:9	1	4,19±0,19	250,33±70,96	17283,00±721,69
	3	4,39±0,24	392,06±145,34	16200,00±198,33
1:13	3	6,54±1,21	173,571±151,95	13484,00±615,61

CAPÍTULO III:

4.3. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL AUMENTO DE LA TASA DE LA CARGA ORGÁNICA (OLR) EN LOS CUATRO REACTORES A ACLIMATAR

4.3.1. CALCULOS

El TRH es el tiempo promedio de permanencia del líquido en el reactor, definido como la relación entre el volumen útil del sistema y el caudal del influente [53], el cual se define mediante la siguiente ecuación 1:

$$TRH = \frac{\text{Volumen útil del reactor}}{Q_{\text{influyente}}} \quad (1)$$

La tasa de carga orgánica (OLR) es la relación entre la masa de material orgánico aplicada por unidad de tiempo y por unidad de volumen del reactor [53], y se define como ecuación 2:

$$OLR = \frac{Q_{\text{influyente}} * DQO_{\text{influyente}}}{\text{Volumen útil del reactor}} = \frac{DQO_{\text{influyente}}}{TRH} \quad (2)$$

La DQO removida, es aquella que pudo transformarse en hidrógeno, dióxido de carbono, metano o biomasa y fue considerada como, la diferencia entre la DQO del influente y la DQO del efluente [53], esta está definida por la ecuación (3):

$$DQO \text{ removida} = DQO \text{ del influente} - DQO \text{ del efluente} \quad (3)$$

La DQO “residual”, corresponde a una fracción de la DQO influente, la cual, no hace parte de la DQO removida, ni de los AGV producidos [53], esta está definida en la ecuación (4):

$$DQO \text{ “residual”} = DQO \text{ del influente} - DQO \text{ removida} - AGV \text{ como } DQO \text{ del efluente} \quad (4)$$

El grado de acidificación (GA) fue el principal parámetro usado para la evaluación del potencial de acidificación [52], está definido por la ecuación (5):

$$GA = \frac{AGV \text{ como } DQO \text{ del efluente}}{DQO \text{ del influente}} \quad (5)$$

Debido a la naturaleza ácida del sustrato fue necesario corregir este parámetro por el grado de acidificación neto (GAN), el cual tiene en cuenta la concentración de AGV del influente [52], este parámetro se calculó por medio de la ecuación (6):

$$GAn = \frac{AGV \text{ como DQO del efluente} - AGV \text{ como DQO del influente}}{DQO \text{ del influente}} \quad (6)$$

El porcentaje del grado de acidificación neto o potencial de acidificación, muestra que porcentaje de la DQO del influente se transformó en AGV y está definido por la ecuación (7):

$$\%GAn = \frac{AGV \text{ como DQO del efluente} - AGV \text{ como DQO del influente}}{DQO \text{ del influente}} * 100 \quad (7)$$

AGV neto, es la cantidad producida de AGV en el reactor, el cual está definido por la ecuación (8):

$$AGV \text{ neto} = AGV \text{ como DQO del efluente} - AGV \text{ como DQO del influente} \quad (8)$$

4.3.2. METODOLOGÍA DE LA EVALUACIÓN DEL AUMENTO DE LA OLR

• PROCEDIMIENTO PARA EL 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 carga orgánica aplicada (OLR) hasta alcanzar 13000 mg DQO/L. 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 sucesivas en el mismo reactor, correspondientes a la fase 1, 2, 3 y 4. Como se muestra en la Tabla 7 la fase 1, 2, 3 y 4 presentan concentraciones alrededor de los 2000, 4000, 8000 y 13000 mg DQO/L respectivamente para ambos sustratos. Las concentraciones de los nutrientes fueron adicionadas al agua sintética residual de acuerdo con Alexander Zehnder et al [68]. Para cada una de las fases se midió el pH, DQO y la concentración de AGV inmediatamente después de realizar la dilución. La medición del caudal se realizó en el tanque de almacenamiento del efluente. La operación de los reactores se realizó sin ninguna forma de inhibición de la metanogénesis externa a los procesos internos y con seguimiento del pH.

La Tabla 7 presenta los parámetros operacionales del sustrato, con un pH entre 5-6 para melaza y de 6-7 para azúcar en cada una de las fases. La DQO influente contiene los AGV expresados en términos de DQO y para el efluente se determinó la DQO y los AGV, como se describe en el Anexo 1, con estos valores se determinó la DQO removida como la diferencia entre la DQO del efluente con la del influente, el GAn por la ecuación (6) y por diferencia se obtuvo la DQO residual.

Tabla 7. Parámetros operacionales del sustrato de los reactores de 2L

Fase	Días de operación	Melaza			Azúcar		
		Concentración (mg DQO/L)	pH	AGV (mgDQO/L)	Concentración (mg DQO/L)	pH	AGV (mg DQO/L)
1	37	2316,80±378,64	5,79±0,60	203	2193,60± 695,75	6,72±0,35	45
2	25	4488,40±433,76	5,87±0,12	330	4319,70± 594,46	6,83±0,32	60
3	18	7958,80±181,16	5,80±0,50	705	8112,40± 175,63	7,08±0,12	60
4	69	13177,50±432,35	5,64±0,21	1095	13128,60±412,27	7,01±0,12	75

• BALANCE DE DQO

En un sistema anaerobio, la DQO puede considerarse un parámetro conservativo con 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 [53], donde DQO de entrada debe ser igual a la suma de las DQO de salida [69]. La Figura 9 presenta la plantilla de la composición de la DQO bajo la cual se realizó el balance de materia para cada una de las fases.

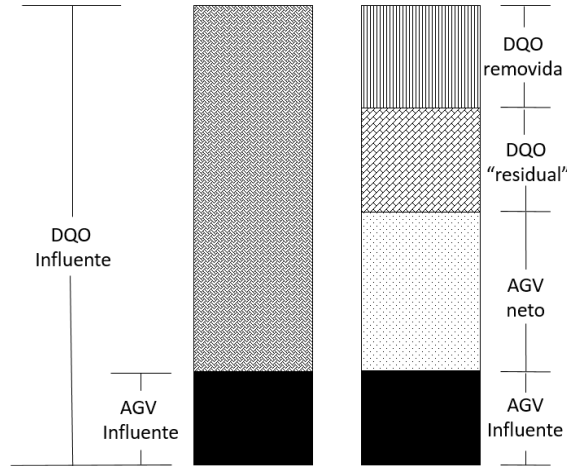


Figura 9. Composición del balance de DQO del sustrato y del afluente.

• MÉTODOS ANALÍTICOS

Se realizaron dos tipos de muestreo en los reactores acidogénicos: frecuente y regular. Los muestreos frecuentes se realizaron de 4 a 5 veces por semana y correspondieron a la medición de los parámetros de pH, temperatura y caudal. Los muestreos regulares se realizaron cada 2 o 3 días y se midió la concentración de los AGV por medio de la técnica de titulación y DQO (Anexo 1). En la Tabla 8 se muestran los parámetros medidos en los reactores dependiendo del tipo de muestreo y los métodos empleados.

Tabla 8. Métodos de medición y frecuencia para el reactor anaerobio

Fuente	Parámetro	Punto de muestreo	Método de medición	Frecuencia de medición
	Caudal	Efluente	Volumétrico	
	Temperatura (°C)	Reactor	4-Channel Temperature Meter SDL 200- Bead Wire Type J Temperature Probes (40 - 392 °F)	4 o 5 veces por semana
	pH		HI 2210 pH Meter	
[70]	AGV (mgDQO/L)		Titulación	
		Sustrato y efluente	Método colorimétrico de dicromato a reflujo cerrado. HI 83099 COD and Multiparameter Photometer. HI 839800 COD Reactor	2 o 3 veces a la semana
[71]	DQO (mg/L)			

- **MÉTODO DE ANÁLISIS DE LOS DATOS**

Para el análisis de los datos se emplearon tres *software*, como se observa en la Tabla 9. Cada uno tuvo diferentes usos que fueron útiles para el desarrollo de la evaluación.

Tabla 9. Software para el análisis de datos

software	USO
Excel	Compilación de los datos, realización de las ecuaciones y para hacer las gráficas de balance de DQO.
MINITAB 14	Desarrollo de las gráficas y para determinar la media aritmética y la varianza de los datos para cada una de las fases
R	Evaluar el aumento de la OLR en los reactores y analizar la influencia de las variables en la producción de AGV, por medio de componentes principales, mediante una matriz de correlación Para el desarrollo de dicha matriz se realizaron los siguientes pasos: Paso 1. Cargar base de datos. Paso 2. Crear Data Frame. Paso 3. Aplicar análisis de componentes principales. Paso 4. Graficar y analizar.

4.3.3. RESULTADOS DEL AUMENTO DE LA TASA DE CARGA ORGÁNICA (OLR)

Las Figuras 9-15 de los resultados del aumento de la OLR comienzan en el día 38, debido a que los primeros 37 días corresponden al tiempo de aclimatación del lodo (CAPÍTULO I).

- **CARACTERÍSTICAS DEL EFLUENTE DE LOS REACTORES ANAEROBIOS DE FLUJO ASCENDENTE DE 2L**

Las características del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L durante los días de operación se encuentran en la Tabla 10. Donde se observa que el TRH fue mayor en la fase 1 y en la fase 4. En la fase 1 para asegurar una asimilación favorable del sustrato por parte de las bacterias, ya que es considerada la fase más inestable y crítica del proceso, y en la fase 4 para obtener mayor producción de AGV, ya que se observó en el transcurso de la evaluación que un posible TRH alto, produciría más AGV. De igual forma se evidencia una variabilidad significativa en los TRH en las fases de todos los reactores. Esto se debió a la dificultad de regular el caudal con el sistema de gravedad por goteo.

Al operar los reactores (principalmente R1 y R3) en la fase 4 con un TRH alto (>30h) se temía que en lugar de acumularse los AGV, estos fuesen consumidos por los microorganismos, lo que está relacionado con la ruta metanogénica, ya sea por la vía acetoclastica con un pH de 6 a 8 o por vía hidrogenoclastica con un pH de 9 a 10, pero ya que los reactores presentaban un pH ácido, aproximadamente de 2 a 3,75 para los reactores alimentados con azúcar y de 3,27 a 4,84 para los reactores alimentados con melaza, no era posible la producción de metano por

ninguna de estas dos vías [72] [73]. El comportamiento del pH en los reactores fue inversamente proporcional al aumento de la OLR, pero siempre en un rango ácido.

La temperatura en los reactores fue mesófila de 29 a 37°C, registrando los valores mayores en las fases 1 y 2 de R3, debido a que su montaje no se realizó al mismo tiempo que los otros reactores, por lo que se desconocía el funcionamiento del sistema de calefacción y solo en la fase 2 cuando se colocó junto a R1 para que compartieran el sistema de calefacción y alimentación sus registros comenzaron a ser similares a los otros reactores, quienes no mostraron diferencias notables en las fases de operación donde presentaron una variación de aproximadamente cuatro grados.

Al operar los reactores (principalmente R1 y R3) en la fase 4 con un TRH alto (>30h) se temía que en lugar de acumularse los AGV, estos fuesen consumidos por los microorganismos, lo que está relacionado con la ruta metanogénica, ya sea por la vía acetoclastica con un pH de 6 a 8 o por vía hidrogenotrofica con un pH de 9 a 10, pero ya que los reactores presentaban un pH ácido, no era posible la producción de metano por ninguna de estas dos vías [72] [73].

Tabla 10. Condiciones de operación de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L para cada una de las fases (Media aritmética $\pm$ Desviación estándar).

Reactores	Fases	Días de operación	TRH(h)	pH	T (°C)
R1	1	37	24,64 $\pm$ 16,20	3,35 $\pm$ 0,17	32,69 $\pm$ 1,31
	2	25	12,64 $\pm$ 4,69	3,22 $\pm$ 0,12	32,19 $\pm$ 0,72
	3	18	11,23 $\pm$ 3,56	2,13 $\pm$ 0,25	32,59 $\pm$ 0,74
	4	69	62,62 $\pm$ 66,12	2,98 $\pm$ 0,18	31,57 $\pm$ 0,74
R2	1	37	15,84 $\pm$ 14,62	4,38 $\pm$ 0,33	31,26 $\pm$ 0,97
	2	25	9,72 $\pm$ 5,83	4,33 $\pm$ 0,20	30,07 $\pm$ 0,69
	3	18	13,59 $\pm$ 7,50	4,04 $\pm$ 0,07	31,89 $\pm$ 0,91
	4	69	18,54 $\pm$ 33,82	4,05 $\pm$ 0,12	31,83 $\pm$ 1,68
R3	1	37	18,12 $\pm$ 18,17	3,43 $\pm$ 0,44	37,79 $\pm$ 2,90
	2	25	15,20 $\pm$ 8,55	3,49 $\pm$ 0,26	33,19 $\pm$ 5,97
	3	18	11,53 $\pm$ 3,12	3,19 $\pm$ 0,17	31,37 $\pm$ 0,91
	4	69	50,52 $\pm$ 60,02	3,02 $\pm$ 0,24	31,79 $\pm$ 3,19
R4	1	37	21,3 $\pm$ 28,55	4,58 $\pm$ 0,26	30,57 $\pm$ 1,21
	2	25	12,75 $\pm$ 9,22	4,39 $\pm$ 0,18	29,98 $\pm$ 3,62
	3	18	12,89 $\pm$ 8,15	4,04 $\pm$ 0,08	31,42 $\pm$ 0,78
	4	69	16,60 $\pm$ 26,49	3,40 $\pm$ 0,13	31,73 $\pm$ 1,69

• SEGUIMIENTO DEL COMPORTAMIENTO DE LA DQO

En el seguimiento del comportamiento de la DQO se evidenció un aumento de la DQO efluente, debido al aumento de la DQO influente en cada una de las fases.

En la Figura 10 se puede observar el comportamiento (R1(a) y R3(a)) y la media aritmética (R1 (b) y R3 (b)) de la DQO (mg/L) de los reactores alimentados con azúcar. Presentando un comportamiento, proporcional con el aumento de la OLR.

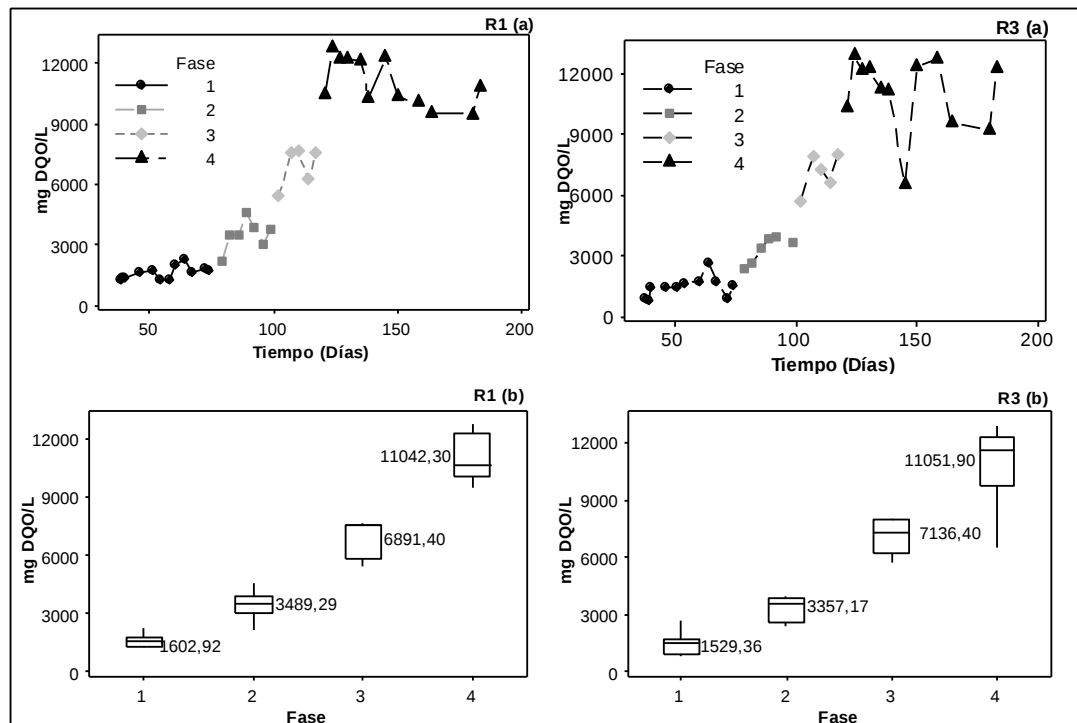


Figura 10. Comportamiento y media aritmética de la DQO efluente en cada una de las fases de R1 y R3

R1(a) es el comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R1; R3(a): Comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R3, R1 (b)): media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R1 y R3 (b): media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R3.

Al comparar la media aritmética de DQO influente en cada una de las fases con la media aritmética de la DQO efluente, se evidencia que R1 presentó una remoción aproximada de 26,93%, 19,22%, 15,05% y 15,89% para cada una de las fases respectivamente y R3 presentó una remoción aproximada de 30,28%, 22,28%, 12,03% y 15,82% para cada una de las fases respectivamente. Lo que significa que la remoción en los dos reactores fue muy similar debido a que mantuvieron condiciones semejantes. Con mayores valores de remoción en las fases 1 y 2 y menor remoción en la fase 3.

El comportamiento de la DQO (mg/L) en los reactores con sustrato de solución de melaza se observa en la Figura 11 (R2(a) y R4(a)). Donde se observa un comportamiento creciente, proporcional al aumento de la DQO en el influente.

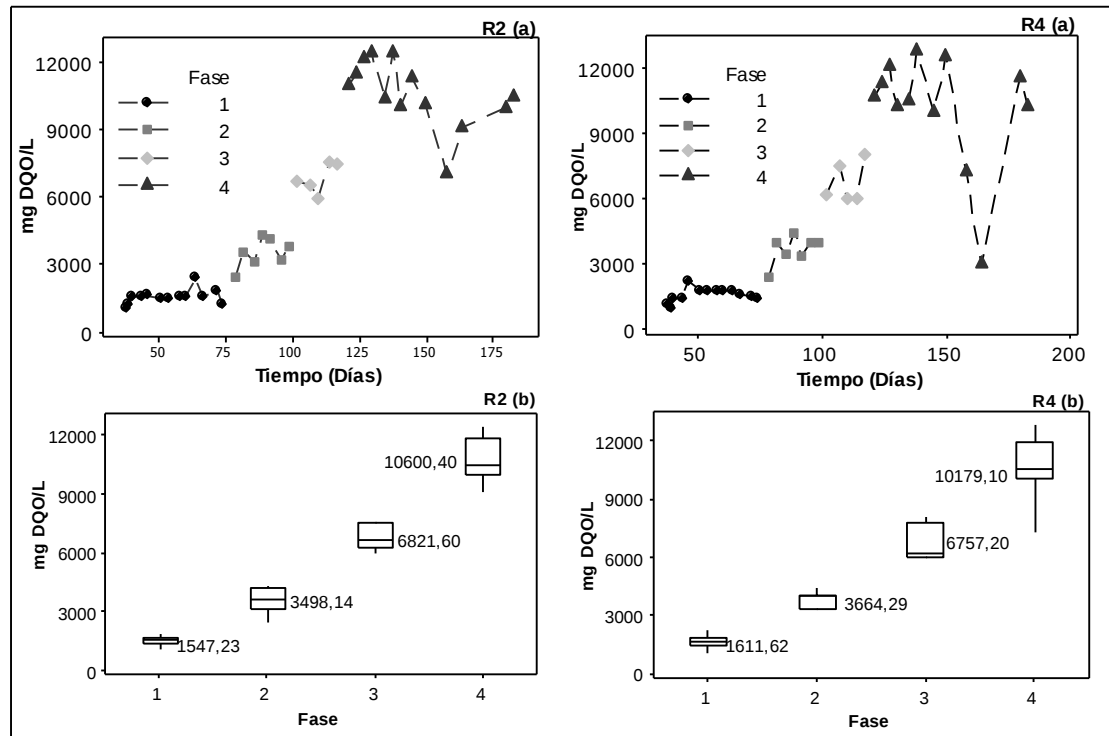


Figura 11 Comportamiento y media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R2 y R4.

Comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R2 (R2(a)), Comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R4 (R4(a)), media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R2 (R2 (b)), media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R4 (R4 (b)).

Al igual que los reactores alimentados con solución de azúcar se realizó una comparación entre la media aritmética de DQO influente en cada una de las fases con la media aritmética de la DQO efluente de melaza. Donde R2 presentó una remoción aproximada de 33,22%, 22,06%, 14,29% y 19,56% para cada una de las fases respectivamente y R4 presentó una remoción aproximada de 30,44%, 18,36%, 15,10% y 22,75% para cada una de las fases respectivamente. Lo que significa que la remoción en los dos reactores fue muy similar, con mayor remoción en la fase 1 y menor en la fase 3, debido a que mantuvieron condiciones parecidas. Igualmente se puede observar que la remoción en R2 y R4, fue mayor que la de R1 y R3.

Al relacionar La DQO removida con la OLR (Figura 13), la tasa de eliminación de DQO creció linealmente con el aumento de OLR, al igual que en el estudio realizado por Hampannavar y Shivayogimath, que a pesar de ser digestión

anaerobia (producción de metano) obtuvieron resultados similares, donde se inició con un OLR de 0,5Kg DQO/m³*d, hasta 16Kg/ m³*d y a medida que aumentaba la OLR, también lo hacía la remoción de la DQO, usando como sustrato aguas residuales de la industria azucarera [74]. Debido a que el pH de los reactores en la presente evaluación era ácido, lo que no favorece la producción de metano por la vía acetoclastica, ni por hidrogenotrofica [72] [73], se podría decir que la remoción que se presentó en esta evaluación se pudo deber a la generación de biomasa residual, H₂ o CO₂.

• CAMBIO DE LA OLR

Se efectuó una comparación de la OLR para los reactores alimentados con solución de azúcar. Quienes poseían condiciones similares, como el alimento, el sistema de calefacción y el inoculo (lodo granular), con diferente en la edad celular de este último por el mayor tiempo de aclimatación de R3. En la Figura 12 se observa el cambio y la media aritmética de la OLR para R1 y R3.

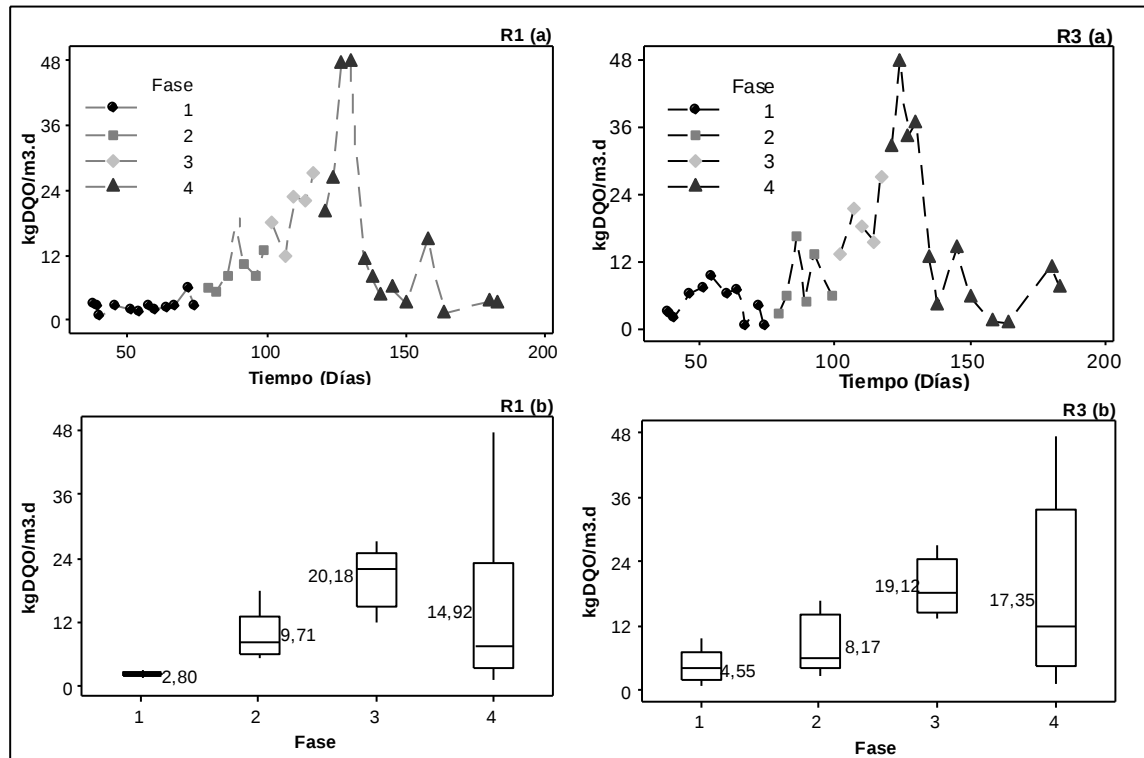


Figura 12. Cambio y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R1 y R3

Cambio de la OLR en cada una de las fases de R1 (R1(a)), Cambio de la OLR en cada una de las fases de R3 (R3(a)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R1 (R1 (b)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R3 (R3 (b)).

Al comparar los dos reactores se puede establecer que presentaron un comportamiento similar, donde en su última fase se observa una caída de la OLR por aumento en el TRH en los últimos días de operación. También se observa que

en R1 las fases 2 y 4 no presentan diferencias evidentes, pero si existen diferencias notables entre las fases 1, 2 y 3, tanto en R1 como en R3. La alta dispersión y la caída de la OLR en la fase 4 de ambos reactores se debió al aumento del TRH en esta fase, debido a que en la observación de la evaluación se consideró que con un TRH mayor la producción de AGV también aumentaría. De igual forma, esta dispersión fue la que permitió que no se presentaran diferencias significativas con esta fase.

Se realizó una comparación de igual manera de la OLR para los reactores alimentados con solución de melaza. Los cuales contaron con condiciones similares, pero con diferente inóculo. En la Figura 13 se observa el aumento de la OLR y la media aritmética de la OLR para los reactores con sustrato de solución de melaza en cada una de las fases, lo cual permite establecer que los dos reactores presentaron un comportamiento similar, pero en R2, entre las fases 2 y 3 no existieron diferencias notables, al igual que en R4, donde no se presentan diferencias evidentes entre la fase 2 y 3 pero si existen diferencias notables entre las fases 1, 2 y 4. La variación representativa de R2 se pudo deber a los problemas que se presentaron con regulación del caudal y los picos mínimos en los dos reactores, se pudieron deber principalmente por el taponamiento del sistema de alimentación, debido al residuo de melaza que se adhería a las paredes de las mangueras; principalmente los fines de semana donde no se tenía acceso a los reactores.

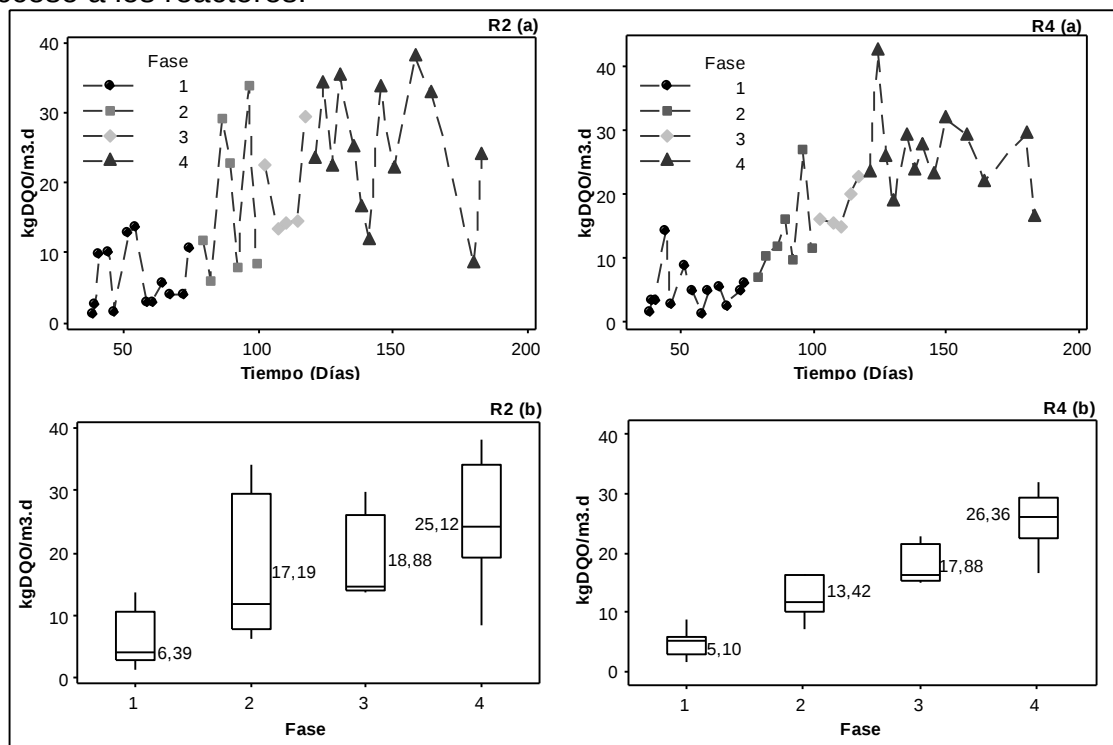


Figura 13. Cambio y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R2 y R4.

Cambio de la OLR en cada una de las fases de R2 (R2 (a)), Cambio de la OLR en cada una de las fases de R4 (R4(a)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R2 (R2 (b)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R4 (R4 (b)).

La tendencia que existe a través de los estudios desarrollados en este campo, indican que tasa de producción de hidrógeno específico aumenta con la concentración del sustrato y de la temperatura, pero con una disminución del TRH. Ejemplo de esto es el estudio realizado por Hanqing Yu et al., de acidogénesis anaerobia para la producción continua de hidrógeno, con aguas residuales de arroz, con una flora bacteriana mixta, en un reactor de flujo ascendente, con un pH de 4,5 a 6,0, donde al aumentar la concentración del sustrato y la temperatura aumentaba la producción de hidrogeno específico y de dióxido de carbono [75]. En relación a la presente evaluación, el aumento de la OLR, el cual está relacionado con el aumento de la concentración y la variación del pH, pudo generar hidrogeno y dióxido de carbono, el cual está relacionado con el aumento de la remoción de la DQO que se presentó en cada una de las fases de los reactores.

- **BALANCE DE LA DQO DEL EFLUENTE**

La Figura 14 muestra un balance para la DQO promedio del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L para cada una de las fases en los días de operación. El balance se realizó de acuerdo a lo propuesto en la metodología. En ella, se puede observar que los reactores alimentados con melaza (R2 y R4), presentan más cantidad de AGV como DQO en el influente que los reactores alimentados con azúcar (R1 y R3) en cada una de las fases. A su vez se observa que la DQO “residual” es mayor en los reactores de azúcar (R1 y R3) que en los de melaza (R2 y R4). Presentado mayor generación de AGV en el efluente (AGV neto) en R4, menor generación en R3 y producción similar entre R1 y R2. Todo esto se puede deber a la composición de cada uno de los sustratos, ya que la melaza tiene un alto contenido de azúcares (azúcares totales representan el 54 % de la melaza de caña), compuesto principalmente de sacarosa (62 %), y la fructosa (38%) [37], a diferencia del azúcar crudo que posee principalmente sacarosa (>94%) [76]. Al momento de la degradación de los azúcares los microorganismos degradan primero las sustancias más simples, en este caso los monosacáridos como la fructosa, antes que los compuestos complejos, como un disacárido de glucosa y fructosa que es la sacarosa, lo que genera la mayor remoción de DQO y producción de AGV en los reactores de melaza.

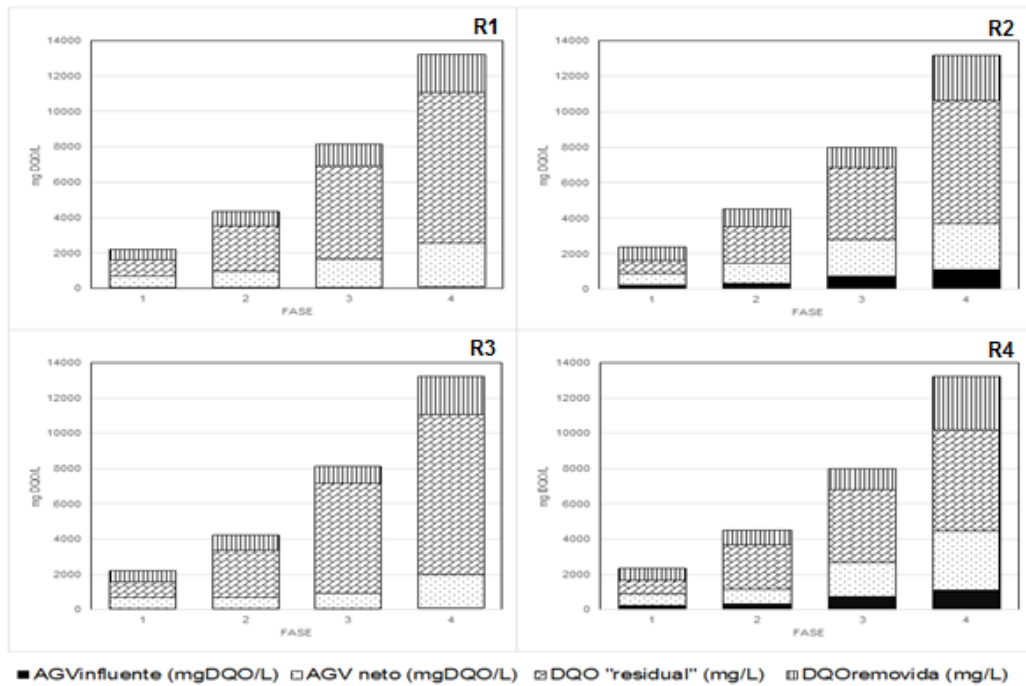


Figura 14. DQO promedio del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 2L.

En el proceso completo de digestión anaerobia, la cantidad de la DQO en AGV que se acumula en el proceso es baja, en comparación a la acumulación que se genera cuando predomina el proceso de acidogénesis y la inhibición de la actividad de los procesos de metanogénesis. Lo que se puede observar si comparamos la Figura 2 con la Figura 14. Esto se debe a que al promover la fermentación ácida aumenta la degradación de las moléculas por los microorganismos [48], produciendo AGV a una velocidad mayor a la que las bacterias metanogénicas consumen los AGV producto de la acidificación [43],

• PORCENTAJE DEL GRADO DE ACIDIFICACIÓN NETO

El porcentaje del grado de acidificación neto para R1 y R3, fue mayor en la fase 1 con una media aritmética de 31,80% y de 35,17% respectivamente y el menor en la fase 4 para R1 con una media aritmética de 18,93% y en la fase 3 para R3 con una media aritmética de 10,23% como se observa en la Figura 14. Al comparar las Figuras 12 y 15 es posible observar que el grado de acidificación permanece relativamente constante a partir de la 2 fase sin verse afectada de una manera notoria por las variaciones en la OLR. Aunque la semejanza en el porcentaje de GAn en la fase 3 y 4 pudo deberse a similitud en la OLR, por el aumento del TRH en la fase 4.

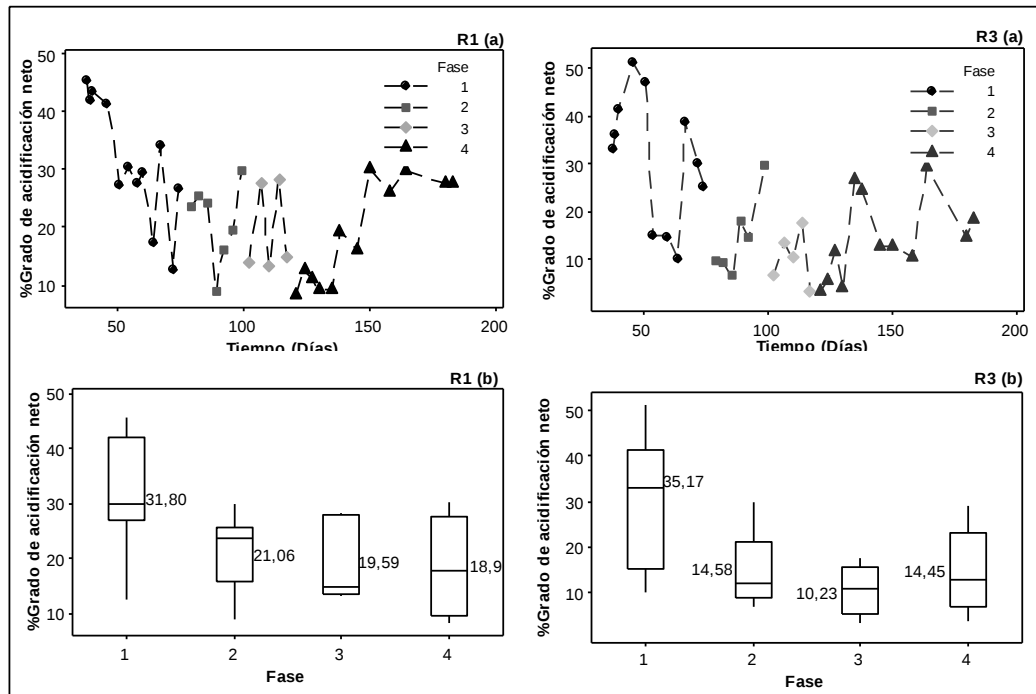


Figura 15 Comportamiento y media aritmética del Porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1 y R3.

Comportamiento del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1 (R1(a)), Comportamiento del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R3 (R3(a)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1 (R1 (b)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R3 (R3 (b)).

Los resultados de la producción de AGV pueden ser comparados con los obtenidos por Silva et al., con melaza de caña de azúcar, en un reactor Batch con una DQO inicial de 8101 ± 60 mg/L y llegaron a una producción de AGV netos de 3110 ± 124 mg DQO/L [1], en condiciones similares en este estudio corresponde a la fase 3 la cual tuvo un promedio de producción de 1596,00 y 832,00 mg DQO/L de AGV netos en R1 y R3 respectivamente. Un comportamiento parecido se presentó en un estudio de Hampannavar y Shivayogimath, donde utilizaron un reactor UASB con lodos anaerobios y emplearon como sustrato aguas residuales de la industria azucarera, con un aumento gradual de la OLR de los 0,5 kg DQO/m³*d hasta los 16 Kg DQO/m³*d y a una temperatura entre 29-37°C, presentando una acumulación de AGV mayor a 850 mg DQO/L con una OLR de 16 kg DQO/m³*d [74]. Lo que muestra un comportamiento similar a las condiciones de la fase 3 y a la producción de AGV en esta.

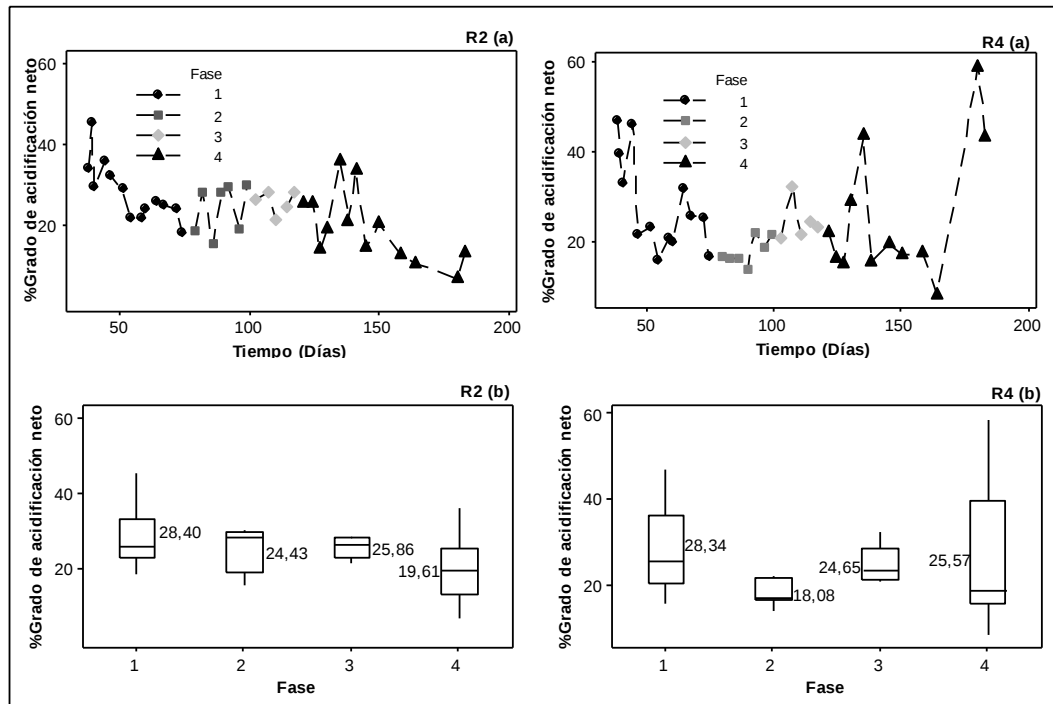


Figura 16 Comportamiento y media aritmética del Porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2 y R4.

Comportamiento del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2 (R2(a)), Comportamiento del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R4 (R4(a)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2 (R2 (b)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R4 (R4 (b)).

Al comparar las Figuras 13 y 16 es posible establecer que para R2 el grado de acidificación se logra mantener sin diferencias notables entre las fases 1, 2 y 3 ante el aumento de la OLR, pero en la fase 4 cae a un valor promedio de 19,62%, casi la mitad de la fase 1. Esto puede ser debido a la alta concentración de DQO ($13177,50 \pm 432,35$ mg/L) y al alto contenido de AGV en el influente (1095 mgDQO/L) que probablemente lograron inhibir los microorganismos. Para R4 el grado de acidificación cae en la fase 2, viéndose afectado por el aumento de la OLR. Esto se puede deber a el cambio de la concentración de la DQO ($4488,40 \pm 433,76$ mg/L), que pudo afectar a la biomasa anaerobia que requería más tiempo de estabilización.

Los valores del grado de acidificación obtenidos en las fases de R2 (32,08%, 25,89%, 25,89% y 19,62%) y los valores del grado de acidificación obtenidos en las fases de R4 (33,54%, 18,31%, 30,21% y 25,57%), son valores que se pueden considerar de un buen rendimiento acidogénico para este sustrato, teniendo en cuenta que en este estudio no se tuvo control de pH e inhibición de la metanogénesis. Algunos autores como Albuquerque et al., también han estudiado la melaza como sustrato de acidificació, pero en reactores CSTR y con control del

pH (5, 6, 7), produciendo 8311 ± 124 mg AGV (DQO)/L en el efluente con una OLR de 26,9 y un grado de acidificación del 77% (este valor no tienen en cuenta los AGV del influente) [37].

- **CORRELACIÓN POR ANÁLISIS DE COMPONENTES PRINCIPALES**

Para la evaluación del efecto del aumento de la OLR en los reactores, se realizó la técnica estadística descriptiva de análisis de componentes principales (PCA). A partir de una matriz de datos se generó una tabla resumen de PCA (Tabla 11) y unas figuras que explican en un determinado porcentaje la variación de los datos (Figura 17).

Tabla 11. Resumen de PCA para reactores de 2L

	PC1	PC2	PC3	PC4	PC5	PC6	PC7	PC8
Importancia de los componentes								
Desviación Estándar	1,52	1,44	1,06	0,92	0,83	0,73	0,50	0,39
Proporción de varianza	0,29	0,26	0,14	0,11	0,09	0,07	0,03	0,02
Proporción acumulada	0,29	0,55	0,69	0,80	0,88	0,95	0,98	1,00
Coefficiente de correlación								
GAn	-0,45	-0,21	0,15	-0,15	0,59	-0,50	-0,18	-0,28
TRH	0,16	-0,37	0,63	0,17	0,25	0,42	-0,32	0,25
Temperatura	-0,02	-0,38	-0,39	-0,70	0,11	0,44	-0,07	-0,04
pH influente	0,31	-0,47	-0,24	0,20	-0,36	-0,30	-0,55	-0,24
pH efluente	-0,42	0,43	0,04	0,05	-0,18	0,40	-0,53	-0,41
OLR	0,34	0,47	-0,20	0,18	0,34	-0,17	-0,50	0,43
DQO residual	0,56	0,15	-0,03	0,12	0,42	0,17	0,17	-0,64
DQO removida	0,25	0,16	0,57	-0,61	-0,35	-0,24	-0,01	-0,18

Fuente: Adaptado de R.

Como se observa en la Tabla 11, la mayor explicación de la variación de los datos se presenta del componente 3 (69%) en adelante en la proporción acumulada, lo que significa que las variables empleadas no son las que mejor explican el comportamiento de los datos en el estudio, requiriendo más de 3 componentes para explicar el comportamiento de los datos. Los dos componentes que presentan mayor proporción de varianza son los componentes 1 y 2 quienes en proporción acumulada explican un 54,9% la variación de los datos. En el componente 1 las variables más representativas son el GAn y la DQO residual ya que son las que presentan mayor coeficiente de correlación o mayor covarianza. Presentando una relación inversamente proporcional entre ellas. En el componente 2 las variables que más explican son el pH influente y la OLR.

La Figura 17 explica en un 54,9% la variación de los datos de pH, porcentaje del grado de acidificación neto (% GAn), temperatura, DQO influente, DQO efluente, DQO “residual”, DQO removida y OLR en función de la configuración del reactor (Figura 17 (a)) y de la fase (Figura 17 (b)) en el tiempo de operación de los reactores de 2L, de acuerdo a la proporción de varianza de los componentes

principales 1 y 2. Se observa que los reactores se separan en dos grupos de acuerdo al pH. Un grupo compuesto por los reactores alimentados con solución de azúcar (R3 y R1) presentando un mayor pH en el influente y el otro grupo son los reactores alimentados con solución de melaza (R2 y R4) con pH mayor en el efluente. También se observa que R1 y R3 son más sensibles a los cambios de la OLR, que R2 y R4, lo que se puede deber a la existencia de otras variables que no se evaluaron, que podrían explicar mejor el comportamiento de R2 y R4; como composición y actividad microbiana, la relación F/M, Biomasa residual, producción de CO₂, entre otras. Igualmente se observa que a mayor OLR, mayor remoción de carga orgánica y menor producción de AGV en todos los reactores.

La Figura 17 (b), muestra que en la fase 1 de R3 existe alta correlación entre la temperatura y la producción de AGV, ya que al aumentar uno aumenta el otro. Igualmente se puede deducir que a OLR altas, la producción de AGV se puede controlar con una temperatura y un TRH alto, teniendo en cuenta los datos registrados en esta evaluación. Asimismo se observa que al aumentar la OLR existe mayor dispersión de los datos, lo que puede significar la existencia de más variables que influyen en el comportamiento de los datos en cada uno de los reactores. También se evidencia que a mayor remoción menor producción de AGV, lo que significa que las condiciones que favorecen la remoción no son las condiciones óptimas para la producción de AGV.

De acuerdo a la Figura 17 se puede decir que la fase más que la configuración del reactor determina el GAn. Presentando mayor producción a OLR bajas y menor remoción. Mostrando que la baja carga orgánica de melaza a pH de influente ácido promueve la producción de AGV y la menor carga orgánica de azúcar a pH de influente neutro promueve la producción de AGV. Algo parecido con relación al pH comprobó Xingchun Chen et al., comparando el comportamiento de los AGV a pH neutro y a pH de 10, 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 alcalino y un 19,63%GA a pH de 10 [77]; en relación con el presente estudio se observa que el pH neutro natural del sustrato de solución de azúcar beneficia la producción de AGV. Adicionalmente se puede concluir que la producción de AGV va depender de la naturaleza y complejidad del sustrato, más que de otras variables operacionales.

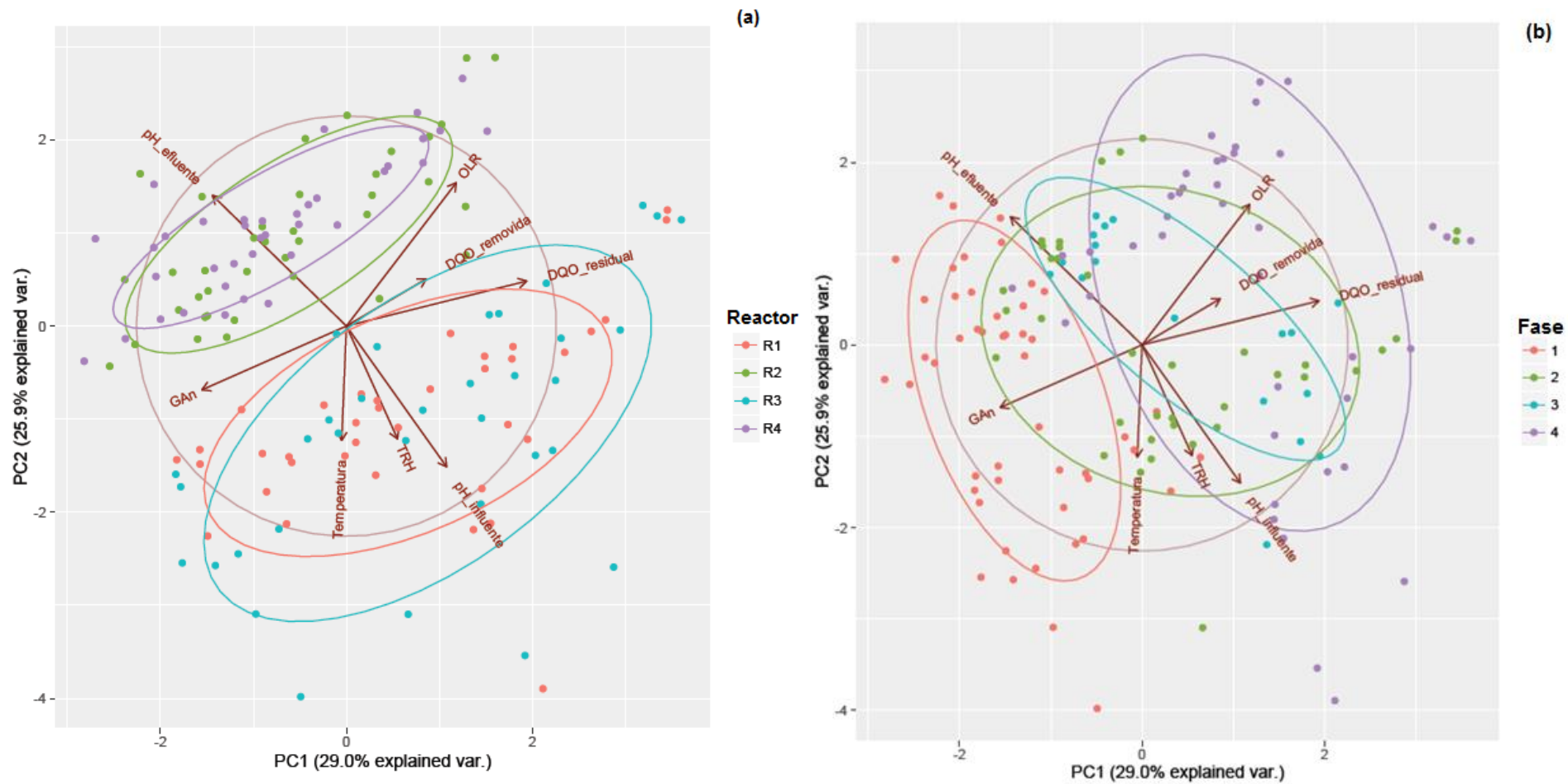


Figura 17. Correlación entre las variables de los reactores de 2L en función de la configuración del reactor(a) y de la fase (b)

CAPÍTULO IV:

4.4. DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA LA PRODUCCIÓN DE AGV CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA DE LA INDUSTRIA CERVECERA

4.4.1. METODOLOGÍA DE LA DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN

• **MONTAJE DE LOS REACTORES ANAEROBIOS DE FLUJO ASCENDENTE DE 0,2 L**

Se realizó un segundo montaje para dar continuidad a la evaluación del potencial de acidificación, se utilizaron 4 reactores anaerobios de configuración de flujo ascendente de lecho fijo, 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 como se observa en la Figura 19. El inóculo utilizado consistió en lodo floculento y granular, aclimatado con agua solución de azúcar y melaza, como se observa en los capítulos I y III. Se manejó el sistema de calefacción (Figura 18 (C)), por medio de dos cordones de resistencia, cada uno de 3 m de largo para dos reactores. Se instalaron dos botellas de polietileno con capacidad de 1,230 L para el sistema de alimentación de gravedad por goteo (Figura 18 (A)), uno para azúcar con agua residual sintética de la industria cervecera y otro para melaza con agua residual sintética de la industria cervecera, se ubicaron en un soporte universal como se observa en la Figura 18. Los efluentes fueron almacenados en tanques (Figura 18, D) donde se realizaron las mediciones de caudal por el método volumétrico y la toma de muestras.

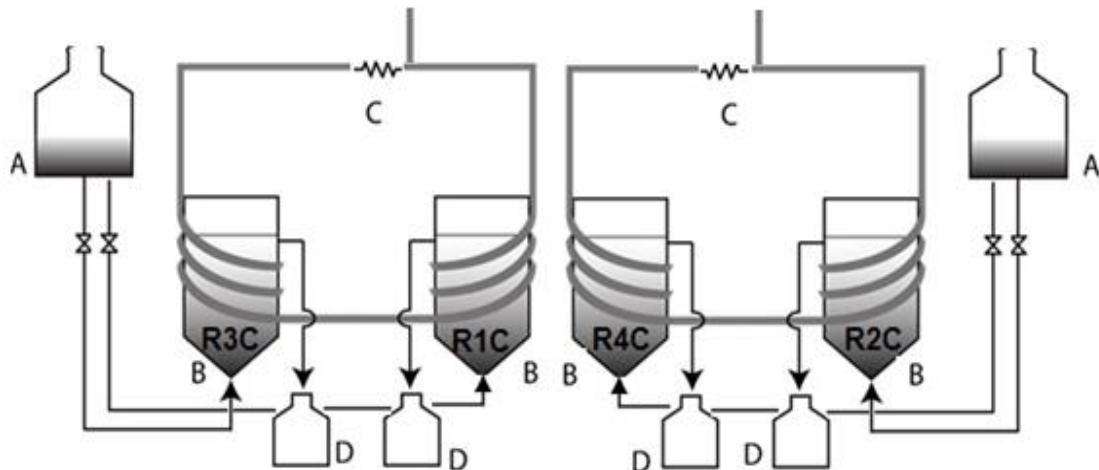


Figura 18. Diagrama de reactores de flujo ascendente de 0,2L



Figura 19. Montaje y arranque de Reactores Anaerobios de 0,2L

El volumen efectivo fue de 0,2L y no de 2L, como en el primer montaje, porque el volumen de lodo aclimatado sería poco para inocular reactores de mayor magnitud, y no se disponía de la suficiente cantidad de agua residual sintética de la industria cervecera para mantener los caudales de trabajo, además los reactores de 2 L de capacidad se siguieron evaluando hasta finalizar el trabajo con las soluciones de azúcar y de melaza.

• **CAMBIO VOLUMÉTRICO GRADUAL DEL SUSTRATO**

La operación de los reactores se realizó en cuatro fases continuas correspondientes a cada una de las concentraciones volumétricas del sustrato preparado como se muestra en la Tabla 12, con el objetivo de realizar un cambio gradual del sustrato, que no afectara negativamente la biomasa microbiana.

Tabla 12. Cambio volumétrico gradual del sustrato

Reactor	Cambio volumétrico gradual del sustrato			
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
R1C	volumen de 75% de solución de azúcar y 25% de solución de cerveza	volumen de 50%de solución de azúcar y 50% de solución de cerveza	volumen de 25%de solución de azúcar y 75% de solución de cerveza	Volumen de 100% solución de cerveza
R2C	volumen de 75% de solución de melaza y 25% de solución de cerveza	volumen de 50% de solución de melaza y 50% de solución de cerveza	volumen de 25% de solución de melaza y 75% de solución de cerveza	
R3C	volumen de 75% de solución de azúcar y 25% de solución de cerveza	volumen de 50%de solución de azúcar y 50% de solución de cerveza	volumen de 25%de solución de azúcar y 75% de solución de cerveza	
R4C	volumen de 75% de solución de melaza y 25% de solución de cerveza	volumen de 50% de solución de melaza y 50% de solución de cerveza	volumen de 25% de solución de melaza y 75% de solución de cerveza	

Para cada una de las mezclas se midió la concentración de DQO, pH y la concentración de AGV inmediatamente después de realizar la mezcla como se muestra en la Tabla 13. Donde se observó una disminución en la cantidad de AGV a medida que aumenta la proporción de cerveza porque aporta menos que los dos sustratos iniciales, azúcar o melaza.

Tabla 13. Parámetros operacionales del sustrato de los reactores de 0,2L

Fase	Días de operación	Melaza-Cerveza			Azúcar-Cerveza		
		Concentración (mg DQO/L)	pH	AGV (mg DQO/L)	Concentración (mg DQO/L)	pH	AGV (mg DQO/L)
1	7	12766,40±623,1	6,06±0,39	480	13200,20±995,9	7,21±0,42	128
2	7	13124,40±59,03	6,05±0,35	435	13198,00±2,24	6,76±0,24	120
3	14	13098	6,30±0,38	420	13187,80±33,67	6,70±0,33	113
4	22	13098	7,13±0,17	45	13098	7,13±0,17	45

• MÉTODOS ANALÍTICOS

Se realizaron muestreos frecuentes en los reactores acidogénicos, de 4 a 5 veces por semana y correspondieron a la medición de los parámetros de pH, temperatura, caudal, AGV por medio de la técnica de titulación y la demanda química de oxígeno (DQO). En la Tabla 14 se muestran los parámetros medidos en los reactores dependiendo del tipo de muestreo y los métodos empleados.

Tabla 14. Métodos de medición y frecuencia para el reactor anaerobio

Fuente	Parámetro	Punto de muestreo	Método de medición	Frecuencia de medición
	Caudal	Efluente	Volumétrico	
	Temperatura (°C)	Reactor	4-Channel Temperature Meter SDL 200- Bead Wire Type J Temperature Probes (40 - 392 °F)	
[70]	pH		HI 2210 pH Meter	4 o 5 veces por semana
	AGV (mgDQO/L)		Titulación	
[71]	DQO (mg/L)	Sustrato y efluente	Método colorimétrico de dicromato a reflujo cerrado. HI 83099 COD and Multiparameter Photometer. HI 839800 COD Reactor	

4.4.2. RESULTADOS DEL CAMBIO VOLUMÉTRICO GRADUAL DEL SUSTRATO

Las Figuras 19-25 de los resultados del cambio volumétrico gradual del sustrato comienzan en el día 137, debido a que los primeros 37 días corresponden al tiempo de aclimatación del lodo (CAPÍTULO I) y los otros 99 días corresponden al tiempo de operación del aumento de la OLR (CAPÍTULO III) hasta la puesta en marcha de los reactores de 0,2 L.

- **Condiciones de operación del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L**

Las condiciones de operación del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L en términos de TRH, pH y temperatura para cada una de las fases durante los días de operación, se encuentran en la Tabla 15. En la primera fase se trató conservar los rangos de TRH y de temperatura obtenidos en la operación de los reactores de 2L, para no alterar el lodo previamente aclimatado a condiciones específicas.

Tabla 15. Condiciones de operación del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L (Media aritmética $\pm$ Desviación estándar).

Reactores	Fases	Días de operación	TRH(h)	pH	T (°C)
R1C	1	7	33,65 $\pm$ 22,56	2,90 $\pm$ 0,18	31,86 $\pm$ 3,26
	2	7	38,88 $\pm$ 49,60	2,86 $\pm$ 0,13	31,18 $\pm$ 0,97
	3	14	23,73 $\pm$ 21,57	2,93 $\pm$ 0,19	31,07 $\pm$ 0,96
	4	22	28,81 $\pm$ 27,71	3,11 $\pm$ 0,17	31,86 $\pm$ 0,77
R2C	1	7	86,35 $\pm$ 92,32	4,07 $\pm$ 0,52	31,78 $\pm$ 1,25
	2	7	24,20 $\pm$ 12,26	3,64 $\pm$ 0,07	32,90 $\pm$ 0,52
	3	14	24,94 $\pm$ 25,37	3,60 $\pm$ 0,22	31,48 $\pm$ 0,77
	4	22	20,66 $\pm$ 21,97	3,25 $\pm$ 0,15	31,85 $\pm$ 0,85
R3C	1	7	35,73 $\pm$ 18,91	2,89 $\pm$ 0,26	32,34 $\pm$ 2,92
	2	7	58,84 $\pm$ 103,85	2,94 $\pm$ 0,39	31,60 $\pm$ 1,29
	3	14	18,02 $\pm$ 7,45	2,89 $\pm$ 0,13	30,26 $\pm$ 2,25
	4	22	21,62 $\pm$ 18,02	3,23 $\pm$ 0,21	32,65 $\pm$ 1,71
R4C	1	7	34,48 $\pm$ 20,61	3,62 $\pm$ 0,07	32,90 $\pm$ 1,57
	2	7	38,48 $\pm$ 30,99	3,66 $\pm$ 0,07	34,00 $\pm$ 0,41
	3	14	21,78 $\pm$ 15,07	3,35 $\pm$ 0,19	34,71 $\pm$ 2,41
	4	22	33,89 $\pm$ 35,55	3,21 $\pm$ 0,22	34,35 $\pm$ 3,54

El TRH fue muy variable, principalmente en R2C y R3C, debido a que no se pudo mantener un control del caudal. En los reactores se llevó a cabo una fermentación ácida, favorable para la producción de AGV, que generó que el pH del efluente fuera ácido. El pH en el efluente presentó un comportamiento inversamente proporcional a la proporción de sustrato de agua residual sintética de la industria cervecera en la mezcla en R2C y R4C. Esto se pudo deber a la diferencia entre la composición y el pH de la solución de melaza [78] y el agua residual sintética de la industria Cervecera. En cambio R1C y R3C presentaron un comportamiento directamente proporcional al pH influente en cada una de las fases, debido a que el pH de los dos sustratos era similar.

La temperatura en los reactores se mantuvo en un rango mesófilo y varió entre 28 a 35 °C para R1C, R2C y R3C y de 31 a 38°C para R4C. Esta variación de la temperatura pudo presentarse debido a algunas deficiencias en el sistema de calefacción.

- **COMPORTAMIENTO DE LA DQO**

La DQO efluente de los reactores alimentados con azúcar presentó una media aritmética similar entre las fases 1 y 2 y las fases 3 y 4 como se observa en la Figura 20. Esto se pudo deber a que en las 2 primeras fases se alimentaba con mayor cantidad de solución de azúcar que en las 2 últimas, las cuales contenían mayor cantidad de agua residual sintética de la industria cervecera. Los picos que se observan se pueden deber a variación en el TRH y en la temperatura que pueden afectar el metabolismo microbiano y por ende la remoción de carga orgánica. Al comparar la media aritmética de DQO efluente con la media aritmética de la DQO influente (Tabla 12), se presentó una remoción de DQO para R1C de 28,05%, 23,43%, 63,75% y 57,96% para cada una de las fases y de 22,34%, 27,63%, 53,71% y de 53,41% para cada una de las fases de R3C. Lo que permite decir que la mayor remoción se presentó durante en las dos últimas fases en ambos reactores.

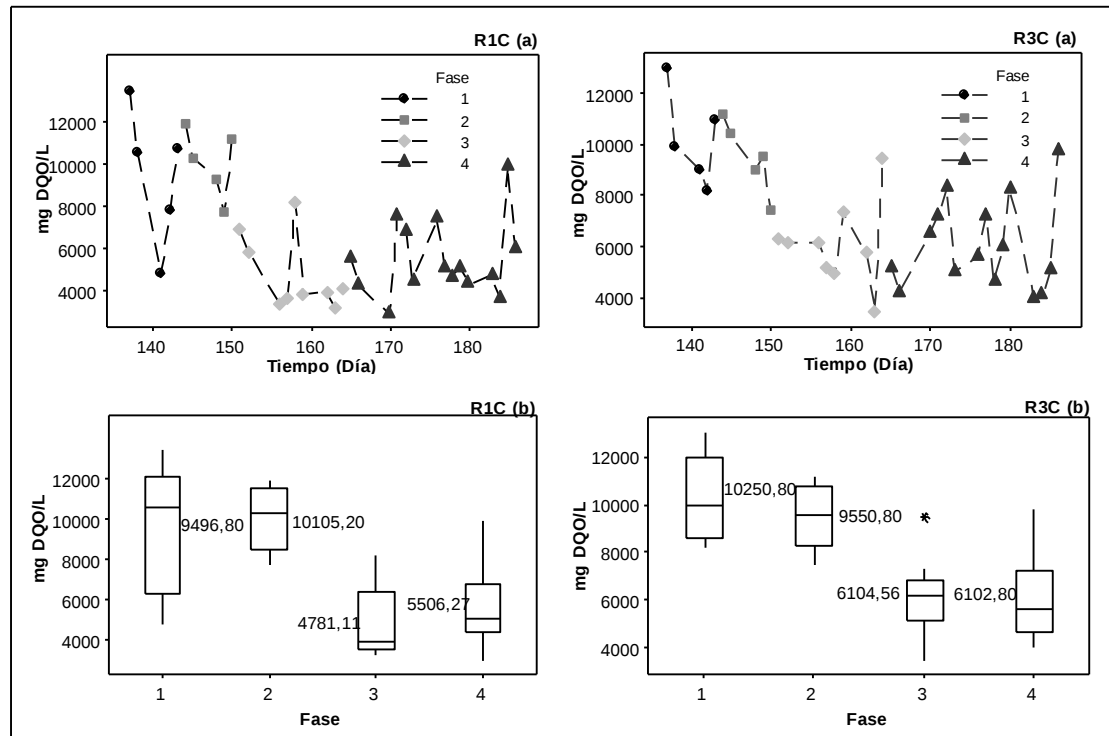


Figura 20. Comportamiento y media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R1C y R3C.

Comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R1C (R1C(a)), Comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R3C (R3C(a)), media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R1C (R1C (b)), media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R3C (R3C (b)).

La DQO efluente de los reactores alimentados con solución de melaza presentó un comportamiento similar a las de azúcar con una media aritmética semejante entre las fases 1 y 2 y las fases 3 y 4 como se observa en la Figura 21. Esto se pudo presentar debido a que en las 2 primeras fases se alimentaba con mayor cantidad de solución de melaza que en las 2 últimas, las cuales contenían mayor cantidad de agua residual sintética de la industria cervecera. Al comparar la media aritmética de DQO efluente con la media aritmética de la DQO influente (Tabla 12), se presentó una remoción de DQO para R2C de 23,49%, 18,59%, 52,98% y 53,44% para cada una de las fases y de 25,47%, 23,80%, 47,03% y de 54,48% para cada una de las fases de R4. Lo que permite decir que la mayor remoción se presentó en las dos últimas fases con mayor proporción de cerveza, debido a la alta biodegradabilidad que posee el agua residual de la industria cervecera [46].

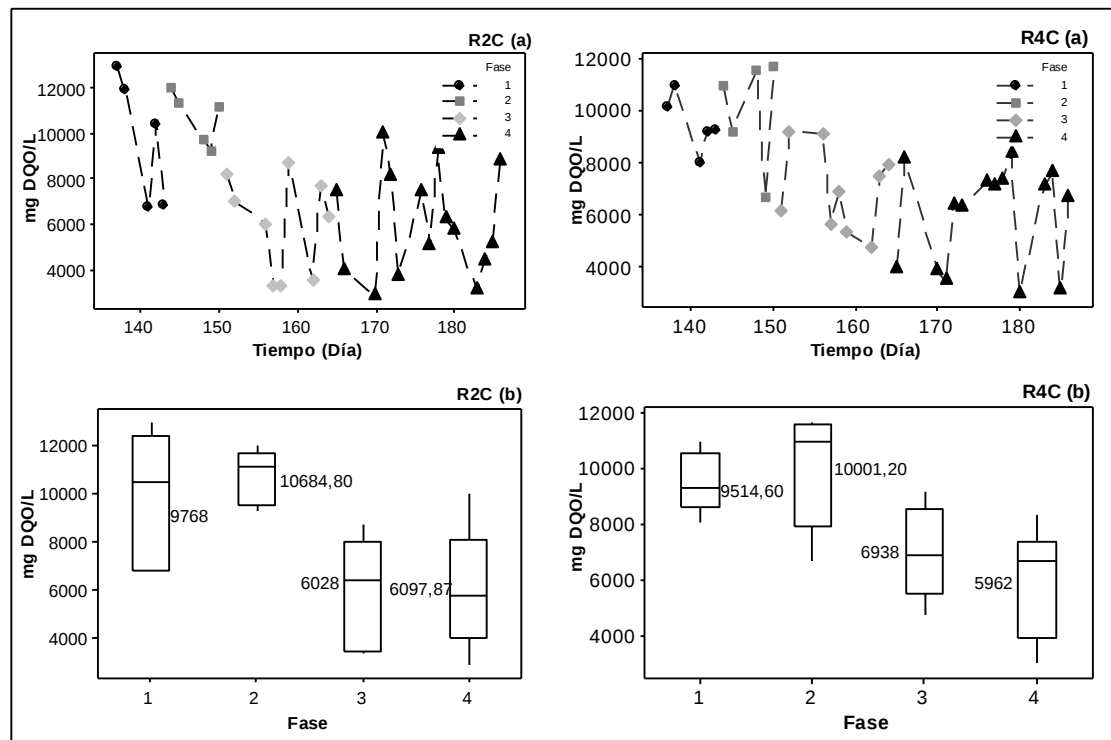


Figura 21. Comportamiento y media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R2C y R4C.

Comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R2C (R2C(a)), Comportamiento de la DQO en cada una de las fases de R4 (R4(a)), media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R2C (R2C (b)), media aritmética de la DQO en cada una de las fases de R4C (R4C (b)).

• COMPORTAMIENTO DE LA OLR

El comportamiento de la OLR frente al cambio volumétrico gradual de los sustratos durante la operación en cada una de las fases de R1C y R3C se muestra en la Figura 22. Donde la OLR no presentó cambios evidentes, debido a que se mantuvo la misma carga en todas las fases y el volumen de los reactores era el mismo. Las variaciones que presentan, junto con el dato atípico en R3C, se deben a la dificultad de regular el caudal.

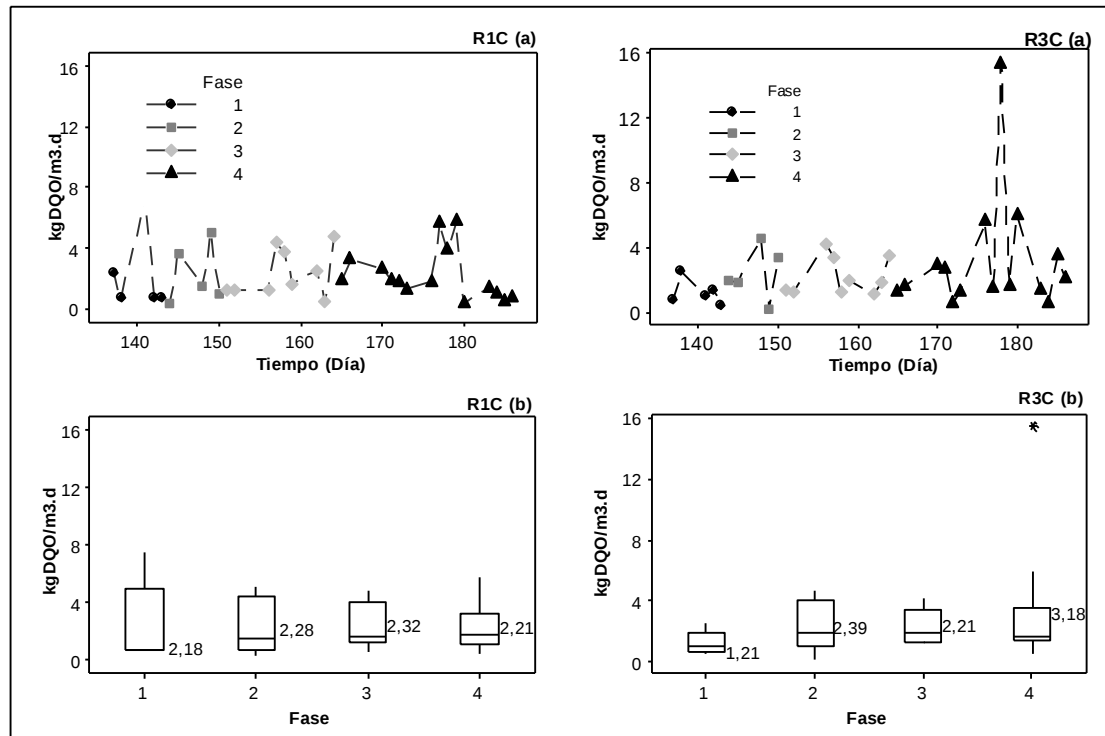


Figura 22. Comportamiento y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R1C y R3C

Comportamiento de la OLR en cada una de las fases de R1C (R1C(a)), Comportamiento de la OLR en cada una de las fases de R3C (R3C(a)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R1C (R1C (b)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R3C (R3C (b)).

El comportamiento de la OLR frente al cambio volumétrico gradual de los sustratos durante la operación en cada una de las fases de R2C y R4C se muestra en la Figura 23. Donde la OLR presentó un comportamiento ligeramente creciente en cada una de las fases, generado por la dificultad de regular el caudal.

La tendencia que existe a través de los estudios desarrollados en este campo, indican que tanto la producción de hidrógeno como la remoción de DQO presentan una dependencia inversamente proporcional al TRH [79] [75]. En este estudio el leve aumento de la OLR generado por la reducción del TRH por dificultades en la regulación del caudal, junto con la alta biodegradabilidad del agua residual de la industria cervecera [12], [13], [14], [15], pudieron ser los causantes del aumento de la remoción de la DQO.

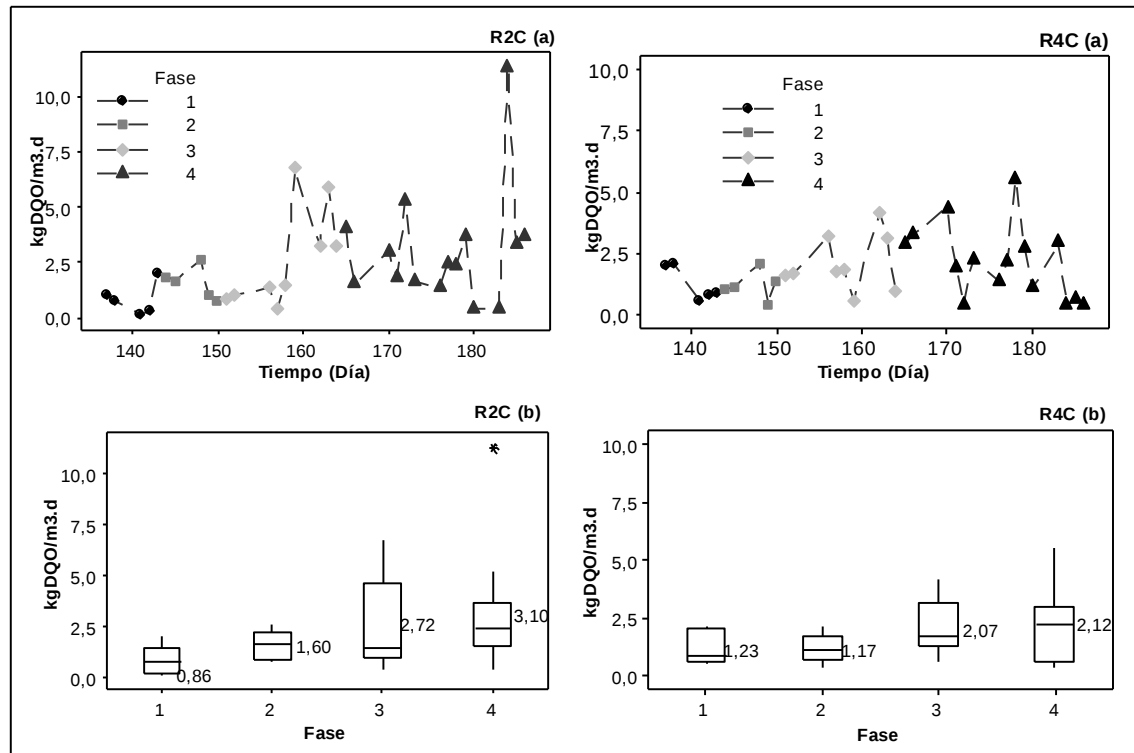


Figura 23. Comportamiento y media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R2C y R4C

Comportamiento de la OLR en cada una de las fases de R2C (R2C(a)), Comportamiento de la OLR en cada una de las fases de R4 (R4(a)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R2C (R2C (b)), media aritmética de la OLR en cada una de las fases de R4C (R4C (b)).

• BALANCE DE MASA DE LA DQO DEL EFLUENTE

En la Figura 24 se observa la DQO promedio del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente (0,2L) para cada una de las fases en los días de operación. Donde R1C y R3C presentaron una producción promedio similar de AGV neto en cada una de las fases, a diferencia de R2C y R4C, que presentaron mayor producción en las fases 1 y 2 que en 3 y 4. Lo que pudo deberse a las características del sustrato, donde los sustratos de solución de azúcar y solución de cerveza poseen características más similares que con el sustrato de solución de melaza. También se puede observar que la remoción de DQO fue mayor en las fases 3 y 4, que en las fases 1 y 2 en los cuatro reactores. Esto se puede deber a que los componentes del agua residual de la industria cervecera presentan una alta biodegradabilidad [12], [13], [14], [15], generando mayor remoción en las fases con mayor contenido de cerveza. Igualmente se observa que la producción de AGV fue más estable en las últimas fases.

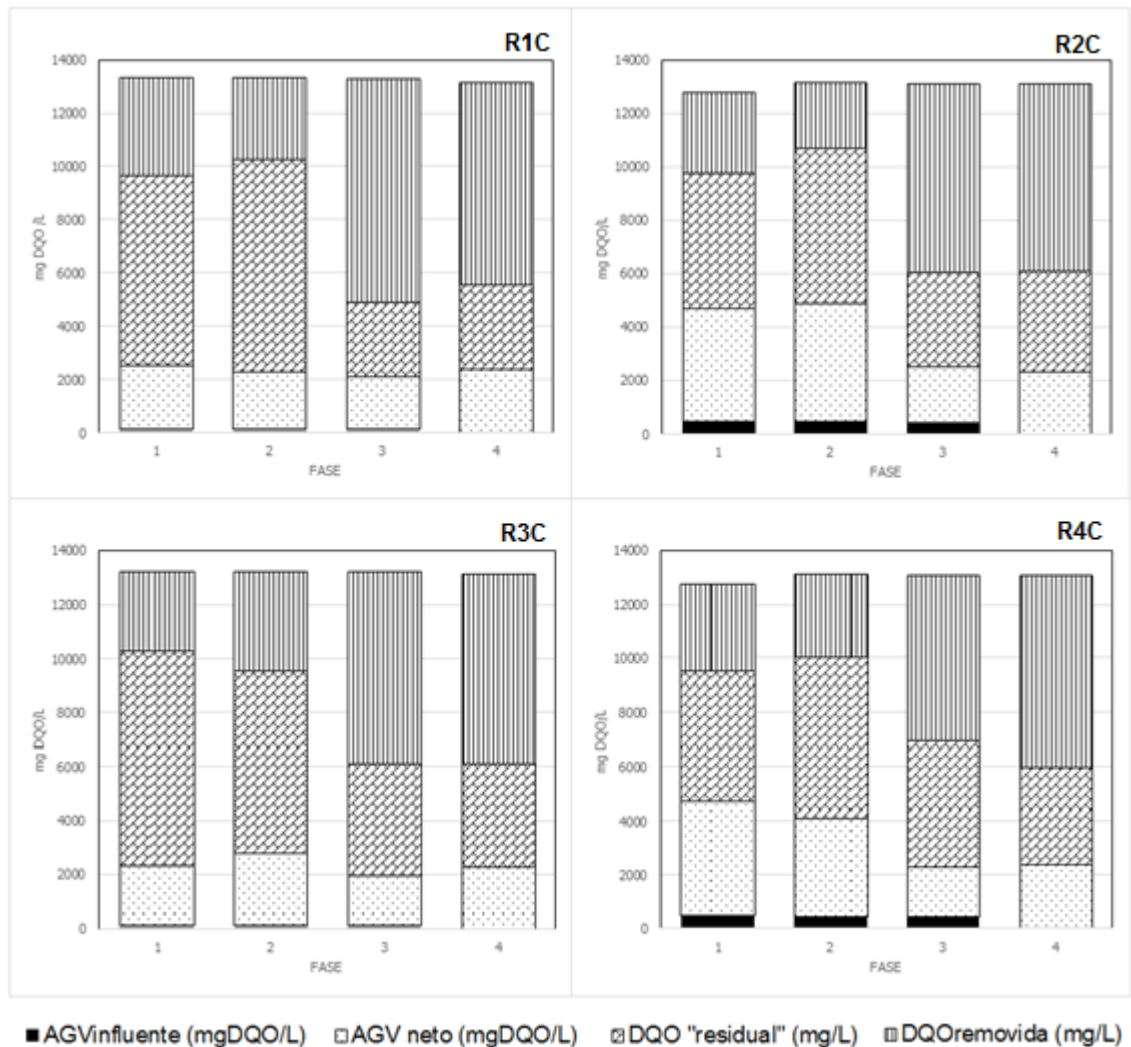


Figura 24. DQO promedio del efluente de los reactores anaerobios de flujo ascendente de 0,2L.

• PORCENTAJE DEL GRADO DE ACIDIFICACIÓN NETO

El comportamiento y media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1C y R3C se observa en la Figura 25 fue similar en cada una de las fases exceptuando la fase 2 donde R3C produjo mayor cantidad de AGV. Ambos reactores presentaron una menor producción en la fase 3 y una producción promedio mayor a 19% en el resto de las fases. Algunos autores también han estudiado sustratos con pH de 7 para el proceso de acidificación [77], obteniendo un grado de acidificación de 30,98% (este valor no tienen en cuenta los AGV del influente) en reactores anaerobios de flujo ascendente a $35 \pm 1^\circ\text{C}$ con inhibición de la metanogenesis.

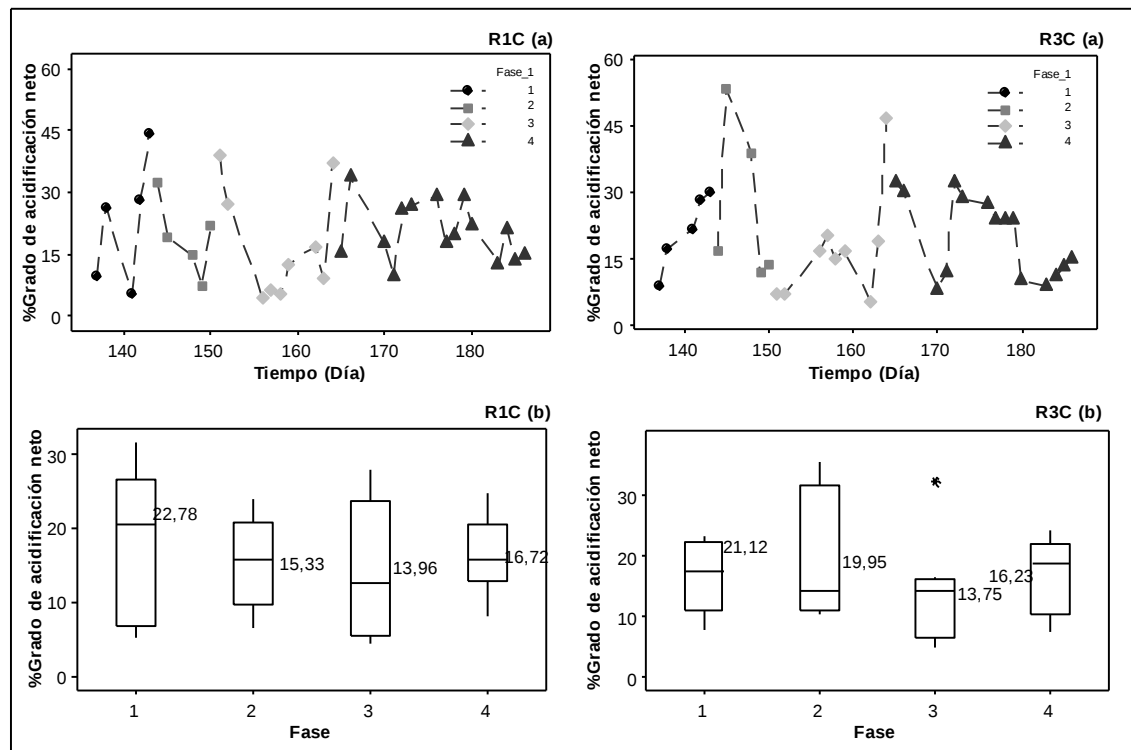


Figura 25 Comportamiento y media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1C y R3C.

Comportamiento del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1C (R1C(a)), Comportamiento de la OLR en cada una de las fases de R3 (R3(a)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R1C (R1C (b)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R3C (R3C (b)).

El comportamiento y media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2C y R4C se observa en la Figura 26. Presentando mayor producción de AGV en la fase 1 y menor en la fase 3. Esta caída del porcentaje de grado de acidificación neto, se pudo haber presentado por el aumento de la OLR, generando que el tiempo medio de permanencia del sustrato en el reactor sometido a la acción de los microorganismos sea menor que con una OLR menor, ocasionando posiblemente que los microorganismos no alcancen a degradar las moléculas para producir AGV [48].

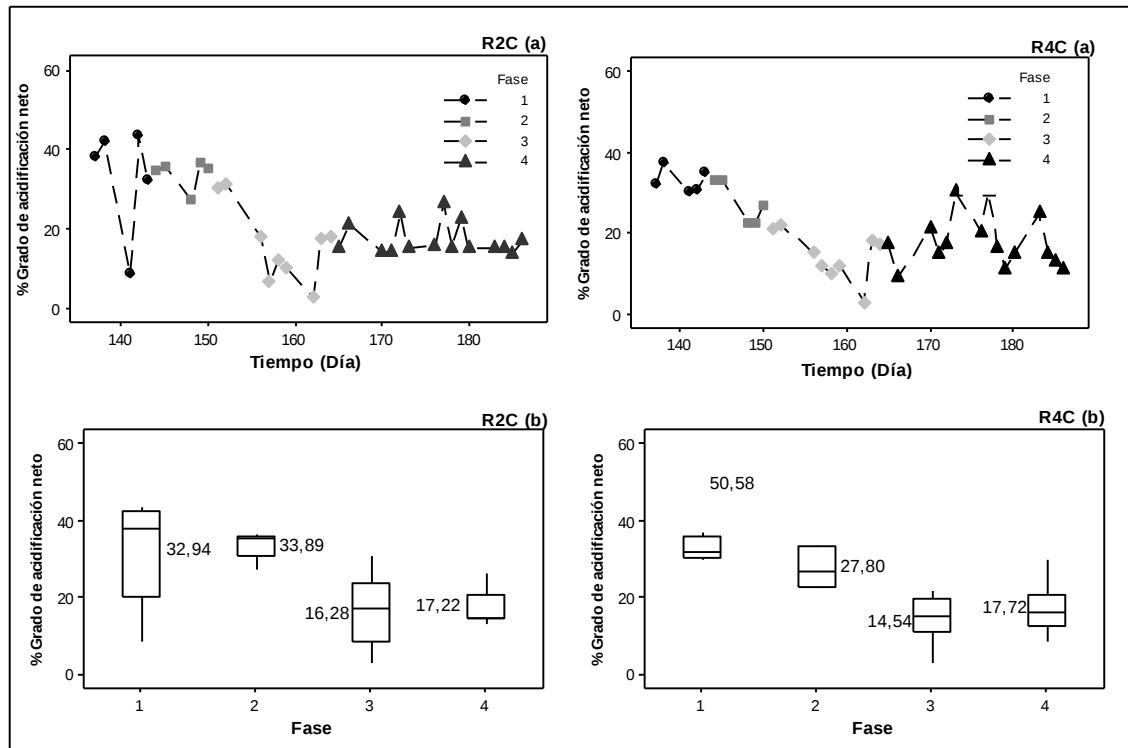


Figura 26 Comportamiento y media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2C y R4C.

Comportamiento del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2C (R2C(a)), Comportamiento de la OLR en cada una de las fases de R4 (R4(a)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R2C (R2C (b)), media aritmética del porcentaje del grado de acidificación en cada una de las fases de R4C (R4C (b)).

• CORRELACIÓN POR ANÁLISIS DE COMPONENTES PRINCIPALES

Para la determinación de las mejores condiciones de operación para la producción de AGV con agua residual sintética de la industria cervecera en los reactores, se realizó la técnica estadística descriptiva PCA. A partir de una matriz de datos se generó una tabla resumen de PCA (Tabla 16) y unas figuras que explican en un 48% la variación de los datos (Figura 27).

En la Tabla 16, la mayor explicación de la variación de los datos se presenta del componente 4 (65%) en adelante en la proporción acumulada, lo que significa que las variables empleadas no son las que mejor explican el comportamiento de los datos en el estudio, requiriendo más de 4 componentes para explicar el comportamiento de los datos. Los dos componentes que presentan mayor proporción de varianza son los componentes 1 (30%) y 2 (18%) quienes en proporción acumulada explican un 48% la variación de los datos. En el

componente 1 las variables que más explican son la DQO removida y la DQO residual ya que son las que presentan mayor coeficiente de correlación o mayor covarianza. Presentando una relación inversamente proporcional entre ellas. En el componente 2 al igual que el componente 1, las variables que más explican son la DQO removida y la DQO residual y adicionalmente la OLR.

Tabla 16. Resumen de PCA para reactores de 0,2L

	PC1	PC2	PC3	PC4	PC5	PC6	PC7	PC8
Importancia de los componentes								
Desviación Estándar	1,55	1,20	1,16	0,99	0,94	0,74	0,63	0,07
Proporción de varianza	0,30	0,18	0,17	0,12	0,11	0,07	0,05	0,00
Proporción acumulada	0,30	0,48	0,65	0,77	0,88	0,95	0,99	1,00
Coeficiente de correlación								
GAn	0,35	-0,14	0,32	-0,08	0,75	0,20	0,18	-0,34
TRH	-0,29	0,24	0,56	-0,07	-0,30	0,42	0,52	-0,00
Temperatura	0,24	-0,27	-0,63	0,03	-0,14	0,44	0,51	-0,00
pH influente	0,13	-0,08	0,17	0,96	-0,04	-0,09	0,12	0,00
pH efluente	-0,36	0,37	-0,25	0,24	0,31	0,60	-0,38	0,02
OLR	0,35	-0,41	0,28	-0,04	-0,37	0,46	-0,52	-0,02
DQO residual	0,41	0,59	-0,11	-0,01	-0,29	-0,04	-0,06	-0,62
DQO removida	-0,55	-0,43	-0,06	0,05	-0,09	-0,06	-0,03	-0,71

Fuente: Adaptado de R.

El análisis de componentes principales como se muestra en la Figura 27 explica en un 48,1% la variación de los datos de pH, porcentaje del grado de acidificación neto (% GAn), temperatura, OLR, DQO removida, DQO residual y TRH en función de la identificación del reactor (a) y de la fase (b) en el tiempo de operación de los reactores de 0,2L. Se observa que en la fase 1 y 2 es donde los reactores presentaron mayor producción de AGV, siendo los R2C y R4C, los reactores más sensibles a los cambios de las variables. Esta sensibilidad se pudo deber a la intervención de otras variables que no fueron evaluadas como actividad microbiana, diversidad microbiana, potencial de óxido-reducción, entre otras. R4C en las fases 3 y 4 se ve afectado principalmente por el TRH y la temperatura. También se observa que la producción de AGV neto se ve afectada negativamente por el aumento de la proporción de cerveza.

Las condiciones que favorecen la producción de AGV no necesariamente están relacionadas con la DQO residual. En la mezcla con melaza, la baja proporción de cerveza es la que presenta mayor producción de AGV y en la mezcla con azúcar, la baja proporción de cerveza favorece la DQO residual por lo que esta condición se debe evitar. Se puede concluir que a menor proporción de cerveza se presenta menor remoción, mayor diferencia en la producción de AGV en los reactores y mayor GAn

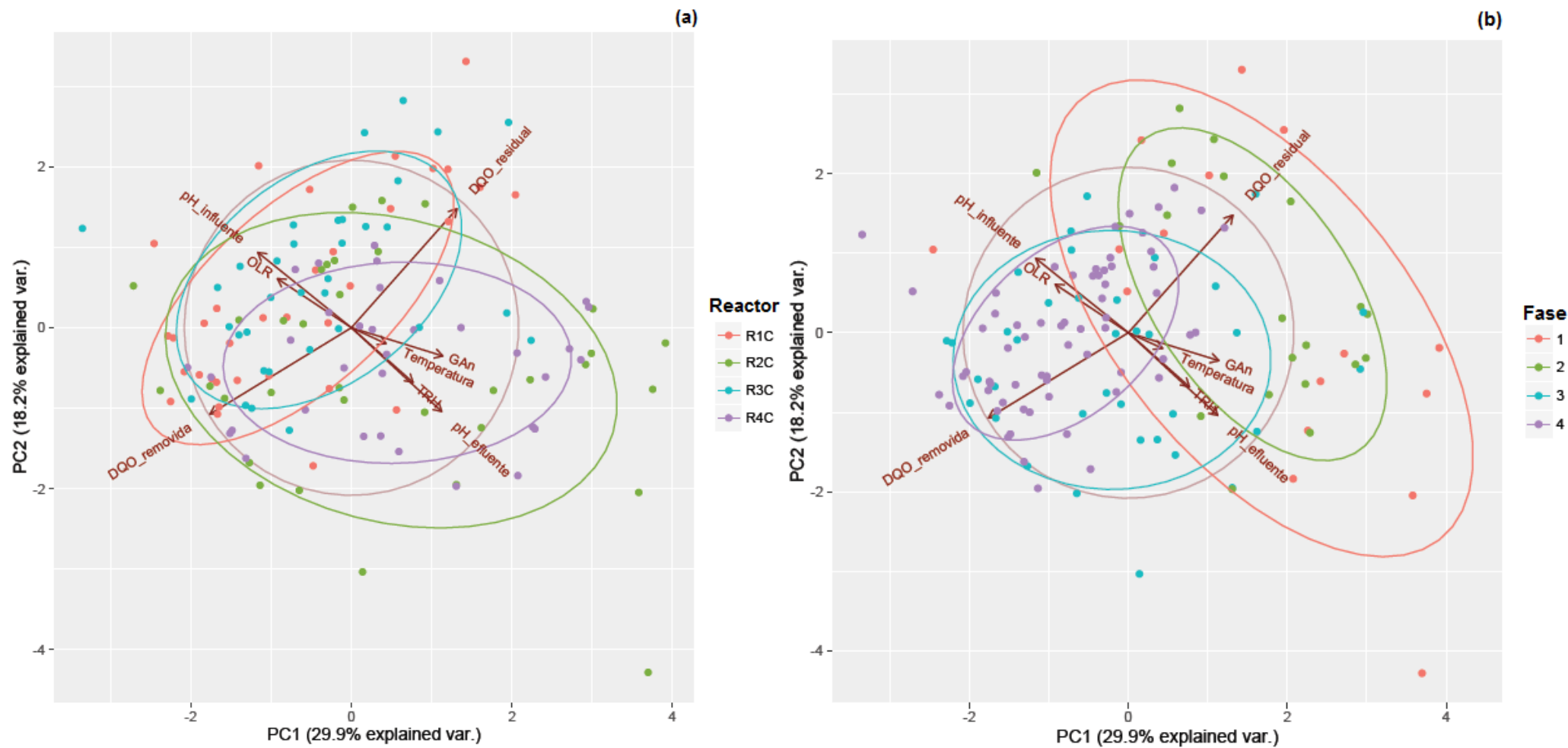


Figura 27. Correlación entre las variables de los reactores de 0,2L en función de la configuración del reactor(a) y de la fase (b)

5. CONCLUSIONES

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 sí de lodo floculento con fuente de carbono de solución de melaza; logrando aclimatar el lodo aerobio a condiciones anaerobias con la influencia del sustrato, donde las características del sustrato de melaza favorecieron la compactación del lodo floculento.

Se evidencio buena adaptación del sustrato, debido a que la biomasa tuvo una resistencia a variaciones en la OLR a partir de la segunda fase en 4 reactores a aclimatar, con relación al porcentaje de GAn.

Las condiciones que más favorecen la producción de AGV en los reactores con sustrato de solución de azúcar como de solución de melaza fueron, una baja DQO influente, alrededor de los 2000mg DQO/L, baja OLR de $1,37 \pm 0,57$ kg DQO/m³*d y una temperatura mesófila de $37,79 \pm 2,90$ °C aproximadamente.

Las mejores condiciones de operación para la producción de AGV con agua residual sintética de la industria cervecera fueron a un TRH alto, con inóculo granular aclimatado con melaza (R2C) a una mezcla de 75% melaza y 25% agua residual sintética de la industria cervecera registrando un porcentaje de GAn de $32,95 \pm 14,29$ %.

La aclimatación del inóculo con sustrato de solución de azúcar fue favorable para la producción de AGV en los reactores, debido a la adaptación de la biomasa al sustrato que tiene características similares al agua residual sintética de la industria cervecera, lo que generó una producción relativamente constante de AGV en cada fase de los reactores aclimatados con solución de azúcar en el segundo montaje.

Este estudio muestra a la fermentación acidogénica como una alternativa para el aprovechamiento del agua residual de la industria cervecera, al convertir la materia orgánica aprovechable en AGV como producto de base biológica para la síntesis de bioproductos (biomateriales, biocombustibles y bioquímicos) como los PHA. El porcentaje del grado de acidificación neto en cada uno de los reactores en la fase 4 con agua residual sintética de la industria cervecera presentó los mayores valores (26,62%, 26,38%, 32,24%, 30,19) con una OLR de 4,77 kg DQO/m³*d para R1C, 2,47 kg DQO/m³*d para R2C, 3,52 kg DQO/m³*d para R3C y de 2,24 kg DQO/m³*d para R4C, sin necesidad de controlar el pH y de inhibir la metanogénesis.

6. RECOMENDACIONES

El sistema de calefacción compuesto por una chaqueta de calentamiento de recirculación de agua, es poco práctico, ya que cuenta con un tanque (10 L) con agua, una resistencia (120 VAC) y una bomba sumergible (marca HJ 731), los cuales toca tener en constante revisión para que no se dañen. El sistema de calefacción con cordones de resistencia es más práctico, pero se recomienda no usar cinta aislante para adherir el cordón a los reactores, sino otro tipo de pegamento más resistente, que no se deteriore con el tiempo o ceda con el calor.

El sistema de alimentación de los reactores de gravedad por goteo con un sistema de regulación del flujo para venoclisis, no permite regular el caudal de una manera óptima, por lo que se recomienda usar una bomba peristáltica o implementar un método de alimentación que permita mantener un caudal de entrada constante.

Debido al crecimiento indeseado de microorganismos fermentativos dentro de los tanques de alimentación que acidifica el sustrato se recomienda realizar un mantenimiento al sistema de alimentación de todos los reactores, aumentando su frecuencia a medida que se aumenta la carga.

Al comparar los resultados se observaron que durante los estudios se obtuvieron diferentes resultados con condiciones de operación similares pero configuraciones de reactor diferentes en el estudio de Silva et al [1] se trabajó con un reactor Batch, en el estudio de Albuquerque et al [37] se trabajó con reactores CSTR y en este estudio con un reactor de flujo ascendente, por lo tanto esta puede ser una variable de interés para próximos estudios. Además en los otros trabajos se realizó control de pH e inhibición de la metanogénesis mientras que en este estudio el objetivo de la producción de AGV era sin control de pH y sin inhibición de la metanogénesis.

El porcentaje de AGV efluente representa el porcentaje orgánico fermentable rápidamente en el efluente fermentado. Estos valores muestran que una posible opción para mejorar el porcentaje del grado acidificación puede ser la recirculación interna del efluente. También que si se pudiera acoplar a una segunda fase de metanogénesis un alto porcentaje de la DQO (porcentaje AGV efluente), podría ser convertido fácilmente a metano.

Para próximos estudios se recomienda mayor tiempo de operación de los reactores alimentados con agua residual sintética de la industria cervecera para mayor adaptación del lodo al sustrato y posible mayor producción de AGV.

Para mayor explicación del comportamiento de las variables, se recomienda en próximos estudios tener en cuenta la caracterización de los lodos, la relación F/M, la biomasa residual, el potencial de óxido-reducción, la actividad y diversidad microbiana.

7. BIBLIOGRAFÍA

- [1] 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,» *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly*, vol. 27, nº 4, pp. 467 - 476, 2013.
- [2] S. Pavlostathis y E. Giraldo-Gomez, «Kinetics of anaerobic treatment. Water Sci Technol,» *Water Science & Technology*, vol. 24, nº 8, p. 35–59., 1991.
- [3] J. R. Bastidas Oyanedel, F. Bonk, M. Hedegaard Thomsen y J. . E. Schmidt, «REVIEW PAPERDark fermentation biorefinery in the present and future(bio)chemical industry,» *Environmental Science and Bio/Technology*, vol. 14, nº 3, p. 473–98, 2015.
- [4] G. R. R. K. V. Reddy CSK, «Polyhydroxyalkanoates: an overview,» *Bioresour Technol*, vol. 87, nº 2, pp. 137-146, 2003.
- [5] Committed to Improving the State of the World, «The Future of Industrial Biorefineries,» World Economic Forum, 2010.
- [6] M. M. A. M. M. Cardona Echavarría AC, «Identificación Molecular de Bacterias Productoras de Polihidroxialcanoatos en Subproductos de Lácteos y Caña de Azúcar,» *Revista Facultad Nacional de Agronomía*, vol. 66, nº 2, pp. 7129-7140, 2013.
- [7] Bavaria , «Gestión Bavaria,» Bavaria , Bogotá, 2013.
- [8] Elpais.com.co, «Postobón regresa a la industria cervecera,» El Tiempo , Bogotá, 2014.
- [9] Ministerio del Medio Ambiente, SINA, «Guía Ambiental para la formulación de planes de pretratamiento de efluentes industriales,» Bogotá, 2002.
- [10] J. E. Calpa Quintero y D. A. Lopez Zarama, «Formulación del plan de manejo ambiental para la planta de acopio alimentos del Valle "Alival S.A" Pasto- Nariño,» Universidad Tecnológica de Pereira, San Juan de Pasto, 2008.
- [11] C. F. V. López, «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,» Universidad de la Salle, Bogotá, 2007.
- [12] M. A. Rodríguez Pinzón y M. Moya Moreno, «Diagnóstico microbiológico de los tanques de ecualización, acidificación y corriente de salida de la planta de tratamiento de aguas residuales de una industria cervecera de Bogotá D.C,» Pontificia Universidad Javeriana , Bogotá, 2000.
- [13] United Nations Environment Programme, «Environmental Management in Brewing Industry,» United Nations Environment Programme, Paris, 1996.
- [14] L. E. Bernal Riasquey, «Análisis Evaluativo Técnico y Económico entre tres plantas de aguas residuales: dos para el tratamiento de agua doméstica y una para el

tratamiento de agua industrial,» Universidad de la sabana, Bogotá, 2003.

- [15] I. T. Carrillo Correa, «Mejoramiento y estandarización de los procedimientos de operación de la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) BAVARIA S.A. a través de los STOP (Standard Operation Procedure),» Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga (Colombia), 2012.
- [16] D. M. F. 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,» Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, 2011.
- [17] A. Martínez, N. Montalvo y S. J., «Caracterización y tratamiento de residuales líquidos de una fabrica de cerveza,» Universidad de Camaguey, Camaguey (Cuba), 2008.
- [18] Yang, Kunlun, Yue, Qinyan, Kong, Jiaojiao, Zhao, Pin, Gao, Yuan y Gao, Baoyu, «Microbial diversity in combined UAF-UBAF system with novel sludge and coal cinder ceramic fillers for tetracycline wastewater treatment,» *Chemical Engineering Journal*, vol. 285, pp. 319-330, 2016.
- [19] G. Lettinga, V. Velsen , S. W. Hobma, W. Zeeuw y A. Klapwijk, «Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment,» *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 22, pp. 699-734, 1980.
- [20] R. . C. Bermúdez, . S. Rodríguez y . M. d. I. C. Martínez, «Ventajas del empleo de reactores UASB en el tratamiento de residuales líquidos para la obtención de biogas,» Centro de Estudios de Biotecnología Industrial, Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, 2000.
- [21] M. Taherzadeh y K. Karimi, Pretreatment of lignocellulosic wastes to improve ethanol and biogas production, *International Journal of molecular science*,9, 2008.
- [22] T. Eggeman y D. Verser, «Recovery of organic acids from fermentation broths.,» *Applied Biochemistry and Biotechnology*, Vols. %1 de %2121-124, pp. 605-618, 2005.
- [23] L. Frioni, Procesos Microbianos, Argentina: Fundación Universidad Nacional de Río Cuarto, 1999.
- [24] P. Fontanille, V. Kumas, G. Christophe, R. Nouaille y C. Larroche, «Bioconversion of volatile fatty acids into lipids by the oleaginous yeast *Yarrowia lipolytica*,» *Bioresource Technology*, vol. 114, pp. 443-449, 2012.
- [25] Y. Chen, J. Luo, Y. Yan y L. Feng, «Enhanced production of short-chain fatty acid by co-fermentation of waste activated sludge and kitchen waste under alkaline conditions and its application to microbial fuel cells,» *Applied Energy*, vol. 102, pp. 1197-1204, 2013.
- [26] X. Li, H. Chen, L. Hu, L. Yu, Y. Chen y G. Gu, «Pilot-Scale waste activated sludge alkaline fermentation, fermentation liquid separation, and application of fermentation liquid to improve biological nutrient removal,» *Environ. Sci. Technol*, vol. 45 (5), pp. 1834-1839, 2011.

- [27] H. Chen, H. Meng, Z. Nie y M. Zhang, «Polyhydroxyalkanoate production from fermented volatile fatty acids: effect of pH and feeding regimes.,» *Bioresource Technology*, vol. 128, pp. 533-538, 2013.
- [28] S. Srikanth, S. Venkata-Mohan, M. Prathima-Devi, D. Peri y P. Sarma, «Acetate and butyrate as substrates for hydrogen production through photo-fermentation: process optimization and combined performance evaluation,» *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 34 (17), pp. 7513-7522, 2009.
- [29] H. Chen, H. Meng, Z. Nie y M. Zhang, «Chen, H., Meng, H.J., Nie, Z.C., Zhang, M.M., 2013a. Polyhydroxyalkanoate production from fermented volatile fatty acids: effect of pH and feeding regimes.,» *Bioresource Technology*, vol. 128, pp. 533-538, 2013.
- [30] S. Pavlostathis y E. Giraldo-Gomez, «Kinetics of anaerobic treatment: A critical review,» *Critical Reviews in Environmental Control*, vol. 21, nº 5-6, pp. 411-490, 1991.
- [31] L. Hulshoff POL, «Arranque y operación de reactores UASB. En: Manual de Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodos – UASB,» Universidad del Valle, CVC. Universidad Agrícola de Wageningen., Cali (Colombia), 1987.
- [32] C. Sans y J. Mata Alvarez, «Volatile fatty acids production by mesophilic fermentation of mechanically-sorted urban organic wastes in a plug-flow reactor,» *Bioresource Technology*, vol. 51, pp. 89-96, 1995.
- [33] R. Borja, C. J. Banks y E. Sánchez, «Anaerobic treatment of palm oil mill effluent in a two-stage up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) system,» *Journal of Biotechnology*, vol. 45, pp. 125-135, 1996.
- [34] H. Qing Yu y H. Fang, «Acidogenesis of gelatin-rich wastewater in an upflow anaerobic reactor: influence of pH and temperature,» *Water Research*, vol. 37, nº 1, pp. 55-66, 2003.
- [35] Y. A. Oktem, O. Ince, T. Donnelly, B. K. Ince y P. Sallis, «Determination of optimum operating conditions of an acidification reactor treating a chemical synthesis-based pharmaceutical wastewater,» *Process Biochemistry*, vol. 41, nº 11, pp. 2258-2263, 2006.
- [36] M. Beccari, L. Bertin, D. Dionisi, F. Fava y S. Lampis, «Exploiting olive oil mill effluents as a renewable resource for production of biodegradable polymers through a combined anaerobic-aerobic process,» *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, vol. 84, nº 6, p. 901–908, 2009.
- [37] M. Albuquerque, M. Eiroa, C. Torres, B. Nunes y M. Reis, «Strategies for the development of a side stream process for polyhydroxyalkanoate (PHA) production from sugar cane molasses,» *Journal of Biotechnology*, vol. 130, nº 4, p. 411–421, 2007.
- [38] T. R. Betancourt, «Producción de poliésteres del tipo polihidroxialcanoatos (PHAs) por *Ralstonia eutropha* H16 a partir de agua residual sintética de una industria de jugos,» Departamento de Ingeniería Civil y Ambiental, Universidad de los Andes,

Bogotá , 2014.

- [39] A. G. Brito, J. Peixoto, J. M. Oliveira, J. A. Oliveira, C. Costa , R. Nogueira y A. Rodrigues, «Brewery and winery wastewater treatment: some focal points of desingn and operation,» Universidad de Minho, Ponte da Barca (Portugal), 2007.
- [40] Samson, Marylynn, Ahmad, Desa Bin y . K. R. Vijayaraghavan, «Biohydrogen generation from beer brewery wastewater using an anaerobic contact filter,» *Journal of the American Society of Brewing Chemists*, vol. 65, nº 2, pp. 110-115, 2007.
- [41] A. Veeken, S. Kalyuzhnyi, H. Scharff y B. Hamelers, «Effect of pH and VFA on hydrolysis of organic solid waste,» *Journal of Environmental Engineering*, vol. 126, nº 12, pp. 1076-1081, 2000.
- [42] A. Van Haandel y L. G, «Tratamento Anaeróbio de Esgotos,» EPGRAF, Campina (Brasil), 1994.
- [43] F. Zegers, «Microbiología, arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodos UASB,» Universidad del Valle, CVC y Universidad Agrícola de Wageningen, Cali (Colombia), 1987.
- [44] L. Ramírez, «1998,» Universidad del Valle, Cali, Adecuación de una metodología para la evaluación de potenciales semillas para la inoculación de reactores anaerobios..
- [45] P. Torres, A. Pérez, Á. A. Cajigas, C. Jurado y N. Ortiz, «Selección de inóculos para el tratamiento anaerobio de aguas residuales del proceso de extracción de almidón de yuca,» Universidad del Valle, Cali (Colombia), 2007.
- [46] C. Collazos Chávez y M. Díaz Báez, «Ensayos de biodegradabilidad anaerobia de efluentes cerveceros con lodo granular y lodo floculento,» *Revista Ingenieria e Investigación*, vol. 52, pp. 54-62, 2003.
- [47] M. C. Díaz Báez, S. E. Espitia Vargas y F. Moli, «Digestión Anaerobia una aproximación a la tecnología,» 2002.
- [48] AGRO WASTE, «Digestión Anaerobia,» Centro tecnológico Nacional de la conseva y alimentación, Murcia (España), 2013.
- [49] Bertin, Lorenzo, Lampis, Silvia, Todaro, Daniela, Scoma, Alberto, Vallini, Giovanni, Marchetti, Leonardo, Majone, Mauro y Fava, Fabio, «Anaerobic acidogenic digestion of olive mill wastewaters in biofilm reactors packed with ceramic filters or granular activated carbon,» *Water Research*, vol. 44, nº 15, pp. 4537-4549, 2010.
- [50] Dahiya, Shikha, Sarkar, Omprakash, Swamy, Y V y Mohan, S Venkata, «Acidogenic fermentation of food waste for volatile fatty acid production with co-generation of biohydrogen.,» *Bioresource Technology*, vol. 182, pp. 103-113, 2015.
- [51] Marmolejo, E N Marino, Robles, L Corbalá, Aguilar, R C Cortez, Ramos, S M Contreras y Rosales, R E Bolaños, «Tequila vinasses acidogenesis in a UASB reactor with Clostridium predominance,» *SpringerPlus*, pp. 2-9, 2015.
- [52] Vergine, P, Sousa, F, Lopes, M, Silva, F, Gameiro, T, Nadais, H y Capela, I, «Synthetic soft drink wastewater suitability for the production of volatile fatty acids,»

Process Biochemistry, vol. 50, nº 8, p. 1308–1312, 2015.

- [53] M. C. Díaz Báez, S. E. Espitia Vargas y F. Molina Pérez, «Digestión Anaerobia una aproximación a la tecnología,» Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, 2002.
- [54] P. D. L. Mesquita, R. J. D. C. F. Afonso, S. F. D. Aquino y G. D. S. Leite, «Validacao de metodo de cromatografia liquida para a determinacao de sete acidos graxos volateis intermediarios da digestao anaerobia,» *Engenharia Sanitaria e Ambiental*, vol. 18, pp. 295-302, 2013.
- [55] . C. A. ZAROR ZAROR, «Introducción a la Ingeniería Ambiental para la industria de procesos,» Universidad de Concepción, Concepción (Chile), 2000.
- [56] Ren 21, «Glossary,» de *Renewables 2015 Global Status Report*, 2015, p. 245.
- [57] UIS. UPME. Colciencias e IDEAM, «“Anexo A Biomasa, Fuente Renovable de Energía.”,» de *Atlas del Potencial Energético de la Biomasa Residual en Colombia*, 2009, p. 117–129.
- [58] A. Dennis y P. Burke, *Dairy Waste Anaerobic Digestion Handbook*, Olympia: Environmental energy company, 2001.
- [59] X. Flotats, E. Campos, J. Palatsi y A. Bonmatí, «Digestión anaerobia de purines de cerdo y co-digestión con residuos de la industria alimentaria,» *Ciencia Ergo Sum*, nº 65, pp. 51-65, 2001.
- [60] M. Cuetos, «Digestión y co-digestión anaerobia de residuos de matadero avícola: Control del proceso y evaluación del grado de estabilización,» *Universidad de León, León*, 2007.
- [61] J. B. Van Lier, N. Mahmoud y G. Zeeman, «Anaerobic Wastewater Treatment,» IWA, Londres, 2008.
- [62] D. C. Ríos , E. Rivera, J. Maisonet y U. Marrero, «Metanogénesis,» Universidad de Puerto Rico, Mayagüez, 2013.
- [63] Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, «Resolución 0631 del 2015,» Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, Bogotá, 2015.
- [64] P. Torres Lozada y A. Pérez, «Actividad Metanogénica Específica: una herramienta de control y optimización de sistemas de tratamiento anaerobio de aguas residuales,» *EIDENAR*, nº 9, pp. 5-14, 2010.
- [65] J. M. Martinko, J. Parker y M. T. Madigan, de *Brock: Biología de los microorganismos*, Madrid (España), Pearson Educacion, 2004, pp. 375-377.
- [66] P. Torres, A. Cardoso y O. Rojas, «Mejoramiento de la Calidad de Lodos Anaerobios. Influencia de la Adición de Cloruro Férrico,» *Ingeniería y Competitividad*, vol. 5, nº 2, pp. 23-31, 2004.
- [67] F. . J. Caicedo Messa, «Diseño, Construcción y Arranque de un reactor U.A.S.B. piloto,» Universidad Nacional de Colombia , Manizales (Colombia), 2006.
- [68] A. J. B. Zehnder, B. A. Huser, T. D. Brock y . K. Wuhrmann, «Characterization of an acetate-decarboxylating, non-hydrogen-oxidizing methane bacterium. 1980;124:1–

- 11.,» *Archives of Microbiology*, vol. 124, nº 1, pp. 1-11, 1980.
- [69] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, « Biomasa: Digestores anaerobios,» 2007..
- [70] F. J, «Wageningen U. Medicion de parámetros. Arranque y operación Sist flujo ascendente con manto lodo,» 1987.
- [71] Standard Methods, «Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (11th ed.),» 2005.
- [72] 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, p. 209–213, 2002.
- [73] Y. Yan, L. Feng, C. Zhang y C. Wisniewski, «Ultrasonic enhancement of waste activated sludge hydrolysis and volatile fatty acids accumulation at pH 10.0,» *Water Research*, vol. 44, nº 11, p. 3329–3336, 2010.
- [74] . Hampannavar y . Shivayogimath, «Anaerobic treatment of sugar industry wastewater by Upflow anaerobic sludge blanket reactor at ambient temperature,» *International Journal of Environmental Sciences*, vol. 1, nº 4, pp. 631-639, 2010.
- [75] H. Yu, . Z. Zhu , H. Zhang y W. Hu, «Hydrogen production from rice winery wastewater in an upflow anaerobic reactor by using mixed anaerobic cultures,» *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 27, pp. 1359-1365, 2002.
- [76] F. Perafán, «Azúcar de caña,» Cali (Colombia), 2009.
- [77] X. Chen, H. Ma, H. Liu, H. Liu y . B. Fu, «Improved volatile fatty acids anaerobic production from waste activated,» *Waste Management*, vol. 48, p. 397–403, 2016.
- [78] E. E. Fajardo Castillo y S. C. Sarmiento Forero, «Evaluación de melaza de caña como sustrato para producción de *Sacchromyces cerevisiae*,» Pontificia Universidad Javeriana, Bogotá, D.C., 2007.
- [79] C. González Ugalde y J. . E. Durán Herrera, «Producción de hidrógeno a partir del tratamiento anaerobio de vinazas en un reactor UASB,» *Tecnología en Marcha*, vol. 27, pp. 3-12, 2014.