

**EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS EN UN REACTOR  
METANOGENICO ESCALONADO (RME) USANDO CENIZAS DE CASCARILLA  
DE ARROZ COMO MATERIAL ADSORBENTE PARA DIFERENTES CARGAS  
ORGÁNICAS (OLR)**

**SERGIO ALEJANDRO PÉREZ PEÑA  
DANIELA VELANDIA BLANCO**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ D.C.  
2020**

**EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS EN UN REACTOR  
METANOGENICO ESCALONADO (RME) USANDO CENIZAS DE CASCARILLA  
DE ARROZ COMO MATERIAL ADSORBENTE PARA DIFERENTES CARGAS  
ORGÁNICAS (OLR)**

**SERGIO ALEJANDRO PÉREZ PEÑA  
DANIELA VELANDIA BLANCO**

**Proyecto integral de grado para optar al título de:  
INGENIERO QUÍMICO**

**Director  
HECTOR JAVIER LUNA W.  
Ingeniero químico**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ D.C.  
2020**

Nota de aceptación:

---

---

---

---

---

---

Ing. Iván Ramírez Marín

---

Ing. Jaime Eduardo Arturo Calvache

Bogotá D.C., febrero de 2020

## **DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD**

Presidente de la Universidad y Rector del claustro

Dr. MARIO POSADA GARCIA-PEÑA

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Posgrados (E)

Dra. ALEXANDRA MEJÍA GUZMAN

Secretaria General

Dra. ALEXANDRA MEJÍA GUZMAN

Decano Facultad de Ingenierías

Ing. JULIO CÉSAR FUENTES ARISMENDI

Director Programa de Ingeniería Química

Ing. LEONARDO DE JESÚS HERRERA GUTIÉRREZ

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

## DEDICATORIA

Quiero dedicar este trabajo principalmente a Dios, por permitirme llegar hasta este importantísimo momento de mi vida en donde logro cumplir una de mis más grandes metas, ya que a pesar de cualquier inconveniente o tropiezo que se me hubiese presentado en el camino, todos los he podido superar gracias a la fortaleza, sabiduría y discernimiento con el cual su presencia ha llenado mi vida.

Dedico este trabajo a mis papás Alexandra Peña y William Pérez quienes siempre han estado a mi lado, apoyándome, guiándome y dándome su ejemplo a lo largo de toda mi formación académica, mostrándome siempre, como con esfuerzo y dedicación puedo alcanzar las metas que me proponga, sin importar lo grandes que sean, a ustedes que siempre me desearon el mejor de los éxitos quiero decirles que los amo inmensamente y que estoy enormemente agradecido con ustedes por ayudarme y apoyarme siempre durante todo este recorrido.

A mis hermanas Melissa y Ariadna a quienes amo muchísimo ya que siempre han llenado mi vida de mucha alegría y sonrisas, que espero que sigan este camino y alcancen todas las metas que se propongan, que sepan que siempre pueden contar conmigo.

Esta dedicatoria estaría incompleta si no mencionara a una persona que desde el comienzo de esta etapa estuvo acompañándome, motivándome a continuar y a ser cada vez mejor, para ti que has sido siempre tan bella, especial e incondicional conmigo quiero recordarte que te amo infinitamente y que me encanta estar a tu lado.

A mi familia y amigos, quiero dedicarles este triunfo, ya que gracias a su apoyo y compañía paso a paso, aportaron de una u otra manera para que yo lograré culminar esta meta de ser Ingeniero Químico.

**Sergio Alejandro Pérez Peña.**

## **AGRADECIMIENTOS**

Los autores expresan sus agradecimientos a:

Al director del proyecto Héctor Javier Luna, quien nos brindó su apoyo, confianza y completo acompañamiento para la realización del proyecto.

A la Universidad Antonio Nariño que siempre puso a disposición sus instalaciones para poder llevar a cabo la realización de todos los objetivos del proyecto.

Al ingeniero Fabián Otálora, que siempre estuvo al tanto del desarrollo del proyecto con una excelente disposición para exponer como llevar a cabo ciertos procedimientos.

Al grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño, que siempre fueron excelentes personas, que aportaron de distintas maneras para ayudarnos a llevar a cabo el desarrollo de este proyecto.

## CONTENIDO

	pág.
OBJETIVOS	19
1. MARCO TEORICO	20
1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBIA	20
1.2 ETAPAS DEL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBIA	20
1.2.1 Hidrólisis.	21
1.2.2 Acidogénesis.	21
1.2.3 Acetogénesis.	22
1.2.4 Metanogénesis.	22
1.3 PARÁMETROS DE OPERACIÓN DEL REACTOR METANOGENICO ESCALONADO	22
1.3.1 Tipo de sustrato.	22
1.3.2 Nutrientes.	23
1.3.3 Tiempo de Retención Hidráulico.	.23
1.3.4 Temperatura.	24
1.3.5 pH.	24
1.3.6 inhibidores.	25
1.3.7 Solidos totales.	25
1.3.8 Demanda química de oxígeno (DQO).	25
1.4 SISTEMAS DE DIGESTION ANEAROBIA	.26
1.4.1 Sistema de tipo UASB.	26
1.5 MATERIALES ADSORBENTES	.29
1.5.1 Materiales adsorbentes convencionales.	.29
1.5.2 Materiales adsorbentes no convencionales.	.30
1.6 ISOTERMAS DE ADSORCIÓN	.33
1.6.1 Isoterma de Langmuir.	.34
1.6.2 Isoterma de Freundlich	35
1.6.3 Isoterma de Temkin	36
1.6.4 Isoterma de SIPS	.37
1.6.7 Mecanismos de adsorción.	37
1.7 BIOGÁS	40

2. METODOLOGÍA	42
2.1 METODOLOGÍA CONSTRUCCIÓN DE LOS REACTORES	42
2.1.1 Obtención de los parámetros de operación.	42
2.1.2 Diseño de los biorreactores RME.	.43
2.1.3 Construcción de los biorreactores.	45
2.2 METODOLOGÍA ENSAYO DE TRAZADORES	48
2.2.1 Materiales y métodos. Para llevar a cabo este ensayo se utilizaron los siguientes materiales:	48
2.3 ENSAYO DE ADSORCIÓN DE LA CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ	52
2.3.1 Definición de los modelos para evaluar isothermas de adsorción.	52
2.3.2 Diseño de Experimentos.	.53
2.3.4 Realización de ensayos.	.54
2.3.5 Análisis de las isothermas de adsorción para la ceniza de cascarilla de arroz.	.56
2.4 COMPARACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LOS REACTORES	57
2.4.1 Arranque de los biorreactores.	57
2.4.2 Operación de los Biorreactores.	59
3. RESULTADOS	63
3.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL ENSAYO DE TRAZADORES	63
3.2 ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL ENSAYO DE ADSORCIÓN DE LA CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ	65
3.3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DE OPERACIÓN DE LOS DOS BIOREACTORES	68
3.3.1 Medición de Solidos Totales, fijos y Volátiles.	68
3.3.2 Medición del pH.	70
3.3.3 Flujo de Biogás.	71
4. CONCLUSIONES	74
5. RECOMENDACIONES	75
BIBLIOGRAFÍA	76
ANEXOS	80

## LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Composición química de diversos residuos de origen animal y vegetal (valores promedios, base seca).	23
Tabla 2. Porcentaje en masa	30
Tabla 3. Poder calorífico de la cascarilla de arroz en función del contenido de humedad.	31
Tabla 4. Composición mineral de la ceniza de cascarilla de arroz.	32
Tabla 5. Composición química de la cascarilla de arroz y de las cenizas de cascarilla de arroz.	32
Tabla 6. Composición bioquímica del biogás.	41
Tabla 7. Energía equivalente (valor energético) Biogás Vs otras fuentes.	41
Tabla 8. Concentraciones iniciales de Ácido Acético en el ensayo de adsorción.	54
Tabla 9. Distribución granulométrica del tamizaje y peso usado para el ensayo de adsorción.	55
Tabla 10. Macronutrientes usados para preparar 10L de solución de 2000 mg DQO/L.	57
Tabla 11. Micronutrientes usados para preparar 10L de solución de 2000 mg DQO/L.	58
Tabla 13. Resultados ensayo de trazadores.	64
Tabla 14. Valores de $C_e$ y $q_e$ para el Ácido acético.	65
Tabla 14. Parámetros de los modelos de isotermas de adsorción para el Ácido acético sobre la ceniza de cascarilla de arroz.	66
Tabla 15. Resultados solidos reactor 1.	69
Tabla 16. Resultados solidos reactor 2.	70
Tabla 17. Flujo de Biogás de Caudal (NL/día).	72
Tabla 18. Comparación de costos del reactor metanogénico escalonado vs biorreactor anaerobio escala laboratorio.	104
Tabla 19. Coeficientes de regresión para el agua.	109
Tabla 20. Capacidades caloríficas del alimento	110
Tabla 21. Diámetros internos de tubería PVC.	112
Tabla 22. Datos viscosidad cinemática y densidad del agua a distintas temperaturas.	113
Tabla 23. Resultados de los cálculos para hallar la caída de presión.	114

## LISTA DE ILUSTRACIONES

	pág.
Ilustración 1. Compuestos orgánicos complejos.	21
Ilustración 2. Sistema de tipo UASB.	27
Ilustración 3. Reactor RME	28
Ilustración 4. Curvas características de las isotermas de adsorción.	34
Ilustración 5. Diagrama de flujo del proceso de construcción.	46
Ilustración 6. Proceso de construcción de los reactores RME.	46
Ilustración 7. Construcción de las bases en madera e implementación de resistencia de calentamiento.	47
Ilustración 8. Biorreactores RME armados y automatizados.	48
Ilustración 9. Prueba sensores ópticos.	49
Ilustración 10. Conexión de los reactores con el circuito.	50
Ilustración 11. Resultados del pulso sensores 2 y 3 en programa Telak.	51
Ilustración 12. Ceniza de cascarilla de arroz (CCA).	53
Ilustración 13. Tamizado de la ceniza de cascarilla de arroz.	54
Ilustración 14. Inoculación natural de los reactores.	58
Ilustración 15. Se agrega la ceniza en el reactor 2.	60
Ilustración 16. Medidor de Biogás.	61
Ilustración 17. Conexión de tubo en U en R1 y R2.	62
Ilustración 18. Esquema de comparación de modelos de adsorción con curva experimental.	65
Ilustración 19. Prototipo de reactor RME en PVC	81
Ilustración 20. Plano 1 Reactor RME.	82
Ilustración 21. Plano 2 Reactor RME.	83
Ilustración 22. Circuito receptor.	85
Ilustración 23. Sensores ópticos conectados al circuito receptor de información	85
Ilustración 24. led y fototransistor.	86
Ilustración 25. Sensor óptico de barrera.	86
Ilustración 26. Software Telak.	88
Ilustración 27. Contenedor de agua y sensores.	101
Ilustración 28. Controlador.	102
Ilustración 29. Válvula de dos vías.	102
Ilustración 30. Pantalla de inicio.	103
Ilustración 31. Comparación del reactor metanogénico escalonado vs biorreactor anaerobio autoclave.	104
Ilustración 32. Calculo experimental de la densidad del alimento a 2000mg/L de DQO	108

## LISTA DE GRÁFICAS

	<b>pág</b>
Gráfica 1. Pulso-respuesta reactor 1	63
Gráfica 2. Pulso-respuesta reactor 2	63
Gráfica 3. $Q_e$ Vs $C_e$ Freundlich no lineal	67
Gráfica 4. DQO Reactor 1 y 2 con Lodo granular	68
Gráfica 5. Sólidos totales, fijos y volátiles de R1 Vs días de operación	69
Gráfica 6. Sólidos totales, fijos y volátiles de R2 Vs días de operación	70
Gráfica 7. pH de salida de los reactores 1 y 2	71
Gráfica 8. Producción acumulada de Biogás	73
Gráfica 9. Pulso-Respuesta de R1 en 2 secciones	90
Gráfica 10. Curva E (t) Vs t de R1	93
Gráfica 11. Curva acumulada de F Vs $\theta$ . De R1	94
Gráfica 12. Pulso-Respuesta de R2 en 2 secciones	96
Gráfica 13. Curva E (t) Vs t de R2	98
Gráfica 14. Curva acumulada de F Vs $\theta$ . De R2	99

## LISTA DE ECUACIONES

	<b>pág</b>
Ecuación 1. Isoterma de Langmuir lineal	35
Ecuación 2. Isoterma de Langmuir no lineal	35
Ecuación 3. Isoterma de Freundlich lineal	36
Ecuación 4. Isoterma de Freundlich no lineal	36
Ecuación 5. Isoterma de Temkin lineal	36
Ecuación 6. Isoterma de Temkin no lineal	36
Ecuación 7. Isoterma de SIPS lineal	37
Ecuación 8. Isoterma de SIPS no lineal	37
Ecuación 9. Ecuación pseudo-primer orden forma diferencial	38
Ecuación 10. Ecuación pseudo-primer orden forma integrada	38
Ecuación 11. Ecuación pseudo-primer orden forma integrada	39
Ecuación 12. Ecuación pseudo-segundo orden forma integrada	39
Ecuación 13. Ecuación pseudo-segundo orden linealizada	39
Ecuación 14. Ecuación pseudo-primer orden calculo tasa de adsorción inicial	39
Ecuación 15. Ecuación Modelo de difusión intraparticula diferencial	40
Ecuación 16. Ecuación Modelo de difusión intraparticula linealizada	40
Ecuación 17. mg de Ácido Acético Adsorbido por gramo de CCA	56
Ecuación 18. Error cuadrático medio	56
Ecuación 19. Área bajo la curva de la gráfica Pulso-Respuesta	89
Ecuación 20. Método numérico de Simpson 1/3	90
Ecuación 21. Método numérico Simpson 3/8	91
Ecuación 22. Tiempo medio de retención	91
Ecuación 23. Varianza	91
Ecuación 24. Tiempo de retención hidráulico teórico de R1	92
Ecuación 25. Varianza normalizada para R1	94
Ecuación 26. Numero de tanques en Serie para R1	95
Ecuación 27. Tiempo de retención hidráulico teórico de R2	97
Ecuación 28. Varianza normalizada para R2	99
Ecuación 29. Numero de tanques en Serie para R2	100
Ecuación 30. Balance de materia en términos de DQO	106
Ecuación 31. Balance de energía para un proceso continuo	107
Ecuación 32. Flujo másico del alimento del reactor	108
Ecuación 33. Calculo de la Entalpia	108
Ecuación 34. Calor específico del agua en función de la temperatura	109
Ecuación 35. Balance de energía simplificado	111

## LISTA DE CUADROS

	pág.
Cuadro 1. Parámetros de operación para la construcción de los reactores y Justificación.	43

## LISTA DE ANEXOS

	<b>pág.</b>
Anexo A. Ilustración y Planos y Diagrama del prototipo de bioreactor RME	81
Anexo B. Sensores Ópticos de Barrera	84
Anexo C. Programa Telak	88
Anexo D. Desarrollo de los Cálculos del ensayo de trazadores	89
Anexo E. Guía Medidor de Gás	101
Anexo F. Comparación del precio construcción de los prototipos RME vs Biorreactor anaerobio autoclave	104
Anexo G. Balance de Masa y energía de los reactores RME	106
Anexo H. Caída de Presión del RME	112

## **ABREVIATURAS**

DQO: Demanda química de oxígeno  
RME: Reactor metanogénico escalonado  
OLR: Carga orgánica  
CCA: Ceniza de cascarilla de Arroz  
R1: Reactor RME 1  
R2: Reactor RME 2

## RESUMEN

El presente trabajo tuvo como objetivos principales evaluar la producción de Biogás a partir agua residual sintética a una concentración de 2000mg/L de DQO, realizando su degradación por medio de la digestión anaerobia en una sola etapa, empleando para ello dos prototipos de biorreactor anaerobio con las mismas dimensiones como lo es el Reactor Metanogénico Escalonado (RME), además de comprobar la influencia de la ceniza de cascarilla de arroz como material adsorbente en el desempeño de la digestión anaerobia. Esta idea nace del aprovechamiento de los residuos con materia orgánica lignocelulósica los cuales, son los más abundantes dentro de los procesos agroindustriales, generando de este modo nuevas fuentes de energía, por medio de la transformación bioquímica de la biomasa a través del proceso de digestión anaerobia, aportando al grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño.

Para llevar a cabo el objetivo principal, fue necesario hacer una búsqueda de información bibliográfica acerca de los parámetros de operación del RME como: temperatura, pH, tipo de sustrato, tiempo de retención hidráulico (TRH), flujo de biogás y las condiciones de operación del reactor, luego de escoger los parámetros que serían usados en el proyecto, se realizó la construcción de dos RME con un volumen de 4,12L, empleando para cada uno materiales de bajo costo. Al completar la construcción se realizó un ensayo de trazadores, con el fin de conocer cuál es el comportamiento hidrodinámico de ambos reactores, para tener la seguridad de que en su interior se generaba un mezclado completo y constante del fluido.

Adicionalmente, se evaluó la capacidad de adsorción de la ceniza de cascarilla de arroz sobre el Ácido Acético, usando soluciones con distintas concentraciones de ácido y manteniendo fija la cantidad de ceniza a la cual se le conocía su granulometría, manteniendo un mezclado constante durante un tiempo igual al TRH de 12 horas a una temperatura de 35°C (parámetros de operación escogidos para la operación de los RME), luego se compararía el ajuste de los datos experimentales con modelos de adsorción de Langmuir, Freundlich, Temkin y SIPS.

Finalmente, se operaron los reactores durante un tiempo de 67 días, luego de inocularlos con 900ml de lodo granular y agregar 36,78g de CCA al R2, evaluando la producción de biogás de ambos reactores, a partir del día en el que se agrega la ceniza en el reactor 2, y monitoreando constantemente los parámetros como: pH, temperatura, DQO, caudal, solidos totales, fijos y volátiles.

**Palabras claves:** Digestión anaerobia, biogás, reactor metanogénico escalonado, Ceniza de cascarilla de arroz, DQO.

## INTRODUCCION

Colombia es un país agroindustrial que podría beneficiarse enormemente si aprovechara correctamente todos los productos, subproductos y residuos generados por esta industria, sin embargo en la mayoría de los casos, a estos residuos no se les realiza un adecuado tratamiento o disposición, dos de los residuos más representativos, son los residuos con materia orgánica lignocelulósica y la cascarilla de arroz, la cual se aprovecha entre un 5% y 10% como aditivo en materiales de construcción y el otro 90 – 95% se desperdicia y puede llegar a ser un potencial contaminante en polvos inertes.

Adicionalmente en estas zonas rurales del país donde se encuentran instaladas estas fábricas de producción agroindustrial, la población presenta dificultades para obtener energía para diferentes usos como el calentamiento e iluminación. Afortunadamente, existen alternativas que permiten realizar el aprovechamiento de este tipo de residuos lignocelulósicos para producir energía, combustible y químicos que son las biorefinerías de segunda generación, después de realizarles un pretratamiento como la hidrólisis. Producto de esta hidrólisis, se obtiene una fase sólida y una líquida, con una concentración alta, del orden de 80.000mg/L de DQO<sup>1</sup>.

Por esta razón, se hace necesario implementar técnicas de aprovechamiento de residuos como lo es la digestión anaerobia<sup>2</sup>, la cual consiste en un proceso bioquímico realizado en ausencia de oxígeno mediante el cual un grupo de microorganismos es capaz de producir energía por medio de la degradación de materia orgánica esta degradación genera productos gaseosos o biogás, el cual puede ser obtenido con una alta concentración de metano.

Este tipo de procesos se han venido trabajando en el grupo de investigación GRESIA de la universidad Antonio Nariño, utilizando diferentes tipos de digestores anaerobios, variando el tipo de biomasa residual, y el material adsorbente empleado para la adsorción de inhibidores presentes en el sustrato y la mejora del proceso. Para el presente proyecto se planteó efectuar la digestión anaerobia para la producción de biogás, empleando dos prototipos de reactor metanogénico escalonado del mismo tamaño, a partir del tratamiento de agua residual sintética que simularía las características de la fase líquida de la hidrólisis a una menor concentración y evaluando el efecto de agregar ceniza de cascarilla de arroz como material adsorbente a uno de estos dos prototipos para la mejora de producción de biogás.

---

<sup>1</sup> CORRALES, Lucia Constanza, et al. Bacterias anaerobias: procesos que realizan y contribuyen a la sostenibilidad de la vida en el planeta.2015, vol. 13, no 24, p.60. [Consultado: 19 de septiembre 2019]. Disponible en: <https://revistas.unicolmayor.edu.co/index.php/nova/article/view/309>.

<sup>2</sup> Arango Oviedo, Jineth. Evaluación de la producción de metano en un reactor escalonado con carbón activado en polvo y en un reactor de lecho fijo estructurado utilizando el hidrolizado de bagazo de caña como sustrato. Tesis de pregrado. Universidad Antonio Nariño. 2018. Pg. 19.

## **OBJETIVOS**

### **OBJETIVO GENERAL**

Evaluar la producción de Biogás en un Reactor Metanogénico Escalonado (RME) usando cenizas de cascarilla de arroz como material adsorbente para diferentes cargas orgánicas (OLR).

### **OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- ❖ Construir dos prototipos de RME de bajo costo para la operación a diferentes cargas orgánicas OLR luego de la obtención de parámetros de operación de un RME a partir de la literatura
- ❖ Determinar la capacidad de adsorción de la ceniza de cascarilla de arroz para ser empleada en uno de los prototipos de RME
- ❖ Comparar la producción de los reactores RME evaluando el material adsorbente y la producción de Biogás.

## 1. MARCO TEORICO

En este primer capítulo, se hace énfasis en los conceptos que se deben tener en cuenta para la evaluación de la producción de biogás en digestores anaerobios, empleando materiales adsorbentes para mejorar el desempeño de los reactores anaerobios, aumentando la producción de Biogás.

### 1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBIA

Teniendo en cuenta lo expuesto por yaniris lorenzo ACOSTA<sup>3</sup>. La digestión anaerobia es un proceso bioquímico que se da mediante la acción de un grupo de bacterias específicas las cuales realizan un proceso de degradación de materia orgánica en ausencia de oxígeno, esta degradación genera productos gaseosos o "biogás" compuesto por metano (CH<sub>4</sub>), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e hidrogeno La digestión anaerobia es un proceso que se da en ambientes naturales como zonas para el cultivo de arroz, pantanos, sedimentos de lagos y mares entre otros lugares adicionalmente, este proceso puede realizarse en biorreactores que son tipos de biodigestores, los cuales son un tipo de tanque donde existe una continua agitación, poseen un proceso que se lleva a cabo bajo condiciones de perfecto mezclado<sup>4</sup>.

### 1.2 ETAPAS DEL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBIA

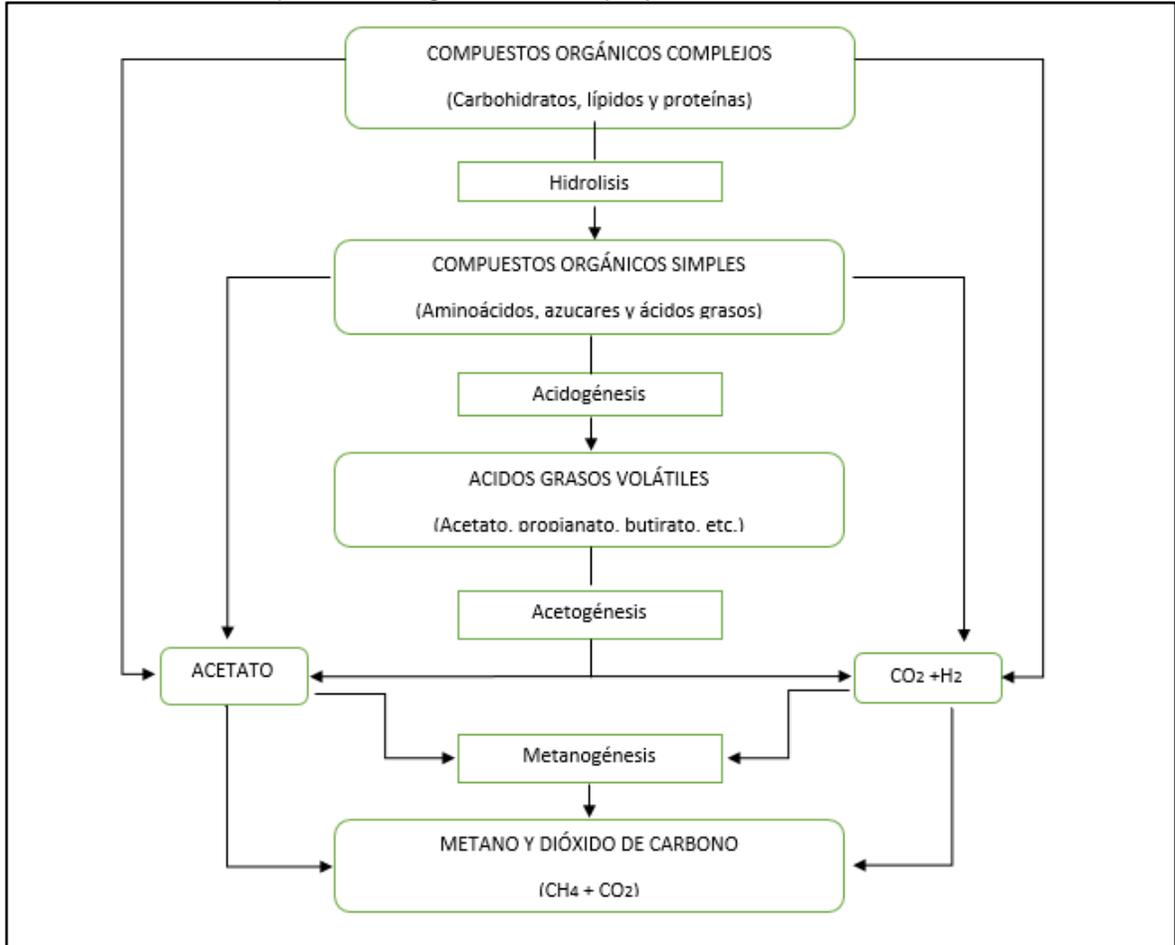
El proceso de digestión anaerobia se complementa de cuatro etapas, estas se describen a continuación:

---

<sup>3</sup> ACOSTA, Yaniris Lorenzo; ABREU, Ma Cristina Obaya. La digestión anaerobia. Aspectos teóricos. Parte I. *IC/DCA*. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, 2005, vol. 39, no 1, p. 36. [Consultado: 20 de septiembre 2019]. Disponible en: <https://www.redalyc.org/pdf/2231/223120659006.pdf>.

<sup>4</sup> *Ibíd.*, p.36-37.

**Ilustración 1.** Compuestos orgánicos complejos.



**Fuente:** elaboración propia.

**1.2.1 Hidrólisis.** De acuerdo con Andreu Caro GÁRCIA<sup>5</sup>. La hidrólisis es la primera etapa de la generación de biogás en donde se hidrolizan los lípidos, las proteínas y los polisacáridos en moléculas más pequeñas por medio de enzimas extracelulares producidas por bacterias como lo son las bacterias hidrolíticas para llegar a compuestos más sencillos como ácidos grasos, azúcares y aminoácidos los cuales se consideran productos con bajo peso molecular.

**1.2.2 Acidogénesis.** Los compuestos producidos por la etapa de la hidrolisis son absorbidos por bacterias facultativas las cuales degradan estos compuestos en ácidos como el ácido propionico, acético, butírico y además en hidrogeno y dióxido de carbono. En esta etapa los ácidos grasos, azúcares simples y aminoácidos son

<sup>5</sup> GARCÍA, Andreu Luis Caro. Estudio del comportamiento del tratamiento anaerobio de fangos ante modificaciones en la entrada. 2015, p. 33. Tesis Doctoral. [Consultado: 23 de septiembre 2019]. Disponible en: <https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/50162/PFC%20-%20Garc%C3%ADa-Caro%20Andreu%2C%20L..pdf?sequence=1&isAllowed=y>.

transformados en alcoholes y ácidos orgánicos. Se dan compuestos con peso molecular intermedio<sup>6</sup>.

**1.2.3 Acetogénesis.** En esta etapa los alcoholes y ácidos grasos volátiles que se dan en la etapa anterior se van convirtiendo en acetato, hidrogeno y dióxido de carbono a través de las bacterias conocidas como bacterias acetogénicas productoras de hidrogeno. Estas bacterias son las encargadas de conservar la presión parcial baja del sistema con el fin de evitar la disminución del pH.

**1.2.4 Metanogénesis.** La metanogénesis es la última etapa de la digestión anaerobia y consiste en la transformación del acetato, el dióxido de carbono e hidrogeno en la producción de metano<sup>7</sup>. Este proceso se realiza mediante dos tipos de bacterias metanogénicas, la primera es la bacteria metanogénica hidrogenófila la cual es encargada de reducir el hidrogeno en conjunto con el dióxido de carbono a metano y agua, la segunda es la bacteria metanogénica acetoclástica que es la encargada de degrada los ácidos orgánicos a metano y dióxido de carbono. La metanogénesis se da estrictamente bajo condiciones anaeróbicas y llevándola a ser la etapa más lenta del proceso.

### **1.3 PARÁMETROS DE OPERACIÓN DEL REACTOR METANOGENICO ESCALONADO**

Como se mencionó anteriormente la digestión anaerobia es un proceso bioquímico el cual se lleva a cabo con parámetros específicos y necesarios que se deben tener en cuenta para tener un buen resultado y control.

**1.3.1 Tipo de sustrato.** De acuerdo con María teresa moreno VARNERO <sup>8</sup> en el libro titulado manual de biogás. El tipo de sustrato que es perfecto para la digestión anaerobia son todos aquellos desechos orgánicos húmedos de origen agrícola, industrial, doméstico. El sustrato será el que determine el crecimiento y el desarrollo de los microorganismos presentes en el proceso. Lo ideal es combinar materiales ricos en nitrógeno y carbono para así asegurar un crecimiento adecuado de estos microorganismos los cuales serán los encargados de degradar la materia orgánica que se encuentra presente en el biodigestor.

En la tabla 1 se presenta la composición química de algunos residuos que son usados como materia prima para la producción de biogás en digestores anaerobios, estos residuos son de muy fácil acceso, además de que son generados en grandes cantidades, razón por la cual conocer su composición es importante para que al ser mezclados o empleados individualmente en los digestores anaerobios, pueda

---

<sup>6</sup> Ibíd., p. 34.

<sup>7</sup> Ibíd., p. 34.

<sup>8</sup> VARNERO, María Teresa moreno. Manual de biogás. 2011, p. 27. [Consultado: 27 de septiembre 2019]. Disponible en: <http://www.fao.org/3/as400s/as400s.pdf>.

fomentarse la producción de biogás promoviendo el crecimiento de uno o varios tipos de microorganismos, para su posterior degradación.

**Tabla 1.** Composición química de diversos residuos de origen animal y vegetal (valores promedios, base seca).

<b>Materia prima</b>	<b>Lípidos (%)</b>	<b>Proteínas (%)</b>	<b>Celulosa hemicelulosa (%)</b>	<b>Lignina (%)</b>	<b>Ceniza (%)</b>
Paja de trigo	1,1	2,1	65,45	21,6	3,53
Paja de arroz	2,35	12,26	30,51	10,61	12,55
Pasto verde	8,05	4,94	57,22	9,8	19,99
Caña maíz	-	4,5	35,4	10,3	6,5
Bovino	3,23	9,05	32,49	35,57	19,66
Porcino	11,5	10,95	32,39	21,49	23,67
Equino	2,7	5	40,5	35	17,8
Ovino	6,3	3,75	32	32	25,95

**Fuente:** VARNERO, María Teresa moreno. Manual de biogás. 2011, p. 30. [Consultado: 27 de septiembre 2019]. Disponible en: <http://www.fao.org/3/as400s/as400s.pdf>.

**1.3.2 Nutrientes.** Las bacterias presentes en el proceso de digestión anaerobia requieren cierta cantidad de micronutrientes y macronutrientes además de elementos fundamentales como lo son el fósforo, nitrógeno, potasio, calcio, magnesio, hierro, níquel, cobalto, zinc, sulfuros, manganeso, cobre, entre otros. Estos elementos son necesarios debido al aporte significativo que se puede dar en el proceso como es el crecimiento óptimo. Los elementos mencionados anteriormente se agregan en concentraciones muy bajas y el hecho de no usarlos causaría inconvenientes con el crecimiento y rendimiento microbiano.

Además, es muy importante contar con la presencia de nutrientes como como carbono, nitrógeno y azufre para la mejora de los grupos microbianos. La relación de carbono-nitrógeno asegura una buena producción de biogás<sup>9</sup>.

**1.3.3 Tiempo de Retención Hidráulico.** El tiempo de retención hidráulico depende de las características que se le han asignado al alimento que se le agrega al digester y también de las condiciones ambientales. El tiempo de retención dependerá del crecimiento de las bacterias metanogénicas debido a que entre más se demoren estas en crecer el tiempo será mayor<sup>10</sup>. Las sustancias que necesitan un tiempo de

<sup>9</sup> Ibíd., p. 43.

<sup>10</sup> Ibíd., p. 36.

retención corto para degradarse son los azúcares, las proteínas requieren un tiempo de retención más largo.

**1.3.4 Temperatura.** Este es un factor que afecta directamente la digestión anaerobia, interviene en el rendimiento del proceso y la velocidad de descomposición de los residuos.

En la temperatura se establecen dos rangos de operación a tener en cuenta:

- **Mesófilo:** Este rango de temperatura se da en 25 a 45 C, en estas temperaturas operan la mayoría de digestores, lo más óptimo para ellos se da en un rango de 35 a 40 C, esto varía con el tipo de residuo con el que se trabaja, este nivel de temperatura trae como ventaja el aumento de la producción de biogás, en donde se da un balance energético óptimo entre 25 y 35 C.
- **Termófilo:** Este rango es el más alto en el cual operan los digestores, se da en un nivel superior a 45 C, las temperaturas elevadas en el proceso de digestión anaerobia presentan variedad de ventajas como mayor rapidez en el proceso, disminución del tiempo de retención, eliminación de gérmenes etc., pero trae como desventaja que a medida que la temperatura va aumentando el balance energético se va volviendo desfavorable. Para este rango la temperatura óptima se da entre 50 a 60 C en donde se evidencia que en este intervalo existe mayor producción de biogás.

**1.3.5 pH.** Este factor es el más importante de la digestión anaerobia debido a que influye el control que se maneje en el proceso, debido a que el valor del pH es el que determina la producción del biogás. El pH se da en función de la concentración de los ácidos volátiles, la presión parcial del dióxido de carbono y la alcalinidad bicarbonatada<sup>11</sup>. Las bacterias metanógenas y acetógenas son las que comúnmente se usan en estos procesos las cuales son muy sensibles al pH, por lo que habitualmente se mantienen en un rango entre 6,5 y 7,5; en donde el rango óptimo se da entre 6,8 y 7,2. Estos valores si están por debajo o por encima de los rangos dichos anteriormente pueden inhibir en el proceso o llegar hasta el punto de detenerlo.

Cuando el valor del pH se da por debajo de 6,4, afecta la acidez del medio el cual inhibe la actividad de las bacterias presentes en el proceso, las mejoras que se pueden presentar cuando el pH es bajo es agregar cenizas, hidróxido de calcio, licor fermentado, fertilizante.

Cuando el valor del pH se da por encima de 7,6 las mejoras que se pueden brindar es agregar azufre en polvo, sulfato de hierro, ácido acetilsalicílico.

---

<sup>11</sup> Ibíd., p. 40.

**1.3.6 inhibidores.** Existen determinados elementos en la digestión anaerobia que causan inhibición. Estos actúan de forma letal sobre los microorganismos presentes inhibiendo el proceso. Las sustancias orgánicas e inorgánicas pueden resultar tóxicas, así se den en concentraciones muy bajas. Además de existir sustancias como amoníaco, metales pesados, cianuro, fenoles, tiosulfatos y agentes oxidantes entre otros. La toxicidad que puede causar alguno de los elementos mencionados anteriormente dependerá de la concentración que tengan<sup>12</sup>.

En la mayoría de digestores cuando se agregan surfactantes causa disminución en la producción de biogás. También la toxicidad dependerá del pH y que este se encuentre en su rango óptimo de no ser así puede inhibir el proceso metabólico de las bacterias. El oxígeno también se comporta como un inhibidor debido a que por ser un proceso anaerobio este afectaría cuando se encuentre en concentraciones muy bajas.

**1.3.7 Sólidos totales.** Los niveles de sólidos totales es una variable que se debe tener en cuenta al momento de trabajar con digestores debido a que dependiendo del porcentaje de sólidos totales que se encuentran presentes en la mezcla la cual se le agrega al digestor determinará la eficiencia y producción de biogás, el hecho de que exista un gran porcentaje de sólidos totales en el proceso afectará la movilidad de las bacterias presentes, lo cual impedirá su desarrollo y llevará a que la producción de biogás se vea afectada<sup>13</sup>.

Para digestores semi continuos los sólidos totales no deben superar el porcentaje de 8% a 12% con el fin de garantizar un excelente funcionamiento en el proceso y para los digestores discontinuos el rango en porcentaje es de 40% a 60% de sólidos totales.

**1.3.8 Demanda química de oxígeno (DQO).** Es la que determina la cantidad de oxígeno que se requiere para oxidar la materia orgánica presente en el agua. Las cuales contienen condiciones específicas como temperatura, tiempo y agente oxidante. esta proporciona una medida de la cantidad de sustancias presentes, las unidades se dan en mg/ L de oxígeno. Para la disminución del DQO se puede utilizar la electrocoagulación y tratamientos físico-químicos.

---

<sup>12</sup> *Ibíd.*, p. 44.

<sup>13</sup> *Ibíd.*, p. 34.

## 1.4 SISTEMAS DE DIGESTION ANEAROBIA

En la digestión anaerobia existen sistemas encargados en la producción de biogás, constan de dispositivos herméticos que contienen un punto de carga, la salida del biogás y la salida de la carga. Pueden tener variaciones de tamaños y dependiendo del sustrato con el que se trabaje, se obtendrá un mejor desempeño y rendimiento en la producción de biogás.

Este proyecto se trabajó dentro del marco del grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño para la creación de una biorefinería, realizando un enfoque sobre uno de los tipos de sistema de digestión anaerobia, el cual fue con retención de biomasa, en esta clasificación se encuentra uno de los reactores más utilizados, como lo es el reactor tradicional UASB, y fue a partir de este que en el año 2017 los autores MIETZNER Michael, BERI Rajesh y GUNDERSON Edward patentaron la idea de un Bioreactor de diámetro variable con diferentes aplicaciones, las cuales se presentan más adelante. Este proyecto se desarrolló empleando un prototipo de Biorreactor de diámetro variable como lo es el RME, el cual es una mejora del UASB.

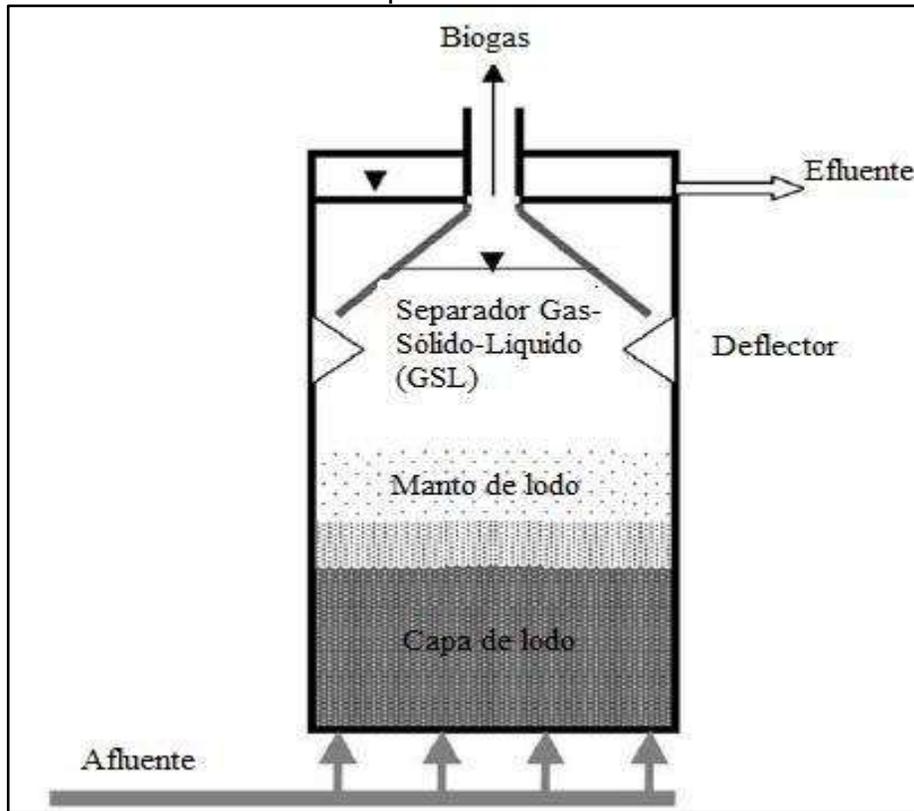
Adicionalmente, dadas sus características, funcionamiento y diseño, el **modelamiento** del Bioreactor RME puede ser equivalente al de un Bioreactor UASB, teniendo en cuenta el balance de masa, que se basa en la cantidad de materia orgánica presente en alimento que es convertida en biogás, crecimiento de Biomasa y agua residual tratada (conversión del reactor). Y el balance de energía, el cual hace referencia al cálculo de la energía necesaria para modificar la temperatura del alimento a la temperatura adecuada para llevar a cabo la digestión anaerobia, en nuestro caso 35°C. en el **ANEXO G** se encuentra el balance de masa y energía para el prototipo de biorreactor RME utilizado en este proyecto.

Finalmente, respecto a las **condiciones de operación**, el RME a diferencia del UASB puede operar empleando altas concentraciones de biomasa, ya que su configuración facilita la sedimentación de estas partículas pesadas (Lodo, Lodo granular), evitando que se pierda este material biológico por el efluente del reactor, lo cual es un problema para los bioreactores UASB que dependen exclusivamente del área cubierta por los deflectores que poseen para sedimentar las partículas. A continuación, se presentan las definiciones y características de ambos reactores.

**1.4.1 Sistema de tipo UASB.** El reactor de flujo ascendente es un tipo de reactor de tanque simple (ilustración 2). Son usados para sustratos con contenido elevado de materia orgánica. Este digestor contiene tres zonas muy importantes, en la primera que es la zona de lecho de lodos es en donde se concentran los microorganismos los cuales se encargan de degradar la materia orgánica presente en el agua a tratar, la segunda zona es donde están todos los microorganismos

esparcidos en el reactor y la tercera es la zona de separación del gas-liquido-sólido y así completar la producción de biogás<sup>14</sup>.

**Ilustración 2.** Sistema de tipo UASB.



**Fuente:** GANDARILLAS, Vanesa., et. Al. Revisión de las experiencias en el tratamiento de aguas residuales domésticas mediante reactores UASB en cochabamba-Bolivia comparadas con las de latinoamérica, india y europa.2017. Revista: Investigación y desarrollo, No. 17, vol. 1.Pg 85.

### **Ventajas de los reactores UASB.**

- Son sistemas compactos en donde no se requieren de un gran espacio.
- Bajos costos de producción y operación.
- Bajo consumo energético.
- La eliminación de materia orgánica es del 65 y 75%

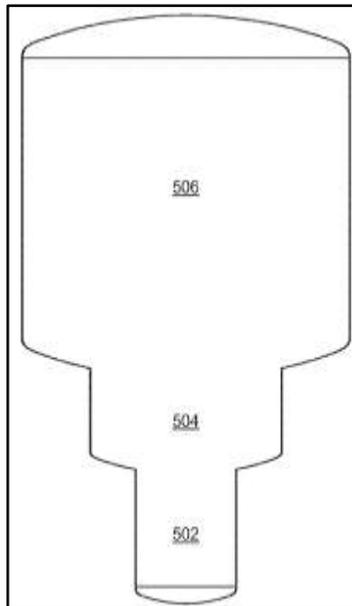
### **Desventaja de los reactores UASB.**

- Genera malos olores.
- Tiempo necesario para la puesta en marcha.
- Las bacterias inhiben el proceso con facilidad.
- Debe tener un monitoreo constante.

<sup>14</sup> BESEL. Op. Cit., p.29.

**1.4.2 Sistema de tipo RME.** El reactor metanogénico escalonado es un biorreactor anaerobio de flujo ascendente el cual basa su funcionamiento en el biorreactor tradicional UASB, con la diferencia de que su estructura posee 2 o más variaciones en su diámetro, esto, con el fin de generar remolinos y por ende un mezclado completo y constante durante su operación a medida que el fluido avanza en su interior, su configuración se caracteriza por que el menor de sus diámetros está ubicado en la parte inferior, y es allí donde se almacena el material biológico con el cual se inocula el reactor, luego, al aumentar su diámetro en los siguientes compartimientos se le permite a este material expandirse, disminuyendo su velocidad de flujo y permitiendo la sedimentación de las partículas para evitar la pérdida de biomasa.

**Ilustración 3.** Reactor RME



**Fuente:** MIETZNER, et Al.,  
Patente No.  
US2017/0369828 A1,,  
2017. Pg. 4.

#### **Ventajas de los reactores RME.**

- Su construcción no es compleja, los costos de operación son relativamente bajos.
- Las variaciones de diámetro generan remolinos y un mezclado constante.
- Presenta buena eficiencia de remoción de materia orgánica.
- El proceso puede mantenerse con altas cargas orgánicas.
- No requiere de mucho espacio.

### **Desventaja de los reactores RME.**

- El arranque de los reactores es lento y requiere de un periodo de 12 semanas aproximadamente.
- Genera malos olores.
- El proceso debe ser monitoreado.

### **Aplicaciones:**

- Los Bioreactores de diámetro variable pueden ser empleados para el cultivo de células o material biológico.
- Puede emplearse para la reproducción de células de mamíferos.
- Puede emplearse para llevar a cabo todo tipo de bioproceso anaerobio, como la fermentación, digestión Anaerobia, tratamiento de aguas, entre otros.

## **1.5 MATERIALES ADSORBENTES**

Los materiales adsorbentes son productos naturales o sintéticos, el proceso de elaboración en cualquiera de estos dos casos debe ser eficaz y además contar con una elevada porosidad. Además de contener alta capacidad de adsorción, lo ideal es que cuenten con un costo bajo tanto la materia prima como el proceso de fabricación de cada material adsorbente, deben contar con una superficie de contacto. Un buen adsorbente será aquel que cuenta con un área superficial grande y además de esto que cuente con una alta velocidad de adsorción.

A continuación, se muestran los diferentes tipos de materiales adsorbentes.

**1.5.1 Materiales adsorbentes convencionales.** Según lo expuesto por María Guadalupe VALLADARES<sup>15</sup>. Estos materiales convencionales son principalmente carbón activado, alúmina activada, arenas, zeolitas y entre otros. La característica principal de este tipo de adsorbentes es que son previamente tratados y después de darle uso, estos deben ser tratados nuevamente para recuperar sus propiedades. Actúan como adsorbente debido a que son capaces de acumular sobre su superficie distintas sustancias o compuestos.

Este tipo materiales adsorbentes no son seleccionados para el desarrollo del proyecto, debido a que se quiere dar un uso y valor agregado a uno de los residuos que se generan en abundancia en Colombia, de este modo se contribuye a la disminución de la contaminación, promoviendo el cuidado del medio ambiente y la producción de energía a partir de residuos que no se aprovechan en el país.

---

<sup>15</sup> VALLADARES, María Guadalupe Cisneros, et al. Adsorbentes no-convencionales, alternativas sustentables para el tratamiento de aguas residuales. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, 2017, vol. 16, no 31, p. 62. [Consultado: 8 de octubre 2019]. Disponible en: <http://www.scielo.org.co/pdf/rium/v16n31/1692-3324-rium-16-31-00055.pdf>.

**1.5.2 Materiales adsorbentes no convencionales.** Estos materiales reciben el nombre “no convencional” debido a que provienen de fuentes naturales, permiten la eliminación de contaminantes de naturaleza metálica u orgánica<sup>16</sup>. Surgen del aprovechamiento de materiales de desecho que se encuentran en industrias alimentarias y agrícolas, los residuos que principalmente se usan son las cascaras de las frutas. La ventaja de este tipo de materiales es su bajo costo, además de contar con alta disponibilidad, adecuada capacidad de adsorción, pueden presentar mejoras a través de modificaciones químicas, y son susceptibles a la regeneración.

Es importante mencionar como fuente natural a la cascarilla de arroz debido a que este subproducto fue escogido como material adsorbente para el desarrollo de este proyecto. La cascarilla de arroz es un subproducto de la industria molinera que se genera en grandes cantidades en los departamentos arroceros de Colombia (Casanare, Huila, Tolima y meta) alcanzando aproximadamente las 700.000 toneladas anuales<sup>17</sup>, está constituido por Celulosa y Sílice que son elementos que le proporcionan un buen rendimiento como combustible, adicionalmente posee una gran variedad de características fisicoquímicas que son útiles para la aplicación que se le dé. Como, por ejemplo, se utiliza como aditivo para el cemento y el concreto, como combustible sustituyendo el carbón, entre otros.

La importancia de la cascarilla de arroz para el desarrollo de este proyecto se basa en el hecho de que, al obtener su ceniza, esta posee alta concentración de óxido de silicio (SiO<sub>2</sub>), el cual es conocido por tener una buena capacidad de adsorción, lo cual favorece a los procesos de digestión anaerobia ya que es capaz de aumentar el tiempo de contacto entre los microorganismos y la materia orgánica presente en el agua residual.

A continuación, en las tablas 2 y 3 se presentan características importantes de la cascarilla de arroz.

**Tabla 2.** Porcentaje en masa

Elemento	%
Carbono Fijo	16,67
Cenizas	17,89
Volátiles	65,47

**Fuente:** VALVERDE, G. et. Al. Análisis comparativo de las características fisicoquímicas de la cascarilla de arroz. 2007. Pg. 1-4.

---

<sup>16</sup> *Ibíd.*, p. 63.

<sup>17</sup> ALIENERGY., Aprovechamiento de cascarilla de arroz. 2010 [consultado 22 de septiembre de 2019]. Disponible en línea en: [[http://www.alienergy.com.co/proyectos\\_3.html](http://www.alienergy.com.co/proyectos_3.html)].

**Tabla 3.** Poder calorífico de la cascarilla de arroz en función del contenido de humedad.

<b>Humedad %</b>	<b>Poder calorífico inferior (PCI) KJ/Kg</b>
0	19880
10	17644
20	15412
30	13180
40	10947
50	8715
60	6413

**Fuente:** VALVERDE, G. et. Al. Análisis comparativo de las características fisicoquímicas de la cascarilla de arroz. 2007. Pg. 1-4.

Como se muestra en la Tabla 3 el poder calorífico es un parámetro que se da por unidad de masa el cual tiene como función establecer la energía disponible en la biomasa. La humedad está relacionada directamente con el poder calórico.

Un alto contenido de humedad disminuye la eficiencia en la combustión, esto se da porque gran parte del calor liberado es usado para evaporar el agua y no se aprovecha en la reducción química del material.

Una forma de mejorar el proceso de combustión incrementando el poder calorífico es reduciendo la humedad mediante procesos de secado. Además de esto es importante tener en cuenta que para una adecuada combustión de la biomasa se debe controlar el contenido de humedad para que no sobrepase el 15%.

**1.5.2.1 Características Químicas de la ceniza de cascarilla de arroz.** En la tabla 4, se presentan las características que posee la ceniza de cascarilla de arroz con su respectiva composición mineral.

**Tabla 4.** Composición mineral de la ceniza de cascarilla de arroz.

Elemento	Composición %
(K <sub>2</sub> O) Óxido de Potasio	1,10
(Na <sub>2</sub> O) Óxido de Sodio	0,78
(CaO) Óxido de Calcio	0,25
(MgO) Óxido de Magnesio	0,23
(SO <sub>4</sub> ) Sulfatos	1,13
(SiO <sub>2</sub> ) Óxido de Silicio	96,51
Total	100

**Fuente:** VALVERDE, G. et. Al. Análisis comparativo de las características fisicoquímicas de la cascarilla de arroz. 2007. Pg. 1-4.

Como se evidencia en la tabla 4 al obtener la ceniza de la cascarilla de arroz se cuenta con una altísima composición de Oxido de silicio o sílice, el cual es conocido también por su gran capacidad de adsorción ya que posee una estructura altamente porosa con una relación superficie/volumen del orden de cien, por lo que es capaz de adsorber distintas sustancias. Cuando se satura se puede regenerar simplemente con calentamiento para que esa cámara se libere.<sup>18</sup> Por esta razón se escoge la ceniza de cascarilla de arroz como material adsorbente, ya que sus características le permiten cumplir la función de un material adsorbente como lo hace el carbón Activado o la ceniza de bagazo de caña.

A continuación, en la **tabla 5.** se presenta la composición química general de la cascarilla de arroz y de la ceniza de cascarilla de arroz.

**Tabla 5.** Composición química de la cascarilla de arroz y de las cenizas de cascarilla de arroz.

CASCARILLA DE ARROZ Componente %	CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ Componente %
Carbono 39,1	Ceniza de sílice (SiO <sub>2</sub> ) 94,1
Hidrogeno 5,2	Oxido de calcio (CaO) 0,55
Nitrógeno 0,6	Oxido de magnesio (MgO) 0,95
Oxigeno 37,2	Oxido de potasio (K <sub>2</sub> O) 2,10

<sup>18</sup> FERNANDEZ PINO, Fernando., Análisis de los sistemas de refrigeración solar por Adsorción. 2011 [consultado 15 de enero de 2020]. Disponible en línea en: [<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/4986/fichero/Cap%C3%ADtulo3+Sistema+de+adsorci%C3%B3n.pdf>].

**Tabla 5.** (Continuación)

<b>CASCARILLA DE ARROZ</b> <b>Componente %</b>	<b>CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ</b> <b>Componente %</b>
Azufre 0,1	Oxido de sodio (Na <sub>2</sub> O) 0,11
Cenizas 17,8	Sulfato 0,06
	Cloro 0,05
	Oxido de titanio (TiO <sub>2</sub> ) 0,05
	Oxido de aluminio (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ) 0,12
	Otros componentes (F <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ) 1,82
Total 100	Total 100

**Fuente:** VARÓN Javier Cemargo. Diseño, construcción y puesta a punto de un prototipo de quemador para la combustión continua y eficiente de la cascarilla de arroz. *El Hombre y la Máquina* 2005, p. 130. [Consultado: 9 de octubre 2019]. Disponible en: [<https://www.redalyc.org/pdf/478/47802513.pdf>]

## 1.6 ISOTERMAS DE ADSORCIÓN

La adsorción es una operación unitaria que envuelve la transferencia y acumulación de uno o más componentes de una fase sobre la superficie de un sólido, el material adsorbido es llamado Adsorbato, mientras que el sólido sobre el cual se realiza la adsorción es llamado adsorbente, la fuerza motriz responsable de la transferencia de masa, es el gradiente de concentración entre el Adsorbato en el fluido y en la superficie del adsorbente.

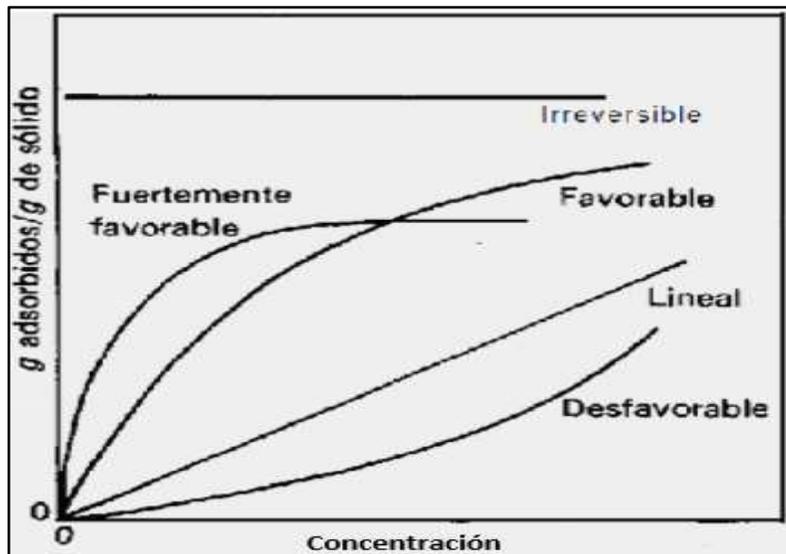
Es importante mencionar, que cuanto mayor sea el área superficial del adsorbente, mayor será la eficiencia de la remoción si no hubiera limitaciones cinéticas, adicionalmente, otros factores que afectan la adsorción sobre la superficie del adsorbente, son la naturaleza y concentración del adsorbente, la solubilidad del soluto, el pH del medio, la temperatura, entre otros.<sup>19</sup>

La pendiente de la isoterma es la constante de equilibrio de la adsorción (que depende de la temperatura), y representa la adsorividad, que es la facilidad con la cual el Adsorbato es adsorbido.<sup>20</sup> Dependiendo del tipo de curva que presente la isoterma es posible obtener información sobre el proceso, así como se muestra en la ilustración 4.

<sup>19</sup> CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.30.

<sup>20</sup> Mejicano. Adsorción de ácido acético por carbón activado. Universidad de las Américas Puebla, Mexico. Capítulo 4. p. 5.

**Ilustración 4.** Curvas características de las isothermas de adsorción.



**Fuente:** Elaboración propia, con base en Medicci.,2011[sitio web]. [Consultado: 1 de noviembre de 2019]. Imagen disponible en línea [<http://med.setodo.com/himiya/13737/index.html?page=3>].

Al momento de seleccionar las isothermas de adsorción para este proyecto se hizo una previa revisión bibliográfica, con el fin de reconocer las isothermas que podrían emplearse para lograr hacer una correcta comparación de los datos experimentales obtenidos con la ceniza de cascarilla de arroz, y las curvas de tipo irreversible (Langmuir), favorable o fuertemente favorable (Freundlich), lineal (Temkin) y una adicional que tuviera en cuenta la heterogeneidad sobre la superficie de la cascarilla de arroz al momento de realizar la adsorción (SIPS, también conocida como Langmuir-Freundlich)<sup>21</sup>. por tal razón se escogen las siguientes isothermas que se describen a continuación.

**1.6.1 Isotherma de Langmuir.** Se ha utilizado tradicionalmente para cuantificar y contrastar el rendimiento de diferentes Bio-adsorbentes, asume energía de adsorción uniforme en la superficie, sin interacción entre las moléculas adsorbidas, además de ser constante en todos los sitios y ocurrir en monocapa (la capa adsorbida es de una molécula de espesor), con adsorción que solo puede ocurrir en un número finito de espacios localizados que son idénticos y equivalentes. Su forma lineal y no lineal se presentan a continuación en la ecuación 1 y 2 respectivamente.<sup>22</sup>

<sup>21</sup> FOO, Keng Yuen; HAMEED, Bassim H. Insights into the modeling of adsorption isotherm systems. Chemical engineering journal, 2010, vol. 156, no 1, p. 2-10.

<sup>22</sup> CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.35.

**Ecuación 1.** Isoterma de Langmuir lineal.

$$\frac{1}{q_e} = \frac{1}{bq_m} \times \frac{1}{C_{eq}} + \frac{1}{q_m}$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.35.

**Ecuación 2.** Isoterma de Langmuir no lineal.

$$q_e = \frac{q_m b C_{eq}}{1 + b C_{eq}}$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.35.

Siendo  $q_e$  ( $\text{mg.g}^{-1}$ ) la cantidad adsorbida en la fase sólida,  $C_e$  ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) la concentración de equilibrio de Adsorbato en la fase líquida,  $q_m$  ( $\text{mg.g}^{-1}$ ) la cantidad máxima de Adsorbato que el adsorbente puede adsorber, y  $b$  la constante relativa a la energía libre de adsorción.

**1.6.2 Isoterma de Freundlich.** El modelo de Freundlich es una descripción empírica de la relación entre la adsorción de un Adsorbato y su concentración de equilibrio en la fase líquida, se considera la existencia de una estructura en multicapas, pero sin la saturación de la superficie, el modelo considera al sólido heterogéneo y su ecuación exponencial asume que el aumento de la concentración del Adsorbato en solución lleva al aumento de la concentración del Adsorbato en la superficie del adsorbente. En la actualidad, la isoterma de Freundlich se aplica ampliamente en sistemas heterogéneos, especialmente para compuestos orgánicos o especies altamente interactivas.<sup>23</sup> La pendiente oscila entre 0 y 1 es una medida de la intensidad de adsorción o de la heterogeneidad de la superficie, que se vuelve más heterogénea a medida que su valor se acerca a cero. Mientras que un valor por debajo de la unidad implica un proceso de quimisorción donde  $1/n$  por encima de uno es indicativo de adsorción cooperativa. Su forma lineal y no lineal se presentan a continuación en la ecuación 3 y 4 respectivamente.

---

<sup>23</sup> Ibid.,p 36

**Ecuación 3.** Isoterma de Freundlich lineal.

$$\ln q_e = \ln K_F + 1/n \ln C_e$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.36.

**Ecuación 4.** Isoterma de Freundlich no lineal.

$$q_e = K_F C_e^{1/n}$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.36.

Siendo  $q_e$  la cantidad adsorbida en la fase sólida ( $\text{mg.g}^{-1}$ ),  $C_e$  la concentración de equilibrio ( $\text{mg.L}^{-1}$ ),  $K_f$  la constante que indica la capacidad relativa de adsorción del adsorbente, y  $n$  que indica la intensidad de la adsorción.

**1.6.3 Isoterma de Temkin.** La isoterma de Temkin asume que el calor de adsorción de todas las moléculas contenidas en la capa, disminuye linealmente en lugar de logarítmicamente, con la cobertura debido a la interacción adsorbente-Adsorbato, y que la adsorción está caracterizada por una distribución uniforme de las energías de enlace, hasta una energía de enlace máxima. Su forma lineal y no lineal se presentan a continuación en la ecuación 5 y 6 respectivamente.<sup>24</sup>

**Ecuación 5.** Isoterma de Temkin lineal.

$$q_e = q_m \ln K_T + q_m \ln C_e$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.37.

**Ecuación 6.** Isoterma de Temkin no lineal.

$$q_e = q_m \ln(K_T C_e)$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.37.

Siendo que la constante  $q_m$  se relaciona al calor de adsorción, si  $q_m$  aumenta con el aumento de la temperatura el proceso es considerado endotérmico, y siendo  $K_t$  la constante que corresponde a la energía máxima de enlace.

---

<sup>24</sup> Ibid.,p 36

**1.6.4 Isoterma de SIPS.** La isoterma de SIPS es una forma combinada de expresiones de Langmuir y Freundlich deducidas para predecir los sistemas heterogéneos de adsorción y eludir la limitación de la concentración de Adsorbato en aumento asociada con el modelo de isoterma de Freundlich. a bajas concentraciones de Adsorbato el modelo se reduce eficazmente al modelo de Freundlich (multicapas), mientras que a altas concentraciones predice una capacidad de adsorción característica de la isoterma de Langmuir (monocapa). Su forma lineal y no lineal se presentan a continuación en la ecuación 7 y 8 respectivamente.<sup>25</sup>

**Ecuación 7.** Isoterma de SIPS lineal.

$$\ln\left(\frac{q_e}{q_{max} - q_e}\right) = \frac{1}{n} \ln C_e + \frac{1}{n} \ln b$$

**Fuente:** ARANGO, Jineth. Evaluación de la producción de metano en un reactor escalonado con carbón activado en polvo y en un reactor de lecho fijo estructurado utilizando el hidrolizado de bagazo de caña como sustrato. Tesis para obtener título de ingeniero ambiental. Universidad Antonio Nariño. 2018. p.23.

**Ecuación 8.** Isoterma de SIPS no lineal.

$$q_e = \frac{q_{max} (bC_e)^{1/n}}{1 + (bC_e)^{1/n}}$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.37.

Siendo  $b(L.mg^{-1})$ , la constante de SIPS relacionada con la afinidad entre el adsorbente y el Adsorbato;  $n$  la constante que representa el grado de heterogeneidad y  $q_{max}$  la capacidad máxima de adsorción ( $mg.g^{-1}$ ).<sup>26</sup>

## 1.6.7 Mecanismos de adsorción.

**1.6.7.1 Modelo cinético de pseudo-primer orden.** Ecuación de velocidad presentada por primera vez por Lagergren en 1898, para la adsorción de ácido oxálico y del ácido malónico en carbón vegetal, siendo esta probablemente la primera ecuación en describir la adsorción en sistema líquido-Sólido basada en la capacidad adsorbente del sólido.

Esta ecuación, es una de las más utilizadas para evaluar la adsorción de solutos en soluciones líquidas, y partió del principio de que la velocidad de remoción del

<sup>25</sup> Ibid.,p 37

<sup>26</sup> Ibid.,p 37

adsorbato en relación con el tiempo es directamente proporcional a la diferencia en la concentración de saturación, como lo expresó en sus formas diferencial e integrada (ecuación 9 y 10).<sup>27</sup>

**Ecuación 9.** Ecuación pseudo-primer orden forma diferencial

$$\frac{dq_t}{dt} = k(q_e - q_t)$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.41.

**Ecuación 10.** Ecuación pseudo-primer orden forma integrada

$$q_t = q_e(1 - e^{-k_1 t})$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.41.

Siendo  $q_e$  e  $q_t$  (mg.g<sup>-1</sup>) las capacidades de adsorción en el equilibrio e en el tiempo  $t$ , respectivamente; y  $k_1$  (min<sup>-1</sup>) la constante de velocidad de adsorción de pseudo-primer orden. En muchos casos, la ecuación de pseudo-primer orden no se ajusta bien a todo el estándar de tiempo de contacto, pues es aplicable solo para etapas iniciales de adsorción.<sup>28</sup>

**1.6.7.2 Modelo cinético de pseudo-segundo orden.** El modelo de pseudo-segundo orden está basado en la capacidad de adsorción del adsorbente, y asume que la capacidad de adsorción es proporcional al número de sitios activos ocupados en el adsorbente.

La ecuación 11 expresa el modelo en que la velocidad de la reacción depende de la cantidad de soluto que es adsorbido en la superficie del adsorbente y de la cantidad adsorbida en el equilibrio.<sup>29</sup>

---

<sup>27</sup> Ibid., p41

<sup>28</sup> Ibid., p41

<sup>29</sup> Ibid., p42

**Ecuación 11.**Ecuación pseudo-primer orden forma integrada

$$\frac{dq_t}{dt} = k_2 (q_e - q_t)^2$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.42.

Siendo  $q_e$  y  $q_t$  la cantidad de los adsorbato adsorbidos ( $\text{mg}\cdot\text{g}^{-1}$ ) en el equilibrio e en el tiempo  $t$  (min) e  $k_2$  la constante de velocidad de pseudo-segunda orden ( $\text{g}\cdot\text{mg}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ ). Integrando la Ecuación 11 e aplicando las condiciones de contorno ( $q_t=0$  a  $q_t=q_t$  e  $t=0$  a  $t=t$ ), Se obtiene la ecuación 12, que al ser linealizada asume la forma de la Ecuación 13.<sup>30</sup>

**Ecuación 12.** Ecuación pseudo-segundo orden forma integrada

$$\frac{1}{(q_e - q_t)} = \frac{1}{q_e} + k_2 t$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.42.

**Ecuación 13.**Ecuación pseudo-segundo orden linealizada

$$\frac{t}{q_t} = \frac{1}{k_2 q_e^2} + \frac{1}{q_e} \cdot t$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.42.

La constante  $k_2$  puede ser utilizada para calcular a tasa de adsorción inicial  $h$  ( $\text{min}^{-1}$ ), como se muestra en la ecuación 14.

**Ecuación 14.** Ecuación pseudo-segundo orden calculo tasa de adsorción inicial.

$$\frac{dq_t}{dt} = k_2 (q_e - q_t)^2$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.42.

---

<sup>30</sup> Ibid., p42

**1.6.7.3 Modelo de difusión intrapartícula.** El coeficiente de difusión intrapartícula,  $K_i$ , es definido por la ecuación 15, que se muestra linealizada en la ecuación 16, siendo  $q_t$  la cantidad de adsorbato adsorbido ( $\text{mg.g}^{-1}$ ) e  $t$  (min) el tiempo de agitación. El gráfico de  $q_t$  vs  $t^{0,5}$  puede presentar multi linealidad, indicando que están envueltos en el proceso 2 o más fenómenos. Para que el único mecanismo de adsorción sea la difusión intrapartícula la gráfica debe ser lineal y pasar por el origen. Sin embargo si el gráfico intercepta el eje y, fuera del origen se considera que cuanto más grande sea ese valor, mayor será el efecto de la capa límite.<sup>31</sup>

**Ecuación 15.** Ecuación Modelo de difusión intrapartícula diferencial.

$$k_i = \frac{q_t}{t^{0,5}}$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.43.

**Ecuación 16.** Ecuación Modelo de difusión intrapartícula linealizada.

$$q_t = k_i \cdot t^{0,5}$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.43.

## 1.7 BIOGÁS

El biogás es un gas combustible que se obtiene a partir de biomasa, es una combinación de gases formados por metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), y trazas de otros compuestos. La composición final del gas dependerá principalmente del sustrato utilizado y además de los parámetros del sistema de digestión. El biogás puede ser utilizado como una fuente alterna de energía debido a la composición que posee, la cual se presenta en la tabla 6.

---

<sup>31</sup> Ibid., p43

**Tabla 6.** Composición bioquímica del biogás.

Componente	Formula química	% Volumen
Metano	CH <sub>4</sub>	60-70
Gas carbónico	CO <sub>2</sub>	30-40
Hidrógeno	H <sub>2</sub>	1,0
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0,5
Monóxido de carbono	CO	0,1
Oxígeno	O <sub>2</sub>	0,1
Acido sulfhídrico	H <sub>2</sub> S	0,1

**Fuente:** VINASCO, Juan pablo silva, tecnología del biogás. Universidad del Valle-facultad de ingeniería, Escuela de ingeniería de recursos naturales y del medio ambiente, p. 3. [Consultado: 10 de octubre 2019]. Disponible en: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaar/e/fulltext/gestion/biogas.pdf>.

Según Juan Pablo VINASCO<sup>32</sup>. Las ventajas que posee el biogás es que los residuos que se obtienen de todo el proceso se pueden usar como fertilizantes biológicos, además de esto se puede alcanzar la eliminación de residuos de origen animal. Existen diversas opciones para la utilización del biogás, se destacan la generación de electricidad, la producción de biogás y combustible de vehículos.

A continuación, en la tabla 7 se presenta la energía equivalente del biogás vs otras fuentes.

**Tabla 7.** Energía equivalente (valor energético) Biogás Vs otras fuentes.

Valores	Biogás	Gas natural	Gas propano	Gas metano	Hidrogeno
Valor calorífico (Kwh/m <sup>3</sup> )	7,0	10	26	10	3
Densidad (t/m <sup>3</sup> )	1,08	0,7	2,01	0,72	0,09
Límite de explosión (% de gas en el aire)	6-12	5-15	2-10	5-15	4-80
Temperatura de encendido	687	650	470	650	585
Max velocidad de encendido en el aire (m/s)	0,32	0,39	0,42	0,47	0,43
Requerimiento teórico de aire (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	6,6	9,5	23,9	9,5	2,4

**Fuente:** VARNERO, María. Manual de biogás. Santiago de Chile, Chile: FAO, 2011, p 55. [Consultado: 21 de diciembre de 2019]. Disponible en: <http://www.fao.org/3/as400s/as400s.pdf>.

<sup>32</sup> VINASCO, Juan pablo silva, tecnología del biogás. Universidad del Valle-facultad de ingeniería, Escuela de ingeniería de recursos naturales y del medio ambiente, p. 2. [Consultado: 10 de octubre 2019]. Disponible en: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaar/e/fulltext/gestion/biogas.pdf>.

## 2. METODOLOGÍA

### 2.1 METODOLOGÍA CONSTRUCCIÓN DE LOS REACTORES

**2.1.1 Obtención de los parámetros de operación.** Como primer paso para realizar la construcción de los prototipos de RME, se realizó la búsqueda de información a partir de distintas fuentes bibliográficas para realizar una recopilación de los parámetros de operación empleados en el desarrollo de cada trabajo de investigación, los parámetros hallados se muestran a continuación.

La primera fuente bibliográfica es un **Trabajo de grado de Ingeniería Ambiental Autora: Jineth Andrea Arango Oviedo, 2018** el cual se titula EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE METANO EN UN REACTOR ESCALONADO CON CARBÓN ACTIVADO EN POLVO Y EN UN REACTOR DE LECHO FIJO ESTRUCTURADO UTILIZANDO EL HIDROLIZADO DE BAGAZO DE CAÑA COMO SUSTRATO, la autora utilizó en su proyecto un volumen de reactor de 3L, tiempo de retención hidráulico  $23,72 \pm 1,84$  h, la temperatura fue de  $35$  °C , el tipo de sustrato usado fue Hidrolizado de Bagazo de caña con un (DQO:  $2223,62 \pm 212,45$  mg/L), el flujo de operación  $1,3 \pm 0,16$  ml/min, la carga orgánica de  $2,25 \pm 0,44$  kg/m<sup>3</sup>.d, un pH de 7 - 7,2, en donde se evidencia que el reactor RME operó durante **46 días** seguidos, realizando la segunda etapa del proceso de Biometanización (metanogénesis), su alimento eran los productos obtenidos en el reactor ASTBR (ácido génico) y evaluó la influencia del Carbón Activado para mejorar el proceso de producción de metano. La producción de biogás tuvo valores de  $0,676$  NL. d<sup>-1</sup> con un porcentaje de biogás del 57,74% y la obtención acumulada de metano durante esos 46 días de operación fue de 18 NL.

La segunda fuente bibliográfica es un **Trabajo de grado de Ingeniería Ambiental Autor: Fabián Camilo Otálora, 2018** el cual se titula EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS EN SISTEMAS DE DOS ETAPAS USANDO UN REACTOR ANAEROBIO DE LECHO FIJO ESTRUCTURADO (ASTBR) Y REACTOR METANOGENICO ESCALONADO (RME) ALIMENTADO CON LICOR DE PENTOSAS. el cual tuvo en su proyecto un volumen de reactor de 2,3 L, tiempo de retención hidráulico 8 h, la temperatura fue de  $35$  °C ,el tipo de sustrato usado fue licor de pentosas después de primera etapa de biometanización (DQO:  $434,57 - 775,13$  mg/L), el flujo de operación 1,6 ml/min, la carga orgánica de 1,01 - 2,32 kg/m<sup>3</sup>.d, un pH de 6,86 - 7,83, en donde se evidencia que Se emplearon dos tipos de reactores, ASTBR y RME para realizar las dos etapas del proceso de Biometanización de forma separada, comparando y monitoreando sus resultados, durante un periodo de tiempo de **42 días**. Adicionalmente se utilizó ceniza de bagazo de caña para lograr adsorber los inhibidores presentes en el licor de pentosas. Respecto a la producción de biogás se alcanzaron valores  $0,626$  NL.d<sup>-1</sup> con un 42.5 % como CH<sub>4</sub>.

La tercera fuente bibliográfica es un **Trabajo de Maestría en Ingeniería Ambiental Autor: Paulo Henrique de miranda Cordeiro, 2018** el cual se titula “AVALIAÇÃO DA BIOMETANIZAÇÃO DO HIDROLISADO HEMICELULÓSICO OBTIDO PELA AUTO-HIDRÓLISE DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR EM SISTEMAS ANAERÓBIOS DE DUPLO ESTÁGIO E UM ESTÁGIO NA PRESENÇA DE CARVÃO ATIVADO EM PÓ”. el cual tuvo en su proyecto un volumen de reactor de 2,3 L, tiempo de retención hidráulico 18,4 h, la temperatura fue de 35 °C, el tipo de sustrato usado Hidrolizado Hemicelulosico (**HH**) de bagazo de caña (DQO: 7300mg/L), el flujo de operación 2,1 ml/min, la carga orgánica de 1,31 - 3,91 kg/m<sup>3</sup>.d, un pH de 3,16, en donde se evidencia que el (**HH**) fue alimentado a dos sistemas, uno conformado de un reactor anaerobio escalonado de flujo ascendente (R1) y el segundo sistema, estaba dividido en 2 etapas, con un reactor de lecho fijo de flujo ascendente seguido de otro reactor anaerobio escalonado (R2), variando la OLR para evaluar su influencia en la producción de Biogás en ambos sistemas, con y sin Carbón Activado en Polvo, monitoreando los sistemas durante un tiempo de **72 días**, y obtuvo una producción acumulada de biogás de 70NL, con una fracción de metano de 63,25%.

**2.1.2 Diseño de los biorreactores RME.** Con base en la información encontrada en la bibliografía se escogen los parámetros de operación que se utilizaron para realizar la construcción de los Biorreactores RME, estos parámetros se muestran en el cuadro 1, junto con su respectiva justificación.

**Cuadro 1.** Parámetros de operación para la construcción de los reactores y Justificación.

Parámetro	Valor	Justificación
Vol. del Reactor (L)	4,12	Se escoge un volumen de reactor mayor a los encontrados en las fuentes bibliográficas, ya que al detallar el diseño usado por estos autores se evidencia su reactor usaba uniones cónicas para hacer los cambios de diámetro, esto les permite aprovechar mejor el volumen total del reactor, sin embargo, aquí en Colombia solo están disponibles las uniones con ángulos de 90°, de modo que se escoge un volumen de reactor mayor tanto para suplir los posibles cortos circuitos (zonas muertas/parte del volumen que no se utiliza) que podrían llegar a tener los reactores, como, para que al momento de inocular los reactores su configuración le permita tener un mayor espacio para almacenar el material biológico que sería depositado en la parte inferior del reactor.

**Cuadro 1.** (continuación)

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Justificación</b>
TRH (h)	12	Al comparar la producción de biogás obtenida en las tres fuentes bibliográficas es válido afirmar, que el tercer autor obtuvo la mayor producción de Biogás empleando el segundo tiempo de retención más alto (18,4h), es decir que un mayor tiempo de retención no siempre representa una mayor producción de biogás, luego al comparar tanto el volumen de los reactores como la concentración de DQO utilizada, se evidencia que tienen una relación directa con la producción de biogás, y por último, ya que el sustrato (agua residual sintética) que sería usado para la producción de biogás en este proyecto, no posee inhibidores o sustancias que dificulten el trabajo de los microorganismos, no se necesita un tiempo de retención tan alto cuando se trabaja con un reactor de mayor tamaño (4,12L) a una concentración de 2000mg/L, (menor que la del tercer autor). Por este motivo se escogen 12 horas, como TRH.
T (°C)	35	Se escoge una temperatura de 35°C del mismo modo que lo hicieron los distintos autores, con el fin de mantener una temperatura óptima para que todos los microorganismos termófilos presentes en el inóculo puedan reproducirse y aumentar la producción de biogás al degradar la materia orgánica presente en el agua residual sintética.
Tipo de Sustrato	Agua residual sintética con nutrientes	Se escoge como alimento para los reactores agua residual sintética que simularía las características de la fase líquida obtenida del proceso de hidrólisis del bagazo de caña de azúcar a una concentración más baja.
Flujo de Op. (ml/min)	5,7 - 5,8	El flujo de operación se calcula utilizando la relación del volumen del reactor(ml) sobre el tiempo de retención hidráulico escogido (min)
DQO (mg/L)	2000	Se escogió una concentración de DQO cercana a la utilizada por la autora Jineth Arango ya que se desea comprobar cuál es la concentración máxima que puede degradar el reactor RME
pH	7	El control del pH es muy importante para la producción de biogás ya que este tiene un rango óptimo (de 6,5 a 7,2) que de no ser controlado adecuadamente podría llegar a inhibir los procesos metabólicos de todos los microorganismos presentes en el inóculo.

**Fuente:** elaboración propia.

**2.1.3 Construcción de los biorreactores.** Una vez escogidos los parámetros se procede a realizar la construcción teniendo en cuenta las dimensiones que deben tener para que cumplan con el volumen de 4,12 Litros.

**2.1.3.1 Materiales y métodos.** La construcción y automatización de los prototipos de reactores RME junto con sus bases de madera se realizó utilizando materiales de bajo costo, y fácil acceso, estos materiales se enlistan a continuación, junto con el diagrama de flujo del proceso de construcción presentado en la **ilustración 5**.

Es importante mencionar que el 95% del reactor, el cual corresponde a la tubería naranja se escogió debido a que está no cuenta con aislamiento, de modo que permite la transferencia de calor por parte de la resistencia de calentamiento con mayor facilidad<sup>33</sup>, y la tubería blanca, de menor diámetro se escogió para las secciones restantes, dado que estas no necesitaban aislamiento y el volumen que contenían, no era significativo.

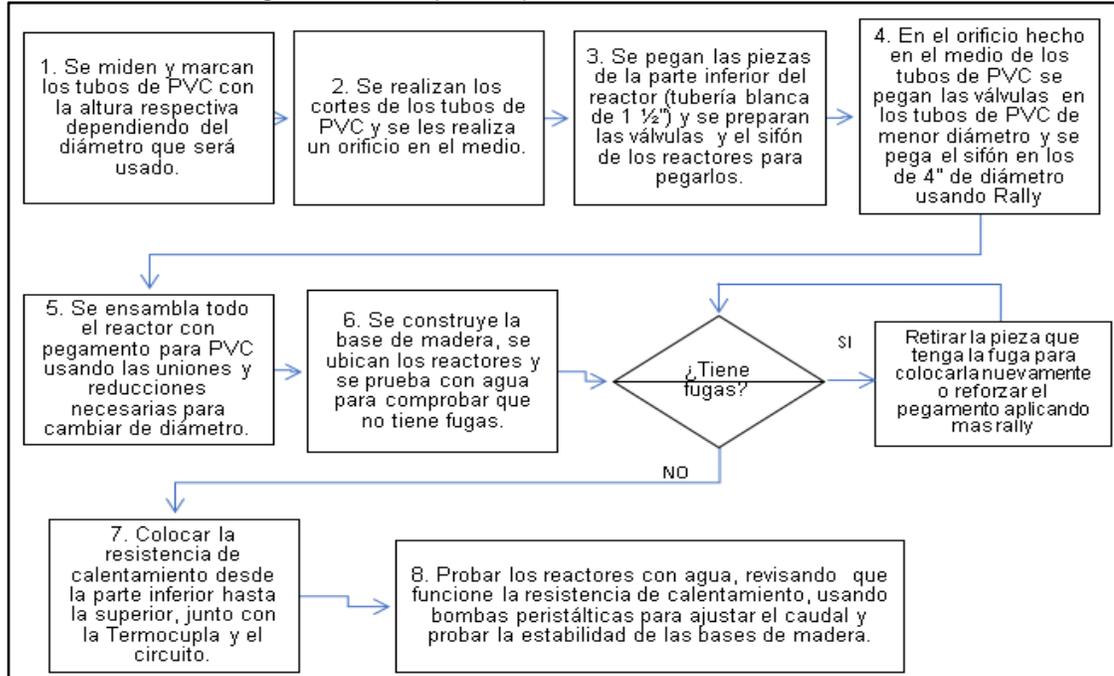
- Tubería PVC de color Blanca de ½" y Naranja de 4", 2" y 1 ½".
- Uniones de tubería PVC
- Reducciones de tubería PVC
- Llaves de paso
- Válvulas de globo
- Pegamento para PVC
- Masilla Rally
- Cable de calentamiento (resistencia)
- Termocupla y Circuito
- Cargadores de 12 V
- 6 metros de Listones de madera 4X3cm

En el **ANEXO A**, se presenta la ilustración y los planos del prototipo de Bioreactor RME al que se quería llegar al completar la construcción, junto con las medidas de los tubos y las respectivas dimensiones de los RME construidos.

---

<sup>33</sup> SISTEMA - ARL SURA., Señalización de tuberías. 2008 [consultado 20 de enero de 2020]. Disponible en línea en: [ <https://www.arlsura.com/index.php/component/content/article?id=1025>].

**Ilustración 5.** Diagrama de flujo del proceso de construcción.



**Fuente:** elaboración propia.

El proceso se puede visualizar en la ilustración número 6.

**Ilustración 6.** Proceso de construcción de los reactores RME.



**Fuente:** elaboración propia.

Luego de esta primera etapa de construcción, en donde se unen todas las piezas del reactor, se procede a construir las bases en madera con los listones de 4x3cm que los van a mantener estables a lo largo de toda la operación, finalmente se realizan unas pruebas con agua para saber si no hay filtraciones en ningún punto, una vez se comprueba que no hay filtraciones se coloca el cable de calentamiento (resistencia) junto con el circuito y las termocuplas a cada uno de los reactores para automatizar el control de la temperatura de como se muestra en la ilustración 7 y 8.

**Ilustración 7.** Construcción de las bases en madera e implementación de resistencia de calentamiento.



**Fuente:** elaboración propia.

### Ilustración 8. Biorreactores RME armados y automatizados.



Fuente: elaboración propia.

Se realiza una comparación del precio de construcción de los dos reactores RME con un Digestor anaerobio a escala de laboratorio de 7L en el **Anexo F**.

## 2.2 METODOLOGÍA ENSAYO DE TRAZADORES

Una de las principales características con las que deben cumplir los prototipos de reactor escalonado es que tengan la capacidad de generar un mezclado constante y homogéneo en su interior, ya que la producción de Biogás en estos reactores puede verse afectada en gran medida si el reactor no tiene la capacidad de conseguir un excelente mezclado, de modo que se debe realizar un estudio de su comportamiento hidrodinámico.

El método más utilizado para determinar el comportamiento hidrodinámico de cualquier reactor es por medio del ensayo de trazadores denominado “Pulso-Respuesta”. Estos ensayos consisten en la inyección de una sustancia inerte dentro del reactor (pulso) para que realice el recorrido dentro del mismo y en cuanto este sale del reactor pueda ser detectado con ayuda de algún sensor o equipo capaz de reconocer la presencia del trazador (respuesta).

**2.2.1 Materiales y métodos.** Para llevar a cabo este ensayo se utilizaron los siguientes materiales:

- Colorante para alimentos color Verde 10 ml (Trazador)
- Sensores Ópticos
- Circuito adaptado para recibir la señal enviada por los sensores ópticos

- Manguera siliconada
- Jeringa de 10 ml
- Balón aforado de 100 y 50 ml
- Programa Telak (almacena los datos enviados por el circuito y los grafica)
- Soporte para colocar los sensores y el circuito
- Bolsa de basura negra
- Caja

Es importante mencionar que para realizar la alimentación de los reactores, tanto en el ensayo de trazadores como durante la operación se utilizan bombas peristálticas con piezas diseñadas e impresas en impresora 3D, además de los sensores ópticos, el circuito y el software Telak son herramientas desarrolladas por la universidad Antonio Nariño y su funcionamiento se explica más detalladamente en los **Anexos B y C**. de modo que, antes de conectar el circuito a los reactores empíricamente se realizó una prueba con los sensores para saber cómo se comportaban al detectar el colorante en el agua.

Esto se efectuó probando distintas diluciones del colorante (200, 100, 50 y 10 veces diluido), empleando balones aforados de 100 y 50ml, luego se tomaban 5ml de cada balón aforado preparado y se adicionaron a un volumen de 4 litros de agua (volumen aproximado del reactor) para tener una idea de que dato arrojarán los sensores cuando detectan las distintas concentraciones de colorante disuelto en ese volumen de agua, finalmente está mezcla resultante se hacía pasar por los sensores con ayuda de unas bombas electro sumergibles como se muestra en la **ilustración 9**.

**Ilustración 9.** Prueba sensores ópticos.



**Fuente:** elaboración propia.

Este ejercicio, ayudó a determinar que a mayor concentración de colorante en el agua la señal enviada por los sensores es menor, ya que la cantidad de luz que logra pasar a través del fluido es menor, esto permitió escoger la solución 10 veces diluida como la más adecuada para realizar los ensayos y registrar variación en los datos. Y una vez se determinó su funcionamiento, se conectaron los reactores al circuito desde el sifón por medio de una pequeña unión que disminuía su diámetro para facilitar la conexión como se muestra en la **ilustración 10**. Los reactores se mantuvieron operando con un caudal de 5,5 ml/min (R1) y 6,5 ml/min (R2) a una temperatura de 35°C para simular las condiciones de operación reales.

**Ilustración 10.** Conexión de los reactores con el circuito.



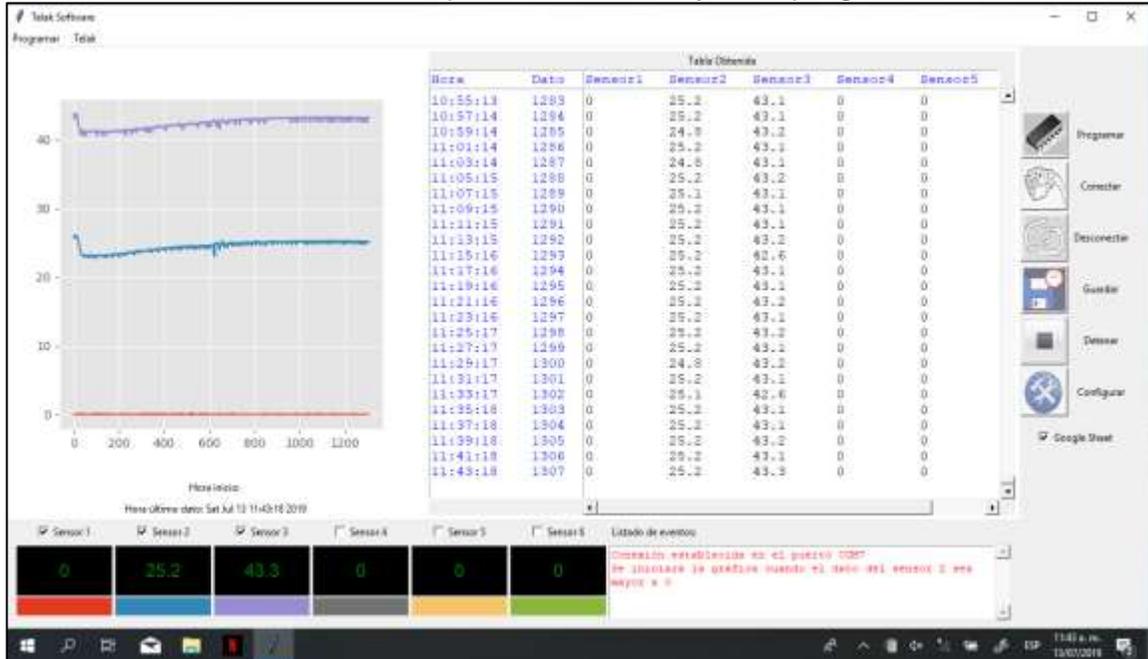
**Fuente:** elaboración propia.

El pulso se realizó utilizando la manguera siliconada que tuviera la longitud suficiente para llegar hasta la base del reactor, esta manguera se llenaba en su totalidad (para evitar caídas de presión) de la solución diluida y luego con ayuda de la jeringa se medían 5 ml adicionales que serían inyectados al reactor, según en el libro de Levenspiel<sup>34</sup> al realizar estos ensayos es recomendable realizar las mediciones durante un tiempo igual a 3 o 4 tiempos de retención hidráulicos (36 o 48 horas) los resultados obtenidos fueron los que se muestran en la ilustración 11.

---

<sup>34</sup> LEVENSPIEL, Octave. Tracer technology, fluid mechanics and its applications. 2012. p.42.

**Ilustración 11.** Resultados del pulso sensores 2 y 3 en programa Telak.



**Fuente:** elaboración propia, con base en: SOFTWARE TELAK.

Los datos presentados por el software Telak están configurados con una variación, ya que para obtener el dato real se debe multiplicar por -100 para que la curva obtenida tenga el comportamiento requerido para estudiarla correctamente, y de este modo sea posible hallar el tiempo de retención experimental, el número de tanques CSTR, y visualizar el tipo de flujo al cual corresponde el reactor.

En seguida, se presenta la metodología para realizar el ensayo de adsorción con la ceniza de cascarilla de arroz, empleando las isotermas de adsorción descritas en el primer capítulo.

## 2.3 ENSAYO DE ADSORCIÓN DE LA CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ

**2.3.1 Definición de los modelos para evaluar isothermas de adsorción.** Al realizar una revisión bibliográfica de los distintos modelos de adsorción estudiados para determinar la capacidad de adsorción de materiales convencionales (Carbón Activado<sup>35</sup>) no convencionales (Cenizas de bagazo de caña<sup>36</sup>), se encontró que los modelos más utilizados son los modelos de Langmuir, Freundlich, Temkin y SIPS<sup>37</sup> Debido a que permiten realizar una correcta comparación de los datos experimentales con las isothermas presentadas en la **ilustración 4** del primer capítulo.

La importancia de la presencia de los materiales adsorbentes en los procesos de biometanización radica en que han demostrado aumentos en la producción de biogás, debido a que su presencia facilita y aumenta el tiempo de contacto entre los microorganismos y la materia orgánica presente en las aguas residuales.

De modo que, se estudió la capacidad de adsorción de un material no convencional como lo es la ceniza de cascarilla de arroz, la cual es un desecho generado en grandes cantidades por la agroindustria, y que según estudios realizados como se demostró en la sección de materiales adsorbentes del primer capítulo, posee un alto contenido de sílice, es decir, tiene una gran capacidad de adsorción.

La ceniza de cascarilla de arroz (CCA) empleada para la realización de los ensayos de adsorción es proporcionada por otro de los proyectos que se desarrollan en la universidad Antonio Nariño, el poder calorífico (que puede usarse como base de cálculo para la construcción de un horno) que posee la cascarilla de arroz se presenta en la **Tabla 3**, teniendo en cuenta su respectivo contenido de Humedad. Y esta puede visualizarse en la **ilustración 12**.

---

<sup>35</sup> ARANGO OVIEDO, Jineth,. Evaluación de la producción de metano en un reactor escalonado con carbón activado en polvo y en un reactor de lecho fijo estructurado utilizando el hidrolizado de bagazo de caña como sustrato. Tesis de Pregrado. Universidad Antonio Nariño. 2018. Pg. 20.

<sup>36</sup> OTALORA TAPIERO, Fabián. Evaluación de la producción de Biogás en sistemas de dos etapas usando un reactor anaerobio de lecho fijo estructurado (ASTBR) y reactor metanogénico escalonado (RME) alimentado con licor de pentosas. Tesis de Pregrado. Universidad Antonio Nariño. 2018. Pg. 29.

<sup>37</sup> CALDEIRA TONUCCI, Marina,. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de Maestría. Universidade Federal de Ouro Preto. 2014. Pg 30-37.

**Ilustración 12.** Ceniza de cascarilla de arroz (CCA).



**Fuente:** elaboración propia.

**2.3.2 Diseño de Experimentos.** Teniendo en cuenta que el proceso de Biometanización o digestión anaerobia es un proceso biológico que ocurre en 2 etapas globales, que son la Acido-génesis (producción de Ácidos grasos volátiles) y la metano-génesis (producción de metano a partir de los ácidos grasos volátiles) en las que una población heterogénea de microorganismos se encarga de transformar la materia orgánica degradable en biogás. Es importante mencionar que para que los reactores sean considerados metanogénicos, estas dos etapas se deben llevar a cabo al interior de cada uno de forma independiente, con lo cual se puede inferir que la capacidad de adsorción de la CCA debe medirse con respecto a un ácido graso volátil como lo es el Ácido acético.

El ensayo se planteó con base en la bibliografía encontrada, por lo cual, se evaluaron 5 diferentes concentraciones de ácido acético como se muestra en la **tabla 8** y se mantuvo fijo el peso de la ceniza de cascarilla de arroz empleada para cada concentración en 1,03g. Sin embargo, con el fin de mantener una distribución granulométrica igual para realizar este ensayo, se tamizó la ceniza como se muestra en la **ilustración 13**, obteniendo la distribución presentada en la **tabla 9**.

El volumen de las soluciones de ácido acético empleado en cada Erlenmeyer fue de 200ml, el tiempo de contacto y la temperatura fueron los mismos parámetros de operación escogidos para los RME (12h y 35°C), manteniendo una agitación constante con la ayuda de agitadores magnéticos.

Una vez se tienen servidos los Erlenmeyers con la ceniza y el ácido acético a distintas concentraciones, son llevados a una incubadora que mantendrá su

temperatura a 35°C, y por medio de un circuito ayudará se mantendrán en movimiento los agitadores magnéticos garantizando la mezcla constante de la ceniza y la solución de Ácido Acético. Pasadas las 12 horas se retiraron los recipientes de la incubadora y se realizaría la comparación entre DQO inicial (Solución sin ceniza) y DQO Final (solución presente en cada Erlenmeyer).

**Tabla 8** .Concentraciones iniciales de Ácido Acético en el ensayo de adsorción.

Experimento	DQO o (mg/L)
1	4582,33
2	4544,56
3	3022,33
4	2015,67
5	864,56

**Fuente:** elaboración propia.

## 2.3.4 Realización de ensayos.

### 2.3.4.1 Tamizaje y granulometría.

**Ilustración 13.** Tamizado de la ceniza de cascarilla de arroz.



**Fuente:** elaboración propia.

Teniendo en cuenta que la ceniza cumple un papel muy importante como material adsorbente, y que el tamaño de partícula puede influir fuertemente en su capacidad de adsorción, se procede a evaluar la granulometría de la ceniza empleada en el ensayo de adsorción. Los datos obtenidos se presentan a continuación.

**Tabla 9.** Distribución granulométrica del tamizaje y peso usado para el ensayo de adsorción.

Malla	Apertura (µm)	Peso retenido (g)	% Distribución por malla	Peso usado por Malla para el ensayo de adsorción (g)	% usado por malla para el ensayo de adsorción
30	600	0,5273	9,235	0,4	7,767
50	300	1,3615	23,844	1,2	23,301
100	150	3,7489	65,654	3,5	67,961
200	75	0,0724	1,268	0,05	0,971
Total		5,7101	100	5,15	100

**Fuente:** elaboración propia.

La distribución granulométrica empleada para realizar el ensayo de adsorción se escogió teniendo en cuenta los resultados del tamizaje, de modo que para servir los 5 Erlenmeyers el peso usado por malla se dividió entre 5, luego se pesó y se agregó respectivamente para que todos tuvieran la misma proporción de ceniza, para un total de 1,03g de CCA.

**2.3.4.2. Medición de la Concentración Final con DQO y Titulación.** Pasadas las 12 horas en la incubadora se retiran los Erlenmeyers y se realizan las mediciones de concentración con DQO. Para calcular el valor de DQO que tenía cada uno de los Erlenmeyers, se tuvo que realizar primero una dilución para asegurar que el valor de absorbancia encontrado callera dentro de la curva patrón de DQO la cual tiene los valores desde 100 hasta 1000mg/L.

Una vez se han realizado las respectivas diluciones se toman 2 ml de cada una y se llenan los viales de DQO previamente rotulados. Cuando se tienen servidos los viales de DQO completos (los 5ml en total) se colocan en el digestor que los mantiene a una temperatura de 150°C durante un tiempo de 2 horas, pasado este tiempo se deben retirar de la incubadora haciéndoles 2 inversiones para que se consuma el oxígeno generado en la reacción y se colocan en la gradilla para que disminuya su temperatura.

Posteriormente se limpia su superficie y se mide la absorbancia de cada uno 3 veces en un espectrofotómetro a una longitud de onda de 610nm, los valores de absorbancia encontrados se promedian y se multiplican por el factor de dilución para poder hallar su valor correcto de DQO.

**2.3.5 Análisis de las isotermas de adsorción para la ceniza de cascarilla de arroz.** La ecuación 17 fue empleada para determinar la cantidad de Ácido Acético adsorbido por unidad de adsorbente.

**Ecuación 17.** mg de Ácido Acético Adsorbido por gramo de CCA.

$$q_e = \frac{(C_i - C_f) * V}{W_{ads}}$$

**Fuente:** CALDEIRA, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de maestría en ingeniería ambiental. Universidad Federal de Ouro Preto. 2014. p.34.

Donde  $q_e$  es la cantidad de Ácido Acético adsorbidos en la ceniza de cascarilla de arroz (mg/g),  $C_i$  es la concentración inicial de Ácido Acético (mg/L),  $C_f$  es la concentración final después de 12 horas de agitación constante(mg/L),  $V$  el volumen de solución empleado (L) y  $W_{ads}$  es la cantidad de ceniza adicionada (g).

Se utilizó como medida de error, el error cuadrático medio (RMSE), que se muestra en la ecuación 18.

**Ecuación 18.** Error cuadrático medio.

$$RMSE = \sqrt{\frac{1}{m-2} \sum_{i=1}^m (q_e - q_i)^2}$$

**Fuente:** ARANGO OVIEDO, Jineth. Evaluación de la producción de metano en un reactor escalonado con carbón activado en polvo y en un reactor de lecho fijo estructurado utilizando el hidrolizado de bagazo de caña como sustrato. Tesis para optar por el título de Ingeniera Ambiental. Universidad Antonio Nariño. Bogotá D.C. 2018. p. 34.

Donde  $q_e$  es el valor de los miligramos de Ácido Acético adsorbidos por cada gramo de ceniza, y  $q_i$  es el estimado a partir de los modelos de las isotermas de adsorción estudiados (Langmuir, Freundlich, Temkin, SIPS). Entre más pequeño sea el valor del RMSE implica que hay un mejor ajuste a la curva del modelo.

## 2.4 COMPARACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LOS REACTORES

**2.4.1 Arranque de los biorreactores.** Para realizar el arranque de los reactores se preparó una solución de 10L con una concentración de 2000mg DQO/L utilizando principalmente melaza además de micro y macro nutrientes, con el fin de que se inoculen naturalmente los reactores, es decir, que se dé el crecimiento microbiano en su interior de manera natural, gracias a la solución preparada, se utiliza esta solución para llenarlos hasta la altura del sifón, y el alimento restante, se depositó en 2 botellas plásticas, con el fin de que de forma independiente se pudiera realizar una recirculación.

Para llevar a cabo esta recirculación se utilizaron las mangueras de entrada y salida de las bombas peristálticas de cada reactor, colocando la manguera que realiza la succión dentro de la botella cuya función además de contener el alimento restante, también recibía directamente (por medio de mangueras) el efluente de cada reactor. Y colocando la manguera de salida al interior de la tubería blanca (por la cual ingresa el alimento al reactor).

De modo que durante un tiempo promedio de 3 a 4 semanas, adicionalmente, se realizará un monitoreo continuo tomando una muestra diaria de alrededor de 15ml a la salida del reactor (sifón) con el fin de medir la DQO, y se tomarán muestras de los sólidos en la base de los reactores, ya que tanto la medida que la DQO como los sólidos son indicadores de la presencia de microorganismos consumiendo los nutrientes de la solución, por lo cual el valor de la DQO tendría que disminuir con el paso de los días y los sólidos volátiles tendrían que aumentar. Los valores exactos empleados para la preparación de esta solución de 10 L se muestran en la tabla 10 y 11.

**Tabla 10.** Macronutrientes usados para preparar 10L de solución de 2000 mg DQO/L.

<b>Compuesto</b>	<b>Cantidad agregada</b>
Melaza (g)	27,23
Cloruro de Amonio NH <sub>4</sub> CL (g)	5
Sulfato de Sódio (anidro) Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (g)	17
Fosfato trisodico Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (g)	14,4

**Fuente:** elaboración propia.

**Tabla 11.** Micronutrientes usados para preparar 10L de solución de 2000 mg DQO/L.

<b>Compuesto</b>	<b>Cantidad agregada</b>
Sulfato de Zinc ZnSO <sub>4</sub> (ml)	2,5
FeCl <sub>3</sub> .6H <sub>2</sub> O (ml)	2,5
CuSO <sub>4</sub> .5H <sub>2</sub> O (ml)	2,5
CoCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O (ml)	2,38
MnSO <sub>4</sub> .H <sub>2</sub> O (ml)	2,4
CaCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O (ml)	2,5

**Fuente:** elaboración propia.

El proceso de inoculación natural de los reactores se puede evidenciar en la **ilustración 14**. cabe aclarar que para mantener constante el proceso de digestión anaerobia se mantuvieron cerradas las botellas empleando papel parafilm.

**Ilustración 14.** Inoculación natural de los reactores.



**Fuente:** elaboración propia.

Al revisar los resultados de la inoculación natural de los reactores se observó que se presentaba una excelente remoción de la DQO, alcanzando hasta el 50% de la remoción de la DQO en un tiempo de 30 días de operación, sin embargo, los resultados para los sólidos totales, fijos y volátiles no tuvieron el comportamiento esperado, ya que solamente hasta el día de operación 14 se encontraron los valores más altos de sólidos volátiles (materia Orgánica), siendo estos, 2835 mg/L y 3155 mg/L para el reactor 1 y 2 Respectivamente. Después de este día de operación el valor de los sólidos disminuyó considerablemente a valores entre 800 y 500 mg/L.

Por tal motivo se decide realizar la inoculación usando lodo granular al cual se le realizó un pre-acondicionamiento, lavándolo con una mezcla de agua y melaza, se midió su volumen y se agregaron 900ml de lodo granular en la base de cada uno de los reactores, empezando nuevamente el conteo de los días de operación, pero en esta ocasión sin una recirculación del alimento.

**2.4.2 Operación de los Biorreactores.** Después de realizar la inoculación con el lodo granular, se monitorearon diariamente los parámetros como el caudal, el pH, la temperatura, se tomaron muestras de la salida del reactor para conocer la DQO, y eventualmente los sólidos generados en cada uno de los reactores. Además de realizar la medición del pH al alimento preparado cada día de por medio.

Al revisar el progreso de la inoculación con el lodo granular encontramos que durante los primeros 12 días se ve como progresivamente el lodo granular pasa por un proceso de aclimatación en el cual los microorganismos se acomodan al nuevo sustrato, sin embargo, a pesar de que se muestra un excelente progreso con la remoción de la DQO, los valores de pH a la salida de los reactores se habían mantenido bajos, oscilando entre 4,26 y 5,13 de modo que desde el día de operación 26 se agregan 2 gramos de bicarbonato de sodio por cada litro de alimento preparado, con la intención de generar un control sobre el pH a la salida de los reactores favoreciendo de esta manera la producción de biogás, a partir del día de operación 27 se ve un aumento en el pH de la salida de los reactores, variando entre 6,54 y 7,83.

El día de operación 36 después de realizar el ajuste del pH se comienza a visualizar sólidos a la salida de los reactores, por lo que se toman muestras para calcular su concentración.

Finalmente, para completar la inoculación el día de operación 41 se agregan 36,78 gramos de ceniza de cascarilla de arroz al reactor Número 2 usando la misma granulometría empleada para el ensayo de adsorción de Ácido acético, después de pesar por separado la fracción correspondiente de cada malla, se procede a detener la operación momentáneamente para el reactor 2, vaciando y almacenando el volumen retirado para colocar más fácilmente la ceniza en la parte inferior del reactor con ayuda de un tubo y un embudo, como se muestra en la **ilustración 15**.

**Ilustración 15.** Se agrega la ceniza en el reactor 2.



**Fuente:** elaboración propia.

Posteriormente se añade un parámetro más a tener en cuenta en la comparación de estos 2 reactores, que es la producción de Biogás, esta medición se realiza con ayuda de 2 medidores desarrollados empíricamente por la universidad Antonio Nariño, los cuales funcionan gracias al desplazamiento de un volumen de agua conocido que queda al interior de la parte plástica de una jeringa de 50 ml.

Esta jeringa está ubicada en un recipiente con agua que solo permite la entrada y salida del biogás, al interior de esta jeringa se tienen 2 sensores, uno en la parte superior y otro en la parte inferior de la jeringa, que al detectar la ausencia del agua activan una válvula de 2 vías permitiendo la salida del gas y generando un conteo del volumen configurado en el sensor.

El Biogás generado en los reactores permanece fluyendo de forma constante hacia los medidores, y gracias a una válvula check se asegura de que el gas no se devuelva por la misma línea, sino por la conexión que tiene con la válvula de 2 vías, como puede verse en la **ilustración 16** para entender mejor el funcionamiento de los medidores de biogás, su manual se encuentra en el **Anexo E**.

**Ilustración 16.** Medidor de Biogás.



**Fuente:** elaboración propia.

Durante los primeros días de prueba de los medidores de biogás, se logró evidenciar que las medidas eran muy bajas lo cual indicaba que el biogás presentaba una dificultad al momento de intentar salir por la parte superior de los reactores, de modo que este se acumulaba en el Head-Space desplazando lentamente el nivel del efluente del reactor hasta que este lograba escaparse por el sifón, esto se comprobó al destapar los reactores y ver que su nivel estaba por debajo de la altura del sifón del reactor.

De modo que, para solucionar este inconveniente, fue necesario implementar una conexión a la salida de ambos reactores con la intención de generar una mayor presión por el sifón, y de esta manera se logró promover el desplazamiento del biogás hacia los medidores. El sistema consistió en una manguera de irrigación transparente de 1/2" junto con 3 codos, que servirían para darle la forma de tubo en U cuya altura en la terminación de esta U, correspondería a la altura que hay desde el sifón hasta la parte superior del Head-Space de los reactores (5cm).

La conexión realizada se muestra a continuación, en la ilustración 17.

**Ilustración 17.** Conexión de tubo en U en R1 y R2.



**Fuente:** elaboración propia.

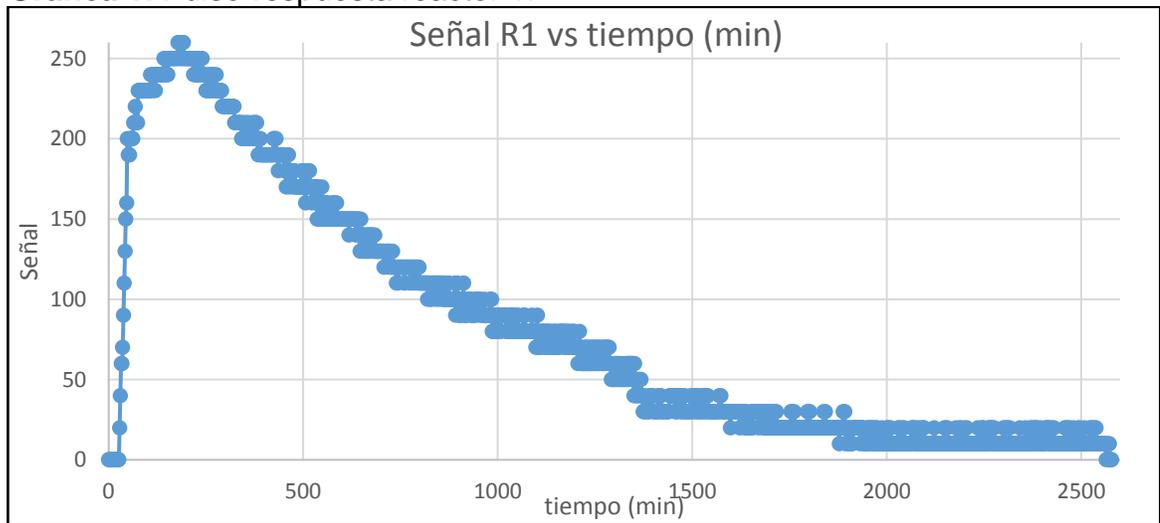
Adicionalmente, en el **ANEXO G** se agregan los balances de masa (en términos de DQO), de ambos reactores teniendo en cuenta la conversión (%remoción promedio) alcanzado por cada uno de los reactores y el balance de energía que requerían ambos para elevar la temperatura del alimento de la temperatura ambiente promedio de Bogotá, hasta los 35°C para la operación. Por otro lado, en el **ANEXO H** se presentan los cálculos requeridos para conocer el valor de la caída de presión que presentan los reactores, en cada diámetro de tubería de PVC.

### 3. RESULTADOS

#### 3.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL ENSAYO DE TRAZADORES

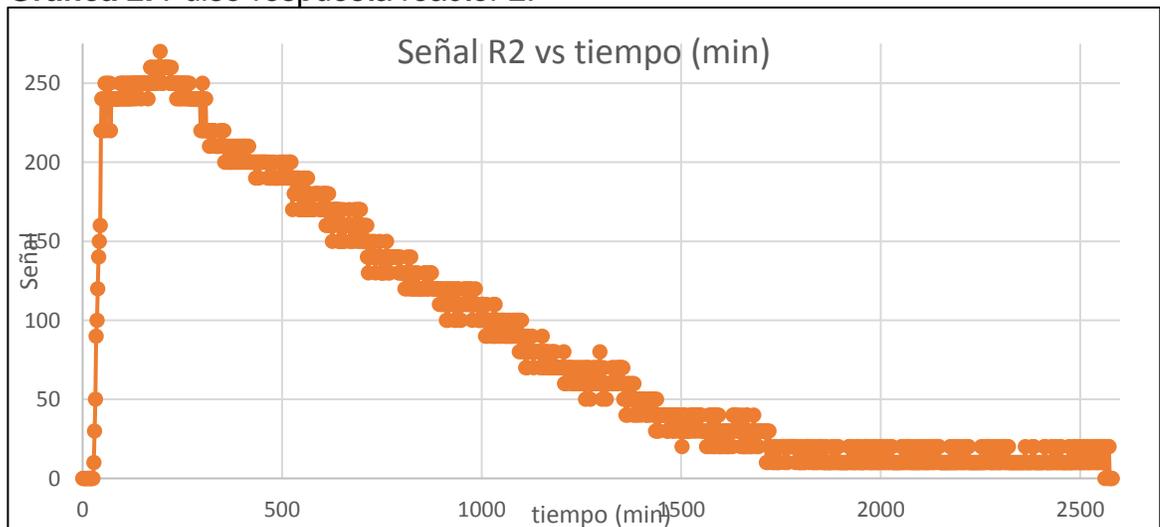
A continuación, se presentan las gráficas obtenidas después de ajustar los datos registrados por el software Telak para ambos reactores junto con la tabla 13 que presenta los resultados encontrados después de realizar los cálculos indicados por Levenspiel para poder analizar las gráficas, estos cálculos se muestran para el reactor 1 y 2 en el **Anexo D**.

**Gráfica 1.** Pulso-respuesta reactor 1.



**Fuente:** elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

**Gráfica 2.** Pulso-respuesta reactor 2.



**Fuente:** elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

Al revisar la bibliografía y comparar las curvas obtenidas es posible indicar que ambos reactores metanogénicos escalonados presentan un flujo combinado de tipo flujo pistón en serie con flujo mezclado.

La ventaja de realizar este ensayo con dos reactores iguales con distintos tiempos de retención teóricos es que se puede realizar un análisis interesante. Al hallar el valor del tiempo de retención hidráulico experimental de ambos reactores, se ve que es prácticamente el mismo, sin embargo, difiere del tiempo de retención teórico escogido para realizar el ensayo en ambos reactores, ya que el experimental es menor que el valor teórico para el reactor 1 y mayor para el reactor 2.

Según la literatura, esto significa que parte del volumen del reactor 1 no se está utilizando, es decir, que debe tener zonas muertas o estancadas. Y para el caso del reactor 2, algo en el recipiente está frenando el flujo del trazador, lo cual se puede relacionar con la alta densidad del trazador que no le permite fluir tan fácilmente.

**Tabla 12.** Resultados ensayo de trazadores.

<b>Parámetro</b>	<b>Reactor 1</b>	<b>Reactor 2</b>
<b>Caudal (ml/min)</b>	5,5	6,5
<b>TRH teórico (h)</b>	12,48	10,56
<b>TRH experimental (h)</b>	11,3	11,29
<b>No. De tanques en serie</b>	1,6	1,7

Fuente: elaboración propia.

Adicionalmente, se encuentra que el ajuste al modelo de N reactores de mezcla perfecta en serie dio un valor igual a 1,6 y 1,7 CSTRs para cada uno de los reactores. Este valor puede aproximarse a 2 CSTRs en ambos casos, y es muy cercano al registrado por el Paulo Henrique Miranda<sup>38</sup>, ya que al realizar el ensayo de trazadores en los reactores metanogénicos escalonados con volumen de 2,3 Litros obtuvo un valor de 2,3 CSTRs, y presentaron el mismo tipo de flujo al interior que el obtenido en nuestro ensayo.

<sup>38</sup> CORDEIRO, Paulo Henrique de Miranda. Avaliação da biometanização do hidrolisado hemicelulósico obtido pela auto-hidrólise do bagaço de cana-de-açúcar em sistemas anaeróbios de duplo estágio e um estágio na presença de carvão ativado em pó. 2018.p.88. Disponible en: [https://www.repositorio.ufop.br/bitstream/123456789/10270/1/DISSERTA%  
c3%87%c3%83O\\_Avalia%  
c3%a7%c3%a3oBiometaniza%  
c3%a7%c3%a3oHidrolisado.pdf](https://www.repositorio.ufop.br/bitstream/123456789/10270/1/DISSERTA%c3%87%c3%83O_Avalia%c3%a7%c3%a3oBiometaniza%c3%a7%c3%a3oHidrolisado.pdf)

### 3.2 ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL ENSAYO DE ADSORCIÓN DE LA CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ

Las isotermas de adsorción de la ceniza de cascarilla de arroz se manejaron en el rango de concentración entre 864,56 - 4582,33 mg/L DQO, los valores de  $C_e$  y  $q_e$  para el ácido acético se muestran a continuación en la tabla 14.

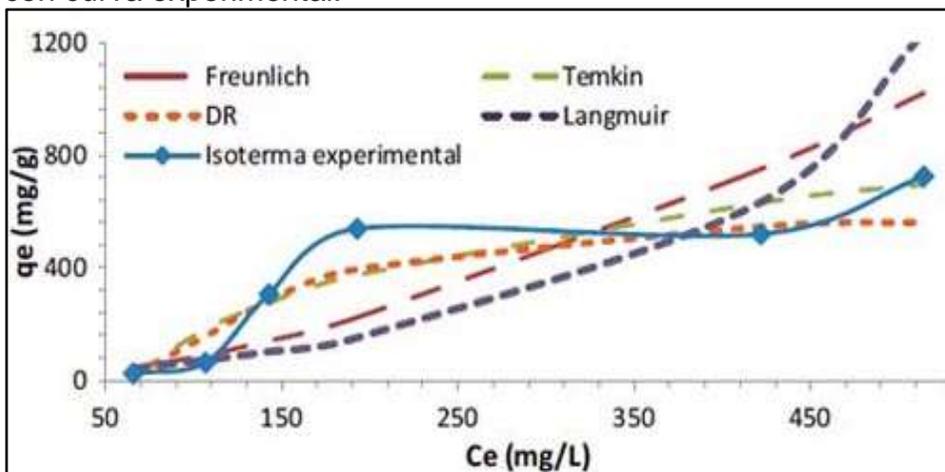
**Tabla 13.** Valores de  $C_e$  y  $q_e$  para el Ácido acético.

Experimento	DQO final ( $C_e$ )	$q_e$
1	4371,22	40,992
2	4340,11	39,698
3	2822,33	38,835
4	1820,11	37,972
5	680,11	35,814

**Fuente:** elaboración propia.

Una vez se obtuvieron los datos del ensayo, se utilizaron 4 modelos de adsorción que fueron el modelo de Langmuir, Freundlich, Temkin y SIPS en su respectiva forma lineal y no lineal para determinar cuál de estos modelos tenía el mejor ajuste con los datos experimentales, validando su ajuste con ayuda de la ecuación 18. Los datos encontrados de las constantes de cada modelo se muestran en la **tabla 14**. Y la comparación con los modelos se realiza de una forma similar a como lo presenta la ilustración 18.

**Ilustración 18.** Esquema de comparación de modelos de adsorción con curva experimental.



**Fuente:** SUN-KOU, Maria,. Síntesis, caracterización y aplicación de armazones metal orgánicos en la adsorción de dimetilamina. 2014. Pg. 3.

**Tabla 14.** Parámetros de los modelos de isotermas de adsorción para el Ácido acético sobre la ceniza de cascarilla de arroz.

<b>Modelo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>valor</b>
<b>Langmuir Lineal</b>	qm	40,650
	b	0,010
	<b>RSME</b>	<b>0,8490</b>
<b>Langmuir No lineal</b>	qm	40,786
	b	0,010
	<b>RSME</b>	<b>0,8426</b>
<b>Freundlich Lineal</b>	kf	23,573
	n	15,699
	<b>RSME</b>	<b>0,5603</b>
<b>Freundlich No Lineal</b>	kf	23,497
	n	15,586
	<b>RSME</b>	<b>0,5598</b>
<b>Temkin Lineal</b>	kt	3540,194
	qm	2,429
	<b>RSME</b>	<b>0,5721</b>
<b>Temkin No Lineal</b>	kt	3540,538
	qm	2,429
	<b>RSME</b>	<b>0,5721</b>
<b>SIPS Lineal</b>	b	3,929,E-22
	n	-18,149
	qmax	40,650
	<b>RSME</b>	<b>37,2679</b>
<b>SIPS No Lineal</b>	b	0,010
	n	1,000
	qmax	40,786
	<b>RSME</b>	<b>0,8426</b>

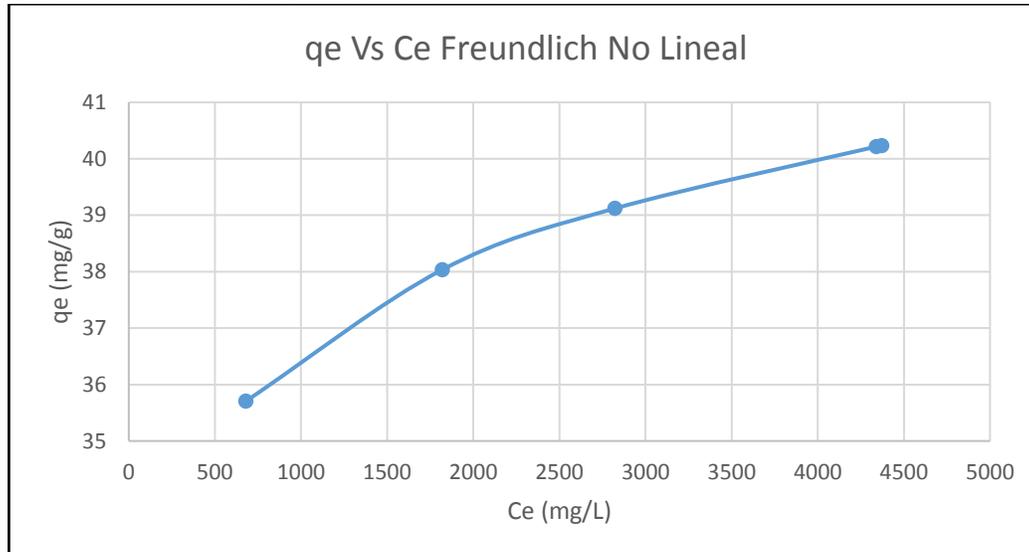
**Fuente:** elaboración propia.

Al revisar los datos encontramos que todos los modelos de adsorción evaluados en su forma no lineal presentan un menor error que en su forma lineal, y al comparar el error de los modelos en su forma no lineal encontramos que el modelo que presentó el mejor menor error, es decir, el que tuvo el mejor ajuste es el modelo de **Freundlich no lineal**. Es importante mencionar, que como no se tiene conocimiento de una ley de velocidad con la cual se pueda corroborar el mejor ajuste. Los resultados se basaron exclusivamente en el menor error.

Teniendo en cuenta que en el modelo de Freundlich el termino  $1/n$  es un indicador de la intensidad o efectividad de adsorción, cuando  $1/n$  es menor a la unidad la adsorción es favorable, por lo tanto, al reemplazar el valor de  $n$  encontrado en el modelo no lineal se obtiene un valor de **0,0642** lo cual implica que el proceso de adsorción del ácido acético sobre la ceniza de cascarilla de arroz es favorable.

A continuación, en la gráfica 3 se presenta la curva  $q_e$  Vs  $C_e$  hallada con los valores no lineales del modelo de Freundlich.

**Gráfica 3.**  $q_e$  Vs  $C_e$  Freundlich no lineal.



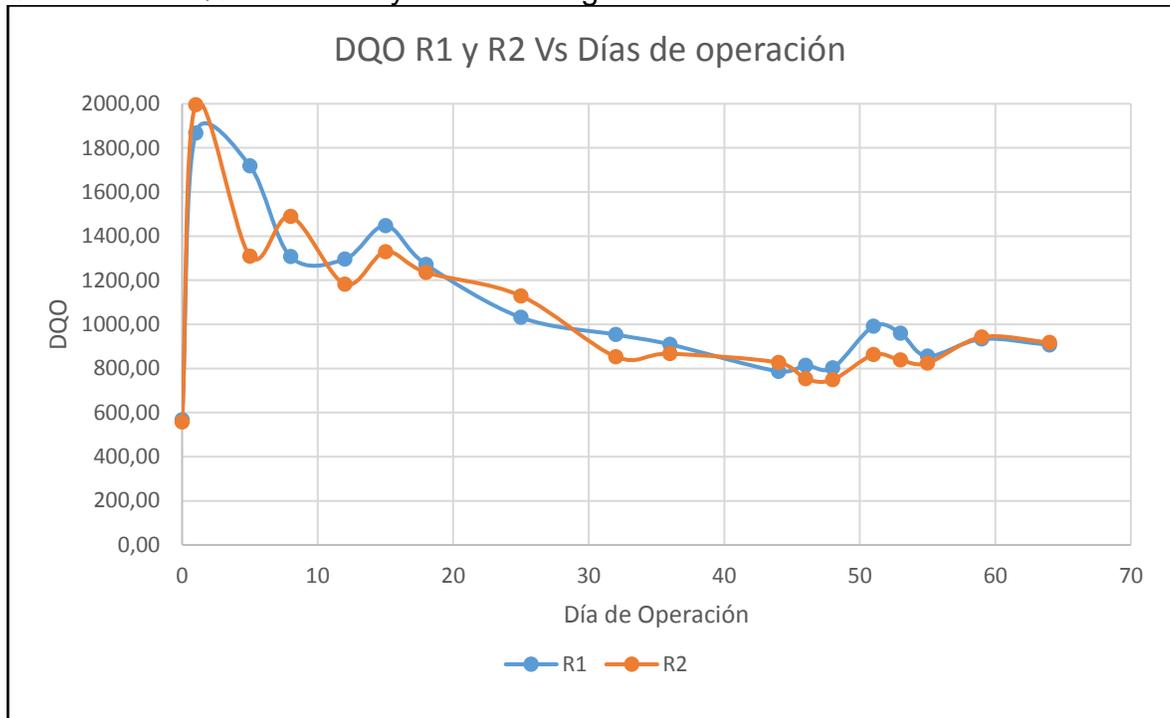
**Fuente:** elaboración propia.

Al tomar como referencia el punto máximo de adsorción presentado en la gráfica, se tiene que por cada gramo de ceniza de cascarilla de arroz es posible adsorber 40,23mg de Ácido acético. Para realizar el cálculo de la cantidad de ceniza que debe agregarse al reactor se debe tener en cuenta que el factor de equivalencia de gramo de DQO por Gramo de Ácido acético que es igual a 1,06. Por lo tanto, si se asume que el alimento de los reactores se convierte completamente en ácidos grasos volátiles como el ácido acético habrían 2000mg de DQO por Litro de reactor disponibles para ser adsorbidos, por ende, el reactor necesitaría un valor de 204,8 gramos de Ceniza con la misma granulación empleada en el ensayo de adsorción, para suplir los 4,12 litros de volumen efectivo.

### 3.3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DE OPERACIÓN DE LOS DOS BIOREACTORES

A partir del día en el que se agregó el lodo granular se hizo un monitoreo continuo de la DQO a la salida en ambos reactores, presentando excelentes resultados después de los primeros días de adaptación. La gráfica 4 presenta la variación de la DQO en los reactores 1 y 2 con el paso de los días de operación.

**Gráfica 4.** DQO Reactor 1 y 2 con Lodo granular.



**Fuente:** elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

En esta gráfica es posible observar como durante los primeros 20 días de operación la DQO a la salida de ambos reactores fluctúa, demostrando la etapa de aclimatación del lodo granular con el alimento preparado, pasado el día 20 de operación se observa un mayor consumo de DQO en ambos reactores, llegando a alcanzar valores a la salida de 800 y 750 mg/L de DQO para los reactores 1 y 2 respectivamente. Adicionalmente se tiene en cuenta el valor de la DQO de entrada, para poder realizar el cálculo del porcentaje de remoción, que hasta el día de operación 64 alcanzó valores de 59,9% y 62,6% para los reactores 1 y 2 respectivamente.

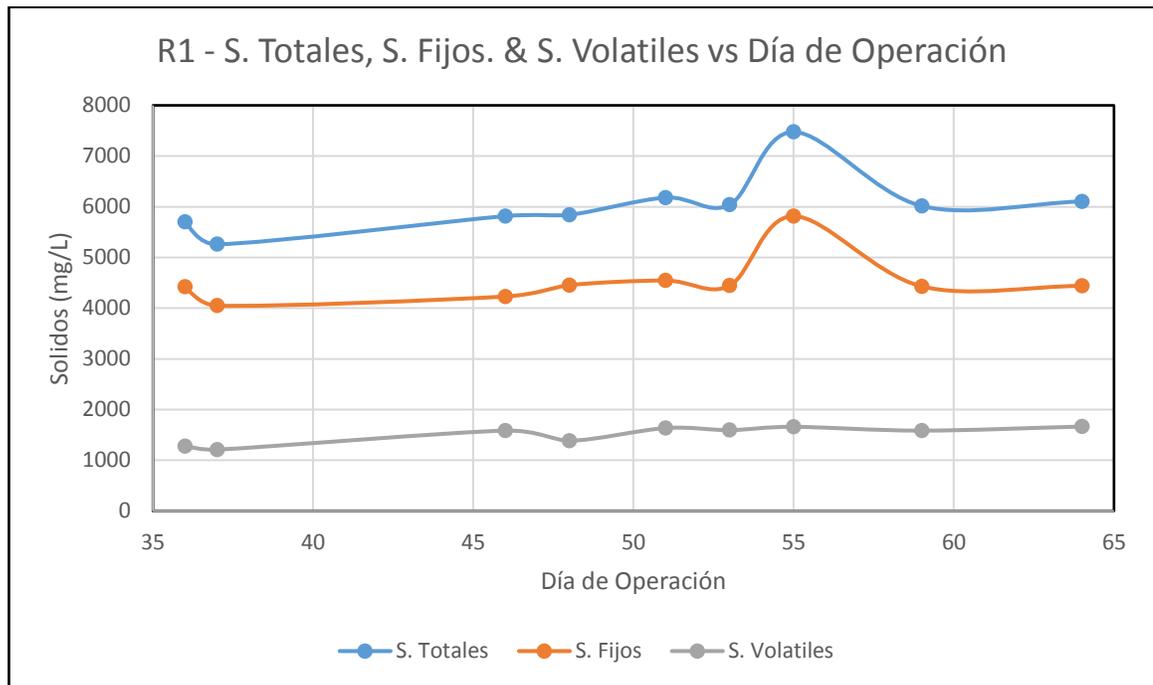
**3.3.1 Medición de Sólidos Totales, fijos y Volátiles.** A continuación, en las tablas 15 y 16 se presentan los datos obtenidos de los sólidos totales, fijos y volátiles generados en cada uno de los reactores a partir del día de operación 36, que fue cuando se observó su presencia a la salida de ambos reactores.

**Tabla 15.**Resultados solidos reactor 1.

Día de Op No.	Peso 1 (g)	Peso 2 (g)	Peso 3 (g)	Solidos Totales [mg/L] (P2-P1) $*1 \times 10^6 / 20$	Solidos Fijos [mg/L] (P3-P1) $*1 \times 10^6 / 20$	Solidos Volátiles [mg/L] (S. Totales - S. Fijos)	SV/S T
36	32,331	32,445	32,419	5700	4420	1280	0,225
37	29,833	29,938	29,914	5260	4050	1210	0,230
46	32,362	32,478	32,446	5815	4230	1585	0,273
48	32,820	32,937	32,909	5840	4455	1385	0,237
51	32,362	32,486	32,453	6180	4545	1635	0,265
53	30,255	30,376	30,344	6040	4445	1595	0,264
55	32,792	32,942	32,909	7475	5815	1660	0,222
59	32,362	32,483	32,451	6015	4430	1585	0,264
64	56,936	57,058	57,025	6105	4440	1665	0,273

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfica 5.** Solidos totales, fijos y volátiles de R1 Vs días de operación.



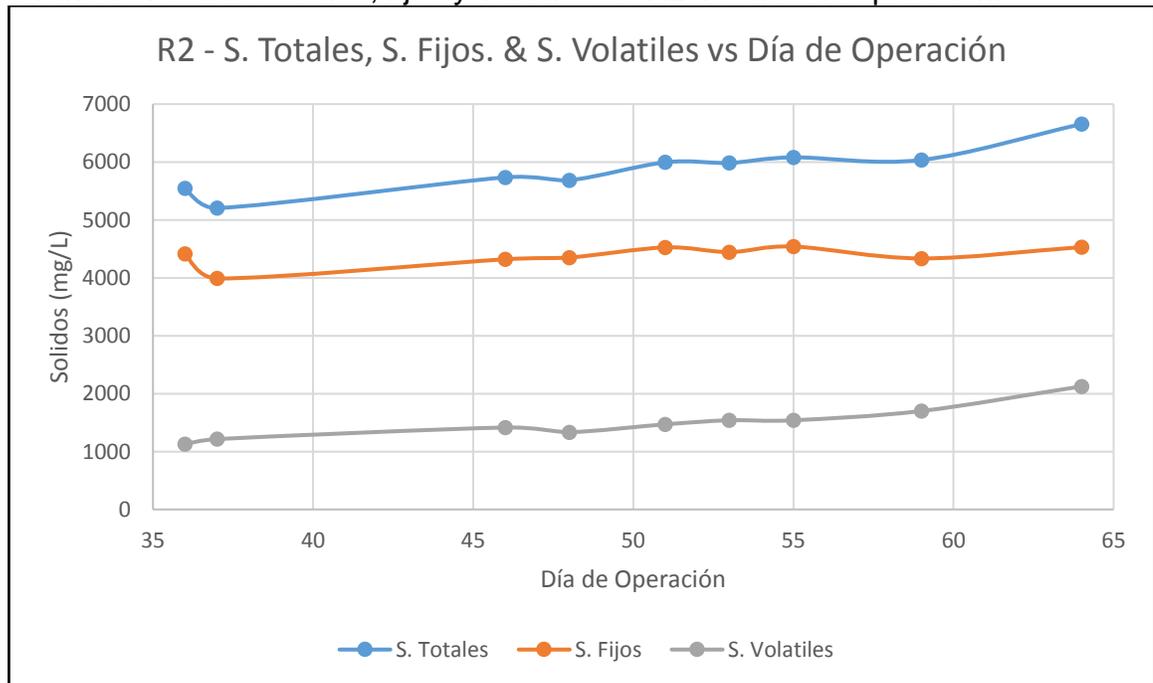
**Fuente:** elaboración propia.

**Tabla 16.** Resultados solidos reactor 2.

Día de Op No.	Peso 1 (g)	Peso 2 (g)	Peso 3 (g)	Solidos Totales [mg/L] (P2-P1)* 1x10 <sup>6</sup> /20	Solidos Fijos [mg/L] (P3-P1)* 1x10 <sup>6</sup> /20	Solidos Volátiles [mg/L] (S. Totales - S. Fijos)	SV/ST
36	30,255	30,366	30,343	5545	4415	1130	0,204
37	23,004	23,108	23,083	5205	3990	1215	0,233
46	31,381	31,496	31,468	5735	4320	1415	0,247
48	30,741	30,854	30,828	5685	4350	1335	0,235
51	31,381	31,501	31,472	5995	4525	1470	0,245
53	29,834	29,953	29,922	5985	4445	1540	0,257
55	30,740	30,862	30,831	6080	4540	1540	0,253
59	29,808	29,928	29,894	6035	4335	1700	0,282
64	30,257	30,390	30,348	6655	4530	2125	0,319

Fuente: elaboración propia.

**Gráfica 6.** Solidos totales, fijos y volátiles de R2 Vs días de operación.



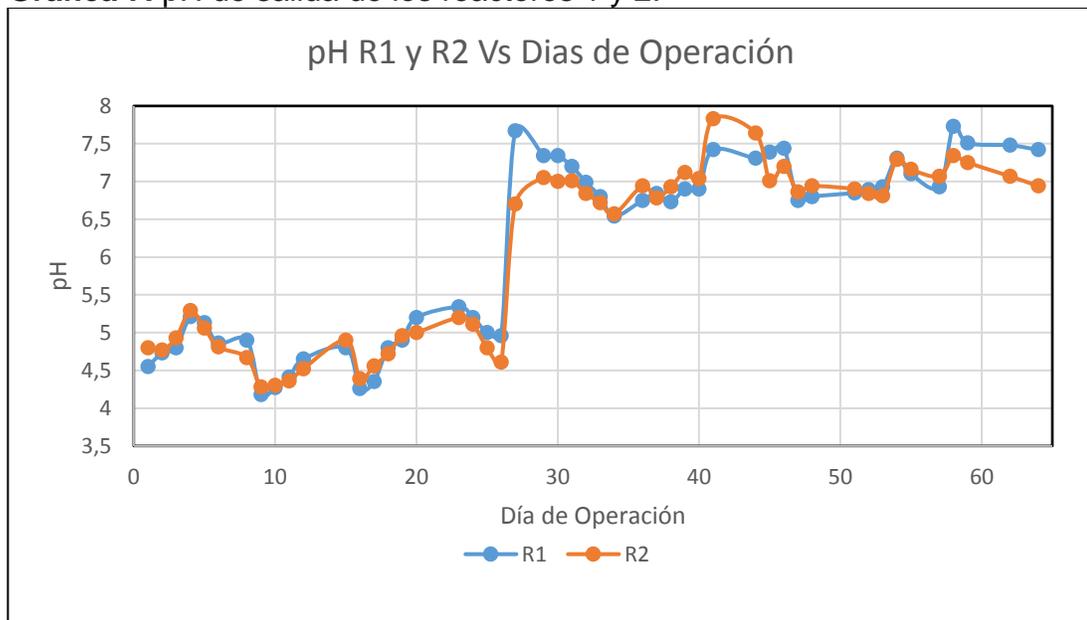
Fuente: elaboración propia.

**3.3.2 Medición del pH.** Uno de los parámetros más importantes que se deben controlar es el valor del pH, ya que, para obtener una mayor concentración de metano en el flujo de biogás, el pH a la salida de los reactores debe estar entre 6,5 y 7,5 pero teniendo en cuenta el rango optimo entre 6,8 y 7,2. a continuación, en la

gráfica 5 se presenta la medida del pH a la salida de ambos reactores con el paso de los días de operación.

En esta gráfica se observa que durante los primeros 26 días de operación los valores de pH a la salida de ambos reactores oscilan en un rango entre 4,18 y 5,34, pero también, a partir del día de operación 26 se comienzan a agregar 2 gramos de bicarbonato de sodio por cada litro de alimento preparado, este ajuste permitió estabilizar el pH al interior de los reactores y se evidenció su cambio desde el día de operación 27 en adelante.

**Gráfica 7.** pH de salida de los reactores 1 y 2.



**Fuente:** elaboración propia.

**3.3.3 Flujo de Biogás.** Finalmente, otro de los parámetros importantes para realizar la comparación de la operación de los reactores es la producción de biogás, este caudal de biogás, se normaliza con unas unidades de Normal Litro/ día teniendo en cuenta la temperatura ambiente, la presión atmosférica y la humedad relativa del aire, con el fin de tener el valor del caudal que sería igual en cualquier punto del planeta, independientemente de la temperatura, la altitud y la humedad relativa del aire.

La **tabla 17** y la **gráfica 8** presentan los valores obtenidos de biogás en los últimos 19 días de operación después de agregar la ceniza de cascarilla de arroz al reactor 2, mostrando que en general por día se está produciendo mayor cantidad de biogás en el reactor 2 que en el 1. Por lo tanto, se puede decir que la presencia de la ceniza en el reactor 2 influencia de forma positiva la producción de biogás.

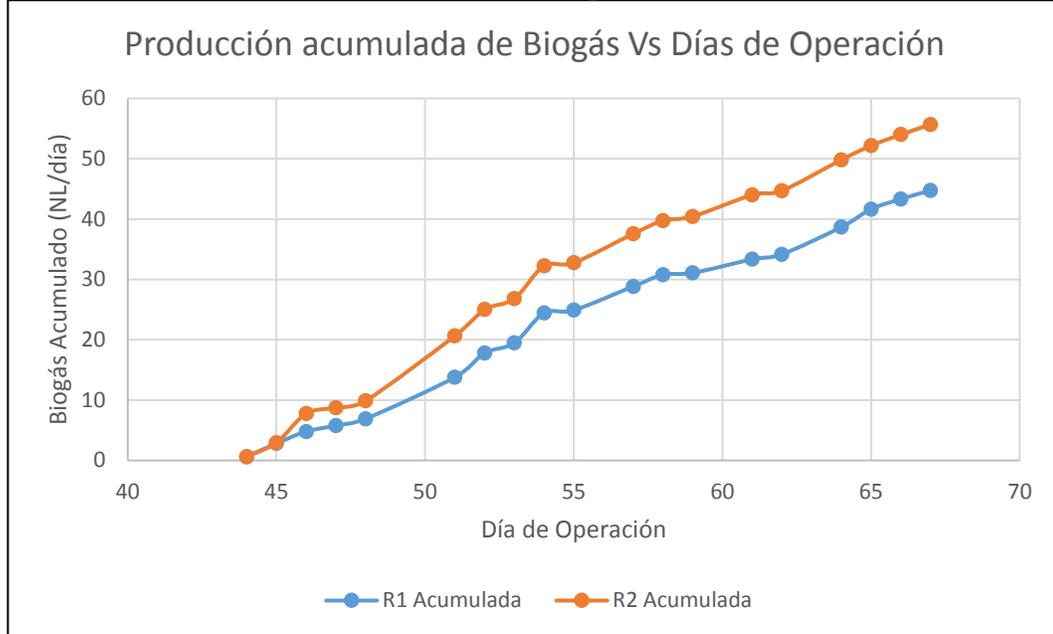
Registro del flujo de Biogás producido por día.

**Tabla 17.** Flujo de Biogás de Caudal (NL/día).

Fecha	Día de operación	Flujo de Biogás de Caudal (NL/día)	
		R1	R2
2/11/2019	41	<b>Se agrega la ceniza en R2</b>	
5/11/2019	44	0,609	0,623
6/11/2019	45	2,216	2,326
7/11/2019	46	1,966	4,819
8/11/2019	47	0,979	0,957
9/11/2019	48	1,138	1,163
12/11/2019	51	6,878	10,752
13/11/2019	52	4,016	4,362
14/11/2019	53	1,662	1,795
15/11/2019	54	4,977	5,442
16/11/2019	55	0,460	0,528
18/11/2019	57	3,942	4,794
19/11/2019	58	1,923	2,182
20/11/2019	59	0,316	0,685
22/11/2019	61	2,261	3,589
23/11/2019	62	0,831	0,686
25/11/2019	64	4,498	5,118
26/11/2019	65	2,971	2,349
27/11/2019	66	1,672	1,835
28/11/2019	67	1,432	1,675

**Fuente:** elaboración propia.

**Gráfica 8.** Producción acumulada de Biogás.



**Fuente:** elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

Al observar detalladamente la producción de biogás de ambos reactores con el paso de los días después de agregar la CCA en el reactor 2, se observa que este produjo mayor cantidad de biogás que la obtenida por el R1, con un aumento que varía desde el 2 al 58%, adicionalmente al promediar la producción de biogás de ambos reactores durante estos 19 días de operación se obtienen valores de 2,355 y 2,931 Normal litro respectivamente para R1 y R2. Adicionalmente la gráfica 8 que presenta los datos de flujo de biogás acumulados durante el tiempo de medición demostró que se obtuvieron valores de 44,747 y 55,681NL para el reactor 1 y el reactor 2 respectivamente.

Se debe tener en cuenta que para la toma de los datos de flujo de biogás se tomaban las medidas arrojadas por los sensores en un tiempo igual, para asegurar que la comparación fuera lo más precisa posible, de modo que se encendían los medidores al tiempo y transcurridas 24 horas se tomaba el valor del volumen que estos habían registrado, o, se tomaba el valor de flujo (ml/h) que calculaba el sensor después de 12 horas y se calculaba el volumen que sería obtenido después de 24 horas. Estos resultados permiten asegurar que al emplear un material adsorbente como la CCA en los procesos de digestión anaerobia es posible generar un aumento en la producción de biogás. Qué puede variar desde el 2 al 58% teniendo en cuenta el hecho de que se comparó el desempeño de dos biorreactores metanogénicos escalonados construidos con las mismas dimensiones e inoculados con 900 ML de lodo granular, empleando el mismo tipo de sustrato que fue agua residual sintética con Macro y micronutrientes a una concentración de 2000 mg por litro de DQO, la única diferencia entre estos reactores fue la presencia de la CCA en uno de ellos.

#### 4. CONCLUSIONES

- El estudio del comportamiento hidrodinámico realizado a los RME demostró que a pesar de manejar caudales diferentes el comportamiento gráfico fue prácticamente el mismo, presentando un flujo mezclado entre pistón y mezcla completa para ambos reactores, adicionalmente al evaluar el modelo de reactores de mezcla completa en serie expuesto por Levenspiel se encontró que tanto el reactor 1 como el reactor 2 corresponden a 2 reactores CSTR en serie perfectamente mezclados.
- El ensayo para evaluar la capacidad de adsorción del Ácido acético sobre la ceniza de cascarilla de arroz permitió asegurar que la ceniza se ajusta mejor a los modelos no lineales estudiados (Langmuir, Freundlich, Temkin, y SIPS), pero especialmente con el modelo de Freundlich no lineal, encontrando que la capacidad máxima de adsorción de ácido acético corresponde a 40,23 mg de Ácido acético por cada gramo de CCA utilizado.
- Ya que la inoculación natural no dio los resultados esperados, respecto a la generación de sólidos (material Biológico) al interior de los reactores, se tuvieron que agregar 900ml de lodo granular a cada uno, para comenzar la operación, con el transcurso de los días se observó que durante los primeros 20 días de operación se dio la aclimatación del lodo granular con el agua residual sintética, posteriormente se evidencia un incremento en el % de remoción de DQO de ambos reactores, alcanzando valores de hasta del 58%.
- Una vez se agregaron los 36,78g de ceniza de cascarilla de arroz al reactor 2 y se comenzaron a registrar los datos de flujo arrojado por los medidores diariamente, se encontró que el reactor 2 presentó un mayor flujo de biogás que el reactor 1, superándolo con aumentos en el flujo del 2 al 58%. adicionalmente el promedio de la producción de biogás de ambos reactores durante los 19 días de operación siguientes al día 41 cuando se agregó se obtienen valores de 2,355 y 2,931 Normal litro respectivamente para R1 y R2.

## 5. RECOMENDACIONES

- Se podría evaluar nuevamente el comportamiento hidrodinámico de los reactores manejando caudales tanto altos como bajos, para comprobar y comparar los resultados obtenidos en este estudio.
- Para comprobar si existe un mejor modelo que el de Freundlich no lineal que se ajuste a los datos experimentales de adsorción encontrados podrían evaluarse más modelos de adsorción que los empleados en este proyecto, además de hallar una ley de velocidad bajo la cual se pueda expresar correctamente la adsorción del Ácido Acético sobre la ceniza de cascarilla de arroz, realizando más ensayos de adsorción.
- Con el fin de completar el análisis de la adsorción del ácido acético sobre la CCA, sería útil realizar un ensayo de desorción para evaluar con qué facilidad la ceniza es capaz de liberar el ácido acético adsorbido.
- Para continuar comparando la producción de biogás de ambos reactores, además de comprobar cuál es el valor máximo de concentración en el alimento que pueden tratar ambos reactores se podría realizar un aumento gradual en la concentración del alimento de ambos reactores evaluando los parámetros mencionados anteriormente durante la operación, además de que también se podría agregar una mayor cantidad de ceniza al reactor 2 para evaluar su desempeño.

## BIBLIOGRAFÍA

ALIENERGY., Aprovechamiento de cascarilla de arroz. 2010 [consultado 22 de septiembre de 2019]. Disponible en línea en: [[http://www.alienergy.com.co/proyectos\\_3.html](http://www.alienergy.com.co/proyectos_3.html)].

ARANGO OVIEDO, Jineth. Evaluación de la producción de metano en un reactor escalonado con carbón activado en polvo y en un reactor de lecho fijo estructurado utilizando el hidrolizado de bagazo de caña como sustrato. Tesis para optar por el título de Ingeniera Ambiental. Universidad Antonio Nariño. Bogotá D.C. 2018

CALDEIRA TONUCCI, Marina. Adsorção de diclofenaco, estradiol e sulfametoxazol em carvões ativados e nanotubos de carbono: estudos cinéticos e termodinâmicos. Tesis de Maestría. Universidade Federal de Ouro Preto. 2014. P. 30-43.

CEMARGO VARÓN, Javier. Diseño, construcción y puesta a punto de un prototipo de quemador para la combustión continua y eficiente de la cascarilla de arroz. El Hombre y la Máquina 2005, p. 130. [Consultado: 9 de octubre 2019]. Disponible en: [<https://www.redalyc.org/pdf/478/47802513.pdf>]

CHAPRA, Steven C, CANALE, Raymond. Métodos numéricos para ingenieros. 5ta edición. 2006. p 631-638.

CISNEROS VALLADARES, María, et al. Adsorbentes no-convencionales, alternativas sustentables para el tratamiento de aguas residuales. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, 2017, vol. 16, no 31, p. 62-63. [Consultado: 8 de octubre 2019]. Disponible en: <http://www.scielo.org.co/pdf/rium/v16n31/1692-3324-rium-16-31-00055.pdf>.

COKER, A. Kayode. Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2. 4th Edition. 2010. Elsevier. 1 p.

CORRALES, Lucia. et al. Bacterias anaerobias: procesos que realizan y contribuyen a la sostenibilidad de la vida en el planeta. 2015, p.60. Página Web. [En línea]. [Consultado: 19 de septiembre 2019]. Disponible en: <https://revistas.unicolmayor.edu.co/index.php/nova/article/view/309>.

DORAN, Pauline. Principios de ingeniería de los bioprocesos. Acribia, España. 1995. ISBN: 8420008532. p 94.

FERNANDEZ PINO, Fernando. Análisis de los sistemas de refrigeración solar por Adsorción. 2011 [consultado 15 de enero de 2020]. Disponible en línea en: [<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/4986/fichero/Cap%C3%ADtulo3+Sistema+d e+adsorci%C3%B3n.pdf>].

FOO, Keng Yuen; HAMEED, Bassim H. Insights into the modeling of adsorption isotherm systems. Chemical engineering journal, 2010, vol. 156, no 1, p. 2-10.

GANDARILLAS, Vanesa., et. Al. Revisión de las experiencias en el tratamiento de aguas residuales domésticas mediante reactores UASB en cochabamba-Bolivia comparadas con las de latinoamérica, india y europa.2017. Revista: Investigación y desarrollo, No. 17, vol. 1.Pg 85.

GUIMARÃES GUSMÃO, K, et al. Adsorption studies of etherdiamine onto modified sugarcane bagasses. ScienceDirect, Journal of Environmental Management. P338.

HIGGINS & LEIGHTON, Quick, nongraphical, noniterative Method for gas-drive predictions – short traner. 1960. Pg 13.

INGENIERÍA MECAFENIX. La enciclopedia de la ingeniería. 2018. Página web. [En línea]. [Consultado: 15 de noviembre de 2019]. Disponible en: <https://www.ingmecafenix.com/automatizacion/sensor-optico/>

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Compendio de normas para trabajos escritos. NTC-1486-6166. Bogotá D.C.: El instituto, 2018. ISBN 9789588585673 153 p.

KNOVEL CRITICAL TABLES. 2008. [Consultado el 18 de enero de 2020]. Pagina web disponible en: [[https://app.knovel.com/web/toc.v-cid:kpKCTE000X/viewerType:toc/root\\_slug:knovel-critical-tables](https://app.knovel.com/web/toc.v-cid:kpKCTE000X/viewerType:toc/root_slug:knovel-critical-tables)]

LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology Modeling the flow of fluids. New York: R. Moreau, Madylan. 2011

LORENZO ACOSTA, Yaniris, et al. La digestión anaerobia. Aspectos teóricos. Parte I. ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar. vol. 39. 2005. p. 36.

MANZANO, Catarina. Adsorción de ácido acético por carbón activado. Capítulo 4. Vol. 30 Universidad de las Américas Puebla, Mexico. 2019 p. 5. consultado 24 de

septiembre de 2019]. Disponible en línea en: [http://catarina.udlap.mx/u\\_dl\\_a/tales/documentos/lic/ponce\\_o\\_e/capitulo4.pdf](http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lic/ponce_o_e/capitulo4.pdf)

MARROQUÍN FANDIÑO, Jorge. Desarrollo de biorreactores controlados aplicables al estudio de cultivos de microorganismos de interés comercial. Tesis para optar por el título de Licenciado en Química. Universidad Distrital Francisco José de Caldas. Bogotá D.C. 2018. p. 36.

MARTIN, Agustín. Apuntes de mecánica de fluidos. 2011. Pg 49.

MEDICCI.,2011[sitio web]. [Consultado: 1 de noviembre de 2019]. Imagen disponible en línea en: [<http://med.setodo.com/himiya/13737/index.html?-page=3>].

MEISINGSET, Kunt K, GRONVOLD, Fredrik., Thermodynamic properties and phase transitions of salt hydrates between 270 and 400 K IV. CaCl<sub>2</sub> · 6H<sub>2</sub>O, CaCl<sub>2</sub> · 4H<sub>2</sub>O, CaCl<sub>2</sub> · 2H<sub>2</sub>O, and FeCl<sub>2</sub> · 6H<sub>2</sub>O. 1985. Pg 13.

MIETZNER, Michael, et Al. Patente No. US2017/0369828 A1. 2017. p.4. Página Web. [En línea]. [Consultado 5 de abril de 2019]. Disponible en: <http://www.freepatentsonline.com/y2017/0369828.html>

MINISTERIO PARA LA TRANSICIÓN ECOLÓGICA Y EL RETO DEMOGRÁFICO. 2011. Página Web. [En línea]. [Consultado: 20 de noviembre de 2019]. Disponible en: <https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/flujos/domesticos/gestion/sistema-tratamiento/Tratamientos-biologicos-biometanizacion.aspx>

MIRANDA CORDEIRO, Paulo. Avaliação da biometanização do hidrolisado hemicelulósico obtido pela auto-hidrólise do bagaço de cana-de-açúcar em sistemas anaeróbios de duplo estágio e um estágio na presença de carvão ativado em pó. Tesis de posgrado. 2018. Universidad Federal de Ouro Preto. 2018.

OTALORA TAPIERO, Fabián. Evaluación de la producción de Biogás en sistemas de dos etapas usando un reactor anaerobio de lecho fijo estructurado (ASTBR) y reactor metanogénico escalonado (RME) alimentado con licor de pentosas. Tesis para optar por el título de Ingeniero Ambiental. Universidad Antonio Nariño. 2018. Pg. 29.

PAVCO. Tubosistemas Presión PVC PAVCO. 2015. Pg 10.

PRIETO GARCIA, J. et al. Estudio de la adsorción de ácidos orgánicos en ceniza de bagazo de caña de azúcar. Universidad Central Marta Abreu de las villas. Cuba. Editorial Feijóo. 2016.

SÁNCHEZ, Joany, CARDONA, Santiago. Evaluación del comportamiento hidráulico de un reactor aerobio y un reactor anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala. Revista: Avances en recursos Hidráulicos. No 20. 2009. p.71-73.

SILVA VINASCO, Juan. Tecnología del biogás. Universidad del Valle. Facultad de ingeniería, Escuela de ingeniería de recursos naturales y del medio ambiente. 2002. p. 2.

SISTEMA - ARL SURA., Señalización de tuberías. 2008 [consultado 20 de enero de 2020]. Disponible en línea en: [ <https://www.arlsura.com-index.php/component/content/article?id=1025>].

SKALYO, Jr., FRIEDBERG, A. Heat capacity of the antiferromagnet  $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  near its neel point. 1964. Pg 2.

SUN-KOU, Maria,. Síntesis, caracterización y aplicación de armazones metal orgánicos en la adsorción de dimetilamina. 2014. Pg. 3

VALVERDE, G. et. Al. Análisis comparativo de las características fisicoquímicas de la cascarilla de arroz. Revista Scientia et Technica Año XIII. Universidad Tecnológica de Pereira. 2007. p. 1-4.

VARNERO MORENO, María. Manual de biogás. Santiago de Chile. 2011. p. 27-45.

VINASCO, Juan pablo silva, tecnología del biogás. Universidad del Valle-facultad de ingeniería, Escuela de ingeniería de recursos naturales y del medio ambiente, p. 3. [Consultado: 10 de octubre 2019]. Disponible en: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaar/e/fulltext/gestion/biogas.pdf>.

YAWS, Carl L. Yaws' Critical Property Data for Chemical Engineers and Chemists. (2012; 2013; 2014). Knovel.

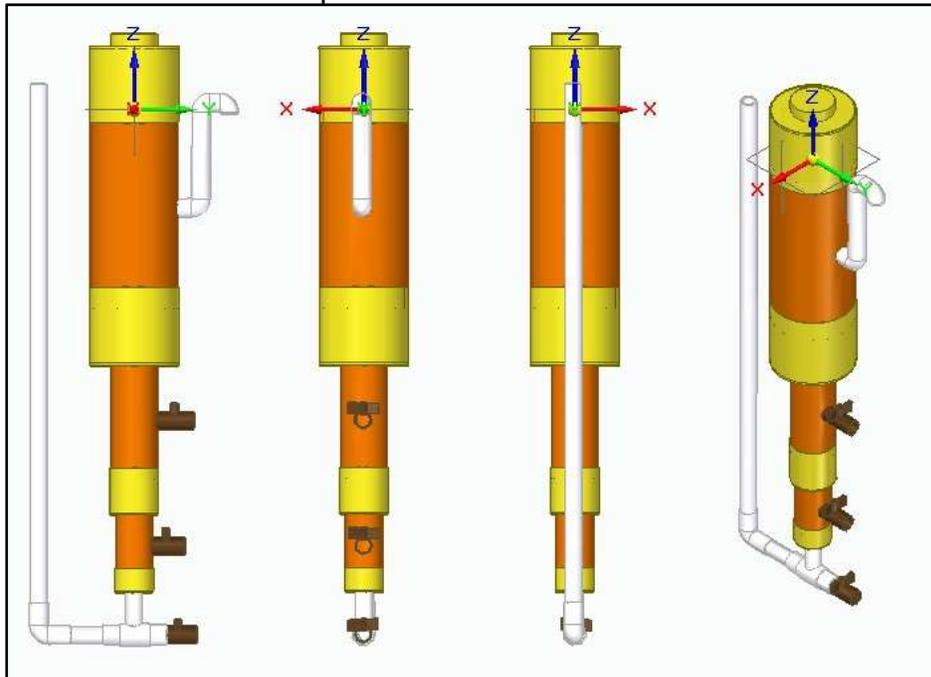
## **ANEXOS**

## ANEXO A.

### ILUSTRACIÓN Y PLANOS Y DIAGRAMA DEL PROTOTIPO DE BIOREACTOR RME

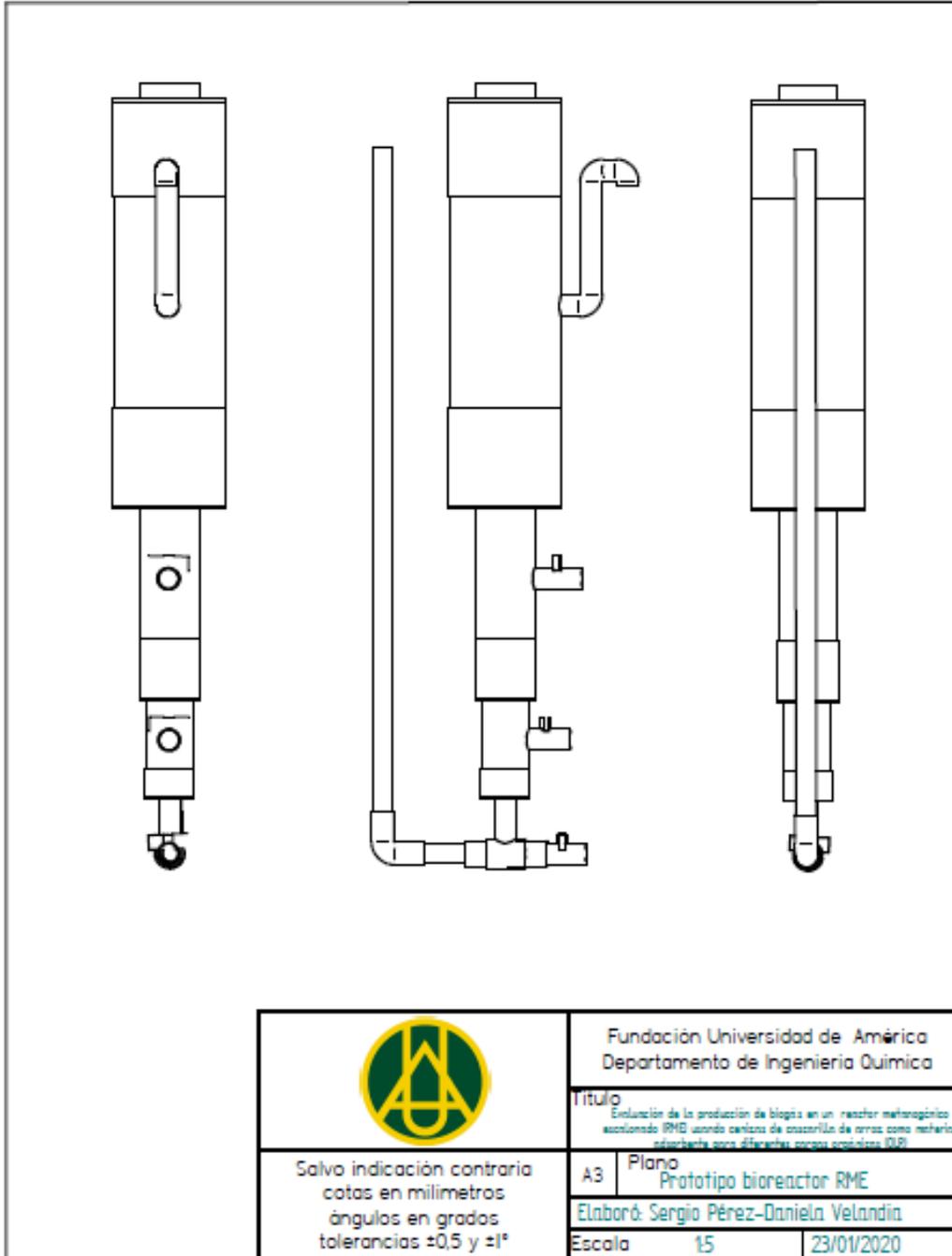
En la ilustración 19, 20 y 21 se presenta el esquema y los planos del prototipo de reactor al que se quería llegar al momento de realizar la construcción de los dos prototipos. las medidas que se emplearon para la construcción se presentan en el plano 2.

**Ilustración 19.** Prototipo de reactor RME en PVC



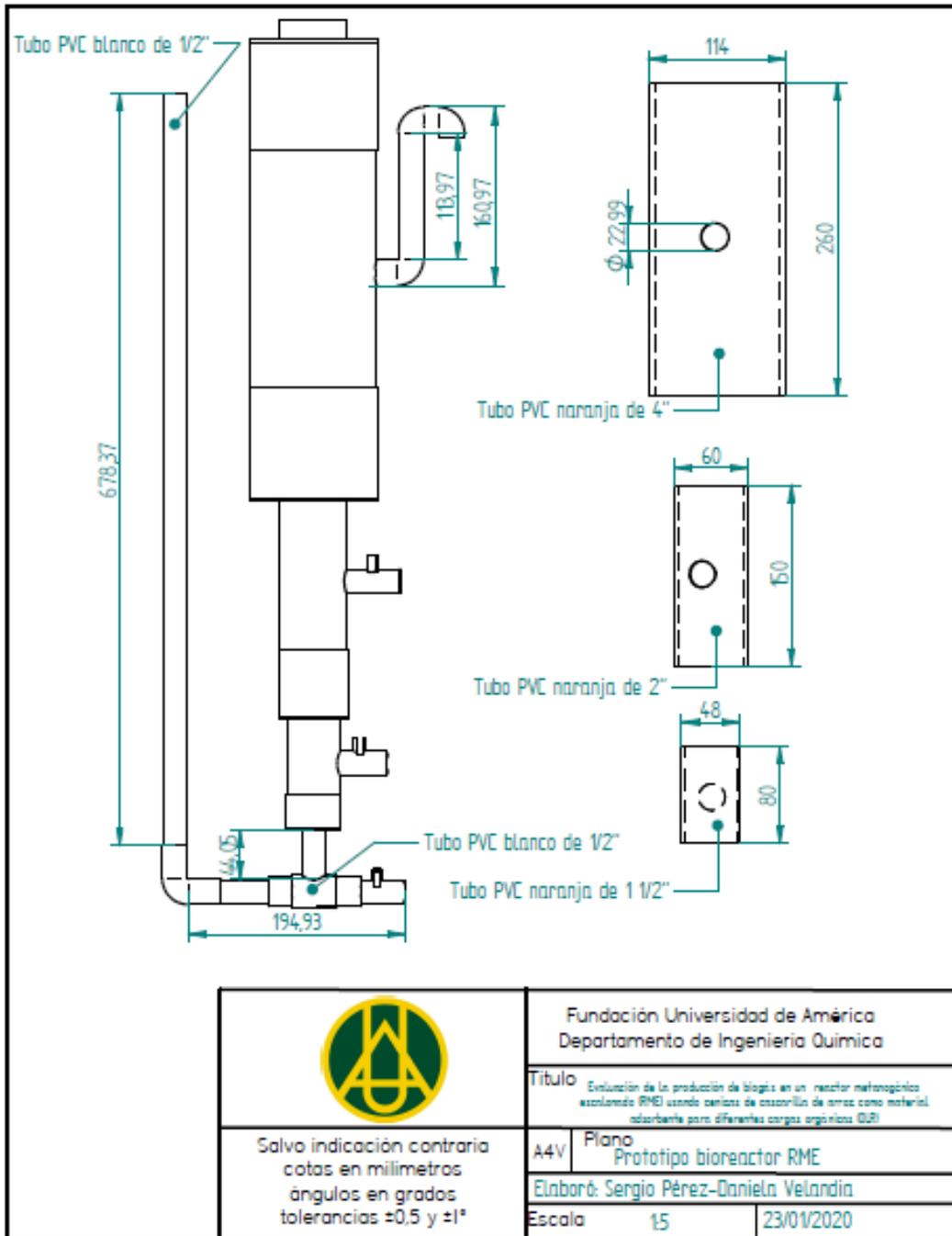
**Fuente:** Elaboración propia en Solid Edge, 2020. Versión de prueba de los meses de enero y febrero de 2020.

**Ilustración 20.** Plano 1 Reactor RME.



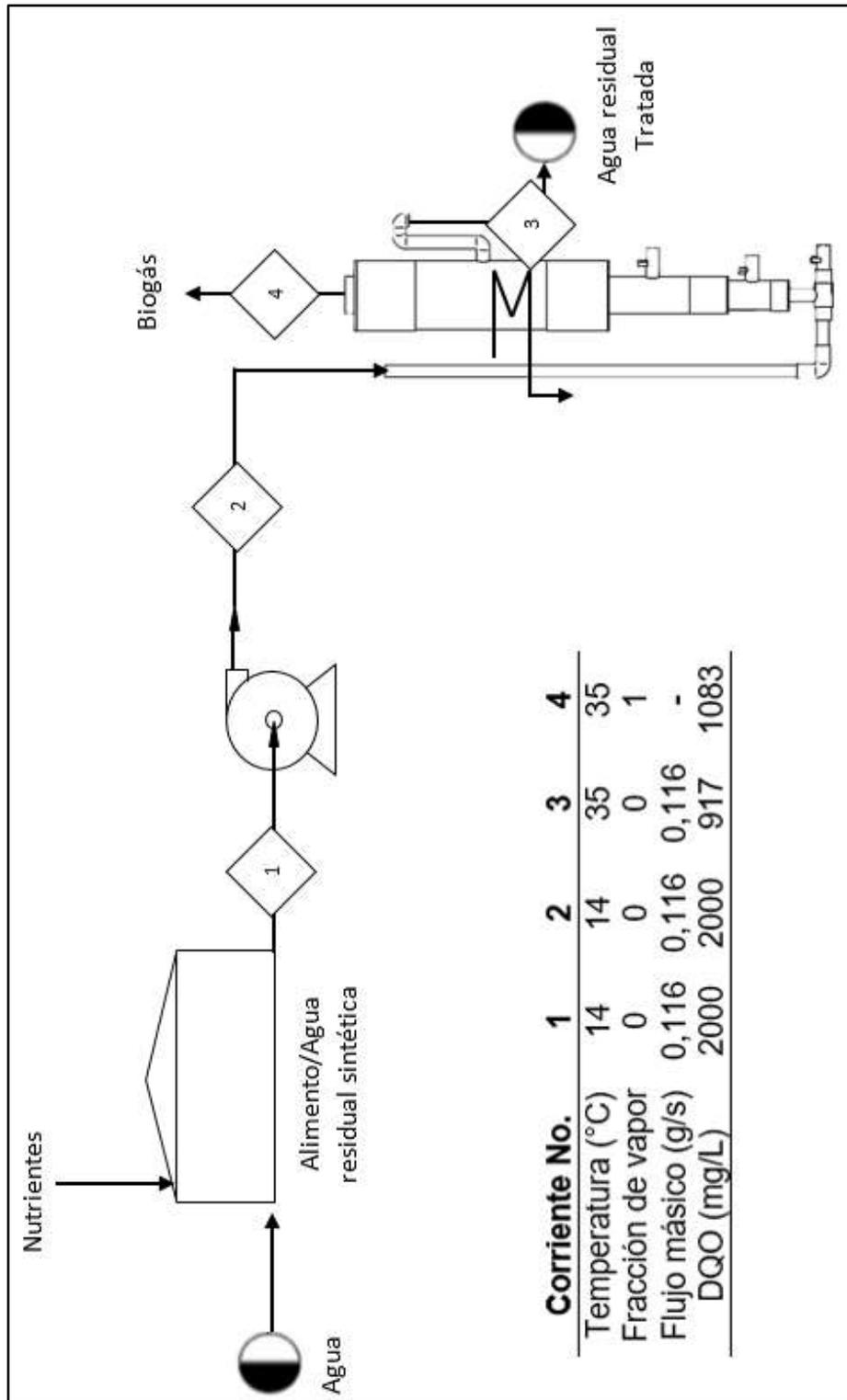
**Fuente:** Elaboración propia en Solid Edge, 2020. Versión de prueba de los meses de enero y febrero de 2020.

**Ilustración 21.** Plano 2 RME.



**Fuente:** Elaboración propia en Solid Edge, 2020. Versión de prueba de los meses de enero y febrero de 2020.

**Ilustración 22.** Diagrama de flujo del proceso.



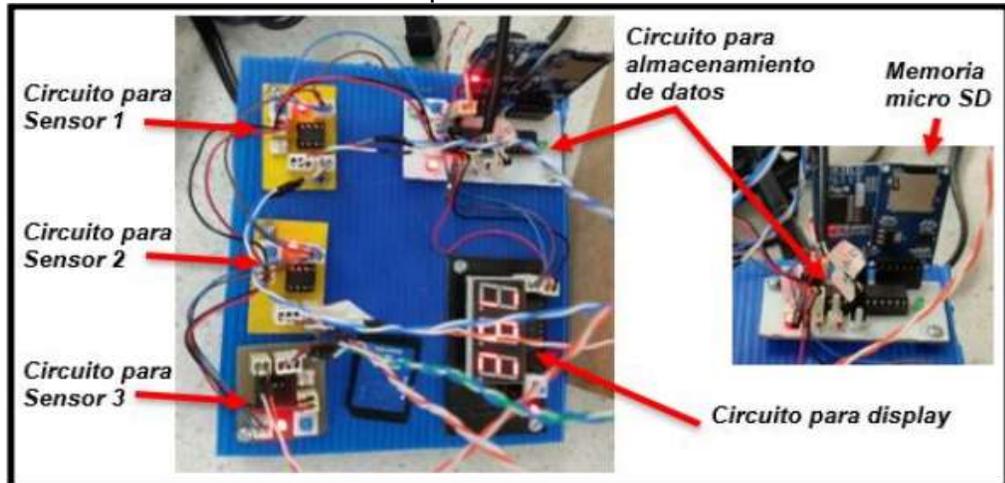
**Fuente:** Elaboración propia

## ANEXO B.

### SENSORES ÓPTICOS DE BARRERA.

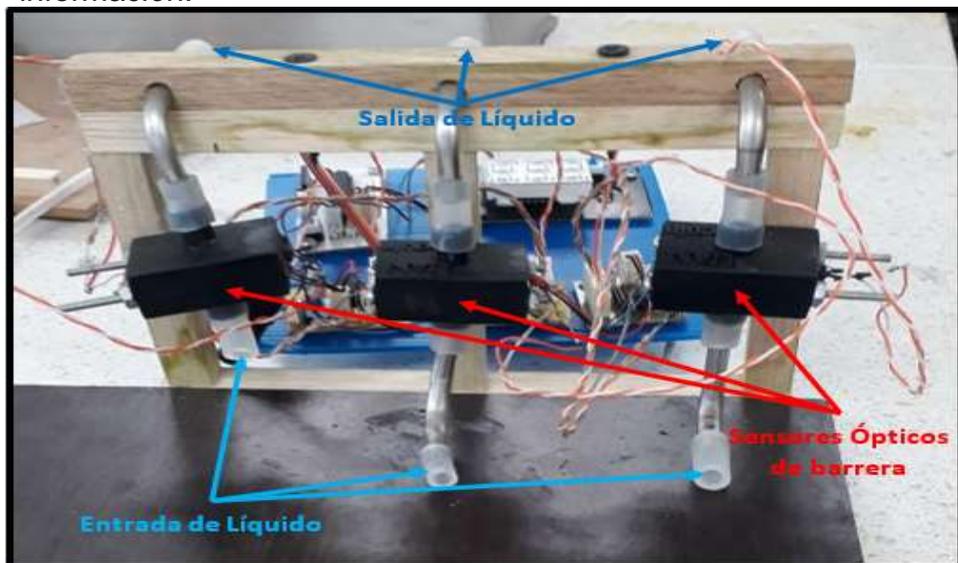
Para realizar el ensayo de Trazadores se utilizan equipos que sean capaces de reconocer la presencia del trazador a la salida del reactor, A continuación, en la ilustración 23 se presenta el circuito creado por Jorge Eduardo Marroquín Fandiño en el año 2018

**Ilustración 23.** Circuito receptor.



**Fuente:** MARROQUÍN, Jorge. Desarrollo de biorreactores controlados aplicables al estudio de cultivos de microorganismos de interés comercial. Trabajo de grado para optar por el título de Licenciado en Química. Universidad Distrital Francisco José de Caldas.2018. p.36.

**Ilustración 24.** Sensores ópticos conectados al circuito receptor de información.

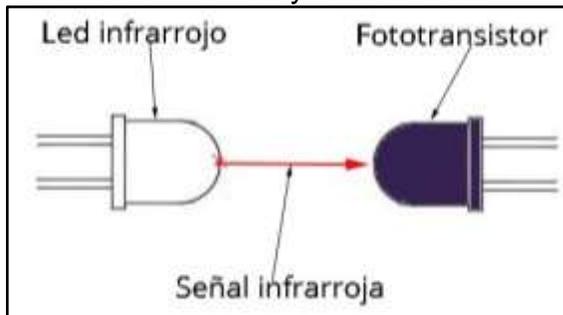


**Fuente:** Elaboración propia.

## Funcionamiento Sensores Ópticos

los sensores ópticos son capaces de detectar una presencia o algún objeto a distancia, a través del cambio de intensidad de luz. Estos sensores requieren de la participación de un emisor y un receptor, el emisor se encarga de enviar una señal en forma de luz y el receptor está encargado de detectar ese haz de luz enviado por el emisor. Se utiliza un emisor (led infrarrojo) y un receptor (fototransistor) los cuales están sincronizados a una frecuencia específica para que el receptor este siempre seguro que la señal que detecta es la que produce el emisor. (Ingeniería Mecafenix, 2018)

**Ilustración 25.** led y fototransistor.



**Fuente:** La enciclopedia de la ingeniería, 2018. [consultado: 20 de octubre 2019] Disponible en: <https://www.ingmecafenix.com/automatizacion/sensor-optico/>.

En el sensor óptico de barrera, el emisor y el receptor están colocados uno frente al otro, lo cual indica que el fototransistor siempre recibe la señal producida por el led infrarrojo. Cuando un objeto se posiciona entre los dos dispositivos este obstaculiza la señal al receptor. (Ingeniería Mecafenix, 2018)

**Ilustración 26.** Sensor óptico de barrera.



**Fuente:** La enciclopedia de la ingeniería, 2018. [consultado: 20 de octubre 2019] Disponible en: <https://www.ingmecafenix.com/automatizacion/sensor-optico/>.

Al circuito presentado anteriormente se le realizó una mejora, con el fin de tener constancia de que la toma de datos se está realizando de forma ininterrumpida, esta

mejora reemplaza la memoria micro SD, por un cable USB que al conectarlo a un computador permite que sea posible evidenciar la toma de datos de cada sensor en una tabla junto con una gráfica que se realiza de manera automática, cada vez que se toma un dato, todo esto, gracias al programa Telak creado en la Universidad Antonio Nariño.

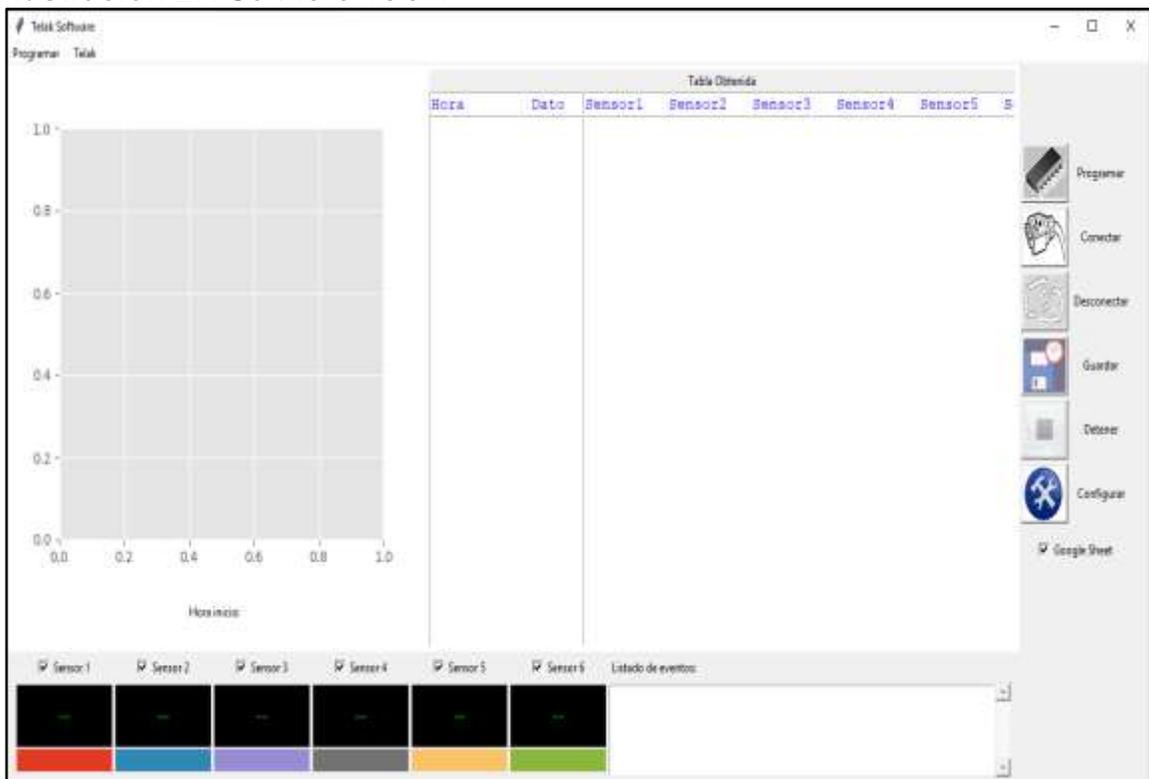
## ANEXO C.

### PROGRAMA TELAK

El software Telak, es un programa desarrollado por el grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño el cual se encarga de registrar y almacenar los datos emitidos por los sensores ópticos de barrera expuestos en el Anexo B., este programa es capaz de procesar la información de hasta 6 sensores ópticos de barrera a la vez, además de graficar los datos obtenidos a partir del segundo dato registrado, ajustando la gráfica en tiempo real, al tamaño más adecuado, cada vez que se registra un dato, con el fin de poder visualizar la toma de datos de cada ensayo del primero al último. Este está configurado para tomar datos cada 2 minutos.

Para darle el uso correcto a este software se debe en primer lugar tener la salida del reactor o reactores conectada a los sensores del circuito fluyendo solo con agua y revisando el valor del caudal a la salida de estos sensores, luego se debe conectar el circuito al computador, finalmente, se abre el software para conectar el circuito al software y posteriormente guardar el archivo y comenzar la toma de datos.

**Ilustración 27.** Software Telak.



**Fuente:** Elaboración propia con base en software Telak.

## ANEXO D.

### DESARROLLO DE LOS CÁLCULOS DEL ENSAYO DE TRAZADORES

Una vez se ha completado el ensayo de trazadores, los datos enviados por los sensores y almacenados en el programa Telak, se utilizan para realizar los respectivos cálculos enunciados en el libro “Tracer Technology modeling the flow of fluids” de Levenspiel, 2011<sup>39</sup>. En primer lugar, se debe graficar la curva **Pulso-Respuesta** utilizando los datos registrados (tiempo en x, Señal/Concentración en Y).

Luego se deben calcular dos de las medidas más importantes para describir las curvas de trazadores, estas medidas se presentan a continuación:

- La media,  $\bar{t}$ , que indica en promedio cuando el trazador abandona el reactor, es decir, cual es el tiempo de retención experimental.
- La varianza,  $\sigma^2$ , que indica que tan amplia o extendida es la curva de salida.

Es importante mencionar que para realizar los cálculos del ensayo de trazadores se realizó un análisis dimensional ya que se utilizó la señal (S) emitida por los sensores y no la concentración (C), debido a que se desconocía el valor de la concentración del colorante para alimentos verde, este análisis no generaría inconsistencias en los cálculos ya que el comportamiento gráfico sería el mismo, pero con unidades de concentración.

#### Cálculos para R1.

A continuación, se presenta el desarrollo de los cálculos para obtener los resultados del **Reactor 1**.

Como un cálculo previo a la media ( $\bar{t}$ ), se debe conocer el área bajo la curva de la gráfica Pulso-Respuesta o S Vs t.

**Ecuación 19.** Área bajo la curva de la gráfica Pulso-Respuesta

$$A = \int_t^{\infty} S dt$$

**Fuente:** Elaboración propia, basado en LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modeling de flow of fluids, 2011.

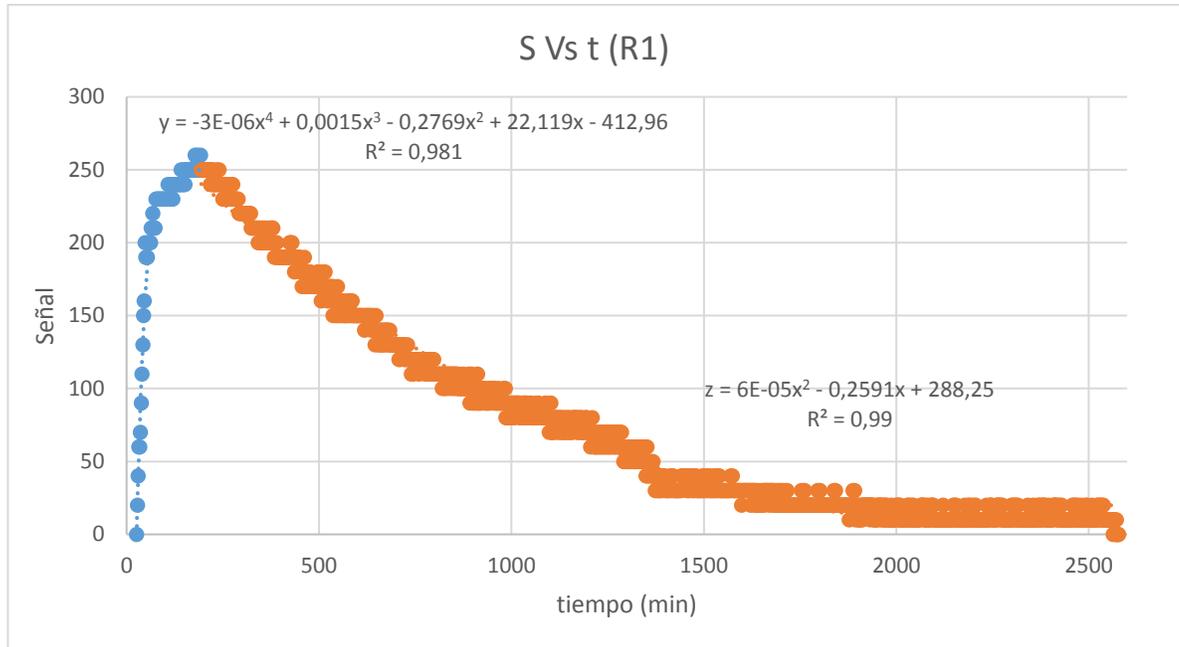
Para hallar el área bajo la curva se graficó en dos partes el conjunto de datos obtenidos en el ensayo, con el fin de obtener los polinomios para cada sección, y con estos aplicar los métodos numéricos de Simpson 1/3 (sección azul) y Simpson

---

<sup>39</sup> LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modeling de flow of fluids, 2011. p.5-7

3/8<sup>40</sup> (sección naranja) para hallar el área bajo la curva correspondientemente como se muestra en la **gráfica 9**.

**Gráfica 9.** Pulso-Respuesta de R1 en 2 secciones.



**Fuente:** Elaboración propia con base en Microsoft Excel.

Para el caso de la sección azul, se graficaron los datos a partir del último cero antes de que los valores de la señal comenzaran a aumentar, esto con el fin de que el primer polinomio tuviera un mejor ajuste además de omitir los datos cuyo valor era de cero y no generarían ninguna variación en el área bajo la curva. se tomaron como límites  $[x_1, x_f]$  a  $[26, 192]$ , que equivale al intervalo en el eje x sobre el cual se obtuvo el polinomio 1 (y), con un número de particiones (n) igual a 192, con el fin de que tuviera un paso (h) igual 1.

Luego de usar la ecuación 20 para aplicar el método numérico de Simpson 1/3.

**Ecuación 20.** Método numérico de Simpson 1/3

$$I = \frac{h}{3} \left[ y_1 + 4 \sum_{i=2}^{i=i+2} y_i + 2 \sum_{i=3}^{i=i+2} y_i + y_{n+1} \right]$$

**Fuente:** CHAPRA, Steven C., CANALE, Raymond P. Metodos Numéricos para ingenieros. 5ta Edición. 2006. Pg 631-639.

<sup>40</sup> CHAPRA, Steven C, CANALE, Raymond. Métodos numéricos para ingenieros. 5ta edición. 2006. p 631-638.

Se obtuvo un área igual a 7577,3189 u<sup>2</sup>.

Del mismo modo se calculó el área bajo la curva para la sección naranja usando Simpson 3/8 y tomando como límites [194, 1289] que equivale al intervalo en el eje x sobre el cual se obtuvo el polinomio 2 (z), escogiendo un número de particiones (n) igual a 1195 y con un paso (h) igual a 0,9975.

Luego de usar la ecuación 21 para aplicar el método numérico de Simpson 3/8.

**Ecuación 21.** Método numérico Simpson 3/8

$$I = \frac{3h}{8} [f(x_0) + 3f(x_1) + 3f(x_2) + f(x_3)]$$

**Fuente:** CHAPRA, Steven C., CANALE, Raymond P. Metodos Numéricos para ingenieros. 5ta Edición. 2006. Pg 631-639.

Se obtuvo un área en la sección naranja igual a 98055,8528 u<sup>2</sup>, Para un área total de 105633,1718 u<sup>2</sup>.

luego de obtener el valor del área bajo la curva de toda la gráfica empleando los métodos numéricos es posible calcular la media  $\bar{t}$  con la siguiente ecuación 22:

**Ecuación 22.** Tiempo medio de retención.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tS dt}{\int_0^{\infty} S dt}$$

**Fuente:** Elaboración propia, con base en LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modeling de flow of fluids, 2011.

El valor hallado del tiempo de retención experimental (la media) para **R1** fue de 677,8323 minutos, lo cual equivale a 11,29 horas. Después de obtener el valor de la media se calcula la varianza  $\sigma^2$  empleando la ecuación 23.

**Ecuación 23.** Varianza.

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 S dt}{\int_0^{\infty} S dt} - \bar{t}^2$$

**Fuente:** Elaboración propia, con base en LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modeling de flow of fluids, 2011.

El valor de la apertura de la curva  $\sigma^2$  calculado para **R1** fue de 287950,9960.

Posteriormente, se realizan los siguientes cálculos para complementar los resultados del ensayo de trazadores y finalmente realizar el respectivo análisis que se presentó en la sección de resultados.

- ❖ Tiempo de retención hidráulico teórico (usando el caudal del ensayo).
- ❖ Curva E
- ❖ Curva F
- ❖ Número de tanques en serie.

El tiempo de retención teórico se calcula utilizando la relación entre el volumen del reactor y el caudal utilizado durante el ensayo de trazadores, el cual debía ser igual o muy cercano al TRH escogido en los parámetros de operación, de este modo, se obtiene.

**Ecuación 24.** Tiempo de retención hidráulico teórico de **R1**.

$$TRH_{Teórico,R1} = \frac{Vol. reactor (ml)}{Caudal \left(\frac{ml}{min}\right)} = \frac{4120 ml}{5,5 ml/min} = 749,1 min = 12,48h$$

**Fuente:** Elaboración propia, con base en LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modeling de flow of fluids, 2011.

❖ **Curva E.**

La curva E también conocida como la distribución del tiempo de residencia del fluido, muestra físicamente la distribución de las edades de un fluido que sale de un recipiente, esto se debe a que los elementos del fluido toman caminos diferentes a lo largo del reactor, y el área bajo la curva de esta función es igual a la unidad. Las curvas E y S están relacionadas ya que el flujo es estacionario lo cual indica que cualquier porción de fluido que entra al recipiente es igual a la que sale, este proceso se hace porque los cálculos necesarios para hallar la curva F son más sencillos obtenerlos empleando una curva adimensional<sup>41</sup>. y el procedimiento para hallarla es el siguiente:

1. Se realiza un proceso de normalización de la curva S(t), dividiendo cada valor experimental S(t) por el área total bajo la curva S(t).

$$E(t) = \frac{S(t)}{A}$$

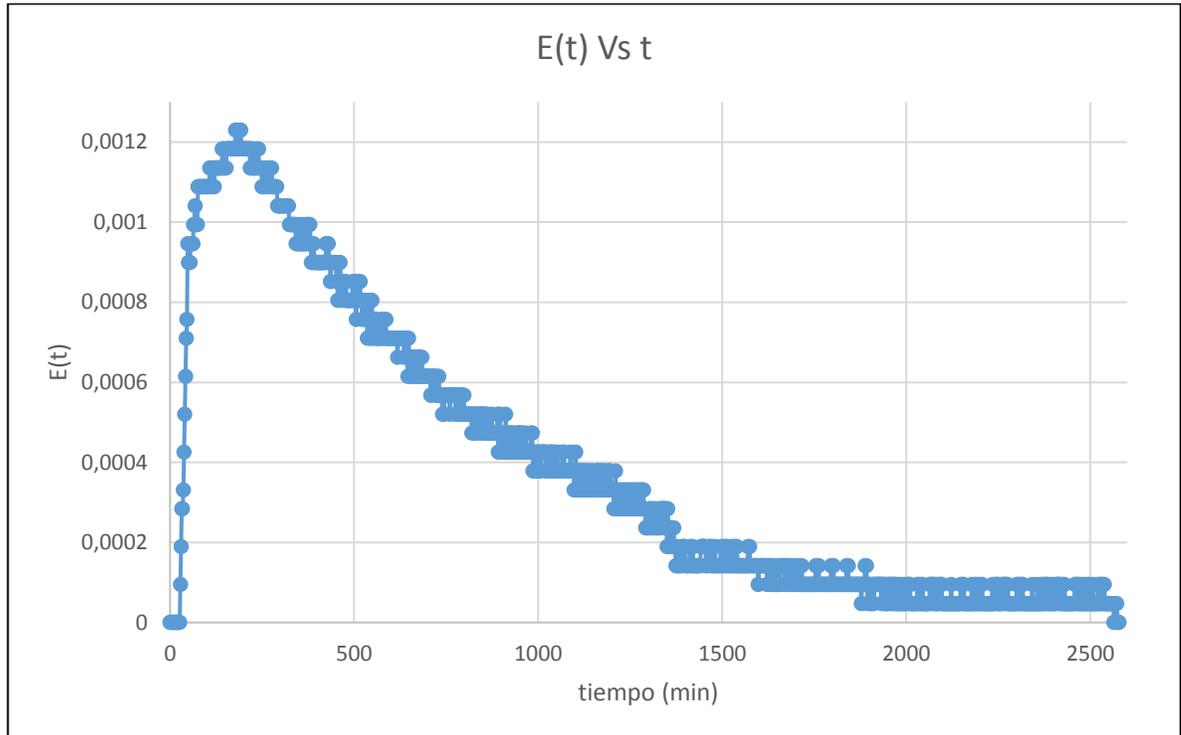
---

<sup>41</sup> Sánchez, Cardona. Evaluación del comportamiento hidráulico de un reactor aerobio y un reactor anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domesticas de pequeña escala. Revista: Avances en recursos Hidráulicos. No 20. 2009. p.71-73.

2. Se calcula la siguiente integral con el conjunto de datos hallados anteriormente y se grafican contra el tiempo.

$$\int_0^{\infty} E(t) dt = 1$$

**Gráfica 10.** Curva E (t) Vs t de R1.



**Fuente:** Elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

#### ❖ Curva F

La curva F sirve para representar la concentración en forma acumulada de una sustancia a la salida del reactor, en función de su concentración inicial, esta función varía entre cero y 1<sup>42</sup>. Y el proceso para obtenerla es el siguiente:

1. Se debe normalizar el valor del tiempo calculando la relación de cada uno de los datos de la columna de tiempo sobre la media.

$$\theta = \frac{t_i}{\bar{t}}$$

2. Se calcula el valor de E normalizado al multiplicar cada dato de E(t) por la media.

$$E_{\theta} = E(t)\bar{t}$$

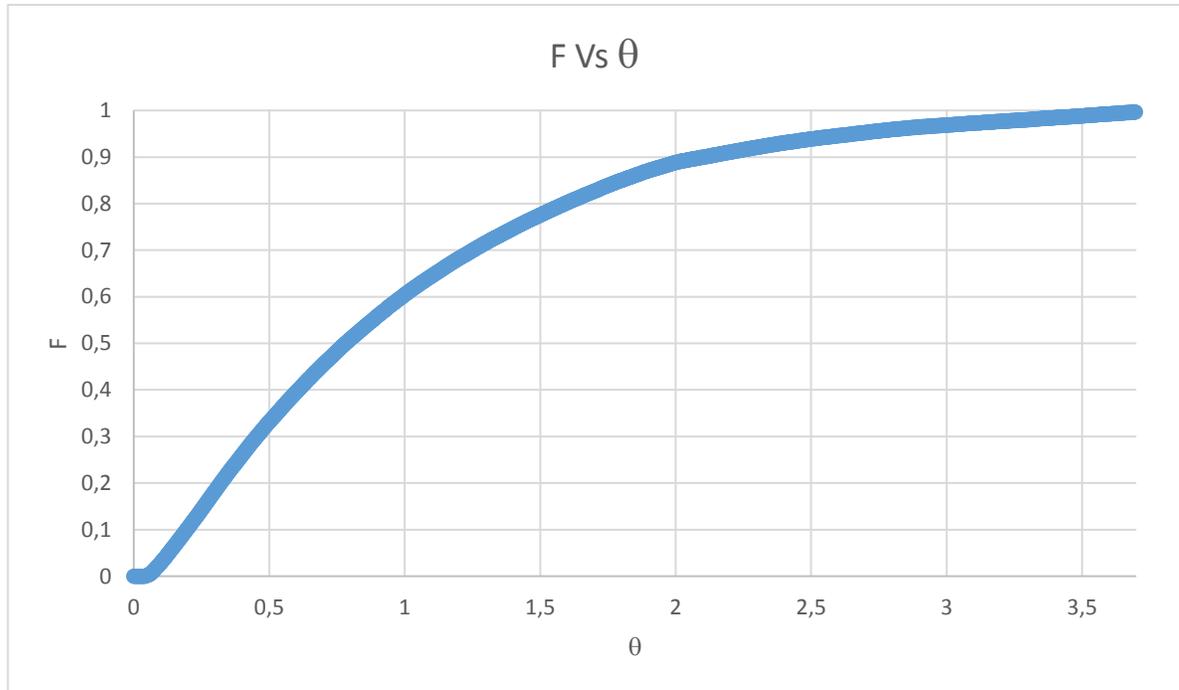
<sup>42</sup> Sánchez, Cardona. Evaluación del comportamiento hidráulico de un reactor aerobio y un reactor anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domesticas de pequeña escala. Revista: Avances en recursos Hidráulicos. No 20. 2009. p.71-73.

3. Se calcula la integral de F

$$F = \int_0^{\infty} E_{\theta} d\theta$$

4. Se calcula una columna de datos que contenga el acumulado de los datos obtenidos en la integral F (el valor máximo de esta debe ser la unidad), y se realiza la gráfica F Vs  $\theta$ .

**Gráfica 11.** Curva acumulada de F Vs  $\theta$ . De R1.



**Fuente:** Elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

#### ❖ Modelo de tanques en serie.

El modelo de tanques en serie es un modelo de aplicación muy extendida para representar equivalencias con reactores no ideales, ya que este modelo es capaz de representar un reactor de mezcla completa ideal del mismo tamaño en serie y su único parámetro es el número de tanques N, el procedimiento para calcularlo es el siguiente:

1. Se calcula la varianza normalizada del reactor 1, dividiendo el valor de la varianza entre la media elevada al cuadrado.

**Ecuación 25.** Varianza normalizada para R1.

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{287950,9960}{(677,8323)^2} = 0,6267$$

**Fuente:** Elaboración propia con base en LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modelina de flow of fluids. 2011.

El número de tanques en serie se obtiene despejando la siguiente ecuación.

**Ecuación 26.** Numero de tanques en Serie para **R1**.

$$\sigma^2_{\theta} = \frac{1}{N}$$

**Fuente:** SANCHEZ, Joany., CARDONA, Santiago., Evaluación del comportamiento Hidráulico de un reactor Aerobio y un reactor Anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala. Revista: Avances en Recursos Hidráulicos No.20. Universidad Nacional de Colombia. 2009. Pg. 76.

Obteniendo que el número de tanques en serie al cual corresponde el **reactor 1** es igual a **N=1,59 o 1,6**; valor que puede ser aproximado a **2 reactores CSTR en serie del mismo tamaño**.

### **Cálculos para R2.**

Del mismo modo como se efectuaron los cálculos para el reactor 1, se realizan los del reactor 2, a continuación, se presenta el desarrollo de los cálculos para obtener los resultados del **Reactor 2**.

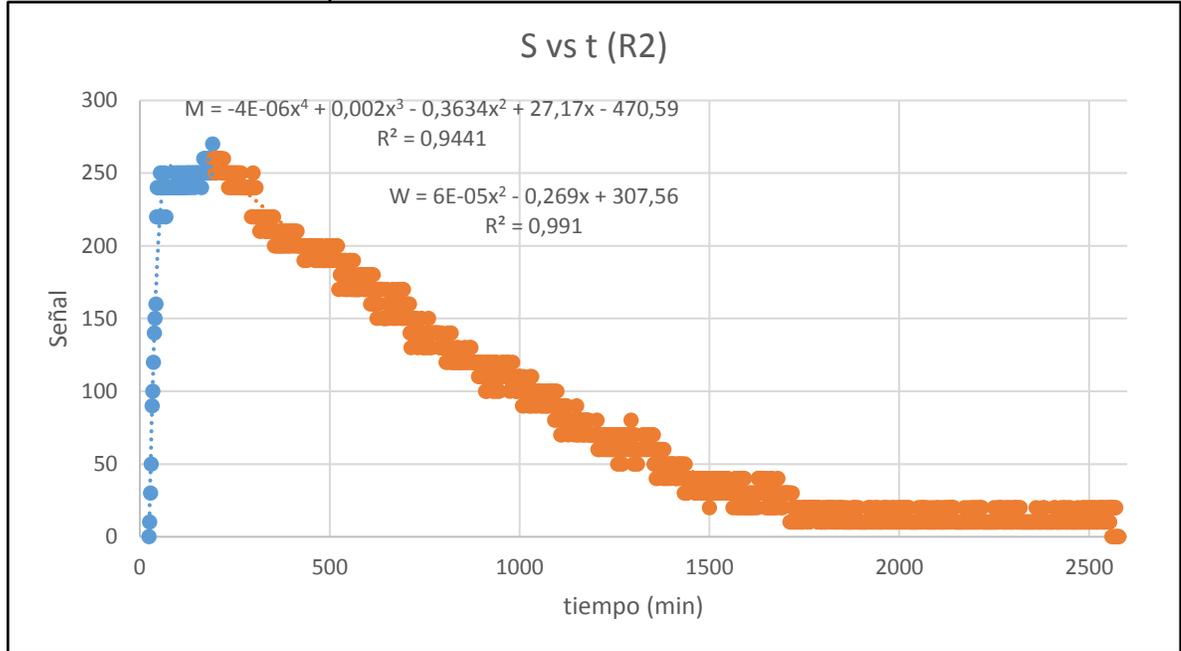
Como un cálculo previo a la media ( $\bar{t}$ ), se debe conocer el área bajo la curva de la gráfica Pulso-Respuesta o S Vs t, empleando la **ecuación 19**.

Para hallar el área bajo la curva se graficó en dos partes el conjunto de datos obtenidos en el ensayo, con el fin de obtener los polinomios para cada sección, y con estos aplicar los métodos numéricos de Simpson 1/3 (sección azul) y Simpson 3/8<sup>43</sup> (sección naranja) para hallar el área bajo la curva correspondientemente como se muestra en la **gráfica 12**.

---

<sup>43</sup> CHAPRA, Steven C, CANALE, Raymond. Métodos numéricos para ingenieros. 5ta edición. 2006. p 631-638.

**Gráfica 12.** Pulso-Respuesta de R2 en 2 secciones.



**Fuente:** Elaboración propia con base en Microsoft Excel.

Para el caso de la **sección azul**, se graficaron los datos a partir del último cero antes de que los valores de la señal comenzaran a aumentar, esto con el fin de que el primer polinomio tuviera un mejor ajuste además de omitir los datos cuyo valor era de cero y no generarían ninguna variación en el área bajo la curva. se tomaron como límites  $[x1, xf]$  a  $[26, 192]$ , que equivale al intervalo en el eje x sobre el cual se obtuvo el polinomio 1 (M), con un numero de particiones (n) igual a 192, con el fin de que tuviera un paso (h) igual a 1.

Luego de usar la **ecuación 20** para aplicar el método numérico de Simpson 1/3 Se obtuvo un área igual a **8796,0455 u<sup>2</sup>**.

Del mismo modo se calculó el área bajo la curva para la sección naranja usando Simpson 3/8 y tomando como límites  $[197, 1289]$  que equivale al intervalo en el eje x sobre el cual se obtuvo el polinomio 2 (W), escogiendo un numero de particiones (n) igual a 1144 y con un paso (h) igual a 1,042.

Luego de usar la **ecuación 21** para aplicar el método numérico de Simpson 3/8 se obtuvo un área en la **sección naranja** igual a **105848,7434u<sup>2</sup>**, Para un área total de **114644,8 u<sup>2</sup>**.

luego de obtener el valor del área bajo la curva de toda la gráfica empleando los métodos numéricos es posible calcular la media  $\bar{t}$  con la **ecuación 22**.

El valor hallado del tiempo de retención experimental (la media) para **R2** fue de **677,3841 minutos**, lo cual equivale a **11,28 horas**. Después, se procedió a calcular el valor de la varianza  $\sigma^2$  empleando la **ecuación 23**.

El valor de la apertura de la curva  $\sigma^2$  calculado para **R2** fue de 274697,8372 u.

Posteriormente, se realizan los siguientes cálculos para complementar los resultados del ensayo de trazadores y finalmente realizar el respectivo análisis que se presentó en la sección de resultados.

- ❖ Tiempo de retención hidráulico teórico (usando el caudal del ensayo).
- ❖ Curva E
- ❖ Curva F
- ❖ Número de tanques en serie.

El tiempo de retención teórico se calcula utilizando la relación entre el volumen del reactor y el caudal utilizado durante el ensayo de trazadores, el cual debía ser igual o muy cercano al TRH escogido en los parámetros de operación, de este modo, se obtiene.

**Ecuación 27.** Tiempo de retención hidráulico teórico de **R2**.

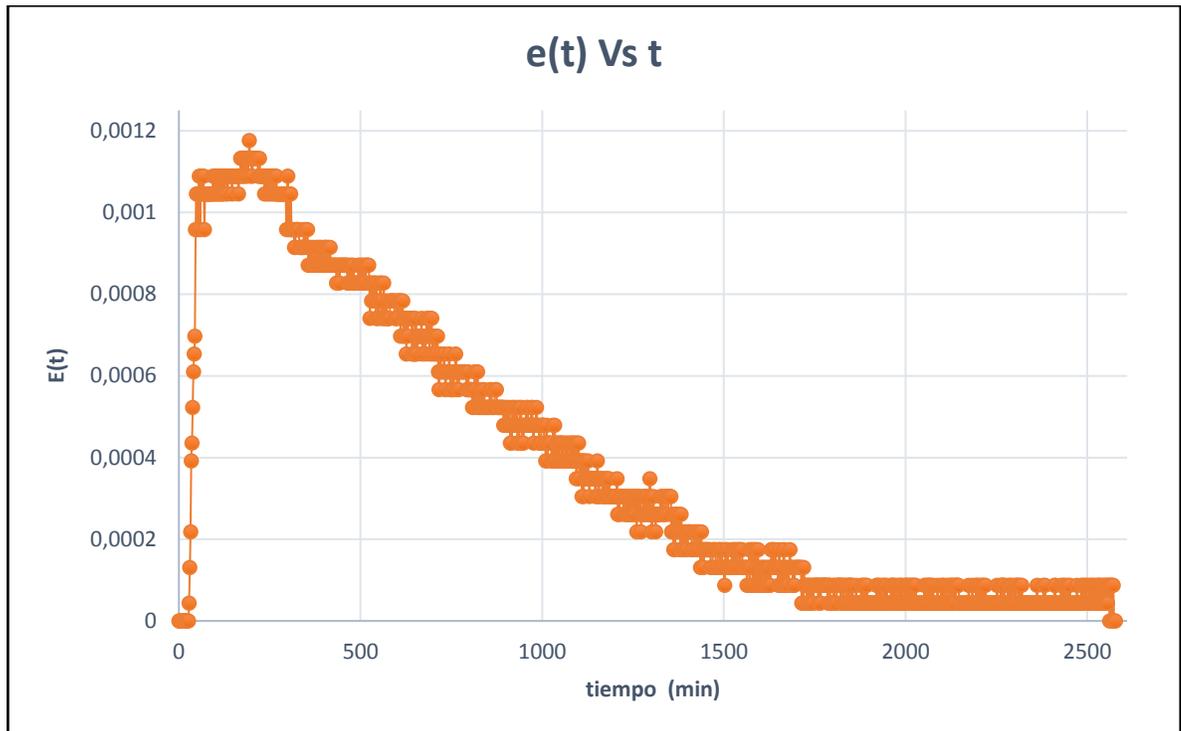
$$TRH_{Teórico,R2} = \frac{Vol. reactor (ml)}{Caudal \left(\frac{ml}{min}\right)} = \frac{4120 ml}{6,5 ml/min} = 633,8462 min = 10,56h$$

**Fuente:** Elaboración propia, basado en LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modeling de flow of fluids, 2011

❖ **Curva E.**

La curva E también conocida como la distribución del tiempo de residencia del fluido, Se calculó siguiendo los pasos presentados para los cálculos del Reactor 1.

**Gráfica 13.** Curva E (t) Vs t de R2.



**Fuente:** Elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

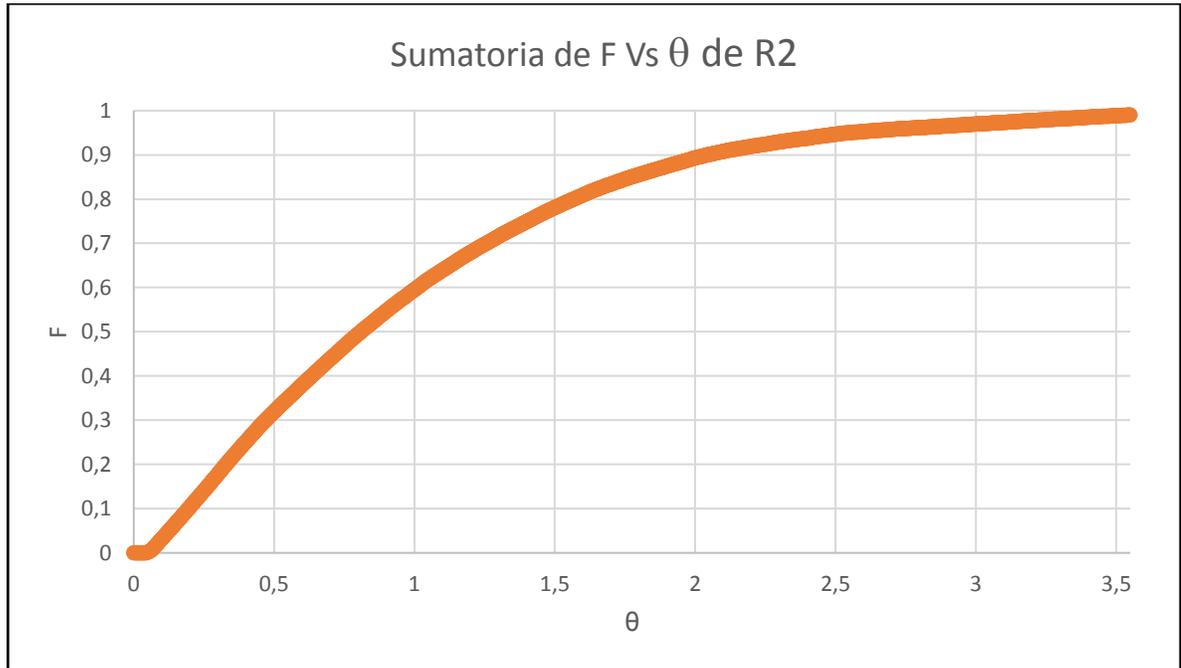
#### ❖ Curva F

La curva F sirve para representar la concentración en forma acumulada de una sustancia a la salida del reactor, en función de su concentración inicial, esta función varía entre cero y 1<sup>44</sup>. Y el proceso para obtenerla es el mismo que se enunció para los cálculos del reactor 1.

---

<sup>44</sup> SÁNCHEZ, Cardona. Evaluación del comportamiento hidráulico de un reactor aerobio y un reactor anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domesticas de pequeña escala.,p.71-73.

**Gráfica 14.** Curva acumulada de F Vs  $\theta$ . De R2.



**Fuente:** Elaboración propia, con base en Microsoft Excel.

❖ **Modelo de tanques en serie.**

El modelo de tanques en serie es un modelo de aplicación muy extendida para representar equivalencias con reactores no ideales, ya que este modelo es capaz de representar un reactor de mezcla completa ideal del mismo tamaño en serie y su único parámetro es el número de tanques N, y se calcula de la siguiente manera:

1. Se calcula la varianza normalizada del reactor 2, dividiendo el valor de la varianza entre la media elevada al cuadrado, como se muestra en la ecuación 28.

**Ecuación 28.** Varianza normalizada para R2.

$$\sigma^2_{\theta} = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{274697,8372}{(677,8341)^2} = 0,5986$$

**Fuente:** Elaboración propia con base en LEVENSPIEL, Octave. Tracer Technology modeling de flow of fluids, 2011.

El número de tanques en serie se obtiene despejando la ecuación 29.

**Ecuación 29.** Numero de tanques en Serie para **R2**.

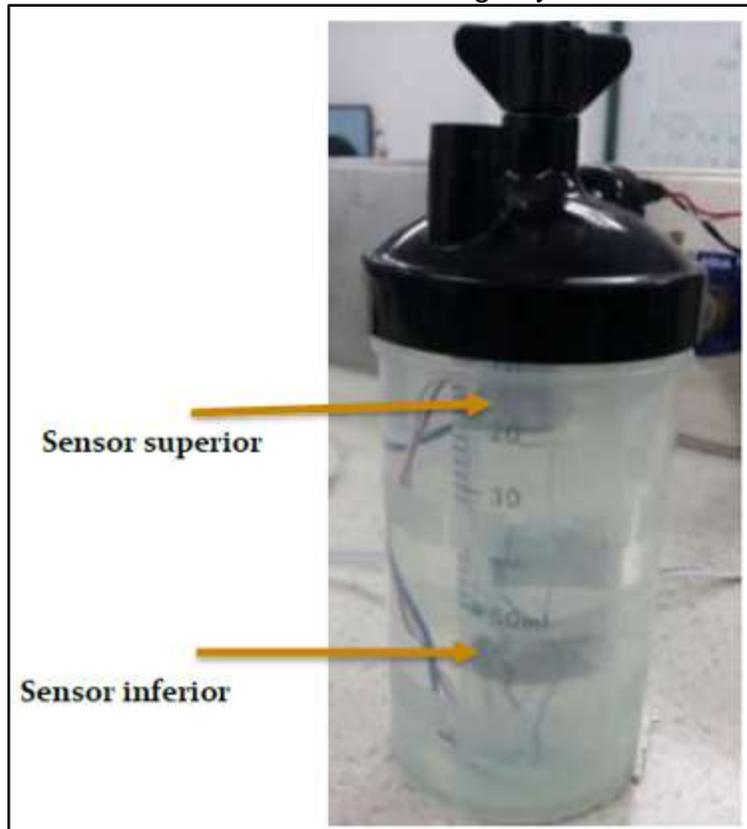
$$\sigma^2_{\theta} = \frac{1}{N}$$

**Fuente:** SANCHEZ, Joany., CARDONA, Santiago., Evaluación del comportamiento Hidráulico de un reactor Aerobio y un reactor Anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala. Revista: Avances en Recursos Hidráulicos No.20. Universidad Nacional de Colombia. 2009. Pg. 76.

Obteniendo que el número de tanques en serie al cual corresponde el **reactor 2** es igual a **N=1,67 o 1,7**; valor que puede ser aproximado a **2 reactores CSTR en serie del mismo tamaño**.

## ANEXO E. GUÍA MEDIDOR DE GÁS.

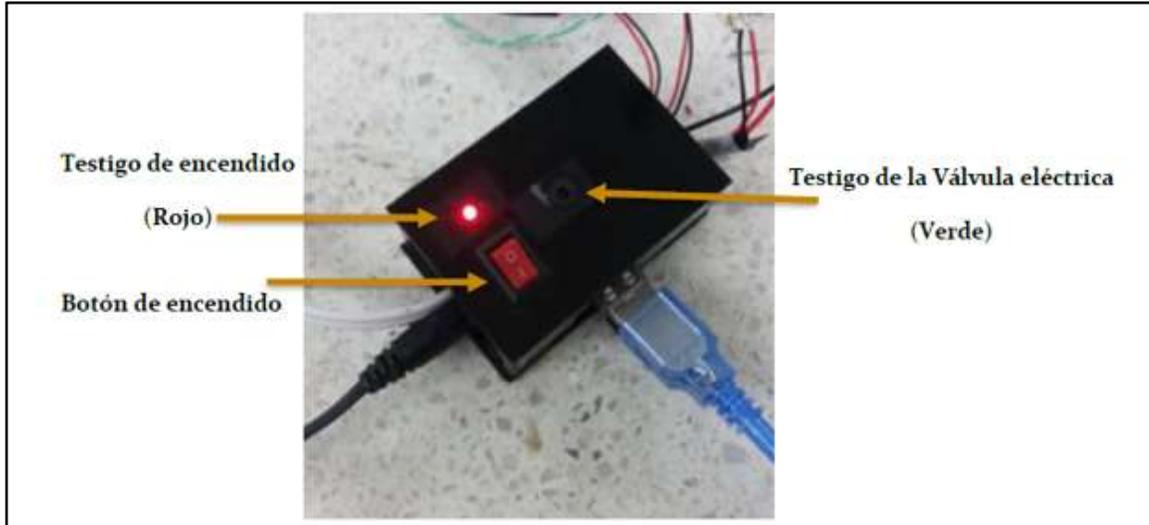
**Ilustración 28.** Contenedor de agua y sensores.



**Fuente:** GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación, medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p.2 [consultado: 22 de octubre 2019].

Como se muestra en la ilustración 28, dentro de este contenedor existen dos sensores uno superior y el otro inferior los cuales, por medio de la conductividad, determinan la presencia o ausencia del agua. el contenedor de agua debe estar lleno por encima del sensor superior de la jeringa.

**Ilustración 29.** Controlador.



**Fuente:** GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación, medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p.2 [consultado: 22 de octubre 2019].

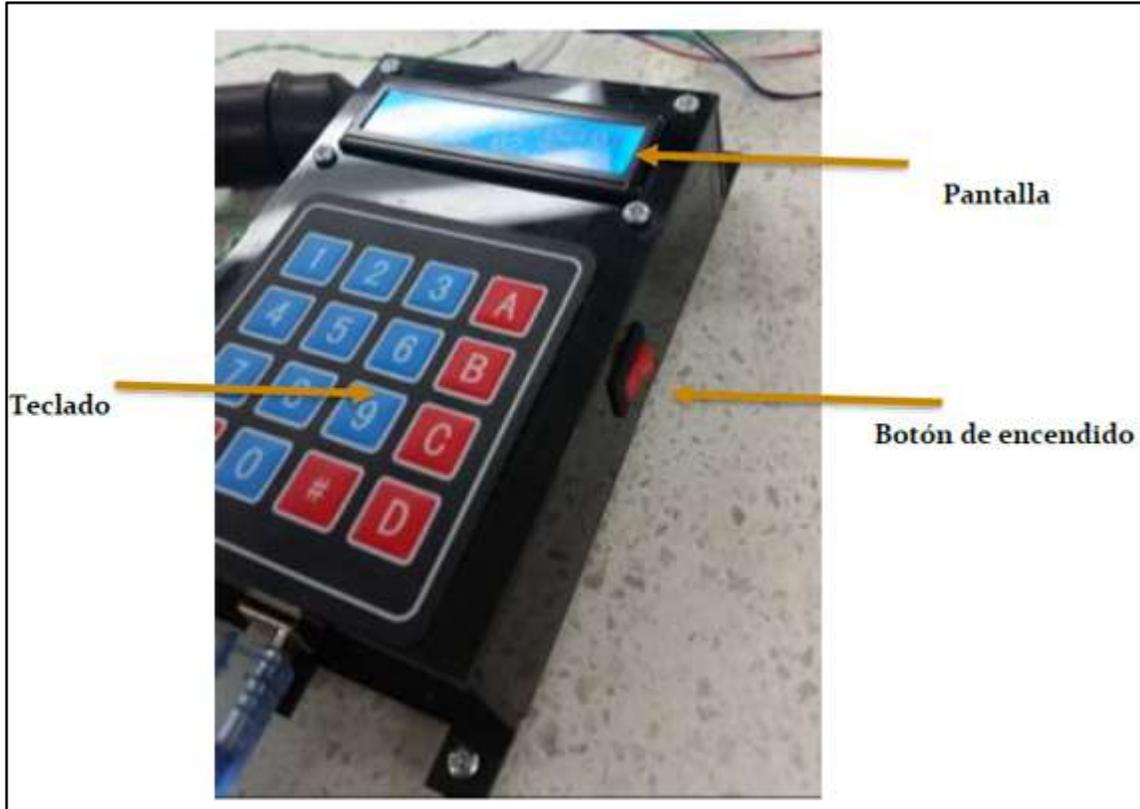
En la ilustración 29, se muestra un controlador, el cual se encarga de encender y apagar la válvula de 2 (ilustración 30). para permitir la salida del Biogás, en el momento en que los sensores del recipiente con la jeringa envían la señal respectiva de que el sensor inferior no está sumergido en el agua, y cuando el sensor superior se llena de agua. Adicionalmente, el controlador cuenta con una entrada USB por medio de la cual se muestran las medidas y conteos realizados por el circuito y cuenta con una conexión de 12V la cual se le proporciona energía al circuito.

**Ilustración 30.** Válvula de dos vías.



**Fuente:** GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación, medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p.2 [consultado: 22 de octubre 2019].

**Ilustración 31.** Pantalla de inicio.



**Fuente:** GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación, medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p.2 [consultado: 22 de octubre 2019].

Como se muestra en la ilustración 31, contiene en la parte superior una pantalla la cual indicara las mediciones correspondientes del volumen medido y el tiempo transcurrido, además de realizar el cálculo del flujo de biogás que se actualiza en cada conteo, también se utiliza para dar inicio al sistema, revisar la medición de los sensores y cuadrar el volumen que existe entre los sensores superior e inferior del contenedor.

## ANEXO F.

### COMPARACIÓN DEL PRECIO CONSTRUCCIÓN DE LOS PROTOTIPOS RME VS BIORREACTOR ANAEROBIO AUTOCLAVE.

**Ilustración 32.** Comparación del reactor metanogénico escalonado vs biorreactor anaerobio autoclave.



Fuente: Elaboración propia.

**Tabla 18.** Comparación de costos del reactor metanogénico escalonado vs biorreactor anaerobio escala laboratorio.

REACTOR ESCALONADO DE 4,12L	METANOGENICO	BIORREACTOR ESCALA LABORATORIO	ANAEROBIO
Tubería PVC de color Blanca de ½" y Naranja de 4", 2" y 1 ½".	\$ 12,000 COP	Biorreactor digital autoclavable, capacidad total 7 litros	
Uniones de tubería PVC	\$ 20,000 COP	Precio unitario	\$72,000,000 COP
Reducciones de tubería PVC	\$ 18,000 COP	IVA	\$ 13,680,000 COP
Llaves de paso	\$ 6,000 COP	<b>Total:</b>	\$ 85,680,000 COP
Válvulas de globo	\$ 9,000 COP		
Pegamento para PVC	\$25,000COP		
Masilla Rally	\$ 44,000 COP		
Cable de calentamiento (resistencia)	\$ 16,000 COP		
Termocupla - Circuito	\$ 24,000 COP		

**Tabla 19.** (continuación)

**Tabla 18.** (Continuación)

<b>REACTOR ESCALONADO DE 4,12L</b>	<b>METANOGENICO</b>	<b>BIORREACTOR ESCALA LABORATORIO</b>	<b>ANAEROBIO</b>
Cargadores de 12 V \$ 20,000 COP			
6 metros de Listones de madera 4X3cm \$ 9,000 COP			
<b>Total:</b> 323,000 COP			

**Fuente:** Elaboración propia.

Para completar la comparación de costos de estos dos bioreactores que pueden llevar a cabo los mismos procesos anaerobios, y corroborar la relación costo beneficio, se realizó una búsqueda bibliográfica en la cual se pudiera comparar también la producción de biogás que se obtuvo con el segundo y más costoso biorreactor, sin embargo no se obtuvo información referente a la producción de biogás en el biorreactor digital autoclavable, por lo cual la comparación de costos de construcción culmina encontrando que el valor de los prototipos de biorreactor RME de escala laboratorio son mucho más económicos que los biorreactores industriales de escala laboratorio.

## ANEXO G.

### BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LOS REACTORES RME

#### Balance de Masa

Luego de obtener los resultados del ensayo de trazadores y de tener la seguridad de que se genera un mezclado completo y continuo al interior de los prototipos de biorreactores RME, es posible asegurar que se cumple el siguiente balance de masa en términos de DQO:

**Ecuación 30.** Balance de materia en términos de DQO.

$$DQO_{ent} - DQO_{sal} - DQO_{metano} - DQO_{Biomasa} = 0$$

**Fuente:** Elaboración propia.

Al emplear los datos obtenidos experimentalmente de la operación de los reactores es posible estimar la DQO del metano, teniendo en cuenta las variables medidas de concentración de DQO de salida y entrada de los reactores.

Respecto a la DQO de la biomasa es válido aclarar que se asume un crecimiento microbiano muy bajo ya que en los procesos de digestión anaerobia que manejan tiempos de retención bajos (menores a 15 días) y con pequeños volúmenes de reactor<sup>45</sup> se promueve en mayor proporción la conversión de materia orgánica a Biogás, así como se demostró con los resultados de los sólidos volátiles obtenidos en ambos reactores, los cuales no presentaron un aumento significativo a lo largo de la operación. por tal razón es posible despreciar el término.

De este modo se efectúa el cálculo de la DQO del metano para ambos reactores teniendo en cuenta su %remoción de DQO promedio, el cual corresponde a **la conversión** alcanzada por estos prototipos de bioreactor RME con un volumen de 4,12L, durante los 64 días de operación, como se muestra a continuación.

**Reactor 1.** Tubo un %Remoción promedio de DQO (conversión) de 52,05%

$$\begin{aligned} DQO_{ent,R1} - DQO_{sal,R1} &= DQO_{metano,R1} \\ 2000 \frac{mgDQO}{L} - 959 \frac{mgDQO}{L} &= DQO_{metano,R1} \\ 1041 \frac{mgDQO}{L} &= DQO_{metano,R1} \end{aligned}$$

**Reactor 2.** Tubo un %Remoción promedio de DQO de (Conversión) de 54,15%

$$\begin{aligned} DQO_{ent,R2} - DQO_{sal,R2} &= DQO_{metano,R2} \\ 2000 \frac{mgDQO}{L} - 917 \frac{mgDQO}{L} &= DQO_{metano,R2} \end{aligned}$$

<sup>45</sup> Campos, Palatsi, et. Al. Guía de los tratamientos de las deyecciones ganaderas. p. 40-45

$$1083 \frac{mgDQO}{L} = DQO_{metano,R2}$$

### Balance de Energía

El balance de energía que requieren los biorreactores RME, corresponde únicamente al calor necesario para que el sistema pueda mantener la temperatura óptima de 35°C para que los microorganismos termófilos presentes en el inóculo puedan trabajar y reproducirse correctamente. Como se muestra a continuación.

**Ecuación 31.** Balance de energía para un proceso continuo.

$$\sum_{\substack{\text{Corriente} \\ \text{entra}}} (\dot{M}h)_i - \sum_{\substack{\text{Corriente} \\ \text{Sale}}} (\dot{M}h)_o - Q + W_s = 0$$

**Fuente:** DORAN, Pauline. Principios de ingeniería de los bioprocesos. Acribia, España. 1995. ISBN: 8420008532. p 94.

Siendo:

$\dot{M}$ , El flujo másico del sustrato a la entrada y salida del reactor (g/s)

$h$ , la entalpia (J)

$Q$ , calor requerido (J)

$W_s$ , trabajo del sistema sobre el ambiente (J)

De acuerdo con las variables en la **ecuación 31**. Se debe conocer la masa del alimento y el  $C_p$  del alimento para hallar el valor de la entalpia. El valor de la densidad del alimento se halló experimentalmente con ayuda de un picnómetro como se muestra en la **Ilustración 33**.

### Calculo de la masa del alimento

Para obtener el valor del flujo másico del alimento, primero se halló experimentalmente el valor de la densidad del alimento empleando un picnómetro de 10 ml, como se muestra en la **Ilustración 33**.

**Ilustración 33.** Calculo experimental de la densidad del alimento a 2000mg/L de DQO



**Fuente:** Elaboración propia.

Calculo densidad experimental alimento a 2000mg DQO/L:

$$\rho = \frac{m}{v} = \frac{(23,3398 - 11,1715)g}{10 \text{ ml}} = 1,22 \frac{g}{ml}$$

**Ecuación 32.** Flujo másico del alimento del reactor.

$$\dot{M} = \rho * Flujo \text{ volumetrico} = 1,22 \frac{g}{ml} * 5,7 \frac{ml}{min} = 6,95 \frac{g}{min} * \left(\frac{1min}{60 s}\right) = 0,116 \frac{g}{s}$$

**Fuente:** Elaboración propia.

**Calculo de la entalpia:**

Para realizar el cálculo de la entalpia como se muestra en la **ecuación 33** se necesita hallar el Cp de la mezcla, por tal razón se hallaron los valores del calor específico para cada uno de los componentes presentes en el alimento junto con su fracción.

**Ecuación 33.** Calculo de la Entalpia

$$h = Cp_{alimento} * \Delta T$$

**Fuente:** Elaboración propia basado en DORAN, Pauline. Principios de ingeniería de los bioprocesos. Acribia, España. 1995. ISBN: 8420008532. p 94.

Al realizar el cálculo del Cp del alimento se asumió que los micronutrientes poseían la misma densidad del agua dado que estas soluciones se agregaban en muy pequeña cantidad, adicionalmente debido a que la composición del agua corresponde al 99,22% se halló el Cp de esta de forma independiente antes de promediarla con los datos obtenidos en la literatura de los dos componentes mediante la fórmula.

**Ecuación 34.** Calor específico del agua en función de la temperatura.

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$$

**Fuente:** COKER, A. Kayode. Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2. 4th Edition. 2010. Elsevier. 1 p.

Los términos A, B, C, D que se muestran en la **tabla 19.** corresponden a los coeficientes de regresión para el agua, en [J/mol\*k] y la temperatura en K.

**Tabla 19.** Coeficientes de regresión para el agua.

A	B	C	D
92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

**Fuente:** COKER, A. Kayode. Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2. 4th Edition. 2010. Elsevier. 1 p.

El cálculo del valor del Cp del agua a la temperatura de 35°C (308,15k) se presenta a continuación:

$$Cp_{H_2O@308,15K} = [92,053 - (4 * 10^{-2} * 308,15) - (2,11 * 10^{-4} * 308,15^2) + (5,35 * 10^{-7} * 308,15^3)] * \frac{J}{mol * K}$$

$$Cp_{H_2O@308,15K} = 75,435 \frac{J}{mol * K} \left( \frac{mol}{18g} \right) = 4,186 \frac{J}{g * K}$$

Luego de obtener el valor del Cp del agua a 35°C se promedia junto con los datos que se presentan en la tabla 20.

**Tabla 20.** Capacidades caloríficas del alimento

Compuesto	Composición de 1 L de alimento	Peso (g) de los compuestos en 4,12L (vol. RME)	Fracción Másica	Cp J/g°C
Agua (g)	1000	4120	99,222%	4,186
Melaza (g)	2,723	11,21876	0,270%	2,510
<b>Macronutrientes</b>				
Cloruro de Amonio NH <sub>4</sub> CL (g)	0,5	2,06	0,050%	1,685
Sulfato de Sódio (anidro) Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (g)	1,7	7,004	0,169%	15,570
Fosfato trisodico Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (g)	1,44	5,933	0,143%	4,057
<b>Micronutrientes</b>				
Sulfato de Cinc ZnSO <sub>4</sub> (ml)	0,25	1,03	0,025%	15,319
FeCl <sub>3</sub> .6H <sub>2</sub> O (ml)	0,25	1,03	0,025%	1,312
CuSO <sub>4</sub> .5H <sub>2</sub> O (ml)	0,25	1,03	0,025%	4,18
CoCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O (ml)	0,238	0,98056	0,024%	0,007
MnSO <sub>4</sub> .H <sub>2</sub> O (ml)	0,24	0,9888	0,024%	5,174
CaCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O (ml)	0,25	1,03	0,025%	1,183
	Suma	4152,305	100%	

**Fuente:** Elaboración propia, basado en YAWS<sup>46</sup>,. Knovel critical Tables<sup>47</sup>,. MEISINGSET & GRONVOLD,1985<sup>48</sup>. HIGGINS & LEIGHTON,1960<sup>49</sup>. SKALYO & FRIEDBERG, 1964<sup>50</sup>.

Al multiplicar las capacidades caloríficas de todos los componentes por su respectiva fracción másica se obtiene la capacidad calorífica del alimento, la cual tuvo un valor de 4,199J/g°C.

<sup>46</sup> YAWS, Carl L. Yaws' Critical Property Data for Chemical Engineers and Chemists. (2012; 2013; 2014). Knovel.

<sup>47</sup> KNOVEL CRITICAL TABLES. 2008. Consultado el 18 de enero de 2020. Pagina web disponible en: [https://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpKCTE000X/viewerType:toc/root\\_slug:knovel-critical-tables](https://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpKCTE000X/viewerType:toc/root_slug:knovel-critical-tables)

<sup>48</sup> MEISINGSET, Kunt K, GRONVOLD, Fredrik., Thermodynamic properties and phase transitions of salt hydrates between 270 and 400 K IV. CaCl<sub>2</sub>, 1 6H<sub>2</sub>O, CaCl<sub>2</sub>, n 4H<sub>2</sub>O, CaCl<sub>2</sub>, n 2H<sub>2</sub>O, and FeCl<sub>3</sub>, 1 6H<sub>2</sub>O. 1985. Pg 13.

<sup>49</sup> HIGGINS & LEIGHTON, Quick, nongraphical, noniterative Method for gas-drive predictions – short traner. 1960. Pg 13.

<sup>50</sup> SKALYO, Jr., FRIEDBERG, A. Heat capacity of the antiferromagnet cocl<sub>2</sub>-6h<sub>2</sub>o near its neel point. 1964. Pg 2.

Teniendo en cuenta que el alimento varía su temperatura, de la temperatura ambiente promedio en Bogotá, 14°C a la temperatura de referencia de 35°C durante su paso por el reactor, se debe recordar que ya que este presenta un mezclado completo es válido decir que la temperatura a la salida del reactor será igual a 35°C, por lo tanto, al aplicar la **ecuación 35** sobre la corriente de entrada y salida en el balance de energía, el valor de la entalpía a la salida del reactor es igual a cero ya que el cambio de la temperatura ( $\Delta T$ ) es igual a cero. Adicionalmente el termino  $W_s$  es igual a cero ya que el sistema no ejerce trabajo sobre sus alrededores. Por tal razón, balance de energía se modifica a la siguiente expresión:

**Ecuación 35.** Balance de energía simplificado

$$Q = \dot{M}_i * h_i = \dot{M}_i * C_{p_{alimento}} * (T_{ref} - T_i)$$

**Fuente:** Elaboración propia, con base en DORAN, Pauline. Principios de ingeniería de los bioprocesos. Acribia, España. 1995. ISBN: 8420008532. p 94.

El calor necesario para mantener la temperatura del alimento en 35°C es de:

$$Q = 0,116 \left[ \frac{g}{s} \right] * 4,199 \left[ \frac{J}{g * ^\circ C} \right] * (35 - 14) [^\circ C]$$

$$Q = 10,230 \frac{J}{s}$$

## ANEXO H

### CAÍDA DE PRESIÓN DEL RME

Para realizar el cálculo de la caída de presión del reactor RME, se utilizaron los valores del agua dado que esta equivale al 99,22% en peso en el alimento, y porque no se tiene conocimiento del valor de la viscosidad del alimento. adicionalmente para el desarrollo de estos cálculos se tienen en cuenta distintas variables como el diámetro interno de tubería ( $D_{int}$ ), el área de las mismas ( $A$ ), la velocidad de flujo ( $V$ ), el número de Reynolds ( $Re$ ), la viscosidad cinemática ( $\nu$ ), el factor de fricción de la tubería ( $f$ ), la densidad ( $\rho$ ) y la gravedad específica del agua ( $GE$ ) la cual es igual a 1 para el agua, cabe aclarar que tanto la densidad como la viscosidad cinemática se calcularon a 35°C que es la temperatura de operación del reactor.

En primer lugar, se tuvieron en cuenta los datos de los diámetros internos de las tuberías que fueron proporcionados por el manual de presión de PAVCO, sus valores se presentan en la tabla 21.

**Tabla 21.** Diámetros internos de tubería PVC.

Diámetro Nominal		Diámetro Interno
Pulgadas (in)	Milímetros (mm)	Milímetros (mm)
½	21	16,60
1 ½	48	43,68
2	60	54,58
4	114	103,42

**Fuente:** Elaboración propia, con base en: PAVCO. Tubosistemas Presión PVC PAVCO. 2015. Pg 10.

Después de conocer el valor del diámetro interno proporcionado por el fabricante, se procede a hallar el área correspondiente de cada tubería empleada, utilizando la siguiente formula.

- Área de una tubería circular

$$A[m^2] = \frac{\pi D_{int}^2}{4}$$

Posteriormente se realiza el cálculo de la velocidad de flujo del agua a través de cada tubería, utilizando la siguiente formula, para esto se halló el valor equivalente del caudal de 5,7 ml/min el cual equivale a  $9,5 \times 10^{-8} \text{ m}^3/\text{s}$

- Velocidad: Relación entre caudal y área

$$V \left[ \frac{m}{s} \right] = \frac{Q \left[ \frac{m^3}{s} \right]}{Area [m^2]}$$

Posteriormente se procede a calcular el valor de la viscosidad cinemática del agua y la densidad del agua a 35°C, para realizar este cálculo se emplearon los datos presentados a continuación en la tabla 22.

**Tabla 22.** Datos viscosidad cinemática y densidad del agua a distintas temperaturas.

Temperatura (°C)	Viscosidad cinemática, $\nu$ ( $1 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ )	Densidad, $\rho$ ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ )
10	1,309	999,7
20	1,008	998,2
30	0,803	995,65
40	0,662	992,21

**Fuente:** MARTIN, Agustín. Apuntes de mecánica de fluidos. 2011. Pg 49.

Luego de realizar la respectiva interpolación de los datos, se encontró que el valor de la viscosidad cinemática del agua a 35°C tiene un valor de  $0,7325 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ , y que la densidad tiene un valor de  $995,43 \text{ Kg}/\text{m}^3$ .

Luego de conseguir el valor de la viscosidad es posible determinar el valor del número de Reynolds para cada tubería, este es un número adimensional utilizado para caracterizar el movimiento de los fluidos, y conociendo su valor, es posible saber si el flujo sigue un modelo laminar o turbulento.

- Reynolds:

$$Re = \frac{V * D_{int}}{\nu_{H_2O@35^\circ C}}$$

Posteriormente, se calcula el valor del factor de fricción correspondiente para cada tubería, y por último se calcula el valor de la caída de presión de las tuberías y se suma para hallar el valor total de la caída de presión del reactor RME.

- Factor de fricción:

$$f_{(Re < 2300)} = \frac{64}{Re}$$

- Caída de presión:

$$\Delta P [Pa] = \frac{f * L * V^2 * \rho_{H_2O@35^\circ C} * GE_{H_2O}}{2 * D_{int}}$$

El valor obtenido de cada uno de los cálculos mencionados anteriormente se presenta en la tabla 23, obteniendo un valor total para la caída de presión de  $7,277 \times 10^{-6} \text{ Pa}$ .

**Tabla 23.** Resultados de los cálculos para hallar la caída de presión.

Tubería	Longitud Tubería (m)	Diámetro int. (mm)	Diámetro int. (m)	Área (m <sup>2</sup> )	Velocidad (m/s)	No. Reynolds (Re)	Coefficiente de Fricción	Caída de presión (Pa)
1/2"	0,6784	16,6	0,0166	2,164,E-04	4,39,E-04	9,948	6,434	6,948,E-06
1 1/2"	0,08	43,68	0,04368	1,498,E-03	6,34,E-05	3,780	16,929	1,183,E-07
2"	0,15	54,58	0,05458	2,340,E-03	4,06,E-05	3,025	21,154	1,421,E-07
4"	0,26	103,42	0,10342	8,400,E-03	1,13,E-05	1,597	40,083	6,861,E-08
							<b>SUMA</b>	7,277,E-06

**Fuente:** Elaboración propia.