

**DESARROLLO DE UNA PROPUESTA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS
EN UN REACTOR ANAEROBIO DE LECHO ESTRUCTURADO (ASTBR) PARA
LA VEREDA CALDERÓN, PUERTO BOYACÁ**

**JORGE EDUARDO NAVAS SALAS
JUAN FERNANDO PEÑA AMAYA**

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

**DESARROLLO DE UNA PROPUESTA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS
EN UN REACTOR ANAEROBIO DE LECHO ESTRUCTURADO (ASTBR) PARA
LA VEREDA CALDERÓN, PUERTO BOYACÁ**

**JORGE EDUARDO NAVAS SALAS
JUAN FERNANDO PEÑA AMAYA**

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

**Director:
Ph.D. Héctor Javier Luna Wandurraga
Ingeniero Químico**

**Codirector:
M.Sc. Felipe Correa Mahecha
Ingeniero Químico**

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

Nota de aceptación:

Ing. Jaime Eduardo Arturo Calvache
Jurado 1

Ing. David Triviño Rodríguez
Jurado 2

Bogotá D.C., agosto de 2020

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente Institucional y Rector del Claustro

Dr. Mario Posada García-Peña

Consejero Institucional

Dr. Luis Jaime Posada García-Peña

Vicerrectora Académica y de Investigaciones

Dra. María Claudia Aponte González

Vicerrector Administrativo y Financiero

Dr. Ricardo Alfonso Peñaranda Castro

Secretaria General

Dra. Alexandra Mejía Guzmán

Decano de la Facultad de Ingenierías

Ing. Julio Cesar Fuentes Arismendi

Director del Programa de Ingeniería Química

Ing. Iván Ramírez Marín

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y los docentes no son responsables por las ideas y conceptos emitidos en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

Quiero dedicar este trabajo de grado especialmente a Dios, por ser esa persona que a pesar de las adversidades siempre estuvo conmigo escuchando mis oraciones para mejorar cada día como persona y lograr este objetivo de ser ingeniero químico.

Dedico este trabajo a mi madre Edith Amaya, por ser una mujer ejemplar en todo el sentido de la palabra, ha estado siempre a mi lado en toda mi vida y no me ha dejado rendirme en los momentos más difíciles, desde pequeño siempre fue una guía para mí y hasta el día de hoy lo sigue siendo, me enseñó lo importante que es la vida y de aprender a disfrutar de sus pequeños momentos, te quiero mucho ma.

A mi padre Fabio Peña, que a pesar de la distancia no ha dejado un solo día de velar por mi bienestar, me enseñó que no hay cosas imposibles sino hombres incapaces, pronto compartiremos este título.

Esta dedicatoria estaría incompleta si no menciono a mi hermano Fabian Peña, quien me ayudó a salir adelante en instancias un poco complicadas de mi vida gracias a sus buenos consejos, quiero decirte que siempre estaré ahí para apoyarte en lo que necesites.

Quiero dedicar este título a mis familiares, en especial a mi tía Doris Amaya y mi primo Santiago Amaya, que confiaron en mí desde el primer momento y aportaron su granito de arena para este gran triunfo de mi vida.

Finalmente, a mis grandes amigos que tuve durante la carrera, me hicieron este trayecto mucho más fácil y compartimos muy buenos momentos, gracias por todo su apoyo.

Juan Fernando Peña Amaya

Dedico este trabajo principalmente a Dios, por haberme otorgado la vida, por amarme y protegerme, por siempre escuchar mis oraciones, sin el este momento de mi vida habría sido imposible.

Quiero dedicar este trabajo a mi madre Sugey Patricia Salas Barrera, a la mujer más importante en este día, y para siempre, que a pesar de la distancia siempre estuvo al pendiente de mi día a día, de las adversidades tanto emocionales como profesionales, por alentarme y darme fuerzas para seguir adelante con mis proyectos, por mostrarme el verdadero amor, y enseñarme el valor de la vida.

Dedico este trabajo a mi padre Jorge Eliecer Navas Mendoza, a ese hombre que desde pequeño consideraba mi gran superhéroe, sin él no se en dónde estaría, el cual me enseñó a perseverar, a ser fuerte y a luchar por mis sueños, que siempre ha sido mi gran ejemplo a seguir como ingeniero, y mi motor para levantarme todos los días con la frente en alto.

Quiero dedicar este gran logro a mi familia, en especial a mi primo Cesar Navas, quien ha sido como mi hermano en toda mi vida, donde me ha acompañado en mi crecimiento personal y profesional, siempre agradeceré la compañía que me brindó durante todo este tiempo.

Por último, quiero dedicar este logro a mis grandes amigos, a todos aquellos que me vieron progresar, que me acompañaron con sus risas todos los días, que siempre me brindaron su apoyo incondicional en cualquier decisión que tuviera en mis días.

Jorge Eduardo Navas Salas

AGRADECIMIENTOS

A la empresa Transportadora de Gas Internacional S.A. ESP. (TGI) y a la Universidad Antonio Nariño por el apoyo financiero y soporte técnico de este trabajo enmarcado en el convenio específico número 751187.

A la Universidad de América por todo el conocimiento adquirido durante la carrera, el cual fue fundamental para la elaboración de este trabajo de grado y el haberme formado como profesional y también como una persona con ética profesional.

Al director de este proyecto Héctor Javier Luna Wandurraga, quien nos brindó desde el primer momento todo su apoyo y confianza para la realización de este proyecto; a nuestro codirector Felipe Correa Mahecha, por brindarnos espacios valiosos de su tiempo para estructurar y tener un proyecto con un valor agregado.

Al ingeniero Fabian Otálora, gracias a él adquirí un conocimiento práctico muy importante del manejo de equipos y de pruebas fisicoquímicas en el laboratorio, al licenciado Jorge Marroquín, por su contribución técnica y científica en la realización de este trabajo de grado, al ingeniero Sergio Pérez que con la ayuda de él los primeros meses se avanzó significativamente en este proyecto.

A mi compañero de tesis Jorge Navas, no pude haber tenido un mejor compañero y amigo que él, a pesar de los altibajos que tuvimos en el desarrollo de este proyecto siempre logramos salir adelante y en este momento se ven los resultados de las numerosas horas de experimentación que sin él hubiera sido muy difícil hacerlas y quiero decirle que siempre podrá contar conmigo, esta amistad no termina con la entrega del título.

Y por último agradezco al grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño, todo el equipo tiene una calidad humana y un conocimiento técnico-científico en el área que hizo el trabajo más ameno en los laboratorios de la universidad.

Juan Fernando Peña Amaya

Agradezco de antemano a la empresa Transportadora de Gas Internacional S.A. E.S.P. (TGI), y a la Universidad Antonio Nariño por el apoyo financiero y soporte técnico de este trabajo enmarcado en el convenio específico número 751187.

A la Universidad de América por haber sido mi segundo hogar durante 5 años, por haberme formado no solo como un gran profesional, sino como persona, por haberme brindado todos los conocimientos técnicos que siempre añore obtener, sin esta enseñanza no habría sido posible culminar este proyecto.

Agradezco con mucho orgullo haber trabajado de la mano con nuestro excelente director, Héctor Javier Luna Wandurraga, quien fue la cabeza intelectual del proyecto, que nos dio todo su apoyo y confianza desde el inicio. De igual forma agradezco a nuestro codirector Felipe Correa Mahecha, por habernos dado sus grandes consejos e indicaciones para lograr culminar este trabajo de forma excelente.

A mi compañero de tesis Juan Fernando Peña, el cual siempre estuvo acompañándome durante todo este proceso, no solo durante el proyecto sino en toda la carrera, siempre fue y será mi gran amigo, sin importar que pase de en aquí adelante, sé que siempre podré contar con él, agradezco fuertemente su amistad, su bondad y su tiempo para sobrellevar algunas veces mi carácter, sin él no habría sido posible culminar este gran logro.

Al ingeniero Fabian Otálora, por siempre ayudarnos y brindarnos buenas ideas durante todo el tiempo de ejecución del proyecto, nos enseñó el valor del compañerismo y del trabajo en equipo, siempre estuvo a disposición para guiarnos en el laboratorio. Igualmente, al licenciado Jorge Marroquín, por su contribución técnica y científica en la realización de este trabajo de grado, y al ingeniero Sergio Pérez que siempre tuvo disposición con nosotros, su valor como persona es inmenso, fue el cual quien nos ayudó a impulsar el inicio de este proyecto.

Y por último agradezco al grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño, la calidad humana, al igual que el ambiente de trabajo siempre fue muy ameno y colaborador, el nivel técnico y profesional de este equipo es enorme, me sorprendían cada día con sus apuntes e ideas, sin ustedes esto no habría sido posible.

Jorge Eduardo Navas Salas

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	25
OBJETIVOS	26
1. MARCO CONCEPTUAL	27
1.1 CONTEXTUALIZACIÓN DEL LUGAR	27
1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	29
1.3 ETAPAS DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	31
1.3.1 Hidrólisis	31
1.3.2 Acidogénesis	32
1.3.3 Acetogénesis	33
1.3.4 Metanogénesis	33
1.4 FACTORES IMPORTANTES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	34
1.4.1 Sustratos	34
1.4.2 Temperatura	36
1.4.3 pH	36
1.4.4 Demanda química de oxígeno (DQO)	37
1.4.5 Sólidos Totales (ST)	38
1.4.5.1 Sólidos volátiles (SV)	39
1.4.5.2 Sólidos Fijos (SF)	39
1.4.6 Relación carbono/nitrógeno (C/N)	39
1.4.7 Nutrientes	40
1.4.8 Tiempo de retención hidráulico (TRH)	41
1.4.9 Carga orgánica aplicada (OLR)	42
1.5 SISTEMAS DE REACTORES ANAEROBIOS	43
1.5.1 Sistema UASB	43
1.5.2 Biorreactor ASTBR	45
1.6 EVALUACIÓN HIDRODINÁMICA	46
1.6.1 Ensayo de trazadores	47
1.6.1.1 Uso de trazadores para determinar las características hidráulicas de un reactor	48

1.7 DIMENSIONAMIENTO	49
1.7.1 Semejanza geométrica	50
1.7.2 Semejanza cinemática	50
1.7.3 Diagrama de flujo en bloques (BFD)	51
1.7.4 Diagrama de flujo de proceso (PFD)	53
2. CONSTRUCCIÓN DE LOS REACTORES ANAEROBIOS DE LECHO ESTRUCTURADO (ASTBR)	54
2.1 METODOLOGÍA PARA LA CONSTRUCCIÓN DE LOS ASTBR	54
2.1.1 Revisión bibliográfica	54
2.1.2 Selección de parámetros de operación	54
2.1.3 Montaje de los reactores ASTBR	54
2.1.4 Metodología del ensayo de trazadores	58
2.1.4.1 Materiales y métodos	58
2.2 ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LA CONSTRUCCIÓN DE LOS ASTBR	59
2.2.1 Resultados de la revisión bibliografía para los parámetros de diseño	59
2.2.2 Selección de parámetros de diseño	60
2.2.2.1 Volumen del reactor	60
2.2.2.2 Tiempo de retención hidráulico (TRH)	61
2.2.2.3 Relación L/D	61
2.2.3 Ensamble final de los ASTBR	62
2.2.4 Análisis y resultados del ensayo de trazadores	63
3. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS REACTORES ASTBR A ESCALA LABORATORIO	68
3.1 METODOLOGÍA PARA LA OPERACIÓN DE LOS ASTBR	68
3.1.1 Control de temperatura	68
3.1.2 Control del caudal	68
3.1.3 Metodologías para la determinación de la eficiencia de los ASTBR	69
3.1.3.1 Determinación del porcentaje de remoción de materia orgánica	69
3.1.3.2 Determinación de los sólidos totales, fijos y volátiles	70
3.1.3.3 Flujo de biogás y rendimiento	71
3.1.3.4 Validación de datos en el programa RStudio	72
3.1.4 Operación y evaluación de los reactores	74

3.1.4.1 Inoculación natural e inducida	75
3.1.5 Balance de materia	77
3.2 ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LA OPERACIÓN DE LOS ASTBR	78
3.2.1 Resultados de temperatura y pH	79
3.2.2 Caudal de operación	81
3.2.3 Remoción de materia orgánica (DQO)	83
3.2.3.1 Validación estadística de la semejanza de los reactores	85
3.2.4 Medición de sólidos	86
3.2.4.1 Sólidos volátiles del lecho estructurado	88
3.2.5 Medición de biogás	88
3.2.5.1 Rendimiento de metano	90
3.2.6 Balance de materia	91
4. CONDICIONES TÉCNICAS DEL ASTBR PARA LA VEREDA CALDERÓN	93
4.1 METODOLOGÍA PARA DETERMINAR LAS CONDICIONES TÉCNICAS	93
4.1.1 Diagramas de proceso de la propuesta	93
4.1.2 Concentración del afluente al ASTBR	93
4.1.2.1 Cálculo de gramos de DQO utilizando RStudio	95
4.1.3 Dimensionamiento del ASTBR	95
4.1.3.1 Dimensionamiento geométrico	95
4.1.3.2 Dimensionamiento cinemático	96
4.1.4 Caracterización del biogás producido	96
4.1.5 Balance de energía	97
4.2 ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LAS CONDICIONES TÉCNICAS	100
4.2.1 Diagramas de proceso de la propuesta	101
4.2.2 Equipos auxiliares	104
4.2.3 Concentración del afluente al ASTBR	105
4.2.3.1 Cálculo de gramos utilizando RStudio	106
4.2.4 Dimensionamiento del ASTBR	107
4.2.4.1 Dimensionamiento geométrico	108
4.2.4.2 Dimensionamiento cinemático	108
4.2.5 Operatividad del proceso a escala	109
4.2.6 Caracterización del biogás producido	110

4.2.7 Balance de energía	112
5. COSTOS DE LA PROPUESTA	114
5.1 GASTOS DE CAPITAL (CAPEX)	114
5.1.1 Inversión para la producción de biogás	114
5.2 GASTOS DE OPERACIÓN (OPEX)	115
5.2.1 Costos indirectos de producción	115
6. CONCLUSIONES	118
7. RECOMENDACIONES	120
BIBLIOGRAFÍA	121
ANEXOS	127

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Clasificación de sustratos para la digestión anaeróbica	35
Tabla 2. Datos promedio sobre el contenido de sólidos totales (ST) de diversos residuos orgánicos	38
Tabla 3. Definición de los parámetros de tiempo y concentración para un ensayo de trazadores	47
Tabla 4. Referencias para la construcción de los ASTBR	59
Tabla 5. Parámetros de diseño de las referencias consultadas	60
Tabla 6. Parámetros de diseño del reactor ASTBR	60
Tabla 7. Análisis de la curva de tendencia del trazador en los ASTBR	66
Tabla 8. Resultados finales del ensayo de trazadores	67
Tabla 9. Parámetros de operación	74
Tabla 10. Nutrientes usados para la preparación 1L de alimento de 600 mg O ₂ /L	75
Tabla 11. Resultados generales de la operación de los ASTBR	79
Tabla 12. Resultados del TRH real	82
Tabla 13. ANOVA de un factor para la determinación de la semejanza estadística de los reactores ASTBR	85
Tabla 14. Biomasa adherida al lecho estructurado	88
Tabla 15. Comparación de datos teóricos y experimentales en la producción de metano	90
Tabla 16. Condiciones técnicas del reactor ASTBR	101
Tabla 17. Utilización específica de los equipos auxiliares.	104
Tabla 18. Referencias para la composición de los FVW	105
Tabla 19. Composición de mezclas de residuos de frutas y vegetales consultadas	106
Tabla 20. Composición estimada de FVW para la I.E. El Prado	106
Tabla 21. Dimensionamiento del cuerpo del reactor y el lecho estructurado	108
Tabla 22. Dimensionamiento cinemático del ASTBR a escala	109
Tabla 23. Parámetros de operación del proceso a escala	110
Tabla 24. Balance energético del proceso a escala	113
Tabla 25. Costo de los equipos para la I.E. El Prado	115
Tabla 26. Costos de energía eléctrica de los equipos auxiliares	116
Tabla 27. Costos de mano de obra para el proyecto	116
Tabla 28. Equipos auxiliares para la operación a escala	150
Tabla 29. Especificaciones técnicas de los equipos auxiliares	152

LISTA DE GRÁFICAS

	pág.
Gráfica 1. Curva de concentración del trazador en el efluente del ASTBR 1	64
Gráfica 2. Curva de concentración del trazador en el efluente del ASTBR 2	64
Gráfica 3. Temperatura de operación	79
Gráfica 4. Comportamiento del pH en los días de operación	80
Gráfica 5. Caudal de operación de los ASTBR	82
Gráfica 6. Degradación de materia orgánica en términos de DQO	83
Gráfica 7. Remoción de materia orgánica según el tiempo de operación	84
Gráfica 8. Sólidos totales, fijos y volátiles del ASTBR 1	86
Gráfica 9. Sólidos totales, fijos y volátiles del ASTBR 2	87
Gráfica 10. Biogás acumulado según el día de operación	88
Gráfica 11. Mediana del flujo de biogás en 12 días de operación	89
Gráfica 12. Pulso-Respuesta obtenido por el software TELAK	138
Gráfica 13. Curva E(t)	141
Gráfica 14. Curva acumulada (F) vs θ	142

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. División política de Puerto Boyacá (Boyacá) – Vereda Calderón	27
Figura 2. Vista superior de la caja de inspección	28
Figura 3. Tuberías que descargan en la caja de inspección. (a, b, c) Baño de hombres. (e, f) Cocina. (g) Baño de mujeres. (h) Área de preescolar y jardín. (i) Salida hacia el pozo séptico.	29
Figura 4. Esquema de la digestión anaerobia de materiales poliméricos. Los números indican los grupos de bacterias involucradas: 1. Bacterias fermentativas e hidrolíticas, 2. Bacterias acetogénicas, 3. Bacterias homoacetogénicas, 4. Metanógenos hidrogenotróficos, 5. Metanógenos Acetoclásticos.	31
Figura 5. Producción de biogás diaria a diferentes condiciones pH en la entrada del biodigestor	37
Figura 6. Esquema de un reactor UASB	44
Figura 7. Diseño conceptual del biorreactor ASTBR	45
Figura 8. Lecho fijo estructurado hecho en espuma de polietileno del biorreactor ASTBR	46
Figura 9. Aplicación de trazadores a un reactor	48
Figura 10. Curvas típicas de concentración del trazador en el efluente de los reactores con distintas características hidráulicas	49
Figura 11. Dimensionamiento geométrico	50
Figura 12. Representación la semejanza cinemática	51
Figura 13. Ejemplo de BFD	52
Figura 14. Ejemplo de PFD	53
Figura 15. Diagrama de flujo del proceso de construcción y ensamble de un reactor ASTBR	55
Figura 16. Procedimiento grafico de construcción de los ASTBR	57
Figura 17. Circuito controlador de temperatura con su respectiva sonda	62
Figura 18. Montaje final de los reactores ASTBR armados y automatizados	63
Figura 19. Conexión entre la bomba peristáltica y el circuito controlador	69
Figura 20. Producción de energía y síntesis celular en el proceso oxidativo microbiano	73
Figura 21. Espumas luego de la inoculación natural	76
Figura 22. Adición de lodo granular en la base de los ASTBR	77
Figura 23. Esquema del balance de materia de DQO	78
Figura 24. Resultados de producción de metano en el programa RStudio	91
Figura 25. Volumen de control para el reactor ASTBR a escala laboratorio.	92
Figura 26. Residuos sólidos orgánicos generados por la I.E. El Prado	94
Figura 27. Volumen de control del proceso.	97
Figura 28. Diagrama BFD del proceso a escala	102
Figura 29. Diagrama PFD del proceso a escala	103
Figura 30. Resultados del cálculo de DQO para 1g de FVW	107

Figura 31. Diagrama de presión vs temperatura para el biogás de I.E. El Prado	111
Figura 32. Diagrama temperatura vs composición del biogás de I.E. El Prado	112
Figura 33. Poder calorífico inferior y superior (LHV) y (HHV) del biogás generado	113
Figura 34. Isométrico texturizado con el despiece del reactor ASTBR a escala laboratorio	128
Figura 35. Plano del reactor ASTBR con medidas utilizadas para la escala laboratorio	129
Figura 36. Bomba peristáltica con cabezal tipo rodamiento	130
Figura 37. Contenedor externo e interno de aguas con los sensores	131
Figura 38. Controlador del medidor de gas	132
Figura 39. Electroválvula de 2 vías	132
Figura 40. Pantalla de registro de datos	133
Figura 41. Circuitos interconectados (sensores y almacenamiento de datos)	134
Figura 42. Sensores ópticos conectados al circuito receptor de información	135
Figura 43. Diseños de barrera de luz. L: fuente de luz, D: detector. Izquierda: tipo-transmisión, derecha: tipo-reflexión	135
Figura 44. Interfaz del software Telak	136
Figura 45. Curva de 1-F(t)	144
Figura 46. Interfaz del software RStudio	149
Figura 47. Resultados del análisis químico para el agua residual domestica de la I.E. El Prado	153
Figura 48. Tarifa de energía eléctrica en Puerto Boyacá	154

LISTA DE ECUACIONES

	pág.
Ecuación 1. Tiempo de retención hidráulico TRH	41
Ecuación 2. Tiempo de retención obtenido por medio del ensayo de trazadores.	41
Ecuación 3. Carga orgánica utilizando la cinética de Monod	42
Ecuación 4. Carga orgánica en términos de la concentración de entrada y el tiempo de retención hidráulico	43
Ecuación 5. Porcentaje de remoción de materia orgánica en términos de la DQO	69
Ecuación 6. Cantidad de STV adheridos en las espumas del lecho	70
Ecuación 7. Sólidos totales volátiles	70
Ecuación 8. Sólidos totales fijos	71
Ecuación 9. Potencial bioquímico de metano teórico	71
Ecuación 10. Potencial bioquímico de metano teórico utilizando el factor de corrección de biodegradabilidad experimental	72
Ecuación 11. Relación de proporción para la adición de lodo granular	76
Ecuación 12. Grados de libertad para un balance de materia	77
Ecuación 13. Balance de masa en términos de DQO	78
Ecuación 14. Cantidad de gramos de DQO aportados por los FVW	94
Ecuación 15. Factor de escala L	95
Ecuación 16. Factor de escala L según las relaciones de volúmenes	95
Ecuación 17. Relación Factor de escala y longitud	96
Ecuación 18. Relación escala de tiempo t	96
Ecuación 19. Balance de energía global del proceso.	97
Ecuación 20. Balance de energía genérico	98
Ecuación 21. Balance de energía de un sistema cerrado	99
Ecuación 22. Balance de energía global integrado	99
Ecuación 23. Balance de energía global del proceso.	99
Ecuación 24. Flujo energético del biogás producido	100
Ecuación 25. Potencial de generación eléctrica	100
Ecuación 26. Área bajo la curva del trazador utilizando la concentración en función del tiempo	139
Ecuación 27. Simpson 1/3	139
Ecuación 28. Tiempo medio de retención	139
Ecuación 29. Varianza	139
Ecuación 30. Relación entre la función E(t) y F(t)	140
Ecuación 31. Varianza normalizada	143
Ecuación 32. Numero de tanques en serie	143
Ecuación 33. Línea recta basada en el modelo de Wolf-Resnick	143
Ecuación 34. Energía libre de Gibbs requerida para la síntesis celular	145
Ecuación 35. Relación f_e/f_s	147

LISTA DE ANEXOS

	pág.
ANEXO A. Planos de diseño del reactor ASTBR y materiales de construcción	128
ANEXO B. Equipos auxiliares para la operación a escala laboratorio	130
ANEXO C. Sensores opticos de barrera y programa Telak	134
ANEXO D. Procedimiento de cálculo para el analisis del ensayo de trazadores	137
ANEXO E. Procedimiento para calcular la fracción de síntesis celular y energía final	145
ANEXO F. Programa RStudio	148
ANEXO G. Equipos auxiliares para la I.E. El Prado	150
ANEXO H. Análisis microbiológico agua residual doméstica de la I.E. El Prado	153
ANEXO I. Costo de la energía eléctrica en Puerto Boyacá, Colombia	154

ABREVIATURAS

AGV: Ácido Graso volátil
ASTBR: Reactor Anaerobio de Lecho Estructurado
BFD: Diagrama de flujo en bloques
CAPEX: Costo de capital
DA: Digestión anaerobia
DQO: Demanda química de oxígeno
FVW: Residuos orgánicos de frutas y vegetales
I.E.: Institución educativa
L/D: Relación longitud/diámetro
LCFA: Ácidos grasos de cadena larga
NL: Normal litro
OLR: Carga orgánica aplicada
OPEX: Costo de operación
PBM: Potencial bioquímico de metano
PFD: Diagrama de flujo de proceso
PVC: Policloruro de vinilo
R1: Reactor ASTBR 1
R2: Reactor ASTBR 2
RME: Reactor Metanogénico Escalonado
SF: Sólidos fijos
SSS: Sólidos suspendidos sedimentables
SSV: Sólidos suspendidos volátiles
ST: Sólidos Totales
STV: Sólidos totales volátiles
SV: Sólidos volátiles
TGI: Empresa transportadora de Gas Internacional
TRH: Tiempo de retención hidráulico
UASB: Reactor anaeróbico de flujo ascendente

SÍMBOLOS

Símbolo	Término	Unidad
COP	Peso colombiano	\$
DQO	Demanda química de oxígeno	mg O ₂ /L
Ed	Flujo energético disponible	W
Ee	Energía eléctrica biogás	W
Ep	Flujo energético del biogás	W
HHV	Poder calorífico superior	MJ/m ³
LHV	Poder calorífico inferior	MJ/m ³
OLR	Carga orgánica aplicada	kg DQO/m ³
P	Presión	atm
Q _{Bg}	Caudal de biogás	L/día
Qe	Caudal de entrada	ml/min
SF	Sólidos fijos	mg/L
ST	Sólidos totales	mg/L
STV	Sólidos totales volátiles	mg/L
SV	Sólidos volátiles	mg/L
T	Temperatura	°C
T _{Bg}	Tasa de biogás	L/L/día
TRH	Tiempo de retención hidráulico	h
Wb	Potencia requerida bomba	W
Wm	Potencia requerida mezclador	W
Wv	Potencia requerida válvula	W

GLOSARIO

AFLUENTE: es la sustancia líquida que entra al biorreactor, que contiene una alta cantidad de materia orgánica.

AGUA RESIDUAL: es un líquido cuyas propiedades físicas, químicas o biológicas se han modificado como consecuencia de la introducción de determinadas sustancias que las vuelven inseguras para algunos fines.

BIOGÁS: es un biocombustible gaseoso, obtenido a partir del proceso bioquímico de la digestión anaerobia, el cual forma una mezcla principalmente de metano (CH_4), y de dióxido de carbono (CO_2), también está constituido en una mínima cantidad de ácido sulfhídrico (H_2S). La composición teórica del biogás es de 60% CH_4 y 40% CO_2 .

BIOMASA: es la cantidad total de sustancias orgánicas en la forma de microorganismos vivos, según una unidad de volumen y un tiempo t .

BIORREACTOR: es el equipo principal donde ocurre la DA, en este se genera el procesamiento del cultivo de microorganismos con la capacidad de degradar la materia orgánica, este equipo se debe operar a condiciones óptimas para el crecimiento microbiano, y de esta forma obtener el biogás como producto deseado.

DIGESTIÓN ANAEROBIA: proceso bioquímico para la degradación de material orgánico en ausencia de oxígeno.

DIMENSIONAMIENTO: es una forma matemática para estimar las dimensiones o resultados de un proceso de mayor escala, utilizando uno de menor escala.

DQO: parámetro utilizado para la estimación de cantidad de metano producido en la DA.

EFLUENTE: es la salida líquida del biorreactor, comúnmente utilizado para la producción de biofertilizantes por su alto contenido de amoníaco (NH_3).

METANO: es el hidrocarburo más simple, con fórmula molecular (CH_4), y el principal componente del gas natural y el biogás.

POTENCIA: es la cantidad de trabajo efectuado por unidad de tiempo.

RESIDUOS ORGÁNICOS: son desechos fácilmente biodegradables. Estos desechos se producen a partir de muchas fuentes, como desechos agrícolas, desechos de mercado, desechos de cocina, desechos de alimentos sólidos urbanos y desechos sólidos urbanos.

SUSTRATO: se refiere de igual forma a la fuente de carbono y nutrientes, que entra al biorreactor, es derivado del afluente.

TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO: es el tiempo que tarda en entrar y salir una partícula dentro de un equipo de proceso.

TRAZADOR: es una sustancia introducida en un medio, utilizado para determinar el recorrido de un fluido.

RESUMEN

El presente trabajo tuvo como finalidad desarrollar una propuesta para la obtención de biogás a partir de aguas residuales domésticas y residuos orgánicos de la I.E. El Prado por medio de la digestión anaerobia, utilizando un reactor anaerobio de lecho estructurado (ASTBR) construido a escala laboratorio, que comprendía la utilización de agua residual sintética como sustrato, de esta forma simulando las condiciones reales de la institución educativa. Esta agua tenía una DQO de 735,97 mgO₂/L, el cual fue el parámetro fundamental para realizar las operaciones experimentales y validaciones estequiométricas a lo largo del proyecto.

En la primera etapa del proyecto se construyeron dos reactores ASTBR a escala laboratorio en PVC de 3", con un volumen efectivo de 2,66L y 2,43L respectivamente, donde la finalidad del lecho estructurado fue generar una mejor fijación de la biomasa en la operación, que se logró usando 9 espumas de polietileno de alta porosidad. Al finalizar la construcción se realizó un ensayo de trazadores que permitió identificar el compartimento hidrodinámico del reactor, con el uso del modelo de Wolf-Resnick y tanques en serie fue posible determinar que el ASTBR se comporta en un 89% como un reactor de flujo pistón.

Para la segunda etapa, los reactores tuvieron valores favorables de operación durante un tiempo total de 53 días, por un lado, la OLR fue de 1,43 kgDQO/m³·d para el reactor 1, y de 1,44 kgDQO/m³·d para el reactor 2, la mediana de los valores de remoción de DQO fueron de 37,01% y 39,82% para el R1 y R2 respectivamente, el leve aumento del porcentaje de remoción entre el reactor 2 al 1, se debió a una ligera generación de biomasa en el R2. Durante esta fase, se obtuvo una mediana de 0,83 NL/día para la producción de biogás de forma experimental, la concentración en volumen se calculó de manera estequiométrica utilizando el programa RStudio, obteniendo un 52,43% de CH₄, y de 47,57 % de CO₂.

En la tercera etapa se consiguió establecer las condiciones técnicas del reactor ASTBR para la I.E. El Prado, siguiendo con el concepto de dimensionamiento geométrico y cinemático. Con el fin de cumplir con un requerimiento de escala banco para la empresa TGI, con el volumen ya definido (70L) se generó un diagrama BFD y PFD que mostró la operación, y de igual forma los equipos auxiliares también dimensionados para operar el reactor ASTBR que contó con un volumen total de 70L, y un volumen efectivo de 55,57L. Haciendo uso del concepto de dimensionamiento cinemático, se alcanzó una producción estimada de 26,44 L/día de biogás, con un potencial energético de 5,47 W. Finalmente, el costo del proyecto a escala se dividió entre el CAPEX, y el OPEX, siendo de \$10.126.518 COP y de \$27.625.879 COP respectivamente para el primer año.

Palabras claves: Digestión anaerobia, biogás, reactor anaerobio de lecho estructurado, DQO, agua residual doméstica, dimensionamiento.

INTRODUCCIÓN

En Colombia existen ciertas regiones que cuentan con limitaciones de gas natural doméstico y de saneamiento básico, aproximadamente a 25km del centro urbano de Puerto Boyacá se encuentra la Vereda Calderón, una zona que alberga dentro de su ubicación geográfica la institución educativa El Prado (I. E El Prado), la cual carece tanto de gas natural domiciliario, como de una red de tratamiento de aguas residuales domésticas, lo que genera por un lado la compra de pipetas de gas propano de 30 lb, con un costo entre \$60.000 – \$70.000 COP por unidad, y el cual tiende a duplicarse si estas se utilizan de manera frecuente¹. Estos costos pueden afectar de manera significativa los costos mensuales en los que incurre la zona.

Por otro lado, la institución al no tener una red de tratamiento de aguas residuales domésticas está obligada a hacer uso de un pozo séptico para el vertimiento de este residuo líquido, y el cual está ubicado en un área lejana de la infraestructura principal del colegio. Este vertimiento ha traído consigo un grave problema de contaminación cruzada con la red de agua potable, aumentando el riesgo del surgimiento de enfermedades capaces de generar daños a la comunidad estudiantil. Asimismo, los residuos orgánicos generados en el casino del colegio están siendo vertidos en la parte trasera de la institución, creando otro foco potencial de propagación de enfermedades y vectores, puesto que atrae mosquitos, roedores y reptiles endémicos de la zona².

Es por ello por lo que, en conjunto con la Universidad Antonio Nariño, y la empresa de Transportadora de Gas Internacional S.A. E.S.P. (TGI), surge la alternativa de aprovechar los residuos orgánicos generados en la institución, incluyendo el agua residual doméstica que es vertida al pozo séptico, junto con los residuos orgánicos generados en el casino de este. Es así como se busca potencializar los reactores anaerobios, por medio de una novedosa configuración económica y con la capacidad de tratar y aprovechar estos residuos.

De esta forma, por medio del proceso bioquímico de la digestión anaerobia, los microorganismos tienen la capacidad de degradar el material orgánico presente en estos residuos, con el fin de generar un biocombustible gaseoso con una alta concentración de metano, llamado biogás, del mismo modo, al degradar este material orgánico se hace una depuración biológica de las aguas residuales domésticas, con esta alternativa generar una posible solución de saneamiento básico para la I.E. el Prado.

¹ PÉREZ, N. Iniciativa Para El Acceso a Gas En Las Áreas De Influencia De TGI S.A E.S.P. Caracterización Y Diagnostico Preliminar Puntos De Prueba. 2018. p. 7.

² OTÁLORA, Fabián y LUNA, Héctor. Producción de biogás y fertilizantes orgánicos en zonas rurales utilizando la implementación de un biodigestor acoplado a un fotobiorreactor, valorizando las aguas residuales Convenio No 751187 TGI – UAN Segundo informe técnico Bogotá, diciembre 6 de 2019. no. 751187. p. 15.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Desarrollar una propuesta para la producción de biogás en un biorreactor anaerobio de lecho estructurado (ASTBR) para la Vereda Calderón, Puerto Boyacá.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Construir un biorreactor ASTBR a escala laboratorio de acuerdo con los parámetros de operación de fuentes bibliográficas.
- Establecer condiciones favorables de los parámetros (TRH, OLR) para la producción de biogás en el biorreactor ASTBR.
- Determinar cuáles son las condiciones técnicas del biorreactor para la Vereda Calderón.
- Estimar los costos de la propuesta desarrollada.

1. MARCO CONCEPTUAL

En las aguas residuales domésticas se transporta gran cantidad de residuos orgánicos, que pueden ser utilizados como una forma de auto sostenimiento en la Vereda Calderón, generando biogás a partir de estos residuos el cual se compone mayormente de metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2). Para llevar a cabo la producción de este, es necesario utilizar un proceso específico, denominado digestión anaerobia.

1.1 CONTEXTUALIZACIÓN DEL LUGAR

La Vereda Calderón se ubica a 25 km del centro urbano de Puerto Boyacá como se muestra en la figura 1, es una de las unidades territoriales más pobladas de municipio, que cuenta con más de 1700 habitantes.

Figura 1. División política de Puerto Boyacá (Boyacá) – Vereda Calderón

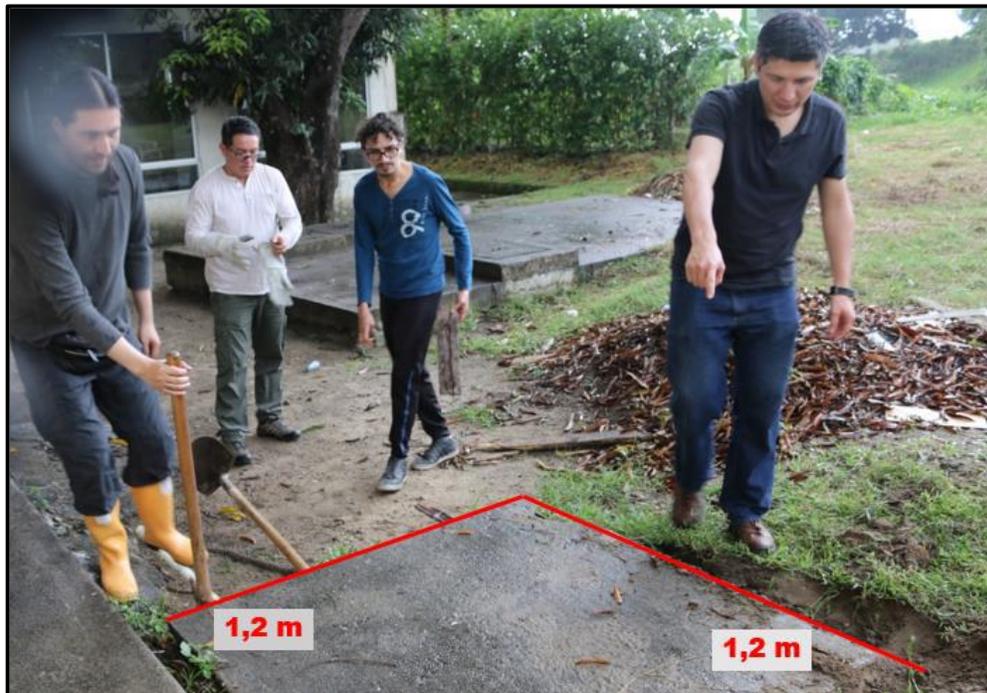


Fuente: PÉREZ, N. Iniciativa Para El Acceso a Gas En Las Áreas De Influencia De TGI S.A E.S.P. Caracterización Y Diagnostico Preliminar Puntos De Prueba. 2018. p. 2.

Las condiciones climáticas de la zona favorecen la propuesta de producción de biogás a partir de un proceso de digestión anaerobia, ya que se encuentra a 145

msnm (0,99 atm), con una temperatura promedio de 35°C³, una ubicación bastante factible por contar con sitios de recreación, fincas ganaderas y principalmente porque acoge a la institución educativa “El Prado”, un complejo de estudiantes que constituye la formación básica primaria y secundaria, con 600 estudiantes matriculados y 6 sedes anexas provenientes de otras Veredas. Esta institución permite ubicar los biorreactores porque cuenta con espacio suficiente dentro de esta, como se evidencia en la figura 2. Adicionalmente, una de las grandes ventajas en la institución El Prado es su facilidad de recolección de residuos sólidos orgánicos por la variedad de residuos generados en el casino del colegio⁴, además de que cuenta con la fracción líquida necesaria que se puede obtener a partir de agua residual doméstica estancada en el pozo séptico del colegio como se puede ver en la figura 3.

Figura 2. Vista superior de la caja de inspección



Fuente: OTÁLORA, Fabián y LUNA, Héctor. Producción de biogás y fertilizantes orgánicos en zonas rurales utilizando la implementación de un biodigestor acoplado a un fotobiorreactor, valorizando las aguas residuales Convenio No 751187 TGI – UAN Segundo informe técnico Bogotá, diciembre 6 de 2019. no. 751187. p. 9.

³ PÉREZ. Op. Cit., p. 4.

⁴ OTÁLORA y LUNA. Op. Cit., p. 14-17.

Figura 3. Tuberías que descargan en la caja de inspección. (a, b, c) Baño de hombres. (e, f) Cocina. (g) Baño de mujeres. (h) Área de preescolar y jardín. (i) Salida hacia el pozo séptico.



Fuente: OTÁLORA, Fabián y LUNA, Héctor. Producción de biogás y fertilizantes orgánicos en zonas rurales utilizando la implementación de un biodigestor acoplado a un fotobiorreactor, valorizando las aguas residuales Convenio No 751187 TGI – UAN Segundo informe técnico Bogotá, diciembre 6 de 2019. no. 751187. p. 10.

1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

El proceso de fermentación en el cual el material orgánico (aguas residuales domésticas) son degradadas y el biogás es producido, se refiere a la digestión anaeróbica. Este proceso ocurre en lugares donde haya disponibilidad de materia orgánica y el potencial de redox es bajo (cero oxígeno). El tratamiento anaerobio por si solo es muy efectivo en la remoción de compuestos orgánicos, dejando compuestos mineralizados como NH_4^+ , PO_4^{3-} , S^{2-} en la solución. Por otro lado, la cantidad de lodo en exceso producido es mínima y estable, incluso tiene un valor de mercado cuando se produce la suspensión de lodo granular en el biorreactor. Además de que se produce energía útil en forma de biogás en lugar de consumir energía de alto grado⁵. Aceptando que la digestión anaerobia simplemente remueve

⁵ HENZE, Mogens, et al. 16.1.1 Definition and Environmental Benefits of Anaerobic Processes. En: Biological Wastewater Treatment - Principles, Modelling and Design. IWA Publishing, p. 415.

contaminantes orgánicos, solo quedan pocos inconvenientes con respecto al proceso, incluso con respecto a la tasa de arranque del sistema.

Los tratamientos anaerobios para los residuos se pueden realizar en diferentes configuraciones de biorreactores, en una fase, dos fases o en una configuración multifacética⁶. Para la investigación se usó una configuración de una fase, donde se contempla la utilización de un solo biorreactor donde se desarrollen las fases del proceso de digestión anaerobia. En una configuración de una sola fase (todo el proceso se realiza en un solo reactor), se desarrollan diferentes grupos de microorganismos en un mismo ambiente, con la condición de que la cantidad de estos será directamente proporcional a la disponibilidad de los sustratos en el sistema. La población bacteriana depende del material de alimentación, condiciones de operación (pH, temperatura, tiempo de retención) y de la estequiometría de las reacciones involucradas⁷.

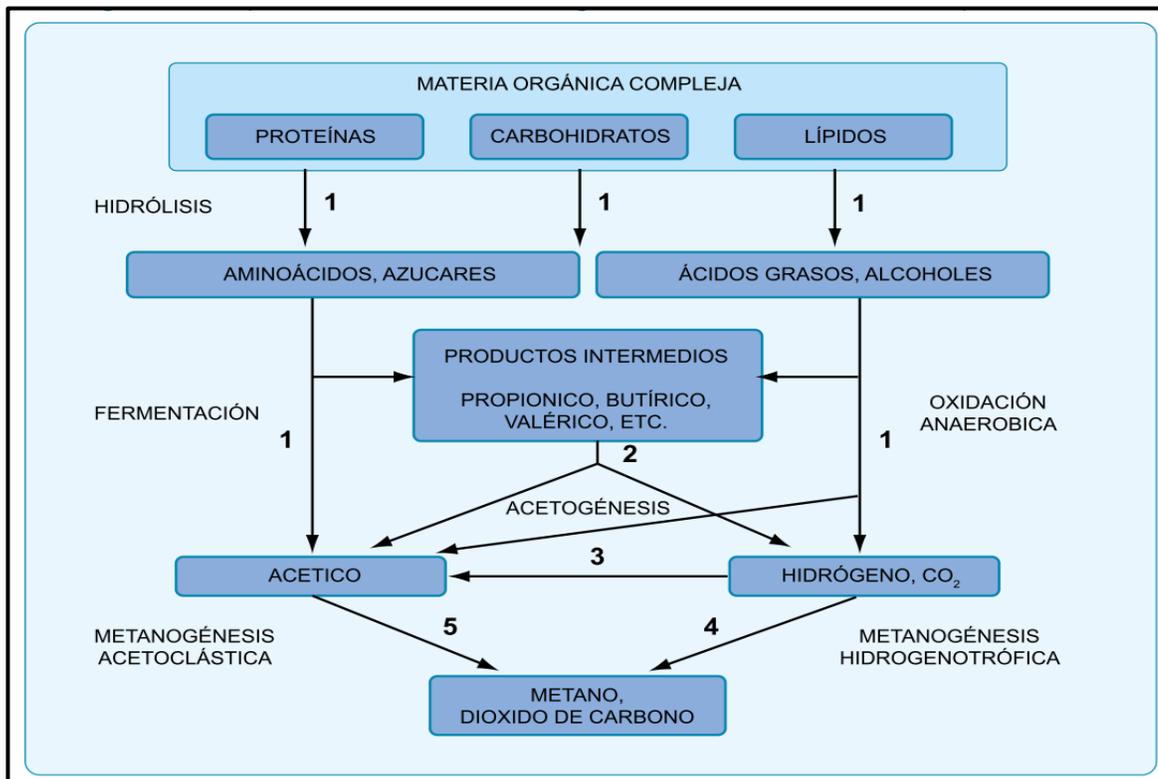
La digestión anaerobia es un proceso con cuatro etapas secuenciales tales como son la: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. El proceso es dependiente de las interacciones que haya en el ambiente entre los grupos de microorganismos que son los que dan lugar a las etapas mencionadas⁸. La figura 4 muestra las cuatro etapas descritas a continuación.

⁶ SHARMA, V. K.; TESTA, C. y CASTELLUCCIO, G. Anaerobic treatment of semi-solid organic waste. En: Energy Conversion and Management. vol. 40, no. 4, p. 370-371.

⁷ *Ibíd.*, p. 370.

⁸ MEEGODA, Jay N., et al. A Review of the Processes, Parameters, and Optimization of Anaerobic Digestion. 2018. p. 3. ISSN 1660-4601

Figura 4. Esquema de la digestión anaerobia de materiales poliméricos. Los números indican los grupos de bacterias involucradas: 1. Bacterias fermentativas e hidrolíticas, 2. Bacterias acetogénicas, 3. Bacterias homoacetogénicas, 4. Metanógenos hidrogenotróficos, 5. Metanógenos Acetoclásticos.



Fuente: VARNERO MORENO, María Teresa. Manual De Biogás. Chile: FAO, 2011. p. 20.

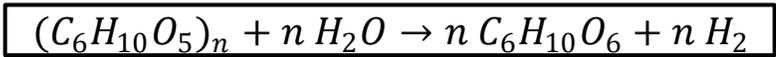
1.3 ETAPAS DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

1.3.1 Hidrólisis. En el proceso de hidrólisis se convierten macromoléculas orgánicas en sus componentes más pequeños, que a su vez pueden ser utilizados por bacterias acidogénicas. Si bien la hidrólisis puede existir como un proceso electroquímico, en la digestión anaeróbica, en su totalidad existe como un proceso enzimático. En el proceso de hidrólisis, las bacterias hidrolíticas pueden secretar enzimas extracelulares que pueden convertir carbohidratos, lípidos y proteínas en azúcares, ácidos grasos de cadena larga (LCFA) y aminoácidos, respectivamente. Después de la secreción enzimática, los productos de la hidrólisis pueden difundirse a través de las membranas celulares de los microorganismos acidogénicos⁹. En

⁹ LI, Yebo; PARK, Stephen Y. y ZHU, Jiyang. Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews. Jan. vol. 15, no. 1, p. 822-823 ISSN 1364-0321

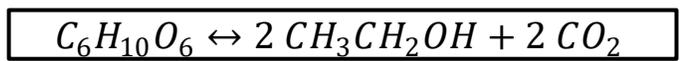
términos generales, la hidrólisis tiene, por sí sola, una temperatura óptima entre 30 – 50 °C y con un pH óptimo de 5 – 7, aunque no hay evidencia de una mejor actividad hidrolítica por debajo de un pH de 7. Desde una perspectiva química la hidrólisis se refiere a la división de los enlaces químicos por la adición de agua, cationes y aniones reaccionan con las moléculas de agua, alterando el pH en el proceso para crear la escisión de los enlaces H-O¹⁰. En la reacción 1 se muestra la hidrólisis de la celulosa por la adición de agua, para formar glucosa como el producto principal y a su vez la formación de hidrogeno consecuentemente.

Reacción 1.



1.3.2 Acidogénesis. Los compuestos solubles resultantes de la etapa hidrolítica van a ser transformados por la acción de microorganismos y bacterias fermentativas a través de un proceso de fermentación, dando como resultado ácido acético (CH₃-COOH), hidrógeno (H₂) y dióxido de carbono (CO₂) principalmente, y en menor cantidad productos intermedios: alcoholes, ácidos grasos volátiles (otros ácidos grasos de cadena corta además del ácido acético) y ácidos orgánicos¹¹. A diferencia de otras etapas, generalmente se cree que la acidogénesis avanza a un ritmo más rápido en la digestión anaerobia, y las bacterias acidogénicas tienen menos tiempo de regeneración. Se presenta la siguiente secuencia de reacción (reacciones 2, 3 y 4) que resume la etapa acidogénica en la digestión anaerobia Donde los productos formados en la hidrolisis se degradan y son convertidos en CO₂ y H₂, sin embargo, el ácido importante de esta etapa es el ácido acético, el cual se da por una descomposición de la glucosa en medio ácido¹².

Reacción 2.



Reacción 3.

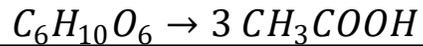


¹⁰ ANUKAM, Anthony, et al. A Review of the Chemistry of Anaerobic Digestion: Methods of Accelerating and Optimizing Process Efficiency. En: Processes. vol. 7, no. 8, p. 3-4. ISSN 2227-9717

¹¹ MONTES CARMONA, María Estela. c-Económico De La Digestión Anaerobia Conjunta De La Fracción Orgánica De Los Residuos Sólidos Urbanos Y Lodos De Depuradora Para La Obtención De Biogás. E.T.S.I. Caminos, Canales y Puertos (UPM), 2008. p. 23.

¹² ANUKAM. Op. Cit., p. 4.

Reacción 4.



1.3.3 Acetogénesis. Los compuestos intermedios resultantes de la etapa acidogénica van a ser transformados por las bacterias acetogénicas, obteniéndose como principales productos hidrógeno, dióxido de carbono y ácido acético. Este último compuesto aparece directamente por la acción de estas bacterias por la transformación de alcoholes, ácidos grasos, ácidos volátiles, etcétera, junto con hidrógeno y dióxido de carbono que por acción de las bacterias homoacetogénicas lo transforman en ácido acético. El metabolismo acetogénico va a ser muy dependiente de las concentraciones de estos productos¹³. Con la producción de acetato mediante la acidogénesis, una porción del sustrato original ya se ha convertido en un sustrato adecuado para la metanogénesis acetoclástica. Sin embargo, otros AGV superiores producidos aún no se han hecho accesibles a los microorganismos metanogénicos. La acetogénesis es el proceso por el cual estos AGV superiores y otros intermedios se convierten en acetato, y también se produce hidrógeno¹⁴. Las reacciones en serie que están asociadas con esta etapa de la DA se presentan en las reacciones 5, 6 y 7¹⁵:

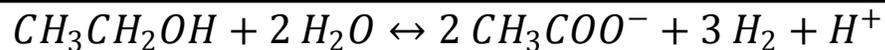
Reacción 5.



Reacción 6.



Reacción 7.



1.3.4 Metanogénesis. Con la presencia del ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono aparecen en el medio los microorganismos responsables de la metanogénesis o formación del metano. Se distinguen dos tipos principales de microorganismos: los que degradan el ácido acético produciendo metano y dióxido de carbono, (los metanógenos acetoclásticos), y los que a partir del hidrógeno y dióxido de carbono resultantes de etapas anteriores van a generar metano y agua, (los metanógenos hidrogenotrofos). La principal vía de formación del metano va a

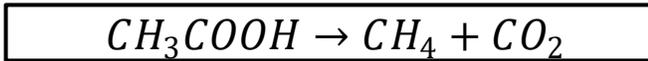
¹³ MONTES CARMONA. Op. Cit., p. 24.

¹⁴ UTZ, Myer. Handbook of Farm, Dairy and Food Machinery Engineering. Burlington: Academic Press, 2013. p. 643-645. ISBN 9780123858818

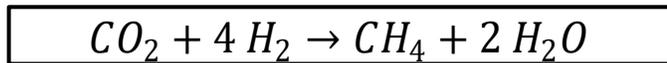
¹⁵ ANUKAM. Op. Cit., p. 5.

ser la vía acetoclástica, con alrededor del 70% del metano producido de forma general¹⁶. Las reacciones que representan la etapa metanogénica en la digestión anaerobia son las reacciones 8, 9 y 10¹⁷:

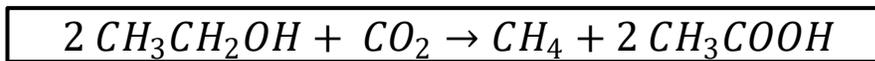
Reacción 8.



Reacción 9.



Reacción 10.



Con respecto a las necesidades ambientales de la metanogénesis, los microorganismos metanogénicos tienden a requerir un pH más alto que las etapas anteriores (6,2 – 7,6) de la digestión anaerobia¹⁸.

1.4 FACTORES IMPORTANTES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

“Siendo la digestión anaerobia un proceso bioquímico complejo, es necesario mantener las condiciones óptimas que permitan la realización tanto de las reacciones químicas dentro de la matriz líquida del biorreactor, como las reacciones bioquímicas intracelulares que dan vida a los organismos en juego”¹⁹.

1.4.1 Sustratos. Las fuentes carbonadas más utilizadas por los microorganismos quimiotróficos son los glúcidos o carbohidratos, principalmente las hexosas que son degradadas por diferentes rutas metabólicas. Al ser un proceso cíclico, se da origen a diferentes cadenas carbonadas que participan en la formación de nuevas células, de igual forma se utilizan en oxidaciones y reducciones biológicas las cuales están ligadas a la síntesis de moléculas ricas en energía. Los sustratos se pueden clasificar en cuatro clases, según su apariencia física, nivel de dilución, grado de concentración y características cuantitativas, como: sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV) y demanda química de oxígeno (DQO), como se ve en la tabla 1. A continuación se muestran las diferentes clasificaciones de sustratos²⁰.

¹⁶ MONTES CARMONA. Op. Cit., p. 24.

¹⁷ ANUKAM. Op. Cit., p. 5.

¹⁸ WOLFE, Ralph S. Techniques for Cultivating Methanogens. En: Methods in Enzymology. United States: Elsevier Science & Technology, 2011. p. 1-2. ISSN 0076-6879

¹⁹ MONTES CARMONA. Op. Cit., p. 37.

²⁰ VARNERO MORENO, María Teresa. Manual De Biogás. Chile: FAO, 2011. p. 31-33.

- **Sustratos de clase 1:** Pueden degradarse eficientemente en digestores tipo batch.
- **Sustratos de clase 2:** Se degradan de manera eficiente en digestores de mezcla completa o con operación continua.
- **Sustratos de clase 3:** Al presentar una dilución mayor y en consecuencia una DQO menor, los sustratos de clase 3 deben tratarse con digestores de alta eficiencia, como son los de filtro anaerobio.
- **Sustratos de clase 4:** Debido a su alto contenido de DQO se deben degradar en digestores aerobios intensivos de mayor eficiencia.

Tabla 1. Clasificación de sustratos para la digestión anaeróbica

Características	Clase	Tipo de sustrato	Características cuantitativas
Sólido	1	Basura doméstica Estiércol sólido Restos de cosecha	>20 % ST 40 – 70 % Fracción orgánica
Lodo altamente contaminado, alta viscosidad	2	Heces animales	100 – 150 g/l DQO 5% - 10% ST 4 % - 8 % SV
Fluidos con alto contenido de sólidos suspendidos (SS)	3	Heces animales de cría y levante diluido con agua de lavado Aguas residuales de mataderos	3 - 17 g/l DQO 1 - 2 g/l SS
Fluidos muy contaminados, sólidos en suspensión	4	Aguas residuales de agroindustrias Aguas negras	5 - 18 g/l DQO 4 - 500 g/l DQO

Fuente: VARNERO MORENO, María Teresa. Manual De Biogás. Chile: FAO, 2011. p. 32.

1.4.2 Temperatura. La temperatura es uno de los parámetros cruciales en la digestión anaerobia (DA); las condiciones mesofílicas (30 - 40°C) son las más utilizadas, sin embargo, también se opera bajo condiciones termofílicas (50 – 60°C) o aun en condiciones hipertermofílicas (65 – 75°C). Cuando se utilizan temperaturas de operación muy altas, se obtienen ventajas como una mejora en el proceso de hidrólisis, la reducción de organismos patógenos y la reducción de malos olores. Sin embargo, las condiciones mesofílicas tienen un menor consumo de energía y son más estables al momento de adicionar las cargas orgánicas, comparado con las condiciones de altas temperaturas. Adicionalmente, al manejar condiciones mesofílicas se favorece el crecimiento de una mayor variedad de microorganismos, lo que beneficia en la degradación de diferentes tipos de materia prima²¹.

1.4.3 pH. Es un parámetro importante en los procesos de digestión anaerobia, normalmente los biodigestores operan en un intervalo entre (6,8 – 7,5), porque la actividad que tiene la población metanogénica es muy vulnerable a los cambios de pH si se compara con las demás poblaciones presentes en el lodo. Los AGV's son tóxicos para la metanogénesis, solamente en la forma no ionizada. Cuando se mantiene un pH neutro los AGV's se encuentran >99% en forma ionizada (No tóxica). Sin embargo, si el pH disminuye los AGV's, puesto que estarán menos disociados (tóxicos), en un valor de 5,0 los AGV's se mantienen disociados en un 50% aproximadamente²².

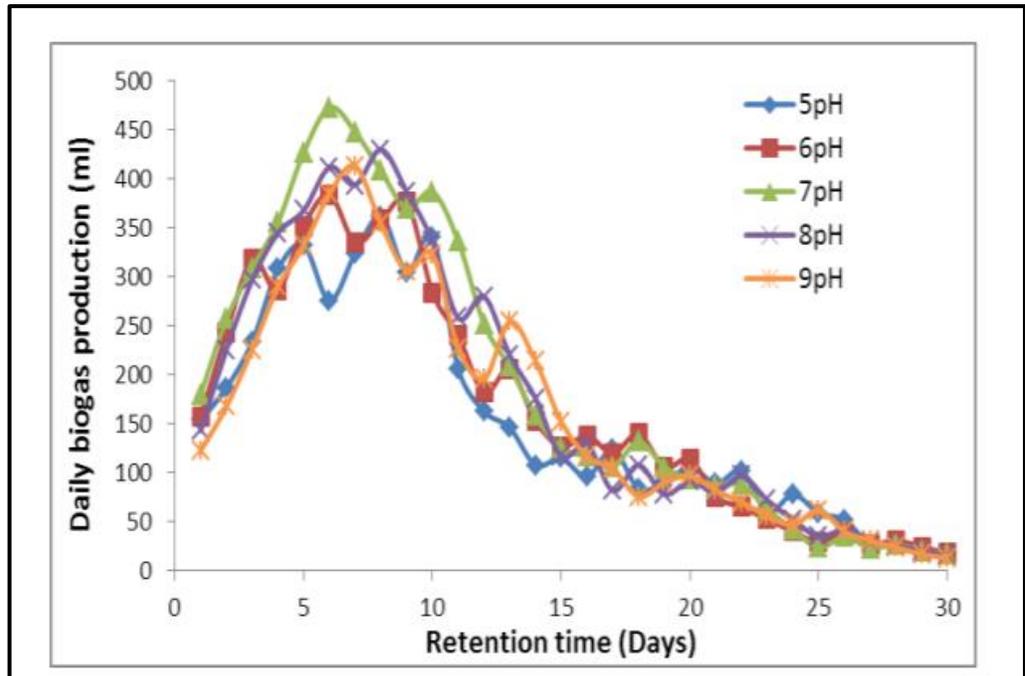
En la figura 5 se puede observar cómo es el comportamiento de la producción de biogás variando el pH entre 5 y 9 respecto a los días de operación, además, se puede determinar que la producción de biogás mejoró en un rango de (6,5 – 7,5) para aumentar su rendimiento, los resultados demuestran los efectos del pH en el sustrato, puesto que afecta la actividad de las bacterias para degradar materia orgánica a biogás. Un pH bajo inhibe la actividad de los microorganismos que están involucrados con los procesos metanogénicos²³.

²¹ KIM, Mi-Sun; KIM, Dong-Hoon y YUN, Yeo-Myeong. Effect of operation temperature on anaerobic digestion of food waste: Performance and microbial analysis. En: Fuel. Dec 1. vol. 209, p. 598-599. ISSN 0016-2361

²² DÍAZ BÁEZ, María Consuelo; ESPITIA VARGAS, Sandra Eliana y MOLINA PÉREZ, Francisco. Digestión Anaerobia. Una Aproximación a La Tecnología. Universidad Nacional de Colombia. p. 89-90. ISBN 9587011961

²³ JAYARAJ, S.; DEEPANRAJ, B. y SIVASUBRAMANIAN, V. STUDY ON THE EFFECT OF pH ON BIOGAS PRODUCTION FROM FOOD. p. 801.

Figura 5. Producción de biogás diaria a diferentes condiciones pH en la entrada del biodigestor



Fuente: JAYARAJ, S.; DEEPANRAJ, B. y SIVASUBRAMANIAN, V. STUDY ON THE EFFECT OF pH ON BIOGAS PRODUCTION FROM FOOD. p. 801.

1.4.4 Demanda química de oxígeno (DQO). Es un indicador de agua o de la calidad de un efluente, el cual mide la demanda química de oxígeno (distinta de la biológica), normalmente se considera como la cantidad de oxígeno equivalente de la cantidad de materia orgánica oxidable por dicromato de potasio. Si bien el DQO no es la cantidad de materia orgánica, si es la cantidad de oxígeno requerida para promover los procesos de oxidación²⁴. La eficiencia del proceso de digestión anaerobia puede ser evaluada utilizando la DQO, la remoción puede reflejar la cantidad de degradación que tiene lugar en el reactor anaerobio²⁵.

²⁴ MANIVASAKAM, N. 20. Chemical Oxygen Demand (COD). En: Industrial Water Analysis Handbook. Chemical Publishing Company Inc, p. 115. ISBN 9780820600406

²⁵ MEEGODA, et al. Op. Cit., p. 6.

1.4.5 Sólidos Totales (ST). La materia orgánica se compone de agua y una fracción sólida denominada ST. En la operación del biodigestor el porcentaje de ST que contenga la mezcla a utilizar como sustrato (agua residual doméstica) es un factor importante para considerar con la intención de tener un proceso que se efectúe de manera satisfactoria. La movilidad que tienen las bacterias metanogénicas dentro del sustrato es totalmente limitada por la cantidad de aumento que haya de sólidos, por lo que afecta directamente a la cantidad producida de biogás²⁶. Adicionalmente, se han reportado mejoras en los rendimientos de biogás en digestores continuos utilizando alta cantidad de ST comparados con digestores de baja cantidad de ST operando bajo el mismo TRH²⁷. Dado que los ST se articulan normalmente como un porcentaje o concentración, en la tabla 2 se ilustran diferentes tipos de sustratos y su porcentaje de ST.

Tabla 2. Datos promedio sobre el contenido de sólidos totales (ST) de diversos residuos orgánicos

Materias Primas	% Sólidos Totales
Residuos animales	13,4 – 56,2
Bovinos	15,0 – 49,0
Porcinos	26,0 – 92,0
Aves	83,0 – 92,0
Caprinos	32,0 – 45,0
Ovejas	34,7 – 90,8
Conejos	19,0 – 42,9
Excretas humanas	17,0
Residuos Vegetales	
Hojas secas	50,0
Rastrojo maíz	77,0
Paja trigo	88,0 – 90,0
Paja arroz	88,8 – 92,6
Leguminosas (paja)	60,0 – 80,0
Tubérculos (hojas)	10,0 – 20,0
Hortalizas (hojas)	10,0 – 15,0
Aserrín	74,0 – 80,0

Fuente: VARNERO MORENO, María Teresa. Manual De Biogás. Chile: FAO, 2011. p. 37.

²⁶ VARNERO MORENO. Op. Cit., p. 36-37.

²⁷ MEEGODA, et al. Op. Cit., p. 8.

1.4.5.1 Sólidos volátiles (SV). Generalmente se tratan como una medida de la fracción orgánica de los ST, aunque una descripción más exacta se define como la cantidad de materia en un lodo que es pérdida por calcinación²⁸. El contenido de SV se determina por la calcinación de los sólidos remanentes que se producen al llevarlos a 550°C, esta temperatura permite una degradación completa de la materia orgánica. Los SV pueden ser usados simultáneamente con el parámetro de DQO para las medidas de materia orgánica en el agua. Ambas medidas se pueden utilizar para determinar la carga orgánica de un biodigestor, así como la DQO, los SV se utilizan como una medida de la eficiencia del biodigestor²⁹.

1.4.5.2 Sólidos Fijos (SF). Los SF son la expresión aplicada al residuo de los ST, suspendidos o disueltos que quedan después de someter la muestra a ignición durante un tiempo determinado y una temperatura específica que generalmente es de 550°C; la pérdida de peso se debe a los ST. La determinación de ST y SV no distingue exactamente entre materia orgánica e inorgánica, porque puede darse la volatilización de sales minerales, generalmente se usa el secado a 103°C, temperaturas de 180°C se usan para muestras con bajo contenido de materia orgánica y alto contenido de material inorgánico³⁰.

1.4.6 Relación carbono/nitrógeno (C/N). Para producciones considerables de biometano es necesario mantener una buena composición de alimento para una mayor eficiencia en la planta, es decir que la relación C/N se mantenga en un rango deseado, usualmente durante los procesos de digestión anaerobia los microorganismos utilizan el carbón entre 25 a 30 veces más rápido que el nitrógeno en sus procesos, en base a este requerimiento los microorganismos necesitan una relación de 20 – 30: 1 de C/N³¹. Cuando no se tiene una materia prima / alimentación con la relación necesaria de C/N inicial apropiada, se recomienda el uso de mezclas para obtener una relación adecuada.

Por otro lado, altas concentraciones de amoníaco se forman cuando se tienen relaciones de C/N bajas, lo que resulta en un impedimento del crecimiento microbiano. Por otra parte, durante la etapa fermentativa, la relación C/N debe mantenerse en un valor óptimo para producir una alta cantidad de AGV's, que finalmente serán transformados a biogás.

²⁸ APHA; AWWA y WPCF. APHA, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, American Public Health Association. En: American Public Health Association, Washington. p. 1.

²⁹ MEEGODA, et al. Op. Cit., p. 7-8.

³⁰ LONDOÑO CARVAJAL, Adela; GIRALDO GÓMEZ, Gloria Inés y GUTIÉRREZ GALLEGU, Adamo Alexander. Métodos Analíticos Para La Evaluación De La Calidad Fisicoquímica Del Agua. Universidad Nacional de Colombia, 2010. p. 48. ISBN 9789588280394

³¹ YADVIKA, et al. Enhancement of Biogas Production from Solid Substrates using Different Techniques - A Review. 2004. p. 5. ISSN 0960-8524

1.4.7 Nutrientes. En todas las operaciones bioquímicas existe un requerimiento de macronutrientes (carbono, nitrógeno, fósforo y azufre) y micronutrientes (minerales traza) en el proceso anaeróbico para la síntesis de nueva biomasa. Sin embargo, una de las ventajas del proceso de digestión anaerobia frente a la digestión aerobia, es su bajo requerimiento de nutrientes dado que los índices de producción de biomasa son mucho menores que la digestión anaerobia. En promedio la digestión anaerobia produce 20% de biomasa, mientras que en la aerobia un 80%. Se han identificado metales traza esenciales para los microorganismos anaerobios como el hierro, cobalto, molibdeno, calcio magnesio, zinc, cobre a niveles de mg/L y la vitamina B₁₂ en niveles de µg/L, estos mejoran la producción de metano³².

Los metales trazas sabiendo que son importantes y su rol en el proceso de digestión anaerobia se muestran a continuación³³:

- **Nitrógeno:** es un macronutriente esencial para los seres vivos, ya que es el precursor principal de compuestos orgánicos vitales como los aminoácidos, proteínas, enzimas, nucleoproteínas, ácidos nucleicos, así como también de las paredes celulares y clorofila en los vegetales.
- **Níquel (Ni):** el Ni es importante para los organismos metanogénicos debido a que es un constituyente estructural del factor F430, el cual se encuentra exclusivamente en las bacterias metanogénicas. El Ni participa en hidrogenasas y enzimas que captan o liberan H₂.
- **Cobalto (Co):** el Co es importante ya que es un constituyente estructural de vitamina B₁₂, la cual cataliza el proceso de metanogénesis.
- **Amoniaco (NH₃):** este compuesto es importante cuando se utilizan determinados materiales que contienen un alto porcentaje de este, como el caso de los estiércoles para aves. Se recomienda que para un correcto funcionamiento del biorreactor que los niveles del sistema estén por debajo de 2000 mg O₂/L³⁴.
- **Manganeso (Mn):** el Mn es un cofactor de ciertas enzimas, y en algunas circunstancias puedes sustituir al Mg⁺⁺.
- **Zinc (Zn):** el Zn interviene en la estabilización de complejos enzimáticos como las ADN y ARN – polimerasas.

³² VARNERO MORENO. Op. Cit., p. 45-46.

³³ BAQUERO, Lina y MURILLO, Cindy. EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE LODOS RESIDUALES DE LA PTAR VILLAS DEL NUEVO SIGLO, EN LA MESA - CUNDINAMARCA. 2019. p. 35-36.

³⁴ OLAYA, Yeison y GONZÁLEZ, Luis. Fundamentos Para El Diseño De Biodigestores. Universidad Nacional de Colombia Sede Palmira: 2009. p. 7.

- **Molibdeno (Mo):** el Mo participa en las llamadas molibdoflavoproteínas, implicadas en la asimilación de nitratos. También participa como cofactor en el complejo nitrogenasa.

1.4.8 Tiempo de retención hidráulico (TRH). El TRH o tiempo de residencia, es el tiempo promedio en el cual una partícula de reactivo entra al biorreactor, y sale como producto. Al ser un parámetro de diseño, este se ve afectado por la velocidad de conversión que haya dentro del biorreactor, por ejemplo, en climas cálidos donde la temperatura es mayor a 30°C, la cual oscila en los valores óptimos para la etapa metanogénica la producción de biogás será mucho más rápida que a baja temperaturas, por lo tanto, su TRH puede variar entre 12-24 h para reactores de escala laboratorio. El tiempo de residencia se define en base a la ecuación 1 que se indica a continuación:

Ecuación 1. Tiempo de retención hidráulico TRH

$$TRH = \frac{V_{reactor}}{Q}$$

Donde:

$V_{reactor}$: Volumen efectivo del reactor

Q: Caudal de entrada al reactor

Por ende, un mayor tiempo de retención equivale a un volumen de biorreactor mucho más grande, lo que conlleva a costos de capital más altos³⁵. Sin embargo, existe la posibilidad de realizar el cálculo de tiempo de retención hidráulico real que maneja el fluido dentro del reactor, este se puede obtener por medio de un ensayo hidrodinámico que involucra el análisis del comportamiento de un trazador en el reactor, de esta manera el TRH se relaciona con el tiempo mediano que corresponde al tiempo donde el 50% del trazador ya ha fluido en el reactor, y es posible calcularlo por medio de la ecuación 2³⁶.

Ecuación 2. Tiempo de retención obtenido por medio del ensayo de trazadores.

$$TRH = \frac{\sum t_i C_i}{\sum C_i}$$

Donde:

t_i : Es el tiempo instantáneo de cada señal.

C_i : Es la concentración instantánea del trazador en cada señal.

³⁵ YADVIKA, et al. Op. Cit., p. 6.

³⁶ OCTAVE, Levenspiel. Tracer Technology: Modeling the Flow of Fluids. 2012. p. 7. ISBN 9781441980748

1.4.9 Carga orgánica aplicada (OLR). La OLR es la medida de la capacidad de conversión biológica en el sistema de digestión anaerobia. Cuando se alimenta el biorreactor con una carga orgánica mayor a la permitida o necesaria da como resultado bajos rendimientos en la producción de biogás, aun cuando regularmente los biodigestores se operan a altas OLR. Sin embargo, al superar esta necesidad, se puede dar una acumulación de AGVs lo que acarrea un proceso de inhibición a lo largo del biorreactor, en estos casos se debe reducir la carga orgánica alimentada³⁷, uno de los métodos para esta reducción es variando el caudal de entrada del biorreactor.

La OLR con unidades de kgDQO/m³ d depende de:

- La cantidad de biomasa acumulada, X , en kg sólidos suspendidos volátiles SSV/m³.
- Actividad específica metanogénica (SMA) del lodo que se expresa en kgDQO/kgSSV·d.
- El factor de contacto (f_c) que oscila entre 0 y 1.

La OLR puede ser calcula mediante la ecuación 3 que está basada en la cinética de Monod utilizando³⁸:

Ecuación 3. Carga orgánica utilizando la cinética de Monod

$$OLR = \left[f_c \left(\frac{V_{max} \cdot S}{K_m + S} \right) X \right] T$$

Donde:

f_c = Factor de contacto

V_{max} = Velocidad maxima de la enzima

S = Concentración

K_m = Constante de Michaelis

X = Cantidad de biomasa acumulada

T = Temperatura

Sin embargo, la ecuación 3 no es utilizada a lo largo del proyecto puesto que si se conoce el volumen del reactor, como es el caso, la concentración del alimento que se puede expresar en términos de la DQO (mg O₂/L) o en SSV (mg/L), y el tiempo de retención que se va a manejar durante la operación, la OLR se puede expresar calcular utilizando la ecuación 4:

³⁷ KHANAL, Samir K., et al. 4.4.1 EcoTechnology JVV Oy System – Finland/Germany. En: Bioenergy and Biofuel from Biowastes and Biomass. American Society of Civil Engineers (ASCE), p. 429-430.

³⁸ *Ibíd.*, p. 429.

Ecuación 4. Carga orgánica en términos de la concentración de entrada y el tiempo de retención hidráulico

$$OLR = \frac{C_{inf} \cdot Q_{inf}}{V_{reactor}}$$

Donde:

C_{inf} : Es la concentración a la entrada del reactor, expresada en DQO o SSV

Q_{inf} : Es el caudal de alimentación al reactor

$V_{reactor}$: Volumen útil del reactor

1.5 SISTEMAS DE REACTORES ANAEROBIOS

Los biorreactores son sistemas donde existe un intercambio químico que se da por las diferentes reacciones bioquímicas dentro de este. Cuando se habla de digestores o biorreactores continuos, el material orgánico es regularmente alimentado por un bombeo del sustrato. Un sistema continuo se sitúa mejor para operaciones a gran escala, puesto que permite obtener una composición consistente de la entrada y evitar cambios drásticos en ella³⁹.

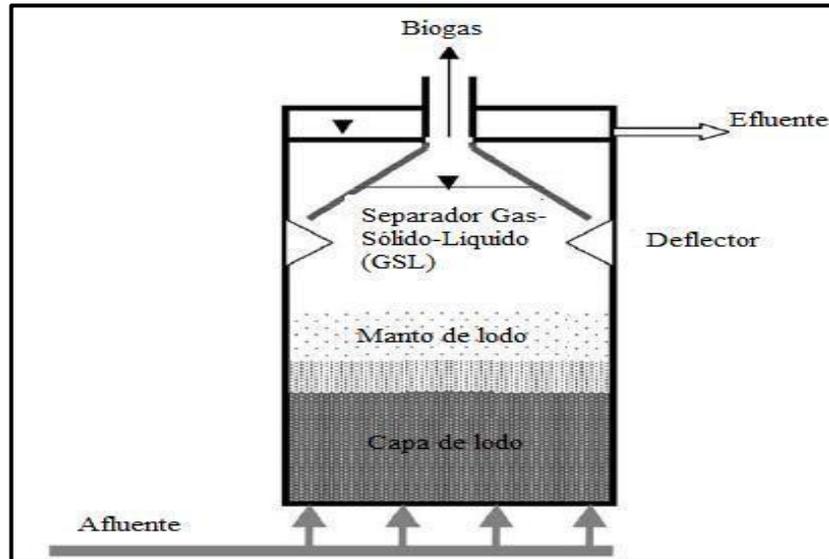
1.5.1 Sistema UASB. “Upflow Anaerobic Sludge Blanket” es uno de los diseños más comunes al ser de tanque simple (figura 6), se utiliza para los procesos de digestión anaerobia donde se involucra la degradación de materia orgánica a partir de aguas residuales. El proceso del reactor UASB es sencillo y se describe en tres ideas básicas que subyacen del proceso⁴⁰:

- a) El lodo anaerobio mantiene unas características de sedimentación superiores si se proporcionan condiciones químicas y físicas favorables para la floculación del lodo.
- b) Una capa de lodo (lecho) se puede considerar como una fase separada o menos fluida con sus propias características. Una capa de lodo que este bien establecida tiene la capacidad de resistir fuerzas de cizalla relativamente altas.
- c) Los flóculos liberados de la capa de lodo se pueden minimizar creando una zona de reposo dentro del reactor, permitiendo que se floquen, sedimenten y/o queden atrapados en una capa de lodo secundaria.

³⁹ SURYAWANSHI, P. C.; CHAUDHARI, A. B. y KOTHARI, R. M. Mesophilic anaerobic digestion: First option for waste treatment in tropical regions. En: Critical Reviews in Biotechnology. vol. 30, no. 4, p. 270. ISSN 0738-8551

⁴⁰ LETTINGA, G., et al. Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment. En: Biotechnology and Bioengineering. vol. 22, p. 703-704 ISSN 0006-3592

Figura 6. Esquema de un reactor 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. p. 85.

Ventajas de los reactores UASB⁴¹:

- Brindan altas eficiencias de remoción aun cuando se utilizan OLR altas y temperaturas bajas, además de necesitar un volumen menor.
- Construcción simple, bajos costos de operación y mantenimiento.
- Baja producción de lodo a comparación de los procesos aerobios.
- Tiene un arranque relativamente rápido (aproximado de 1 semana) en caso de ser inoculado previamente con lodo activado.

Desventajas de los reactores UASB⁴²:

- Tiene un arranque lento debido a que la tasa de crecimiento de microorganismos es baja en caso de no tener un lodo activado disponible.
- Malos olores, toxicidad y problemas de corrosión: al generarse H_2S en la digestión anaerobia, particularmente si existe una alta concentración de sulfatos

⁴¹ DAUD, M. K., et al. Review of Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor Technology: Effect of Different Parameters and Developments for Domestic Wastewater Treatment. En: Journal of Chemistry. vol. 2018. p. 4. DOI: 10.1155/2018/1596319

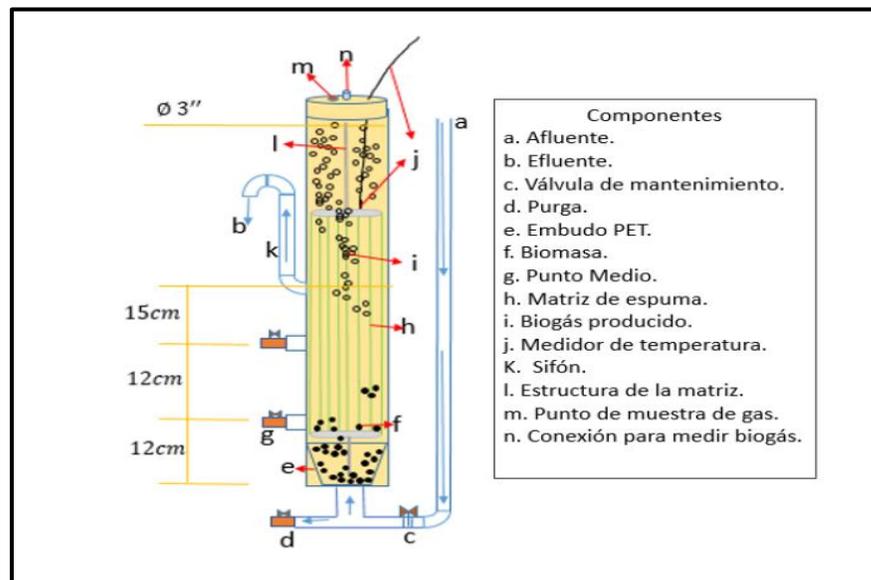
⁴² *Ibíd.*, p. 4

en el agua residual. Se necesitan materiales de construcción anticorrosivos en la campana o headspace del reactor.

- Una cantidad considerable del biogás producido se disuelve en el efluente⁴³.

1.5.2 Biorreactor ASTBR. “Anaerobic Structured - Bed Biorreactor”, el biorreactor ASTBR es un novedoso sistema de película fija recientemente aplicado a la eliminación de materia orgánica y a la reducción de sulfato de aguas residuales de alta resistencia. Este biorreactor se destaca por combinar las ventajas del crecimiento celular inmovilizado, así como una menor sensibilidad a las perturbaciones/variaciones (pH, temperatura y OLR), por otro lado, maneja una mayor conversión de sustrato, puesto que posee una mayor porosidad en el lecho, lo que previene la acumulación de compuestos poliméricos extracelulares y sólidos suspendidos. De la misma forma, el ASTBR requiere de menos energía que la segunda generación de los biorreactores UASB, ya que la biomasa está unida en toda la longitud del biorreactor⁴⁴. Las figuras 7 y 8 ilustran el diseño conceptual de un biorreactor ASTBR y la estructura del lecho dentro del biorreactor.

Figura 7. Diseño conceptual del biorreactor ASTBR



Fuente: OTÁLORA TAPIERO, Fabián Camilo. 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. 2018. p. 33.

⁴³ *Ibíd.*, p. 4-5.

⁴⁴ FUESS, Lucas Tadeu, et al. Thermophilic two-phase anaerobic digestion using an innovative fixed-bed reactor for enhanced organic matter removal and bioenergy recovery from sugarcane vinasse. En: *Applied Energy*. Mar 1, vol. 189, p. 481-482. ISSN 0306-2619

Figura 8. Lecho fijo estructurado hecho en espuma de polietileno del biorreactor ASTBR



Fuente: elaboración propia

A pesar de los múltiples beneficios de operar un reactor de lecho fijo para degradar la materia orgánica presente en las aguas residuales, existen diferentes problemas como la obstrucción y la canalización del lecho que eventualmente es lo que ocurre en los reactores de lecho fijo, esto se debe principalmente a la producción de sustancias poliméricas extracelulares y a la acumulación en los poros del lecho, reduciendo así el volumen efectivo del reactor, lo que podría eventualmente producir un colapso del sistema. Esta es una de las razones más fuertes para el diseño del reactor ASTBR, puesto que este previene la canalización y la acumulación de sólidos suspendidos, el concepto se fundamenta en usar un lecho fijo estructurado como una matriz de inmovilización de la biomasa⁴⁵.

1.6 EVALUACIÓN HIDRODINÁMICA

El comportamiento hidrodinámico del biorreactor es un aspecto importante para tener en cuenta para garantizar la eficiencia en la operación. Se conoce que la velocidad de las reacciones biológicas dentro del biorreactor está ligada de manera directa a la transferencia de masa que ocurre dentro del biorreactor y a la distribución de las reacciones a lo largo del biorreactor. Del mismo modo, el tipo de flujo del biorreactor influye sobre las reacciones bioquímicas dado que estas se dan según la distribución de la biomasa en el biorreactor, por un lado, una deficiencia en

⁴⁵ CAMILOTI, Priscila Rosseto, et al. Innovative Anaerobic Bioreactor with Fixed-Structured Bed (ABFSB) for Simultaneous Sulfate Reduction and Organic Matter Removal. En: Journal of Chemical Technology and Biotechnology. vol. 89, no. 7, p. 5. DOI: 10.1002/jctb.4199

esta distribución puede ocasionar cortos circuitos hidráulicos, caminos preferenciales y zonas muertas dentro del biorreactor, lo que ocasiona una disminución del tiempo de retención hidráulico real y el volumen útil del biorreactor⁴⁶.

1.6.1 Ensayo de trazadores. Con el fin de evaluar la hidrodinámica del biorreactor se realiza un ensayo de trazadores, donde se introduce un trazador en la entrada del biorreactor, luego se mide la concentración del trazador a la salida del biorreactor y se hace un análisis e interpretación de los resultados⁴⁷. La mayoría de los métodos de trazadores se fundamentan en la dispersión de la luz, este método requiere de alguna fuente de iluminación, que luego venga seguida de un sistema de recolección de luz dispersada de las partículas; el análisis de esta dispersión de la luz proporciona una medida del movimiento de las partículas a partir del cual se deduce el comportamiento del fluido⁴⁸. En la tabla 3 se muestran las definiciones de los parámetros de tiempo cuando se realiza un análisis de trazadores, estos parámetros son necesarios para determinar correlaciones empíricas que explican el comportamiento del fluido y el tipo de modelo de reactor ideal, que el reactor estudiado comprenda.

Tabla 3. Definición de los parámetros de tiempo y concentración para un ensayo de trazadores

Parámetro	Descripción
t_i	Tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que este aparece en el efluente
t_{10}	Tiempo correspondiente al paso del 10% de la cantidad total de trazador
t_p	Tiempo modal, corresponde al tiempo para el cual se presenta la máxima concentración en el reactor
t_m	Tiempo mediano, corresponde al paso del 50% del trazador
t_o	Tiempo teórico de retención
t_{90}	Tiempo correspondiente al paso del 90% del trazador
t_f	Tiempo que transcurre hasta que atraviesa la totalidad del trazador
t_c	Tiempo para el cual la concentración es mayor $C_p/2$

Fuente: OPS/CEPIS. Tratamiento De Agua Para Consumo Humano Plantas De Filtración Rápida Manual III: Evaluación De Plantas De Tecnología Apropiable. Perú: 2005. p. 54-56.

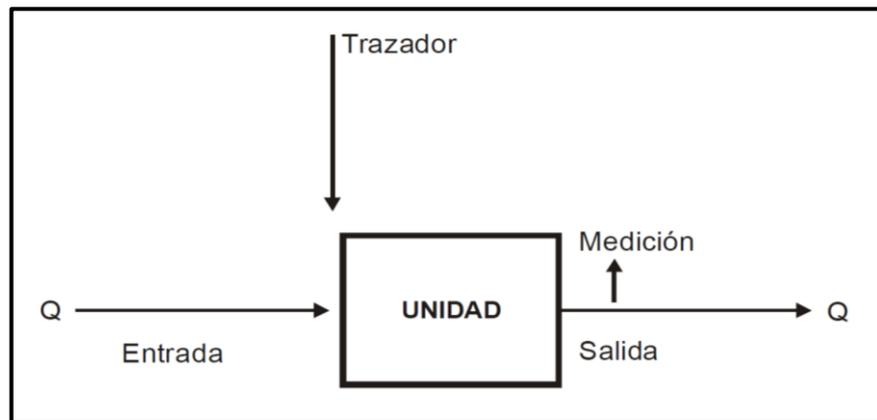
⁴⁶ CARVALHO, Karina Queme De, et al. Avaliação Hidrodinâmica de Reator UASB Submetido a Variação Cíclica de Vazão. Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 13, n. 2, p. 226–235, 2008. Citado por: OTÁLORA TAPIERO, Fabián Camilo. Evaluación De La Producción De Biogás En Sistemas De Dos Etapas Usando Un Reactor Anaerobio De Lecho Fijo Estructurado (ASTBR) Y Reactor Metanogénico Escalonado (RME) Alimentado Con Licor De Pentosas. 2018. p. 27.

⁴⁷ OCTAVE ,Levenspiel. Op. Cit., p. 1-3.

⁴⁸ ADRIAN, Ronald, et al. Laser Techniques Applied to Fluid Mechanics: Selected Papers from the 9th International Symposium Lisbon, Portugal, July 13–16, 1998. 2000. 978-3-642-63087-3

1.6.1.1 Uso de trazadores para determinar las características hidráulicas de un reactor. Con el fin de poder visualizar como es el funcionamiento desde un punto de vista hidráulico, es conveniente la utilización de una sustancia llamada trazadora, que puede ser sal, colorantes, ácidos o una sustancia radioactiva, la cual puede ser aplicada en la entrada de la unidad, y que de forma simultánea se empieza a registrar la concentración del trazador a la salida de la unidad de proceso⁴⁹, en este caso el reactor como se observa en la figura 9, o la señal en caso de ser un ensayo únicamente de “Pulso – Respuesta”. La aplicación de esta sustancia trazadora se puede realizar de dos maneras, de forma continua o instantánea, en la práctica lo que se debe de conocer es un intervalo de tiempo (Δt_0). El método instantáneo suele ser el más usado para las evaluaciones hidrodinámicas de las plantas de tratamiento de aguas.

Figura 9. Aplicación de trazadores a un reactor

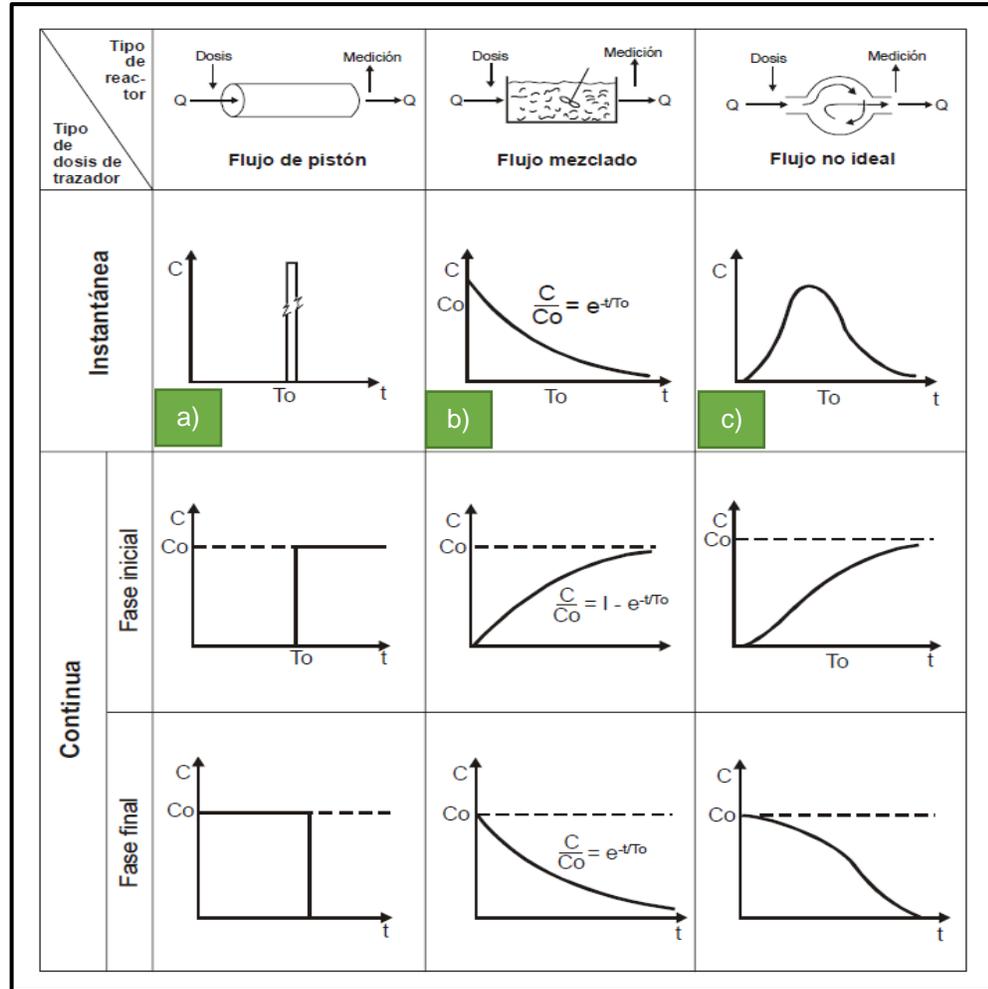


Fuente: OPS/CEPIS. Tratamiento De Agua Para Consumo Humano Plantas De Filtración Rápida Manual III: Evaluación De Plantas De Tecnología Apropiaada. Perú: 2005. p. 44.

En primer lugar, el análisis para el método de inyección instantánea se parte del supuesto que la concentración inicial (C_0) del trazador permanece constante durante el breve tiempo de inyección (Δt_0). En la figura 10a se muestra la representación de la variación de la concentración del trazador en función del tiempo, en una unidad de proceso con predominio de flujo pistón, la figura 10b representa la concentración del trazador en función del tiempo en una unidad con predominio del flujo mezclado. Finalmente, en una unidades bajo condiciones reales de funcionamiento, lo que es conocido como el flujo no ideal, donde hay cierto grado de mezcla, cortocircuitos, zonas muertas, corrientes de inercia, etc. Al graficar los resultados obtenidos por el ensayo de trazadores, es posible obtener la figura 10c, conocida como la curva de Gauss.

⁴⁹ OPS/CEPIS. Tratamiento De Agua Para Consumo Humano Plantas De Filtración Rápida Manual III: Evaluación De Plantas De Tecnología Apropiaada. Perú: 2005. p. 43-45.

Figura 10. Curvas típicas de concentración del trazador en el efluente de los reactores con distintas características hidráulicas



Fuente: OPS/CEPIS. Tratamiento De Agua Para Consumo Humano Plantas De Filtración Rápida Manual III: Evaluación De Plantas De Tecnología Apropiada. Perú: 2005. p. 45.

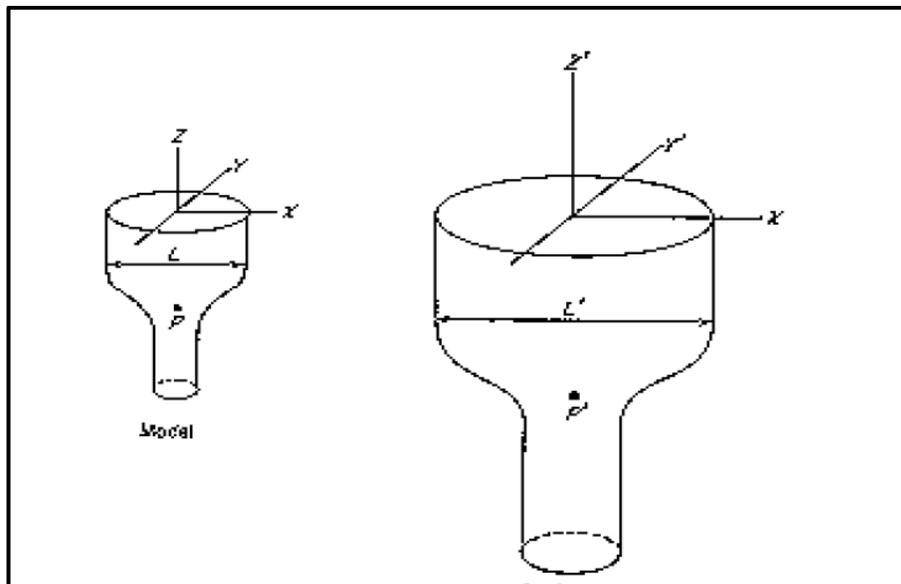
1.7 DIMENSIONAMIENTO

El dimensionamiento de equipos o prototipos está relacionado con el principio de semejanza, el cual comprende las relaciones entre los sistemas físicos de tamaños diferentes, por lo cual es fundamental para la ampliación de escala en los procesos físicos y químicos. Para la aplicación de este principio, se parte de considerar que los objetos materiales y los sistemas físicos se caracterizan por tres cualidades: tamaño, forma y composición, las tres siendo variables independientes, lo que

implica que los objetos pueden diferir en tamaño aun teniendo la misma composición⁵⁰.

1.7.1 Semejanza geométrica. Se define en términos de correspondencia y por tanto por el factor de escala L , el cual relaciona las distintas dimensiones lineales de un sistema con las de otro, por lo tanto, se dice que dos cuerpos son geoméricamente semejantes cuando para cada punto en uno de ellos existe al menos un punto correspondiente en el otro⁵¹. El concepto de semejanza geométrica se ilustra en la figura, donde $x - x'$, $y - y'$ y $z - z'$ son coordenadas correspondientes, P y P' puntos correspondientes, y L y L' longitudes correspondientes, como se ve en la figura 11.

Figura 11. Dimensionamiento geométrico



Fuente: GONZÁLEZ CASTELLANOS, Roberto. Principios Básicos De Escalado. Cuba: Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior de la República de Cuba, 2000. p. 24.

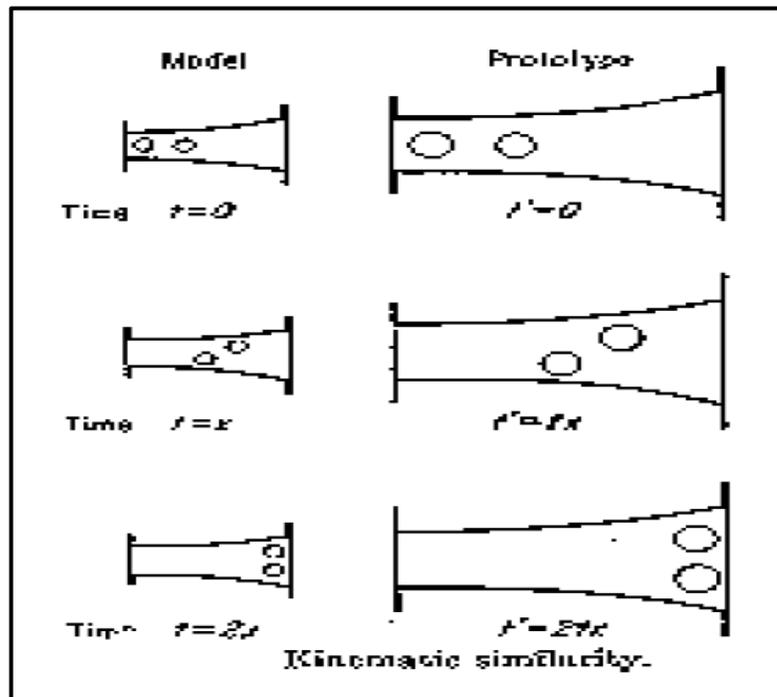
1.7.2 Semejanza cinemática. Este tipo de semejanza se relaciona con sólidos o sistemas fluidos en movimiento, lo que añade a las tres coordenadas espaciales, la dimensión adicional del tiempo. Los tiempos se miden partiendo de un cero arbitrario para cada sistema y se definen los tiempos correspondientes como los tiempos tales en los cuales $t'/t = t$ constante, siendo t la relación de escala de tiempo. Los sistemas en movimiento semejantes geoméricamente son cinemáticamente semejantes, cuando las partículas correspondientes trazan trayectorias semejantes

⁵⁰ GONZÁLEZ CASTELLANOS, Roberto. Principios Básicos De Escalado. Cuba: Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior de la República de Cuba, 2000. p. 22. ISBN 9591601123

⁵¹ *Ibid.*, p. 23-24.

geométricamente, en intervalos de tiempo correspondientes. El concepto de semejanza cinemática se ilustra en la figura 12, si la relación de escala de tiempo t es mayor que la unidad, el prototipo realizará movimientos más lentos que el modelo y viceversa⁵², en esta figura se hace un comparativo de un modelo contra un prototipo, el modelo ilustra el avance de 2 partículas en el transcurso del tiempo (tiempo inicial, tiempo x y tiempo $2x$), y su respectivo dimensionamiento cinemático en el prototipo (tiempo inicial, tiempo tx y tiempo $2xt$).

Figura 12. Representación la semejanza cinemática



Fuente: GONZÁLEZ CASTELLANOS, Roberto. Principios Básicos De Escalado. Cuba: Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior de la República de Cuba, 2000. p. 27.

1.7.3 Diagrama de flujo en bloques (BFD). Los BFD brindan una vista general del proceso, usualmente en una sola hoja de papel, con cada uno de los casos principales representados por un bloque. Los BFD se utilizan principalmente para capacitar a personas que no están familiarizadas con la unidad, también son útiles para estudios de seguridad conceptual porque brindan una buena descripción general del proceso⁵³.

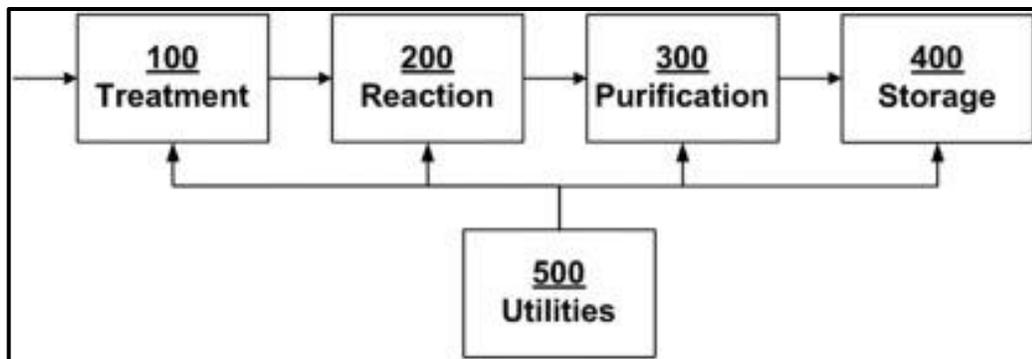
⁵² *Ibíd.*, p.26.

⁵³ SUTTON, Ian. 1.9.1 Block Diagrams. En: Plant Design and Operations (2nd Edition). Elsevier. p. 13-14. [2 julio, 2020]. Disponible en: <https://app.knovel.com/hotlink/pdf/id:kt011D1OU5/plant-design-operations/block-diagrams>

Los BFD muestran los principales flujos de procesos que conectan los bloques, el flujo de las corrientes de proceso es generalmente de izquierda a derecha, con un sesgo de gravedad, cuando sea posible, lo que significa que los líquidos saldrán de la parte inferior de un bloque y los gases de la parte superior. Un BFD también puede mostrar algunos de los parámetros operativos más importantes, como los caudales y la temperatura, sin embargo, se excluyen las piezas individuales de los equipos y los números de equipo.

La figura 13 es un ejemplo de un BFD muy simple, muestra que el proceso tiene cuatro unidades operativas y una sección de utilidades. Las materias primas entran en la Sección 100, donde se purifican y se tratan de otro modo, desde allí fluyen a la Sección 200, que es el paso de reacción, las corrientes de productos crudos se envían luego a la Sección 300 donde allí se purifican. En esta unidad se envían al almacenamiento, Sección 400, y los servicios públicos como vapor, aire para instrumentos y agua de refrigeración son proporcionados por la Sección 500.

Figura 13. Ejemplo de BFD



Fuente: SUTTON, Ian. 1.9.1 Block Diagrams. En: Plant Design and Operations (2nd Edition). Elsevier. p. 13-14. [13 agosto, 2020]. Disponible en: <https://app.knovel.com/hotlink/pdf/id:kt011D1OU5/plant-design-operations/block-diagrams>

El BFD es el diagrama más básico en ingeniería química, pero a su vez es el más importante ya que de él surgen los otros tipos de diagramas de procesos industriales, también es una representación de un proceso químico utilizado para simplificar y comprender la estructura básica de un sistema. Este diagrama no se realiza a escala y contiene información muy limitada de ingeniería y del proceso. Un BFD generalmente consiste en lo siguiente⁵⁴:

- Símbolos para los grandes equipos, o grupos de equipos. Estos símbolos no incluyen número de equipos.

⁵⁴ *Ibíd.*, p. 23-24.

- El equipo se colocará de izquierda a derecha en el orden del flujo de proceso y de flujo por gravedad.
- Las líneas que unen los elementos del equipo tendrán flechas que muestren la dirección del flujo.

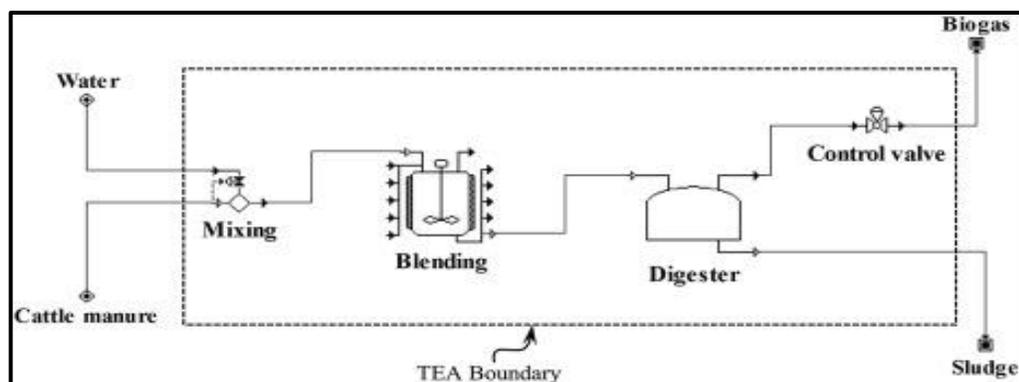
1.7.4 Diagrama de flujo de proceso (PFD). El diagrama de flujo de proceso (PFD) ilustra la disposición de los equipos y accesorios necesarios para llevar a cabo un proceso específico; las conexiones de flujo; caudales y composiciones de la corriente; y las condiciones de funcionamiento. El PFD es una representación esquemática del proceso, que normalmente se dibuja en una forma pictórica estilizada utilizando símbolos de estándares internacionales.

Un PFD detallado proporciona información sobre tuberías, instrumentación y diseño de equipos y distribución de la planta. Además, se incluyen balances detallados de material y energía de cada equipo y composición, velocidad de flujo y temperatura de cada flujo. Regularmente en un PFD se incluye la siguiente información⁵⁵:

- Principales tuberías de proceso, incluido la dirección de flujo
- Equipos principales identificados por símbolos.
- Principales líneas de derivación y recirculación.
- Válvulas de control
- Válvulas de bloqueo de proceso crítico

En la figura 14 se detalla un PFD sencillo de la producción de biogás a partir del proceso de digestión anaerobia, se especifican las corrientes principales de proceso, instrumentación básica y el uso de equipos principales.

Figura 14. Ejemplo de PFD



Fuente: SHAH, A.; BARAL, N. R. y MANANDHAR, A. Chapter Four - Technoeconomic Analysis and Life Cycle Assessment of Bioenergy Systems. Advances in Bioenergy. 2016, vol. 1, pp. 195.

⁵⁵ Ibid., p. 14-15.

2. CONSTRUCCIÓN DE LOS REACTORES ANAEROBIOS DE LECHO ESTRUCTURADO (ASTBR)

En este capítulo se establecieron las condiciones de diseño y construcción de los biorreactores ASTBR respecto a las referencias bibliográficas consultadas. Adicionalmente, se realizó una evaluación de la hidrodinámica del reactor por medio de un ensayo de trazadores que permitió un mayor entendimiento del comportamiento del fluido y del modelo teórico del reactor.

2.1 METODOLOGÍA PARA LA CONSTRUCCIÓN DE LOS ASTBR

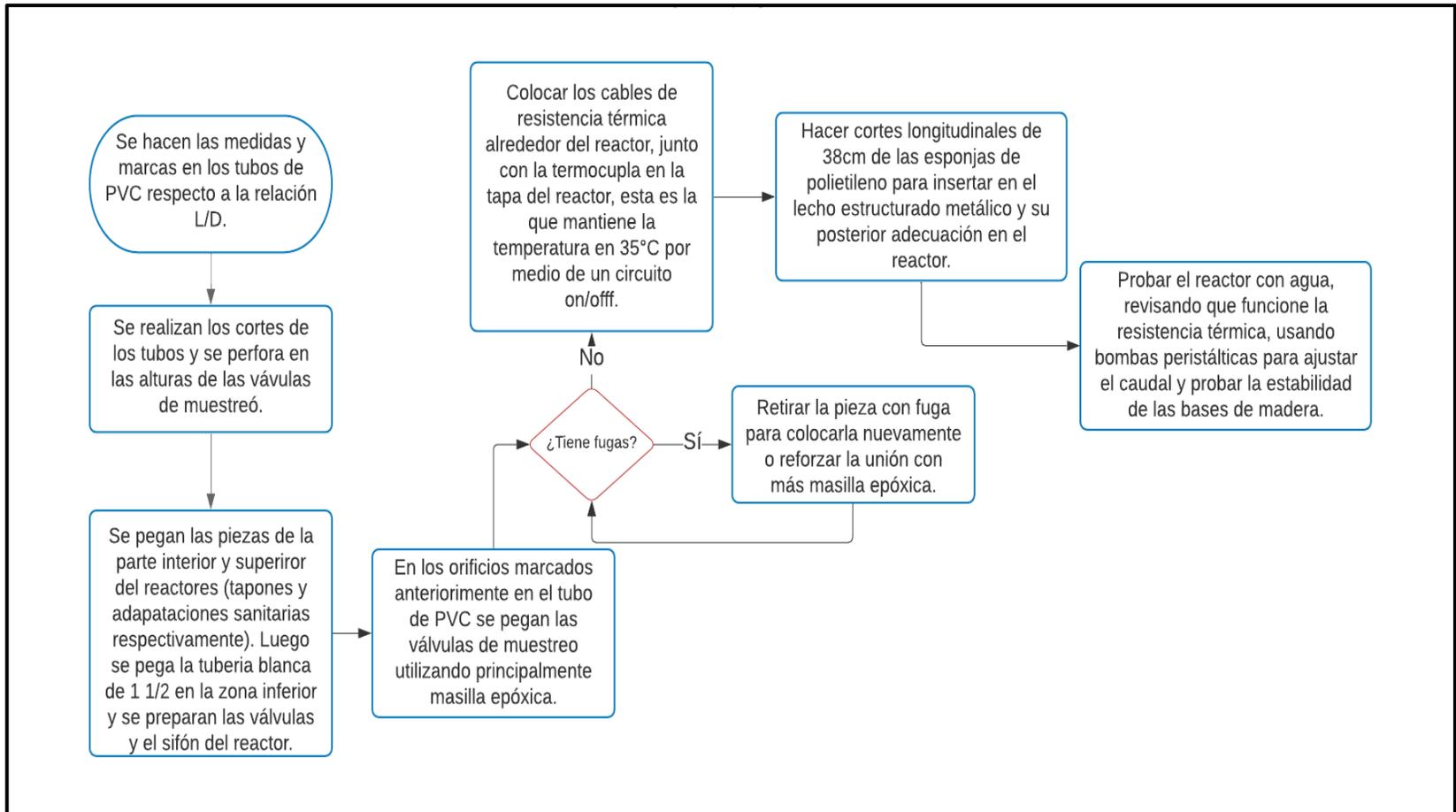
2.1.1 Revisión bibliográfica. Para el diseño y construcción de los reactores ASTBR, además de la elección de parámetros, se realizó una revisión bibliográfica que permitió establecer estos aspectos, esta se realizó hizo utilizando la base de datos referencial de SCOPUS la cual permitió realizar una síntesis de términos relacionados al reactor ASTBR, para ello se usaron términos de búsqueda relacionados a este tipo de reactor, además de tener en cuenta los estudios previos que se habían realizado utilizando este reactor en el grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño.

2.1.2 Selección de parámetros de operación. Una vez leídos y analizados los artículos y tesis más relevantes para el proceso de construcción, se extrajeron los parámetros de diseño y operación utilizados con mayor frecuencia en estas investigaciones, se tuvieron en cuenta las dimensiones del reactor utilizadas, el TRH, la relación L/D y finalmente el volumen, siendo estos los parámetros básicos que permitieron construir el reactor ASTBR, por otro lado, se extrajeron los parámetros de operación tales como, la temperatura y el pH de la alimentación, al igual que el tipo de lodo para la inoculación de los reactores, estos parámetros de operación fueron necesarios para la operación de los reactores explicada en el **capítulo 3**.

2.1.3 Montaje de los reactores ASTBR. En este inciso se ilustra el proceso de construcción y los materiales requeridos después de haber seleccionado los parámetros de operación, para ello se partió de un volumen base de 2,5 litros incluyendo el lecho estructurado. Para la construcción de los reactores se utilizaron materiales de bajo costo, siguiendo la estructura y diseño de Fabián Otálora⁵⁶, todos los materiales fueron económicos y de fácil accesibilidad y se listan en el **ANEXO A**. La figura 15 muestra el diagrama de flujo que se siguió para realizar la construcción, ensamble y adecuación de los reactores a escala laboratorio, cabe resaltar que cada uno de los pasos a seguir se ilustra de forma gráfica en la figura 14, donde se puede visualizar materiales, piezas y herramientas de construcción.

⁵⁶ OTÁLORA TAPIERO. Op. Cit., p. 32-34.

Figura 15. Diagrama de flujo del proceso de construcción y ensamble de un reactor ASTBR



Fuente: elaboración propia, con base en: PÉREZ, Sergio y VELANDIA, Daniela. Evaluación De La Producción De Biogás En Un Reactor Metanogénico Escalonado (RME) Usando Cenizas De Cascarilla De Arroz Como Material Adsorbente Para Diferentes Cargas Orgánicas (OLR). Fundación Universidad de América, 2020. p. 46.

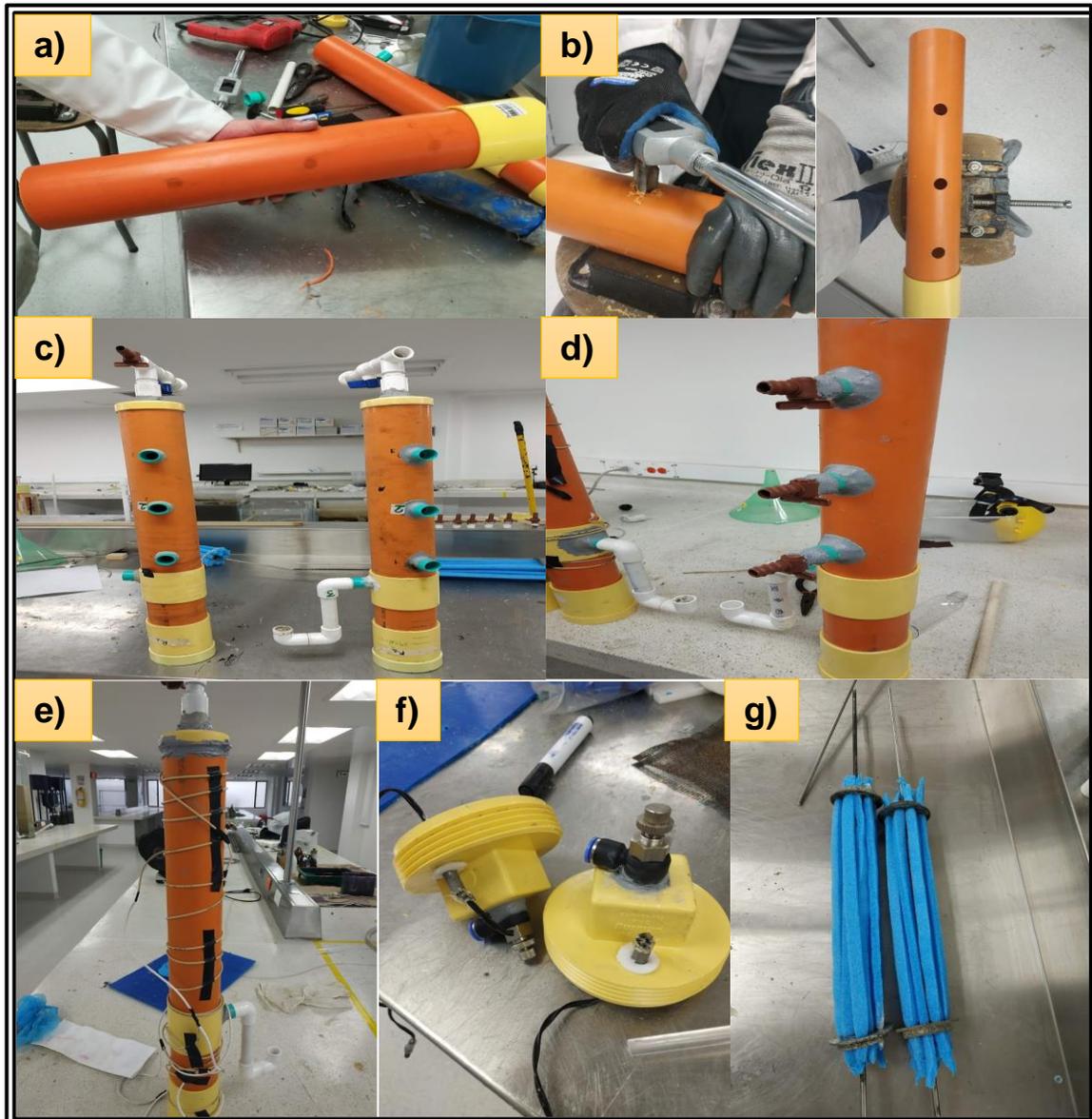
Cada uno de los pasos descritos en la figura 15 se pueden observar de manera gráfica en la figura 16, donde se divide en subprocesos de la construcción donde se ilustra como se realizó el ensamble del reactor ASTBR. La figura 16a muestra la marcación de los 3 orificios separados a 12cm según lo descrito por Fabián Otálora⁵⁷ y Jineth Arango⁵⁸ en sus diseños de reactor, estos orificios fueron marcados para utilizar válvulas de muestreo que permitían un monitoreo de las variables de control descritas en el **capítulo 3**. La figura 16b muestra el pegado de las uniones de PVC y la apertura de orificios, donde estos tienen la particularidad de tener rosca para un mejor manejo de uniones, la figura 16c y 16d muestran el sifón utilizado para la salida lateral del efluente del reactor, la entrada en la zona inferior del reactor con su respectiva purga de entrada, también se muestra las válvulas debidamente ensambladas y pegadas utilizando pegamento epóxico en las uniones para evitar las fugas en el proceso. La figura 16e muestra el acople de resistencia térmica a lo largo del reactor, la cual era utilizada para tener una operación isotérmica en el reactor, la figura 16f muestra la tapa superior, donde fue perforada para introducir la termocupla que permite medir la temperatura interna del agua dentro del reactor, además de poseer una válvula donde el biogás fluye y puede ser medido utilizando un sensor de biogás por desplazamiento volumétrico. Posteriormente, la figura 16g ilustra el lecho fijo estructurado, usando 9 espumas de polietileno con unas dimensiones de 39cm x 1,5cm x 1cm que iban introducidas en los orificios del soporte metálico.

Finalmente, se prueba la hermeticidad del reactor, realizando pruebas finales de fugas operando el reactor por 2 días utilizando agua únicamente, de esta forma comprobar que el líquido durante la operación solo ingrese por la parte inferior del reactor ASTBR, y salga por la zona superior del tubo en forma de z, denominado sifón. Del mismo modo, se aseguró la hermeticidad superior del reactor, la cual es la zona donde el biogás debía de almacenarse y fluir por la válvula superior de escape, para ello se utilizó cinta de teflón, la cual aseguró el cierre completo de la tapa sanitaria de 3" superior.

⁵⁷ OTÁLORA TAPIERO. Op. cit., p. 32-34.

⁵⁸ ARANGO OVIEDO, Jineth Andrea. 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. Universidad Federal de Ouro Preto, 2018. p. 29-31.

Figura 16. Procedimiento grafico de construcción de los ASTBR



Fuente: elaboración propia

Al finalizar la fase de construcción inicial, fue necesario utilizar un soporte para mantener los reactores estables para que no existan perturbaciones de movimiento a lo largo de la operación, por ello se utilizaron soportes de madera que pudieran fijar el largo del reactor sin obstruir la entrada y salida de líquido. Se realizaron pruebas de filtraciones utilizando agua para revisar cada punto de unión de las piezas. Finalmente, utilizando bombas peristálticas diseñadas por el grupo de investigación GRESIA, se inició la circulación de agua para una completa revisión

del sistema. Las bombas y demás equipos accesorios para la operación de los ASTBR se pueden ver en el **ANEXO B**.

2.1.4 Metodología del ensayo de trazadores. Era necesario evaluar el comportamiento hidrodinámico del prototipo ASTBR para entender bajo que modelo ideal se comportaba el reactor. La importancia de este conocimiento también radica que el mezclado o el movimiento interno del reactor es importante para que haya una degradación favorable de la DQO que pueda ser transformada a biometano. El método comúnmente utilizado para realizar el ensayo de trazadores fue por medio de un ensayo llamada “Pulso – Respuesta”. El ensayo consistió en la inyección de una sustancia inerte dentro del reactor (pulso), la cual era colorante de grado alimenticio que se utiliza comúnmente para repostería (Anilina), lo que facilitaba su costo y adquisición, esta sustancia circuló a lo largo de todo el reactor y pudo ser medido y registrado por medio de sensores ópticos de barrera que reconocen las interferencias de la luz en el momento que el trazador atraviesa el sensor (respuesta).

2.1.4.1 Materiales y métodos.

- Colorante vegetal grado alimenticio 10mL (Trazador)
- Sensores ópticos de barrera
- Circuito respuesta
- Manguera siliconada
- Jeringa de 10 mL
- Balón aforado de 50 mL
- Programa Telak (registra, almacena y gráfica los resultados)
- Bolsa negra

El funcionamiento de los sensores ópticos de barrera y el programa Telak se explican de manera más detallada en **ANEXO C**. La metodología para hallar las concentraciones de trazador para correr el ensayo se hizo con base a los análisis previos utilizados en la Universidad Antonio Nariño, además se siguió todo el proceso realizado por Sergio Pérez⁵⁹ en su ensayo hidrodinámico de un reactor escalonado metanogénico (RME). El ensayo “Pulso-Respuesta” necesitó de una manguera siliconada que fue introducida por el tubo de alimentación del reactor para poder alcanzar la base de este, lo que evitaba caídas de presión o tiempos muertos del ensayo. Utilizando la jeringa de 10mL se median 5mL de la solución 1:10 del trazador con agua para ser inyectada de manera instantánea al reactor como lo describe Levenspiel⁶⁰ en su libro, en este mismo se recomienda correr el ensayo

⁵⁹ PÉREZ, Sergio y VELANDIA, Daniela. Evaluación De La Producción De Biogás En Un Reactor Metanogénico Escalonado (RME) Usando Cenizas De Cascarilla De Arroz Como Material Adsorbente Para Diferentes Cargas Orgánicas (OLR). Fundación Universidad de América, 2020. p. 46.

⁶⁰ LEVENSPIEL. Op. Cit., p. 11-14.

por mínimo 3TRH o 4TRH (36 o 48 horas) para obtener datos consistentes y poder realizar los cálculos necesarios de manera satisfactoria.

2.2 ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LA CONSTRUCCIÓN DE LOS ASTBR

2.2.1 Resultados de la revisión bibliográfica para los parámetros de diseño. En este inciso se indican los artículos y tesis seleccionados para la justificación de diseño y construcción de los reactores, de igual forma se extrajeron los parámetros de diseño para el reactor ASTBR en una escala laboratorio, entre ellos el volumen del reactor, la relación longitud/diámetro (L/D) y el TRH, este último el cual también se obtuvo de manera experimental por medio de un ensayo de trazadores.

Una vez realizada la búsqueda y análisis bibliográfico, fue posible establecer 5 documentos donde hubiese una sinergia en el uso de un reactor ASTBR a escala laboratorio, que además fuese posible replicarlo utilizando materiales de fácil acceso y bajo costo, estos documentos se muestran en la tabla 4.

Tabla 4. Referencias para la construcción de los ASTBR

Numero de referencia	Título del artículo/tesis
1	Thermophilic two-phase anaerobic digestion using an innovative fixed-bed reactor for enhanced organic matter removal and bioenergy recovery from sugarcane vinasse
2	Evaluación de la producción de biogás en sistemas de dos etapas usando un reactor anaerobio de lecho fijo estructurado (ASTBR) y reactor metanogénico escalando (RME) alimentado con licor de pentosas
3	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
4	Digestão anaeróbia termofílica do melaço de cana-de-açúcar em reatores de leito fixo estruturados de duas fases e fase única para la produção de biogás
5	Influence of porosity and composition of supports on the methanogenic biofilm characteristics developed in a fixed bed anaerobic reactor

Fuente: elaboración propia

2.2.2 Selección de parámetros de diseño. Teniendo en cuenta las 5 investigaciones previamente revisadas y analizadas con profundidad, fue posible extraer los parámetros de diseño y operación de cada una de las investigaciones, al condensar dicha información fue posible construir la tabla 5.

Tabla 5. Parámetros de diseño de las referencias consultadas

Tipo de biorreactor	Tipo de sustrato	Volumen del reactor (L)	TRH (h)	L/D	T (°C)	Referencia
ASTBR	Vinaza de caña de azúcar	2,5	18-20	8,5	55	1
ASTBR	Licor de pentosas	2,5	8	8.5	35	2
ASTBR	Hidrolizado de bagazo de caña	2,5	8	7	35	3
ASTBR	Melaza de caña de azúcar	1,6	4	9,5	55	4
AFBR	Agua residual sintética	34,5	24	6	30	5

Fuente: elaboración propia

Utilizando la tabla 5 fue posible extraer los valores utilizados con mayor frecuencia, que permitieron determinar las condiciones de diseño de los reactores para una posterior construcción de estos. Dos de las referencias (2 y 3) utilizadas fueron investigaciones realizadas en la Universidad Antonio Nariño, lo que nos permitió tomar ventaja de los conceptos adquiridos, y de diseños preliminares para poder realizar la construcción de los reactores y así mismo obtener la tabla 6.

Tabla 6. Parámetros de diseño del reactor ASTBR

Parámetro	Valor
Volumen del reactor (L)	2,5
TRH (h)	12
L/D	8,3
Temperatura (°C)	35

Fuente: elaboración propia

2.2.2.1 Volumen del reactor. El biorreactor utilizado en la investigación posee una configuración de ASTBR, este prototipo ha sido utilizado por diferentes ensayos en la Universidad Antonio Nariño. El volumen útil del reactor fue de 2,5L, la selección de este parámetro se debe a una previa revisión de los diseños actuales que había

del reactor ASTBR, los autores Fabián Otálora⁶¹, Jineth Arango⁶² y Lucas Fuess⁶³, utilizaron el mismo volumen de reactor, con esto era posible revisar los comportamientos con base a los diferentes estudios realizados anteriormente. Adicionalmente, Castellanos⁶⁴ en su libro de “Principios básicos de escalado”, establece que los rangos de volúmenes de los reactores a escala laboratorio oscilan entre 1 y 5L, donde el diseño actual del ASTBR era acorde para este rango. Por otro lado, Castellanos⁶⁵ define los objetivos de la escala laboratorio tales como:

- Conocer la influencia de variables microscópicas (composición, temperatura, pH, etc.) en el rendimiento u otro parámetro que caracterice la eficiencia del sistema.
- Para los procesos biotecnológicos es útil para conocer la optimización del medio y de otras variables experimentales y de proceso.

Ambas características eran necesarias para el desarrollo experimental y analítico del proyecto.

2.2.2.2 Tiempo de retención hidráulico (TRH). El TRH se definió en 12h, tomando como base las referencias anteriormente utilizadas (2 y 3), sin embargo, la elección del TRH debía estar fundamentada adicionalmente en el conocimiento de operación del reactor ASTBR, puesto que este posee una capacidad de manejar OLR más altas, lo que repercute en una disminución del TRH, al afectar dicho parámetro genera una consecuencia deseada en la operación, la cual es generar un aumento sustancial en la producción de biogás al igual que en la concentración de metano que este tenga, como lo describe Lucas Tadeu⁶⁶ en el estudio de remoción de materia orgánica utilizando una configuración de ASTBR en la fase metanogénica. La posibilidad de aumentar la OLR se afecta por un aumento en la DQO del sustrato, o por una reducción del TRH, como la finalidad del proyecto era utilizar aguas residuales domésticas como alimento, variar la DQO no era posible ya que es un parámetro fijo en el análisis de aguas residuales domésticas.

2.2.2.3 Relación L/D. La relación de longitud/diámetro se fijó en 8,3 de manera que se replicará el diseño manejado por diferentes autores tales como Fabián Otálora⁶⁷, Jineth Romero⁶⁸ y Lucas Fuess⁶⁹. Este último dando las bases necesarias del diseño preliminar; mantener dicha relación igual que los autores citados anteriormente permitió construir un diseño semejante simétricamente, donde se

⁶¹ OTÁLORA TAPIERO. Op. Cit., p. 32-34

⁶² ARANGO OVIEDO. Op. Cit., p. 29-31.

⁶³ FUESS, et al. Op. Cit., p. 482-483.

⁶⁴ GONZÁLEZ CASTELLANOS, Roberto. Principios Básicos De Escalado. Cuba: Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior de la República de Cuba, 2000. p. 13-14.

⁶⁵ *Ibíd.*, p 14.

⁶⁶ FUESS, et al. Op. Cit., p. 483-489.

⁶⁷ OTÁLORA TAPIERO. Op. Cit., p. 32-34.

⁶⁸ ARANGO OVIEDO. Op. Cit., p. 29-31.

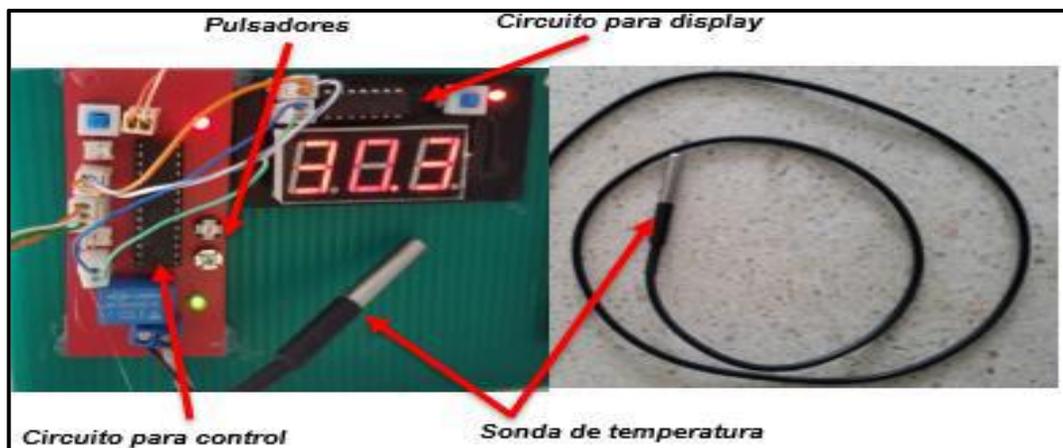
⁶⁹ FUESS, et al. Op. Cit., p. 483.

buscó no alterar los comportamientos físicos y dinámicos propuestos por los autores.

2.2.3 Ensamble final de los ASTBR. Utilizando los parámetros de diseño ya obtenidos y condensados, se siguió con la metodología de construcción, donde fue posible generar modelos replica de las investigaciones consultadas, de la misma forma se implementaron equipos auxiliares, como son una resistencia térmica que permitiera trabajar de una manera isotérmica el proceso (35° C), por medio de un lazo de control cerrado, puesto que por medio de un controlador on/off, el lazo se encargaba de controlar el rango de temperatura que era de 34 – 36 °C. En la figura 17 se puede observar el circuito y los elementos de temperatura en este caso se utilizó una termocupla como elemento primario, este instrumento se utilizó para poder medir la temperatura interna del reactor. Es importante recalcar que el circuito al tener un funcionamiento on/off, prendía la resistencia térmica que rodeaba el reactor cuando la temperatura bajaba 0,1 grados por debajo del setpoint o sea 34,9 °C y se apagaba cuando estaba 0,2 grados por encima es decir 35,2°C.

El sensor de temperatura NTC tiene un valor de resistencia de 10 kOhm \pm 1%, el cual está hecho de cobre niquelado en forma cilíndrica con un diámetro de 4mm y un largo de 25 mm, este sensor manejaba un rango de temperatura entre (-40°C – 120°C)⁷⁰.

Figura 17. Circuito controlador de temperatura con su respectiva sonda



Fuente: MARROQUÍN, Jorge. Desarrollo De Biorreactores Controlados Aplicables Al Estudio De Cultivos De Microorganismos De Interés Comercial. 2018. p. 37.

⁷⁰ MACTRONICA. TERMISTOR SENSOR DE TEMPERATURA NTC10K. [Sitio WEB]. Bogotá D.C. [15 abril, 2020]. Disponible en: <https://www.mactronica.com.co/termistor-sensor-de-temperatura-ntc-10k>.

Finalmente, la figura 18 muestra el resultado final de la construcción y ensamble de los reactores ASTBR, aquí ya es posible evidenciar el acople de los equipos auxiliares para su posterior operación, los planos a escala laboratorio de estos reactores se pueden ver de manera detallada en el **ANEXO A**.

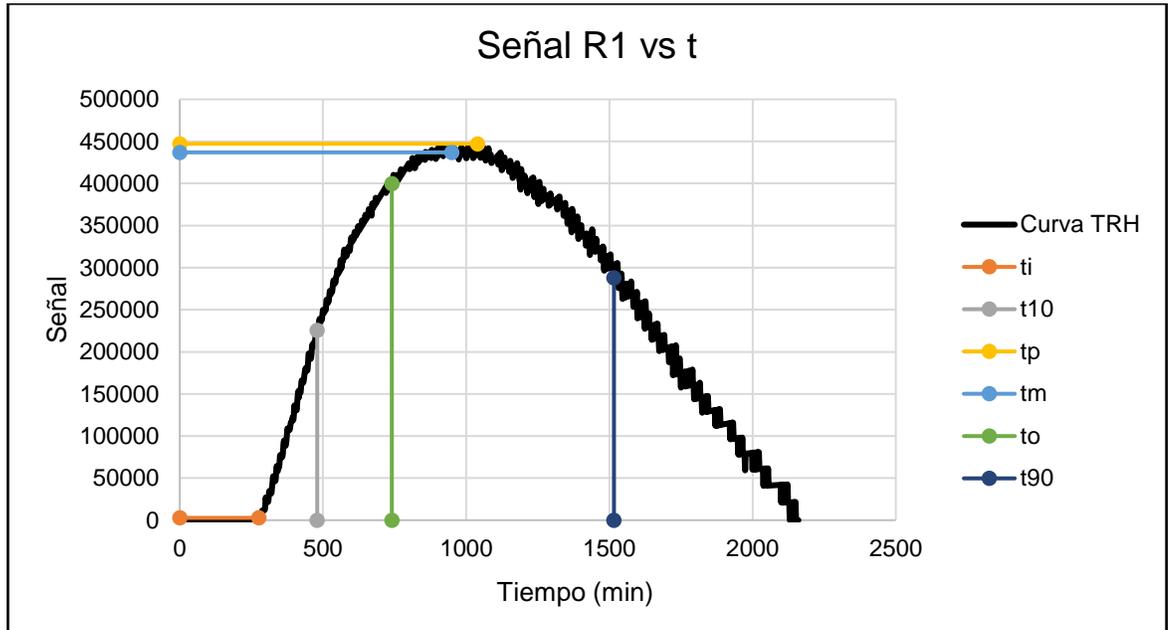
Figura 18. Montaje final de los reactores ASTBR armados y automatizados



Fuente: elaboración propia

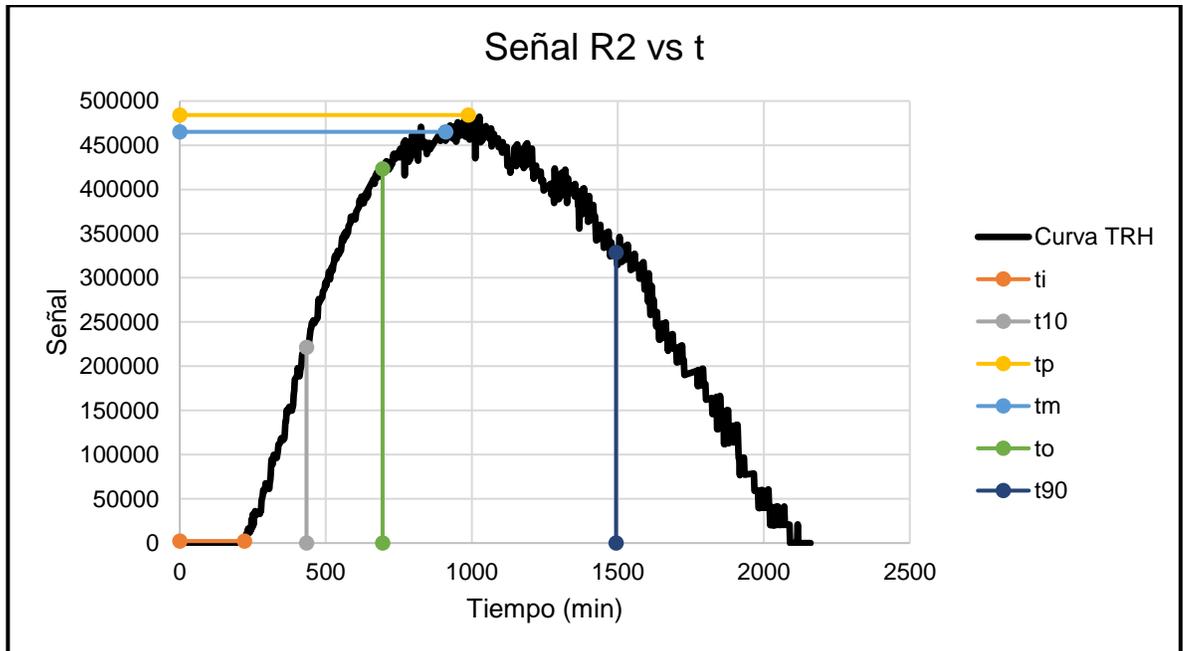
2.2.4 Análisis y resultados del ensayo de trazadores. Las gráficas 1 y 2 se obtuvieron luego de hacer el ajuste de los datos obtenidos por el software Telak donde es mostrado en el **ANEXO C**, estas gráficas expresan el comportamiento del trazador al pasar 36h, es decir 3TRH, además de mostrar el comportamiento de la concentración del trazador a lo largo del tiempo.

Gráfica 1. Curva de concentración del trazador en el efluente del ASTBR 1



Fuente: elaboración propia

Gráfica 2. Curva de concentración del trazador en el efluente del ASTBR 2



Fuente: elaboración propia

Las gráficas 1 y 2, comprendieron la demostración de forma gráfica de los resultados del ensayo de trazadores, representando la amplitud de la curva, y las extensiones de los distintos tiempos donde se ubican distintos porcentajes de salida del trazador, estos tiempos nos permiten establecer resultados cualitativos a partir de correlaciones empíricas que se observan en la tabla 7. Por otro lado, se puede observar que el eje Y de las gráficas 1 y 2, es completamente adimensional puesto que la concentración de entrada del trazador es totalmente desconocida, cabe resaltar que los resultados de los valores de la señal (Pulso), son totalmente proporcionales a la concentración, dado que esta señal es obtenida por los sensores ópticos de barrera que captan la intermitencia de la señal fluorescente que emite el trazador, a mayor concentración, mayor intermitencia de la luz, por lo que el resultado es totalmente congruente con la teoría de reactores de flujo no ideal, expresada tanto por la OPS/CEPIS, como por Levenspiel.

El parámetro realmente conocido en la inyección del trazador era su proporción de dilución, siendo de 1:10 con agua. Los tiempos expresados en cada una de las gráficas pueden ser utilizados como parámetros cualitativos para obtener correlaciones que indiquen diferentes comportamientos dentro del reactor, para ello se tomó como referencia la definición y metodología descrita en el manual de la CEPIS⁷¹, de esta manera se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 7.

⁷¹ OPS/CEPIS. Op. Cit., p. 54-56.

Tabla 7. Análisis de la curva de tendencia del trazador en los ASTBR

Parámetro (h)	R1	R2	Relación (ASTBR1)	Relación (ASTBR2)	Significado (CEPIS, 2005)
ti	4,60	3,70	ti/to=0,37	ti/to=0,32	ti/to= 0 (flujo mezcla completa) ti/to= 1 (flujo pistón) ti/to< 0.3 (cortos circuitos)
tp	17,33	16,47	tp/to=1,41	tp/to=1,42	tp/to ≈ 0 (predominio flujo mezcla completa) si tp/to ≈ 1 y ti/to > 0.5 (predominio flujo pistón)
tm	15,83	15,19	tm/to=1,28	tm/to=1,31	tm/to < 1 (cortos circuitos y/o zonas muertas) tm/to > 1 (acumulación indeseada de trazador o error de ensayo)
e	0,47	0,52	$\frac{(t_f - t_p) - (t_p - t_i)}{t_o}$		e = 0 (flujo pistón) e ≥ 2,3 (flujo mezclado)

Fuente: elaboración propia, con base en: OPS/CEPIS. Tratamiento De Agua Para Consumo Humano Plantas De Filtración Rápida Manual III: Evaluación De Plantas De Tecnología Apropiaada. Perú: 2005. p. 54-56.

Las diferentes correlaciones dieron como resultado un predominio del flujo pistón (PFR), lo que se puede explicar por la configuración mecánica y geométrica del reactor (cilíndrico); el parámetro tm/to es mayor que 1, lo que explica que pudo haber zonas donde el trazador se quedó retenido, Levenspiel⁷² complementa que esto sucede también cuando parte del trazador se absorbe por algún material poroso, en este caso parte del trazador cuando tuvo contacto con el lecho compuesto de polietileno con una alta porosidad, es posible que se haya retenido y/o absorbido.

Los resultados obtenidos se pueden verificar por un modelo simplificado de la teoría de Wolf-Resnick, donde es utilizado para conocer el porcentaje de flujo pistón y mezcla completa en el reactor, dado que se puede entender por los resultados previos que el fluido se comporta de manera no ideal, este debe estar fraccionado en estos dos tipos de flujo (Flujo pistón y flujo de mezcla completa), adicionalmente

⁷² LEVENSPIEL. Op. Cit., p. 11-14.

da la capacidad de conocer el porcentaje de volumen muerto en el reactor, que se conoce como aquellas zonas que no presentan ningún tipo de mezcla y por ende, no hay reacción. Los resultados del TRH experimental y la cantidad de tanques en serie mostrados en la tabla 8, fueron valores que se calcularon según los modelos descritos en el libro de Levenspiel, los cálculos realizados para obtener los resultados se explican de manera más detallada en el **ANEXO D**.

Tabla 8. Resultados finales del ensayo de trazadores

Parámetro	ASTBR1	ASTBR2
TRH teórico (h)	12,34	11,58
TRH experimental (h)	15,83	15,19
No. Tanques en serie (N)	5,86	5,24
% Flujo pistón	89,37%	89,69%
% Mezcla completa	10,63%	10,31%
% Zonas muertas	9,97%	9,97%

Fuente: elaboración propia

Comparando los resultados de las relaciones (t_i/t_o , t_p/t_o , t_m/t_o y la excentricidad (e) de la curva) con el modelo de Wolf-Resnick es posible concluir que efectivamente el reactor ASTBR tiene un predominio del flujo pistón a comparación del poco porcentaje que se comporta como un flujo mezclado. El modelo de tanques en serie ratifica el predominio de este flujo, dado que se separa bastante de un modelo predominante de un tanque mezclado, en el cual la cantidad de tanques en serie (N) sería igual 1.

3. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS REACTORES ASTBR A ESCALA LABORATORIO

Siguiendo con lo establecido y concretado en el capítulo anterior, en este capítulo se realizó la operación de los dos ASTBR de forma paralela a escala laboratorio con el fin de establecer las condiciones favorables de producción de biogás, a partir de agua residual doméstica, para la fase experimental del proyecto era complicado utilizar el agua residual doméstica directamente proveniente de la institución educativa El Prado, puesto que la recolección y transporte del agua acarrea un aumento en los costos de evaluación del proceso, además de generar intermitencia en el proceso, es por ello que se simuló las condiciones del efluente generado en los baños de la institución, junto con los residuos sólidos generados por el casino de este utilizando agua residual sintética, de esta forma se simulaban las condiciones reales de la Vereda Calderón. Se tuvieron en cuenta el monitoreo de la tasa de producción de biogás diaria, al igual que el rendimiento de transformación de la materia orgánica en términos de la DQO en metano, para ello se establecieron parámetros de operación tales como la temperatura, pH de alimentación, caudal, sólidos totales y DQO. A lo largo del proceso, todos los parámetros fueron medidos y controlados diariamente para una correcta trazabilidad del proceso.

3.1 METODOLOGÍA PARA LA OPERACIÓN DE LOS ASTBR

El siguiente inciso muestra las diferentes metodologías optadas para llevar un control de los parámetros importantes en la operación de los biorreactores, cada uno de estos parámetros posee suma importancia para mejorar y evaluar las producciones de biogás según lo referenciado anteriormente.

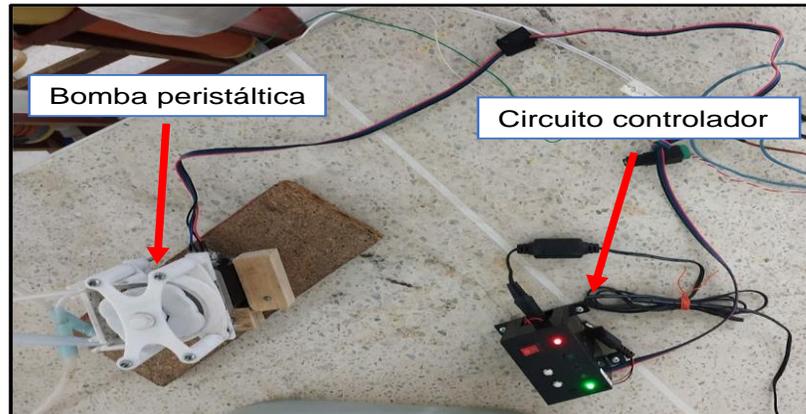
3.1.1 Control de temperatura. Utilizando un lazo de control cerrado de temperatura, por medio de un termistor como se evidenció ...en la sección 2.2.3 ... de esta forma se estableció una operación continua y estable en términos de la temperatura, este instrumento permite operar los reactores a una temperatura establecida (35 °C).

3.1.2 Control del caudal. El caudal se controló por medio de la utilización de una bomba peristáltica⁷³ diseñada y construida por el grupo GRESIA, la cual operaba mediante un motor anclado a un circuito que regulaba su velocidad de rotación afectando directamente el caudal de entrada a los biorreactores. La figura 19 muestra la bomba utilizada para la operación de los ASTBR, junto con el circuito de control de velocidad. Para poder calibrar el flujo requerido era necesario medirlo a

⁷³ GRESIA. Bomba peristáltica con cabezal tipo rodamiento y portamanguera para desgaste reducido. Inventor(es): J. VALDERRAMA RINCÓN, et al. Int. F04B17/03; F04B43/00; F04B43/08; F04B43/12. Fecha de solicitud: 21, agosto, 2018. Colombia, patente de investigación. CO 2018008436 A1.

la entrada y salida del reactor utilizando una probeta de 10mL, junto con un cronometro para poder medir el caudal en unidades de [mL/min].

Figura 19. Conexión entre la bomba peristáltica y el circuito controlador



Fuente: elaboración propia

3.1.3 Metodologías para la determinación de la eficiencia de los ASTBR.

Durante el tiempo de operación de los dos reactores se estuvo determinando el comportamiento de estos mediante el análisis de la cantidad de materia orgánica degradada, al igual que las variaciones en el pH del efluente. Para esto fue necesario determinar la DQO en la entrada y salida del reactor, al igual que la cantidad de sólidos totales, fijos y volátiles en el efluente, estos parámetros eran imprescindibles para determinar la eficiencia de los reactores, al igual que el rendimiento de producción de metano que se expresa en unidades de LCH₄/gDQO.

3.1.3.1 Determinación del porcentaje de remoción de materia orgánica.

Para el siguiente cálculo era necesario hacer un muestreo de la DQO del alimento (sustrato) y del efluente, el método utilizado se conoce como reflujos cerrados por análisis colorimétrico, que se hizo bajo el estándar expresado en el libro de "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater"⁷⁴. Para realizar el cálculo del porcentaje de remoción se utilizó la ecuación 5, la cual parte completamente de resultados obtenidos de manera experimental, donde se necesita calcular la diferencia de la DQO de afluente (entrada), y del efluente (salida), de esta forma conocer la eficiencia de remoción de materia orgánica por el reactor ASTBR.

Ecuación 5. Porcentaje de remoción de materia orgánica en términos de la DQO

$$\%R = \frac{DQO_i - DQO_f}{DQO_i} * 100$$

⁷⁴ APHA; AWWA y WPCF. APHA, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, American Public Health Association. En: American Public Health Association, Washington.

Donde:

%R = Porcentaje de remoción del reactor

DQO_i = Es la DQO del afluente (alimento inicial fresco) [mg O₂/L]

DQO_f = Es la DQO del efluente (salida del reactor) [mg O₂/L]

3.1.3.2 Determinación de los sólidos totales, fijos y volátiles. Para determinar la biomasa adherida a las espumas se siguieron los lineamientos de la norma NTC 897⁷⁵. Para realizar la determinación, por litro de reactor se cortaron las espumas de manera uniforme con unas dimensiones de 3cm x 1,5cm x 1cm, fue necesario hacer previamente todo el proceso a las espumas nuevas para determinar el peso/cm de cada espuma sin utilizar, para este cálculo de los sólidos totales volátiles (STV) adheridos se utilizó la ecuación 6.

Ecuación 6. Cantidad de STV adheridos en las espumas del lecho

$$STV_{adheridos} = \frac{((P2 - P0) - We) * Le * Ne * 1000}{Vr}$$

Donde:

STV_{adheridos} = Sólidos totales volátiles adheridos [mg biomasa/L]

P₀ = peso de la cápsula seca [g]

P₂ = peso de la cápsula seca [g] + (peso espuma cortada + peso de biomasa adherida) [g/cm]

We = peso de la espuma nueva [g/cm]

Le = Longitud del soporte [cm]

Ne = Numero de espumas

Vr = Volumen efectivo del reactor [L]

Del mismo modo, el análisis de ST se realizó al efluente del reactor siguiendo también la norma NTC 897, mediante este método fue posible determinar la fracción de sólidos orgánicos e inorgánicos, conocidos como SV y SF respectivamente, para la determinación de estos sólidos se utilizaron la ecuación 7 y 8.

Ecuación 7. Sólidos totales volátiles

$$SV = \frac{(P1 - P2) * 1000}{Vm}$$

⁷⁵ INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Determinación del contenido de sólidos. NTC – 897. Bogotá D.C. El instituto, 2015. p. 5-11.

Ecuación 8. Sólidos totales fijos

$$SF = \frac{(P2 - Po) * 1000}{Vm}$$

Donde:

SV y SF= Sólidos totales volátiles y fijos respectivamente [mg/L]

Po=Peso de la cápsula seca [mg]

P1=Peso del residuo + cápsula antes incineración [mg]

P2=Peso del residuo + cápsula después de la incineración [mg]

Vm=Volumen de la muestra [mL]

3.1.3.3 Flujo de biogás y rendimiento. El flujo de biogás se midió utilizando un medidor diseñado de manera empírica por la Universidad Antonio Nariño⁷⁶, su principio de funcionamiento era conocer una diferencia de alturas entre 2 sensores conductivos que estaban sumergidos en agua salada en un recipiente que tenía una jeringa de 50 mL dentro de este, el funcionamiento e ilustraciones de este medidor se detallan en el **ANEXO B**. Era necesario determinar la cantidad de metano que estuviese presente en el biogás medido por el medidor, para poder calcular esta cantidad se utilizó el método de composición elemental, el cual permite por estequiometría predecir el rendimiento máximo de metano en el proceso, se utiliza la ecuación de Buswell (ecuación 9)⁷⁷ que se basa en asumir que la molécula por ejemplo (C_nH_aO_b) es completamente degradada a CH₄ y CO₂. Por lo tanto, se debía de conocer la fórmula empírica del agua residual doméstica, la cual se expresa como C₁₀H₁₉O₃N, según el libro de Rittman⁷⁸.

Ecuación 9. Potencial bioquímico de metano teórico

$$PBMth = \frac{\left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4}\right) * 22,4}{\left(n + \frac{a}{4} - \frac{b}{2}\right) * 32}$$

Sin embargo, la suposición que toda la materia orgánica es degradada y convertida a CH₄ y CO₂ en la práctica no se cumple en su totalidad, es por ello que se hizo una corrección utilizando el porcentaje de biodegradabilidad experimental, que permitía

⁷⁶ GRESIA. Medidor de flujo de gas por desplazamiento de líquido. Inventor(es): J. VALDERRAMA RINCON, et al. Int. G01F1/00; G01F1/28; G01F1/58; G01F1/696; G01F1/78; G01F1/86. Fecha de solicitud: 10, mayo, 2019. Colombia, patente de investigación. CO 2019003208 A1.

⁷⁷ ANGELIDAKI, Irini, et al. Biomethanation and its Potential. En: Methods in Enzymology. United States: Elsevier Science & Technology, 2011. p. 327-351. ISBN 9780123851123

⁷⁸ RITTMANN, Bruce E., Ph. D. y MCCARTY, Perry L., Sc. D. Environmental Biotechnology: Principles and Applications, Second Edition. Second edition. ed. New York: McGraw-Hill Education, 2020. ISBN 9781260441604

conocer el porcentaje de remoción real de materia orgánica con el ensayo de DQO descrito ...en el inciso 3.1.3.1 ..., así de esta forma la ecuación 5 permitió corregir el PBM_{th}, la ecuación del PBM_{th} con el factor de corrección se transforma en la ecuación 10⁷⁹, la cual contempla el principio de cálculo a partir de conocer la composición elemental empírica del sustrato, en este caso el agua residual domestica (C₁₀H₁₉O₃N), al igual que el porcentaje de remoción de materia orgánica en términos de la DQO.

Ecuación 10. Potencial bioquímico de metano teórico utilizando el factor de corrección de biodegradabilidad experimental

$$PBM_{thBD} = \left(\frac{\left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4} \right) * 22,4}{\left(n + \frac{a}{4} - \frac{b}{2} \right) * 32} \right) * \left(\frac{DQO_i - DQO_f}{DQO_i} \right)$$

Para las ecuaciones 9 y 10; donde:

PBM=Potencial bioquímico de metano [LCH₄/gDQO]

n=Átomos de carbono

a=Átomos de hidrógeno

b=Átomos de oxígeno

DQO_i= Es la DQO del alimento inicial fresco [mg/L]

DQO_f= Es la DQO del efluente o salida del reactor [mg/L]

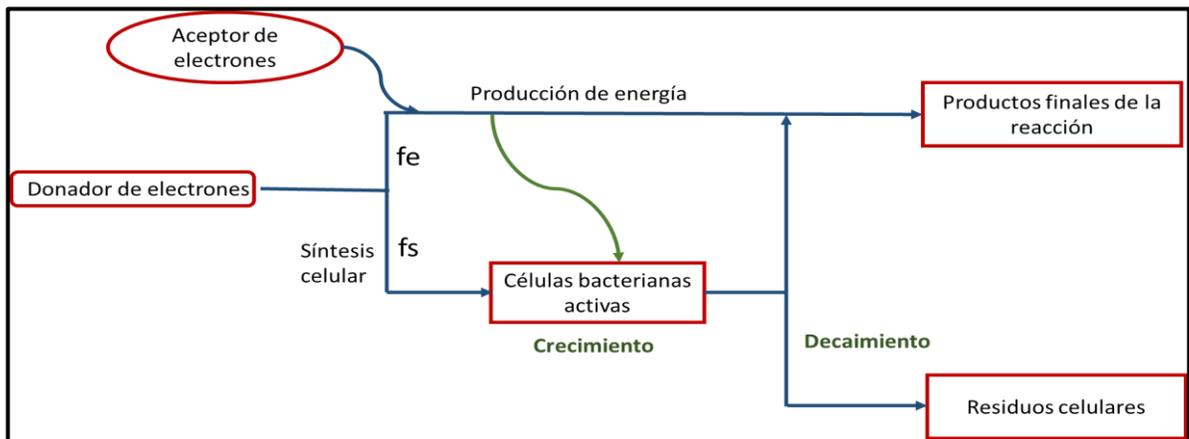
3.1.3.4 Validación de datos en el programa RStudio. Puesto que la operación de los reactores ASTBR no se realizó en un periodo muy extenso (53 días), los datos obtenidos del flujo de biogás debían ser validados por un método estequiométrico, este permite conocer el volumen esperado de CH₄ por cada gramo de DQO degradado, es decir, predecir cual será la cantidad de metano producido teniendo en cuenta el porcentaje de remoción de materia orgánica en el proceso, para ello se utilizó el paquete de programación “biogas package” el cual fue diseñado para ser utilizado en el programa “RStudio” por Sasha Hafner⁸⁰, este programa trae consigo la ventaja de ser software libre, que además permite la descarga de paquetes de programación para el manejo de distintas temáticas, en este caso la predicción de la producción de metano de forma estequiométrica y rigurosa; este programa y el paquete de programación se explican de manera detallada en el **ANEXO F**.

⁷⁹ NIELFA, A.; CANO, R. y FDZ-POLANCO, M. Theoretical methane production generated by the co-digestion of organic fraction municipal solid waste and biological sludge. En: Biotechnology Reports (Amsterdam, Netherlands). Mar. vol. 5, no. C, p. 14-21.

⁸⁰ HAFNER, Sasha D., et al. Software for Biogas Research: Tools for Measurement and Prediction of Methane Production. 2018. p. 207-208. ISSN 2352-7110

El paquete de programación fue diseñado bajo los modelos estequiométricos presentados en el libro de Rittmann⁸¹, los cuales se fundamentan en la utilización de semirreacciones, las cuales se dividen en la semirreacción de oxidación del donador de electrones, la semirreacción de reducción del aceptor de electrones y la semirreacción de síntesis celular, la figura 20 explica el diagrama de división de cómo es el comportamiento de la reacción global para el proceso bacteriano, la fundamentación teórica es conocida como estequiometria bacteriana.

Figura 20. Producción de energía y síntesis celular en el proceso oxidativo microbiano

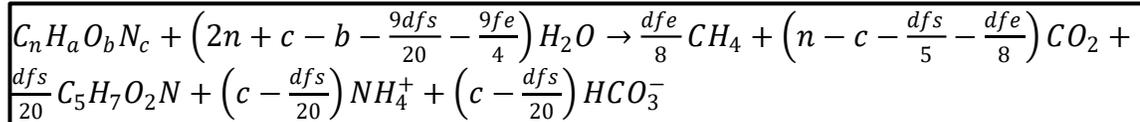


Fuente: BENETTI, Antônio D. y AQUINO, Sérgio F. Aplicação de princípios de bioenergética no cálculo da estequiometria de reações biológicas em processos de tratamento de águas residuárias En: Engenharia Sanitaria E Ambiental. Sep 1, vol. 15, no. 3, p. 246.

El paquete de programación tiene en cuenta las fracciones aportadas del donante de electrones para la producción de energía (f_e) y la síntesis celular (f_s), donde la producción de energía se refiere a la cantidad de biogás producido en la digestión anaerobia, mientras que la fracción f_s es utilizada para la generación de biomasa. Siendo así que el programa utiliza las siguientes relaciones estequiométricas para las predicciones de la cantidad de metano generado. La suma de las semirreacciones genera la reacción 11, por la cual es posible la predicción de producción de metano, y donde se estableció la metodología de cálculo para dar veracidad a los datos obtenidos durante la fase experimental. El procedimiento de cálculo de la fracción f_s y f_e se explica de manera detallada en el **ANEXO E**.

⁸¹ RITTMAN Y MCCARTY. Op. Cit., p. 135-137.

Reacción 11.



Donde:

f_s =Fracción para la síntesis celular

f_e =Fracción para la producción de energía

$$d = 4n + a - 2b - 3c$$

3.1.4 Operación y evaluación de los reactores. El montaje experimental consistió en la operación de dos reactores ASTBR con flujo continuo, donde se buscó evaluar la producción de biogás a partir de agua residual sintética, de esta forma simulando condiciones de operación a la Vereda Calderón, esta agua proporcionaba los nutrientes necesarios para evaluar el proceso de digestión anaerobia en el laboratorio. Continuando con las metodologías descritas de control y evaluación de la eficiencia del proceso, se evaluaron los parámetros descritos en la tabla 9 durante todo el periodo de operación de los ASTBR, estos fueron medidos en el afluente y efluente del reactor.

Tabla 9. Parámetros de operación

Parámetro	Intervalo de análisis	ASTBR1	ASTBR2	Técnica
Temperatura (°C)	Diaria	Si	Si	Medición digital
pH	Diaria	Si	Si	Potenciométrica
DQO	3 veces por semana	Si	Si	Método colorimétrico de flujo cerrado
Sólidos Totales, fijos y volátiles	3 veces por semana	Si	Si	Diferencia de pesos / calcinación

Fuente: elaboración propia

Puesto que la operación e inoculación natural de los reactores se realizó utilizando agua residual sintética, se debía proporcionar una correcta fuente de nutrientes en la solución que tuviera la capacidad de aportar lo necesario para realizar el proceso de digestión anaerobia, además de revisar que esta solución ya estuviera analizada para este tipo de procesos, es por ello por lo que se siguió con lo descrito por Sergio Aquino⁸², con esta solución fue posible dar el aporte necesario de macro y micro nutrientes que garantizara una relación de DQO:N:P que fuese cercana a los valores

⁸² AQUINO, Sérgio F., et al. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. En: Engenharia Sanitaria E Ambiental. Jun. vol. 12, no. 2, p. 196.

ideales de la DA 350:5:1⁸³, con esto fue posible preparar la solución de alimentación (afluente) para los ASTBR, con una DQO aproximadamente de 600 mg O₂/L como se puede ver en la tabla 10.

Tabla 10. Nutrientes usados para la preparación 1L de alimento de 600 mg O₂/L

Parámetro	Reactivo	Cantidad agregada
Macronutrientes	Melaza (g)	0,82
	Cloruro de amonio (NH ₄ Cl) (g)	0,15
	Fosfato trisódico (Na ₃ PO ₄) (g)	0,43
	Cloruro de magnesio (MgCl ₂) (g)	0,09
	Sulfato de sodio (Na ₂ SO ₄) (g)	0,61
	Micronutrientes	ZnSO ₄ ·7H ₂ O (mL)
FeCl ₃ ·6H ₂ O (mL)		0,08
CuSO ₄ ·5H ₂ O (mL)		0,08
CoCl ₂ ·6H ₂ O (mL)		0,08
MnSO ₄ ·H ₂ O (mL)		0,08
CaCl ₂ ·2H ₂ O (mL)		0,08
Requerimiento alcalinidad	Bicarbonato de sodio (NaHCO ₃) (g)	0,6

Fuente: elaboración propia

3.1.4.1 Inoculación natural e inducida. La inoculación natural se realizó por 15 días donde se recirculaba alimento con una concentración de 600 mg O₂/L durante 10 días y 5 días con una concentración de 2000 mg/L, con el fin de generar un crecimiento en la fase final de inoculación, este último proceso se realizó sin recirculación, pero si con un cambio diario de alimento en la entrada de los reactores, durante este periodo los reactores operaron de manera continua y cerrada, al finalizar este proceso los reactores se abrieron para evidenciar de manera visual el cambio de color y generación de gránulos en las espumas del lecho estructurado como se evidencia en la figura 21, donde se uno de los beneficios del reactor ASTBR fijándose la biomasa a lo largo de las espumas por su alta porosidad.

⁸³ OTÁLORA TAPIERO. Op. Cit., p. 39.

Figura 21. Espumas luego de la inoculación natural



Fuente: elaboración propia

Por otro lado, la inoculación inducida es referida a la adición de lodo granular a los reactores con el fin de aumentar la velocidad de arranque de operación de los estos, la cual se hizo luego del acondicionamiento del lecho estructurado por el medio natural; a este lodo granular se le hizo un pre-acondicionamiento para una concentración de 600 mg O₂/L, de forma que se hizo lavándolo con una mezcla solamente de agua y melaza con una proporción igual a la utilizada para generar la concentración del alimento, luego se hizo la medición del volumen requerido de lodo utilizando la relación de la ecuación 11, la cual fue obtenida de forma empírica por el grupo de investigación GRESIA.

Ecuación 11. Relación de proporción para la adición de lodo granular

$$V_{\text{reactor}} * \frac{1\text{ml Lodo granular}}{30\text{ ml } V_{\text{reactor}}} = 100\text{ml Lodo granular}$$

Utilizando la ecuación 11 dio como resultado la adición de 100mL de lodo granular en la base de ambos reactores buscando que se sedimentase como se puede ver en la figura 22, a partir de este momento se inició con el conteo de los días de operación para la medición de todos los parámetros mencionados anteriormente.

Figura 22. Adición de lodo granular en la base de los ASTBR



Fuente: elaboración propia

3.1.5 Balance de materia. El balance de materia se realizó en términos de DQO, donde siguió con la metodología de grados de libertad planteada por Reklaitis⁸⁴, donde se definieron según la ecuación 12.

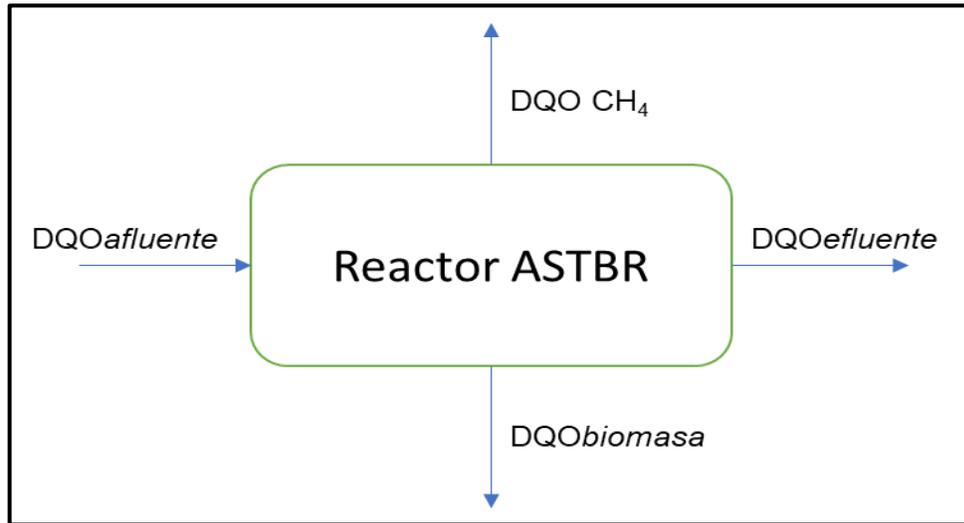
Ecuación 12. Grados de libertad para un balance de materia

$$GL = \# \text{ de variables desconocidas independientes} \\ - \# \text{ ecuaciones de balance independientes} \\ - \# \text{ variables independientes especificadas} - \# \text{ relaciones adicionales}$$

Puesto que el proceso de digestión anaerobia cumple con el balance de masa, es posible establecer el siguiente diagrama que se evidencia en la figura 23, donde la DQO es distribuida en 3 salidas, donde las variables conocidas son la DQO del efluente, la DQO del afluente y la DQO del biogás que esta especificada al metano, la variable desconocida sería la fracción de DQO que estaría dispuesta para la síntesis de biomasa, que se sabe que para la DA es baja, y teniendo una ecuación del balance global, se cuentan con 0 grados de libertad, lo que especifica de manera correcta el problema.

⁸⁴ REKLAITIS, G. V. y SCHNEIDER, Daniel R. Introduction to Material and Energy Balances. John Wiley, 1983. P. 48-49. ISBN 0471041319

Figura 23. Esquema del balance de materia de DQO



Fuente: elaboración propia

La ecuación 13 fue utilizada para despejar la DQO de la biomasa como se muestra a continuación:

Ecuación 13. Balance de masa en términos de DQO

$$DQO_{Bm} = DQO_{in} - DQO_{out} - DQO_{CH4}$$

Donde:

DQO_{Bm} =DQO de la biomasa [mg O₂/L]

DQO_{in} =DQO del afluente [mg O₂/L]

DQO_{out} =DQO del efluente [mg O₂/L]

DQO_{CH4} =DQO del metano que está presente en el biogás [mg O₂/L]

3.2 ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LA OPERACIÓN DE LOS ASTBR

Para este trabajo se presentan los resultados generales obtenidos a partir de la operación de los 2 reactores ASTBR en la tabla 11, donde se utilizó una configuración de una sola fase reactiva, es decir que el proceso de la DA se dio utilizando solo un reactor, cada uno de los parámetros se analizaron de manera detallada en los siguientes incisos.

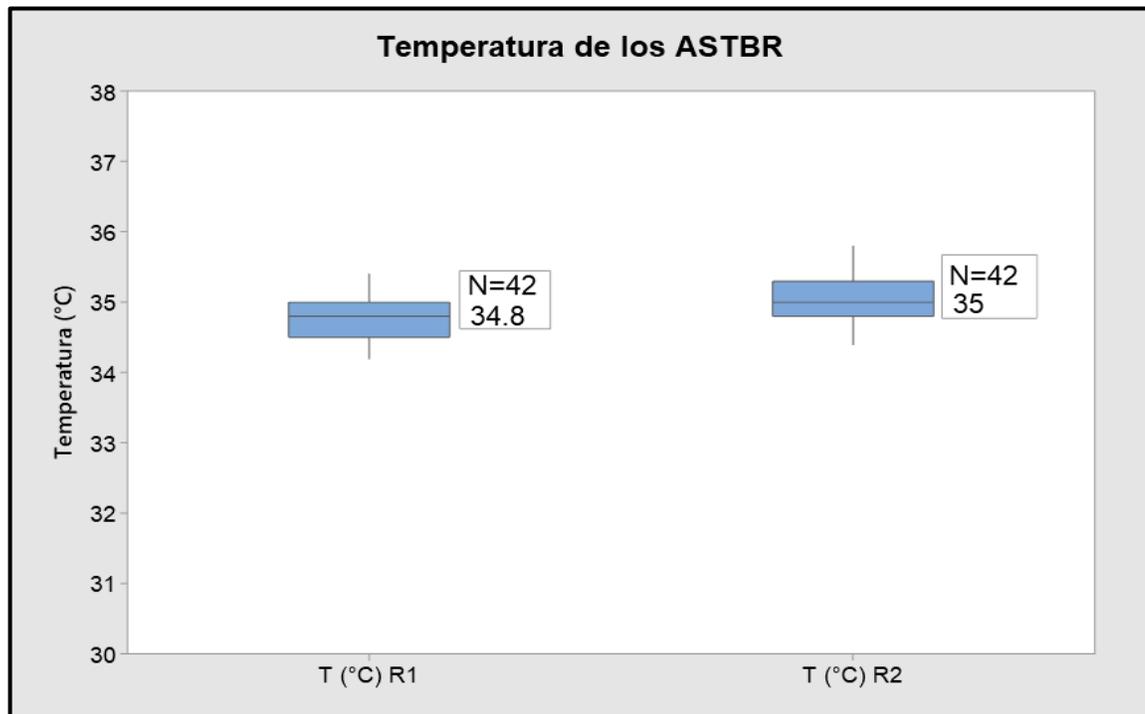
Tabla 11. Resultados generales de la operación de los ASTBR

Parámetro	ASTBR 1	ASTBR 2
Temperatura (°C)	34,80	35,00
pH Efluente	7,12	7,05
Caudal (mL/min)	3,60	3,30
DQO entrada (mg/L)	735,97	735,97
OLR (kg/m ³ ·d)	1,43	1,44
Tiempo de operación (días)	53	53

Fuente: elaboración propia

3.2.1 Resultados de temperatura y pH. A continuación, se presentan las gráficas 3 y 4 donde se observa el comportamiento de la temperatura y pH por medio de diagramas de cajones y bigotes, este tipo de diagrama fue utilizado para evaluar y comparar la forma, la tendencia central de las variables, al igual que la variabilidad de las distribuciones que presente la variable según el número de datos tomados (N), de igual forma un diagrama de cajas y bigotes, muestra la mediana, el rango de movilidad de la variable y los datos atípicos de cada grupo, estos se muestran con un asterisco en caso tal que existan en la medición. Estos dos parámetros fueron controlados durante todo la operación de los ASTBR.

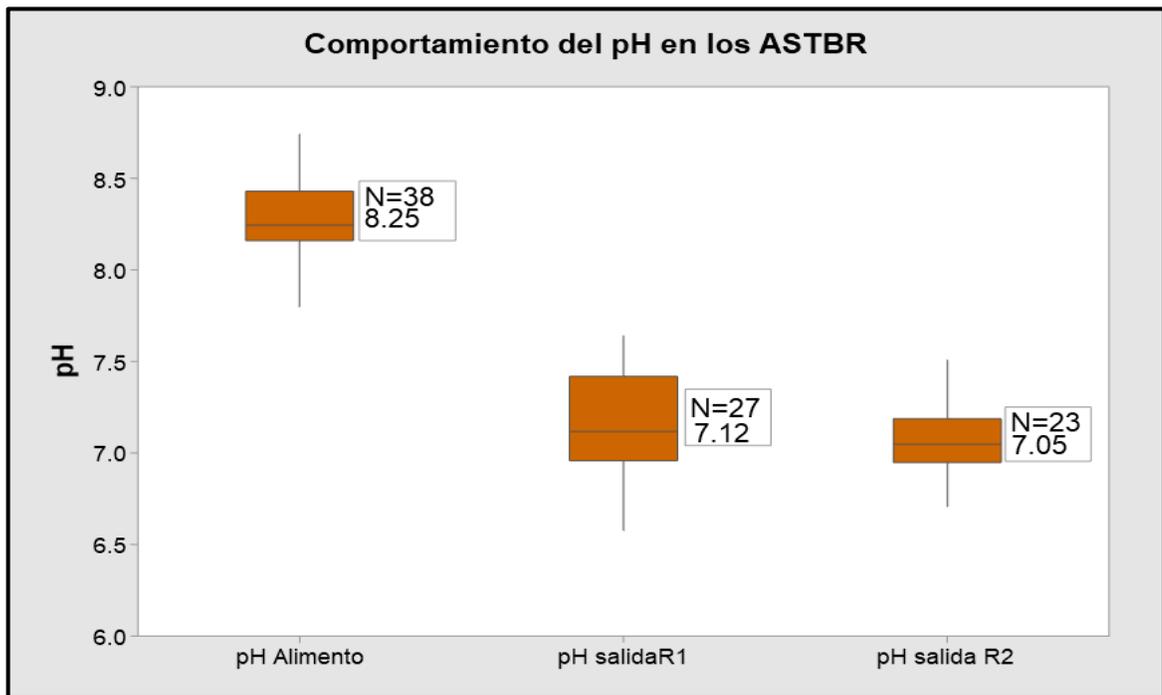
Gráfica 3. Temperatura de operación



Fuente: elaboración propia

En la gráfica 3 es posible evidenciar que la utilización de un circuito cerrado de temperatura por medio del uso de una termocupla, fue capaz de mantener una operación constante, donde la histéresis para ambos reactores fue de $\pm 1^\circ\text{C}$ lo cual es una desviación muy pequeña la cual no altera los procesos biológicos internos dentro del reactor, por lo que se pudo establecer una favorabilidad en el proceso de digestión anaerobia, donde se conoce que operar a una temperatura mesófila brinda una mayor estabilidad al proceso, además de establecer un mejor medio para un mayor consorcio bacteriano.

Gráfica 4. Comportamiento del pH en los días de operación



Fuente: elaboración propia

La gráfica 4 ilustra como fue el comportamiento del pH durante la operación de los ASTBR, en la primera caja de bigotes se puede ver que el pH de alimentación es relativamente alcalino con una mediana de 8,25 con 38 datos de operación, cabe resaltar que la medición de la cantidad de datos en la alimentación es superior a las salidas, ya que fueron tomadas desde la inoculación, a diferencia de la salida que fueron tomadas luego de terminar el periodo de inoculación; de igual forma se analizó que utilizando la mezcla de alimentación de sustrato definida por Sergio Aquino⁸⁵, si se quisiera buscar condiciones óptimas de operación, habría que regular el pH del sustrato lo más neutro posible, buscar un rango entre 6,80 – 7,20,

⁸⁵ AQUINO, et al. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. En: Engenharia Sanitaria E Ambiental. Jun. vol. 12, no. 2, p. 196.

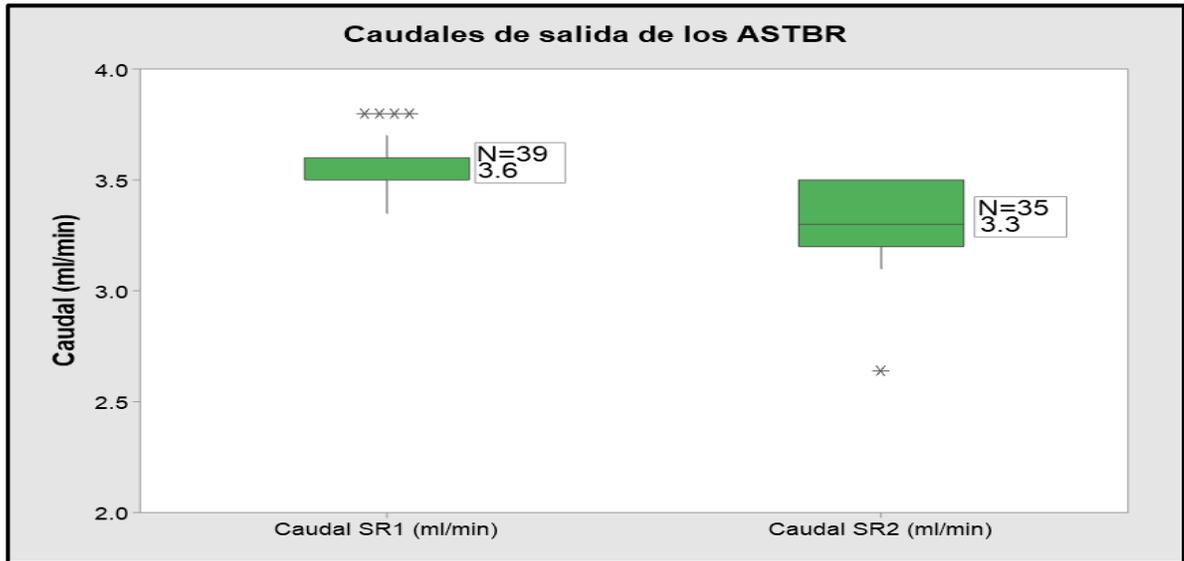
sin embargo, Jayaraj⁸⁶ demostró que utilizar un pH medianamente por encima a 7,20 no genera cambios en la producción de biogás de manera significativa, como si la habría si el pH llegase a ser ácido.

Siguiendo con las otras dos cajas en la gráfica, es evidente como hay una disminución en el pH de salida, donde el primer reactor presenta una mediana de 7,12 utilizando 27 datos de significancia, mientras que el reactor 2 da como resultado una mediana de 7,05 con 23 datos de operación, la disminución del pH respecto al alimento se explica por la generación de ácidos grasos volátiles durante el proceso de acidogénesis, los cuales acidifican el pH de entrada, las diferencias entre el reactor 1 y 2 son mínimas como se puede ver en el rango de las dos cajas de bigotes, por lo cual se estableció una operación semejante y paralela entre ambos reactores.

3.2.2 Caudal de operación. Los siguientes resultados demuestran como fue el comportamiento del caudal de operación para los 2 reactores, el caudal siendo uno de las variables controladas en el proceso, puesto que en el capítulo 2 se había definido un tiempo de retención de 12h, para alcanzar dicho parámetro el caudal debía mantenerse lo más constante posible para no generar desviaciones en el proceso, además que un cambio brusco en el caudal iba a generar caídas en las producción de biogás, y alteraciones en el tiempo de retención de sólidos igualmente, es por ello que se utilizó una bomba peristáltica que mantuviese la operación de manera estable, la gráfica 5 muestra la dispersión de esta variable por medio de un diagrama de cajas y bigotes.

⁸⁶ S Jayaraj; B Deepanraj y V Sivasubramanian. STUDY ON THE EFFECT OF pH ON BIOGAS PRODUCTION FROM FOOD WASTE BY ANAEROBIC DIGESTION. 2014. p. 801-803.

Gráfica 5. Caudal de operación de los ASTBR



Fuente: elaboración propia

Los resultados obtenidos fueron los esperados, puesto que se observa que la mediana del reactor 1 es de 3,60 mL/min y la del reactor 2 de 3,30 mL/min, los cambios de caudal de ambos reactores se debe que el volumen efectivo entre ambos varió un poco, siendo el volumen efectivo de 2,66L para el reactor 1, y de 2,43L para el reactor 2, la diferencia no radica en el diseño del reactor, sino en el volumen desplazado para cada lecho construido, el peso del lecho estructurado para el reactor 1 fue mayor que para el reactor 2, aunque esta diferencia no genera ningún problema, ni causa diferencias en la producción de biogás en los reactores.

En la tabla 12, se puede evidenciar el error experimental del tiempo de retención hidráulico, este parámetro ya se había establecido de manera teórica para el diseño de los reactores en el **capítulo 2**; utilizando el caudal resultante se obtuvo un error de 2,76% y 2,28% para los reactores 1 y 2 respectivamente, resulta ser un error bastante bajo, lo cual demuestra que la bomba diseñada por el grupo GRESIA tiene la capacidad de establecer una operación muy estable para la producción de biogás, que de igual forma ayuda a generar favorabilidad en la operación.

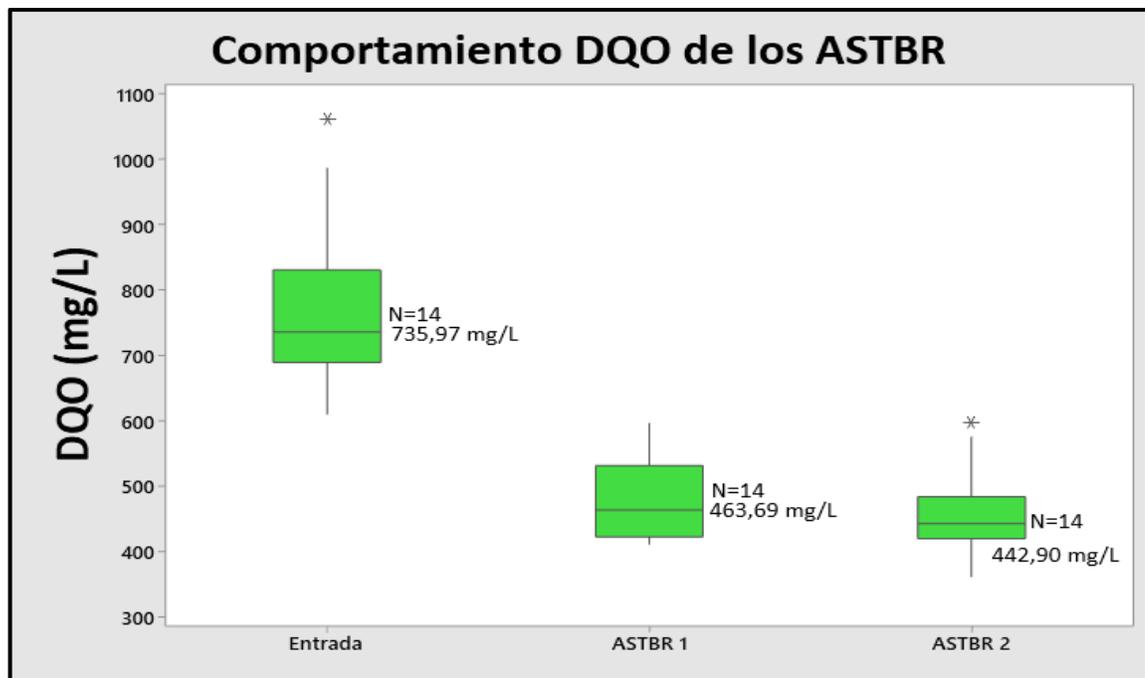
Tabla 12. Resultados del TRH real

	ASTBR 1	ASTBR 2
Volumen efectivo (L)	2,66	2,43
Caudal real (mL/min)	3,60	3,30
TRH teórico (h)	12	12
TRH real (h)	12,34	12,28
Error TRH (%)	2,76 %	2,28 %

Fuente: elaboración propia

3.2.3 Remoción de materia orgánica (DQO). La gráfica 6 también es del tipo de graficas estadísticas de cajón y bigotes, que ilustra el movimiento y desviación estándar que presenta la DQO, tanto en el afluente (entrada), como a la salida de ambos ASTBR (ASTBR 1 y ASTBR 2), de esta forma muestra como fue el comportamiento de los reactores según la eficiencia de remoción de materia orgánica, la cual se calculó por la diferencia de DQO entre el afluente y efluente, que finalmente este parámetro se relaciona a la generación de biogás, los resultados se reportaron durante 14 días de medición, a pesar de que la totalidad del tiempo operativo fueron 53 días, esto es debido a que se monitoreo la eficiencia de degradación de materia orgánica luego de transcurrir el periodo de inoculación, y también porque este parámetro se media únicamente 3 veces por semana.

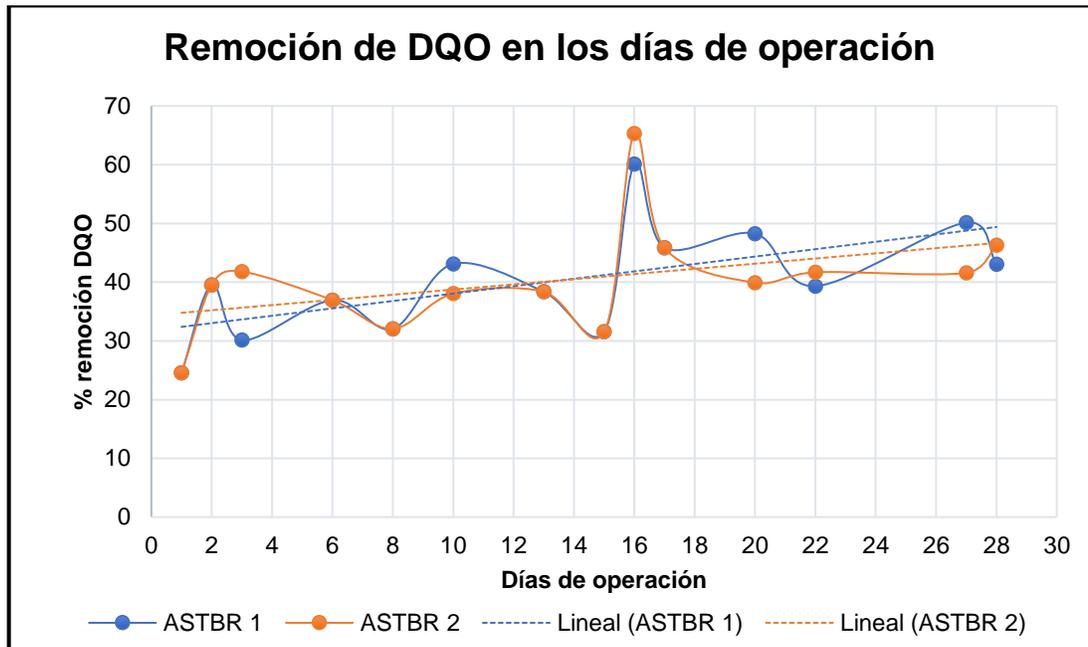
Gráfica 6. Degradación de materia en orgánica en términos de DQO



Fuente: elaboración propia

La gráfica 6 mostró que el afluente tuvo una mediana de 735,97 mg O₂/L durante 14 días de operación, mientras que para el efluente, el reactor 1 tuvo una mediana de 463,69 mg O₂/L y de 442,90 mg O₂/L para el reactor 2, lo que se traduce en un 37,01 y 39,82 % de remoción de materia orgánica para el reactor 1 y 2 respectivamente, esto se debe a que al proceso de adaptación de la biomasa interna de los reactores, puesto que el porcentaje de remoción tiende a aumentar cuando los días de operación son más altos, ya que las bacterias habrán estado con un mayor tiempo de retención de sólidos, lo que genera un mayor crecimiento del consorcio bacteriano, en la gráfica 7 se demuestra que este comportamiento tiene una tendencia ligeramente lineal según el tiempo de operación.

Gráfica 7. Remoción de materia orgánica según el tiempo de operación



Fuente: elaboración propia

Con la gráfica 7 fue posible analizar la variación de la remoción de materia orgánica, donde el porcentaje de remoción es bastante bajo para lo reportado en estudios similares como el de Jineth Arango⁸⁷ donde alcanzó porcentajes de remoción de aproximadamente un 59%, sin embargo haciendo un ajuste lineal de los datos es posible observar una leve pendiente positiva que indica que el porcentaje de remoción habría sido de un 50% aproximadamente para el día 28 de operación para ambos reactores, lo que es similar y comparable con lo registrado por Utami⁸⁸ que obtuvo un 56% de remoción para un TRH de 36h utilizando un reactor UASB, lo que puede indicar la similitud operativa del reactor UASB con el reactor ASTBR, cabe recalcar que la DQO es mayor en aquel estudio, lo que demostraría la ventaja del uso de un reactor ASTBR como configuración metanogénica, puesto que al ser operado a bajas cargas ($1,43 \text{ kg/m}^3\cdot\text{d}$), se observa cómo se va generando un incremento de la degradación por su fijación de la biomasa, un fenómeno que es deseado para la generación de biogás puesto que un consorcio mejor adaptado, se traduce en una operación favorable y eficiente.

⁸⁷ ARANGO OVIEDO. Op. Cit., p. 60-62.

⁸⁸ UTAMI, Isni, et al. Biogas Production and Removal COD – BOD and TSS from Wastewater Industrial Alcohol (Vinasse) by Modified UASB Bioreactor. En: MATEC Web of Conferences. vol. 58, p. 2-3. ISSN 2261-236X

Por otro lado, se puede ver como en el día 16 de operación los dos reactores ASTBR presentaron un pico de degradación, esto se debe a que para ese día hubo un aumento en la concentración del alimento (1062,13 mg O₂/L), debido a un error experimental en la medición de la melaza la cual actúa como el donante de electrones, lo que generó una fluctuación en la concentración de entrada que dio como consecuencia una mayor degradación, lo que es comparable con Lucas Fuess⁸⁹, donde al utilizar concentraciones superiores a los 4000 mg O₂/L en un reactor ASTBR, da como resultado degradaciones mayores al 90% de materia orgánica debido a que la finalidad del diseño del ASTBR fue para ser utilizado en la depuración de aguas residuales de alta resistencia.

3.2.3.1 Validación estadística de la semejanza de los reactores. Una de las incógnitas de la investigación era saber si ambos reactores eran semejantes en su operación, es por ello por lo que se prosiguió con una validación estadística de los dos reactores, donde el criterio de semejanza sería la media de la DQO en el efluente, lo que determinaría si los dos reactores son iguales estadísticamente, puesto que no sería correcto la presentación de datos de dos reactores totalmente diferentes en busca del mismo objetivo. Para ello se planteó un ANOVA utilizando las siguientes hipótesis de tipo bilateral:

- Hipótesis nula (H₀): $\mu_{ASTBR1} = \mu_{ASTBR2}$
- Hipótesis alternativa (H₁): $\mu_{ASTBR1} \neq \mu_{ASTBR2}$

Para ello se utilizó un valor de significancia de 95%, valor de $\alpha=0,05$, utilizando el programa de análisis estadístico Minitab 19, se obtuvo la tabla 13 donde muestra el análisis de varianza con diseño de un factor, dando como resultado que $p > \alpha$, por lo que se acepta la hipótesis nula, y se rechaza la hipótesis alternativa, lo que indica que no hay diferencias significativamente estadísticas en la operación de los dos reactores ASTBR según la DQO del efluente.

Tabla 13. ANOVA de un factor para la determinación de la semejanza estadística de los reactores ASTBR

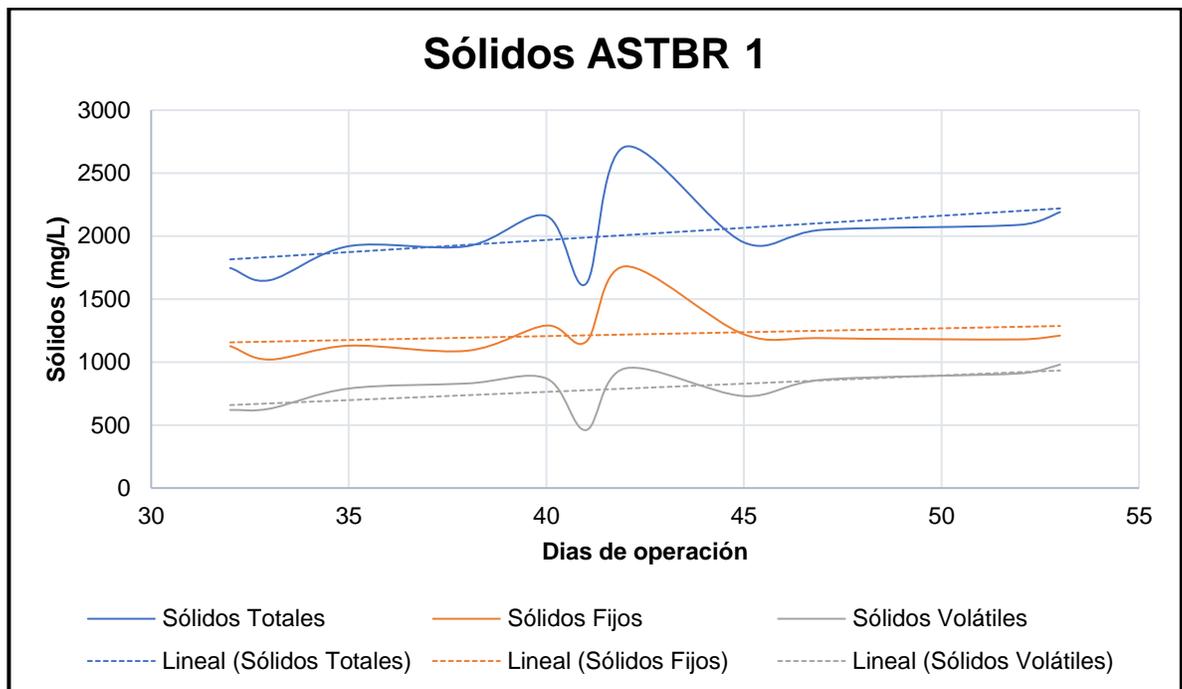
Fuente	GL	SC Ajust.	MC Ajust.	Valor F	Valor p
Factor	1	4437	4437	1,07	0,31
Error	26	107471	4133		
Total	27	111908			

Fuente: elaboración propia con base en programa Minitab 19

⁸⁹ FUESS, et al. Op. Cit., p. 482.

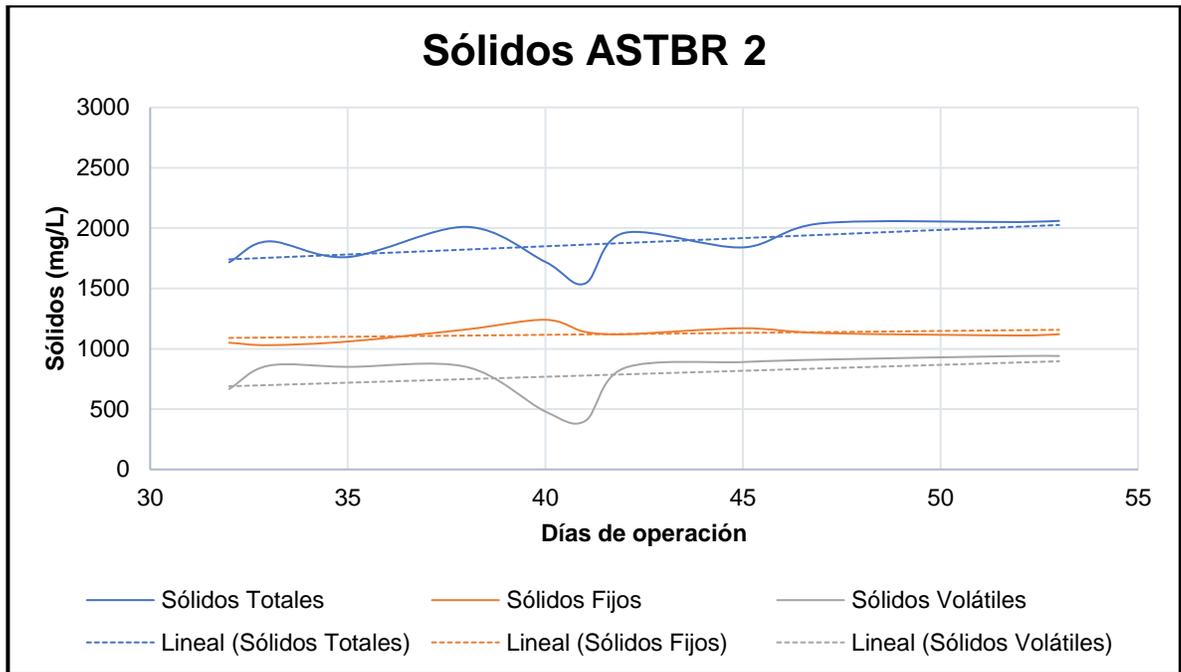
3.2.4 Medición de sólidos. Durante la operación de los ASTBR se cuantificó la cantidad de sólidos totales, fijos y volátiles en el efluente del reactor, adicionalmente se midió la biomasa adherida a las espumas que componen el lecho estructurado, por medio del cálculo de los sólidos totales volátiles inmovilizados. Los resultados de los sólidos del efluente del reactor 1 y 2 se exponen en las gráficas 8 y 9 respectivamente, y los resultados de la cuantificación de biomasa adherida en la tabla 14.

Gráfica 8. Sólidos totales, fijos y volátiles del ASTBR 1



Fuente: elaboración propia

Gráfica 9. Sólidos totales, fijos y volátiles del ASTBR 2



Fuente: elaboración propia

Al observar las gráficas 8 y 9 fue posible determinar que ambos reactores tuvieron una generación de sólidos muy similar, lo que corrobora el resultado obtenido de la semejanza estadística por medio del ANOVA que se realizó utilizando la DQO del efluente, del mismo modo se puede determinar que los parámetros de sólidos totales y fijos no tuvieron un incremento significativo, sin embargo, los sólidos fijos si tienen una leve pendiente positiva, lo que indica un aumento lento pero observable de la biomasa dentro del reactor, puesto que los sólidos volátiles se atribuyen a la cantidad de materia orgánica que haya en la muestra líquida del efluente.

Comparando el comportamiento del reactor ASTBR frente un reactor metanogénico escalonado (RME) operado por Sergio Pérez⁹⁰, el cual posee la ventaja de comportarse de forma similar a un reactor de mezcla completa, sin la utilización de utilizar turbinas de mezcladas; lo cual hace que se logre la gran ventaja del reactor ASTBR frente a otro tipo de biorreactores en la generación y fijación de biomasa, puesto que utilizando una concentración de entrada de 735,97 mg O₂/L, a diferencia de Pérez que utilizó 2000 mg O₂/L, se obtuvo una mediana en la relación de sólidos volátiles y totales (SV/ST) de 0,40 para el reactor 1 y de 0,45 para el reactor 2, mientras que en el RME se obtuvo una mediana de 0,26 lo que se atribuye a un aumento del 35,00% en comparación, por lo tanto se validaron las ventajas del reactor ASTBR para la fijación de biomasa dentro de las espumas de polietileno.

⁹⁰ PÉREZ y VELANDIA. Op. Cit., p. 68.

3.2.4.1 Sólidos volátiles del lecho estructurado. La biomasa adherida a las espumas de polietileno del lecho estructurado se cuantificó por medio de la medición de sólidos totales volátiles (STV), los cuales se muestran en la tabla 14.

Tabla 14. Biomasa adherida al lecho estructurado

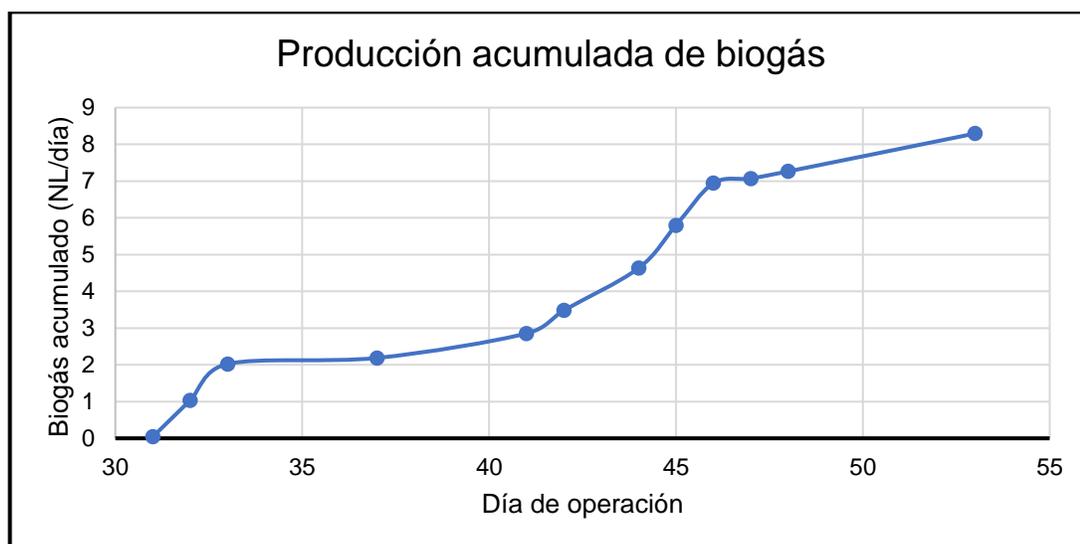
Parámetro	ASTBR 1	ASTBR 2
mg Biomasa/L reactor	1647,36	1957,80
mg totales Biomasa en el soporte	4118,40	4939,50

Fuente: elaboración propia

La tabla 14 muestra que los resultados obtenidos de la fijación de biomasa por ambos ASTBR al finalizar la etapa de inoculación, donde se demuestra el buen crecimiento microbiano que el reactor es capaz de soportar, donde el R1 obtuvo 1647,36 mg Biomasa por cada litro de reactor y el R2, 1957,80 mg Biomasa por cada L de reactor. El crecimiento microbiano se debe a la fracción f_s de la materia orgánica que es utilizada para la síntesis celular en los procesos bioquímicos, la diferencia de un 15,80% entre los sólidos de ambos reactores, es uno de los factores que explica porque el R2 en ... el inciso 3.2.3... obtuvo una remoción de DQO un 7,05% mayor al R1.

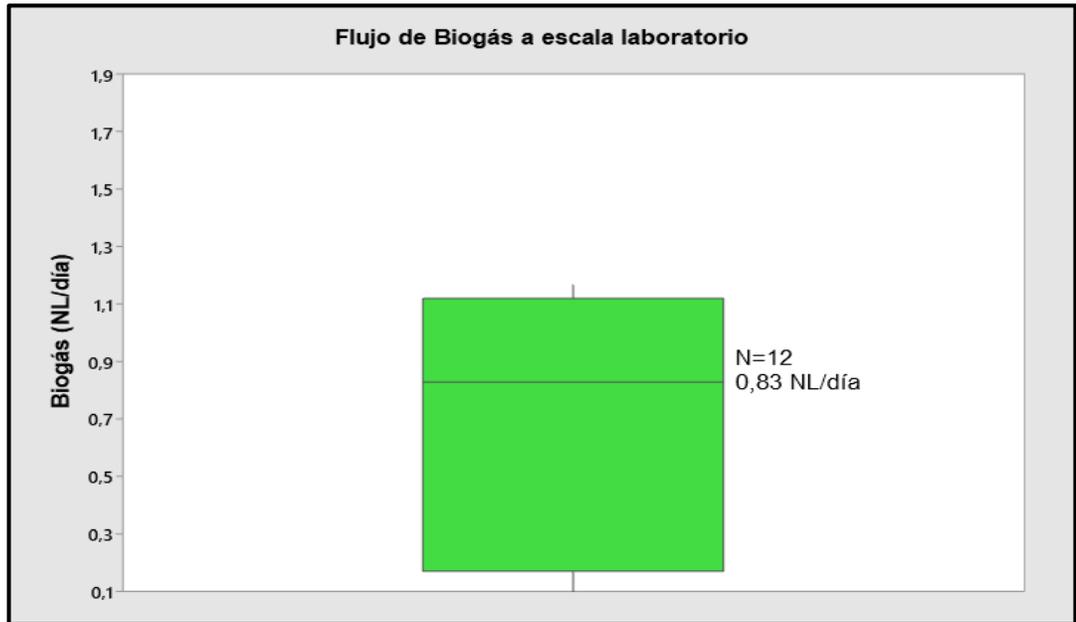
3.2.5 Medición de biogás. Finalmente, la variable más importante de la operación de los ASTBR es el flujo de biogás producido según los días de operación, el flujo obtenido a nivel laboratorio es normalizado a unidades de NL/día, la gráfica 10 presenta la acumulación de biogás después de terminar la etapa de inoculación y arranque de los reactores, y la gráfica 11 presenta la mediana de flujo de biogás diario obtenido durante el proceso operativo.

Gráfica 10. Biogás acumulado según el día de operación



Fuente: elaboración propia

Gráfica 11. Mediana del flujo de biogás en 12 días de operación



Fuente: elaboración propia

De la gráfica 10 es posible observar que durante 12 días de registraron datos de la producción de biogás, donde se acumularon 8,29 NL de biogás, además que se observan caídas en la producción en los días 37, 47 y 48, lo que se debió a un problema de presión del sistema, por lo que el biogás tenía cierta dificultad de ser medido por el sensor, sin embargo, fue un problema esporádico en la operación, no afectó de manera considerable la medición de biogás en el tiempo de operación; es importante recalcar que la baja degradación de DQO debido a un tiempo corto de operación, es la principal causa que la producción de biogás no fuese mayor.

La gráfica 11 muestra que durante estos 12 días de medición de biogás se obtuvo una mediana de 0,83 NL/día, siendo este el flujo operativo que se obtuvo con mayor frecuencia durante la operación, el registro de estos flujos se hacía reiniciando los sensores diariamente, y dejando que este mismo registrara el volumen acumulado de biogás durante 24h, con esto era posible conocer el flujo diario. Este resultado es altamente comparable con lo obtenido por Fabián Otálora⁹¹, donde se utilizó una configuración de dos fases reactivas, un reactor ASTBR para la fase acidogénica y un reactor RME para la fase metanogénica, con el fin de mejorar la selectividad bacteriana y las condiciones óptimas de operación, el autor utilizó una concentración de entrada muy similar en el RME, siendo de 775,12 mg O₂/L, con una OLR de 2,32 kg/m³·d, a diferencia de nuestro estudio donde la OLR era de 1,43 kg/m³·d, Otálora además obtuvo una mediana de biogás de 0,63 NL/día, donde claramente se evidencia que el reactor ASTBR provee una mejora del 24,57% frente al reactor

⁹¹ OTÁLORA TAPIERO. Op. Cit., p. 56-57.

RME, lo cual es debido a su buena fijación y producción de biomasa, y a su clara estabilidad como se ha evidenciado en los distintos parámetros medidos.

3.2.5.1 Rendimiento de metano. Dentro del biogás se encuentra un porcentaje de metano que es muy valioso para consideraciones posteriores energéticas, por lo cual los resultados de composición y flujo de metano se reportan en la tabla 15.

Tabla 15. Comparación de datos teóricos y experimentales en la producción de metano

Parámetro	Producción teórica CH ₄	Producción teórica CH ₄ con el factor de corrección %R	Producción experimental CH ₄ con análisis estequiométrico
Rendimiento/ PBM (NLCH ₄ /gDQO)	0,35	0,13	0,11
Utilización f _s y f _e	No	No	Sí
Utilización pH y Temperatura	No	No	Sí
Flujo de metano (NL/día)	1,33	0,49	0,44

Fuente: elaboración propia

Antes de cuantificar el biogás de manera experimental se realizó el cálculo del PBM donde se especifica como el rendimiento esperado del proceso, el cual fue de 0,35 NLCH₄/gDQO, este rendimiento sería el máximo de la DA⁹², en caso tal que toda la materia orgánica fuese degradada. Ya de manera experimental se obtuvo el factor de corrección de biodegradabilidad, lo cual se enunció como el porcentaje de remoción de DQO, que fue de 37,01%, con lo que fue posible obtener un rendimiento de 0,13 NLCH₄/gDQO que es más acorde el proceso real de operación como también lo reporta Huang⁹³.

Sin embargo, este rendimiento aún no es el real del proceso puesto que la cantidad de metano sigue siendo estimada, es por ello que se utilizó la herramienta de “biogas package” en R, donde nos permitió calcular el volumen de metano a condiciones normales conociendo la cantidad de gramos de DQO a la entrada del reactor, el programa permite adicionar todas las variables experimentales de proceso para que el cálculo sea totalmente riguroso, además de solicitar la fracción de f_s lo que indica la fracción de síntesis celular de la operación, la cual fue de 0,12 para este proceso, este cálculo se puede ver detalladamente en el **ANEXO E**, por otro lado, se exige el uso de una fórmula molecular que describa el sustrato a

⁹² ANGELIDAKI, Irini, et al. Op. Cit., p. 340-341.

⁹³ HUANG, Zhi; ONG, Say L. y NG, How Y. Submerged anaerobic membrane bioreactor for low-strength wastewater treatment: Effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling. En: Water Research. vol. 45, no. 2, p. 708-709.

estudiar, donde se utilizó la fórmula empírica del agua residual doméstica descrita en el libro de Rittman⁹⁴, la cual es C₁₀H₁₉O₃N, con esto queda totalmente especificado el cálculo del metano generado como se observa en la figura 24.

Figura 24. Resultados de producción de metano en el programa RStudio

```
> library(biogas)
> predBg("C10H19O3N", COD=3.815258112, fs=0.118, pH=8.25, temp=35, fd=0.37, value="all")
      form      mass mol.mass      moles      COD      fs      fe      fd      hydro      fCH4      vCH4
1 C10H19O3N 1.919638  201.259 0.009538145 3.815258 0.118 0.882 0.37 0.2746678 0.6466276 435.0082
      mCH4      mCO2      m.bio      N.req
1 0.3120849 0.4678903 0.1177606 -0.03484977
```

Fuente: elaboración propia, con base en: el paquete “biogas package”

Con este análisis riguroso finalmente se obtuvo un rendimiento real de 0,11 NLCH₄/gDQO y una concentración de metano del 52,43% en el flujo de biogás generado a nivel laboratorio, donde difiere muy poco de los porcentajes teóricos del biogás de 55-65% en concentración de metano, siendo un dato bastante prometedor para finalizar la evaluación operativa de los reactores ASTBR para ser utilizados en procesos de generación de biogás a partir de aguas residuales domésticas.

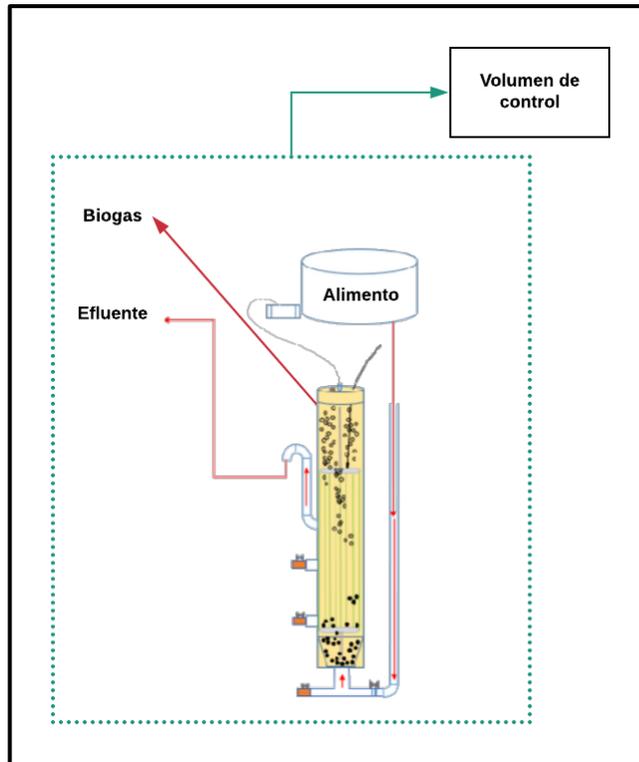
Es correcto afirmar que existió una producción de metano, puesto que el balance estequiométrico fue debidamente especificado, lo que se sustenta con el porcentaje de remoción de materia orgánica en términos de DQO, dado que este porcentaje demuestra la transformación de materia orgánica, que se dio siguiendo las dos rutas metabólicas, explicadas en la teoría de estequiometría bacteriana. De esta forma, se tradujo a una aproximación rigurosa y positiva, a la producción de metano en el reactor ASTBR a escala laboratorio.

3.2.6 Balance de materia. El balance de materia del proceso se realizó tomando un volumen de control como se observa en la figura 25, donde se definieron las entradas y salidas de la unidad de proceso, que es el reactor ASTBR. Adicionalmente, por medio del análisis de grados de libertad obtenidos a partir de las variables desconocidas, donde la $DQO_{biomasa}$ es la variable desconocida, la cual fue calculada luego de obtener la DQO del metano producido en el reactor a partir del paquete de programación de R, siendo de 239,77 mg O₂/L, de esta forma la DQO de la biomasa es de 32,51 mg O₂/L, lo que concuerda con el f_s de 0,12. El cálculo del balance de materia se muestra a continuación.

$$DQO_{Bm} = DQO_{in} - DQO_{out} - DQO_{CH_4} = 32,51 \text{ mg O}_2/\text{L}$$

⁹⁴ Rittmann y McCarty. Op. Cit., p. 137.

Figura 25. Volumen de control para el reactor ASTBR a escala laboratorio.



Fuente: elaboración propia, con base en: OTÁLORA TAPIERO, Fabián Camilo. 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. 2018. p. 38.

4. CONDICIONES TÉCNICAS DEL ASTBR PARA LA VEREDA CALDERÓN

En este capítulo se definirán las especificaciones técnicas del reactor ASTBR, al igual que el dimensionamiento de los equipos auxiliares que comprendan la evaluación operativa a escala laboratorio de los capítulos 2 y 3, dado que la finalidad del proyecto fue generar una propuesta para la producción de biogás utilizando el agua residual doméstica, y los residuos orgánicos generados por el casino de la institución educativa El Prado, que se encuentra dentro de la Vereda Calderón, Puerto Boyacá.

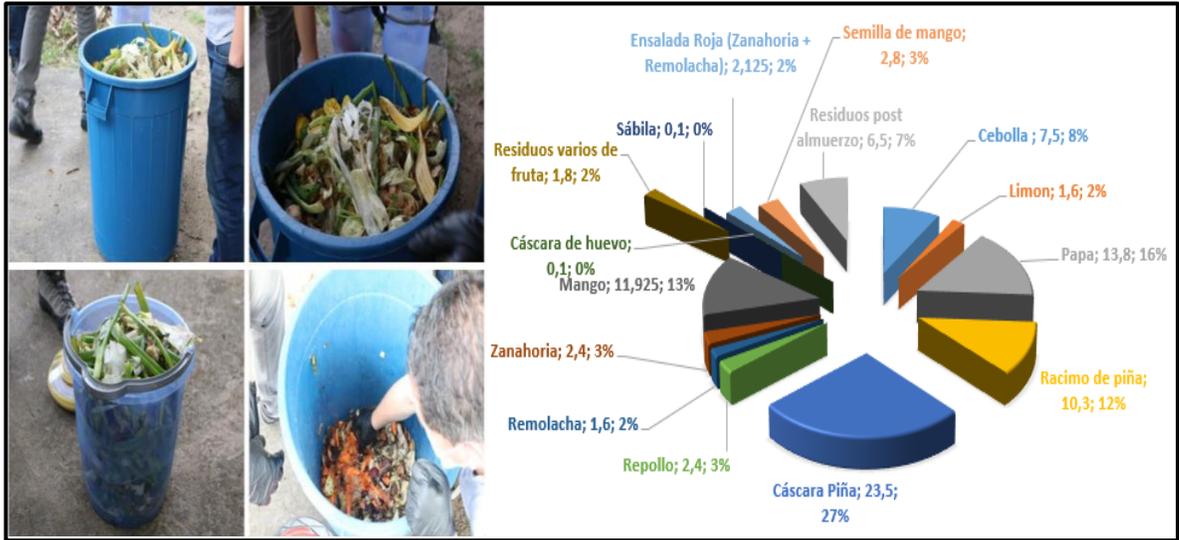
4.1 METODOLOGÍA PARA DETERMINAR LAS CONDICIONES TÉCNICAS

En este inciso se abordará el método para realizar el dimensionamiento con la finalidad de adaptar el proceso de escala laboratorio, a escala banco en la I.E. El Prado.

4.1.1 Diagramas de proceso de la propuesta. Con base a la propuesta planteada, en ingeniería química existen diversos diagramas de proceso industriales entre los cuales los más representativos son los siguientes: BFD (diagrama de flujo en bloques), PFD (diagrama de flujo de procesos), P&ID (diagrama de instrumentación y tuberías), isométricos (diagramas en 3D del proceso) y layouts (diagrama de distribución en planta); para este proyecto al tratarse de una ingeniería básica se optó por escoger el diagrama de flujo en bloques BFD y el diagrama de flujo de procesos PFD para tener un entendimiento global del funcionamiento del proceso.

4.1.2 Concentración del afluente al ASTBR. Para poder obtener la concentración igual a la operación del capítulo 3, fue necesario aumentar la concentración de la DQO del agua residual doméstica de la I.E. El Prado, dado que haciendo el análisis químico se determinó que su concentración es de 287 mg O₂/L como se observa en el **ANEXO H**, para esto se aprovecha el uso de residuos sólidos orgánicos generados por el casino del colegio para alcanzar una concentración de 735,97 mg O₂/L como fue utilizada en la evaluación a escala laboratorio. Por lo tanto, fue necesario realizar una amplia búsqueda bibliográfica para relacionar la composición de los residuos de fruta y vegetales (FVW), teniendo en cuenta la cantidad de carbohidratos, lípidos, proteínas, AGV's y lignina, para ello se utilizó la base referencial de SCOPUS, relacionando términos de búsqueda asociados a los FVW, puesto que la mayor cantidad de residuos generados por el colegio son de este grupo de residuos como se observa en la figura 26.

Figura 26. Residuos sólidos orgánicos generados por la I.E. El Prado



Fuente: OTÁLORA, Fabián y LUNA, Héctor. Producción de biogás y fertilizantes orgánicos en zonas rurales utilizando la implementación de un biodigestor acoplado a un fotobiorreactor, valorizando las aguas residuales Convenio No 751187 TGI – UAN Segundo informe técnico Bogotá, diciembre 06 de 2019. no. 751187. p. 15-24.

Para poder calcular los gramos de DQO aportados por los residuos sólidos orgánicos, que son requeridos para alcanzar una concentración de 735,97 mg O₂/L en el volumen de mezclado, fue necesario hacer uso de la ecuación 14, dado que al ser un proceso continuo es necesario calcular esta cantidad para posteriormente predecir el flujo de metano generado diariamente por balance estequiométrico, como se realizó en ...el inciso 3.2.4.1... así comprobando la semejanza de producción relacionando los volúmenes de los reactores.

Ecuación 14. Cantidad de gramos de DQO aportados por los FVW

$$gDQO = [DQO] * V_M$$

Donde:

gDQO= Es la cantidad de gramos de DQO aportados por los FVW

[DQO]= Concentración de materia orgánica en términos de DQO [gO₂/L]

V_{ME}= Volumen de mezclado con agua residual domestica [L]

4.1.2.1 Cálculo de gramos de DQO utilizando RStudio. Haciendo uso del paquete de programación “biogas package” fue posible predecir la cantidad de gramos de DQO necesarios para alcanzar la concentración de 735,97mg O₂/L utilizada en el capítulo 3, el paquete tiene la capacidad igualmente de calcular la DQO haciendo uso de una predicción por la composición del sustrato en unidades de %p/p, por lo cual, al suministrar la cantidad de carbohidratos, proteínas, lípidos, AGV's y lignina del sustrato en cuestión⁹⁵.

4.1.3 Dimensionamiento del ASTBR. El dimensionamiento del ASTBR se plantea partiendo 100% de los resultados obtenidos en los capítulos 2 y 3, ya que estos resultados fueron satisfactorios como fue explicado anteriormente. El dimensionamiento del ASTBR tuvo en cuenta el principio de semejanza, el cual establece que la configuración espacial y temporal de un sistema físico, se tamaño del sistema ni de las unidades de medida en las cuales se miden esas magnitudes⁹⁶.

4.1.3.1 Dimensionamiento geométrico. Este dimensionamiento se aplicó específicamente para el cuerpo del reactor y el lecho estructurado. Por lo cual se utiliza el factor de escala L, que relaciona las distintas dimensiones lineales de un sistema con las del otro, como lo muestra la ecuación 15.

Ecuación 15. Factor de escala L

$$L = \frac{x'}{x} = \frac{y'}{y} = \frac{z'}{z}$$

Para este proyecto debido al estudio que se hizo al espacio rural de la I.E. El Prado por parte de la UAN y TGI para la instalación del ASTBR, se definió un volumen total de 70 L, siendo así, el factor de escala L se calculó de acuerdo con la ecuación 16.

Ecuación 16. Factor de escala L según las relaciones de volúmenes

$$L = \sqrt[3]{\frac{V_{RE}}{V_{RL}}}$$

Para el dimensionamiento geométrico se tomó como base el ASTBR1, dado que haciendo uso de la herramienta ANOVA ...en el inciso 3.2.3.1... se determinó de manera estadística que la operación de los dos reactores fue semejante, por lo tanto, el dimensionamiento sería el mismo en términos de la operación real de los reactores. De esta forma haciendo uso de la ecuación 17 se calcula la longitud y área del reactor a escala para la I.E. El Prado.

⁹⁵ HAFNER, et al. Op. Cit., p. 207-208.

⁹⁶ CASTELLANOS GONZÁLEZ. Op. Cit., p. 22-24.

Ecuación 17. Relación Factor de escala y longitud

$$L_{RE} = L_{RL} * L ; A_{RE} = A_{RL} * L^2$$

Para la ecuación 14 y 15, Donde:

V_{RE} y V_{RL} = Volumen del reactor I.E. Prado y del reactor laboratorio

L_{RE} y L_{RL} = Longitud del reactor I.E. Prado y del reactor laboratorio

A_{RE} y A_{RL} = Área del reactor I.E. Prado y del reactor laboratorio

L= Factor de escala

4.1.3.2 Dimensionamiento cinemático. Puesto que es necesario dimensionar los resultados cinemáticos del capítulo 3, es correcto utilizar las relaciones de semejanza cinemática, la cual es utilizada exclusivamente para el caudal de entrada al reactor (afluente) y el flujo de biogás a la salida del ASTBR. Teniendo en cuenta lo anterior se utiliza la ecuación 18⁹⁷.

Ecuación 18. Relación escala de tiempo t

$$t = \frac{TRH_{ASTBR_{RE}}}{TRH_{ASTBR_{RL}}} = \frac{Tasa\ de\ biogas\ ASTBR_{RE}}{Tasa\ de\ biogas\ ASTBR_{RL}}$$

Donde:

t=Relación de escala tiempo

$TRH_{ASTBR_{RE}}$ =Tiempo de retención hidráulico del reactor a escala

$TRH_{ASTBR_{RL}}$ =Tiempo de retención hidráulico del reactor a escala laboratorio

Tasa de biogás $ASTBR_{RE}$ = Flujo diario de biogás producido/ volumen del RE

Tasa de biogás $ASTBR_{RL}$ = Flujo diario de biogás producido/ volumen del RL

La relación de escala tiempo t para el proyecto es igual a 1 debido a que los movimientos del fluido en la escala laboratorio y en la escala banco serán los mismos; con base en esto, es posible calcular la tasa de biogás para el reactor a escala que se expresa como la cantidad de biogás producido diariamente según el volumen del reactor.

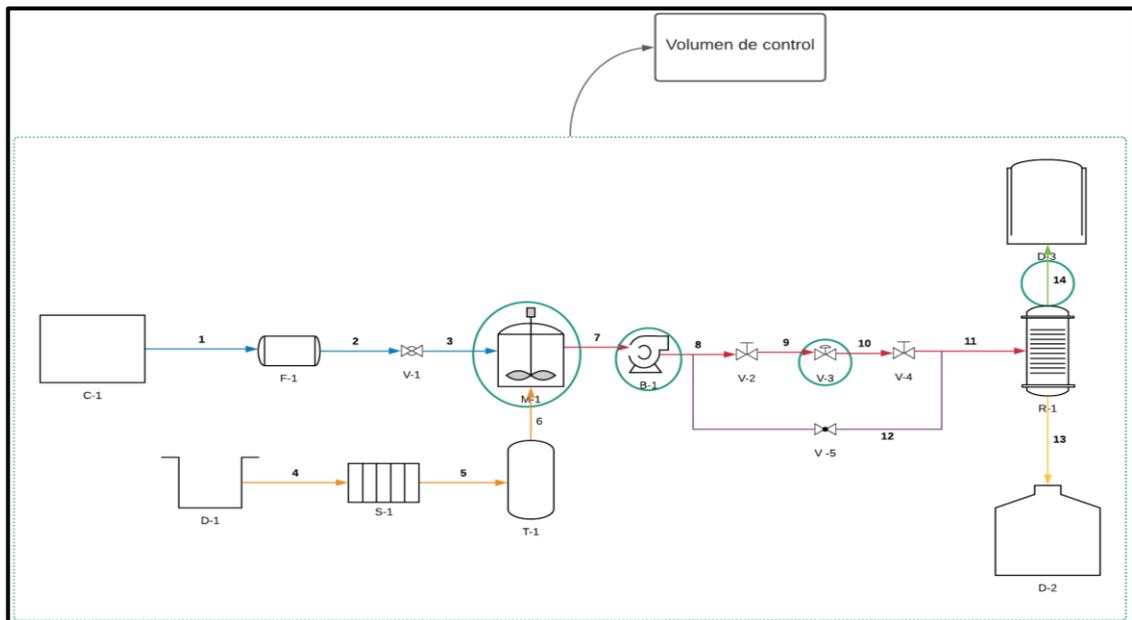
4.1.4 Caracterización del biogás producido. Para este inciso se hizo uso de 3 simuladores de procesos químicos (R, Aspen Hysys y Aspen Plus), se utilizaron para: calcular la composición del biogás con datos obtenidos en el laboratorio, para hallar el poder calorífico y analizar el biogás con un diagrama presión vs temperatura (PT), y para examinar el comportamiento del hidrocarburo con el diagrama temperatura vs composición (Txy), respectivamente según cada programa. Para ello se siguió la metodología de decisión descrita en el artículo titulado “Don’t

⁹⁷ Ibíd., p. 26-28.

gamble with physical properties for simulations”⁹⁸, donde se hizo uso de la ecuación de estado de Peng-Robinson, puesto que la mezcla de gas (CH₄ - CO₂) se considera como no polar, con una configuración de hidrocarburos real, por el uso del metano.

4.1.5 Balance de energía. Primero se partió por definir un volumen de control para introducir el balance de energía, el cual se ilustra en la figura 27, los equipos de este diagrama se explican mejor ...en la sección 4.2.2 ..., en el diagrama siguiente se encierran los equipos que requieren un gasto energético y la corriente 14, que es la corriente de biogás, la cual va a ceder energía al proceso.

Figura 27. Volumen de control del proceso.



Fuente: elaboración propia, con base en: programa Lucidchart

Teniendo en cuenta que la energía no puede crearse, ni destruirse, para todos los casos se cumple la ecuación 19⁹⁹.

Ecuación 19. Balance de energía global del proceso.

$$\begin{aligned}
 & \textit{Entrada de energía al sistema desde los alrededores} \\
 & = \textit{salida de energía del sistema hacia los alrededores} \\
 & + \textit{acumulacion de energía dentro del sistema}
 \end{aligned}$$

⁹⁸ CARLSON, Eric C. Don't Gamble with Physical Properties for Simulations. p. 36.

⁹⁹ REKLAITIS y SCHNEIDER. Op. Cit., p. 372-373.

De esta forma es posible plantear la ecuación 20, la cual surge tomando en cuenta un balance de energía genérico y global de un proceso¹⁰⁰, partiendo de este punto se hace un tratamiento fenomenológico para poder alcanzar la expresión de la ecuación 23.

Ecuación 20. Balance de energía genérico

$$\left(U_1 + gz_1 + \frac{1}{2} v_1^2 \right) \frac{dm_1}{dt} - \left(U_2 + gz_2 + \frac{1}{2} v_2^2 \right) \frac{dm_2}{dt} + \frac{dQ}{dt} - \frac{dW}{dt} = \frac{d}{dt} \left[\left(U + gz + \frac{1}{2} v^2 \right) m \right]$$

Donde:

$U_1 =$ Energía interna específica del estado inicial [J]

$g =$ Gravedad [m/s²]

$z_1 =$ Altura inicial [m]

$v_1 =$ Velocidad inicial [m/s]

$\frac{dm_1}{dt} =$ Flujo masico inicial [kg/s]

$U_2 =$ Energía interna específica del estado final [J]

$z_2 =$ Altura final [m]

$v_2 =$ Velocidad final [m/s]

$\frac{dm_2}{dt} =$ Flujo masico final [kg/s]

$\frac{dQ}{dt} =$ Calor que ingresa al sistema [J/s]

$\frac{dW}{dt} =$ Trabajo sobre los alrededores [J/s]

$\frac{d}{dt} \left[\left(U + gz + \frac{1}{2} v^2 \right) m \right] =$ Razon de acumulacion de energia [J/s]

Asumiendo un balance de energía global para un sistema cerrado donde no hay flujos de entrada, ni de salida, tenemos las siguientes determinaciones:

$$\frac{dm_1}{dt} = 0 ; \frac{dm_2}{dt} = 0$$

Con base en esta determinación de un balance por sistema cerrado, se tiene en cuenta la esto la nueva ecuación 21 del balance de energía.

¹⁰⁰ Ibid., p. 372-373.

Ecuación 21. Balance de energía de un sistema cerrado

$$\frac{dQ}{dt} - \frac{dW}{dt} = \frac{d}{dt} \left[\left(U + gz + \frac{1}{2}v^2 \right) m \right]$$

Integrando de un tiempo inicial a un tiempo final, que corresponde a los estados iniciales y finales del sistema, surge la ecuación 22.

Ecuación 22. Balance de energía global integrado

$$Q - W = \left[\left(U + gz + \frac{1}{2}v^2 \right) m \right]_2 - \left[\left(U + gz + \frac{1}{2}v^2 \right) m \right]_1$$

Puesto que un sistema cerrado tiene la característica que debe tener masa constante durante la entrada y salida, $m_1=m_2$, de esta forma tenemos que:

$$Q - W = \left[\Delta U + g\Delta z + \frac{1}{2}(v^2_2 - v^2_1) \right] m$$

Considerando la energía cinética y la energía potencial de forma insignificante:

$$Q - W = \Delta U(m)$$

Donde:

$Q =$ Flujo energetico del biogas para la generacion de energia electrica = E_e

$W =$ Potencia requerida de equipos auxiliares = $W_b + W_v + W_m$

$\Delta U(m) =$ Flujo energetico disponible del proceso = E_d

Partiendo de todo el tratamiento fenomenológico es posible llegar a la expresión de la ecuación 23, la cual está diseñada específicamente para el dimensionamiento del proceso de producción de biogás para la I.E. El Prado, realizar este tratamiento nos permitió establecer un procedimiento claro para conocer de manera energética el proceso.

Ecuación 23. Balance de energía global del proceso.

$$E_e - W_b - W_v - W_m = E_d$$

Donde:

$E_e =$ Potencial de energía eléctrica [W]

$W_b =$ Potencia requerida para la bomba de diafragma [W]

$W_v =$ Potencia requerida para la válvula de control [W]

$W_m =$ Potencia requerida para el motor del mezclador [W]

$E_d =$ Potencia disponible [W]

Uno de los análisis fundamentales en el dimensionamiento de un proceso bioquímico, es el balance de energía global, en donde se tendrá en cuenta el principio de no generación, ni destrucción de energía, para llevar a cabo el balance se utilizó la ecuación 23; para obtener el potencial energético del biogás producido para el reactor de la I.E. El Prado se utiliza el poder calorífico inferior (LHV), con el cual es posible conocer la potencia generada del biogás, para ello se utilizó la ecuación 24. Partiendo de esta ecuación es posible hacer un estimado del potencial de generación de energía eléctrica utilizando el biogás producido sin ningún tipo de purificación, para ello se utilizó la ecuación 25¹⁰¹, donde la constante 0,85 es la eficiencia normal para un motor de combustión, y 0,33 es el factor de conversión considerando un sistema convencional de potencia y calor combinado (CHP).

Ecuación 24. Flujo energético del biogás producido

$$Ep = LHV * Q_{BgRE}$$

Ecuación 25. Potencial de generación eléctrica

$$Ee = Ep * 0,85 * 0,33$$

4.2 ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LAS CONDICIONES TÉCNICAS

En este apartado se presentan los resultados generales obtenidos a partir del dimensionamiento general del reactor ASTBR para la I.E El Prado, donde la tabla 16 muestra las dimensiones del reactor, al igual que la producción de biogás calculada utilizando el concepto de dimensionamiento cinemático, cada uno de los resultados específicos y diagramas de procesos se presentan y analizan en los siguientes incisos.

¹⁰¹ HERRERA, Oscar Fernando, et al. Use of anaerobic co-digestion as an alternative to add value to sugarcane biorefinery wastes. En: Bioresource Technology. Sep. vol. 287. p. 4. ISSN 0960-8524

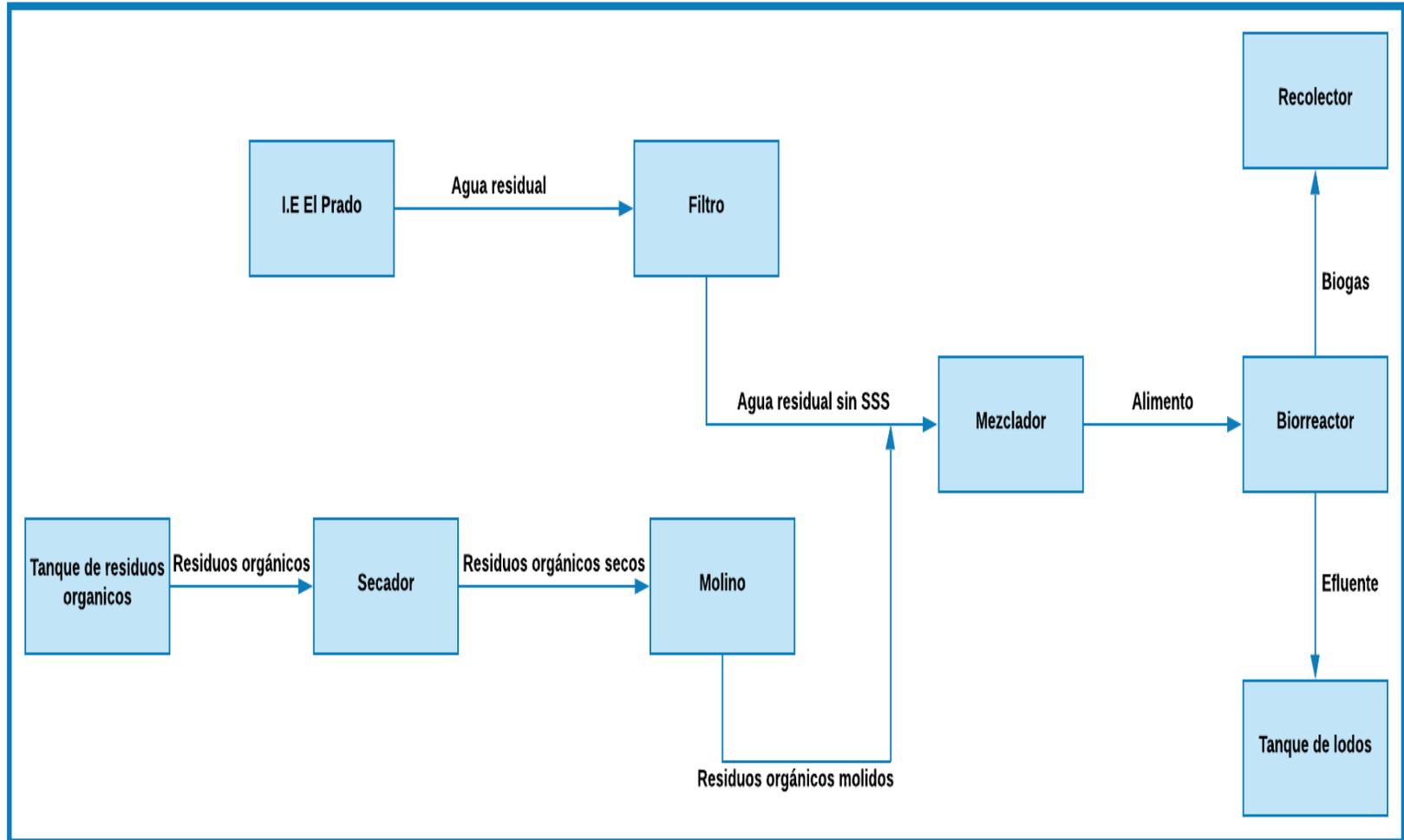
Tabla 16. Condiciones técnicas del reactor ASTBR

Condiciones técnicas	ASTBR I.E. El Prado
Dimensiones	
Diámetro nominal (in)	8
Altura (cm)	205,10
Área externa (cm ²)	376,94
Volumen total (L)	70,00
Volumen efectivo (L)	55,57
Lecho estructurado	
Espumas (No.)	9
Altura (cm)	165,03
Diámetro (cm)	18,97
Cinemática	
TRH (h)	12
Tasa de biogás [L de biogás/ (día*L efectivo ASTBR)]	0,48
Caudal de entrada (mL/min)	77,18
Flujo de biogás (L/día)	26,44
Flujo energético biogás (W)	5,47

Fuente: elaboración propia

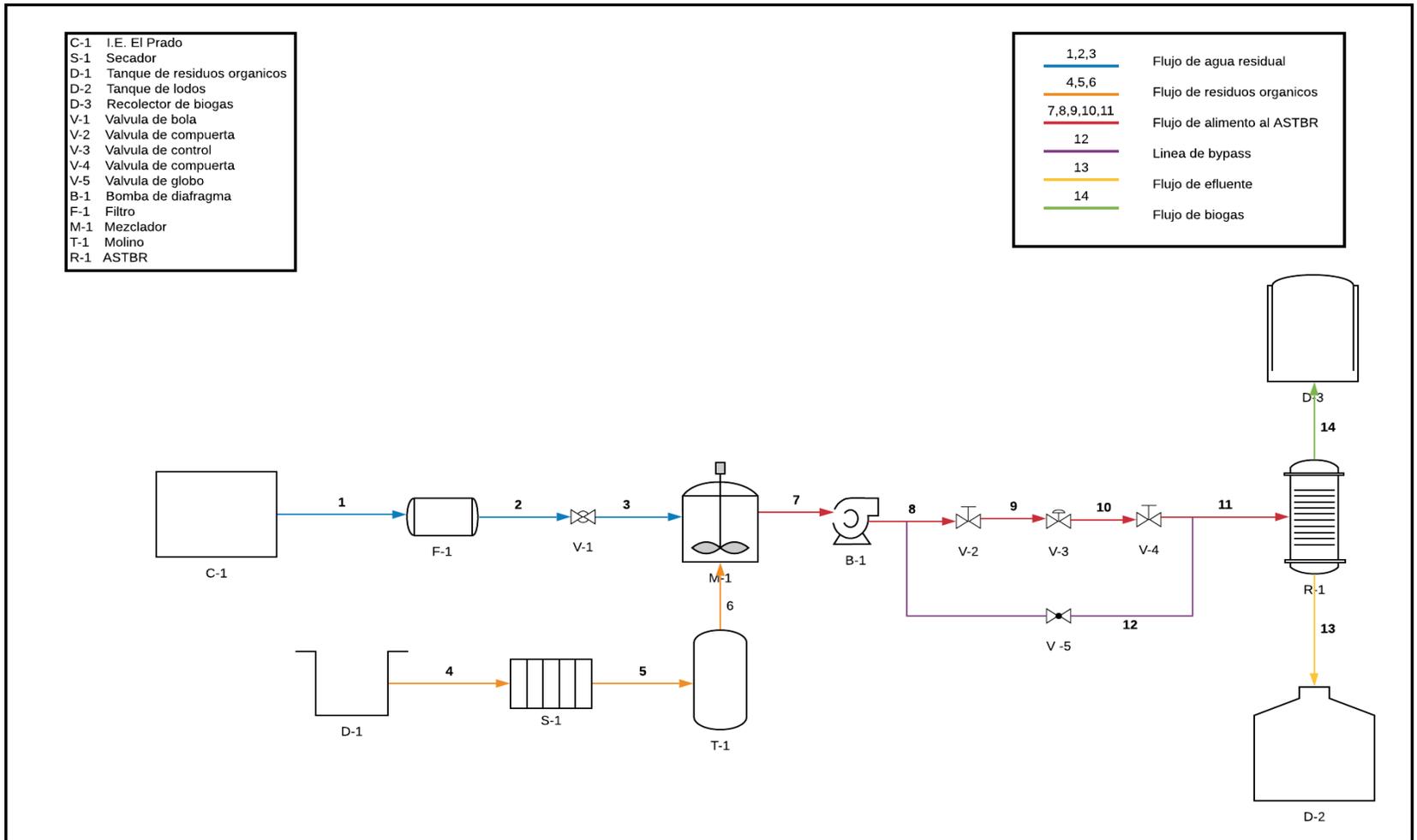
4.2.1 Diagramas de proceso de la propuesta. En las figuras 28 y 29 se muestran los diagramas BFD y PDF respectivamente, ilustrando el proceso para la I.E. El Prado.

Figura 28. Diagrama BFD del proceso a escala



Fuente: elaboración propia, con base en: programa Lucidchart

Figura 29. Diagrama PFD del proceso a escala



Fuente: elaboración propia, con base en: programa Lucidchart

4.2.2 Equipos auxiliares. De acuerdo con el BFD y al PFD se hace necesario el uso de las siguientes unidades de proceso, en el **ANEXO F** se muestran las dimensiones de cada una de las unidades se listan en la tabla 17.

Tabla 17. Utilización específica de los equipos auxiliares.

Equipo auxiliar	Uso operativo
Tanque de residuos orgánicos	Se utiliza para almacenar los residuos sólidos orgánicos provenientes del casino de la I.E. El prado.
Rejillas (Filtro)	El ASTBR no puede recibir agua residual con sólidos suspendidos sedimentables (SSS), ya que puede ocasionar un taponamiento dentro del reactor y afectar la DA, es por eso por lo que es apropiado el uso de un filtro tipo malla.
Lecho de secado (Secador)	Los residuos orgánicos en su mayoría están compuestos por cáscaras de vegetales y frutas con un alto contenido de humedad, por lo tanto, aprovechando las altas temperaturas de la Vereda Calderón se puede hacer un secado al aire libre.
Molino	Su principal uso es reducir el tamaño de partícula y hacer un mezclado más eficiente en el mezclador con el agua residual para disolver la materia orgánica.
Mezclador	Su objetivo es que por medio de una agitación continua se pueda obtener una mezcla homogénea para generar el afluente del reactor, de tal forma que se establezcan las mismas condiciones de evaluación como en el reactor a escala laboratorio.
Recolector de biogás	Debe ser un recipiente que tenga las condiciones para almacenar un gas.
Tanque de lodos	Debe ser un tanque resistente dadas las características que tiene un lodo orgánico.
Válvula de bola	Es la válvula que regula el flujo de ingreso al mezclador, con una apertura de 0% a 100%.
Válvulas de compuerta	Son las válvulas de seguro del bypass, en dado caso que la de control falle, estas 2 se cierran.
Válvula de control	Es la que regula el caudal de manera estable y precisa hacia el ASTBR.
Válvula de globo	Esta válvula siempre permanece cerrada a excepción que la de control falle, dado que suceda esta situación el flujo pasa solamente por esta válvula, es llamada también una válvula de bypass.
Bomba de diafragma	Se escogió una bomba de diafragma para poder tratar corrientes con residuos orgánicos, esto asegura que la bomba no vaya a presentar atascamientos como lo hubiera presentado una bomba centrífuga o peristáltica.

Fuente: elaboración propia

Se hace necesario la instalación de 12 metros de tubería de PVC para conexiones entre los distintos equipos acorde al diámetro de las diferente válvulas y 1 metro de tubería de polietileno y aluminio exclusivamente para el flujo de biogás al recolector.

4.2.3 Concentración del afluente al ASTBR. En este inciso se indican los artículos exigidos para la justificación de cantidad de residuos orgánicos de frutas y vegetales que se deben verter al mezclador previamente secados y molidos, con la finalidad de alcanzar una concentración de 735,97 mg O₂/L, de estos artículos fue posible extraer la composición media de los FVW. Una vez realizado el análisis bibliográfico, fue posible establecer 6 documentos que ilustraran distintas caracterizaciones de FVW, los títulos de estos artículos se enuncian en la tabla 18.

Tabla 18. Referencias para la composición de los FVW

Numero de referencia	Título del artículo
1	Influence of chemical composition on biochemical methane potential of fruit and vegetable waste
2	Performance of Anaerobic Digestion of Fruit and Vegetable Waste (FVW)
3	Recovering biomethane and nutrients from anaerobic digestion of water hyacinth (<i>Eichhornia crassipes</i>) and its co-digestion with fruit and vegetable waste
4	Effect of increasing proportions of lignocellulosic cosubstrate on the single-phase and two-phase digestion of readily biodegradable substrate
5	Effects of carbohydrate, protein and lipid content of organic waste on hydrogen production and fermentation products
6	Effect of temperature on VFA's and biogas production in anaerobic solubilization of food waste

Fuente: elaboración propia

Teniendo en cuenta los 6 artículos presentados en la tabla, se extraen las composiciones ilustradas en cada una de las investigación, al condensar esta información fue posible realizar la tabla 19.

Tabla 19. Composición de mezclas de residuos de frutas y vegetales consultadas

Referencia*	Carbohidratos (%)	Proteínas (%)	Lípidos (%)	Lignina (%)	AGV's (%)
1	73,10	15,90	4,50	6,40	0,10
2	70,00	4,80	-	-	-
3	59,50	-	-	5,30	-
4	75,90	-	-	1,00	-
5	68,00	4,90	6,10	-	-
6	-	-	-	-	0,10

*Valores reportados en base seca

Fuente: elaboración propia

Utilizando la tabla 19 fue posible generar una media de los datos extraídos de cada uno de los artículos analizados, con ello poder generar una estimación de la composición específica de los residuos generados por la I.E. El Prado, de esta forma poder estimar la cantidad de residuos necesarios en gramos para alcanzar la concentración buscada (735,97mg O₂/L). En la tabla 20 se enuncia la composición final de los FVW para la mezcla estimada del ASTBR a escala, que se realizó normalizando las medias calculadas a partir de los 6 artículos.

Tabla 20. Composición estimada de FVW para la I.E. El Prado

Parámetro	Valor*
Carbohidratos (%)	75,80
Proteínas (%)	14,20
Lípidos (%)	6,10
Lignina (%)	3,80
AGV's (%)	0,10

*Valores reportados en base seca

Fuente: elaboración propia

4.2.3.1 Cálculo de gramos utilizando RStudio. Finalmente, para determinar la cantidad de FVW necesarios para alcanzar la concentración deseada, se hizo uso del paquete de programación “biogas package”, utilizando el módulo de sustratos complejos, bajo la función “*predBg*” la cual permite a partir de un análisis estequiométrico, calcular la cantidad de DQO de un sustrato, como se observa en la figura 30.

Figura 30. Resultados del cálculo de DQO para 1g de FVW

```
> library(biogas)
>
> predBg(mcomp = c(carbohydrate=0.758, protein=0.142, lipid=0.961, VFA=0.001, lignin=0.038), mass=1, value="all")
      form mass mol.mass      moles      COD      hydro      fCH4      vCH4      mCH4      mCO2
1 C24.9891H40.9972O16.2466N      1 615.3969 0.001624968 1.370958 0.2449328 0.527532 478.991 0.3436392 0.8443434
```

Fuente: elaboración propia, con base en: el paquete “biogas package”

Haciendo uso de esta herramienta, se determinó que 1g de FVW puede generar 1,37 gDQO, de tal forma, puesto que el mezclador tendrá un volumen de llenado de 50L, siguiendo las recomendaciones del fabricante¹⁰². Para conocer cuanta cantidad de FVW se requieren para hacer una mezcla de 50L, se necesitó conocer la concentración faltante de DQO que deben aportar estos residuos, que en este caso es de 0,45gDQO, el cálculo de gramos de DQO requeridos se muestra a continuación:

$$gDQO = [DQO] * V_M = \frac{0,45gDQO}{L} * 50L = 22,50 gDQO$$

Dado que el volumen de mezclado es de 50L, se calculó que se requieren 22,50gDQO para suplir la concentración de DQO que no aporta el agua residual doméstica en el efluente. Conociendo la relación de FVW/DQO que es 0,73 gFVW/gDQO, con esta relación se dedujo que se necesitan 16,42 g de FVW en base seca para este volumen de mezclado, esta cantidad es relativamente pequeña comparado con lo que genera el casino de la I.E. El Prado que son 88,45 kg FVW/día, lo que se transfiere a un balance positivo en términos de la demanda de residuos orgánicos para la mezcla que ingresa al reactor ASTBR a escala.

De esta forma la concentración aportada por el agua residual doméstica es de 287mg O₂/L, y los 16,42 g de FVW en un volumen de 50L aportan 448,97 mg O₂/L, dando un resultado congruente y semejante en términos de la concentración del afluente que ingresa al reactor, tal como se evaluó de forma experimental en el **capítulo 3**.

4.2.4 Dimensionamiento del ASTBR. En este inciso se muestran los resultados del dimensionamiento del ASTBR de la I.E. El Prado, mediante el uso de la semejanza geométrica y la semejanza cinemática.

¹⁰² IKA. Información Técnica - MINISTAR 80 digital. [Sitio WEB]. [2 julio, 2020]. Disponible en: <https://www.ika.com/es/Productos-Lab-Eq/Agitadores-de-Helice-csp-187/MINISTAR-80-digital-Informacion-Tecnica-cptd-25004887/>

4.2.4.1 Dimensionamiento geométrico. En la tabla 21, se muestran los resultados a partir de un escalado geométrico del reactor ASTBR a escala laboratorio, donde se utilizó el principio de semejanza geométrica para obtener las dimensiones del equipo. De igual forma se muestran específicamente las dimensiones del lecho estructurado para este reactor a escala en comparación con el reactor a escala laboratorio, utilizando de igual forma 9 espumas de polietileno de alta porosidad. El factor de escala L para obtener los resultados fue de $L=2,75$.

Tabla 21. Dimensionamiento del cuerpo del reactor y el lecho estructurado

Dimensiones	ASTBR laboratorio	ASTBR I.E. El Prado
Diámetro nominal (in)	3	8
Volumen total (L)	3,36	70,00
Volumen efectivo (L)	2,67	55,57
Área externa (cm ²)	53,52	376,94
Diámetro externo (cm)	8,26	21,91
Diámetro interno (cm)	7,90	20,85
Altura (cm)	68,50	205,10
Lecho estructurado		
Espumas (No.)	9	9
Altura (cm)	55,12	165,03
Diámetro (cm)	7,19	18,97

Fuente: elaboración propia

Con la tabla 21 es posible deducir que la relación L/D aumenta un 12,77% con respecto al ASTBR laboratorio; de 8,30 a 9,36, esta variación no implica un cambio significativo en el proceso de la DA, puesto que el diseño conceptual del ASTBR se mantiene en los márgenes utilizados para la construcción escala laboratorio (6,00 – 9,50), siendo esta nueva relación semejante a lo utilizado por Oliveira¹⁰³, donde utilizó un ASTBR de mayor L/D (9,5).

4.2.4.2 Dimensionamiento cinemático. En la tabla 22 se muestran los resultados obtenidos a partir del concepto de semejanza cinemática, donde se relacionan los parámetros asociados al tiempo y movimiento.

¹⁰³ OLIVEIRA, Cristiane. Digestão Anaeróbia Termofílica do Melaço De Cana-De-Açúcar Em Reatores De Leito Fixo Estruturado De Duas Fases E Fase Única Para a Produção De Biogás. Universidad de São Paulo, 2018. p. 62.

Tabla 22. Dimensionamiento cinemático del ASTBR a escala

Parámetros	ASTBR laboratorio	ASTBR I.E. El Prado
TRH (h)	12	12
Tasa de biogás [L de biogás/ (día*L efectivo ASTBR)]	0,48	0,48
OLR (kgDQO/m³·d)	1,43	1,43
Caudal de entrada (mL/min)	3,60	77,18
Flujo de biogás (L/día)	1,27	26,44

Fuente: elaboración propia

Con base en este dimensionamiento cinemático se calculó una producción acumulada de 793,20 L de biogás en 30 días de operación, siendo un resultado bastante favorable de un volumen con altas capacidades de uso como biocombustible para la generación de calor. De igual forma, comparando con los resultados obtenidos por Behling¹⁰⁴, donde este autor operando un reactor UASB con un volumen efectivo de 55,50 L, alcanzó una producción de biogás de 28 L/día utilizando una OLR de 1,21 kgDQO/m³, mientras que el ASTBR alcanzó una producción de biogás de 26,44 L/día, utilizando una OLR de 1,43 kgDQO/m³. La pequeña brecha entre ambas operaciones se debe al bajo porcentaje de remoción de DQO obtenido a escala laboratorio, como se había discutido anteriormente, este porcentaje tiende a aumentar cuando el tiempo de operación es mayor.

4.2.5 Operatividad del proceso a escala. El caudal de diseño final para el sistema tratamiento debe garantizar una cobertura de 119,16 mL/s, siendo esta la media de descarga de todas las corrientes líquidas de desechos en la I.E. El Prado. En la tabla 23 se observan todas las condiciones de operación que debe tener el proceso a escala.

¹⁰⁴ BEHLING, E., et al. Domestic Wastewater Treatment using a UASB Reactor. En: Bioresource Technology. vol. 61, no. 3, p. 242. ISSN 0960-8524

Tabla 23. Parámetros de operación del proceso a escala

Parámetros de operación	ASTBR I.E. El Prado
Flujo agua residual I.E. El Prado (mL/s)	119,16
Flujo de salida válvula de control (mL/min)	77,18
Volumen agitado (L)	50,00
Succión de la bomba (mL/min)	100,00
Descarga de la bomba (mL/min)	100,00
FVW secos y molidos (g/día)	62,96
Mezclador	
Tiempo de llenado (min)	6,99
Tiempo de descarga (h)	8,33

Fuente: elaboración propia

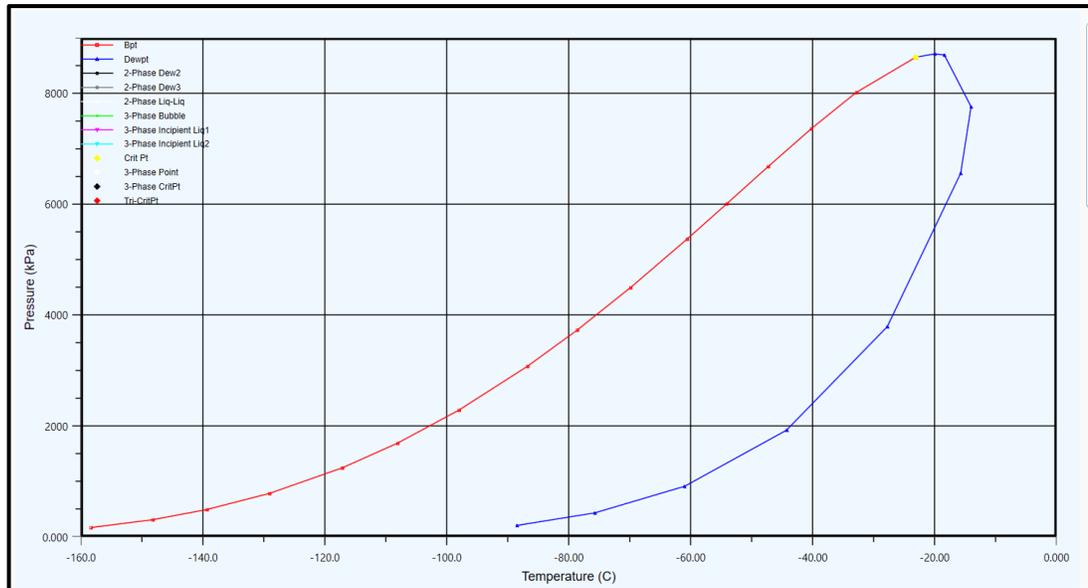
Teniendo en cuenta el tiempo de llenado y el tiempo de descarga del tanque mezclador fue necesario añadir aproximadamente 62,96 g/día de FVW secos y molidos, cantidad relativamente baja con los desechos orgánicos producidos por el casino. La institución educativa cuenta con 2 materias primas que van hacer la base para el proceso: el agua residual doméstica y los residuos orgánicos, estos 2 elementos se van a disponer de unos tratamientos físicos; filtración y secado respectivamente, el primero para remover los sólidos suspendidos sedimentables y el segundo para disminuir la humedad, posteriormente a esto se hará una molienda a los sólidos secos para reducir su tamaño de partícula y hacer un mezclado más eficiente con el agua residual filtrada en un equipo mezclador, esta nueva corriente será la alimentación del ASTBR del cual saldrán 2 corrientes, el biogás y el efluente.

Para el caso de la propuesta, se hace necesario la instalación de una válvula de bola para regular el flujo de agua residual filtrada al mezclador, no es necesario el uso de una bomba debido a que el terreno posee una inclinación, de esta forma el fluido tiene la pendiente para ingresar al mezclador gracias a la aceleración de la gravedad; en seguida se procedió a ubicar una bomba de diafragma para imprimir presión al fluido y asegurar su llegada a la línea de bypass compuesta por 2 válvulas de compuerta on/off que funcionan como un seguro del flujo, una válvula de control que proporciona el flujo exacto que necesita el reactor (77,18 mL/min) y una válvula de globo que permanecerá cerrada a menos que la válvula de control salga a mantenimiento o tenga una parada inesperada, esto para asegurar la continuidad del proceso.

Con base a los resultados de la tabla 23, el mezclador se llena en 6,99 minutos hasta alcanzar una ocupación de 50L debido a que ese es el máximo volumen que el agitador puede homogenizar; una vez se logra la ocupación deseada se procede a agregar los residuos orgánicos secos y molidos hasta lograr una homogenización total, posteriormente la bomba de diafragma succiona y descarga 100 mL/min de fluido hasta desocupar el mezclador en 8 horas y 20 minutos.

4.2.6 Caracterización del biogás producido. En este inciso se hace una recopilación de las características físicas y energéticas del biogás producido en el reactor ASTBR a escala; las figuras 31 y 32 muestran los comportamientos físicos del biogás utilizando los programas de simulación de procesos ASPEN Hysys – Plus.

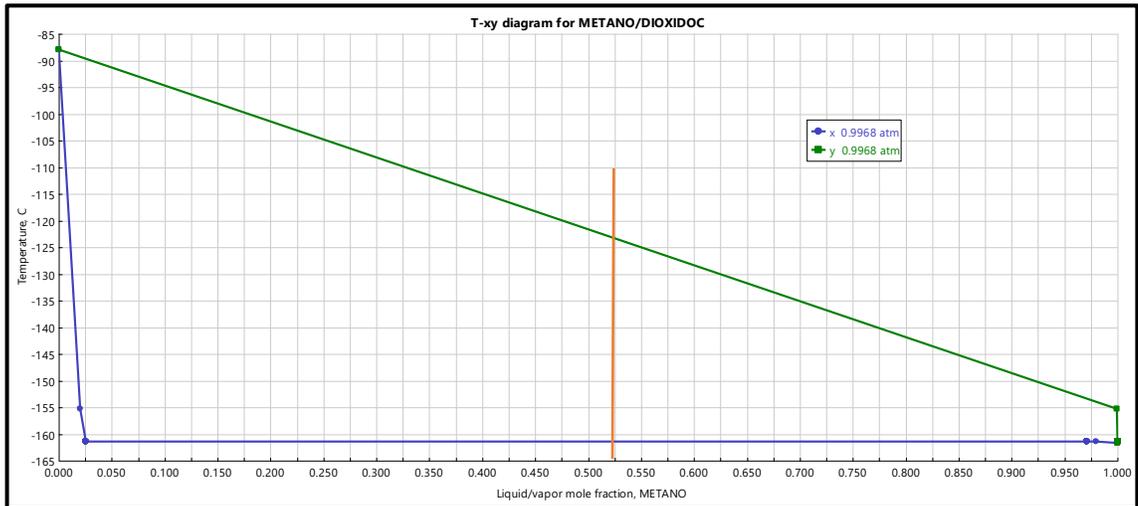
Figura 31. Diagrama de presión vs temperatura para el biogás de I.E. El Prado



Fuente: elaboración propia, con base en: programa ASPEN Hysys

Con base en este diagrama podemos observar que el punto crítico se encuentra en (-23,09 °C; 8650 kPa), donde este es el punto final donde coexiste el equilibrio entre la fase líquida y la fase vapor, a temperaturas más altas este gas no tiene la posibilidad de ser licuado, sin importar cuanta presión se le suministre.

Figura 32. Diagrama temperatura vs composición del biogás de I.E. El Prado



Fuente: elaboración propia, con base en: programa ASPEN Plus

Teniendo en cuenta el diagrama Txy (Temperatura vs Composición) a una presión de 0,99 atmósferas, la cual corresponde a la presión promedio de la Vereda Calderón, podemos observar que la curva verde corresponde a la curva de vapor saturado (Temperatura de rocío), encima de esta se tiene vapor sobrecalentado; la curva azul corresponde a la curva de líquido saturado (Temperatura de burbuja), por debajo de ella se tiene la condición de líquido subenfriado y entre las dos curvas hay una mezcla liquido-vapor, de igual forma es posible observar que la temperatura de ebullición del metano (CH_4) es -161°C y la del dióxido de carbono (CO_2) es -87°C aproximadamente.

Para la composición del biogás de este proyecto la única manera que se obtengan condensados es a una temperatura inferior a -124°C , temperatura que es bastante baja para las condiciones de la Vereda, donde la mínima temperatura es 22°C , con esto se asegura que el biogás siempre va a estar en fase gaseosa, que para los procesos posteriores ya sea de purificación o generación eléctrica es importante respecto al correcto funcionamiento de los equipos que manejen este biogás.

4.2.7 Balance de energía. El siguiente inciso muestra los resultados del balance de energía global del proceso a escala para la I.E. El Prado, donde se tuvieron en cuenta las potencias requeridas de los equipos que consumen energía eléctrica, por lo tanto, se hizo uso de un balance en término del potencial energético de generación de energía eléctrica, utilizando el biogás producido en el ASTBR. En la figura 33 se observan los resultados de la caracterización energética del biogás utilizando el programa ASPEN Hysys, la importancia radica en obtener el LHV, para posteriormente poder conocer el flujo energético que posee el biogás.

Figura 33. Poder calorífico inferior y superior (LHV) y (HHV) del biogás generado

LHV Vol. Basis[Gas] [MJ/m ³]	17.86
HHV Vol. Basis[Gas] [MJ/m ³]	19.84

Fuente: elaboración propia, con base en: programa ASPEN Hysys

Conforme a la metodología del presente capítulo, el balance de energía del proceso se calculó de la siguiente forma:

$$E_e - W_b - W_v - W_m = E_d ; (1,53 - 1,05 - 2,8 - 60)W = -62,32W$$

En la tabla 24 se muestran los resultados obtenidos de la energía disponible del biogás producido, bajo un ciclo de cogeneración de potencia y calor (CHP).

Tabla 24. Balance energético del proceso a escala

Características biogás	ASTBR I.E. El Prado
Flujo de gas (L/día)	26,44
% CH ₄	52,43
%CO ₂	47,57
LHV (MJ/m ³)	17,86
Energía disponible	
Ep (W)	5,47
Ee (W)	1,53
Potencia bomba (W)	1,05
Potencia mezclador (W)	60
Potencia válvula de control (W)	2,8
Flujo energético disponible (W)	-62,32

Fuente: elaboración propia

Teniendo en cuenta la tabla 23 podemos analizar que la energía disponible es negativa razón por la cual no es viable hacer un proceso de cogeneración, debido al poco volumen efectivo (55,57L) que tiene el ASTBR, pero esto no quiere decir que el proceso no sea rentable, debido a que la energía eléctrica de los equipos asociados la asume totalmente el estado, por tratarse de una institución pública, por lo que la energía neta sería la del biogás, también se puede observar que se aprovecha un 27,97% de la energía producida del biogás para la generación de energía eléctrica.

5. COSTOS DE LA PROPUESTA

El siguiente capítulo presenta la estimación de costos de producción de biogás, teniendo en cuenta la implementación y operación del reactor ASTBR, a la vez que los equipos auxiliares de proceso, con sus respectivas especificaciones técnicas planteadas anteriormente. Es importante recalcar que las conexiones de tuberías, el costo de obras civiles y el estudio de terreno, no se tomaron en cuenta para realizar el análisis de costos. De esta forma se realizó el análisis de costos de inversión (CAPEX) y de costos de operación (OPEX).

5.1 GASTOS DE CAPITAL (CAPEX)

El CAPEX es una abreviatura que por sus siglas en inglés “Capital Expenditure” o gastos de capital, es la financiación utilizada para adquirir equipos, maquinaria, edificios o para mejorar los activos productivos, también tiende a referirse a niveles significativos de gastos¹⁰⁵. En este caso se incluyeron únicamente los costos de inversión para los equipos para el proceso de producción de biogás a escala; es importante recalcar que la I.E. El Prado cuenta con el terreno disponible para la ubicación de los equipos y el ASTBR, por lo cual este costo no es tenido en cuenta.

5.1.1 Inversión para la producción de biogás. Los valores reportados en la tabla 25 se obtuvieron por medio de cotizaciones realizadas a los equipos en el año 2020.

¹⁰⁵ SCHASCHKE, Carl. Carbon Assimilation. En: Dictionary of Chemical Engineering. Oxford University Press, p. 51.

Tabla 25. Costo de los equipos para la I.E. El Prado

Equipo	Unidades	Valor Total (COP)
Reactor ASTBR	1	\$ 1.135.168
Mezclador	1	\$ 8.240.300
Molino manual	1	\$ 87.900
Bomba de diafragma	1	\$ 30.000
Rejilla para el drenaje	1	\$ 10.000
Válvula de bola	1	\$ 63.900
Válvula de control	1	\$ 59.000
Válvula de compuerta	2	\$ 43.000
Válvula de globo	1	\$ 17.200
Soldadura PVC	1	\$ 59.000
Limpiador PVC	1	\$ 33.000
Tanque de biogás (llanta inflable)	1	\$ 145.000
Tanque para el efluente	1	\$ 95.000
Tanque de residuos sólidos orgánicos	1	\$ 57.900
Tubería PVC 2" (1 metro)	3	\$ 22.450
Tubería PVC ½" (1 metro)	9	\$ 24.600
Tubería biogás (1 metro)	1	\$ 3.100
Total		\$ 10.126.518

Fuente: elaboración propia

Teniendo en cuenta los gastos de capital para la adquisición de los equipos auxiliares y el reactor ASTBR, los cuales se necesitan para la implementación del proyecto en la I.E. El Prado, la inversión estimada del proyecto es de \$10.126.518 COP.

5.2 GASTOS DE OPERACIÓN (OPEX)

El OPEX es una abreviatura que por sus siglas en inglés "Operational Expenditure" o gastos de operación, es el costo continuo para operar un proceso, negocio o sistema, donde incluye también el costo de materiales, energía, mantenimiento, personal, servicios de soporte, y utilidades¹⁰⁶. En este caso se incluyeron únicamente los costos energéticos de los equipos auxiliares por una operación continua de 1 año, y los salarios de los colaboradores.

5.2.1 Costos indirectos de producción. En la tabla 26 se reportan los costos indirectos para la producción de biogás durante 1 año de operación, donde se componen de la energía eléctrica que consumen los equipos, los valores del kWh para la Vereda, Calderón se muestran en el **ANEXO H**, y finalmente la tabla 27 se muestran los costos de mano de obra.

¹⁰⁶ *Ibíd.*, p. 265.

Tabla 26. Costos de energía eléctrica de los equipos auxiliares

Equipo	Requerimiento energético (kWh/año)	Valor/año (COP)
Bomba	9,07	\$ 2.066
Mezclador	518,40	\$ 118.063
Válvula de control	24,19	\$ 5.510
Total/año		\$ 125.639

Fuente: elaboración propia

Tabla 27. Costos de mano de obra para el proyecto

Salario y prestaciones sociales	Operario 1	Operario 2	Técnico de construcción
Salario	\$ 877.803	\$ 438.902	\$ 877.803
Auxilio de transporte	\$ 102.854	\$ 51.427	\$ 102.854
Cesantías	\$ 81.721	\$ 40.861	\$ 81.721
Intereses sobre cesantías	\$ 9.807	\$ 4.904	\$ 9.807
Primas	\$ 81.721	\$ 40.861	\$ 81.721
Vacaciones	\$ 36.575	\$ 18.288	\$ 36.575
Aportes a la seguridad social			
Pensiones (AFP)	\$ 105.336	\$ 52.668	\$ 105.336
Salud (EPS)	\$ 74.613	\$ 37.307	\$ 74.613
Riesgos laborales (ARL)	\$ 4.582	\$ 2.291	\$ 4.582
Costo mensual (COP)	\$ 1.375.012	\$ 687.506	\$ 1.375.012
Total/año (COP)		\$ 27.500.240	

Fuente: elaboración propia

Finalmente, se obtiene que el total de la estimación de costos de operación durante el primer año es de \$ 27.625.879 COP, y el costo total de la inversión es de \$ 37.752.397 COP para el primer año, al año siguiente el costo por año es igual \$24.875.855 COP debido a que se reducen los costos por CAPEX y del técnico de construcción.

Cabe recalcar que para la operación continua del proceso se hace uso de 2 operarios, donde el operario 1 trabaja con una jornada completa de 8h, mientras que el operario 2 trabaja con una jornada de medio tiempo de 4h, puesto que la demanda del control de proceso no requiere de turnos completos. Por otro lado, el técnico de construcción esta presupuestada para celebrar un contrato de 2 meses, puesto que el tiempo estimado de construcción del reactor y conexión de equipos es de este tiempo.

El proyecto es viable, puesto que el costo de energía eléctrica es pagado por el estado, al tratarse de una entidad pública como la institución educativa El Prado, de esta forma la energía eléctrica generada en un año por el biogás es de 13,53 kWh/año, y en caso tal que el biogás se utilice como biocombustible sin el proceso de cogeneración, su energía en forma de calor es de 47 kWh/año. Además, de que el afluente generado por el reactor ASTBR, puede separarse en dos fases (líquido y lodo), permitiendo generar valor agregado a esta corriente si se utilizara para la producción de biofertilizantes, lo cual corresponde a otro posible ingreso económico.

Teniendo en cuenta los costos energéticos de los equipos auxiliares y la energía que aporta el biogás como biocombustible, el costo por kWh es equivalente a \$2673,17 COP/kWh, mientras que el costo por el uso de pipetas de gas propano es de \$621,40 COP/kWh¹⁰⁷. Cabe aclarar que estos costos son operativos, pero para el caso específico de la I.E. El Prado, los costos por kWh son prácticamente nulos para esta I.E. gracias al costeo de la energía eléctrica por parte del estado.

¹⁰⁷ PropanoGas by Selectra. ¿Qué es el gas natural? Ventajas y diferencia con el gas propano GLP. [En línea]. (10 agosto,). [Consultado: 12 agosto, 2020]. Disponible en: <https://propanogas.com/faq/propano-vs-gas-natural>

6. CONCLUSIONES

- La construcción de los reactores ASTBR a escala laboratorio con un volumen efectivo de 2,66L y 2,43L para el R1 y el R2 respectivamente, fue posible utilizando materiales de fácil acceso y bajo costo como lo es el PVC, mediante una síntesis preliminar de los parámetros de operación y diseño tomados de distintas referencias bibliográficas.
- El ensayo de trazadores permitió conocer el comportamiento hidrodinámico del reactor ASTBR, presentando un predominio de flujo pistón en un 89%, a diferencia de un flujo de mezcla completa en un 11%, lo cual quiere decir que el reactor en su mayoría se comporta como un reactor de flujo de pistón PFR.
- Los reactores ASTBR a escala laboratorio demostraron una buena generación y fijación de biomasa en las espumas de polietileno del lecho, mediante un análisis de sólidos totales volátiles realizado después del periodo de inoculación natural, dado que se generaron 1647,36 mg biomasa/L para el R1, y de 1957,80 mg biomasa/L para el R2, de esta forma mostrando una de las ventajas en términos fijación de biomasa, lo que atribuye un mejor contacto entre la fase sólida y líquida dentro del reactor.
- Durante 26 días de operación, posteriores al tiempo de inoculación natural utilizando condiciones mesofílicas de temperatura (35°C), y un pH medianamente alcalino, se monitoreó la remoción de materia orgánica en términos de DQO, siendo de 37% para el R1, y de 39% para el R2, con este porcentaje de remoción se alcanzó una mediana de producción de biogás de 0,83 NL/día, con una concentración de metano (CH₄) de 52,43% y por estequiometría un 47,57% de dióxido de carbono (CO₂). La producción de biogás pudo haber sido más alta, si se hubiese operado durante más días, dado que la remoción tiende a aumentar en el tiempo y es directamente proporcional a la producción de biogás.
- Realizando el dimensionamiento del reactor ASTBR para una escala banco, y el proceso de producción de biogás para la I.E. El Prado, se obtuvo un volumen efectivo de 55,57L para el reactor, con una tasa de biogás de 0,48 L/L/día, lo que da como resultado un flujo de biogás de 26,44 L/día, esto indica que el ASTBR es una configuración novedosa que puede llegar a alcanzar rendimientos favorables de producción de biogás similares a un reactor UASB con volumen de escala similar, según revisiones bibliográficas.
- La composición del biogás a la salida del ASTBR para la I.E. El Prado es de 52,43% y 47,57% para el CH₄ y CO₂ respectivamente, lo cual indica que hay un buen porcentaje de metano en el reactor, sin recurrir posteriormente a un proceso de purificación. Con el flujo de biogás producido y conociendo su respectiva

composición, se obtiene un potencial energético de 5,47W, en caso de ser usado para la generación de energía eléctrica utilizando un motor de cogeneración de potencia y calor (CHP) tiene un potencial eléctrico de 1,53W.

- Se determinaron los costos de inversión en \$10.126.518 COP y los gastos operativos en \$ 27.500.240 COP, para un costo total del proyecto en la I.E. El Prado de \$37.752.397 COP en el primer año; al año siguiente el costo por año se disminuye en un 34,11% debido a que se reducen los costos por CAPEX y del técnico de construcción. Dado que el costo de energía eléctrica es financiado por el estado, al tratarse de una entidad pública como la I.E. El Prado, el proyecto se considera viable con un costo de \$2673,17 COP/kWh.

7. RECOMENDACIONES

- Se recomienda operar el reactor ASTBR durante más tiempo, con el fin de mejorar el porcentaje de remoción de materia orgánica, lo que resultara en una mayor producción diaria de biogás y metano.
- Se recomienda aumentar el volumen total del ASTBR de la I.E. El Prado ya que con el volumen de 70L mostro buenos rendimientos, sin embargo, la energía final producida seria mucho mayor aumentando el volumen del reactor, por ende, la escala del proceso igualmente.
- Los residuos sólidos orgánicos de la I.E. El Prado tienen el potencial para aumentar la concentración de DQO del sustrato después del proceso de mezclado, lo que equivaldría a una mayor producción de metano; dado que el reactor ASTBR tiene la ventaja de manejar altas concentración de DQO, con una buena estabilidad operativa, se podría evaluar esta condición.
- Se sugiere realizar una cromatografía de gases o un ensayo experimental mensual del biogás producido, para validar la cantidad de metano producida por el método estequiométrico.
- Se recomienda realizar un análisis bromatológico a los residuos orgánicos, con el fin de conocer con exactitud su composición, lo que comprendería una correcta validación de la predicción de biogás.
- Hacer un chequeo diario del control del proceso, donde se registren todas las variables operativas involucradas, con el objetivo de tener monitoreadas todas las variables operativas del proceso.
- Se recomienda hacer un mantenimiento preventivo y correctivo de los equipos involucrados en los procesos, con una planeación de parada de equipos, con el fin de optimizar costos, debido a que el reemplazo de un equipo auxiliar o su reparación tendría costos muy elevados.
- Realizar una correcta adecuación e instalación de planta, con el fin de disminuir tiempos no productivos, de igual forma implementar metodologías de mejoramiento continuo para garantizar una buena operación de la planta.

BIBLIOGRAFÍA

ADARME, Oscar Fernando Herrera, et al. Use of anaerobic co-digestion as an alternative to add value to sugarcane biorefinery wastes. *Bioresource Technology*. 2019, vol. 287, pp. 121443

ADRIAN, Ronald, et al. *Laser Techniques Applied to Fluid Mechanics: Selected Papers from the 9th International Symposium Lisbon, Portugal, July 13–16, 1998*. 2000.

ANGELIDAKI, Irini, et al. *Biomethanation and its Potential. Biomethanation and its Potential. Methods in Enzymology*. United States: Elsevier Science & Technology, 2011. pp. 327-351 ISBN: 9780123851123

ANUKAM, Anthony, et al. A Review of the Chemistry of Anaerobic Digestion: Methods of Accelerating and Optimizing Process Efficiency. *Processes*. 2019, vol. 7, nro. 8. pp. 504

APHA; AWWA y WPCF. *APHA, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, American Public Health Association. American Public Health Association, Washington. 2005,

AQUINO, Sérgio F., et al. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. *Engenharia Sanitaria e Ambiental*. 2007, vol. 12, nro. 2. pp. 192-201

ARANGO OVIEDO, Jineth Andrea. 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 [en línea] Universidad Federal de Ouro Preto, 2018. 1 p.

BAQUERO, Lina y MURILLO, Cindy. EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS MEDIANTE DIGESTIÓN ANAEROBIA A PARTIR DE LODOS RESIDUALES DE LA PTAR VILLAS DEL NUEVO SIGLO, EN LA MESA - CUNDINAMARCA [en línea]2019. 35 p.

BEHLING, E., et al. Domestic wastewater treatment using a UASB reactor. *Bioresource Technology*. 1997, vol. 61, nro. 3. pp. 239-245

BENETTI, Antônio D. y AQUINO, Sérgio F. Aplicação de princípios de bioenergética no cálculo da estequiometria de reações biológicas em processos de tratamento de águas residuárias Application of bioenergetic principles to the stoichiometry of biological reactions in wastewater treatment processes. *Engenharia Sanitaria e Ambiental*. 2010, vol. 15, nro. 3. pp. 245-250

BOSONI, Giorgio Boccardo y RUIZ, Felipe. *RStudio para Estadística Descriptiva en Ciencias Sociales. Manual de apoyo docente para la asignatura Estadística*

Descriptiva. Carrera de Sociología, Universidad de Chile (segunda edición). [En línea]. [Consultado: 13, agosto 2020]. Disponible en: <https://bookdown.org/gboccardo/manual-ED-UCH/>

BURTON, F. L., et al. Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery. McGraw-Hill Education, 2013.

CAMILOTI, Priscila Rosseto, et al. Innovative anaerobic bioreactor with fixed-structured bed (ABFSB) for simultaneous sulfate reduction and organic matter removal. Journal of Chemical Technology and Biotechnology. 2014, vol. 89, nro. 7. pp. 1044-1050

CARLSON, Eric C. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. 1996,

CHAPRA, Steven C., et al. Métodos numéricos para ingenieros. 5a ed. ed. McGraw-Hill,

DAUD, M. K., et al. Review of upflow anaerobic sludge blanket reactor technology: Effect of different parameters and developments for domestic wastewater treatment. Journal of Chemistry. 2018, vol. 2018,

DÍAZ BÁEZ, María Consuelo; ESPITIA VARGAS, Sandra Eliana y MOLINA PÉREZ, Francisco. Digestión anaerobia. una aproximación a la tecnología. Universidad Nacional de Colombia,

FUESS, Lucas Tadeu, et al. Thermophilic two-phase anaerobic digestion using an innovative fixed-bed reactor for enhanced organic matter removal and bioenergy recovery from sugarcane vinasse. Applied Energy. 2017, vol. 189, pp. 480-491

GARCÍA, Juan y XIRAU, María. Manual de análisis de aguas. 2013.

GIÁCOMAN VALLEJOS, Germán, et al. Análisis de la hidrodinámica de un reactor de flujo pistón. Ingeniería. 2003, vol. 7, pp. 7-19

GONZÁLEZ CASTELLANOS, Roberto. Principios básicos de escalado. Cuba: Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior de la República de Cuba, 2000. 13-14 p.

GRESIA. Bomba peristáltica con cabezal tipo rodamiento y portamanguera para desgaste reducido. Inventor(es): J. VALDERRAMA RINCÓN, et al. Int. F04B17/03; F04B43/00; F04B43/08; F04B43/12. Fecha de solicitud: 21, agosto, 2018. Colombia, patente de investigación. CO 2018008436 A1

GRESIA. Medidor de flujo de gas por desplazamiento de líquido. Inventor(es): J. VALDERRAMA RINCON, et al. Int. G01F1/00; G01F1/28; G01F1/58; G01F1/696; G01F1/78; G01F1/86. Fecha de solicitud: 10, mayo, 2019. Colombia, patente de investigación. CO 2019003208 A1.

HAFNER, Sasha D., et al. Software for Biogas Research: Tools for Measurement and Prediction of Methane Production. Software for Biogas Research: Tools for Measurement and Prediction of Methane Production. 2018. pp. 205-210

HAUS, Jörg. Optical Sensors: Basics and Applications. Weinheim: John Wiley & Sons, Incorporated, 2010.

HENZE, Mogens, et al. 16.1.1 Definition and Environmental Benefits of Anaerobic Processes. 16.1.1 Definition and Environmental Benefits of Anaerobic Processes. Biological Wastewater Treatment - Principles, Modelling and Design. IWA Publishing,

HUANG, Zhi; ONG, Say L. y NG, How Y. Submerged anaerobic membrane bioreactor for low-strength wastewater treatment: Effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling. Water Research. 2011, vol. 45, nro. 2. pp. 705-713

IKA. Información Técnica - MINISTAR 80 digital. [En línea]. IKA. [Consultado: Jul 2, 2020]. Disponible en: <https://www.ika.com/es/Productos-Lab-Eq/Agitadores-de-Helice-csp-187/MINISTAR-80-digital-Informacion-Tecnica-cptd-25004887/>

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.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Determinación del contenido de sólidos. NTC – 897. Bogotá D.C. El instituto, 2015. p. 5-11.

KHANAL, Samir K., et al. 4.4.1 EcoTechnology JVV Oy System - Finland/Germany. 4.4.1 EcoTechnology JVV Oy System - Finland/Germany. Bioenergy and Biofuel from Biowastes and Biomass. American Society of Civil Engineers (ASCE), pp. 74-82

KIM, Mi-Sun; KIM, Dong-Hoon y YUN, Yeo-Myeong. Effect of operation temperature on anaerobic digestion of food waste: Performance and microbial analysis. En: Fuel. Dec 1., vol. 209, p. 598-599. ISSN 0016-2361

KUTZ, Myer. Handbook of Farm, Dairy and Food Machinery Engineering. Burlington: Academic Press, 2013.

LETTINGA, G., et al. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment. Biotechnology and bioengineering. 1980, vol. 22, pp. 699-734

LI, Yebo; PARK, Stephen Y. y ZHU, Jiyong. Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2011, vol. 15, nro. 1. pp. 821-826

LONDOÑO CARVAJAL, Adela; GIRALDO GÓMEZ, Gloria Inés y GUTIÉRREZ GALLEGU, Adamo Alexander. Métodos analíticos para la evaluación de la calidad fisicoquímica del agua. Universidad Nacional de Colombia, 2010. 48 p.

MACTRONICA. TERMISTOR SENSOR DE TEMPERATURA NTC10K. [En línea]. [Consultado: 15 abril, 2020]. Disponible en: <https://www.mactronica.com.co/termistor-sensor-de-temperatura-ntc-10k-89719167xJM>

MANIVASAKAM, N. 20. Chemical Oxygen Demand (COD). 20. Chemical Oxygen Demand (COD). Industrial Water Analysis Handbook. Chemical Publishing Company Inc, pp. 115

MANIVASAKAM, N. 20. Chemical Oxygen Demand (COD). 20. Chemical Oxygen Demand (COD). Industrial Water Analysis Handbook. Chemical Publishing Company Inc,

Manual De Componentes, Programación Y Operación, Medidor Volúmenes De Gas. Manual De Componentes, Programación Y Operación, Medidor Volúmenes De Gas. 2019.

MARROQUIN, Jorge. Desarrollo de biorreactores controlados aplicables al estudio de cultivos de microorganismos de interes comercial [en línea]2018. 1 p.

MCCARTY, Perry L.; SMITH, Daniel P. y ZEEMAN, Grietje. Biological wastewater treatment: principles, modeling and design - Chapter 16: Anaerobic wastewater treatment. 2008. 401-442 p. ISBN 9781843391883

MEEGODA, Jay N., et al. A Review of the Processes, Parameters, and Optimization of Anaerobic Digestion. International journal of environmental research and public health. 2018, vol. 15, nro. 10. pp. 2224

MONTES, Maria. Estudio técnico-económico de la digestión anaerobia conjunta de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y lodos de depuradora para la obtención de biogás. 2008, pp. 287

NIELFA, A.; CANO, R. y FDZ-POLANCO, M. Theoretical methane production generated by the co-digestion of organic fraction municipal solid waste and biological sludge. Biotechnology reports (Amsterdam, Netherlands). 2015, vol. 5, nro. C. pp. 14-21

OCTAVE, Levenspiel. Tracer Technology: Modeling the Flow of Fluids. 2012. 11-21 p. ISBN 9788578110796

OLAYA, Yeison y GONZÁLEZ, Luis. Fundamentos Para El Diseño De Biodigestores. Fundamentos Para El Diseño De Biodigestores. Universidad Nacional de Colombia Sede Palmira: 2009.

Oliveira, Cristiane Arruda D. E. Digestão anaeróbia termofílica do melaço de cana-de-açúcar em reatores de leito fixo estruturado de duas fases e fase única para a produção de biogás. 2018,

OLIVEIRA, Cristiane. Digestão anaeróbia termofílica do melaço de cana-de-açúcar em reatores de leito fixo estruturado de duas fases e fase única para a produção de biogás [en línea]. Universidad de São Paulo, 2018.

OPS/CEPIS. Tratamiento de agua para consumo humano Plantas de filtración rápida Manual III: Evaluación de plantas de tecnología apropiada. Perú: 2005. 35-91 p.

OTÁLORA TAPIERO, Fabián Camilo. 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 [en línea]2018. 1 p.

OTÁLORA, Fabián y LUNA, Hector. Producción de biogás y fertilizantes orgánicos en zonas rurales utilizando la implementación de un biodigestor acoplado a un fotobiorreactor, valorizando las aguas residuales Convenio No 751187 TGI – UAN Segundo informe técnico Bogotá, diciembre 06 de 2. 2019, nro. 751187.

PEREZ, N. Iniciativa para el acceso a gas en las áreas de influencia de TGI S.A E.S.P caracterización y diagnostico preliminar puntos de prueba. 2018. pp. 1-7.

PÉREZ, Sergio y VELANDIA, Daniela. Evaluación de la producción de biogás en un reactor metanogénico escalonado (RME) usando cenizas de cascarilla de arroz como material adsorbente para diferentes cargas orgánicas (OLR) [en línea]Fundación Universidad de América, 2020. 1 p.

PICANÇO, A. P., et al. Influence of porosity and composition of supports on the methanogenic biofilm characteristics developed in a fixed bed anaerobic reactor. Water Science and Technology. 2001, vol. 44, nro. 4. pp. 197-204

PropanoGas by Selectra. ¿Qué es el gas natural? Ventajas y diferencia con el gas propano GLP. [En línea]. (10 agosto,). [Consultado: 12 agosto, 2020]. Disponible en: <https://propanogas.com/faq/propano-vs-gas-natural>

R Project. What is R? [En línea]. [Consultado: 13, agosto 2020]. Disponible en: <https://www.r-project.org/about.html>

REKLAITIS, G. V. y SCHNEIDER, Daniel R. Introduction to material and energy balances. John Wiley, 1983.

RITTMANN, Bruce y MCCARTY, P. Environmental Biotechnology: Principles and Applications. 2003, vol. xiv,

SARKER, Shiplu, et al. A review of the role of critical parameters in the design and operation of biogas production plants. Applied Sciences (Switzerland). 2019, vol. 9, nro. 9.

SHARMA, V. K.; TESTA, C. y CASTELLUCCIO, G. Anaerobic treatment of semi-solid organic waste. Energy Conversion and Management. 1999, vol. 40, nro. 4. pp. 369-384

SURYAWANSHI, P. C.; CHAUDHARI, A. B. y KOTHARI, R. M. Mesophilic anaerobic digestion: First option for waste treatment in tropical regions. Critical Reviews in Biotechnology. 2010, vol. 30, nro. 4. pp. 259-282

SUTTON, Ian. 1.9.1 Block Diagrams. 1.9.1 Block Diagrams. Plant Design and Operations (2nd Edition). Elsevier,

UTAMI, Isni, et al. Biogas Production and Removal COD – BOD and TSS from Wastewater Industrial Alcohol (Vinasse) by Modified UASB Bioreactor. MATEC web of conferences. 2016, vol. 58, pp. 1005

VARNERO MORENO, María Teresa. Manual de Biogás. Chile: FAO, 2011. 1-120 p.

WOLFE, Ralph S. Techniques for Cultivating Methanogens. Techniques for Cultivating Methanogens. Methods in Enzymology. United States: Elsevier Science & Technology, 2011. pp. 1-22

Yadvika, et al. Enhancement of Biogas Production from Solid Substrates using Different Techniques—a Review. Enhancement of Biogas Production from Solid Substrates using Different Techniques—a Review. England: Elsevier Ltd, 2004. pp. 1-10

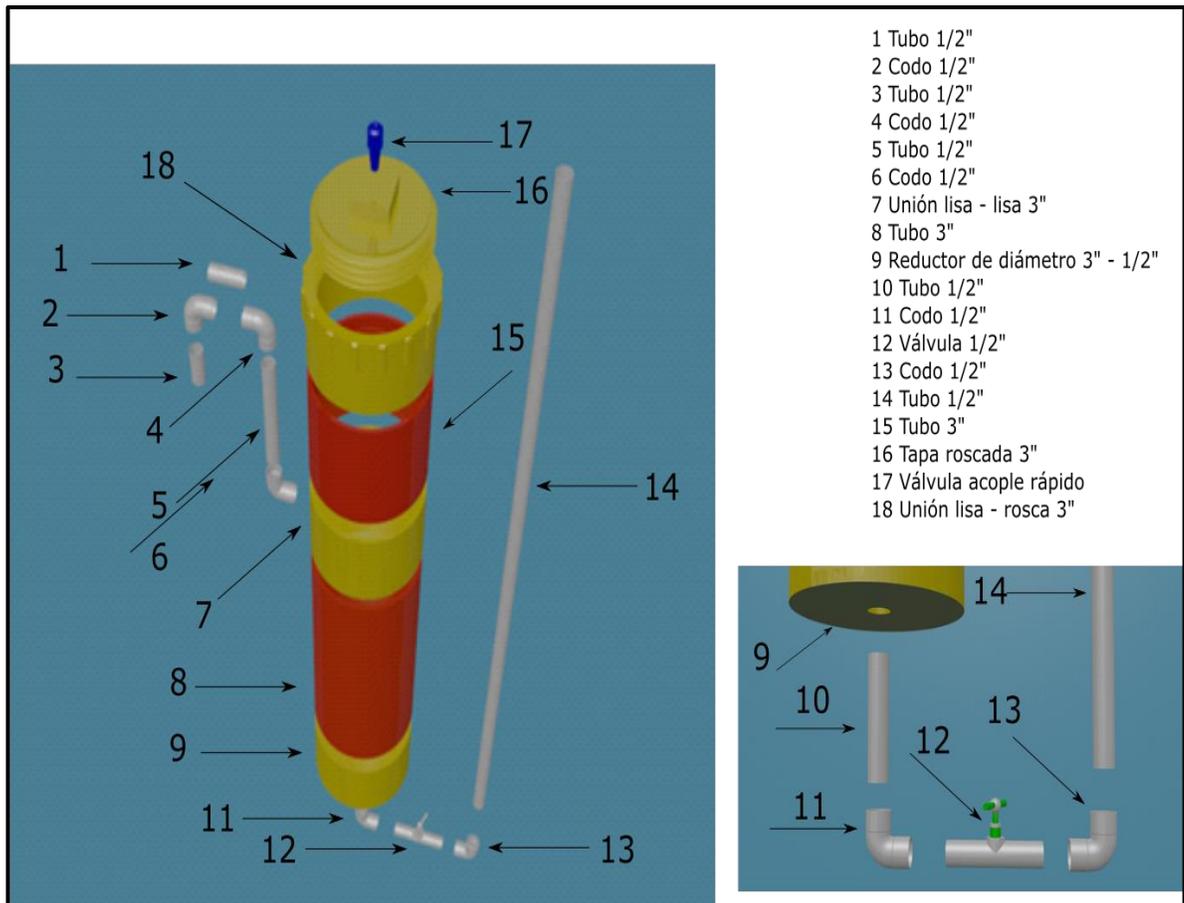
ANEXOS

ANEXO A

PLANOS DE DISEÑO DEL REACTOR ASTBR Y MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

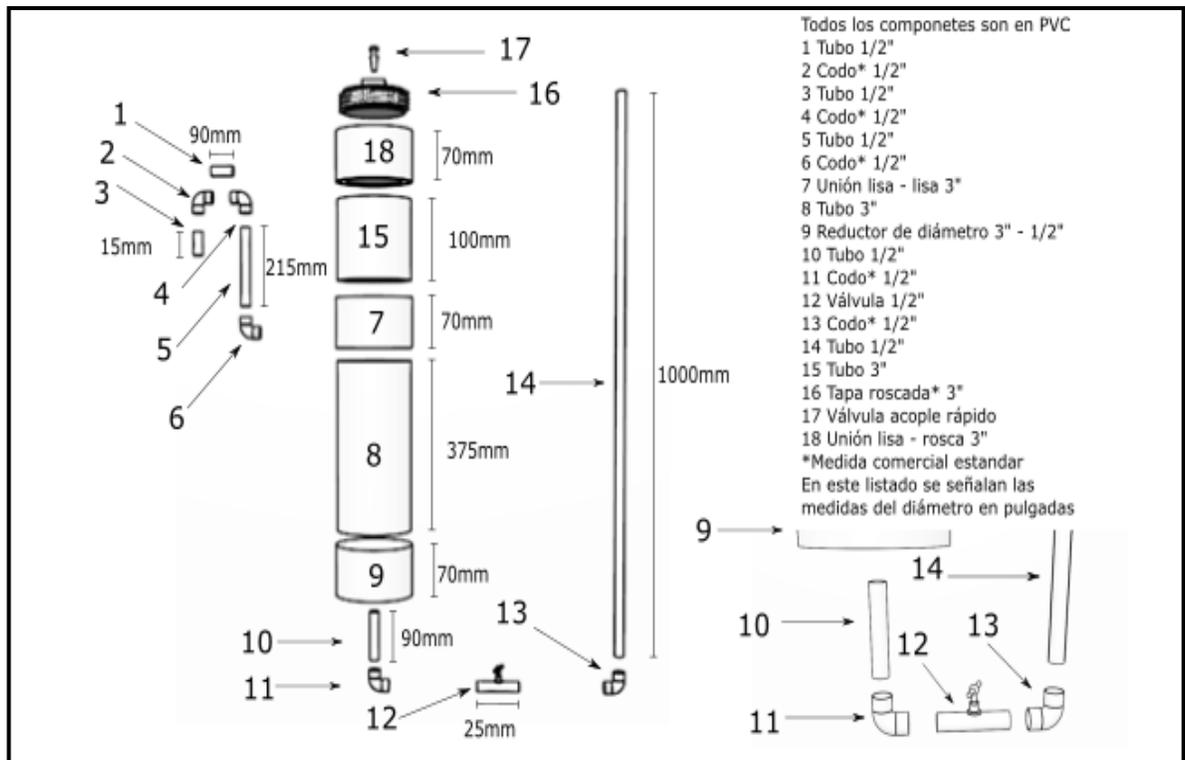
En las figuras 34 y 35 se presentan los esquemas y planos con los cuales fue posible realizar la construcción de los reactores, las medidas exactas se presentan en el segundo plano. El software utilizado para este anexo fue Blender porque es un programa de creación 3D gratuito y de código abierto. Es compatible con la totalidad de la creación 3D: modelado, montaje, animación, simulación, renderizado, composición y seguimiento de movimiento, incluso edición de video y creación de juegos, por estas características fue de gran importancia la escogencia de este software para el diseño de los esquemas y planos.

Figura 34. Isométrico texturizado con el despiece del reactor ASTBR a escala laboratorio



Fuente: elaboración propia, con base en: programa Blender

Figura 35. Plano del reactor ASTBR con medidas utilizadas para la escala laboratorio



Fuente: elaboración propia, con base en: programa Blender

Los materiales utilizados para la construcción de los reactores ASTBR fueron los siguientes:

- Tubería PVC color naranja de 3" y blanca de 1 1/2".
- Uniones de tubería PVC 3".
- Tapones de prueba sanitaria 3".
- Adaptadores sanitarios 3".
- Botellas plástica corte transversal.
- Válvulas manguera 16mm.
- Pegamento para PVC.
- Masilla epóxica.
- Resistencias térmicas.
- Mangueras.
- Termocupla.
- Base de madera.
- Cargadores de 12 V.
- Bombas paso a paso.

ANEXO B

EQUIPOS AUXILIARES PARA LA OPERACIÓN A ESCALA LABORATORIO

Bomba peristáltica: En busca de mantener el flujo de la entrada del reactor ASTBR lo más estable posible, el grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño, diseño unas bombas peristálticas de bajo costo, utilizando un armazón impreso en PLA, acoplado a un motor paso a paso, este armazón tiene 4 cilindros metálicos que estrangulan una manguera de silicona¹⁰⁸. Para el control de flujo se utilizó un circuito provisto de botones que aumentaban o disminuían la velocidad de giro del motor, de esta forma cambiando el flujo como se observa en la figura 36.

Figura 36. Bomba peristáltica con cabezal tipo rodamiento



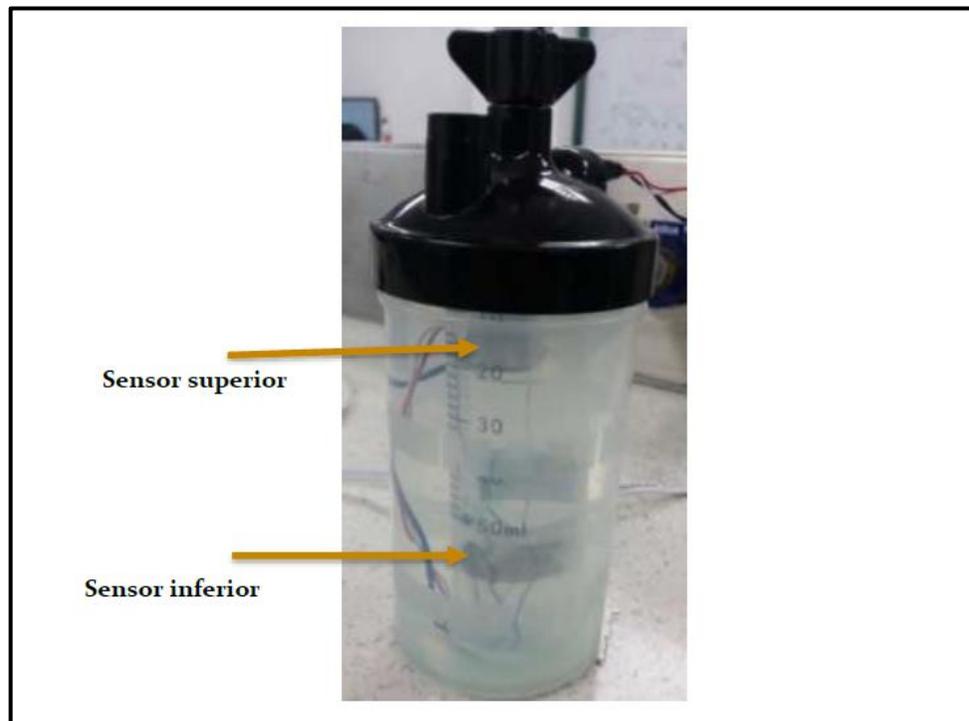
Fuente: elaboración propia, con base en: diseño de GRESIA

Medidor de biogás: El medidor de flujo de gas se fundamenta en el desplazamiento de líquido por diferencia volumétrica, el medidor comprende un dispositivo para el desplazamiento líquido con cámara interna y externa, válvula de entrada y salida, sensores de nivel, los cuales permiten la apertura de la válvula de salida de gas y

¹⁰⁸ GRESIA. Bomba peristáltica con cabezal tipo rodamiento y portamanguera para desgaste reducido. Inventor(es): J. VALDERRAMA RINCÓN, et al. Int. F04B17/03; F04B43/00; F04B43/08; F04B43/12. Fecha de solicitud: 21, agosto, 2018. Colombia, patente de investigación. CO 2018008436 A1

el mecanismo de control que registra los datos del proceso¹⁰⁹, la figura 37 retrata el contenedor externo e interno para la medición del biogás.

Figura 37. Contenedor externo e interno de aguas con los sensores

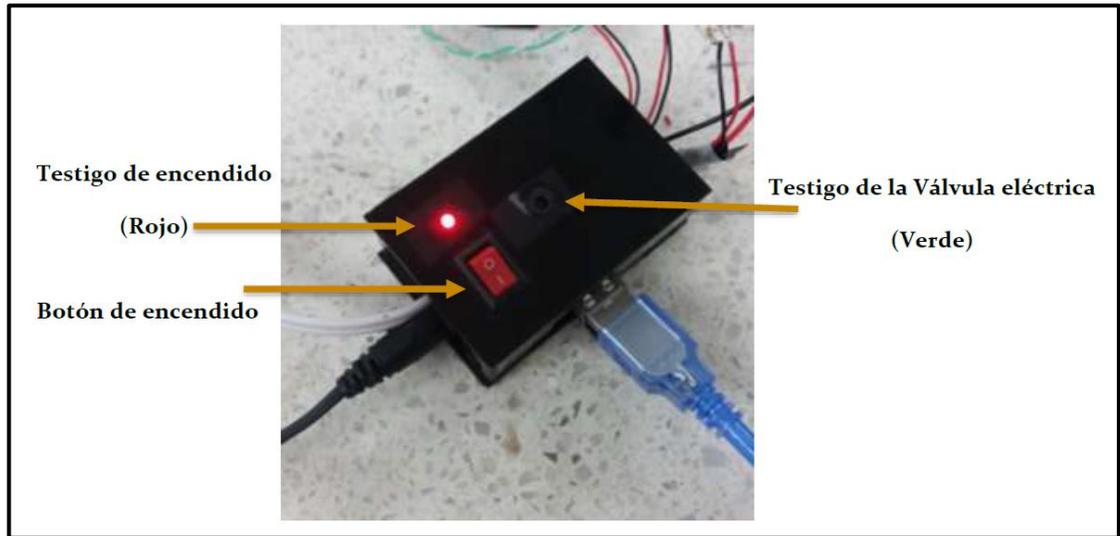


Fuente: GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p. 2. [consultado: 24 de junio de 2020]

El medidor también cuenta con un controlador que se puede observar en la figura 38, donde este se encarga de encender y apagar la válvula de dos vías como se muestra en la figura 39, lo que permite la salida del biogás cuando el sensor inferior es activado. Adicionalmente, este controlador cuenta con una entrada USB tipo A, donde es utilizado para ser conectado a una pantalla que muestre las medidas y el volumen acumulado, además de contar con una entrada de 12V que permite la conexión de energía.

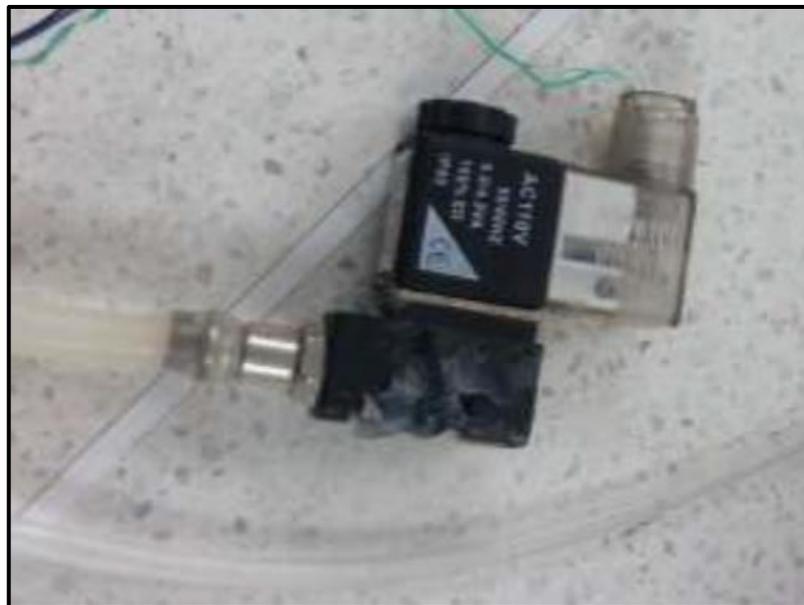
¹⁰⁹ GRESIA. Medidor de flujo de gas por desplazamiento de líquido. Inventor(es): J. VALDERRAMA RINCON, et al. Int. G01F1/00; G01F1/28; G01F1/58; G01F1/696; G01F1/78; G01F1/86. Fecha de solicitud: 10, mayo, 2019. Colombia, patente de investigación. CO 2019003208 A1.

Figura 38. Controlador del medidor de gas



Fuente: GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p. 2. [consultado: 24 de junio de 2020]

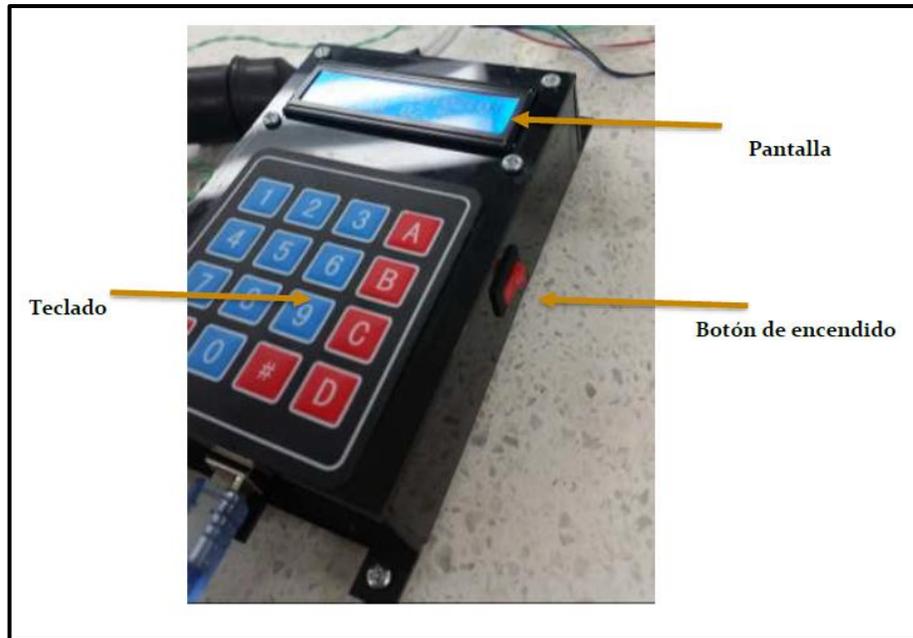
Figura 39. Electroválvula de 2 vías



Fuente: GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p. 3. [consultado: 24 de junio de 2020]

El último equipo adicional del medidor de gas es la pantalla donde se registran y observan los datos de operación como se muestra en la figura 40, donde se indica el flujo de gas en unidades de mL/h, el tiempo transcurrido desde el momento que se enciende el medidor, y finalmente el volumen acumulado en el tiempo que este encendido.

Figura 40. Pantalla de registro de datos



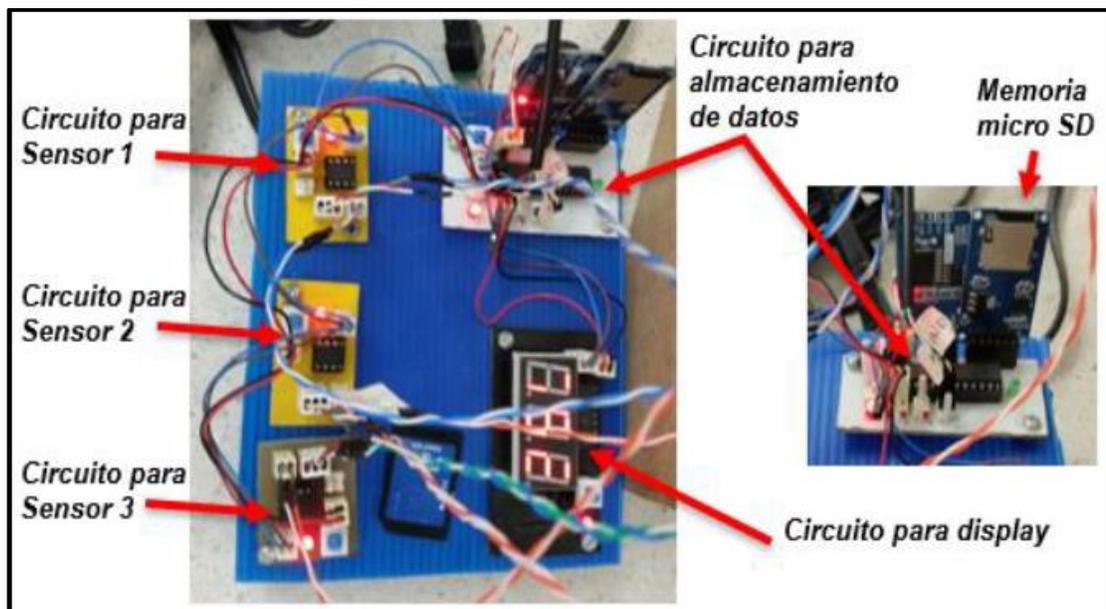
Fuente: GRESIA, grupo de investigación. Manual de componentes, programación y operación medidor volúmenes de gas, ed. 2019. p. 3. [consultado: 24 de junio de 2020]

ANEXO C

SENSORES ÓPTICOS DE BARRERA Y PROGRAMA TELAK

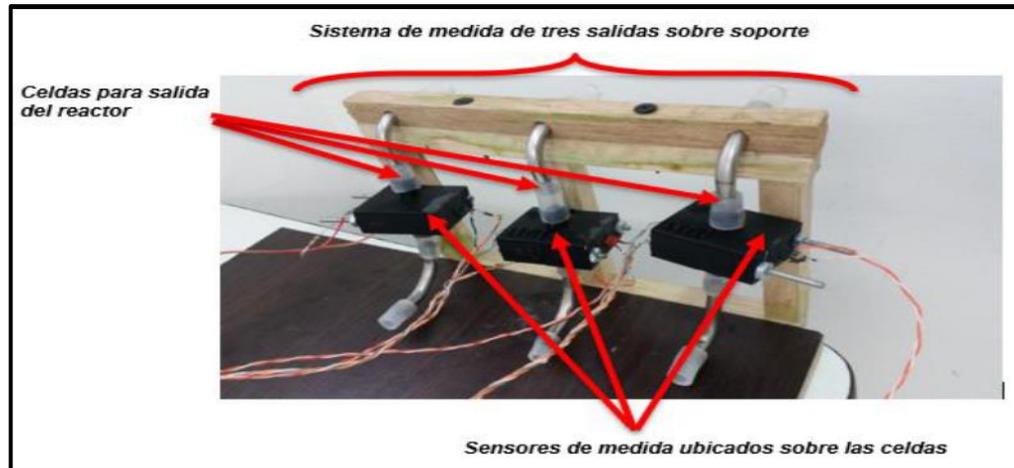
Sensores ópticos de barrera: El ensayo de trazadores fue posible de ser realizado utilizando equipos que puedan censar la presencia de un cambio en la intensidad de la luz, lo que se atribuye a la presencia de la sustancia trazadora a la salida del reactor, en la figura 41 se presentan los circuitos ingenierados y creados por Jorge Marroquín, y en la figura 42 los sensores ópticos interconectados.

Figura 41. Circuitos interconectados (sensores y almacenamiento de datos)



Fuente: MARROQUÍN, Jorge. Desarrollo De Biorreactores Controlados Aplicables Al Estudio De Cultivos De Microorganismos De Interés Comercial. 2018. p. 36.

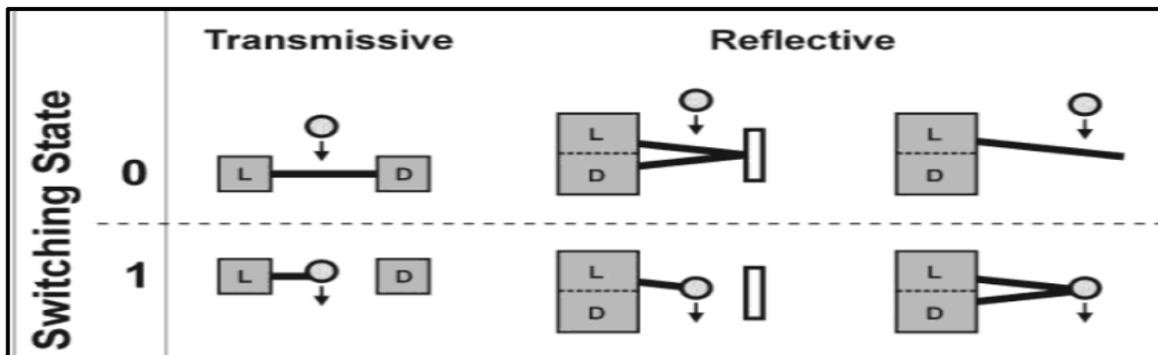
Figura 42. Sensores ópticos conectados al circuito receptor de información



Fuente: MARROQUÍN, Jorge. Desarrollo De Biorreactores Controlados Aplicables Al Estudio De Cultivos De Microorganismos De Interés Comercial. 2018. p. 53.

Funcionamiento sensores ópticos de barrera: La construcción de las barreras de luz es comparable de forma simple con una fuente de luz, ya sea un diodo laser o un LED, este emite luz que es nuevamente detectada por un fotodetector. Dependiendo de la aplicación los sensores de barrera pueden ser transmisivos o reflectivos¹¹⁰, como se ve en la figura 43.

Figura 43. Diseños de barrera de luz. L: fuente de luz, D: detector. Izquierda: tipo-transmisión, derecha: tipo-reflexión



Fuente: HAUS, Jörg. Optical Sensors: Basics and Applications. Weinheim: John Wiley & Sons, Incorporated, 2010. p. 64. ISBN 9783527408603

Con un sensor óptico de barrera de tipo-transmisor, un objeto que interrumpe la trayectoria de la luz da lugar a un impulso en el circuito de detección.

¹¹⁰ HAUS, Jörg. Optical Sensors: Basics and Applications. Weinheim: John Wiley & Sons, Incorporated, 2010. p. 63. ISBN 9783527408603

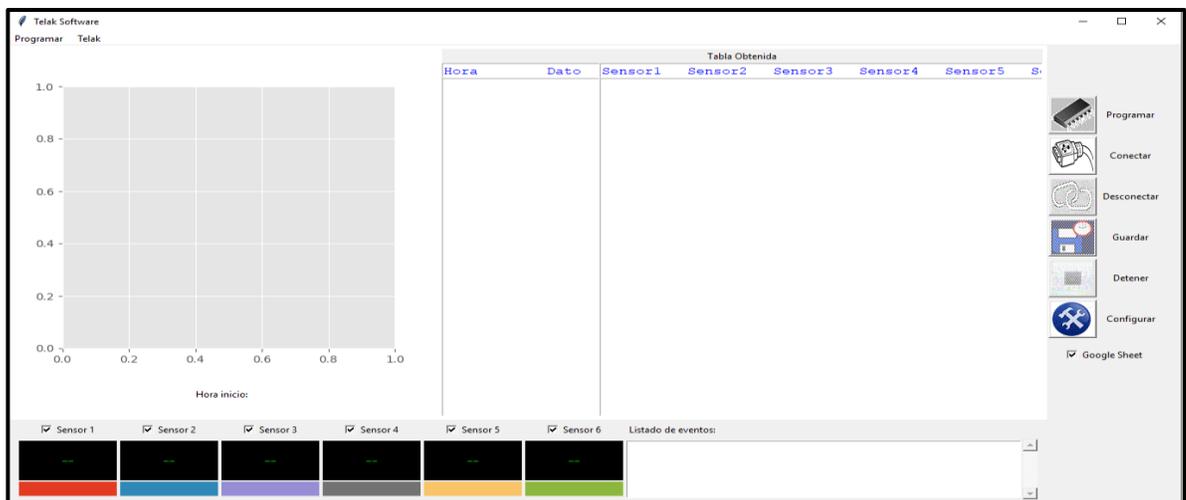
En cambio, para los sensores de tipo-reflectivos, existen dos diseños, en el primero cualquier objetivo en la trayectoria de la luz, refleja la luz al detector, y en el segundo, el objetivo interrumpe la trayectoria de luz¹¹¹.

Programa Telak: Es un software desarrollado por el grupo de investigación GRESIA de la Universidad Antonio Nariño, el cual tiene como objetivo registrar, organizar, gráfica y almacenar los datos emitidos por los sensores ópticos de barrera, este software tiene la capacidad de procesar la información de hasta 6 sensores a la vez, de igual forma tiene la capacidad de graficar los datos en tiempo real, la toma de datos está configurada para que se realice cada 2 minutos, es por ello que el método de análisis de trazadores se hace de manera instantánea. La interfaz del software se muestra en la figura 44.

Para manejar correctamente el software Telak se debe 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, ya que estos caudales son la base del ensayo de trazadores, luego se debe conectar el circuito al computador y por último se da la apertura del software para conectar el circuito a éste y posteriormente guardar el archivo y comenzar la toma de datos.

Este software es de uso exclusivo de la Universidad Antonio Nariño y las principales ventajas que tiene son, que permite realizar un ensayo de trazadores para cualquier equipo utilizado en ingeniería química, no solo para reactores; además de esto en un tiempo relativamente corto (3 veces en tiempo de retención hidráulico), permite conocer un resultado fiable del comportamiento hidrodinámico de cualquier equipo.

Figura 44. Interfaz del software Telak



Fuente: elaboración propia, con base en: software Telak

¹¹¹ *Ibíd.*, p. 63.

ANEXO D

PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA EL ANÁLISIS DEL ENSAYO DE TRAZADORES

Luego de terminar la experimentación del ensayo de trazadores, y que los datos hayan sido registrados y almacenados por el programa Telak, se sigue con la metodología de cálculo descrito en el libro de Levenspiel¹¹², de igual forma para el cálculo del modelo de Wolf-Resnick, se sigue con la metodología descrita por el manual del CEPIS¹¹³, este modelo fue implementado con el fin de conocer el porcentaje de flujo pistón y mezcla completa del reactor ASTBR, así mismo establecer cuál era el porcentaje de zonas muertas en el reactor. El procedimiento empieza con el cálculo de las dos medidas fundamentales para la descripción de la curva de trazadores como se muestran a continuación:

- La media (\bar{t}), la cual está relacionada cuando la curva del trazador pasa o atraviesa el punto de medición, lo que se conoce como “el centro de gravedad” en el tiempo; este parámetro es igual al tiempo de retención hidráulico del sistema.
- La varianza (σ^2), la cual dice que tan extendida en el tiempo, o que tan amplia sea la curva.

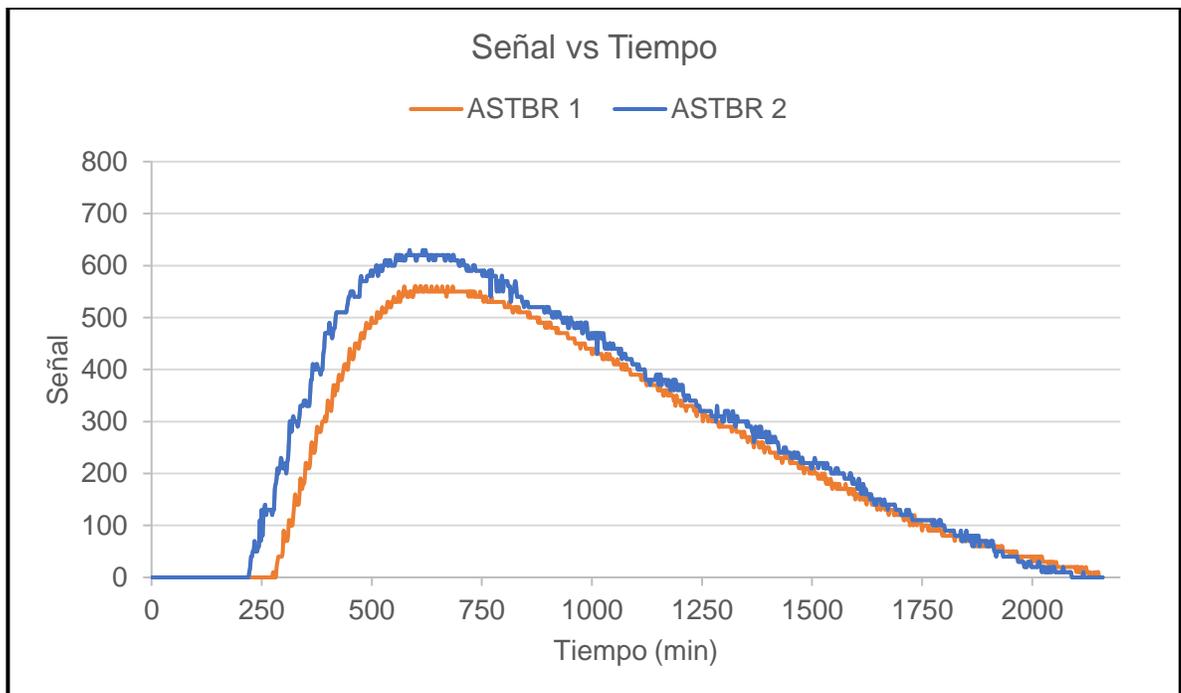
Para los siguientes cálculos se debe mencionar que se realizó mediante un análisis adimensional, puesto que se utilizó la señal obtenida por los sensores ópticos de barrera, la cual ya tenía que estar previamente registrada por el programa Telak, le cual se había explicado con detenimiento anteriormente, sin embargo, se recalca que el software es el intermediario que hace posible realizar el tratamiento matemático de los datos, puesto que se conecta a los sensores ópticos de barrera y de esta forma registrar y almacenar los datos de los pulsos, los cuales se relacionan de forma directamente proporcional a la concentración del trazador. Cabe resaltar que, al no conocer la concentración real del trazador, el tratamiento matemático se realiza de forma adimensional, aunque el procedimiento de cálculo que se describe a continuación utilizan (C), refiriéndose a la concentración del trazador en el tiempo, aunque realmente sea únicamente una señal (S). El procedimiento de cálculo es el siguiente:

¹¹² OCTAVE. Op. Cit., p. 1-8.

¹¹³ OPS/CEPIS. Op. Cit., p. 35-91.

1. Lo primero a realizar, es graficar los datos obtenidos por el software Telak, donde se grafica cada señal vs el tiempo de cada señal, es decir que se hace un a grafica X Y (dispersión), esta grafica nos empieza a indicar de forma gráfica como fue el comportamiento del reactor ASTBR, en la gráfica 12 se muestran los datos sin ningún tipo de tratamiento matemático, obtenidos por el software Telak para el R1 y R2 a escala laboratorio.

Gráfica 12. Pulso-Respuesta obtenido por el software TELAK



Fuente: elaboración propia, con base en: Software TELAK

Luego de generar la gráfica 12, el siguiente paso es fundamental para el tratamiento matemático de los datos, el cual es calcular el área bajo la curva mostrada.

2. Calcular el área bajo la curva del trazador utilizando la ecuación 26, para calcular la integral puesto que no tiene exactitud aritmética se utiliza el método numérico de Simpson 1/3 (ecuación 27)¹¹⁴.

¹¹⁴ CHAPRA, Steven C., et al. Métodos Numéricos Para Ingenieros. 5a ed. McGraw-Hill. p. 631-633. ISBN 9789701061145

Ecuación 26. Área bajo la curva del trazador utilizando la concentración en función del tiempo

$$A = \int_0^{\infty} C dt$$

Ecuación 27. Simpson 1/3

$$A \cong \frac{h}{3} [f(x_0) + 4f(x_1) + f(x_2)]$$

3. Obteniendo el área bajo la curva del ensayo de trazadores, empleando métodos numéricos es posible calcular la media \bar{t} con la ecuación 28, siendo este parámetro uno de los dos más parámetros más relevantes, junto con la varianza (σ^2).

Ecuación 28. Tiempo medio de retención

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

Los valores de tiempo de retención hidráulico, utilizando la media en trazadores, fue de 15,83 y 15,19 para el R1 y R2, respectivamente. Después de obtener el valor de la media se continua con el paso 4.

4. Se calcula la varianza por medio de la ecuación 29.

Ecuación 29. Varianza

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

Ya finalizando esta etapa preliminar, se prosigue con los cálculos de la curva E(t), curva F(t) y el número de tanques en serie (N). Donde la curva E(t) conocida como curva o espectro de densidad, es una función de densidad integra todos los tiempos de retención de las partículas individuales, la función no proporciona ninguna información explícita sobre la estructura interna del flujo, por otro lado, la función F(t) se obtiene del registro de la concentración en el tiempo, también en algún punto

interno del reactor o a la salida del mismo¹¹⁵, ambas funciones se relación entre sí como se observa en la ecuación 30, el procedimiento de cálculo de ambas funciones se describe a continuación:

Ecuación 30. Relación entre la función E(t) y F(t)

$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt}$$

Función E(t):

1. Se realizada la normalización de la curva C(t) que se había calculado en la primera etapa preliminar del tratamiento matemático, dividiendo cada valor experimental de C(t), que es la señal del trazador en el tiempo, por el área bajo a la curva de trazador A.

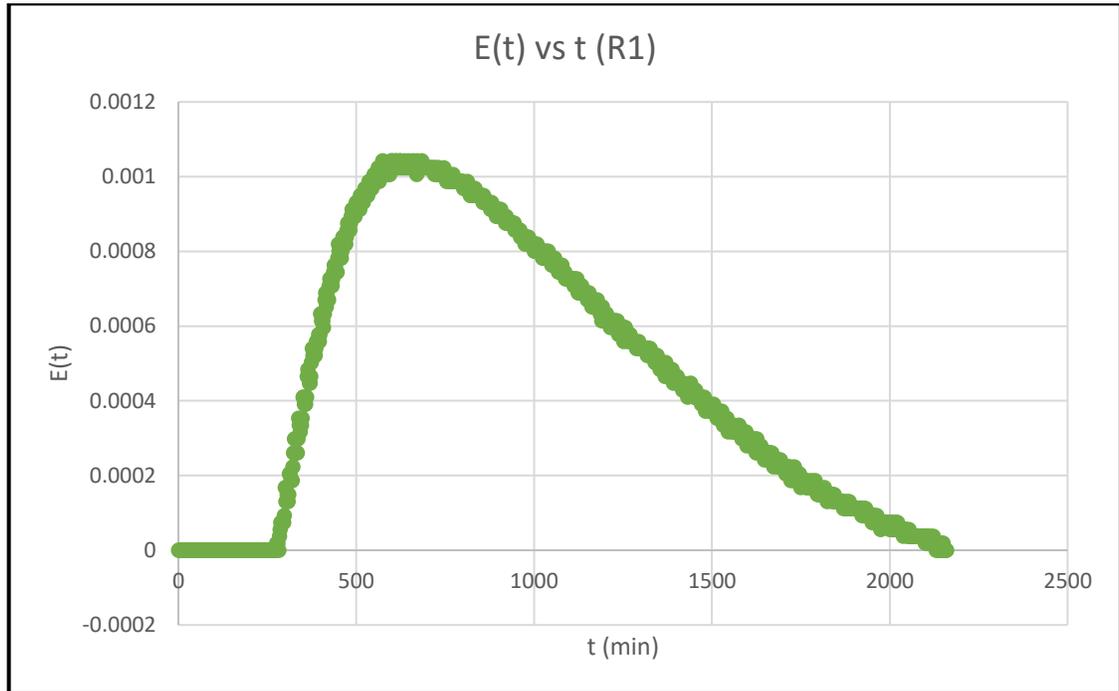
$$E(t) = \frac{C(t)}{A}$$

2. Se calcula la integral con el conjunto de datos hallados anteriormente y se grafican con el tiempo total del ensayo, como se muestra en la gráfica 13. Se recuerda que el tiempo del ensayo fue por 3TRH o 36h

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

¹¹⁵ GIÁCOMAN VALLEJOS, Germán, et al. Análisis de la hidrodinámica de un reactor de flujo pistón. En: Ingeniería. Sep., vol. 7, p. 9-10.

Gráfica 13. Curva E(t)



Fuente: elaboración propia

Función F(t):

Como se había mencionado anteriormente, la curva F sirve para representar la concentración del trazador de forma acumulada a la salida del reactor, donde se tiene una curva que va desde cero a uno, el proceso de cálculo se muestra a continuación:

1. Se debe normalizar el valor del tiempo calculando la relación de cada uno de los tiempos registrados en el ensayo (t_i) sobre la media de tiempo de retención, este valor se representa según Levenspiel como (θ).

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

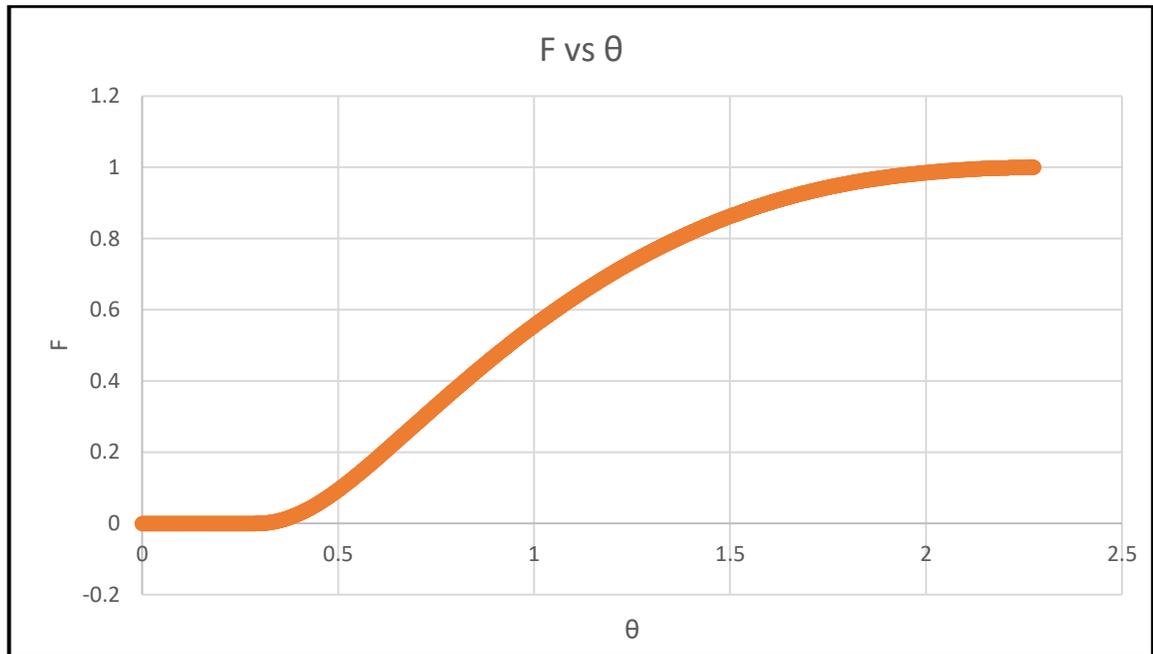
2. Se calcula el valor de E normalizado al multiplicar todos los datos de E(t) por la media del tiempo de residencia.

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

3. Se calcula la integral de F, y se realiza la gráfica 14.

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

Gráfica 14. Curva acumulada (F) vs θ



Fuente: elaboración propia

Modelo de tanques en serie: Es un modelo matemático que permite representar las equivalencias numéricas con los reactores reales (no ideales), es capaz de representar la cantidad de tanques en serie que estén relacionadas a un reactor, donde entre mayor sea la cantidad de estos, daría como resultado que el reactor en cuestión está alejado de un modelo ideal de reactor de mezcla completa, y por lo contrario estaría comportándose como un reactor de flujo pistón, el procedimiento de cálculo se describe a continuación, las ecuaciones fueron tomadas del libro de Levenspiel¹¹⁶.

1. Se calcula la varianza normalizada utilizando la ecuación 31, donde se divide el valor de la varianza y el tiempo medio de residencia al cuadrado, ambos parámetros ya debían haber sido calculados anteriormente.

¹¹⁶ OCTAVE. Op. Cit., p. 81-86.

Ecuación 31. Varianza normalizada

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}}$$

2. Finalmente, el número de tanques en serie se calcula despejando N de la ecuación 32.

Ecuación 32. Numero de tanques en serie

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N}$$

Modelo Wolf-Resnick: Es un modelo simplificado que nace de la teoría de los autores Wolf-Resnick, donde relaciona las concentraciones en el tiempo C(t), con los porcentajes de flujo pistón y de mezcla completa de un reactor no ideal, el beneficio del modelo parte de conocer el tipo de flujo dentro del reactor, si el investigador busca optimizar variables de diseño u operativas, además de que corrobora el modelo de tanques en serie de Levenspiel. La ecuación 33 es la base fundamental del modelo matemático¹¹⁷.

Ecuación 33. Línea recta basada en el modelo de Wolf-Resnick

$$\text{Log} [1 - F(t)] = \frac{-\text{Log } e}{(1-p)(1-m)} \left[\frac{t_i}{\bar{t}} - p(1-m) \right]$$

Siendo:

p=Fracción de flujo pistón

1-p=Fracción de flujo no pistón (flujo mezcla completa)

m=Fracción del volumen que es espacio muerto

Con esto surge el siguiente procedimiento de cálculo:

1. La pendiente de la ecuación 33 se puede sobrescribir multiplicando y dividiendo p y sustituyendo el valor de Log e=0,435, así se obtiene:

$$\text{Tan } a = \frac{0,435 p}{p(1-m)(1-p)}$$

2. Reemplazando p(1-m) por θ se obtiene el siguiente termino:

¹¹⁷ OPS/CEPIS. Op. Cit., p. 51-53.

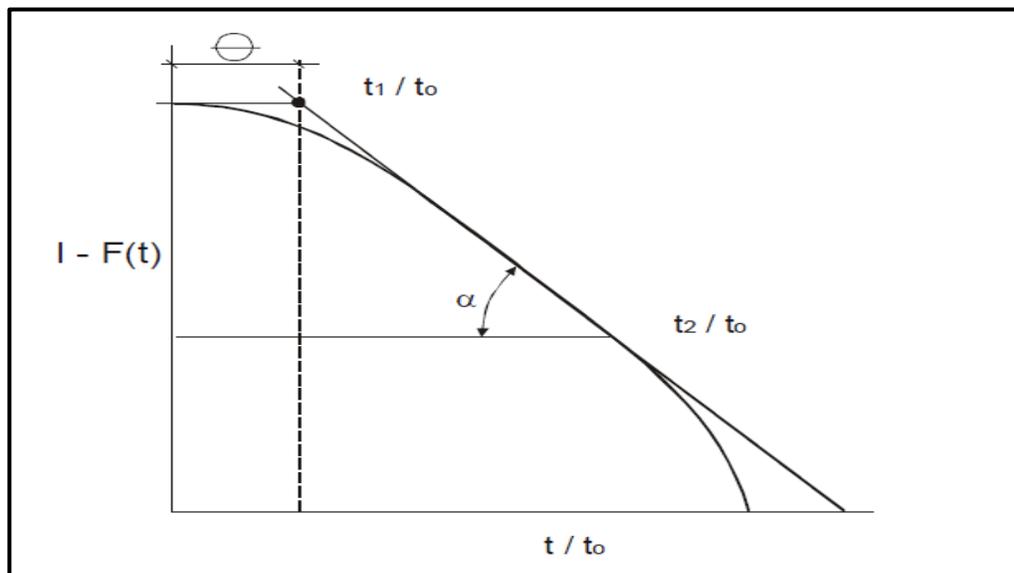
$$p = \frac{\theta \tan \alpha}{0,435 + \theta \tan \alpha}$$

3. Del paso anterior es posible deducir que el volumen de espacios muertos es:

$$m = 1 - \frac{\theta}{p}$$

4. Se debe trazar la curva 1-F(t) vs cada tiempo experimental dividido sobre el tiempo medio de retención, como se observa en la figura 45.

Figura 45. Curva de 1-F(t)



Fuente: OPS/CEPIS. Tratamiento De Agua Para Consumo Humano Plantas De Filtración Rápida Manual III: Evaluación De Plantas De Tecnología Apropiaada. Perú: 2005. p. 35-91

5. Al trazar la curva 1-F(t) es posible hallar la incógnita θ y la $\tan \alpha$, donde $t_0 = \bar{t}$.

$$\theta = \frac{t_1}{\bar{t}}; \tan \alpha = \frac{1}{\frac{t_1}{\bar{t}} - \frac{t_2}{\bar{t}}}$$

ANEXO E

PROCEDIMIENTO PARA CALCULAR LA FRACCIÓN DE SÍNTESIS CELULAR Y ENERGÍA FINAL

En los sistemas biológicos, la estequiometría de reacciones es un tanto diferente a química, puesto que las reacciones microbianas generalmente implican oxidación y reducción de más de una especie, además de que los microorganismos son simultáneamente los catalizadores y productos de las reacciones, y también los microorganismos llevan a cabo reacciones bioquímicas con el fin de obtener energía que se va a distribuir para la síntesis celular, como para el mantenimiento de las células. De este modo el tratamiento biológico de aguas residuales se basa en el concepto de oxido – reducción, es por ello por lo que no solo se debe tener en cuenta el consumo de reactivos y generación de productos, sino también la producción de biomasa¹¹⁸, en la ecuación 34 se muestra cómo se calcula la energía requerida para convertir las fuentes de carbono y nitrógeno en células:

Ecuación 34. Energía libre de Gibbs requerida para la síntesis celular

$$\Delta G_s = \frac{\Delta G_p}{k * m} + \Delta G_c + \frac{\Delta G_n}{k}$$

Donde:

ΔG_s = Energía libre de Gibbs requerida para la síntesis de 1,0 electrón equivalente (e - eq) de células [kJ/e-eq]

ΔG_p =Energía libre de Gibbs requerida o liberada en la conversión de la fuente de carbono en piruvato (si la energía es liberada $\Delta G_p < 0$ y $m = -1$; si la energía se consume para la oxidación $\Delta G_p > 0$ y $m = 1$).

K =Es la fracción de la energía capturada a partir de la transferencia, es una constante (0,6)

ΔG_n =Energía libre de Gibbs para convertir 1,0 e-eq de piruvato en celular bacterianas, este valor es constante (31,41 kJ/e-eq).

ΔG_n =Energía libre de Gibbs requerida para reducir una fuente oxidada de nitrógeno en amonio, antes de la síntesis celular (depende del tiempo de fuente de nitrógeno).

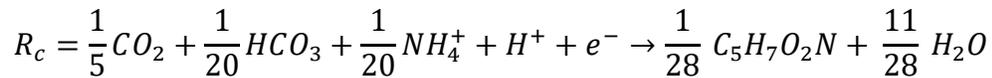
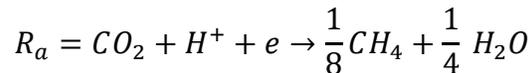
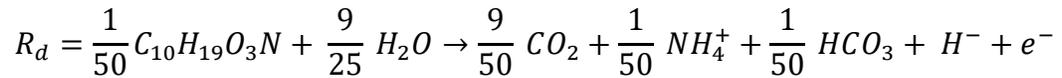
El siguiente procedimiento muestra el cálculo que se realizó en el **capítulo 3** para dar como resultado un $f_s = 0,12$, es importante recalcar que los valores utilizados para hallar las energías libres de Gibbs mencionadas se tomaron del libro de Rittman¹¹⁹.

1. Identificar el donante de electrones, aceptor de electrones y la fuente de nitrógeno, en nuestro caso era el agua residual doméstica ($C_{10}H_{19}O_3N$), dióxido de carbono (CO_2) y amonio (NH_4^+), para poder realizar el cálculo se tomaron las

¹¹⁸ BENETTI y AQUINO. Op. Cit., p. 245-246.

¹¹⁹ RITTMAN Y MCCARTY. Op. Cit., p. 135-137.

siguientes semirreacciones, siendo la primera del donador de electrones (R_d) que en este caso es el agua residual domestica ($C_{10}H_{19}O_3N$), luego se presenta la semirreacción del aceptor de electrones (R_a) (CO_2), y finalmente la semirreacción de la síntesis celular (R_c) tomando el amonio (NH_4^+) como fuente de nitrógeno, por ser un proceso anaerobio, todas las reacciones fueron tomadas de tabla 7-7 del libro de Metcalf & Eddy¹²⁰.



2. Calcular ΔG_p , la cual es una estimación utilizando la energía libre de Gibbs para las semirreacciones para convertir la fuente de carbono ($C_{10}H_{19}O_3N$) en el intermediario piruvato (CH_3COCOO^-); se calcula restando la energía compuesto reducido (piruvato) y el donante de electrones (Agua residual doméstica), el valor de la energía libre de Gibbs del agua residual doméstica (31,8 kJ/e-eq) se tomó de la tabla 7-7 del libro de Metcalf & Eddy¹²¹.

$$\Delta G_p = (35,1 - 31,8) \left[\frac{kJ}{e - eq} \right] = 3,3 \frac{kJ}{e - eq}$$

3. Calcular (ΔG_r), la cual es la energía libre de Gibbs liberada desde las reacciones de oxido-reducción, la cual se calcula restando la energía del aceptor de electrones (CO_2) y el donante.

$$\Delta G_r = (23,53 - 31,8) \left[\frac{kJ}{e - eq} \right] = -8,27 \frac{kJ}{e - eq}$$

4. Calcular (ΔG_s), ya conociendo todas las variables.

$$\Delta G_p = 3,3 \frac{kJ}{e - eq}; \Delta G_c = 31,41 \frac{kJ}{e - eq}; \Delta G_n = 0 \frac{kJ}{e - eq}; k = 0,6$$

¹²⁰ BURTON, F. L., et al. Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery. McGraw-Hill Education, 2013. p. 572. ISBN 9780073401188

¹²¹ Ibid., p. 572.

$$\Delta G_s = \frac{3,3 \frac{kJ}{e - eq}}{(0,6)(1)} + 31,41 \frac{kJ}{e - eq} = 36,91 \frac{kJ}{e - eq}$$

5. Utilizando la ecuación 31 se calcula la relación de f_e/f_s .

Ecuación 35. Relación f_e/f_s

$$\frac{f_e}{f_s} = - \frac{\Delta G_s}{k * \Delta G_r}$$

$$\frac{f_e}{f_s} = - \frac{36,91 \frac{kJ}{e - eq}}{(0,6) \left(-8,27 \frac{kJ}{e - eq} \right)} = 7,44$$

6. Despejando f_s , se obtiene la siguiente relación.

$$f_s = \frac{1}{1 + \frac{f_e}{f_s}} = \frac{1}{1 + 7,44} = 0,12$$

7. Finalmente, sabiendo que $f_s + f_e = 1$, entonces.

$$f_e = 0,88$$

ANEXO F

PROGRAMA RSTUDIO

Para resolver distintas incógnitas del proyecto, se hizo uso de un software libre que permite tener una interfaz gráfica, fluida y concisa del programa “R”, este programa es un lenguaje y ambiente para la computación estadística y grafica. R provee una gran variedad de funciones estadísticas (Linear, modelos no lineales, test clásicos estadísticos, análisis de tiempos vs variables, clasificaciones, agrupamientos, etc.) En resumen, R es un software con una suite integrada para la manipulación de datos, cálculos y exposición de gráficas, que incluye¹²²:

- Una instalación eficaz de manejo y almacenamiento de datos.
- Un conjunto de operadores para cálculos de arreglos, en particular matriciales.
- Una colección amplia, coherente e integrada de herramientas intermedias para el análisis de datos.
- Facilidades gráficas para el análisis de datos y visualización en pantalla o en papel.
- Un lenguaje de programación bien desarrollado, simple y efectivo que incluye condicionales, bucles, funciones recursivas definidas por el usuario e instalaciones de entrada y salida.

La figura 46 muestra como es la interfaz de usuario en el software RStudio, donde se divide en 4 ventanas, cada una de ellas se describe a continuación¹²³:

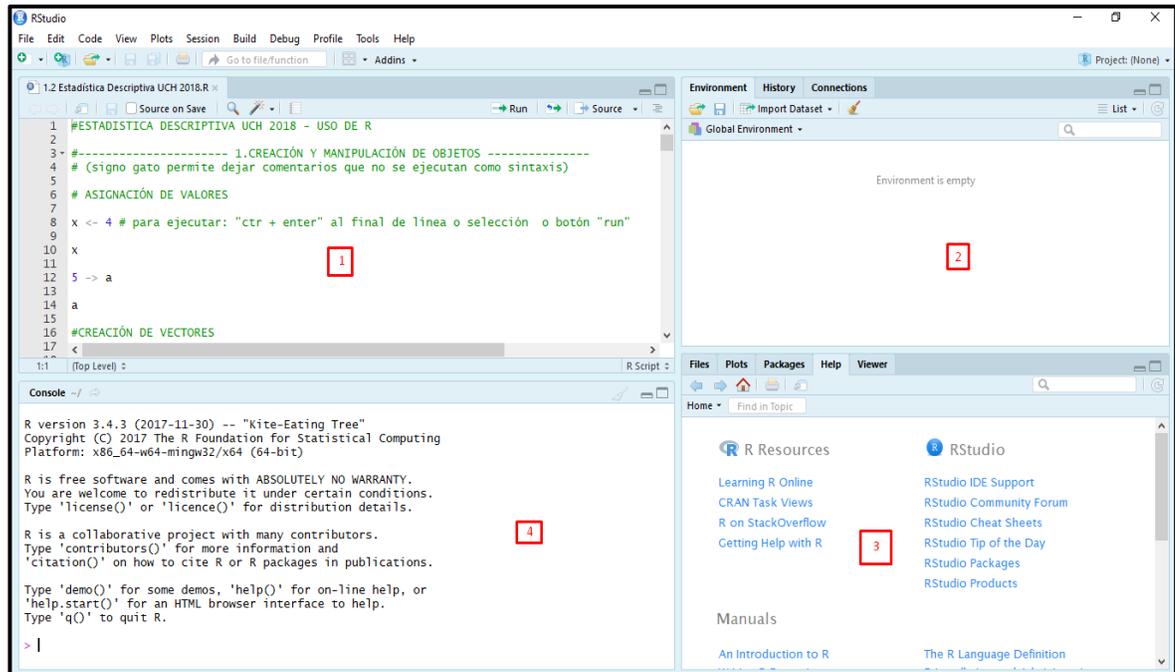
- Ventana (1): es el editor de sintaxis, es donde podemos editar la codificación para luego ejecutarla.
- Ventana (2): es el “entorno de trabajo” del software, en esta zona se muestra el conjunto de datos y resultados, variables, gráficos, etc.), los cuales se almacenan al ejecutar los distintos análisis.
- Ventana (3): esta tiene varias sub pestañas: a) **files** permite ver el historial de archivos trabajos, **plots** permite visualizar los gráficos que se generen, la pestaña **packages** permite visualizar los paquetes de programación que están en la nube del software, es allí donde el usuario puede descargar de manera sencilla el paquete “biogas package”, la pestaña **help** permite acceder a diferentes recursos de ayuda para la utilización del software, y finalmente la

¹²² R Project. What is R? [En línea]. [Consultado: 13, agosto 2020]. Disponible en: <https://www.r-project.org/about.html>

¹²³ BOSONI, Giorgio Boccardo y RUIZ, Felipe. RStudio para Estadística Descriptiva en Ciencias Sociales. Manual de apoyo docente para la asignatura Estadística Descriptiva. Carrera de Sociología, Universidad de Chile (segunda edición). [En línea]. [Consultado: 13, agosto 2020]. Disponible en: <https://bookdown.org/gboccardo/manual-ED-UCH/>

pestaña **viewer** muestra los resultados al construir reportes mediante distintas funcionalidades¹²⁴.

Figura 46. Interfaz del software RStudio



Fuente: BOSONI, Giorgio Boccardo y RUIZ, Felipe. RStudio para Estadística Descriptiva en Ciencias Sociales. Manual de apoyo docente para la asignatura Estadística Descriptiva. Carrera de Sociología, Universidad de Chile (segunda edición). [En línea]. [Consultado: 13, agosto 2020]. Disponible en: <https://bookdown.org/gboccardo/manual-ED-UCH/>

¹²⁴ *Ibíd.*, p. 33.

ANEXO G
EQUIPOS AUXILIARES PARA LA I.E. EL PRADO

Tabla 28. Equipos auxiliares para la operación a escala

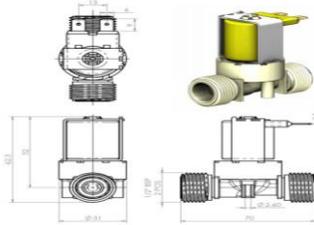
Equipo auxiliar	Imagen	Página Web
<p>Tanque residuos orgánicos</p>		<p>https://vanyplas.com/tienda/producto/tanque-110-litros/</p>
<p>Tanque del efluente</p>		<p>https://articulo.mercadolibre.com.co/MCO-455581876-caneca-200-litros- JM?quantity=1</p>
<p>Recolector de biogás</p>		<p>https://www.amazon.com/-es/Flexible-Flyer-Heavy-Duty-Inflatable-2-Person/dp/B07TCQT8JW/ref=</p>
<p>Válvula de bola</p>		<p>http://lb.homecenter.com.co/homecenter-co/product/37069/Valvula-Bola-1-x-375psi-Metal/37069</p>
<p>Válvula de globo</p>		<p>https://articulo.mercadolibre.com.co/MCO-502664858-llave-o-registro-de-globo-roscables-12-foset- JM?quantity=1</p>

Válvula de compuerta



<https://www.homecenter.com.co/homecenter-co/product/310570/valvula-compuerta-12pulg>

Válvula de control



<https://docs.rs-online.com/f0a7/A700000006619704.pdf>

Molino manual



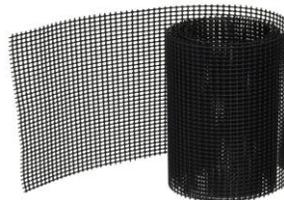
<https://www.alkosto.com/molino-de-grano-corona-tolva-baja>

Mezclador



<https://www.ika.com/es/Productos-Lab-Eq/Agitadores-de-Helice-csp-187/MINISTAR-80-control-Informacion-Tecnica-cptd-25001990/>

Filtro de malla



<https://articulo.mercadolibre.com.co/MCO-475521207-bonsai-rejilla-para-drenaje-JM?quantity=1&variation=38919738715>

Bomba diafragma



https://www.schwarzer.com/pages_spa/produkt.php?id=270

Fuente: elaboración propia

Tabla 29. Especificaciones técnicas de los equipos auxiliares

Equipos	Volumen (L)	Peso (Kg)	Diámetro (in)	Máximo caudal (mL/min)	Dimensiones (HxLxA)	Máximo volumen para agitar (L)
Tanque de RO	110	-	-	-	-	-
Tanque de lodos	200	-	-	-	-	-
Recolector de Biogás	-	31,30	-	-	-	-
Válvula de bola	-	-	2	-	-	-
Válvula de compuerta	-	-	0,50	-	-	-
Válvula de globo	-	-	0,50	-	-	-
Válvula de control	-	-	0,50	200	-	-
Bomba de diagrama	-	0,03	-	100	-	-
Filtro tipo malla	-	-	-	-	100m x 6cm	-
Molino manual	-	-	-	-	(33x14,5x15,7) cm	-
Mezclador	65	-	-	-	-	50

Fuente: elaboración propia

ANEXO H

ANÁLISIS MICROBIOLÓGICO AGUA RESIDUAL DOMÉSTICA DE LA I.E. EL PRADO

Figura 47. Resultados del análisis químico para el agua residual domestica de la I.E. El Prado



ANALQUIM LTDA.
ANÁLISIS FÍSICOQUÍMICOS Y CALIDAD DEL AIRE



IDEAM
Instituto de Metrología,
Medioambiente y
Estudios Ambientales
ACREDITACIÓN
NTC - ISO/IEC - 17025:2005
Res. No. 0822 / 06-08-2019

INFORME DE RESULTADOS DE LABORATORIO

CÓDIGO: 185628
PÁGINA: 1 de 1

SEÑOR(ES): **HECTOR JAVIER LUNA WUANDURRAGA**

DIRECCIÓN: **CARRERA 3 ESTE NO. 47 A 15 LAB. ING AMBIENTAL**

MUESTRA PROCEDENTE DE : **PUERTO BOYACA**

LUGAR TOMA DE LA MUESTRA: **COLEGIO EL PRADO**

PUNTO DE CAPTACIÓN: **POZO SEPTICO**

TIPO DE MUESTRA : **AGUA RESIDUAL DOMESTICA**

FECHA DE TOMA DE LA MUESTRA: **2019-11-8**

FECHA RECEPCIÓN DE LA MUESTRA: **2019-11-9**

TELÉFONO: **3102165434**

DEPARTAMENTO: **BOYACA**

HORA TOMA DE LA MUESTRA: **09:40 h**

RESULTADOS

ENSAYO	FEC-ANÁLISIS	TECNICA DE ANÁLISIS	REFERENCIA	RESULTADO
a. D.B.O. 5	2019-11-09	Incubación 5 días y electrodo de membrana	SM 5210 B, 4500-O G	206 mg/L O2
b. D.Q.O.	2019-11-19	Reflujo abierto y titulación	SM 5220 B	287 mg/L O2
a. FOSFORO REACTIVO TOTAL	2019-11-09	Colorimétrico	SM 4500-P D	5,03 mg/L P
b. FOSFORO TOTAL	2019-11-09	Colorimétrico	SM 4500-P B, E	6,5 mg/L P
a. GRASAS Y ACEITES	2019-11-14	Extracción Soxhlet	SM 5520 D	19 mg/L
a. NITRATOS	2019-11-09	Espectrofotométrico U. V.	SM 4500-NO3 B	0,6 mg/L N
b. NITRITOS	2019-11-09	Colorimétrico	SM 4500-NO2 B	<0,007 mg/L N
a. NITRÓGENO AMONIACAL - AMONIO	2019-11-21	Volumétrico	SM 4500-NH3-B, C	54,9 mg/L N
c. NITRÓGENO TOTAL	2019-11-21	Cálculo		73,4 mg/L N
b. NITRÓGENO TOTAL KJELDAHL	2019-11-21	Volumétrico	SM 4500 N ORG C, 4500-NH3 B, C	72,8 mg/L N
a. SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES	2019-11-16	Gravimétrico - Secado a 105°C	SM 2540 D	198 mg/L

No ANÁLISIS 11 --- FIN DEL REPORTE

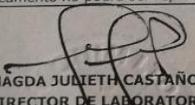
OBSERVACIONES: Muestra puntual recolectada por el cliente.

Referencia (SM): Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 23d Edition, 2017.

a. Ensayo(s) de laboratorio acreditado(s) en Analquim Ltda. Resolución de acreditación N° 0822 del 06 de Agosto de 2019. IDEAM

z. Parámetros no acreditados.

El presente documento no podrá ser reproducido total ni parcialmente y es válido únicamente si tiene firma original y el sello seco.


Qca. MAGDA JULIETH CASTAÑO ANGEL
DIRECTOR DE LABORATORIO

NOTA: Los resultados del presente informe hacen referencia únicamente a la muestra analizada.

Bogotá, 2019-12-2

FECHA DE EXPEDICIÓN

ANQ-PL-071-1 - Versión 2

FIN DE FIRMAS

El plazo límite para cualquier observación sobre los resultados de este informe, es de 5 días hábiles contados a partir de la fecha de expedición del mismo.

Sede Laboratorio Carrera 25 No. 73 - 60/66 • www.analquim.com • Bogotá, D.C. - Colombia

Sede Administrativa Carrera 27 No. 73 - 77 • PBX: (57) (1) 6309945 • Celulares: 315 7718638 - 321 4682946 - 312 4203739 - 315 8602196

E-mail: gerenciacomercial@analquim.com - resultados@analquim.com - atencionalcliente@analquim.com - gerencia@analquim.com

Fuente: ANALQUIM LTDA

ANEXO I

COSTO DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA EN PUERTO BOYACÁ, COLOMBIA

Figura 48. Tarifa de energía eléctrica en Puerto Boyacá



Fuente: Empresa de Energía de Boyacá S.A. E.S.P.