

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA CIVIL Y AMBIENTAL**

**“ESTUDIO CINÉTICO DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS EN  
BIODIGESTORES TUBULARES CON SOPORTE MÓVIL  
RECICLADO Y ALIMENTADOS CON RESIDUOS LÍQUIDOS  
PROCEDENTES DE CAMALES”**

**TESIS DE GRADO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO  
AMBIENTAL**

**LIMAICO SANTILLÁN SANTIAGO DAVID**

santiago.limaico@epn.edu.ec

**DIRECTOR: DRA. CRISTINA ALEJANDRA VILLAMAR AYALA**

cristina.villamar@epn.edu.ec

**CO-DIRECTOR: ING. ANDRÉS GABRIEL CHICO PROAÑO**

andres.chico@epn.edu.ec

**Quito, febrero 2018**

## DECLARACIÓN

Yo, Limaico Santillán Santiago David, declaro bajo juramento que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional, puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

---

**LIMAICO SANTILLÁN SANTIAGO DAVID**

## CERTIFICACIÓN

Certificamos que el presente trabajo fue desarrollado por Santiago David Limaico Santillán, bajo nuestra supervisión.

---

**Dra. Cristina Alejandra Villamar**  
DIRECTORA DEL PROYECTO

---

**Ing. Andrés Gabriel Chico**  
CODIRECTOR DEL PROYECTO

## **AUSPICIO**

El presente proyecto se desarrolló en el marco del convenio entre el Centro Internacional de Métodos Numéricos en Ingeniería (CIMNE) de la Universidad Politécnica de Cataluña, el Instituto Nacional de Eficiencia Energética y Energías Renovables (INER) y la Empresa Pública Metropolitana de Rastro Quito (EMRAQ-EP) y el proyecto se encuentra registrado en la Escuela Politécnica Nacional con el código Reg-inv-17-01776.

## AGRADECIMIENTOS

Agradezco a DIOS primeramente por sus bendiciones diarias y cumplir los anhelos de mi corazón, agradezco a mis padres Rosa Santillán y Victor Limaico y mis hermanos Jairo Limaico, Deisy Criollo, Génesis Limaico por creer en mí y por su apoyo incondicional.

Agradezco a Carlos Briceño por brindarme la ayuda laboral durante toda la carrera que ha sido muy importante para lograr esta meta, agradezco a mis amigas y compañeras que paso a paso ayudaron a culminar la carrera, a Gaby Herrera por su apoyo en esta etapa importante.

Agradezco a Cristina Alejandra Villamar por su paciencia y sus conocimientos que fueron de gran ayuda en todas las etapas del presente trabajo; a Jaime Martí Herrero por sus conocimientos, su paciencia y por compartir su idea para la existencia y desarrollo de este trabajo, a Liliana Del Pilar Castro Molano por su aporte y a Andrés Gabriel Chico Proaño por su apoyo a este estudio.

Agradezco al personal de la EMRAQ-EP quienes apoyaron de manera operativa en el desarrollo de proyecto y a todos quienes de una u otra manera permitieron que este sueño sea cumplido.

## DEDICATORIA

Dedico este trabajo a DIOS quien es el motor de mi vida, a mis padres que también sé que es su sueño cumplido, a mis hermanos que han estado a mi lado de la misma manera como cuando éramos niños y a mi pequeña sobrina Arely, les amo a todos.

LO HEMOS LOGRADO.

## ÍNDICE DE CONTENIDO

DECLARACIÓN .....	II
CERTIFICACIÓN .....	III
AUSPICIO .....	IV
AGRADECIMIENTOS .....	V
DEDICATORIA.....	VI
ÍNDICE DE CONTENIDO.....	VII
ÍNDICE DE TABLAS .....	XI
ÍNDICE DE FIGURAS .....	XIII
ÍNDICE DE ANEXOS .....	XVI
SIMBOLOGÍA Y SIGLAS.....	XVII
RESUMEN .....	XIX
ABSTRACT .....	XXI
PRESENTACIÓN .....	XXIII
CAPÍTULO I .....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
1.1. ANTECEDENTES .....	1

1.2. OBJETIVOS .....	4
1.2.1. OBJETIVO GENERAL .....	4
1.2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	4
1.3. ALCANCE .....	5
1.4. JUSTIFICACIÓN .....	6
CAPÍTULO II .....	7
2. ESTADO DEL ARTE .....	7
2.1. PROCESO PRODUCTIVO EN CAMALES .....	7
2.2. GENERACIÓN Y CARACTERIZACIÓN DE RESIDUOS LÍQUIDOS PROCEDENTES DE CAMALES .....	9
2.2.1. RESIDUOS GENERADOS EN EL PROCESO DE FAENAMIENTO .....	9
2.2.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMALES .....	11
2.3. IMPLICANCIAS AMBIENTALES DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS PROCEDENTES DE CAMALES NO TRATADOS.....	14
2.4. TRATAMIENTO DE RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMALES.....	16
2.5. TRATAMIENTO SECUNDARIO: PROCESO DE TRATAMIENTO ANAEROBIO .....	21
2.5.1. BASES TEÓRICAS .....	21
2.5.2. TIPOLOGÍAS DE TRATAMIENTOS ANAEROBIOS .....	33



2.5.3. BIODIGESTORES .....	34
2.5.4. OPERACIÓN DE PROCESOS ANAEROBIOS .....	36
2.6. CINÉTICA DE LOS PROCESOS ANAEROBIOS .....	40
2.6.1. GENERALIDADES .....	40
2.6.2. MODELOS CINÉTICOS APLICABLES A LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS .....	43
CAPITULO III .....	48
3. METODOLOGÍA .....	48
3.1. PROCEDENCIA DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS INDUSTRIALES DE CAMALES.....	48
3.1.1. UBICACIÓN DEL PROYECTO.....	48
3.1.2. RESIDUOS LÍQUIDOS USADOS EN LOS MODELOS EXPERIMENTALES.....	49
3.2. MODELO EXPERIMENTAL .....	52
3.2.1. CARACTERÍSTICAS FÍSICAS .....	52
3.2.2. VARIABLE OPERACIONAL .....	56
3.2.3. ESTRATEGIA OPERACIONAL .....	57
3.3. ANÁLISIS ANALÍTICO .....	65
3.4. ANÁLISIS CINÉTICO DE LOS DATOS.....	68
CAPITULO IV .....	72

4.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	72
4.1.	EVALUACIÓN DEL PERÍODO PREVIO A LA ESTABILIZACIÓN .....	72
4.1.1.	PARÁMETROS DE CONTROL .....	72
4.2.	OPTIMIZACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LOS MODELOS EXPERIMENTALES .....	78
4.2.1.	PARÁMETROS DE CONTROL .....	78
4.2.2.	PARÁMETROS DE OPERACIÓN .....	84
4.2.3.	PARÁMETROS DE EFICIENCIA.....	90
4.3.	MODELO CINÉTICO.....	105
4.3.1.	SUPUESTOS DEL MODELO CINÉTICO APLICABLE.....	105
4.3.2.	MODELO CINÉTICO .....	106
4.4.	DISCUSIÓN .....	108
	CAPÍTULO V.....	111
5.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	111
5.1.	CONCLUSIONES.....	111
5.2.	RECOMENDACIONES .....	113
6.	REFERENCIAS.....	114
7.	ANEXOS .....	127

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>TABLA 2.1</b> CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMALES .....	11
<b>TABLA 2.2</b> CARACTERÍSTICAS DE LAS LÍNEAS DE RESIDUOS LÍQUIDOS EN CAMALES .....	14
<b>TABLA 2.3</b> PROPIEDADES DEL METANO .....	32
<b>TABLA 2.4</b> TIPOS DE TECNOLOGÍAS Y COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN ....	34
<b>TABLA 2.5</b> TIPOS DE BIODIGESTORES .....	35
<b>TABLA 2.6</b> MODELOS CINÉTICOS APLICABLES A LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS.....	43
<b>TABLA 3.1</b> MÉTODOS Y TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE INFLUENTE Y EFLUENTES .....	66
<b>TABLA 3.2</b> LEY DE LA VELOCIDAD .....	71
<b>TABLA 4.1</b> TEMPERATURA MENSUAL HORARIA DURANTE EL PERIODO DE OPERACIÓN .....	74
<b>TABLA 4.2</b> SUPERFICIE ESPECÍFICA DE CADA FASE POR BIODIGESTOR .....	75
<b>TABLA 4.3</b> CARACTERÍSTICAS PROMEDIO DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMAL (INFLUENTE).....	78
<b>TABLA 4.4</b> CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA (MICROORGANISMOS) DE LOS BIODIGESTORES MEDIDOS EN SV .....	86

<b>TABLA 4.5</b> CONSTANTES DE LA CINÉTICA DE REACCIÓN DEL SUSTRATO.....	105
<b>TABLA 4.6</b> GENERACIÓN DE METANO MÁXIMO ( $G_m$ ), CONSTANTE CINÉTICA APARENTE PRODUCCIÓN DE METANO ( $k_1$ ) .....	107

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>FIGURA 2.1</b> PROCESO IDEAL DE FAENAMIENTO.....	9
<b>FIGURA 2.2</b> PROCESOS UNITARIOS DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMAL.....	20
<b>FIGURA 2.3</b> PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	25
<b>FIGURA 2.4</b> GENERACIÓN DE SUBPRODUCTOS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	26
<b>FIGURA 2.5</b> ESTRUCTURA Y MECANISMOS DE TRANSPORTE EN UNA BIOPELÍCULA .....	29
<b>FIGURA 3.1</b> UBICACIÓN DEL PROYECTO DENTRO DE LAS INSTALACIONES DE LA EMRAQ-EP. ....	48
<b>FIGURA 3.2</b> PROCESOS UNITARIOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE LA EMRAQ-EP .....	50
<b>FIGURA 3.3</b> PUNTO DE TOMA DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS.....	52
<b>FIGURA 3.4</b> PARTES DEL BIODIGESTOR.....	53
<b>FIGURA 3.5</b> MODELO EXPERIMENTAL.....	54
<b>FIGURA 3.6</b> TUBERÍA CORRUGADA COMO MATERIAL DE SOPORTE.....	56
<b>FIGURA 3.7</b> VARIABLE OPERACIONAL EN FUNCIÓN DEL SOPORTE MÓVIL AÑADIDO A LOS BIODIGESTORES.....	57
<b>FIGURA 3.8</b> PUNTOS DE MUESTREO.....	58

<b>FIGURA 3.9</b> PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOPELÍCULA DE LOS BIODIGESTORES.....	59
<b>FIGURA 3.10</b> GASÓMETROS .....	60
<b>FIGURA 3.11</b> COLUMNA DE AGUA EN LA SALIDA DE LOS GASÓMETROS.....	61
<b>FIGURA 3.12</b> LLAVES DE ENTRADA A LOS GASÓMETROS .....	61
<b>FIGURA 3.13</b> REGISTRADOR DIGITAL DE TEMPERATURA Y LUMINOSIDAD .....	62
<b>FIGURA 3.14</b> EQUIPO DE MEDICIÓN DE CONTENIDO DE METANO .....	67
<b>FIGURA 3.15</b> EQUIPO DE VIBRACIÓN CON ULTRASONIDO .....	68
<b>FIGURA 4.1</b> TEMPERATURA E INTENSIDAD LUMINOSA HORARIA AMBIENTAL .....	73
<b>FIGURA 4.2</b> FASES DEL PERÍODO DE MONITOREO RESPECTO A LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS .....	77
<b>FIGURA 4.3</b> VARIABILIDAD SEMANAL DEL CONTENIDO DE SÓLIDOS DEL RESIDUO LÍQUIDO DE CAMAL (INFLUENTE).....	80
<b>FIGURA 4.4</b> VARIACIÓN SEMANAL DE pH DEL RESIDUO LÍQUIDO DE CAMAL (INFLUENTE).....	81
<b>FIGURA 4.5</b> POTENCIAL HIDRÓGENO POR FASES .....	82
<b>FIGURA 4.6</b> ALCALINIDAD POR FASES.....	83
<b>FIGURA 4.7</b> VELOCIDAD DE CARGA ORGÁNICA (kg SV/m <sup>3</sup> -d) POR FASES DE LOS BIODIGESTORES .....	84

<b>FIGURA 4.8</b> CONTENIDO DE SÓLIDOS EN LA SALIDA DE LA PRIMERA FASE.....	90
<b>FIGURA 4.9</b> CONTENIDO Y ELIMINACIÓN DE DQO POR CADA FASE DE CADA BIODIGESTOR RESPECTO AL INFLUENTE.....	92
<b>FIGURA 4.10</b> PRODUCCIÓN DIARIA ACUMULADA DE BIOGÁS EN FASE LA FASE INICIAL.....	94
<b>FIGURA 4.11</b> PRODUCCIÓN DIARIA ACUMULADA DE BIOGÁS EN FASE ESTABILIZADA.....	97
<b>FIGURA 4.12</b> PRODUCCIÓN DIARIA PROMEDIO DE BIOGÁS POR CADA FASE DE CADA BIODIGESTOR .....	98
<b>FIGURA 4.13</b> PORCENTAJE DE APORTE DE BIOGÁS POR CADA FASE A LA PRODUCCIÓN TOTAL POR CADA BIODIGESTOR .....	99
<b>FIGURA 4.14</b> PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE BIOGÁS (PEB).....	100
<b>FIGURA 4.15</b> TASA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS .....	102
<b>FIGURA 4.16</b> CONTENIDO DE METANO POR FASES .....	103

## ÍNDICE DE ANEXOS

<b>ANEXO I. INFORME DE ANÁLISIS DE MUESTRAS EN EL CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y CONTROL AMBIENTAL .....</b>	<b>128</b>
<b>ANEXO II. DATOS DE PRODUCCIÓN DIARIA DE BIOGÁS .....</b>	<b>129</b>
<b>ANEXO III. DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE REACCIÓN .....</b>	<b>137</b>
<b>ANEXO IV. MODELO CINÉTICO.....</b>	<b>147</b>
<b>ANEXO V. RESUMEN DE GENERACIÓN DE PRODUCTOS.....</b>	<b>150</b>



## SIMBOLOGÍA Y SIGLAS

**AFR:** Anaerobic Filter Reactor (Reactores de Filtro Anaerobio).

**AGV:** Ácidos Grasos Volátiles

**AnMBR:** Anaerobic Membrane Bioreactors

**ASBR:** Anaerobic Sequencing Batch Reactor

**BH:** Base húmeda

**BS:** Base seca

**CH<sub>4</sub>:** Metano

**CICAM:** Centro de Investigaciones y Control Ambiental

**CIMNE:** Centro Internacional de Métodos Numéricos en Ingeniería de la universidad Politécnica de Cataluña

**CO<sub>2</sub>:** Dióxido de carbono

**COT:** Carbono Orgánico Total

**CSTR:** Continuously Stirred Tank Reactor

**DBO:** Demanda Bioquímica de Oxígeno

**DQO:** Demanda Química de Oxígeno

**EGSB:** Expanded Granular Sludge Bed Reactor (Reactor de Cama de Lodo Granular Extendido)

**EMRAQ-EP:** Empresa Pública Metropolitana de Rastro Quito.

**INER:** Instituto Nacional de Eficiencia Energética y Energías Renovables.

**MO:** Materia orgánica

**NT:** Nitrógeno Total

**pH:** Potencial hidrógeno

**PVC:** Polivinilo Clorado

**PET:** Polietileno Tereftalato

**Ret:** Relativo

**PEB:** Producción específica de biogás

**SF:** Sólidos Fijos

**ST:** Sólidos Totales

**SV:** Sólidos Volátiles

**TPB:** Tasa de Producción de Biogás

**TRH:** Tiempo de Retención Hidráulica

**UAFB:** Up-Flow Anaerobic Fixed Bed (Biopelícula Anaerobia de Flujo Ascendente)

**UASB:** Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (Manto de Lodo Anaerobio Ascendente)

**VCO:** Velocidad de Carga orgánica

## RESUMEN

Los residuos líquidos procedentes de camales como los generados en la Empresa Pública Metropolitana de Rastro Quito EMRAQ-EP y utilizados en este estudio, representan un pasivo ambiental sin un adecuado tratamiento. Tratados adecuadamente no sólo permiten su descarga normada a sistemas de alcantarillado, sino son un recurso alternativo de energía. Por lo tanto, el objetivo de este trabajo de investigación fue el estudio de la cinética de la producción de biogás en biodigestores tubulares con soporte móvil reciclado alimentados con residuos líquidos industriales procedentes de camales, a partir del monitoreo de la cantidad de biogás y el contenido de metano en la mezcla gaseosa para una mejor producción de biogás.

La metodología utilizó biodigestores tubulares de 50 L divididos en dos fases de 25 L rellenos con 11 m de tubería corrugada reciclada de instalaciones eléctricas y cortadas en trozos de 5 cm y alimentados con residuos líquidos procedentes de camales. El modelo experimental constó de 4 biodigestores con la siguiente configuración: 1) sin material de soporte (B1-E, B1-S), 2) solo a la entrada (B2-Es, B2-S), 3) solo a la salida (B3-E, B3-Ss) y 4) a la entrada y salida (B4-Es, B4-Ss). Diariamente, se registró la producción de biogás, determinándose el contenido de metano. Además, en este estudio se evaluó y cuantificó las características de influente/efluente y biomasa generada. A partir de los datos de biogás, se analizó la cinética de producción mediante el modelo cinético de Roediger.

Los resultados obtenidos, mostraron que el uso de soporte en biodigestores tubulares que operan a temperaturas ambientales (psicrófilas: 5,9 °C y termófilas: 53,9 °C) con una Velocidad de Carga Orgánica (VCO) de 0,27 kg SVBh/m<sup>3</sup>-d alcanzan una Producción Específica de Biogás (PEB) máxima de 0,42 m<sup>3</sup><sub>biogas</sub>/kg SVBh<sub>añadida</sub> y una Tasa de Producción de biogás (TPB) máxima de 0,11 m<sup>3</sup><sub>biogas</sub>/m<sup>3</sup><sub>biodigestor</sub>. Específicamente, el uso de material de soporte (B2-Es, B3-Ss,

B4-Es, B4-Ss) permitió obtener eficiencias de eliminación de materia orgánica entre el 49,8% al 81,2% % medidos como SV. Además, la adición de material de soporte incrementó las tasas de productividad microbiana ( $Y$ ) en un 95% alcanzando valores entre 0,03 a 0,21 g SV/g DQO. La evaluación de la cinética de producción de biogás, determinó que el orden de la reacción ( $n$ ) fue 1 para el modelo experimental y que la constante aparente de producción de metano ( $k_1$ ) fue mayor para las fases B2-Es ( $-0,0059 \text{ d}^{-1}$ ) y B4-Ss ( $-0,0071 \text{ d}^{-1}$ ).

En conclusión, la adición de material de soporte en los biodigestores tubulares afecta positivamente en la adaptación de bacterias metanogénicas y por ende, aumenta la generación de biogás independientemente de la configuración utilizada. No obstante, el mejor comportamiento se logró al añadir material de soporte tanto en la fase de entrada como de salida.

## ABSTRACT

Slaughterhouse wastewater such as those generated at the Metropolitan Public Company of Rastro Quito EMRAQ-EP and used in this study, represent an environmental problem without adequate treatment. Properly treated, they not only allow their regulated discharge into sewerage systems, but allow them to be an alternative energy resource. Therefore, the objective of this research work was to study the kinetics of biogas production in tubular biodigesters with recycled mobile support fed with slaughterhouse wastewater, from monitoring the biogas/methane production.

The methodology used tubular biodigesters of 50 L divided into two phases of 25 L filled with 11 m of recycled corrugated pipe of electrical installations (pieces of 5 cm), which was fed with slaughterhouse wastewater. The experimental model consisted of 4 biodigesters with the follow configuration: 1) nowhere (B1-E, B1-S), 2) only at the input (B2-Es, B2-S), 3) only at the output (B3-E, B3-Ss) and 4) to the input and output (B4-Es, B4-Ss). Daily, the biogas production was recorded, determining the methane content. In addition, in this study the influent/ effluent and biomass characteristics were evaluated and quantified. Based on the biogas data, the biogas production kinetics was analyzed using the Roediger kinetic model.

Results obtained showed that the use of support in tubular biodigesters operating at ambient temperatures (psychrophilic: 5.9 ° C and thermophilic: 53.9 ° C) with an Organic Loading Rate (OLR) of 0.27 kg VS Bh/m<sup>3</sup>-d reach a maximum Specific Biogas Production (SBP) of 0.42 m<sup>3</sup>biogas/kg VS B<sub>added</sub> and a maximum Biogas Production Rate (BPR) of 0.11 m<sup>3</sup>biogas/m<sup>3</sup><sub>biodigester</sub>. Specifically, the use of support material (B2-Es, B3-Ss, B4-Es, B4-Ss) allowed to obtain organic matter removal efficiencies between 49.8% to 81.2% measured as SV. In addition, the addition of support material increased the microbial productivity rates (Y) by 95% reaching values between 0.03 to 0.21 g VS/g COD. The evaluation of the kinetics

of biogas production determined that the reaction order ( $n$ ) was 1 for the experimental model and that the apparent constant of methane production ( $k_1$ ) was greater for phases B2-Es ( $-0,0059 \text{ d}^{-1}$ ) and B4-Ss ( $-0.0071 \text{ d}^{-1}$ ).

In conclusion, the addition of support material in the tubular biodigesters positively affects the methanogenic adaptation, increasing the biogas generation regardless of the configuration used. However, the best performance was achieved by adding support material in both phases (input and output).

## PRESENTACIÓN

Los residuos líquidos industriales procedentes de camales son fuente de materia orgánica y nutrientes, por lo que no tratados se convierten en un pasivo ambiental y tratados adecuadamente brindan oportunidades de re-valorización como fuente de energía. Los tratamientos disponibles como lodos activados pueden representar costos adicionales de operación (energía para oxigenación). Mientras, los biodigestores anaerobios tubulares se presentan como una opción viable debido a que, durante su construcción, se utiliza material alternativo (geomembrana) y en la operación no consumen energía. La adición de material de soporte dentro de los biodigestores favorece la formación de biopelícula, la cual permite que la biomasa metanogénica crezca y esté protegida de cambios operacionales. El establecimiento de biomasa metanogénica favorece la eliminación de materia orgánica y el aumento de la producción de biogás. Material de soporte reciclable como las botellas PET es una alternativa económica que se ha estudiado dentro de la optimización de biodigestores. Sin embargo, el uso de otros materiales de reciclaje alternativos como tuberías corrugadas no se ha estudiado en este ámbito.

Por lo tanto, en el presente proyecto de titulación se presenta un estudio cinético de la producción de biogás, con un modelo experimental que considera la función del material de soporte dentro de las etapas de digestión anaerobia. Este documento se describe dentro de cinco capítulos.

En el primer capítulo se presenta una introducción, objetivos, alcance del trabajo y la justificación del presente estudio.

En el segundo capítulo, se detalla el estado del arte en donde se explica el proceso de generación de residuos líquidos, la problemática ambiental que representan estos residuos líquidos, las características que les hace factibles para

ser tratados mediante biodigestión anaerobia, las distintas tecnologías disponibles y la cinética utilizada, para determinar la mejor opción en cuanto a la optimización de los biodigestores tubulares con soporte móvil.

En el tercer capítulo, se detalla la metodología utilizada para el estudio del presente proyecto. En este capítulo se presenta la procedencia de los residuos líquidos utilizados con sus características físico-químicas; las características del modelo experimental operado; la metodología utilizada en el análisis analítico de los productos y el análisis de datos.

El cuarto capítulo presenta los resultados y la discusión de los mismos, para la determinación de la mejor opción en cuanto a las propuestas experimentales, esta determinación se basa en el análisis de los resultados obtenidos en la medición de cada parámetro. El biodigestor que presenta un mejor comportamiento, es la mejor opción en la optimización de los biodigestores tubulares con soporte móvil.

En el capítulo cinco se presenta las conclusiones y recomendaciones del estudio desarrollado. En este capítulo se habla de los parámetros de control, parámetros de operación y parámetros de eficiencia, esto previo a la estabilización de la producción de biogás. Se habla también de la optimización de la operación de los modelos experimentales en donde se encuentra la fase de estabilización, la producción de biogás, la producción específica de biogás PEB y la tasa de producción de biogás (TPB). Se encuentra también los resultados en cuanto al modelo cinético en donde se encuentra el análisis de los supuestos antes de aplicar el modelo cinético y el desarrollo del modelo cinéticos como tal. Se presenta un análisis global de todos los parámetros.

En el final del documento se muestran las referencias y los anexos al estudio.



# CAPÍTULO I

## INTRODUCCIÓN

### 1.1. ANTECEDENTES

El consumo *per cápita* de carne en el Ecuador, está en el orden de 18 kg/persona\*año (Mestanza y Velasco, 2015). En la Revista Líderes (2015), se publicó que, en el Ecuador, para el año 2015, se faenaron 220000 toneladas métricas, representando 1760000 cabezas de ganado, los datos presentados en esta publicación han sido provistos por la Federación Nacional de Ganaderos y la Asociación de Ganaderos del Litoral. En Quito, en la Empresa Metropolitana de Rastro Quito – Empresa Pública, en el año 2016, se procesaron 57027 bovinos, 19204 ovinos y 88146 porcinos con un total de 162000 animales faenados (EMRAQ-EP, 2016).

En el proceso de faenamamiento, el uso de agua es importante durante todo el proceso; Álvarez (2010) menciona que la tasa promedio de consumo de agua para el procesamiento de un animal vacuno o un porcino es de 1000 y 225 litros respectivamente y Signorini (2008) menciona que el 100% del agua utilizada es desechada como residuo líquido; esto para en el lavado de establos, sangrado, eviscerado, lavado de canales y lavado de las instalaciones (Briceño y Castillo, 2009).

La materia orgánica y nutrientes de los residuos líquidos de canales contenida en la sangre, contenido intestinal, grasa, pedazos de músculo, microorganismos patógenos y no patógenos y detergentes (Flores, 2014; Bustillo y Mehrvar, 2015; Dallago et al., 2012), pueden llegar a contaminar los cuerpos de agua en los que se descargan, causando anoxia y procesos de eutrofización debido a nutrientes como el nitrógeno en sus diferentes formas (Dallago et al., 2012) o cambiando las

condiciones físico-químicas necesarias para el establecimiento de vida acuática (Lara, 2011; Liu y Haynes, 2011; Monsalvo, 2016). Estos residuos líquidos, al ser dispuestos directamente en el suelo, y debido al contenido de materia orgánica, modifican las características como pH, humedad, contenido orgánico de éste o pueden filtrar llegando a contaminar cuerpos de agua subterránea (Liu y Haynes, 2011; Lara, 2011) y en el aire, los compuestos volátiles producto de la degradación como son los ácidos grasos volátiles, metano, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, contribuyen al efecto invernadero (Cuetos et al., 2010; Caixeta et al., 2002; Flores, 2014). Debido al contenido microbiano, ingerir agua contaminada con residuos líquidos de camal puede causar gastroenteritis, malaria, fiebre tifoidea, cólera, entre otras (Poopathi y Archana, 2012)

Los residuos líquidos industriales procedentes de camales, son ricos en materia orgánica y nutrientes con valores que bordean los 14,25 a 42 mg-DQO/mg N (Naderi et al., 2017) y rangos de pH entre 4,9 a 8,1 (Bustillo y Mehrvar, 2015) y alcalinidad del orden de 400 – 1100 mg CaCO<sub>3</sub>/L (Borja et al., 1993; Marcos et al., 2012) que facilitan su tratamiento mediante procesos biológicos anaeróbicos (Martínez et al., 1996; Cuetos et al., 2010; Bustillo et al., 2015). ), a fin de obtener productos con valor energético como el biogás (Pedraza et al., 2002; Weiland, 2010). En procesos de digestión anaerobia, existen varias tecnologías que varían respecto a sus condiciones hidráulicas hasta la disposición de la biomasa, entre las que se puede mencionar a Reactores de Mezcla Continua (por sus siglas en inglés CSTR, Continuously Stirred Tank Reactor), Manto de Lodo Anaerobio Ascendente (por sus siglas en inglés UASB, Upflow Anaerobic Sludge Blanket) y biodigestores los cuales existen en forma de domo o modelo Chino, tanque flotante o modelo Hindú y tubulares o modelo Vietnamita (Salminen y Rintala, 2002; Garfí et al., 2016;).

Los biodigestores tubulares, han sido aplicados en la co-digestión de estiércol de animales de granja y grasas de cocina o de estiércol de llama y oveja, en monodigestión de estiércol de vaca, de cerdo, cuyes, llama, esto en países como Perú, Costa Rica, Cuba, Bolivia, Colombia. Los biodigestores tubulares pueden ser

construidos con PVC o PET (Garfí et al., 2016). Estos biodigestores tienen la ventaja sobre los demás, gracias a que estos son de fácil y económica instalación (100 – 700 USD dependiendo de la densidad y del tipo de material a utilizar) y operación (no requiere conocimiento especializado) (Garfí et al., 2016). Además, el uso de material inerte como soporte para la retención de biomasa, permite incrementar la población de microorganismos metanogénicos y optimizar la producción de biogás (Montalvo y Guerrero, 2003). El material de soporte puede estar normalizado como el caso de AnoxKaldnes™, con superficies específicas entre 300 a 1000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y costos de 4,64 USD/unidad (Veolia, 2017) o ser reciclado como las botellas PET que alcanzan áreas específicas de 390 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y no tienen costo directo (Flores, 2014; Fuentes, 2014).

La biopelícula generada sobre la superficie de los soportes inertes, presenta algunas ventajas específicas dadas por la mejora de la transferencia de hidrógeno en el proceso de degradación biológica, aumentando la generación de biogás mediante la vía de bacterias hidrogenoclasticas metanogénicas (Montalvo y Guerrero, 2003). Además, se ha visto mejoras en cuanto a mantener constante los valores de pH o disminuir efectos negativos por la presencia de sustancias tóxicas, gracias a la formación de exopolisacáridos (por sus siglas en inglés EPS, ExoPolySaccharides) (Chan et al., 2009; Caixeta et al., 2002).

El comportamiento de los biodigestores con biopelícula, ha sido estudiado mediante algunos modelos cinéticos de los cuales se enlista el: Modelo de primer orden, Monod, Grau et al., Contois, Chen y Hashimoto (Pavlostathis y Gómez, 1991). Estos modelos toman en cuenta el crecimiento bacteriano o el consumo de sustrato. Existen también modelos matemáticos que toman en cuenta factores limitantes en la producción de biogás o en el crecimiento bacteriano, presencia de inhibidores, aplicados a sustratos sólidos, entre otros (Montalvo y Guerrero, 2003).

Modelos matemáticos que toman en cuenta la generación de productos como la biomasa o el biogás, son aplicados a la digestión anaerobia a fin de conocer el

comportamiento e influencia de diferentes propuestas experimentales, en estos se puede citar el modelo cinético propuesto por Eckenfelder y utilizado por Alulima (2017), el modelo modificado de Gompertz utilizado por Pan et al (2016), el modelo cinético propuesto por Roediger que han utilizado Fiestas et al. (1990), Borja et al. (1993) y Raposo (2009). En el presente estudio se utiliza el modelo propuesto por Roediger y utilizado Fiestas et al. (1990), esto para la determinación de la mejor producción de biogás para las diferentes propuestas experimentales.

A lo antes expuesto, es importante destacar que este proyecto de titulación nace del trabajo de investigación que el Dr. Jaime Martí Herrero, Prometeo del INER viene realizando en el Camal Metropolitano de Quito. Dicho proyecto, está registrado en la EPN con el código PIE-BIOGÁS 2017 y en él la Dra. Villamar (tutor) colabora como investigador.

## **1.2. OBJETIVOS**

### **1.2.1. OBJETIVO GENERAL**

Estudiar la cinética de la producción de biogás en biodigestores tubulares con soporte móvil reciclado, alimentados con residuos líquidos industriales procedentes de camales, a partir del monitoreo de la cantidad de biogás y el contenido de metano en la mezcla gaseosa para una mejor producción de biogás.

### **1.2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Determinar el periodo de estabilización del sistema en cuanto a la generación de biogás, mediante el monitoreo diario de este parámetro.
- Optimizar la generación de biogás, mediante la variación de la ubicación del medio soporte móvil en los biodigestores.

- Establecer la cinética de producción de biogás de las distintas configuraciones de ubicación del material de soporte móvil, mediante la determinación de parámetros cinéticos.

### 1.3. ALCANCE

Los residuos líquidos industriales procedentes de camales tienen un alto contenido de materia orgánica debido a la sangre, contenido estomacal, grasa, músculo, microorganismos patógenos y no patógenos, detergentes lo que le da las características contaminantes para el agua, suelo y aire (Monsalvo, 2016; Liu y Haynes, 2011; Lara, 2011), esto si son descargadas sin recibir tratamiento previo (Ruiz, 2011). La biodigestión anaerobia transforma la materia orgánica en sub-productos como el biogás y biomasa (Chan et al., 2009). El biogás se presenta como una opción de energía renovable para el reemplazo del uso de combustibles fósiles (Weiland, 2010). La adición de soporte móvil provee de determinadas ventajas en una mayor producción de biogás (Fuentes, 2014; Quille y Donaires).

El presente estudio contribuye en etapa experimental con mejoras en la innovación del tratamiento de residuos líquidos industriales procedentes de camales, esto a fin de disminuir la contaminación que provoca el descargar de manera directa este tipo de efluentes (Ruiz, 2011). Además, permite estudiar formas económicas y eficaces para la optimización en la generación de energía utilizable a nivel de la misma actividad productiva. El trabajo, aunque parte de aspectos experimentales, tiene potencial de transpolación a escala industrial, experiencias que exitosamente ya se han venido realizado en otros países como Bolivia, Colombia, Perú, Costa Rica, Ecuador (Flores, 2014; Garfí et al., 2016). En forma adicional, este trabajo de titulación incorpora material reciclado, buscando con esto, estudiar y mejorar el rendimiento de biodigestores tubulares, pero, además, hacer uso de material de desecho, condición que le confiere alto nivel de innovación.

Este trabajo es experimental y se desarrolló en la Empresa Pública Metropolitana de Rastro Quito (EMRAQ-EP), de esta manera se facilitó el manejo de los residuos líquidos y permitiendo evidenciar bajo condiciones reales el funcionamiento de tecnologías biológicas.

#### **1.4. JUSTIFICACIÓN**

El presente trabajo se desarrolla dentro de la tecnología de tratamiento de aguas residuales, para la maximización de la producción de biogás, mediante la remoción de la materia orgánica contenida en los residuos líquidos de camales, a través de procesos de digestión anaerobia. El biogás generado en la digestión anaerobia, es utilizado como fuente de energía y su optimización ha sido estudiada desarrollando nuevas tecnologías y pre-tratamientos como la adición de soportes móviles y generación de biopelículas enfocadas a una mayor generación de biogás (Appels et al., 2008; Ortner et al., 2015). La adición de soporte dentro de reactores anaerobios, aumenta considerablemente el área superficial, permitiendo que diferentes bacterias, tales como las metanogénicas, se adhieran y colonicen dicho soporte (Flores, 2014; Yu et al., 2014). El seguimiento cinético del proceso anaeróbico, se realiza a partir de la evaluación del comportamiento de sustratos, productos y biomasa (Ivani et al., 2004). La mejor configuración en cuanto a la utilización de soporte móvil dentro de los reactores tubulares permitirá que procesos que generen residuos líquidos con similares características a los de camales, puedan aprovecharlos en la generación de energía calórica reduciendo así los gastos en adquisición de combustible y reduciendo la contaminación ambiental.

## CAPÍTULO II

### ESTADO DEL ARTE

#### 2.1. PROCESO PRODUCTIVO EN CAMALES

El proceso de faenamamiento, generalmente inicia con una etapa de estabulamiento temporal del ganado y la otra propiamente del faenamamiento que comprende el aturdimiento, sangrado, pelado, eviscerado-desgrasado, corte y salado de las pieles y otras partes del animal (Briceño y Castillo, 2009; Garzón, 2010).

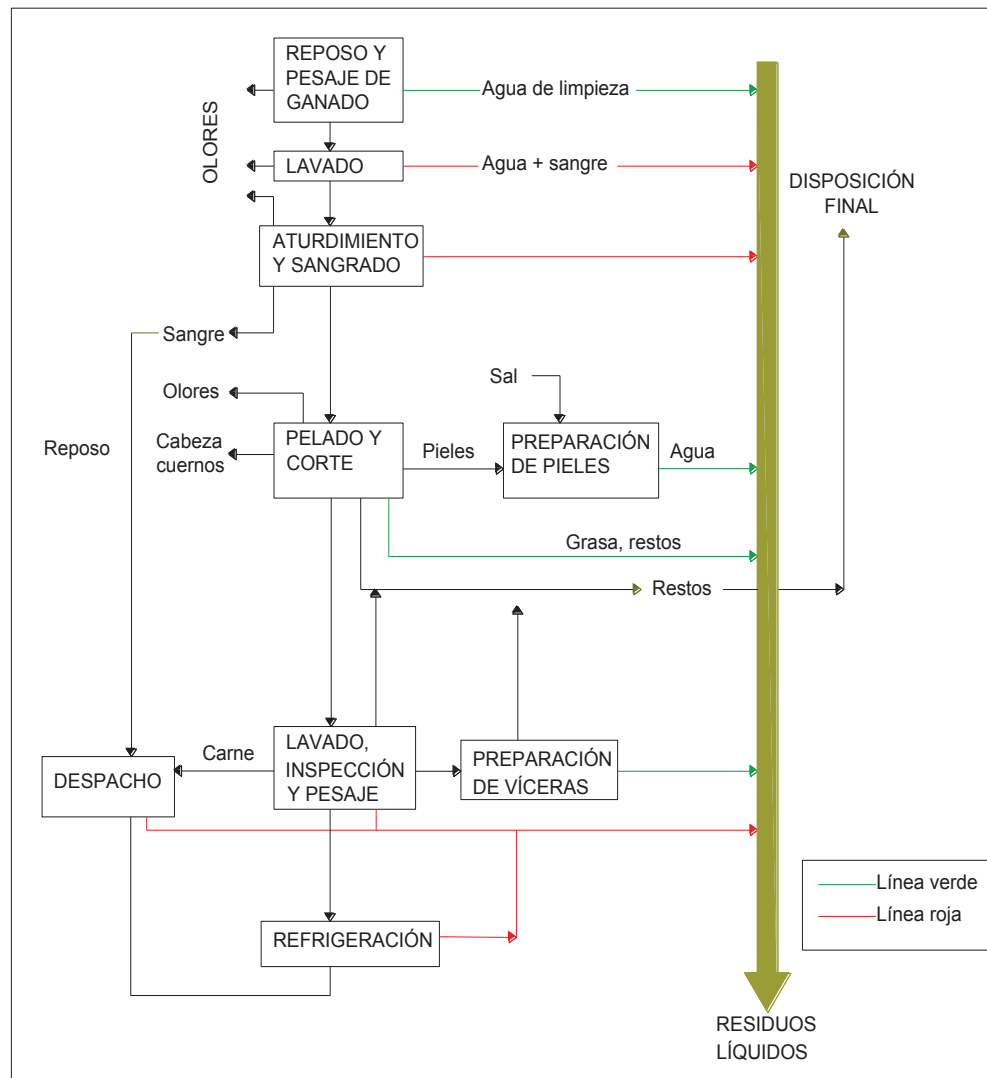
En el proceso de estabulamiento, el animal es conducido a un establo para su revisión veterinaria y reposo a fin de eliminar agua y residuos alimenticios del estómago, esto para que el peso del animal sea más cercano al real (Briceño y Castillo, 2009). El aturdimiento se lo hace con una pistola neumática que dispara un perno que atraviesa el cráneo o haciendo uso de una puntilla metálica que es hundida en la zona atlanto oxipital (EMRAQ-EP, 2016; Álvarez, 2010). Dentro del faenamamiento, una vez aturdido el animal, se realiza el degüelle siendo izado durante al menos 3 minutos para el desangrado. La sangre es recogida para la elaboración de harina en recipientes limpios y lo que salpica se lava y se junta con los demás residuos líquidos (Álvarez, 2010). Una vez que el animal ha sido desangrado, se procede a separar el cuerpo entero cortando las patas en sus articulaciones y la cabeza en la nuca (Álvarez, 2010). El pelado del animal, consiste en retirar la piel, cortando a lo largo del pecho alrededor de la cola y a lo largo de las extremidades, este proceso se realiza cuidando no dañar la piel y no contaminar la carne (Álvarez, 2010). El corte se lo realiza con una sierra eléctrica y se lo hace longitudinalmente en el pecho para poder extraer las vísceras y exceso de grasa que no debe estar contenida en las piezas finales (Briceño y Castillo, 2009). Las piezas del animal cortadas, son clasificadas, lavadas e inspeccionadas (Briceño y Castillo, 2009). En esta etapa, se utiliza agua a presión

con la finalidad de retirar restos de piel, pelos, huesos u otra suciedad (Álvarez, 2010). Además, empieza el lavado de las piezas como: las vísceras rojas (pulmones, corazón, riñones, médulas y tráqueas) y blancas (intestinos y estómagos). Los intestinos generalmente son descartados, debido a su baja utilidad para consumo (Álvarez, 2010; Briceño y Castillo, 2009). Finalmente, en el proceso se realiza una última limpieza de las piezas de carne, en donde se retiran excesos de grasa, restos de vísceras, pelos y la sangre (Garzón, 2010). Finalmente, las pieles son lavadas, retiradas el exceso de grasa y son saladas para su preservación hasta su despacho (Briceño y Castillo, 2009). Las partes del animal que no son despachadas para el consumo, son enviadas a un gestor o son incineradas (Briceño y Castillo, 2009).

El faenamiento de animales porcinos es similar al del bovino, solo con la diferencia que el aturdimiento se realiza con electrocución, introduciendo un cuchillo largo en el externo o anestesia con CO<sub>2</sub>. El animal faenado es lavado en agua hirviendo de 1 a 2 minutos para el pelaje, agua que frecuentemente es cambiada, en forma adicional se incorpora un proceso de flameado quemando pelaje y lavando el cuerpo para quitar lo quemado (Garzón, 2010; Álvarez, 2010).

La **Figura 2.1** muestra el proceso general típico del proceso de faenamiento de ganado bovino, el cual es modificado de acuerdo a los requerimientos propios de cada camal.



**FIGURA 2.1 PROCESO IDEAL DE FAENAMIENTO**

**Fuente:** Briceño y Castillo (2009)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

## 2.2. GENERACIÓN Y CARACTERIZACIÓN DE RESIDUOS LÍQUIDOS PROCEDENTES DE CAMALES

### 2.2.1. RESIDUOS GENERADOS EN EL PROCESO DE FAENAMIENTO

En el proceso de faenamiento, para la obtención de productos cárnicos se generan residuos sólidos biodegradables (Pavlostathis et al., 1991; Ruiz, 2011. En

general, los residuos sólidos de los animales faenados corresponden desde el 20% al 50% del peso del animal en pie (Garzón, 2010). Los residuos líquidos obtenidos son constituidos por purines (residuos líquidos), excretas, alimento procedente de la etapa de estabulación y agua de lavado que contiene sangre, alimento no digerido, pedazos musculares del animal y detergentes derivados del proceso de faenamiento y lavado de las instalaciones e instrumentos (Bustillo et al., 2013; Briceño y Castillo, 2009). De acuerdo a las operaciones específicas del faenamiento, los residuos líquidos de camales se caracterizan por la generación de dos líneas de efluentes. La línea roja, generada durante el proceso de faenamiento como tal, y la línea verde relacionada con la etapa de lavado intestinal o rumen (Martínez et al., 1996).

El consumo de agua se da en los siguientes procesos:

- Recepción y lavado de camiones que descargan los animales vivos y transportan la carne faenada (Álvarez, 2010).
- Estabulación, en donde el animal desecha su contenido estomacal y el establo es lavado cada cierto tiempo o también la lluvia lava los establos (Álvarez, 2010; Chango y Simbaña, 2016).
- Aturdimiento y sangrado, en donde la sangre gotea y se mezcla con el agua de lavado (Álvarez, 2010).
- El depilado en el faenamiento porcino, donde el agua se desecha con una temperatura próxima a 60 °C (Álvarez, 2010).
- Lavado de carne, vísceras, que contienen: sangre, rumen, pelo, desinfectantes, entre otros (Garzón, 2010; Briceño y Castillo, 2009).
- El lavado de instalaciones, donde en promedio se usa alrededor de 5 L/m<sup>2</sup> de área (Álvarez, 2010). En esta etapa, este residuo líquido podrá contener, además de la carga contaminante del lugar lavado, desinfectantes utilizados para el lavado (Álvarez, 2010; Ruiz, 2011).

Las tasas de consumo de agua dependen del tipo de animal faenado, aunque puede existir variación, a lo que Álvarez (2010) explica que éstas se deben a la

existencia de goteo de agua en las mangueras utilizadas y la concientización del uso del agua del personal; siendo así, Chango y Simbaña (2016) presentan que en la EMRAQ-EP, la cantidad de agua utilizada para faenar un bovino y un porcino es de 0,8 m<sup>3</sup> y 0,6 m<sup>3</sup> respectivamente, mientras que Álvarez (2010) presenta que el consumo de agua en el faenamamiento de los mismos tipos de animales ha sido de 1 m<sup>3</sup> y 0,225 m<sup>3</sup> respectivamente, esto en el Camal Municipal de Salcedo; estas variaciones provocan que las características físico-químicas del residuo líquido sean diferentes, siendo así, la DQO que presenta la EMRAQ-EP de 3750 mg/L; mientras que, la que presenta el Camal Municipal de Salcedo es de hasta 712 mg/L, es decir, 5 veces menor (Álvarez, 2010; Chango y Simbaña, 2016).

### 2.2.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMALES

Los residuos líquidos generados denotan un fuerte componente orgánico, constituido por: proteínas, carbohidratos, grasas, lignina, sales biliares y microorganismos patógenos (Uicab y Sandoval, 2003), debido a los pelos, grasas, músculo, agua de proceso, detergentes de lavado y contenido estomacal, sangre (Marcos et al., 2012).

Las características físico-químicas de este tipo de residuos líquidos son listadas en la **Tabla 2.1**.

**TABLA 2.1** CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMALES

Parámetro	Unidad	Rango de valores	Referencia
ST	%, Bh	0,8 - 1,2	4
SST	g/L	0,27 – 12	2, 5
SV	%, Bh	0,7 - 1,1	4
SSV	g/L	1,6 – 10	2
DQO	g O <sub>2</sub> /L	0,5 - 15,9	5
DBO <sub>5</sub>	g O <sub>2</sub> /L	0,15 - 4,6	5

NT	mg /L	50 - 841	5
PT	mg /L	25 - 200	5
pH	-	4,9 - 8,1	5
Alcalinidad	mg CaCO <sub>3</sub> /L	400 – 1100	1, 3
AGV	mg CH <sub>3</sub> COOH/L	950	3
COT	mg C/L	70 - 1200	5

**Fuente:** (1) Borja et al. (1993), (2) Martínez et al. (1996), (3) Marcos et al. (2012), (4) Ortner et al. (2014), (5) Bustillo y Mehrvar (2015).

**Bh:** Base húmeda; **ST:** Sólidos totales; **SST:** Sólidos suspendidos totales; **SV:** Sólidos volátiles base húmeda; **DQO:** Demanda química de oxígeno; **DBO<sub>5</sub>:** Demanda bioquímica de oxígeno; **NT:** Nitrógeno total; **PT:** Fósforo total; **pH:** Potencial hidrógeno; **AGV:** Ácidos grasos volátiles; **COT:** Carbono Orgánico Total.

**Elaborado por:** Limaico (2017).

A pesar de que la concentración de sólidos es baja (0,8 – 1,2 % ST) respecto a las óptimas (4 – 8% ST) para utilizar procesos anaerobios (Montalvo y Guerrero, 2003), algunos estudios, han utilizado residuos líquidos procedentes de camales bajo procesos anaerobios mesofílicos (37 °C) y psicofílicos (25 °C), obteniendo un rendimiento de metano de 0,28 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO (Ortner et al., 2014). Los valores en cuanto a la DBO<sub>5</sub> y DQO, permiten conocer la cantidad y calidad de fuente de carbono disponible en el sustrato para el consumo bacteriano (Gerardi, 2003). Los valores reportados en bibliografía determinan valores de biodegradabilidad (DBO<sub>5</sub>/DQO) entre 0,25 a 0,5. Valores superiores de DBO<sub>5</sub>/DQO a 0,5 determinan alta capacidad de biodegradación del sustrato; mientras valores inferiores a 0,25 consideran que existe una fracción recalcitrante del componente orgánico que posiblemente no sea degradada en el proceso anaerobio (Lara, 2011).

Dentro de planes de monitoreo, la determinación de DQO es habitual por la rapidez del ensayo. Algunos autores han determinado que valores de DQO encima de 4000 mg/L, favorecen la digestión anaerobia. No obstante, este factor puede no ser determinante debido a que algunos trabajos han obtenido resultados

satisfactorios con valores de DQO menores a 4000 mg/L (Montalvo y Guerrero, 2003; Fuente, 2014). Valores de pH dentro de residuos líquidos procedentes de camales están entre 4,7 a 8,9, los cuales generalmente se ajustan al rango de pH (6 – 7,5) requerido para procesos anaeróbicos (Gerardi, 2003). La alcalinidad que evalúa la capacidad *buffer* de residuos líquidos procedentes de camales se sitúa en valores entre 400 a 1100 mg CaCO<sub>3</sub>/L, esta condición puede ser menor a la óptima reportada a valores ente 1500 y 3000 mg CaCO<sub>3</sub>/L (Gerardi, 2003).

Por lo tanto, de acuerdo a lo descrito en la **Tabla 2.1**, el contenido de materia orgánica (SV) en residuos líquidos de camales corresponde a más del 50% de los Sólidos Totales (ST), por lo que la relación de biodegradabilidad (DBO<sub>5</sub>/DQO) se sitúa en valores promedio de 0,3 y la relación de carbono/nitrógeno (C/NT) entre 3 a 10,8 (Marcos et al., 2012; Cuetos et al., 2010). Los valores descritos, pueden no ser óptimos para el proceso anaeróbico como tal, sin embargo, existen estudios exitosos del uso de procesos anaerobios en este tipo de residuos, condición que algunos autores mencionan tener relación con el tiempo de estabilización que se le da al proceso (Martí-Herrero et al., 2014; Fuentes, 2014). Operacionalmente, el pH no debería generar problemas en procesos anaerobios, pero la alcalinidad de este tipo de residuos podría provocar inestabilidad y pérdida de capacidad *buffer* en el sistema biológico (Montalvo y Guerrero, 2003).

Dentro del proceso productivo, se mencionó dos líneas de residuos líquidos. Algunos autores, han descrito y caracterizado cada una de estas líneas. Las razones tienen que ver con diferencias en sus características físico-químicas, lo que sería interesante dentro del área de reciclaje de agua o tratamiento específico (Flores, 2014; Álvarez, 2010). Martínez et al. (1996) presenta un estudio para el tratamiento de los residuos líquidos de una planta de faenamiento diario de 650 cabezas de ganado ovino. En este trabajo, se presenta las características promedio diarias de las líneas de residuos líquidos por separado, evidenciándose que la línea verde es alrededor de 6 veces más cargada de sólidos potencialmente biodegradables (SSV) que la roja. La razón está dada porque los caudales de la línea roja son el doble que los de la línea verde. La **Tabla 2.2**

describe las características físico-químicas de la línea roja, verde y combinada de camales.

**TABLA 2.2** CARACTERÍSTICAS DE LAS LÍNEAS DE RESIDUOS LÍQUIDOS EN CAMALES

Parámetro	Unidad	Línea roja	Línea verde	Combinada
Caudal	m <sup>3</sup> /d	1900	800	2,38
Temperatura	°C	29	23	1,26
DQO	mg/L	2400	3600	0,67
SST	mg/L	1900	12000	0,16
SSV	mg/L	1600	10000	0,16
Grasas	mg/L	1200	1700	0,71
pH	-	6,5	7,5	0,87

**Fuente:** Martínez et al. (1996)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

**DQO:** Demanda Química de Oxígeno; **SST:** Sólidos Suspendidos Totales; **SSV:** Sólidos Suspendidos Volátiles; **pH:** Potencial hidrógeno.

### 2.3. IMPLICANCIAS AMBIENTALES DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS PROCEDENTES DE CAMALES NO TRATADOS

Debido a las características físico-químicas que presentan este tipo de residuos líquidos, es necesario un tratamiento previo antes de su descarga tanto con fines ambientales como de cumplimiento legal (Rosenwinkel y Meyer, 1999). Al descargar los residuos líquidos sin haber tenido un tratamiento, se contamina el compartimiento ambiental en el cual es descargado (Ruiz, 2011).

El impacto del proceso como tal, parte por el consumo de agua, siendo aproximadamente 1000 L/bovino faenado y 225 L/porcino faenado (Álvarez, 2010). Al relacionar este consumo de agua, respecto a la dotación diaria de agua potable a los ciudadanos de Quito para el año 2010 (253 L/hab d), es posible mencionar que faenar una res consume la dotación de agua potable de

aproximadamente 4 personas. Este consumo provoca la necesidad de nuevas captaciones de agua para dotar del servicio de agua potable (EMRAQ-EP, 2011).

En el agua, debido al contenido de materia orgánica y nutrientes los residuos líquidos procedentes de camales pueden generar eutrofización, anoxia o disminución del oxígeno disuelto a valores inferiores a los aceptables para sostener toda la vida acuática ( $< 6 \text{ mg/L}$ ) o a niveles críticos para los peces ( $3 \text{ a } 4 \text{ mg O}_2/\text{L}$ ) (Monsalvo, 2016; Liu, y Haynes, 2011; Lara, 2011; Santamaría, 2013). Microorganismos autóctonos de los residuos líquidos, ante la presencia del oxígeno del agua y con materia orgánica presente, consumen este gas oxidando la materia orgánica (Carasayo, 2013). Algunos investigadores, mencionan que valores de  $\text{DBO}_5$  superiores a  $10 \text{ mg/L}$  comprometen la vida acuática (Habit et al., 2005). La variación de los nutrientes en cuanto a fósforo total ( $> 0,02 - 0,1 \text{ mg P/L}$ ) y nitrógeno ( $> 0,5 - 1,0 \text{ mg N/L}$ ) en cuerpos fluviales, afecta a la composición de la biota tanto en variables como población y riqueza provocando eutrofización (Colby et al., 1972; Xu et al., 2010). El desequilibrio por incremento de nutrientes, al principio favorece el crecimiento de plancton, generando turbidez y evitando el paso de luz. Además, la biomasa muerta es depositada en el fondo dando lugar a procesos de descomposición, lo que reduce el contenido de oxígeno disuelto, llevando al cuerpo de agua a un estado eutrófico (Moreno et al., 2010).

En el suelo, a partir del reuso de estos residuos líquidos en la agricultura o por escape o escurrimiento se podría modificar las propiedades físico-químicas del suelo (pH, humedad, contenido orgánico), afectando al hábitat de organismos terrestres como: plantas, anélidos y bacterias (Liu, y Haynes, 2011; Lara, 2011). La descarga de residuos líquidos en el suelo puede generar que los sólidos solubles del suelo sean llevados a fase acuosa de manera que luego sean lixiviados provocando la contaminación de cuerpos de agua subterráneos (Carasayo, 2013).

Emisiones atmosféricas procedentes de residuos líquidos de camales se producen durante periodos de almacenamiento temporal, en donde se genera la

biodegradación incompleta de la fracción orgánica (Lara, 2011). Las emisiones más comunes dentro de este tipo de residuos están amoníaco ( $\text{NH}_3$ ), ácidos Grasos Volátiles (AGV) y metano ( $\text{CH}_4$ ) (Cuetos et al., 2010; Caixeta et al., 2002). Por un lado,  $\text{NH}_3$  y AGV son precursores de olores y  $\text{CH}_4$  gas con potencial efecto invernadero (Molina y Guevara, 2016; Garfí et al., 2016). La contaminación acústica también se da, debido a la actividad propia del proceso con niveles de ruido entre 87-107 dBA (Garzón, 2010).

A nivel de salud pública, la ingesta de agua o alimentos regados con residuos líquidos de camales no tratados puede desencadenar principalmente en enfermedades hídricas tales como: gastroenteritis, malaria, filariosis, cólera, tifoidea, entre otras (Poopathi y Archana, 2012).

#### **2.4. TRATAMIENTO DE RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMALES**

Al igual que todo residuo líquido, el tratamiento de residuos líquidos procedentes de camales, va a constar de etapas: pretratamiento, tratamiento primario, secundario y terciario. Cada etapa, estará asociada a tecnologías basadas en procesos físicos, químicos, biológicos y avanzados. En general, todo el proceso de tratamiento busca cumplir con la normativa vigente, siendo en el caso del DMQ la Ordenanza 404 del Distrito Metropolitano de Quito (SA-MDMQ, 2014). A escala industrial, es poco frecuente utilizar al tratamiento como estrategia de revalorización de sub-productos (Farfán y Gordón, 2013).

En la etapa preliminar, el tratamiento busca disminuir sólidos. Dentro de una planta de tratamiento, enfocada a tratar residuos líquidos procedentes de camal es común el uso de rejillas, las cuales son un proceso físico de filtración, que tienen aberturas de 50 a 100 mm para partículas gruesas y 12 a 20 mm o inclusive menores a 5 mm para partículas finas (Garzón, 2010; Ramalho, 1996). El tipo de tecnología utilizada en el Camal Metropolitano de Quito es un tamiz con limpieza manual cuya abertura es de 1 a 0,75 mm, además cuenta con un



separador de sólidos tipo mecánico que dentro de dicho equipo se encuentra un tornillo sin fin (Chango y Simbaña, 2016).

En la primera etapa, se elimina sólidos suspendidos. Para residuos líquidos de camales, es común utilizar tanques sépticos o tanques sedimentadores (Briceño y Castillo 2009; Lara, 2010; Garzón 2010), los cuales se basan en un proceso físico mediante la diferencia de peso específico existente entre las partículas sólidas y el agua (Ramalho, 1996) mediante este proceso se retienen partículas de tamaños menores a 0,1 lográndose retirar entre 40% y 60% de ellas (Ramalho, 1996; Lara, 2010). En el Camal Metropolitano de Quito, se dispone de una piscina de eculización en donde el agua reposa hasta ser enviada al proceso biológico (Chango y Simbaña 2016).

Dentro del tratamiento en la primera etapa, se tiene el proceso de separación de aquellas partículas de menor peso específico como las grasas (Ramalho, 1996; Garzón, 2010), para esto, se inyecta aire en la fase líquida lo que provoca que las partículas floten y puedan ser separadas manualmente o mecánicamente (Garzón, 2010). En el Camal Metropolitano de Quito, no existe este proceso de separación de grasas.

En la segunda etapa, el tratamiento busca la eliminación de Materia Orgánica (MO) Por lo tanto, los procesos que básicamente se utilizan son de tipo biológico. Dentro de esta etapa, son bacterias heterótrofas que utilizan Materia Orgánica como fuente de carbono las que dominan el proceso (Ramalho, 1996). La diferencia estará dada por el aceptor de electrones, si es el oxígeno, el proceso será aeróbico (lodos activados); mientras si éste es el oxígeno contenido en la estructura molecular de la Materia Orgánica, el proceso es anaeróbico (reactores y biodigestores) (Menéndez y Pérez, 2007). En los procesos aerobios y anaerobios, la materia orgánica es usada para el crecimiento celular y transformada en sub-productos gaseosos ( $\text{CO}_2$  y  $\text{CH}_4$ ) (Pedraza et al., 2002). El principal producto del proceso aeróbico es lodo biológico (aprox. 50% de la MO que ingresa); mientras en procesos anaeróbicos es el biogás (aprox. 90% de la MO

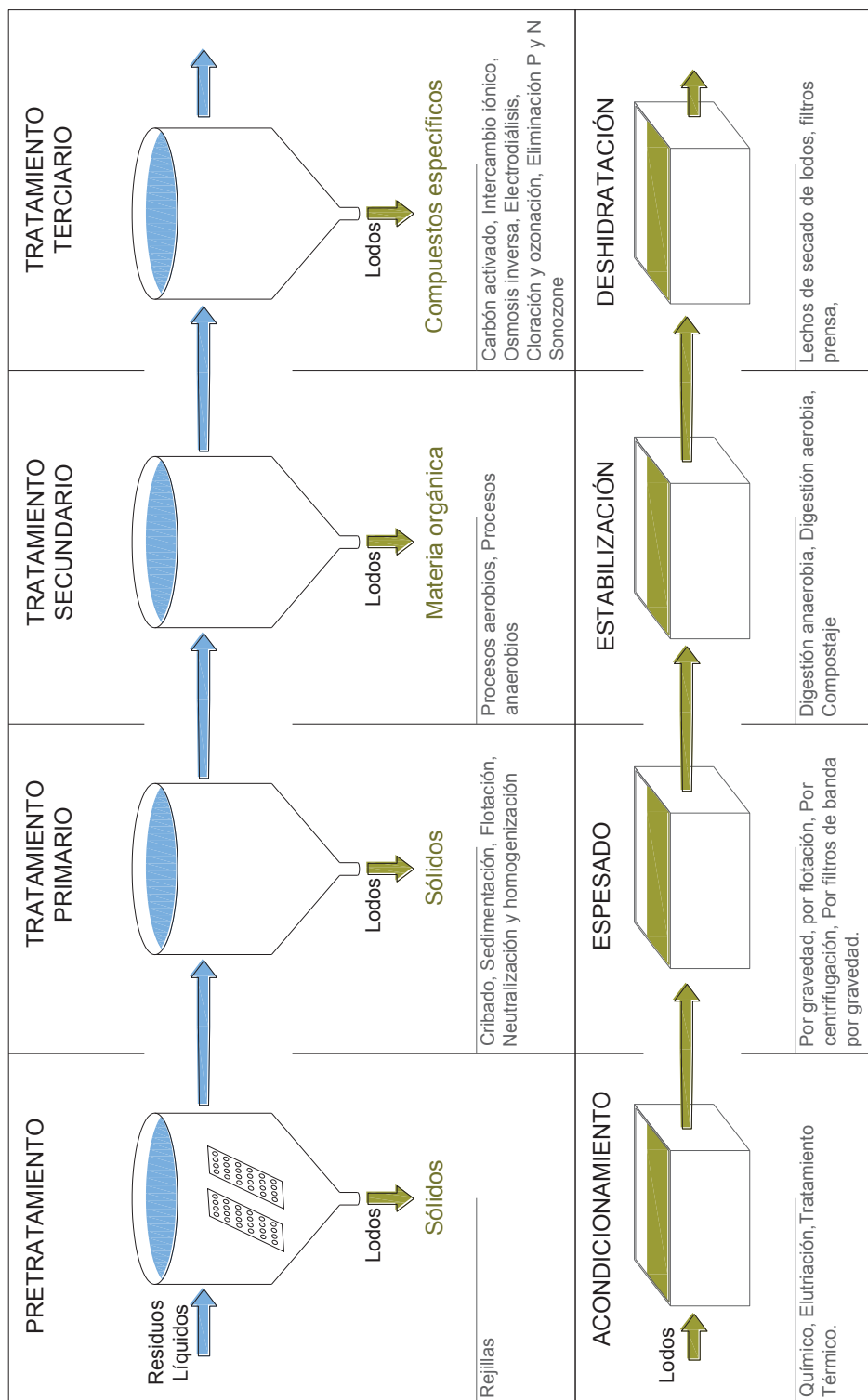
que ingresa) (Montalvo y Guerrero, 2003). A nivel industrial, la tecnología más utilizada en el rubro es la de lodos activados, la que dependiendo de las condiciones de aireación y carga orgánica puede variar en aireación extendida (o de oxidación total), convencional y alta carga y pueden existir variaciones como la aireación por fases, aireación descendente, aireación con oxígeno puro, mezcla completa (Ramalho, 1996). En el Camal Metropolitano de Quito, existen sistemas de lodos activados de alta carga y las eficiencias en la eliminación de  $\text{DBO}_5$  y DQO son del orden de 97,9% y 96,9%, respectivamente (Chango y Simbaña, 2016).

En la etapa de tratamiento terciario o avanzado, la finalidad es eliminar los contaminantes que no hayan sido retirados en los procesos anteriores (Chango y Simbaña, 2016); para ello Ramalho (1996) menciona procedimientos como la separación de sólidos en suspensión (mediante filtración, microtamizado o coagulación), adsorción en carbón activado, intercambio iónico, ósmosis inversa, electrodiálisis cloración y ozonación, eliminación de nitrógeno y fósforo y sonozone; además el tratamiento físico-químico es otro tratamiento del tipo terciario en donde se añade un compuesto en específico que permita a las partículas adherirse entre ellas y ser removidas (Chango y Simbaña, 2016). La cloración u ozonación tiene por objetivo la desinfección, reducción de DBO, eliminación de olores, oxidación de iones metálicos y la oxidación de cianuros o productos inocuos, para lo cual, si el efluente es de lodos activos, la dosis será de 2 a 8 mg Cl/L (Chango y Simbaña, 2016; Ramalho, 1996). En el uso de microtamices, que es un proceso físico, la eficiencia de eliminación de sólidos suspendidos es de entre 70% y 90%, mientras que la filtración puede llegar a eficiencias del 99% (Ramalho, 1996; Chango y Simbaña, 2016). El intercambio se lo realiza mediante el uso de resinas (zeolitas naturales, estireno, divinil-benceno) cuya finalidad es unir a grupos funcionales sobre una determinada superficie para su posterior eliminación final, para ello se ha logrado eficiencias de eliminación de 95% (Ramalho, 1996). Como tratamiento terciario, el Camal Metropolitano de Quito hace uso de policloruro de aluminio como coagulante para luego pasar a un sedimentador, siendo necesario realizar su limpieza semanalmente; la filtración se

la realiza en un medio filtrante de grava y arena con una dosificación previa de hipoclorito de calcio, los filtros son lavados en contraflujo 2 veces diarias y el efluente final es clorado con 10 mg Cl/L (Chango y Simbaña, 2016).

En el tratamiento de las aguas residuales de camal, los lodos generados pueden ser tratados de acuerdo a los procesos como el acondicionamiento, espesado, estabilización y deshidratación y cada uno con su respectiva. La **Figura 2.2** muestra los procesos unitarios que se llevan a cabo en el tratamiento de los residuos líquidos de camal.

**FIGURA 2.2** PROCESOS UNITARIOS DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMAL



**Fuente:** Ramalho (1996), Chango y Simbaña (2016).

**Elaborado por:** Limaico (2017).

## 2.5. TRATAMIENTO SECUNDARIO: PROCESO DE TRATAMIENTO ANAEROBIO

### 2.5.1. BASES TEÓRICAS

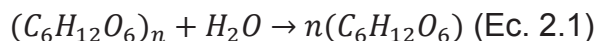
Los procesos anaeróbicos se llevan a cabo, bajo una fuente de carbono orgánico que es aceptor de electrones y una fuente de energía al mismo tiempo (Martí, 2006). El proceso, requiere de varios grupos de bacterias que conviven en forma simbiótica como: las hidrolíticas-acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas, las cuales son capaces de biotransformar macromoléculas (proteínas, carbohidratos y lípidos) a acetato ( $\text{CH}_3\text{COO}^-$ ) e hidrógeno ( $\text{H}_2$ ) y estos como sustrato de las últimas generar biogás ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$  y otros gases), biomasa bacteriana y residuo orgánico estable (Kucera et al., 2016; Tabassum, 2017; Fuentes, 2014; Massé y Masse, 2000; Mittal, 2006; Chan et al., 2009).

Las condiciones que permiten el tratamiento biológico anaerobio, se basan en el alto contenido de materia orgánica que supera el 80% de los ST y su capacidad de biodegradabilidad ( $\text{DBO}_5/\text{DQO}$ ) que alcanza del 50% (Flores, 2014; Lara, 2010). Además, características químicas como el pH que logra valores cercanos a 8. Esta condición está dada por la presencia de compuestos amoniacales (20-30 mg  $\text{NH}_4^+/\text{L}$ ), que le dan capacidad *buffer* superior a 1000 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ , favoreciendo el sustento de microambientes anaeróbicos (Zhou et al., 2016; Marcos et al., 2012; Caixeta et al., 2002).

La diversidad microbiana del proceso anaerobio requiere de microambientes dados por el pH que puede variar entre 6 a 7,5 (Aulenbanch y Clesceri, 2009). Por lo tanto, valores de pH tienden a variar en cada una de las etapas del proceso de digestión anaerobia. Valores cercanos a 6 son óptimos para la hidrólisis y acidogénesis; mientras valores superiores a 7 benefician a la acetogénesis y metanogénesis (Gerardi, 2003). Por lo tanto, la digestión anaerobia, se lleva a cabo en 4 pasos: Hidrólisis, Acidogénesis, Acetogénesis y Metanogénesis.

### 2.5.1.1. *Hidrólisis*

En la hidrólisis, los polímeros de los carbohidratos, lípidos y proteínas que forman parte de la materia orgánica, son hidrolizados a sus monómeros base por la acción de exoenzimas de las bacterias hidrolíticas (Montalvo y Guerrero, 2003). Los monómeros generados durante este proceso se relacionan a la presencia de monosacáridos (carbohidratos y celulosa), aminoácidos (proteínas) y glicerol y alcohol (lípidos) (Gerardi, 2003; Montalvo y Guerrero, 2003). Por lo tanto, en esta etapa no se eliminará materia orgánica, medida como DBO sino sólo se dispondrá (solubilizará) en el medio acuoso (Eckenfelder, 1873; Menéndez y Pérez, 2007; Taricska et al., 2009). En esta etapa conviven bacterias de tipo facultativo, que son hidrolíticas y acidogénicas al mismo tiempo (Appels et al., 2008; Lorenzo y Obaya, 2005). Durante la hidrólisis, la ruptura de estructuras moleculares complejas, también puede dar paso a compuestos intermediarios volátiles tales como: el amoníaco y los ácidos grasos volátiles precursores de olor (Pedraza et al., 2002).



### 2.5.1.2. *Acidogénesis*

En la etapa acidogénesis coexisten bacterias anaerobias estrictas y facultativas, mismas que se encargan de transformar los monosacáridos, aminoácidos, glicerol y alcohol que han sido generados en el proceso de hidrólisis y llevarlos a ácidos orgánicos como el ácido fórmico (CHOOH), acético (CH<sub>3</sub>COOH), propiónico (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>COOH), y butírico (C<sub>3</sub>H<sub>7</sub>COOH) entre otros (Montalvo y Guerrero, 2003; Flores, 2014; Gerardi, 2003), por esta razón, en esta etapa, la materia orgánica medida como DBO no sufre un cambio considerable sino que los monómeros son transformados en nuevas moléculas útiles para el siguiente grupo bacteriano (Menéndez y Pérez, 2007). Otro producto generado en esta fase es el amonio que

sirve como fuente de nitrógeno para las bacterias y brinda la capacidad amortiguadora al sistema (Montalvo y Guerrero, 2003). También en esta fase se realiza la oxidación anaerobia de ácidos grasos volátiles de cadena larga (mayor a cuatro carbonos) que se generan en la degradación de los lípidos y debido a su baja solubilidad son degradados lentamente pudiendo llegar a ser tóxicos para el sistema (Montalvo y Guerrero, 2003).

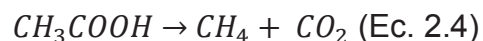
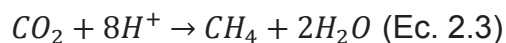
El tipo de productos generados en esta fase es dependiente de las características del sustrato, el tiempo de retención celular, la concentración de hidrógeno en el medio, el sometimiento a estrés a las bacterias; siendo así, eliminar la carga orgánica por 1 a 24 horas, provoca un aumento de la producción de ácido propiónico y acético; de la misma manera, aumentar el tiempo de retención celular de 1 a 5 días provoca que se deje de producir etanol y ácido láctico y se genere una mezcla de ácidos grasos volátiles; otro ejemplo de esta variación es que el aumentar la concentración de hidrógeno en el medio provoca una disminución de la producción de compuestos oxidados; entonces, variar las condiciones puede significar una variación de sustrato para el siguiente grupo bacteriano en el proceso de digestión anaerobia (Montalvo y Guerrero, 2003).

#### ***2.5.1.3. Acetogénesis***

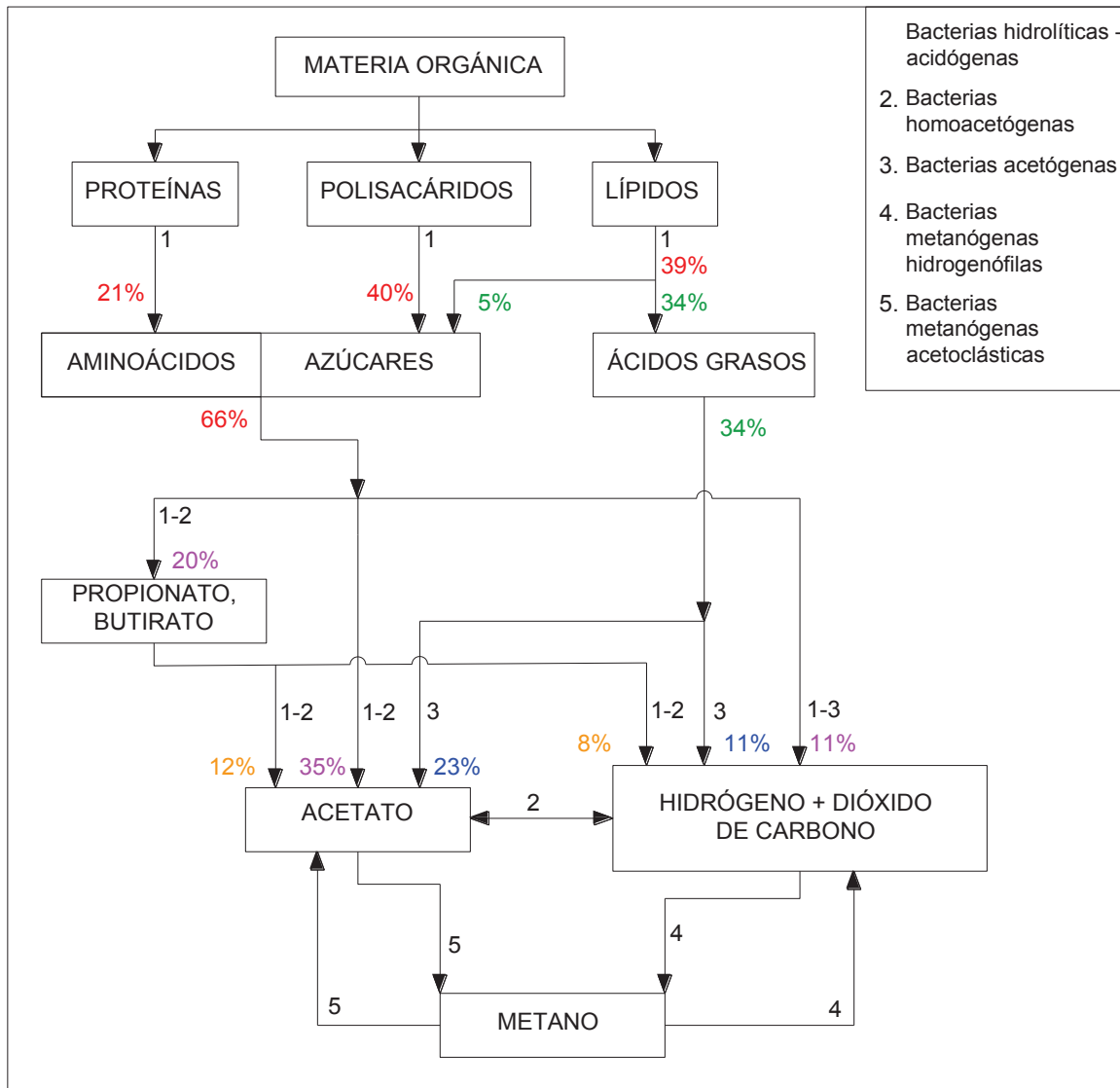
En esta etapa, los monómeros solubles o ácidos orgánicos son transformados a ácido acético ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ), hidrógeno ( $\text{H}_2$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), gracias a las bacterias acetogénicas o las bacterias homoacetogénicas (Montalvo y Guerrero, 2003; Cabrera, 2010). La diferencia entre los dos tipos de bacterias es que las acetogénicas liberan hidrógeno, mientras que las homoacetogénicas consumen hidrógeno para sintetizar acetato (Cabrera, 2010). La vía de formación del acetato, con un 70%, se ha determinado que es ésta la que predomina.

#### 2.5.1.4. *Metanogénesis*

Las bacterias a cargo de este proceso, son anaerobias estrictas y sensibles a las variaciones de pH y temperatura. El pH idóneo es de 6,8 a 7,2; mientras las temperaturas en donde este grupo microbiano se desarrolla en forma óptima corresponde a condiciones mesófilas (20 a 40 °C) y termófilas (45 a 60 °C) (Montalvo y Guerrero, 2003; Cabrera, 2010). El proceso estrictamente es de reducción, por lo tanto, el potencial oxidación-reducción que se desarrolla en un ambiente anaerobio es menor a -300 mV (Cabrera, 2010; Montalvo y Guerrero, 2003). La formación de metano se da por dos vías, a partir del acetato con bacterias metanogénicas acetoclásticas (hasta el 70% de metano es por esta vía) o con el uso de hidrógeno con bacterias metanogénicas hidrogenoclásticas. No obstante, el metanol, las metilaminas y el ácido fórmico también pueden ser utilizados por las bacterias metanogénicas para la producción de metano (Fuentes, 2014). A continuación, se describen las reacciones bioquímicas simplificadas que se producen (Taricska et al., 2009; Flores, 2014).





**FIGURA 2.3 PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA**

**Fuente:** Fuentes (2014), Flores (2014)

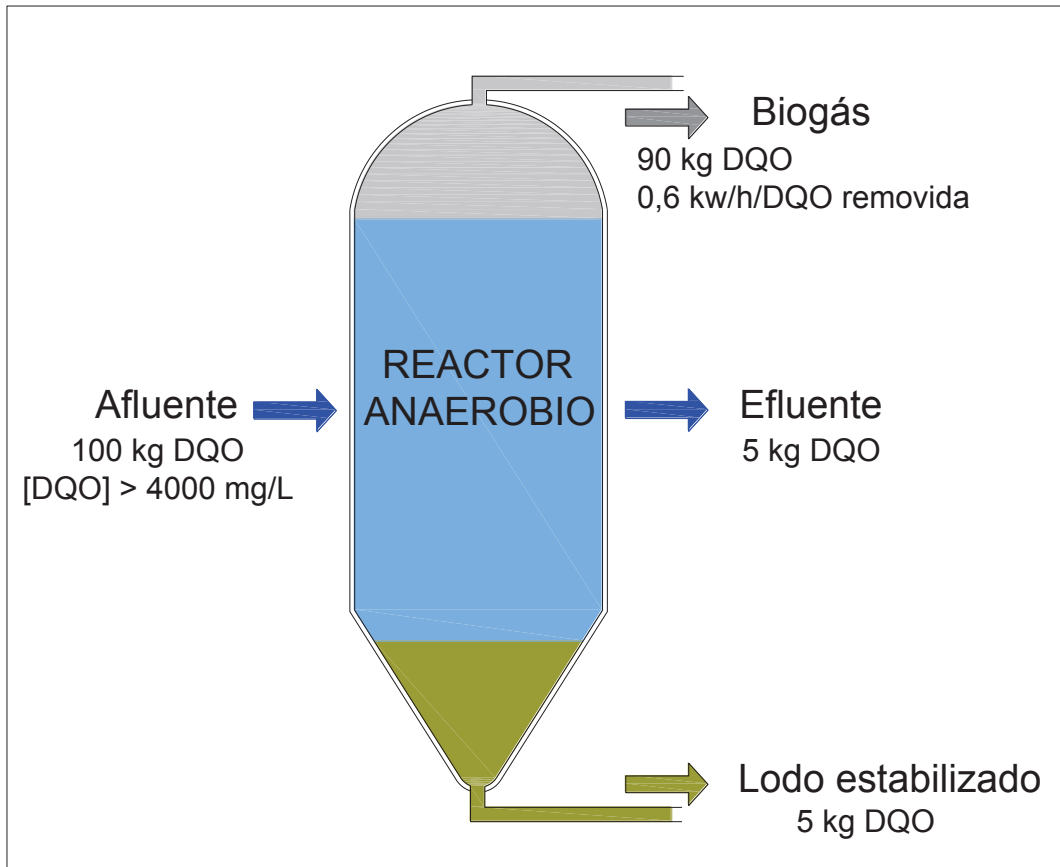
**Elaborado por:** Limaico (2017)

### 2.5.1.5. Subproductos de la digestión anaerobia

En la digestión anaerobia se genera como subproductos, la biomasa bacteriana y biogás (Gerardi, 2003). Los porcentajes de cada uno de los subproductos son dependientes de las condiciones en las cuales se desarrolla el proceso como son el tipo de sustrato, velocidad de carga orgánica, temperatura, tiempos de retención, etc. (Garfí et al., 2016; Garzón, 2010).

La **Figura 2.4** muestra un balance de masa teórico de la generación de subproductos en la digestión anaerobia.

**FIGURA 2.4** GENERACIÓN DE SUBPRODUCTOS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA



**Fuente:** Montalvo y Guerrero (2003)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Teóricamente, Montalvo y Guerrero (2003) presentan que, la materia orgánica disponible en el sustrato es llevada a biogás que tiene la característica de proveer de energía de al menos 0,6 kw/h/DQO removida, esto si se transforma en una máquina de combustión y generación eléctrica que tenga la eficiencia del 20% (Montalvo y Guerrero, 2003).

#### **2.5.1.5.1. Biomasa bacteriana**

La biomasa bacteriana que se genera puede estar en forma libre o adherida a una superficie. La biomasa adherida a una superficie orgánica o inorgánica se conoce como biopelícula. Una biopelícula, es un conglomerado de colonias bacterianas que crecen embebidas en un polímero extracelular en crecimiento y maduración continua (Bishop, 1997). Al polímero extracelular se lo denomina ExoPoliSacárido (EPS) y está constituido principalmente por polisacáridos, pero conteniendo además ácidos nucleicos y proteínas. La formación de biopelícula inicia gracias al mecanismo “Quorum Sensing” que consiste en identificar la presencia de una célula a otra célula gracias a una molécula proteica y que se activa especialmente como mecanismo de defensa (Nazar, 2007).

El crecimiento bacteriano puede realizarse en suspensión formando agregados bacterianos, que se puede dar adhiriéndose a partículas como de suelo (Borja et al., 1993) o materiales ferrosos o cálcicos (Montalvo y Guerrero, 2003). Otra forma de crecimiento bacteriano se da en adhesión a superficies como tubos plásticos, piedras, carbón activado (Wang et al., 2009). Otros materiales no convencionales que pueden ser usados para estos fines están las botellas o trozos de botellas plásticas (Flores, 2014; Fuentes, 2014).

En la configuración de una biopelícula anaeróbica, los microorganismos facultativos pueblan la zona activa exterior y los anaerobios estrictos la zona interna (Nazar, 2007). Además, existen microorganismos ubicados en la zona anóxica o anaerobia, como las bacterias sulfato reductoras (Wang et al., 2009; Gerardi, 2003). Todos estos microorganismos, se alimentan de nutrientes mediante gradientes de concentración a lo largo de la biopelícula (Nazar, 2007).

Los mecanismos de transporte, que se llevan a cabo en una matriz de biopelícula bacteriana son: la difusión y transporte advectivo. Estos mecanismos dependen de la densidad de la película, edad, espesor, porosidad, interacciones electrostáticas y especificidad microbiana (Bishop, 1997). La difusión del sustrato en la biopelícula, es dependiente de una constante de difusión molecular, la tasa

de consumo de sustrato a través de la biopelícula y la concentración del sustrato en el medio acuoso que da como resultado un gradiente de concentración a través de la biopelícula (Wang et al., 2009). El transporte advectivo del sustrato o de desechos metabólicos, se realiza mediante canales en los espacios intersticiales. El sustrato que es metabolizado por las bacterias se convierte en energía para el crecimiento o para mantener la población bacteriana (Nazar 2007). La transferencia de masa por unidad de área en la biopelícula, se define con la Ley de Fick, mediante la expresión matemática siguiente:

$$\frac{\partial S_m}{\partial t} = -A_c D_c (\partial S_c / \partial z) \text{ (Ec. 2.5)}$$

Donde:

$\frac{\partial S_m}{\partial t}$ : Tasa de transferencia de sustrato (mg/d)

$\partial S_c / \partial z$ : Gradiente de concentración del sustrato en la perpendicular a la superficie plana (mg/cm<sup>4</sup>)

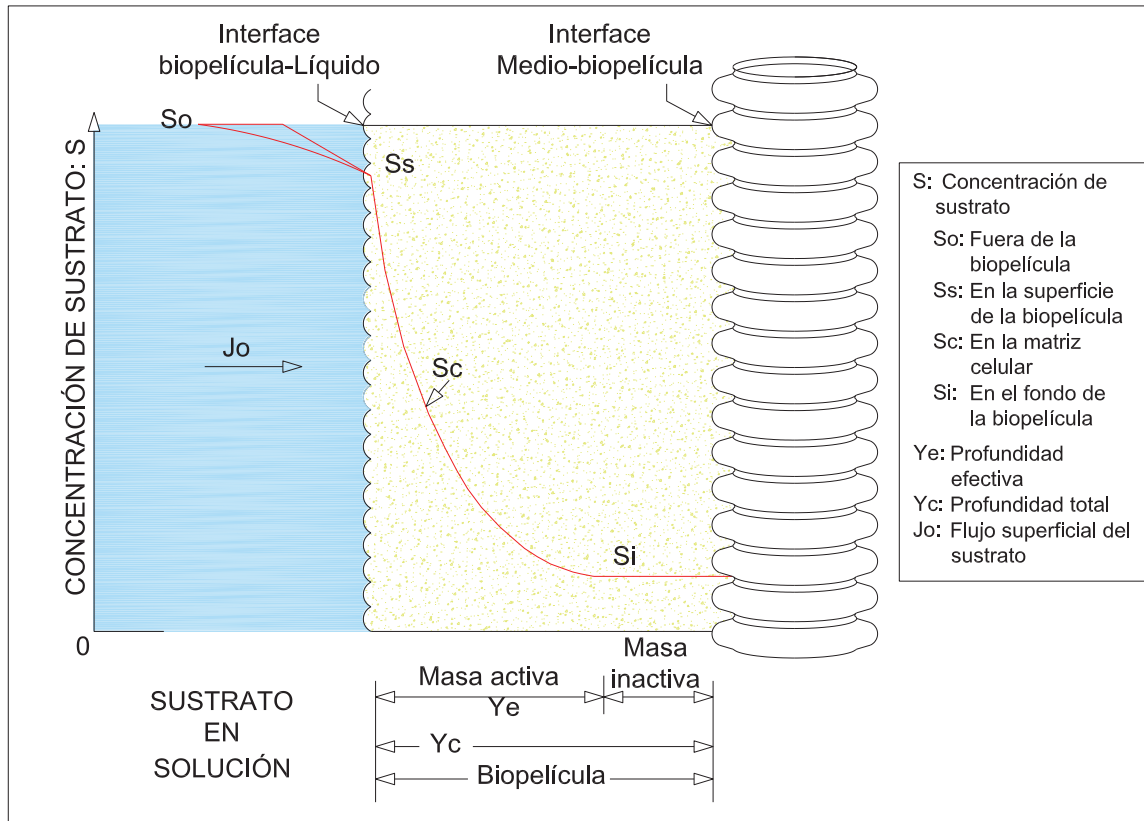
$A_c$ : Área de la biopelícula (cm<sup>2</sup>)

$D_c$ : Coeficiente de difusión del sustrato y nutrientes a través de la biopelícula (cm<sup>2</sup>/d)

La cinética de degradación en una biopelícula ha sido determinada de orden 0, por lo tanto, no dependiente de la concentración, cuando las concentraciones de DBO<sub>5</sub> son superiores a 500 mg/L y de orden 1 (dependientes de la concentración), cuando estas tienen valores inferiores a 500 mg DBO<sub>5</sub>/L (Suidan y Wang, 1985; Ivani et al., 2004; Ramalho, 1996). Existen algunas aproximaciones de cinética de segundo orden, cuando es conocido el sustrato limitante (Wang et al., 2009). La **Figura 2.5** esquematiza la estructura de una biopelícula y los mecanismos de transporte del sustrato a través de una biopelícula bacteriana. Cuando el gradiente es una curva con pendiente variable en cuanto al consumo de sustrato, se debe interpretar que la biopelícula es gruesa. Mientras, con biopelícula delgada el coeficiente de difusión es constante, formando una recta y siendo la tasa de consumo igual a lo largo de toda la biopelícula (Wang et al.,

2009). El espesor de la biopelícula incrementará a medida que aumenten las condiciones de estrés dentro del medio o cuando la biopelícula adquiriera madurez.

**.FIGURA 2.5 ESTRUCTURA Y MECANISMOS DE TRANSPORTE EN UNA BIOPELÍCULA**



**Fuente:** Wang et al. (2009).

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Cuando el espesor de la biopelícula es suficientemente grueso como para evitar el paso de oxígeno, se empieza a formar una biopelícula anaerobia o anóxica (Wang et al., 2009). Si el crecimiento bacteriano alcanza un espesor tal que el sustrato es consumido antes de llegar a las capas profundas de la biopelícula, entonces las bacterias en dicho lugar empiezan respiración endógena que les lleva a la autodestrucción. En este caso, las bacterias pierden la capacidad de adherirse al soporte por lo que son lavadas y un nuevo conglomerado bacteriano

empieza a formarse en el soporte, a este proceso se lo denomina “sloughing” (Wang et al., 2009).

Existe una gran variedad de material de soporte utilizado para adherir biopelícula, tal como: piedra, carbón activado, tubos plásticos, plástico corrugado, arcillas (Wang et al., 2009; Flores, 2014; Borja et al., 1993). Un material catalogado como de soporte, debe tener una superficie rugosa, no inhibir el crecimiento (estéril o afín) y/o actividad bacteriana, pudiendo ser de origen natural o artificial. La ventaja del material de soporte artificial respecto al natural, es su tiempo de vida útil, debido a que muchas veces el medio orgánico es hidrolizado y puede ser fuente de carbono, convirtiéndose en sustrato (Wang et al., 2009). El uso de soporte desde el punto de vista económico dentro del proceso anaeróbico, se relaciona con el aumento en los costos de construcción de dichos reactores. En el mercado, existen soportes comerciales como los de la empresa AnoxKaldnes™ con superficies específicas altas entre 300 a 1000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y cuyo costo es de 4,64 USD/unidad (Veolia, 2017). Mientras, soporte reciclado a partir del uso de botellas PET con menor área superficial (390 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) podrían tener costo cero (Fuentes, 2014).

Existen algunas ventajas adicionales en el uso de material de soporte dentro de los procesos biológicos. El material de soporte incrementa el crecimiento microbiano, como la generación/adhesión de microorganismos en forma de biopelícula, lo cual favorece a conglomerados bacterianos mixtos como los de los procesos anaeróbicos y los protege de cambios externos (Bayona y Gutiérrez, 2013; Yu, 2014; Hall, 1987; Gong et al., 2011). La adición de soporte dentro de reactores anaerobios, aumenta considerablemente la superficie de tratamiento, permitiendo que las bacterias metanogénicas se adhieran y colonicen con mayor eficacia (Flores, 2014; Yu et al., 2014). Algunos estudios, apuntan a que la generación de biogás estaría relacionada estrechamente a la acumulación de biomasa en la superficie de los soportes colocados dentro del reactor (Chen et al., 1993).

La composición y volumen de biogás, así como la población bacteriana, son dependientes del medio de soporte colocado. Por ejemplo, el uso de arcilla bentonita como material de soporte para la colonización bacteriana, logró una producción metano de 1,28 L CH<sub>4</sub>/d y 349 L CH<sub>4</sub>/kgCOD<sub>añadido</sub>, operando en *batch* a temperatura constante de 37 °C (Borja et al., 1993). Algunos estudios, han reportado que la formación de biopelícula incrementa la eliminación de materia orgánica del orden de 50 a 87%, así como aumenta en la producción del biogás en el orden de 12% y disminuye los Tiempos de Retención Hidráulica (TRH) un 10% (Fuentes, 2014; Quille y Donaires, 2013; Flores, 2014; Suanon et al., 2017; Wang et al., 2017; Garfí et al., 2016). Otras investigaciones, han demostrado que la formación de biopelícula anaeróbica en reactores tipo UAFB puede incrementar la producción de biogás en un 12% (Suanon et al., 2017; Wang et al., 2017). El uso de materiales reciclados, ha sido estudiado por Flores (2014), quien demuestra un incremento del 33% en el volumen de generación de biogás en un biodigestor tubular conformado por 208 botellas PET respecto a otros 2 biodigestores con 135 botellas. En este estudio, el incremento del área superficial en el sistema aumentó el porcentaje de contenido de metano en hasta un 10%. Por lo tanto, se ha podido establecer que la adición de botellas PET aumenta la eficiencia de eliminación de materia orgánica (Flores, 2014; Fuentes, 2014).

#### **2.5.1.5.2. Biogás**

La digestión anaerobia genera como principal sub-producto a una mezcla gaseosa a la que se le denomina biogás. Esta mezcla contiene metano (CH<sub>4</sub>), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), hidrógeno (H<sub>2</sub>), sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S), nitrógeno (N<sub>2</sub>), vapor de agua, óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) y amoníaco (NH<sub>3</sub>). Generalmente, el contenido de CH<sub>4</sub> es mayor al 50% y de CO<sub>2</sub> menor al 50%, siendo el CH<sub>4</sub> el que le da un valor económico al biogás como combustible alternativo. El poder calórico equivalente a electricidad del metano puro es de 9,31 kw-h/m<sup>3</sup>, comparado con el de la gasolina y el gas natural que son de 9,88 kw-h/L y 10,87 kw-h/m<sup>3</sup>, respectivamente. Si el contenido de CO<sub>2</sub> en la mezcla gaseosa aumenta, el valor calórico del biogás disminuye, por ejemplo, el biogás al 65% de metano

tiene un poder calórico equivalente de  $6,0 \text{ kw-h/m}^3$  (Gerardi, 2003; Montalvo y Guerrero, 2003). A continuación, la **Tabla 2.3** detalla algunas propiedades físico-químicas del metano.

**TABLA 2.3 PROPIEDADES DEL METANO**

<b>Propiedad</b>	<b>Unidad</b>	<b>Valor</b>
Peso molecular	-	16,04
Densidad a 0°C y 1000 hPa	$\text{g/cm}^3$	0,7167
Gravedad específica relativa al aire	-	0,55
Rango explosivo	(% en volumen de aire)	5,15
Viscosidad	MPa/s	0,011
Poder calórico	$\text{MJ/m}^3$	37,65
Punto de liquefacción	(°C)	-182,60
Punto de ebullición	(°C)	-161,40
Solubilidad en agua	$\text{cm}^3/100 \text{ cm}^3$	0,40

hPa = hepto Pascal, MPa = Mega Pascales, MJ = Mega Joules

**Fuente:** Montalvo y Guerrero (2003)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Para la combustión del biogás, el  $\text{H}_2\text{S}$  debe ser reducido o eliminado de la mezcla gaseosa debido a que éste es corrosivo tóxicos a concentraciones de 0,2%, o puede ser mortal a exposiciones de varios minutos y explosivos a concentraciones de 4,3 – 4,5%. El  $\text{CO}_2$  también debe ser eliminado si el gas va a ser comprimido, debido a que es el segundo más abundante en la mezcla (Montalvo y Guerrero, 2003). El biogás, tiene usos domésticos como la cocción de alimentos e iluminación y también fines industriales como energía para motores de combustión interna, refrigeración, calderas, incineradores, etc. (Garfí et al., 2016). La utilización de biogás como fuente de energía, permite la recuperación de la inversión de instalación y mantenimiento de esta tecnología. Irlanda, en el año 2016 generó alrededor del 1,16% de la energía utilizada en el sector industrial procedente de plantas de co-digestión anaerobia (Ware y Power, 2016).



## 2.5.2. TIPOLOGÍAS DE TRATAMIENTOS ANAEROBIOS

Dentro de las tipologías de tratamiento utilizadas para el tratamiento anaerobio de residuos líquidos, están: lagunas anaerobias, Reactores de Filtro Anaerobio (Anaerobic Filter Reactor, AFR), Reactor Batch Anaerobio Secuencial (Anaerobic Sequencing Batch Reactor, ASBR), Tanque Reactor de Mezcla Continua (Continuously Stirred Tank Reactor, CSTR), Reactor de Cama de Lodo Granular Expandido (Expanded Granular Sludge Bed Reactor, EGSB), Filtro de Biopelícula Anaerobia de Flujo Ascendente (Up-Flow Anaerobic Fixed Bed, UAFB), Manto de Lodo Anaerobio Ascendente (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB), Bioreactores Anaeróbicos de Membrana (Anaerobic Membrane Bioreactors, AnMBR), entre otros (Liu y Haynes, 2011; Ma, et al., 2017; Jensen et al., 2015). Tecnologías se han desarrollado e implementado para el tratamiento específico de residuos líquidos de camales entre los que se tiene el UASB, Tipo Hindú, Tipo Chino, Tubulares (Garfí et al., 2016; Montalvo y Guerrero, 2003).

La **Tabla 2.4** enlista las tecnologías con sus respectivos costos de implementación en los cuales se toman en cuenta los materiales y mano de obra, esto a escala industrial y escala familiar con biomasa adherida y biomasa libre; en esta tabla no se menciona los costos de otros tipos de tecnologías que requiere de equipos, instalación, operación y mantenimiento más especializados como la AnMBR (Jensen et al., 2015); además, los costos presentados por Montalvo y Guerrero (2003), son aquellos que se han reportado en diferentes años de instalación y en diferentes países, por ello, el valor real actual puede verse modificado.

**TABLA 2.4** TIPOS DE TECNOLOGÍAS Y COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN

<b>Tipo de tecnología</b>	<b>USD/m<sup>3</sup></b>	<b>Biomasa</b>	<b>Características</b>	<b>Referencia</b>
UASB	370,6	Libre	<u>Tipo:</u> Industrial <u>Sustrato:</u> Aguas residuales urbanas <u>Volumen:</u> 3335 m <sup>3</sup>	1
Hindú	60,0	Libre	<u>Tipo:</u> Casero <u>Sustrato:</u> Residuos líquidos de granjas <u>Material:</u> Barillas y cemento	2
Tubular	2,9	Biopelícula	<u>Tipo:</u> Casero <u>Sustrato:</u> Residuos líquidos de granjas <u>Material:</u> Polietileno baja densidad <u>En clima:</u> Tropical	2
Tubular	7,1	Biopelícula	<u>Tipo:</u> Casero <u>Sustrato:</u> Residuos líquidos de granjas <u>Material:</u> Polietileno alta densidad <u>En clima:</u> Tropical	2

**Fuente:** (1): Montalvo y Guerrero (2003), (2) Garfí et al. (2016)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

### 2.5.3. BIODIGESTORES

Los biodigestores, son tecnologías de tratamiento construidas bajo el nivel del suelo, siendo tanto de forma tubular o domo y se clasifican dependiendo el tipo de flujo aplicado de acuerdo a la **Tabla 2.5**.

**TABLA 2.5 TIPOS DE BIODIGESTORES**

Nombre	Tipo de flujo	Construcción	Características	Ventaja	Desventaja
Batch	Discontinuo	Depósitos herméticos	Se carga y se espera que suceda la digestión y luego se vacía totalmente para una nueva carga; puede tener recirculación de lodos	Flexibilidad de operación para adaptar la biomasa al sustrato	No útil a escala doméstica
Hindú	Semicontinuo	- Cúpula móvil - Concreto y varilla	- Tanques cilíndricos o en forma de domo y enterrados - La cúpula se desplaza por la generación de biogás	Digestión de excretas diluidas en agua	- Costo elevado por los materiales de construcción - No útil en zonas de difícil acceso - Construcción especializada
Chino	Semicontinuo	- Cúpula fija - Concreto y varilla	- Tanques verticales enterrados - La cúpula almacena el biogás	Requiere limpieza anual de lodos	- Tiempos de retención largos (30-60 días) para la misma eficiencia del tipo Hindú - Construcción especializada
Taiwan, tubular	Semicontinuo	* Tubular * PVC * PET	* Flujo pistón * Instalados a nivel del piso	* Construcción simple * Operación sencilla	Posible daño por ruptura

**Fuente:** Flores (2014), Garfí et al. (2016)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

La elección del tipo de biodigestor, dependerá del presupuesto disponible, ya que los de tipo domo precisan una obra civil más compleja (concreto o acero) y costosa. Mientras, los tubulares se construyen con materiales flexibles/alternativos como el Polivinilo de Cloruro o PVC y el polietileno, haciéndolos más económicos (hasta 70%) y fáciles de instalar (Garfí et al., 2016).

Los sistemas tubulares, son tecnologías flujo pistón que permiten el crecimiento de biomasa bacteriana de lento crecimiento como la metanogénica, cuyas tasas de crecimiento van de 0,018 a 0,023 kg SSV<sub>generado</sub>/kg DQO<sub>removido</sub> (Lettinga,

1995). Además, son tecnologías compactas (6 – 70 m<sup>3</sup>), económicas (100 a 700 USD) y adaptables al sustrato y zona donde se implementen (Garfí et al., 2016). Dependiendo del tipo de sustrato, operan con temperaturas entre 20 a 40 °C y TRH entre 20 a 50 días, con una concentración de sólidos entre 3 a 8 % como ST (Garfí et al., 2016; Pedraza et al., 2002).

En la aplicación de reactores tubulares en el tratamiento de residuos líquidos, Fuentes (2014) presenta su estudio de escala laboratorio, un reactor tubular construido con tubería de PVC con tiempo de retención hidráulico de un día luego de haber pasado 94 días de adaptación, esto aplicado a la digestión de residuos de la industria lechera. Flores (2014) operó tres reactores tubulares en serie construidos con bolsas de polietileno, con tiempo de retención hidráulico óptimo de 10 días, esto en escala real y condiciones ambientales de la ciudad de Cochapamba-Bolivia. Martí-Herrero et al. (2014), operaron un reactor tubular de polietileno construido a escala real, con tiempo de retención hidráulica de 90 días y operado en condiciones ambientales de regiones de clima frío, en donde, las temperaturas promedio en el día son de 15 a 20°C y las temperaturas bajas promedio son de -15 a 3°C, esto en el tratamiento de estiércol de vaca.

#### **2.5.4. OPERACIÓN DE PROCESOS ANAEROBIOS**

Dentro de la operación de sistemas biológicos, es necesario considerar parámetros de control, operación y evaluación de la eficiencia.

Los parámetros de control dentro de sistemas anaerobios son: temperatura, pH (6,8 – 7,2), alcalinidad (2000 mg CaCO<sub>3</sub>/L) y algunas veces la relación C/N (15 – 45) (Montalvo y Guerrero, 2003; Garfí et al., 2016). Los procesos anaerobios pueden operar bajo condiciones psicrófilas (<25 °C), mesófilas (30 – 40 °C) y termófilas (50 – 60 °C) (Garfí et al., 2016). Algunos estudios describen que el valor óptimo de operación de procesos anaerobios de este parámetro son los rangos mesofílicos (Taricska et al., 2009).

Los parámetros de operación y eficiencia, permiten establecer el funcionamiento como tal de los procesos anaerobios. Dentro de este criterio los parámetros más utilizados son: la Velocidad de Carga Orgánica (VCO), Producción Específica de Biogás (PEB), la Tasa de Producción de Biogás (TPB) y la estandarización de esa producción dependiendo de las condiciones de presión y altitud del sitio. A continuación, se describe teóricamente la determinación de estos parámetros.

**Velocidad de carga orgánica (VCO)**, se define como la cantidad de materia orgánica susceptible a degradación biológica que es aplicada a un proceso en específico (Castells, 2002). La ecuación de cálculo para la VCO es:

$$VCO = \frac{SVbh*Q}{V} = \frac{kgSV}{m^3*día} \text{ (Ec. 2.6)}$$

Donde:

$SVbh$  = Sólidos volátiles en base húmeda (kg/l)

$Q$  = Caudal operacional (l/d)

$V$  = Volumen del biodigestor ( $m^3$ )

$TRH$  = Tiempo de retención hidráulica (d)

**Rendimiento de biomasa (Y) (kg SV/kg DQO)**, se define como la cantidad de microorganismos que crecen a expensas de un sustrato y mientras mayor sea este valor, mejor es la adaptación de la biomasa a dicho sustrato (Montalvo y Guerrero, 2003), para el cálculo de este valor, Fuentes (2014) menciona la siguiente ecuación:

$$Y = \frac{Biomasa}{Carga\ orgánica} = \frac{kgSV}{[DQO]Q*TRH} \text{ (Ec. 2.7)}$$

Donde:

$Y$  = Rendimiento de biomasa (kg SV/kg DQO)

$[DQO]$  = Concentración de Demanda Química de Oxígeno (kg/L)

$Q$  = Caudal operacional (L/d)

$TRH$  = Tiempo de retención hidráulica (d)

**Relación de alimento a microorganismo (A/M)**, permite conocer las características de sedimentación de un lodo, siendo los valores óptimos los comprendidos entre 0,3 y 0,6 kg DQO/kg SV que representa los lodos floculantes; valores mayores a este rango son los lodos filamentosos y valores inferiores a ese rango son lodos en partículas que no forman flóculos (Ramalho, 1996) y se lo puede calcular con la siguiente ecuación:

$$A/M = \frac{Q*[DQO\ sustrato]}{V*[SVBh\ biomasa]} \text{ (Ec. 2.8)}$$

Donde:

[DQO sustrato] = Concentración de DQO en el sustrato añadido (kg/L)

Q = Caudal operacional (L/d)

V = Volumen del biodigestor (L)

[SVbh biomasa] = Concentración de Sólidos volátiles en base húmeda (kg/l) de la biomasa analizada.

**Producción específica de biogás (PEB)** ( $m^3_{\text{biogás}}/\text{kg SVBh}_{\text{añadidos}}$ ) es un indicador de la eficiencia de conversión del sustrato en biogás (Garfí et al., 2016). El valor correspondiente a PEB está influenciado por el grado de biodegradabilidad del sustrato alimentado (Flores, 2014). Se lo determina de la siguiente manera:

$$PEB = \frac{V\ bg\ producido}{Q*[SVBh\ añadidos]} \text{ (Ec. 2.9)}$$

Donde:

[SVbh añadidos] = Concentración de Sólidos volátiles en base húmeda (kg/L) contenida en el influente.

Q = Caudal operacional (L/d)

V bg = Volumen de biogás producido ( $m^3$ )

**Tasa de producción de biogás (TPB)** es el rendimiento volumétrico que tiene el biodigestor ya que expresa el volumen de biogás que se produce por cada unidad

de volumen del biodigestor (Flores, 2014). Se lo determina de la siguiente manera.

$$TPB = \frac{V_{bg} (m^3/día)}{V_{bdg} (m^3)} \text{ (Ec. 2.10)}$$

Donde:

$V_{bg}$  = Volumen de biogás producido ( $m^3$ )

$V_{bdg}$  = Volumen de biodigestor operado ( $m^3$ )

**Estandarización de la producción de biogás**, se utiliza cuando el sitio en donde está el sistema biológico no cumple con las condiciones estándar (273,15 K; 100 kPa), a fin de que estos puedan ser fácilmente comparados con otros estudios (Martí-Herrero et al., 2016).

Haciendo uso de la ecuación de estado de los gases ideales ( $PV=nRT$ ) (Gordón, 1977) se puede llevar los datos disponibles de condiciones locales a condiciones estándar; para esto, Martí-Herrero et al. (2016), proponen que la temperatura media ambiental tomada en el lugar de operación de los biodigestores es útil para la transformación requerida ya que, en su estudio publica que el error ingresado al utilizar la temperatura media ambiental, es menor al 1,5% comparado con los datos obtenidos haciendo uso de una alta frecuencia de datos de la temperatura del gas.

Operando la ecuación de estado para la transformación respectiva, se obtiene la ecuación siguiente:

$$\frac{P_1 * V_1}{T_1} = \frac{P_2 * V_2}{T_2} \text{ (Ec. 2.11)}$$

Dónde:

$P_1$ : Presión atmosférica a condiciones estándar

$P_2$ : Presión atmosférica a condiciones ambientales

$V_1$ : Volumen del biogás a condiciones estándar

$V_2$ : Volumen del biogás a condiciones ambientales

$T_1$ : Temperatura de condiciones estándar

$T_2$ : Temperatura a condiciones ambientales

## 2.6. CINÉTICA DE LOS PROCESOS ANAEROBIOS

### 2.6.1. GENERALIDADES

Dentro del diseño de reactores biológicos, existen dos componentes relevantes la hidráulica y la cinética de la reacción. La parte hidráulica, describe el flujo que el agua seguirá dentro del reactor, condición que es factible analizar en laboratorio mediante trazadores y matemáticamente por balance hidráulico (Lesser, 1978). Por otro lado, la cinética de la reacción describe el proceso bioquímico como tal que se da dentro del biorreactor. La cinética de la reacción se define como la velocidad de consumo/producción/crecimiento de sustrato/gases/biomasa dentro de un biorreactor respecto al tiempo (Montalvo y Guerrero, 2003).

En el estudio del comportamiento predictivo de los reactores biológicos, los modelos se han desarrollado dando seguimiento al sustrato, producto o biomasa por separado o en forma combinada. Varios modelos matemáticos pueden ser muy precisos, pero con una alta cantidad de datos de entrada o poco precisos, pero fáciles de aplicar (Montalvo y Guerrero, 2003). Los modelos cinéticos tienen su fundamento en el crecimiento bacteriano y la variación de concentración del sustrato debido al consumo (Ramalho, 1996), aunque algunos también toman en cuenta la generación de productos, esto si las concentraciones son relevantes en el balance de materia (Ivani et al., 2004).

Las ecuaciones iniciales dentro un modelo cinético de reactores *batch* parten de tres criterios: la tasa de crecimiento microbiano, tasa de consumo de sustrato respecto al crecimiento microbiano y el efecto del sustrato en la población microbiana. El primero parte de un modelo cinético de primer orden en donde se considera conglomerados en crecimiento exponencial ( $\mu$ ) o con decaimiento o



establización de la población ( $\mu - b$ ). El segundo criterio, relaciona directamente la tasa de crecimiento microbiano con la tasa de consumo de sustrato, mediante el coeficiente de productividad. Finalmente, el efecto del sustrato sobre el crecimiento microbiano establece expresiones específicas de carácter semi-empírico (Modelo de Monod). A continuación, se describen las expresiones básicas del primer y segundo criterio descritas por Pavlostathis et al. (1991) y Montalvo y Guerrero (2003):

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - b) * x \text{ (Ec. 2.12)}$$

Donde:

$dX/dt$  = Velocidad neta de crecimiento bacteriano [*masa/volumen \* tiempo*]

$X$  = Concentración bacteriana [*masa/volumen*]

$\mu$  = Velocidad específica de crecimiento bacteriano [*1/tiempo*]

$b$  = Velocidad específica de muerte bacteriana o respiración endógena [ $\frac{1}{\text{tiempo}}$ ]

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{dX/dt}{Y} \text{ (Ec. 2.13)}$$

Donde:

$dS/dt$  = Velocidad de consumo de sustrato [*masa/volumen \* tiempo*]

$Y$  = Masa bacteriana que crece del consumo de un sustrato [*masa/masa*]

Es importante destacar, que en el tercer criterio la cinética de procesos biológicos se basa en expresiones matemáticas semi-empíricas deducida del modelo enzimático de Michaleis Menten y desarrollada por Monod en sistemas *batch*. Este modelo considera el seguimiento del crecimiento microbiano respecto a las condiciones de sustrato. El criterio asume que los microorganismos adaptados al sustrato crecen y se multiplican, para concentraciones altas de sustrato ( $S > K_s$ ), el crecimiento bacteriano solo es dependiente del tiempo de generación (crecimiento exponencial, orden 0), pero para concentraciones reducidas del sustrato ( $S < K_s$ ), este crecimiento se vuelve dependiente de la disponibilidad de sustrato (crecimiento estacionario, orden 1) (Menéndez y Pérez, 2007).

Estos criterios bajo condiciones *batch*, han sido complementadas a condiciones continuas, semi-continuas adicionalmente, en donde la cinética de reacción es parte del balance de masa del modelo. En todo caso, para sistemas de tratamiento anaerobio se han desarrollado algunos modelos matemáticos. Pavlostathis y Gómez (1991) enlistan 5 tipos de modelos cinéticos aplicables en reactores anaerobios con biopelícula basados en el efecto de la concentración de sustrato respecto al crecimiento bacteriano (Modelos de Primer orden y Monod), otros agregando el efecto de la concentración de sustrato en el efluente y tiempo de retención celular (Modelos Grau et al., de Contois y de Chen y Hashimoto). Otros autores han aplicado modelos basados en las características del medio de soporte y del tipo de sustrato, como el modelo de Eckenfelder utilizado por Alulima (2017), para determinar los parámetros cinéticos en el tratamiento de aguas residuales domésticas. En el estudio de Alulima (2017), se requiere realizar una variación de la velocidad de carga orgánica para la determinación de los parámetros del modelo de Eckenfelder (C y n) que se refieren al tipo de soporte móvil utilizado. Los modelos cinéticos que se basan en las condiciones de biomasa generada, adoptan ciertas suposiciones de compleja medición como el espesor de la biopelícula (Bishop, 1997). Sin embargo, este tipo de modelos han sido cuestionados debido a que la biopelícula es una matriz de crecimiento heterogéneo, dada por la porosidad del medio, densidad y características poblacionales, entre otras (Ivani, 2004).

La aplicación de estos modelos cinéticos (Modelo de Monod) en biodigestores tubulares horizontales alimentados con sustrato sintético a base de glucosa, han permitido establecer los coeficientes de productividad de biomasa y biogás ( $Y_{x/s}$ ,  $Y_{p/s}$  respectivamente), la constante específica de máximo crecimiento celular ( $\mu_{max}$ ), la constante de saturación ( $K_s$ ), entre otros parámetros cinéticos, esto en base al seguimiento del crecimiento microbiano como biomasa suspendida, sustrato y metabolitos (Ivani et al., 2004). La aplicabilidad del modelo cinético depende del orden de la reacción que sucede en el proceso de digestión anaerobia, siendo así, Borja et al. (1993), Alulima (2017) y Pavlostathis et al. (1991) han utilizado modelos cinéticos con la premisa de que el orden de la reacción en cuanto al consumo de sustrato es de primer orden.

## 2.6.2. MODELOS CINÉTICOS APLICABLES A LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

A nivel metodológico, la actividad metanogénica suele medirse indirectamente mediante la producción de metano, siendo esta herramienta la aproximación más factible y práctica de evaluar para predecir la cinética de estos procesos biológicos (Li et al., 201; Borja et al., 1993). Varios autores han desarrollado y aplicado modelos cinéticos en los cuales se toma en cuenta los subproductos de digestión anaerobia, siendo así, Borja et al. (1993) y Raposo et al. (2009) han aplicado modelos cinéticos basados en la ecuación descrita por Fiestas et al. (1990). Alulima (2017) ha aplicado el modelo cinético de Eckenfelder. Pan et al. (2016) aplicó la ecuación modificada de Gompertz. Montalvo y Guerrero (2003) enuncian el modelo cinético de McCarty. Todos estos modelos relacionan la biomasa y la generación de biogás. La **Tabla 2.6** enlista aquellos modelos cinéticos propuestos por los diferentes autores y que son aplicables a la producción de biogás.

**TABLA 2.6** MODELOS CINÉTICOS APLICABLES A LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

Modelo cinético	Ecuación	Parámetros
Roediger <sup>(2)</sup>	$G = G_m(1 - e^{-K_1 t})$ (Ec. 2.14)	$G$ = Volumen acumulado de metano al tiempo $t$ (L) $G_m$ = Volumen de metano máximo en el tiempo de digestión (L) $K_1$ = Constante cinética aparente de producción de metano (1/d) $t$ = Tiempo de operación (d)

Eckenfelder <sup>(4)</sup>  $\frac{S_e}{S_a} = e^{-KSD/q^n}$   
(Ec. 2.15)

$S_e$  = Concentración de sustrato en efluente (mg/L)  
 $S_a$  = Concentración de sustrato en el afluente (mg/L)  
 $K$  = Constante modificada de eliminación de sustrato (m/d)<sup>n</sup>  
 $S$  = Área superficial específica del medio de soporte (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)  
 $D$  = Longitud del medio de soporte (m)  
 $q$  = Carga hidráulica superficial (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/d)  
 $n$  = Constante que caracteriza el medio

Gompertz <sup>(3)</sup>  $P = A * \exp \left\{ -\exp \left[ \frac{U * e}{A} (\lambda - t) + 1 \right] \right\}$   
(Ec. 2.16)

$P$  = Producción acumulada de metano (mL/gSV)  
 $A$  = Potencial rendimiento de metano (mL/gSV)  
 $U$  = Tasa de producción máxima de metano (mL/Gsv-d)  
 $\lambda$  = Período de fase "lag" (d)  
 $t$  = Tiempo de incubación (d)

McCarty <sup>(1)</sup>  $Q_{CH_4} = 0,35 * \left[ (E * S) - 1,42 * \left( \frac{dX}{dt} \right)_M \right]$   
(Ec. 2.17)

$Q_{CH_4}$  = Cantidad de metano al día (m<sup>3</sup>/d)  
 $E$  = Eficiencia de utilización de sustrato  
 $S$  = Cantidad de DBO añadida al sistema (kg/d)  
 $\left( \frac{dX}{dt} \right)_M$  = Crecimiento neto de microorganismos (kg/d)

**Fuente:** (1) Montalvo y Guerrero (2003), (2) Fiestas et al. (1990), Raposo et al. (2009), (3): Pan et al. (2016), (4) Alulima (2017)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

A continuación, se describe el modelo cinético de Roediger aplicado por Fiestas et al. (1990):

$$G = G_m(1 - e^{-K_1 t}) \text{ (Ec. 2.14)}$$

Donde:

$G$  = Volumen de gas metano acumulado al tiempo  $t$  (L)

$G_m$  = Volumen de metano máximo obtenido en el tiempo de digestión (L)

$K_1$  = Constante cinética aparente para la producción de metano ( $d^{-1}$ )

$t$  = Tiempo de operación (d)

Esta ecuación es deducida por Fiestas et al. (1990) en su publicación, pero Raposo et al. (2009) realiza la deducción a partir de como se muestra a continuación:

Contenido de sólidos:

$$SV_T = SV_B + SV_{NB} \text{ (Ec. 2.18)}$$

$$\frac{-d[SV_B]}{dt} = K * X * [SV_B] \text{ (Ec. 2.19)}$$

Dónde  $SV_T$  Sólidos volátiles totales,  $SV_B$  Sólidos volátiles biodegradables y  $SV_{NB}$  no biodegradables.  $-d[SV_B]/-dt$  es la ecuación que describe la evolución de  $SV_B$  en función del tiempo.  $K$  es la constante cinética y  $X$  la concentración de biomasa que se asume que es constante (generación=muerte). Integrando la ecuación se obtiene lo siguiente:

$$\ln \left\{ \frac{[SV_B]_0}{[SV_B]_t} \right\} = K * X * t \text{ (Ec. 2.20)}$$

$$K * X = K_1 \text{ (Ec. 2.21)}$$

Se asume que existe una relación proporcional entre los sólidos volátiles degradados y el metano generado y se presenta la ecuación siguiente:

$$[SV_B]_0 - [SV_B]_t = Y_p * G \quad ; \quad Si \quad t \rightarrow \infty, \quad [SV_B]_t \rightarrow 0 \quad y \quad G \rightarrow G_m \quad (\text{Ec. 2.22})$$

$$[SV_B]_0 = Y_p * G_m \quad (\text{Ec. 2.23})$$

Dónde  $Y_p$  es el coeficiente de rendimiento de metano y  $G$  es el volumen de metano acumulado para el tiempo  $t$ . Reemplazando estas dos ecuaciones en la anterior se tiene de acuerdo al siguiente procedimiento:

$$\ln \left\{ \frac{[SV_B]_t}{[SV_B]_0} \right\} = -K_1 * t \quad (\text{Ec. 2.24})$$

$$\frac{[SV_B]_t}{[SV_B]_0} = e^{-K_1 * t} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

$$\frac{[SV_B]_0 - Y_p * G}{[SV_B]_0} = e^{-K_1 * t} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

$$\frac{Y_p * G_m - Y_p * G}{Y_p * G_m} = e^{-K_1 * t} \quad (\text{Ec. 2.27})$$

$$\frac{G_m - G}{G_m} = e^{-K_1 * t} \quad (\text{Ec. 2.28})$$

$$G = G_m(1 - e^{-K_1 t}) \quad (\text{Ec. 2.29})$$

En la aplicación del modelo matemático descrito, Fiestas et al. (1990) lo presenta en un estudio acerca de la influencia del material de soporte en el tratamiento de residuos líquidos de aceite de oliva; aquí se utilizó al PVC como material de soporte en reactores tipo Batch.

Borja et al. (1993) utilizó la ecuación de Fiestas et al (1990) en el estudio del comportamiento que tiene la biomasa en el tratamiento de residuos líquidos de

camales haciendo uso de diferentes cargas orgánicas en un reactor por lotes con diferente tipo de material de soporte; el orden de la reacción en este estudio es de primer orden con respecto al sustrato.

Raposo et al. (2009) utilizó la ecuación de Fiestas et al. (1990) para determinar la influencia de la relación inóculo-sustrato en el tratamiento anaerobio de la torta de aceite de girasol, aquí se presenta una evaluación cinética para un reactor tipo Batch, el orden de reacción con respecto al sustrato es uno.

## CAPITULO III

### METODOLOGÍA

#### 3.1. PROCEDENCIA DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS INDUSTRIALES DE CAMALES

##### 3.1.1. UBICACIÓN DEL PROYECTO

El proyecto tuvo lugar en las instalaciones de la EMRAQ-EP que se encuentran ubicadas en la ciudadela La Ecuatoriana, en las calles Camilo Orejuela y Secundaria, Quito – Ecuador, a una altura de 3031 m.s.n.m. En específico, el proyecto fue desarrollado experimentalmente en el invernadero de la piscina de ecualización de la planta de tratamiento de residuos líquidos de la EMRAQ-EP como se muestra en la **Figura 3.1.**, en donde el recuadro rojo representa la piscina de ecualización y el recuadro amarillo el lugar de ubicación de los biodigestores del presente estudio.

**FIGURA 3.1** UBICACIÓN DEL PROYECTO DENTRO DE LAS INSTALACIONES DE LA EMRAQ-EP.



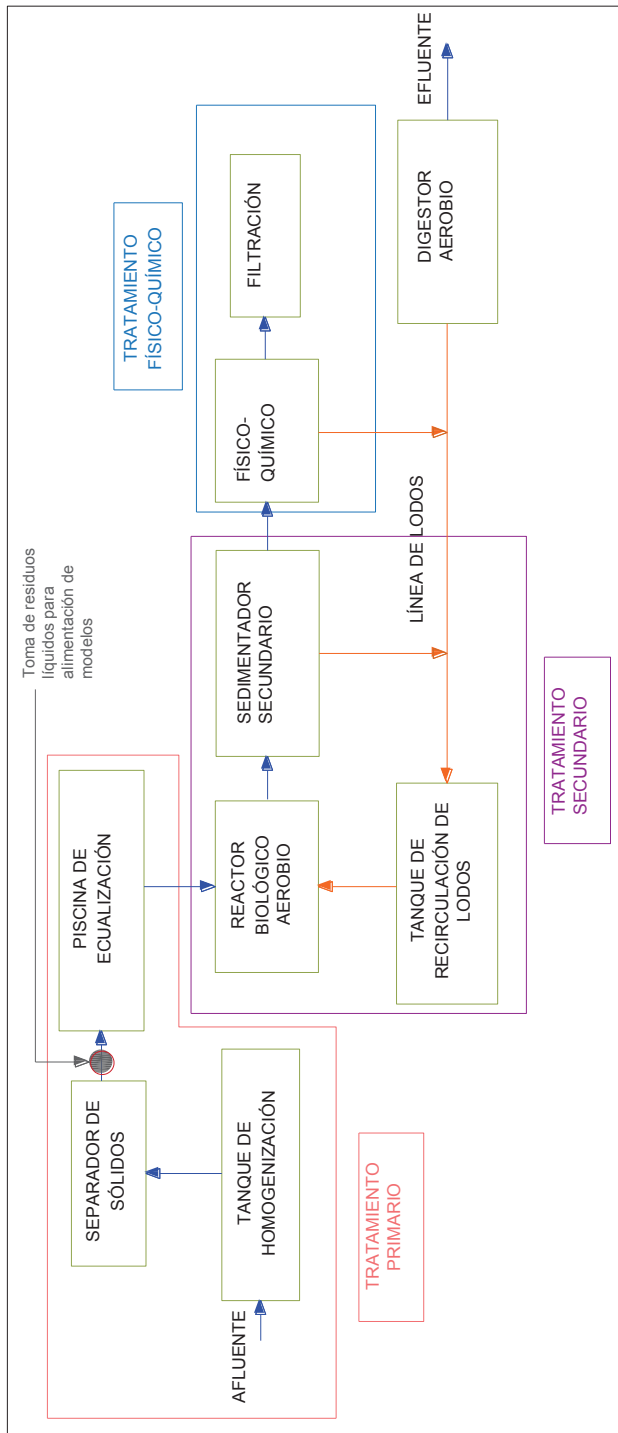
Extraído de: Google Maps  
Elaborado por: Limaico (2017)



### 3.1.2. RESIDUOS LÍQUIDOS USADOS EN LOS MODELOS EXPERIMENTALES

Los residuos líquidos generados en el proceso de faenamiento de la EMRAQ-EP, son tratados mediante procesos físicos (cribado, tanques sedimentadores), biológicos (lodos activados de alta carga) y químicos (coagulación-floculación) previo su ingreso al sistema de alcantarillado. El proceso cuenta con un pretratamiento, que consta de un tamiz para recolectar los sólidos, luego estos residuos líquidos pasan a una piscina de homogenización que almacena temporalmente a los residuos líquidos. El efluente posteriormente es bombeado hacia unos extrusores que retiran los sólidos como las fibras de alimento del rumen por acción de un tornillo sin fin. Luego el efluente, pasa a la piscina de equalización que se encuentra bajo un invernadero, de aquí el agua es bombeada para el tratamiento secundario que consiste en un lodo activado de alta carga. Finalmente, la planta consta de un tratamiento terciario correspondiente a la dosificación esporádica de coagulantes para la precipitación de lodo y materia orgánica no tratadas o que se escapan del tratamiento anterior. Los lodos generados en el proceso reciben un tratamiento aerobio en el cual genera un lodo estabilizado. La **Figura 3.2** muestra un esquema de los procesos dentro de la planta de tratamiento de los residuos líquidos de la EMRAQ-EP.

**FIGURA 3.2** PROCESOS UNITARIOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE LA EMRAQ-EP



**Fuente:** Chango y Simbaña (2016)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Cabe recalcar que, en el proceso de tratamiento de los residuos líquidos, las bombas de agua que envían los mismos a la piscina de ecualización funcionan de manera automática y dependen del nivel de agua en la piscina de homogenización. Los residuos líquidos del proceso de faenamiento llenan la piscina de homogenización hasta un nivel en el cual las bombas de agua se activan enviando los residuos líquidos a la piscina de ecualización de donde se los extrajeron para operar los biodigestores del presente estudio.

Los modelos experimentales, fueron alimentados todos los días a relativamente una misma hora entre las 7:30 y 10:00 am, que es el tiempo más probable en el que los residuos líquidos son enviados a la piscina de ecualización. Por esta razón, el muestreo al sustrato se hizo en 5 días de una semana a las 8:00 am de cada día. Como se mencionó anteriormente, los residuos líquidos que alimentaron a los modelos experimentales, fueron tomados en el punto de descarga a la piscina de ecualización como se muestra en la **Figura 3.3a**. Esto corresponde a una etapa posterior al paso del residuo líquido por el extrusor separador de sólidos (**Figura 3.3b**) y tamiz (**Figura 3.3c**). Los residuos líquidos se tomaron en este punto a fin de evitar las partes gruesas que pueden significar problemas en el funcionamiento hidráulico (Garzón, 2010).

**FIGURA 3.3 PUNTO DE TOMA DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS**



a) Piscina de equalización; b) Extrusores; c) tamiz.

**Tomada por:** Limaico (2017)

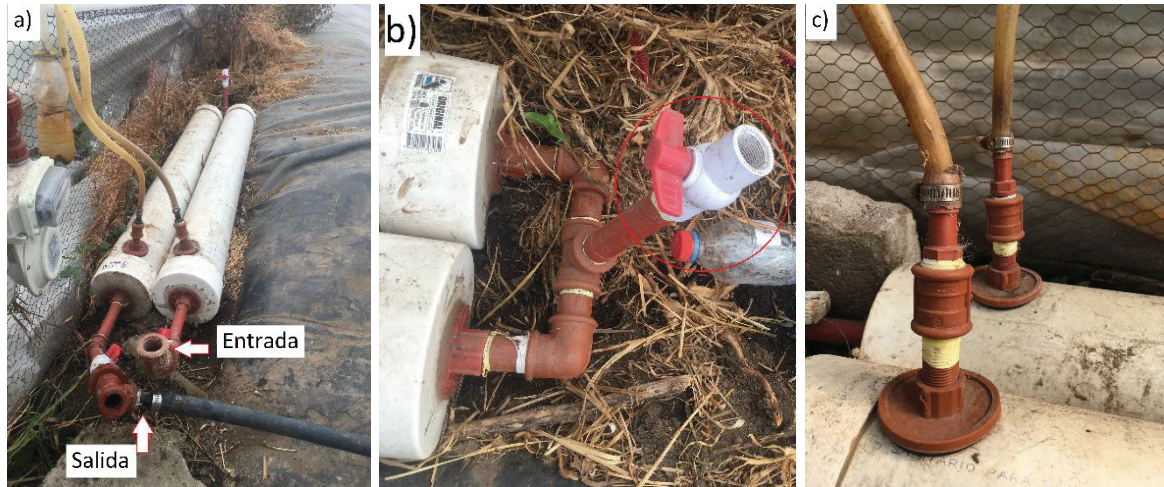
## 3.2. MODELO EXPERIMENTAL

### 3.2.1. CARACTERÍSTICAS FÍSICAS

Beegroup (2016), presenta un modelo experimental conformado por 4 biodigestores tubulares (B1, B2, B3, B4) construidos en PVC (148 cm largo y 15 cm diámetro) con una capacidad de 50 L cada uno y divididos cada uno en dos partes de 25 L. En la primera división, se colocó la entrada de residuos líquidos (influyente) y en la segunda división una salida del residuo líquido tratado (efluente) (**Figura 3.4a**). Las dos divisiones estuvieron unidas entre sí por una llave de paso de 3/4 de pulgada de diámetro (**Figura 3.4b**) misma que sirvió para el muestreo del efluente en dicho punto. El biogás generado fue conducido por mangueras de

1/2 de pulgada de diámetro hacia un medidor de gas (se describe sus características más adelante), se dispuso de estos en cada fase de cada biodigestor (**Figura 3.4c**)

**FIGURA 3.4 PARTES DEL BIODIGESTOR**

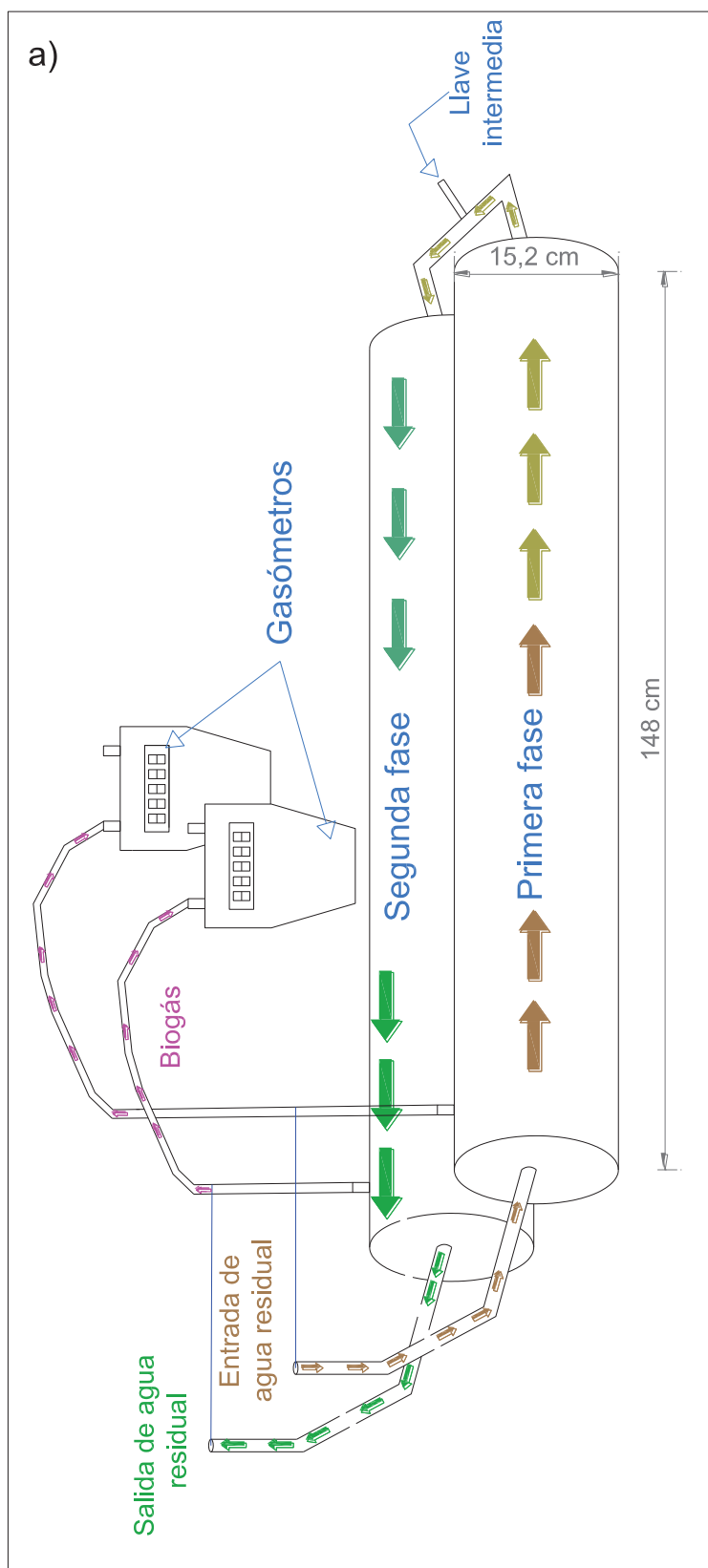


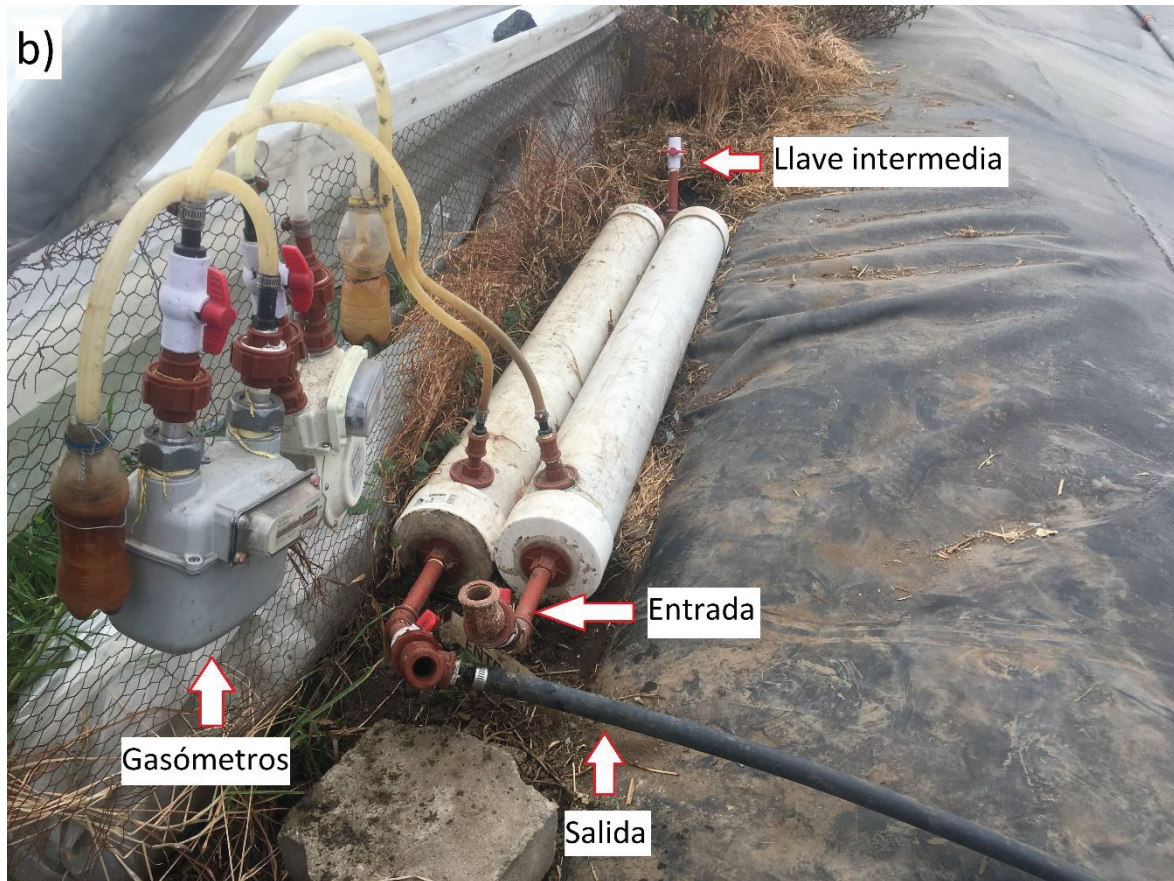
a) Influyente y efluente de los biodigestores; b) Llave de paso colocada en el medio de las dos fases de los biodigestores para la toma de muestras; c) Salida de biogás que conduce a los medidores de biogás.

**Tomada por:** Limaico (2017)

La **Figura 3.5**. muestra un esquema y sus partes con las medidas correspondientes de los biodigestores.

FIGURA 3.5 MODELO EXPERIMENTAL

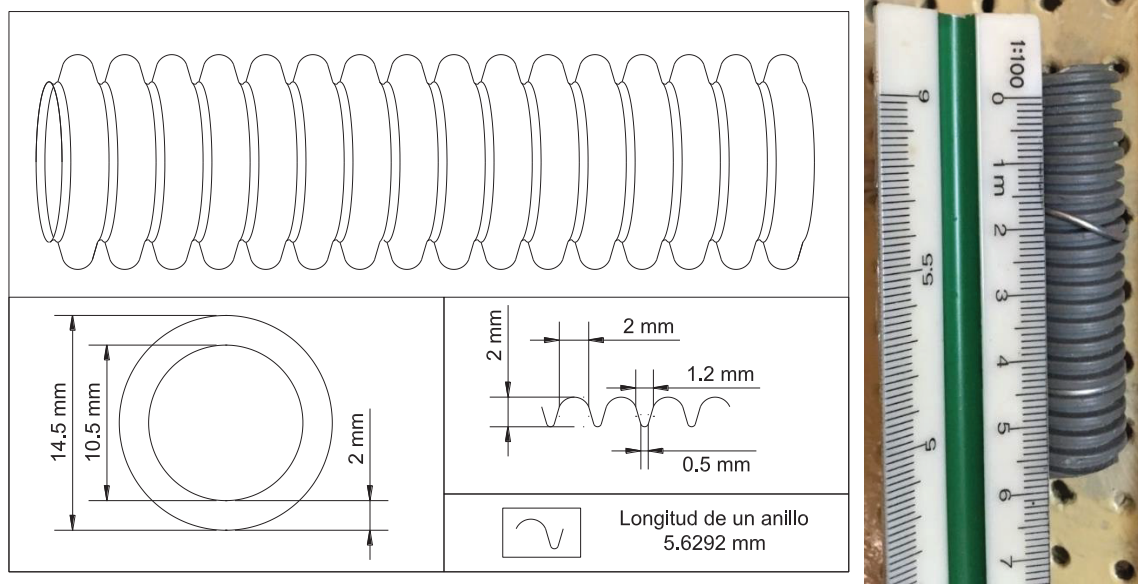




a) Esquema; b) Fotografía

Elaborado por: Limaico (2017)

De acuerdo a criterios experimentales del presente estudio, algunas secciones se llenaron con material de soporte. El material utilizado correspondió a tubería corrugada reciclada de las instalaciones eléctricas con un área específica total de  $1900 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , siendo su área específica útil (sin considerar la rugosidad) de  $1036 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . La **Figura 3.6** describe las características del material de soporte utilizado.

**FIGURA 3.6 TUBERÍA CORRUGADA COMO MATERIAL DE SOPORTE.**

**Elaborado por:** Limaico (2017)

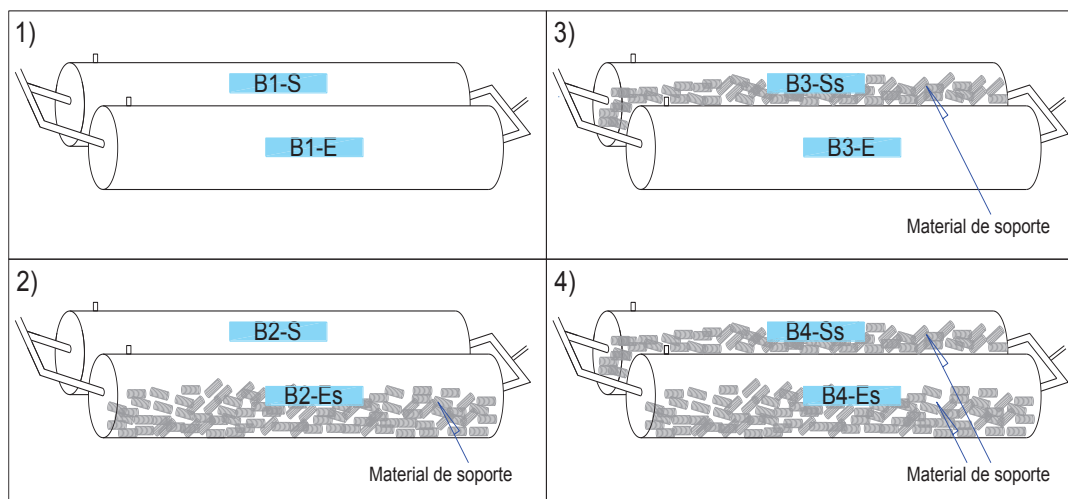
### 3.2.2. VARIABLE OPERACIONAL

El presente trabajo se desarrolló con una velocidad carga orgánica de 0,54 kg SV/m<sup>3</sup>-d, por lo que la variación del comportamiento de los modelos experimentales se logró con la ubicación de material de soporte dentro de cada uno de ellos. Es importante destacar, que la simbología Bi-X<sub>s</sub>, representa a cada división en donde “i” representa al biodigestor que corresponde, “X” a si es entrada “E” o salida “S” y el subíndice “s” a si dispone de material de soporte. Los biodigestores divididos en dos fases cada uno de ellos, en función del material de soporte dentro, se los ha denominado de la siguiente manera: 1) sin material de soporte (B1-E, B1-S), 2) solo a la entrada (B2-Es, B2-S) 3) solo a la salida (B3-E, B3-Ss) y 4) a la entrada y salida (B4-Es, B4-Ss). En las divisiones que fueron elegidas para trabajar con material de soporte, se colocó 11 m de tubería corrugada cortada en tamaños regulares de 5 cm.

La **Figura 3.7** esquematiza la variable operacional escogida en el presente estudio.



**FIGURA 3.7** VARIABLE OPERACIONAL EN FUNCIÓN DEL SOPORTE MÓVIL AÑADIDO A LOS BIODIGESTORES



1) Biodigestor uno; 2) Biodigestor 2; 3) Biodigestor 3; 4) Biodigestor 4.

**Elaborado por:** Limaico (2017)

### 3.2.3. ESTRATEGIA OPERACIONAL

#### 3.2.3.1. Biodigestores

En este trabajo, los biodigestores operaron con un TRH optimizado (10 días) previamente establecido por Flores (2014) en Cochabamba, Bolivia. Los modelos experimentales de un volumen total de 50 L cada uno, se llenaron con 5 L diarios operando en flujo semicontinuo de la siguiente manera:

- Los días martes, miércoles y jueves, se cargaron con 5 L de residuos líquidos, llenándose la primera división de cada biodigestor.
- Los días lunes y viernes se cargaron con 10 L, debido a que la EMRAQ-EP no trabaja los fines de semana. Al cargar con 10 L el día viernes se logró cubrir la carga orgánica del día sábado y al cargar el día lunes con 10 L, se cubrió la demanda del domingo.

### 3.2.3.2. *Influente y efluente*

La estrategia de operación relacionada al muestreo de influente y efluente se estableció semanalmente en forma puntual, siendo posteriormente transportados para su respectivo análisis físico-químico, bajo condiciones de oscuridad a temperaturas de 4 °C. La **Figura 3.8** describe los puntos de muestreo de influente y efluente de este estudio.

**FIGURA 3.8 PUNTOS DE MUESTREO**



**a)** Punto de muestreo de influente para todos los biodigestores; **b)** Punto de muestreo en el punto medio ubicada en la unión de las fases de los biodigestores; **c)** Punto de muestreo a la salida del biodigestor; **d)** Transporte de las muestras.  
**Tomada por:** Limaico (2017)

### 3.2.3.3. *Biomasa*

Una vez finalizada la operación (264 días) de todos los biodigestores, estos se abrieron para extraer la biomasa adherida al material de soporte y suspendida. La estrategia consistió en:

- Vaciar de los biodigestores, esto evitando agitar a los biodigestores para no desprender la biomasa de los soportes móviles.
- Con parte del agua de vaciado de los biodigestores, se llenaron botellas para luego utilizarlas a estas como medio de transporte del material de soporte hasta el laboratorio del INER para su posterior análisis.
- Se procedió a cortar la tubería, esto habiéndose asegurado que el material de soporte ha sido desplazado al lado opuesto del lado del corte.
- Se tomaron al menos 10 unidades del material de soporte y se las colocaron en las botellas que contenían agua del biodigestor para ser transportados.
- En el análisis de biomasa, para conocer la cantidad total de biomasa en los soportes, se procedió a estimar en base al análisis del contenido en una muestra.
- Parte del proceso se lo puede visualizar en la **Figura 3.9**.

**FIGURA 3.9** PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOPELÍCULA DE LOS BIODIGESTORES



**a)** Toma de residuo líquido para el transporte del material de soporte; **b)** Apertura de los biodigestores; **c)** Material de soporte; **d)** unidad de material de soporte a ser transportada.

**Tomada por:** Limaico (2017)

### 3.2.3.4. Biogás

La estrategia de operación para el monitoreo del biogás, se estableció mediante el uso y registro diario de gasómetros (Marcas: Actaris, Hyundai y Humcar todos de serie G1.6 con caudal mínimo de medición de 0,016 m<sup>3</sup>/h y caudal máximo de 2,5 m<sup>3</sup>/h a excepción del Actaris con 3,0 m<sup>3</sup>/h como caudal máximo) colocados al inicio y salida de cada biodigestor. La **Figura 3.10** detalla el equipamiento utilizado para el reporte diario de biogás.

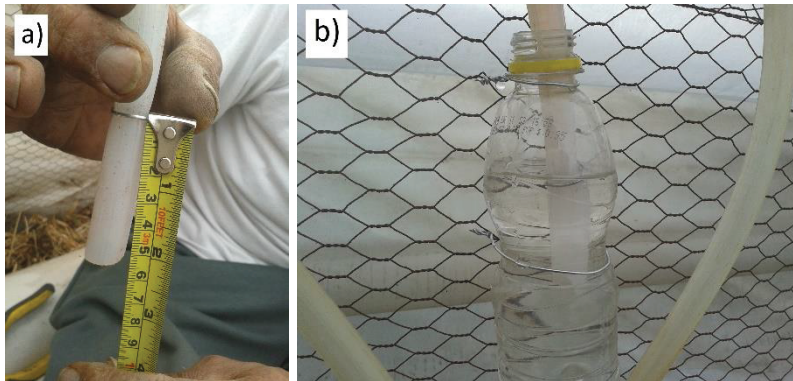
**FIGURA 3.10** GASÓMETROS



Tomada por: Limaico (2017)

Conectado a cada gasómetro se dispuso una columna de agua de 5 cm marcada con una señal. Este mecanismo artesanal provoca que la presión de salida del biogás aumente de manera que pueda ser detectado por el gasómetro ya que estos tienen un caudal mínimo de medida (0,016 m<sup>3</sup>/h) que valores bajo dicho valor, no son detectados. La columna de agua se corrige diariamente evitando que el sistema pierda presión. La **Figura 3.11** describe el mecanismo de protección de la presión acoplado al gasómetro.

**FIGURA 3.11 COLUMNA DE AGUA EN LA SALIDA DE LOS GASÓMETROS**



**a)** Columna de agua en la salida del gasómetro; **b)** Salida del gasómetro  
**Elaborado por:** Limaico (2017)

El mantenimiento de los gasómetros, fue periódico con la finalidad de evitar errores en el registro diario de biogás. Para facilitar el mantenimiento, en las justo antes de las entradas de los gasómetros, se dispusieron llaves de paso de 1/2 pulgada, las cuales fueron cerradas cada vez que se realice el mantenimiento, esto para evitar pérdidas de biogás (**Figura 3.12**). El criterio para darle mantenimiento fue la disminución del nivel de agua en la botella, la que brinda presión de la salida del gasómetro, además un mantenimiento semanal de rutina.

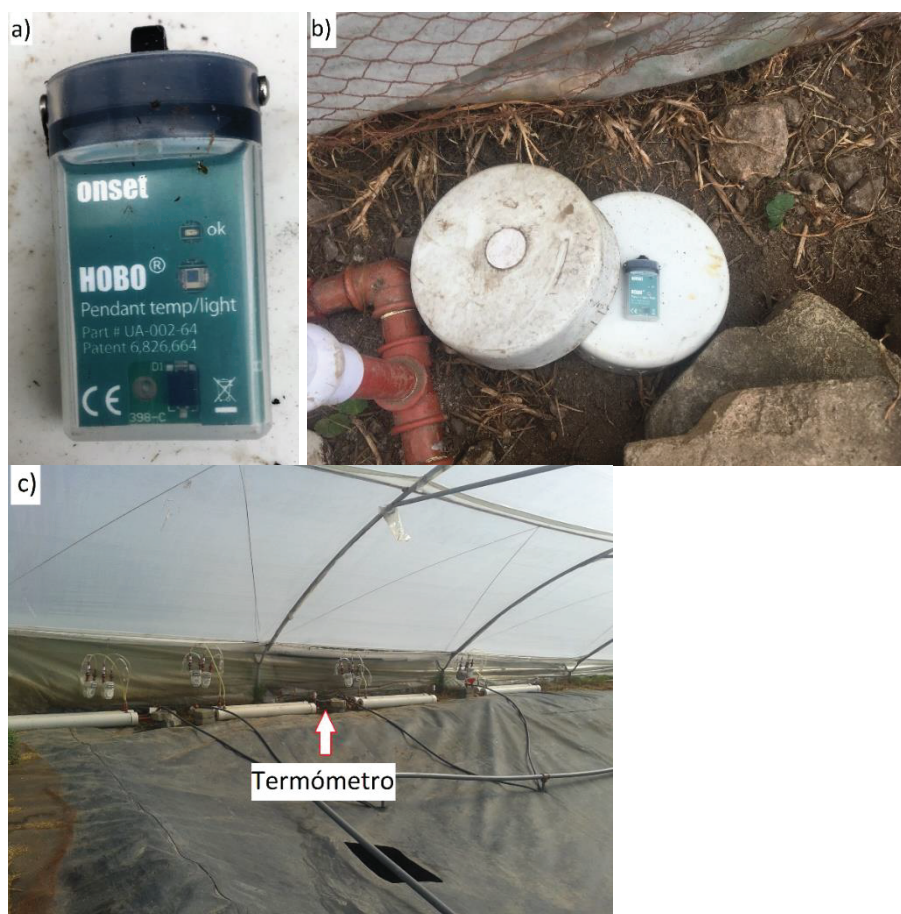
**FIGURA 3.12 LLAVES DE ENTRADA A LOS GASÓMETROS**



**Tomada por:** Limaico (2017)

La temperatura, es una variable operacional que no se alteró dentro de la operación de los biodigestores de este estudio; sin embargo, si se controló y monitoreó mediante un sensor de temperatura y luminosidad automático digital (HOBO) con rango de temperatura de medición de  $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $110\text{ }^{\circ}\text{C}$  (Flores, 2014). Este termómetro fue instalado dentro de un compartimiento diseñado para que el aire pueda circular por la parte de abajo y fue ubicado al mismo nivel de los biodigestores (a nivel del piso) y entre el biodigestor B2 y biodigestor B3. La **Figura 3.13a** muestra el equipamiento de temperatura utilizado y la **Figura 3.13b** muestra el compartimiento utilizado y la **Figura 3.13c** muestra el sitio exacto en donde se colocó el termómetro.

**FIGURA 3.13** REGISTRADOR DIGITAL DE TEMPERATURA Y LUMINOSIDAD



a) Medidor digital de temperatura; b) Compartimiento de protección para el termómetro digital; c) Ubicación del termómetro junto a los biodigestores.

**Tomada por:** Limaico (2017)

### 3.2.3.5. Parámetros operacionales

#### Velocidad de carga orgánica (VCO)

La velocidad de carga orgánica, ha sido determinada como se mencionó en el capítulo del estado del arte, para lo cual se ha utilizado los siguientes datos:

$$VCO = \frac{SVbh * Q}{V} = \frac{kgSV}{m^3 * día} \text{ (Ec. 3.1)}$$

$SVbh$  = Es la cantidad de sólidos volátiles en base húmeda obtenidos de acuerdo a lo descrito en el punto **3.3**.

$Q$  = Es el caudal con el que se operó los biodigestores, que como se mencionó anteriormente, es de 5 litros diarios.

$V$  = Es el volumen del reactor, para ello, se ha utilizado el volumen sin tomar en cuenta el volumen ocupado por el material de soporte ya que este ocupaba solamente el 2,75% del volumen total del biodigestor por lo que no influencia en el valor de la velocidad de carga orgánica.

#### Producción específica de biogás (PEB)

La ecuación con la que se obtuvo la producción específica de biogás es la siguiente:

$$PEB = \frac{V \text{ bg producido}}{Q * [SVBh]} = \frac{V \text{ bg producido (m}^3\text{)}}{SVBh \text{ añadidos (kgSV)}} \text{ (Ec. 3.2)}$$

Donde:

$V \text{ bg}$  = Es el volumen del biogás medido diariamente y estandarizada ((273,15 K; 100 kPa), esto se lo realizó para cada una de las fases de cada uno de los biodigestores.

[*SVbh añadidos*] = Este valor se obtuvo del análisis de sólidos presentado anteriormente, esto para cada una de las fases de cada uno de los biodigestores.

$Q$  = Es el caudal con el que se operó los biodigestores, que como se mencionó anteriormente, es de 5 litros diarios.

### **Tasa de producción de biogás (TPB)**

La ecuación que se utilizó para la tasa de producción de biogás es la siguiente:

$$BPR = \frac{V_{bg} (m^3/día)}{V_{bdg} (m^3)} \text{ (Ec. 3.3)}$$

Donde:

$V_{bg}$  = Es el volumen del biogás medido diariamente y estandarizada ((273,15 K; 100 kPa), esto se lo realizó para cada una de las fases de cada uno de los biodigestores.

$V_{bdg}$  = Es el volumen del biodigestor, que es el mismo para todas las fases de todos los biodigestores, esto debido a que la densidad del material de soporte y la cantidad de éste añadida a las fases respectivas, altera únicamente en un 2,75% al volumen total.

### **Estandarización de los datos de producción de biogás**

Para la estandarización de los valores de biogás, es decir, llevarlos de condiciones ambientales a condiciones estándar (273,15 K; 100 kPa), se requirió conocer la presión atmosférica del sitio en donde se ubicaron los biodigestores, para ello, la presión atmosférica fue calculada haciendo uso de la ecuación barométrica que se muestra a continuación:



$$P_z = P_0 * e^{-M*g*h/R*T} \text{ (Ec. 3.4)}$$

Dónde:

$P_z$ : Presión en el sitio donde estuvieron ubicados los biodigestores.

$z$ : Presión en el sitio donde estuvieron ubicados los biodigestores.

$P_0$ : Presión cuando  $z=0$ ; (100 Ka)

$M$ : Masa molar del aire (0,0289644 kg/mol)

$g$ : Aceleración de la gravedad (9,807 m/s<sup>2</sup>)

$h$ : Altura sobre el nivel del mar al cual se refiere  $P_z$  (m) (3031 m)

$R$ : Constante universal de los gases (8,314 J/K\*mol)

$T$ : Temperatura del aire cuando  $z \neq 0$

Para determinar la altura del lugar en donde estuvieron ubicados los biodigestores, se ha hecho uso de Google Earth.

Con los datos anteriores, se ha procedido a determinar la presión ambiental, esto debido a que no existen estaciones meteorológicas que permitan conocer la presión atmosférica del sitio.

### 3.3. ANÁLISIS ANALÍTICO

Tanto influente, efluente y biomasa fueron caracterizados de acuerdo a los parámetros descritos en la **Tabla 3.1**. Dichos ensayos fueron realizados tanto en el Laboratorio del INER (Instituto Nacional de Energías Renovables) como en el CICAM (Centro de Investigación y Control Ambiental), de acuerdo a los procedimientos descritos por la APHA-AWWA-WEF (2005).

**TABLA 3.1** MÉTODOS Y TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE INFLUENTE Y EFLUENTES

Parámetro	Método normalizado	Técnica	Muestra
Sólidos totales	2540-B	Gravimétrico	Influente, Efluente, Biomasa
Sólidos fijos y sólidos volátiles	2540-E	Gravimétrico	Influente, Efluente, Biomasa
pH	4500-B		Influente, Efluente
DQO	5220-D	Oxidación con dicromato	Influente, Efluente
Alcalinidad	2320-B	Titulación	Influente, Efluente
Sólidos volátiles en biomasa	2540-E	Gravimétrico	Influente Efluente

**Fuente:** APHA-AWWA-WEF (2005)

**Elaborado por:** Limaico (2017)

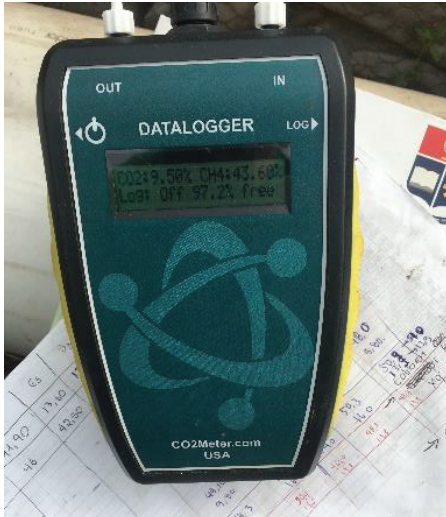
El contenido de metano en el biogás fue analizado con el equipo CO2Meter.com Datalogger de modelo CM-0191 que se muestra en la **Figura 3.14**. Este equipo utiliza infrarrojo para detectar el contenido de metano y dióxido de carbono dentro de una mezcla gaseosa, los resultados los presenta como porcentaje en volumen. El límite de detección en cuanto a CO<sub>2</sub> es de 0 a 500000 ppm (50%) y para el metano es de 0 a 1000000 ppm (100%), con una desviación de +/3% para el CO<sub>2</sub> y +/-5% para el metano (CO2Meter.com).

La determinación del contenido de metano del **biogás**, se realizó cuando la etapa de producción de biogás fue constante y el registro de los datos suficientes. Para determinar el contenido de metano con el equipo portátil descrito en el análisis analítico de esta tesis, el procedimiento fue el siguiente:

- Cerrar las llaves de salida de biogás y entrada a los gasómetros.
- Se adapta las conexiones respectivas en las mangueras de salida de biogás de los biodigestores.
- Se enciende el equipo de medición y se espera su estabilización.

- Una vez registrada la medición, se acoplan las conexiones a su configuración inicial.
- Se repiten el muestreo para poder tener una media del contenido de metano.

**FIGURA 3.14** EQUIPO DE MEDICIÓN DE CONTENIDO DE METANO



**Tomada por:** Limaico (2017)

Para la determinación de la cantidad de **biomasa** medida como SV en los soportes móviles, requirió previamente separar la biomasa del material de soporte, para lo cual se procedió de la siguiente manera:

- Se preparó una solución buffer de 7,47 g de fosfato dibásico de potasio ( $K_2HPO_4$ ) y 1,43 g de Fosfato básico de potasio ( $KH_2PO_4$ ) diluido en un litro.
- Se tomó una unidad del material de soporte y se colocó en 75 ml de solución buffer en un vaso de precipitación.
- El vaso se llevó a un equipo de vibración con ultrasonido (**Figura 3.15**) por 30 minutos.
- La biomasa que no fue desprendida después de este tiempo, se removió manualmente con una espátula evitando contaminar la muestra.

- Las muestras fueron llevadas a análisis de sólidos totales, fijos y volátiles; para esto se tomó un volumen de 50 ml. La biomasa se contabiliza como SV, SSV, entre otras maneras (Montalvo y Guerrero, 2003).

**FIGURA 3.15** EQUIPO DE VIBRACIÓN CON ULTRASONIDO



Tomada por: Limaico (2017)

### 3.4. ANÁLISIS CINÉTICO DE LOS DATOS

La ecuación utilizada para el estudio de la cinética de producción de biogás en los biodigestores de este estudio se basó en la ecuación de Roediger utilizada por Fiestas et al. (1990).

$$G = G_m(1 - e^{-K_1 t}) \text{ (Ec. 3.5)}$$

Donde:

$G$  = Volumen de gas metano acumulado al tiempo  $t$  (L)

$G_m$  = Volumen de metano máximo obtenido en el tiempo de digestión (L)

$K$  = Constante cinética aparente para la producción de metano ( $d^{-1}$ )

$t$  = Tiempo de operación (d)

Previamente, para poder aplicar esta ecuación en el modelo cinético de este trabajo se verificaron las suposiciones de que la concentración de biomasa, debe mantenerse constante en los biodigestores en el lapso de tiempo para el cual fue

aplicado el modelo cinético. Esta condición se la estableció en la determinación de biomasa como SV obtenida en cada reactor.

La otra suposición es que el orden de la reacción en cuanto a la eliminación de sustrato es uno. Para esto, se procedió como se describe a continuación:

1. Se trabajó solamente con el contenido de metano en el biogás, esto a condiciones estándar, para lo que, se utilizó el porcentaje de metano obtenido en los resultados.
2. Para cada fase de los biodigestores, se acumuló los datos en grupo de datos en tiempos iguales al tiempo de retención hidráulica (10 días) (Suma(día1:día10)).
3. De cada grupo de datos de 10 días, se determinó la producción promedio de metano (Promedio(Producción de metano día1:Producción de metano día 10))
4. Se determinó la desviación estándar del grupo de datos de 10 días para cada una de las fases de los biodigestores (los datos del punto “3”), la cual fue menor al 5% en dichos datos.
5. A estos nuevos datos, tanto de tiempo como de producción de metano, se los tabuló en un listado y se los acumuló (a los del punto “2”).
6. El nuevo listado de datos presenta los valores acumulados de la producción de metano de acuerdo a lo descrito anteriormente.
7. La determinación del orden de la reacción en cuanto a la eliminación de sustrato se realizó con los datos del producto biogás, esto debido a lo mencionado anteriormente que, la eliminación del sustrato guarda una relación con la generación de productos (Li et al., 201; Borja et al., 1993; Montalvo y Guerrero, 2003) y se lo realizó de acuerdo a lo siguiente:
  - Se utilizó el método diferencial e integral de la ley de velocidad, aplicado a la producción de biogás de los datos anteriormente mencionados, esto tanto para verificar si es orden uno o se trata de orden dos.

- La **Tabla 3.2** muestra las expresiones matemáticas aplicables para los diferentes órdenes de reacción que se puede tener en la reacción biológica.
- Para el orden uno, método diferencial, se grafica en el eje de las abscisas el promedio de dos datos de la tabla generada en el punto "5" y en el eje de las ordenadas, se grafica la variación de la producción de metano en el tiempo. La pendiente de la recta representa el valor de la constante específica de la velocidad "k".
- Para el orden dos, método diferencial, se grafica en el eje de las abscisas el cuadrado del promedio de dos datos de la tabla generada en el punto "5" y en el eje de las ordenadas, se grafica la variación de la producción de metano en el tiempo. La pendiente de la recta representa el valor de la constante específica de la velocidad "k".
- Para el orden uno, método integral, se grafica en el eje de las abscisas, el logaritmo neperiano (Ln) de la variación de producción de metano entre dos datos de la tabla generada en el punto "5" y en el eje de las ordenadas se grafica el tiempo acumulado. La pendiente de la recta representa el valor de la constante específica de la velocidad "k".
- Para el orden dos, método integral, se grafica en el eje de las abscisas la resta de  $\frac{1}{\text{dato de Metano 2}} - \frac{1}{\text{dato de Metano 1}}$ , y en el eje de las ordenadas se grafica el tiempo acumulado. La pendiente de la recta representa el valor de la constante específica de la velocidad "k".

**TABLA 3.2 LEY DE LA VELOCIDAD**

Orden	Forma diferencial	Forma integrada
1	$v = -\frac{d[\text{Metano}]}{dt} = k[A]^1$ (Ec.3.6)	$\ln \frac{[\text{Metano}]}{[\text{Metano}]_0} = -kt$ (Ec. 3.7)
2	$v = -\frac{d[\text{Metano}]}{dt} = k[A]^2$ (Ec. 3.8)	$\frac{1}{[\text{Metano}]} = \frac{1}{[\text{Metano}]_0} - kt$ (Ec. 3.9)

**t**= tiempo; **k**= Constante de la reacción.

**Fuente:** Reboiras, 2006

**Elaborado por:** Limaico (2017)

En el **Anexo III** se puede visualizar un ejemplo aplicado a los datos de una de las fases de un solo biodigestor. Se presenta además, los valores respectivos en la determinación del orden de la reacción, y las gráficas obtenidas en la determinación del orden de la reacción para las demás fases de los otros biodigestores.

## CAPITULO IV

### RESULTADOS Y DISCUSIÓN

#### 4.1. EVALUACIÓN DEL PERÍODO PREVIO A LA ESTABILIZACIÓN

##### 4.1.1. PARÁMETROS DE CONTROL

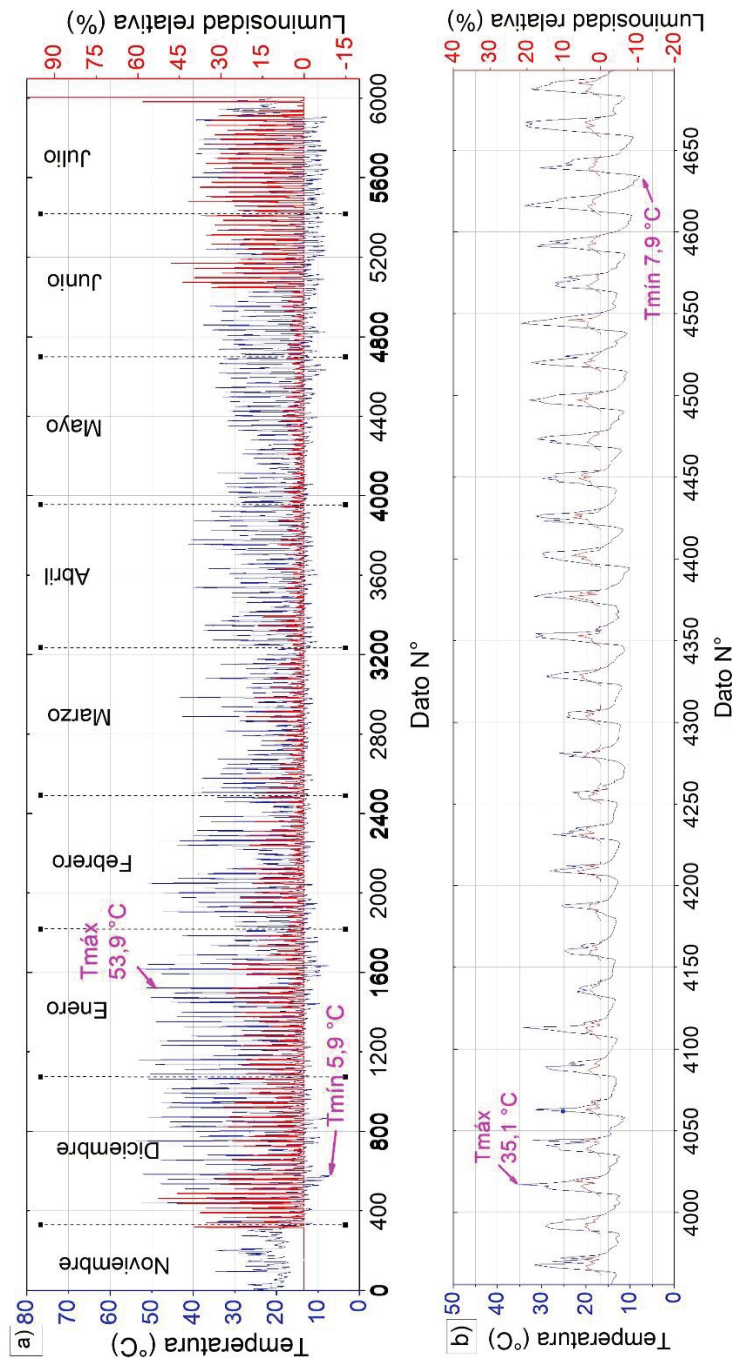
###### 4.1.1.1. *Intensidad luminosa y temperatura*

La **Figura 4.1** describe los datos horarios de temperatura (°C) registrados por el equipo digital automático para todo el periodo de monitoreo. La gráfica muestra los datos separados por meses.

Se visualiza que, en el mes de noviembre (datos desde cero hasta 331), los valores de la temperatura son relativamente bajos en el día y en la noche comparados con el resto de datos registrados, esto se produjo debido a que el sensor registró datos mientras éste se encontraba en una ubicación temporal, por esta razón, los datos de este período no son representativos y para el análisis se toma en cuenta a partir del día 331.



**FIGURA 4.1** TEMPERATURA E INTENSIDAD LUMINOSA HORARIA AMBIENTAL



**a)** Temperatura ambiental horario de todo el periodo de operación; **b)** Temperatura ambiental horaria del periodo estabilizado (mayo).

**Azul:** Temperatura °C; **Rojo:** Porcentaje de luminosidad relativa al máximo de luminosidad registrado en todo el período.

**Elaborado por:** Limaico (2017).

Se puede visualizar que, en los meses de diciembre a enero, los picos de temperaturas máximas tienen mayor valor que en el resto de meses, y siendo así, en enero se registra el valor máximo de temperatura de 53,9 °C y para el mes de diciembre se registra la temperatura mínima de 5,9 °C.

La **Tabla 4.1** muestra los datos mensuales en cuanto a la temperatura ambiental en el sitio de ubicación del modelo experimental para todo el periodo de monitoreo.

**TABLA 4.1** TEMPERATURA MENSUAL HORARIA DURANTE EL PERIODO DE OPERACIÓN

Período	Media Promedio	Desviación estándar (Media promedio)	Máx. promedio	% Desviación estándar (Máx. promedio)	Mín. promedio	% Desviación estándar (Mín. promedio)
Diciembre	20,1	49%	42,0	39%	11,4	9%
Enero	19,6	48%	40,9	24%	11,7	13%
Febrero	18,7	42%	35,5	24%	12,2	8%
Marzo	17,3	33%	30,3	20%	12,4	6%
Abril	18,0	36%	32,6	14%	11,9	8%
Mayo	17,4	34%	29,9	12%	11,8	11%
Junio	17,3	42%	32,4	10%	10,2	12%
Julio	18,9	46%	34,0	13%	10,8	38%
Todo el período	18,4	43%	34,7	22%	11,6	16%

**Elaborado por:** Limaico (2017)

La temperatura promedio mensual de todo el período varía entre 20,1 y 17,3 °C, con temperaturas máximas de entre 35,1 y 53,91 °C y temperaturas mínimas entre 5,9 y 11,0 °C; la temperatura ambiental promedio de todo el período fue de 18,4 °C con una desviación estándar de 43%.

Para el mes de mayo, que es el período de estabilización de los modelos experimentales respecto a la producción de biogás, se obtuvo una temperatura máxima de 35,1 °C el día 3, una temperatura mínima de 8,0 °C el día 29 y una

temperatura promedio de 17,4 °C, siendo así el tercer mes más frío de todo el período después de marzo y junio con una desviación de 5,98 °C respecto a la media.

De manera general, se puede decir que el sistema estuvo expuesto a temperaturas ambientales psicrófilas (<25 °C), mesófilas (30 – 40 °C) y termófilas (50 -60 °C) (Garfí et al., 2016). Pero pese a esta condición de variación de temperatura ambiental, el sistema anaerobio dentro del biodigestor pudo haber variado en temperatura solamente alrededor de la temperatura media ambiental acercándose a temperaturas mesófilas, esto debido a que no se colocó aislamiento térmico en los biodigestores, así como lo mencionó Terradas et al. (2014), por aquello, la generación diaria de biogás es relativamente constante como se verá más adelante.

#### 4.1.1.2. *Material de soporte*

La **Tabla 4.2** resume la superficie específica de cada uno de los biodigestores, que se estudió mediante la adición de material de soporte.

**TABLA 4.2 SUPERFICIE ESPECÍFICA DE CADA FASE POR BIODIGESTOR**

Lugar	Volumen útil (m <sup>3</sup> )	Área superficial añadida	Área específica por fases (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Área específica total (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
B1-E	0,0250	-	28,36	
B1-S	0,0250	-	28,36	28,36
B2-Es	0,0243	1,33	83,87	
B2-S	0,0250	-	28,36	55,73
B3-E	0,0250	-	28,36	
B3-Ss	0,0243	1,33	83,87	55,73
B4-Es	0,0243	1,33	83,87	
BA-Ss	0,0243	1,33	83,87	83,87

**Elaborado por:** Limaico (2017)

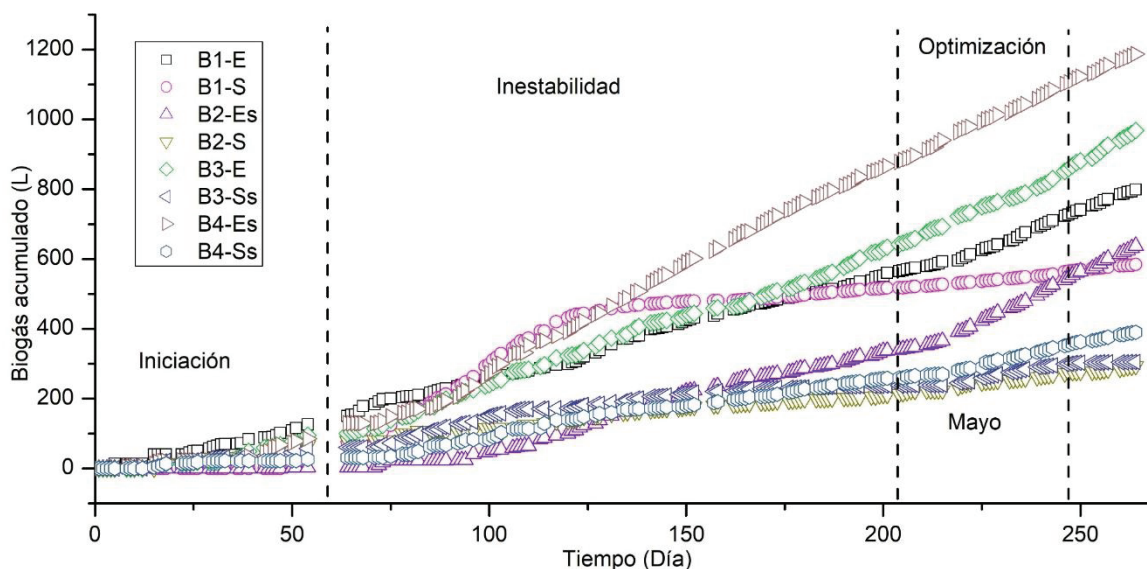
Una fase que no contiene material de soporte, tiene una superficie específica de  $28,36 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Los 11 m del material de soporte representan una superficie de  $1,33 \text{ m}^2$ . Una fase con material de soporte dentro, tiene una superficie específica de  $83,87 \text{ m}^2/\text{m}^3$  que es 2,95 veces mayor a cuando no lo tiene. Entonces, un biodigestor sin material de soporte en ninguna de sus fases, tiene una superficie específica total de  $28,36 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Si el biodigestor tiene en una sola fase el material de soporte, su superficie específica aumenta a  $55,73 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , que es 1,9 veces mayor al biodigestor sin material de soporte. Si se aumenta en las dos fases, la superficie específica total es de  $83,87 \text{ m}^2/\text{m}^3$  que es 2,95 veces y 1,5 veces mayor a cuando no se añade nada y a cuando se añade en una sola fase respectivamente.

Flores (2014) al adherir botellas PET, logró aumentar la superficie específica en 2,56 veces con una pérdida de volumen de 1,3%. En el presente estudio, ésta aumentó alrededor de 3 veces con una pérdida de volumen de 2,75%.

#### **4.1.1.3. *Medición de biogás***

En la **Figura 4.2**, se muestra las distintas etapas del periodo de monitoreo de todos los biodigestores.

**FIGURA 4.2** FASES DEL PERÍODO DE MONITOREO RESPECTO A LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS



**Elaborado por:** Limaico (2017)

En la fase de iniciación, correspondiente al día cero hasta el día 0 a 54 los equipos de medición estuvieron operativos y no existió problemas hidráulicos detectables. Los resultados evidencian que la producción de biogás es mayor en las primeras etapas de cada biodigestor.

En la fase de inestabilidad, los gasómetros no estuvieron funcionando adecuadamente, hubo problemas hidráulicos siendo necesario reemplazar los equipos de medición y realizar adecuaciones en los biodigestores para evitar fugas de gas. Además, no se realizaron cargas a los biodigestores de acuerdo a lo planificado por problemas de disponibilidad continua del sustrato. La tendencia de los biodigestores en esta etapa es similar a la de iniciación, aunque B2-Es tiende a incrementar y B1-S a disminuir. Este período correspondió al periodo comprendido desde el día 64 hasta el día 215.

La fase de optimización correspondió al mes de mayo desde el día 219 hasta el 248. Para este período, los medidores de biogás estuvieron operando adecuadamente, la carga fue realizada de acuerdo a lo planificado sin

interrupciones y no se detectaron problemas hidráulicos, por lo que estos datos son analizados en la optimización de los biodigestores.

## 4.2. OPTIMIZACIÓN DE LA OPERACIÓN DE LOS MODELOS EXPERIMENTALES

### 4.2.1. PARÁMETROS DE CONTROL

#### 4.2.1.1. Características del influente

La **Tabla 4.3** describe los resultados obtenidos de la caracterización físico-química del sustrato de alimentación del modelo experimental, correspondiente al residuo líquido de camal utilizado en este trabajo. Los resultados son el promedio de varios análisis desarrollados en 5 días de muestreo a excepción de aquellos que fueron únicos. Los datos puntuales corresponden a los parámetros de DQO y alcalinidad que no se han estudiado a profundidad en el presente estudio, sino que se ha concentrado en los datos de contenido de sólidos, pH, biogás y metano. Un detalle de los datos se describe en el **Anexo I y Anexo V**.

**TABLA 4.3** CARACTERÍSTICAS PROMEDIO DE LOS RESIDUOS LÍQUIDOS DE CAMAL (INFLUENTE)

Día	%ST (bh)	%SV (bh)	%SV (bs)	* DQO (mg/L)	* Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	pH
Lunes	0,36	0,30	83,40	-	-	7,54
Martes	0,23	0,21	93,66	-	-	7,44
Miércoles	0,35	0,33	95,68	-	-	7,66
Jueves	0,18	0,14	76,39	-	-	8,69
Viernes	0,36	0,35	97,31	-	-	7,60
Promedio	0,30	0,27	89,29	2930	356	7,76
Desviación estándar %	29,06	33,76	10,10	-	-	6,57

\*: Muestreo único (Ver **Anexo I**)

Elaborado por: Limaico (2017)

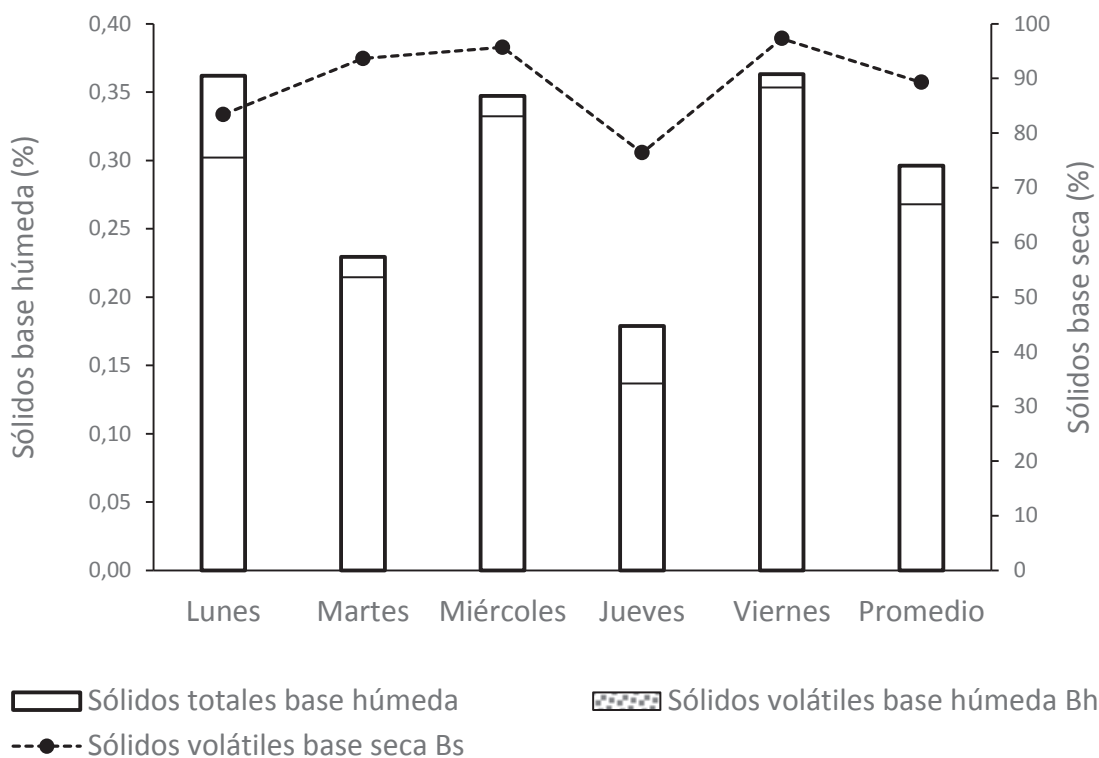
En general, el residuo líquido del camal demostró no mantener constantes sus características físico-químicas a lo largo de la jornada de trabajo semanal en el camal. En específico, el contenido de materia orgánica, medida como sólidos volátiles fue variable en diferentes días (30% desviación estándar) y la alcalinidad con un valor de 356 mg CaCO<sub>3</sub>, fue menor al menos en un 11% de las investigaciones reportadas en bibliografía (400 – 1100 mg CaCO<sub>3</sub>) (Borja et al., 1993; Marcos et al., 2012).

Respecto a la DQO registrada en el análisis respectivo (2930 mg/L), ésta estuvo dentro del rango reportado en bibliografía (500 – 15900 mg/L) (Bustillo y Mehrvar (2015), pero fuera de la normativa para descarga en alcantarillado (350 mg/L) (MAE, 2015; SA-MDMQ, 2014).

El pH medido en las muestras en diferentes días, presentó una variabilidad medida como porcentaje de desviación estándar de 6,6% y su valor se encuentra dentro del rango reportado como valores típicos de pH para este tipo de residuos (4,9 – 8,1) (Bustillo y Mehrvar, 2015), pero dentro del rango para descarga en alcantarillado (6-9) (MAE, 2015; SA-MDMQ, 2014).

**La Figura 4.3** describe la variabilidad a lo largo de la semana del contenido de sólidos (ST y SV) en los residuos líquidos procedentes del camal.

**FIGURA 4.3** VARIABILIDAD SEMANAL DEL CONTENIDO DE SÓLIDOS DEL RESIDUO LÍQUIDO DE CAMAL (INFLUENTE)



**Elaborado por:** Limaico (2017)

Los días con mayor concentración de sólidos totales y volátiles fueron los lunes (0,36% y 0,3%), miércoles (0,35% y 0,33%) y viernes (0,36 y 0,35%), mientras que el martes y jueves presenta la menor concentración de estos parámetros (0,23% – 0,21% y 0,18% – 0,14% respectivamente). Esta característica puede estar relacionada a que en los días lunes, miércoles y viernes, se faenaba únicamente bovinos, mientras que de lunes a viernes se faena porcinos y ovinos (Beegroup, 2016). En cuanto a la biodegradabilidad, la mayor se encuentra en los días martes, miércoles y viernes, con porcentajes de 93,7%, 95,7% y 97,3%, mientras que los días martes lunes y jueves tienen valores de 83,4% y 76,4% respectivamente. Esta variación se debe al tipo de animales faenados en aquellos días que puede variar dependiendo de la demanda.

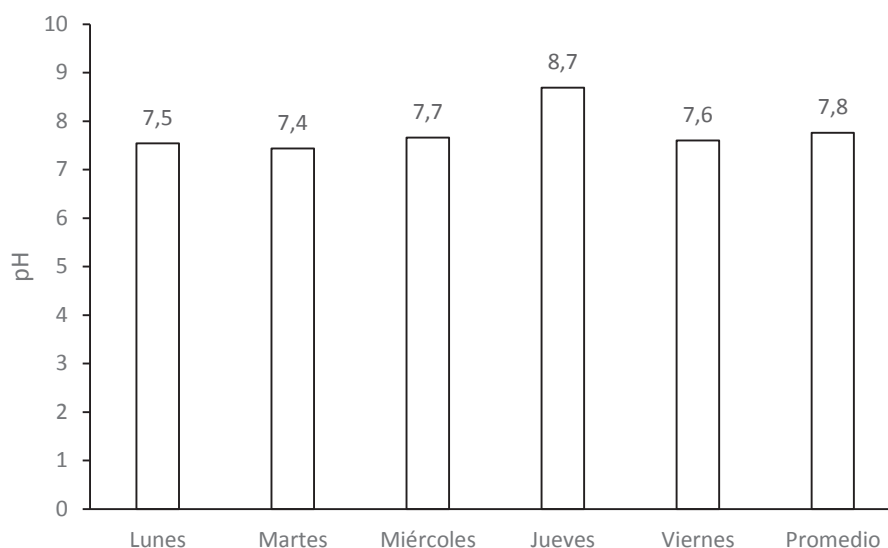


En promedio, el contenido de ST fue de 0,3%, el contenido de SVBh fue de 0,27% y el contenido de SV Bs fue 89%. Estas condiciones indican que son residuos líquidos con un 89% de biodegradabilidad, aptos para la digestión anaerobia.

#### 4.2.1.2. Variación del pH

Los valores de pH del residuo líquido de camal utilizado como influente en este trabajo se representan en la **Figura 4.4**. Un resumen se presenta en el **Anexo V**.

**FIGURA 4.4** VARIACIÓN SEMANAL DE pH DEL RESIDUO LÍQUIDO DE CAMAL (INFLUENTE)



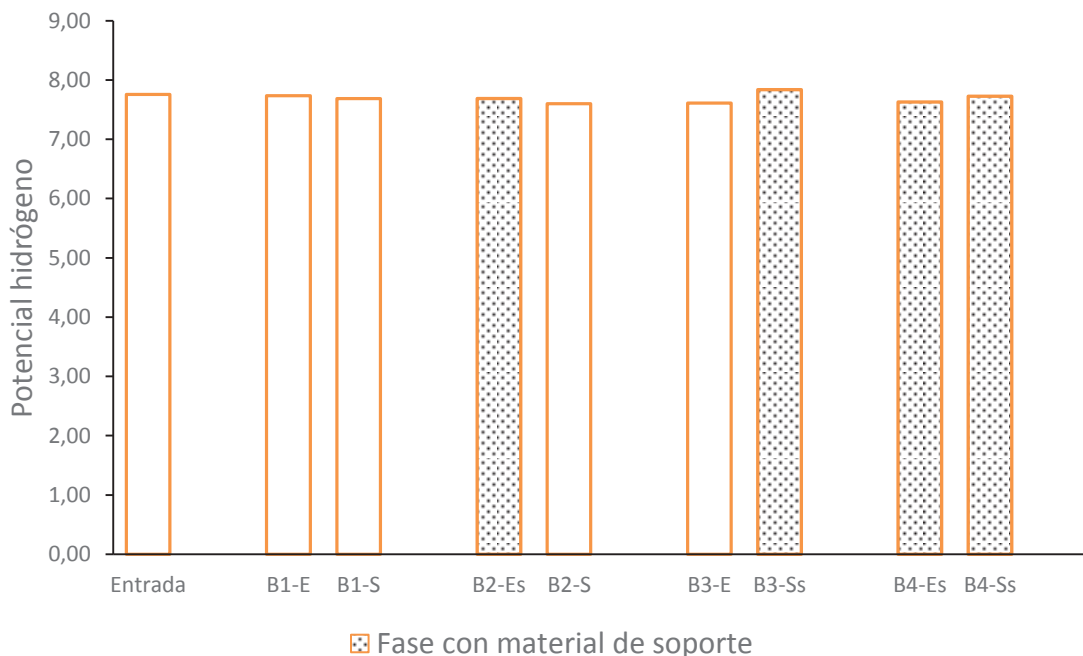
**Elaborado por:** Limaico (2017)

En los resultados, se puede observar que el pH es relativamente constante, con una desviación estándar de 6,6% y valores entre 7,4 a 7,8 a excepción del día jueves que alcanza un valor de 8,7, que se presume sea debido a que en este día la carga orgánica es menor y pudo afectar el valor de éste parámetro. Los valores en cuanto a pH, ubican al residuo líquido ligeramente por encima del máximo del rango óptimo (pH (6 – 7,5) requerido para procesos anaeróbicos (Gerardi, 2003).

Los valores en cuanto al pH medido en cada una de las fases son presentados en la **Figura 4.5**. Los valores mostrados son el promedio de las mediciones

realizadas en una semana de muestreo (fase de optimización en la producción de biogás).

**FIGURA 4.5 POTENCIAL HIDRÓGENO POR FASES**



**Elaborado por:** Limaico (2017)

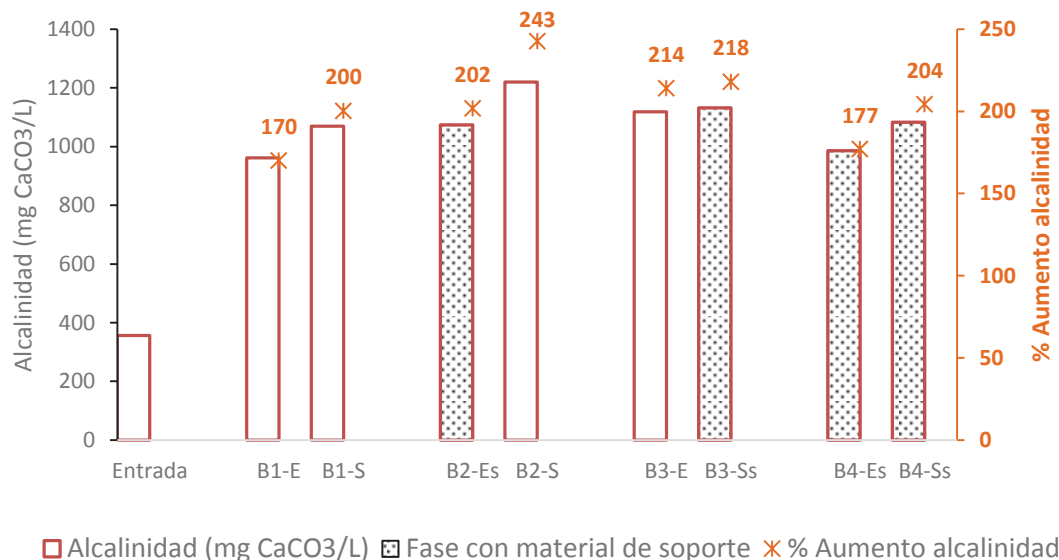
El potencial hidrógeno se mantuvo relativamente constante en todos los biodigestores con variaciones máximas del 2% con respecto al pH de ingreso (fase B2-S) y una mínima variación de pH del 1% (fase B3-Ss). Esta leve variación puede estar relacionada a la alcalinidad que funciona como tampón (Gerardi, 2003).

Los valores de salida de cada una de las fases, se ajusta a lo recomendado por Gerardi (2003) en cuanto a las condiciones óptimas de pH para un buen desarrollo de la digestión anaerobia (6-7,5). El pH reportado en este estudio, es similar al reportado por Flores (2014) en su estudio (6,8-7,1).

#### 4.2.1.2.1. Aumento de alcalinidad

La variación que sufre la alcalinidad al pasar por cada una de las fases de cada uno de los biodigestores, es presentada en la **Figura 4.6**. Un resumen es presentado en el **Anexo V**.

**FIGURA 4.6** ALCALINIDAD POR FASES



**Elaborado por:** Limaico (2017)

Se puede observar que en las primeras fases sucede un fuerte aumento de la alcalinidad de hasta un 214%, lo que provoca un aumento de la alcalinidad de 356 a 1220 mg CaCO<sub>3</sub>/L, independientemente del material de soporte.

En las segundas fases también existe un aumento de la alcalinidad, pero, el aumento es menor llegando a ser a penas entre 1% y 14% con respecto a su fase anterior. En cualquier caso, no se nota influencia del material de soporte en este parámetro.

La digestión anaerobia llevada a cabo en cada una de las fases de los biodigestores, ha permitido aumentar la alcalinidad desde 356 mg CaCO<sub>3</sub>/L hasta valores entre 961 y 1220 mg CaCO<sub>3</sub>/L, posicionando a este parámetro en dentro

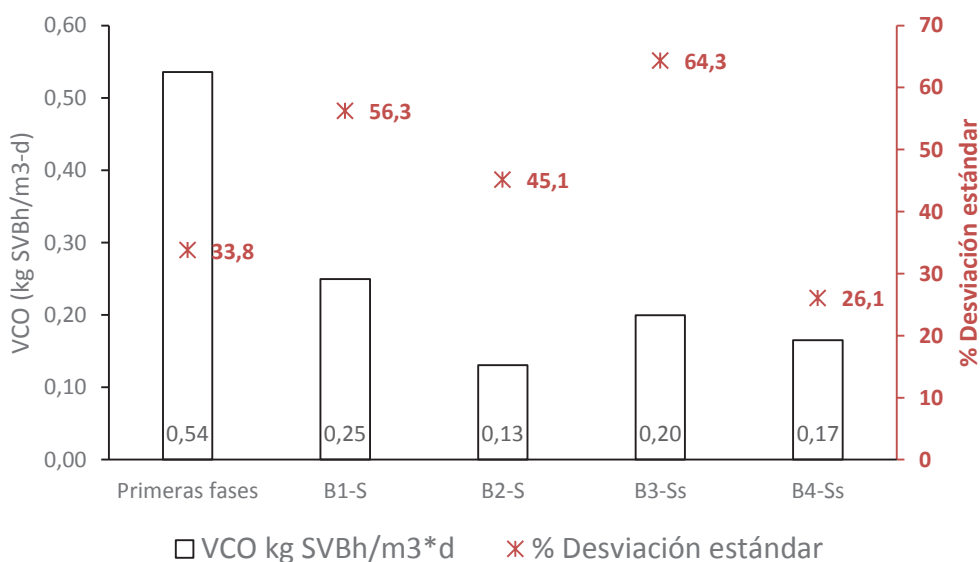
de lo que Gerardi (2003) recomienda como un rango óptimo para la digestión anaerobia 1500 y 3000 mg  $\text{CH}_3\text{COOH/L}$ . Esto, al parecer, ha influenciado en los valores obtenidos de pH.

## 4.2.2. PARÁMETROS DE OPERACIÓN

### 4.2.2.1. Velocidad de carga orgánica (VCO)

La **Figura 4.7** representa los valores correspondientes a la VCO sobre la cual estuvieron operando los biodigestores durante la fase de optimización en la producción de biogás. Un resumen se presenta en el **Anexo V**.

**FIGURA 4.7** VELOCIDAD DE CARGA ORGÁNICA ( $\text{kg SV/m}^3\text{-d}$ ) POR FASES DE LOS BIODIGESTORES



**Elaborado por:** Limaico (2017)

Los valores de VCO para el biodigestor como un solo sistema, estuvieron entre 0,14 a 0,35  $\text{kg SV/m}^3\text{-d}$  a lo largo de la semana, pero en promedio se tiene un valor de 0,27  $\text{kg SV/m}^3\text{-d}$ . Si se toma la VCO que recibe la primera fase, que es igual para todas las primeras fases, está tiene un valor promedio de 0,54  $\text{kg SV/m}^3\text{-d}$ .

SV/m<sup>3</sup>-d. Para las segundas fases, la VOC está en función de la biodegradación llevada a cabo en las primeras fases de lo que se tiene un rango de 0,13-0,25 kg SV/m<sup>3</sup>-d.

Se puede notar que, en las primeras fases ya existe una reducción del contenido de sólidos volátiles (SV) debido a una digestión anaerobia, que se ha transformado en biogás, esto provoca que las segundas fases tengan menos contenido de sólidos, por ende, produzcan menos biogás. La diferencia de contenido de sólidos y producción de biogás se verá en el punto **4.2**.

En cuanto a la desviación estándar de VCO, las primeras fases presentan un valor de 33,8%, este se relaciona a la variación del contenido de sólidos en el influente a lo largo de la semana y esto a su vez se relaciona al tipo de proceso llevado a cabo en la EMRAQ-EP, tal como se lo analizó en el punto **4.2.1.1**. La desviación estándar de VCO para las segundas fases, tiene valores entre 26,1% (BA-Ss) y 64,3% ((B3-Ss), esto es relacionado a la cantidad de sólidos entregados por las primeras fases en los diferentes días en los que se monitoreo. El contenido de sólidos de día a día fue muy variado para las segundas fases, más de lo que fue para las primeras fases.

La VCO de los biodigestores en este trabajo fue de 0,27 Kg SV/m<sup>3</sup>-d, valor similar al reportado por Flores (2014) quien trabajo con residuos líquidos de camal y con rangos de VCO entre 0,2 a 0,4 Kg SV/m<sup>3</sup>-d para biodigestores tubulares. La VCO de este estudio (0,27 Kg SV/m<sup>3</sup>-d), es inferior a lo reportado en biodigestores tubulares alimentados con estiércol de vaca y llama (1-2 kg SV/m<sup>3</sup>-d) (Álvarez et al, 2006), también es inferior a lo reportado en la co-digestión de residuos líquidos de camal y residuos sólidos municipales (1,2 kg SV/m<sup>3</sup>-d) (Cuetos et al., 2010) y es similar al estudio de digestión de algas de lago (Yu et al., 2014).

#### 4.2.2.2. Biomasa

La **Tabla 4.4** describe el rendimiento de la biomasa a expensas del consumo de la materia orgánica contenida en el residuo líquido alimentado y medido como DQO. Esta tabla además presenta la cantidad de biomasa por unidad de área del soporte móvil. Los biodigestores que no tuvieron material de soporte dentro, no son presentados en esta tabla. Un resumen se presenta en el **Anexo V**.

**TABLA 4.4** CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA (MICROORGANISMOS) DE LOS BIODIGESTORES MEDIDOS EN SV

<b>g SVBh/m<sup>2</sup> superficie del soporte móvil</b>					
<b>Tipo</b>	<b>Fase</b>	<b>B1</b>	<b>B2</b>	<b>B3</b>	<b>B4</b>
<b>Adherida</b>	Primera	-	33,36	-	27,72
	Segunda	-	-	20,79	24,58
<b>g SVBh/m<sup>2</sup> superficie total biodigestor</b>					
<b>Adherida</b>	Primera	-	0,10	-	0,09
	Segunda	-	-	0,07	0,08
<b>Concentración de biomasa (mg/L)</b>					
<b>Adherida</b>	Primera	-	2511,0	-	2393,5
	Segunda	-	-	1838,7	2124,1
<b>Suspendida</b>	Primera	551,0	735,8	939,0	434,8
	Segunda	287,0	236,6	161,0	288,2
<b>Rendimiento de biomasa Y (kg SV/kg DQO)</b>					
<b>Adherida</b>	Primera	-	0,03	-	0,02
	Segunda	-	-	0,14	0,21
<b>Suspendida</b>	Primera	0,008	0,010	0,009	0,005
	Segunda	0,010	0,006	0,019	0,045
<b>Relación A/M (kg DQO/kg SV-d)</b>					
<b>Adherida</b>	Primera	-	0,081	-	0,083
	Segunda	-	-	0,022	0,034
<b>Suspendida</b>	Primera	1,06	0,80	0,62	1,35
	Segunda	1,10	1,24	0,89	0,80
<b>% Biomasa (g/g)</b>					
<b>Adherida</b>	Primera	-	90,8	-	94,2
<b>Suspendida</b>		100,0	9,2	100,0	5,8
<b>Adherida</b>	Segunda	-	-	97,6	96,0
<b>Suspendida</b>		100,0	100,0	2,4	4,0

**Nota:** Los valores presentados son de un muestreo único.

**Elaborado por:** Limaico (2017)

#### 4.2.2.2.1. Biomasa por unidad de área

En el análisis de los Sólidos Volátiles de la biomasa adherida al material de soporte, se obtuvo valores por unidad de área entre 20,8 a 33,4 SV Bh/m<sup>2</sup>, siendo mayor en la fase B2-Es y menor en la fase B3-Ss. Añadir material de soporte solo en la primera fase, provoca un aumento de la biomasa en un 37,7% que si se coloca solo en la segunda fase, esto puede ser debido a que la primera fase dispone de mayor cantidad de sólidos volátiles respecto a las segundas fases. Al añadir material de soporte en sus dos fases, la biomasa es relativamente constante entre sus fases (varia en un 11%, siendo mayor en la primera fase), esta variación puede ser debido a que la carga de sólidos que pasa a la segunda fase es menor en cantidad, pero puede ser aprovechable con mayor facilidad para las bacterias.

#### 4.2.2.2.2. Concentración de biomasa

Analizando la concentración de la biomasa suspendida en las primeras fases, la fase B3-S con un valor de 929 mg/L es la que mayor concentración presenta, siendo 53% mayor a la que presenta menor contenido de sólidos que es la fase B4-Es que tiene un valor de 434,8 mg/L. En cuanto a la biomasa suspendida de las segundas fases, la fase B4-Ss es la que mayor concentración presenta y con un valor de 288,2 mg/L, es 44% mayor a la fase de menor concentración que es la B3-Ss que tiene 161 mg/L, siendo ambas fases que contienen material de soporte. No se puede diferenciar la influencia del material de soporte en este parámetro.

Si se analiza la concentración de biomasa suspendida entre fases de cada uno de los biodigestores, se puede ver que la mayor concentración se encuentra en la primera fase, siendo así, las primeras fases son 47,9%, 67,8%, 82,8% y 69,3% mayor a sus segundas fases de los biodigestores B1, B2, B3 y B4 respectivamente. Villamar (2008) menciona que, para procesos aerobios, la concentración de biomasa adherida llega a valores de 1500 mg SS/L, esto es 40% menor al valor máximo conseguido en ese estudio (2393,5 mg/L). Villamar

(2008) menciona que, para sólidos suspendidos en procesos aerobios, se puede llegar a alcanzar valores de 2 a 5 g/L, es decir, entre 53% y 81% mayor de lo que se obtuvo en el presente estudio.

#### 4.2.2.2.3. Rendimiento de la biomasa

En cuanto al rendimiento de la biomasa ( $Y$ ) de la biomasa adherida al material de soporte (biofilm), en el presente estudio se encontró que éste tuvo valores entre 0,02 y 0,21 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub> en las fases B4-Es y fase B4-Ss respectivamente, En el balance de biomasa, el 2% y 21% de materia orgánica que ingresa es transformada en biofilm. Comparando las primeras fases en cuanto al biofilm, la fase B2-Es es mayor con un 29% a la fase B4-Es, y comparando las segundas fases, la fase B3-Ss es menor en un 33% a la fase B4-Ss.

En cuanto al rendimiento de la biomasa ( $Y$ ) de la biomasa suspendida, los valores se encuentran entre 0,005 y 0,045 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub>. Al comparar las primeras fases, aquellas que no tienen material de soporte (B1-E y B3-E) tienen similar valor de  $Y$  (0,008-0,009 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub>), mientras que el material de soporte en esta fase provoca valores de distintos  $Y$  entre 0,005 y 0,01 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub>. En las segundas fases, la adición de material de soporte aumenta este valor de 0,006-0,01 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub> a 0,045 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub>.

En los procesos de lodos activados (aerobio), para el tratamiento de aguas residuales domésticas, el valor típico de  $Y$  para biomasa adherida y suspendida está entre 0,56 y 0,73 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub> respectivamente (Jiménez, 2014; Ramalho, 1996), es decir, mayor en un 62% y 92% a los valores máximos de biomasa adherida y suspendida obtenida en el presente estudio. En el tratamiento anaerobio de residuos líquidos del lavado de aceitunas, se obtuvo un valor de 0,14 kg SV/kg DQO<sub>removido</sub> (Borja et al., 199), siendo esto menor en 33% a la biomasa adherida y 68% mayor a la biomasa suspendida obtenida en el presente estudio.



#### 4.2.2.2.4. Relacion Alimento/Biomasa (A/M)

En cuanto a la relación A/M para la biomasa adherida, se obtuvo valores entre 0,022 y 0,083 kg DQO/kg SV-d, para lo que, de acuerdo a lo expuesto por Ramalho (1996), estos resultados están por debajo del rango óptimo de lodos (0,3-0,6 kg DQO/kg SV-d) por lo tanto los lodos no forman agregados fácilmente y pueden ser lavados.

En cuanto a la relación A/M de la biomasa suspendida, se tiene valores entre 0,62 (B3-E) y 1,35 (B4-Es) kg DQO/kg SV-d. De acuerdo al rango óptimo de lodos (0,3-0,6 kg DQO/kg SV-d) expuesto por Ramalho (1996), este tipo de lodos forma agregados esponjosos que flotan fácilmente y pueden ser lavados. La fase B3-E se acerca al rango óptimo, lo que significa que, para esta fase, la biomasa suspendida forma agregados sedimentables. Los valores de A/M obtenidos en este estudio distan de los valores típicos en procesos de lodos activos a escala real (0,4 y 0,56 kg DQO/kg SV-d) (Jiménez, 2014), pero puede asemejarse a lo obtenido en escala laboratorio en el tratamiento de aguas residuales domésticas (0,21 a 0,82 kg DQO/kg SV-d) (Ramalho, 1996).

#### 4.2.2.2.5. Porcentaje de biomasa

En cuanto al porcentaje de biomasa, analizando las primeras fases, la biomasa adherida es la que tiene un mayor porcentaje (85%) comparado a la biomasa suspendida, la condición se repite en las segundas fases en donde la biomasa adherida es superior hasta un 95% mayor comparado a la biomasa suspendida.

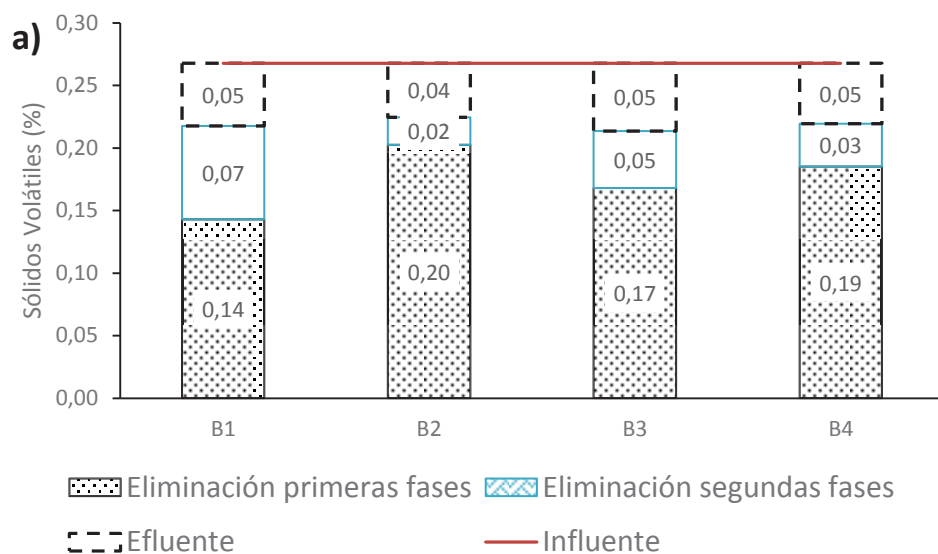
## 4.2.3. PARÁMETROS DE EFICIENCIA

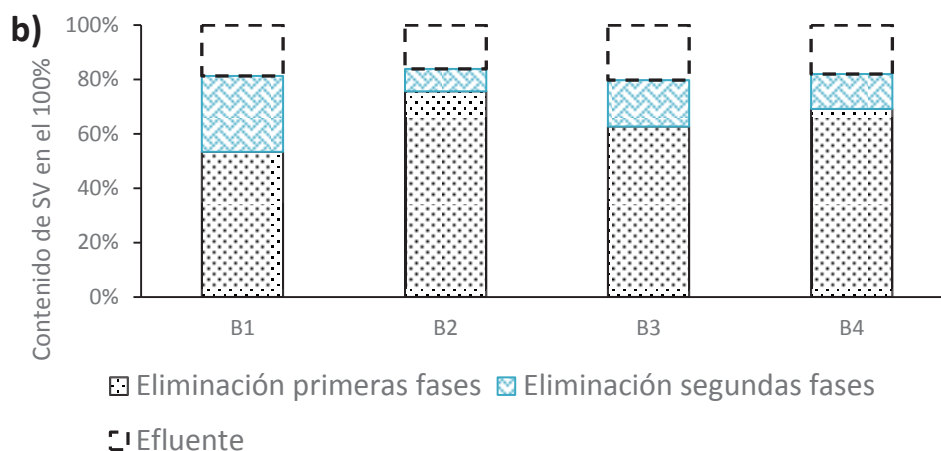
### 4.2.3.1. Características del efluente

#### 4.2.3.1.1. Eliminación de sólidos

Los datos promedio del contenido de sólidos en los efluentes, para cada una de las fases y de los biodigestores, es presentado en la **Figura 4.8**. Un resumen de los datos de una semana de muestreo en cuanto al contenido de sólidos en los productos, se presenta en el **Anexo V**.

**FIGURA 4.8** CONTENIDO DE SÓLIDOS EN LA SALIDA DE LA PRIMERA FASE





**a):** Contenido de sólidos volátiles en cada uno de las fases y efluente; **b):** Porcentaje de sólidos volátiles en cada una de las fases

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Luego de pasar por la primera fase de cada biodigestor, el porcentaje de eliminación de sólidos volátiles está entre 53,4% (B1-E) y 69% (B4-Es). El aporte de las segundas fases a la reducción total de sólidos está entre 8% (B2-S) y 27% (B1-S). La reducción total de SV con respecto al influente es de 79% (B3) hasta 81% (B2).

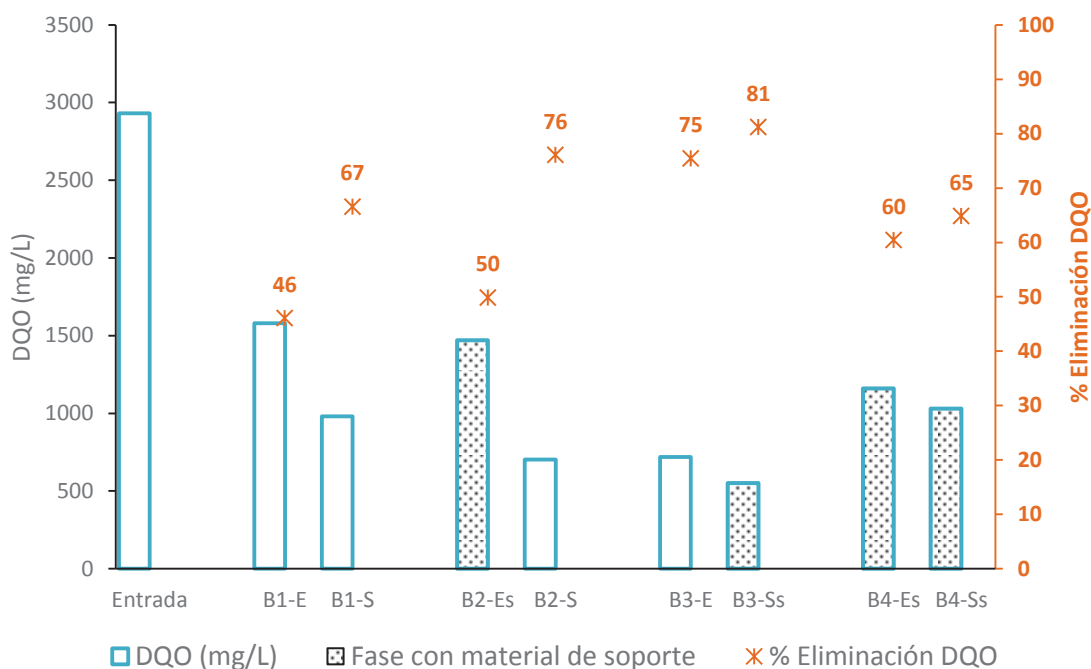
Analizando al biodigestor como un solo sistema completo, la mayor reducción de sólidos volátiles se la registra en el biodigestor B2 con un 83,9%, mientras que la menor reducción de los sólidos volátiles se la encuentra en el biodigestor B3 con 79,7%. La mayor reducción de sólidos volátiles ocurre en el biodigestor que dispone de material de soporte únicamente en su segunda fase. Flores (2014), en el tratamiento de los residuos líquidos de camal, reporta una eliminación de 59% en la fase con material de soporte y en todo el sistema una eliminación de 65%, siendo esta reducción menor en 18,9% a lo obtenido en el presente estudio.

#### 4.2.3.1.2. Eliminación de DQO

En cuanto a valores de DQO, alcalinidad los valores obtenidos se presentan en la **Figura 4.9**. Como se menciona en metodología, estos datos son correspondientes

al análisis realizado en el CICAM y son datos de un solo muestreo. Los valores reportados en el CICAM se los puede ver en el **Anexo I**, y un resumen se lo presenta en el **Anexo V**.

**FIGURA 4.9** CONTENIDO Y ELIMINACIÓN DE DQO POR CADA FASE DE CADA BIODIGESTOR RESPECTO AL INFLUENTE



**Fuente:** CICAM

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Analizando las primeras fases, el rango de eliminación de DQO está entre 46,1% (B1-E) y 81%,2 (B3-E). Los resultados de este parámetro difieren a lo presentado para los sólidos volátiles, posiblemente se debe a que los análisis de sólidos son el promedio del muestreo de cinco días, en cambio los datos de DQO es único.

El análisis en las segundas fases muestra que, B2-S aporta un 26,2% a la reducción total de DQO. La fase B4-Ss aporta solamente un 4,4% al total siendo ésta la del peor comportamiento en cuanto a este parámetro. Los resultados de este parámetro difieren a lo presentado para los sólidos volátiles, posiblemente se debe a que los análisis de sólidos son el promedio del muestreo de cinco días, en cambio los datos de DQO es único.

Entonces, la menor reducción de DQO se da en el biodigestor B4 que alcanza un 64,8% y la mayor en el biodigestor B3 (81,2%). Esta particularidad puede estar relacionada con el valor de la relación A/M ya que, los valores de B4 están entre 0,80 y 1,35 kg DQO/kg SV-d, correspondiendo así a un lodo que flota y que puede ser lavado (mayor a 0,6 kg DQO/kg SV-d). El lodo del biodigestor B3 tiene la relación A/M en el rango de 0,62 a 0,89 kg DQO/kg SV-d, acercándose así a los valores óptimos de lodo que tiende a sedimentarse. Los valores de DQO contabilizados, pueden referirse a biomasa contenida en el biodigestor y no solamente a la materia orgánica del influente.

Luego de pasar por ambas fases de los biodigestores, el contenido de materia orgánica medida como DQO, claramente sufre una transformación. El biodigestor B3 alcanza una eliminación de un 1% más de lo logrado en el estudio de Flores (2014) (80%) y 12% menor a lo obtenido en el proceso industrial de tratamiento de los residuos líquidos mediante lodos activados de la EMRAQ-EP (Chango y Simbaña, 2016). Las concentraciones de DQO obtenidas al final del tratamiento (551-1030 mg/L) no cumplen con el Acuerdo Ministerial 061 (MAE, 2015) y la Ordenanza 404 del DMQ (SA-MDMQ, 2014) de descarga para éste parámetro (350 mg/L).

En la primera fase, la eliminación de DQO es más fácil realizar DQO, mientras que, en la segunda, para un mismo TRH, los porcentajes de eliminación son menores. Para poder alcanzar los valores de norma de descarga, será necesario aumentar el TRH haciendo más largo el biodigestor u optar por un post-tratamiento que permita alcanzar los valores requeridos en norma.

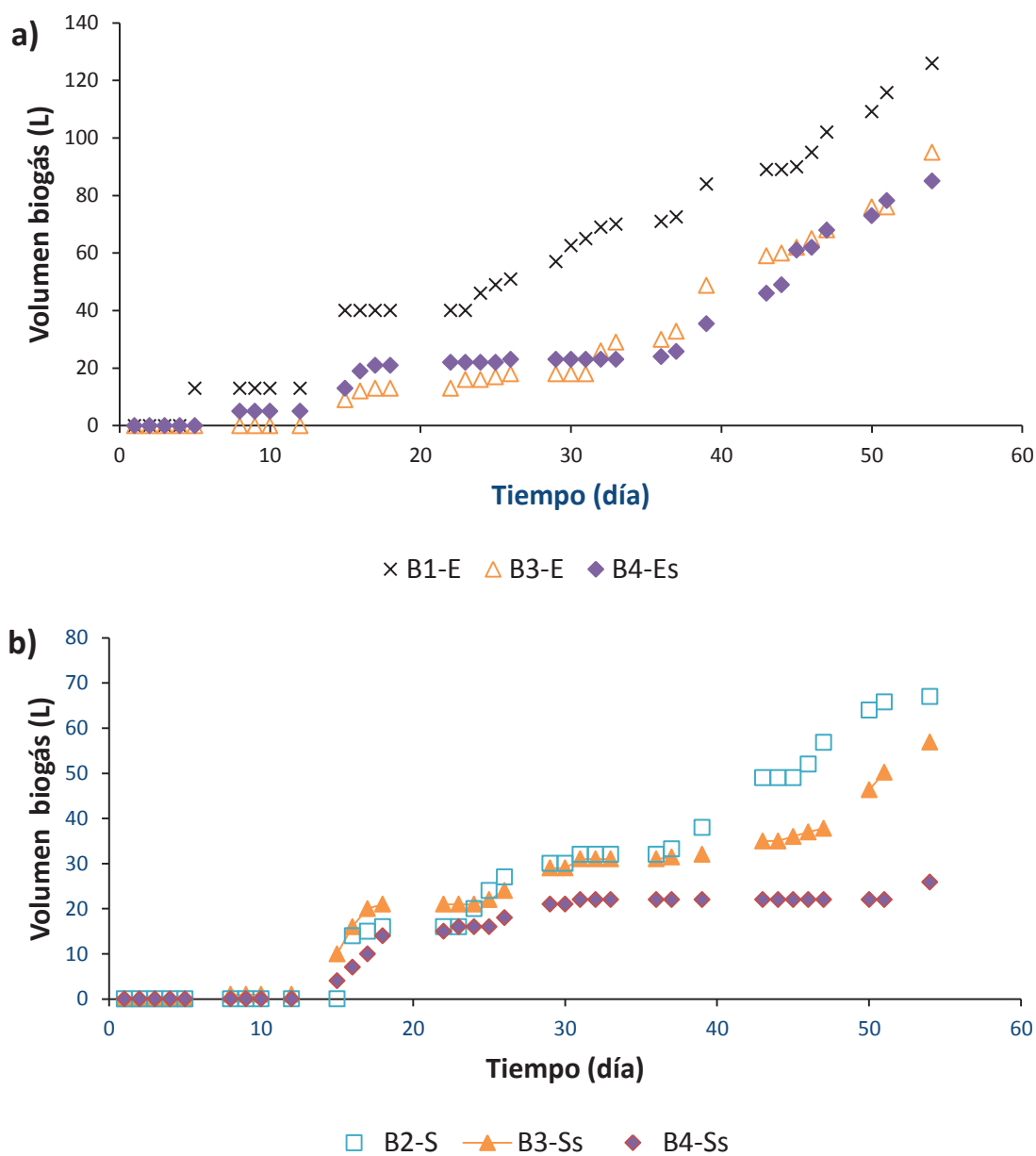
#### *4.3.2.1 Producción de biogás*

##### **4.2.3.1.3. Fase inicial y de optimización**

La **Figura 4.10** muestra la tendencia seguida por la generación de biogás en la fase inicial. En esta figura no se presentan los valores correspondientes a las

fases B2-Es y B1-S, ya que, en este período de tiempo, los medidores de biogás para estas fases no estuvieron operativos.

**FIGURA 4.10** PRODUCCIÓN DIARIA ACUMULADA DE BIOGÁS EN FASE LA FASE INICIAL



**a)** Primeras fases; **b)** Segundas fases

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Analizando las primeras fases, se describe a continuación su comportamiento. La fase B1-E en el día 5 pasa de 0 a 13 L y se mantiene en este valor hasta el día 15 donde pasa de 13 a 40 L. En la fase B4-Es para el día 8, el registro de biogás acumulado pasa de 0 a 5 L hasta el día 15, en el cual pasa de 5 a 13 L. En la fase B3-E para el día 15, el registro de biogás acumulado tiene un aumento de 0 a 9 L y para el siguiente día suma 3 litros más. Analizando el material de soporte añadido en las primeras fases, no se nota un cambio, debido a que el biodigestor que no tienen material de soporte en ningún lado produce dos días antes del que tiene material de soporte en sus dos fases, se deberá estudiar a profundidad esta particularidad.

Analizando las segundas fases, B3-Ss para el día 8, en la producción diaria acumulada pasa de 0 L a 1 L y para el día 15 pasa de 1 a 10 L. B4-Ss, en el día 15 pasa de 0 a 4 L y para el siguiente día pasa de 4 a 7 L. B2-S, para el día 16 pasa de 0 a 14 L y en el siguiente día aumenta 1 L más. Analizando la adición de material de soporte en las segundas fases, no se puede concluir que este factor influya, debido a que B3-Ss produjo 7 días antes que B4-Ss.

Analizando entre biodigestores, la adición de soporte móvil, al parecer afecta en el inicio de la producción de biogás. El B1 (sin material de soporte) produjo en al menos 3 días antes comparado al B4 (con material de soporte en ambas fases). Se deberá estudiar más a fondo esta particularidad.

Flores (2014), reporta que alcanza su fase estabilizada al día 82 (tasa diaria de producción constante), es decir, 64 días después de lo que se obtuvo en el presente estudio. Martí-Herrero et al. (2014) reporta que, para climas fríos, los biodigestores empiezan a producir biogás a los 20 días (entre 4 y 15 días más de lo obtenido en el presente estudio) y se estabiliza la producción al día 100 (72 días más que el presente estudio).

En la operación de los biodigestores, los datos presentaron variabilidad debido a efectos de la influencia climática, adaptación microbiana, problemas en la hidráulica del sistema y en los equipos de medición, por lo que, en el día 125 se

realizaron adecuaciones en todos los biodigestores para eliminar problemas hidráulicos. Las adecuaciones consistieron en la colocación de llaves a las entradas y salidas del residuo líquido y se ve reflejado esto en la variación de las pendientes representadas en las gráficas.

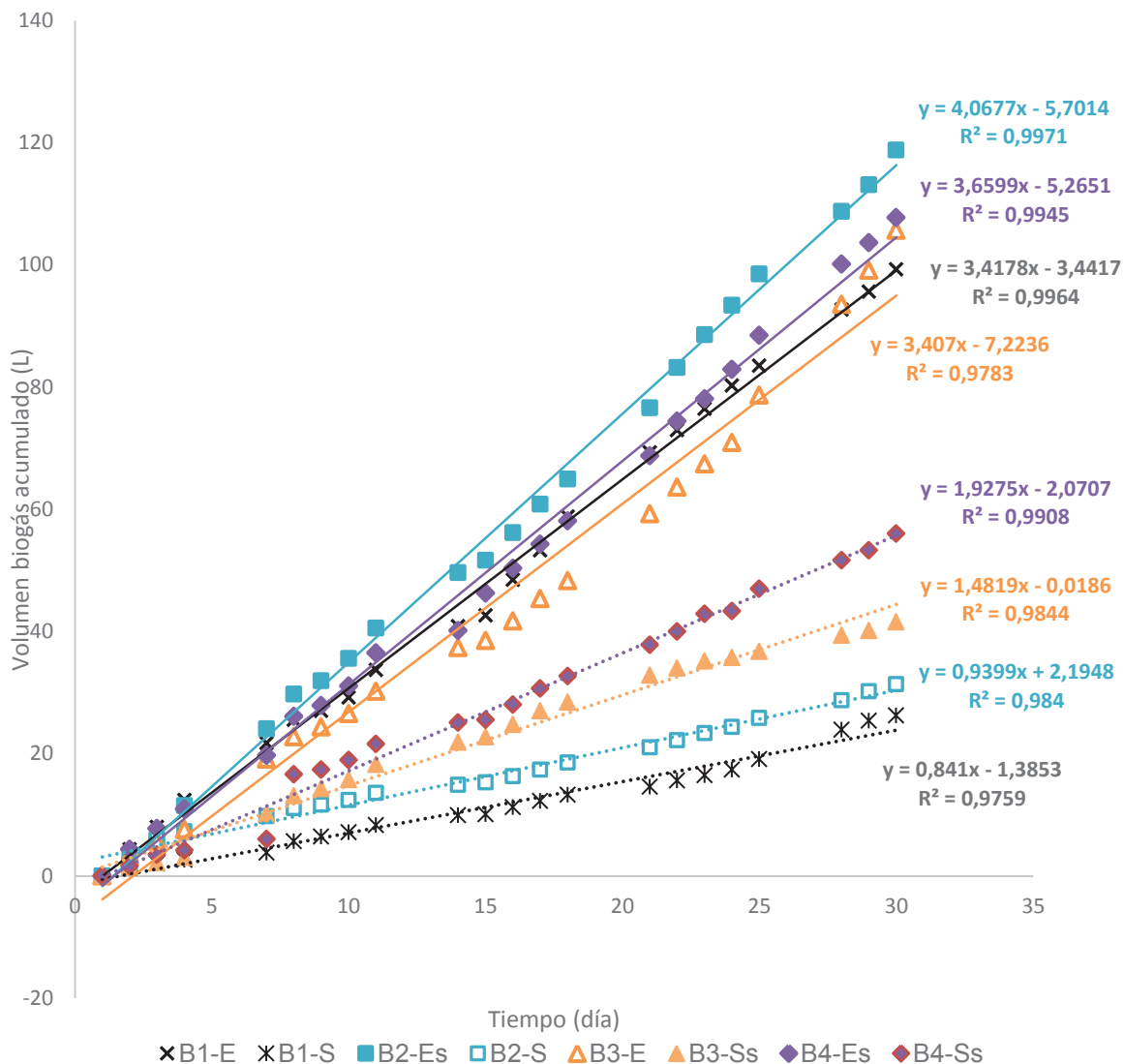
El periodo de tiempo tomado como estable fue el mes de mayo que corresponde desde el día 219 hasta el día 248, ya que, en este período de tiempo, todos los biodigestores no presentaron los problemas antes mencionados, ni tampoco hubo días sin realizar carga.

Todos los datos de generación de biogás se encuentran enlistados en el **Anexo II** con su respectiva gráfica en donde se puede visualizar el período tomado como estable.

La **Figura 4.11** muestra las curvas generadas en la producción diaria acumulada de biogás la fase de optimización correspondiente al mes de mayo (desde el día 219 hasta el 248 de todo el período de funcionamiento). Las pendientes de las curvas de tendencia representan el promedio diario de generación de biogás y su factor de determinación  $R^2$  es cercana a uno.



**FIGURA 4.11** PRODUCCIÓN DIARIA ACUMULADA DE BIOGÁS EN FASE ESTABILIZADA

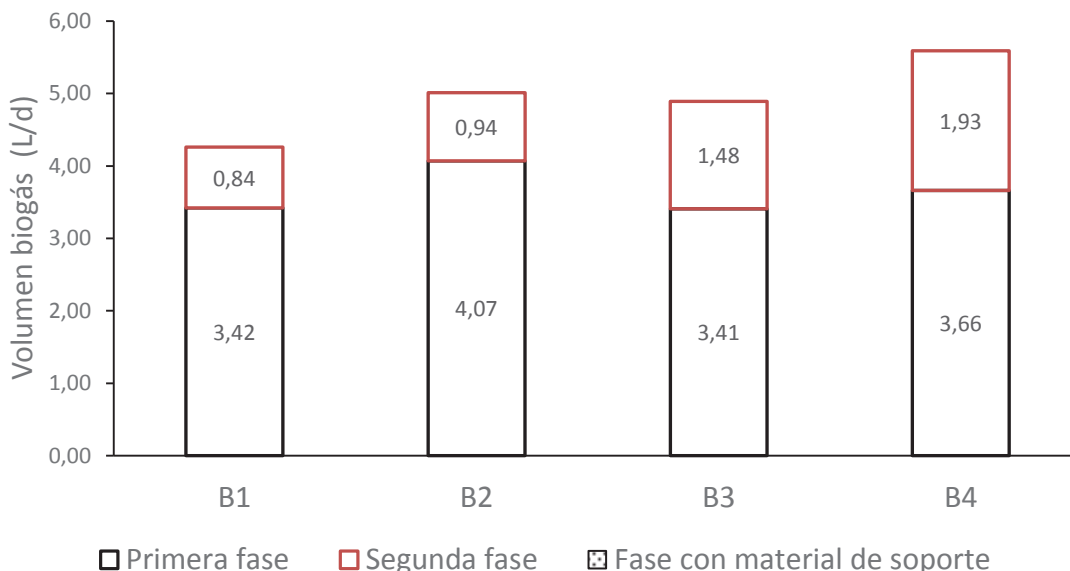


**Elaborado por:** Limaico (2017)

La representación de la producción diaria acumulada de biogás muestra que las rectas correspondientes a las fases iniciales tienen una pendiente (3,41 - 4,07 L biogás/d) más pronunciada en comparación con las pendientes correspondientes a las segundas fases (0,84 - 1,93 L biogás/d), indicando que la mayor producción de biogás se da en las primeras fases.

Las pendientes que representan la producción de biogás diaria promedio de cada una de las rectas presentadas en la **Figura 4.11** se las grafica en la **Figura 4.12**.

**FIGURA 4.12** PRODUCCIÓN DIARIA PROMEDIO DE BIOGÁS POR CADA FASE DE CADA BIODIGESTOR



**Elaborado por:** Limaico (2017)

Se puede ver que la mayor generación de biogás se da en las primeras fases, ahora, añadir material de soporte en la primera fase aumenta la producción diaria de biogás entre 7% y 19%, siendo mayor cuando no existe material de soporte en la segunda fase (biodigestor 2).

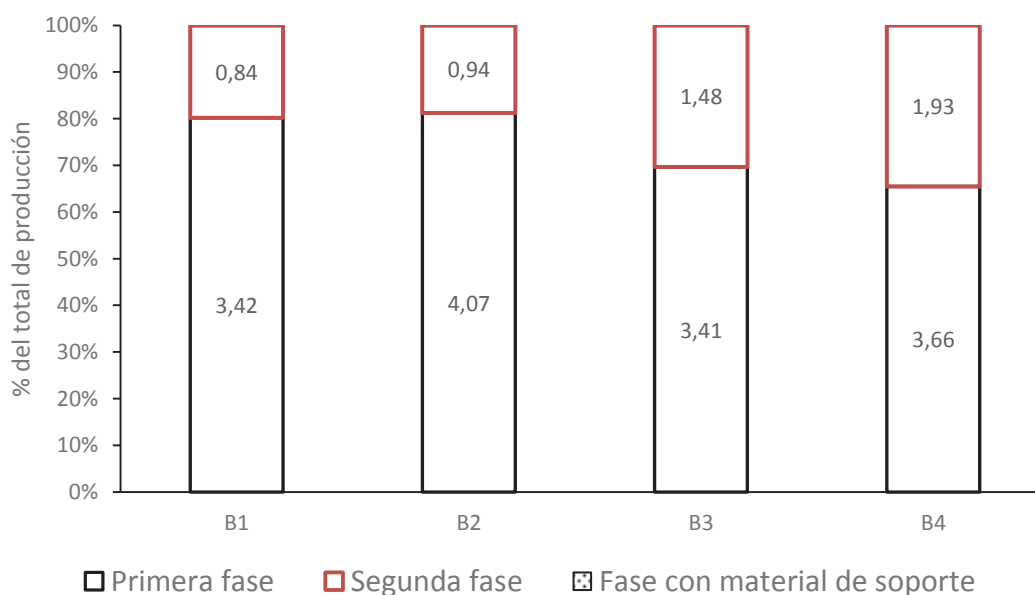
Analizando solamente las segundas fases y comparándole con el biodigestor que no tuvo material de soporte en ninguna de sus fases se tiene que, añadir material de soporte solo en la segunda fase provocó un aumento de la producción diaria de biogás en un 76%. Si se añade material de soporte en dos fases de un mismo biodigestor, la segunda fase aumenta la producción de biogás diaria en un 129%. Añadir material de soporte solo en la primera fase, su respectiva segunda fase aumenta un 12%. En todos los casos, añadir material de soporte ha resultado favorable.

La mayor producción diaria promedio está en el biodigestor que tiene material de soporte en sus dos fases (B4), siendo 31% mayor que el biodigestor B1 que no tiene material de soporte, también éste es mayor en un 12% y 14% a los

biodigestores B2 y B3 respectivamente, que tienen material de soporte en una sola de sus fases.

Cada una de las fases de cada uno de los biodigestores, aporta un porcentaje a la producción total de biogás de todo el biodigestor, a fin de conocer el porcentaje que aportan sus fases, se presenta a continuación la **Figura 4.13**.

**FIGURA 4.13** PORCENTAJE DE APOORTE DE BIOGÁS POR CADA FASE A LA PRODUCCIÓN TOTAL POR CADA BIODIGESTOR



**Elaborado por:** Limaico (2017)

De la **Figura 4.13**, se puede corroborar lo que se ha encontrado en la **Figura 4.12**; el mayor porcentaje de biogás generado se presenta en las primeras fases.

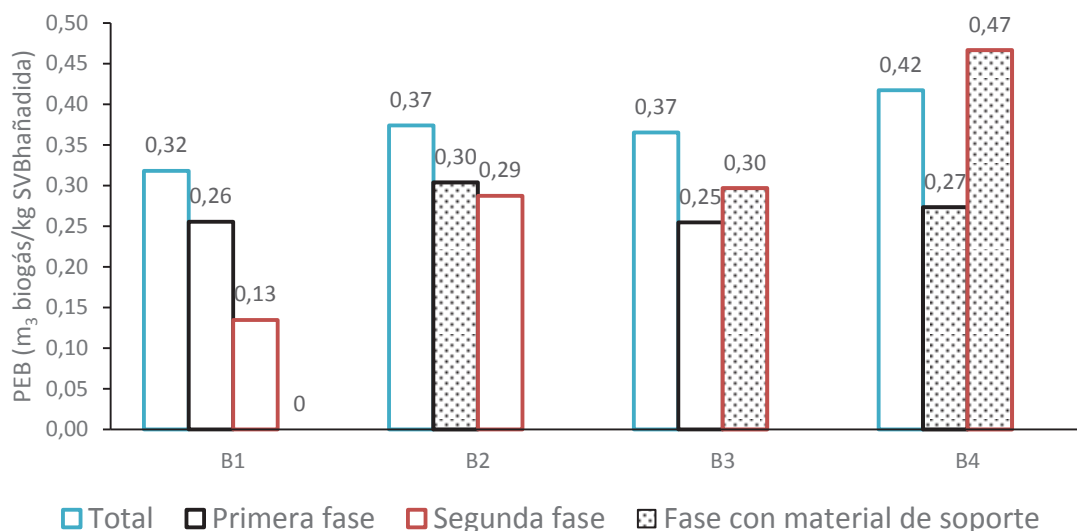
Para los biodigestores B1 y B2, el 80% de la producción diaria total de biogás se da en la primera fase, en cambio para el biodigestor B3 y B4, las respectivas primeras fases aportan entre 70 y 65% respectivamente.

En las segundas fases, cuando no tienen material de soporte, el aporte que estas fases dan a la producción diaria total es de 20%, mientras que, si se añade material de soporte en las segundas fases, el aporte está entre 30 y 35% al total.

#### 4.2.3.1.4. Producción específica de biogás (PEB)

La relación de la generación de biogás en función de la cantidad de sólidos volátiles añadidos al sistema es representada en la **Figura 4.14**. Se presentan los resultados obtenidos tanto para todo el biodigestor, así también se presenta los valores obtenidos en cada una de las fases.

**FIGURA 4.14** PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE BIOGÁS (PEB)



**Elaborado por:** Limaico (2017)

Analizando las primeras fases que no tienen material de soporte, el valor de PEB está entre 0,25 y 0,26 m<sup>3</sup> biogás/kg SVBh<sub>añadida</sub>. Si se añade material de soporte, el valor de PEB está entre 0,27 y 0,30, variando un 10% entre ellos y aumenta 19% con relación al B1 que no tiene material de soporte.

En las segundas fases, cuando no hay material de soporte, el PEB es de 0,13-0,29 m<sup>3</sup> biogás/kg SVBh<sub>añadida</sub>, pero al añadir el material de soporte en esta fase, el valor de PEB aumenta a valores de 0,30 y 0,47 m<sup>3</sup> biogás/kg SVBh<sub>añadida</sub>, siendo mayor en 246% cuando existe material de soporte en las dos fases respecto a no añadir nada de material de soporte en ninguna fase.

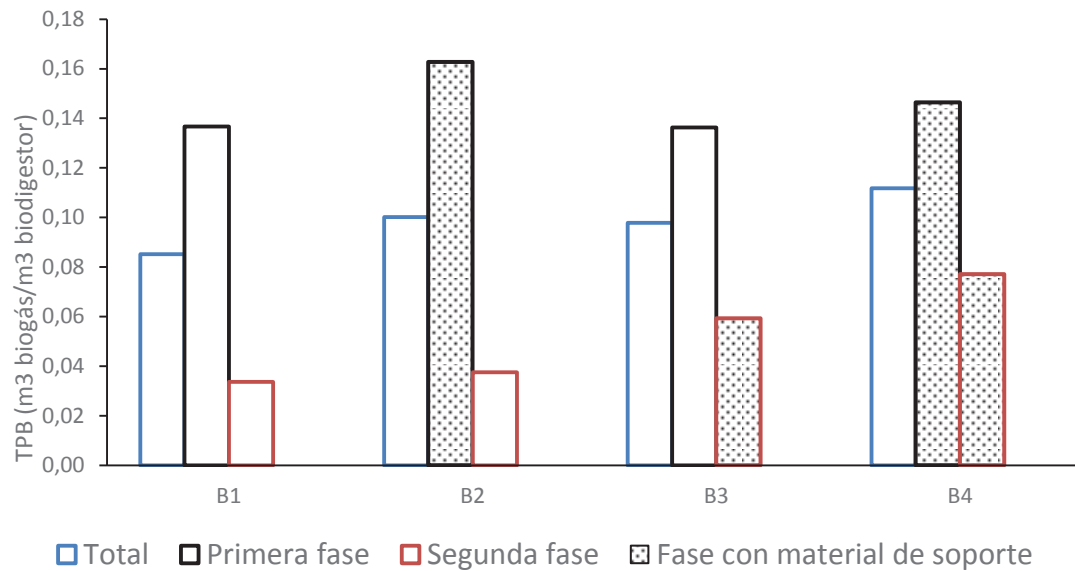
Tomando en cuenta a los biodigestores como un sistema completo, añadir material de soporte en una sola fase produce un aumento en la PEB de entre 14,7% y 17,5% independientemente de en qué fase se coloque el material de soporte. Cuando el material de soporte está en dos fases, el valor de PEB aumenta en un 31% respecto a la situación en que no hay soporte.

De estos resultados se dice que, añadir material de soporte aumenta la eficiencia de transformación de sólidos volátiles a biogás, pero, si se aumenta soporte en las dos fases, el resultado es más favorable en cuanto a este parámetro. Si se coloca el soporte sólo en la entrada o sólo, el resultado es relativamente igual.

Entonces, se obtuvo una PEB con valor mínimo de  $0,318 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SV}_{\text{añadidos}}$ , esto en el biodigestor B1 (sin nada de material de soporte) y se obtuvo un valor máximo de PEB de valor máximo de  $0,417 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SV}_{\text{añadidos}}$  (con soporte). El máximo valor de PEB obtenido en este estudio correspondiente al biodigestor B4, es mayor en 3,21 veces a lo reportado por Álvarez y Lidén (2008) ( $0,13 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SV}_{\text{añadidos}}$ ), en el tratamiento de residuos líquidos de camal a través de un reactor de mezcla continua a escala laboratorio. Flores (2016) en su estudio a escala real, con residuos líquidos de camales, ha obtenido valores de PEB entre  $0,6$  y  $1 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SV}_{\text{añadidos}}$ , que representa entre 30% y 58% mayor al compararlo con el máximo PEB de este estudio, diferencias que pueden estar influenciadas por el tipo de sustrato (biodegradabilidad, contenido de sólidos, etc.) o condiciones ambientales (picos máximos, mínimos y promedio de temperatura).

#### **4.2.3.1.5. Tasa de producción de biogás (TPB)**

Con los datos disponibles de biogás generado y el volumen de biodigestor por cada fase o total, se ha obtenido el valor de aprovechamiento del volumen de biodigestor cuyos resultados se visualiza en la **Figura 4.15**.

**FIGURA 4.15** TASA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

**Elaborado por:** Limaico (2017)

En cuanto al valor de TPB, las primeras fases son hasta 300% mejores que sus respectivas segundas fases.

Al comparar las primeras fases del B1 y B3, ambas sin soporte, no existe diferencia, ya que ambas fases el valor de TPB es de  $0,14 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ biodigester}$ , en cambio, al comparar las primeras fases de B2 y B4, ambas con soporte, existe una diferencia de solamente el 10%.

Al analizar al biodigester como un solo sistema, el B4 con  $0,112 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ biodigester}$ , es más eficiente hasta en un 23% respecto al B1, pero si se añade material de soporte en una sola fase, se puede alcanzar una TPB de 19% mayor respecto a B1, esto independientemente si se añade solo en la primera o solo en la segunda fase.

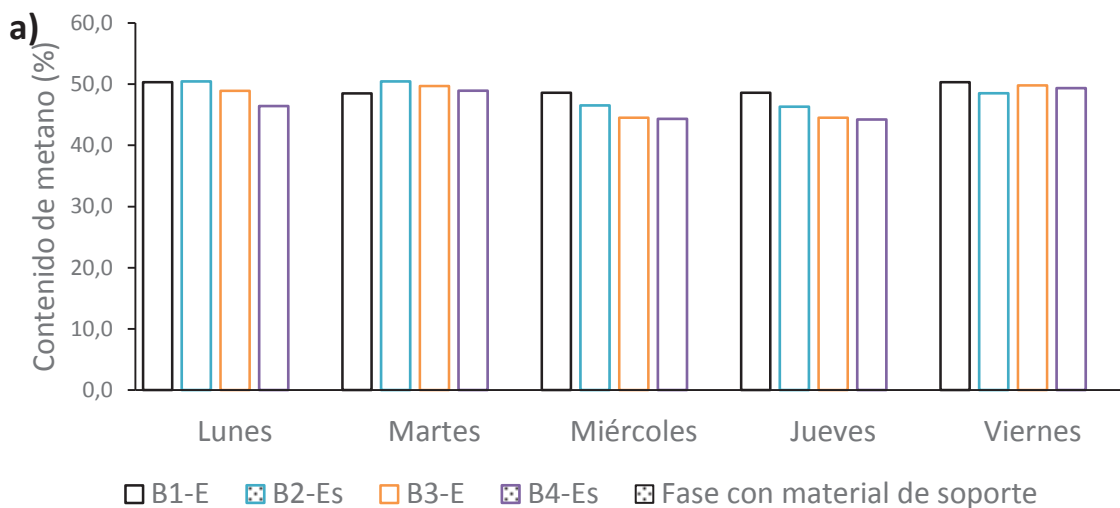
Analizando los biodigestores B2 y B3, ya sea que se añada material de soporte, solo en la primera fase o solo en la segunda fase, el resultado global de la producción de biogás del biodigester es el mismo.

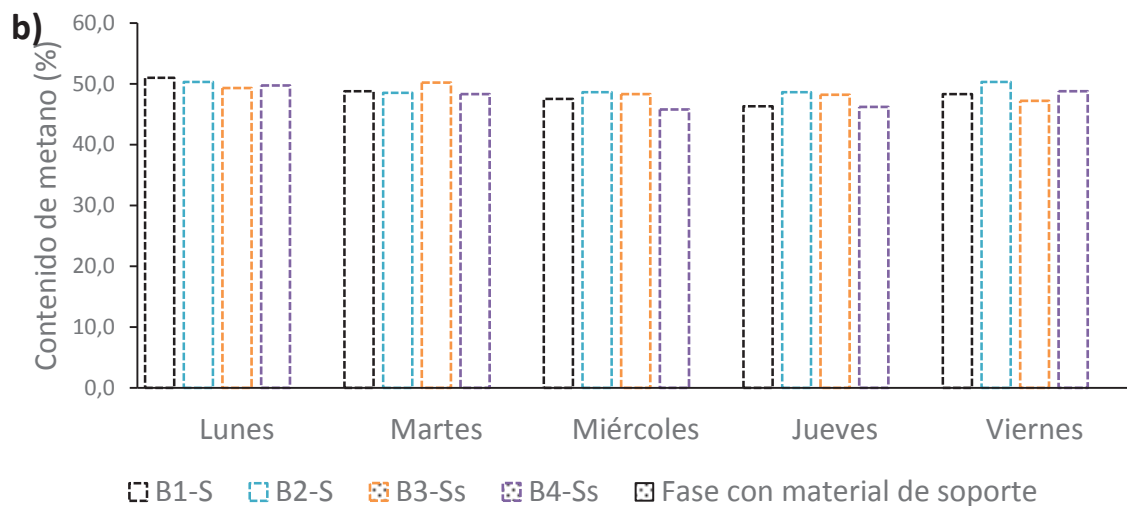
El máximo valor TPB obtenido fue de  $0,11 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ biodigestor (B4)}$ , que al compararlo con el obtenido en el tratamiento de residuos líquidos de camal en un reactor de mezcla continua ( $0,17 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ biodigestor}$ ) es 34% menor (Álvarez y Lidén, 2008). Flores (2014) reporta un valor pico de TPB de  $0,3 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ biodigestor}$  que es 62% mayor al obtenido en el presente estudio. Estas marcadas diferencias pueden ser debido a las características del sustrato utilizado. Álvarez y Lidén (2008) trabajaron con una VCO de  $1,31 \text{ kg SV/m}^3\text{-d}$  (4,85 veces mayor al presente estudio) y obtuvieron una PEB de  $0,13 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SVBh}_{\text{añadida}}$  (3,6 veces menor al presente estudio). Flores (2014) trabajó con VCO de  $0,2\text{-}0,4 \text{ kg SV/m}^3\text{-d}$  (4% menor al presente estudio) y obtuvo una PEB de  $0,6\text{-}1 \text{ m}^3 \text{ biogás/kg SVBh}_{\text{añadida}}$  (2,4 veces mayor al presente estudio). Por lo tanto, Flores ha obtenido mejor comportamiento de TPB de lo obtenido en el presente estudio.

#### 4.2.3.1.6. Contenido de metano en el biogás

Los valores registrados en cuanto al contenido de metano en el biogás para cada biodigestor y para cada una de sus fases, son presentados en la **Figura 4.16**. Un resumen de los productos se presenta en el **Anexo V**.

**FIGURA 4.16** CONTENIDO DE METANO POR FASES





**a)** Primeras fases de los biodigestores; **b)** Segundas fases de los biodigestores.

**Elaborado por:** Limaico (2017)

Analizando las primeras fases, el contenido de metano está entre 46,6% y 49,3% para B4-Es y B1-E, respectivamente, existiendo una variación de un 5%. En las segundas fases, el contenido promedio de metano está entre 47,8% (B2-S) y 49,3% (B4-Ss), existiendo una variación de 3%. La variación de los resultados para cada fase en los 5 días está entre 2% y 6%, por lo que tanto, el contenido de metano en ambas fases, es relativamente constante.

Flores (2014), en el tratamiento de residuos líquidos provenientes de camal en digestores tubulares con soporte móvil, presenta un contenido de metano de 50,0 a 56,7% (Flores, 2014), siendo mayor al obtenido en este estudio hasta en un 14%. Álvarez y Lidén (2008) presenta un contenido de metano de 45% (9% menor al obtenido en el presente estudio) en el tratamiento de los mismos residuos líquidos, pero con reactores anaerobios de mezcla continua.



### 4.3. MODELO CINÉTICO

#### 4.3.1. SUPUESTOS DEL MODELO CINÉTICO APLICABLE

La aplicación del modelo cinético propuesto por Fiestas et al. (1990), como se ha mencionado en el capítulo de Metodología, requiere los supuestos de que la concentración de biomasa bacteriana es constante en el tiempo y de que el orden de reacción es uno.

Con los datos disponibles en cuanto a la generación de biogás y conociendo que existe una relación entre la eliminación del sustrato y la generación de productos (Montalvo y Guerrero, 2003), se ha determinado el orden de la reacción y la constante específica de la velocidad cuyas gráficas de regresión lineal para orden uno y dos se los puede observar en el **Anexo III**. La **Tabla 4.5** enlista los valores obtenidos en cuanto a la orden de la reacción, la constante específica de la velocidad y la ecuación obtenida mediante el método diferencial, esto para cada una de las fases de cada uno de los biodigestores. De los resultados obtenidos, el método diferencial es el que mejor se ha ajustado, por esta razón se presenta únicamente los resultados asociados a éste método, los demás resultados se los puede observar en el **Anexo III**.

**TABLA 4.5** CONSTANTES DE LA CINÉTICA DE REACCIÓN DEL SUSTRATO

Fase	Orden de reacción (n)	Ecuación N°	Ecuación de regresión lineal método diferencial	R <sup>2</sup>	k (d <sup>-1</sup> )
B1-E	1	4.1	y = 0,0097x + 0,0677	0,930	0,0097
B1-S	1	4.2	y = 0,0043x + 0,116	0,400	0,0043
B2-Es	1	4.3	y = 0,0151x + 0,0262	0,920	0,0151
B2-S	1	4.4	y = 0,0084x + 0,0307	0,8428	0,0084
B3-E	1	4.5	y = 0,0114x + 0,0622	0,9222	0,0114
B3-Ss	1	4.6	y = 0,0057x + 0,049	0,5357	0,0057
B4-Es	1	4.7	y = 0,0086x + 0,1324	0,8913	0,0086
B4-Ss	1	4.8	y = 0,0106x + 0,0302	0,9102	0,0106

**Elaborado por:** Limaico (2017).

Como se visualiza en la tabla, el orden de reacción para cada uno de los biodigestores ha sido determinado como 1, corroborando lo mencionado anteriormente. La correlación de los datos representados como  $R^2$  es variable, cercanos a uno, a excepción de la fase B1-S que se debe a la inoperatividad de los gasómetros para esta fase por un determinado tiempo y los días en los cuales no se realizó carga. La constante específica de velocidad  $k$ , es variable comparando entre fases de un mismo biodigestor, siendo menores para las segundas fases de cada biodigestor.

Con respecto a la premisa del modelo cinético en cuanto a la biomasa, de los análisis de contenido de biomasa en los reactores biológicos se tiene que la biomasa es relativamente constante comparando entre fases. La biomasa generada en los soportes móviles de la fase B2-Es es similar en concentración a la biomasa de la fase B3-Ss, B4-Es y B4-Ss. No se ha realizado diferentes análisis en el tiempo que permita conocer la estabilidad en la concentración de biomasa, pero, Lettinga (1995) menciona que el crecimiento bacteriano es reducido, con valores entre 0,018 y 0,023 kg  $SSV_{\text{generado}}/\text{kg DQO}_{\text{removido}}$  lo que representa solamente el 10% en el balance general de materia orgánica, aunque este porcentaje puede ser menor (5%) (Montalvo y Guerrero, 2003).

#### 4.3.2. MODELO CINÉTICO

Para la aplicación del modelo cinético, se ha representado en el eje de las abscisas el tiempo acumulado de todo el proceso y en el eje de las ordenadas la relación  $Ln \frac{Gm-G}{Gm}$  de la ecuación de Fiestas (1990). El valor del volumen de metano máximo obtenido en el tiempo de digestión ( $Gm$ ) ha sido determinado en el final de todo el proceso y los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 4.6**. Las gráficas obtenidas en la aplicación del modelo cinético para cada una de las fases, son presentadas en el **ANEXO IV**.

**TABLA 4.6** GENERACIÓN DE METANO MÁXIMO ( $G_m$ ), CONSTANTE CINÉTICA APARENTE PRODUCCIÓN DE METANO ( $k_1$ )

<b>Fase</b>	<b><math>G_m</math> (<math>m^3</math>)</b>	<b><math>-k_1</math> (<math>d^{-1}</math>)</b>
B1-E	75,25	0,0073
B1-S	54,24	0,0097
B2-Es	58,63	<b>0,0059</b>
B2-S	27,58	0,0078
B3-E	87,54	0,0069
B3-Ss	28,55	0,0093
B4-Es	105,92	<b>0,0079</b>
B4-Ss	35,64	0,0071

**Elaborado por:** Limaico (2017)

De los datos presentados, se puede ver que los valores de  $k_1$  son variables entre fases de un mismo biodigestor, así como al comparar entre primeras o entre segundas fases, el menor valor de  $k_1$  corresponde a la fase B2-Es y el mayor valor, la fase B4-Es. La mayor velocidad de generación se obtiene al colocar material de soporte en las dos fases del biodigestor y la menor velocidad de generación se presenta si se añade material de soporte solo a la primera fase y no en la segunda fase.

Analizando únicamente  $k_1$ , se puede ver que el mayor valor de las primeras fases es la fase B4-Es y de las segundas fases corresponde a B4-Ss, esto corrobora lo analizado en la producción diaria de biogás ya que son estas fases que, en conjunto producen una mayor cantidad de biogás. Adicionalmente se observa una particularidad, los valores de  $k_1$  presentado para el biodigestor 4, presentan poca variación entre sus fases, mientras que el biodigestor 1 presenta una mayor variación  $k_1$  comparando entre sus fases, esta particularidad puede derivar en lo obtenido en la producción de biogás en la cual, en la combinación de las fases del biodigestor 4 tiene un mejor comportamiento que los demás biodigestores, mientras que el biodigestor 1 es el que presenta el peor comportamiento en cuanto a la generación de biogás.

Los valores de constante cinética aparente de producción de metano ( $k_1$ ) obtenidos en este estudio, han sido diferentes a los obtenidos en los estudios presentados por Fiestas et al. (1990) y Raposo et al. (2009). Fiestas et al (1990) en su estudio de residuos líquidos de aceite de oliva, obtuvo valores de  $k_1$  entre  $0,066 \text{ d}^{-1}$  y  $0,13 \text{ d}^{-1}$  para el material de soporte PVC, mientras que Raposo et al. (2009), en el estudio de la influencia de la relación inóculo-sustrato en el tratamiento anaerobio de la torta de aceite de girasol obtuvo valores de  $k_1$  entre  $0,16 \text{ d}^{-1}$  y  $0,44 \text{ d}^{-1}$ , en ambos estudios, las condiciones de estudio fueron controladas, mientras que el presente estudio, las condiciones fueron las ambientales que se presentaron en el lugar en donde estuvo ubicado el proyecto que pueden ser la razones por la cual, lo reportado en bibliografía es mayor a lo determinado en el presente estudio.

#### 4.4. DISCUSIÓN

Los datos de temperatura mostraron que, el proceso anaerobio puede desarrollarse de manera normal con variaciones de temperatura ambiental entre  $52,08 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $8,85 \text{ }^\circ\text{C}$  y pese a dicha variación, puede tener una producción de biogás constante, es decir, no se inhibió la actividad bacteriana en los picos de temperatura diarias.

De la producción diaria de biogás, se puede notar que, pese a que la disponibilidad de sólidos volátiles a lo largo de la semana tuvo una variación del 30%, la producción de biogás se mantiene constante. Al graficar la producción de biogás diaria acumulada, el factor de correlación  $R^2$  es cercano a uno (0,957 a 0,9971). La carga semanal ha sido constante en todo el período de operación de los biodigestores (exceptuando los problemas operativos), manteniendo siempre disponibles sólidos para ser degradados. Esto es independiente si las fases tienen o no material de soporte.

En cuanto a la biomasa, de los análisis se ha determinado que los lodos tienen una relación A/M mayor a  $0,6 \text{ kg DQO/kg SV-d}$ , lo que significa que los lodos

tienden a flotar, aun así, la biomasa ha colonizado el material de soporte. En cuanto al rendimiento de la biomasa, los valores han estado entre 0,02 y 0,21 kg SV/kg DQO, es decir, del 2% al 21% de la materia orgánica que ingresa al biodigestor se ha convertido en biomasa. Analizando la biomasa generada con la producción diaria de biogás, se tiene que, al comparar los biodigestores B2 y B4, ambos con material de soporte en su primera fase, el biodigestor B2 tuvo más producción diaria de biogás en su primera fase (4,07 L biogás/d), también tiene el mayor rendimiento de biomasa adherida y suspendida (0,03 y 0,01 kg SV/kg DQO), y el biodigestor B4 tuvo menos producción diaria de biogás en esta fase (3,66 L biogás/d) y de igual forma, menor rendimiento de biomasa (0,02 y 0,005 kg SV/kg DQO). Con este análisis se conoce que la biomasa se relaciona de manera directa a la producción de biogás.

En cuanto a la variación de la alcalinidad, no se ha visto una diferencia entre añadir o no material de soporte, pero en todas las fases ha aumentado el valor de este parámetro entre un 242,7% y 170,0%, pasando de 356 mg CaCO<sub>3</sub>/L a 961-1220 mg CaCO<sub>3</sub>/L. Este aumento de la alcalinidad pudo haber provocado que, los valores de pH estén cercanos a 7 y que las variaciones del pH entre el influente y los distintos efluentes, sea menor al 2% para todos los biodigestores.

En cuanto a la fase de adaptación e inicio de la producción de biogás, los biodigestores han empezado su producción de biogás entre 5 y 15 días. No se ha podido identificar la influencia del material de soporte en cuanto a la adaptación e iniciación de la producción de biogás.

Visualizando los datos de la producción diaria de biogás junto con la disminución del contenido de sólidos en las primeras fases, la producción diaria de biogás es mayor entre 47% y 75% respecto a las segundas fases. El porcentaje de disminución de sólidos respecto al influente, en las primeras fases es mayor entre 4% y 20%, corroborando de esta manera que la biodigestión es mayor en los primeros cinco días del tiempo de retención.

Añadir material de soporte en una sola fase, ya sea solo en la primera o solo en la segunda, genera un aumento en la producción diaria de biogás en un 12%-14%, mientras que, si se añade en las dos fases, genera un aumento de hasta el 31%, todo esto comparado a la situación de no añadir nada. En cuanto a la eliminación de sólidos, añadir material de soporte en una sola fase ha provocado que el porcentaje de eliminación de sólidos volátiles pase de 67% a 81%. Esto no sucede en el B4, ya que, para este biodigestor, la reducción de sólidos volátiles es menor que en B1, esto se presume que se deba a la existencia de biomasa suspendida (A/M mayor a 0,6 kg DQO/kg SV-d) que este siendo contabilizada como sustrato del influente no digerido.

La producción específica de biogás PEB ha alcanzado valores de  $0,42 \text{ m}^3 \text{ biogás/kgSVBh}_{\text{añadida}}$  en el caso del biodigestor con soporte en ambas fases, siendo así, 31% mayor al B1 que no tiene material de soporte alguno. La tasa de producción de biogás (TPB) tiene el mejor valor en el biodigestor B4 con  $0,11 \text{ m}^3 \text{ biogás/m}^3 \text{ biodigestor}$ , es decir, para los parámetros PEB y TPB, la adición del material de soporte ha sido favorable.

En el análisis cinético de la producción de biogás, de acuerdo a los resultados del modelo cinético de Roediger utilizado por Fiestas et al. (1990), el valor de la generación máxima de metano se encuentra en la fase B4-Es ( $105 \text{ m}^3$ ) que es la que contiene material de soporte, de igual manera, la constante cinética aparente de producción de biogás  $k_1$  es la mayor para sus primeras fases, en cuanto a las segundas fases, la fase B4-Ss, tiene el menor valor de  $k_1$  ( $0,0071 \text{ d}^{-1}$ ), pero con los datos antes mencionados, se puede concluir que el mejor comportamiento es el que se presenta cuando existe material de soporte dentro de los biodigestores.

## CAPÍTULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 5.1. CONCLUSIONES

- De acuerdo a la etapa de estabilización, la adición de material de soporte en las primeras fases, provocó un retraso de al menos 3 días en el inicio de producción de biogás respecto a las fases libre de material de soporte. En cambio, en las segundas fases no fue observado este fenómeno. El sistema se pudo estabilizar en el día 219 que es para esta fecha que se contó con las condiciones óptimas de medición y operación.
- Colocar material de soporte solo en la primera fase del biodigestor (B2) ha sido más favorable en la eliminación de sólidos volátiles llegando a alcanzar un 83% de eficiencia, considerando que sin añadir material de soporte se logra una reducción de este parámetro en un 81%. Añadir material de soporte en las dos fases (B4) provocó una disminución de este parámetro en un 82%.
- La biomasa generada en todo el proceso de operación de los biodigestores, mostró una relación A/M entre 0,62 (B3-E) y 1,35 (B4-Es) kg DQO/kg SV-d para la biomasa suspendida, y entre 0,022 (B3-Ss) y 0,083 (B4-Es) kg DQO/kg SV-d para biomasa adherida. Las condiciones de lodo obtenida varían entre esponjoso a disperso, los cuales tienden a ser lavados. La generación de biomasa adherida dentro de los biodigestores varió entre un 2% (B4-Es) hasta un 21% (B4-Ss) respecto a la DQO del influente. Mientras que la biomasa suspendida corresponde a un 0,4% (B4-Es) y 4,5% (B4-Ss). La biomasa suspendida ha alcanzado una

concentración entre 161 (B3-Ss) y 939 (B3-E) mg/L, mientras que la biomasa suspendida 161 mg/L (B3-Ss) y 939 mg/L (B3-E).

- En la fase de operación, la adición de material de soporte provoca un aumento de la generación diaria de biogás entre un 12% (B3) a un 23% (B4), siendo mayor cuando existe material de soporte en las dos fases. La adición de material de soporte no provoca variaciones en el contenido de metano ya que, independientemente de la configuración presentada en la adición de material de soporte, este se mantiene relativamente constante con valores entre 47% (B4-Es) y 49% (B1-E).
- La producción específica de biogás (PEB) máxima fue de  $0,42 \text{ m}^3_{\text{biogás}}/\text{kg SV}_{\text{añadidos}}$  en B4 (con soporte en sus dos fases). PEB en B1 (sin soporte) fue de  $0,32 \text{ m}^3_{\text{biogás}}/\text{kg SV}_{\text{añadidos}}$ . Añadir material de soporte o solo en la primera fase (B2), o solo en la segunda fase (B3) produce valores relativamente iguales de PEB de  $0,37 \text{ m}^3_{\text{biogás}}/\text{kg SV}_{\text{añadidos}}$ . Añadir material de soporte en sus dos fases, aumenta el valor de PEB.
- En cuanto a la tasa de producción de biogás (TPB) de los biodigestores, el biodigestor B4, con un valor de  $0,112 \text{ m}^3 \text{ biogás}/\text{m}^3 \text{ biodigestor}$ , es el que mejor comportamiento tuvo en este parámetro. En cambio, el B1 es el que menor valor de TPB obtuvo ( $0,085 \text{ m}^3 \text{ biogás}/\text{m}^3 \text{ biodigestor}$ ). Añadir material de soporte en las dos fases es favorable en cuanto a este parámetro.
- Todas las fases de todos los biodigestores tuvieron un orden de reacción igual a uno. La producción máxima de biogás ( $G_m$ ) varió entre 27,6 L biogás (B2-S) a 106,0 L biogás (B4-Es). La constante cinética aparente de producción de metano ( $k_1$ ) máxima se alcanzó en B2-Es ( $0,0059 \text{ d}^{-1}$ ) y B4-Ss ( $0,0071 \text{ d}^{-1}$ ). Estos datos pueden diferir a los resultados obtenidos en el análisis de PEB y TPB debido a que en el modelo cinético consideró toda



la etapa de operación (264 días) y los parámetros PEB y TPB en la etapa de optimización (desde el día 219 hasta el día 248).

## **5.2. RECOMENDACIONES**

- Se recomienda estudiar la cantidad óptima de material de soporte colocado dentro de ambas fases, o a su vez, aumentar las barreras físicas para los sólidos. En primera instancia, se sugiere aumentar la cantidad de material de soporte.
- Se recomienda probar con otro material de soporte que no presente corrugaciones a fin de evitar sobreestimar la superficie del material de soporte.
- Se recomienda experimentar biodigestores generando obstáculos como los presentados en el presente estudio (unión primera fase, segunda fase), sea con aumento o no de material de soporte dentro de los biodigestores.
- Se recomienda realizar un análisis específico en cuanto al tiempo de retención de sólidos y biomasa a fin de identificar los sólidos volátiles de biomasa y aquellos que no han sido digeridos y que son medidos a las salidas de los biodigestores.

## REFERENCIAS

- Ahmad, M., Ejaz, O., Ali, A., Qadir, M. y Khan A. (2014). Anaerobic digestion of waste from slaughterhouse. *Chemical Engineering*, 2(3), 1317-1320.
- Alulima, G. (2017). Evaluación de los parámetros y constantes cinéticas de un modelo experimental para el tratamiento de aguas residuales domésticas. Tesis de postgrado. Facultad de Ingeniería Civil y Ambiental. Escuela Politécnica Nacional. Ecuador: 118pp.
- Álvarez, F. (2010). Las aguas residuales provenientes del faenamiento en el camal municipal Salcedo y su incidencia en la contaminación del río cutuchi. Tesis de grado. Magister en Producción más Limpia. Universidad técnica de Ambato. Ecuador: 225pp.
- Álvarez, R., Lidén G. (2008). Semi-continuous codigestion of solid slaughterhouse waste, manure, and fruit and vegetable waste. *Renew Energy*, 33, 726-734.
- Álvarez, R., Villca, S., Lidén, G. (2006). Biogas production from llama and cow manure at high altitude. *Biomass Bioenergy*, 30, 66-75.
- American Public Health Association (APHA), American Water Works Association (AWWA), Water Environment Federation (WEF) (2005). Standard methods for examination of water and wastewater. 22nd ed. Washington
- Appels, L., Baeyens, J., Degreve, J. y Dewil, R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34, 755-781.

- Aulenbach, D. y Clesceri, N. (2009). Treatment by application onto land. En Wang, L., Pereira, N., Hung, T. y Shammas, N. (Eds). *Biological Treatment Processes* (pp. 589-631). New York: Humana Press.
- Bayona, M. y Gutiérrez, A. (2013). Biopelícula: un mecanismo de supervivencia de *Helicobacter pylori*. U.D.C.A *Actualidad & Divulgación Científica*, 16(2), 335-342.
- Beegroup. (2016). *Biogas from slaughterhouse waste treatment for heating purpose*. Quito: Beegroup, 4-8pp.
- Bishop, P., (1997). Biofilm structure and kinetics. *Pergamon*, 36(1), 287-294.
- Borja, R., Durán, M., y Martín, A. (1993). Influence of the support on the kinetics of anaerobic purification of slaughterhouse wastewater. *Bioresource Technology*, 44, 57-60.
- Borja, R., Alba, J., Martín, A. y Mancha A. (1999). Estudio cinético del proceso de digestión anaerobia de aguas de lavado de aceitunas de almazara en reactores de mezcla completa con microorganismos inmovilizados. *Grasas y aceites*, 50(2), 87-93.
- Briceño, Karla. Castillo, Ximena. (2009). Diagnóstico ambiental y plan de manejo para el camal municipal de Zapotillo. Tesis de pregrado. Ingeniería en Manejo y Conservación del Medio Ambiente. Universidad Nacional de Loja. Ecuador: 171pp.
- Bustillo, C., Mehrvar, M. y Quiñones, E. (2013). Combined anaerobic-aerobic and UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> processes for the treatment of synthetic slaughterhouse wastewater. *Journal on Environmental Science and Health, A* (48), 1122-1135.

- Bustillo, C., Mehrvar, M. (2015). Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. *Journal of Environmental Management*, 161, 287-302.
- Cabrera, K. (2010). Estudio cinético de la digestión anaerobia de mezclas de desechos de fruta. Tesis de grado. Universidad San Francisco de Quito. Quito: 126.
- Caixeta, C., Cammarota, M. y Xavier, A. (2002). Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 81, 61-69.
- Carasayo, S. (2013). Propuesta de diseño de una planta de tratamiento de los efluentes para minimizar la contaminación ambiental, del camal municipal de la parroquia Sigchos, cantón Sigchos, provincia de Cotopaxi. Tesis de pregrado. Unidad Académica de Ciencias Agropecuarias y Recursos Naturales. Universidad Técnica de Cotopaxi. Ecuador: 119pp.
- Castells, X. (2002). *Diccionario de términos ambientales*. (pp. 1155-1268). Madrid: Ediciones Díaz de Santos.
- Cavinato, C., Da Ros, C., Pavan, P. y Bolzonella, D. (2016). Influence of temperature and hydraulic retention on the production of volatile fatty acids during anaerobic fermentation of cow manure and maize silage, *Bioresource Technology*, 223, 59-64.
- Chan, Y., Chong, M., Law, C. y Hassell, D. (2009). A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chemical Engineering Journal*, 155, 1-18.
- Chango, E. y Simbaña, I. (2016). Evaluación de la gestión de residuos sólidos en la planta de tratamiento de aguas residuales del camal metropolitano de

quito y propuesta de mejora. Tesis de pregrado. Facultad de ingeniería, ciencias físicas y matemática. Carrera de ingeniería civil. Universidad Central del Ecuador. Ecuador: 142pp

Chen, C., Mueller, R. y Griebe, T. (1994). Kinetic analysis of microbial sulfate reduction by *Desulfovibrio desulfuricans* in an anaerobic upflow porous media biofilm reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 43, 267-274.

CO2Meter.com. (2015). User's Manual. Recuperado de <http://co2meters.com/Documentation/Manuals/Manual-CM-0191-Methane-Logger.pdf>

Colby, P., Spangler, G., Hurley, D. y McCombie, A. (1972). Effects of eutrophication on salmonid communities in oligotrophic lakes. *Journal Fisheries Research Board Canada*, 29(6), 975-983.

Cuetos, M., Gómez, X., Otero, M. y Morán, A. (2010). Anaerobic digestion and co-digestion of slaughterhouse waste (SHW): Influence of heat and pressure pre-treatment in biogas yield. *Waste Management*, 30, 1780-1789.

Dallago, R., Gomes, S., Rodrigues, J., De Assis, T., Mahmud, S. y Kunz A. (2012). Nitrification and denitrification of a poultry slaughterhouse wastewater according to cycle time and ammoniacal nitrogen concentration using surface response methodology. *Journal of Food, Agriculture and Environment*, 10(2), 856-860.

Eckenfelder, W. (1873). *Water Quality Engineering for Practicing Engineers*, New York-EEUU: Barnes & Noble Inc.

Empresa Pública Metropolitana de Rastro Quito (EMRAQ-EP). (2016). Informe de gestión anual ejercicio económico 2016. Recuperado de [http://www.epmrq.gob.ec/images/lotaip/informes/informe\\_gestion\\_2016.pdf](http://www.epmrq.gob.ec/images/lotaip/informes/informe_gestion_2016.pdf)

- Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento. (2011). Estudios de actualización del plan maestro integrado de agua potable y alcantarillado para el DMQ. Recuperado de [https://www.aguaquito.gob.ec/sites/default/files/documentos/plan\\_maestro\\_agua\\_potable.pdf](https://www.aguaquito.gob.ec/sites/default/files/documentos/plan_maestro_agua_potable.pdf)
- Farfán, C. y Gordón, G. (2013). Evaluación nutricional de una mezcla de harina de maíz con harina de víscera y harina de sangre y plumas utilizada en la alimentación de aves. *Zootecnia Trop*, 31(2), 111-117.
- Fiestas, J., Martín, A. y Borja, R. (1990). Influence of immobilization supports on the kinetic constants of anaerobic purification of olive mill wastewater. *Biological Wastes*, 33, 131-142.
- Flores, T. (2014). Evaluación del comportamiento del proceso de digestión anaerobia, de las aguas residuales del matadero municipal de Cochabamba Rada & Asociados S.A. Tesis de pregrado. Facultad de Tecnología. Ingeniería de petróleos, gas y energías. Universidad del Valle. Bolivia: 163pp.
- Fuentes, V. (2014). Evaluación de la eficiencia de remoción de material organica para un reactor anaerobio horizontal con material de soporte PET, con efluente de la industria lechera. Tesis de pregrado. Facultad de Ingeniería Civil y Ambiental. Escuela Politécnica Nacional. Ecuador: 125pp.
- Garfí, M., Herrero, J., Garwood, A. y Ferrer, I. (2016). Household anaerobic digesters for biogas production in Latin America: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 60, 599-614.
- Garzón, I. (2010). Diagnóstico ambiental del camal municipal de la ciudad de Santo Domingo y mejora de su gestión. Tesis de pregrado. Facultad de Ingeniería Civil y Ambiental. Escuela politécnica Nacional. Quito: 134pp.

- Gerardi, M. (2003). *The microbiology of anaerobic digesters*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Ramalho, R. (1996). *Tratamiento de aguas residuales*. Jimenez, D., De Iora, F. y Ramalho R. (Trad). Barcelona: Editorial Reverté S.A.
- Gong, W., Liang, H., Li, W. y Wang, Z. (2011). Selection and evaluation of biofilm carrier in anaerobic digestion treatment of cattle manure. *Energy*, 36, 3572-3578.
- Gordón, M. (1977). *Química física para las ciencias de la vida*. Barcelona-España: Editorial Reverté S.A.
- Gulhane, M., Pandit, P., Khardenavis, A., Songh, D. y Purohit, H. (2017). Study of microbial community plasticity for anaerobic digestion of vegetable waste in Anaerobic Baffled Reactor. *Science Direct*, 101, 59-66.
- Habit, E., Parra, O. y Valdovinos, C. (2005). Ictiofauna de un sistema fluvial receptor de aguas servidas: respuestas a una nueva planta de tratamiento (Río Quilque, Chile Central). *Gayana*, 69(1): 94–103.
- Hall, E. (1987). Biofilm reactors in anaerobic wastewater treatment. *Biotech Adv*, 5, 257-269.
- Ivani, M., Santek, B., Novak, S., Horvat, P., y Maric, V. (2004). Bioprocess kinetics in a horizontal rotating tubular bioreactor. *Bioprocess Biosyst Eng*, 26, 169-175.
- Jensen, P., Yap, S., Boyle-Gotla, A., Janoschka, J., Carney, C., Pidou, M. y Batstone, D. (2015). Anaerobic membrane bioreactors enable high rate treatment of slaughterhouse wastewater. *Biochemical Engineering Journal*, 97, 132-141.

- Jiménez, N. (2014). Diseño de un reactor biológico de fangos activos. Trabajo fin de grado Ciencias Ambientales. Departamento de ingeniería-Ingeniería Química. Universidad de Almería. España: 38pp.
- Kim, J., Oh, B., Chun, Y. y Kim, S. (2006). Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic digestion of food waste. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 102(4), 320-332.
- Kucera, L., Kurka, O., Barták, P. y Bednár, P. (2016). Liquid chromatography/high resolution tandem mass spectrometry – Tool for the study of polyphenol profile changes during micro-scale biogas digestion of grape marcs. *Chemosphere*, 166, 463-472.
- Lara, L. (2011). Las aguas residuales del camal municipal del cantón baños y su incidencia en la contaminación del río Pastaza en la provincia de Tungurahua. Seminario de pregrado. Facultad de Ingeniería Civil y Mecánica. Ecuador: 193pp.
- Lesser, J. (1978). El uso y aplicación de trazadores de agua subterránea. *Bio. Soc. Mexicana*, XXXIX(2), 71-76.
- Lettinga, G. (1995). A naerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek*, 67: 3-28.
- Li, A., Chu, Y., Wang, X., Ren, L., Yu, J., Liu, X., Yan, J., Zhang, L., Wu, S., y Li, S. (2013). A pyrosequencing-based metagenomic study of methane-producing microbial community in solid-state biogas reactor. *Biotechnology for Biofuels*, 6:3.
- Liu, Y. y Haynes, R. (2011). Origin, nature, and treatment of effluents from dairy and meat processing factories and the effects of their irrigation on the quality of agricultural soils. *Environmental Science and Technology*, 41, 1531-1599.



- Lorenzo, Y., y Obaya, M. (2005). La digestión anaeróbica. Aspectos teóricos. Parte I. *Icidca*, 39(1), 35-48.
- Ma, K., Li, X., Wang, K., Ren, Y., Chu, Z. y Zhang J. (2017). Role of temperature on microbial community profiles in an anaerobic bioreactor for treating PTA wastewater. *Chemical Engineering Journal*, 308(15), 256-263.
- Marcos, A., Kassir, A., López, F., Cuadros, F. y Brito P. (2012). Environmental treatment of slaughterhouse wastes in a continuously stirred anaerobic reactor: Effect of flow rate variation on biogas production. *Fuel Processing Technology*, 103, 178-182.
- Martínez, J., Borzacconi, L., Mallo, M., Galisteo, M. y Viñas, M. (1996). Treatment of slaughterhouse wastewater. *Pergamon*, 12(32), 99-104.
- Martí-Herrero, J., Flores, T., Alvarez, R. y Perez, D. (2016). How to report biogas production when monitorin small-scale digester in field. *Biomass & Bioenergy*, 84, 31-36.
- Martí-Herrero, J., Alvarez, R., Rojas, M., Aliaga, L., Céspedes, R. y Carbonell, J. (2014). Improvement through Low cost biofilm carrier in anaerobic tubular digestion in cold climate regions. *Bioresource technology*, 167, 87-93.
- Martí, N. (2006). *Phosphorus Precipitation in Anaerobic Digestion Process*. Florida-USA.
- Menéndez, C. y Pérez, J. (2007). *Procesos para el tratamiento biológico de aguas residuales industriales*. Ciudad de la Habana: Universitaria.
- Mestanza, J. y Velasco, B. (20/05/2015). La costa produce el 70% de la carne de res. *El Comercio*. Recuperado el 24 de octubre de 2017 de <http://www.elcomercio.com/actualidad/costa-produccion-carnederes-ganado-consumo.html>

- Ministerio del Ambiente MAE. (2015). *Acuerdo Ministerial No. 061*. Quito: Ecuador
- Molina, Y. y Amores, M. (2016). Tratamiento biológico de las aguas residuales del laboratorio de investigación, análisis y monitoreo IAM-Q de la Secretaria del Ambiente del DMQ. Tesis de pregrado. Ingeniería en biotecnología de los recursos naturales. Universidad Politécnica Salesiana. Ecuador: 73pp.
- Monsalvo, V. (2016). *Efficient management of wastewater from manufacturing. New treatment technology*. Oakville – Canadá. Apple Academic Press, Inc.
- Montalvo, S., Gerrero, L. (2003). *Tratamiento anaerobio de residuos. Producción de biogás*. Universidad Técnica Santa María, Valparaíso, Chile. 413 pp.
- Moreno, D., Quintero J. y López, A. (2010). Métodos para identificar, diagnosticar y evaluar el grado de eutrofia. *Contactos*, 78, 25-33.
- Muñoz, D. (2005). Sistema de tratamiento de aguas residuales de matadero: para una población menor 2000 habitantes. *Facultad de Ciencias Agropecuarias, Universidad del Cauca*, Popayán, 3(1), 87-98.
- Naderi, K., Bustillo, C., Mehrvavr, M. y Jafar, M. (2107). Combined UV-C/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>-VUV processes for the treatment of an actual slaughterhouse wastewater. *Journal of Environmental Science and Health*, B, 1-12.
- Nazar, J. (2007). Biofilms bacterianos. *Otorrinolaringol*, 67, 61-72.
- Ortner, M., Leitzinger, K., Skupien, S., Bochmann, G. y Fuchs, W. (2014). Efficient anaerobic mono-digestion of N-rich slaughterhouse waste: Influence of ammonia, temperature and trace elements. *Bioresource Technology*, 174, 222-232.

- Ortner, M., Wöss, D., Schumergruber, A., Pröll, T. y Fuchs, W. (2015). Energy self-supply of large abattoir by sustainable waste utilization based on anaerobic mono-digestion. *Applied Energy*, 143, 460-471.
- Pan, X., Angelidaki, I., Alvarado, M., Liu, H., Liu, Y., Huang, X. y Zhu, G. (2016). Methane production from formate, acetate and H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>; focusing on kinetics and microbial characterization. *Bioresource Technology*, 218, 796-806.
- Pavlostathis, S. y Gómez, G. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: A critical review. *Environmental Science and Technology*, 21(5,6), 411-490.
- Pedraza, G., Chará, J., Conde, N., Giraldo, S. y Giraldo L. (2002). Evaluación de los bioreactores en geomembrana (PVC) y plástico de invernadero en clima medio para el tratamiento de aguas residuales de origen porcino. *Livestock Research for Rural Development*, 14(1), 1-17.
- Peña, A., Arroyo, A., Gómez, A. y Tapia, R. (2004). *Bioquímica*. México: Limusa Noriega Editores.
- Poopathi, S. y Archana, B. (2012). Wastewater management from slaughterhouse – a new approach to control mosquitoes. *Water air soil pollut*, 223, 3263-3270.
- Quille, G. y Donaires, T. (2013). Tratamiento de efluentes líquidos y sólidos de camal municipal llave. *Rev. Investig. Altoandin*, 15(1), 65-72.
- Ramalho, R. (1996). *Tratamiento de aguas residuales*. Jimenez, D., De lora, F. y Ramalho R. (Trad). Barcelona: Editorial Reverté S.A.
- Rani, R., Kumar, S., Kaliappan, S., Yeom, I. y Banu, J. (2012). Low temperature thermo-chemical pretreatment of dairy waste activated sludge for anaerobic digestion process. *Bioresource Technology*, 103, 415-424.

- Raposo, F., Borja, R., Martín, M., Martín, A., De la Rubia, M. y Rincón, B. (2009). Influence of inoculum–substrate ratio on the anaerobic digestion of sunflower oil cake in batch mode: Process stability and kinetic evaluation. *Chemical Engineering Journal*, 149, 70-77.
- Reboiras, M. (2006). *QUÍMICA la ciencia básica*. Madrid-España: Thomson Ediciones Paraninfo S.A.
- Revista Líderes. (15/03/2015). En ocho provincias se concentra el mayor consumo de cárnicos. Recuperado el 15 de septiembre de 2015 de <http://www.revistalideres.ec/lideres/consumo-carnicos-ecuador.html>
- Rosenwinkel, K. y Meyer, H. (1999). Anaerobic treatment of slaughterhouse residues in municipal digesters. *Water Science and Technology*, 40(1), 101-111.
- Ruiz, S. (2011). Plan de gestión de residuos del camal del canton Antonio Ante. Tesis de pregrado. Facultad de Ingeniería Civil y Ambiental. Escuela Politécnica Nacional. Ecuador: 157pp.
- Salminen, E. & Rintala, J. (2002). Anaerobic digestión of organic solids poultry slaughterhouse waste – a review. *Bioresource technology*, 83, 13-26.
- Santamaría, F. (2013). Análisis simplificado de oxígeno disuelto en el río Ubaté por el modelo QUAL2K. Tesis de postgrado. Escuela colombiana de ingeniería. Colombia: 64pp.
- Secretaría de Ambiente del Municipio del Distrito Metropolitano de Quito (SA-MDMQ). (2014). *Ordenanza 404, Norma técnica*. Quito: Municipio.
- Signorini, M. (2008). Rastros municipales y su impacto en la salud pública. *NACAMEH*. 2(1), pp. 1-24.

- Suanon, F., Sun, Q., Li, M., Cai, X., Zhang, Y., Yan, Y. y Yu, C. (2017). Application of nanoscale zero valent iron and iron powder during sludge anaerobic digestion: Impact on methane yield and pharmaceutical and personal care products degradation. *Journal of Hazardous Materials*, 321, 47-53.
- Suidan, M. y Wang, Y. (1985). Unified analysis of biofilm kinetics. *Journal of environmental engineering*, 111(5), 634-646.
- Sutherland, L. (2001). Biofilm exopolysaccharides: a strong and sticky framework. *Microbiology*, 147, 3-9.
- Tabassum, M., Xia, A. y Murphy, J. (2017). Potential of seaweed as a feedstock for renewable gaseous fuel production in Ireland. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 68, 136-146.
- Taricska, J., Long, D., Chen, J., Hung, Y. y Zou, S. (2009). Anaerobic Digestion. En Wang, L., Pereira, N., Hung, T. y Shamma, N. (Eds). *Biological Treatment Processes* (pp. 589-631). New York: Humana Press.
- Terradas-III, G., Pham, C. H., Triolo, J. M., Martí-Herrero, J., & Sommer, S. G. (2014). Thermic model to predict biogas production in unheated fixed-dome digesters buried in the ground. *Environmental science & technology*, 48(6), 3253-3262.
- Thornton, R. y Neilson, R. (1998). *Química orgánica*. Zugazagoitia, R. y Fielder, P. (Trad). Quinta edición. Mexico: Pearson Educación.
- Uicab, L.A. y Sandoval, C.A. (2003). Uso del contenido ruminal y algunos residuos de la industria cárnica en la elaboración de composta. *Tropical and Subtropical Agroecosystems*, 2, 45-63.

- Veolia (2017). Plastic Media. Recuperado de: [http://www.veoliawatertechnologies.co.uk/waterandwastewater/municipal/technologies-solutions/Trickling\\_filters/Plastic\\_Media/](http://www.veoliawatertechnologies.co.uk/waterandwastewater/municipal/technologies-solutions/Trickling_filters/Plastic_Media/).
- Wang, D., Ma., W., Han, H., Li, K., Hao, X. (2017). Enhanced treatment of Fischer–Tropsch (F-T) wastewater by novel anaerobic biofilm system with scrap zero valent iron (SZVI) assisted. *Biochemical Engineering Journal*, 117, 66-76.
- Wang, L., Wu, Z. y Shammas, N. (2009). Trickling filters. En Wang, L., Pereira, N., Hung, T. y Shammas, N. (Eds). *Biological Treatment Processes* (pp. 371-428). New York: Humana Press.
- Ware, A. y Power, N. (2016). Biogas from cattle slaughterhouse waste: Energy recovery towards an energy self-sufficient industry in Ireland. *Renewable Energy*, 97, 541-549.
- Weiland, P. (2010). Biogas production: current and perspectives. *Applied microbiology and biotechnology*, 85(4), 849-850.
- Xu, H., Paerl, H., Qin, B., Zhu, G. y Gao, G. (2010). Nitrogen and phosphorus inputs control phytoplankton growth in eutrophic Lake Taihu, China. *Limnol. Oceanogr*, 55(1), 420-432.
- Yu, Y., Lu, X. y Wu, Y. (2014). Performance of an anaerobic baffled filter reactor in the treatment of algae-laden water and the contribution of granular sludge. *Water*, 6, 122-138.
- Zhou, J., Zhang, R., Liu, F., Yong, X., Wu, X., Zheng, T., Jiang, M., y Jia, H. (2016). Biogas production and microbial community shift through neutral pH control during the anaerobic digestion of pig manure. *Bioresource Technology*, 217, 44-49.

## **ANEXOS**

# ANEXO I. INFORME DE ANÁLISIS DE MUESTRAS EN EL CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y CONTROL AMBIENTAL



**ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**  
**CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y CONTROL AMBIENTAL**  
 Campus Politécnico "José Rubén Orellana Ricuarte" • Calle Ladrón de Guevara F. 11-253  
 Tel. (1-593-2) 2976300 / 3938780 Ext. 2151 • Línea directa (1-593-2) 3938864 • Apartado 17-01-2759 • Email: ecanepn@gmail.com  
 Quito - Ecuador

## INFORME DE RESULTADOS

Quito, 16 de junio de 2017

**DATOS DE CLIENTE**  
 Solicitado por: SANTIAGO LIMAICO

Atención: Ríos y Chile, La Tola

Dirección: Ríos y Chile, La Tola

Fecha de recolección: 9 de junio de 2017

Responsable de muestreo: Cliente

Ref: ST17-151  
 Teléfono: 0984659048

Origen: descarga del Camal Metropolitano  
 Tipo de muestra: Agua residual

Fecha de ingreso al Laboratorio: 9 de junio de 2017

#	PARÁMETRO	UNIDAD	RESULTADO												FECHA DE ANÁLISIS	PROCEDIMIENTO
			S2	2(M)	1(M)	S1	4(M)	S3	3(M)	entrada	Plástico	Plástico	Plástico	Plástico		
1	(*) Alcalinidad total (CaCO3)	mg./l.	1220	1074	961	1069	1083	986	1132	1118	356			09/06/2017	APHA 2320 B, Titulación	
2	(a) Demanda química de oxígeno, DQO	mg./l.	702	1470	1580	980	1030	1160	551	720	2930			09/06/2017	PEECICAM01 (APHA 5220 D)	

NOTA: ESTE INFORME SOLO AFECTA A LA MUESTRA SOMETIDA A ENSAYO

(a) Laboratorio de ensayo acreditado por el SAE con acreditación N° OAE LE 2C 06-012

Los ensayos marcados con (\*) no están dentro del alcance de acreditación

Incididumbre (U) del método (matriz acuosa)		
Parametro	U (%)	
DQO (mg/L)	Rango de trabajo	
	10-100	22.8
	100-1000	4.4
	1000-10000	15.9

Realizado por: Ing. Jairo Jimpikit  
 ANALISTA RESPONSABLE

Revisado por: Ing. Carola Fierro  
 DIRECTORA DE CALIDAD





## ANEXO II. DATOS DE PRODUCCIÓN DIARIA DE BIOGÁS

Nº	Fecha	hora lectura	Carga (l)	E1 (l)	S1 (l)	E2 (l) X	S2 (l)	E3 (l)	S3 (l) X	E4 (l) X	S4 (l) X
1	26/9/2016	2:00 p. m.	5	0	0	0	0	0	0	0	0
2	27/9/2016	2:00 p. m.	5	0	0	0	0	0	0	0	0
3	28/9/2016	2:00 p. m.	5	0	0	0	0	0	0	0	0
4	29/9/2016	2:00 p. m.	5	0	0	0	0	0	0	0	0
5	30/9/2016	2:00 p. m.	10	13	0	0	0	0	0	0	0
6	1/10/2016										
7	2/10/2016										
8	3/10/2016	2:00 p. m.	10	13	0	0	0	0	1	5	0
9	4/10/2016	2:00 p. m.	5	13	0	0	0	0	1	5	0
10	5/10/2016	2:00 p. m.	5	13	0	0	0	0	1	5	0
11	6/10/2016										
12	7/10/2016	2:00 p. m.	5	13	0	0	0	0	1	5	0
13	8/10/2016										
14	9/10/2016										
15	10/10/2016	2:00 p. m.	10	40	0	0	0	9	10	13	4
16	11/10/2016	2:00 p. m.	5	40	0	0	14	12	16	19	7
17	12/10/2016	2:00 p. m.	5	40	0	0	15	13	20	21	10
18	13/10/2016	2:00 p. m.	5	40	0	0	16	13	21	21	14
19	14/10/2016										
20	15/10/2016										
21	16/10/2016										
22	17/10/2016	2:00 p. m.	10	40	0	0	16	13	21	22	15
23	18/10/2016	2:00 p. m.	5	40	0	0	16	16	21	22	16
24	19/10/2016	2:00 p. m.	5	46	0	0	20	16	21	22	16
25	20/10/2016	2:00 p. m.	5	49	0	0	24	17	22	22	16
26	21/10/2016	2:00 p. m.	10	51	0	0	27	18	24	23	18
27	22/10/2016										
28	23/10/2016										
29	24/10/2016	11:30 a. m.	10	57	0	0	30	18	29	23	21
30	25/10/2016	12:30 p. m.	5	62,6	0	0	30	18	29	23	21
31	26/10/2016	11:30 a. m.	5	65	0	0	32	18	31	23	22
32	27/10/2016	11:30 a. m.	5	69	0	0	32	26	31	23	22
33	28/10/2016	11:30 a. m.	10	70	0	0	32	29	31	23	22

34	29/10/2016										
35	30/10/2016										
36	31/10/2016	11:30 a. m.	10	71	0	0	32	30	31	24	22
37	1/11/2016	12:00 p. m.	5	72,6	0	0	33,2	32,8	31,4	25,8	22
38	2/11/2016										
39	3/11/2016	10:00 a. m.	5	84	0	0	38	48,8	32	35,4	22
40	4/11/2016										
41	5/11/2016										
42	6/11/2016										
43	7/11/2016	9:00 a. m.	10	89	0	0	49	59	35	46	22
44	8/11/2016	11:00 a. m.	5	89	0	0	49	60	35	49	22
45	9/11/2016	9:30 a. m.	5	90	0	0	49	62	36	61	22
46	10/11/2016	9:30 a. m.	5	95	0	0	52	65	37	62	22
47	11/11/2016	11:30 a. m.	10	102	0,3	0	56,8	68,1	37,8	68	22
48	12/11/2016										
49	13/11/2016										
50	14/11/2016		10	109,2	7	1,9	64	76	46,3	73	22
51	15/11/2016	9:00 a. m.	5	115,8	12	2,9	65,8	76	50,2	78,2	22
52	16/11/2016										
53	17/11/2016										
54	18/11/2016	9:20 a. m.	10	126	25,1	2,9	67	95	56,9	85	25,9
55	19/11/2016										
56	20/11/2016										
57	21/11/2016										
58	22/11/2016										
59	23/11/2016										
60	24/11/2016										
61	25/11/2016										
62	26/11/2016										
63	27/11/2016										
64	28/11/2016	10:00 a. m.	10	150	76	2,9	79	100	60	128,9	31
65	29/11/2016	11:30 a. m.	5	153	79	2,9	79,9	103,9	60	128,9	31
66	30/11/2016		0	154	80	2,9	79,9	103,9	60	128,9	31
67	1/12/2016	10:20 a. m.	5	165	80	2,9	80	110,1	60	128,9	31
68	2/12/2016	10:22 a. m.	10	178	83	2,9	80	113	60	128,9	31

69	3/12/2016										
70	4/12/2016										
71	5/12/2016	10:30 a. m.	10	184, 2	87	3	81	114	61	128,9	32
72	6/12/2016	9:22 a. m.	5	192	95	10	81	118	62,6	131,1	32
73	7/12/2016	9:10 a. m.	5	197, 8	107,7	17,8	81	123	68	137,3	32
74	8/12/2016										
75	9/12/2016	9:00 a. m.	10	200	124	23	81	139	73	148,9	35
76	10/12/2016										
77	11/12/2016										
78	12/12/2016	8:50 a. m.	10	204	145	23	100,6	147	87,5	159,16	41
79	13/12/2016	11:30 a. m.	5	206	145	23	100,6	149	89	159,9	41
80	14/12/2016	9:30 a. m.	5	207	149	23	101	150,4	89,2	165,9	41
81	15/12/2016	10:30 a. m.	5	207	163,2	23	101,2	158	94,2	169,9	47
82	16/12/2016	10:00 a. m.	10	211	170,6	23	107,3	165,6	99,4	170,9	48,8
83	17/12/2016										
84	18/12/2016										
85	19/12/2016	10:00 a. m.	10	216, 3	187,3	23	107,3	175,3	108,3	174,1	62,2
86	20/12/2016	8:30 a. m.	5	219, 4	190,8	23	107,4	177	111	174,3	67
87	21/12/2016	9:00 a. m.	5	223	202	23	107,4	188,2	112	185,1	67
88	22/12/2016	10:00 a. m.	5	226, 6	204,2	23	107,4	190,8	118,4	185,7	67
89	23/12/2016	8:30 a. m.	10	229	212,4	23,6	107,4	199	119	194,3	67,8
90	24/12/2016										
91	25/12/2016										
92	26/12/2016	10:00 a. m.	10	235	231,2	24	107,4	209	127,2	204,9	73
93	27/12/2016	9:30 a. m.	5	238, 4	238	24	107,4	215,6	129	215,9	77
94	28/12/2016	11:30 a. m.	5	240, 6	247,4	24	107,4	220	131	224,3	82
95	29/12/2016										
96	30/12/2016	9:40 a. m.	10	247	262,2	41,8	107,8	225	134	239,4	83
97	31/12/2016										
98	1/1/2017										
99	2/1/2017	10:40 a. m.	10	252, 6	292	46,2	115,5	236	147,5	261,3	83
100	3/1/2017	8:30 a. m.	5	256, 4	297,8	47,5	115,9	240	150,8	272,4	84
101	4/1/2017	11:00 a. m.	5	261, 6	311	52,5	115,9	246	154,5	279,4	90,4

102	5/1/2017	11:00 a. m.	5	263	319,2	54	115,9	253	156	292,9	93,8
103	6/1/2017	10:00 a. m.	10	266,8	328,6	54,5	116,4	254	158,4	300,1	103
104	7/1/2017										
105	8/1/2017										
106	9/1/2017	8:00 a. m.	10	272	345	58,5	116,4	275,8	165,4	325,3	113,4
107	10/1/2017	8:00 a. m.	5	275	353,6	61,6	116,4	280,6	168,2	330,9	113,4
108	11/1/2017	2:30 p. m.	5	276,7	364,6	62,7	116,4	281	169,8	330,9	113,4
109	12/1/2017	3:00 p. m.	5	277	365	63,8	124,9	282	169,8	331,4	113,4
110	13/1/2017	7:15 a. m.	10	280,4	373	64,8	125,2	283,6	170	353,2	114
111	14/1/2017										
112	15/1/2017										
113	16/1/2017	8:00 a. m.	10	287,8	393	84,4	125,6	292	170,8	364,4	116
114	17/1/2017	9:00 a. m.	5	290,4	393	87	130,4	297	171	366,5	129
115	18/1/2017										
116	19/1/2017										
117	20/1/2017	7:30 a. m.	10	297,2	420	94,5	133,9	316,6	172	379,5	139
118	21/1/2017										
119	22/1/2017										
120	23/1/2017	7:40 a. m.	10	299,5	431,6	99,6	135,9	322	172,6	390,9	140
121	24/1/2017	8:30 a. m.	5	304,4	437	107,3	138,4	325	173	400,9	140,8
122	25/1/2017	7:00 a. m.	5	307	440,5	110	140,9	325	176,5	407,9	142,2
123	26/1/2017	11:30 a. m.	5	315	441	117,6	142,4	330	179	413,7	143
124	27/1/2017	7:30 a. m.	10	320,5	444	124	147,4	338	181,8	422,1	148
125	28/1/2017										
126	29/1/2017										
127	30/1/2017	7:30 a. m.	10	332	447	129	149,4	350	184,4	440,3	153
128	31/1/2017	8:00 a. m.	5	338,8	451,6	138,4	150,4	359,8	185	446,5	157,2
129	1/2/2017										
130	2/2/2017										
131	3/2/2017	10:30 a. m.	10	356	458	151	156,6	374	189,4	465,9	160
132	4/2/2017										
133	5/2/2017										
134	6/2/2017	7:30 a. m.	10	371	464	161	160	379,8	192	482,7	168
135	7/2/2017	8:30 a. m.	5	372	465	163	161,4	385	195	487,9	169
136	8/2/2017										
137	9/2/2017	7:30 a. m.	5	379	468	170,5	162,9	401	200	504,9	170
138	10/2/2017	7:30 a. m.	10	381	468,4	171,5	163,8	407	200	508,1	170,6
139	11/2/2017										
140	12/2/2017										
141	13/2/2017	7:30 a. m.	10	398	471,2	188,2	167	417	206	531,3	172
142	14/2/2017	7:30 a. m.	5	401	472,2	192	168	418	206,2	537,5	172,8



183	27/3/2017	7:30 a. m.	10	505	499,6	290	198,6	544	232,8	775,9	231,2
184	28/3/2017	7:30 a. m.	5	507	501	292,6	198,9	548	233	779,9	232,8
185	29/3/2017	7:30 a. m.	5	509	502	295	199	553,2	233,2	785,7	234
186	30/3/2017	8:30 a. m.	5	512, 4	503,2	297,4	199,4	558	234	791,1	237,4
187	31/3/2017	1:00 p. m.	10	513, 8	505	299,8	199,9	562	234,4	796,9	239,2
188	1/4/2017										
189	2/4/2017										
190	3/4/2017	7:30 a. m.	10	520, 2	506,6	304,4	202	576	235	808,3	244,2
191	4/4/2017	8:00 a. m.	5	521, 8	508	309,4	202,4	583,5	235	813,3	245
192	5/4/2017	8:00 a. m.	5	527	509	313,5	203	588	235,2	818,1	246,8
193	6/4/2017	8:30 a. m.	5	527, 6	511	318,2	203,6	594,4	236	825,9	247,4
194	7/4/2017	8:00 a. m.	10	535, 2	512,2	321,6	204,6	603	236,2	835,1	248,6
195	8/4/2017										
196	9/4/2017										
197	10/4/2017	9:00 a. m.	10	537, 6	514	323	206,2	617	236,6	847,9	253,2
198	11/4/2017	3:00 p. m.	5	547, 4	514,6	325,2	206,4	620	236,8	851,9	255
199	12/4/2017	8:30 a. m.	5	550	514,8	331,6	209,4	621	237	854,9	256,6
200	13/4/2017	3:00 p. m.	5	552	516,6	336,2	210,4	629	238	860,3	258
201	14/4/2017	7:00 a. m.	10	560, 2	516,8	337,8	211,2	634	238	866,3	258,2
202	15/4/2017										
203	16/4/2017										
204	17/4/2017	7:00 a. m.	10	565	517,8	340,4	213,4	642	238	877,9	259
205	18/4/2017	7:00 a. m.	5	567	518	342,8	215,4	646	238	882,9	259,6
206	19/4/2017	7:00 a. m.	5	569, 6	519	344	218	650	238,4	887,1	263
207	20/4/2017	7:20 a. m.	5	571, 6	520	346	222,2	654	238,8	890,3	263,2
208	21/4/2017	7:00 a. m.	10	574, 6	521	347,8	222,6	659	239	896,9	265,8
209	22/4/2017										
210	23/4/2017										
211	24/4/2017	7:00 a. m.	10	579	522,2	353,6	222,8	676,4	239	912,5	267,6
212	25/4/2017	9:00 a. m.	5	581, 2	523,2	356,4	222,8	682,8	239	918,1	268,2
213	26/4/2017	7:00 a. m.	5	584, 4	524,6	359,6	222,8	688	239	921,5	270
214	27/4/2017	7:00 a. m.	5	587, 8	526	362,2	223	690,2	239	931,5	270
215	28/4/2017	9:00 a. m.	10	593	527,2	365,8	223,4	692,8	239,2	939,9	270
216	29/4/2017										
217	30/4/2017										
218	1/5/2017										
219	2/5/2017	7:00 a. m.	5	596	530,2	391	233	722,8	245	963,9	281,2
220	3/5/2017	1:00 p. m.	5	602	532	393,4	237,8	727,4	247	969,9	283,4

221	4/5/2017	7:30 a. m.	5	607	533	399	241,4	730,6	248	974,5	286
222	5/5/2017	10:00 a. m.	10	613	533,8	406,8	243	733,2	249,2	978,9	287
223	6/5/2017										
224	7/5/2017										
225	8/5/2017	8:00 a. m.	10	625,8	535,4	424	246,4	749	259	990,9	289,5
226	9/5/2017	3:30 p. m.	5	631	538	431,8	248,2	754	263	999,7	304
227	10/5/2017	8:00 a. m.	5	633	539	434,8	249	756,2	264,6	1002,1	305
228	11/5/2017	8:00 a. m.	5	636	540	439,8	250	759,2	266,6	1006,5	307,2
229	12/5/2017	4:38 p. m.	10	642,2	541,6	446,6	251,6	764,2	270	1013,9	310,8
230	13/5/2017										
231	14/5/2017										
232	15/5/2017	10:00 a. m.	10	652	543,8	459	253,4	774	275	1018,9	315,6
233	16/5/2017	8:00 a. m.	5	654,4	544	461,8	254	775,6	276,2	1027,3	316,2
234	17/5/2017	8:00 a. m.	5	662,4	545,6	468	255,4	780	279	1032,9	319,6
235	18/5/2017	7:30 a. m.	5	669	547	474,4	256,8	785	282	1038,3	323,2
236	19/5/2017	7:30 a. m.	10	676,6	548,4	480	258,4	789	284	1043,5	326
237	20/5/2017										
238	21/5/2017										
239	22/5/2017	8:00 a. m.	10	691	550,2	496	261,8	804	290	1058,1	333
240	23/5/2017	9:00 a. m.	5	696	551,6	505	263,4	810	291,6	1065,9	336
241	24/5/2017	9:00 a. m.	5	700,8	552,8	512,4	265	815,2	293,2	1070,9	340
242	25/5/2017	6:30 a. m.	5	706	554	519	266,4	820	294	1077,5	340,6
243	26/5/2017	8:30 a. m.	10	710,4	556,4	526	268,4	830,6	295,4	1085,1	345,6
244	27/5/2017										
245	28/5/2017										
246	29/5/2017	10:00 a. m.	10	723	563	540	272,4	851	299	1101,1	352
247	30/5/2017	9:00 a. m.	5	727	565	546	274,4	858,6	300	1105,9	354,2
248	31/5/2017	8:00 a. m.	5	732	566,2	553,8	276	867,6	302	1111,5	358
249	1/6/2017	8:00 a. m.	5	737,6	567,6	561	276,4	876	302,6	1117,9	360,8
250	2/6/2017	8:00 a. m.	10	741,2	569	565	276,9	881,2	302,8	1122,9	362,6
251	3/6/2017										
252	4/6/2017										
253	5/6/2017	8:00 a. m.	10	753	572	573	277,4	889	303	1130,9	366,2
254	6/6/2017	8:00 a. m.	5	756,4	573,3	579	278,4	897,6	303,2	1135,5	368
255	7/6/2017	8:00 a. m.	5	760,8	574,2	586,6	279,4	907	303,6	1141,9	371
256	8/6/2017	8:00 a. m.	5	768,2	576	596	281	918,2	304	1149,9	374
257	9/6/2017	7:30 a. m.	10	772	577	602	282,4	926	304	1155,5	376
258	10/6/2017										
259	11/6/2017										
260	12/6/2017	7:00 a. m.	10	785	580,2	614,6	285,4	939,6	304,2	1167,3	383



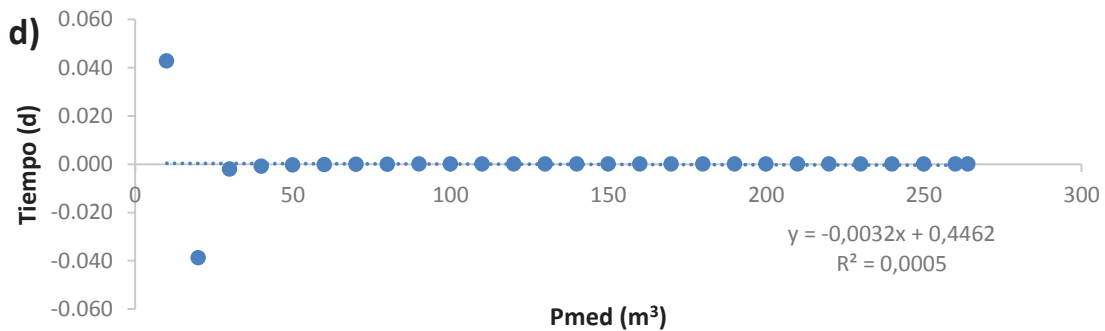
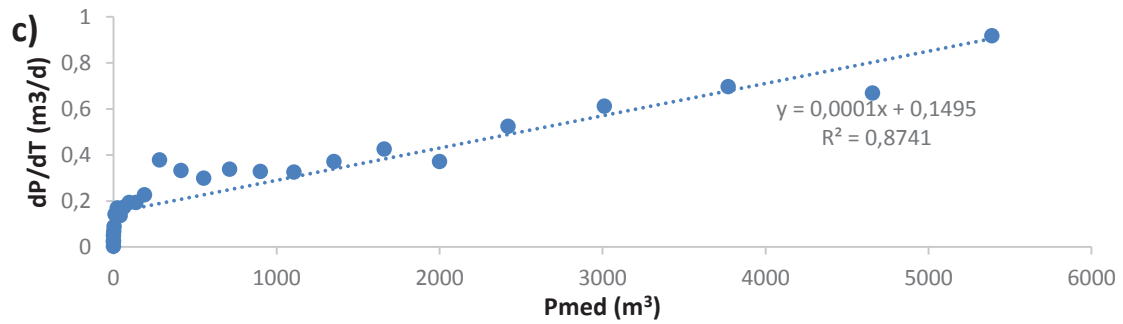
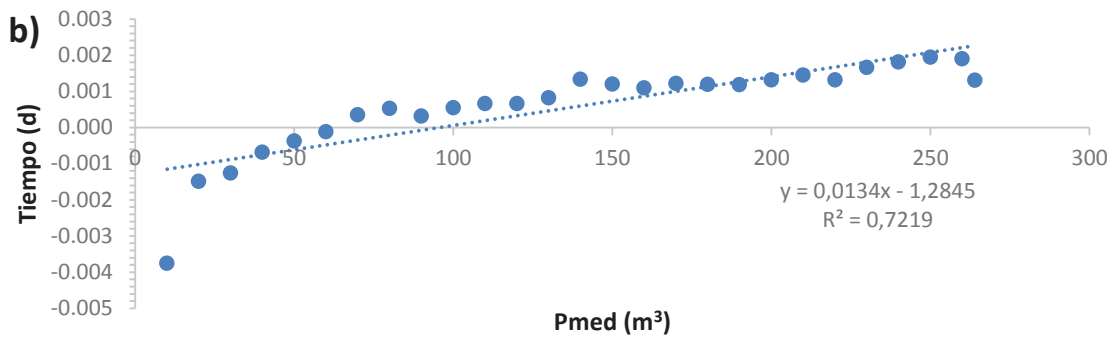
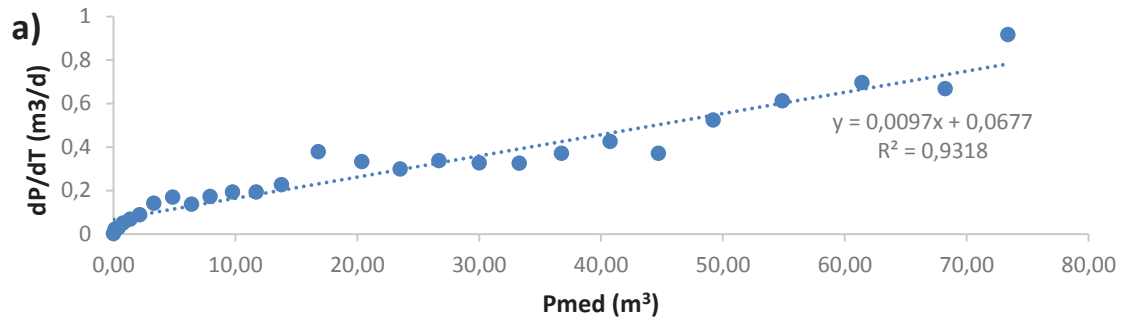


## ANEXO III. DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE REACCIÓN

<b>B1-E</b>											
<b>Datos</b>						<b>Método diferencial</b>				<b>Método integral</b>	
T parcial (d)	B1-E (L/d)		Desviación estándar	t acumulado (d)	Volumen acumulado (m <sup>3</sup> )	Pmed	dP/dT	F(P) n=1	F(P) n=2	F(P) n=1	F(P) n=2
0	0	0		0	0						
10	2,34	2,50	1,07	10	0,02	0,01	0,002337	0,01	0,000136	-3,756	42,797
10	12,44	4,34	0,35	20	0,25	0,14	0,022539	0,14	0,018513	-1,490	-38,777
10	17,75	3,02	0,17	30	0,53	0,39	0,028368	0,39	0,152564	-1,260	-2,142
10	25,86	2,31	0,09	40	1,03	0,78	0,05019	0,78	0,613686	-0,689	-0,911
10	34,40	2,98	0,09	50	1,72	1,38	0,068576	1,38	1,8967	-0,377	-0,385
10	43,46	2,59	0,06	60	2,61	2,16	0,088754	2,16	4,682281	-0,119	-0,198
10	57,52	4,15	0,07	70	4,03	3,32	0,141849	3,32	11,00165	0,350	-0,135
10	71,43	2,96	0,04	80	5,71	4,87	0,16885	4,87	23,72049	0,524	-0,073
10	78,69	2,89	0,04	90	7,08	6,40	0,136739	6,40	40,93845	0,313	-0,034
10	88,07	3,03	0,03	100	8,81	7,94	0,172512	7,94	63,1162	0,545	-0,028
10	97,62	2,51	0,03	110	10,74	9,77	0,193105	9,77	95,50482	0,658	-0,020
10	105,59	2,75	0,03	120	12,67	11,70	0,193222	11,70	136,9905	0,659	-0,014
10	114,89	4,91	0,04	130	14,94	13,80	0,226583	13,80	190,5316	0,818	-0,012
10	133,65	3,53	0,03	140	18,71	16,82	0,377514	16,82	283,0404	1,328	-0,014
10	146,87	3,27	0,02	150	22,03	20,37	0,331948	20,37	414,9824	1,200	-0,008
10	156,37	2,49	0,02	160	25,02	23,53	0,298858	23,53	553,4326	1,095	-0,005
10	167,03	2,66	0,02	170	28,40	26,71	0,337608	26,71	713,2895	1,217	-0,005
10	175,94	2,88	0,02	180	31,67	30,03	0,327294	30,03	901,9206	1,186	-0,004
10	183,78	1,97	0,01	190	34,92	33,29	0,324887	33,29	1108,417	1,178	-0,003
10	193,15	4,13	0,02	200	38,63	36,77	0,371361	36,77	1352,338	1,312	-0,003
10	204,18	1,83	0,01	210	42,88	40,75	0,424719	40,75	1660,933	1,446	-0,003
10	211,75	3,00	0,01	220	46,59	44,73	0,370711	44,73	2000,925	1,310	-0,002
10	225,34	4,55	0,02	230	51,83	49,21	0,524278	49,21	2421,294	1,657	-0,002
10	241,43	6,17	0,03	240	57,94	54,89	0,6116	54,89	3012,477	1,811	-0,002
10	259,63	5,40	0,02	250	64,91	61,43	0,696362	61,43	3773,134	1,941	-0,002
10	275,32	4,22	0,02	260	71,58	68,25	0,667598	68,25	4657,468	1,899	-0,001
4	285,05	1,74	0,01	264	75,25	73,42	0,917092	73,42	5390,176	1,300	-0,001

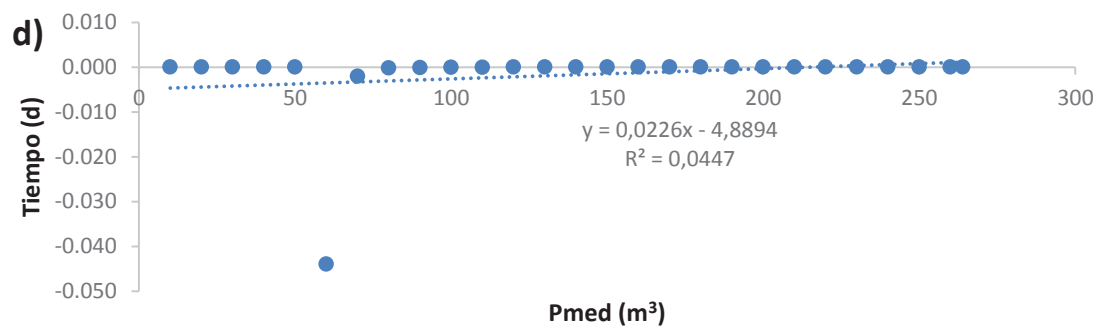
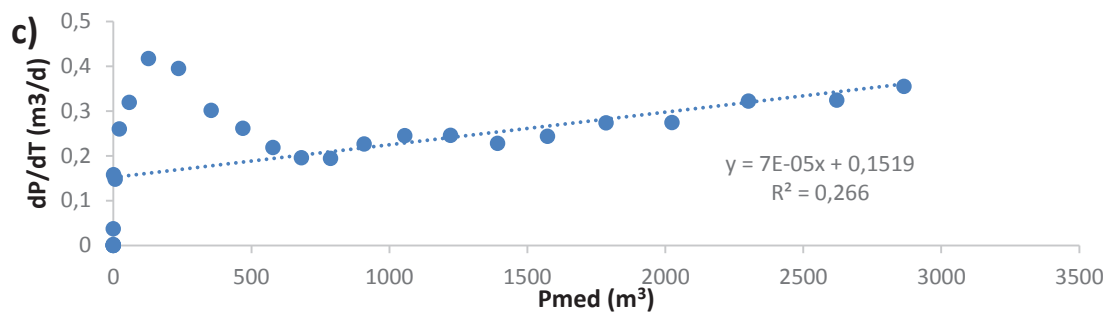
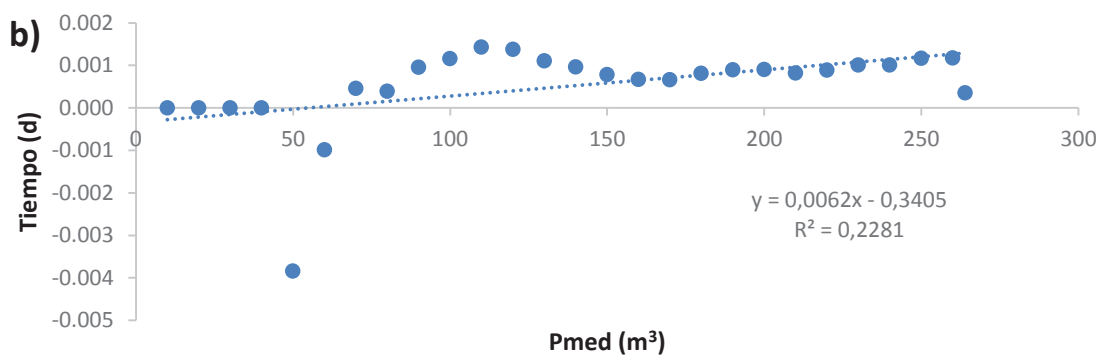
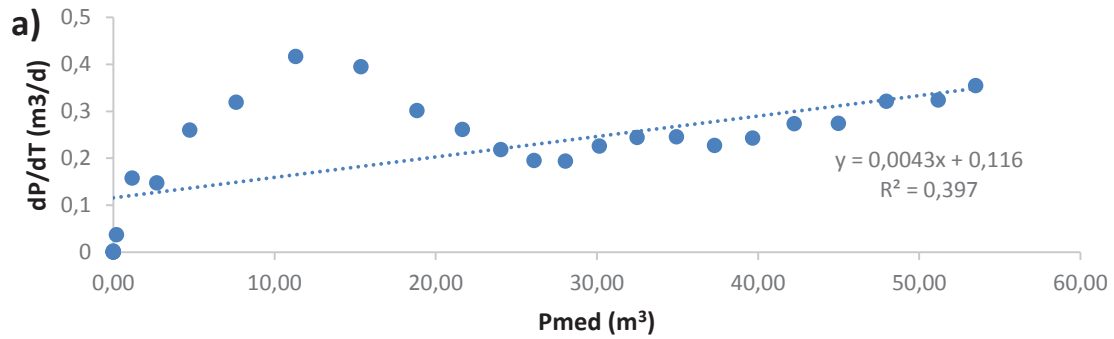
**P:** Productos; **n:** Orden de la reacción; **med:** promedio

## FASE: B1-E



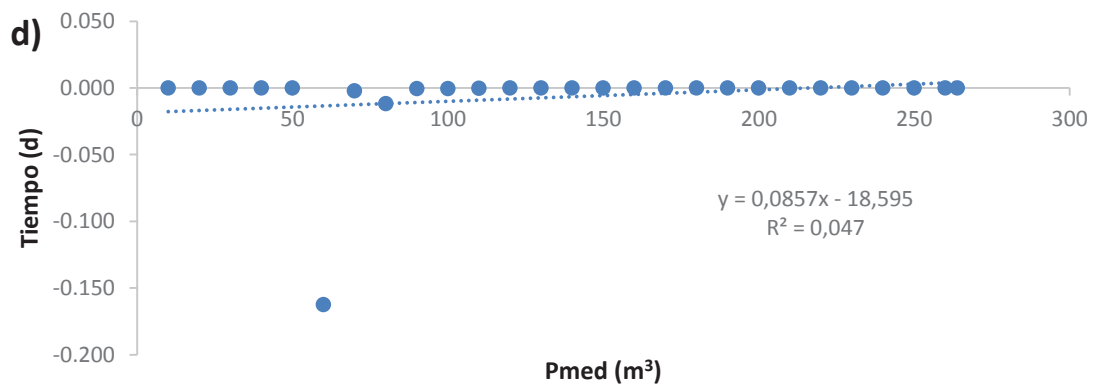
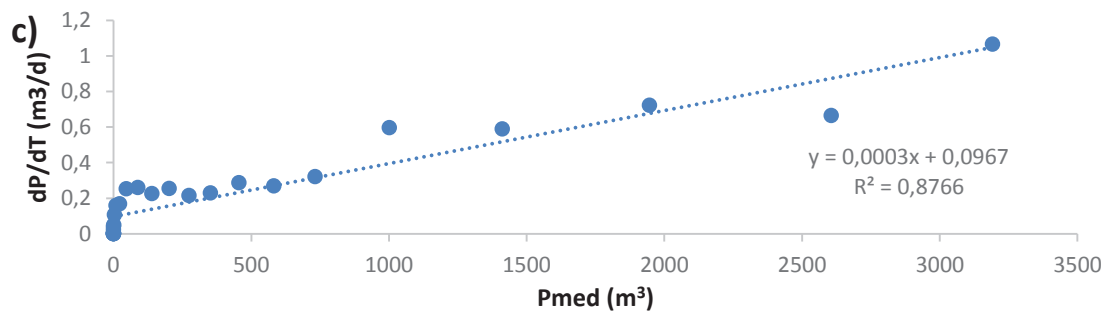
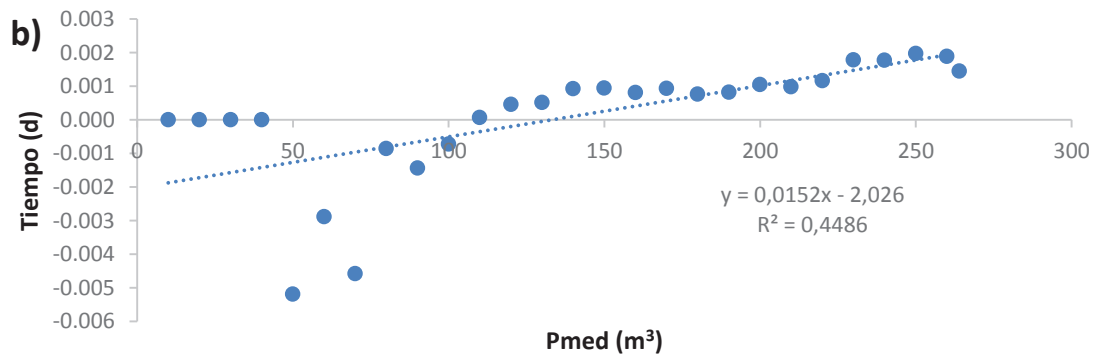
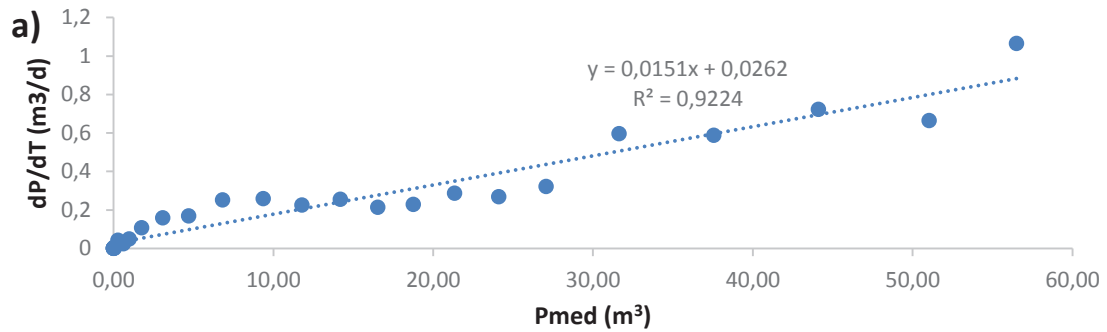
a): Primer orden método diferencial; b): Primer orden método integral; c): Segundo orden método diferencial; d): Segundo orden método integral.

## FASE: B1-S



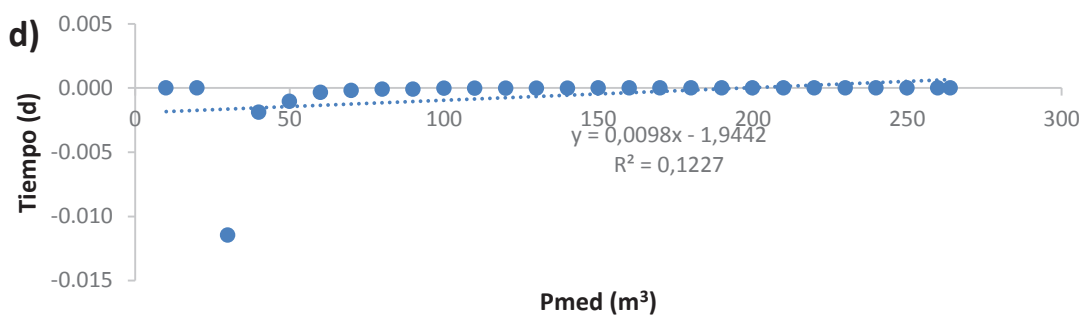
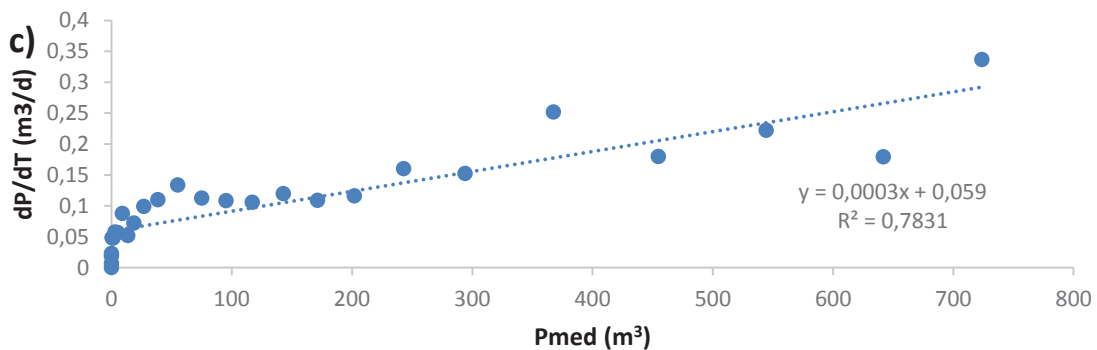
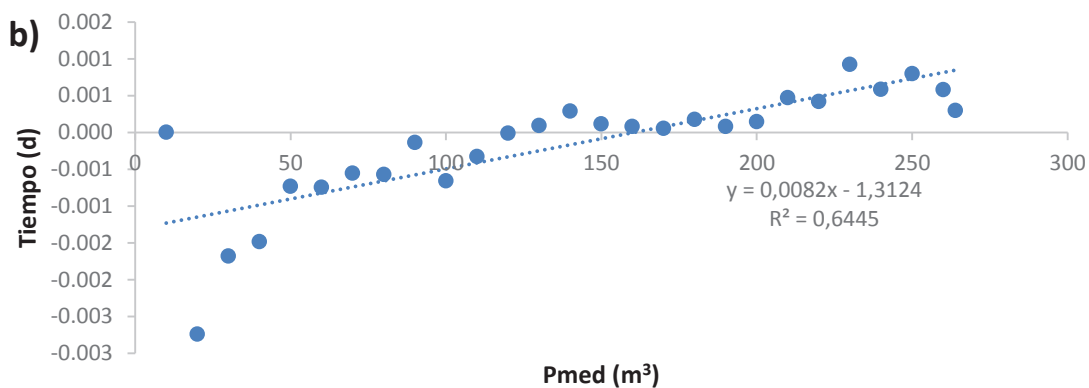
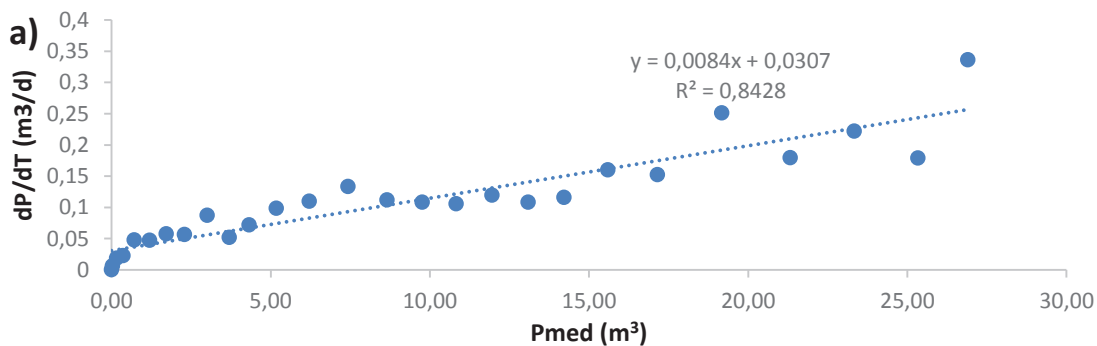
**a):** Primer orden método diferencial; **b):** Primer orden método integral; **c):** Segundo orden método diferencial; **d):** Segundo orden método integral.

## FASE: B2-Es



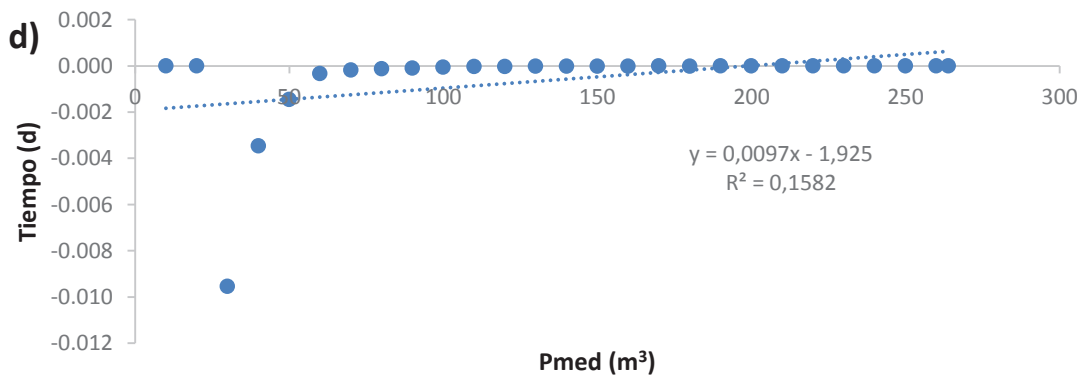
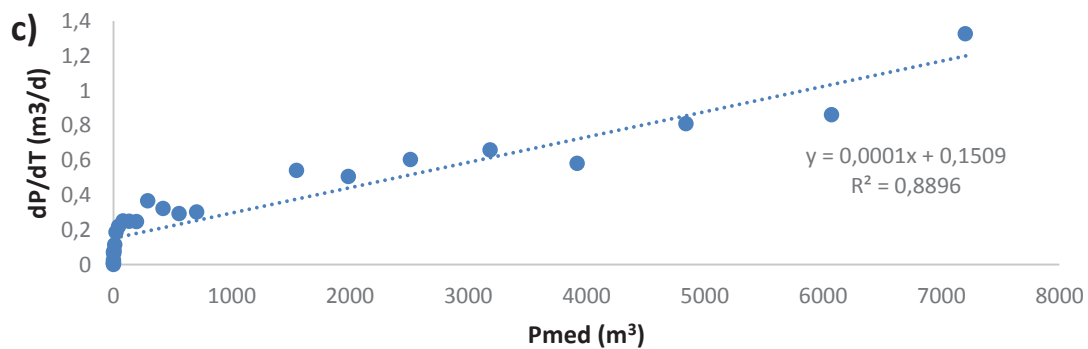
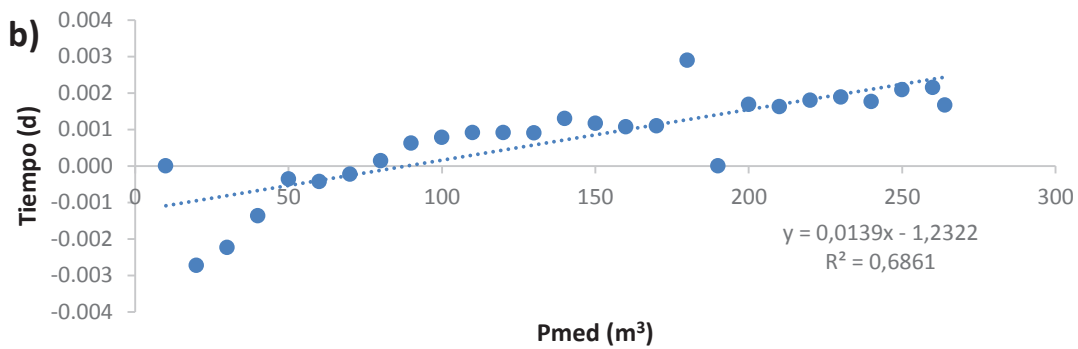
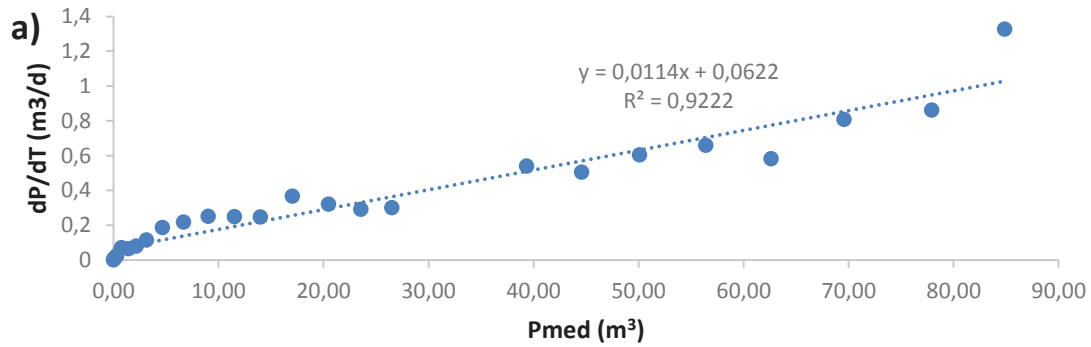
a): Primer orden método diferencial; b): Primer orden método integral; c): Segundo orden método diferencial; d): Segundo orden método integral.

## FASE: B2-S



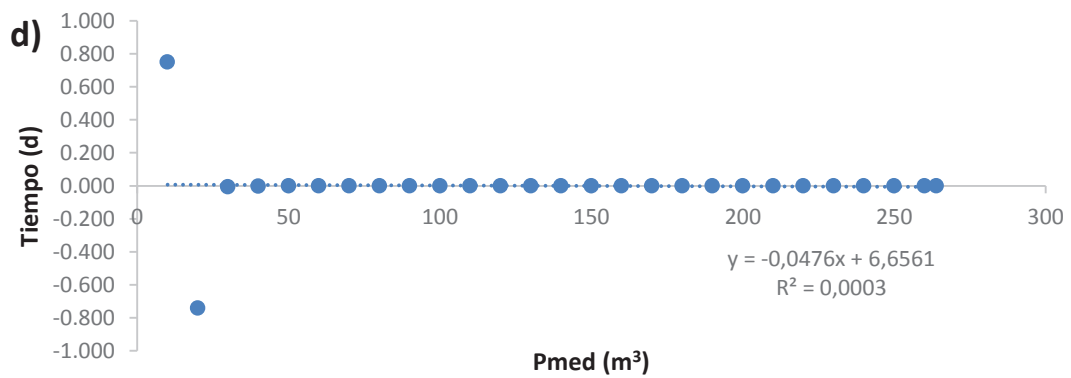
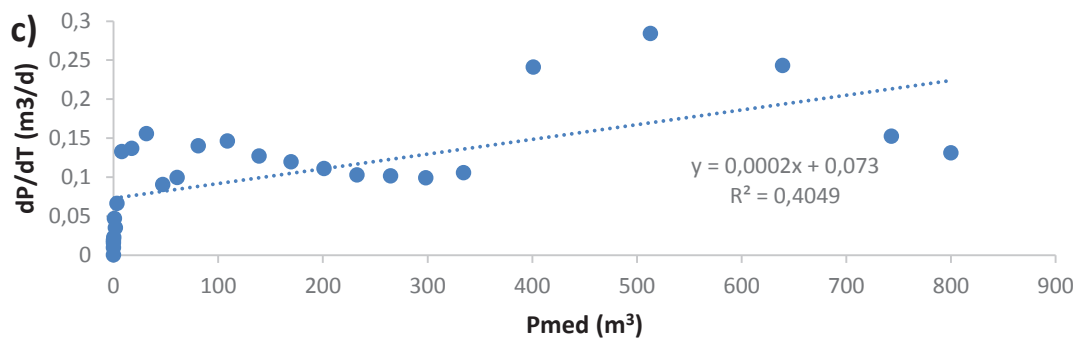
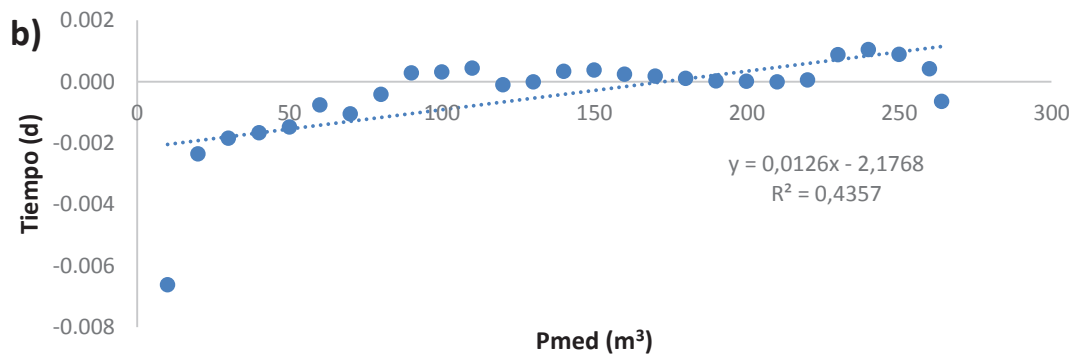
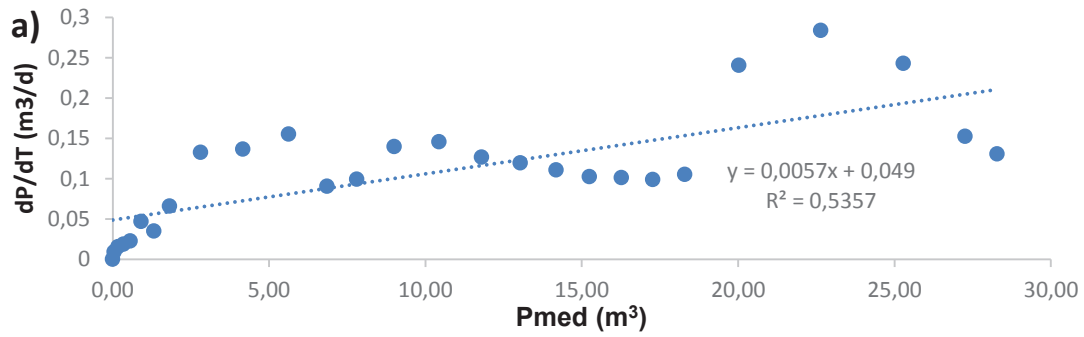
a): Primer orden método diferencial; b): Primer orden método integral; c): Segundo orden método diferencial; d): Segundo orden método integral.

## FASE: B3-E



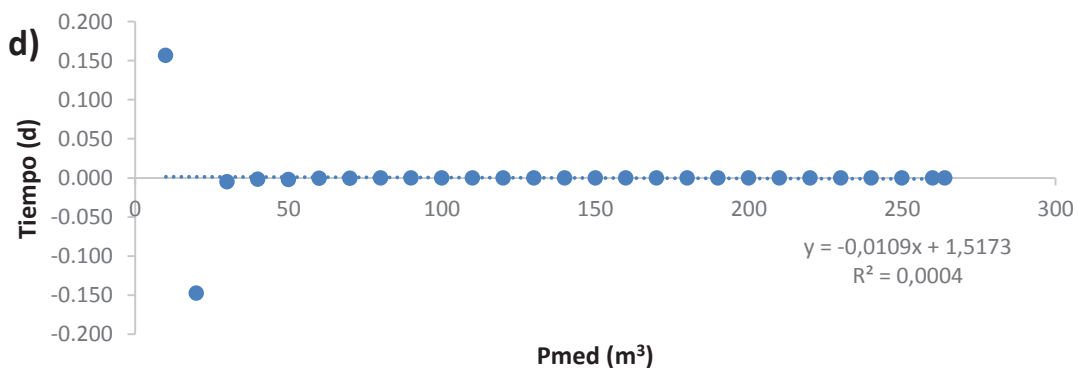
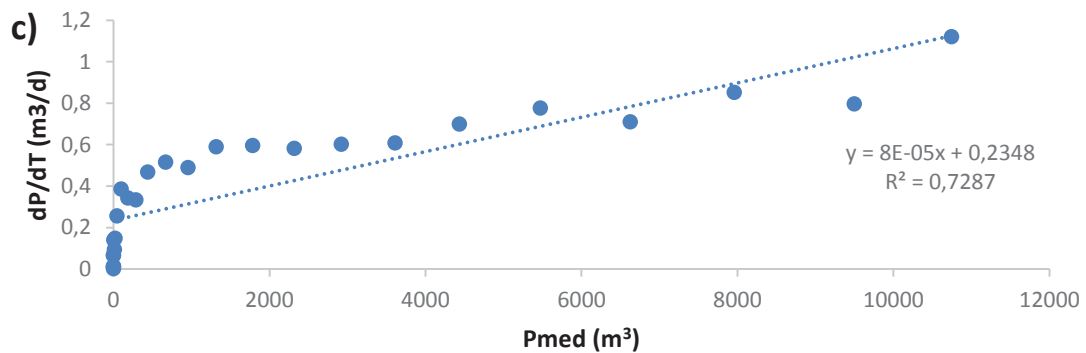
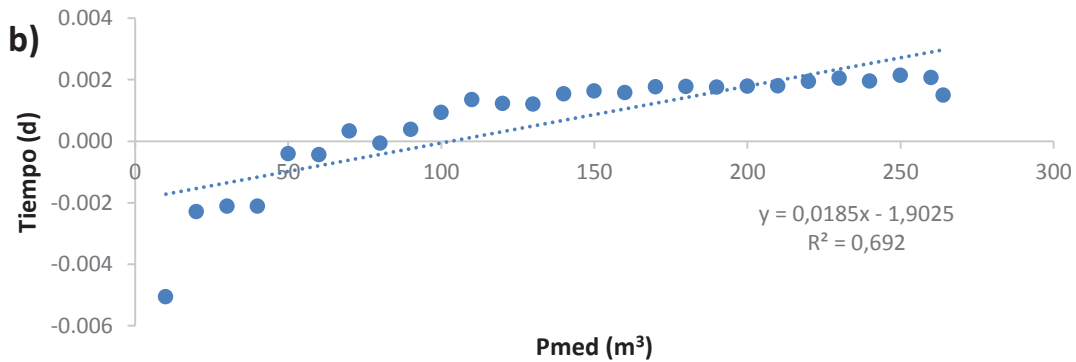
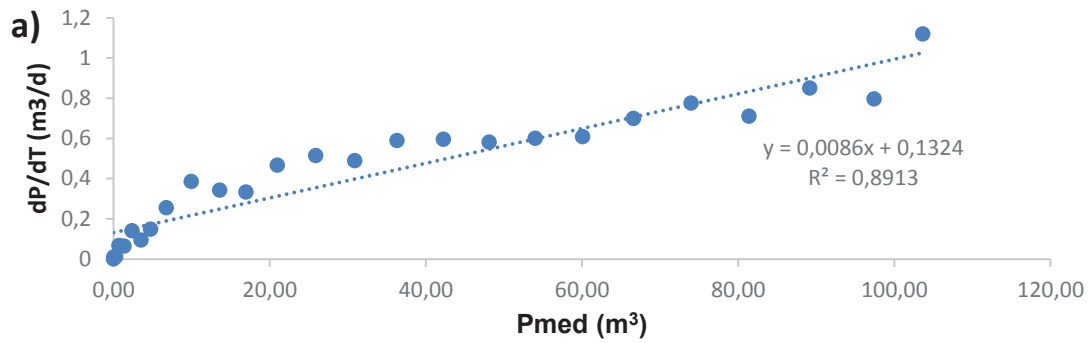
a): Primer orden método diferencial; b): Primer orden método integral; c): Segundo orden método diferencial; d): Segundo orden método integral.

## FASE: B3-Ss



a): Primer orden método diferencial; b): Primer orden método integral; c): Segundo orden método diferencial; d): Segundo orden método integral.

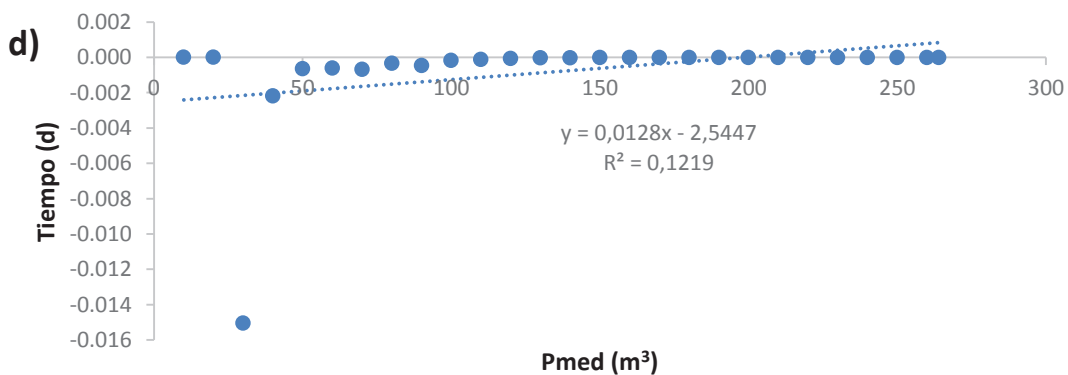
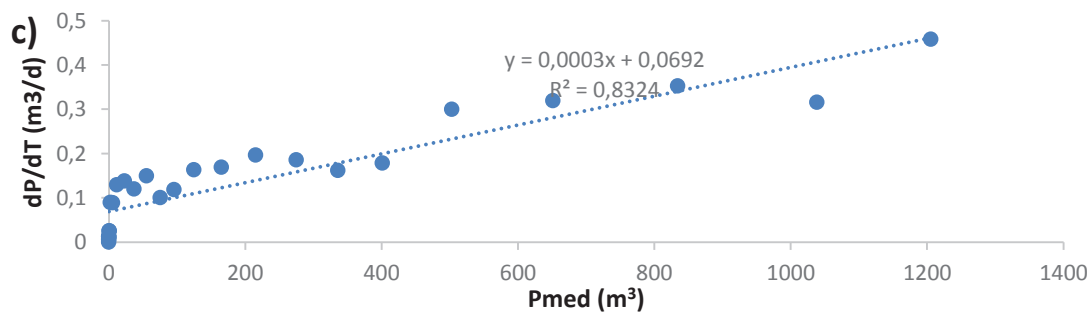
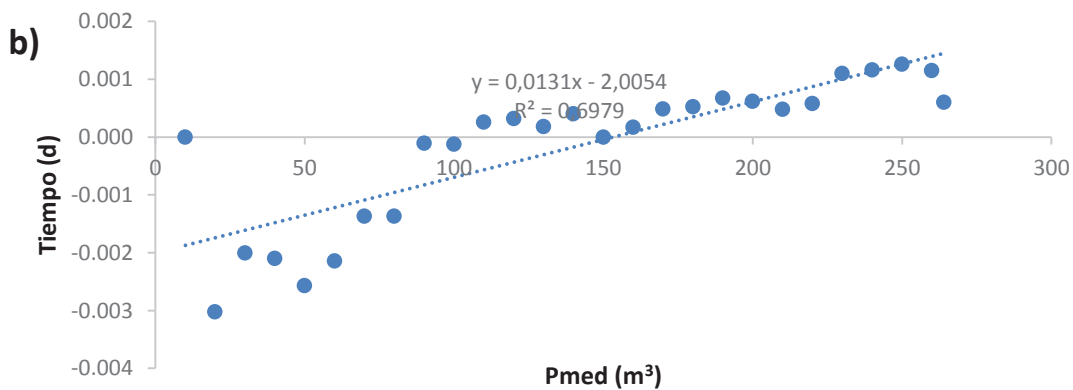
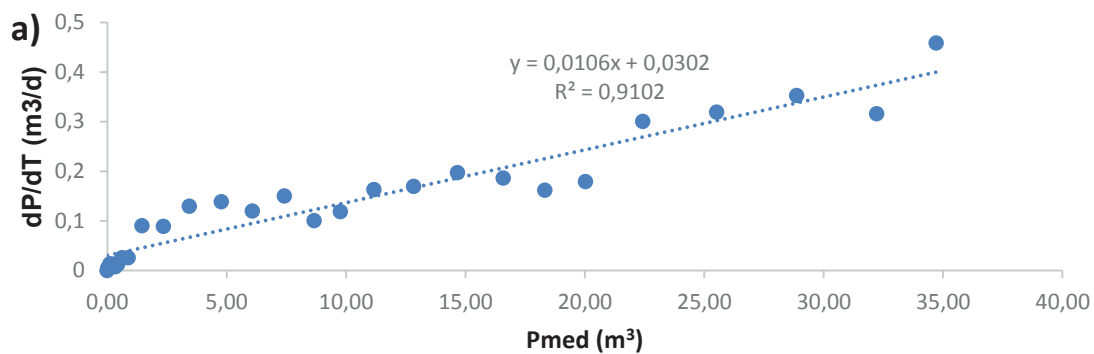
## FASE: B4-Es



a): Primer orden método diferencial; b): Primer orden método integral; c): Segundo orden método diferencial; d): Segundo orden método integral.

FASE: B4-Ss





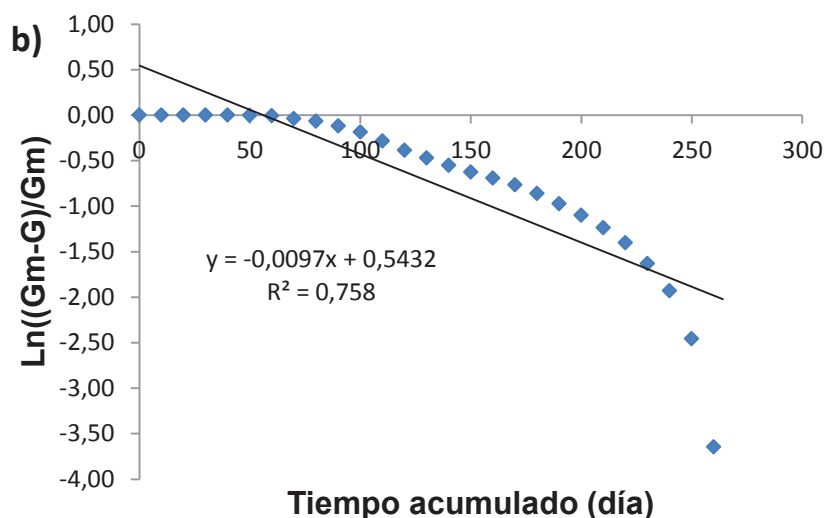
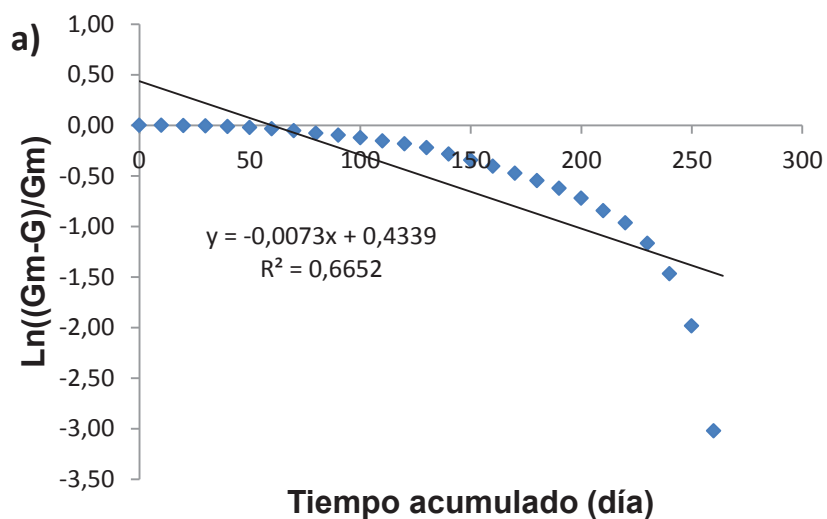
**a):** Primer orden método diferencial; **b):** Primer orden método integral; **c):** Segundo orden método diferencial; **d):** Segundo orden método integral.

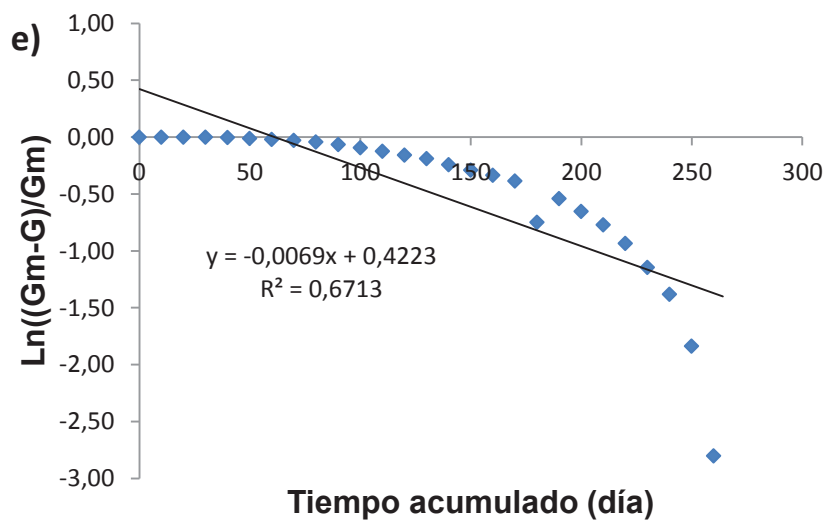
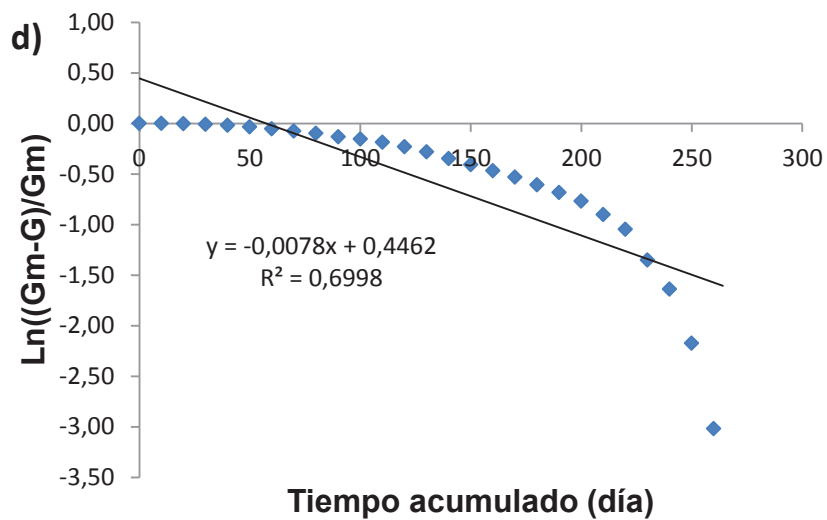
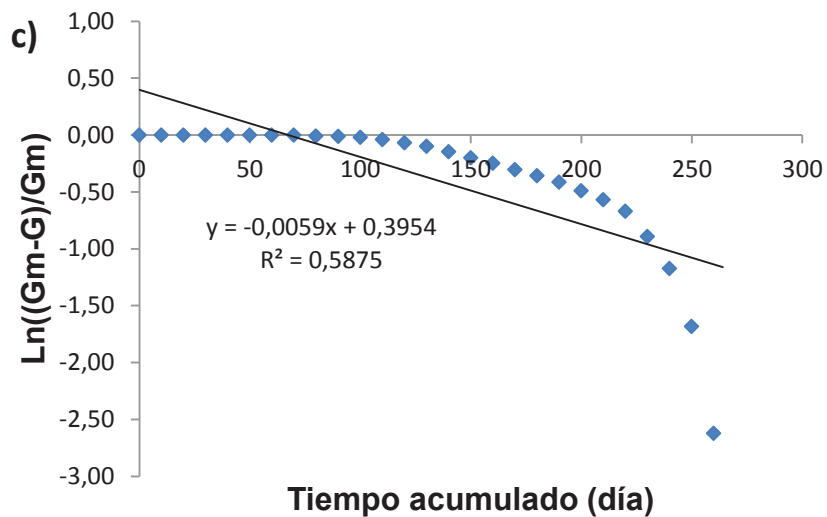
La siguiente tabla resume los valores obtenidos en cada uno de las fases para cada uno de los métodos (Diferencial o integral) y se extrae la constante específica de velocidad del método que más se ajusta.

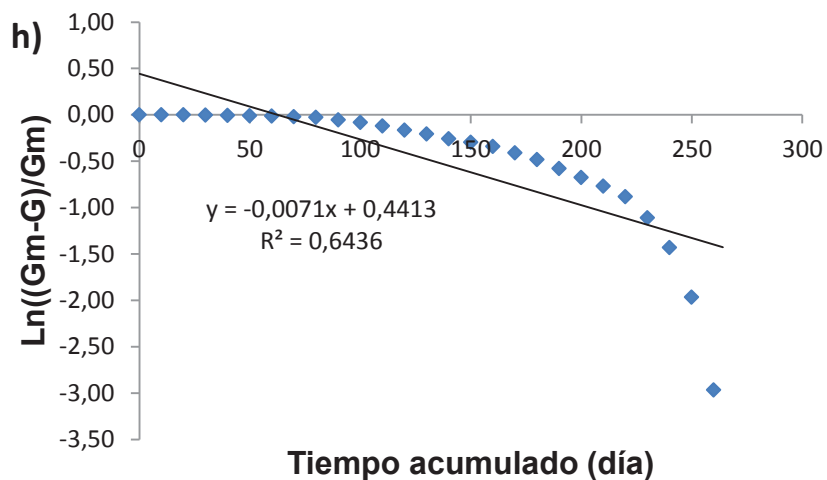
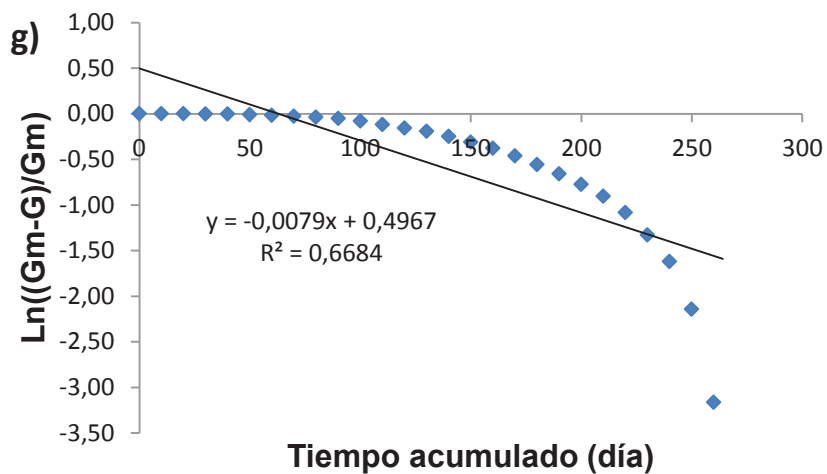
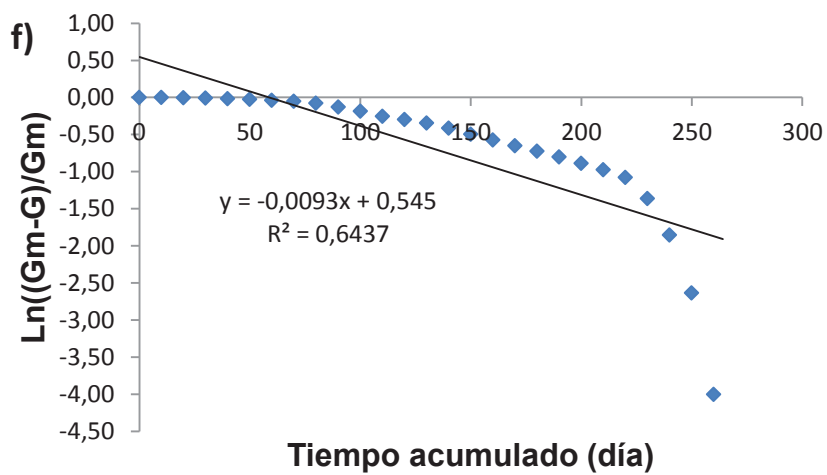
Fase	Orden	Diferencial	R2	Integral	R2	k (d-1)
B1-E	1	$y=0,0097x + 0,0677$	0,93	$y=0,0134x - 1,2845$	0,72	0,0097
	2	$y=0,0001x + 0,1495$	0,87	$y=-0,0032x + 0,4462$	0,00	
B1-S	1	$y=0,0043x + 0,116$	0,40	$y=0,0062x - 0,3405$	0,23	0,0043
	2	$y=0,00007x + 0,1519$	0,27	$y=0,0226x - 4,8894$	0,04	
B2-Es	1	$y=0,0151x + 0,0262$	0,92	$y=0,0152x - 2,026$	0,72	0,0151
	2	$y=0,0003x + 0,0967$	0,88	$y=0,085x + 18,595$	0,05	
B2-S	1	$y=0,0084x + 0,0307$	0,84	$y=0,0082x - 1,3124$	0,64	0,0084
	2	$y=0,0003x + 0,059$	0,78	$y=0,0098x - 1,9442$	0,12	
B3-E	1	$y=0,0114x + 0,0622$	0,92	$y=0,0139x - 1,2322$	0,69	0,0114
	2	$y=0,0001x + 0,1509$	0,89	$y=0,0097x - 1,925$	0,16	
B3-Ss	1	$y=0,0057x + 0,049$	0,54	$y=0,0126x - 2,1768$	0,44	0,0057
	2	$y=0,0002x + 0,073$	0,40	$y=-0,0476x + 6,6561$	0,00	
B4-Es	1	$y=0,0086x + 0,1324$	0,89	$y=0,0185x - 1,9025$	0,69	0,0086
	2	$y=0,00008x + 0,2348$	0,73	$y=-0,0109x + 1,5173$	0,00	
B4-Ss	1	$y=0,0106x + 0,0302$	0,91	$y=0,0131x - 2,0054$	0,70	0,0106
	2	$y=0,0003x + 0,0692$	0,83	$y=0,0128x - 2,5447$	0,12	

## ANEXO IV. MODELO CINÉTICO

Las gráficas muestran el resultado de aplicar el modelo cinético de la ecuación de Roediger utilizado por Fiestas et al. (1990) y Rapozo et al. (2009). Estas gráficas han sido obtenidas haciendo uso de los datos de biogás enlistados en el **ANEXO I**, multiplicado por su valor respectivo de contenido de metano de cada una de las fases.







a): B1-E; b): B1-S; c): B2-Es; d): B2-S; e): B3-E; f): B3-Ss; g): B4-Es; h): B4-S

## ANEXO V. RESUMEN DE GENERACIÓN DE PRODUCTOS

A continuación, se presenta un resumen en cuanto a los diferentes valores obtenidos en el monitoreo de sustrato y productos.

Fase	Lugar	CICAM					
		DQO (mg/L)	% Remoción DQO	Alcalinidad (mgCaCO3/L)	% Variación alcalinidad	pH	% Desviación estándar pH
ENTRADA	Entrada	2930	-	356	-	7,76	6,6%
	B1-E	1580	46,08	961	169,94	7,73	7,1%
	B2-Es	1470	49,83	1074	201,69	7,69	4,9%
ENTRADAS	B3-E	720	75,43	1118	214,04	7,61	4,7%
	B4-Es	1160	60,41	986	176,97	7,63	5,5%
	B1-S	980	66,55	1069	200,28	7,69	3,8%
	B2-S	702	76,04	1220	242,70	7,60	4,5%
SALIDA	B3-Ss	551	81,19	1132	217,98	7,84	8,3%
	B4-Ss	1030	64,85	1083	204,21	7,73	6,6%

Sólidos influente y efluentes										
Fase	%ST (bh)	ST (mg/L)	%SV (bh)	SV (mg/L)	% Desviación estándar SV Bh	%SV (bs)	VCO (kgSVBh/m <sup>3</sup> *d )	% Desviación estándar VCO	% Remoció n ST	% Remoció n SV Bh
ENTRADA	0,30	2998,76	0,27	2711,21	30%	89,29	0,27	34%	-	-
	0,15	1523,63	0,12	1263,36	50%	79,07	0,25	56%	49,19	53,40
ENTRADA	0,10	1022,50	0,07	662,18	40%	62,59	0,13	45%	65,90	75,58
S	0,13	1325,47	0,10	1010,92	58%	71,24	0,20	64%	55,80	62,71
	0,12	1184,03	0,08	836,63	23%	73,49	0,17	26%	60,52	69,14
	0,09	948,80	0,05	508,36	39%	51,60	0,05		68,36	81,25
	0,08	831,55	0,04	437,58	55%	49,35	0,04		72,27	83,86
SALIDA	0,09	949,75	0,05	551,02	64%	51,96	0,05		68,33	79,68
	0,09	866,46	0,05	490,34	39%	55,18	0,05		71,11	81,91

Fase	Biomasa (en el carrier)				Biomasa suspendida		BIOGÁS			Tasa diaria a biogás
	%ST (bh)	%SV (bh)	%SV (bs)	SV (mg/L)	g SV/m <sup>2</sup>	SSV (mg/L)	PEB (m <sup>3</sup> biogás/kgS VBh añadida)	TPB (m <sup>3</sup> biogás/m <sup>3</sup> Biodigestor* día)	% Meta no	
ENTRAD A	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	551,00	0,26	0,137	49,26	3,42
ENTRAD AS	1,09	0,25	22,59	2511,00	29,61	735,80	0,30	0,163	48,42	4,07
	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	939,00	0,25	0,136	47,48	3,41
	1,07	0,24	22,00	2393,50	27,42	434,80	0,27	0,146	46,62	3,66
	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	287,00	0,13	0,034	48,38	0,84
SALIDA	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	Sin Carrier	236,60	0,29	0,038	49,26	0,94
	1,00	0,18	18,15	1838,65	21,07	161,00	0,30	0,059	48,64	1,48
	1,04	0,21	20,17	2124,14	25,05	288,20	0,47	0,077	47,76	1,93



<b>Porcentaje (%)</b>	<b>Lugar</b>	<b>Lunes</b>	<b>Martes</b>	<b>Miércoles</b>	<b>Jueves</b>	<b>Viernes</b>	<b>Promedio</b>	<b>Desviación estándar</b>
<b>Sólidos totales</b>	Entrada	0,36	0,23	0,35	0,18	0,36	0,30	26%
	B1-E	0,23	0,12	0,13	0,06	0,21	0,15	43%
	B2-Es	0,11	0,09	0,11	0,07	0,13	0,10	19%
	B3-E	0,13	0,13	0,10	0,07	0,22	0,13	36%
	B4-Es	0,12	0,13	0,10	0,06	0,17	0,12	30%
<b>Sólidos volátiles base húmeda Bh</b>	Entrada	0,30	0,21	0,33	0,14	0,35	0,27	30%
	B1-E	0,19	0,09	0,11	0,03	0,20	0,12	50%
	B2-Es	0,10	0,04	0,06	0,03	0,09	0,07	40%
	B3-E	0,09	0,10	0,06	0,04	0,21	0,10	58%
	B4-Es	0,08	0,08	0,08	0,06	0,12	0,08	23%