

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA CIVIL Y AMBIENTAL

**“EVALUACIÓN EXPERIMENTAL DEL POTENCIAL DE
PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE AGUAS RESIDUALES
PROCEDENTES DEL CAMAL METROPOLITANO DE QUITO”**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERA AMBIENTAL**

PAOLA LIZETH MORALES CAIZA
pao.lizeth.25@hotmail.com

DIRECTOR: PhD. JAIME MARTÍ HERRERO
jaimemartiherrero@hotmail.com

CO-DIRECTOR: MSc. NATHALIA TERESA VALENCIA BONILLA
nathalia.valencia@epn.edu.ec

Quito, junio 2018

DECLARACIÓN

Yo, Morales Caiza Paola Lizeth, 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.

MORALES CAIZA PAOLA LIZETH

CERTIFICACIÓN

Certificamos que el presente trabajo fue desarrollado por Morales Caiza Paola Lizeth, bajo nuestra supervisión.

PhD. JAIME MARTÍ HERRERO
DIRECTOR DEL PROYECTO

MSc. NATHALIA VALENCIA
CO-DIRECTOR DEL PROYECTO

AUSPICIO

El presente proyecto ha sido financiado mediante el proyecto SM-P004 de la convocatoria SEPS de WISIONS " **Biogas from Slaughterhouse Wastewater Treatment For Heating Purpose**", coordinado por el Centro Internacional de Métodos Numéricos en Ingeniería (CIMNE) de la universidad Politécnica de Cataluña en convenio con el Instituto Nacional de Eficiencia Energética y Energías Renovables (INER), el Camal Metropolitano de Quito y el proyecto se encuentra registrado en la Escuela Politécnica Nacional con el código Reg-inv-17-01776.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por permitirme llegar a esta etapa de mi vida y darme las fuerzas necesarias para continuar a pesar de los obstáculos que se presentaron en el camino.

A mis padres quienes con amor y paciencia me han inculcado buenos valores y han forjado en mí la persona que soy. Ellos son el ejemplo de constancia, tenacidad y esfuerzo, gracias por cuidarme. A mi papi por enseñarme el poder del trabajo y lucha diaria. A mi mami quién es mi apoyo en todo momento. A mi hermana que a pesar de ser tan diferentes ha estado allí. A mis abuelitos, gracias por brindarme su ayuda. A Danny quien se ha convertido en parte importante de mi vida y ha estado presente en cada inconveniente que se presentó durante la realización del proyecto, ayudándome y alentándome para llegar hasta aquí. Gracias por compartir mil aventuras juntos.

A mis compañeros y amigos de la universidad con quienes he vivido las más grandes experiencias que perdurarán eternamente en mi corazón. A Sandy y Santy por compartir tantas anécdotas a lo largo de la carrera. Gracias por su amistad.

A Jaime, por su aporte en la realización del presente proyecto, gracias por tu paciencia y enseñanzas. A la Dra. Alejandra Villamar quien siempre estuvo dispuesta a colaborar conmigo a pesar de las dificultades. A MSc. Nathalia Valencia por su guía. A Liliana Castro, por impartir sus conocimientos, a Andrés Chico por permitir llevar a cabo este proyecto en el Laboratorio SCINERGY de la Facultad de Ingeniería Química.

Agradezco al personal del Camal Metropolitano de Quito por su ayuda operativa y permitir el desarrollo de la presente investigación.

DEDICATORIA

Con mucho amor, a mis padres: Miriam y Pablo, quienes me han apoyado incondicionalmente y gracias a ellos he podido culminar una etapa más en mi vida, a mi hermana: Kerly. A todos aquellos estudiantes, investigadores y profesores que buscan alternativas para un mundo diferente.

Lo logramos familia, gracias por estar siempre junto a mí
Los amo.

Paola

CONTENIDO

DECLARACIÓN	I
CERTIFICACIÓN	II
AUSPICIO	III
AGRADECIMIENTOS	IV
DEDICATORIA	V
CONTENIDO	VI
ÍNDICE DE TABLAS	XII
ÍNDICE DE FIGURAS	XV
ÍNDICE DE GRÁFICOS	XVII
SIMBOLOGÍA Y SIGLAS	XIX
RESUMEN	XXIII
ABSTRACT	XXIV
PRESENTACIÓN	XXV
CAPÍTULO 1	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	2
1.2 OBJETIVOS	3
1.2.1 OBJETIVO GENERAL	3
1.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	3
1.3 ALCANCE	4

1.4 JUSTIFICACIÓN.....	4
CAPÍTULO 2.....	7
MARCO TEÓRICO	7
2.1 INDUSTRIA DE PRODUCTOS CÁRNICOS.....	7
2.1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE FAENAMIENTO.....	8
2.1.2 CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA DE AGUAS RESIDUALES DE CAMAL	11
2.1.3 PROBLEMAS AMBIENTALES DERIVADOS DE LA DESCARGA DE AGUAS RESIDUALES DE CAMALES	12
2.2 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE CAMALES: BASES TEÓRICAS Y TIPOLOGÍAS.....	13
2.3 TRATAMIENTO SECUNDARIO: DIGESTIÓN ANAEROBIA	17
2.3.1 FUNDAMENTO TEÓRICO	17
2.3.2 TIPOS DE TRATAMIENTO ANAEROBIO	21
2.4 MODELOS CINÉTICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	28
2.4.1 APLICACIÓN DE MODELOS	28
CAPITULO 3.....	31
METODOLOGÍA	31
3.1 PROCEDENCIA DE LAS AGUAS RESIDUALES	31
3.1.1 ZONA DE ESTUDIO.....	31

3.1.2 PROCESO DE TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE CAMAL	32
3.1.3 BIODIGESTORES TUBULARES CONECTADOS EN SERIE	34
3.2 MUESTREO.....	35
3.2.1 MUESTREO POR HORAS.....	35
3.2.2 MUESTREO PARA EL INFLUENTE DEL REACTOR BATCH36	
3.3 PARÁMETROS DE CARACTERIZACIÓN	37
3.4 EVALUACIÓN DEL RENDIMIENTO DEL SUSTRATO	38
3.4.1 CONSTRUCCIÓN DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO.....	38
3.4.2 ENSAYO DE LA ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECÍFICA	38
3.5 PRODUCCIÓN DE METANO UTILIZANDO INÓCULO AUTÓCTONO OPERADOS EN REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO.....	44
3.5.1 INÓCULO AUTÓCTONO.....	44
3.5.2 CONSTRUCCIÓN DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO PARA EL ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN.....	44
3.5.3 ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN	45

3.6 ANÁLISIS CINÉTICO PARA LA EVALUACIÓN TEÓRICA DE PRODUCCION DE metano A TEMPERATURA AMBIENTE	49
3.6.1 ECUACIÓN DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPERTZ Y MODELO LOGÍSTICO.....	50
3.6.2 ECUACIÓN DEL MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER.....	52
3.7 MONITOREO DE BIODIGESTORES A ESCALA REAL	56
3.7.1 PORCENTAJE DE METANO	57
3.7.2 VOLUMEN DE BIOGÁS	58
CAPÍTULO 4.....	60
ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	60
4.1 MUESTREO POR HORAS	60
4.2 CARACTERIZACIÓN INICIAL EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL (INFLUENTE DE CADA REACTOR BATCH A ESCALA LABORATORIO)	62
4.2.1 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES.....	62
4.2.2 DQO	64
4.2.3 ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES	65
4.2.4 ALCALINIDAD.....	67
4.2.5 pH.....	68
4.2.6 RELACIÓN ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES / ALCALINIDAD TOTAL.....	69

4.3	ACTIVIDAD METANOGÉNICA ESPECÍFICA	70
4.3.1	VALORES ACUMULADOS DE LAS MEDICIONES DEL ENSAYO DE AME	70
4.3.2	ANÁLISIS ESTADÍSTICO PARA LA OBTENCIÓN DEL VALOR DE AME	73
4.4	ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN (PBM)	75
4.4.1	SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO	77
4.4.2	DQO DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO	79
4.4.3	ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO	80
4.4.4	ALCALINIDAD DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO	81
4.4.5	pH DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO	83
4.4.6	PRODUCCIÓN DE METANO EN REACTORES BATCH (ENSAYO DE PBM)	84
4.5	ANÁLISIS CINÉTICO	88
4.5.1	ECUACION DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPERTZ Y MODELO LOGÍSTICO	89
4.6	MONITOREO DE BIODIGESTORES A ESCALA REAL	105

4.7 EVALUACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCION DE BIOGÁS DE LAS AGUAS RESIDUALES DEL CAMAL METROPOLITANO DE QUITO	114
4.8 REFLEXIONES DEL ANÁLISIS DE RESULTADOS	115
CAPÍTULO 5.....	117
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	117
5.1 CONCLUSIONES	117
5.2 RECOMENDACIONES	118
REFERENCIAS	120
ANEXOS.....	133
ANEXO N ° 1	134
ANEXO N ° 2	136
ANEXO N ° 3	138
ANEXO N ° 4	142
ANEXO N ° 5	146
ANEXO N ° 6	150

ÍNDICE DE TABLAS

CAPÍTULO 2

TABLA 2.1 CARACTERÍSTICAS FÍSICO QUÍMICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES DE CAMAL	11
TABLA 2.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICO QUÍMICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES DE CAMAL (CONTINUACIÓN)	12
TABLA 2.3 FACTORES DE CONVERSIÓN PARA CALCULAR LA DQO CONTENIDA EN GAS METANO A 1 ATM.....	27
TABLA 2.4 MODELOS CINÉTICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	29
TABLA 2.5 MODELOS CINÉTICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA (CONTINUACIÓN)	30

CAPÍTULO 3

TABLA 3.1 CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE-EFLUENTE.....	37
TABLA 3.2 NOMBRE DE LOS PUNTOS DE MUESTREO AME	39
TABLA 3.3 NOMBRE DE LOS PUNTOS DE MUESTREO AME (CONTINUACIÓN).....	40
TABLA 3.4 ENSAYOS PARA EL AME	40
TABLA 3.5 ENSAYOS Y NOMBRE DE LOS PUNTOS DE MUESTREO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN (PBM)	45

TABLA 3. 6 LEY DE LA VELOCIDAD- ORDEN DE LA REACCIÓN.....	55
---	----

CAPÍTULO 4

TABLA 4. 1 CARACTERIZACIÓN INICIAL DE LOS REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO	62
--	----

TABLA 4. 2 RELACIÓN ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES/ALCALINIDAD TOTAL	69
---	----

TABLA 4. 3 VALORES ESPECÍFICOS DE LA ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECÍFICA PARA 19 Y 37 °C	73
--	----

TABLA 4. 4 CARACTERIZACIÓN DE LOS REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO	76
--	----

TABLA 4. 5 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DE LOS REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO	77
--	----

TABLA 4. 6 RELACIÓN AME-PBM, VALORES DEL AME USANDO EL FACTOR DE CONVERSION A PARTIR DEL ENSAYO DE PBM	88
--	----

TABLA 4. 7 CÁLCULO DE RMÁX DADO POR SOFTWARE MATLAB APLICANDO LA ECUACION DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPertz (37 °C)	89
---	----

TABLA 4. 8 CÁLCULO DE RMÁX DADO POR SOFTWARE MATLAB APLICANDO LA ECUACION DEL MODELO LOGÍSTICO (37 °C).....	90
---	----

TABLA 4. 9 CÁLCULO DE LA CONSTANTE K_1 (37 °C)	92
--	----

TABLA 4. 10 CÁLCULO DE LA CONSTANTE K_2 (19 °C) (MODELO MODIFICADO DE GOMEPERTZ).....	92
---	----

TABLA 4. 11 CÁLCULO DEL PARÁMETRO RMÁX A 19 °C	93
--	----

TABLA 4. 12 TABLA RESUMEN-DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN.....	100
TABLA 4. 13 CONSTANTE k_1 (MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER).....	102
TABLA 4. 14 CÁLCULO DE LA CONSTANTE K_2 (19 °C) (MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER).....	102
TABLA 4. 15 PRODUCCIÓN TEÓRICA ESPECÍFICA DE METANO DE CADA BIODIGESTOR A DIFERENTES TIEMPOS.....	103
TABLA 4. 16 PRODUCCIÓN TEÓRICA ESPECÍFICA DE METANO SEGÚN LAS CARGAS DE ALIMENTACIÓN.....	104
TABLA 4. 17 DATOS DEL PORCENTAJE DE METANO EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL.....	105
TABLA 4. 18 DATOS DE VOLUMEN DE BIOGÁS Y CARGA DE ALIMENTACIÓN.....	108
TABLA 4. 19 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DEL SISTEMA DE BIODIGESTORES.....	110
TABLA 4. 20 ST Y SV PROMEDIADOS.....	110
TABLA 4. 21 PARÁMETROS OPERACIONALES.....	113

ÍNDICE DE FIGURAS

CAPÍTULO 2

FIGURA 2. 1 PROCESO DE SACRIFICIO ANIMAL 10

FIGURA 2.2 MÉTODOS DE TRATAMIENTO PARA AGUAS
RESIDUALES PROCEDENTES DE CAMAL 16

FIGURA 2.3 ETAPAS DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA 19

CAPÍTULO 3

FIGURA 3. 1 UBICACIÓN GEOGRÁFICA DEL CAMAL METROPOLITANO
DE QUITO 31

FIGURA 3. 2 PROCESOS UNITARIOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO
DEL CAMAL METROPOLITANO DE QUITO 33

FIGURA 3. 3 BIODIGESTORES A ESCALA REAL 34

FIGURA 3. 4 PISCINA DE ECUALIZACIÓN 35

FIGURA 3.5 PUNTOS DE MUESTREO EN EL SISTEMA DE
BIODIGESTORES 36

FIGURA 3. 6 BOTELLA PARA ENSAYO DE AME 38

FIGURA 3. 7 REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO
PARA EL ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN 45

FIGURA 3. 8 MEDICIÓN DE METANO EN REACTORES BATCH 47

FIGURA 3. 9 SISTEMA DE MEDICIÓN EN EL REACTOR BATCH A ESCALA LABORATORIO	48
FIGURA 3. 10 BIODIGESTOR 2	57
FIGURA 3. 11 EQUIPO PORTÁTIL PARA LA MEDICIÓN DE METANO	58
CAPÍTULO 4	
FIGURA 4. 1 VALORES ACUMULADOS ESPECÍFICOS (g DQO ACUMULADO/g SV-DÍA) OBTENIDOS A PARTIR DE LAS MEDICIONES DEL ENSAYO DE AME A 19 Y 37 °C.....	71
FIGURA 4. 2 SIMULACIÓN DE DATOS EXPERIMENTALES A 37 °C DE LA PRODUCCIÓN DE METANO APLICANDO LA ECUACION DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPERTZ USANDO SOFTWARE MATLAB	91
FIGURA 4. 3 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 1	95
FIGURA 4. 4 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 2.....	96
FIGURA 4. 5 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 3.....	97
FIGURA 4. 6 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 4	98
FIGURA 4. 7 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab _{efluente}	99
FIGURA 4. 8 CONSTANTE k_1 A PARTIR DE LA ECUACIÓN DEL MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER.....	101

ÍNDICE DE GRÁFICOS

CAPÍTULO 4

GRÁFICO 4. 1 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES REPORTADOS A CADA HORA DE LUNES A VIERNES.....	60
GRÁFICO 4. 2 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL.....	63
GRÁFICO 4. 3 VARIACIÓN DE LA DQO EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL	64
GRÁFICO 4. 4 VARIACIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL.....	66
GRÁFICO 4. 5 VARIACIÓN DE LA ALCALINIDAD TOTAL EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL.....	67
GRÁFICO 4. 6 VARIACIÓN DEL pH EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL	68
GRÁFICO 4. 7 ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECÍFICA PARA LOS CINCO PUNTOS MUESTREADOS A 19 Y 37 °C.....	74
GRÁFICO 4. 8 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DEL REACTOR BATCH.....	78
GRÁFICO 4. 9 DQO DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO.....	79

GRÁFICO 4. 10 ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO	80
GRÁFICO 4. 11 ALCALINIDAD TOTAL DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO	82
GRÁFICO 4. 12 pH DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO	83
GRÁFICO 4. 13 PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE METANO ACUMULADO (m^3) PARA LOS CINCO PUNTOS MUESTREADOS OPERADOS A 37 °C	84
GRÁFICO 4. 14 PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE METANO ACUMULADO (m^3/kg SV _{ad}) PARA LOS CINCO PUNTOS MUESTREADOS OPERADOS A 37 °C	85
GRÁFICO 4. 15 PRODUCCIÓN TEÓRICA DE METANO (m^3/d) A DIFERENTES CARGAS DE ALIMENTACIÓN OPERADOS 19 °C (APLICACIÓN DEL MODELO CINETICO DE ROEDIGER)	104
GRÁFICO 4. 16 PORCENTAJE DE METANO EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL	106
GRÁFICO 4. 17 VOLUMEN DE BIOGÁS Y CARGA	107
GRÁFICO 4. 18 VOLUMEN DE ALIMENTACIÓN	111
GRÁFICO 4. 19 VOLUMEN DE BIOGÁS (m^3) PRODUCIDO EN B1 Y B2 A PARTIR DEL MONITOREO EN LOS BIODIGESTORES A ESCALA REAL	112

SIMBOLOGÍA Y SIGLAS

AME: Actividad metanogénica específica

AGV: Ácidos Grasos Volátiles

AnMBRs: Anaerobic Membrane Bioreactors (biorreactores de membrana anaeróbica)

AFs: Anaerobic filter reactor (Reactor de Filtro anaeróbico)

ABRs: Anaerobic Baffled Reactor (Reactor Anaeróbico Deflector)

B1: Biodigestor 1

B2: Biodigestor 2

B3: Biodigestor 3

B4: Biodigestor 4

BDG: Biodigestor

CH₄: Metano

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

CO: Monóxido de carbono

CO₂: Dióxido de carbono

COT: Carbono Orgánico Total.

DBO₅: Demanda Bioquímica de Oxígeno

DQO: Demanda Química de Oxígeno

EPA: Environmental Protection Association (Asociación de Protección Ambiental).

Gm³: Gigámetros cúbicos

H₂: Hidrógeno

H₂S: Sulfuro de Hidrógeno

INER: Instituto Nacional de Eficiencia Energética y Energías Renovables.

LR: Línea roja

LV: Línea verde

N₂O: Óxido nitroso

NH₃: Amoníaco

NT: Nitrógeno Total

O₂: Oxígeno

pH: Potencial hidrógeno

PIB: Producto interno bruto

PBM: Potencial de Biometanización

ST: Sólidos Totales

SV: Sólidos Volátiles

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

E BDG 1: Entrada del biodigestor 1

S BDG 1- E BDG2: Salida del biodigestor 1 – entrada del biodigestor 2

SBDG 2 - E BDG3: Salida del biodigestor 2 – entrada del biodigestor 3

S BDG 3 – E BDG4: Salida del biodigestor 3 – entrada del biodigestor 4

S BDG 4: Salida del biodigestor 4

RESUMEN

Las aguas residuales de camal pueden ser revalorizadas energéticamente a través de la digestión anaerobia y remover materia orgánica. Por lo cual, el objetivo de la presente investigación fue evaluar experimentalmente mediante reactores batch el potencial de producción de biogás de aguas residuales procedentes de una planta piloto del Camal Metropolitano de Quito para valorizarlos energéticamente.

La metodología utilizó reactores batch por triplicado para cada muestra de la planta piloto (sistema de biodigestores en serie) del Camal Metropolitano de Quito. El Potencial de Biometanización, se determinó experimentalmente a temperatura óptima de 37 °C y utilizando inóculo autóctono propio de los microorganismos presentes en estas aguas residuales. Cinco muestras en total fueron analizadas correspondientes a: la E BDG1, S BDG1- E BDG2, S BDG2-E BDG3, S BDG3- E BDG4, S BDG4. La actividad metanogénica específica fue previamente analizada de cada muestra para una temperatura de 19 y 37 °C. Finalmente se evaluó teóricamente la producción de biogás de la planta piloto del Camal Metropolitano de Quito a condiciones ambientales (19 °C) aplicando el Modelo Cinético de Roediger ajustado a los datos cinéticos obtenidos experimentalmente (37 °C), para tener una estimación de la producción de biogás a escala real.

De los resultados de la actividad metanogénica específica, se obtuvo que el consorcio metanogénico está adaptado a temperaturas psicrófilas y mesófilas. A partir del ensayo de PBM, se obtuvo que el máximo potencial de las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito operados a 37 °C genera 0,5 m³ de metano por cada m³ de agua residual.

Palabras clave: digestión anaerobia, aguas residuales de camal, biogás, cinética

ABSTRACT

Slaughterhouse wastewater can be revalued energetically through anaerobic digestion and remove organic matter. Therefore, the objective of this research was to experimentally evaluate the biogas production potential of wastewater from a pilot plant in the Municipal Slaughterhouse of Quito using batch reactors to valorise them energetically.

The methodology used batch reactors in triplicate for each sample of the pilot plant (series biodigester system) of the Municipal Slaughterhouse of Quito. The biomethanization potential was determined experimentally at an optimum temperature of 37 °C and using autochthonous inoculum typical of the microorganisms present in these wastewater. Five samples in total were analyzed corresponding to: E BDG1, S BDG1-E BDG2, S BDG2-E BDG3, S BDG3-E BDG4, S BDG4. The Specific Methanogenic Activity was previously analyzed for each sample at a temperature of 19 and 37°C. Finally, the biogas production of the pilot plant of the Municipal Slaughterhouse of Quito at environmental conditions (19 ° C) was theoretically evaluated by applying the Roediger Kinetic Model adjusted to the experimentally obtained kinetic data (37 ° C), to obtain an estimate of the production of biogas on a real scale.

From the results of the specific Methanogenic Activity, it was obtained that the methanogenic consortium is adapted to psychrophilic and mesophilic temperatures. From the PBM test, it was obtained that the maximum potential of the wastewater of the Metropolitan Canal of Quito operated at 37 ° C generates 0.5 m³ of methane for each m³ of wastewater.

Key words: anaerobic digestion, slaughterhouse wastewater, biogas, kinetics

PRESENTACIÓN

Las aguas residuales de camal presentan alto contenido biodegradable, lo que permite instaurar un tratamiento anaeróbico, mediante el cual puede generarse un compuesto energético (biogás), mismo que puede ser reinsertado en el proceso productivo de la empresa que lo genera, disminuyendo así costos energéticos. El presente trabajo muestra el potencial de biogás que se produce en una planta piloto del Camal Metropolitano de Quito a temperatura óptima (37 °C). Adicionalmente, se presenta la evaluación teórica de la producción de biogás a escala real a temperatura ambiente (19 °C) aplicando el Modelo Cinético de Roediger. Esta investigación está dividida en cinco capítulos:

En el primer capítulo se presenta una breve introducción del estudio, planteamiento del problema, objetivos establecidos, alcance y justificación.

En el segundo capítulo se muestra la caracterización de las aguas residuales procedentes del camal, su proceso de obtención, así como los problemas ambientales que estos generan. Adicionalmente, se indica los posibles tratamientos a los cuales están susceptibles, así como también los modelos cinéticos aplicables a la digestión anaerobia.

En el tercer capítulo se indica la metodología que se utilizó para la actividad metanogénica específica, el potencial de Biometanización a una temperatura de 37 °C y la evaluación teórica de producción de metano a temperatura ambiente. Además de un monitoreo de biogás que se realizó en los biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

En el cuarto capítulo se presenta los resultados y su discusión. El análisis de la caracterización del influente y efluente, resultados obtenidos tanto del ensayo de la

actividad metanogénica específica, del Potencial de Biometanización, de la evaluación teórica de la producción de metano operados a 19 °C.

En el quinto capítulo se determina las conclusiones, recomendaciones de esta investigación.

En anexos se puede observar a más detalle los resultados generados de este estudio, como fotografías y las corridas que se obtuvo al usar el software Matlab.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

En los últimos años el consumo de carne a nivel mundial ha incrementado, el Producto Interno Bruto (PIB) creció en un 2.6% anual entre 1990 y 2014. Esto se debe a los cambios alimenticios de la población y el crecimiento de la misma, lo cual genera preocupación pues se estima que para el 2050 el PIB aumentará en 1.4% aproximadamente (FAO, 2017).

América latina constituye uno de los mayores consumidores de carne a nivel mundial con un índice per cápita de 58 kg/persona/año, estimando un crecimiento del 6% en los próximos diez años. Recalcando que la carne de vacuno y de corral engloban el 85% del consumo total (FAO, 2016).

El sector ganadero contribuye de manera notable a la deforestación, alteración de la biodiversidad, cambio climático y en los últimos años a la huella hídrica del agua, contaminación y escasez del agua (Hoekstra, 2014). Se estima que la producción animal a nivel mundial necesita de 2.422 Gm³ (Gigámetros cúbicos) de agua por año. Conociendo que cada Gm³ equivale a 1.000.000.000 (Mil millones) de metros cúbicos (Mekonnen y Hoekstra, 2010).

Las aguas residuales procedentes de mataderos generan vastos volúmenes de agua contaminada que en su mayoría desemboca a los cuerpos de agua, causando impactos negativos al ambiente y problemas de salud a humanos y animales (Madureira et al., 2017). En vista de ello la EPA (Environmental Protection Association) catalogó a este tipo de efluentes como uno de los más contaminantes (Bustillo y Mehrvar, 2015).

En respuesta a esta problemática, han desarrollado diversas tecnologías para tratar las aguas residuales de camal como: el Reactor de Manto de Lodo Anaerobio Ascendente (UASB), Reactor Anaeróbico Deflector (ABRs), el Filtro anaeróbico

(AFs), los biorreactores de membrana anaeróbica (AnMBRs), los biodigestores (Bustillo y Mehrvar, 2015) y reactores batch (Castro et al., 2016). Siendo estos últimos a escala laboratorio los más utilizados a nivel mundial, por su bajo costo de implementación, facilidad de ejecución y un lapso corto de tiempo en conseguir resultados (Angelidaki et al., 2009).

El presente estudio, con el fin de evaluar experimentalmente el potencial de producción de biogás a partir de aguas residuales procedentes del camal metropolitano de Quito, utiliza la digestión anaerobia en reactores batch a escala laboratorio para valorizar este tipo de residuos a través de los productos obtenidos al final del proceso anaerobio (biogás y biol).

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El agotamiento de los recursos petroleros y los problemas ambientales que desencadenan para la obtención de energía ha llevado a centrarse en la obtención de energía a través del biogás, que es una forma no convencional para utilizar fuentes de biomasa en especial aquellas que no están destinadas a un uso en específico y se constituyen como residuos (Deepanraj et al., 2014).

En un matadero o camal se genera grandes cantidades de agua residual que a pesar de que reciben un tratamiento son desechadas al alcantarillado y este a su vez descarga a un cuerpo de agua. Para todo el ciclo productivo el consumo de agua va desde 2,5 a 40 m³/ton de carne, esto engloba al proceso de desposte como en su posterior limpieza (Bustillo y Mehrvar, 2015; Bustillo y Mehrvar, 2016). Por ello se está buscando tecnologías que contribuyan al tratamiento de las aguas residuales de camal que generen biogás y un biol que presente alta calidad de nutrientes y fertilizantes para que puedan ser reinsertados al proceso productivo (Castro et al., 2016).

El Camal Metropolitano de Quito cuenta con una planta de tratamiento que fue diseñada para tratar 140 m³/día, sin embargo, ésta no abastece a todo el caudal para el cual fue diseñado. Se genera alrededor de 350 m³/d de aguas residuales a

tratar, es decir actualmente se excede del caudal de diseño en un 250% (Suarez, 2018). Por ende, es necesario evaluar una tecnología que pueda tratar este tipo de residuos a un bajo costo, de fácil operación y mantenimiento (Matheyarasu et al., 2015). Algunas tecnologías usadas para este tipo de efluente son costosas y requieren de alto consumo energético (Rajeshwari et al., 2000). Por lo tanto, se busca implementar tecnologías con las cuales se pueda implementar ahorro energético, reduciendo así el precio de la energía (MLA., 2002). Es por ello que el Camal Metropolitano de Quito implementó un sistema de cuatro biodigestores en serie de 100 m³ cada uno para solventar el problema antes mencionado. Sin embargo, esta tecnología implementada no presenta una evaluación para un buen funcionamiento y aprovechamiento de esta. Hasta el momento se desconoce el potencial de biogás que generan estos biodigestores. Por lo que es necesario analizar su producción para valorizar energéticamente este tipo de efluente y optimizar su uso.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar experimentalmente mediante reactores batch el potencial de producción de biogás de aguas residuales procedentes de una planta piloto del Camal Metropolitano de Quito para valorizar este tipo de residuos líquidos.

1.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Determinar la actividad metanogénica específica (AME) a una temperatura de 37 y 19 °C, de los microorganismos presentes en las aguas residuales de la planta piloto del Camal Metropolitano de Quito con el fin de medir la máxima capacidad de las bacterias para producir metano.
- Evaluar el Potencial de Biometanización (PBM) de las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito con inóculo autóctono, a una temperatura de

37 °C (condiciones óptimas) para determinar la capacidad de obtención de biogás a partir de aguas residuales.

- Evaluar teóricamente la producción de biogás de la planta piloto del Camal Metropolitano de Quito a condiciones ambientales (19 °C) aplicando un modelo cinético ajustado a los datos obtenidos experimentalmente (37 °C), para tener una estimación de la producción de biogás a escala real.

1.3 ALCANCE

Con la presente investigación se pretende encontrar el máximo potencial que tienen las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito de producir biogás operados a una temperatura de 37 °C. Los ensayos se llevarán a cabo en laboratorio. Los resultados obtenidos del ensayo de PBM, servirán para evaluar teóricamente la producción de biogás a temperatura ambiente haciendo uso de un modelo cinético que se ajusten a los datos obtenidos experimentalmente. Con esta producción teórica, se podrá predecir la generación de biogás a temperatura ambiente, a partir de diferentes cargas de alimentación.

1.4 JUSTIFICACIÓN

Las características físico-químicas de los residuos líquidos de camales, sugieren que son residuos altamente biodegradables ($DBO_5/DQO = 0,4 - 0,9$) y que el tratamiento biológico es el más adecuado (Chan et al., 2009; Becerra et al., 2014; Bustillo y Mehrvar, 2015). Los residuos biodegradables pueden ser biotransformados mediante procesos aerobios y anaerobios. Jain et al (2015), afirman que relaciones de C/N superiores a 20 favorecen al proceso anaeróbico; mientras relaciones inferiores a ese valor (<10) pueden sugerir la factibilidad de aplicar procesos aeróbicos (Uribe et al., 2001). Por lo tanto, en función de su biodegradabilidad ($DBO_5/DQO > 0,4$) y carga orgánica de 150 a 8 231 mg/L, los residuos líquidos de camales son factibles de ser tratados mediante tecnologías anaeróbicas (Marcos et al., 2012). Los sistemas biológicos anaeróbicos, están basados en el concepto de recuperar y utilizar las aguas residuales contaminadas,

pues se está constituyendo en una alternativa óptima, para lograr ingresos de la Reducción de Emisiones Certificada (CER), esto se debe a que el gas metano se genera a partir de la digestión anaeróbica y puede ser utilizado como energía renovable (Chan et al., 2009).

La importancia de las bacterias presentes en las aguas residuales de camal radica en su alimentación, misma que se basa en la fracción soluble de la materia orgánica del medio a través de su membrana citoplasmática, es decir los sólidos disueltos los biodegradan y usan como fuente de energía, convirtiéndolos en sólidos mineralizados o estabilizados (Becerra et al., 2015). Este proceso de degradación anaeróbico involucra un tiempo suficiente de retención para completar la hidrólisis de los sustratos y establecer condiciones beneficiosas para que se dé la metanogénesis que es responsable de la producción del metano, con lo cual se disminuyen los malos olores presentes en la materia orgánica (Borja; et al 1999). Con estas condiciones se mantiene un pH neutro entre 6.8–7.5 (Jensen, et al 2014) y, bajo temperaturas termófilas ($> 40\text{ }^{\circ}\text{C}$), se tiene una mayor degradación, generando tiempos de retención cortos y rendimientos de gas óptimos asegurando una reducción de patógenos (Anjum., et al 2017).

EL uso de biodigestores con residuos líquidos de camal es óptimo pues se aprovecha la materia orgánica presente en el rumen, vísceras, excretas, removiendo la DQO en un 80%, logrando condiciones para poder ser vertida al cuerpo de agua correspondiente sin ningún problema y obteniendo un plus como es el biogás (Flores, 2014).

En esta investigación se obtendrá el potencial de biogás que se alcanzaría al utilizar aguas residuales de camal (mezcla de línea roja y verde) por medio de un tratamiento anaerobio a condiciones óptimas ($37\text{ }^{\circ}\text{C}$) y temperatura ambiental ($19\text{ }^{\circ}\text{C}$). A través de ello se podrá determinar el efecto de la temperatura en el proceso de digestión anaerobia usando este tipo de efluente y determinar la producción de biogás a temperaturas diferentes (Kafle y Chen, 2016). Los resultados de esta investigación serán un aporte para los procesos anaeróbicos de tratamiento de aguas residuales a escala real a temperatura ambiental ($19\text{ }^{\circ}\text{C}$) ya que la evaluación

de la producción de biogás permitirá valorizar este tipo de residuo líquido para asegurar una recuperación energética en beneficio de la empresa que los genere (Castro et al., 2016).

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1 INDUSTRIA DE PRODUCTOS CÁRNICOS

Durante el 2013 y el 2016 la producción de carne a nivel mundial incrementó en aproximadamente 4 millones de toneladas, pasando de 188 millones 680 mil 206 (2013) a 193 millones 453 mil 061 (2016) (FAOSTAT, 2016). Para el año 2013 el mercado de productos cárnicos creció en un 24% con respecto al año anterior. De este porcentaje el 43,41% recae en la carne de cerdo, seguida por 33,34% en la carne de pollo y finalmente la carne vacuna con el 23,25% (Errecart, 2015).

El continente americano es el segundo a nivel mundial (27 %) en cuanto a producción de carne (FAOSTAT, 2016). Siendo Brasil, Estados Unidos, Argentina y México los países de América con mayor producción de cárnicos (ESPAE Graduate School of Management, 2016).

Durante el año 2016, el Ecuador tuvo 4.13 millones de ganado vacuno, 1.14 millones de ganado porcino y 478 miles de ganado ovino. El ganado vacuno tuvo un incremento en su tasa anual de 0,29 % con respecto al año anterior, de ese porcentaje la mayoría tuvo lugar en la región sierra (49,48%), luego en la región costa (41,96%) y por último en el oriente (8,51%) (INEC, 2016).

En el país existen alrededor de 200 mataderos, de los cuales 45% están en la Sierra, 38% en la Costa y 17% en la Región Amazónica e Insular (Gordillo y Gordillo, 2013). Dentro de la ciudad, el lugar de faenamiento más representativo es el Camal Metropolitano de Quito, el cual es el mayor proveedor de cárnicos (48%) dentro del sector de comercialización (Urgilés y Ramona, 2009). En esta empresa se faenan alrededor de 13.500 animales/meses procedentes de ganado bovino, porcino y ovino (Martí-Herrero, 2016).

2.1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE FAENAMIENTO

En el Camal Metropolitano de Quito se realiza el proceso de faenamiento de ovinos, bovinos y porcinos. Los días de mayor desposte son los lunes, miércoles y viernes (alrededor de 700 animales entre ovinos y bovinos); los martes y jueves se realiza en menor cantidad (alrededor de 350 animales porcinos).

El proceso de faenamiento consiste en etapas como: proceso de recepción, proceso de corralaje, proceso de arreo y duchado, proceso de noqueo, proceso de izado, proceso de sangrado y degüello, proceso de corte de patas y cabeza (exclusivo para ovinos y bovinos), y en la última etapa los porcinos entran a un proceso de escaldado y pelado, haciendo uso de una caldera con agua caliente. Los procesos siguientes son diferentes para cada tipo de animal (EMRAQ-EP, 2018).

2.1.1.1 *Proceso de recepción*

Los animales deben ser desembarcados lo antes posible, para identificarlos, pesarlos y conducirlos a los corrales respectivos (EMRAQ-EP, 2018).

2.1.1.2 *Proceso de corralaje*

En esta etapa los animales permanecen entre 2 y 4 horas, tiempo establecido por la ley, para hidratarlos y que tomen un descanso (EMRAQ-EP, 2018). Aproximadamente se necesita un litro de agua por cada 10 kg de peso de animal vivo. Se realiza la inspección ante-mortem para corroborar que los animales no presenten ninguna enfermedad antes de su desposte (Pérez, 2010).

2.1.1.3 *Proceso de arreo y duchado*

Los animales son conducidos a las mangas de producción conjuntamente con una ducha inicial para eliminar restos de suciedad (EMRAQ-EP, 2018; Pérez, 2010).

2.1.1.4 *Proceso de noqueo*

Con esta etapa se pretende asegurar la estabilidad del animal, evitando el sufrimiento en los siguientes procesos. Se logra la relajación del cuerpo y bombeo continuo de la sangre ya que el corazón no se paraliza. La sangre será recolectada en procesos posteriores y tendrá un rédito económico a favor de la empresa (EMRAQ-EP, 2018; Pérez, 2010). Para ovinos y porcinos, se hace uso del amperaje y para bovinos se utiliza la pistola neumática (EMRAQ-EP, 2018).

2.1.1.5 *Proceso de izado*

El animal es colgado de los cuartos traseros por medio de un gancho que está conectado a un riel (EMRAQ-EP, 2018). El objetivo es evitar la contaminación del animal sacrificado con el piso, facilidad de manejo por parte de los operarios durante el proceso de desposte por y una mejor recolección de la sangre (Garzón, 2010).

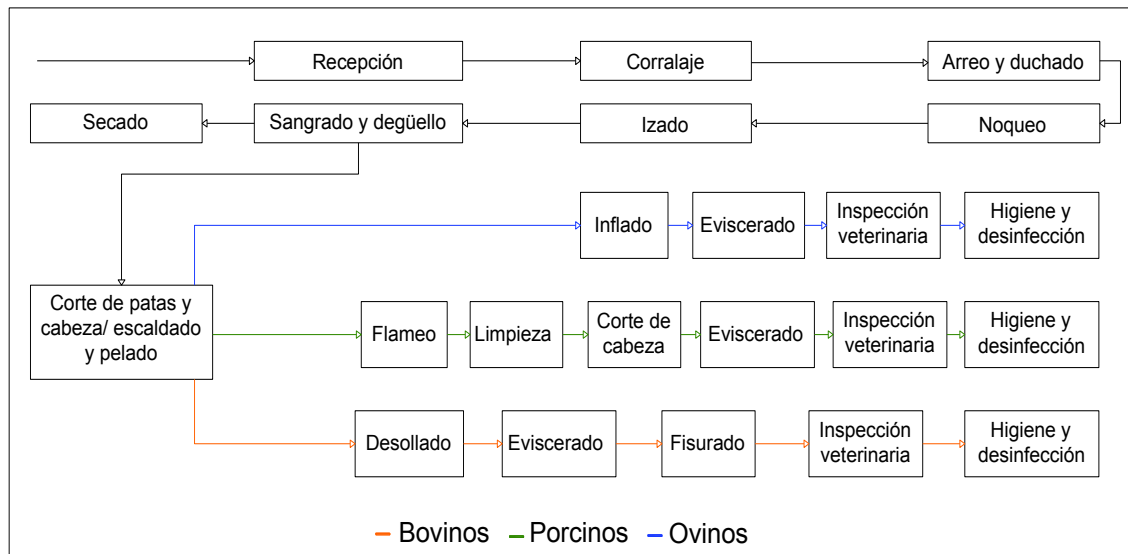
2.1.1.6 *Proceso de sangrado y degüello*

Se realiza un corte en las arterias del cuello del animal, la sangre es recolectada en una canaleta especial para su posterior proceso en harina de sangre (EMRAQ-EP, 2018).

2.1.1.7 *Proceso de corte de patas y cabeza*

Se desprende la cabeza del animal, orejas, cachos y patas por separado mediante el uso de una sierra eléctrica o neumática (Garzón, 2010).

En la Figura 2.1 se muestra el proceso de sacrificio animal en el Camal Metropolitano de Quito.

FIGURA 2. 1 PROCESO DE SACRIFICIO ANIMAL**FUENTE:** Suarez, 2018**ELABORACIÓN:** Morales, P., 2018

De los procesos de noqueo y sangrado, se generan residuos líquidos que forman parte de la Línea Roja (LR), que contienen sangre (lípidos y proteínas) y vísceras. En los procesos de eviscerado, corte se producen rumen y algunos restos de vísceras formando parte de la Línea Verde (LV) (Martínez et al., 1995; Flores, 2014). El porcentaje de volumen generado en dichas líneas es de 65,5% (LR) y 27,6% (LV) (Martínez et al., 1995). Por lo tanto, los residuos líquidos que se obtienen al final del proceso productivo en camales tendrán excretas, purines, sangre, vísceras, pelos, contenido intestinal, grasas, huesos, entre otros (Garzón, 2010; Jensen, et al 2014), cuyo índice de generación de residuos para vacas es 0,56, becerros 0,87, porcinos 0,2 y ovinos 0,1 Kg residuos generados/Kg de animal faenado (Russ y Meyer-Pittroff, 2004).

2.1.2 CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA DE AGUAS RESIDUALES DE CAMAL

Los mataderos o camales son una de las industrias más contaminantes pues sus residuos líquidos presentan altas concentraciones de Carbono orgánico total (COT), Demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅), Demanda química de oxígeno (DQO), sólidos totales (ST) (Madureira et al., 2017). La Tabla 2.1 muestra las características de las aguas residuales de camal.

TABLA 2.1 CARACTERÍSTICAS FÍSICO QUÍMICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES DE CAMAL

Parámetro	Unidad	Valores	Referencia
ST	mg/L	0,39 – 19.717	2,7
SV	mg/L	395 – 5.250	3,7
DQO	mg/L	87,23	2
DBO ₅	mg/L	37,95	2
Aceites y grasas	mg/L	266 -5.353	5
NT	mg/L	50 - 841	1
pH		4,9 - 8,1	1
PT	mg/L	0,257 - 200	1,2
Alcalinidad	mg CaCO ₃ /L	530 -1.100	4,6
AGV	mg CH ₃ COOH/L	900 – 1.780	3
COT	mg C/L	70 – 1.694	1,2
Relación C/N		3,7	4

TABLA 2.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICO QUÍMICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES DE CAMAL (CONTINUACIÓN)

FUENTE: (1) Bustillo y Mehrvar, 2015, (2) Bustillo y Mehrvar, 2016 (3) Caixeta et al., 2002, (4) Christwardana et al., 2016, (5) Jensen et al., 2015, (6) Marcos et al., 2012, (7) Vidal et al., 2016.

ST: Sólidos volátiles; **SV:** Sólidos totales; **DQO:** Demanda química de oxígeno; **DBO₅:** Demanda bioquímica de oxígeno; **NT:** Nitrógeno total; **pH:** Potencial hidrógeno; **PT:** Fósforo total; **AGV:** ácidos grasos volátiles; **COT:** Carbono organico total.

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018.

2.1.3 PROBLEMAS AMBIENTALES DERIVADOS DE LA DESCARGA DE AGUAS RESIDUALES DE CAMALES

Las grandes cantidades de residuos líquidos generados por los camales o mataderos trae consigo alto consumo de agua de la cual cerca del 80 a 95% se descarga como efluente líquido (dos Santos et al., 2014). Estudios demuestran que el consumo de agua para el desposte de carne bovina es aproximadamente de 0,80 m³/animal, para los ovinos 0,40 m³/animal y para los porcinos 0,6 m³/animal (Chango y Simbaña, 2016).

Todos estos residuos líquidos contaminan los cuerpos de agua al ser descargados a la red de alcantarillado. Debido a la alta concentración de nutrientes y materia orgánica (ST y SV) causan aumento en la turbidez (Matheyarasu et al., 2015). Además los detergentes y desinfectantes usados en la limpieza de las áreas del proceso productivo aportan sustancias tóxicas causando eutrofización, disminución del oxígeno disuelto y bioacumulación en los organismos acuáticos, generando la muerte del ecosistema (Aguilar et al., 2006; Pereira et al., 2016).

Este tipo de residuos industriales presentan diversos microorganismos patógenos como Coliformes totales (Coliformes totales/100mL) de $1,26 \times 10^9$, Escherichia coli (E. coli /100mL) $4,1 \times 10^7$, Coliformes Termotolerantes (Coliformes termotolerantes/100mL) $4,9 \times 10^7$ y la presencia de Salmonella (Becerra et al., 2014).

Por ello, puede desencadenar en los cuerpos de agua una contaminación severa que incluye en un amplio rango de enfermedades a la población, principalmente por la presencia de *E. coli* y *Salmonella* (Matheyarasu et al., 2015).

En los suelos, especialmente los agrícolas, debido al escurrimiento superficial de estas aguas residuales, se produce un aumento significativo de macronutrientes (N, P, K) y micronutrientes (Ca, Mg, Zn, Fe, Al) causando la salinidad del suelo, modificando sus características entre ellas el pH lo que conlleva a un potencial efecto en la fertilidad y productividad del suelo (Matheyarasu et al., 2015; Matheyarasu et al., 2016).

En el aire, residuos líquidos de camales almacenados emiten gases de efecto invernadero como metano (CH_4) y óxido nitroso (N_2O), que corresponden entre un 31% a 32% de dichas emisiones, con lo cual aportan a la huella de carbono en un rango de 10 a 45 Kg $\text{CO}_2\text{-eq/kg}$ producto procesado. Se generan malos olores emanados al ambiente debido a la presencia de algunos compuestos precursores de olor (NH_3 , H_2S , ácidos grasos volátiles, entre otros) (Pérez et al., 2016). Las principales emisiones de olor provienen del almacenamiento y área de tratamiento de las aguas residuales y desechos de animales (orina y heces) (Matheyarasu et al., 2015).

La mayoría de los camales o mataderos producen ruidos molestos que generan contrariedades a las comunidades cercanas. La contaminación acústica predominante es la purga de vapor en la caldera y los gritos del ganado especialmente del porcino al momento de la matanza (Matheyarasu et al., 2015).

2.2 TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE CAMALES: BASES TEÓRICAS Y TIPOLOGÍAS

Los residuos líquidos de camal para ser descargadas al ambiente deben pasar por un tratamiento previo, el cual está compuesto por etapas como: tratamiento preliminar, primario, secundario, terciario y avanzado (Matheyarasu et al., 2015).

En la etapa preliminar se retiene toda clase de sólidos gruesos para evitar detener el proceso en las etapas siguientes (Garzón, 2010). Consiste en barreras con una abertura entre 50 y 100 mm para sólidos gruesos y de 12 a 20 mm para sólidos finos (Garzón, 2010). En el Camal Metropolitano de Quito se utiliza un tamiz con una abertura de 10 a 0,75 mm, en el cual un operario saca los residuos sólidos de gran tamaño y los coloca en fundas correspondientes a desechos peligroso para su respectiva gestión (Chango y Simbaña, 2016).

El tratamiento primario en el cual se lleva a cabo operaciones físicas de asentamiento, hace uso de tanques de sedimentación que pueden ser tanque séptico y sedimentador (Lara, 2011). Aquí se remueven una fracción de los sólidos (60%) en suspensión y materia orgánica (25-35% de la DBO) (Matheyarasu et al., 2015). Las grasas son eliminadas por medio de la inyección de aire a través de difusores que con la ayuda de un deflector con orificios reduce la turbulencia permitiendo separar las grasas para su posterior retiro (Garzón, 2010).

En el caso del Camal Metropolitano de Quito, tienen como tratamiento primario a un tanque de homogenización, separador de sólidos (extrusores) y la piscina de ecualización. En el tanque de homogenización se encuentran unas bombas automáticas que dependen del nivel de agua residual, para enviar a la piscina de ecualización. En tanto, la piscina de ecualización se encuentra en el interior de un invernadero que está construido en tierra con forma trapezoidal ((Chango y Simbaña, 2016).

El tratamiento secundario elimina los sólidos en suspensión, disueltos y compuestos orgánicos biodegradables, por lo que los tratamientos biológicos son los más usados. Dentro de ellos están el proceso de digestión aerobia y anaerobia, para convertir la materia disponible en sólidos orgánicos e inorgánicos estables (Lara, 2011). Para determinar si un proceso es aerobio o anaerobio, depende principalmente del aceptor de electrones. Sabiendo que el sustrato es el donante de electrones, si el aceptor es el oxígeno pues se está hablando de un proceso aerobio, en tanto si el aceptor es el par nitrato-nitrito dará lugar a una anaerobiosis (Menéndez y Pérez, 2007).

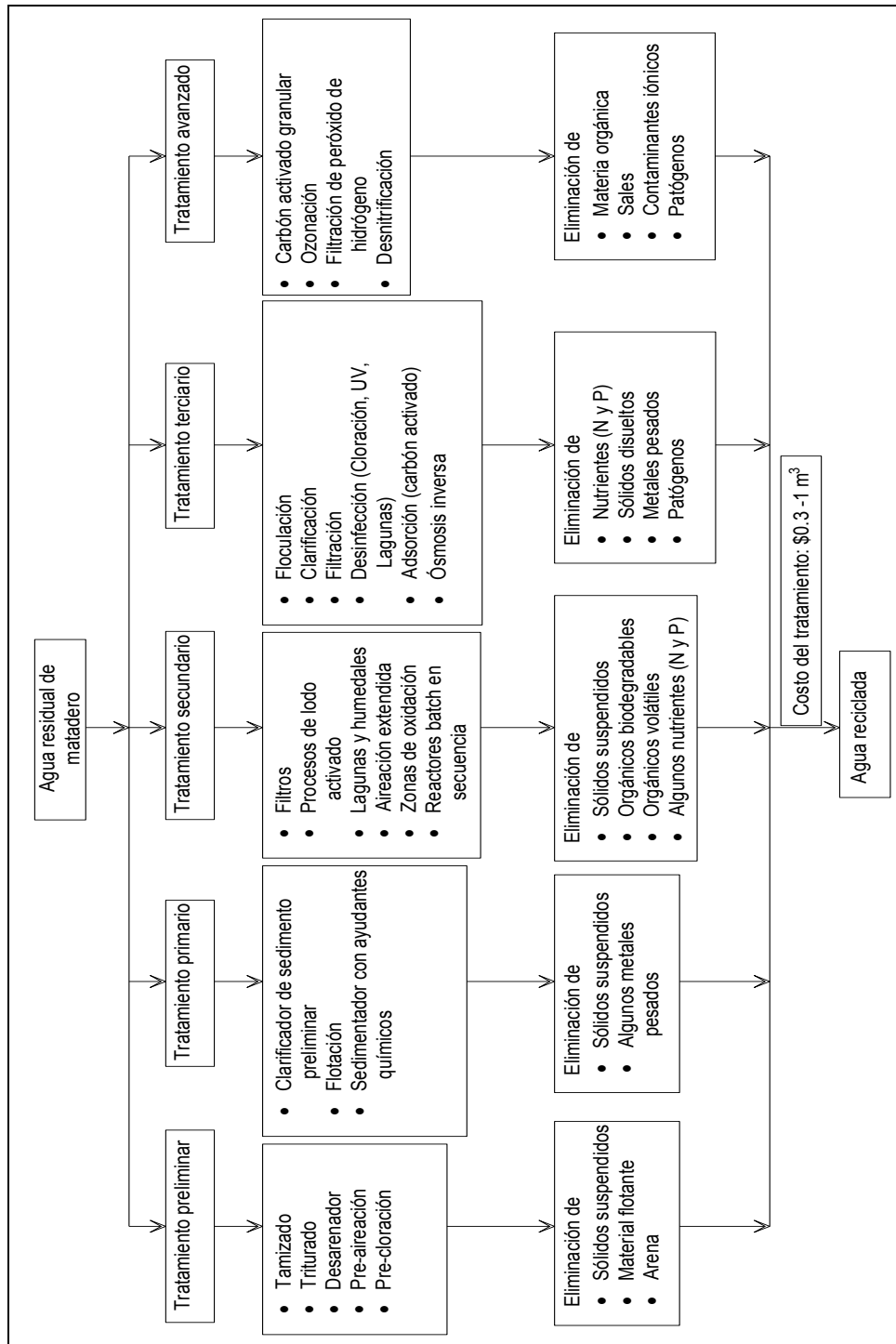
En el Camal Metropolitano de Quito, el tratamiento secundario consiste en un reactor aerobio, un sedimentador secundario circular y un tanque de recirculación de lodos al reactor aerobio (Chango y Simbaña, 2016).

En el tratamiento terciario se hace uso de operación y procesos para retirar aquello que en los tratamientos anteriores (primario y secundario) no se ha removido como nutrientes, fósforo y nitrógeno (Rojas, 2002). Aquí se presentan procedimientos como filtración, microtamizado o coagulación permiten la separación de sólidos en suspensión, además de adsorción de carbón activado, intercambio iónico, ósmosis inversa, cloración, ozonación (Chango y Simbaña, 2016)

En el Camal Metropolitano de Quito se realiza un proceso físico-químico con la ayuda de un coagulante: policloruro de aluminio, para finalmente pasar por un proceso de filtración que contiene un soporte de arena y grava (Chango y Simbaña, 2016).

En la Figura 2.2 se muestra de manera resumida los procesos unitarios a nivel general que comprenden los tipos de tratamiento preliminar, primario, secundario, terciario y avanzado para aguas residuales de camal.

FIGURA 2.2 MÉTODOS DE TRATAMIENTO PARA AGUAS RESIDUALES PROCEDENTES DE CAMAL



FUENTE: Matheyarasu et al., 2015

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

2.3 TRATAMIENTO SECUNDARIO: DIGESTIÓN ANAEROBIA

2.3.1 FUNDAMENTO TEÓRICO

El proceso anaerobio, consiste en la conversión bioquímica de la materia orgánica en ausencia de oxígeno por microorganismos facultativos hasta anaerobios estrictos en biogás y biomasa bacteriana. Los factores básicos que involucran la digestión anaerobia es la temperatura, los nutrientes, la mezcla, el tiempo de retención, el sustrato y las bacterias (Menéndez y Pérez, 2007). Los microorganismos anaerobios se caracterizan por la baja tasa de crecimiento, es decir que el tiempo de arranque para la producción de biogás comprende de entre 30 y 180 días, habiendo casos en los que alcanza condiciones críticas en los cuales el sustrato-inóculo nunca alcanzan estabilidad (Díaz et al., 2002).

Para este proceso biológico interactúan bacterias en cadena: hidrolíticas, acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas convirtiendo las macromoléculas como proteínas, lípidos y carbohidratos a ácidos orgánicos, que será el sustrato de la siguiente etapa (acidogénesis), obteniendo Hidrógeno (H_2) y acetato (CH_3COO^-), que serán el sustrato de la última etapa (metanogénesis) para finalmente obtener metano (Martí-Herrero, 2008). Por lo cual las etapas de la digestión anaerobia son: Hidrólisis, Acidogénesis, Acetogénesis y Metanogénesis. El proceso de digestión anaerobia se puede visualizar en la Figura 2.3 Etapas del proceso de digestión anaerobia.

2.3.1.1 *Hidrólisis*

Esta etapa involucra procesos de despolimerización y solubilización por los cuales compuestos orgánicos poliméricos se descomponen a monómeros solubles. Los carbohidratos, lípidos y proteínas son hidrolizados a monosacáridos, ácidos grasos de cadena larga más glicerol y aminoácidos respectivamente (Angelidaki et al., 2011). En carbohidratos que son muy degradables esta etapa se da a un pH entre 5,5 – 6,5 (Montalvo y Guerrero, 2003).

2.3.1.2 *Acidogénesis*

Se produce la fermentación de los productos obtenidos en la hidrólisis (monosacáridos, ácidos grasos de cadena larga, glicerol y aminoácidos) a ácidos grasos con bajo número de carbonos como es el ácido acético (CH_3COOH), fórmico (CHOOH), propiónico ($\text{C}_2\text{H}_5\text{COOH}$) y butírico ($\text{C}_3\text{H}_7\text{COOH}$), además de compuestos reducidos como el etanol; CO_2 y H_2 (Díaz et al., 2002). Aquí los aminoácidos liberan amonio, el cual constituye una fuente de nitrógeno para las bacterias y ofrecen una capacidad amortiguadora al sistema (Montalvo y Guerrero, 2003; Angelidaki et al., 2011). Es importante destacar que a pH 6 el principal producto de esta etapa es el ácido butírico, sin embargo, al incrementar el pH se da lugar a la formación de ácido láctico ($\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$). Además, en esta etapa se elimina toda traza de oxígeno (Flores, 2014).

2.3.1.3 *Acetogénesis*

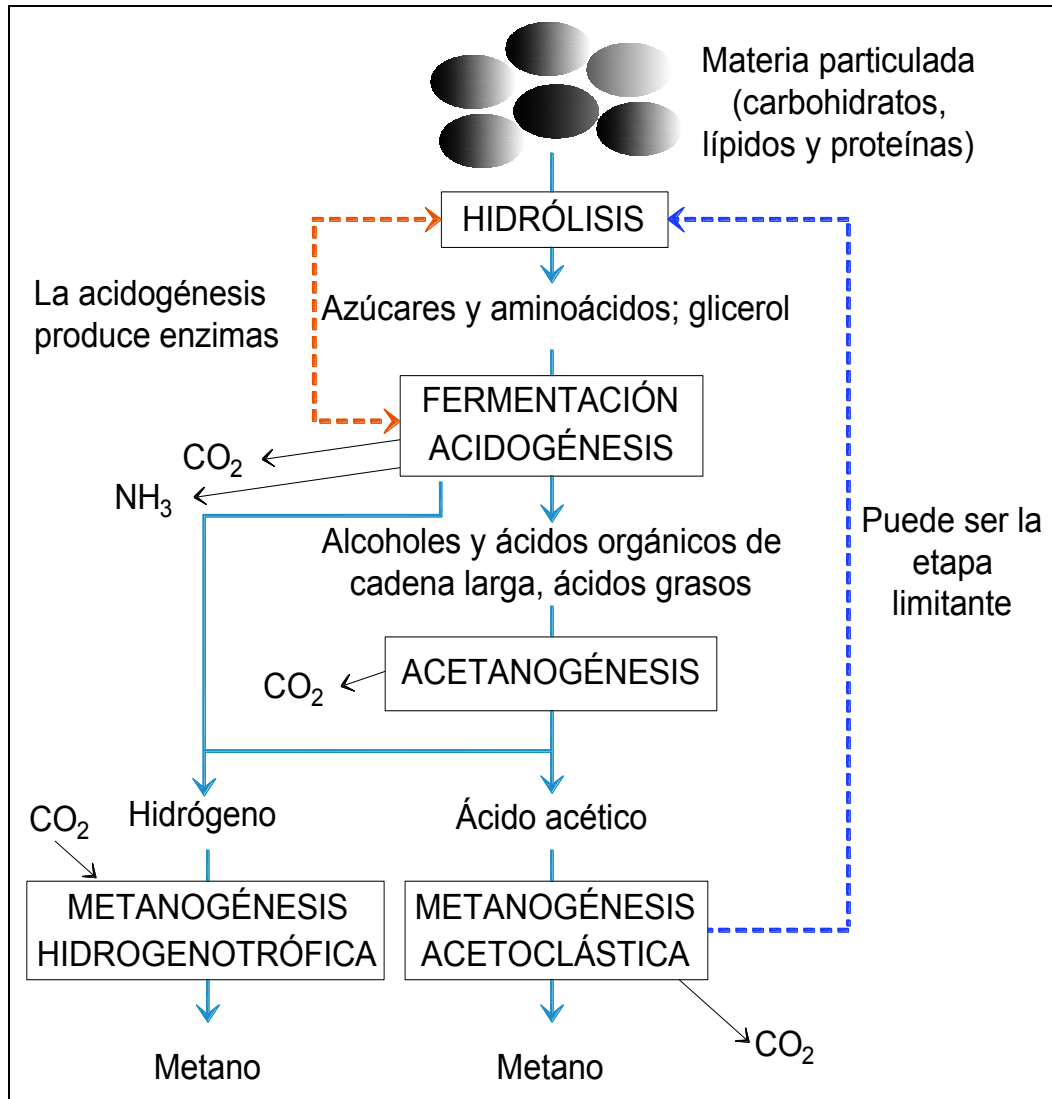
Este grupo de bacterias se encuentran las bacterias acetogénicas y homoacetogénicas. La diferencia entre unas y otras radica en que las acetogénicas liberan hidrógeno en tanto las homoacetogénicas lo consumen (Montalvo y Guerrero, 2003). Este nivel trófico de bacterias ayuda a formar el sustrato necesario para las bacterias metanogénicas dando lugar a la formación de acetato, H_2 y CO_2 (Angelidaki et al., 2011).

2.3.1.4 *Metanogénesis*

Las vías para la formación de metano son: Metanogénesis acetoclástica donde el acetato se transforma a metano y CO_2 y Metanogénesis hidrogenotrófica donde el dióxido de carbono se reduce a metano. El acetato es la fuente más importante en un ambiente anaerobio para la generación de metano pues produce el 70 % de su totalidad, el otro 30 % se da a partir de H_2 , CO_2 o formiato. Por lo que la vía de la Metanogénesis acetoclástica es la más común para dicha producción (Angelidaki

et al., 2011). Para temperaturas de entre 20 y 45 °C (ambiente mesófilo) y 56 a 70 °C (ambiente termófilo), estas bacterias se desarrollan de mejor manera.

FIGURA 2.3 ETAPAS DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA



FUENTE: Angelidaki et al., 2011

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

2.3.1.5 *Biogás*

Dentro de los subproductos de la digestión anaerobia está el biogás. El cual está formado por CO₂, CH₄ y otros gases como Hidrógeno (H₂) 0.5%, Monóxido de carbono (CO) 0.1%, Oxígeno (O₂) 0.1%, Sulfuro de Hidrógeno (H₂S) 0.1% (Cepero et al., 2012, Pérez et al., 2016). El metano, dentro del biogás representa entre el 50 al 75 % en volumen (Garfí et al., 2016). Además, a condiciones estándar (1 atm y 298,15 °K), la energía eléctrica producida es de 5,14 kwh/kg CH₄ (Kumar, 2008). El metano, es considerado un gas es inflamable y tiene potencial energético, debido a su poder calorífico de 6.0 a 6.5 kw h m⁻³ (Ministerio de Energía de Chile et al., 2011).

2.3.1.6 *Biol*

El biol es un bioproducto del efluente del tratamiento de los biodigestores, útil para el suelo y cultivos, porque es usado como biofertilizante lo cual confiere un valor agronómico, eliminando costos en fertilizantes convencionales. No tiene olores y elimina gran cantidad de patógenos que presenta el sustrato antes de ser digerido. (Botero et al, 1987; Vieira et al., 2017).

Un problema en la anaerobiosis es el alto contenido de aceites y grasas en los influentes, pues dificultan el contacto entre los organismos y la materia orgánica debido a su baja solubilidad (Montalvo y Guerrero, 2003). A pesar de ello, sistemas anaeróbicos con este tipo de características han logrado convertir cerca del 95% de la DQO a biogás de alta calidad (Jensen et al., 2015). Por otro lado, es de suma importancia la relación de AGV/Alcalinidad; pues permite controlar la acumulación de AGV en el reactor anaerobio, evitando disminución de pH por ende baja producción de metano. El rango se encuentra entre 0,2 (buena capacidad buffer) a 0,4 (Díaz et al., 2002).

2.3.2 TIPOS DE TRATAMIENTO ANAEROBIO

Entre las tecnologías usadas para tratar residuos líquidos de camal se encuentran: el Reactor Anaeróbico de Manto de Lodos de Flujo Ascendente (UASB), Reactor Anaeróbico Deflector (ABRs), el Filtro anaeróbico (AFs) y los biorreactores de membrana anaeróbica (AnMBRs), y los biodigestores (Bustillo y Mehrvar, 2015; Garfí et al., 2016).

El UASB presenta una biomasa suspendida formada por lodos granulares, con una tasa de carga orgánica volumétrica de 10 a 30 Kg DQO /m³ d remueven cerca del 85% de la DQO. Es necesaria la conexión a energía eléctrica. Los sólidos y grasas presentes en los residuos líquidos de camales afectan a su rendimiento (Rajeshwari et al., 2000).

El ABRs tiene biomasa de crecimiento libre, con una tasa de carga orgánica volumétrica de 0,9 a 4,73 Kg DQO /m³d, eliminación de DQO entre 84 a 96%, su costo de construcción es 20% inferior a los UASB puesto que no posee partes mecánicas (Barber y Stuckey, 1999; Cao y Mehvar 2011).

El AFs contiene biomasa está unida a un soporte inerte o membrana, con una tasa de carga orgánica volumétrica alrededor de 0,12 a 2,3 Kg DQO /m³d, con una eliminación de DQO de 24,6 a 60,8% (Barber y Stuckey; 1999).

Los AnMBRs presentan membranas de microfiltración que tienden a ensuciarse debido a la alta concentración de sólidos suspendidos y la disolución del metano en el efluente, lo cual influye en la tasa de carga orgánica volumétrica que está en un rango de 3 a 3,5 Kg DQO /m³d, remueve cerca del 97% de la DQO (Jensen, et al 2015, Galib et al., 2016).

Los biodigestores remueven cerca de un 70-86% la DQO que a través de procesos de digestión anaerobia se convierte en biogás, cuyo volumen generado depende exclusivamente de los sólidos volátiles presentes en la carga de alimentación (Flores, 2014). Entre ellos se encuentran de tipo Batch (discontinuo), Hindú

(semicontinuo), Chino (semicontinuo), Taiwan o Tubular (semicontinuo) (Flores, 2014; Garfí et al., 2016).

2.3.2.1 *Características Operacionales*

En la digestión anaerobia existen parámetros de control y eficiencia que nos permite evaluar el comportamiento del reactor. Entre los parámetros de control se encuentran el pH, temperatura, alcalinidad, AGV (Gerardi,2003), relación C/N, tiempo de retención hidráulica (TRH), tiempo de retención celular (TRC) (Garfí et al., 2016).

Adicionalmente, están los parámetros de eficiencia como son: Velocidad de carga orgánica (VCO), Producción específica de biogás (PEB), Tasa de producción de biogás (TPB). A continuación, se explica de mejor manera cada uno de estos parámetros de control

- **Velocidad de carga orgánica (VCO)**

Constituye la cantidad de sólidos volátiles que se encuentran en una unidad de volumen del digester multiplicado por el tiempo de retención hidráulica (Flores, 2014). El cálculo se observa en la ecuación 2.1

$$VCO = \frac{kg\ SV\ bh}{V_{biodigestor} * TRH} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

Donde:

Kg SV bh= Sólidos volátiles en base húmeda (kg/L)

$V_{biodigestor}$ = Volumen del biodigestor (m³)

TRH = Tiempo de retención hidráulica que viene a ser el volumen del biodigestor (m³) dividido para caudal operacional (L/d).

- **Producción específica de biogás (PEB)**

Permite cuantificar la eficiencia del cambio de sustrato a biogás (Garfí et al., 2016), relacionado con el comportamiento de biodegradabilidad de la materia orgánica (flores, 2014). Se calcula de la siguiente manera.

$$PEB = \frac{V \text{ bg producido}}{kg \text{ SV ad}} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

Donde:

V bg producido= volumen de biogás producido (m³)

kg SV ad= masa en kg de solidos volátiles añadidos. Proviene de la concentración de SV (kg/m³), multiplicado por el caudal de operación (m³).

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

Representa el rendimiento volumétrico del biodigestor, viene expresado en volumen de biogás producido por unidad del volumen del biodigestor (Flores, 2014). Se calcula de la siguiente manera.

$$TPB = \frac{V \text{ bg producido al día}}{Vbdg} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

Donde:

V bg producido al día= Volumen de biogás producido al día (m³/d)

Vbdg= Volumen del biodigestor (m³)

2.3.2.2 *Biodigestores tubulares*

Un biodigestor es una tecnología con bajos requerimientos operativos y de costo, que se entierra en el suelo para conservar calor, aislándolo del mismo mediante impermeabilización (Flores, 2014). El biodigestor tubular se construye con polietileno o PVC, tienen forma alargada tipo salchicha, está semienterrado y sus costos son bajos entre 28 a 29 USD/m³ de agua tratada (Martí-Herrero et al., 2013). En el tratamiento de residuos líquidos de camales existen aplicaciones que condicionan tiempos óptimos de residencia (10 días) con una producción específica de biogás de 567 L CH₄/kg SV (Flores, 2014).

2.3.2.3 Biodigestores tipo Batch

Son biodigestores que se encuentran cerrados herméticamente, en cuyo extremo se encuentra una conexión para la salida del biogás la misma que está conectada a un gasómetro. Se caracterizan porque se alimenta una sola vez y se espera un tiempo en el cual empiece a producir biogás, es decir se active la digestión anaerobia, para luego descárgalo y alimentarlo nuevamente. Puede o no tener recirculación de lodos (Flores, 2014).

2.3.2.3.1 Potencial de Biometanización (PBM)

El potencial de Biometanización (PBM) es una prueba que se realiza en reactores batch para determinar el potencial de metano que se genera a partir de los residuos orgánicos o aguas residuales. Está condicionado por factores como tipo de equipo, condiciones de operación, método de análisis, inóculo y medio nutriente (Jensen et al., 2011). Permite evaluar la viabilidad de procesos anaerobios y tener una idea clara a una mayor escala en función de parámetros operacionales como producción de metano, tiempo de adaptación del consorcio microbiano y fracción de materia degradable (Castro et al., 2016).

Este tipo de ensayos debe realizarse en condiciones muy controladas, las mismas que no deben ser inhibitorias ni limitantes. Se recomienda usar un tipo de inóculo que provenga de un reactor anaerobio activo tales como reactores de lodo, reactores UASB, esto asegura una diversidad y población microbiana equilibrada (Angelidaki et al., 2009).

Los rendimientos y parámetros cinéticos de la digestión anaerobia aplicando este tipo de prueba o ensayo dependen de: el tipo de sustrato, la relación inóculo-sustrato y la temperatura a la cual se lleva a cabo (Castro et al., 2016).

2.3.2.3.2 Temperatura en el Proceso de Digestión Anaerobia

Uno de los factores que inciden en la digestión anaerobia es la temperatura (Díaz et al., 2002). La temperatura óptima en ensayos de biometanización es a 37 °C, en la cual las bacterias generan mayor cantidad de metano (Castro et al., 2016). Esto se corrobora con estudios de potencial de metano medido a través de reactores batch para diferentes sustratos como harina de carne y huesos, sangre, costillas desechos crudos a temperaturas mesófilas (37 °C) y termofílicas (55 °C). Encontrando que para ambientes mesófilos se consiguió mayor producción de metano y reducción de materia orgánica (DQO) y amoníaco (Heinfelt y Angelidaki, 2009).

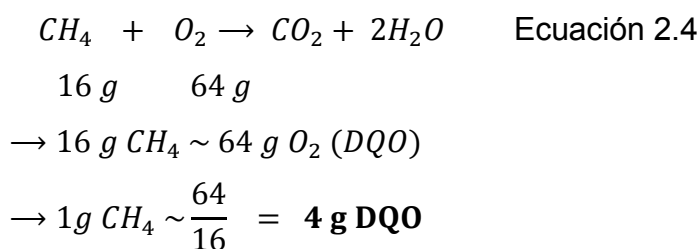
Por otro lado, se ha demostrado que en la digestión anaerobia entre temperaturas psicrófilas (15 °C) y mesófilas (35 °C), el consorcio microbiano reacciona mejor a bajas temperaturas (psicrófilas). En ambientes psicrófilos se produce una cantidad de metano comparable con aquel generado bajo condiciones mesófilas. Lo destacable de trabajar a bajas temperaturas son las pocas concentraciones de amoníaco, nitrógeno total y ácidos grasos volátiles que se generan al final del proceso; la limitante es el tiempo que tarda en generar metano, siendo el tiempo de retención para bajas temperaturas alrededor del doble en comparación a condiciones mesófilas (Safley Jr y Westerman, 1990; Heinfelt y Angelidaki, 2009; Wei y Guo, 2018).

2.3.2.3.3 Actividad metanogénica específica (AME)

La actividad metanogénica específica (AME) es un ensayo que evalúa la capacidad de biomasa en un reactor de generar la tasa máxima de producción de metano (Le Hyaric et al., 2011). Entre las ventajas de este ensayo se encuentra que el tiempo de ejecución es corto y sus resultados dan un buen acercamiento del comportamiento de los reactores (Montalvo y Guerrero, 2003; Astals et al., 2015). Además, ayuda a determinar condiciones inestables y tóxicas presentes en el

sustrato-inoculo a analizar (Le Hyaric et al., 2011). La producción de metano se mide a través del desplazamiento de una solución alcalina, los resultados se expresan tanto como ml CH₄/ g SV*d o como la Demanda Química de Oxígeno eliminada que se ha transformado en gas metano a condiciones estándar (1 atm y 298,15 °K) (Montalvo y Guerrero, 2003). Esta relación se establece estequiométricamente de la siguiente forma (Kumar, 2008):

- Se calcula el equivalente de la DQO de CH₄, para lo cual se considera la completa oxidación acorde a las siguientes reacciones químicas.



- Luego, se convierte la masa de CH₄ a volumen equivalente, para ello basado en la ley de los gases ideales, 1 mol de cualquier gas a condiciones estándar ocupa un volumen de 22,4 L, se tiene la siguiente resolución:

$$\begin{array}{l}
 \text{Si } 1 \text{ mol } CH_4 \sim 22,4 \text{ L } CH_4 \\
 \rightarrow 16 \text{ g } CH_4 \sim 22,4 \text{ L } CH_4 \\
 \rightarrow 1 \text{ g } CH_4 \sim 22,4/16 = \mathbf{1,4 \text{ L } CH_4}
 \end{array}$$

- Finalmente se calcula la tasa de metano generado por unidad de DQO eliminado. Sabiendo que:

$$\begin{array}{l}
 1 \text{ g } CH_4 \sim 4 \text{ g DQO} \sim 1,4 \text{ L } CH_4 \\
 \rightarrow 1 \text{ g DQO} \sim 1,4/4 = \mathbf{0,35 \text{ L } CH_4} \\
 \text{ó } \mathbf{1 \text{ kg DQO} \sim 0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4}
 \end{array}$$

Es decir que a condiciones estándar (1 atm y 298,15 °K), es necesario degradar anaeróbicamente 1 kg de DQO para producir 0,35 m³ de CH₄.

Para calcular la DQO contenida en 1L de CH₄ a diferentes temperaturas, se hace uso de los factores de conversión que se muestran en la tabla 2.2. Estos factores fueron establecidos por Montalvo y Guerrero (2003). Considerando el cálculo

anterior, es decir que 350 ml de CH_4 a condiciones estándar equivalen a 1 g DQO acorde a la siguiente ecuación:

$$FC = 350 * \frac{(273+Temperatura\ ^\circ C)}{273} \quad \text{Ecuación 2.5}$$

En la Tabla 2.2 se puede observar los factores de conversión para calcular la DQO contenida en gas Metano a una atmósfera a diferentes temperaturas de operación.

TABLA 2. 3 FACTORES DE CONVERSIÓN PARA CALCULAR LA DQO CONTENIDA EN GAS METANO A 1 ATM

Temperatura °C	mL CH_4 equivalente a 1 g DQO	
10	363	367
15	269	376
20	376	385
25	382	394
30	388	405
35	395	418
40	401	433
45	408	450
50	414	471

FUENTE: Montalvo y Guerrero, 2003.

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

El reactivo usado en este tipo de ensayos es el acetato de sodio ($C_2H_3NaO_2$), esto en comparación con el ácido acético [CH_3COOH], está midiendo la actividad metanogénica acetoclástica, más no aquella que genera metano a partir de los

metanógenos hidrogenoclastico, recalando que el grupo trófico de metanógenos acetoclasticos son más susceptibles a cambios de pH, temperatura o presencia de un inhibidor (Le Hyaric et al., 2011).

Acorde al protocolo planteado por Astals et al (2015), el ácido acético provoca una caída significativa en el pH inicial y la actividad metanogénica decrece, lo que se evidencia al incrementar la concentración de dicho ácido. En tanto, el acetato de sodio es la fuente preferida por las bacterias, la relación adecuada que propone dicho protocolo establece una relación optima entre inóculo y sustrato de 5 g SV / L acetato. Siendo de vital importancia normalizar la concentración de inóculo a 10 g SV / L, y la concentración del acetato de sodio debe ser 2 g/ L, de aquí se deriva la relación óptima mencionada.

2.4 MODELOS CINÉTICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Para el diseño de procesos anaerobios se debe tener en cuenta la dinámica del consorcio bacteriano presente en el reactor el cual se manifiesta a través de la cinética del proceso. Estos modelos cinéticos se basan en tres aspectos importantes que son: a) velocidad de crecimiento de los microorganismos, b) relación entre la tasa de crecimiento microbiano y la utilización del sustrato c) efecto del sustrato en los microorganismos. Para expresar la concentración de los microorganismos en este tipo de procesos se utilizan la concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV), sólidos totales volátiles (SV), contenido de ADN, contenido de carbono y nitrógeno de las células (Montalvo y Guerrero, 2003). Es significativo reconocer que la cinética de la actividad metanogénica es indispensable para la regulación de un reactor anaeróbico pues evita la acumulación de ácidos grasos volátiles (Pan et al., 2016).

2.4.1 APLICACIÓN DE MODELOS

En la Tabla 2.3 se observa los principales modelos cinéticos aplicables a la digestión anaerobia.

TABLA 2. 4 MODELOS CINÉTICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

MODELO	ECUACIÓN	PARÁMETROS	REF.
Modificado de Gompertz	$G(t) = G_o * \exp \left\{ -\exp \left[\frac{R_{m\acute{a}x} * e}{G_o} (\lambda - t) + 1 \right] \right\}$	G(t)= Producción acumulada de metano en un tiempo (m ³ /kg SV) G _o = Máxima producción de metano acumulada (m ³ /kg SV) R _{máx} = Máxima velocidad de producción de metano (m ³ /kg SV*d) λ= Tiempo de adaptación del inóculo al sustrato (d) e=Representa exp (1) =2,7183	2,7
Modelo Logístico	$G(t) = \frac{G_o}{1 + \exp \left[4 * R_{m\acute{a}x} \left(\frac{\lambda - t}{G_o} \right) + 2 \right]}$	t= Tiempo de incubación (d) U=velocidad de consumo de sustrato por unidad de masa de microorganismos presentes en el biorreactor (g DQO/g SSV día) S ₀ = Concentración del sustrato a la entrada (g DQO / L) S = Concentración del sustrato a la salida (g DQO / L)	3
Michaelis-Menten	$U = \frac{(S_o - S)}{(X\theta)}$	X = Concentración de biomasa evaluada a través del contenido en sólidos volátiles en suspensión (g SSV/l) θ=V/q Dónde; V= volumen del biorreactor (L) y q= caudal volumétrico de la alimentación (L/día)	5,6

TABLA 2. 5 MODELOS CINÉTICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA (CONTINUACIÓN)

Roediger	$G = G_m(1 - e^{-k*t})$	<p>G = Volumen de gas metano acumulado en un tiempo t. (L)</p> <p>G_m = Volumen de metano acumulado máximo obtenido en un tiempo infinito de digestión. (L)</p> <p>k = Constante cinética aparente para la producción de metano. (d^{-1})</p> <p>t = Tiempo de operación o digestión. (d)</p> <p>e =exponencial</p>	1,4
-----------------	-------------------------	---	-----

FUENTE: (1) Borja et al., 1993, (2) Castro et al., 2016, (3) Deepanraj et al., 2015, (4) Fiestas et al., 1990, (5) Montalvo y Guerrero, 2003, (6) Pavlostathis y Giraldo-Gomez, 1991, (7) Pan et al., 2016.

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018.

El Modelo Modificado de Gompertz y el Logístico, son los que más se destacan en la producción acumulada de biogás, esto en base a las investigaciones aplicadas a diferentes sustratos. Mencionar que al aplicar el Modelo Modificado de Gompertz y el Modelo Logístico para el estudio de la cinética de digestión anaerobia, se obtiene coeficiente de coeficiente de correlacion (r^2) entre 0.993 y 0.9946 respectivamente para sustratos como la vinaza y el hidrogeno (Deepanraj et al., 2015).

CAPITULO 3

METODOLOGÍA

3.1 PROCEDENCIA DE LAS AGUAS RESIDUALES

3.1.1 ZONA DE ESTUDIO

El estudio se realizó en la planta piloto del Camal Metropolitano de Quito. Esta empresa está ubicada al sur de Quito, en el sector la Ecuatoriana, en las calles Camilo Orejuela y Secundaria. En la Figura 3.1 se muestra la ubicación geográfica de la empresa.

FIGURA 3. 1 UBICACIÓN GEOGRÁFICA DEL CAMAL METROPOLITANO DE QUITO



FUENTE: Google Maps

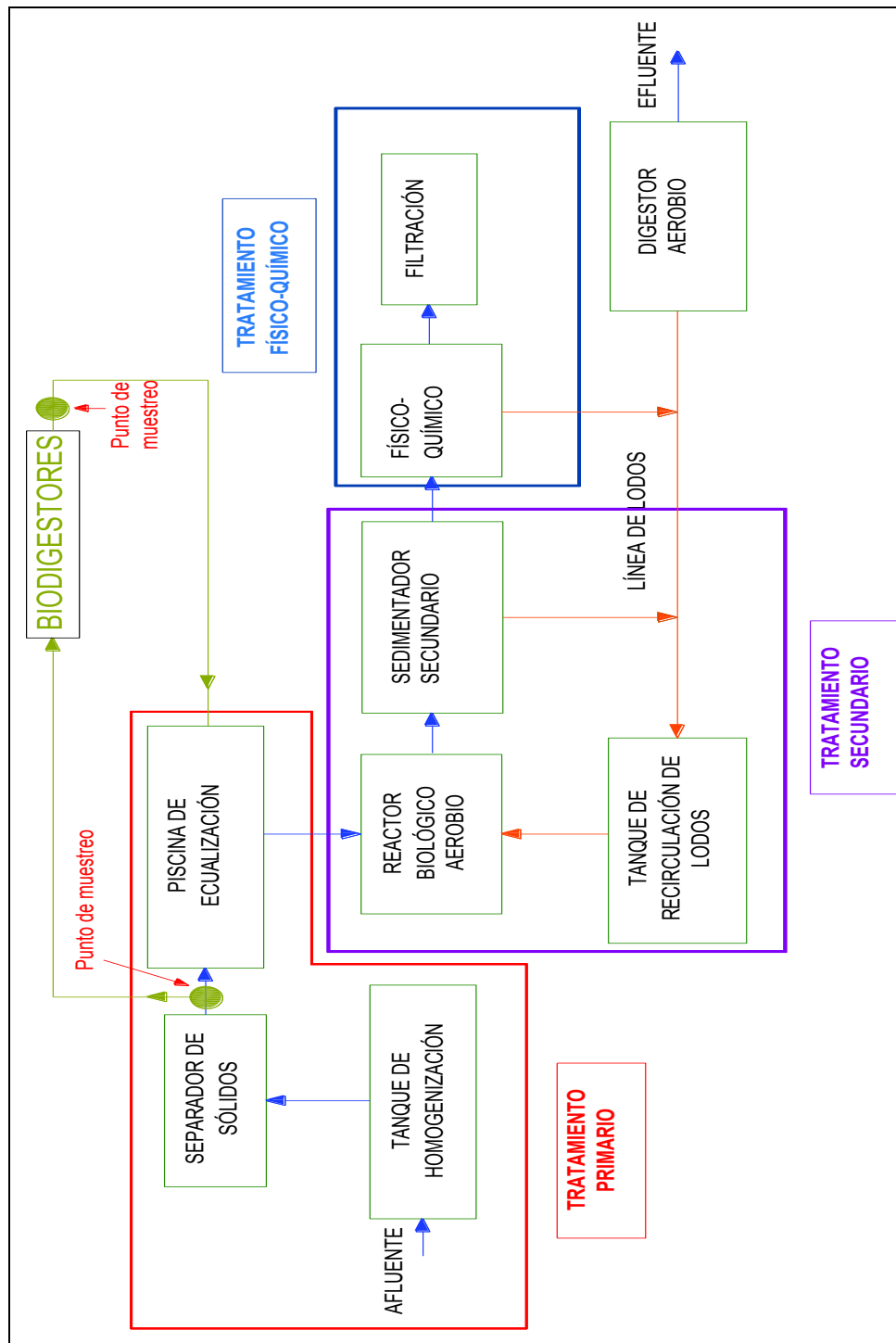
ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.1.2 PROCESO DE TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE CAMAL

El Camal Metropolitano de Quito cuenta con una Planta de Tratamiento para sus aguas residuales. Éstas pasan primero por un tamiz, después van al tanque de homogenización 1, para luego pasar por el separador de sólidos (extrusores) en donde fracciones menos digeridas como fibras de alimento de los rumiantes son atrapadas. De aquí parte va a la planta piloto (sistema de biodigestores conectados en serie) y parte a la piscina de equalización, la misma que se encuentra bajo un invernadero.

De la piscina de equalización el agua residual es bombeada a un reactor biológico aerobio para su tratamiento secundario, en el cual se produce un lodo de alta carga orgánica que debe ser tratado para su disposición final. Por último, se da el tratamiento físico-químico, donde se añade coagulante para la precipitación del lodo formado anteriormente, así como la materia orgánica que no se eliminó en los procesos anteriores. En la Figura 3.2 se observa los procesos unitarios de la Planta de Tratamiento del Camal Metropolitano de Quito, conjuntamente con los biodigestores conectados en serie, aquí se señala los puntos de muestreo para la presente investigación.

FIGURA 3. 2 PROCESOS UNITARIOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DEL CAMAL METROPOLITANO DE QUITO



FUENTE: Chango y Simbaña., 2016

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.1.3 BIODIGESTORES TUBULARES CONECTADOS EN SERIE

La planta piloto del Camal Metropolitano de Quito consta de 4 cuatro biodigestores a escala real de 100 m³ cada uno, conectados en serie. Se encuentran en tierra e instalados a continuación del separador de sólidos. De este modo, las aguas que entran a los biodigestores están libres de fibras. Se aprovechó la altura (3.5 m) de este separador de sólidos para alimentar a los biodigestores por acción de la gravedad.

Estos biodigestores fueron operados inicialmente como reactores batch por aproximadamente 121 días con una carga inicial de 80 m³ de aguas residuales. Posteriormente se cargó con agua residual diariamente (reactores semicontinuos), con un caudal promedio de alimentación de 20 m³ por aproximadamente 28 días. En la Figura 3.3 se observa los biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

FIGURA 3. 3 BIODIGESTORES A ESCALA REAL



TOMADA POR: Morales, P., 2018

3.2 MUESTREO

Las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito son muy heterogéneas, esto se debe a que los días lunes, miércoles y viernes se faenan a ovinos y bovinos a partir de las 3:00 am. Los martes y jueves se faenan porcinos y la labor de desposte es a partir de las 5:00 am.

3.2.1 MUESTREO POR HORAS

Para conocer la hora en la cual existe mayor carga orgánica en las aguas residuales durante el día, se realizó un muestreo sistemático por horas desde las 7:30 am hasta las 13:30 pm de lunes a viernes. Los días lunes-miércoles y viernes el muestreo empezó desde las 7:30 am hasta las 13:30 pm, en tanto para los días martes y jueves se realizó desde las 9:30 hasta las 13:30 pm. Las muestras fueron tomadas en recipientes estériles (frascos de orina), debidamente etiquetados para posteriormente ser transportadas acorde a la Norma Técnica Mexicana de Muestreo de Aguas residuales (PROY-NMX-AA-003/3-SCFI-2008, 2008). Las muestras fueron compuestas por el tiempo, tomadas en la piscina de ecualización luego de haber pasado por el separador de sólidos (extrusor). La Figura 3.4 muestra el sitio de muestreo.

FIGURA 3. 4 PISCINA DE ECUALIZACIÓN

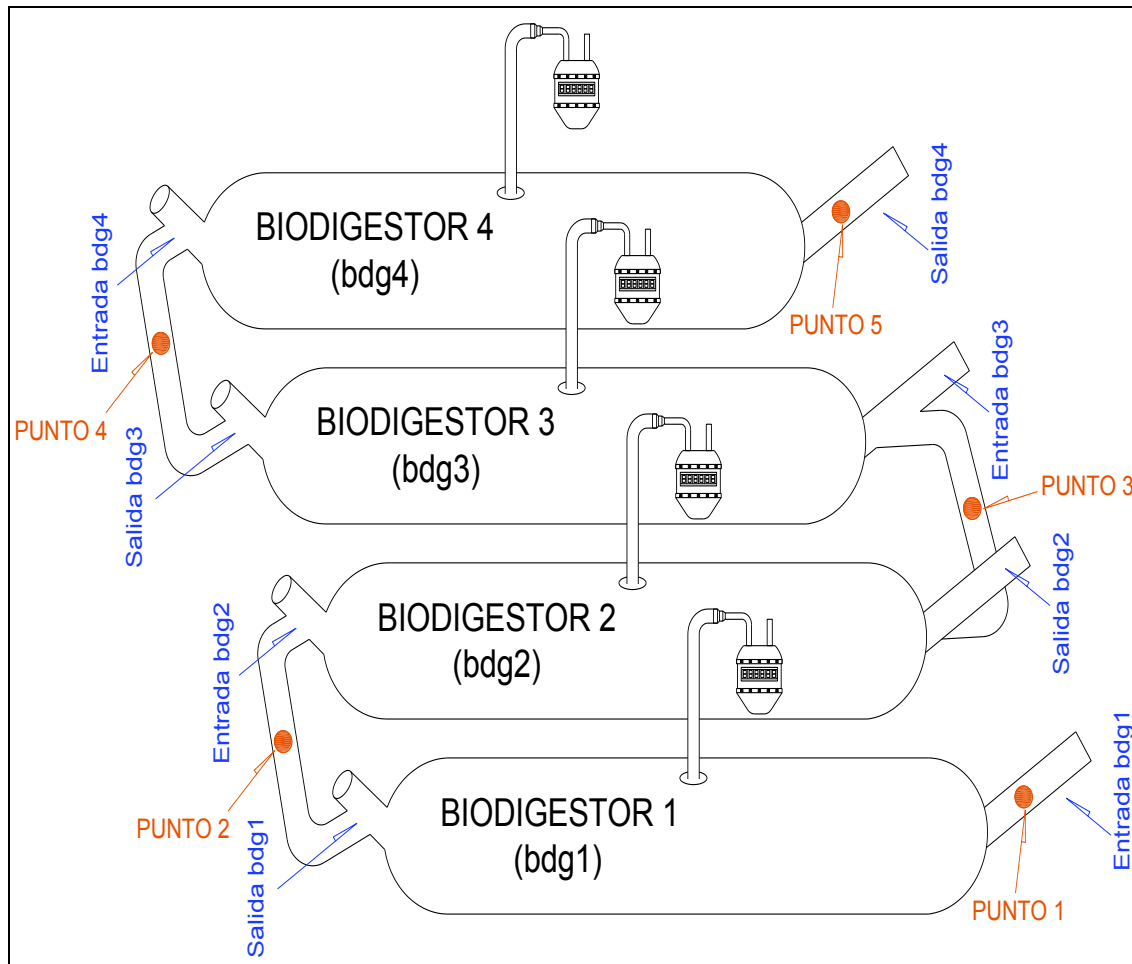


TOMADA POR: Morales, P., 2018

3.2.2 MUESTREO PARA EL INFLUENTE DEL REACTOR BATCH

El influente destinado a los reactores batch a escala laboratorio, fue a partir del sistema de biodigestores del Camal Metropolitano de Quito. El muestreo se hizo cuando los biodigestores a escala real empezaron a funcionar como reactores semicontinuos produciendo biogás. Los puntos de muestreo fueron (5 puntos): entrada al biodigestor 1, entrada al biodigestor 2, Entrada al biodigestor 3, Entrada al biodigestor 4 y salida del biodigestor 4. En la figura 3.5 se puede observar de manera detallada el sistema de biodigestores conectados en serie y los puntos que fueron muestreados.

FIGURA 3.5 PUNTOS DE MUESTREO EN EL SISTEMA DE BIODIGESTORES



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.3 PARÁMETROS DE CARACTERIZACIÓN

Los parámetros de caracterización para el influente y efluente se detalla en la Tabla 3.1 con sus respectivas técnicas y métodos. Los análisis fueron realizados en el Laboratorio SCINERGY de la Facultad de Ingeniería Química y en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental de la Facultad de Ingeniería Civil y Ambiental. Los procedimientos fueron realizados acorde a lo descrito por APHA-AWWA-WEF (2005) y en el caso de Alcalinidad y Ácidos Grasos Volátiles siguiendo el protocolo propuesto por Anderson et al (1992).

TABLA 3. 1 CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE-EFLUENTE

MUESTRA	PARÁMETRO	MÉTODO NORMALIZADO	TÉCNICA
Influente-Efluente	Sólidos Totales	2540-B	Gravimétrico
Influente-Efluente	Sólidos Volátiles	2540-E	Gravimétrico
Influente-Efluente	Ph	4500-B	
Influente-Efluente	DQO	5220-D	Oxidación con Dicromato
Influente-Efluente	Alcalinidad	Anderson et al (1992).	Titulación
Influente-Efluente	Ácidos Grasos Volátiles	Anderson et al (1992).	Titulación

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.4 EVALUACIÓN DEL RENDIMIENTO DEL SUSTRATO

3.4.1 CONSTRUCCIÓN DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO

Para la realización del AME se usó botellas ámbar de 120 ml, siendo el volumen de operación 100 ml en cuya tapa se colocó un tapón de caucho de modo que sea un sistema hermético. En la boca de la botella se puso suficiente teflón para que impida la entrada de aire del exterior. En la Figura 3.6 se observa el sistema que se utilizó para realizar el ensayo de AME.

FIGURA 3. 6 BOTELLA PARA ENSAYO DE AME



TOMADA POR: Morales, P., 2018

3.4.2 ENSAYO DE LA ACTIVIDAD METANOGÉNICA ESPECÍFICA

En esta investigación no se usó un inóculo externo a las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito, es decir, estas aguas fueron sustrato y a la vez inóculo. Hay que considerar que los biodigestores de escala real del camal pudieron iniciar el proceso de digestión anaerobia sin necesidad de inóculo. Este ensayo se realizó para una temperatura de 37 °C (condiciones óptimas) y temperatura ambiental

(entre 18 y 19 °C) para sistema de biodigestores (5 puntos) del Camal Metropolitano de Quito acorde al protocolo establecido por Astals et al (2015).

Es necesario destacar que la metodología para llevar a cabo el ensayo de la actividad metanogénica específica es variada, no existe un método universal. Por ello, los resultados obtenidos no pueden ser comparados con otros estudios, pues varían en la forma de aclimatizar el sustrato, la fuente y concentración de carbono entre otros aspectos (Astals, 2015).

Este ensayo determina la cantidad de metano producido por el sustrato a analizar, realizando mediciones cada 12 horas por tres días. El objetivo de ello es evaluar en corto tiempo la calidad del sustrato a utilizar para un proceso anaerobio. Acorde al protocolo establecido por Astals et al (2015), se usa el acetato de sodio que constituye la fuente de carbono y es consumida por los microorganismos presentes en el sustrato. A las botellas en las que se coloca acetato se denominan controles y las que no contienen acetato se denominan blancos. Para el caso de los blancos, la fuente de carbono es el acetato generada en el proceso de la digestión anaerobia, proporcionado por las bacterias homoacetogénicas durante la etapa de la Acetogénesis (Angelidaki et al., 2011).

En la tabla 3.2 se indica el efluente de procedencia de cada muestra y el nombre que corresponde al reactor batch con el cual se lo va a llamar durante el presente estudio.

TABLA 3. 2 NOMBRE DE LOS PUNTOS DE MUESTREO AME

Punto de muestreo	Nombre de reactor batch (Ensayo AME)
Punto 1: Entrada Biodigestor 1	Lab 1 AME
Punto 2: Salida Bdg1- Entrada Bdg2	Lab 2 AME
Punto 3: Salida Bdg2- Entrada Bdg3	Lab 3 AME

TABLA 3. 3 NOMBRE DE LOS PUNTOS DE MUESTREO AME (CONTINUACIÓN)

Punto 4: Salida Bdg3- Entrada Bdg4	Lab 4 AME
Punto 5: Salida del biodigestor 4	Lab _{efluente} AME

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

En la Tabla 3.3 se especifica el ensayo para cada muestra y las condiciones de operación. Los equipos a usar fueron estufa, mufla, balanza analítica de precisión 0.0001 g e incubadora. Como paso previo se debe realizar un ensayo de sólidos volátiles de la muestra a tratar, para usar ese valor en los cálculos siguientes.

TABLA 3. 4 ENSAYOS PARA EL AME

ENSAYO	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	CONTROL	BLANCO	Nro. REPETICIONES
Ensayo 1: Lab 1 AME		X	X	
Ensayo 2: Lab 2 AME	19 y 37 °C	X	X	3 para control
Ensayo 3: Lab 3 AME		X	X	3 para blanco
Ensayo 4: Lab 4 AME		X	X	
Ensayo 5: Lab _{efluente}		X	X	

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.4.2.1 Volumen de muestra

Se hace un lavado previo a cada botella con el líquido residual proveniente de cada punto. Se mide 100 ml de muestra para cada botella tanto para blanco como para

control. El volumen del sustrato a estudiar es igual al volumen de trabajo puesto que el volumen de acetato de sodio a usar es mínimo. Homogenizar la muestra.

3.4.2.2 *Aclimatación del sustrato*

El sustrato (aguas residuales de camal), se encuentra originalmente a temperatura ambiente entre 19 y 18 °C. Para el desarrollo del AME, se aclimató por 24 a 30 horas en la incubadora marca POL-EKO a una temperatura de 37 °C, para el caso de la temperatura de trabajo de 37 °C. Se dejó a temperatura ambiente para la temperatura de trabajo de 19 °C.

3.4.2.3 *Cálculos para el volumen de Acetato de sodio (C₂H₃NaO₂)*

Una vez concluido el tiempo de aclimatación se procede a colocar el acetato de sodio con ayuda de una pipeta y a homogenizar. Para el control se agregó al sustrato (agua residual de cada punto) acetato de sodio (C₂H₃NaO₂), manteniendo una relación de 5 (gramos de sólidos volátiles sustrato) / (gramos de acetato de sodio). Para el cálculo de la concentración requerida de acetato de sodio se usó la ecuación 3.1 porque la concentración de sólidos volátiles calculados previamente es menor a lo establecido por Astals et al (2015) (10 g/L). Para el blanco no se coloca acetato de sodio solo se coloca los 100 ml de sustrato.

$$5 \frac{\text{gSV/Lsustrato}}{\text{g/L Acetato}} = \frac{\frac{\text{gSV}}{\text{L}}}{x} \quad \text{Ecuación 3.1}$$

Donde:

g SV/L = SV previamente calculados [g/L]

x= Concentración de acetato de sodio requerida para cumplir la relación establecida por Astals et al (2015) [g/L].

Para conocer el volumen destinado de acetato de sodio en cada botella se usó la ecuación 3.2.

$$V_1 * C_1 = V_2 * C_2 \quad \text{Ecuación 3.2}$$

Donde:

V_1 =Volumen a calcular de la solución más concentrada [L]

C_1 = Solución de acetato de sodio más concentrada [200 g/L]

V_2 = Volumen de trabajo (0,1 L)

C_2 = Concentración deseada [g/L] (calculada en Ecuación. 3.1)

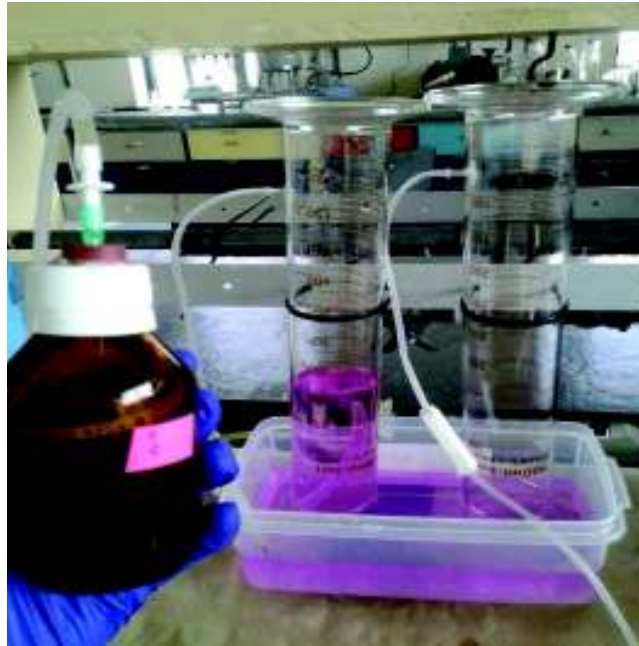
Después de colocar el volumen de acetato de sodio se procede a gasear, tantos los controles, como los blancos con gas inerte. En este caso fue nitrógeno por alrededor de dos minutos con el objetivo de desplazar al oxígeno y establecer un ambiente anaerobio. Una vez homogenizado y cerrado completamente los recipientes, se llevaron las botellas a la incubadora a una temperatura controlada de 37 ± 1 °C.

3.4.2.4 *Medición de metano generado*

La respuesta de medición del AME será el volumen desplazado de metano a través de una solución alcalina formada por NaOH 0.01 N. Las mediciones se realizarán cada 12 horas durante tres días. Se agitó durante dos minutos para evitar costras, espacios muertos y que la población bacteriana se homogenice. Se conectó una aguja hipodérmica al tapón de caucho y esto se unió a una manguera de PVC de 1/8" de 92 cm de largo. Esta manguera se sumergió en el interior de una probeta invertida que contenía la solución alcalina antes mencionada. La medición se

realizó por tres días consecutivos cada doce horas. En la Figura 3.6 se observa el sistema de medición de metano para el ensayo de AME.

FIGURA 3.6 MEDICIÓN DE METANO



TOMADA POR: Morales, P., 2018

3.4.2.5 *Análisis de datos*

Para análisis de los datos obtenidos de cada muestra, se procesó con la herramienta de Excel con la opción Análisis de Datos: Regresión. Con ello se pudo encontrar la pendiente más pronunciada entre dos mediciones consecutivas de la gráfica que equivale al valor en g DQO/ g SV-día de la actividad metanogénica específica. Para una mejor comprensión véase el Anexo 2 en el cual se presenta un ejemplo de este análisis estadístico para el ensayo de actividad metanogénica específica a 37 °C, de la entrada del biodigestor 1.

3.5 PRODUCCIÓN DE METANO UTILIZANDO INÓCULO AUTÓCTONO OPERADOS EN REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO

3.5.1 INÓCULO AUTÓCTONO

No se usó inóculo externo. El inóculo usado fue propio del sustrato, es decir, los microorganismos presentes en las aguas residuales de camal funcionan como inóculo y a la vez como sustrato, pues es un sustrato activo por sí solo.

3.5.2 CONSTRUCCIÓN DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO PARA EL ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN

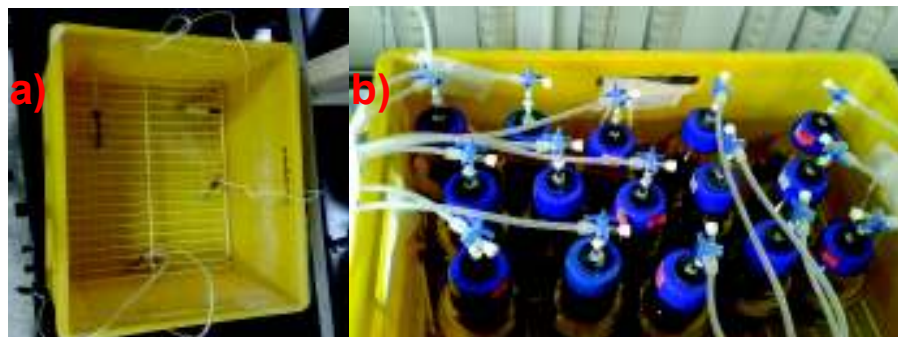
El ensayo se realizó con las botellas autoclavables de 500 ml, siendo el volumen de trabajo de 350 ml con el fin que tenga espacio libre para la producción de metano. En las tapas de las botellas autoclavables de 500 ml se hizo un orificio en la parte superior para colocar un tapón de caucho de nitrilo e ingresar una aguja hipodérmica con su conector al cual se ajustó a una llave o válvula de tres vías y ésta a su vez a una manguera de PVC de 1/8" de 51 cm. La manguera de PVC se colocó hacia el interior de una probeta de vidrio de 500 ml invertida en cuyo extremo superior tuvo un orificio conectado a una válvula de venoclisis, la misma que sirvió para extraer el metano producido.

Cabe destacar que después de colocar el volumen de agua residual se gaseó cada botella con gas inerte, en este caso fue nitrógeno, por alrededor de dos minutos con el objetivo de desplazar al oxígeno y establecer un ambiente anaerobio. Luego se agitó y se colocó la tapa.

Las botellas autoclavables (reactores tipo batch) estuvieron sumergidas en una cubeta dentro de la cual se colocó una parrilla para que estén suspendidas y se llenó de agua hasta que las recubra, con el fin de lograr calentar a toda la botella. Para esto se usó calentadores de pecera, dos de 20 galones y tres de 10 galones, para que el agua tenga una temperatura de entre 35-38 °C y el sistema esté a una

temperatura mesófila. Se monitoreó por 121 días hasta que la producción de metano finalizó. En la Figura 3.7 se puede observar en el literal a) la cubeta con la parrilla en el interior y los calentadores de agua alrededor y en el literal b) se observa todo el sistema completo.

FIGURA 3. 7 REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO PARA EL ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN



TOMADA POR: Morales, P., 2018

3.5.3 ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN

En la tabla 3.4 se observan las condiciones de operación para este ensayo que fue de 37 °C porque se siguió el protocolo del ensayo de PBM.

TABLA 3. 5 ENSAYOS Y NOMBRE DE LOS PUNTOS DE MUESTREO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN (PBM)

ENSAYO	NOMBRE DE REACTOR BATCH	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	TIPO DE ENSAYO
Ensayo 1: Entrada Bdg1	Lab 1		
Ensayo 2: Salida Bdg1- Entrada Bdg2	Lab 2	37 °C	Ensayo de Biometanización
Ensayo 3: Salida Bdg2- Entrada Bdg3	Lab 3		(PBM)

TABLA 3.4 ENSAYOS Y NOMBRE DE LOS PUNTOS DE MUESTREO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN (PBM) (CONTINUACIÓN)

Ensayo 4: Salida Bdg3- Entrada Bdg4	Lab 4
Ensayo 5: Salida Bdg4	Lab efluente

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.5.3.1 *Control de Temperatura*

Se midió la temperatura todos los días, pudiendo corroborar que el sistema se encontraba a una temperatura de 37 ± 2 °C. Esto se hacía con ayuda de un termómetro de mercurio. Ver Anexo 3.

3.5.3.2 *Solución Acida saturada con NaCl para la medición del metano producido*

Las probetas de vidrio invertidas estuvieron llenas hasta 500 ml de una solución de ácido clorhídrico (HCl) a pH=2, es decir con una concentración de [0,01] N, saturada con Cloruro de Sodio al 75%. Para la saturación de la solución se tomó lo mencionado en Walker et al (2009) al 75% de saturación de NaCl. Se usó esta solución salina saturada acidificada pues, acorde al estudio realizado por Walker et al (2009), las características del biogás cambian en menor proporción con el tiempo. Además, esta solución retiene el 99% de metano en el espacio de cabeza de la columna y absorbe 92% de dióxido de carbono. Por lo que el gas de la medición del ensayo de PBM para las diferentes muestras fue metano.

3.5.3.3 *Medición de metano*

Las buretas invertidas estuvieron dentro de unos recipientes de polipropileno. Para la medición de metano producido se utilizó el sistema de venoclisis. La venoclisis a su vez se conectó a una llave o válvula de tres vías que conectaba a la manguera

que estaba unida a la botella de 500 ml por medio de la aguja hipodérmica. Antes de cada medición se agitó durante dos minutos para evitar costras, espacios muertos y que la población bacteriana se homogenice. La medición se realizó cada 7 días, puesto que al medir cada día el volumen de metano era muy bajo y no alcanzaba a desplazar la solución en la probeta. Las mediciones se las realizó en la tarde alrededor de las 14:00 pm. La Figura 3.8 indica la conexión de mangueras para la medición de metano.

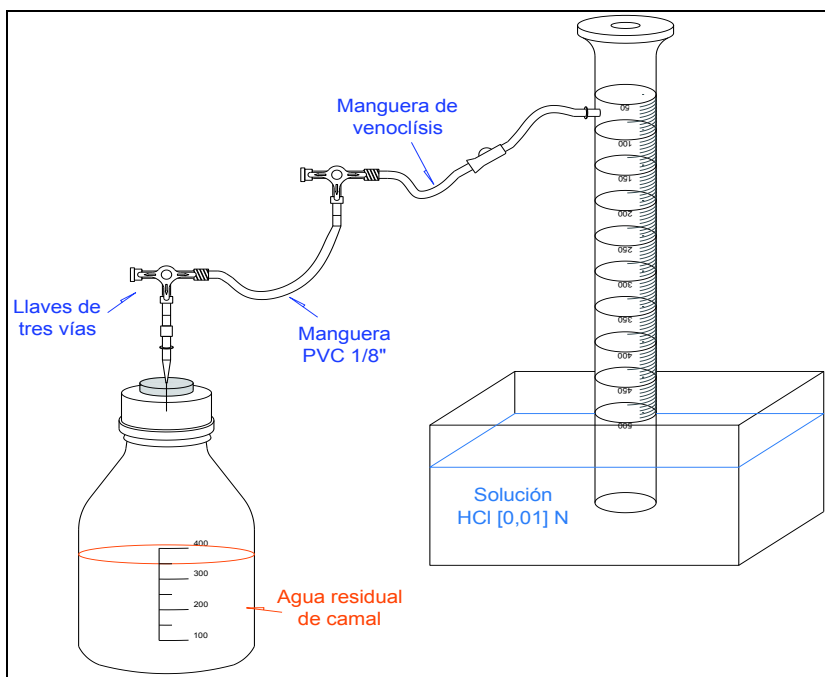
FIGURA 3. 8 MEDICIÓN DE METANO EN REACTORES BATCH



TOMADA POR: Morales, P., 2018

A continuación, en la figura 3.9 se presenta un esquema del reactor batch con las conexiones al momento de la medición de metano.

FIGURA 3. 9 SISTEMA DE MEDICIÓN EN EL REACTOR BATCH A ESCALA LABORATORIO



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.5.3.4 Estandarización de la producción metano

Es importante tener mediciones de metano en las mismas condiciones de otros estudios para que puedan ser comparados. Por ello se plantea la normalización (273,15 °K y 1 atm) de la producción de metano a partir de la temperatura y presión local. Martí-Herrero et al (2016), comprueban en un estudio, que al usar la temperatura ambiente a la que se encuentra el reactor tiene un error menor al 1,5 % comparado con la normalización lograda con datos de alta frecuencia de temperatura diaria del gas. Para ello usan la ecuación 3.3 de los gases ideales ($PV=nRT$), siendo necesarios la temperatura y presión local a la que es medida el gas.

Por ello igualando ecuación de gases ideales se tiene:

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_2 \cdot V_2}{T_2} \quad \text{Ecuación 3.3}$$

Dónde:

P₁: Presión atmosférica a condiciones estándar (1 atm)

P₂: Presión atmosférica a condiciones ambientales (0,72 atm)

V₁: Volumen de metano a condiciones estándar

V₂: Volumen de metano a condiciones ambientales

T₁: Temperatura a condiciones estándar (273,15 °K)

T₂: Temperatura a condiciones ambientales (292,15 °K y 293,15 °K)

En el Anexo 3 se detalla los valores de las mediciones de producción de metano normalizadas de los reactores tipo batch a escala laboratorio para los cinco puntos muestreados.

Para pasar del volumen de metano a biogás, se usó el porcentaje de metano monitoreado en los biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito. Este monitoreo se detalla más adelante en el numeral 3.7.

3.6 ANÁLISIS CINÉTICO PARA LA EVALUACIÓN TEÓRICA DE PRODUCCION DE METANO A TEMPERATURA AMBIENTE

A los datos encontrados experimentalmente a 37 °C, se les aplica tres Modelos Cinéticos: Modelo Modificado de Gompertz, Modelo Logístico y Modelo Cinético de Roediger. El objetivo de ello es determinar cuál de los tres modelos cinéticos es al que mejor se ajustan los datos obtenidos a 37 °C.

3.6.1 ECUACIÓN DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPERTZ Y MODELO LOGÍSTICO

3.6.1.1 *Aplicación del software Matlab*

Los datos obtenidos experimentalmente (37 °C) fueron ingresados al programa de Matlab y con la herramienta curve fitting (cftool) se ajustó y determinó los parámetros de la ecuación de Gompertz y el Modelo Logístico. En función de RMSE y el coeficiente de determinación (r^2), se eligió el modelo que mejor se ajuste.

3.6.1.2 *Cálculo de la constante de velocidad de reacción k a distintas temperaturas.*

La constante de velocidad de reacción K tiene una condición temporal (tiempo). Acoplándose a los parámetros del Modelo Modificado de Gompertz, esta k se sacó con la ecuación 3.4. Esta constante para la temperatura de 37 °C se la llamó k_1 .

$$k_1 = \frac{R_{m\acute{a}x} * e}{G_0} \quad \text{Ecuación 3.4}$$

Donde:

k_1 = Constante de velocidad de reacción (37 °C)

$R_{m\acute{a}x}$ = Máxima velocidad de producción de metano ($m^3/kg\ SV*d$)

G_0 = Máxima producción de metano acumulada ($m^3/kg\ SV$)

e = Representa $\exp(1) = 2,7183$

Con el valor de k_1 , se puede obtener la constante k_2 para otra temperatura a la que se desee trabajar en este caso a 19 °C. Para ello se usó la ecuación 3.5 establecida por Van't Hoff-Arrhenius y propuesta por Safley Jr y Westerman (1990), en donde

determinan tasas adecuadas de carga para reactores anaerobios psicrófilos en función de datos a temperaturas más altas.

$$k_2 = k_1 \exp \left[\frac{E(T_2 - T_1)}{RT_1 T_2} \right] \quad \text{Ecuación 3.5}$$

Donde:

k_1 = Constante de velocidad de reacción a temperatura T_1 (37 °C)

k_2 = Constante de velocidad de reacción a temperatura T_2 (19 °C)

E = Constante de energía de activación (15.175 cal/mol)

R = Constante de los gases ideales (1,987 cal/ °K mol)

T_1, T_2 = Temperatura (°K)

Con la constante de velocidad k_2 a temperatura ambiental (19 °C) que se desea trabajar se aplica la ecuación 3.6 para sacar el valor del parámetro $R_{m\acute{a}x}$ a condiciones ambientales.

$$R_{m\acute{a}x} = \frac{k_2 * G_0}{e} \quad \text{Ecuación 3.6}$$

Donde:

$R_{m\acute{a}x}$ = Máxima velocidad de producción de metano (m³/kg SV*d)

k_2 = Constante de velocidad de reacción (19 °C)

G_0 = Máxima producción de metano acumulada (m³/kg SV)

e = Representa $\exp(1) = 2,7183$

3.6.1.3 *Determinación de Go (Máxima producción de metano acumulada (m³/kg SV))*

Por bibliografía se conoce que Go es independiente de la temperatura y constante para un sustrato específico (Safley Jr y Westerman, 1990), por ende, el Go es el mismo que se obtuvo experimentalmente a 37 °C y fue usado para determinar la producción de metano a 19 °C.

3.6.1.4 *Cálculo del parámetro de tiempo de latencia (λ) a temperatura ambiente (19 °C)*

Al tener los valores de los diferentes parámetros: Go, R_{máx} y tiempo a la temperatura de 19 °C, se aplica a la ecuación del Modelo Modificado de Gompertz y a la del Modelo Logístico. Con estas dos ecuaciones y dos incógnitas: G(t) y λ (lambda), se obtiene el parámetro lambda por el método iterativo.

3.6.1.5 *Estimación de la producción de metano a temperatura ambiental (19 °C)*

Los datos de los parámetros encontrados, en este caso, el periodo de latencia (λ), Go y R_{máx} para una temperatura de 19 °C, se aplica a la ecuación del modelo entre el de Gompertz y Logístico que mejor se ajustó a los datos experimentales. Luego estos datos se hacen correr por el software Matlab herramienta cftool, con la finalidad de ver la relación de los mismos aplicando la ecuación del Modelo escogido.

3.6.2 ECUACIÓN DEL MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER

La ecuación del Modelo Cinético de Roediger, fue utilizada por Fiestas et al (1990) y Rodríguez et al (2002), se describe en la ecuación 3.7.

$$Go = G(1 - e^{-k*t}) \quad \text{Ecuación 3.7}$$

Donde:

G = Volumen de gas metano acumulado en un tiempo t dividido para la cantidad de SV añadidos. ($\text{m}^3/\text{kg SV}_{\text{ad}}$)

G_o = Volumen de metano acumulado máximo obtenido en un tiempo infinito de digestión dividido para la cantidad de SV añadidos. ($\text{m}^3/\text{kg SV}_{\text{ad}}$)

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

t = Tiempo de operación o digestión. (d)

e =exponencial

3.6.2.1 *Condiciones para aplicar el Modelo cinético de Roediger*

Para aplicar la ecuación 3.7 que constituye el modelo cinético de Roediger, se debe establecer dos suposiciones, que son:

- Concentración de biomasa constante a lo largo del tiempo
- El orden de la reacción referente a la eliminación del sustrato debe ser de orden uno.

Para cumplir con el primer ítem biomasa constante en el tiempo, se tomó de referencia bibliográfica que en reactores tipo batch la concentración de biomasa es casi constante en el tiempo usando aguas residuales de camal, esto acorde al estudio realizado por Rodríguez et al (2002).

En cuanto al segundo ítem de las suposiciones de aplicación del modelo, para determinar el orden de la reacción a partir de los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C, se realizó lo siguiente:

1. Se utilizó los datos de metano producido a lo largo del proceso.
2. Se enlistó a los datos de tiempo, la producción diaria de metano y la acumulada.

3. Se aplica el método diferencia e integral de la ley de la velocidad para determinar el orden de la reacción si es de uno o de orden dos.
 - Las ecuaciones aplicables a los órdenes de reacción biológica se muestran en la Tabla 3.5.
 - Para el orden uno, del método diferencial se grafica en el eje de las abscisas los valores de la producción acumulada de metano ($G \text{ m}^3$), mientras que en el eje de las ordenadas se coloca la variación de producción de metano en el tiempo, es decir el valor de la producción de metano diaria dividido para el tiempo (dG/dt).
 - Para el Método diferencial de orden dos, se grafica en el eje de las abscisas el cuadrado de la producción acumulada de metano ($G \text{ m}^6$) y en el eje de las ordenadas se coloca la variación de la producción diaria de metano en el tiempo (dG/dt).
 - Para el Método Integral, de orden uno, se grafica en las abscisas el tiempo y en el eje de las ordenas se coloca el resultado del logaritmo neperiano (Ln) del valor (G/G_m), es decir $\text{Ln} (G/G_m)$. Para este estudio G_m es la producción acumulada de metano y G es la producción de metano acumulada a un tiempo t .
 - Para el Método Integral, de orden dos, se grafica en las abscisas el tiempo y en el eje de las ordenadas el resultado del inverso de la diferencia de $\frac{1}{G} - \frac{1}{G_m}$. Para este estudio G_m es la producción acumulada de metano y G es la producción de metano acumulada a un tiempo t .
4. Teniendo las gráficas tanto por el método diferencial e integral, se escoge la gráfica que presente un mayor coeficiente de correlación (r^2). De allí, se observa si la gráfica con mayor r^2 pertenece a la velocidad de reacción de orden uno.
5. Sabiendo que los datos obtenidos experimentalmente a $37 \text{ }^\circ\text{C}$ se ajustan a una reacción de primer orden se procede a sacar la constante cinética de metano a partir de la ecuación del Modelo Cinético de Roediger. Para esto, se hace uso de los datos obtenidos experimentalmente a $37 \text{ }^\circ\text{C}$. Se coloca

en el eje de las abscisas el tiempo y en el eje de las ordenas el resultado de $-\ln((G_0-G)/G_0)$. Se linealizan estos datos y la ecuación obtenida tiene la forma $y=mx+b$, donde la pendiente es la constante cinética de producción aparente a 37 °C(k_1).

TABLA 3. 6 LEY DE LA VELOCIDAD- ORDEN DE LA REACCIÓN

Orden	Forma Diferencial	Forma Integral
1	$-\frac{dG}{dt} = kG^1$ (Ecuación 3.8)	$\ln \frac{G}{G_m} = -kt$ (Ecuación 3.9)
2	$-\frac{dG}{dt} = kG^2$ (Ecuación 3.10)	$\frac{1}{G} = kt + \frac{1}{G_m}$ (Ecuación 3.11)

t= tiempo; k= constante de la reacción

FUENTE: Reboiras, 2006

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

3.6.2.2 Cálculo del parámetro G_0 del Modelo cinético de Roediger

Para obtener el valor de G_0 (m^3 metano/kg SV_{ad}), se utilizaron los datos experimentales obtenidos a 37 °C. Se conoce por literatura que G_0 (m^3 /kg SV) es el mismo a diferentes temperaturas y representa el metano acumulado en el tiempo sobre los kg SV añadidos (Safley Jr y Westerman, 1990).

3.6.2.3 Cálculo de la constante cinética de la producción de metano k_2 a 19 °C (Modelo Cinético de Roediger)

Finalmente, para el sacar la constante K_2 a 19 °C, se hace uso de la ecuación 3.5, con la cual se puede sacar la constante desde una temperatura conocida a otra.

3.6.2.4 Estimación teórica de la producción de metano/kg SV_{ad} a 19 °C en los biodigestores a escala real a partir de diferentes caudales de alimentación

Al aplicar la ecuación del Modelo Cinético de Roediger se tiene la producción teórica de metano ($m^3/kg SV_{ad}$) a 19 °C a diferentes tiempos. Para determinar la producción de metano de cada biodigestor se aplica la ecuación del Modelo Cinético de Roediger en un tiempo x para el B1, los datos a usar son G_0 que proviene de los datos experimentales obtenidos a 37 °C y la constante K_2 . Para determinar la producción de metano en el B2 se resta de lo que produjo el B1 en un tiempo $2x$ menos lo que produjo el B1 en un tiempo x .

Para la producción de metano del B3 se resta lo que produjo el B1 en un tiempo $3x$ menos la suma de lo que produjo el B2 en un tiempo $2x$ y el B1 en un tiempo x . Finalmente, para calcular la producción de metano en el B4 se resta lo que produce en el B1 en un tiempo $4x$ menos lo que produce en los anteriores biodigestores.

Luego, a partir del concepto de TRH, se impone un valor para el TRH y se determina el caudal de alimentación del sistema (m^3/d). Este caudal de alimentación (m^3/d), se multiplica por la concentración de sólidos volátiles (kg/m^3) que ingresaron al B1 (ver tabla 4.20), con ello se tiene la carga orgánica ($kg SV/d$). Finalmente, se grafica la carga de alimentación (m^3/d) versus la producción de metano (m^3/d).

3.7 MONITOREO DE BIODIGESTORES A ESCALA REAL

El monitoreo se realizó con la colaboración de Erika Suarez estudiante de la Universidad Industrial de Santander (UIS), Bucaramanga, Colombia. Se realizó un muestreo semanal de la concentración de ST Y SV en el sistema que se encuentran descritos en la tabla 4.13.

3.7.1 PORCENTAJE DE METANO

Para poder determinar la producción de biogás en los biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito, se procedió a tomar mediciones de la cantidad de metano generado durante el tiempo de estabilización.

Las mediciones del porcentaje de metano se realizaron semanalmente, teniendo un total de 11. De los cuatro biodigestores, el biodigestor 2 no estaba operando en la mayor parte del tiempo de la experimentación, debido a la ruptura de la geomembrana, razón por la cual no se tiene el registro completo de datos. En la Figura 3.10 se puede apreciar al biodigestor 2 vacío debido a la ruptura de la geomembrana.

FIGURA 3. 10 BIODIGESTOR 2



TOMADA POR: Morales, P., 2018

Para la medición del porcentaje de metano se usó un equipo portátil CO2meter.com Dataloger, modelo CM-0191, el cual a través de un infrarrojo detecta el porcentaje en volumen de metano y dióxido de carbono en la muestra. Para la determinación del contenido gaseoso en los biodigestores a escala real se procedió de la siguiente manera:

- Se adaptó las debidas conexiones en el aparato portátil para que esté pueda tomar la muestra.
- Se abrió las llaves de salida del biogás de cada biodigestor.
- Se enciende el equipo y se espera hasta que se estabilice. El tiempo de espera comprendía alrededor de 20 minutos por cada biodigestor.

En la Figura 3.11 se puede observar el quipo portátil usado para la determinación de metano.

FIGURA 3. 11 EQUIPO PORTÁTIL PARA LA MEDICIÓN DE METANO



TOMADA POR: Morales, P., 2018

3.7.2 VOLUMEN DE BIOGÁS

Por aproximadamente 28 días se pudo operar a los biodigestores a escala real localizados en el Camal Metropolitano de Quito. A partir del día 14 los cuatro biodigestores estaban en condiciones de ser cargados diariamente. Por esta razón, en el capítulo de resultados se muestra el volumen de biogás generado y carga con la cual se alimentó a este sistema de biodigestores.

Además, durante los días de alimentación al sistema de biodigestores, se realizó un muestreo semanal para analizar la concentración de ST y SV presentes. Este análisis se llevó a cabo acorde a la metodología descrita en el numeral 3.3.

Para sacar el caudal promedio de alimentación diaria a los biodigestores se graficó el caudal acumulado versus el tiempo. La pendiente de esta gráfica es el caudal diario de alimentación (m^3/d).

Para tener el volumen de biogás producido por día, se graficó para cada biodigestor el volumen de biogás acumulado versus el tiempo. La pendiente de esta gráfica da el volumen de biogás generado al (m^3 biogás/d).

A partir de estos datos, se analizó los parámetros operacionales como PEB (Producción específica de biogás) y TPB (Tasa de producción de biogás) descritas en las ecuaciones 2.2 y 2.3. Con esto, se puede tener una idea de la eficiencia de este sistema.

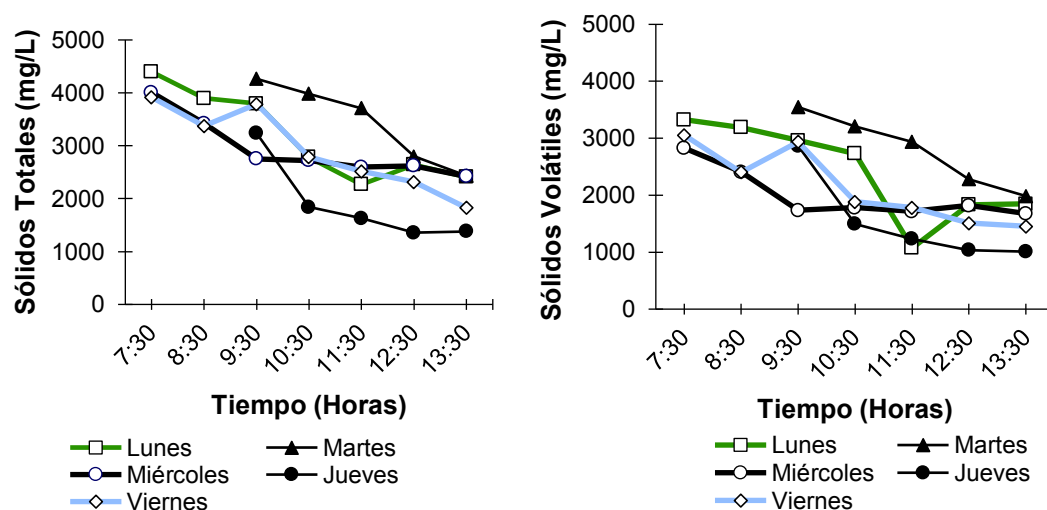
CAPÍTULO 4

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1 MUESTREO POR HORAS

En el Anexo 1 se detalla de mejor manera los datos obtenidos. A continuación, se muestra el Gráfico 4.1, en el cual se indica los ST y SV reportados a cada hora durante un muestreo de una semana de lunes a viernes.

GRÁFICO 4. 1 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES REPORTADOS A CADA HORA DE LUNES A VIERNES



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

La concentración de ST y SV va decreciendo en el tiempo durante el día, así, en las primeras horas presentan altas cantidades con 4.398 mg/L y 3.327 mg/L respectivamente. Los días lunes, miércoles y viernes tienen un comportamiento similar. Alrededor de las 10:30 am la concentración de ST baja hasta 1.825 mg/L y la de SV hasta 1.455 mg/L.

Los días martes y jueves muestran un comportamiento diferente a los otros días. A partir de las 11:30 am la concentración de ST y SV va disminuyendo hasta llegar a valores de 1.379 mg/L y 1010 mg/L, respectivamente. Esto se debe a que las labores de desposte y limpieza empiezan más temprano los lunes, miércoles y viernes. Los detergentes que se usan en la limpieza se mezclan con el agua residual y provoca esta baja de concentración. Adicionalmente, la variabilidad de la concentración de sólidos durante la semana depende de la cantidad y tipo de animales faenados, esto puede variar acorde a la fecha en que exista mayor demanda de consumo de carne.

Independientemente del día, las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito presentan valores que oscilan para ST desde 4.398 a 1.379 mg/L y para SV desde 3.327 a 1.010 mg/L. Estas concentraciones se diferencian de aquella presentada por Bustillo y Mehrvar (2016), estudio en el cual la concentración de ST es de apenas 0.39 mg/L. Aunque, este influente presenta una concentración baja, la investigación concluye que es capaz de degradar la materia orgánica por procesos anaerobios. No obstante, Vidal et al (2016), utiliza este tipo de sustrato para proceso de digestión anaerobia, con concentración de ST de 19.717 mg/L, obteniendo un efluente clarificado y disminución considerable de DQO. En cuanto a los SV, estudios confirman que concentraciones que van desde 395 a 5.250 mg/L son aptas para pasar por procesos anaeróbicos (Caixeta et al., 2002; Vidal et al., 2016).

En definitiva, la concentración de ST y SV del Camal Metropolitano de Quito, están dentro del rango para lograr procesos de digestión anaerobia. Las aguas residuales del camal no están muy diluidas. Es recomendable tomar muestras a las primeras horas del día para ser tratadas anaeróbicamente.

4.2 CARACTERIZACIÓN INICIAL EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL (INFLUENTE DE CADA REACTOR BATCH A ESCALA LABORATORIO)

Para todos los ensayos de caracterización inicial (influyente) y final (efluente) se hicieron por triplicado acorde a la metodología planteada en la tabla 3.1 del numeral 3.3. En la tabla 4.1 se detalla de mejor manera los resultados obtenidos.

TABLA 4. 1 CARACTERIZACIÓN INICIAL DE LOS REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO

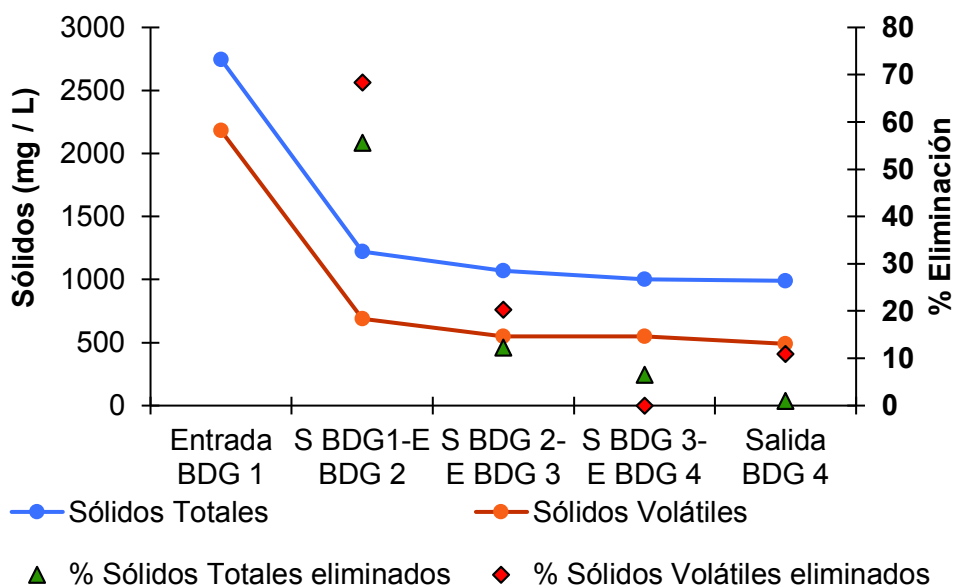
Caracterización Inicial		E BDG1	S BDG1- BDG2	S BDG2- E BDG3	S BDG3- E BDG4	S BDG 4
Parámetro	Unidades	Valor				
ST	mg/L	2745,83	1220,00	1070,00	1000,00	990,00
SV	mg/L	2180,83	690,00	550,00	550,00	490,00
DQO	m DQO/L	3235,00	1715,00	1375,00	1240,00	1455,00
AGV	mg Ac. Acético/L	676,00	664,00	540,00	596,00	656,00
AT	mg CaCO ₃ /L	1223,33	1546,67	1396,67	1376,67	1316,67
pH		6,96	7,03	7,11	7,32	7,16
AGV/AT		0,55	0,43	0,39	0,43	0,50

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

4.2.1 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES

A continuación, se indica el Gráfico 4.2 en el cual se muestra los ST y SV del sistema de cuatro biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

GRÁFICO 4. 2 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Los ST y SV del influente de la E BDG1 están sobre los 2.000 mg/L, valores que bordean a la caracterización de este tipo de residuo dado por Martínez et al (1995), con concentraciones para ST de 1.900 y para SV 1.600 mg/L. En cambio, la concentración de ST de las aguas residuales de camal para las entradas del B2, B3, B4 y salida del B4 están entre 990 a 1220 mg/L, valores que oscilan con la caracterización de esta misma clase de sustrato en el estudio de Martínez et al (2014), en el cual presentan una concentración de ST de 926 mg/L.

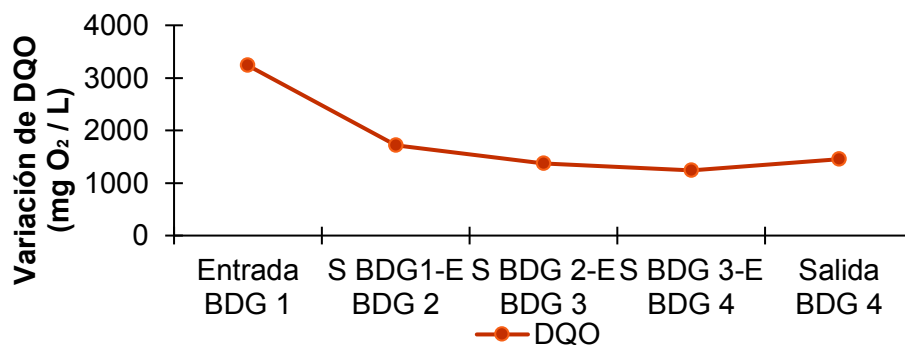
Para la concentración de SV del influente para las entradas del B2, B3, B4 y efluente de la salida del B4 están entre 490 a 690 mg/L. A pesar de tener una concentración baja, en el estudio de Chollom et al (2017), la concentración de SV es de 436 mg/L y es apta para tratamiento anaerobio. Cabe destacar que las aguas residuales de camal pertenecientes a las entradas del B2, B3, B4 y salida del B4 ya han pasado por un proceso de tratamiento anaerobio, sin embargo, acorde a bibliografía explicada anteriormente, las concentraciones de ST y SV están dentro de los valores para ser aplicados nuevamente a la digestión anaerobia.

Este sistema de biodigestores al haber pasado por un proceso anaerobio genera una eliminación en la concentración de ST y SV. Los efluentes que pertenecen a la S BDG1- E BDG2 y S BDG2- E BDG3, son los que presentan una notable eliminación de ST y SV, siendo los SV los que tienen mayor eliminación con 68 y 20% respectivamente. Esta baja considerable en la concentración de SV al ser tratados anaeróticamente es un indicativo de la producción de metano. Para el efluente de la S BDG3- E BDG4 no se genera eliminación de SV, pero sí de ST con apenas el 6%. Para el efluente de la S BDG4 se remueve ST en un 1%, y para SV con 10%. En definitiva, los B1 y B2, son eficientes en eliminar materia orgánica, que, al remover cantidades considerables de SV indican una producción de metano. El B3 y B4 no eliminan materia orgánica en grandes cantidades, razón por la cual, no es viable dejarlos en marcha. Resultados similares obtuvo Flores (2014) en su estudio de tres biodigestores en serie, donde el primer y último biodigestor generaron mayor porcentaje de eliminación de sólidos volátiles.

4.2.2 DQO

El Gráfico 4.3 se indica la concentración de la DQO en el sistema de los biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

GRÁFICO 4. 3 VARIACIÓN DE LA DQO EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

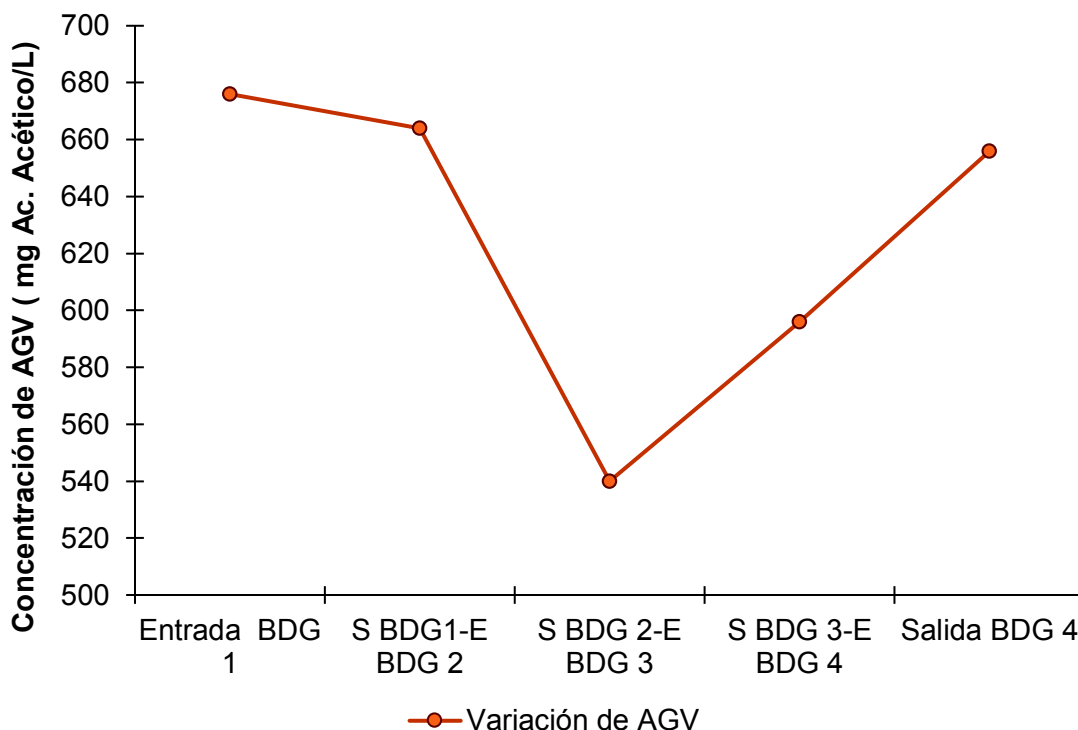
Para el efluente de la E BDG1 la concentración de DQO oscila entre 3000 mg/L. Las concentraciones de los efluentes de la S BDG1- E BDG2, SBDG2- E BDG3, S BDG3- E BDG4 y S BDG4 van desde 1.715, 1.375, 1.240 y 1.455 mg/L respectivamente. Estos valores se encuentran dentro de la literatura reportada por Bustillo y Mehrvar (2015), quienes muestran concentraciones de DQO para aguas residuales de camal de 500 a 15.900 mg/L, admisibles para ser degradadas por procesos biológicos. Por lo que se puede decir que las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito presentan concentraciones de DQO aptas para ser tratadas anaerobicamente. Estos procesos convierten la mayor cantidad de DQO a metano.

La concentración de DQO en los efluentes de S BDG1- E BDG2, S BDG2- E BDG3, S BDG3- E BDG4 va decreciendo. En la S BDG4 se muestra un incremento de DQO con respecto a la concentración de entrada en este biodigestor. Esto puede ser a una cierta inestabilidad en el proceso de digestión anaerobia en el B4, lo que repercutirá en la producción de metano. Por otro lado, la mayor concentración de DQO es visible para la entrada al sistema de biodigestores (E BDG1) lo que augura una buena concentración de materia orgánica para el proceso de digestión anaerobia.

4.2.3 ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES

En el Gráfico 4.4 se indica la concentración de los Ácidos Grasos Volátiles de los influentes y efluentes del sistema de cuatro biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

GRÁFICO 4. 4 VARIACIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

El influente de la E BDG1 presenta una concentración de AGV de 676 mg Ácido Acético/L. Para los efluentes de S BDG1- E BDG2 y S BDG2- E BDG3 estas concentraciones se van reduciendo a 664 y 540 mg Ácido Acético/L respectivamente. Pese a ello, para el efluente de la S BDG3- E BDG4 y S BDG4 la concentración de AGV incrementa a 596 y 656 mg Ácido Acético/L respectivamente. Acorde a Gerardi (2003), este aumento en la concentración de AGV es indicativo de un mal funcionamiento o estrés en el reactor, que en este caso es el B3 y B4. Esto señala aumento en la actividad de las bacterias formadoras de ácidos volátiles o baja en la actividad de las bacterias formadoras de metano.

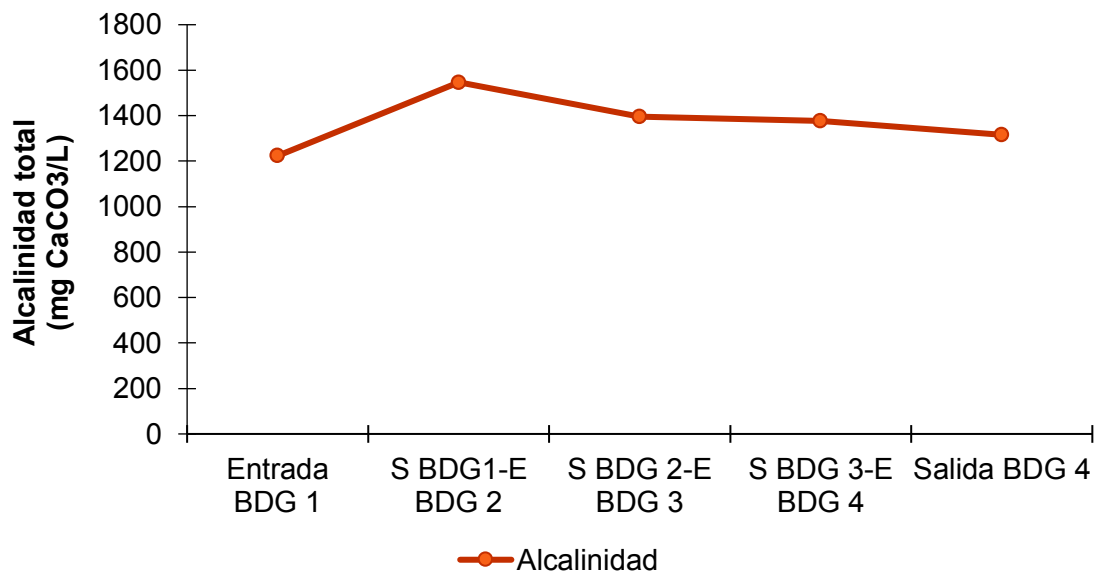
Los valores mínimos de AGV provenientes de aguas residuales de camal para ser tratados por procesos anaerobios son los reportados por Caixeta et al (2002) con 800 mg Ácido Acético/L. Valores que difieren al compararlos con las aguas

residuales de camal Metropolitano de Quito. No obstante, estos valores tan bajos se diferencian con el estudio realizado por Suarez (2018) usando para su análisis el mismo influente de la E BDG1, en el cual reporta un valor de 2.958 mg Ácido Acético/L, muestra que fue tomada al inicio del día. La diferencia de valores se debe a la hora del día en que se tomó la muestra, además de la fecha de demanda de carne.

4.2.4 ALCALINIDAD

En el Gráfico 4.5 se indica la concentración de Alcalinidad de los influentes y efluentes del sistema de cuatro biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

GRÁFICO 4. 5 VARIACIÓN DE LA ALCALINIDAD TOTAL EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

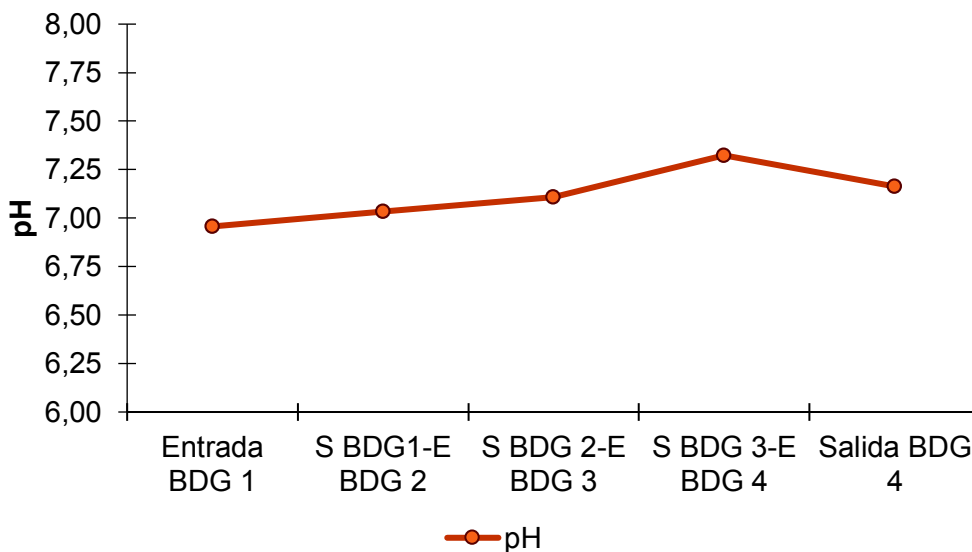
Para una óptima actividad biológica anaerobia, el rango de la alcalinidad está entre 1.500 a 3.000 mg CaCO₃/L (Gerardi, 2003). Para el influente de la E BDG1 la alcalinidad es de 1223 mg CaCO₃/L, a la S BDG1- E BDG2 es de 1.546 mg

CaCO₃/L. El incremento de este parámetro en la entrada y salida del B1 se atribuye a la acción de las bacterias formadoras de metano que consumen ácidos grasos volátiles y a la degradación de compuestos orgánicos de nitrógeno como aminoácidos y proteínas (Gerardi, 2003). A diferencia de ello, para los efluentes de la S BDG2- E BDG3, S BDG3- E BDG4 y S BDG4 los valores de AGV son 1.397, 1.377 y 1.317 mg CaCO₃/L respectivamente. Estos valores han disminuido con respecto a los valores de entrada para cada biodigestor. Lo que indica una cierta inestabilidad en el B2, B3 y B4. En estos biodigestores se puede estar produciendo toxicidad en la formación de las bacterias metanogénicas y probablemente la producción de metano decrecerá.

4.2.5 pH

En el Gráfico 4.6 se indica el pH de los influentes y efluentes del sistema de cuatro biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

GRÁFICO 4. 6 VARIACIÓN DEL pH EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Acorde a Díaz et al (2002), el reactor anaerobio debe operar entre un rango de pH de 6,8 a 7,5. La E BDG1 tiene un pH de 6,96, la S BDG1- E BDG2 de 7,03, la S

BDG2-E BDG3 de 7,11 y la S BDG3- E BDG4 de 7,32. En estos casos el influente incrementa el pH levemente tras su paso por cada biodigestor. En la S BDG4, disminuye ligeramente el pH. Acorde a Gerardi (2003), existen cambios bruscos de pH lo cual puede estar asociado con la alcalinidad en ese punto, considerando un aumento de pH como un indicador de una buena digestión anaerobia. Aunque, el pH realmente no establece una alta probabilidad de que realmente esté sucediendo con el consorcio bacteriano en el reactor (Gerardi, 2003).

Tratamientos aplicados a aguas residuales de camal, como el de Bustillo y Mehrvar (2015), muestran que el rango de pH para este tipo de residuo está entre 4,9 a 8,1. Por lo anteriormente expuesto, se puede decir que todos los puntos de los biodigestores están aptos para ser digeridos anaeróbicamente.

4.2.6 RELACIÓN ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES / ALCALINIDAD TOTAL

En la digestión anaerobia un indicador de la capacidad buffer del sistema es la relación AT/AGV. Según Díaz et al (2002) entre 0,2 y 0,4 esta capacidad es buena, lo que augura un buen proceso anaeróbico. En la Tabla 4.2 se indica la relación Ácidos Grasos Volátiles/Alcalinidad total.

TABLA 4. 2 RELACIÓN ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES/ALCALINIDAD TOTAL

MUESTRA	AGV/AT
E BDG 1	0,6
S BDG 1- E BDG 2	0,4
S BDG 2- E BDG 3	0,4
S BDG3 – E BDG4	0,4
S BDG 4	0,5

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Esta relación (AGV/AT) para los efluentes de S BDG 1- E BDG 2, S BDG 2- E BDG 3 y S BDG3 – E BDG4, indican que al menos el 60% de la alcalinidad total está en forma de alcalinidad bicarbonato, lo que significa que se logra tener una resistencia del pH a cambios bruscos como es la acumulación excesiva de AGV (Casanova, 2017). En cambio, esta relación para la E BDG1 y S BDG4 es de 0,6 y 0,5 respectivamente. Para lo cual, Gerardi (2003), reporta que valores de esta relación mayores a 0,5 es un indicativo de un digestor anaeróbico con posibles fallas a lo largo del proceso.

En definitiva, los influentes de la S BDG 1- E BDG 2, S BDG 2- E BDG 3 y S BDG3 – E BDG4 presentan una buena capacidad buffer y esto se ve reflejada en el pH inicial que está dentro de la capacidad de amortiguamiento que es entre 6,8 y 7. Para el influente de la E BDG1 y efluente de la S BDG4, esta relación sobrepasa el rango óptimo, lo cual repercute en la producción de metano y eliminación de materia orgánica.

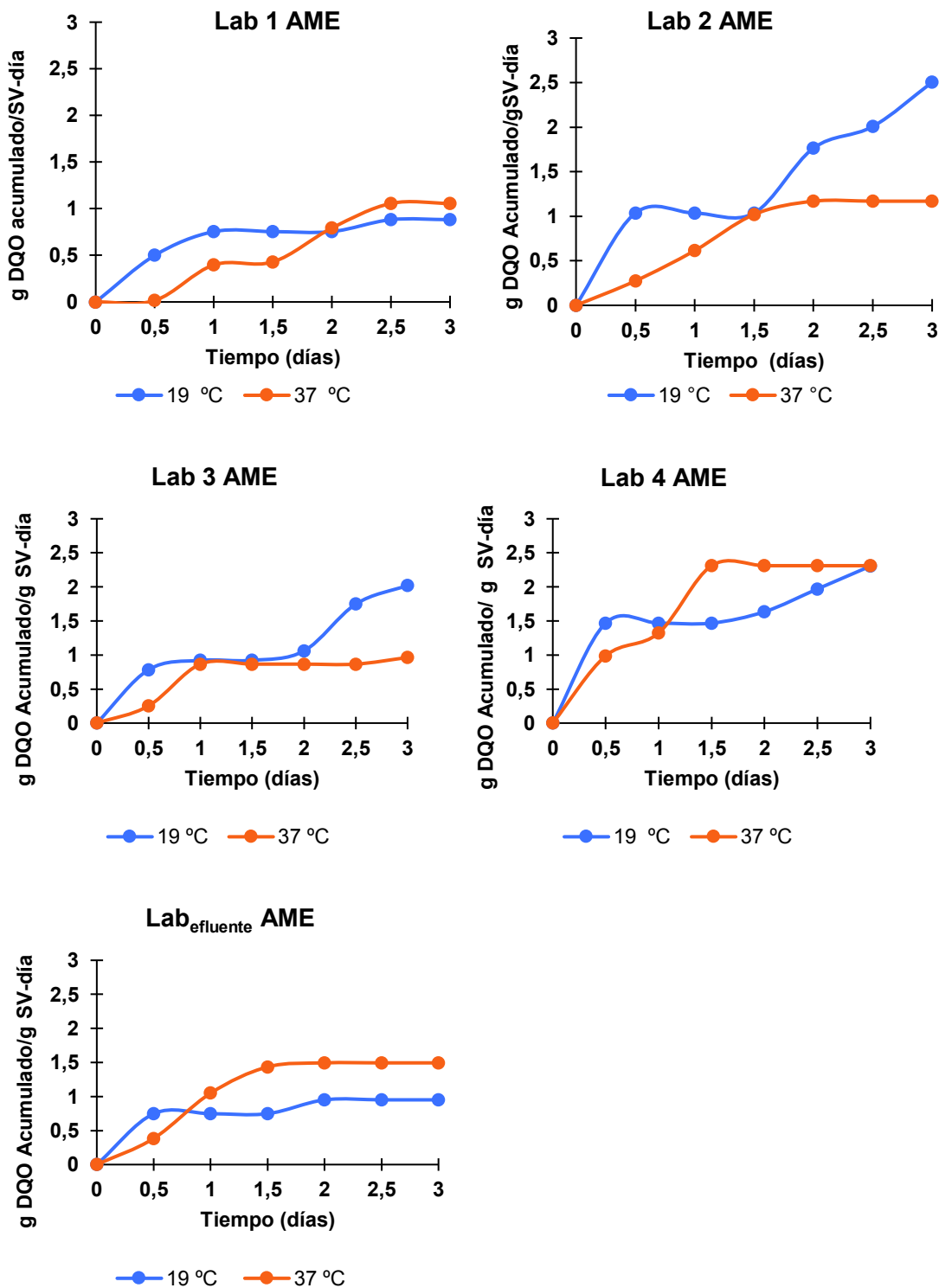
4.3 ACTIVIDAD METANOGÉNICA ESPECÍFICA

4.3.1 VALORES ACUMULADOS DE LAS MEDICIONES DEL ENSAYO DE AME

Los valores acumulados que se obtuvieron de las mediciones del ensayo de AME medidos cada 12 horas para cada una de las muestras analizadas, se indican en la figura 4.1.

Es importante recalcar que, para cada muestra se presenta una gráfica de g DQO acumulado/ g SV-día vs tiempo, la pendiente más pronunciada entre dos mediciones consecutivas da el resultado de la actividad metanogénica en esa muestra analizada.

FIGURA 4. 1 VALORES ACUMULADOS ESPECÍFICOS (g DQO ACUMULADO/g SV-DÍA) OBTENIDOS A PARTIR DE LAS MEDICIONES DEL ENSAYO DE AME A 19 Y 37 °C



Estudios concluyen que en el ensayo de AME trabajando con diferentes temperaturas, el periodo de latencia es menor para aquellas muestras que se encuentran en ambientes mesófilos (Ortiz, 2012). En este estudio, ocurre lo contrario con la muestra del reactor batch Lab 1 a 37 °C. Mientras que, las muestras a 19 °C presentan una rápida producción de metano, porque las bacterias del consorcio microbiano están acopladas a estas temperaturas. Esto se atribuye a que las muestras del presente análisis provienen de la planta piloto del Camal Metropolitano de Quito, donde la temperatura ambiental oscila entre 18 y 21 °C.

Además, Angelidaki et al (2011), menciona que del grupo de bacterias metanogénicas el orden de *Methanosarcina lacustris* y *Methanogenium frigidum* han sido reportados en ambientes psicrófilos. Otros estudios indican que las arqueas del género *Methanosarcina* han sido importantes en la producción de metano a temperaturas psicrófilas (Wei y Guo., 2018), este orden de bacterias (*Methanosarcina*), son parte del consorcio de metanógenos acetoclásticos (Ferrer y Pérez; 2010), por lo que se puede dar presumibles indicios de la presencia de este tipo de bacterias a 19 °C en los efluentes estudiados.

Para las cinco muestras estudiadas, a 19 °C, se visualiza una fase de estabilización, sin embargo, nuevamente continua la producción de metano. Este comportamiento da una clara idea de cómo se comportarían los reactores batch a esta temperatura. Para las muestras a 37 °C de los reactores batch Lab 1 y Lab 4, sucede algo similar, aunque este periodo de estabilización no es largo comparado con el de las muestras a 19 °C. Estos cambios bruscos en el tiempo de estabilización (19 °C), puede ser porque no se mantiene una temperatura uniforme a lo largo de todo el digestor ya que están a temperatura ambiente. La variación de temperatura, inclusive de pequeños grados centígrados, da lugar a una actividad de los microorganismos no deseada. Esto genera la inhibición de algunas bacterias especialmente a las formadoras de metano (Gerardi, 2003). Por todo ello se puede decir que, en las muestras a 19 °C debido a las variaciones de temperatura, cierta cantidad del grupo de las bacterias metanogénicas se inhiben o mueren (fase de estabilización) y las que quedan siguen con la producción de metano.

4.3.2 ANÁLISIS ESTADÍSTICO PARA LA OBTENCIÓN DEL VALOR DE AME

El análisis estadístico para obtener el valor del ensayo de AME a 19 y 37 °C se generó a partir de los datos acumulados obtenidos en las gráficas de la Figura 4.1. En la Tabla 4.3 se presenta el valor de AME para cada muestra analizada y su equivalencia en $\text{m}^3\text{CH}_4 / \text{kg SV-día}$. Dicha equivalencia sale a partir del factor de conversión de g DQO a ml de CH_4 , acorde a la tabla 2.2 del numeral 2.3.2.3.3.

TABLA 4. 3 VALORES ESPECÍFICOS DE LA ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECÍFICA PARA 19 Y 37 °C

REACTOR	ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECÍFICA PARA 19 °C			ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECÍFICA PARA 37 °C		
	AME (g DQO / g SV-día)	$\text{m}^3\text{CH}_4 / \text{kg SV-día}$	COEFICIENTE DE DETERMINACIÓN r^2	AME (g DQO / g SV-día)	$\text{m}^3\text{CH}_4 / \text{kg SV-día}$	COEFICIENTE DE DETERMINACIÓN r^2
Lab 1 AME	0,50	0,18	0,84	0,44	0,17	0,95
Lab 2 AME	0,73	0,26	0,91	0,68	0,27	0,99
Lab 3 AME	0,58	0,21	0,90	0,64	0,26	0,89
Lab 4 AME	0,58	0,20	0,74	1,45	0,58	0,97
Lab _{efluente} AME	0,38	0,13	0,67	0,51	0,20	0,80

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

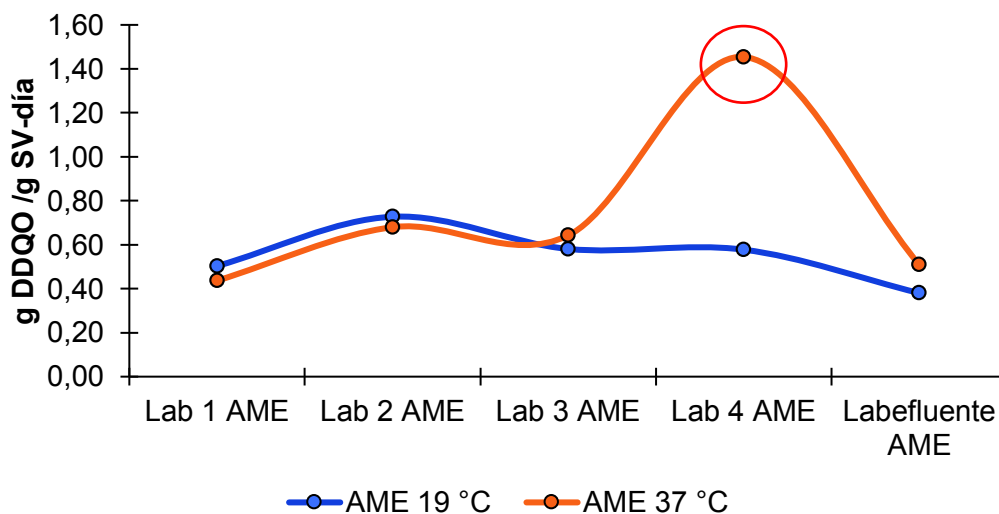
En la muestra que contiene el reactor batch Lab 2 el valor de AME en g DQO/ Kg SV-día es ligeramente mayor a 19 °C que a 37 °C, sin embargo, la diferencia no es relevante. Este valor en $\text{m}^3\text{CH}_4 / \text{kg SV-día}$ es mayor a 37 °C, debido al factor de conversión de g DQO a ml de CH_4 , acorde a la tabla 2.2 del numeral 2.3.2.3.3. Para

este estudio el factor de conversión fue de 1 g DQO equivale a 354,6 ml de CH₄ a 19 °C y 1 g DQO equivale a 397,4 ml de CH₄ a 37 °C.

A partir del factor de conversión de mL CH₄ equivalente a 1 g DQO, expresado en la tabla 2.2, del numeral 2.3.2.2.3, se estiman los valores del AME obtenidos a 19 y 37 °C en m³CH₄/ kg SV-día. Para 19 °C los valores están entre 0,13 y 0,26 m³CH₄ / kg SV-día. Para 37 °C, los valores se encuentran entre 0,17 y 0,27 m³CH₄ / kg SV-día, excepto para el efluente del reactor batch Lab 4 cuyo valor del AME dio 0,58 m³CH₄ / kg SV-día, por lo que se considera un valor atípico y no es tomado en cuenta para el análisis. Para los valores de AME a 37 °C, dados en m³CH₄ / kg SV-día, en los cuales se utilizó el factor de conversión dado por Montalvo y Guerrero expuesto en la tabla 2.2, se comparará más adelante con los resultados arrojados por el ensayo del AME, pero con la diferencia del factor de conversión. Este factor de conversión se sacó a partir de los resultados del ensayo de PBM para cada muestra analizada.

A continuación, en el Gráfico 4.7 se muestra el ensayo de AME para las muestras analizadas en los cinco reactores tanto a 19 y 37 °C.

GRÁFICO 4. 7 ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECÍFICA PARA LOS CINCO PUNTOS MUESTREADOS A 19 Y 37 °C



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Wei y Guo (2018), establecen que a temperaturas psicrófilas y mesófilas, la producción máxima de metano acumulado es similar. La diferencia es el tiempo de fermentación prolongado a temperatura ambiente. Esta similitud de generación se debe a la aclimatación de la comunidad microbiana a la temperatura de operación (Connaughton et al., 2006).

En las muestras analizadas a 19 y 37 °C, el valor del AME, es similar para todos los efluentes a excepción del efluente del reactor Lab 4 AME. En este punto el valor del AME se eleva demasiado, por lo que se podría decir que es una muestra atípica del efluente en la cual existió un error en las mediciones y no será tomada en cuenta para el análisis.

A condiciones ambientales (19 °C) para el influente del reactor batch Lab 1 AME y Lab 2 AME, el valor del AME es ligeramente mayor. Estos valores pueden ser porque el consorcio microbiano está adaptado a esta temperatura y la cantidad de materia orgánica disponible es alta para el efluente del reactor batch Lab 1. Para los efluentes del reactor batch Lab3 y Lab_{efluente}, sucede lo contrario, es decir, existe un aumento pequeño del valor de AME a 37 °C.

En definitiva, el efecto de la temperatura en la producción de metano apenas varía en el valor de la AME. Por ende, el grupo de bacterias metanogénicas acetoclásticas no son susceptibles a ambientes psicrófilos y están bien acopladas tanto a 19 y a 37 °C.

4.4 ENSAYO DEL POTENCIAL DE BIOMETANIZACIÓN (PBM)

A continuación, se muestra los resultados finales de los ensayos realizados al efluente de cada reactor batch a escala laboratorio que contenían los diferentes puntos de muestreo. Estos fueron analizados después de haber pasado 121 días en los reactores tipo batch. En la tabla 4.4 se indica los valores de cada parámetro llevado a cabo.

TABLA 4. 4 CARACTERIZACIÓN DE LOS REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO

CARACTERIZACIÓN		Reactor Batch											
		Lab 1		Lab 2		Lab 3		Lab 4		Lab _{efluente}			
Parámetro	Unidades	INICIAL	FINAL	INICIAL	FINAL	INICIAL	FINAL	INICIAL	FINAL	INICIAL	FINAL	INICIAL	FINAL
ST	mg/L	2745,83	1602,50	1220,00	1190,00	1070,00	800,00	1000,00	920,00	990,00	820,00		
SV	mg/L	2180,83	985,00	690,00	540,00	550,00	300,00	550,00	460,00	490,00	400,00		
DQO	m DQO/L	3235,00	1663,33	1715,00	740,00	1375,00	671,67	1240,00	838,33	1455,00	1020,00		
AGV	mg Ac. Acético/L	676,00	2440,00	664,00	120,00	540,00	240,00	596,00	480,00	656,00	220,00		
AT	mg CaCO ₃ /l	1223,33	1220,00	1546,67	1253,33	1396,67	1196,67	1376,67	1220,00	1316,67	1106,67		
pH		6,96	7,80	7,03	7,51	7,11	7,50	7,32	7,34	7,16	7,18		
Metano	m ³ / kg SV _{ad}	-	0,23	-	0,39	-	0,35	-	0,29	-	0,32		

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

4.4.1 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO

A continuación, se muestra la Tabla 4.5 que presenta la concentración de sólidos totales y finales de cada muestra analizada antes y después del proceso anaeróbico llevado a cabo en los reactores batch.

TABLA 4. 5 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DE LOS REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO

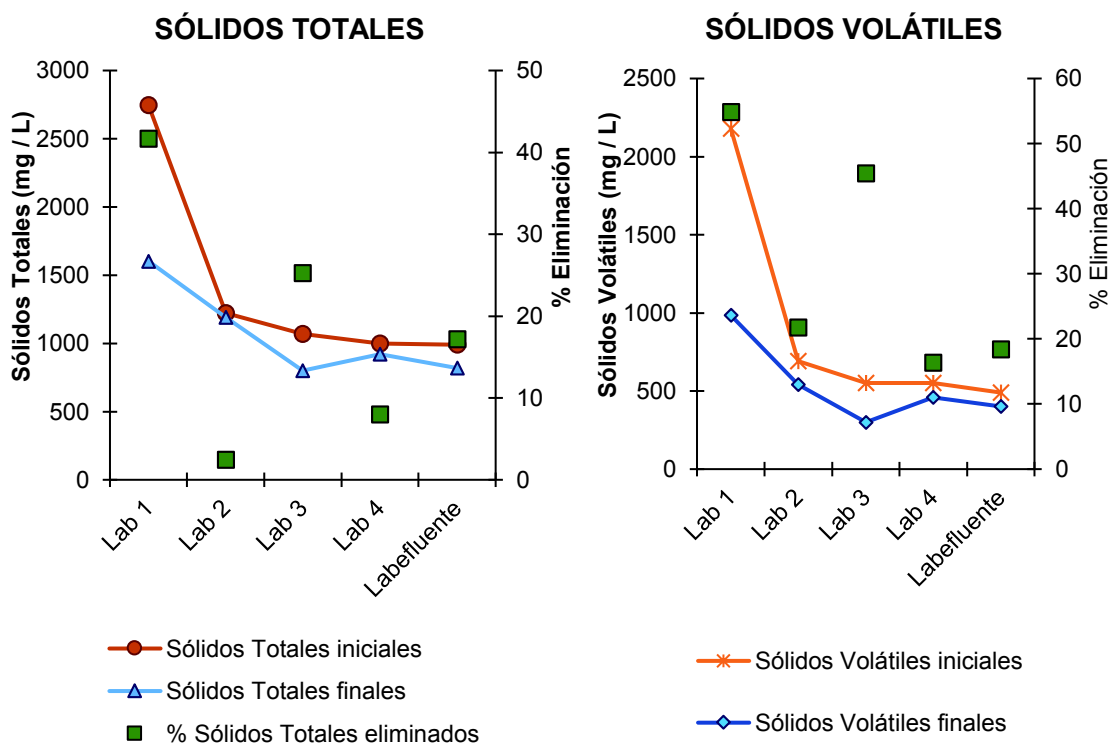
Muestra	Unidades	SÓLIDOS TOTALES			SÓLIDOS VOLÁTILES		
		INICIAL Valor	FINAL Valor	% ELIMINACIÓN	INICIAL Valor	FINAL Valor	% ELIMINACIÓN
Lab 1		2745,83	1602,50	41,64	2180,83	985,00	54,83
Lab 2		1220,00	1190,00	2,46	690,00	540,00	21,74
Lab 3	mg/L	1070,00	800,00	25,23	550,00	300,00	45,45
Lab 4		1000,00	920,00	8,00	550,00	460,00	16,36
Lab _{efluente}		990,00	820,00	17,17	490,00	400,00	18,37

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Como se puede observar la mayor remoción lo realiza el reactor batch que contiene el influente del reactor batch Lab 1 con un 54,83%, seguida por el reactor batch Lab 3 con 45,45%. Para las demás muestras que también pasaron por un proceso anaerobio en reactores batch la remoción de materia orgánica (ST y SV) es relativa, es decir los valores son similares, por lo cual induce a que los reactores no son óptimos en esos puntos.

En el siguiente Gráfico 4.8 se indica la concentración de ST y SV a la entrada y salida del reactor batch.

GRÁFICO 4. 8 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DEL REACTOR BATCH



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Estudios han demostrado que, a las mismas condiciones de operación, usando panza de ganado las eficiencias de eliminación de SV están entre 32,9 y 55,5 % (Nkemka y Hao, 2016). Castro et al (2016), afirman que al usar aguas residuales provenientes de camal se elimina cerca del 45 % de SV, valores que están acordes a los resultados obtenidos en cuanto a tecnología anaerobia.

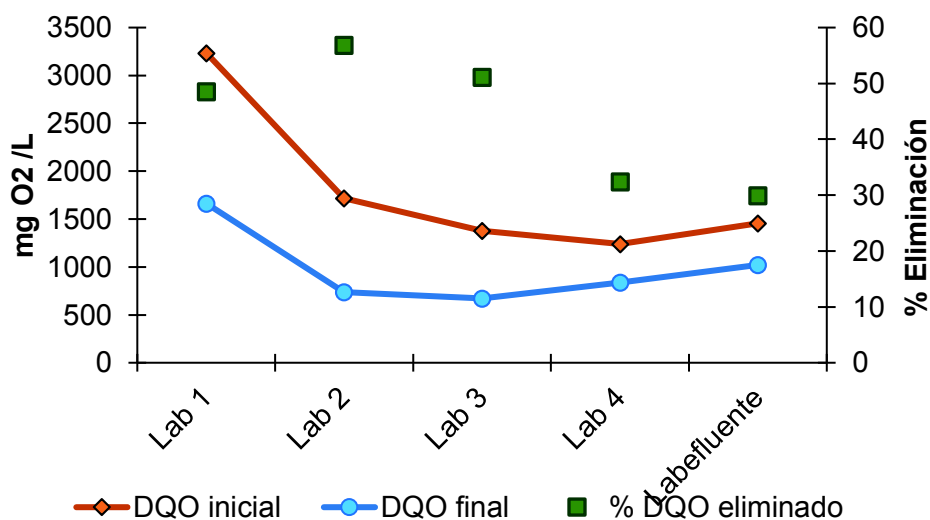
En esta investigación, los valores de eliminación que dieron después del tratamiento anaerobio en reactores batch a escala laboratorio fueron altos para para ST y SV. No obstante, la eliminación de SV es mayor que la de ST, esto se ve reflejada en todas las muestras analizadas. Los efluentes de los reactores batch Lab 1 y Lab 3, fueron los efluentes que mayor porcentaje de eliminación de SV arrojaron con 55 y 45 % respectivamente. Para los otros efluentes la eliminación de SV fue para Lab 2 de 22 %, Lab_{efluente} de 18% y Lab 4 de 16 %. Esta disminución

en la concentración de SV es una pauta de que el reactor anaerobio está funcionando correctamente (Gerardi, 2003). En definitiva, las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito son eficaces para ser tratadas por digestión anaerobia ya que los porcentajes de SV eliminados corresponden al rango descrito anteriormente por literatura.

4.4.2 DQO DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO

A continuación, en el Gráfico 4.9 se indica los resultados de la DQO que se obtuvo de los influentes y efluentes de las diferentes muestras que se colocaron en los reactores batch.

GRÁFICO 4. 9 DQO DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

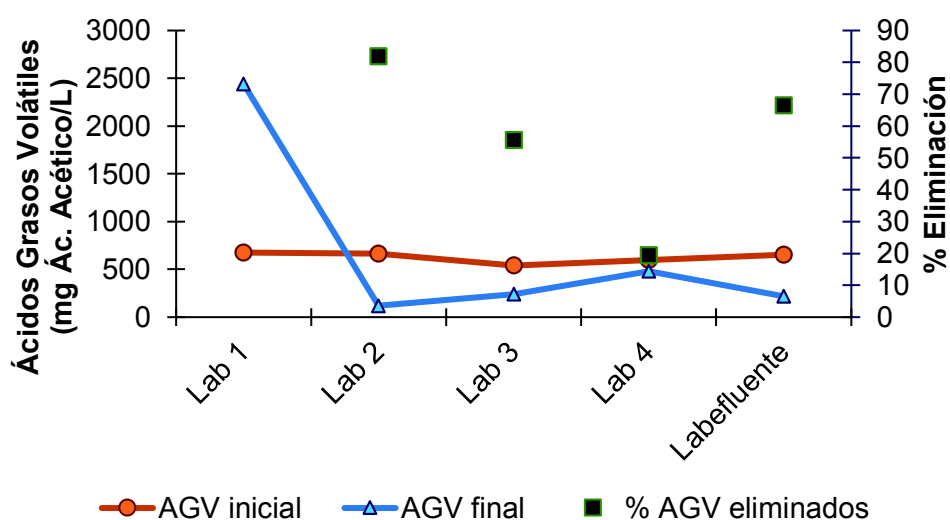
Castro et al (2016) afirma que el porcentaje de eliminación para aguas residuales de camal, que ha pasado por un proceso anaerobio a condiciones operacionales similares a las aplicadas en este estudio, es del 48%. Otros estudios afirman que la eliminación de DQO puede llegar hasta el 80% (Flores, 2014).

La eficiencia de eliminación de DQO para las muestras analizadas, dan que los efluentes que se encuentran en los reactores batch Lab 2, Lab 3 y Lab 1 son los que mayor porcentaje de eliminación tienen con 57, 51 y 49 % respectivamente. Para los efluentes de los reactores batch Lab 4 y Lab_{efluente} la eliminación de DQO es de 32 y 30 % respectivamente. Estos resultados de DQO removida están relacionados con el porcentaje de eliminación de SV, puesto que en los dos casos el porcentaje de eliminación es alto para los efluentes de los reactores batch Lab 1, Lab 2 y Lab 3. En cualquier caso, se deduce que la digestión anaerobia en los tres reactores antes mencionados es óptima porque eliminan cerca del 50% de materia orgánica.

4.4.3 ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO

A continuación, en el Gráfico 4.10 se indica los resultados de la concentración de AGV que se obtuvo de los reactores batch.

GRÁFICO 4. 10 ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

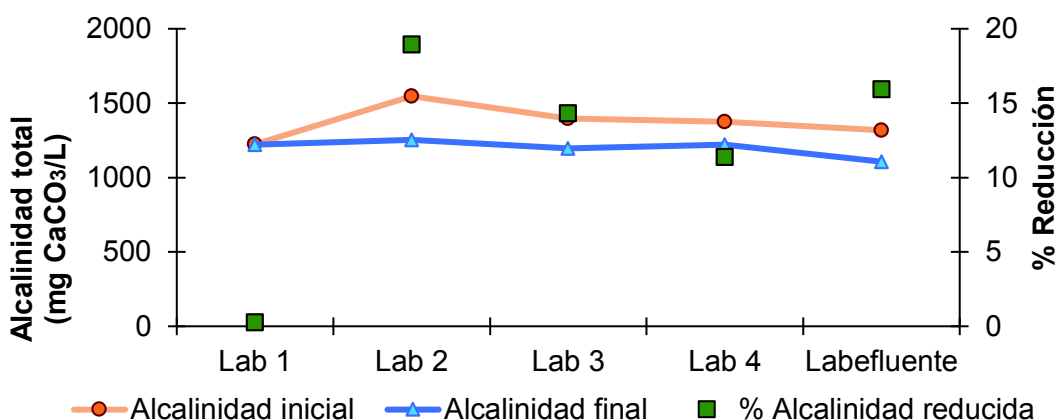
Los AGV presentes en aguas residuales de camal, después de pasar por un proceso de digestión anaerobia pueden tener porcentajes de eliminación cercanos al 63 %, con una concentración de AGV en el efluente de 325 mg Ácido Acético/L, como lo indica el estudio de Rodríguez et al (2002). Cabe recalcar que las concentraciones de AGV en el efluente de este tipo de residuos varia, debido a las distintas características de las aguas residuales de camal.

Para este estudio, el efluente del reactor batch Lab 2, Lab_{efluente} y Lab 3, presentan una reducción en la concentración de AGV con respecto a la caracterización inicial antes del tratamiento anaerobio de 81,93%, 66,46% y 55,56% respectivamente. Esto significa que la etapa de la metanogénesis se dio sin ningún inconveniente en estos reactores. Los porcentajes de eliminación de la concentración de AGV están dentro de los reportados por la literatura, lo que indica que el tratamiento anaerobio de este tipo de residuo si es aplicable. Por otro lado, el efluente del reactor Lab 1 presenta un aumento significativo cerca del 260% con respecto a la concentración inicial. Acorde a estudios realizado por Hanaki et al (1981) esto genera un retraso en la producción de metano y es un indicador de un reactor anaeróbico inestable porque inhibe la capacidad de las bacterias formadoras de metano (Gerardi, 2003).

4.4.4 ALCALINIDAD DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO

A continuación, en el Gráfico 4.11 se indica los resultados de la Alcalinidad total que se obtuvo de los influentes y efluentes de las diferentes muestras que se colocaron en los reactores batch.

GRÁFICO 4. 11 ALCALINIDAD TOTAL DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

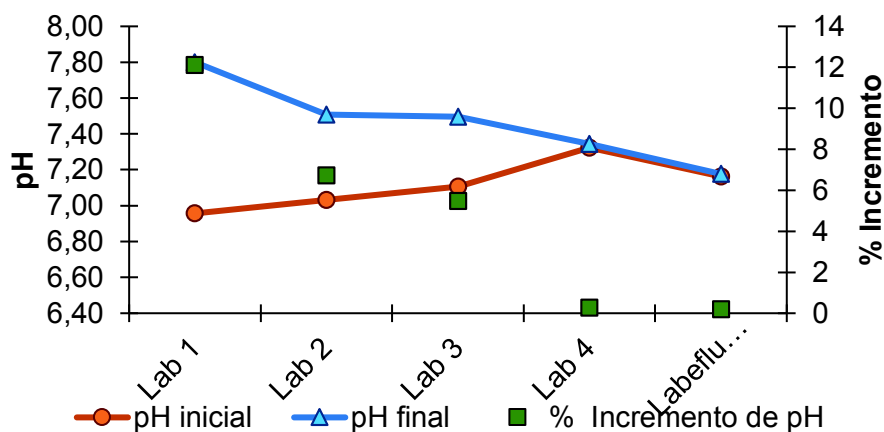
Se tuvo una mayor reducción de alcalinidad para los efluentes de los reactores batch Lab2, Lab_{efluente} y Lab 3 de 18,97 %, 15,95%, 14,32% respectivamente. Sin mucha diferencia sigue los efluentes del reactor batch Lab 4 con 11,38% y el efluente del reactor Lab 1 tuvo una nula disminución con 0,27%. Esta baja de alcalinidad se puede atribuir a la disminución del nitrógeno total tal como lo menciona Harris et al (2018). Lo que induce a que, durante el proceso de digestión anaerobia, para los reactores que presentaron una alta reducción en la alcalinidad, no existió acumulación de nitrógeno amoniacal impidiendo de esta manera alguna inhibición o problemas con las bacterias metanogénicas. A pesar de esa afirmación Gerardi (2003) aduce que la baja de alcalinidad es un indicador de toxicidad en el proceso anaeróbico y que es posible por factores como a) acumulación de AGV debido a fallas por parte de las bacterias metanogénicas para convertir los ácidos orgánicos en metano, o por la presencia de residuos que inhiben la formación de metano por parte de las bacterias metanogénicas. En definitiva, a pesar de que la alcalinidad disminuyó a lo largo del proceso anaeróbico, se comprobó que ésta pudo neutralizar los ácidos grasos del efluente del reactor batch Lab 2, Lab 3 y Lab_{efluente}, porque en esos casos la concentración de ácidos grasos disminuyó significativamente. Lo que es un indicio de una producción de metano sin inhibición

de AGV y amonio, pues esta baja de alcalinidad indica que no se dio la liberación de grupos amino.

4.4.5 PH DESPUÉS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO

A continuación, en el Gráfico 4.12 se indica los resultados del pH que se obtuvo de los influentes y efluentes de las diferentes muestras que se colocaron en los reactores batch.

GRÁFICO 4. 12 pH DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DE REACTORES BATCH A ESCALA LABORATORIO



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Acorde a Gerardi (2003) el pH al inicio de un proceso anaeróbico decrece por la producción de AGV. A pesar de ello, las bacterias formadoras de metano empiezan a consumir los AGV, se produce la alcalinidad y el pH incrementa y se estabiliza. Castro et al (2016), menciona en su estudio, que el pH durante el tratamiento anaerobio fue de 8 a 8,5. En cambio para Rodríguez et al (2002), la variación de pH durante su investigación de digestión anaerobia aplicada a aguas residuales de camal fue de 7,1 a 8,2.

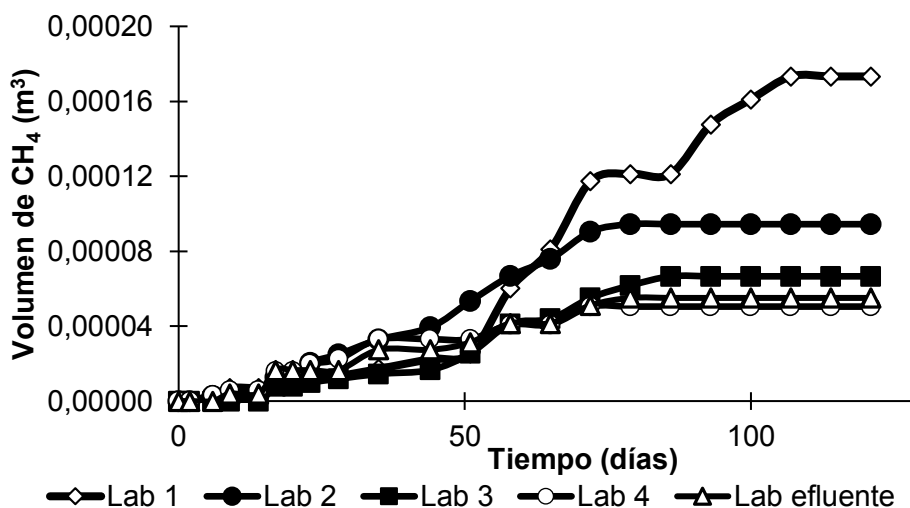
Los reactores batch al cabo de 121 días de haber pasado por el proceso de digestión anaerobia presentaron un pH de entre 7,2 y 7,8. Todas las muestras

analizadas tuvieron un incremento de pH en el efluente. Los efluentes de los reactores batch que mas aumentaron su pH fue el Lab 1, Lab 2 y Lab 3. Para los efluentes de los reactores batch Lab 4 y Lab_{efluente}, no fue un aumento notorio. Todo esto indica la ausencia de compuestos tóxicos letales para la digestión anaerobia, siendo capaces de producir metano. Estos incrementos significativos de pH tuvieron relación con la disminución de los AGV en los mismos reactores (Lab 2 y Lab 3). Por lo que se concluye que estos dos parámetros están correlacionados inversamente tal como lo dice Gerardi (2003).

4.4.6 PRODUCCIÓN DE METANO EN REACTORES BATCH (ENSAYO DE PBM)

En las gráficas 4.13 y 4.14, se puede apreciar la fase de latencia, producción y finalización de la producción de metano para las aguas residuales del camal Metropolitano de Quito que corresponden a los reactores Lab 1, Lab 2, Lab 3, Lab 4, Lab_{efluente}. Los datos presentados en estas gráficas se encuentran normalizados a condiciones ideales acorde a la ecuación 3.3 presentada en el numeral 3.5.3.4.

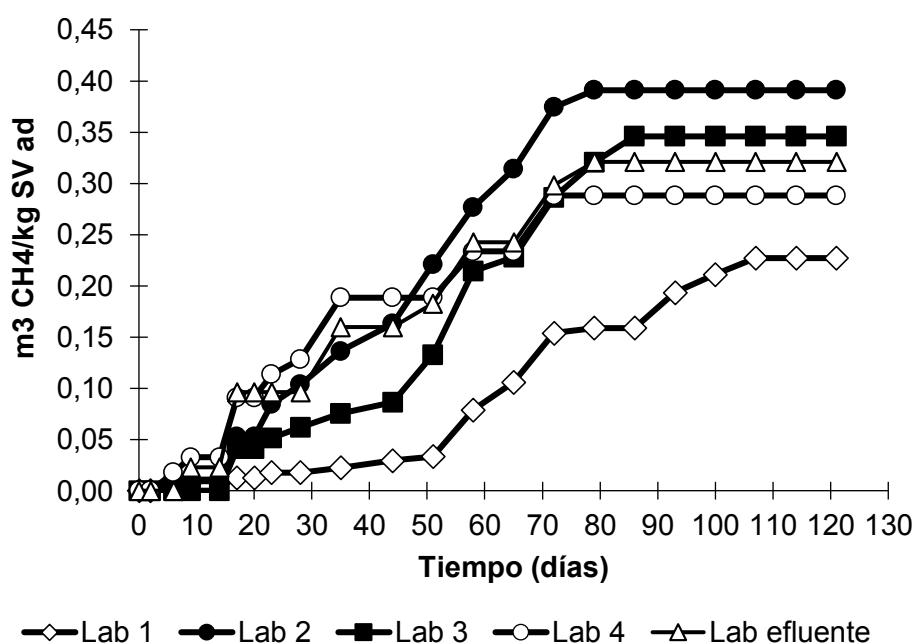
GRÁFICO 4. 13 PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE METANO ACUMULADO (m³) PARA LOS CINCO PUNTOS MUESTREADOS OPERADOS A 37 °C



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

A partir de estos resultados, se puede obtener la producción de metano por m^3 de agua residual (A.R.). Entonces, el orden de producción de metano (m^3 metano/ m^3 A.R.) entre los reactores analizados con una temperatura de operación de $37\text{ }^\circ\text{C}$ es, el reactor Lab 1 fue el que mayor cantidad de metano genera con $0,5$ (m^3 metano/ m^3 A.R.). El efluente del reactor batch Lab 2 con $0,27$ (m^3 metano/ m^3 A.R.), el efluente del reactor Lab 3 con $0,19$ (m^3 metano/ m^3 A.R.) y los efluentes de los reactores batch Lab efluente y Lab 4 con $0,16$ y $0,14$ (m^3 metano/ m^3 A.R.) respectivamente. Estos resultados son diferentes con los descritos por Castro et al (2016), en el cual usa aguas residuales de un camal en Colombia operados anaeróticamente a $37\text{ }^\circ\text{C}$ en reactores batch, sus resultados son que por cada m^3 agua residual se obtiene aproximadamente 16 m^3 de metano. Esto puede ser por la diferencia de la concentración de sólidos volátiles que ingresan al proceso de digestión anaerobia. Pues, Castro et al (2016), reporta una concentración de SV que ingresan a los reactores batch de $21,9\text{ mg/L}$; y la concentración del Camal Metropolitano de Quito es de apenas $2,18\text{ mg/L}$.

GRÁFICO 4. 14 PRODUCCIÓN ESPECÍFICA DE METANO ACUMULADO (m^3/kg SV_{ad}) PARA LOS CINCO PUNTOS MUESTREADOS OPERADOS A $37\text{ }^\circ\text{C}$



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Gerardi (2003), expresa que un rango aceptable de la producción de biogás obtenido a través de la digestión anaerobia es de 0,62 a 1,56 m³/Kg SSV. En tanto, Castro et al (2016) reporta valores de la producción de metano a partir de aguas residuales de camal, en condiciones similares a las ejecutadas en este estudio de 0,73 m³ CH₄/kg SV_{ad} a 37 °C.

Para este caso, la producción de metano/ kg SV_{ad} está entre 0,23 y 0,39. Esta diferencia de valores en cuanto a la producción de metano en m³/ kg SV_{ad}, expuestos anteriormente por bibliografía, se debe a las diferencias en las características y procesos de pretratamiento que tienen las aguas residuales en los camales.

Para los efluentes de los reactores Lab 2 y Lab 3, fueron los que más cantidad de metano generaron 0,39 y 0,35 (m³/kg SV_{ad}) respectivamente. Esto se relaciona con la eficiencia en eliminación de materia orgánica (DQO), reducción considerable de AGV, aumento de pH y la relación AGV/AT que está dentro del rango óptimo. A más de ello, esta producción de metano en los efluentes de los reactores Lab 2 y Lab 3, está relacionado con la presencia de metanogénicos acetoclásticos. Pues a través del ensayo de AME, en estos dos reactores (Lab 2 y Lab 3), se obtuvo la mayor cantidad de metano/ kg SV-día generado a partir de este grupo de bacterias dentro de las muestras analizadas.

El efluente del reactor Lab_{efluente} tuvo una alta producción de metano 0,32 (m³/kg SV_{ad}), a pesar de que la eliminación de materia orgánica no fue alta (DQO) y la relación de AGV/AT no está dentro del rango, se notó una eliminación de AGV y aumento de pH. El efluente del reactor Lab 4 generó 0,29 m³/kg SV_{ad}, no tuvo eficiencia en la eliminación de materia orgánica ni de AGV, no obstante, la relación AGV/AT se encuentra dentro del rango para una estabilidad en la digestión anaerobia.

El efluente del reactor Lab 1, la producción de metano/ kg SV_{ad} fue menor en comparación con los otros reactores. Aquí, la fase de latencia fue larga aproximadamente de 58 días. Esto pudo ser porque se dio una acumulación de

AGV, donde se afectó a las bacterias formadoras de metano, sin embargo, la alcalinidad se mantuvo igual que al inicio del proceso anaerobio. Geradi (2003), menciona que cuando se produce el decrecimiento en la producción de biogás y la alcalinidad no se ve afectada, es porque existe una toxicidad en las bacterias formadoras de metano y ácido. Por ende, en esta muestra, a pesar de tener una concentración de materia orgánica alta para ser digerida, estos dos grupos de bacterias se vieron alterados e influenció en la producción de metano. Sin embargo, la eficiencia de eliminación de materia orgánica fue alrededor del 50%.

En conclusión, por lo antes mencionado, los biodigestores a escala real que producen mayor cantidad de metano/ m^3 A.R. operados a $37\text{ }^\circ\text{C}$ y tienen una eficiencia en la eliminación de materia orgánica de alrededor el 50% son los B1 y B2. El potencial de producción de metano de las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito, al ser aplicadas un tratamiento anaerobio a $37\text{ }^\circ\text{C}$, son capaces de producir $0,5\text{ m}^3$ de metano por cada m^3 de agua residual.

4.4.6.1 Relación AME y PBM

El ensayo de AME da un pronóstico de cómo se comportarán los reactores a largo plazo. Para el presente estudio, los resultados del AME estuvieron a la par con los del ensayo del PBM. Entonces, el orden de producción de metano (m^3 metano/ kg SV_{ad} .) para el ensayo de PBM y AME (m^3 CH_4/kg SV_{ad}) fue el mismo. Acorde a bibliografía, 1 g DQO removido genera cierto volumen de metano. Por lo tanto, en base a los resultados expuestos por el ensayo de PBM en cada reactor, se obtiene el factor de conversión de 1g DQO removido a volumen de metano (ml). Este factor de conversión se aplica a los datos obtenidos para el ensayo de AME (g DQO/ g SV -día) y se obtiene el valor de AME en m^3 CH_4/kg SV_{ad} . Con ello se genera el factor de conversión para cada muestra y se ve la desviación que se tiene usando el factor de conversión propuesto por bibliografía y el que se sacó experimentalmente. A continuación, se muestra la Tabla 4.6, donde se indica los valores del ensayo de AME usando el factor de conversión dado por bibliografía y el sacado a partir del ensayo del PBM.

TABLA 4. 6 RELACIÓN AME-PBM, VALORES DEL AME USANDO EL FACTOR DE CONVERSION A PARTIR DEL ENSAYO DE PBM

Reactor	g DQO removido	m ³ CH ₄ producido en cada reactor (ensayo PBM)	Factor de conversión a partir del ensayo del PBM: 1 g DQO a ml metano	m ³ CH ₄ / kg SV-día (usando factor de conversión de Referencia Bibliográfica)	m ³ CH ₄ / kg SV-día a partir del factor de conversión del ensayo de PBM	Desviación Estándar
Lab 1 AME	0,55	0,00017	314,9884779	0,17	0,14	3%
Lab 2 AME	0,34	0,00009	276,6663992	0,27	0,19	6%
Lab 3 AME	0,25	0,000067	270,4956979	0,26	0,17	6%
Lab 4 AME	0,14	0,000050	358,7579797	NA	NA	NA
Lab efluente	0,15	0,000055	361,5875124	0,20	0,18	1%

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Al usar el factor de conversión dado a partir del ensayo de PBM, el orden de producción de metano se mantiene a excepción del reactor Lab 4 AME y Lab_{efluente}. Aquí el reactor Lab_{efluente} genera levemente un poco más de CH₄ que el reactor Lab 3. En cambio, al usar el factor de conversión dado por bibliografía el reactor Lab 4 presenta mayor cantidad de CH₄ que el reactor Lab_{efluente}. En definitiva, el factor sacado experimentalmente y el teórico no tienen mucha diferencia en los resultados finales. El ensayo del PBM tuvo mucha concordancia con lo obtenido en el ensayo de AME, el cual fue de poca duración (tres días) y los resultados de generación de metano para el caso del AME fueron similares con los del metano para el caso del PBM.

4.5 ANÁLISIS CINÉTICO

Para aplicar la ecuación del Modelo Modificado de Gompertz se tiene el supuesto que la tasa de producción de metano es proporcional a la actividad microbiana en

digestores anaeróbicos (Pan et al., 2016). En la presente investigación, los datos obtenidos experimentalmente en reactores batch en laboratorio a temperatura óptima (37 °C) se acopla a este supuesto porque el volumen de metano generado después de un lapso de tiempo llegó a un punto en el cual se estabilizó, es decir el consorcio microbiano dejó de actuar, pues los microorganismos murieron.

4.5.1 ECUACION DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPERTZ Y MODELO LOGÍSTICO

4.5.1.1 *Aplicación del software Matlab para determinar el modelo que más se ajuste a los datos experimentales*

A partir del coeficiente de determinación (r^2) y el RMSE de las tablas 4.7 y 4.8, se eligió a la ecuación del Modelo Modificado de Gompertz para ser aplicada al software Matlab y que determine el valor de $R_{\text{máx}}$. Véase Anexo 4 y 5, en donde constan las corridas que se obtuvo en cada caso.

TABLA 4. 7 CÁLCULO DE $R_{\text{MÁX}}$ DADO POR SOFTWARE MATLAB APLICANDO LA ECUACION DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPERTZ (37 °C)

Reactor	Rmax	r^2	RMSE
Lab 1	0,002231	0,903	0,02791
Lab 2	0,005739	0,9656	0,03036
Lab 3	0,005477	0,9691	0,02595
Lab 4	0,005693	0,978	0,01651
Lab _{efluente}	0,005578	0,968	0,02254

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

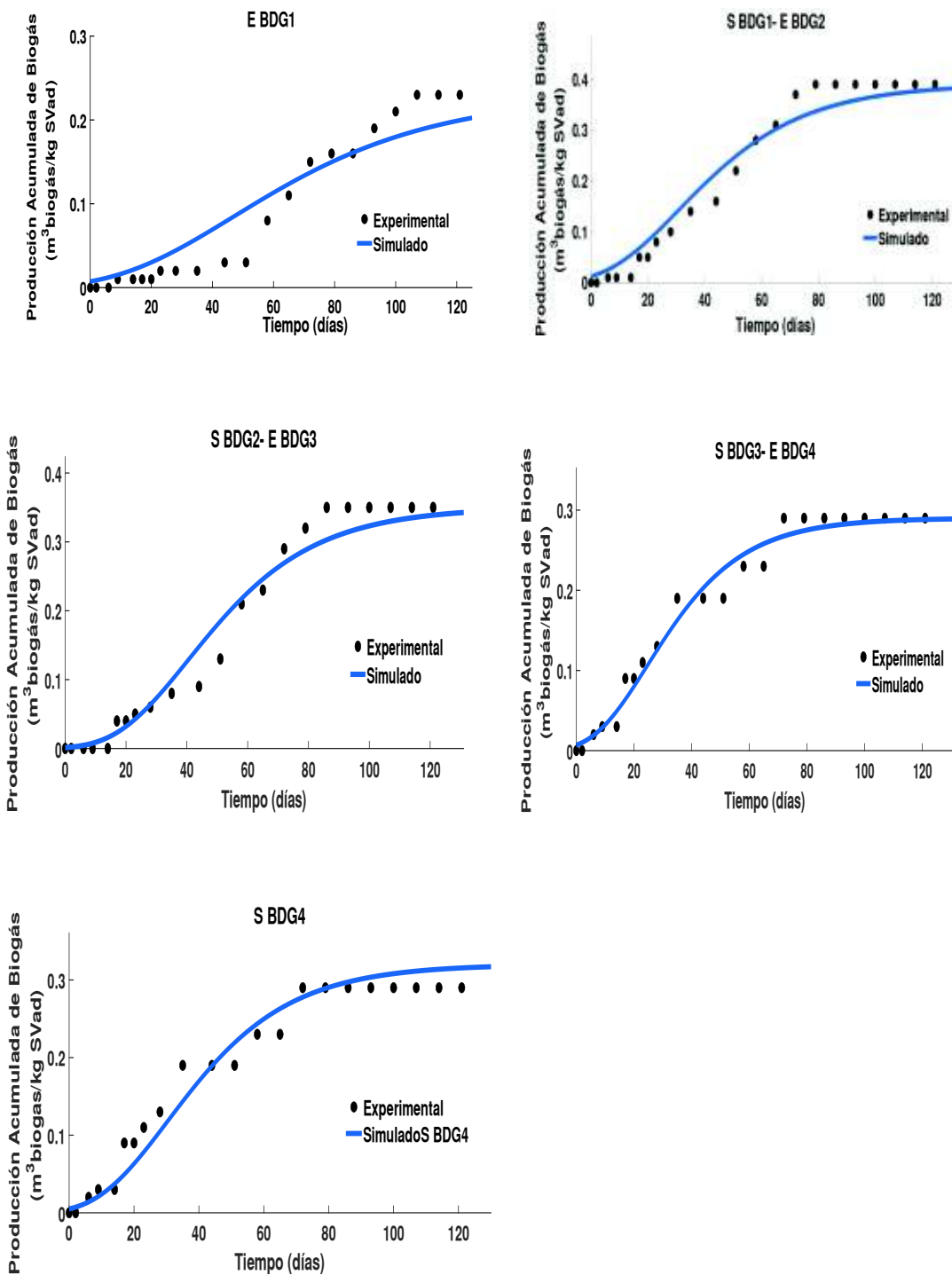
**TABLA 4. 8 CÁLCULO DE RMÁX DADO POR SOFTWARE MATLAB
APLICANDO LA ECUACION DEL MODELO LOGÍSTICO (37 °C)**

Reactor	Rmax	r2	RMSE
Lab 1	0,002167	0,8968	0,02879
Lab 2	0,005415	0,9627	0,03162
Lab 3	0,005179	0,9729	0,02428
Lab 4	0,005218	0,9689	0,01964
Labefluente	0,005116	0,968	0,02256

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

A continuación, en la Figura 4.2, se muestra las gráficas con los datos experimentales simulados con el Modelo Modificado de Gompertz.

FIGURA 4. 2 SIMULACIÓN DE DATOS EXPERIMENTALES A 37 °C DE LA PRODUCCIÓN DE METANO APLICANDO LA ECUACION DEL MODELO MODIFICADO DE GOMPERTZ USANDO SOFTWARE MATLAB



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

4.5.1.2 Constante k_1 (37 °C), k_2 (19 °C), $R_{m\acute{a}x}$ (19 °C) (Modelo Modificado de Gompertz)

A continuaci3n, la Tabla 4.9 muestra el c3lculo de las constantes k_1 , obtenida a partir de las ecuaciones 3.4, que se encuentra descrita en el numeral 3.6.1.3 del cap3tulo 3 de metodolog3a.

TABLA 4. 9 C3LCULO DE LA CONSTANTE K_1 (37 °C)

Reactor	G_0 (m ³ /kg SV)	$R_{m\acute{a}x}$ (m ³ /kgSV*d)	Constante K_1 (d ⁻¹)
Lab 1	0,23	0,002231	0,026368
Lab 2	0,39	0,005739	0,040001
Lab 3	0,35	0,005477	0,042538
Lab 4	0,29	0,005693	0,053363
Labefluente	0,32	0,005578	0,047383

ELABORACI3N: Morales, P., 2018

Conociendo el valor de la constante K_1 a 37 °C, se puede encontrar el valor de una constante K_2 a otra temperatura, en este caso a 19 °C. Esta ecuaci3n es establecida por Van't Hoff-Arrhenius y propuesta por Safley Jr y Westerman (1990). La misma que est3 detallada en la ecuaci3n 3.5 del presente documento. En la tabla 4.10 se detalla los valores encontrados para la constante k_2 .

TABLA 4. 10 C3LCULO DE LA CONSTANTE K_2 (19 °C) (MODELO MODIFICADO DE GOMEPERTZ)

Reactor	Temperatura de operaci3n reactores batch T_1 (°K)	Temperatura ambiental T_2 (°K)	K_1 (d ⁻¹)	K_2 (d ⁻¹)
Lab 1			0,02637	0,00578
Lab 2	310,15	292,15	0,04000	0,00877

TABLA 4.10 CÁLCULO DE LA CONSTANTE K_2 (19 °C) (MODELO MODIFICADO DE GOMEPERTZ) (CONTINUACIÓN)

Lab 3	0,04254	0,00933
Lab 4	0,05336	0,01170
Lab _{efluente}	0,04738	0,01039

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

A continuación, la Tabla 4.11 muestra los valores de $R_{m\acute{a}x}$ a 19 °C. Estos resultados fueron obtenidos al aplicar la ecuación 3.6 detallada en el numeral 3.6.3 del capítulo 3 de metodología.

TABLA 4. 11 CÁLCULO DEL PARÁMETRO $R_{M\acute{A}X}$ A 19 °C

Reactor	G_0 (m ³ /kg SV)	K_2 (dia ⁻¹)	$R_{m\acute{a}x}$ a 19 °C (m ³ /kgSV*d)
Lab 1	0,23	0,005783405	0,000489344
Lab 2	0,39	0,008773714	0,001258782
Lab 3	0,35	0,009330105	0,001201316
Lab 4	0,29	0,011704558	0,001248693
Labefluente	0,32	0,010392987	0,001223469

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

4.5.1.3 *Cálculo del parámetro lambda*

Se aplicó la metodología descrita en el numeral 3.6.14. Al igualar las ecuaciones del Modelo Modificado de Gompertz y la del Modelo Logístico, y encontrar lambda por el método iterativo, no fue posible. Los resultados de las dos ecuaciones nunca dieron valores exactamente iguales. Existió casos, en los que sus valores fueron similares, pero para una lambda igual a cero, lo cual no es posible porque significaría que a temperaturas psicófilas no es necesario tiempo de adaptación.

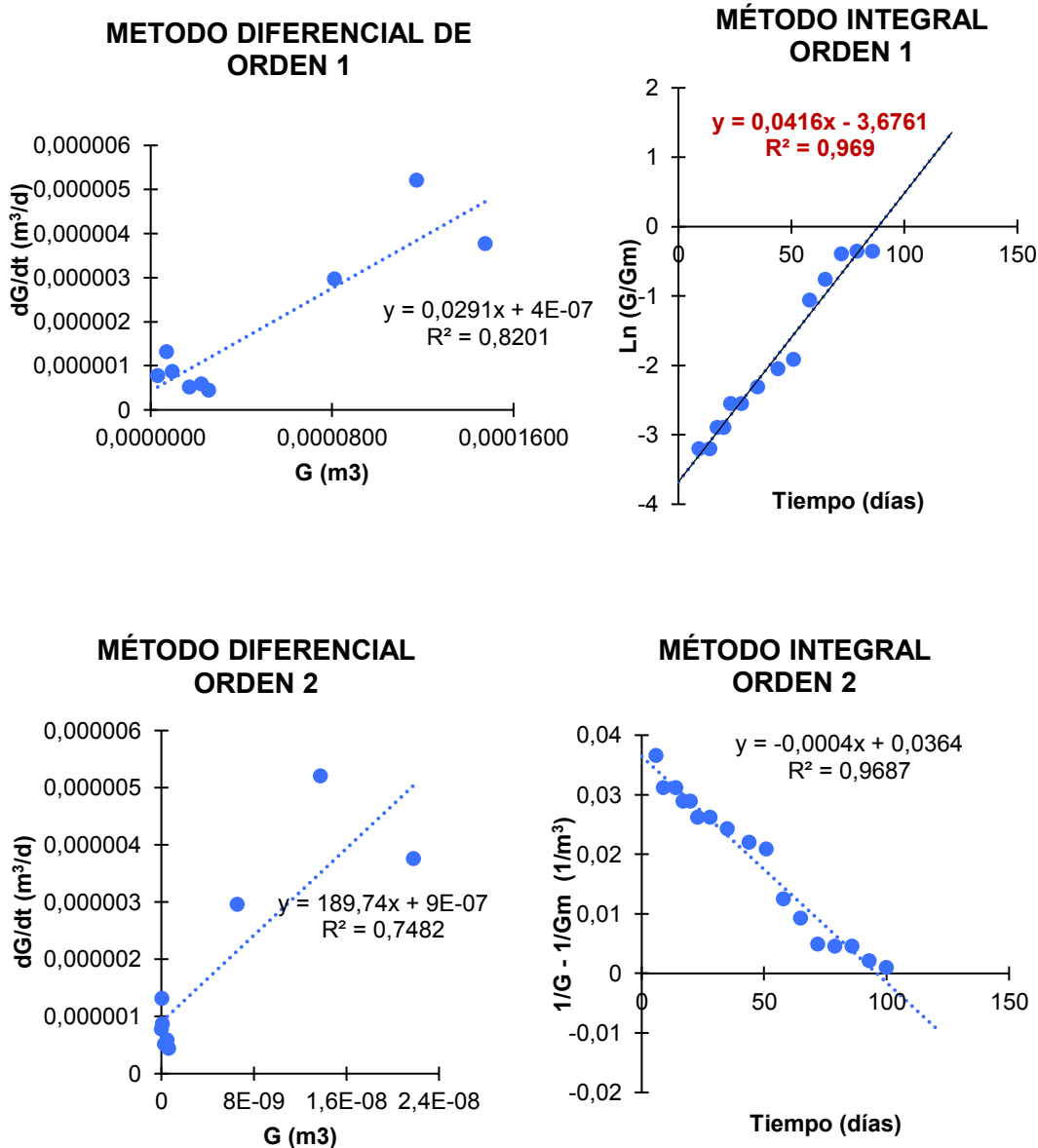
Por lo tanto, a pesar de que los datos obtenidos experimentalmente se ajustaron muy bien a la ecuación del Modelo Modificado de Gompertz, al no tener el valor de lambda para cada biodigestor, se imposibilita usar esta ecuación.

4.5.1.4 APLICACIÓN DE LA ECUACIÓN DEL MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER.

Se comprobó si los datos obtenidos experimentalmente se ajustan a la ecuación establecido por el Modelo Cinético de Roediger, los cuales deben ser de primer orden. Se aplicó la metodología descrita en el numeral 3.6.2 del capítulo 3.

En las siguientes Figuras 4.3, 4.4, 4.5, 4.6, 4.7, se observa las gráficas obtenidas tanto por el método diferencial como integral para el orden 1 y 2 de todas las muestras analizadas. Se coloreo con rojo el r^2 que mayor se ajusta al orden descrito a partir de los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C.

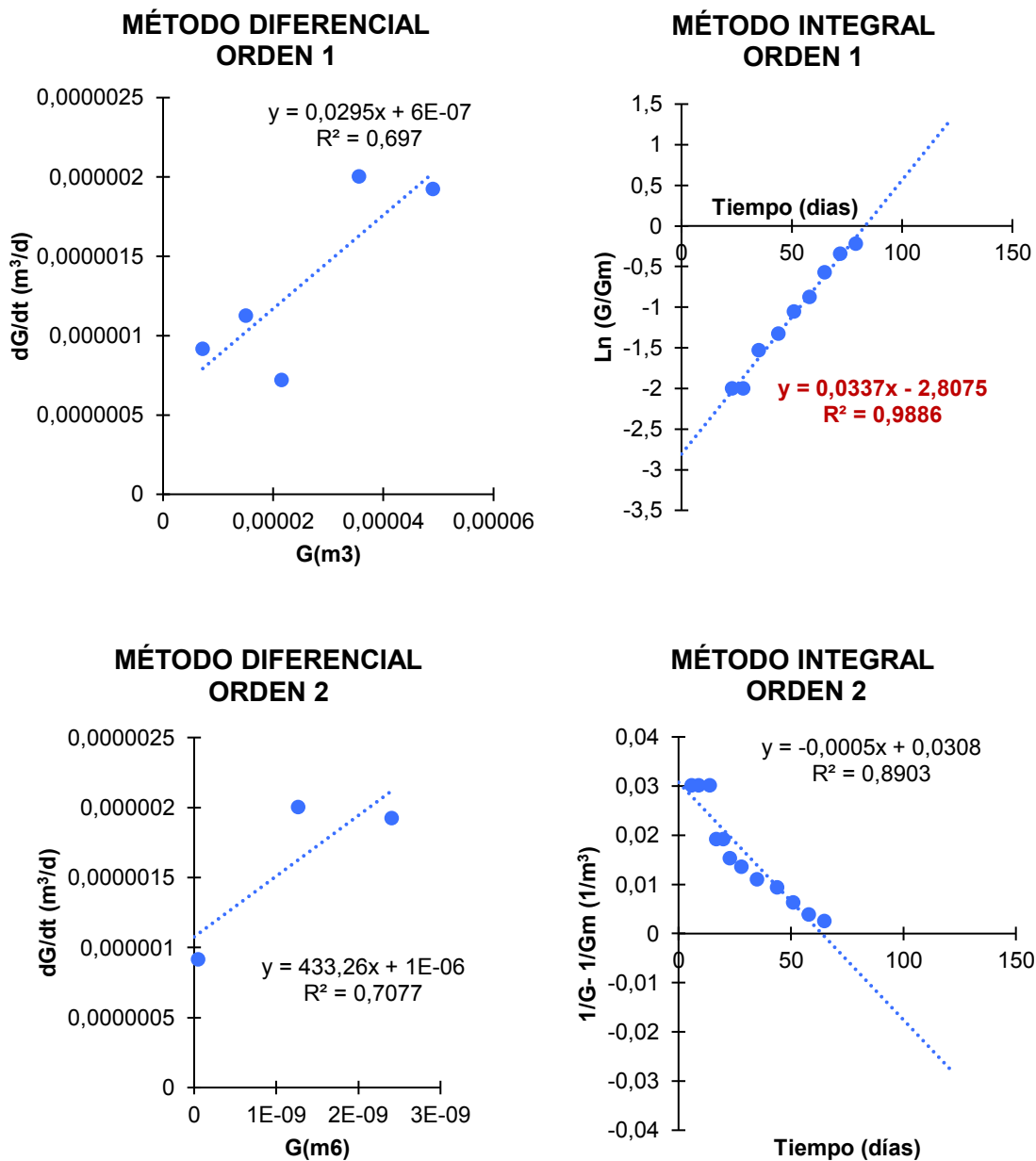
FIGURA 4. 3 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 1



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Para los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C del reactor Lab 1, estos se acoplan muy bien a una reacción de primer orden determinada a partir del método integral de orden 1 con un $r^2 = 0,969$, no obstante, estos resultados son similares con el r^2 del orden 2 por el método integral.

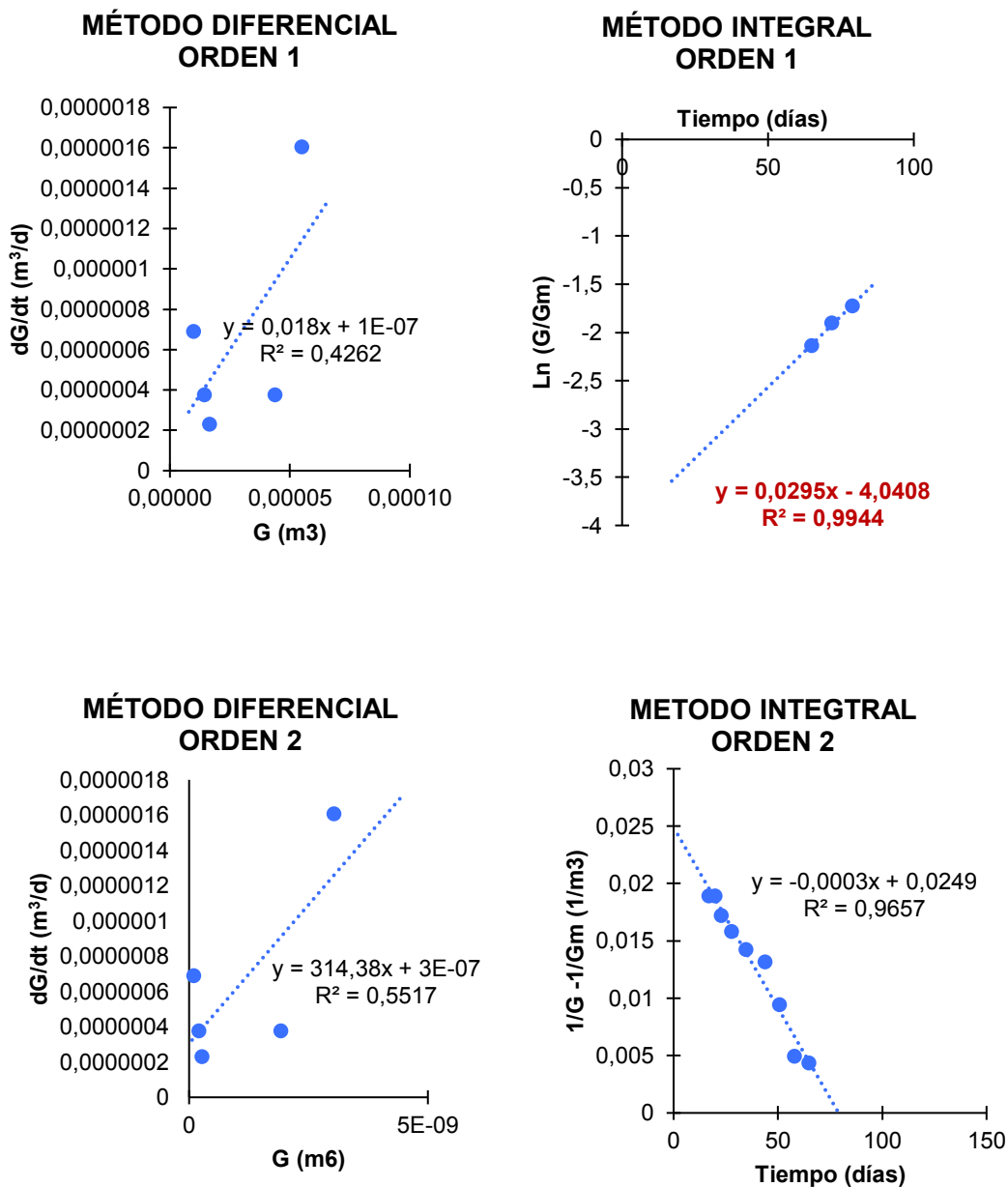
FIGURA 4. 4 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 2



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Para los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C del reactor Lab 2, se acoplan a una reacción de primer orden determinada a partir del método integral de orden 1 con un $r^2 = 0,9886$.

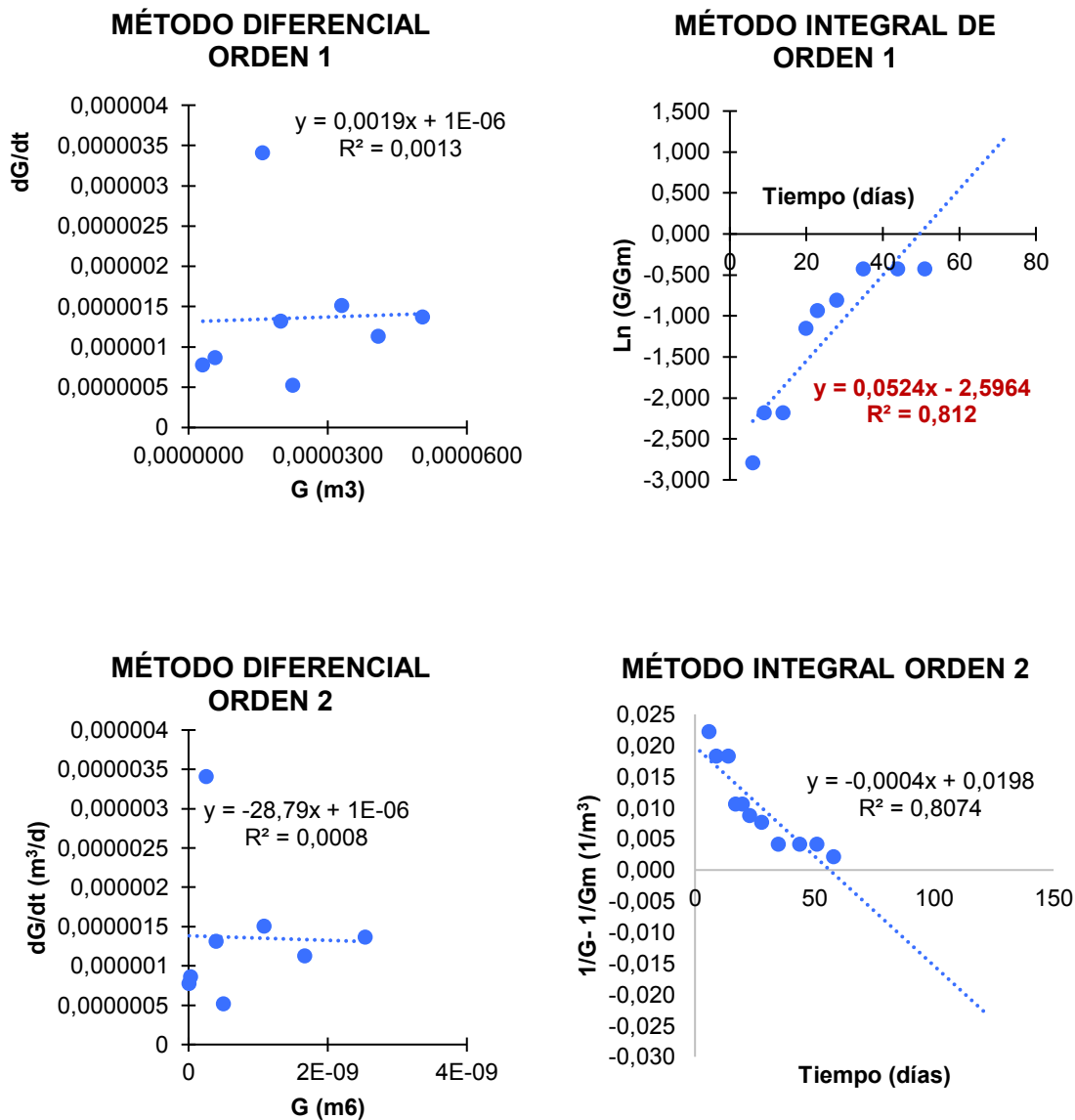
FIGURA 4. 5 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 3



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Para los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C del reactor Lab 3, estos se acoplan a una reacción de primer orden determinada a partir del método integral de orden 1 con un $r^2 = 0,9944$.

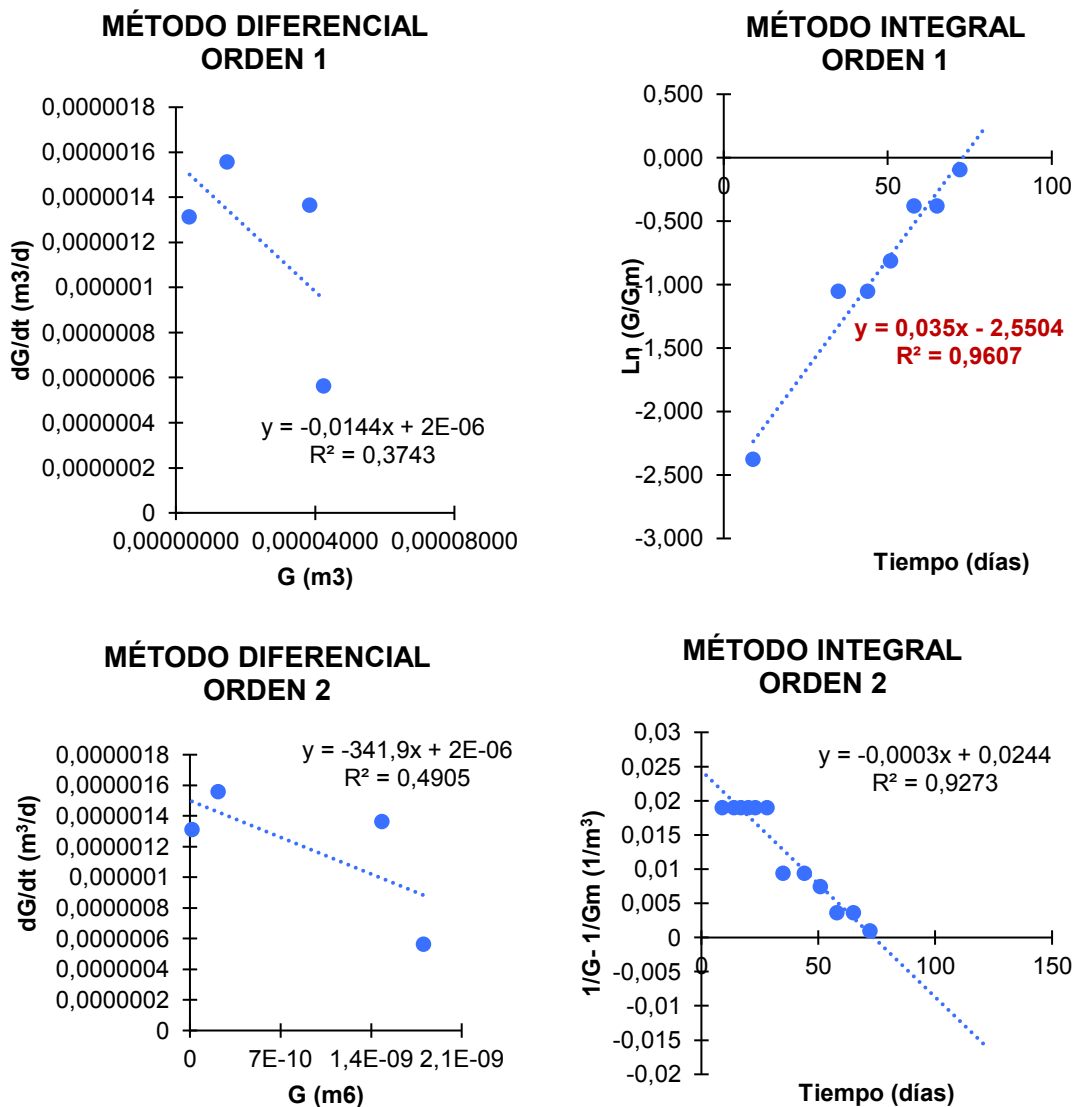
FIGURA 4. 6 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab 4



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Para los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C del reactor Lab 4, estos se acoplan a una reacción de primer orden determinada a partir del método integral de orden 1 con un $r^2 = 0,812$.

FIGURA 4. 7 DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN: Lab_{efluente}



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Para los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C del reactor Lab_{efluente}, estos se acoplan a una reacción de primer orden determinada a partir del método integral de orden 1 con un $r^2 = 0,9607$.

A continuación, se presenta en la tabla 4.12, como resumen de las ecuaciones y coeficiente de correlación (r^2), tanto del método diferencial como integral obtenidas en cada muestra analizada.

TABLA 4. 12 TABLA RESUMEN-DETERMINACIÓN DEL ORDEN DE LA REACCIÓN

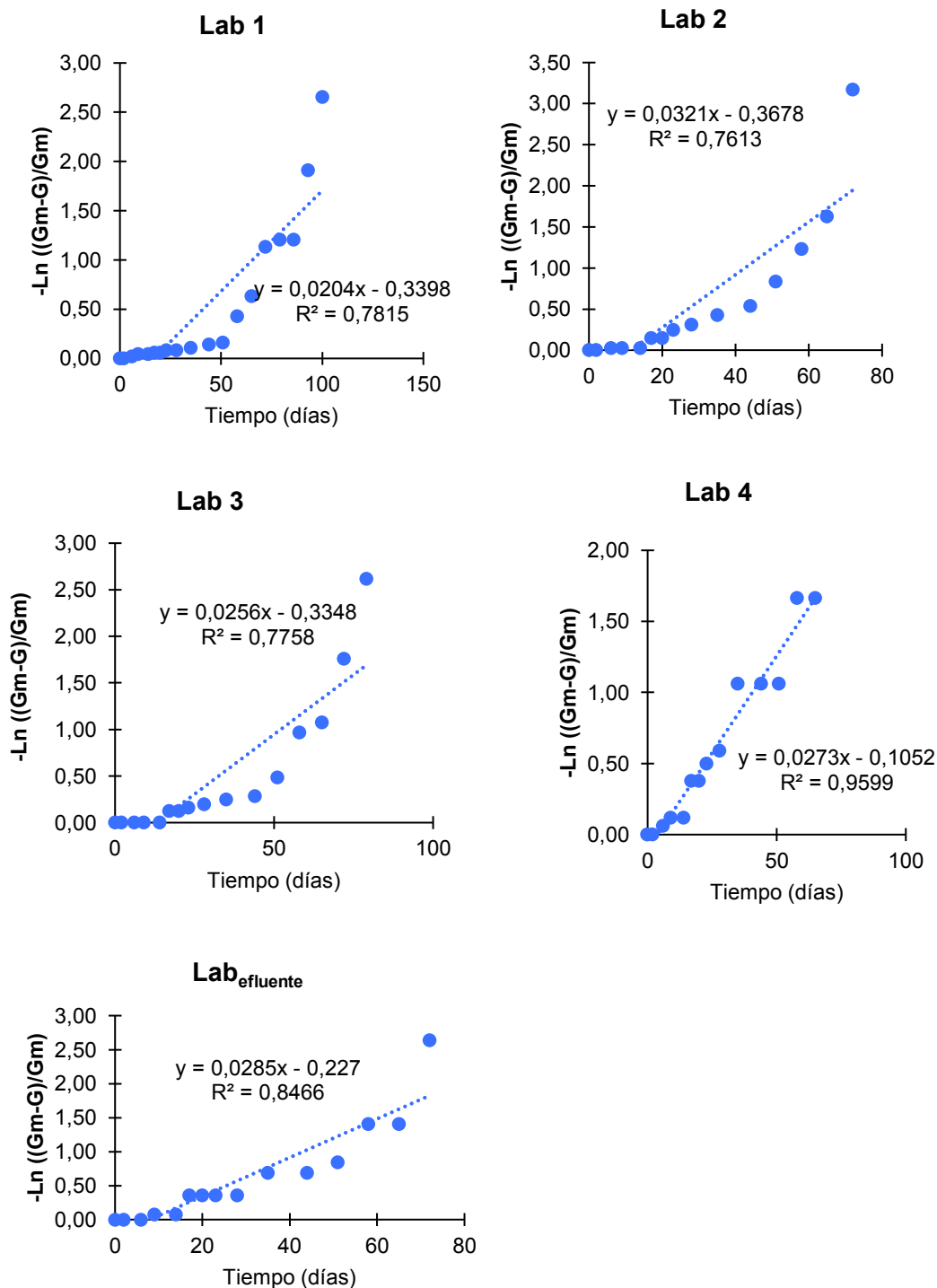
Reactor	MÉTODO DIFERENCIAL			MÉTODO INTEGRAL		
	Orden	Ecuación	r^2	Orden	Ecuación	r^2
Lab 1	1	$y = 0,0291x + 4E-07$	0,8201	1	$y = 0,0416x - 3,6761$	0,969
	2	$y = 189,74x + 9E-07$	0,7482	2	$y = -0,0004x + 0,0364$	0,9687
Lab 2	1	$y = 0,0295x + 6E-07$	0,697	1	$y = 0,0337x - 2,8075$	0,9886
	2	$y = 433,26x + 1E-06$	0,7077	2	$y = -0,0005x + 0,0308$	0,8903
Lab 3	1	$y = 0,018x + 1E-07$	0,4262	1	$y = 0,0295x - 4,0408$	0,9944
	2	$y = 314,38x + 3E-07$	0,5517	2	$y = -0,0003x + 0,0249$	0,9657
Lab 4	1	$y = 0,0019x + 1E-06$	0,0013	1	$y = 0,0524x - 2,5964$	0,812
	2	$y = -28,79x + 1E-06$	0,0008	2	$y = -0,0004x + 0,0198$	0,8074
Lab efluente	1	$y = -0,0144x + 2E-06$	0,3743	1	$y = 0,035x - 2,5504$	0,9607
	2	$y = -341,9x + 2E-06$	0,4905	2	$y = -0,0003x + 0,0244$	0,9273

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

A partir de la ecuación del Modelo cinético de Roediger, se aplicó los datos obtenidos experimentalmente a 37 °C. La linealización de estos datos arrojó una ecuación de la cual la pendiente es la constante de producción aparente de metano. Las gráficas para cada muestra analizada se presentan en la Figura 4.8.

4.5.1.5 Constante k_1 (37 °C) (Modelo Cinético de Roediger)

FIGURA 4. 8 CONSTANTE k_1 A PARTIR DE LA ECUACIÓN DEL MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

La Tabla 4.13 presenta la constante k_1 a 37 °C, aplicando la ecuación del Modelo cinético de Roediger para cada muestra analizada. Esta constante es la pendiente de la ecuación linealizada de cada una de las gráficas que se encuentran descritas en la Figura 4.8.

TABLA 4. 13 CONSTANTE k_1 (MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER)

Reactor	k_1 (d ⁻¹)	r^2
Lab 1	0,02040	0,78150
Lab 2	0,03210	0,76130
Lab 3	0,02560	0,77580
Lab 4	0,02730	0,95990
Lab efluente	0,02850	0,84660

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

4.5.1.6 Paso de la constante k_1 (37 °C) a k_2 (19 °C) (Modelo Cinético de Roediger)

Conociendo el valor de la constante k_1 a 37 °C, se puede encontrar el valor de una constante k_2 a 19 °C. Esta ecuación está detallada en la ecuación 3.5 del presente documento. En la tabla 4.14 se detalla los valores encontrados para la constante K_2 .

TABLA 4. 14 CÁLCULO DE LA CONSTANTE K_2 (19 °C) (MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER)

Reactor	k_1 (d ⁻¹)	k_2 (d ⁻¹)
Lab 1	0,02040	0,00447
Lab 2	0,03210	0,00704
Lab 3	0,02560	0,00562
Lab 4	0,02730	0,00599
Lab efluente	0,02850	0,00625

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

4.5.1.7 *Evaluación teórica de la producción de metano en el sistema de biodigestores del Camal Metropolitano de Quito a 19 °C*

A partir de los datos obtenidos experimentalmente, se procede a aplicar la ecuación del Modelo Cinético de Roediger acorde a la metodología expuesta en el numeral 3.6.2.4. En la Tabla 4.15 se aprecia la producción teórica específica de metano de cada biodigestor a diferentes tiempos. En las últimas dos columnas se observa el TRH y la producción teórica específica de metano para todo el sistema (4 biodigestores).

TABLA 4. 15 PRODUCCIÓN TEÓRICA ESPECÍFICA DE METANO DE CADA BIODIGESTOR A DIFERENTES TIEMPOS

TRH (d)	B1 G1(t) (m ³ CH ₄ /kgSV)	B2 G2(t) (m ³ CH ₄ /kgSV)	B3 G3(t) (m ³ CH ₄ /kgSV)	B4 G4(t) (m ³ CH ₄ /kgSV)	TRH (d)	B1234 (todo el sistema)
3	0,00307	0,00303	0,00299	0,00295	12	0,01202
5	0,00509	0,00498	0,00487	0,00476	20	0,01969
10	0,01006	0,00962	0,00920	0,00880	40	0,03769
25	0,02434	0,02177	0,01946	0,01740	100	0,08297

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

En la Tabla 4.16 se observa la producción teórica de metano (m³/d) en función de las cargas de alimentación diaria (m³/d). En las dos últimas columnas se aprecia el TRH y la producción teórica específica de metano para todo el sistema

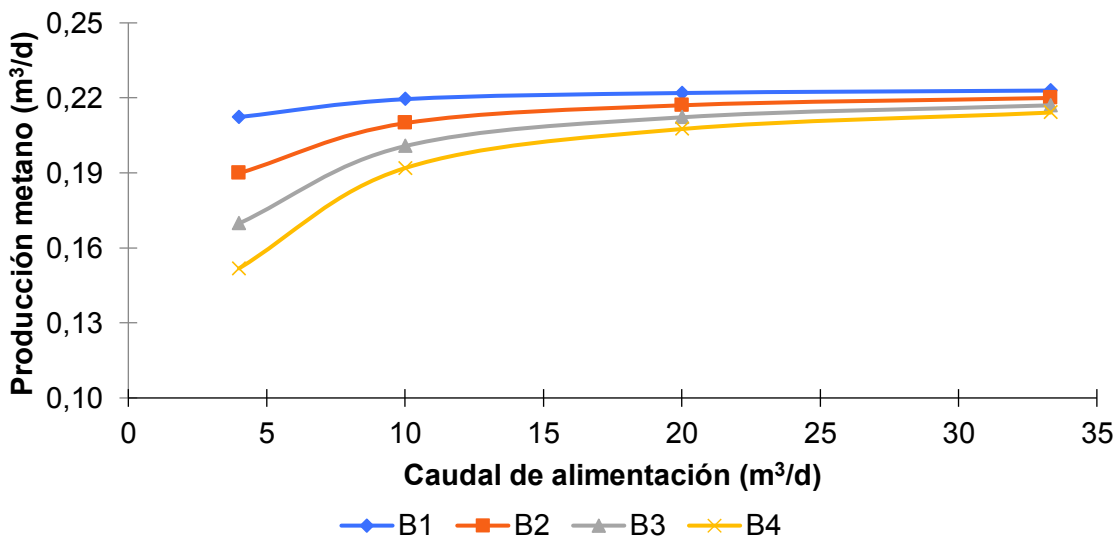
TABLA 4. 16 PRODUCCIÓN TEÓRICA ESPECÍFICA DE METANO SEGÚN LAS CARGAS DE ALIMENTACIÓN

HRT (d)	Volumen del bdg (m ³)	Q sistema (m ³ /d)	Carga orgánica (kgSV/d)	B1 (m ³ CH ₄ /d)	B2 (m ³ CH ₄ /d)	B3 (m ³ CH ₄ /d)	B4 (m ³ CH ₄ /d)	HRT (d)	B1+B2+B3+B4 (m ³ CH ₄ /d)
3	100	33,3	72,694	0,223	0,220	0,217	0,214	12	0,874
5		20	43,617	0,222	0,217	0,212	0,208	20	0,859
10		10	21,808	0,219	0,210	0,201	0,192	40	0,822
25		4	8,723	0,212	0,190	0,170	0,152	100	0,724

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

A continuación, se muestra el Gráfico 4.15 en el cual indica la producción teórica específica de metano versus las cargas de alimentación.

GRÁFICO 4. 15 PRODUCCIÓN TEÓRICA DE METANO (m³/d) A DIFERENTES CARGAS DE ALIMENTACIÓN OPERADOS 19 °C (APLICACIÓN DEL MODELO CINÉTICO DE ROEDIGER)



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

El B1 y B2 son los que teóricamente mejor producción específica de metano dieron. Aparentemente la producción teórica de metano por día aumenta levemente entre más caudal de alimentación ingrese. Sin embargo, al incrementar al caudal de alimentación el tiempo de retención hidráulica (TRH) baja. A pesar de ello, la diferencia teórica de producción de metano no es tan relevante entre las diferentes cargas de alimentación (m^3/d). Acorde a la tabla 4.16, fijándose en la última columna, en la cual está la producción de metano para todo el sistema piloto (cuatro biodigestores), se puede decir que teóricamente la producción de metano (m^3) es similar a diferentes cargas de alimentación y este valor será menor a $1 m^3$.

4.6 MONITOREO DE BIODIGESTORES A ESCALA REAL

Se realizó un monitoreo de la producción de biogás en los biodigestores reales ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

4.6.1.1 Porcentaje de Metano

A continuación, en la Tabla 4.17, se presenta los valores del porcentaje de CH_4 y CO_2 para cada biodigestor estudiado. El B2 tuvo problemas operacionales por lo cual existen pocas mediciones. Estos datos se obtuvieron durante el periodo de estabilización y al funcionar como biodigestores semicontinuos.

TABLA 4. 17 DATOS DEL PORCENTAJE DE METANO EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL

Fecha de medición	B1		B2		B3		B4	
	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)
21/03/2017	6,54	9,80	0,00	0,00	4,75	10,70	3,57	7,28
13/04/2017	11,14	11,74	0,00	0,00	2,82	3,57	5,94	6,98
21/04/2017	12,78	11,59	0,00	0,00	4,16	2,53	7,28	7,87
28/04/2017	13,37	11,74	0,00	0,00	6,24	6,54	7,58	7,13
05/05/2017	15,30	11,44	0,00	0,00	11,44	10,99	8,62	6,68

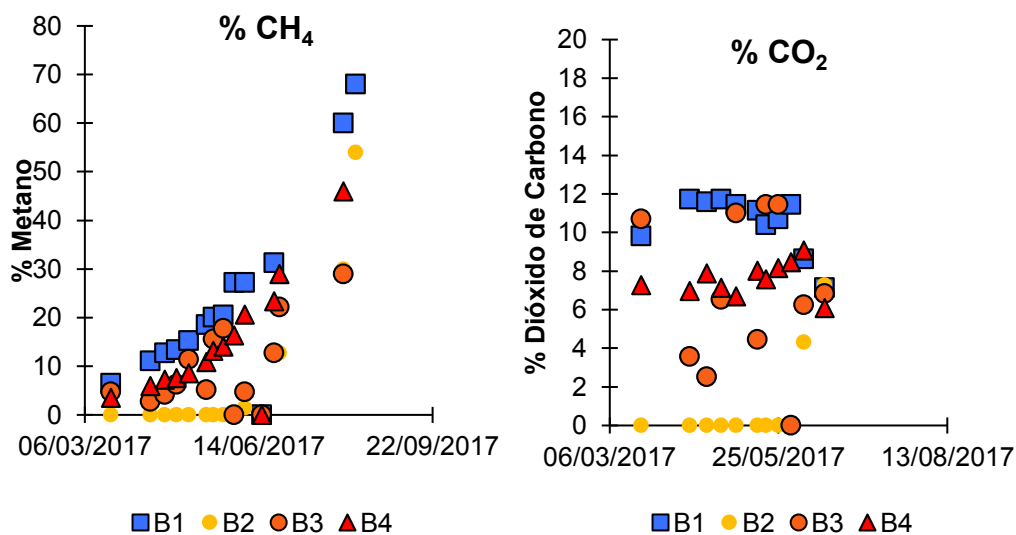
TABLA 4.17 DATOS DEL PORCENTAJE DE METANO EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL (CONTINUACIÓN)

15/05/2017	18,57	11,14	0,00	0,00	5,20	4,46	10,84	8,02
19/05/2017	20,05	10,40	0,00	0,00	15,60	11,44	13,22	7,58
25/05/2017	20,50	10,70	0,00	0,00	17,83	11,44	14,11	8,17
31/05/2017	27,18	11,44	0,00	0,00	0,00	0,00	16,34	8,47
06/06/2017	27,18	8,62	1,49	4,31	4,75	6,24	20,65	9,06
16/06/2017	0,00	7,13	0,00	7,28	0,00	6,83	0,00	6,09
23/06/2017	31,34	-	-	-	12,75	-	23,45	-
26/06/2017	-	-	12,76	-	22,22	-	29,04	-
02/08/2017	60,00	-	30,00	-	29,00	-	46,00	-
09/08/2017	68,00	-	54,00	-	-	-	-	-

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

En la Gráfica 4.16 se puede observar las gráficas que corresponden al porcentaje de metano y dióxido de carbono.

GRÁFICO 4. 16 PORCENTAJE DE METANO EN BIODIGESTORES A ESCALA REAL



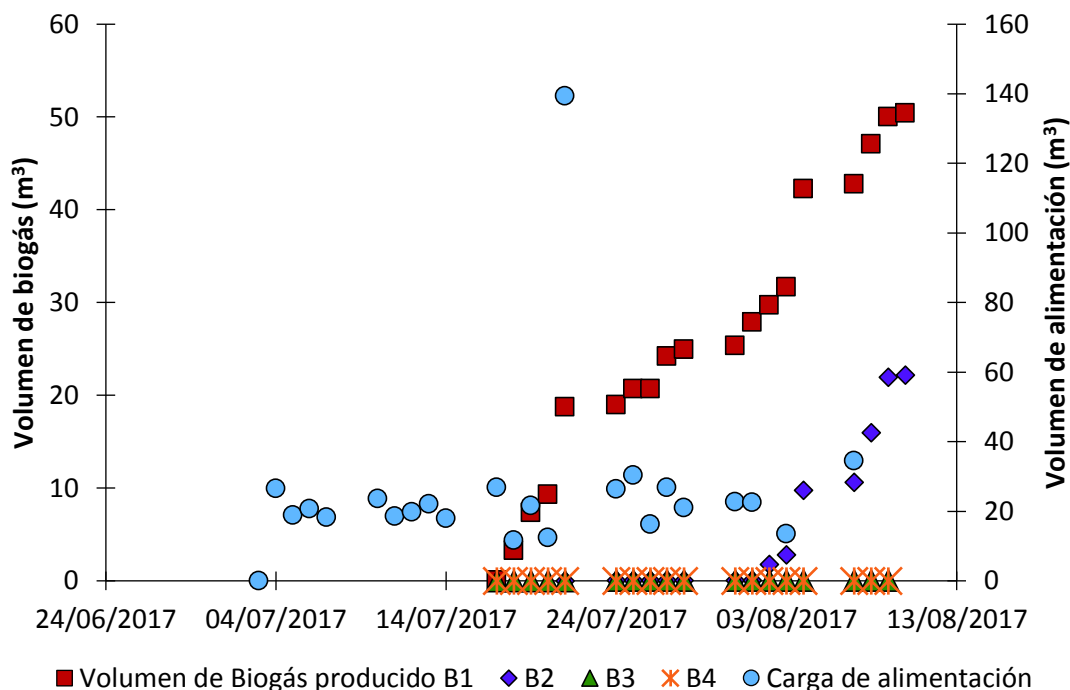
ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

El porcentaje de metano en los biodigestores del Camal Metropolitano de Quito va aumentando progresivamente con el paso de los días. El B1 y B2 presentan mayor contenido de metano con 68 y 54% respectivamente. El B4 y B3 presentan 46 y 29 % respectivamente. En tanto, el porcentaje de CO_2 , se mantienen en un valor ligeramente constante menor al 8%. Estos valores del porcentaje de metano y dióxido de carbono son durante la fase de estabilización y parte del funcionamiento como biodigestores semicontinuos. Hay que tomar en cuenta que hubo ciertas fallas operacionales, por las cuales no se presentan muchos datos del B2.

A continuación, se muestra el Gráfico 4.17 donde se indica el volumen de biogás generado a partir de un determinado volumen de alimentación.

4.6.1.2 *Volumen de biogás y cargas diarias*

GRÁFICO 4. 17 VOLUMEN DE BIOGÁS Y CARGA



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

Los biodigestores del Camal Metropolitano de Quito producen cantidades interesantes de biogás que se pueden observar en el gráfico 4.17. Con cerca de 28 días de alimentación continua, el B1 y B2 pueden llegar a producir cerca de 50 y 22 m³ de biogás respectivamente. En tanto, el B3 y B4 han generado cantidades nulas de volumen de biogás. En estos biodigestores (B3 y B4), se presume que pudo haber toxicidad en las bacterias formadoras de metano.

En la Tabla 4.18, se indica los datos que se obtuvo del volumen de cargas diarias y producción de biogás durante los días de monitoreo.

TABLA 4. 18 DATOS DE VOLUMEN DE BIOGÁS Y CARGA DE ALIMENTACIÓN

Fecha	Q (m3)	Carga (m ³ /d)	B1	B2	B3	B4
			volumen de biogás acumulado (m ³)	volumen de biogás acumulado (m ³)	volumen de biogás acumulado (m ³)	volumen de biogás acumulado (m ³)
03/07/2017	0	0				
04/07/2017	26,496	26,496				
05/07/2017	45,286	18,79				
06/07/2017	65,946	20,66				
07/07/2017	84,194	18,248				
10/07/2017	107,71	23,516				
11/07/2017	126,27	18,56				
12/07/2017	146,006	19,736				
13/07/2017	168,088	22,082				
14/07/2017	186,018	17,93	0			
17/07/2017	212,836	26,818	0,013			
18/07/2017	224,368	11,532	3,232		0	0
19/07/2017	245,874	21,506	7,322		0	0
20/07/2017	258,256	12,382	9,296		0	0
21/07/2017	397,54	139,284	18,7176	0	0	0
24/07/2017	423,848	26,308	18,9376	0,02	0	0
25/07/2017	454,192	30,344	20,6796	0,0328	0,014	0
26/07/2017	470,442	16,25	20,6798	0,033	0,014	0
27/07/2017	497,146	26,704	24,1980	0,033	0,014	0
28/07/2017	518,14	20,994	24,9070	0,033	0,014	0
31/07/2017	540,81	22,67	25,3366	0,033	0,025	0
01/08/2017	563,276	22,466	27,8854	0,033	0,025	0

**TABLA 4.18 DATOS DE VOLUMEN DE BIOGÁS Y CARGA DE ALIMENTACIÓN
(CONTINUACIÓN)**

02/08/2017	no se alimentó		29,68	1,767	0,025	0
03/08/2017	no se alimentó	13,412	31,669	2,767	0,0286	0,002
04/08/2017	no se alimentó		42,225	9,754	0,0286	0,002
07/08/2017	611,194	34,506	42,776	10,633	0,0286	0,002
08/08/2017	no se alimentó		47,078	15,97	0,0286	0,002
09/08/2017	no se alimentó		49,971	21,957	0,029	0,002
10/08/2017	no se alimentó		50,378	22,188	0,029	0,002

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

La producción de biogás para el B3 y B4 no es considerable, por lo cual para el cálculo de los parámetros de eficiencia se tomó solamente al B1 y B2 que son los que producen biogás de manera relevante.

4.6.1.3 Parámetros operacionales

4.6.1.3.1 Sólidos totales y volátiles

Para la muestra del día viernes del efluente de la S BDG 2- E BDG3 no se muestran valores porque la muestra se regó antes de ser analizada. La Tabla 4.19 indica la concentración de ST y SV que presenta los influentes y efluentes del sistema de biodigestores a escala real, muestreo q se realizó durante una semana.

TABLA 4. 19 SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DEL SISTEMA DE BIODIGESTORES

Día de muestreo	Ubicación	ST (mg/L)	SV (mg/L)
	Entrada Bdg 1	3436,31	2514,82
Lunes	Salida Bdg1-Entrada Bdg 2	1983,11	1101,75
	Salida Bdg2-Entrada Bdg 3	1866,30	872,48
	Salida Bdg3-Entrada Bdg 4	1038,64	321,47
Martes	Entrada Bdg 1	3134,42	2443,16
	Salida Bdg1-Entrada Bdg 2	1636,05	1465,72
	Salida Bdg2-Entrada Bdg 3	1327,61	1253,69
	Salida Bdg3-Entrada Bdg 4	745,47	497,07
Miércoles	Entrada Bdg 1	2357,33	1588,10
	Salida Bdg1-Entrada Bdg 2	1451,45	762,62
	Salida Bdg2-Entrada Bdg 3	2336,42	1598,60
	Salida Bdg3-Entrada Bdg 4	893,13	446,57
Jueves	Entrada Bdg 1	2241,62	1693,47
	Salida Bdg1-Entrada Bdg 2	1549,67	959,32
	Salida Bdg2-Entrada Bdg 3	1163,91	619,12
Viernes	Salida Bdg3-Entrada Bdg 4	1053,56	685,97
	Entrada Bdg 1	3634,28	2843,25
	Salida Bdg1-Entrada Bdg 2	1295,94	822,45
	Salida Bdg2-Entrada Bdg3		
	Salida Bdg3-Entrada Bdg 4	966,83	545,41

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

En la Tabla 4.20 se muestra el valor promedio de los ST y SV para los efluentes del sistema de biodigestores, valores que fueron sacados a partir de la tabla 4. 19.

TABLA 4. 20 ST Y SV PROMEDIADOS

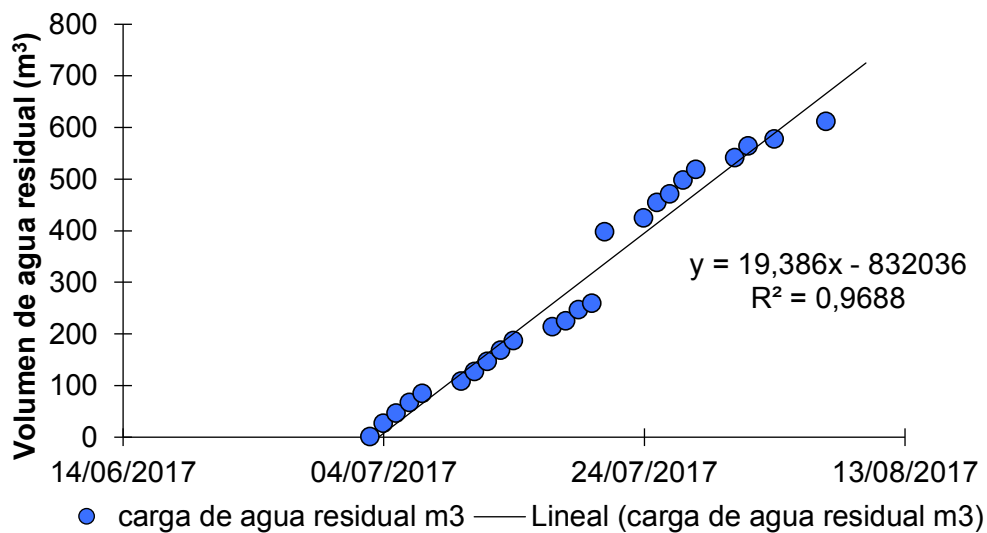
	ST (mg/L)	SV (mg/L)
E BDG1	2960,79	2216,56
S BDG1- E BDG2	1583,24	1022,37
S BDG2- E BDG3	1673,56	1085,97
S BDG3- E BDG4	939,53	499,30

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

4.6.1.3.2 Caudal Promedio

A continuación, en el Gráfico 4.18 se indica el volumen de alimentación a los biodigestores a escala real ubicados en el Camal Metropolitano de Quito.

GRÁFICO 4. 18 VOLUMEN DE ALIMENTACIÓN

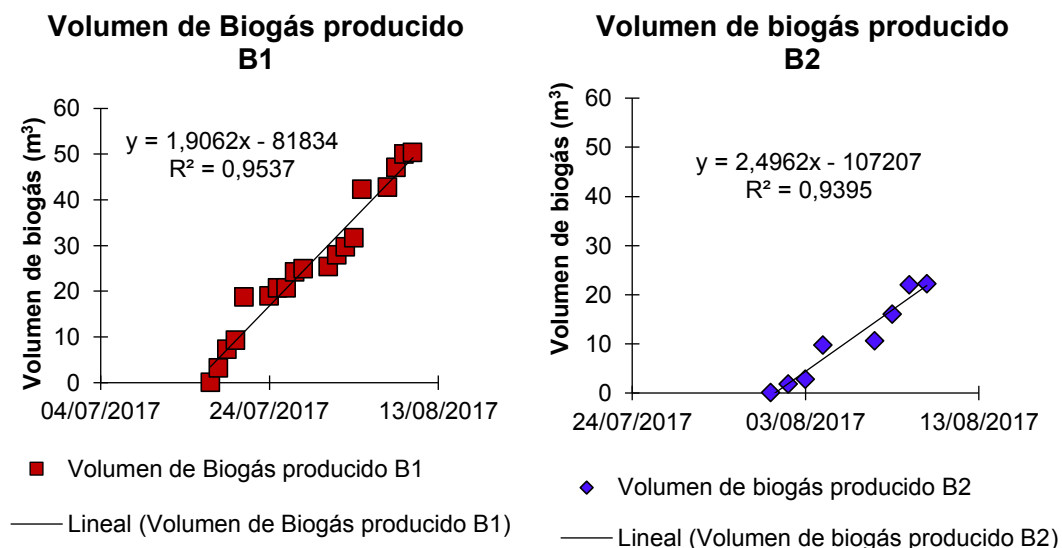


ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

El volumen de alimentación que recibe el sistema de biodigestores es lineal pues tiene un r^2 alto de 0,9688. De allí, el caudal promedio que recibe el sistema es de 19,386 m³/d.

4.6.1.3.3 Volumen diario de biogás producido

GRÁFICO 4. 19 VOLUMEN DE BIOGÁS (m³) PRODUCIDO EN B1 Y B2 A PARTIR DEL MONITOREO EN LOS BIODIGESTORES A ESCALA REAL



ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

A partir de la gráfica 4.19 se puede determinar el volumen promedio de biogás producido por día para el B1 y B2, porque la relación de estos datos con respecto al tiempo es lineal con r^2 altos de 0,9537 y 0,9395 respectivamente. El B1 produce en promedio 1,9062 m³/d de biogás, levemente incrementa la producción de biogás en el B2 con 2,4962 m³/d. En definitiva, teóricamente como experimentalmente el B1 y B2 operados a 19 °C son los que más cantidad (m³) de biogás producen al día.

A continuación, la Tabla 4.21 presenta los valores de los parámetros operacionales para cada biodigestor y para el sistema total.

TABLA 4. 21 PARÁMETROS OPERACIONALES

Biodigestor	PEB (m ³ biogás/kg SV _{ad} *día)	TPB (m ³ biogás/d) /m ³	VCO (kg SV/m ³ *d)
B1	0,044	0,019	0,430
B2	0,126	0,025	0,198
SISTEMA (B1+B2)	0,102	0,022	0,215

ELABORACIÓN: Morales, P., 2018

El sistema de biodigestores del camal metropolitano de Quito no presenta una eficiencia en su producción de biogás. El B1 y B2, son los que mayor PEB presentan con 0,044 y 0,126 m³ biogás/kg SV_{ad}. Para todo el sistema el PEB fue de 0,102 m³ biogás/kg SV_{ad}. Estudios realizados evaluaron la digestión anaerobia con panzas de ganado a temperaturas psicrófilas y mesófilas, han de demostrado que el rendimiento de producción de metano a temperaturas psicrófilas bordea los 0,09 a 0,15 m³/kg SV (Nkemka y Hao, 2016). Por lo tanto, los valores del monitoreo de los biodigestores a escala real aducen que a condiciones de baja temperatura la digestión anaerobia tiene la capacidad de producir biogás.

Del TPB, a pesar de que los 4 biodigestores presentan el mismo volumen (100 m³), el que mejor dio fue el B2. Con esto se puede decir que en este caso el volumen del biodigestor no influye en la producción de biogás, sino más bien, el consorcio bacteriano y posibles inhibiciones que dentro de éste se genere.

En conclusión, a partir de estos datos se puede decir que por cada m³ de agua residual de camal a temperatura ambiental se puede obtener 0,23 m³ de biogás para todo el sistema con un TRH de 10 días, lo cual es una cantidad pequeña comparado para lo que bibliografía explica como es el caso de Flores (2014), al aplicar el mismo sistema de biodigestores en serie, produciendo 3 m³ de biogás por cada m³ de agua residual con TRH de 10 días. Esta diferencia de valores puede ser por las condiciones ambientales (temperatura), la concentración de sólidos y distinciones en los procesos de faenamiento.

4.7 EVALUACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCION DE BIOGÁS DE LAS AGUAS RESIDUALES DEL CAMAL METROPOLITANO DE QUITO

Las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito operados a 37 °C tienen la capacidad de producir 0,5 m³ de metano por cada m³ de agua residual. Con los datos del monitoreo de porcentaje de metano presentados en la tabla 4.17, el B1 presenta 68% de metano del biogás que produce, por ende, se tiene que por cada m³ de agua residual se produce 0,74 m³ de biogás trabajando a una temperatura de 37 °C. Del ensayo del PBM, haciendo referencia a la producción de biogás, usando el porcentaje de metano descrito en la tabla 4.17, se tiene que el efluente del reactor batch Lab 3 es el que mayor cantidad de biogás produce con 1,21 m³ biogás/kg SV_{ad}, a esto le sigue el efluente del reactor batch Lab 2 con 0,72 m³ biogás/kg SV_{ad}, luego el efluente del reactor batch Lab_{efluente} con 0,63 m³ biogás/kg SV_{ad} y finalmente está el efluente del reactor batch Lab 1 con 0,34 m³ biogás/kg SV_{ad}. El orden de los reactores batch haciendo referencia a la producción de metano es Lab 2, Lab 3, Lab_{efluente}, Lab 4 y Lab 1. Es importante destacar que no se tienen medidas del porcentaje de metano en los biodigestores a escala real de la S BDG4, porque el sistema solo cuenta con 4 biodigestores, y el efluente de la S BDG4 no es tratada por proceso anaerobio, es el efluente final del sistema. Por otro lado, el orden de los reactores batch en cuanto a la producción de biogás es Lab 3, Lab 2, Lab 4 y Lab 1. Como se puede denotar por lo anteriormente expuesto, el orden de los reactores batch relacionado a la producción de biogás y de metano, difieren mínimamente. Lo importante en la producción de biogás es el contenido de metano pues este es el gas que servirá como combustible para ser utilizado energéticamente razón por la cual en el ensayo de PBM se ha evaluado la producción de metano.

Al comparar los datos teóricos y experimentales a 19 °C, de producción de biogás/kg SV_{ad}, se obtuvo que teóricamente el B1 y B2 son los que mayor cantidad de biogás producen por kg SV añadido (ver tabla 4.15), esto se corrobora con el monitoreo de los biodigestores a escala real, pues experimentalmente a 19 °C el B1 y B2 produjeron mayor cantidad de biogás (m³) por cada kg SV adicionado.

4.8 REFLEXIONES DEL ANÁLISIS DE RESULTADOS

Las características físico-químicas de las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito reflejan que son aptas para un proceso de digestión anaerobia. Estas aguas residuales a pesar de que se encuentran en un rango bajo de concentración de ST y SV, acorde a bibliografía reportada, no están diluidas. Estas diferencias en concentraciones se deben a los diferentes procesos de pretratamiento que tienen las aguas residuales de los distintos camales. En el Camal Metropolitano de Quito las primeras horas del día son las que presentan abundante materia orgánica, por ello, para tratar por digestión anaerobia a este efluente, es recomendable recolectar en horas de la mañana.

Parámetros como SV, DQO y la relación de AGV/AT, fueron determinantes para la producción de metano, porque en las muestras que presentaban altas concentraciones de SV y DQO, se generó mayor cantidad de metano. En tanto, la relación AGV/AT, fue un buen indicador para la estabilidad en el proceso de digestión anaerobia, pues los resultados se palparon en el análisis del efluente de los reactores batch, así como en la producción de metano.

En relación al ensayo de la AME, se concluyó que las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito presentan un consorcio bacteriano de metanogénicas que no se ven afectados por la temperatura, pues para 19 °C los valores están entre 0,13 y 0,26 m³CH₄/ kg SV-día y para 37 °C, los valores se encuentran entre 0,17 y 0,27 m³CH₄/ kg SV-día. De aquí, se obtuvo que el efluente de los reactores batch Lab 2 AME y Lab 3 AME, son los que mayor volumen de metano sobre kg SV generaban tanto a 19 como a 37 °C. Es decir, el consorcio bacteriano de las bacterias metanogénicas en estos dos reactores están acopladas tanto a temperaturas psicrófilas como mesófilas. Esta adaptación de las bacterias metanogénicas acetoclásticas a diferentes temperaturas se pudo evidenciar una vez más con el resultado de la producción de metano en reactores batch operados a 37 °C. La producción de metano y dados en m³/kg SV_{ad} dados a partir del ensayo de PBM y AME, tuvo el mismo orden de producción. Con esto se puede decir que el AME tiene un buen diagnóstico de lo que pasará en los reactores batch a largo

plazo en cuanto a su producción de metano. En el ensayo de PBM, se obtuvo que el efluente de los reactores batch Lab 2 y Lab 3, fueron los que más cantidad de metano generaron 0,39 y 0,35 ($\text{m}^3/\text{kg SV}_{\text{ad}}$) respectivamente. Estos dos reactores removieron cerca del 50% de la materia orgánica presente. Además, se concluyó que el potencial de producir metano a partir de las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito operados anaeróticamente a $37\text{ }^\circ\text{C}$ es de $0,5\text{ m}^3$ de metano por cada m^3 de agua residual. Por otro lado, se evidenció que a pesar de la abundancia de la materia orgánica (SV) presente en el influente del reactor para ser digerida, no es suficiente para una buena digestión, la acumulación de AGV puede influir gravemente en la producción de metano dando como resultado un reactor inestable. Esto sucedió con el reactor Lab 1, en el cual la producción de metano sobre kg SV_{ad} fue menor de entre los reactores analizados.

A partir del análisis teórico de la producción de metano en el sistema de biodigestores, se puede concluir que el Modelo Modificado de Gompertz y el Modelo Cinético de Roediger presentan un buen ajuste para los datos obtenidos experimentalmente a $37\text{ }^\circ\text{C}$. De allí, se puede concluir que teóricamente el B1 y B2 son los biodigestores más eficientes. Esto está relacionado con el monitoreo a escala real pues el B1 y B2 son los que más producción de biogás presentan con 0,044 y 0,126 m^3 biogás/ kg SV_{ad} . A más de ello, se determinó que a partir de 1 m^3 de agua residual proveniente del camal Metropolitano de Quito operado a temperatura ambiente en los biodigestores 1 y 2, se puede obtener $0,23\text{ m}^3$ de biogás.

CAPÍTULO 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- Las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito tienen un consorcio bacteriano capaz de generar metano. Este consorcio puede acoplarse a temperatura ambiente (19 °C) y mesófila (37 °C). Las bacterias presentes en el efluente del reactor Lab 2 AME operados a 19 y 37 °C, son los que arrojaron el mayor valor de AME con 0,73 y 0,68 g DQO/g SV-día.
- La población de bacterias metanogénicas presentes en las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito no se ve afectada en gran medida por la variación de temperatura. Los valores de metano producido a 19 °C fueron entre 0,13 y 0,26 m³CH₄ / kg SV-día; para 37 °C, los valores se encuentran entre 0,17 y 0,27 m³CH₄ / kg SV-día. Por lo que se puede decir que la diferencia de producción de metano entre temperaturas psicrófilas y mesófilas no es relevante, por ende, este consorcio bacteriano está adaptado a estos dos tipos de ambientes.
- El potencial de producción de biogás de las aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito con inóculo autóctono operados anaeróticamente a 37 °C es de 0,74 m³ de biogás por cada m³ de agua residual. En cambio, a condiciones ambientales se genera 0,23 m³ de biogás por m³ de agua residual.
- El efluente de los reactores Lab 2 y Lab 3 operados a 37 °C son los que mayor cantidad de metano produjeron con 0,39 y 0,35 m³/kg SV_{ad}. Adicionalmente, remueven un porcentaje considerable de materia orgánica de 56,85 y 51,15 %, con ello se reduce la alta carga orgánica que la PTAR del camal metropolitano de Quito recibe.

- Experimentalmente a 37 °C el reactor Lab 1 en cuyo interior se encontraba las aguas residuales del proceso de faenamiento, tuvo la producción de metano más baja con respecto a los otros con 0,23 m³/kg SV_{ad}. No obstante, es significativo mantenerlo en marcha pues en este punto se descomponen las macromoléculas para dar paso a las siguientes fases, razón por la cual en los biodigestores posteriores la producción de metano es alta, pues la metanogénesis se está dando.
- La evaluación cinética de la producción de metano de las aguas residuales del sistema de biodigestores a 37 °C tuvo un buen ajuste tanto a la ecuación del Modelo Modificado de Gompertz con un r² entre 0,903 y 0,978 y al Modelo Cinético de Roediger con un r² entre 0,7613 y 0,9599
- La evaluación teórica de la producción de metano (m³/Kg SV_{ad}) en el sistema de biodigestores a 19 °C arrojan que el B1 y B2 son los más eficientes. Esto se relaciona con el monitoreo a escala real pues el B1 y B2 pueden llegar a producir cerca de 50 y 22 m³ de metano funcionando como biodigestores semicontinuos, obteniendo estos valores de producción de metano tras 28 días de alimentación.

5.2 RECOMENDACIONES

- Realizar el ensayo de actividad metanogénica específica con inhibición de amonio, para conocer la dosis media letal (LD₅₀) a la cual la mitad de la población de bacterias presentes en el sustrato mueren.
- Analizar el efluente de la entrada de los biodigestores 2 y 3 para determinar si son viables a ser usados como biol.
- Estudiar la digestión anaerobia a temperatura de 37 Y 19 °C para el sistema de biodigestores del Camal Metropolitano de Quito. El inóculo puede ser el

estiércol que se genera en esta empresa, con ello se podría establecer diferencias en cuanto a la producción de metano.

- Establecer datos de Go (Máxima producción de metano acumulada) tanto para temperatura ambiente y mesófila, para corroborar si este valor es independiente de la temperatura y se mantiene constante para un sustrato específico.
- En el caso del ensayo de Potencial de Biometanización, para mantener constante la temperatura los calentadores artesanales de pecera fueron de gran ayuda, sin embargo, se recomienda usar un sistema más controlado, como colocarlas las botellas en una incubadora y programar la temperatura deseada.

REFERENCIAS

- Aguilar, C., Peruzzolo, M., Luccio, M., Dallago, R. y Filho, I. (2006). Qualitative study of organic compounds in wastewaters of a swine slaughterhouse. Environmental monitoring and assessment, 116(1), 103-110.*
- Anderson, G y Yang, G. (1992). Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration. Water Environment Research. 64 (1), 53-59.*
- Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J. L., Guwy, A. J., ... y Van Lier, J. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. Water science and technology, 59(5), 927-934.*
- Angelidaki, I., Karakashev, D., Batstone, D., Plugge, C y Stams, A. (2011). Biomethanation and its potential. In Methods in enzymology (Vol. 494, pp. 327-351). Academic Press.*
- Anjum, R., Grohmann, E y Krakat, N. (2017). Anaerobic digestion of nitrogen rich poultry manure: Impact of thermophilic biogas process on metal release and microbial resistances. Chemosphere, 168, 1637-1647.*
- Astals, S., Batstone, D., Tait, S., y Jensen, P. (2015). Development and validation of a rapid test for anaerobic inhibition and toxicity. Water research, 81, 208-215.*

Barber, W y Stuckey, C. (1999). The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: a review. Water Research, 33(7), 1559-1578.

Becerra, L., Horna, M. y Barrionuevo, K. (2015). Influencia de microorganismos nativos en el tratamiento de efluentes residuales de camales. Revista del Cuerpo Médico. 8(1), 15.

Becerra, L., Horna, M. y Barrionuevo, K. (2014). Nivel de contaminación en los efluentes provenientes de camales de la región la libertad. Revista del Cuerpo Médico. HNAAA, 7(3), 23-26.

Borja, R., Alba., 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), pp. 87-93.

Borja, R., Duran, M y Martin, A. (1993). Influence of the support on the kinetics of anaerobic purification of slaughterhouse wastewater. Bioresource technology, 44(1), 57-60

Botero, B., y Preston, T. (1987). Biodigestor de bajo costo para la producción de combustible y fertilizante a partir de excretas. Manual para su instalación, operación y utilización. Centro Internacional de Agricultura Tropical. Cali, Colombia, 353-362

Bustillo, C y 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.

- Bustillo, C y Mehrvar, M. (2016). Treatment of actual slaughterhouse wastewater by combined anaerobic–aerobic processes for biogas generation and removal of organics and nutrients: An optimization study towards a cleaner production in the meat processing industry. Journal of Cleaner Production, 141, 278-289*
- 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(1), 61-69.*
- Cao, W y Mehrvar, M. (2011). Slaughterhouse wastewater treatment by combined anaerobic baffled reactor and UV/H₂O₂ processes. Chemical Engineering Research and Design, 89(7), 1136-1143.*
- Casanova, M. (2017). Evaluación de un digestor anaerobio de fases separadas para el tratamiento de lactosuero de la microempresa “Lácteos la Delicia la Frontera” (Tesis de Posgrado). Universidad de Valle, Santiago de Cali Colombia.*
- Castro, L., Escalante, H., Gómez, O. y Jiménez, D. (2016). Analysis of methanogenic and energetic potential from slaughterhouse wastewater using anaerobic digestion. Dyna, 83(199), 41-49.*
- Cepero, L., Savran, V., Blanco, D., Díaz Piñón, M., Suárez, J. y Palacios, A. (2012). Producción de biogás y bioabonos a partir de efluentes de biodigestores. Pastos y Forrajes, 35(2), 219-226.*
- 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), 1-18.*

- Chango, E y Simbaña, I. (2016). *Evaluación de la gestión de residuos sólido en la planta de tratamiento de aguas residuales del Camal Metropolitano de Quito y propuesta de mejora (Tesis de Pregrado)*. Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador.
- Chollom, M., Rathilal, S., Swalaha, F., Bakare, B y Tetteh, E. (2017). *Study of the start-up of an upflow laboratory-scale anaerobic sludge blanket for the treatment of slaughterhouse wastewater*. *Transactions on Ecology and the Environment*, 216, 123-130.
- Christwardana, M., Prabowo, A., Tiarasukma, A. y Ariyanti, D. (2016). *Microbial Fuel Cells for Simultaneous Electricity Generation and Organic Degradation from Slaughterhouse Wastewater*. *International Journal of Renewable Energy Development*, 5(2), 107.
- Connaughton, S., Collins, G y O'Flaherty, V. (2006). *Psychrophilic and mesophilic anaerobic digestion of brewery effluent: a comparative study*. *Water research*, 40(13), 2503-2510.
- Deepanraj, B., Sivasubramanian, V y Jayaraj, S. (2014). *Biogas generation through anaerobic digestion process-An overview*. *Research Journal of Chemistry and Environment*, 18 (5), 80-93.
- Deepanraj, B., Sivasubramanian, V y Jayaraj, S. (2015). *Kinetic study on the effect of temperature on biogas production using a lab scale batch reactor*. *Ecotoxicology and environmental safety*, 121, 100-104.
- Díaz, M., Espitia, S y Molina, F. (2002). *Digestión anaerobia: una aproximación a la Tecnología*. Universidad Nacional de Colombia.

dos Santos, J., dos Santos, I., Bezerra, D., da Silva, V y Chaves, N. (2014). *Desafios de adequação à questão ambiental em frigoríficos na cidade de São Luís, Maranhão: diagnóstico de situação. Arquivos do Instituto Biológico, 81(4), 315-321.*

EMRAQ-EP. (2018). *Servicios: Faenamiento ovinos, bovinos, porcinos. Recuperado el 7 de abril del 2018, de <http://www.epmrq.gob.ec/index.php/servicios/faenamiento/faenamiento-ovinos>.*

Errecart, V. (2015). *Análisis del mercado mundial de carnes. Escuela de Economía y Negocios, Universidad Nacional de San Martín.*

ESPAE Graduate School of Management. (2016). *Estudios Industriales: Orientación estratégica para la toma de decisiones- Industria de Ganadería de Carne*

FAO. (2016). *OCDE-FAO: América Latina y el Caribe podría erradicar el hambre al año 2025. Recuperado el 1 de abril del 2017, de <http://www.fao.org/americas/noticias/ver/es/c/422993/>.*

FAO. (2017). *El futuro de la alimentación y la agricultura: Tendencias y desafíos. Recuperado el 1 de abril del 2017, de <http://www.fao.org/3/a-i6881s.pdf>.*

FAOSTAT, 2016. *Base de Datos relacionada a la Ganadería Primaria. Recuperado el 8 de marzo de 2018, de <http://www.fao.org/faostat/en/#data/QL>.*

Ferrer, Y y Pérez, H. (2010). *Los microorganismos en la digestión anaerobia y la producción de biogás. Consideraciones en la elección del inóculo para el*

mejoramiento de la calidad y el rendimiento. ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, 43(1).

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(2), 131-142.

Flores, T. (2014). Evaluación del Comportamiento del Proceso de Digestión Anaerobia, de las Aguas Residuales del Matadero Municipal de Cochabamba Rada y Asociados S.A (Tesis de Pregrado). Universidad del Valle, Cochabamba, Bolivia.

Galib, M., Elbeshbishy, E., Reid, R., Hussain, A., y Lee, H. S. (2016). Energy-positive food wastewater treatment using an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR). Journal of environmental management, 182, 477-485

Garfí, M., Martí-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, pp. 599-614.

Garzón, I. (2010). Diagnóstico Ambiental del Camal Municipal de la Ciudad de Santo Domingo y Mejora de su Gestión (Tesis de Pregrado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

Gerardi, M. (2003). The microbiology of anaerobic digesters. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

Gordillo, C y Gordillo, D. (2013). Propuesta de implementación de una planta faenadora de carne de res y cerdo, ubicada en la parroquia Veracruz, cantón

Pastaza, provincia de Pastaza (Tesis de Pregrado). Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador.

Hanaki, K., Matsuo, T y Nagase, M. (1981). Mechanism of inhibition caused by long-chain fatty acids in anaerobic digestion process. Biotechnology and bioengineering, 23(7), 1591-1610.

Harris, P., Schmidt, T y McCabe, B. (2018). Impact of thermobaric pre-treatment on the continuous anaerobic digestion of high-fat cattle slaughterhouse waste. Biochemical Engineering Journal, 134, 108-113.

Heinfelt, A y Angelidaki, I. (2009). Anaerobic digestion of slaughterhouse by-products. Biomass and bioenergy, 33(8), 1046-1054.

Hoekstra, A. (2014). Water for animal products: a blind spot in water policy. Environmental Research Letters – IOPscience, 9 (9), 3.

Instituto Nacional de Estadísticas y Censos, INEC (2016). Encuesta de superficie y producción agropecuaria continua ESPAC 2016. Ecuador en cifras.gob.ec. Ecuador. 1-22

Jain, S., Jain, S., Wolf, I., Lee, J. y Tong, Y. (2015). A comprehensive review on operating parameters and different pretreatment methodologies for anaerobic digestion of municipal solid waste. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 52, 142-154.

Jensen, P., Ge, H y Batstone, D. (2011). Assessing the role of biochemical methane potential tests in determining anaerobic degradability rate and extent. Water science and technology, 64(4), 880-886.

Jensen, P., Sullivan, T., Carney, C., y Batstone, D. (2014). *Analysis of the potential to recover energy and nutrient resources from cattle slaughterhouses in Australia by employing anaerobic digestion. Applied Energy*, 136, 23-31.

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, pp. 132-141.

Kafle, G y Chen, L. (2016). *Comparison on batch anaerobic digestion of five different livestock manures and prediction of biochemical methane potential (BMP) using different statistical models. Waste management*, 48, 492-502.

Kumar, S. (2008). *Anaerobic biotechnology for bioenergy production: principles and applications. John Wiley & Sons.*

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 (Tesis de Pregrado). Universidad Técnica de Ambato, Quito, Ecuador.*

Le Hyaric, R., Chardin, C., Benbelkacem, H., Bollon, J., Bayard, R., Escudié, R y Buffière, P. (2011). *Influence of substrate concentration and moisture content on the specific methanogenic activity of dry mesophilic municipal solid waste digestate spiked with propionate. Bioresource technology*, 102(2), 822-827.

Madureira, J., Melo, R., Pimenta, A., Cabo Verde, S. y Borrelly, S. (2017). *Evaluation of e-beam irradiation effects on the toxicity of slaughterhouse wastewaters. Environmental technology*, 39(7), 873-877.

- Marcos, A., Al-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.*
- Martí-Herrero, J. (2008). *Biodigestores familiares: Guía de diseño y manual de instalación, La Paz, Bolivia.*
- Martí-Herrero, J., Acosta F y Gonzales, L. (2013). *Plan del programa nacional de biodigestores de Bolivia. La Paz*
- Martí-Herrero, J. (2016). *Biogas from slaughterhouse wastewater treatment for heating purpose. First Report. pp, 4-20.*
- Martí-Herrero, J., Flores, T., Alvarez, R y Pérez, D. (2016). *How to report biogas production when monitoring small-scale digesters in field. Biomass and bioenergy, 84, 31-36.*
- Martínez, J., Borzacconi, L., Mallo, M., Galisteo, M. y Vinas, M. (1995). *Treatment of slaughterhouse wastewater. Water Science and Technology, 32(12), 99-104.*
- Martinez, S., Torretta, V., Minguela, J., Siñeriz, F., Raboni, M., Copelli, S., Rada, E y Ragazzi, M. (2014). *Treatment of slaughterhouse wastewaters using anaerobic filters. Environmental technology, 35(3), 322-332.*
- Matheyarasu, R., Seshadri, B., Bolan, N. y Naidu, R. (2015). *Impacts of abattoir waste-water irrigation on soil fertility and productivity. In Irrigation and Drainage-Sustainable Strategies and Systems. InTech.*

Matheyarasu, R., Bolan, N. y Naidu, R. (2016). Abattoir wastewater irrigation increases the availability of nutrients and influences on plant growth and development. Water, Air, y Soil Pollution, 227(8), 1-16.

Mekonnen, M. y Hoekstra, A. (2010). The green, blue and grey water footprint of farm animals and animal products (Vol. 1). Delft: UNESCO-IHE Institute for water Education.

Menéndez, C y Pérez, J. (2007). Procesos para el tratamiento biológico de aguas residuales industriales. Ciudad de la Habana: Universitaria.

Ministerio de Energía de Chile (MINENERGIA), Programa de las Naciones Unidas para el Desarrollo (PNUD), Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO), Global Environment Facility (GEF). (2011). Manual de Biogás. ISBN: 978-95-306892-0.

MLA., 2002. Eco-efficiency manual for meat processing, Meat and Livestock. Australia.

Montalvo, S y Guerrero, L., (2003). Tratamiento anaerobio de residuos. Producción de biogás. Universidad Técnica Santa María, Valparaíso, Chile. 413 pp.

Nkemka, V y Hao, X. (2016). Start-up of a sequential dry anaerobic digestion of paunch under psychrophilic and mesophilic temperatures. Waste Management.

Ortiz, V. (2012). Puesta a punto de una metodología para la determinación de la actividad metanogénica específica (AME) de un fango anaerobio mediante el sistema Oxytop. Influencia de las principales variables experimentales

(Tesis de Posgrado). Universitat Politècnica de València, Valencia, España.

Pan, X., Angelidaki, I., Alvarado-Morales, M., Liu, H., Liu, Y., Huang, X y Zhu, G. (2016). Methane production from formate, acetate and H₂/CO₂; focusing on kinetics and microbial characterization. *Bioresource technology*, 218, 796-806.

Pavlostathis, S y Giraldo-Gomez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: a critical review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 21(5-6), 411-490.

Pereira, E., Brazil de Paiva, T. y da Silva, F. (2016). Physico-chemical and Ecotoxicological Characterization of Slaughterhouse Wastewater Resulting from Green Line Slaughter. *Water, Air, y Soil Pollution*, 227(6), 1-12.

Pérez, J. (2010). *Diseño y Desarrollo del Manual de Buenas Prácticas de Manufacturas y Faenamiento para el camal del Norte. (Tesis de Pregrado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.*

Pérez, T., Pereda, I., Oliva, D. y Zaiat, M. (2016). Anaerobic digestion technologies for the treatment of pig wastes *Tecnologías de digestión anaerobia para el tratamiento de residuales porcinos. Cuban Journal of Agricultural Science*, 50(3), 343-354.

PROYECTO DE NORMA MEXICANA PROY-NMX-AA-003/3-SCFI-2008. (2008). *Aguares residuales-Muestreo. Guía para el muestreo de aguas residuales.*

- Rajeshwari, K., Balakrishnan, M., Kansal, A., Lata, K., y Kishore, V. (2000). *State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 4(2), 135-156.
- 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(1-3), 70-77.
- Reboiras, M. (2006). *QUÍMICA la ciencia básica. Madrid-España: Thomson Ediciones Paraninfo S.A.*
- Rodríguez, J., Rodríguez, I., Pedraza, E., Balagurusamy, N., Sosa, G y Garza, Y. (2002). *Kinetics of anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in batch and upflow anaerobic sludge blanket reactor. Bioresource technology*, 85(3), 235-241.
- Rojas, R. (2002). *Sistemas de tratamiento de aguas residuales. Gestión Integral de Tratamiento de Aguas Residuales*, 1(1), 8-15
- Russ, W., y Meyer-Pittroff, R. (2004). *Utilizing waste products from the food production and processing industries. Critical reviews in food science and nutrition*, 44(1), 57-62.
- Safley Jr, L y Westerman, P. (1990). *Psychrophilic anaerobic digestion of animal manure: proposed design methodology. Biological wastes*, 34(2), 133-148.
- Suarez, E. (2018). *Implementación de un biodigestor de bajo costo para el tratamiento de aguas residuales de un frigorífico en Quito (Proyecto Previo*

a la obtención del Título de Ingeniero Químico). Universidad Industrial de Santander (UIS), Bucaramanga, Colombia.

Urgilés, H y Ramona, R. (2009). Estudio para la creación de una empresa dedicada al faenamiento y distribución de carne de ganado bovino, en la finca ganadera Bellavista, ubicada en la provincia de Santo Domingo de los Tsachilas (Proyecto Previo a la obtención del Título de Ingeniero Comercial). Universidad de las Fuerzas Armadas (ESPE), Sangolquí, Ecuador.

Uribe, J., Estrada, M., Córdoba, S., Hernández, L. y Bedoya, D. (2001). Evaluación de los microorganismos eficaces (EM) en producción de abono orgánico a partir del estiércol de aves de jaula. Revista Colombiana de Ciencias Pecuarias, 14(2), 164-172.

Vidal, J., Huiliñir, C., y Salazar, R. (2016). Removal of organic matter contained in slaughterhouse wastewater using a combination of anaerobic digestion and solar photoelectro-Fenton processes. Electrochimica Acta, 210, 163-170.

Vieira, H., Balbaud, J y Otenio, M. (2017). Production of Energy and Biofertilizer from Cattle Wastewater in Farms with Intensive Cattle Breeding. Water, Air, & Soil Pollution, 228(2), 72.

Walker, M., Zhang, Y., Heaven, S., y Banks, C. (2009). Potential errors in the quantitative evaluation of biogas production in anaerobic digestion processes. Bioresource Technology, 100(24), 6339-6346.

Wei, S y Guo, Y. (2018). Comparative study of reactor performance and microbial community in psychrophilic and mesophilic biogas digesters under solid state condition. Journal of bioscience and bioengineering, 1-9.

ANEXOS

ANEXO N ° 1

**VALORES OBTENIDOS DE SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DEL
MUESTREO POR HORAS**

A1.1 Concentración de Sólidos Totales en la piscina de eculización.

HORA	LUNES	MARTES	MIÉRCOLES	JUEVES	VIERNES
	Sólidos Totales (mg/L)	Sólidos Totales (mg/L)	Sólidos Totales (mg/L)	Sólidos Totales (mg/L)	Sólidos Totales (mg/L)
7:30	4398,11		4009,42		3918,21
8:30	3898,86		3425,08		3372,84
9:30	3798,09	4264,88	2752,96	3236,82	3786,66
10:30	2781,69	3981,22	2723,52	1840,81	2788,10
11:30	2266,46	3709,54	2598,10	1627,07	2515,32
12:30	2642,50	2797,33	2622,28	1357,53	2311,11
13:30	2411,13	2432,05	2419,12	1379,30	1825,00

A1.2 Concentración de Sólidos Volátiles en la piscina de eculización.

HORA	LUNES	MARTES	MIÉRCOLES	JUEVES	VIERNES
	Sólidos Volátiles (mg/L)	Sólidos Volátiles (mg/L)	Sólidos Volátiles (mg/L)	Sólidos Volátiles (mg/L)	Sólidos Volátiles (mg/L)
7:30	3327,46		2828,40		3055,72
8:30	3189,56		2407,40		2402,52
9:30	2963,45	3548,45	1736,08	2865,94	2939,53
10:30	2732,39	3208,16	1782,67	1497,18	1883,17
11:30	1075,41	2936,42	1714,37	1233,20	1782,72
12:30	1833,12	2284,15	1820,67	1036,75	1508,53
13:30	1849,54	1985,38	1678,41	1009,87	1455,38

ANEXO N ° 2

**ANÁLISIS ESTADÍSTICO PARA EL ENSAYO DE ACTIVIDAD
METANOGÉNICA ESPECIFICA DEL REACTOR LAB 1 (37 °C)**

A2.1 Análisis Estadístico ensayo AME

<i>Estadísticas de la regresión</i>					
Coefficiente de correlación múltiple	0,974				
Coefficiente de determinación R²	0,949				
R ² ajustado	0,936				
Error típico	0,105				
Observaciones	6				
ANÁLISIS DE VARIANZA					
	<i>Promedio</i>				
	<i>Grados de libertad</i>				
	<i>Suma de cuadrados</i>				
	<i>F</i>				
	<i>Valor crítico de F</i>				
Regresión	1	0,834	0,834	74,761	0,00098408
Residuos	4	0,044	0,011		
Total	5	0,879			
	<i>Error típico</i>	<i>Estadístico t</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Superior 95%</i>	<i>Inferior 95,0%</i>
Intercepción	-0,097	0,076	-1,273	0,271	-0,309
Variable X 1	0,436	0,050	8,646	0,0009	0,296
Actividad Metanogénica Específica	0,436			0,577	0,577

ANEXO N ° 3

**PRODUCCIÓN DE METANO EN REACTORES BATCH Y CONTROL DE LA
TEMPERATURA (ENSAYO DEL PBM)**

A3.1 Monitoreo de la temperatura del ensayo PBM

Tiempo (días)	Temperatura de Operación (°C)	Tiempo (días)	Temperatura de Operación (°C)	Tiempo (días)	Temperatura de Operación (°C)
0	35	41	37	82	37
1	35	42	37	83	37
2	35	43	37	84	37
3	38	44	37	85	37
4	37	45	37	86	37
5	37	46	37	87	37
6	37	47	37	88	37
7	37	48	36	89	37
8	37	49	35	90	37
9	37	50	35	91	37
10	37	51	35	92	36
11	36	52	37	93	36
12	36	53	37	94	37
13	37	54	37	95	37
14	37	55	38	96	37
15	37	56	38	97	37
16	37,5	57	38	98	38
17	37	58	39	99	38
18	37	59	38	100	38
19	37	60	38	101	37
20	37	61	37	102	37
21	37,5	62	37	103	37
22	36	63	34	104	37
23	36	64	34	105	37
24	36	65	34	106	37
25	37	66	36	107	37,5
26	37	67	37	108	37
27	37	68	37	109	37
28	37	69	37	110	37
29	37	70	37	111	38
30	37	71	37	112	38
31	37	72	37	113	38
32	37	73	37	114	39
33	37	74	37	115	38
34	37	75	37	116	38
35	36	76	37	117	38
36	37	77	37	118	37
37	37	78	38	119	37
38	37	79	38	120	37
39	37	80	37	121	37
40	37	81	37		

A3.2 Volumen diario de metano

tiempo (días)	VOLUMEN DE METANO NORMALIZADO (Litros)											
	Lab 1			Lab 2			Lab 3			Lab 3		
	a	B	c	a	b	c	a	B	c	a	B	c
0	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
6	0,0062	0,0062	0,0000	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
9	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
14	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
17	0,0052	0,0000	0,0000	0,0079	0,0079	0,0146	0,0079	0,0079	0,0146	0,0079	0,0079	0,0079
20	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
23	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0092	0,0139	0,0000	0,0000	0,0139	0,0062	0,0062	0,0000
28	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0059	0,0079	0,0000	0,0000	0,0079	0,0000	0,0000	0,0059
35	0,0072	0,0000	0,0000	0,0085	0,0079	0,0072	0,0000	0,0000	0,0072	0,0079	0,0079	0,0000
44	0,0106	0,0000	0,0000	0,0000	0,0139	0,0055	0,0000	0,0000	0,0055	0,0000	0,0000	0,0062
51	0,0000	0,0000	0,0062	0,0079	0,0280	0,0062	0,0079	0,0079	0,0062	0,0079	0,0079	0,0112
58	0,0515	0,0000	0,0179	0,0146	0,0146	0,0112	0,0146	0,0146	0,0112	0,0146	0,0126	0,0200
65	0,0414	0,0000	0,0000	0,0112	0,0079	0,0079	0,0112	0,0079	0,0079	0,0000	0,0079	0,0000
72	0,0213	0,0000	0,0515	0,0112	0,0079	0,0246	0,0112	0,0079	0,0246	0,0079	0,0179	0,0079
79	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0119	0,0000	0,0000	0,0119	0,0085	0,0112	0,0000
86	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0146	0,0000
93	0,0112	0,0000	0,0414	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
100	0,0268	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
107	0,0146	0,0000	0,0099	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
114	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
121	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

A3.2 Volumen diario de metano (Continuación)

tiempo (días)	VOLUMEN DE METANO NORMALIZADO (Litros)											
	Lab 4						Lab.efluente					
	a	b	c	a	b	c	a	b	c	a	b	c
0	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
6	0,0000	0,0000	0,0062	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
9	0,0000	0,0000	0,0052	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
14	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
17	0,0092	0,0000	0,0112	0,0126	0,0126	0,0126	0,0126	0,0126	0,0126	0,0126	0,0126	0,0000
20	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
23	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
28	0,0000	0,0000	0,0052	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
35	0,0132	0,0000	0,0079	0,0112	0,0112	0,0112	0,0112	0,0106	0,0106	0,0106	0,0106	0,0000
44	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
51	0,0000	0,0000	0,0000	0,0079	0,0079	0,0079	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
58	0,0079	0,0000	0,0079	0,0146	0,0146	0,0146	0,0146	0,0059	0,0059	0,0059	0,0059	0,0000
65	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
72	0,0079	0,0000	0,0112	0,0112	0,0112	0,0112	0,0112	0,0079	0,0079	0,0079	0,0079	0,0000
79	0,0000	0,0000	0,0000	0,0079	0,0079	0,0079	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
86	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
93	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
100	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
107	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
114	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
121	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

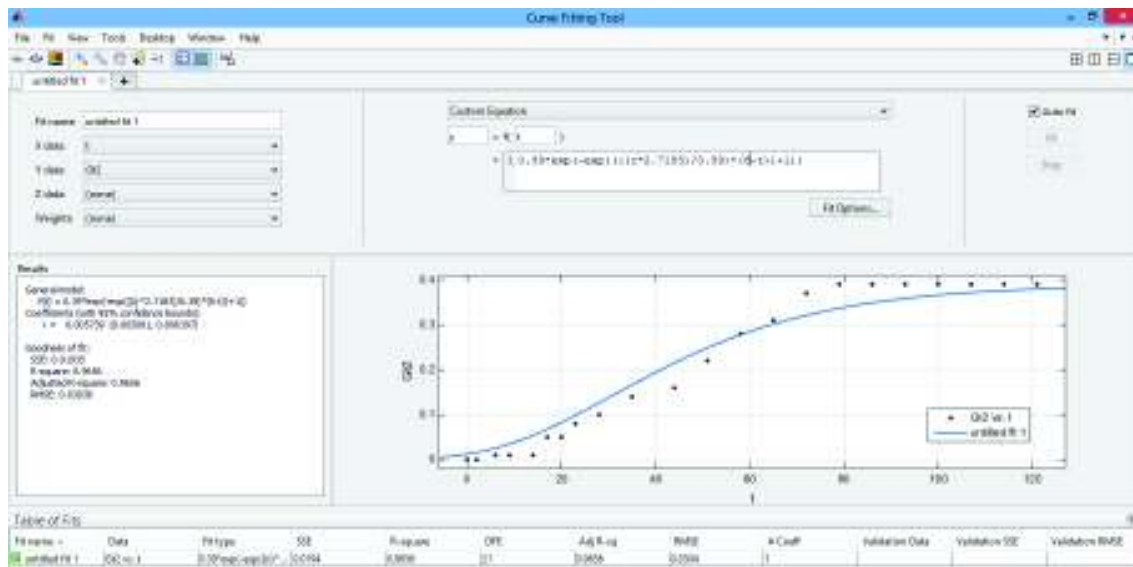
ANEXO N ° 4

**USO DEL SOFTWARE MATLAB: RESULTADOS ECUACION DEL MODELO
MODIFICADO DE GOMPERTZ HACIENDO USO DE DATOS
EXPERIMENTALES A 37 °C**

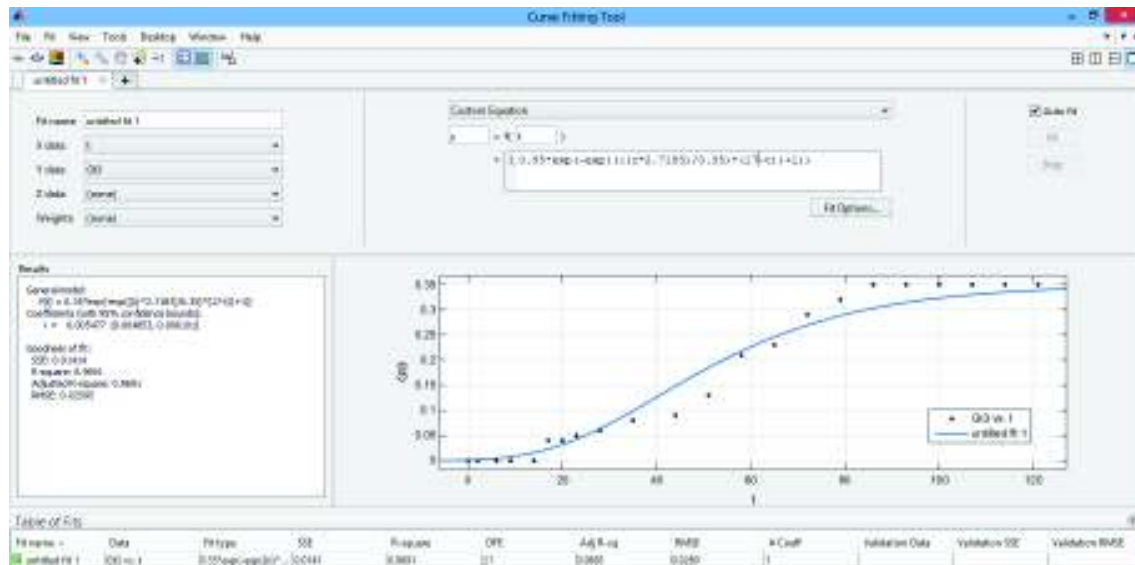
A4.1 Entrada del Biodigestor 1 a 37 °C.



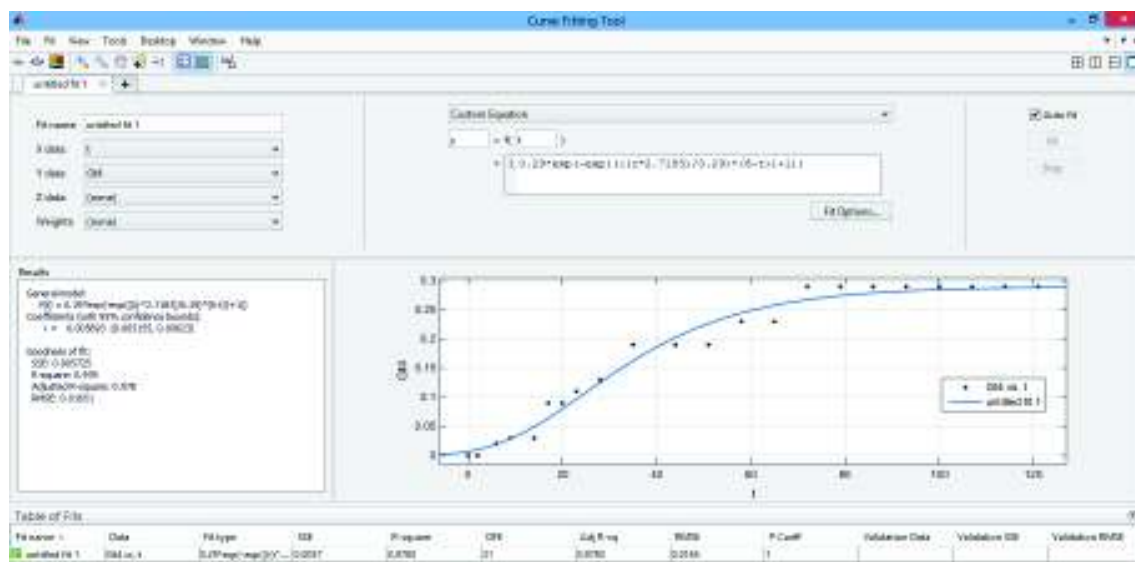
A4.2 Entrada del Biodigestor 2 a 37 °C



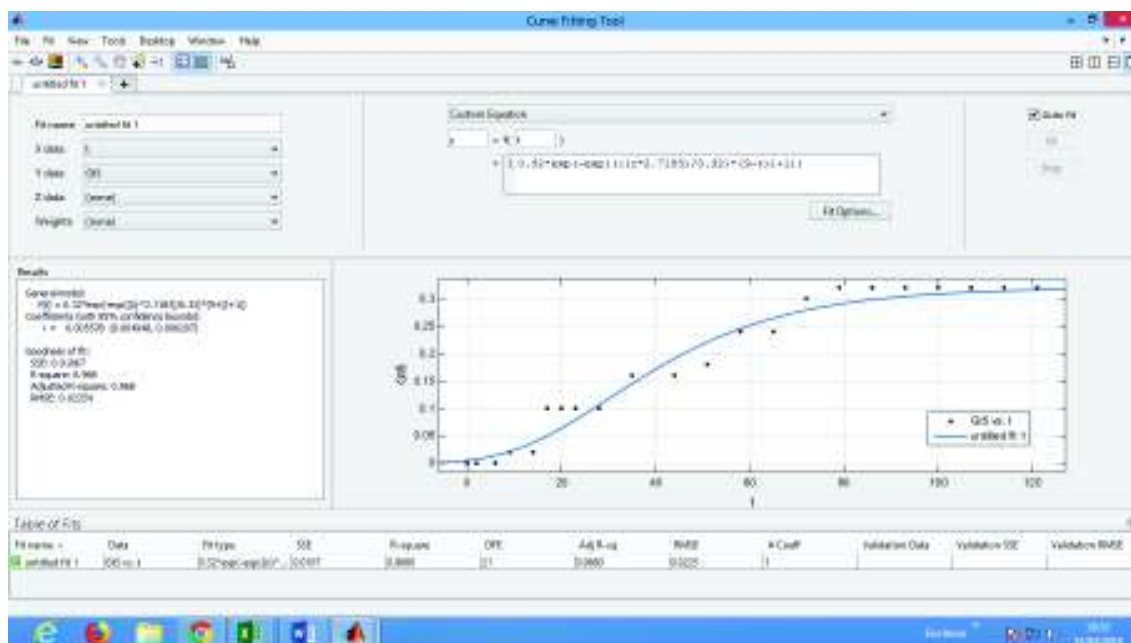
A4.3 Entrada del Biodigestor 3 a 37 °C



A4.4 Entrada del Biodigestor 4 a 37 °C



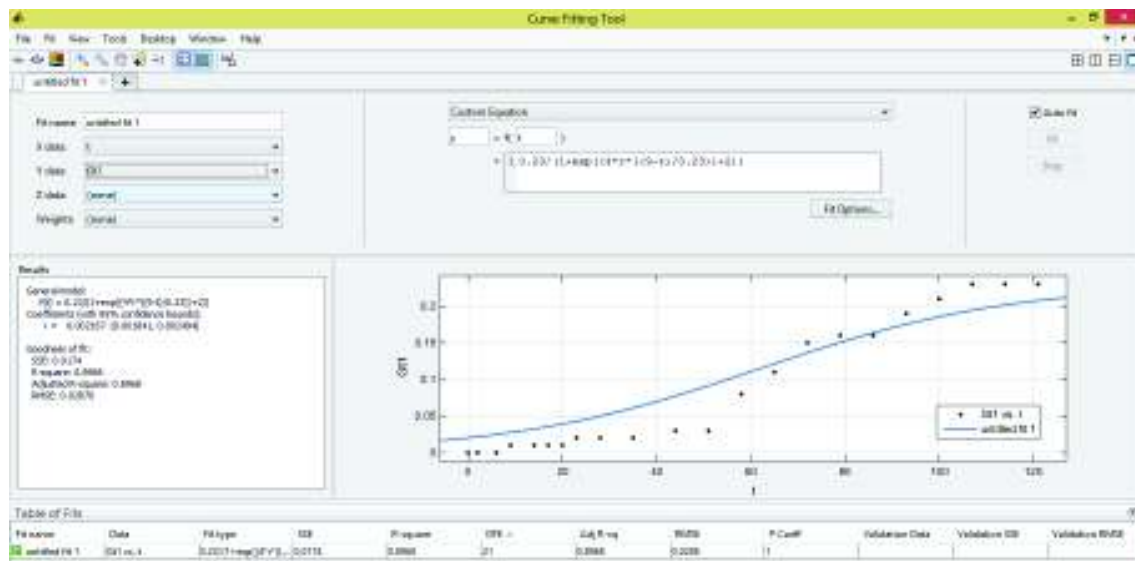
A4.5 Salida del Biodigestor 4 a 37 °C



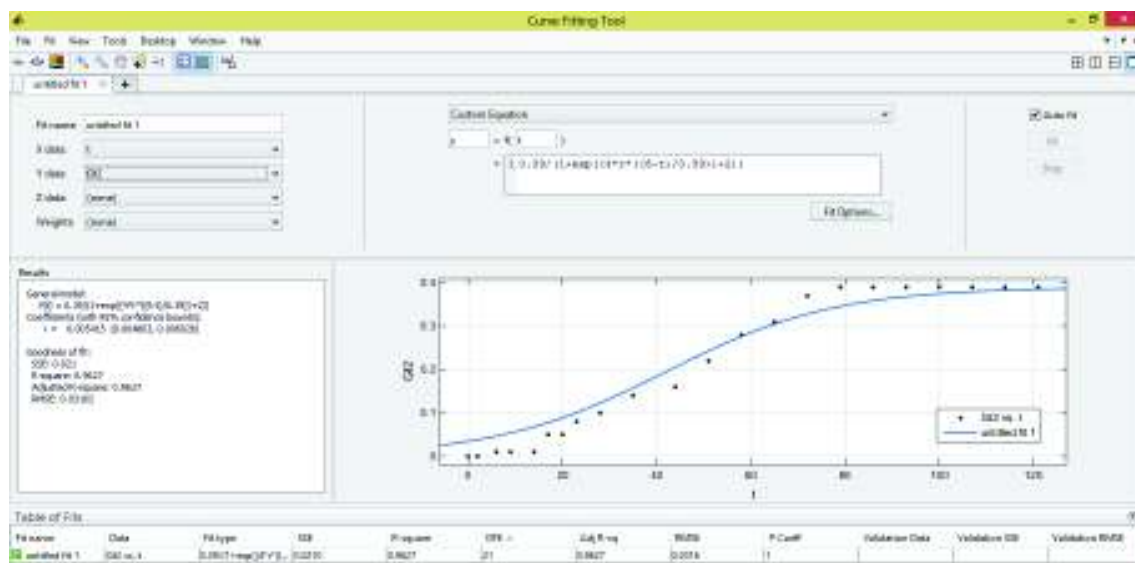
ANEXO N ° 5

USO DEL SOFTWARE MATLAB: RESULTADOS ECUACION DEL MODELO LOGÍSTICO HACIENDO USO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES A 37 °C

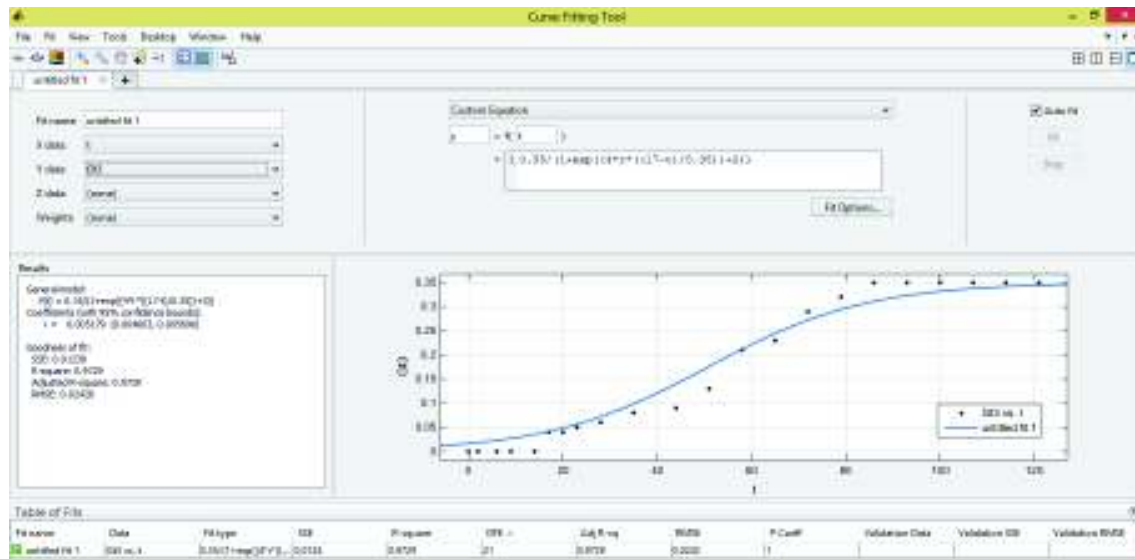
A5.1 Entrada del Biodigestor 1 a 37 °C



A5.2 Entrada del Biodigestor 2 a 37 °C



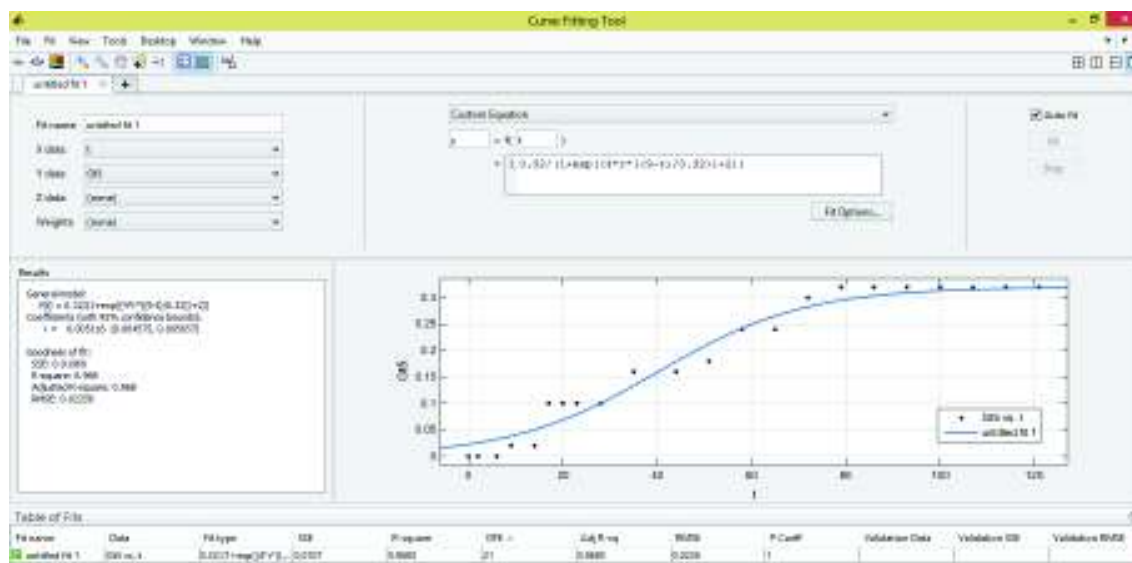
A5.3 Entrada del Biodigestor 3 a 37 °C



A5.4 Entrada del Biodigestor 4 a 37 °C



A5.5 Salida del Biodigestor 4 a 37 °C



ANEXO N ° 6

REGISTRO FOTOGRÁFICO

A6.1 ESTUFA MARCA MERMET**A6.2 MUFLA MARCA WIAW THERM****A6.3 INCUBADORA MARCA POL-EKO****A6.4 ENSAYO DE AME**

TOMADA POR: Morales, P., 2018

A6.5 ENSAYO DE PBM: Lab 1**A6.6 ENSAYO DE PBM: Lab 2****A6.7 ENSAYO DE PBM: Lab 3****A6.8 ENSAYO DE PBM: Lab 4****A6.9 ENSAYO DE PBM: Lab_{efluente}****A6.10 BDGS A ESCALA REAL**

TOMADA POR: Morales, P., 2018