

**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL**

**Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas**

Diseño de un biodigestor anaeróbico para generación de biogás  
utilizando aguas residuales de la producción de café

**PROYECTO INTEGRADOR**

Previo la obtención del Título de:

**Ingeniero Químico**

Presentado por:

Steeven Rafael Pinargote Chavarría

Gabriela Azucena Vergara Villacís

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2019

## DEDICATORIA

El presente proyecto lo dedico a Dios, mis padres y hermano quienes han sido gran apoyo para mí.

A mis amigos, por todos los recuerdos compartidos. Ellos definitivamente han hecho de esta etapa inolvidable.

Gabriela Vergara

El presente proyecto lo dedico a Dios, quien me ha guiado durante las dediciones que he tomado.

A mis padres, Mariana Chavarria y George Pinargote, quienes han sido un importante soporte durante mi vida.

A mis profesores, quienes han contribuido en mi formación profesional.

A mis amigos, con quienes he disfrutado del transcurso de la etapa universitaria.

Steeven Pinargote

## **AGRADECIMIENTOS**

Gracias al Ing. Wilden Mora y al Ing. Guamán por su apertura y disponibilidad durante la realización de este trabajo.

Gracias a las Dras. María de Lourdes Mendoza e Yris González por sus aportes, y correcciones para mi desarrollo como profesional.

Gracias al Ing. Camilo Ramírez, al Ing. Tyrone Alcívar, al Ing. Luis Vaca, y a la QF. Maribel Jaramillo por el préstamo de sus instalaciones de laboratorio.

Gracias a mi compañero de proyecto integrador, por su gran desempeño.

Finalmente, gracias infinitas a mi gran amigo José Burbano por su apoyo y paciencia.

Gabriela Vergara

## **AGRADECIMIENTOS**

Mi más sincero agradecimiento a mis tutoras la PhD. María De Lourdes Mendoza y la PhD. Yris Gonzáles por la ayuda brindada en el desarrollo de este proyecto.

Al Ing. Wilden Mora y al Ing. Jorge Guamán por la apertura ante los requerimientos que se presentaron en el transcurso del proyecto.

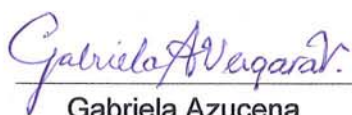
Al Ing. Luis Vaca, a la QF. Maribel Jaramillo, al Ing. Tyrone Alcívar y al Ing. Camilo Ramírez quienes por el préstamo de las instalaciones y materiales para el desarrollo del proyecto.

Finalmente, a mi compañera de proyecto integrador, con quien fue un gusto trabajar.

Steeven Pinargote

## DECLARACIÓN EXPRESA

"Los derechos de titularidad y explotación, nos corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; *Steeven Rafael Pinargote Chavarría* y *Gabriela Azucena Vergara Villacís* damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual"



Gabriela Azucena  
Vergara Villacís



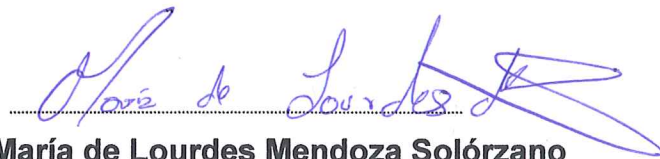
Steeven Rafael  
Pinargote Chavarría

## EVALUADORES



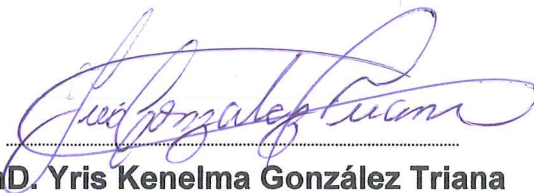
**MSc. Mirian Maricela Checa Artos**

PROFESOR DE LA MATERIA



**PhD. María de Lourdes Mendoza Solórzano**

PROFESOR TUTOR



**PhD. Yris Kenelma González Triana**

PROFESOR CO-TUTOR

## RESUMEN

La producción de café se encuentra en constante crecimiento, del mismo modo las aguas residuales provenientes de esta actividad. El tratamiento anaeróbico se perfila como una tecnología sostenible por la baja producción de lodo y la producción de energía en forma de biogás. No obstante, esta tecnología no ha sido desarrollada en Ecuador, el cual es uno de los principales productores en Latinoamérica. El presente estudio busca establecer las condiciones óptimas para la producción de biogás y establecer el diseño básico de un digester anaeróbico.

El proyecto aplicó para la producción de biogás la experimentación batch, en el cual se realizó variaciones en la relación de DQO/N/P, temperatura, F/M y alcalinidad. El reactor seleccionado para el diseño fue el UASB, para el cuál se desarrolló un método para su dimensionamiento, además, se estableció la distribución, localización, dimensiones y costo de inversión de equipos auxiliares, analizando la rentabilidad en un flujo de caja utilizando el biogás como energía térmica.

Se logró una degradación del 66% de DQO del agua de café y 0.574 m<sup>3</sup> biogás/Kg DQO utilizada. El proyecto propone un reactor cilíndrico de 15 m de altura y 5 m de diámetro, con un TRH de 30h para un caudal de 200m<sup>3</sup> y 5000mgDQO/L. En base a las condiciones aplicadas el costo inversión es \$113 765,06. Del análisis económico se concluyó que el proyecto es rentable considerando una producción de biogás de 0,60 m<sup>3</sup> biogás/Kg DQO utilizada o una disminución en el caudal del 5% (190 m<sup>3</sup>/día).

**Palabras Clave:** Digestión Anaeróbica, Tratamiento de aguas residuales industriales de café, UASB, Biogás.

## **ABSTRACT**

*Coffee production is constantly growing, in the same way the wastewater from this activity. The anaerobic treatment is emerging as a sustainable technology due to the low production of sludge and the production of energy in the form of biogas. However, this technology has not been developed in Ecuador, which is one of the main producers in Latin America. The present study seeks to establish the optimal conditions to produce biogas and establish the basic design of an anaerobic digester.*

*The project applied batch experimentation to the production of biogas, in which variations were made in the ratio of COD/N/P, temperature, F/M and alkalinity. The reactor selected for the design was the UASB, for which a method for its sizing was developed, in addition, the distribution, location, dimensions and investment cost of auxiliary equipment was established, analyzing the profitability in a cash flow using the biogas as thermal energy.*

*A degradation of 66% of COD of coffee water and 0.574 m<sup>3</sup> of biogas / Kg COD used was achieved. The project proposes a cylindrical reactor 15 m high and 5 m in diameter, with a TRH of 30h for a flow of 200m<sup>3</sup> and 5000 mgDQO / L. Based on the conditions applied, the investment cost is \$ 113 765. From the economic analysis it was concluded that the project is profitable considering a biogas production of 0.6 m<sup>3</sup> biogas / Kg COD used or a decrease in the flow of 5% (190 m<sup>3</sup> / d).*

**Keywords:** *Anaerobic Digestion, UASB, Coffee wastewater treatment, Biogas.*



# ÍNDICE GENERAL

RESUMEN.....	I
<i>ABSTRACT</i> .....	II
ÍNDICE GENERAL.....	III
ABREVIATURAS .....	VII
SIMBOLOGÍA .....	VIII
ÍNDICE DE CUADROS.....	IX
ÍNDICE DE FIGURAS.....	X
ÍNDICE DE GRÁFICOS .....	XI
ÍNDICE DE TABLAS .....	XII
CAPÍTULO 1.....	1
1. INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 Antecedentes.....	1
1.2 Descripción del problema .....	2
1.3 Justificación del problema.....	3
1.4 Objetivos.....	4
1.4.1 Objetivo general .....	4
1.4.2 Objetivos específicos .....	4
1.5 Marco teórico .....	4
1.5.1 Características del agua residual .....	4
1.5.2 Digestión anaeróbica.....	6
1.5.3 Tipos de reactores anaeróbicos .....	8
1.5.4 Comparación entre los reactores anaeróbicos .....	11
1.5.5 Ecuaciones y parámetros de diseño .....	12
1.5.6 Ecuación de Bernoulli.....	15

1.5.7	Caída de Presión en un lecho .....	15
1.5.8	Muestra compuesta.....	16
1.5.9	Estimación de costos .....	17
1.5.10	Valor Actual Neto (VAN) .....	17
1.5.11	Tasa interna de retorno (TIR).....	18
CAPÍTULO 2.....		19
2.	Metodología .....	19
2.1	Ingeniería Conceptual.....	19
2.1.1	Caracterización del afluente.....	19
2.1.2	Elección del biorreactor.....	21
2.1.3	Tamaño del proyecto.....	22
2.1.4	Localización .....	22
2.2	Metodología de experimentación.....	23
2.2.1	Experimentación tipo batch .....	23
2.2.2	Desarrollo de la experimentación .....	25
2.2.3	Selección de las condiciones óptimas para el sistema batch.....	28
2.2.4	Producción de biogás bajo las condiciones óptimas .....	28
2.3	Ingeniería Básica .....	29
2.3.1	Reactor UASB.....	29
2.3.2	Unidades auxiliares .....	33
2.3.3	Costos .....	34
2.3.4	Flujo de Caja y Análisis de Costo.....	35
CAPÍTULO 3.....		37
3.	RESULTADOS Y ANÁLISIS .....	37
3.1	Resultados de experimentación batch.....	37
3.2	Análisis de los resultados de la experimentación batch.....	39

3.2.1	Condiciones favorables en la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café .....	41
3.2.2	Condiciones finales de la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café .....	42
3.2.3	Comparación entre estudios batch y estudios previos con UASB.....	43
3.3	Resultados de Ingeniería conceptual.....	43
3.3.1	Caracterización del afluente.....	43
3.3.2	Tamaño del Proyecto .....	44
3.3.3	Localización .....	45
3.4	Resultados de Ingeniería Básica .....	46
3.4.1	Análisis de Sensibilidad.....	47
3.4.2	Descripción del proceso .....	49
3.4.3	Reactor UASB.....	51
3.4.4	Unidades Auxiliares.....	53
3.4.5	Resultados Análisis Económico .....	54
3.5	Análisis de resultados de ingeniería básica .....	55
3.5.1	Validación de la hoja de cálculo .....	55
3.5.2	Validación del número de unidades UASB y campanas GLS .....	56
3.5.3	Validación del precio del reactor .....	56
3.5.4	Análisis de resultados de viabilidad económica .....	56
3.6	Limitaciones de la Investigación .....	58
CAPÍTULO 4 .....		59
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	59
4.1	Conclusiones .....	59
4.2	Recomendaciones .....	60
BIBLIOGRAFÍA.....		62

ANEXOS.....	67
ANEXO A. RELACIONES DE LA CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA A SELECCIONAR SEGÚN TIPO DE LODO Y DQO DE ALIMENTACIÓN.....	67
ANEXO B. ÁREA DE INFLUENCIA DE LOS DISTRIBUIDORES EN LOS REACTORES UASB.....	68
ANEXO C. CONSIDERACIONES DE DISEÑO EN SEPARADORES GAS LÍQUIDO SÓLIDO EN REACTORES UASB .....	69
ANEXO D. RESUMEN DE PARÁMETROS DE DISEÑO PARA REACTORES DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO TRATANDO DQO SOLUBLE.....	70
APÉNDICES .....	71
APÉNDICE A. DIAGRAMA DE FLUJO PTAR AERÓBICA DE EMPRESA EN ESTUDIO .....	71
APÉNDICE B. FOTOS DE EXPERIMENTACIÓN BATCH .....	72
APÉNDICE C. GRÁFICAS DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS EN LA DIGESTIÓN ANAERÓBICA DEL AGUA RESIDUAL DE CAFÉ .....	73
APÉNDICE D. METODOLOGÍAS UTILIZADAS EN HOJA DE CÁLCULO .....	77
APÉNDICE E. RESULTADOS DE LOS MUESTREOS EN LA PTAR .....	79
APÉNDICE F. RESULTADOS ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	82
APÉNDICE G. REACTOR UASB VISUALIZACIÓN 3D.....	83
APÉNDICE H. FLUJO DE CAJA.....	86
APÉNDICE I. CÁLCULOS REALIZADOS.....	88

## **ABREVIATURAS**

DQO	Demanda Química de Oxígeno
DBO	Demanda Bioquímica de Oxígeno
DQOs	Demanda Química de Oxígeno Soluble
DQOu	Demanda Química de Oxígeno Utilizada
TRH	Tiempo de Retención Hidráulico
TRS	Tiempo de Retención de Sólidos
SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles
SFT	Sólidos Fijos Totales
SST	Sólidos Suspendidos Totales
ST	Sólidos Totales
TIR	Tasa Interna de Retorno
VAN	Valor Actual Neto
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
AGV	Ácidos Grasos Volátiles
PTAR	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales
AR	Agua Residual
DA	Digestión Anaeróbica
LB	Lodo Bacteriano
COV	Carga Orgánica Volumétrica

## SIMBOLOGÍA

mg	Miligramo
pH	Potencial de Hidrógeno
m	Metro
L	Litro
S	Azufre
N	Nitrógeno
C	Carbono
P	Fósforo
°C	Grados centígrados de temperatura
NaOH	Hidróxido de Sodio
HCl	Ácido Clorhídrico
NH <sub>4</sub> Cl	Cloruro de Amonio
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono
H <sub>2</sub> S	Gas sulfhídrico
NaHCO <sub>3</sub>	Bicarbonato de Sodio
CH <sub>4</sub>	Metano
PHE	Sensor de pH
AE	Sensor de alcalinidad
LI	Indicador de nivel

## ÍNDICE DE CUADROS

Cuadro 1.1 Descripción de etapas digestión anaeróbica .....	6
Cuadro 1.2 Parámetros fisicoquímicos de operación en digestión anaeróbica.....	7
Cuadro 1.3 Condiciones de proceso básicos en reactores anaeróbicos .....	8
Cuadro 1.4 Características de los reactores anaeróbicos .....	11
Cuadro 2.1 Resumen de muestro en PTAR .....	20
Cuadro 2.2 Métodos y consideraciones de análisis en laboratorio .....	21
Cuadro 2.3 Diseño experimental tipo batch .....	27

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Etapas del proceso de obtención de café soluble.....	4
Figura 1.2 Reactor de película fija .....	9
Figura 1.3 Esquema de un reactor UASB.....	9
Figura 1.4 Reactor de lecho fluidizado.....	10
Figura 1.5 Reactor de RBC.....	10
Figura 1.6 Reactor AAFEB.....	11
Figura 2.1 Resumen de metodología a seguir en el proyecto de diseño de un digestor anaeróbico. ....	19
Figura 2.2 Parámetros a evaluar en los estudios batch .....	24
Figura 2.3 Montaje experimental a escala laboratorio .....	25
Figura 2.4 Sistema de recolección de biogás .....	26
Figura 2.5 Representación de un reactor UASB separador GLS.....	32
Figura 3.1 Distribución de equipos en la PTAR de empresa en estudio .....	45
Figura 3.2 Metodología extraída para dimensionamiento del reactor .....	46
Figura 3.3 Diagrama de flujo de proceso del proceso anaeróbico .....	50



## ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 3.1: Variación Caudal vs Tiempo (Muestreo 1) .....	43
Gráfico 3.2 Variación Caudal vs Tiempo (Muestreo 2) .....	44
Gráfico 3.3 Cambios en volumen de digester según COV y caudal de diseño .....	47
Gráfico 3.4 Relación del TRH con COV de diseño .....	48
Gráfico 3.5 Variación de la relación Altura/Diámetro con la velocidad ascensional ...	48

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Características del agua residual de la producción de café soluble .....	5
Tabla 1.2 Comparación entre los reactores anaeróbicos.....	12
Tabla 1.3 Factores de Instalación de Equipos .....	17
Tabla 2.2 Condiciones de las diferentes pruebas realizados en la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café.....	26
Tabla 3.1 Características del agua residual del café bajo estudio .....	37
Tabla 3.2 Características del lodo bacteriano utilizado en el estudio de agua residual de café .....	37
Tabla 3.3 Producción de biogás bajo los diferentes parámetros analizados .....	38
Tabla 3.4 Condiciones óptimas en la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café.....	41
Tabla 3.5 Condiciones al inicio y al final de la digestión anaeróbica.....	42
Tabla 3.6 Resumen de mediciones en sitio, valores máximos, mínimos y promedios .....	43
Tabla 3.7 Dimensiones y producción de biogás estimada del reactor UASB propuesto .....	51
Tabla 3.8 Dimensiones de campana de separación GLS .....	51
Tabla 3.9 Producción de Lodos y SRT estimados .....	52
Tabla 3.10 Sistema de Distribución y sus consideraciones .....	52
Tabla 3.11 Especificaciones de Bombas seleccionadas y costos.....	53
Tabla 3.12 Especificaciones de Tanques seleccionados y costos.....	54
Tabla 3.13 Tabla comparativa de las dimensiones de reactores UASB de otros estudios .....	55

# CAPÍTULO 1

## 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1 Antecedentes

Desde el 2015 se encuentran vigentes los 17 objetivos de desarrollo sostenible establecidos por la Organización de las Naciones Unidas (ONU) para el 2030; entre ellos se tiene agua limpia y saneamiento, energía asequible y no contaminante, ciudades y comunidades sostenibles y acción por el clima. Estos objetivos son la iniciativa para que países desarrollados cuenten con tecnologías biológicas para el tratamiento de sus desechos. Es así el caso de las plantas de producción de biogás, donde en Europa se tienen al menos 700 plantas de biogás donde se utiliza como sustrato aguas residuales y/o residuos agrícolas y ganaderos. (Rico, 2018) Por otro lado, Estados Unidos tiene biogás disponible en sus 50 estados. (Roca, 2016) De manera similar en Latinoamérica, ciudades como Sao Paulo cuenta con planta de biogás desde el 2014 (Gnvmagazine, 2014), y es utilizado en generación de energía eléctrica. (EBC, 2016)

A nivel mundial se consumen anualmente 9500 millones de kilos de café, 95% más que hace 35 años, lo que indica una industria en constante crecimiento. (Granados, 2018) Este sector productivo posee gran cantidad de residuos como la pulpa consumida, aguas residuales, cáscara, entre otros, con gran potencial energético y ambiental que no es aprovechado en su totalidad. (Rajkumar & Giorgio, 2005) La organización UTZ identificó que un 70% del café consumido mundialmente proviene de Latinoamérica, donde se conoce que esta producción genera aguas residuales contaminantes que en Latinoamérica son desechadas al río afectando a la flora y fauna del lugar.

Es así como, Nicaragua cuentan con planta generadora de biogás desde el 2011, utilizando como materia prima las aguas producto del proceso del lavado del café. (El Nuevo Diario, 2011) La firma UTZ ha instalado en total 8 plantas de biogás en fincas cafeteras de Nicaragua, 10 en Honduras, y 1 en

Guatemala. La misma firma UTZ se encuentra implementando esta tecnología en Perú y Brasil. Y desde el 2014, se encuentra trabajando para implementación de tecnologías en Perú y Brasil. (WMW, 2014) Por otra parte, Costa Rica, en el año 2005 diseñó el uso de reactores anaeróbicos para tratamiento de aguas de café como alternativa de sustitución para las lagunas aeróbicas. (Jambert, 2005) Mientras que Colombia en el 2015, se implementó y evaluó el uso de un reactor metanogénico para tratar aguas mieles de café teniendo importantes remociones de DQO y producción de biogás. (Zambrano, Rodríguez, López, & Orozco, 2015)

Ecuador, al igual que países como Brasil, Colombia, Perú, y El Salvador son los principales productores de café en Latinoamérica. (International Coffee Organization, 2018) Las provincias de plantaciones de café son Manabí, Loja, Orellana y Sucumbíos; mientras que la industria cafetera se encuentra principalmente en Guayas, Manabí y Pichincha, las mismas que poseen aguas residuales entre los 6420 a 8480 mg/L DQO. (Morales Paredes et al, 2018). Las aguas residuales (AR) de la producción de café soluble presentan menor DQO debido a que se extrae la cafeína y componentes y queda un AR con menor carga.

La empresa en estudio, ubicada en la ciudad de Guayaquil desde 1960, es exportadora de café soluble y genera 200 m<sup>3</sup> diarios de agua residual, la misma que es tratada en un sistema de digestión aeróbica, lo que le asegura cumplir con la normativa de disposición de efluentes líquidos industriales. El sistema instalado se encuentra descrito en el Apéndice A.

## **1.2 Descripción del problema**

Las ventajas que brinda el sistema anaeróbico por su reducción en generación de lodos, disminución de consumo de químicos, y principalmente la producción de una fuente energética económica es impulso para estudiar la degradación de este efluente en un sistema anaeróbico. En el año 2014

(Alcívar, 2014), en el estudio “Determinación de las Condiciones Óptimas para la Biodegradación Anaeróbica de las Aguas Residuales de una Industria de Café a Escala de Laboratorio” se determinó las condiciones óptimas para la biodegradación anaeróbica de las aguas residuales de esta empresa, y se comprobó el alto potencial de biogás que posee. Sin embargo, no se tienen establecidos los parámetros de diseño, por lo que no se está aprovechando el potencial de biogás de este efluente.

### **1.3 Justificación del problema**

A pesar de las ventajas del sistema anaeróbico de tratamiento de aguas, y su utilización en países del primer mundo para la producción de biogás, en el Ecuador muy pocas plantas de tratamiento de aguas son anaeróbicas. La industria cervecera, así como la industria del azúcar, ya cuentan con una planta de producción de biogás. Sin embargo, la industria del café no se encuentra avanzada en esta tecnología, a pesar de conocer el potencial poder de biodegradabilidad de sus aguas. (Chala, Oechsner, Latif, & Muller, 2018) (Beyene, Yemane, Addis, & Triest, 2013)

El presente trabajo busca iniciar las etapas de diseño para producir biogás con las aguas residuales del café, realizando el diseño básico (Ingeniería conceptual y básica) de la unidad principal del sistema anaeróbico, haciendo uso de los conocimientos de reactores y sistemas biológicos, operaciones unitarias de separación trifásica y transporte de fluidos, así como las bases de un diseño en la ingeniería química. Dicho diseño se basó en experiencias experimentales a escala de laboratorio y sustentado en estudios previos sobre diseño del reactor seleccionado, donde se analizó la factibilidad económica del diseño. Adicionalmente, será de interés nacional para la industria cafetera interesada en implementar este sistema, pudiéndose replicar y ser una guía base.

## 1.4 Objetivos

### 1.4.1 Objetivo general

Realizar un diseño básico de un biodigestor anaeróbico para la generación de biogás utilizando aguas residuales de una empresa productora de café.

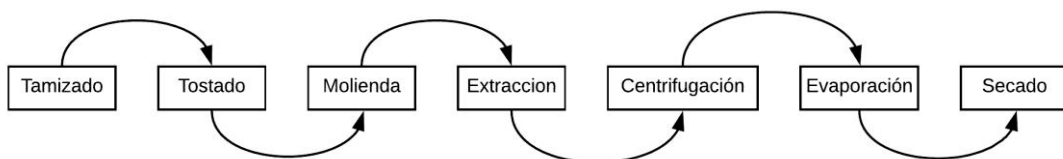
### 1.4.2 Objetivos específicos

1. Comparar diversos tipos de reactores anaeróbicos para la producción de biogás y seleccionar el que se ajuste a las especificaciones deseadas.
2. Optimizar la producción de biogás mediante la variación de características fisicoquímicas, a través de pruebas experimentales tipo batch.
3. Desarrollar la ingeniería conceptual y básica del biodigestor, mediante criterios de dimensión, localización, distribución, y costos de inversión.
4. Evaluar económicamente el diseño propuesto mediante el cálculo de la tasa interna de retorno y el valor actual neto.

## 1.5 Marco teórico

### 1.5.1 Características del agua residual

El café verde en grano representa la materia prima para la obtención del café soluble donde sigue de manera general el proceso descrito en la Figura 1.1.



**Figura 1.1 Etapas del proceso de obtención de café soluble.**

Fuente: Autores

El agua residual de esta industria proviene principalmente de tres actividades:

- Condensación del agua extraída en proceso de evaporación
- Lavados rutinarios de equipos
- Lavado de piso

Las aguas de la industria del café soluble tienen variaciones según caudales y detalles de cada empresa, sin embargo, generalmente posee altas cargas orgánicas y pH ácido; como se muestra en la tabla 1.1.

**Tabla 1.1 Características del agua residual de la producción de café soluble**

Parámetro	Concentración
Color (CU)	470-640
Sólidos disueltos totales (mg/L)	1130-1380
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	2390-2820
Sólidos Totales (mg/L)	3520-4200
pH	3,88 – 4,11
Oxígeno Disuelto	2,0 – 2,6
DBO (mg/L)	3800 – 4780
DQO (mg/L)	6420 – 8480
DBO: DQO relación	0,56 – 0,59
Nitrógeno (mg/L)	125,8 – 173,2
Fósforo (mg/L)	4,4 – 6,8

Fuente: (M. Selvamurugan, P. Doraisamy, M. Maheswari, 2009)

Las aguas residuales de la producción del café presentan coloración entre café claro y oscuro, esto debido a la presencia de pectina, taninos y derivados del proceso de extracción. El pH es de carácter ácido debido a la fermentación de los azúcares presentes en las aguas residuales de café, los mismos que son convertidos en alcohol y CO<sub>2</sub>, este alcohol se convierte con facilidad en CH<sub>3</sub>COOH. (Selvamurugan, Doraisamy, & Maheswari, 2009) La presencia de pectina, proteínas y azúcares contribuye al alto

contenido de sólidos suspendidos, y el alto contenido de DQO atribuido a los compuestos de degradación lenta presentes en las aguas residuales bajo estudio (Lignina, taninos, y ácidos húmicos) (Morales Paredes, Rivadeneira Mendoza, & Garcia Moreira, 2018).

## 1.5.2 Digestión anaeróbica

### 1.5.2.1 Etapas digestión anaeróbica

**Cuadro 1.1 Descripción de etapas digestión anaeróbica**

Etapa	Materia Prima	Producto	Observaciones	Fuente
Hidrólisis	Carbohidratos, proteínas y lípidos	Azúcares, aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga	Afectada por: Temperatura, composición del sustrato, y pH.	(Fernández & Seghezzo, 2015)
Fermentación o acidogénesis	Productos solubles de hidrólisis	AGV (ácidos grasos volátiles), alcoholes, ácido láctico, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S y NH <sub>3</sub>	Llevado a cabo en el interior de células fermentativas.	(Comisión Nacional del Agua, 2016)
Acetogénesis	Ácidos grasos volátiles (Acético, propiónico, butílico),	Acetato y mezclas de CO <sub>2</sub> e H <sub>2</sub>	Poco sensible a cambios de pH y temperatura. Dirigido por bacterias facultativas.	(Metcalf & Eddy, Inc, 2003) (Chernicharo, 2007)
Metanogénesis	Acetato	CH <sub>4</sub> y CO <sub>2</sub>	Bacterias acetoclásticas	(Comisión Nacional del Agua, 2016)

### 1.5.2.2 Consideraciones digestión anaeróbica

Para el tratamiento de efluente por este medio de digestión se requiere cumplir con ciertos parámetros, que aportan al crecimiento óptimo de las bacterias. Estos parámetros se encuentran resumidos en el cuadro 1.2.



**Cuadro 1.2 Parámetros fisicoquímicos de operación en digestión anaeróbica**

Parámetro	Detalle	Valor Óptimo	Fuente
Biodegradabilidad	Relación DBO/DQO	≥ 0,5	(Khanal, 2017)
Temperatura	Psicrófilo (-5 a 20°C)	Rango termofílico para mayor producción de biogás, aunque dificulta la operación. Debido a esto se realiza la digestión en el rango mesofílico.	(Fernández & Seghezzeo, 2015) (Weiland, 2009) (Monnet, 2003)
	Mesofílico (20 a 42°C)		
	Termofílico (45 a 60°C)		
pH	Existe producción de metano en rango de 6.5 a 8.5	7 a 8. Valores inferiores inhibe la producción de metano.	(Weiland, 2009)
Relación de nutrientes	Relación de carbono, nitrógeno y fósforo.	DQO:N:P=100:1:0.2	(Montalvo, Gonzalez, Mena, Guerrero, & Borja, 2012)
Inhibidores	Ácidos grasos volátiles (AGV), ácido sulfhídrico, taninos. AGV, H <sub>2</sub> S, Taninos.	Taninos: 600-800 mg/l inhiben el 50% de la metanogénesis	(Morales Paredes, Rivadeneira Mendoza, & García Moreira, 2018)
Alcalinidad de bicarbonatos	Para mantener pH en 6.5, se puede ajustar con NaOH, cal y NaHCO <sub>3</sub> .	500-900 mg CaCO <sub>3</sub> /L	(Rowse, 2011) (Rajeshwari, 1999)
Relación F/M	Kg DQO/ Kg SSV día. Cantidad de sustrato añadido al sistema y consumida por la biomasa.	Según lodo	(Chernicharo, 2007)

Además de los parámetros fisicoquímicos; los reactores tienen 3 condiciones de proceso fundamentales que deben ser fijadas previo a su uso, las cuales se encuentran resumidas en el cuadro 1.3.

**Cuadro 1.3 Condiciones de proceso básicos en reactores anaeróbicos**

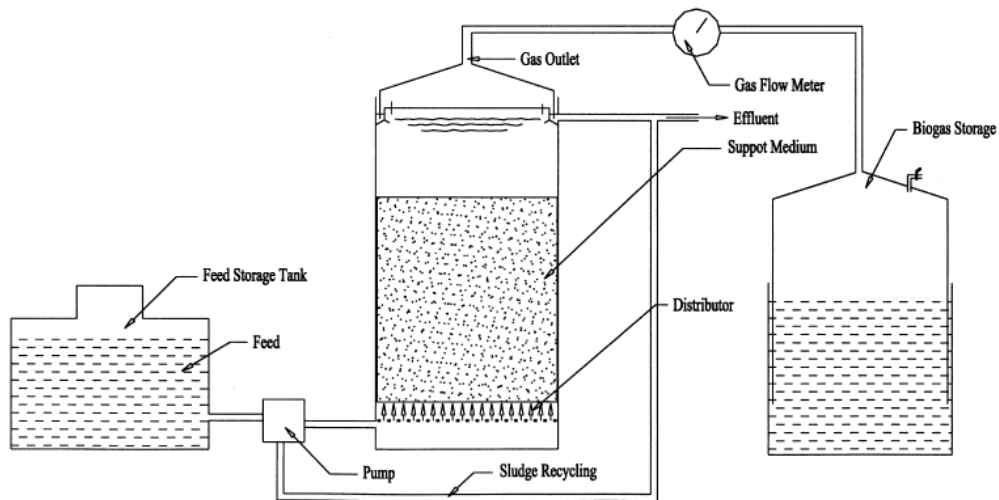
Condición de proceso	Unidades	Definición	Importancia	Fuente
Carga orgánica volumétrica (COV)	kg DQO/ m <sup>3</sup> día o Kg SV / m <sup>3</sup> día	Capacidad conversión biológica del sistema.	Por encima del valor óptimo de COV se produce un bajo rendimiento de biogás debido a la acumulación de sustancias inhibitoras.	(Mao, 2015)
Tiempo de retención de sólidos (TRS)	Días	Relación entre masa de organismos y la tasa de remoción de organismos del sistema.	Un aumento del TRS incrementa el grado en que las reacciones implicadas en la digestión anaeróbica se completan.	(Rowse, 2011)
Tiempo de residencia hidráulico (TRH)	Días	Tiempo en el que el sustrato interactúa con lodo bacteriano.	A mayores TRH, mayor degradación biológica.	(Chernicharo, 2007)

### 1.5.3 Tipos de reactores anaeróbicos

En los últimos años se han desarrollado reactores anaeróbicos para satisfacer las necesidades de la industria. Estos reactores, denominados digestores de alta velocidad, se caracterizan por manejar altas tasas de carga orgánica y altas velocidades de flujo ascendente a bajos tiempos de retención hidráulico.

#### 1.5.3.1 Reactor de película fija

Este reactor posee un soporte para la inmovilización de la biomasa. Se caracteriza por la simplicidad en su construcción, no requiere de una mezcla mecánica y una mejor estabilidad para cargas más altas. La limitación de este reactor es el volumen, el cual es mucho mayor en comparación con otros reactores. (Rajeshwari, 1999)



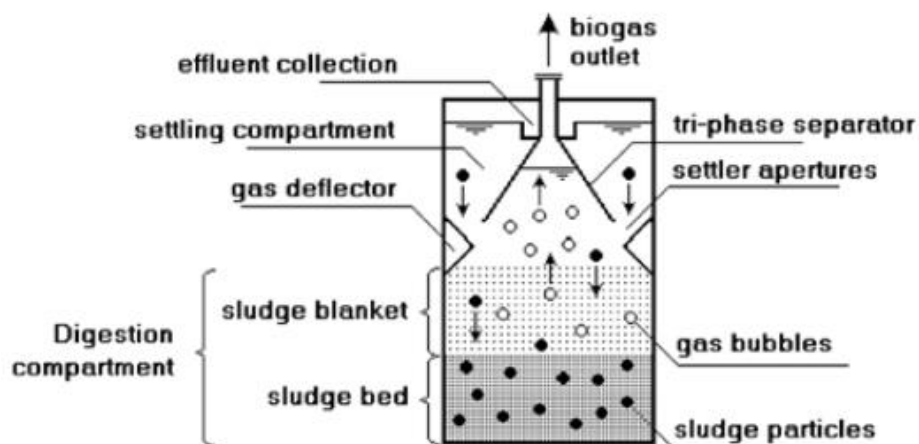
**Figura 1.2 Reactor de película fija**

Fuente: (Rajeshwari, 1999)

### 1.5.3.2 Reactor anaerobio de flujo ascendente (UASB)

Ampliamente utilizado para diferentes tipos de efluentes. Este tipo de reactores requiere de una menor inversión en comparación con reactores de lecho fluidizado o sistema de filtro anaeróbico. (Rajeshwari, 1999)

Contiene un separador trifásico, cuyo objetivo es la de retener la mayor cantidad de biomasa dentro del reactor, aumentando la concentración de biomasa activa dentro del mismo. (Iglesias, 2015)

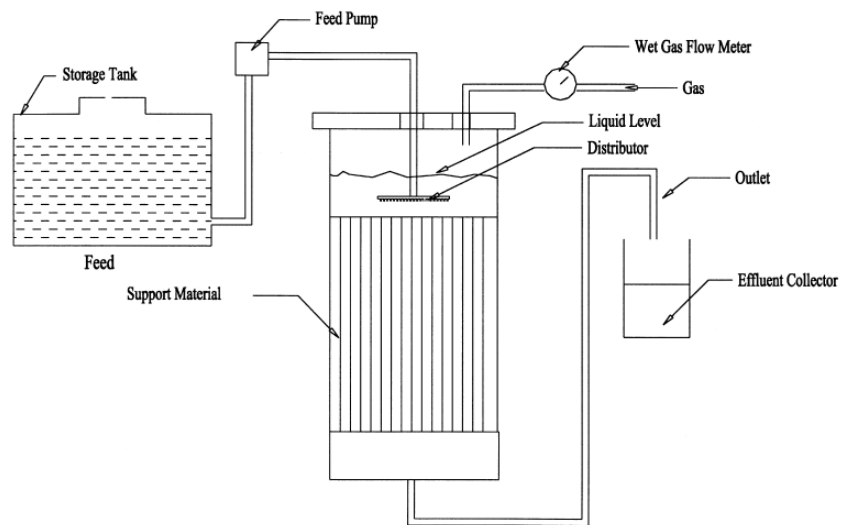


**Figura 1.3 Esquema de un reactor UASB**

Fuente: (De Lemos Chernicharo, 2007)

### 1.5.3.3 Reactor de lecho fluidizado

Las bacterias se fijan y crecen en un medio de partículas sólidas finas. Este reactor está diseñado para soportar tasas de carga orgánica más altas, con gran resistencia a inhibidores. (Rajeshwari, 1999)

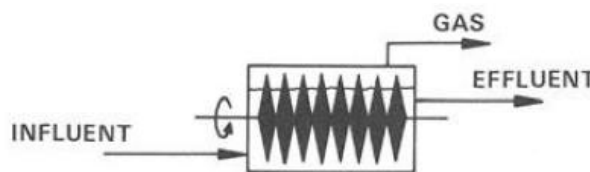


**Figura 1.4 Reactor de lecho fluidizado.**

Fuente:(Rajeshwari, 1999)

### 1.5.3.4 Contactor biológico rotativo (RBC)

Consiste en una serie de discos centrados en un eje giratorio de forma paralela. Estos se mantienen sumergidos y el reactor cerrado. La biomasa está adherida a un soporte ligero del que constan los discos. (Iglesias, 2015)



**Figura 1.5 Reactor de RBC.**

Fuente: (Stronach, 2012)

### 1.5.3.5 Reactor anaerobio de película de lecho expandido (AAFEB)

Un flujo ascendente atraviesa un lecho filtrante compuesto de pequeñas partículas de arena de peso ligero. En este tipo de reactor el soporte es de mayor tamaño, en comparación con el reactor de lecho fluidizado (0.3-3.0 mm). (Stronach, 2012)

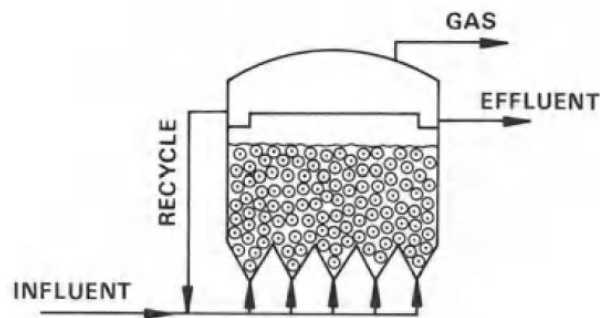


Figura 1.6 Reactor AAFEB.

Fuente: (Stronach, 2012)

### 1.5.4 Comparación entre los reactores anaeróbicos

Rajeshwari (1999) realizó una comparación de las características de los diferentes tipos de reactores anaeróbicos de alta velocidad, la cual se muestra en el cuadro 1.4 y en la tabla 1.2.

Cuadro 1.4 Características de los reactores anaeróbicos

Tipo de reactor	Periodo de inicio	Recirculación del efluente	Separador Gas-Sólido	Soporte	COV (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	TRH (d)
UASB	4-16	No requiere	Esencial	No esencial	10-30	0.5-7
Película fija	3-4	No requiere	Beneficioso	Esencial	1-40	0.5-12
AAFEB	3-4	Requiere	No requiere	Esencial	1-50	0.2-5
Reactor de lecho fluidizado	3-4	Requiere	Beneficioso	Esencial	1-100	0.2-5

Fuente: (Rajeshwari, 1999)

**Tabla 1.2 Comparación entre los reactores anaeróbicos**

Parámetro	Clasificación <sup>1</sup>				
	Película fija	UASB	EGSB	Lecho fluidizado	RBC
Dificultad operativa	1	2	3	5	4
Consumo energético	2	1	3	4	5
Costo capital y requerimiento de área	3	2	4	5	1
<b>Total</b>	6	5	10	14	10

Fuente: (Rajeshwari, 1999)

## 1.5.5 Ecuaciones y parámetros de diseño

### 1.5.5.1 Carga orgánica volumétrica (COV)

La carga orgánica volumétrica (COV), se relaciona con el volumen nominal ( $V_n$ ) del reactor mediante la ecuación 1.1.

$$V_n = \frac{Q \times DQO_i}{COV} \quad (1.1)$$

Donde:

Q, Caudal a recibir, m<sup>3</sup>/día

DQO<sub>i</sub>, Carga inicial de DQO en agua residual

COV, Carga orgánica volumétrica, Kg DQO/ m<sup>3</sup> día

---

<sup>1</sup> Se asigna un número del 1 al 5, siendo 1 el de más bajo y 5 el de más alto requerimiento.

### 1.5.5.2 Velocidad ascensional

Velocidad con la que se desplaza un fluido a lo largo del volumen del reactor. Se encuentra relacionado con el área transversal según la ecuación 1.2.

$$v = \frac{Q}{A} \quad (1.2)$$

Donde:

v, Velocidad de flujo ascensional (m/h),

A, Área transversal del reactor (m<sup>2</sup>),

Q, Caudal (m<sup>3</sup>/día)

### 1.5.5.3 Tiempo de retención hidráulica (TRH)

Este parámetro relaciona el volumen del reactor con el caudal mediante la ecuación 1.3.

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (1.3)$$

Donde:

V, Volumen del reactor (m<sup>3</sup>),

Q, Caudal (m<sup>3</sup>/día)

### 1.5.5.4 Tiempo de Retención de Sólidos

Es calculado haciendo uno de los parámetros cinéticos los cuales se relacionan según la ecuación (Pérez, 2012):

$$Q(Xe) = \frac{Q Y (S_o - S)}{1 + K_d (TRS)} + \frac{f_d K_d Q Y (S_o - S)(TRS)}{1 + K_d (TRS)} + Q (nbVSS) \quad (1.4)$$

$$S = \frac{K_s (1 + K_d (TRS))}{TRS (\mu_m - K_d) - 1} \quad (1.5)$$

Donde:

So, DQO inicial (mg/L)

S, DQO final (mg/L)

nbVSS, SSV que no se degradan en el proceso (g/m<sup>3</sup>)

TRS, Tiempo de retención de sólidos (días)

Y, Coeficiente de rendimiento o producción de sólidos (mgSSV/mgDQO)

Relación de gramos de biomasa producido con sustrato consumido.

K<sub>d</sub>, Decaimiento endógeno (d<sup>-1</sup>) Representa g VSS biomasa decaída en relación con la biomasa alimentada por día.

μ, Velocidad de crecimiento específico (d<sup>-1</sup>)

μ<sub>m</sub>, Velocidad de crecimiento específico máximo (d<sup>-1</sup>)

K<sub>s</sub>, Constante de saturación (mg/L)

Como oscilan estas variables según las etapas de digestión anaeróbica se muestran en el Anexo D. La cual aplica para reactores de lecho suspendido en crecimiento. El TRS debe ser mayor a 40 días de manera óptima para mejor desarrollo de la biomasa. (Metcalf & Eddy, Inc, 2003)

#### 1.5.5.5 Volumen de lodo

El volumen de lodo está relacionado con la relación F/M mediante la ecuación 1.6. (Pérez, 2012)

$$V_L = \frac{Q S_o}{\left(\frac{F}{M}\right) X_L} \quad (1.6)$$

Donde:

So, DQO inicial (mg/L)

Q, Caudal (L/día)

F/M, (mgDQO/mgSSV.d)

X<sub>L</sub>, mgSSV/L en el lecho de lodo



### 1.5.5.6 Número de tubos de distribución

La cantidad de tubos de alimentación de AR se determina mediante la ecuación 1.7.

$$Nd = \frac{A}{Ad} \quad (1.7)$$

Donde:

Nd, número de tubos de distribución

A, Área transversal del reactor (m<sup>2</sup>)

Ad, Área de influencia de cada distribuidor (m<sup>2</sup>)

### 1.5.6 Ecuación de Bernoulli

Esta ecuación toma en cuenta la diferencia en las cargas de elevación, presión y velocidad en el flujo de un fluido entre un punto 1 y 2 cualesquiera. (Mott, 2006)

$$\frac{p_1}{\gamma} + y_1 + \frac{v_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\gamma} + y_2 + \frac{v_2^2}{2g} \quad (1.8)$$

Donde:

p, presión del fluido (N/m<sup>2</sup>)

γ, peso específico del fluido (N/m<sup>3</sup>)

v, rapidez del fluido (m/s)

g, gravedad (m/s<sup>2</sup>)

y, altura (m)

### 1.5.7 Caída de Presión en un lecho

Para fluidos que circulan a través de un lecho relleno de sólidos la caída de presión está dada por la Ecuación de Ergun mostrada a continuación (Levenspiel, 1998):

$$\Delta p = \frac{150 \mu L (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 \epsilon^3} v_s + \frac{1.75 L \rho (1 - \epsilon)}{D_p \epsilon^3} v_s^2 \quad (1.9)$$

Donde:

$\Delta p$ , Caída de Presión a lo largo del lecho

L, Longitud del lecho (no la columna)

$D_p$ , Diámetro equivalente del empaque

$\rho$ , Densidad del fluido

$\mu$ , Viscosidad dinámica del fluido

$v_s$ , Velocidad superficial

$\epsilon$ , Fracción vacía del lecho

### 1.5.8 Muestra compuesta

Combinación lineal de muestras simples a diversos instantes durante el muestreo. (Ministerio del Medio Ambiente y Agua Bolivia, 2015) Donde el volumen de alícuota se determina por: (Instituto de toxicología de la defensa, 2016)

$$V_i = \frac{V Q_i}{n Q_p} \quad (1.10)$$

Donde:

$V_i$ , Volumen de cada alícuota,

V, Volumen total a componer,

$Q_i$ , Caudal Instantáneo de cada muestra,

$Q_p$ , Caudal promedio durante muestreo,

n, número de muestras tomadas

### 1.5.9 Estimación de costos

La determinación de un costo de capital puede llevarse a una localización, año u dimensión a otra mediante la ecuación 1.11. Donde n, representa el factor según el tipo de planta o equipo. (Perry, 2001)

$$\frac{\text{Costo A}}{\text{Costo B}} = \left(\frac{\text{Tamaño A}}{\text{Tamaño B}}\right)^n \left(\frac{\text{Localización A}}{\text{Localización B}}\right) \left(\frac{\text{Índice año A}}{\text{Índice año B}}\right) \quad (1.11)$$

Adicionalmente, este costo debe ser multiplicado por un factor para determinar costos de instalación, control, tuberías, servicios.

**Tabla 1.3 Factores de Instalación de Equipos**

Actividad	Planta Procesadora de:		
	Sólidos	Sólidos/ Líquidos	Líquidos
Instalación del equipo	0,45	0,39	0,47
Instrumentación y control (instalados)	0,18	0,26	0,36
Tuberías (instaladas)	0,16	0,31	0,68
Sistema Eléctrico (Instalado)	0,10	0,10	0,11
Edificios	0,25	0,29	0,18

Fuente: (Perry, 2001)

### 1.5.10 Valor Actual Neto (VAN)

Sumatoria de flujos actualizados de efectivo futuro, con la disminución de las salidas. Determina el valor actual que recibirá el proyecto en el futuro, a una tasa de descuento y un periodo de estudio establecido. Este valor deberá ser mayor a cero, para que el proyecto sea rentable. (Wilson, 2005)

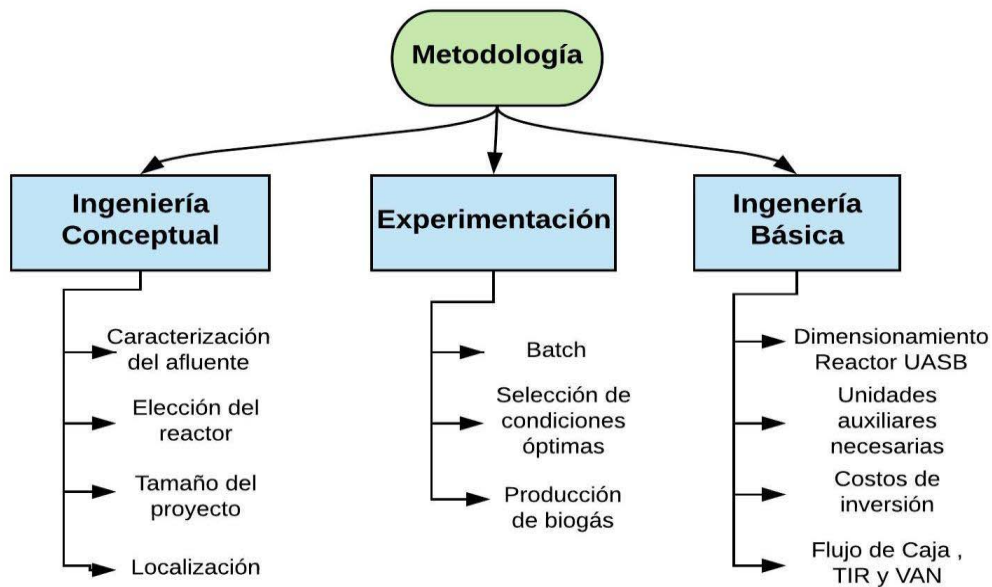
### **1.5.11 Tasa interna de retorno (TIR)**

La TIR de un proyecto es la tasa de descuento que ocasiona que el VAN sea igual a cero (cuando el proyecto no representa ni ganancias ni pérdidas). (Keat & Young, 2004)

# CAPÍTULO 2

## 2. Metodología

La estructura de este capítulo está resumida en la figura 2.1.



**Figura 2.1 Resumen de metodología a seguir en el proyecto de diseño de un digester anaeróbico.**

### 2.1 Ingeniería Conceptual

Corresponde a la etapa previa de visualización del proyecto, donde se selecciona el proceso a utilizar, sus materias primas, tamaño del proyecto, y su localización (Gonzalez, 2017).

#### 2.1.1 Caracterización del afluente

Para la producción de biogás se utilizó como materia prima el afluente de agua residual de una empresa de café soluble de la ciudad de Guayaquil. Las características del agua residual fueron divididas en parámetros in situ y los determinados según procedimientos de laboratorio posteriores.

### 2.1.1.1 Caracterización en el sitio

El punto de muestreo fue la entrada del tanque ecualizador (Esquema de PTAR actual en Apéndice A). De este muestreo representan los valores a comparar con lo reportado por la empresa en estudio. El muestreo se realizó durante 9 horas, donde se midieron los parámetros mostrados en el cuadro 2.1. Al inicio se realizó un muestreo preliminar donde se midió caudal y pH, luego de 9 días el muestreo completo, del cual se realizó la muestra compuesta.

El caudal fue medido en L/s, sin embargo, los valores picos reportados fueron llevados a m<sup>3</sup>/día para que sean comparables con lo reportado por la empresa. Estos representan los valores para realizar el análisis de sensibilidad con la herramienta Microsoft Excel.

Se realizó el muestreo cada 20 minutos, ya que ese es el tiempo mínimo que se requería para tomar muestras, y hacer la medición de caudal, pH y temperatura, siguiendo las medidas de seguridad necesarias.

**Cuadro 2.1 Resumen de muestro en PTAR**

<b>Parámetro</b>	<b>Detalle</b>	<b>Frecuencia</b>
Caudal	Uso de instrumentos de medición volumétrica	20 minutos
pH	Multiparámetro HACH pH pocket Pro	20 minutos
Temperatura	Multiparámetro HACH pH pocket Pro	20 minutos
Muestra Compuesta	Combinación de muestras simples según caudal proporcional. Preparación de 1L de muestra compuesta.	Toma de muestra simple cada hora.
DQO total	Kit de análisis HACH para rangos de DQO entre 0-1500, con el método HACH 8000, realizando diluciones de 10:1	1 hora
DQO soluble	Agua cruda filtrada en 0,45um. Procedimiento posterior igual que DQO total.	1 hora

### 2.1.1.2 Laboratorio

A la muestra (cuadro 2.1) almacenada a una temperatura de  $-15^{\circ}\text{C}$ , se le realizó los análisis mostrados en el cuadro 2.2.

**Cuadro 2.2 Métodos y consideraciones de análisis en laboratorio**

Análisis	Nº	Método	Detalles del método	Justificación
P-PO <sub>4</sub>	3	Standard Methods 4500-P D. Edición 18ava.	Análisis en muestra filtrada en 0,45um. Absorbancia de muestra sin reactivos fue considerada debido a coloración.	Estimación de la relación DQO:N:P.
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	1	Standard Methods 4500-SO4-2 E. Edición 18ava.	Laboratorio certificado externo.	Conocer su degradabilidad a H <sub>2</sub> S.
Sólidos	3	Standard Methods 2540-Solids. Edición 18ava.	Método gravimétrico en muestra compuesta cruda para determinación de: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Sólidos Totales (ST)</li> <li>• Sólidos disueltos totales (SDT)</li> </ul>	Podrían afectar a la digestión anaeróbica. (Martín, Esteves, & Manrique, 2016)
Alcalinidad	3	Standard Methods 2320 Alkalinity. Edición 18ava.	En muestra cruda, sin uso de indicadores por coloración de muestra.	Mantiene el pH constante a pesar de la generación de AGV.
Nitrógeno Kjeldahl	1	Standard Methods 4500-Norg. Edición 18ava.	Laboratorio certificado externo.	Estimación de la relación DQO:N:P.
Nitrógeno Amoniacal	1	Método Espectrofotométrico	Laboratorio certificado externo.	Estimación de la relación DQO:N:P.

### 2.1.2 Elección del biorreactor

Para la viabilidad del biorreactor se tomará en cuenta los siguientes parámetros:

- Social
- Técnico
- Económico

La implementación de la digestión anaeróbica para el tratamiento de las aguas residuales industriales ha aumentado en los últimos años, esto con el fin de reducir de manera más económica la carga orgánica de estas aguas. Además, el uso del biogás, producto de la digestión anaeróbica, como combustible disminuye la huella de carbono de las actividades industriales, mejorando la calidad de vida de las personas de sus alrededores.

Para el parámetro técnico se consideró de la tabla 1.2 (marco teórico) la comparación respecto a la dificultad operativa entre los reactores anaeróbicos. Por otra parte, el parámetro económico se evaluó en relación al consumo energético y al costo de capital y requerimiento de área mostrada en la misma tabla. Siendo el reactor UASB el más idóneo para el tratamiento de las aguas residuales de la producción de café.

### **2.1.3 Tamaño del proyecto**

Se realizó un análisis del muestreo en sitio, y se comparó por el caudal reportado por la empresa en estudio, con el fin de decidir la base del diseño.

### **2.1.4 Localización**

El reactor UASB y su tanque de alimentación deberán encontrarse en cercanía de la PTAR de la empresa en estudio, cuyo esquema de procesos actual se encuentra en el Apéndice A. Esto debido a que el efluente de este reactor deberá tener tratamiento posterior previo a su disposición final, según la normativa vigente de efluentes.

#### **2.1.4.1 Consideraciones ambientales para su localización**

La explosividad e inflamabilidad del biogás limita las condiciones de la localización del reactor anaeróbico. Su toxicidad por la presencia de CH<sub>4</sub>,



CO<sub>2</sub>, y H<sub>2</sub>S se resuelve con ventilación natural. (Bradfer, 2012) Adicionalmente, el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S presentan mayor densidad que el aire, por lo que implica un riesgo de acumulación en zonas bajas. (SEMARNAT, 2010)

La preparación de soluciones a escala industrial de HCl y NaHCO<sub>3</sub> representa un riesgo químico para el operador, por lo que esta actividad debe realizarse en una habitación ventilada y sin influencia directa del sol sobre tanques o almacenamiento de producto.

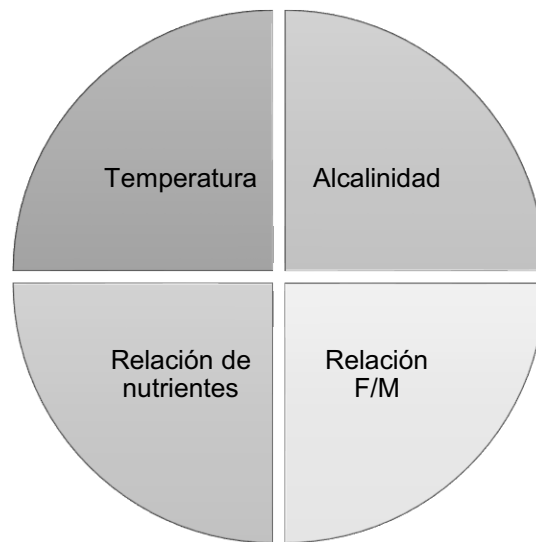
## **2.2 Metodología de experimentación**

Para el dimensionamiento adecuado del reactor, este debe estar sustentado en una experiencia a nivel de laboratorio que nutre lo que se espera del reactor, y proporciona datos al mismo (Gonzalez, 2017).

### **2.2.1 Experimentación tipo batch**

La experimentación se la desarrolló tipo batch, en la cual se mantuvo en contacto el sustrato (agua residual de café) y el lodo bacteriano en biorreactores de 50 ml. La alimentación batch se caracterizó por adicionar 43 ml de sustrato (correspondiente a DQO de 130.29 mg). Esta alimentación se repetía periódicamente una vez que el sistema dejaba de producir biogás.

Para encontrar las condiciones óptimas en la que se desarrolla la digestión anaeróbica, se procedió a usar como variables los parámetros mostrados en la figura 2.2 según el rango óptimo indicado en la bibliografía.



**Figura 2.2 Parámetros a evaluar en los estudios batch**

- Temperatura: Se evaluaron dos temperaturas en el rango mesofílico (33°C y 37°C) y una temperatura en el rango termofílico (45°C), mediante un equipo de baño María.
- pH: El pH fue ajustado a 7.4 con  $\text{NaOH}_{(ac)}$  o  $\text{HCl}_{(ac)}$ , dependiendo del pH inicial del agua residual.
- Relación DQO:N:P: La relación de nutrientes DQO:N:P del agua residual fue 100:0.5:0.15, y se tomó como concentración de nitrógeno el nitrógeno amoniacal, por ser más accesible para las bacterias. No obstante, el agua residual presenta deficiencia en la concentración de nitrógeno respecto a la relación de nutrientes óptima (Cuadro 1.2, Marco teórico), por esta razón se procedió a observar la producción de biogás con la relación DQO:N:P corregida. El ajuste de nutrientes se lo hizo utilizando  $\text{NH}_4\text{Cl}_{(ac)}$  para la concentración de nitrógeno.
- Relaciones F/M: Para las relaciones F/M estudiadas (0.35, 0.45, 0.55, 0.65 y 0.75 Kg DQO/ Kg SSV.d) se calculó la cantidad de inóculo bacteriano requerido (expresada en Kg de SSV) de acuerdo a la cantidad de DQO inicial contenido en 43 ml de agua residual.

Dicha cantidad de SSV está directamente relacionada con la cantidad de lodo bacteriano utilizada.

- Alcalinidad: La alcalinidad necesaria establecida en el cuadro 1.2 (Marco teórico) se ajustó con  $\text{NaHCO}_3(\text{ac})$ . Este compuesto se caracteriza por no alterar el equilibrio físico y químico de la población microbiana. (Rajeshwari, 1999)

El lodo bacteriano anaeróbico empleado provino del proceso anaeróbico de una planta de tratamiento de aguas residuales de la producción de cerveza.

### 2.2.2 Desarrollo de la experimentación

El montaje experimental consta de dos equipos de baño María, en los cuales se sumergieron los biorreactores de 50 ml, los mismos que se sellaron con tapones de goma, realizándose un orificio en la parte superior para acoplar la manguera para la salida del biogás. El montaje experimental se muestra en la figura 2.3. El sistema experimental se desarrolló por triplicado (cuadro 2.3), utilizando diferentes temperaturas, relaciones F/M, reforzamiento de nutrientes y modificación de la alcalinidad, tal como se muestra en la tabla 2.2.



**Figura 2.3 Montaje experimental a escala laboratorio**

**Tabla 2.1 Condiciones de las diferentes pruebas realizados en la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café**

N° Prueba	Parámetros			
	Relación de nutrientes	Temperatura (°C)	F/M (Kg DQO/ Kg SSV.d)	Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> /L)
1	100:1.0:0.15	37	0.55	15
2	100:0.5:0.15	37	0.55	15
3	100:0.5:0.15	33	0.55	15
4	100:0.5:0.15	37	0.55	15
5	100:0.5:0.15	45	0.55	15
6	100:0.5:0.15	37	0.75	15
7	100:0.5:0.15	37	0.65	15
8	100:0.5:0.15	37	0.55	15
9	100:0.5:0.15	37	0.45	15
10	100:0.5:0.15	37	0.35	15
11	100:0.5:0.15	37	0.55	15
12	100:0.5:0.15	37	0.55	652.33

El biogás fue recolectado mediante el desplazamiento de agua en probetas invertidas de 25 ml, como consta en la figura 2.4. El agua de este sistema estuvo acidulada a un pH de aproximadamente 3, el cual garantiza la insolubilidad del CO<sub>2</sub> del biogás en el agua y su recolección. Las lecturas de la producción de biogás generado se realizaron cada tres horas. Se registró la producción acumulativa de biogás (ml de biogás producido).



**Figura 2.4 Sistema de recolección de biogás**

**Cuadro 2.3 Diseño experimental tipo batch**

Parámetro a variar	Parámetros constantes	
Relación DQO:N:P	P1R1 P1R2 P1R3 100:1.0:0.15	P2R1 P2R2 P2R3 100:0.5:0.15
	P3R1 P3R2 P3R3 33°C	P4R1 P4R2 P4R3 37°C
Temperatura	P5R1 P5R2 P5R3 45°C	100:0.5:0.15 15 mg CaCO <sub>3</sub> /L 0.55 Kg DQO/ Kg SSV.d
	P6R1 P6R2 P6R3 0.75	P7R1 P7R2 P7R3 0.65
Relación F/M (Kg DQO/ Kg SSV.d)	P8R1 P8R2 P8R3 0.55	P9R1 P9R2 P9R3 0.45
	P10R1 P10R2 P10R3 0.35	37°C 100:0.5:0.15 15 mg CaCO <sub>3</sub> /L
Alcalinidad	P11R1 P11R2 P11R3 15 mg CaCO <sub>3</sub> /L	P12R1 P12R2 P12R3 652.33 mg CaCO <sub>3</sub> /L 37°C 100:0.5:0.15 0.55 Kg DQO/ Kg SSV.d

Donde P se refiere al número de prueba establecido en la tabla 2.2 y R al número de réplica.

Previo a la determinación de las condiciones óptimas, se realizó la aclimatación de las bacterias al nuevo sustrato (aguas residuales del procesamiento de café) utilizando valores iniciales de las variables a considerar (datos no mostrados). La aclimatación tuvo un periodo de duración de aproximadamente seis días.

Una vez aclimatadas las bacterias se procedió a inocularlas en los diferentes biorreactores, variando los parámetros relación DQO:N:P, temperatura y relación F/M, correspondientes a las pruebas del 1 al 10 de la tabla 2.2. Luego de obtener los resultados de las condiciones óptimas de los parámetros antes mencionados, se procedió a mejorar la producción de biogás variando la alcalinidad.

### **2.2.3 Selección de las condiciones óptimas para el sistema batch**

Las condiciones óptimas fueron definidas por la producción de biogás en cada prueba. Esta producción de biogás se registró en tablas y gráficas en donde se apreciaron los resultados de la variación de cada parámetro. Para cada parámetro se seleccionó aquella prueba que generaba una mayor producción de biogás.

### **2.2.4 Producción de biogás bajo las condiciones óptimas**

Se evaluó la producción de biogás bajo las condiciones óptimas, y se identificó, además, el tiempo mínimo necesario para obtener el mayor porcentaje de biogás, realizando una curva de producción de biogás versus tiempo. El tiempo mínimo necesario fue un referente para la selección del tiempo de retención hidráulico (TRH) utilizado para el diseño del digestor, sin recirculación. Además, la relación F/M óptima experimental se la utilizó para calcular el volumen de lodos requerido en el reactor según la ecuación 1.6.

## **2.3 Ingeniería Básica**

Corresponde al estudio de las dimensiones del reactor y equipos auxiliares necesarios, diagrama de flujo, así como el análisis de costos de inversión y estudio de factibilidad económica (Gonzalez, 2017).

### **2.3.1 Reactor UASB**

Al realizar una propuesta de diseño se consideró importante proporcionar resultados que involucren: (1) Dimensionamiento del reactor, (2) Producción de biogás, (3) Sistema de separación de fases al interior del reactor, y (4) Producción de lodos estimada.

Además, el diseño propuesto debe asegurar la apropiada distribución del agua cruda en el lodo anaeróbico, y asegurar homogeneidad y mezclado. El área de alimentación puede estimarse según el tipo de lodo y la carga orgánica volumétrica a utilizar. (Metcalf & Eddy, Inc, 2003)

#### **2.3.1.1 Dimensionamiento**

Lettinga y Hulshoff Pol en 1991 dieron un repaso comprensivo de las consideraciones de dimensionamiento de reactores UASB, el mismo que se fundamenta en: (1) Caudal a tratar, (2) las características del agua residual en carga y contenido de sólidos, (3) carga orgánica volumétrica, y (4) velocidad ascensional (Metcalf & Eddy, Inc, 2003)

- Se construyó una hoja de cálculo con la herramienta Microsoft Excel donde al insertar las variables de diseño, se obtienen las dimensiones del reactor. Fue validada con trabajos previos realizados, con el fin de estudiar el comportamiento de las variables y realizar una determinación con mayor agilidad.

- El caudal de diseño se determinó en base al reportado por la empresa, además se comparó con el determinado en los muestreos. Del mismo modo, el DQO de diseño se definió por el proporcionado por la empresa y se comparó con el determinado en el muestreo compuesto.
- La selección de la carga orgánica volumétrica (COV) previo a la construcción del reactor representa un valor estimado, en base al lodo utilizado, concentración de sólidos suspendidos, temperatura y fracción de DQO soluble. Anexo A. (Lettinga & Hulshoff Pol, 1991)
- La velocidad ascensional, al igual que la COV, representa un valor estimado en el dimensionamiento; basado en la relación Altura/Diámetro la cual deberá estar idealmente alrededor de 3 o 4. (Lettinga & Hulshoff Pol, 1991) Según el mismo autor, este valor de manera óptima deberá estar entre 0,25 y 1,5 m/h.
- El TRH se seleccionó de tal manera que en ese tiempo se produzca el 80% de potencial de biogás determinado en la experimentación batch, sin recirculación.

El volumen del líquido que ocupará el agua residual dentro del reactor se obtuvo de la relación entre DQO de alimentación ( $DQO_i$ ), COV y caudal según la ecuación 1.1 (marco teórico). Donde por un factor de seguridad 0,9 y considerando un porcentaje de líquido en el reactor de 85% se obtuvo el volumen del reactor.

El volumen del reactor y el caudal se relacionan según la ecuación 1.3 (marco teórico) para determinar el tiempo de residencia hidráulico (TRH). Finalmente, la velocidad ascensional junto con el caudal permitió el cálculo del área transversal según la ecuación 1.2. Lo que permite calcular diámetro del reactor, altura de líquido, altura de gas, por consiguiente, altura total.



### **2.3.1.2 Producción de biogás**

La estimación del volumen de biogás a generar se basa fundamentalmente en: (1) Eficiencia de remoción de DQO, y (2) Generación de metano. Ambos parámetros serán resultados de la experimentación a realizar descrita en la sección 2.2.

El % de eficiencia de remoción de DQO en porcentaje permite calcular la DQO utilizada en el proceso.

### **2.3.1.3 Estimación energética a partir de biogás**

El biogás producido bajo las mejores condiciones fue llevado a energía utilizando el contenido energético y densidad teórica del biogás.

### **2.3.1.4 Separador gas-sólido-líquido**

Esta sección interior del reactor está diseñada para evitar el arrastre de sólidos, y su diseño está basado en cálculos geométricos para determinar, ángulo, número de campanas, área transversal, y el diámetro interno de la campana. Sin embargo, según Mongenz Henze y Marc. C. se deben cumplir las siguientes condiciones del Anexo C para un óptimo funcionamiento.

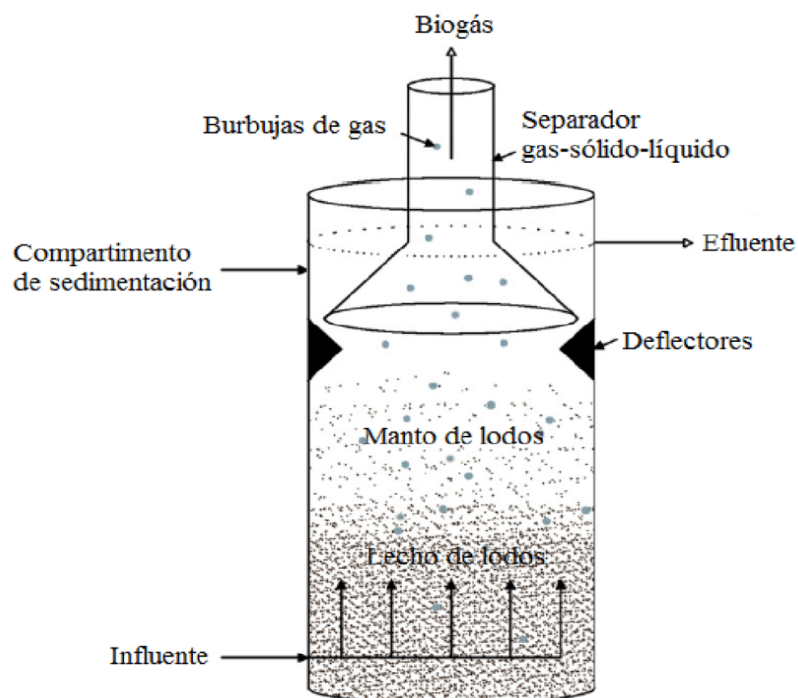
Las medidas del separador GLS se validan comparando la altura esperada del separador GLS con una calculada según el ángulo y el número de campanas dispuestas. En caso de tratarse de una sola campana el Separador Gas Líquido Sólido se ilustra en la Figura 2.6.

### 2.3.1.5 Producción de lodos

La producción de lodo por día está relacionada con el coeficiente de rendimiento de biomasa ( $Y$ ). Adicionalmente se calcula el TRS con parámetros cinéticos, según la ecuación 1.4, donde se valida el TRS según la ecuación 1.5 tal que la remoción de DQO sea igual o mayor a lo esperado.

### 2.3.1.6 Sistema de distribución de afluente

El número de tubos de distribución se determinó según la ecuación 1.7, donde  $Ad$  se determinó según el anexo B.



**Figura 2.5 Representación de un reactor UASB separador GLS**

Fuente: (Yans Guardia-Puebla, 2012)

## **2.3.2 Unidades auxiliares**

### **2.3.2.1 Bombeo al reactor**

Se basa en la potencia necesaria de bomba para vencer la caída de presión del lecho según la ecuación de Ergun, y la altura del reactor calculada (Sección 1.5.5). Se escogió la bomba más cercana a las especificaciones del mercado.

### **2.3.2.2 Tanques de mezclado**

Se determinó el volumen de tanques para premezcla de soluciones de HCl y NaHCO<sub>3</sub>, las cuales sirven para regular el pH del agua cruda.

- La dilución de HCl es a 6N, desde HCl concentrado al 37% p/p.
- El NaHCO<sub>3</sub> se llevará a una dilución 2.4M, desde el compuesto sólido puro.
- Los consumos de ambos reactivos fueron determinados de la experimentación realizada.
  - 0,25 ml de HCl 4N en 43 ml de AR.
  - 9 ml de NaHCO<sub>3</sub> 0,3M en 43 ml de AR.
- El agua utilizada para realizar las diluciones corresponderá a agua tratada de la PTAR, por lo que no representa un costo.
- Deberán construirse de plástico reforzado para evitar problemas de corrosión, y su volumen se determinará en base a disponibilidades del mercado.

### **2.3.2.3 Tanque ecualizador**

Actualmente la empresa en estudio cuenta con un tanque ecualizador de recepción de agua residual de 80 m<sup>3</sup>, el cual puede ser utilizado con el mismo fin y realizar la adición de los reactivos de ajuste de pH.

#### **2.3.2.4 Tanque de alimentación al reactor**

Se requiere un tanque que mantenga un flujo constante de alimentación al reactor y que solo posea agua ya neutralizada, se consideró para este tanque que tenga la capacidad del caudal entrante en una hora. Al igual que el reactor que posea una relación Altura/Diámetro de 3.

#### **2.3.2.5 Bombeo de tanques auxiliares**

Se realizará en base a la altura a vencer desde la salida de un tanque a la alimentación del siguiente, y se escogió el reactor más cercano en el mercado.

### **2.3.3 Costos**

#### **2.3.3.1 Costo de inversión**

**Reactor UASB:** Calculado de acuerdo con el costo estimado por Fernández 2015, llevado al costo actual según la fórmula de la sección 1.5.9.

**Bomba Alimentación al reactor:** Se calculó la presión de descarga que debe tener dicha bomba para que el efluente del reactor tenga presión atmosférica. Estos cálculos fueron reajustados de acuerdo con las características del mercado, de donde se obtuvo los precios del catálogo AGP bombas 2015. La bomba escogida fue de acero inoxidable, para evitar efectos corrosivos del agua residual entrante.

**Bombas dosificadoras:** Se calculó la presión de descarga que deben tener dichas bombas para vencer la altura del tanque ecualizador. Estos cálculos fueron reajustados de acuerdo con las características del mercado, de donde se obtuvo los precios del catálogo Welchem 2018.

**Tanques de mezcla:** Base de datos de Peters 2002 tanques de prefabricación, llevado al costo actual según la fórmula de la sección 1.5.9.

**Tanque de alimentación al reactor:** Base de datos de Peters 2002, llevado al costo actual según la fórmula de la sección 1.5.9.

### **2.3.3.2 Costos de mantenimiento y operación**

El reactor UASB requiere particular atención en el mantenimiento de la cámara de alimentación para evitar colapsos en el sistema de distribución, así como remoción de lodo de la campana de separación. (Fernández & Seghezzi, 2015) Actividad que junto con la operación y control del reactor se consideró a cargo de los operadores de la PTAR actual, según un programa de limpieza, por lo que no se considerará en el flujo de caja de evaluación.

### **2.3.4 Flujo de Caja y Análisis de Costo**

La inversión inicial al no ser de alta envergadura se consideró parte del financiamiento de la empresa. Adicionalmente se consideró un periodo de estudio de 20 años, los equipos adquiridos con una depreciación del mismo tiempo. No se consideró los impuestos, ya que el producto (biogás) será de uso único dentro de la empresa.

Se estudiaron 2 escenarios, el uso del biogás con su paso a energía eléctrica y como combustible para producción de energía térmica. Manteniendo en ambos casos el ahorro en energía en el sistema de digestión aeróbica, y un valor de ingreso por la venta de lodos anaeróbicos como abono orgánico.

Para el primer caso se consideró el biogás producido en su conversión a kwh anuales, los mismos que tienen su valor monetario por el precio de la energía, se consideró el costo de conversión de biogás a energía eléctrica en Ecuador, según la Empresa de Aseo (EMAC) esto tiene un valor de \$0,11/kwh en el 2017 (Holguín, 2017). Y el precio de la energía eléctrica se consideró el valor actual a enero 2019, de 95 \$/Mvh.

En el segundo estudio se utilizó el poder calorífico de 10,81 kwh/l para el Diesel 2 industrial (Proaño, 2010) , para determinar el valor del biogás como ahorro en diésel, y se consideró en equipos la adquisición de una caldera para calentamiento de agua de uso con combustibles gaseosos.

La caldera necesaria, se cotizó vía web en Zhengzhou Zhongding Sales, y se consideró un 10% de costo de envío, y un factor de instalación de 0,96 según la tabla 1.3. para procesamiento de líquidos.

El consumo actual de energía en compresores del reactor aeróbico es 34kwh por hora, lo que se reduce a 10kwh por hora por la disminución del requerimiento de oxígeno. Esto fue considerado como ingreso en el flujo de caja realizado, donde finalmente se calculó la TIR y el VAN como indicadores de viabilidad.

# CAPÍTULO 3

## 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

### 3.1 Resultados de experimentación batch

La tabla 3.1 presenta las principales características del agua residual.

**Tabla 3.1 Características del agua residual del café bajo estudio**

Parámetro	Valor	Unidad
Caudal	200	m <sup>3</sup> /d
pH	4.3	
Temperatura	40	°C
DQO	3030	mg/L
DQOs	85	%
DBO	1728	mg/L
P-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	3.38	ppm P- PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>
SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	10	ppm SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>
Sólidos totales	1957	mg/L
SVT	1303	mg/L
SFT	653.33	mg/L
Alcalinidad de bicarbonatos	15	mg CaCO <sub>3</sub> /L
N-Kjedahl	46.84	mg N-NH <sub>3</sub> /L
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	11.53	mg N-NH <sub>3</sub> /L

Las características del lodo bacteriano se presentan en la tabla 3.2.

**Tabla 3.2 Características del lodo bacteriano utilizado en el estudio de agua residual de café**

Parámetro	Valor	Unidad
Densidad	1.09	g/ml
SSV	56238.32	mg/L
ST	74164	mg/L

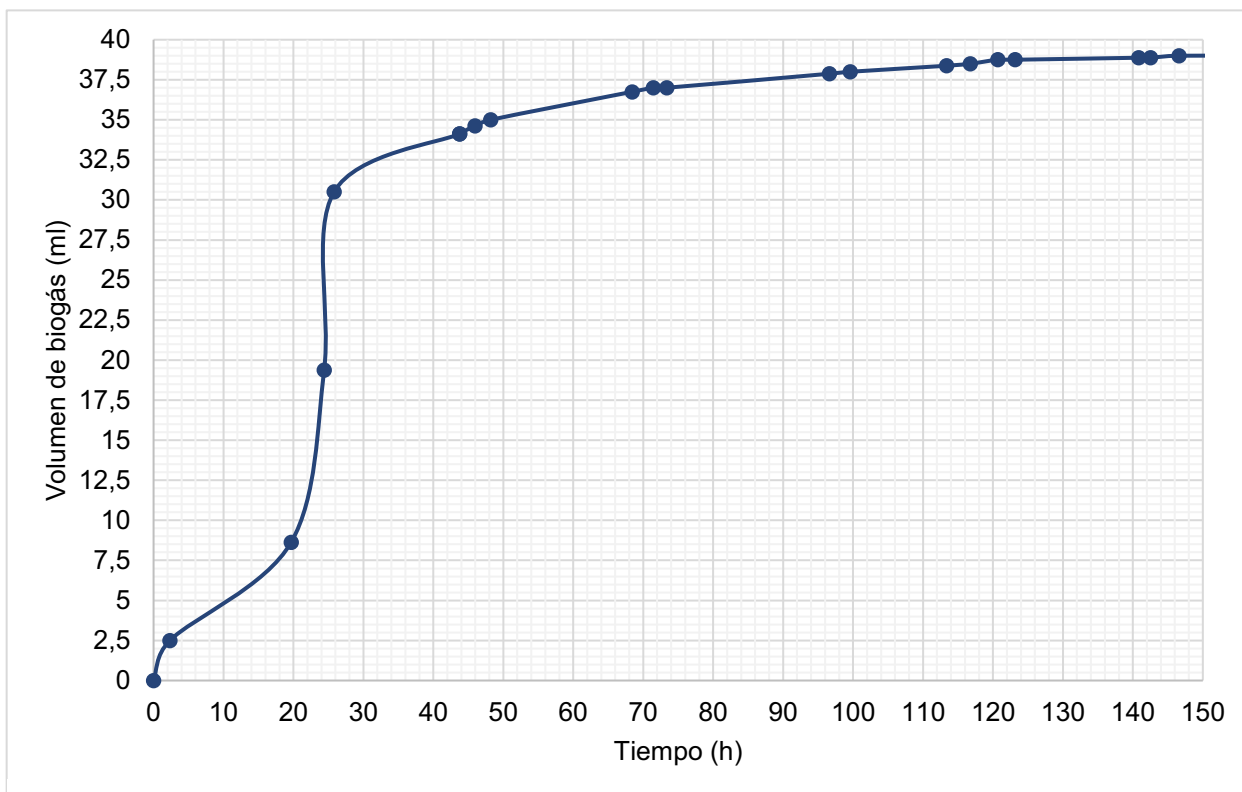
En la tabla 3.3 se presenta un resumen de la producción de biogás bajo los diferentes parámetros analizados. Las gráficas correspondientes de producción de biogás versus tiempo se encuentran en los Anexos C. Las condiciones de cada prueba se muestran con mayor detalle en la tabla 2.2. en metodología.

**Tabla 3.3 Producción de biogás bajo los diferentes parámetros analizados**

Nº Prueba	Parámetro	Valor	Producción de biogás (ml)
1	Relación DQO:N:P	100:1.0:0.15	17.30 ± 2.54
2		100:0.5:0.15	21.30 ± 0.90
3	Temperatura (°C)	33	10.85 ± 0.15
4		37	21.30 ± 0.90
5		45	22.75 ± 0.50
6	F/M (Kg DQO/ Kg SSV.d)	0.75	21.05 ± 0.07
7		0.65	22.35 ± 2.80
8		0.55	21.30 ± 1.27
9		0.45	24.37 ± 4.07
10		0.35	25.50 ± 5.65
11	Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	15	21.30 ± 2.17
12		652.33	39.00 ± 12.02

La gráfica 3.1 muestra la curva empleando los parámetros que arrojaron la mayor producción de biogás, la cual corresponde a la prueba 12.





**Gráfica 3.1 Curva de producción de biogás versus tiempo del agua residual bajo estudio**

### **3.2 Análisis de los resultados de la experimentación batch**

Se observó en la gráfica 3.1 un crecimiento acelerado en la producción de biogás alrededor de las 25 horas. Además, la gráfica muestra un requerimiento de 30 horas para obtener aproximadamente el 80% del biogás producido.

De acuerdo a la tabla 1.3 la producción de biogás de la prueba 2 es mayor a la prueba 1. Por lo que no se requiere la adición de químicos para regular la relación de nutrientes resultando una ventaja económica. Además, de acuerdo con un estudio (Snell, 1943) durante la digestión anaeróbica entre 70-90% del nitrógeno orgánico pasa ser nitrógeno amoniacal, supliendo la demanda restante de nitrógeno.

Con respecto a la temperatura, las pruebas 3 y 4 (Tabla 3.3) muestran un incremento del 96% en la producción de biogás. Este aumento se dio al pasar de 33°C a 37°C, respectivamente. Sin embargo, al aumentar la temperatura a 45°C (Tabla 3.3) se presentó un incremento de apenas 7% respecto a la producción de biogás a 37°C, lo cual es favorable en términos de ahorro energético. Además, se puede observar en la gráfica C.2 (Anexos C) que la producción de biogás a 37°C y 45°C a las 40 horas es aproximadamente la misma. Altas temperaturas implicarían el uso de un equipo de calentamiento. En el presente estudio la temperatura de ingreso del agua residual fue inferior a 45°C.

La temperatura óptima establecida en la bibliografía (Fernández & Seghezzi, 2015) para condiciones mesofílicas es 35°C, a la cual se obtiene la máxima actividad biológica. Además, la temperatura del agua residual medida a la salida del tanque ecualizador está alrededor de 37 °C; de igual manera se conoce que las bacterias mesofílicas soportan fluctuaciones de temperatura +/-3°C (Weiland, 2009), por lo que el reactor UASB no requerirá de un sistema de calentamiento.

Con respecto a la relación F/M, la tabla 3.3 muestra un intervalo entre 0.35 - 0.45 Kg DQO/Kg SSV.d en el cual se obtiene una mayor producción de biogás. La relación F/M óptima depende tanto del tipo de lodo bacteriano como del sustrato. Es difícil encontrar estudios de relación F/M óptima para aguas residuales de proceso de café. Por el contrario, estudios realizados a residuos de cafería (Chen, Romano, & Zhang, 2010) mostraron mejores resultados al utilizar una relación 0.5 Kg DQO/Kg SSV.d en pruebas batch a 35°C.

Finalmente, el incremento de la alcalinidad del agua residual (AR) provocó un aumento considerable en la producción de biogás. La baja producción de la prueba 11 frente a la prueba 12 (Tabla 3.3) pudo ocurrir debido a la caída del pH del medio. El pH al finalizar la digestión anaeróbica (DA) fue de 6.63, el cual está en los límites para una buena DA. Esto demuestra la baja capacidad

buffer que presentó el AR para neutralizar un incremento en la concentración de los ácidos grasos volátiles. Por otro lado, el pH de la corrida 12 (Tabla 3.3) al finalizar la DA fue 7.37, mostrando una leve variación con respecto al pH inicial.

Por otro lado, otro estudio en aguas residuales del proceso de extracción de almidón de yuca (Cajigas, Pérez, & Torres, 2005) demostró el incremento en la remoción de DQO al incrementar la alcalinidad de bicarbonatos; además, el mismo estudio demostró una mejor remoción utilizando  $\text{NaHCO}_3$ , cuando fue comparado con  $\text{Ca(OH)}_2$ .

Como la producción teórica de biogás se estima con la relación 0.5 L biogás/g DQO utilizado y asumiendo una concentración de metano del 70% (Jingura & Kamusoko, 2017), se observa que para una DQO inicial soluble de 1997.5 mg/L y un DQO final (luego de la digestión anaeróbica) de 770 mg/L la producción de biogás teórica es 26.4 ml. El volumen de biogás experimental fue 23.9 ml, representando el 91% del biogás teórico. Además, la eficiencia en la remoción de DQO es de 66%.

### 3.2.1 Condiciones favorables en la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café

**Tabla 3.4 Condiciones óptimas en la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café**

Parámetro	Valor
Relación de nutrientes (DQO:N:P)	100:0.5:0.15
Temperatura (°C)	37
Relación F/M (Kg DQO/ Kg SSV.d)	0.35-0.45
Alcalinidad de bicarbonatos (mg $\text{CaCO}_3$ /L)	652,33

En los diferentes ensayos se identificaron las mejores condiciones en la digestión anaeróbica del agua residual, las cuales se muestran en la tabla 3.4.

Bajo las condiciones de la corrida 12 (Tabla 2.2) se obtuvo la mayor producción de biogás, siendo ésta de 39 ml (Tabla 3.3); por lo tanto, la generación de biogás fue 0,574 m<sup>3</sup> biogás/ kg DQO utilizado. Mediante la gráfica 3.1 se puede observar que se requiere 30 horas para obtener aproximadamente el 80% de biogás del total generado, tiempo que se empleó como TRH en el diseño del reactor anaeróbico UASB. Se empleó el rango de relación óptimo F/M entre 0.35-0.45 Kg DQO/ Kg SSV.d para calcular el volumen inoculado en el reactor.

### 3.2.2 Condiciones finales de la digestión anaeróbica del agua residual de la producción de café

**Tabla 3.5 Condiciones al inicio y al final de la digestión anaeróbica**

Parámetro	Inicio	Fin
pH	7.4	7.37
SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	10 mg SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup> /L	3 mg SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup> /L

Con respecto a los sulfatos del agua residual, se determinó la concentración al inicio y al final (Tabla 3.5) del proceso anaeróbico, mostrando una reducción en la concentración de sulfatos, mostrando indicios de la presencia gas sulfhídrico en el biogás.

El pH a salida del proceso de la DA no tuvo un decaimiento considerable, pasando de 7.4 a 7.37, esto es un indicador del buen funcionamiento buffer de la solución al incrementar la alcalinidad.

### 3.2.3 Comparación entre estudios batch y estudios previos con UASB

Estudios previos (Alcívar, 2014) empleando el agua residual de la misma empresa, utilizando el reactor UASB a escala laboratorio obtuvo una generación de biogás 0.1606 m<sup>3</sup>/ Kg DQO a 32°C. Del mismo modo en el presente estudio a 33°C (prueba 3, tabla 3.3) se obtuvo una generación de biogás de 0.1262 m<sup>3</sup>/ Kg DQO utilizado. Mostrando así un incremento del 27% en la generación de biogás empleando el reactor UASB.

### 3.3 Resultados de Ingeniería conceptual

#### 3.3.1 Caracterización del afluente

Tabla 3.6 Resumen de mediciones en sitio, valores máximos, mínimos y promedios

N° Muestreo	1			2		
	Mayor	Menor	Promedio	Mayor	Menor	Promedio
pH	11,90	3,10	-	10,8	3,9	-
Caudal (m <sup>3</sup> /día)	462,69	97,06	223,98	508,35	120,80	338,18
Temperatura (°C)	39,50	33,50	36,83	49,6	33,2	40,71
DQO (mg/l)	-	-	-	5120	950	2417

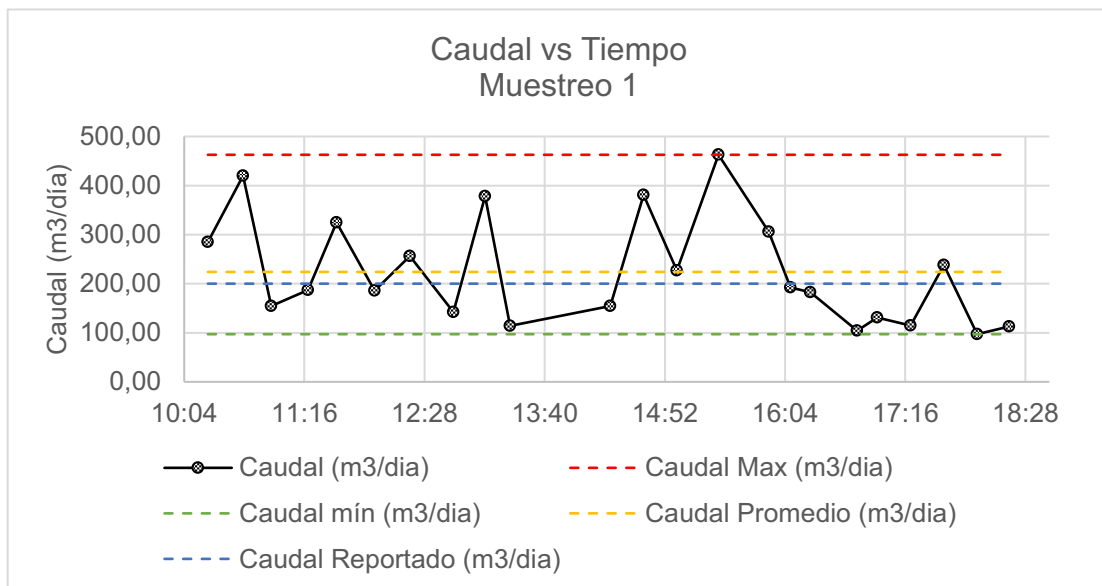
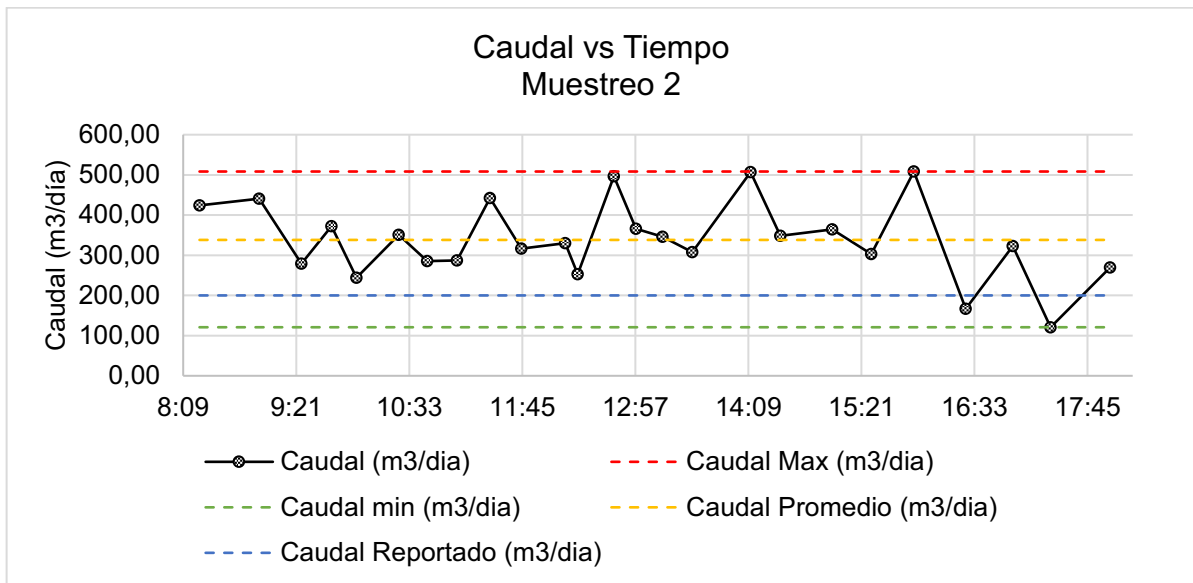


Gráfico 3.1: Variación Caudal vs Tiempo (Muestreo 1)



**Gráfico 3.2 Variación Caudal vs Tiempo (Muestreo 2)**

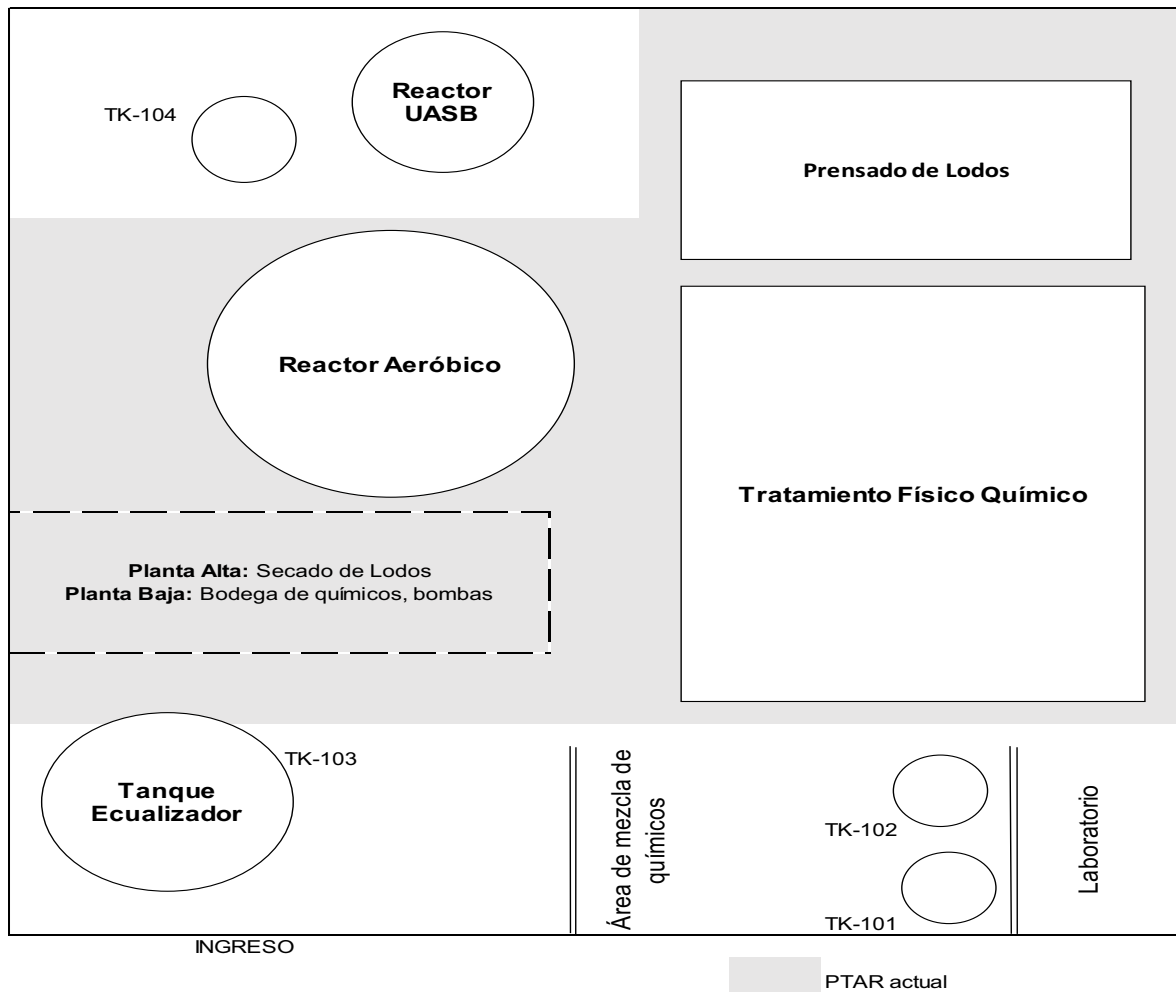
Los resultados de la caracterización tanto in situ como de laboratorio son útiles para definir los límites del sistema en el análisis de sensibilidad posterior. Las variaciones de pH, temperatura y DQO vs tiempo en ambos días de muestreo se encuentran en el Apéndice G.

El pH fue determinado en base a las muestras compuestas construidas en ambos días de muestreo. La temperatura seleccionada en base a bibliografía en procesos anaeróbicos fue comparada con los resultados de la caracterización in situ para decidir su viabilidad.

### 3.3.2 Tamaño del Proyecto

Como se puede ver en el Gráfico 3.2. existe una diferencia de 100m³/día entre los caudales promedio en las jornadas de muestreo realizadas. El diseño se realizó para 200 m³/ día, según lo detallado por la empresa en estudio, ya que es cercano con respecto al valor reportado en el muestreo 1 (Gráfico 3.1), y se considera que el muestreo 2 como un caso atípico, basándose en la experiencia de la empresa y los datos proporcionados.

### 3.3.3 Localización



**Figura 3.1 Distribución de equipos en la PTAR de empresa en estudio**

El reactor UASB estará ubicado en las instalaciones de la PTAR de la empresa en estudio, ciudad de Guayaquil, Av. Carlos Julio Arosemena. El reactor diseñado se ubicará detrás de la PTAR aeróbica actualmente en uso, un espacio de 130 m<sup>2</sup> que cumple los requisitos de ventilación al ser al aire libre, y es un área elevada con respecto a la parte productiva de la empresa.

Los tanques de mezcla TK-101 y TK-102 serán ubicados en el cuarto de mezcla que ya se dispone actualmente, mientras que TK-104 junto al reactor UASB para disminuir requerimientos de bombeo por ser el tanque de alimentación al reactor.

### 3.4 Resultados de Ingeniería Básica

La hoja de cálculo construida en Microsoft Excel se encuentra en base al diagrama mostrado en la figura 3.2 y en el Apéndice E.

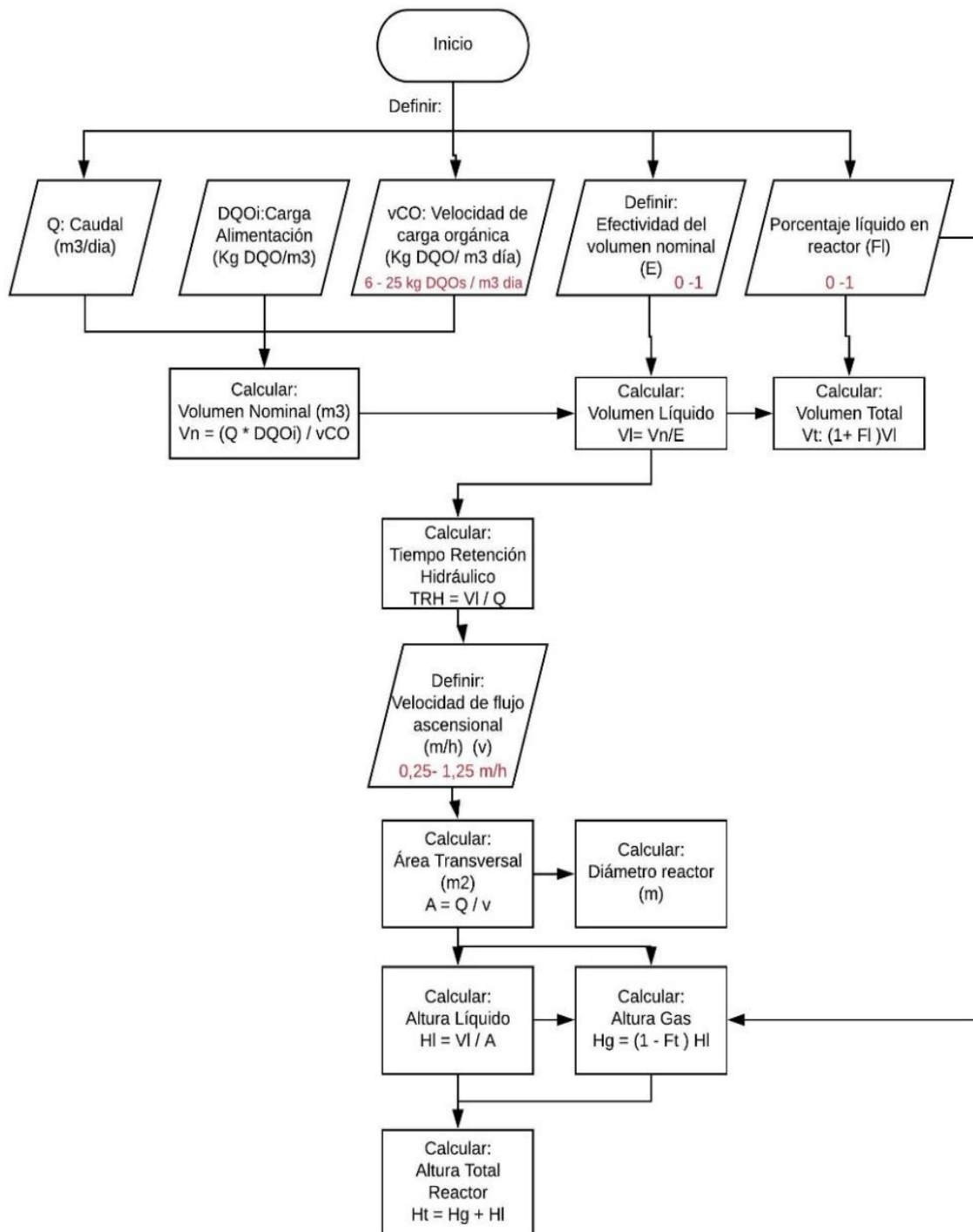


Figura 3.2 Metodología extraída para dimensionamiento del reactor



### 3.4.1 Análisis de Sensibilidad

Con el fin de que este proyecto sea útil para futuras determinaciones o ajustes y debido a que se seleccionó el caudal dado por la empresa para el diseño, se consideró importante mostrar como cambiaría el volumen del reactor según el caudal a tratar a diferentes (Gráfico 3.12).

Para la determinación del COV se estudió como varía el TRH según lo mostrado en el Gráfico 3.13, se seleccionó 4,44 Kg DQO/ m<sup>3</sup> día, y 30h de TRH. Esto debido a que según los resultados de la experimentación batch se alcanza el 80% de producción de biogás. Finalmente, para definir la altura y diámetro se define la velocidad ascensional, la cual altera la relación H/D según la gráfica 3.14.

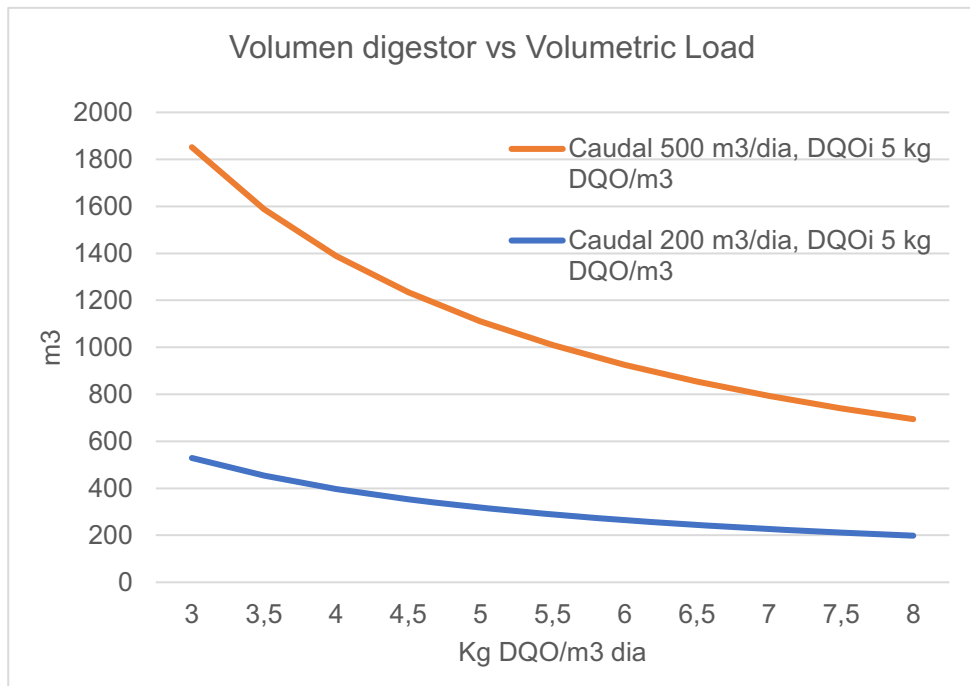
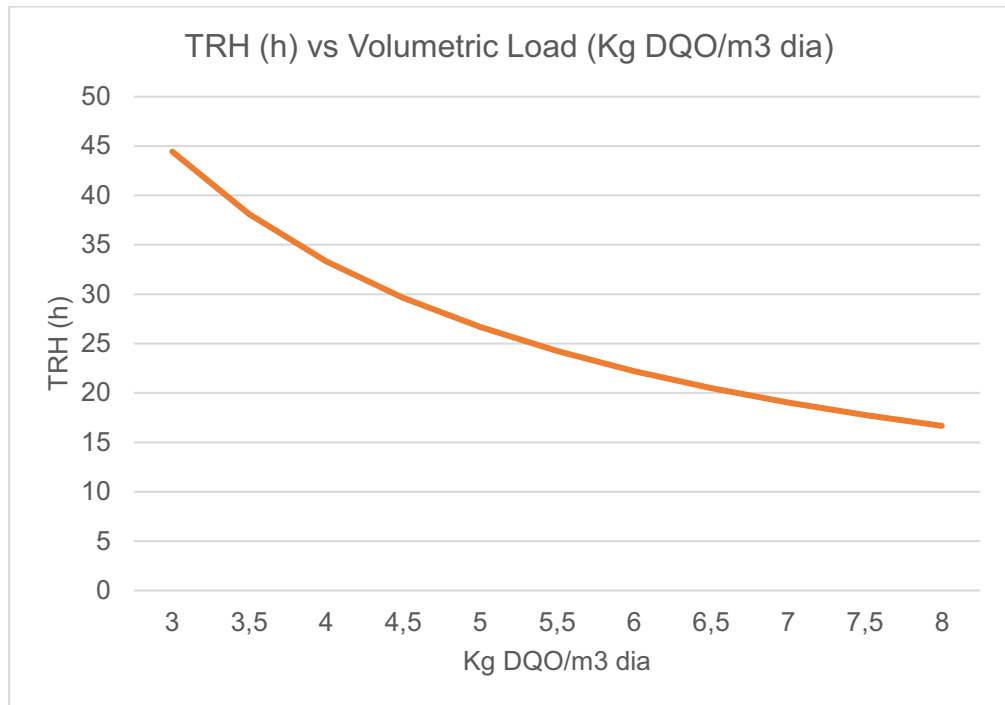
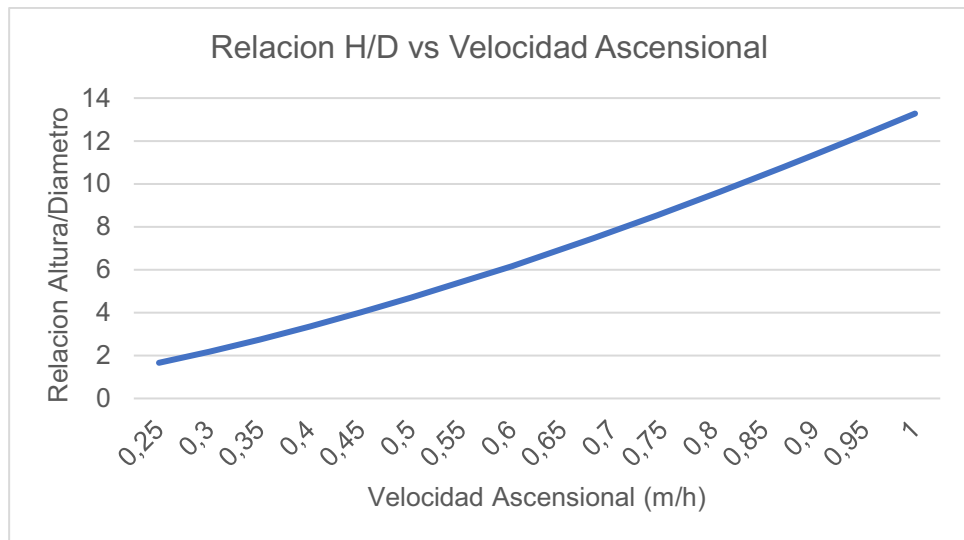


Gráfico 3.3 Cambios en volumen de digestor según COV y caudal de diseño



**Gráfico 3.4 Relación del TRH con COV de diseño**



**Gráfico 3.5 Variación de la relación Altura/Diámetro con la velocidad ascensional**

### 3.4.2 Descripción del proceso

El agua cruda ingresa al tanque ecualizador TK-103 a una tasa de 8,33 L/h a 39°C, en donde se procederá a modificar los parámetros de pH y alcalinidad mediante HCl 6N y NaHCO<sub>3</sub> 2.4M, respectivamente. Primero se modifica la alcalinidad de bicarbonatos hasta 500 mg/L, y luego el pH hasta 7.2-7.4. Posteriormente, el agua es enviada al tanque TK-104 y después al reactor anaeróbico. El agua residual tratada se la obtiene por la parte superior del reactor. Además, por la parte inferior se purga frecuentemente el lodo con el fin de controlar el volumen de lodo óptimo. Por último, el biogás es generado a una tasa de 16,74 m<sup>3</sup>/h en condiciones de operación. Diagrama mostrado en Figura 3.3.

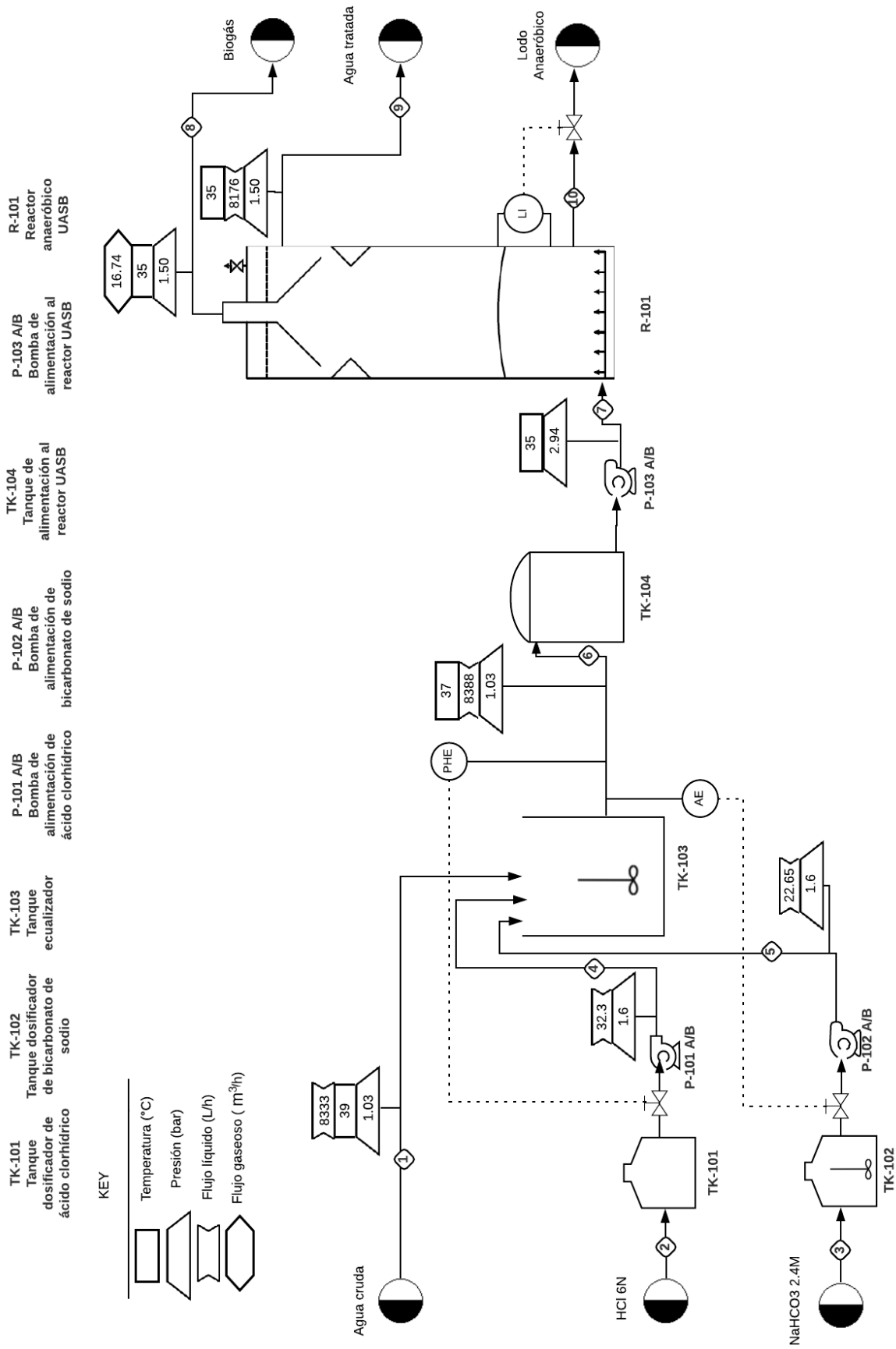


Figura 3.3 Diagrama de flujo de proceso del proceso anaeróbico

### 3.4.3 Reactor UASB

**Tabla 3.7 Dimensiones y producción de biogás estimada del reactor UASB propuesto**

<b>Caudal para tratar</b>	200 m <sup>3</sup> /día
<b>DQO<sub>i</sub></b>	5000 mg DQO/L
<b>Carga orgánica volumétrica</b>	4,44 kg DQO/m <sup>3</sup> día
<b>% Volumen de Líquido</b>	85%
<b>Efectividad</b>	0,9
<b>Volumen digestor</b>	294,41 m <sup>3</sup>
<b>Velocidad de flujo ascensional</b>	0,4245 m/h
<b>TRH</b>	30 horas
<b>Área Transversal</b>	19,63 m <sup>3</sup>
<b>Diámetro</b>	5 m
<b>Altura</b>	15 m
<b>Relación Altura/Diámetro</b>	3
<b>Altura de Gas</b>	2,25
<b>Altura Líquido</b>	12,75
<b>Eficiencia de remoción de DQO</b>	70%
<b>Generación de biogás</b>	0,574 m <sup>3</sup> biogás/ kg DQO
<b>% Metano en biogás</b>	70%
<b>Producción de biogás</b>	401,8 m <sup>3</sup> /día
<b>Producción de energía</b>	9090185,38 KJ/día
<b>Producción de energía</b>	2525,05 KWh/día

**Tabla 3.8 Dimensiones de campana de separación GLS**

<b>Máxima Velocidad ascensional</b>	2,2 m/h
<b>Número de campanas</b>	1
<b>Área de apertura</b>	3,78 m <sup>2</sup>
<b>Radio campana (R<sub>c</sub>)</b>	2,24 m
<b>Carga de gas establecida</b>	3,33 m <sup>3</sup> / m <sup>2</sup> h
<b>Área liberación gas total</b>	6,53 m <sup>2</sup>
<b>Diámetro interno</b>	2,88 m
<b>Altura GLS</b>	2,5 m
<b>Altura de tubería liberación</b>	0,625
<b>Ángulo</b>	55°
<b>Solape de deflectores</b>	20 cm

**Tabla 3.9 Producción de Lodos y SRT estimados**

<b>Volumen lodos en reactor</b>	18 m <sup>3</sup>
<b>Volumen máximo en reactor</b>	25 m <sup>3</sup>
<b>Rendimiento (Y)</b>	0,08 g VSS/ g DQO
<b>Producción de lodos</b>	52,80 kg/día
<b>Producción de lodos</b>	0,04844 m <sup>3</sup> /día
<b>Purga</b>	7 m <sup>3</sup> cada 3 meses
<b>Kd</b>	0,03 g VSS/ g VSS día
<b>Um</b>	0,25 g VSS/ g VSS día
<b>Ks</b>	360 mg/l
<b>Fd</b>	0,15 g VSS cell debris/ g VSS biomass decay
<b>SRT</b>	44 días

**Tabla 3.10 Sistema de Distribución y sus consideraciones**

<b>Área transversal reactor</b>	19,63 m <sup>2</sup>
<b>Área de influencia por distribuidor</b>	2 m <sup>2</sup>
<b>Número de distribuidores</b>	8

Imágenes del reactor propuesto se muestran en el Apéndice G.

### 3.4.4 Unidades Auxiliares

Tabla 3.11 Especificaciones de Bombas seleccionadas y costos

Bomba	Tipo	Caudal calculado	Descarga necesaria calculada (kPa/m.c.a)	Marca, Modelo, año o Fuente	Caudal Bomba seleccionada	Descarga Bomba seleccionada (m.c.a)	Potencia	Precio 2018	Factor de Instalación	Nº	Subtotal
Salida TK-101 (HCl)	Bomba Dosificadora	775 ml/min	140,41 / 14,31	Walchem, Serie EZ C31, 2018. Polipropileno reforzado con fibra de vidrio (PC)	270 ml/min	20,35*	0,04 HP	\$655	0,39	1	\$910,45
Salida TK-102 (NaHCO <sub>3</sub> )	Bomba Dosificadora	258 ml/min	140,41 / 14,31	Walchem, Serie EZ C31, 2018. Polipropileno reforzado con fibra de vidrio (PC)	270 ml/min	20,35*	0,04 HP	\$655	0,39	1	\$910,45
Alimentación UASB	Centrifuga AISI 316 (Acero Inox.)	8,33 m <sup>3</sup> /h	146,10 / 14,6	AGP 5XHS 9NT, 2015	8,5 m <sup>3</sup> /h	30	2 HP	\$1092,52	0,39	2	\$2512,80
* , Representa la presión mínima de descarga, sin embargo, puede ser ajustada hasta 28 mca.											
<b>TOTAL DE INVERSIÓN INICIAL EN BOMBAS</b>											<b>\$4432,02</b>

**Tabla 3.12 Especificaciones de Tanques seleccionados y costos**

Tanque	Material	Volumen	Altura (m)	Diámetro (m)	Precio 2018	Nº	Subtotal
Tanque Mezcla HCl	Plástico reforzado	200 L	1,30	0,20	\$542,97	1	\$542,97
Tanque Mezcla (NaHCO <sub>3</sub> )	Plástico Reforzado	200 L	1,30	0,20	\$542,97	1	\$542,97
Tanque Alimentación al reactor	Acero al carbono	10 m <sup>3</sup>	4,85	1,60	\$14479,27	1	\$14479,27
<b>Total de Inversión en Tanques</b>							\$15565,21
<b>Costo Reactor UASB instalado</b> (Fernández & Seghezzo, 2015)							\$81468,67
<b>Costo Caldera para biogás (Instalado)</b>							\$12326,25
<b>Total de Inversión del Proyecto</b>							\$113765,06

A pesar de que el tanque ecualizador opera a 1atm, por ser un diseño básico no se está considerando las pérdidas de fricción por tubería y accesorios, por lo que es acertado tener una presión mayor a la de operación del tanque ecualizador.

### 3.4.5 Resultados Análisis Económico

El escenario de estudio de uso del biogás para convertirlo en energía eléctrica no es rentable. Por lo que, se calculó su valor para energía térmica, teniendo una traducción en galones de diésel ahorrados. Considerando el ahorro en diésel, compresores y venta de lodos se tiene un ahorro anual total de \$81731,36.

El proyecto no es rentable en un periodo de estudio de 20 años teniendo un VAN < 0 y un TIR de 9,30% menor a la tasa de descuento de 11%. El flujo de caja se encuentra en el apéndice G.

Para que la TIR sea igual al 11% y el VAN=0, se debe tener una producción de biogás de 0,60 m<sup>3</sup> biogás / kg DQO destruido, en comparación con lo estudiado en el caso base de 0,5740 m<sup>3</sup> biogás / kg DQO destruido.



Manteniendo el valor base de 0,574 m<sup>3</sup> biogás / kg DQO destruido, se estudió que sucede con el sistema al variar el caudal de ingreso, donde se determinó que para caudales de diseño menores a 190 m<sup>3</sup>/día el proyecto es rentable.

### 3.5 Análisis de resultados de ingeniería básica

#### 3.5.1 Validación de la hoja de cálculo

Tabla 3.13 Tabla comparativa de las dimensiones de reactores UASB de otros estudios

	Casos de estudio	(Iglesias Jato, 2015)	(Nakasima, y otros, 2014)	(Nursanto, 2017)
<b>Parámetros de diseño</b>	Caudal (m <sup>3</sup> /d)	1800	2.117	37.5
	COV (kg DQO/m <sup>3</sup> d)	15	13.7	6.67
	DQO (kg DQO/m <sup>3</sup> )	6	5.918	70
	Vel. de flujo ascensional (m/h)	1.1	0.3	0.03
<b>Resultados de diseño</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	720	1.02	636.2
	Área transversal (m <sup>2</sup> )	65	0.294	59
	Diámetro (m)	9.2	0.7	9
	Altura (m)	11	2.6	10
	TRH (h)	10	7	264
<b>Resultados de la hoja de cálculo</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	941.18	0.86	514.45
	Altura (m)	13.80	2.92	9.88
	Diámetro (m)	9.32	0.61	8.14
	Área transversal (m)	68.18	0.29	52.08
	TRH (d)	10.67	6.81	279.84

Con el fin de corroborar que las dimensiones propuestas se encuentran dentro de los reactores ya construidos y estudiados se realizó la tabla 3.13. Las bases de diseño de estos estudios fueron ingresadas en la hoja de cálculo realizada, resultando en leves diferencias que en el caso de Iglesias (2015) se deben a que no consideró el porcentaje de líquido que ocupa en el reactor, así mismo el factor de efectividad, por lo que los resultados varían levemente.

### **3.5.2 Validación del número de unidades UASB y campanas GLS**

Existen estudios como (Nursanto, 2017) donde se tienen hasta 4 u 5 unidades UASB, sin embargo (Chernicharo, 2007) menciona que cada unidad UASB no debe exceder los 1500 m<sup>3</sup>, y los valores típicos son de 400 a 500 m<sup>3</sup>. El reactor propuesto tiene 294 m<sup>3</sup>.

La metodología de dimensionamiento del separador se basa en (Fernández & Seghezzo, 2015) y (Ghangrekar, 2012), y utilizando los criterios de Lettinga ya mencionados. Finalmente se valida el número de campanas, ya que según (Chernicharo, 2007) los reactores UASB cilíndricos son en su mayoría más económicos por presentar una única unidad GLS, a diferencia de los reactores rectangulares.

### **3.5.3 Validación del precio del reactor**

Se estimó un precio instalado de reactor de \$81468,67, lo cual se comparó con un estudio sueco (Nursanto, 2017) donde para 150 m<sup>3</sup>/día de agua a tratar se tiene un costo de \$140000 ya instalado. Lo que representa una diferencia del 41,86%, lo cual se considera aceptable, debido que Nursanto realizó un diseño exhaustivo y el presente trabajo representa un diseño básico, lo cual presenta errores entre 40 y 60% en su estimación (Gonzalez, 2017).

### **3.5.4 Análisis de resultados de viabilidad económica**

El proyecto no es rentable al utilizar el biogás en generación de energía eléctrica, esto se debe a que producir energía eléctrica a partir de biogás tiene un mayor costo que el precio de la energía dentro del país, es así que firmas como Biogas Tiger han establecido esta alternativa como no

rentable, definiendo que el precio de la energía eléctrica actual es algo con lo que no se puede competir. (Gubinelli, 2017)

En la ciudad de Cuenca, existe una planta generadora de energía eléctrica a partir de biogás producido en el relleno sanitario, sin embargo, la empresa eléctrica asignada les valora esta energía a \$110/ Mvh para que no existan pérdidas. De manera similar sucede en Argentina donde solicitan que la energía eléctrica se valore en \$200/ Mvh para que la instalación de 12 plantas de biogás sea rentable. (Nimcowitz, 2017)

El proyecto se define como no rentable bajo las condiciones estudiadas, donde no se encuentra considerado el aumento en el precio del diesel, reactivos y electricidad. Además, se ha diseñado para el caudal actual de la empresa, sin considerar crecimiento futuro y aumento de efluente a tratar en la PTAR.

Este resultado podría ajustarse positivamente al aumentar el tipo de diseño, donde habría un ajuste con menor error en la estimación de la inversión inicial. Por ejemplo, se ha considerado la compra de una caldera a gas, sin embargo, según (Moncayo, 2017) cualquier caldera puede ser adaptada al uso de biogás realizando modificaciones en el quemador e ingreso de aire, alternativa que podría ser más económica con las calderas ya presentes en la empresa en estudio. La alternativa de modificar una caldera convencional a biogás, según (Bertín & Rodríguez, 2013) en Perú podría estar valorado en \$9000, sin embargo, no se puede saber con exactitud si la empresa en estudio estaría dispuesta.

Se obtuvo que el proyecto es rentable si existe una disminución del caudal de diseño en un 5%, es decir, de 200 a 190 m<sup>3</sup>/día. Esta alternativa es viable con la realización de una caracterización de caudal exhaustivo, ya que la base de diseño de 200m<sup>3</sup>/día representa un valor empírico, el cual no ha sido determinado con caudalímetros. Y para el presente trabajo se

realizó muestreos 9 horas diurnas (Mínimo de 100 m<sup>3</sup>/día) y no se ha estudiado el caudal del ingreso en el turno nocturno y amanecida.

El proyecto se vuelve rentable con la disminución del caudal porque se disminuyen los costos fijos del proyecto que actualmente son elevados en \$68 mil dólares anuales.

Finalmente, se calculó que en caso de existir un incremento en la producción de biogás del 3% el proyecto es rentable, resultado que amerita se considerado ya que en caso de realizarse la experimentación en el reactor UASB con recirculación, la producción de biogás podría aumentar en base a los resultados obtenidos por (Alcívar, 2014).

### **3.6 Limitaciones de la Investigación**

La empresa actualmente no cuenta con un caudalímetro para la medición del caudal de ingreso a la PTAR, por lo que se solicitó realizar un estudio de 12 horas en el horario de amanecida con el fin de contar con un estudio de las 24 horas de trabajo. Sin embargo, hubo restricciones para realizarlo y no se contaba con los permisos respectivos.

Adicionalmente, se evidenció un cambio desde 3030 mg DQO/L a 2500 mg DQO/L al almacenar la muestra por dos semanas en congelación, sin embargo, esto se realizó debido a no tener la disponibilidad de recolección de agua residual diariamente. Además de no tener la apertura para relacionar la carga orgánica con las actividades en el proceso productivo, por lo que no era viable realizar muestreos puntuales, ya que la DQO oscilaba en rangos amplios y el objeto de estudio es la muestra compuesta.

# CAPÍTULO 4

## 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 4.1 Conclusiones

Se determinó que el reactor UASB es el más adecuado para el tratamiento anaeróbico de las aguas residuales de café. Este reactor se caracteriza por su fácil construcción, uso en el tratamiento de aguas residuales industriales, y bajos requerimientos de costo, mantenimiento y espacio.

En el estudio se logró obtener una producción de biogás de 0,5217 m<sup>3</sup>/kg DQO utilizada y una remoción de DQO de 66%. Además, debido a que la producción experimental de biogás representa el 91% del teórico, se concluye la presencia de biogás como producto.

En base a la experimentación batch, la adición de nutrientes en el agua residual bajo estudio no influyó, por sus características, en el aumento de la producción de biogás, siendo esto un beneficio ya que el agua residual no requerirá de adición de químicos para regular la relación de nutrientes DQO:N:P. No obstante, el aumento de la alcalinidad del agua residual mostró un incremento del 55% de biogás.

La temperatura establecida como óptima en la experimentación batch fue de 37°C. La temperatura del agua residual de la producción es cercana a la óptima establecida, por lo tanto, no se requiere de un sistema de calentamiento.

El desarrollo de la hoja de cálculo en Excel permitió el rápido análisis de la dependencia entre las variables de diseño.

Al diseñar el reactor UASB en forma cilíndrica se requirió dimensiones de 15m de altura y 5m de diámetro. El costo estimado del reactor y las demás unidades auxiliares fue \$113765.

El diseño básico del reactor UASB para la producción de biogás a partir de las aguas residuales del café, bajo las limitaciones establecidas, se define como no rentable al utilizar el biogás producido para su uso como energía térmica.

El proyecto sería rentable si se disminuye el caudal a tratar del 5%, lo cual es técnicamente viable por las fluctuaciones en el caudal determinadas en la caracterización, o en caso de existir un incremento en la producción de biogás del 3%.

## **4.2 Recomendaciones**

Se recomienda la instalación de un caudalímetro para el estudio del caudal al ingreso a la PTAR, con el fin de validar exhaustivamente la base de diseño de 200 m<sup>3</sup>/día.

La hoja de cálculo desarrollada para el dimensionamiento del reactor UASB representa un aporte para trabajos similares o ante cualquier cambio en las variables de diseño mostradas en el presente trabajo.

Se recomienda realizar ensayos en reactores UASB a escala piloto para corroborar la eficiencia en la remoción de DQO y la generación de biogás, y así evaluar las condiciones para el reactor seleccionado a una mayor escala.

En el esquema de proceso propuesto se establece un tanque de alimentación al reactor, el cual, tiene la función de mantener el caudal, pH y alcalinidad constantes en la alimentación al reactor. Este puede utilizarse para recirculación del agua tratada y mejorar la producción de biogás.

Se recomienda estudiar a escala laboratorio en el reactor UASB el fenómeno de recirculación y su influencia en la producción de biogás.

Se recomienda proceder de inmediato en los ensayos batch, para utilizar la real DQO del agua residual, debido a que se presentó pérdidas naturales de DQO entre el día del muestreo y el día del análisis del agua.

Debido al cambio en la concentración de sulfatos en el agua residual durante la digestión anaeróbica, se recomienda realizar un análisis cromatográfico de gases para determinar la concentración de  $H_2S$  en el biogás, y su impacto en la utilización en calderas.

# BIBLIOGRAFÍA

- Alcívar, T. (2014). *Determinación de las condiciones óptimas para la biodegradación anaeróbica de las aguas residuales de una industria de café a escala de laboratorio*. Guayaquil: Escuela Superior Politécnica del Litoral.
- Alianza por el Agua. (Mayo de 2009). *Compendio de Sistemas y Tecnologías de Saneamiento*. Obtenido de Alianza por el agua: <http://alianzaporelagua.org>
- Bertín, P., & Rodríguez, O. (2013). *Combustible Biogás a un caldero de GLP/Gas Natural en planta UASB*. Arequipa: XX Simposio Peruano de Energía Solar y del Ambiente.
- Beyene, A., Yemane, D., Addis, T., & Triest, L. (2013). *Experimental evaluation of anaerobic digestion for coffee wastewater treatment and its biomethane recovery potential*. Int. J. Environ. Sci. Technol. doi:10.1007/s13762-013-0339-4
- Bradfer, J.-F. (2012). *Riesgos y seguridad en el manejo del biogás en una planta de tratamiento de aguas servidas*. Cancún: XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.
- Cajigas, A., Pérez, A., & Torres, P. (2005). Importancia del pH y la alcalinidad en el tratamiento anaerobio de las aguas residuales del proceso de extracción de almidón de yuca. *Scientia et Technica*, 11(27).
- Chala, B., Oechsner, H., Latif, S., & Muller, J. (2018). Biogas Potential of Coffee Processing Waste. *Sustainability*.
- Chen, X., Romano, R. T., & Zhang, R. (2010). Anaerobic digestion of food wastes for biogas production. *International Journal of Agricultural and Biological Engineering*, 3(4), 61-72.
- Chernicharo, C. A. (2007). Anaerobic Reactors. En *Biological Wastewater treatment*. London: IWA Publishing.
- Comisión Nacional del Agua. (2016). *Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento: Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales, Reactores Anaeróbicos de Flujo Ascendente*. Coyoacán: Gobierno de la República México.
- Fernández, F., & Seghezzo, L. (2015). *Diseño de reactores Upflow Anerobic Sludge Blanket (UASB)*. Buenos Aires: Unión Europea.



- Ghangrekar, M. M. (2012). *Design of an UASB Reactor*. India: Water and wastewater (Ask Tom).
- Giroto, F., Pivato, A., Cossu, R., Elambo Nkeng, G., & Lavagnolo, M. C. (2017). *The broad spectrum of possibilities for spent coffee grounds valorisation*. Japan: Springer.
- Gohel, M., Parkih, R., & Nagori, S. (2009). *Spray Drying: A review*. India: ResearchGate.
- Gonzalez, Y. (2017). *Visión práctica de la ingeniería de procesos químicos*. Venezuela: UNIVERSIDAD NACIONAL EXPERIMENTAL POLITÉCNICA "Antonio José de Sucre".
- Granados, Ó. (14 de Marzo de 2018). *Un mundo loco por el café*. Obtenido de El País: [www.elpais.com](http://www.elpais.com)
- Gubinelli, G. (04 de Agosto de 2017). Empresa alemana propone comenzar a utilizar al biogás para generación de energía térmica. *Energía Estratégica*.
- Henze, M., Loosdrecht, M., Ekama, G., & Brdjanovic, D. (2008). *Biological Wastewater Treatment. Principles, Modelling and Design*. London: IWA Publishing. Obtenido de [www.books.google.com.ec](http://www.books.google.com.ec)
- Holguín, J. (18 de Junio de 2017). Biogás, alternativa energética para cuidar el ambiente. *El telégrafo*.
- Iglesias Jato, B. (2015). *Diseño e implatación de un reactor anaerobio UASB en la industria de los lácteos para su uso como fuente de energía en co-generación (Tesis de grado)*. Madrid: Universidad Pontificia Comillas.
- Instituto de toxicología de la defensa. (2016). *Protocolo de toma de muestras de agua residual*. España: Instituto de toxicología de la defensa.
- International Coffee Organization. (09 de September de 2018). *Coffe Market Report*. Obtenido de ICO Organization: [www.ico.org](http://www.ico.org)
- Jambert, Ó. (2005). *Diseño de un reactor anaeróbico de flujo ascendente (Tipo UASB) para el tratamiento de las aguas residuales producto del beneficiado de café en Coopedora R.L.* San José: Universidad de Costa Rica .
- Jingura, R. M., & Kamusoko, R. (2017). Methods for determination of biomethane potential of feedstocks: a review. *Biofuel Research Journal*, 4(2), 573-586.
- Keat, P. G., & Young, P. K. (2004). *Economía de empresa*. México: Pearson Education.

- Lane, A. (1982). *Anerobic Digestion of Spent Coffee Grounds*. England: Applied Science Publishers.
- Lettinga, G., & Hulshoff Pol, L. (1986). *Advanced Reactor Design Operation and Economy*. Dreijen: Department of water pollution Control.
- Lettinga, G., & Hulshoff Pol, W. (1991). *UASB-Process design for various types of wastewaters*. Great Britain: Agricultural University of Wageningen.
- Levenspiel, O. (1998). *Flujo de fluidos e intercambio de calor*. Corvallis, Oregon: Reverté.
- Martín, J. N., Esteves, A., & Manrique, S. (2016). *Influencia del porcentaje de sólidos en la producción de biogás a partir de guano caprino*. Mendoza: Instituto de Ambiente Hábitar y Energía (INAHE).
- Maureira, D. (2017). *Incorporación de un reactor tipo UASB a una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas diseñada bajo el concepto de biorefinería*. Valparaíso: Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Escuela de Ingeniería Química.
- Metcalf & Eddy, Inc. (2003). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. China: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Ministerio del Medio Ambiente y Agua Bolivia. (2015). *Guía para la toma de muestra de agua residual*. La Paz: SENASBA, Servicio Nacional para la sostenibilidad de servicios en saneamiento básico.
- Moncayo, G. (2017). *¿Qué es el biogás?* México: AquaLimpia Engineering.
- Montalvo, S., Gonzalez, P., Mena, C., Guerrero, L., & Borja, R. (2012). Influence of the food to microorganisms (F/M) ratio and temperature on batch anaerobic digestion processes with and without zeolite addition. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 47(12), 1785-1794.
- Morales Paredes, C. A., Rivadeneira Mendoza, B. F., & Garcia Moreira, S. E. (2018). *Digestión anaeróbica de las aguas residuales de la industria del café instantáneo*. Manabí Ecuador: Revista Espamciencia.
- Mott, R. (2006). *Mecánica de fluidos*. Naucalpan de Juárez: Person Educación.
- Nail, S., Jiang, S., Chongprasert, S., & Knopp, S. (2002). *Fundamentals of Freeze Drying*. Illinois: Pub Med. doi:10.1007/978-1-4615-0549-5\_6
- Nakasima, M., Velázquez, N., Ojeda, S., Santillán, N., Uribe, L., Pando, G., & Ruelas, A. (2014). Diseño de un digestor anaeróbico de flujo ascendente y estudio de

- adaptación a la variabilidad de los residuos sólidos orgánicos. *Revista Iberoamericana de Ciencias Vol. 1 No. 3*, 41-52.
- Nimcowitz, E. (9 de Agosto de 2017). El precio del megavatio para el biogás debe estar en US\$ 200. *El Economista*.
- Nursanto, A. (2017). *Design and cost evaluation of anaerobic bioreactor for industrial waste (Tesis de Maestría)*. Norway: University of Stavanger.
- Pasquel, W. (17 de Mayo de 2015). *La Industria pide más café local*. Obtenido de Revista Líderes: [www.revistalideres.ec](http://www.revistalideres.ec)
- Pérez, J. (2012). 12. Upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) performance through sludge age load and kinetic coefficients. *Revista Técnica de la Facultad de Ingeniería Universidad del Zulia*, 35(1).
- Perry, R. H. (2001). *Perry Manual del Ingeniero Químico*. Mc Graw Hill.
- Prashanth, S., Kumar, P., & Mehrotra, I. (2006). Anaerobic degradability: effect of particulate COD. *Journal of environmental engineering*, 132(4), 488-496.
- Proaño, P. (2010). *Investigación de la utilización del aceite de higuera, como combustible alternativo al 5-10% en motores diesel con bomba de alta presión convencional*. Latacunga: Escuela Politécnica del Ejército.
- Rajkumar, R., & Giorgio, G. (2005). Posibles usos alternativos de los residuos y subproductos del café. *International Coffee Organization*, 1-3.
- Rico, J. (14 de Febrero de 2018). Mapa para localizar las 497 plantas de biometano de Europa y saber qué producen y con qué. *Energías Renovables, El periodismo de las energías limpias*.
- Roca, J. A. (11 de Enero de 2016). Las 10 mayores plantas de biomasa del mundo. *El Periódico de la Energía*.
- Rowse, L. E. (2011). *Design of small scale anaerobic digesters for application in rural developing countries*. Florida: University of Florida.
- Selvamurugan, M., Doraisamy, P., & Maheswari, M. (2009). *An integrated treatment system for coffee processing wastewater using anaerobic and aerobic process*. India: Elsevier. doi:10.1016/j.ecoleng.2010.07.013
- SEMARNAT. (2010). *Especificaciones técnicas para el diseño y construcción de biodigestores en México*. México: SEMARNAT: Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

- Snell, J. R. (1943). Anaerobic Digestion: II. Nitrogen Changes and Losses during Anaerobic Digestion. *Sewage Works Journal*, 56-70.
- Stronach, S. M., Rudd, T., & Lester, J. N. (2012). *Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment (Vol. 2)*. Springer Science & Business Media.
- Wilson, M. H. (2005). *Formulación y evaluación de proyectos tecnológicos empresariales aplicados*. Bogotá: Convenio Andrés Bello.
- WMW. (29 de Agosto de 2014). Coffee waste to energy project brings biogas to Central America Farmers. *Waste Management World*.
- Zambrano, D. A., Rodriguez, N., López, U., & Orozco, P. (2015). *Evaluación de un reactor metanogénico tipo filtro anaeróbico de flujo ascendente para tratar aguas mieles de café*. Bogotá: Cenicafé.
- Zhengzhou Zhongding Sales, B. C. (28 de Enero de 2019). *La circulación Natural exportado a Pakistán de tubo de fuego 1-20 toneladas de Gas de vapor de combustible de biogás de la caldera*. Obtenido de Alibaba: <https://spanish.alibaba.com/>

# ANEXOS

## ANEXO A. RELACIONES DE LA CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA A SELECCIONAR SEGÚN TIPO DE LODO Y DQO DE ALIMENTACIÓN

DQO (mg/L)	Fracción particulada DQO	COV (Kg COD/ m <sup>3</sup> d)		
		Lodo Floculento	Lodo Granular alta remoción de TSS	Lodo Granular poca remoción de TSS
1000-2000	0,10-0,30	2-4	2-4	8-12
	0,30-0,60	2-4	2-4	8-14
	0,60-1,00	na	na	na
2000-6000	0,10-0,30	3-5	3-5	12-18
	0,30-0,60	4-8	2-6	12-24
	0,60-1,00	4-8	2-6	na
6000-9000	0,10-0,30	4-6	4-6	15-20
	0,30-0,60	5-7	3-7	15-24
	0,60-1,00	6-8	3-8	na
9000-18000	0,10-0,30	5-8	4-6	15-24
	0,30-0,60	na	3-7	na
	0,60-1,00	na	3-7	Na

Fuente: (Metcalf & Eddy, Inc, 2003)

## ANEXO B. ÁREA DE INFLUENCIA DE LOS DISTRIBUIDORES EN LOS REACTORES UASB

Tipo de Lodo	COD (kgCOD/m <sup>3</sup> .d)	Área de influencia por cada distribuidor (m <sup>2</sup> )
Denso y floculento (Concentración >40 kgTSS/m <sup>3</sup> )	<1,0	0,5-1,0
	1,0-2,0	1,0-2,0
	>2,0	2,0-3,0
Relativamente denso y floculento (Concentración 20-40 kgTSS/m <sup>3</sup> )	<1,0-2,0	1,0-2,0
	>3,0	2,0-5,0
Granular	<2,0	0,5-1,0
	2,0-4,0	0,5-2,0
	>4,0	>2,0

Fuente: (Chernicharo, 2007)

## ANEXO C. CONSIDERACIONES DE DISEÑO EN SEPARADORES GAS LÍQUIDO SÓLIDO EN REACTORES UASB

UASB-GLSS
1. La pendiente de la campana debe estar entre 45 y 60°.
2. El área superficial de las aperturas entre los colectores de gas debe ser del 15 al 20% del área superficial del reactor.
3. La altura del colector de gases y la altura del reactor deben tener una relación de 1:3.
4. Para facilitar el escape de gases y combatir la formación de espuma, se debe mantener una interfase gas-líquidos en el colector de gases.
5. El diámetro de las tuberías de escape de gas debe ser suficiente para garantizar la fácil remoción del biogás en el sistema.
6. Para evitar que burbujas de gas se dirijan al reservorio, el traslape entre los baffles y las aperturas de campana debe ser de 15 a 20cm.

Fuente: (Henze, Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2008)

## ANEXO D. RESUMEN DE PARÁMETROS DE DISEÑO PARA REACTORES DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO TRATANDO DQO SOLUBLE

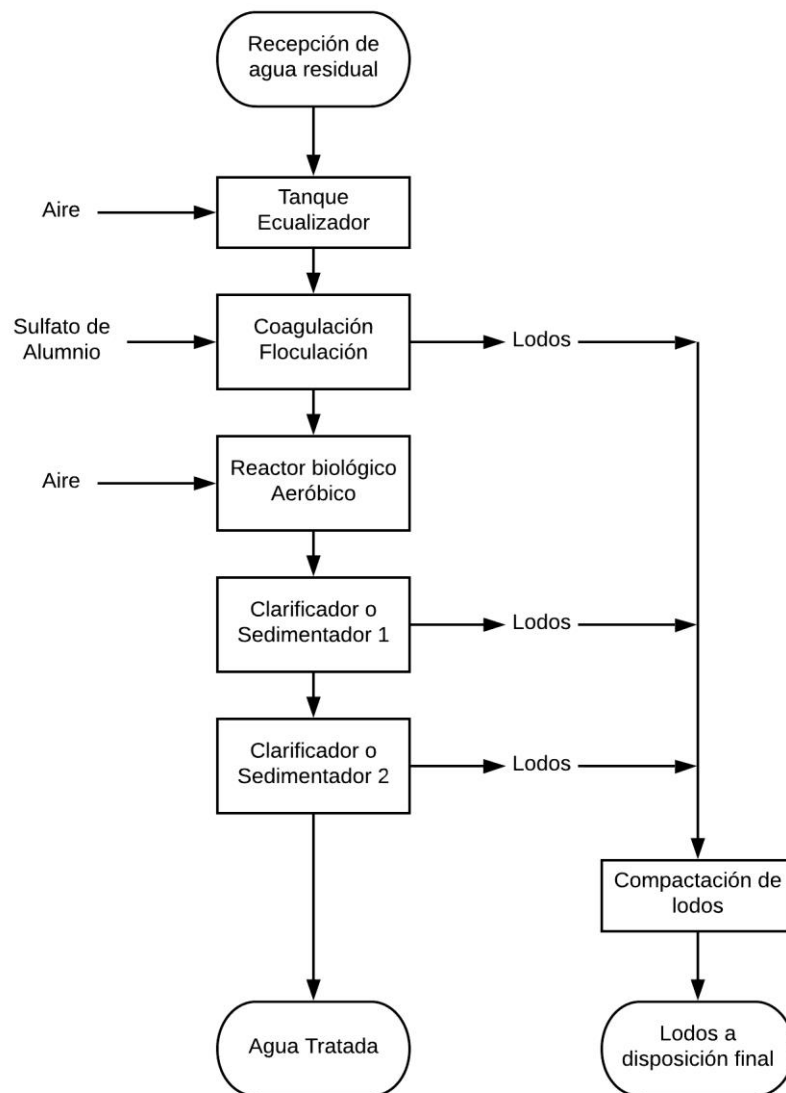
Parámetro	Unidades	Valor	
		Rango	Típico
<i>Rendimiento de sólidos (Y)</i>			
Fermentación	g VSS/ g DQO	0,06 - 0,12	0,1
Metonogénesis	g VSS/ g DQO	0,02 - 0,06	0,04
Combinado Global	g VSS/ g DQO	0,05 - 0,10	0,08
<i>Coefficiente de decaimiento (Kd)</i>			
Fermentación	g/ g día	0,02 - 0,06	0,04
Metonogénesis	g/ g día	0,01 - 0,04	0,02
Combinado Global	g/ g día	0,02 - 0,04	0,03
<i>Máxima tasa de crecimiento específico, (<math>\mu_m</math>)</i>			
35°C	g/ g día	0,30 - 0,38	0,35
30°C	g/ g día	0,22 - 0,28	0,25
25°C	g/ g día	0,18 - 0,24	0,2
<i>Constante de velocidad media, Ks</i>			
35°C	mg/L	60 - 200	160
30°C	mg/L	300 - 500	360
25°C	mg/L	800 - 1100	900
<i>Metano</i>			
Producción a 35°C	m <sup>3</sup> / kg DQO	0,4	0,4
Densidad a 35°C	kg/m <sup>3</sup>	0,6346	0,6345
Contenido de gas	%	60-70	65
Contenido energético	kJ/g	50,1	50,1

(Metcalf & Eddy, Inc, 2003)



# APÉNDICES

## APÉNDICE A. DIAGRAMA DE FLUJO PTAR AERÓBICA DE EMPRESA EN ESTUDIO



## APÉNDICE B. FOTOS DE EXPERIMENTACIÓN BATCH



**Figura B.1 Vista lateral del montaje experimental**



**Figura B.2 Acoplamiento de los biorreactores al diseño experimental**



**Figura B.3 Sistema de medición de biogás generado**



**Figura B.4 Generación de biogás**

# APÉNDICE C. GRÁFICAS DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS EN LA DIGESTIÓN ANAERÓBICA DEL AGUA RESIDUAL DE CAFÉ

## C.1 Relación de nutrientes

Las pruebas 1 y 2 corresponden a las pruebas en donde se modificó la relación de nutrientes y a una muestra control, respectivamente.

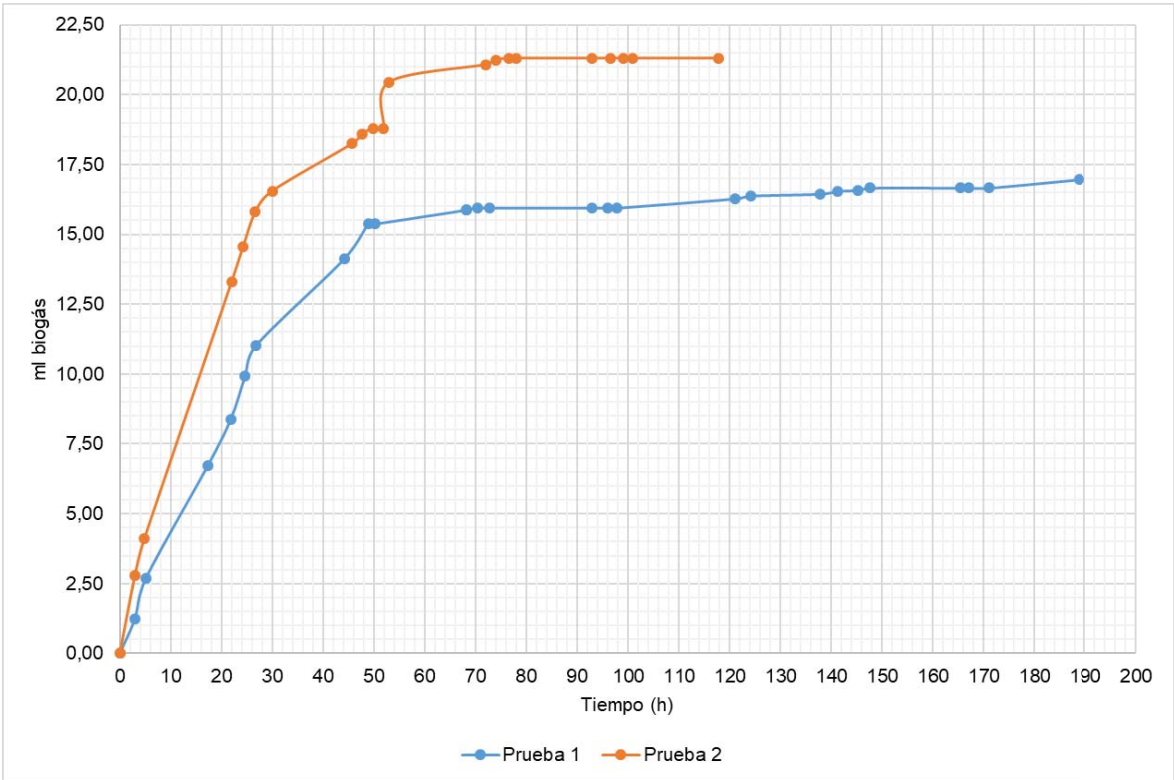


Gráfico C.1 Curva de producción de biogás versus tiempo a diferentes relaciones de nutrientes

## C.2 Temperatura

Las pruebas 3, 4 y 5 de la tabla 2.5 corresponden a las pruebas en donde se evaluó la temperatura a 33, 37, 45°C, respectivamente.

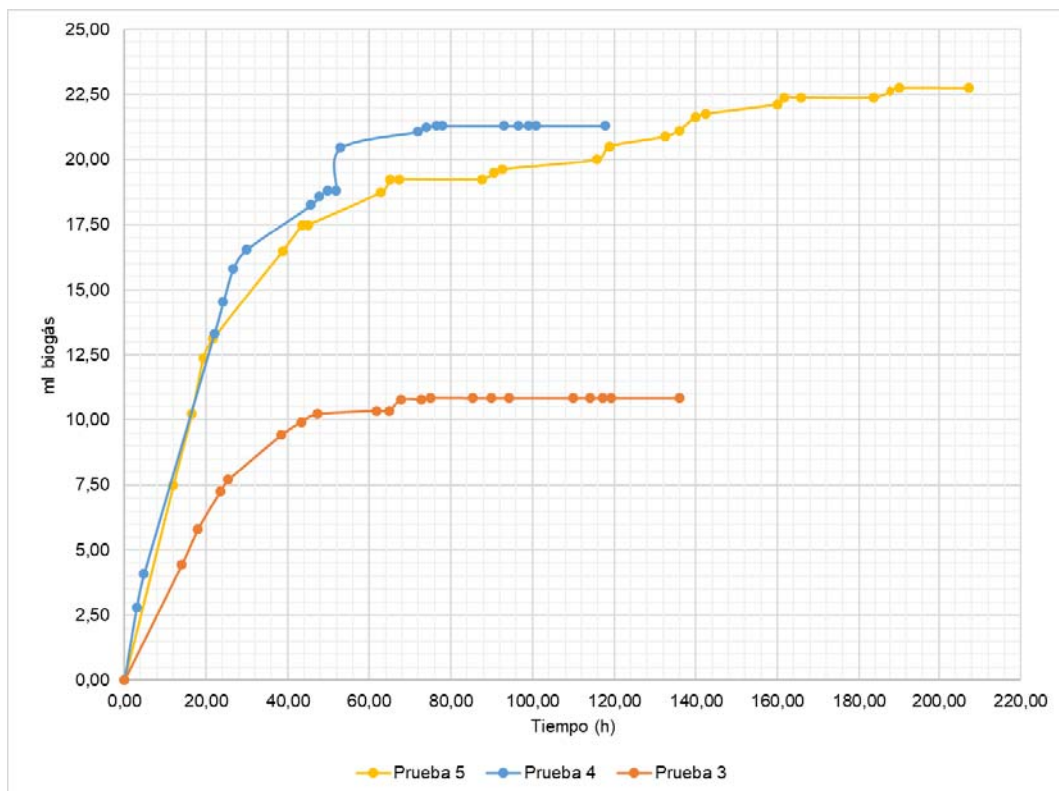
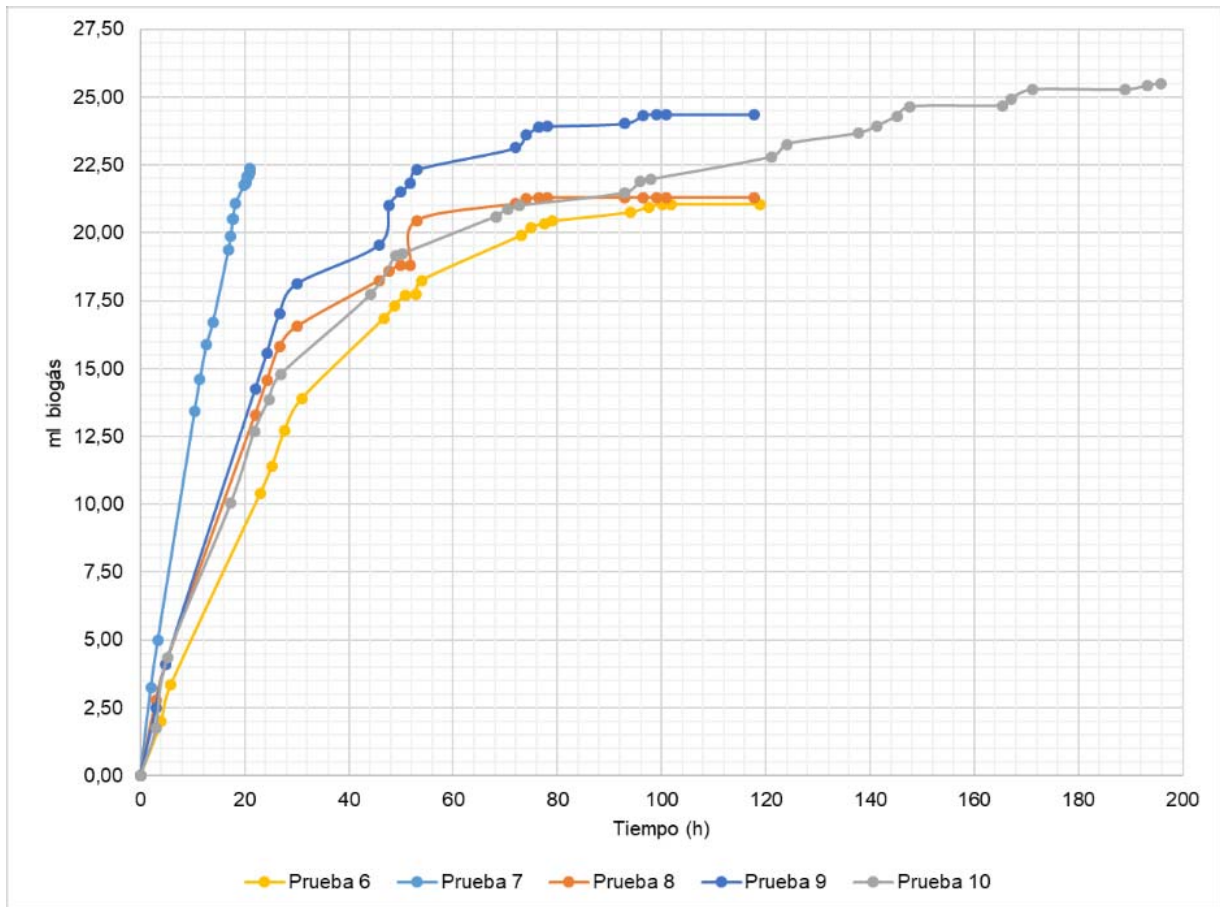


Gráfico C.2 Curva de producción de biogás versus tiempo a diferentes temperaturas

## C.3 Relación F/M

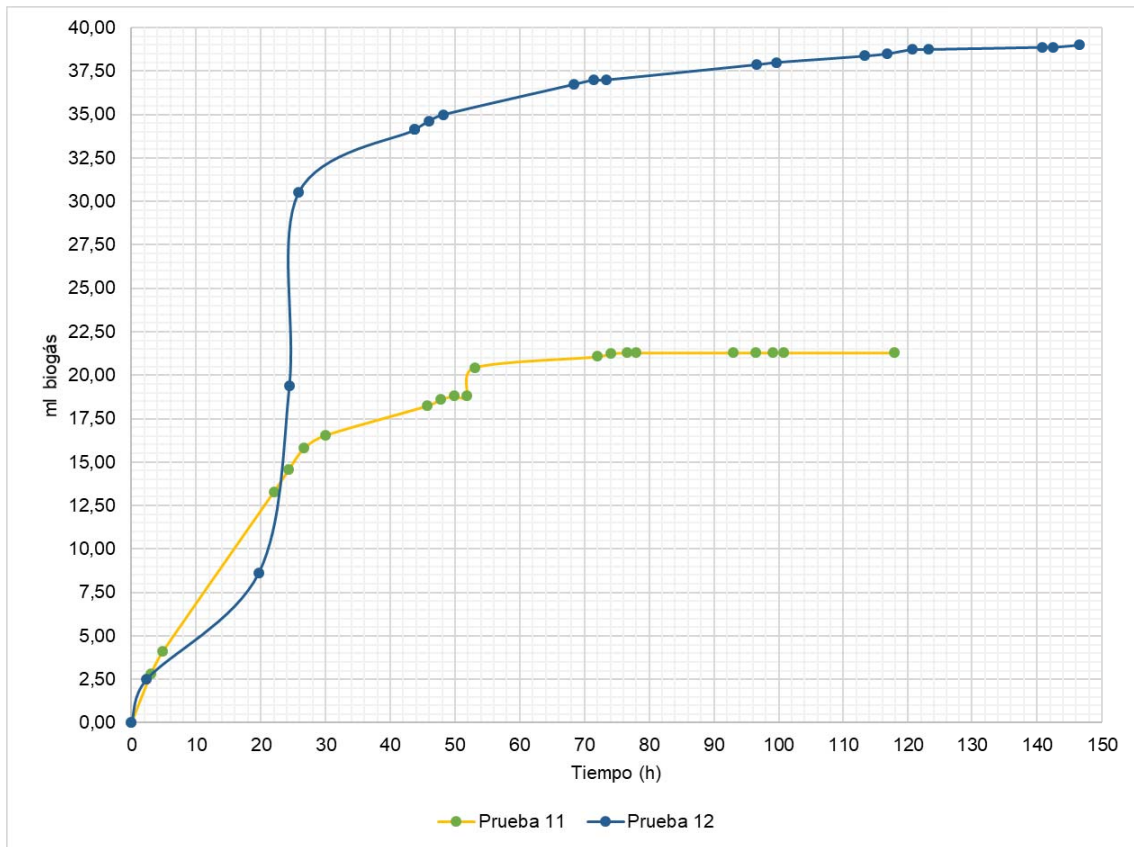
Se modificaron las relaciones F/M según las pruebas 6, 7, 8, 9 y 10, correspondientes a las relaciones 0.75, 0.65, 0.55, 0.45 y 0.35 Kg DQO/ Kg SSV.d, respectivamente.



**Gráfico C.3 Curva de producción de biogás versus tiempo a diferentes relaciones F/M**

#### C.4 Alcalinidad

Las pruebas 11 y 12 de la tabla 2.5 corresponden a las pruebas en donde se modificó la alcalinidad de bicarbonatos, siendo la prueba 12 la que se incrementó la alcalinidad.



**Gráfico C.4 Curva de producción de biogás versus tiempo modificando la alcalinidad del agua residual de la producción de café**

# APÉNDICE D. METODOLOGÍAS UTILIZADAS EN HOJA DE CÁLCULO

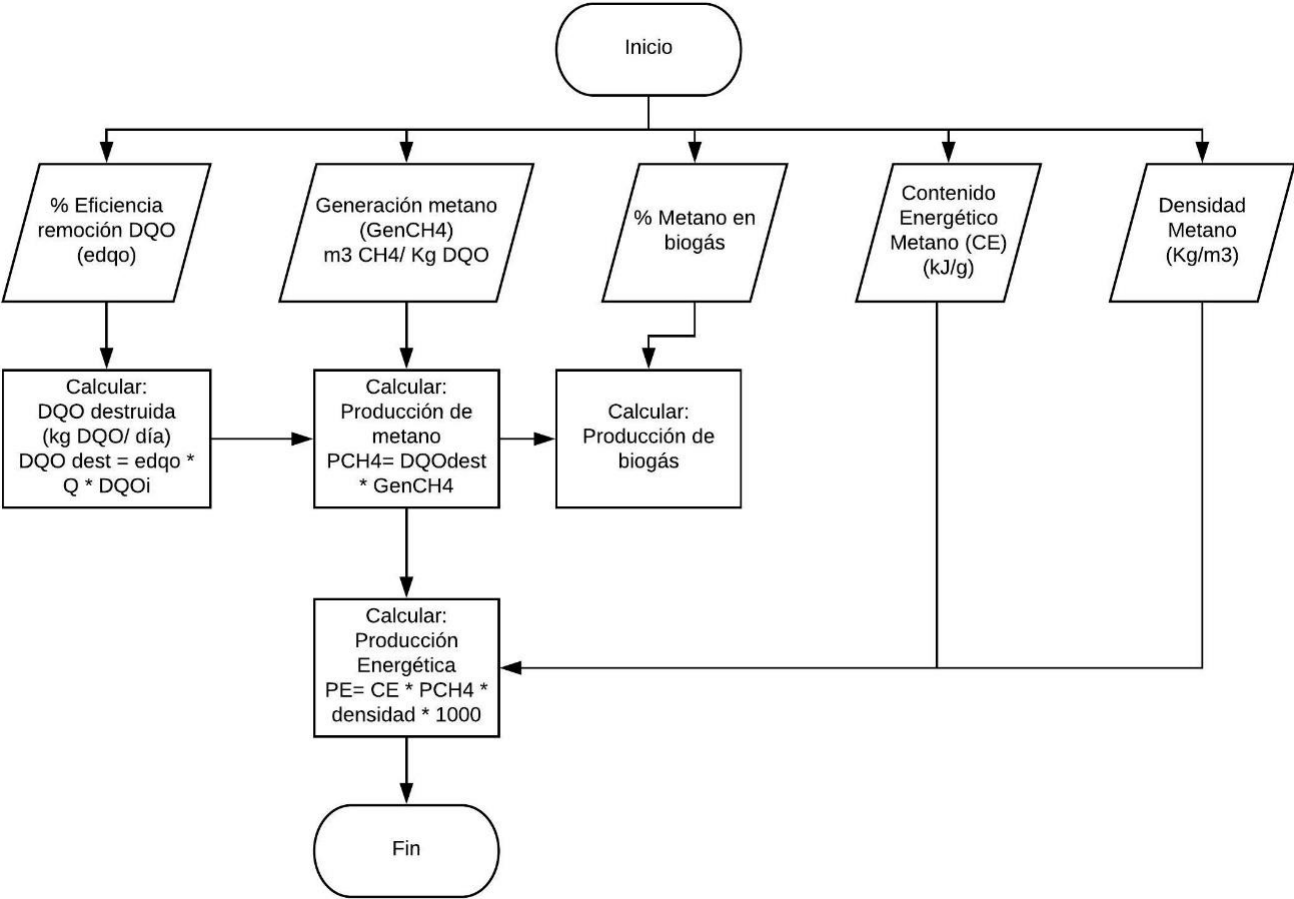
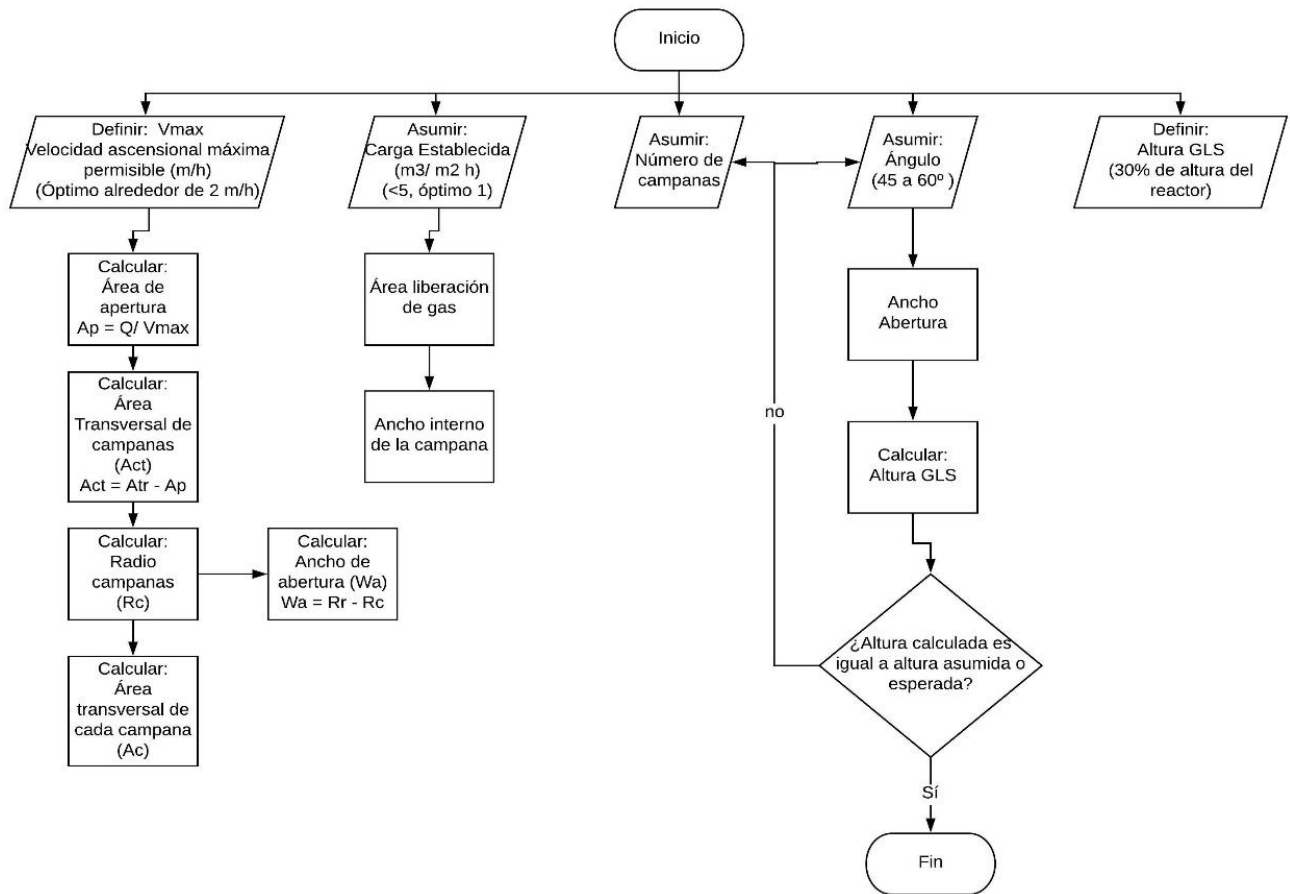


Figura D.1 Metodología empleada para el cálculo de la producción energética

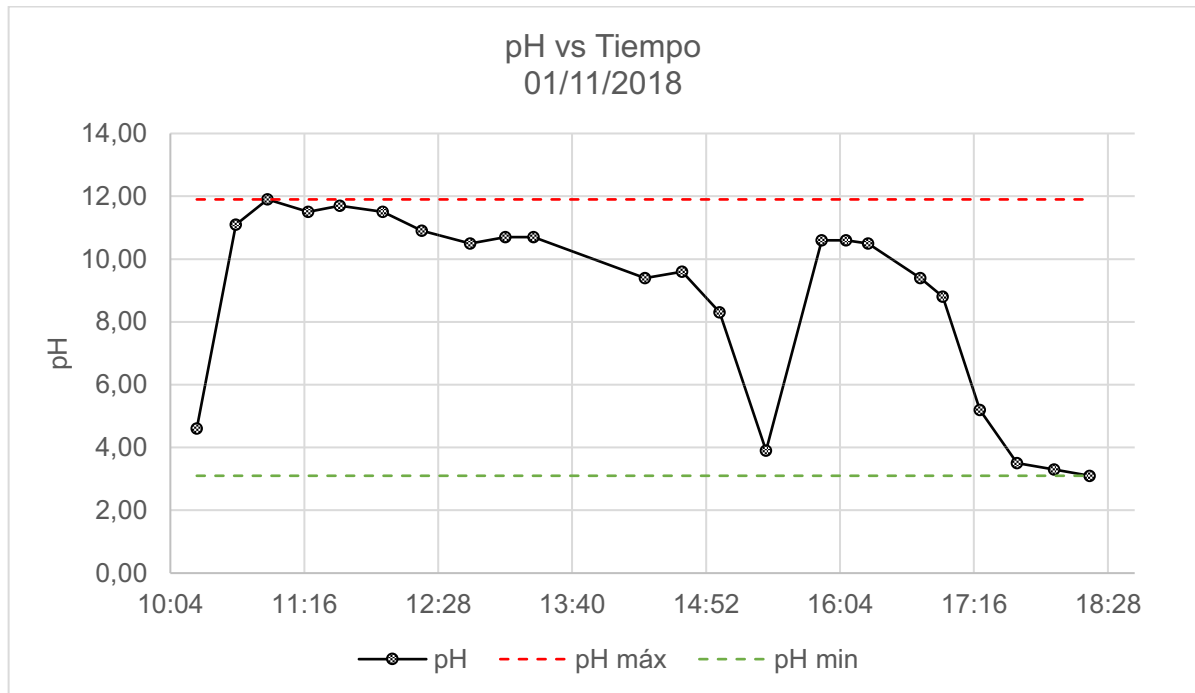


**Figura D.2 Metodología empleada para el dimensionamiento del separador GLS**

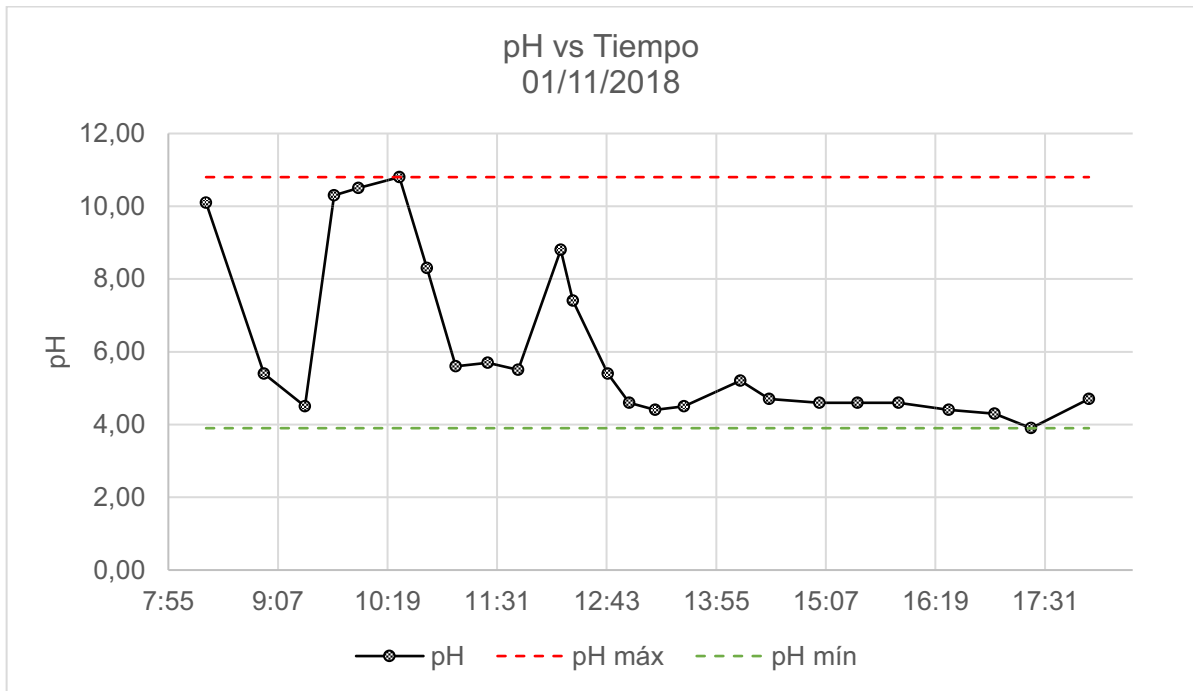


# APÉNDICE E. RESULTADOS DE LOS MUESTREOS EN LA PTAR

## E.1 pH

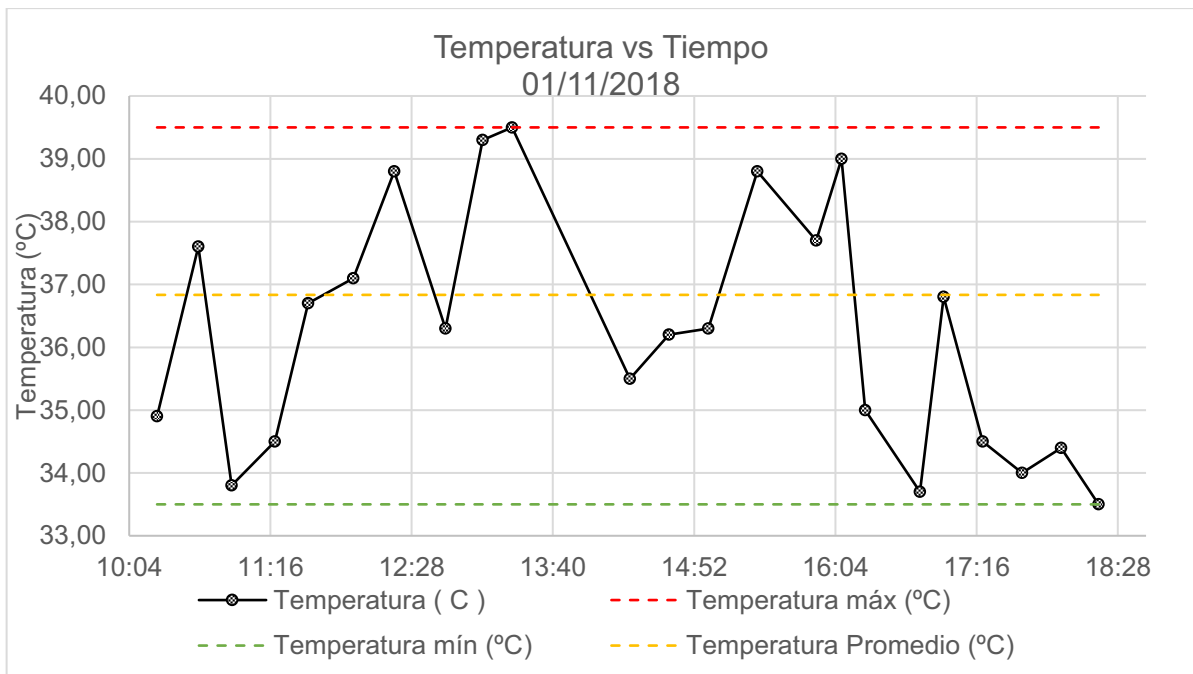


Gráfica E.1 Variación pH vs Tiempo (Muestreo 1)

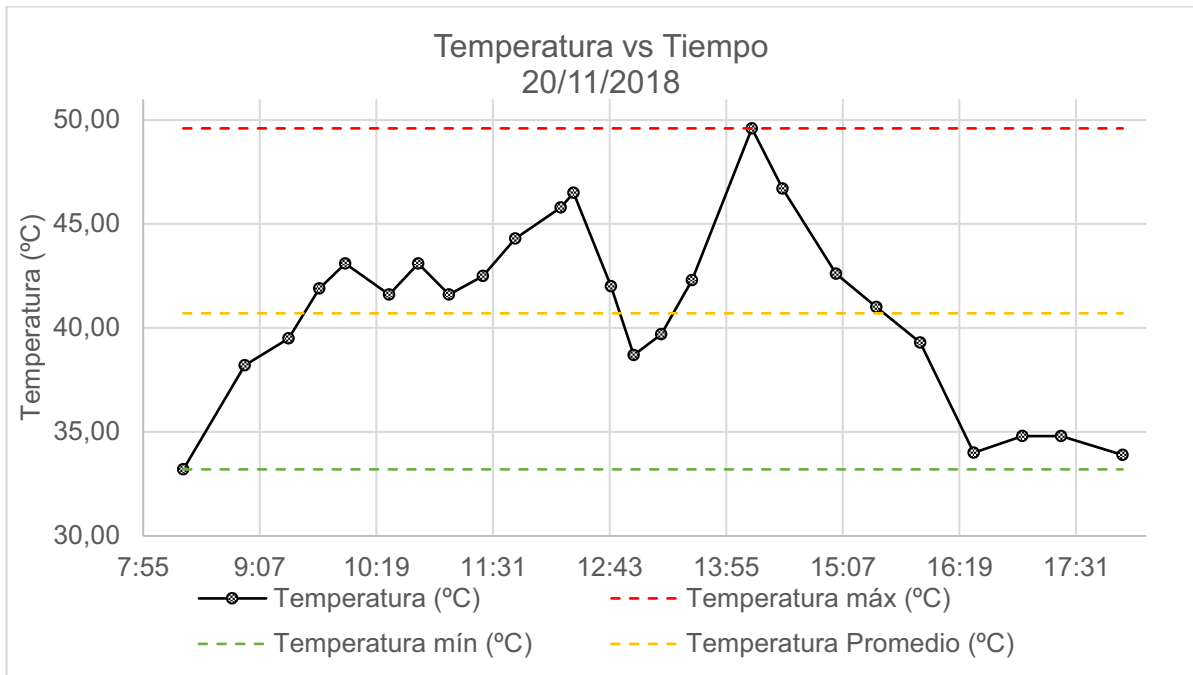


**Gráfica E.2 Variación de pH vs Tiempo (Muestreo 2)**

**E.2 Temperatura**

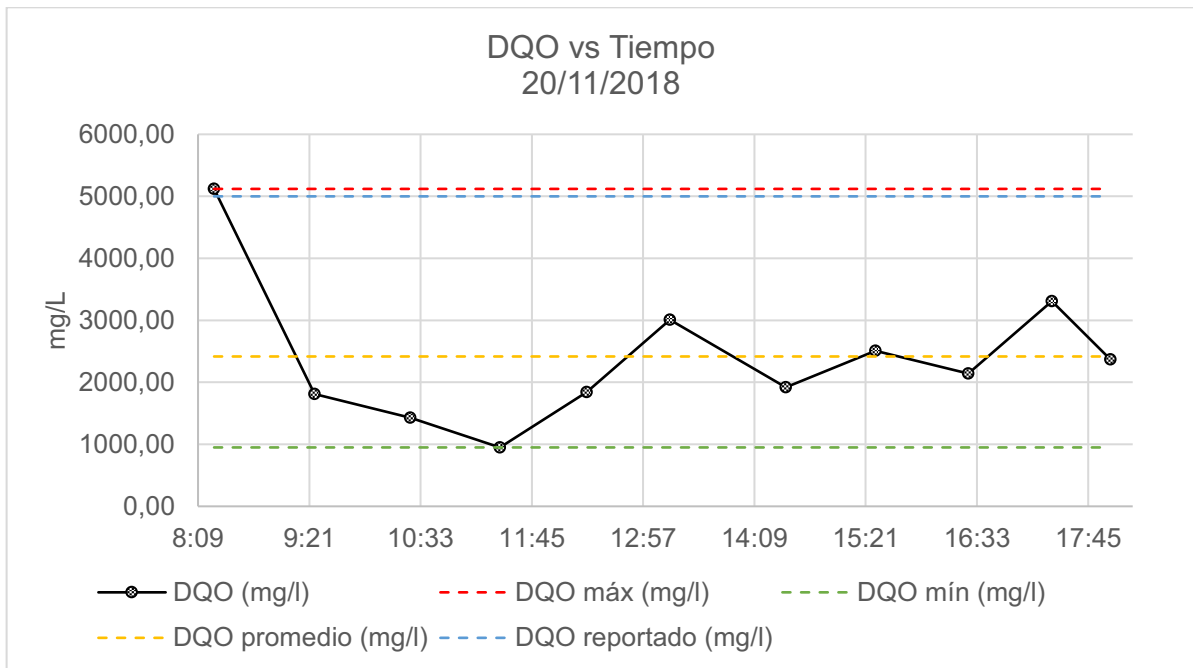


**Gráfica E.3 Variación Temperatura vs Tiempo (Muestreo 1)**



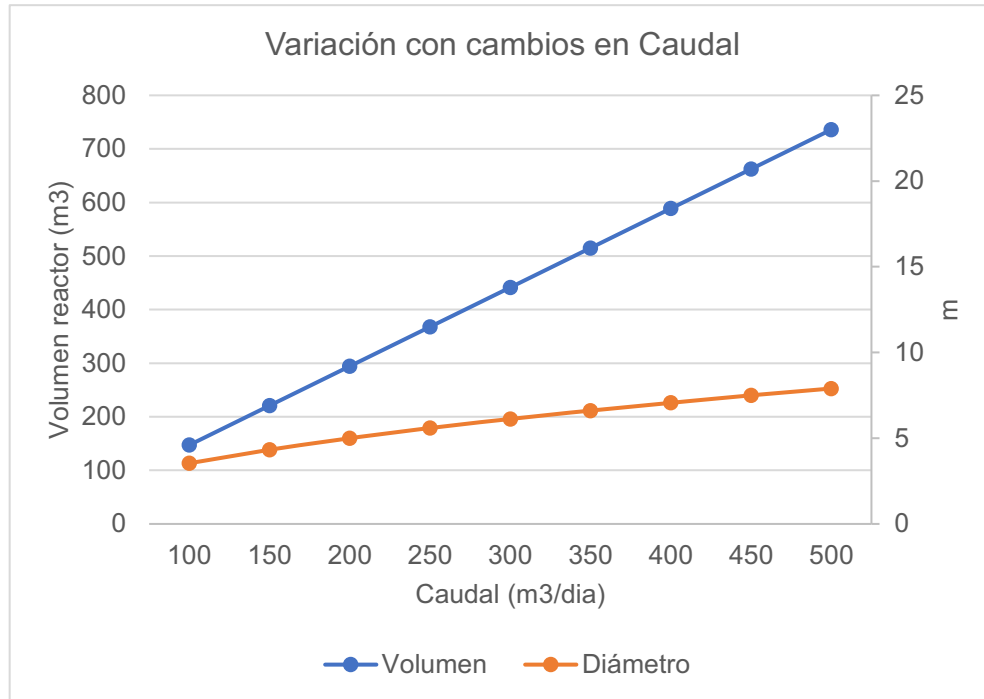
**Gráfica E.4 Variación de Temperatura vs Tiempo (Muestreo 2)**

**E.3 DQO**



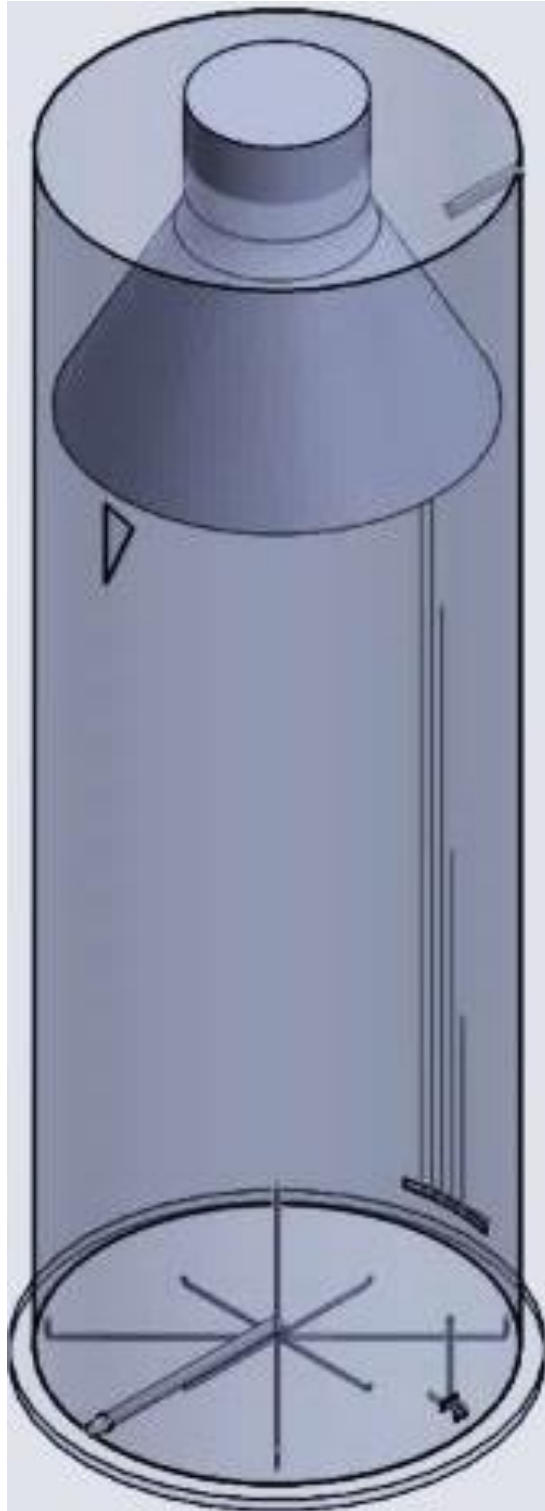
**Gráfica E.5 Variación DQO vs Tiempo (Muestreo 2)**

## APÉNDICE F. RESULTADOS ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

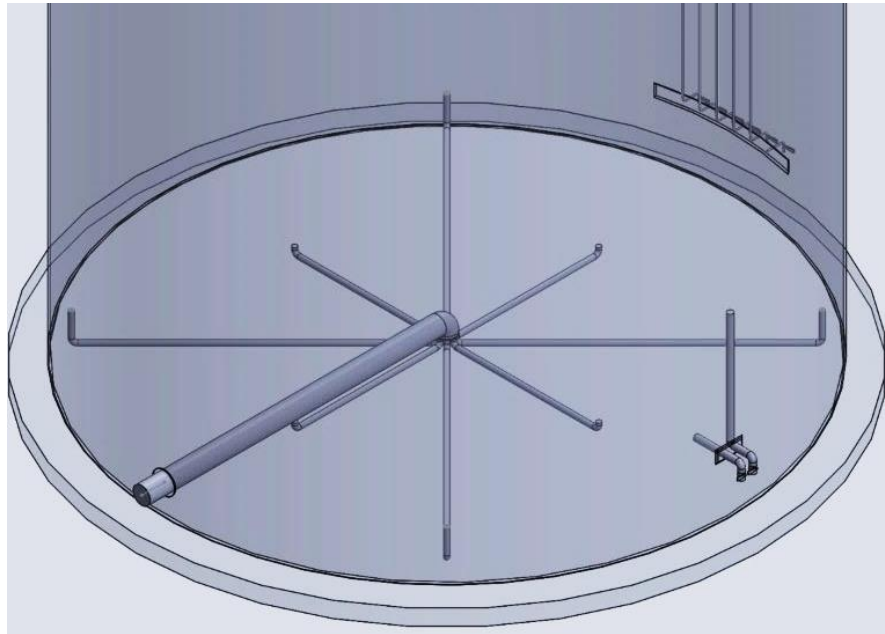


Gráfica F.1 Variación del volumen del reactor respecto al caudal

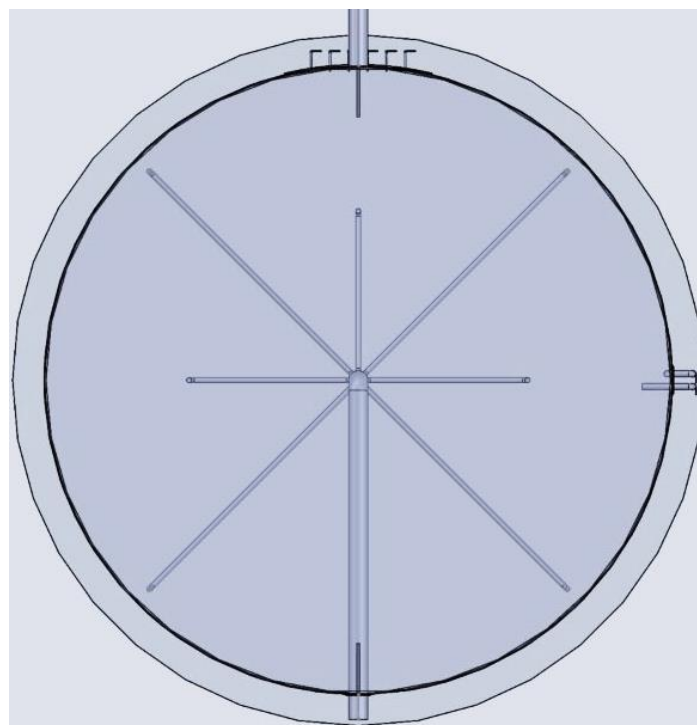
## APÉNDICE G. REACTOR UASB VISUALIZACIÓN 3D



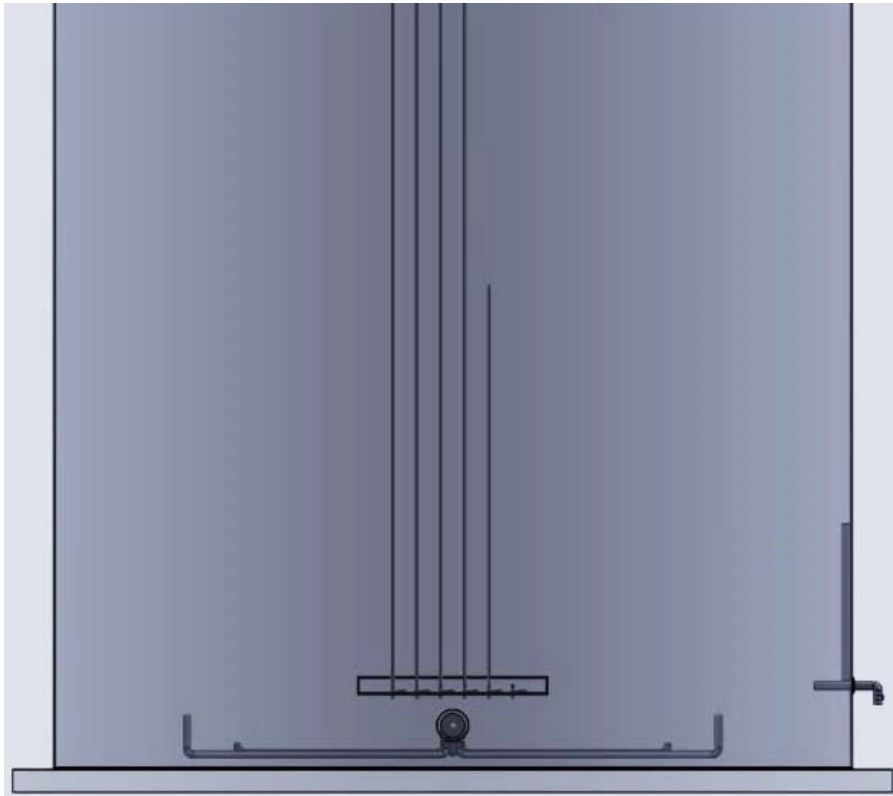
Gráfica G.1 Reactor anaeróbico UASB



**Gráfica G.2 Vista del sistema de distribución**



**Gráfica G.3 Vista inferior del reactor UASB**



**Gráfica G.4 Vista lateral del reactor UASB**

Para efectos de muestreo y estudio del reactor UASB a instalar se consideró 6 puntos de muestreo a distintas alturas (Ghangrekar, 2012), ya sea para lodo o mezclas lodo – agua residual. Los cuales se encuentran a 0.40, 2.90, 5.4, 7.9, 10.4 y 12m. Y tuberías de descarga de lodos a 1.5 y 0.2m con diámetro de 2 pulgadas.

El sistema de distribución propuesto representa el sistema típico, sin embargo, al ser un diseño básico no se entró en detalle en el mismo.

## APÉNDICE H. FLUJO DE CAJA

Etapas	Inversión	Compra	Construcción	Arranque						
				0	1	2	3	4	5	
Ingresos por ventas		-2	-1	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19
Costos Fijos		73811,90703	39953,15404	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00
Costos Variables				0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Depreciación				5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25
Utilidad neta				6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94
Depreciación				5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25
Inversión	113765,06									
Flujo caja neto	113765,06	-73811,91	-39953,15	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19
Tasa de descuento	11,00%									
VAN	-12833,20									
TIR	9,28%									
<b>Recuperación de inversión acumulada</b>				12499,19	24998,38	37497,58	49996,77	62495,96	74995,15	
<b>Fracción recuperada</b>					0,22	0,33	0,44	0,55	0,66	

	6	7	8	9	10	11	12	13
Ingresos por ventas	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19
Costos Fijos	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00
Costos Variables	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Depreciación	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25
Utilidad neta	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94
Depreciación	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25
Flujo caja neto	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19
Recuperación de inversión acumulada	87494,35	99993,54	112492,73	124991,92	137491,12	149990,31	162489,50	174988,69
Fracción recuperada	0,77	0,88	0,99	1,10	1,21	1,32	1,43	1,54



	14	15	16	17	18	19	20
<b>Ingresos por ventas</b>	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19	80896,19
<b>Costos Fijos</b>	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00	68397,00
<b>Costos Variables</b>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Depreciación</b>	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25
<b>Utilidad neta</b>	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94	6810,94
<b>Depreciación</b>	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25	5688,25
<b>Flujo caja neto</b>	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19	12499,19
<b>Recuperación de inversión acumulada</b>		187487,89	199987,08	212486,27	224985,46	237484,66	249983,85
<b>Fracción recuperada</b>		1,65	1,76	1,87	1,98	2,09	2,20

## APÉNDICE I. CÁLCULOS REALIZADOS

### I.1. UASB

#### Volumen nominal

El volumen nominal se calculó mediante la ecuación 1.1. Donde la COV fue definida de tal manera que el TRH sea 30 horas (Sección 2.3.1), según la ecuación 1.3.

$$V_n = \frac{Q \times DQO_i}{COV} = \frac{200 \frac{m^3}{día} \times 5 \frac{kg DQO}{m^3}}{4,44 \frac{kg DQO}{m^3 día}} = 225,23 m^3$$

$$V_{líquido} = \frac{V_n}{Efectividad} = \frac{225,23}{0,9} = 250,25 m^3$$

$$TRH = \frac{V}{Q} = \frac{250,25}{200} = 1,25 \text{ días} = 30,03 \text{ horas}$$

#### Volumen digestor

Suponiendo que el nivel de líquido ocupa el 85% del reactor, se tiene que el volumen total del digestor es:

$$V_{total} = \frac{250,25}{0,85} = 294,41 m^3$$

#### Área Transversal

La velocidad ascensional fue determinada de tal manera que la relación Altura Diámetro fuera 3 (Sección 3.4.3), por lo que la velocidad ascensional se determinó como 0,4245 m/h.

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{200 \frac{m^3}{día}}{0,4245 \frac{m}{h} \times 24 \frac{h}{día}} = 19,63 m^2$$

### Altura – Diámetro

Ya que el reactor seleccionado tiene forma cilíndrica, el diámetro se calcula de la ecuación de área de un círculo.

$$D = \sqrt{\frac{4 A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 19,63}{3,1416}} = 5m$$

### J.2. Producción de biogás

Utilizando la generación de metano estimada en las experimentaciones batch y asumiendo que el biogás tiene un 70% de metano, se tiene que:

$$200 \frac{m^3}{día} \times \frac{5 \text{ kg DQO}}{m^3} \times 0,66 = 660 \frac{\text{kg DQO consumida}}{día}$$

$$0,574 \frac{m^3 \text{ biogás}}{\text{kg DQO consumida}} \times 660 \frac{\text{kg DQO consumida}}{día} = 401,80 \frac{m^3 \text{ biogás}}{día}$$

$$401,80 \frac{m^3 \text{ biogás}}{día} \times \frac{1}{0,7} = 281,26 \frac{m^3 CH_4}{día}$$

$$281,26 \frac{m^3 CH_4}{día} \times 0,6451 \frac{\text{kg}}{m^3} \times 50,1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 9090185,38 \frac{\text{kJ}}{día} = 2525,05 \frac{\text{kwh}}{día}$$

Las condiciones de la experimentación batch se dieron a 310 K y 1 atm, resultando una producción de biogás total de 16,74 m<sup>3</sup>/h.

### I.3. Producción de lodos

Del análisis de lodo se obtuvo su contenido de SVV, y su densidad

$$200 \frac{m^3}{día} \times \frac{5 \text{ kg DQO}}{m^3} \times 0,66 \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{0,08 \text{ g SVV}}{1 \text{ g DQO}} \times \frac{1 \text{ ml lodo}}{1,09 \text{ g SVV}} \times \frac{1 m^3}{10^6 L}$$
$$= 0,04844 \frac{m^3 \text{ lodo}}{día}$$

### I.4. Tiempo de Retención de sólidos

El cálculo del TRS representa un cálculo iterativo siguiendo la ecuación a continuación, donde se utilizó los siguientes valores:

$$Q(Xe) = \frac{Q Y (S_o - S)}{1 + K_d (TRS)} + \frac{f_d K_d Q Y (S_o - S)(TRS)}{1 + K_d (TRS)} + Q (nbVSS)$$

Y, 0,08 g VSS/ g DQO

Q, 200 m<sup>3</sup>/día

K<sub>d</sub>, 0,03 g VSS/ g VSS día

U<sub>m</sub>, 0,25 gVSS / g VSS día

K<sub>s</sub>, 360 mg/L

F<sub>d</sub>, 015 g VSS cell debris / g VSS biomass

S<sub>o</sub>, 5000 g DQO/ m<sup>3</sup>

S, 750 g DQO / m<sup>3</sup>

Lo que da un TRS de 44 días, esto es validado en la siguiente ecuación, donde el S teórico debe ser mayor que el utilizado en la ecuación previa.

$$S = \frac{K_s (1 + K_d (TRS))}{TRS (\mu_m - K_d) - 1}$$
$$S = \frac{360 (1 + 0,03 (44))}{44 (0,25 - 0,03) - 1} = 95,80 \frac{mg}{L}$$

### I.5. Cantidad de lodos máxima y mínima

Las relaciones F/M óptimas fueron 0.35 y 0.45 Kg VSS.d/Kg DQOs, por lo que el volumen del lodo se consideró de tal manera que se encuentre entre dichas relaciones F/M. Para la relación F/M de 0.35 Kg VSS.d/Kg DQOs empleando la ecuación 1.6 se tiene:

$$V_L = \frac{Q S_o}{\left(\frac{F}{M}\right) X_L}$$

$$V_L = \frac{\left(200000 \frac{L}{d}\right) \left(2272.5 \frac{mg DQOs}{L}\right)}{\left(0.35 \frac{mg DQOs}{mg VSS \cdot d}\right) \left(56238.32 \frac{mg VSS}{L Lodo}\right)} = 23090.5L = 23.09m^3$$

El volumen requerido para la relación 0.45 Kg VSS.d/Kg DQOs es: 17.96 m<sup>3</sup>. Siendo el volumen máximo y mínimo permisible 23.09 m<sup>3</sup> y 17.96 m<sup>3</sup>, respectivamente.

### I.6. Caída de presión en lecho

$$\Delta p_{lecho} = \frac{150\mu L (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 \epsilon^3} v_s + \frac{1.75 L \rho (1 - \epsilon)}{D_p \epsilon^3} v_s^2 \quad (0.1)$$

Donde:

$$L = \frac{\text{Volumen máximo de Lodos}}{\text{Área Transversal reactor}} = \frac{25 m^3}{19,63 m^2} = 1,27m$$

D<sub>p</sub>, 0,005m diámetro de partícula mínimo de lodos anaeróbicos. (Alianza por el Agua, 2009)

ρ, 994,08 kg m<sup>-3</sup> a 35°C (agua)

μ, 0,000720 kg m<sup>-1</sup> s<sup>-1</sup> a 35°C (agua)

v<sub>s</sub>, 0,4245 m h<sup>-1</sup>, 0,000118 m s<sup>-1</sup>

ε, 0,5.

$$\Delta p_{lecho} = \frac{150 (0,000720 * 1,27) (1 - 0,5)^2}{0,005^2} \frac{(0,000118)}{0,5^3} + \frac{1,75(1,27 * 994,08) (1 - 0,5)}{0,005} \frac{0,000118^2}{0,5^3}$$

$$\Delta p_{lecho} = 1,295 + 0,0246 = 1,3194 \text{ Pa}$$

### 1.7. Presión salida P-101/102

La bomba dosificadora se encontrará a una diferencia de alturas de 4m con respecto al tanque ecualizador. Para efectos de cálculo se asumió P<sub>2</sub> como 101325 Pa, y la velocidad constante a lo largo de la tubería.

Adicionalmente ya que se trata de soluciones acuosas, se considerará su densidad como la del agua a 25°C.

$$P_1 + \rho g y_1 + \rho \frac{v_1^2}{2} = P_2 + \rho g y_2 + \rho \frac{v_2^2}{2}$$

$$P_1 + \rho g y_1 = P_2 + \rho g y_2$$

$$P_1 + (997,13 * 9,8 * 0) = 101325 + (997,13 * 9,8 * 4)$$

$$P_1 = 140412,50 \text{ Pa}$$

$$P_1 - P_2 = 39087,50 \text{ Pa} = 0,39 \text{ atm} = 3,99 \text{ mca}$$

La bomba dosificadora seleccionada tiene una presión máxima de 50psi (3,40 atm ó 28 mca), sin embargo, esta presión puede ser reducida o ajustada hasta 28 psi (1,97 atm ó 20,35 mca), por lo que presión a la entrada al ecualizador será:

$$P_2 = P_1 - \Delta p = 20,35 - 3,99 = 16,36 \text{ mca} = 1,58 \text{ atm}$$

A pesar de que el tanque ecualizador opera a 1atm, por ser un diseño básico no se está considerando las pérdidas de fricción por tubería y accesorios, y no se conoce con certeza la distancia a la que será ubicada, por lo que es acertado tener una presión mayor a la de operación del tanque ecualizador.

## I.8. Presión de salida al reactor

$$P_1 + \rho g y_1 + \rho \frac{v_1^2}{2} = P_2 + \rho g y_2 + \rho \frac{v_2^2}{2} + \Delta p$$

Donde la velocidad ascensional se asumirá constante a lo largo del reactor, por lo que,  $\rho \frac{v_1^2}{2} = \rho \frac{v_2^2}{2}$ . Adicionalmente  $y_1$  será cero por ser la basa del reactor, y estar al nivel del piso. Y la presión de salida del reactor deberá ser la presión atmosférica (101325 Pa).

$$P_1 + \rho g y_1 = P_2 + \rho g y_2 + \Delta p$$

$$P_1 = P_2 + \rho g y_2 + \Delta p_{lecho} = 101325 + (994,08 * 9,8 * 15) + 1,29$$

$$P_1 = 247456,1 \text{ Pa} = 25 \text{ mca}$$

$$\Delta p_{UASB} = 25 - 10,33 = 14,67 \text{ mca}$$

Es decir que se requiere una bomba de caudal de 200 m<sup>3</sup>/día (8,33 m<sup>3</sup>/h), con presión de descarga de 25 mca.

Del catálogo AGP bombas se seleccionó la 5XHS 9NT, 8,5 m<sup>3</sup>/h, 2 HP de potencia, con 30 mca de descarga. Por lo que la presión ajustada a la salida del reactor es:

$$P_2 = 30 - 14,67 = 15,33 \text{ mca} = 1,48 \text{ atm}$$

## I.10. Precio de Bombas

### Alimentación UASB

La bomba seleccionada tiene un costo al 2015 de \$1062, utilizando un CE Index 2015 de 556,8 y del 2018 572,8.

$$\text{Precio 2018} = 1062 \left( \frac{572,8}{556,8} \right) = \$1092,52$$

El factor de instalación fue extraído de la tabla 1.3, definido como 0,39, y considerando 2 bombas P-103 y un solo costo de instalación se tiene un total de \$2611,12.

### **Bombas dosificadoras**

El costo extraído del catálogo Welcheim 2018, considerando igualmente un factor de instalación de 0,39 se tiene un total de \$1820,90.

### **I.11. Precio de Tanques**

El precio de los tanques fue extraído por m<sup>3</sup> en la base de datos Peters 2002 para tanques cilíndricos de plástico reforzado, se utilizó el CE Index 2002 de 395,6 y del 2018 572,8.

Adicionalmente la base de datos de Peters se encuentra referenciada para la Costa Este de EE. UU. con un índice de localización de 1,07 y Ecuador con un índice de localización de 1,14.

$$\text{Precio 2018} = 352 \left( \frac{572,8}{395,6} \right) \left( \frac{1,14}{1,07} \right) = \$542,97$$