

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO

Colegio de Ciencias e Ingeniería

**Estudio de prefactibilidad para el manejo de los desechos orgánicos del
Galápagos Science Center**

Pablo David Rueda Salgado

Daniela Almeida, Dr.-Ing., Directora de Tesis

Tesis de grado presentada como requisito para la obtención del título de Ingeniero Químico

Quito, Mayo de 2013

**Universidad San Francisco de Quito
Colegio de Ciencias e Ingeniería**

HOJA DE APROBACION DE TESIS

**Estudio de prefactibilidad para el manejo de los desechos orgánicos del
Galápagos Science Center**

Pablo David Rueda Salgado

Daniela Almeida, Dr.-Ing.
Directora de Tesis

.....

Carlos Fabara, M.Sc.
Miembro del Comité de Tesis

.....

Alexis Hidrobo, Ph.D.
Miembro del Comité de Tesis

.....

Ximena Córdova, Ph.D.
Decana de la Escuela de
Ingeniería

.....

Quito, Mayo de 2013

© DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído la Política de Propiedad Intelectual de la Universidad San Francisco de Quito y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo de investigación quedan sujetos a lo dispuesto en la Política.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo de investigación en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Firma:

Nombre: Pablo David Rueda Salgado

C. I.: 1722215926

Fecha: 20 de Mayo de 2013

Agradecimientos

A Daniela Almeida, Dr.-Ing, Directora de tesis por la constante ayuda, apoyo y dirección brindado durante la realización de este proyecto de tesis.

Al Galápagos Science Center, a través de Carlos Mena, PhD, por el auspicio otorgado a este proyecto de investigación.

A Carlos Fabara, M. Sc., Director del Departamento de Química e Ingeniería Química, por el apoyo durante toda la carrera y la realización de este proyecto.

A mi familia por enseñarme a luchar por mis sueños y brindarme las herramientas necesarias para conseguir los mismos. Gracias también por su infallible compañía.

A mis amigos, quienes han sido una constante motivación durante todo este tiempo.

Resumen

En este proyecto de tesis se elabora un estudio de prefactibilidad para el manejo de los desechos orgánicos del Galapagos Science Center (GSC) en la Isla San Cristóbal. La primera fase consistió en cuantificar la cantidad de desechos orgánicos generados dentro del GSC, además de realizar varios análisis de caracterización de los mismos. Posteriormente, se procedió al diseño de un digester anaeróbico de 2.7 m^3 de volumen, cuya capacidad de tratamiento es de $50 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$ de desechos orgánicos y posee una producción de $1.5 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$ de biogás y $93.5 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$ de fertilizante orgánico.

La última etapa consiste en un estudio económico en el que se determina que el proyecto es rentable. El biogás será utilizado dentro del campus para generación eléctrica, ahorrando su consumo en un pequeño porcentaje. Por otra parte el fertilizante orgánico será vendido a un precio de $2.82 \frac{\text{USD}}{\text{kg}}$ con lo que se obtiene una máxima utilidad anual de 18,482 USD.

Abstract

In this thesis project, the feasibility of the organic waste management of the Galapagos Science Center's (GSC), located in the Galapagos on the Isle of San Cristobal, in Ecuador was evaluated. The first phase consisted of the quantification and characterization of the organic waste generated in the GSC. Furthermore, an anaerobic digester was designed with a volume of $2.7m^3$, whose capacity of treatment is of $50 \frac{kg}{day}$ of organic waste, a production of $1.5 \frac{m^3}{day}$ of biogas and $93.5 \frac{kg}{day}$ of organic fertilizer.

The last phase consisted on the economical study which determined that the project is in fact profitable. The biogas will be used inside the campus in order to generate electricity, saving the consumption of such by a small percentage. Meanwhile, the organic fertilizer will be sold at a price of $2.82 \frac{USD}{kg}$, which is expected to bring a maximum annual profits of 18,482 USD.

Tabla de Contenido

Agradecimientos	5
Resumen.....	6
Abstract.....	7
Tabla de Contenido	8
Índice de Figuras.....	11
Índice de Tablas	12
1 Introducción.....	17
1.1 Justificación y Antecedentes	17
1.1 Objetivos	19
1.1.1 Objetivo general.....	19
1.1.2 Objetivos específicos	19
2 Fundamentos teóricos	20
2.1 Digestión Anaerobia.....	20
2.1.1 Proceso de digestión anaerobia.....	20
2.1.2 Condiciones operacionales del proceso	22
2.1.3 Producción y utilidad del biogás.....	25
2.1.4 Producción y utilidad del biol.....	28
2.2 Tipos de biodigestores.....	30
2.2.1 Digestor de operación discontinua.....	30
2.2.2 Digestor de operación continua	31
2.2.3 Digestores de operación semicontinua.....	33
2.2.4 Digestor de contacto anaerobio.....	35
2.2.5 Digestor de lecho expandido.....	36
2.2.6 Digestor multietapa.....	37
2.2.7 Digestor UASB	38
2.3 Caracterización de la materia prima.....	39
2.3.1 Demanda Química de Oxígeno (DQO).....	39
2.3.2 Ácidos Grasos Volátiles (AGV)	39
2.3.3 Análisis de sólidos	40

2.3.4	pH.....	41
2.3.5	Nitrógeno total (NT)	42
3	Métodos experimentales	43
3.1	Métodos de caracterización de materia prima.....	43
3.1.1	Determinación Demanda Química de Oxígeno (DQO).....	43
3.1.2	Determinación Ácidos Grasos Volátiles (AGV).....	45
3.1.3	Análisis de sólidos	47
3.1.4	Determinación de Nitrógeno Total (NT):	50
3.2	Método de cuantificación de materia prima.....	51
4	Resultados.....	53
4.1	Resultados de las caracterizaciones de la material prima	53
4.2	Cuantificación de la material prima	54
5	Estudio de prefactibilidad.....	55
5.1	Diseño del proceso tecnológico.....	55
5.2	Diseño del biodigestor.....	57
5.3	Balance de masa	61
5.4	Selección y dimensionamiento de equipos.....	62
5.4.1	Selección y dimensionamiento de bombas	62
5.4.2	Selección y dimensionamiento de la cinta transportadora	64
5.4.3	Selección y dimensionamiento del agitador	66
5.4.4	Selección y dimensionamiento del compresor.....	66
5.5	Balance de energía	67
5.5.1	Requerimientos energéticos	76
5.6	Análisis económico	77
5.6.1	Costos de Inversión.....	77
5.6.2	Costos de producción.....	79
5.6.3	Análisis financiero	83
6	Conclusiones y recomendaciones	86
7	Bibliografía.....	87
8	Anexos.....	91
	Anexo I: Diagrama de flujo del sistema.....	91

Anexo II: Gráficas de corrección de caudal y altura para selección de bombas	92
Anexo III: Curva característica de bomba seleccionada	93
Anexo IV: Cálculo de la potencia de la cinta transportadora.....	94
Anexo V: Cinta transportadora seleccionada	95
Anexo VI: Agitador seleccionado.	96
Anexo VII: Compresor seleccionado.	97

Índice de Figuras

Figura 2. 1: Biogestor tipo Batch.....	31
Figura 2. 2: Biodigestor de mezcla completa.....	32
Figura 2. 3: Biodigestor tipo Chino [30].....	33
Figura 2. 4: Biodigestor tipo Hindú [31]	34
Figura 2. 5: Digestor de contacto anaerobio	35
Figura 2. 6: Digestor de lecho expandido	36
Figura 2. 7: Digestor multietapa	37
Figura 2. 8 : Digestor UASB [32].....	38
Figura 4. 1: Cuantificación materia prima	54
Figura 5. 1: Diagrama de bloques sistema de digestión anaerobia	56
Figura 5. 2: Espacio de control	67
Figura 5. 3: Potencia requerida por la planta durante un día de producción	77
Figura 5. 4: Determinación del punto de equilibrio	85
Figura A. 1: Gráficas de corrección de caudal y altura para selección de bombas	92
Figura A. 2: Curva característica de bomba seleccionada	93
Figura A. 3 : Potencia requerida por la cinta transportadora	94
Figura A. 4: Calculo de la constante “ C1”	94

Índice de Tablas

Tabla 2. 1: Composición del biogás	25
Tabla 2. 2: Equivalencias energética a 1 m ³ de biogás	26
Tabla 4. 1: Resultados caracterizaciones de los desechos orgánicos	53
Tabla 5. 1: Datos iniciales para el diseño del biodigestor	57
Tabla 5. 2: Resultados dimensionamiento biodigestor	60
Tabla 5. 3: Balance de masa biodigestor.....	62
Tabla 5. 4 : Datos iniciales para dimensionamiento de bombas	63
Tabla 5. 5 : Parámetros de funcionamiento de las bombas del sistema	64
Tabla 5. 6: Datos iniciales para el cálculo de calores de entrada y de salida	68
Tabla 5. 7 : Calor de entrada y de salida al biodigestor	69
Tabla 5. 8: Datos iniciales para cálculo de pérdida de calor por las paredes del digestor	70
Tabla 5. 9: Resultados pérdida de calor a través de las paredes del biodigestor.....	74
Tabla 5. 10 : Calor de reacción	74
Tabla 5. 11: Calor generado por las bombas.....	75
Tabla 5. 12: Resumen balance de energía.....	75
Tabla 5. 13: Requerimientos energéticos para un día de producción.....	76
Tabla 5. 14: Costo de equipos	78
Tabla 5. 15: Costos de construcción	79
Tabla 5. 16 : Inversión fija.....	79
Tabla 5. 17 : Costos materia prima	80
Tabla 5. 18: Requerimientos Energéticos	80
Tabla 5. 19: Porcentaje de biogás destinado a generación eléctrica o combustión y el ahorro económico que representa anualmente.	81
Tabla 5. 20: Costos mano de obra.....	81
Tabla 5. 21: Capital de producción	82
Tabla 5. 22: Costo de producción del kg de biol	82
Tabla 5. 23: Inversión necesaria para operar la planta.....	83
Tabla 5. 24: Punto de equilibrio.....	84

Nomenclatura

$\%C$	Comisión de venta	[%]
$\%M$	Beneficio	[%]
$\%TS$	Porcentaje de sólidos a alimentar	[%]
ΔH_{rxn}	Entalpía de reacción	[J/mol]
β	Cantidad de bombas	[-]
η	Eficiencia de la bomba	[-]
ρ_{H_2O}	Densidad del agua	[kg/m ³]
$\rho_{biogás}$	Densidad del biogás	[kg/m ³]
ρ_{biol}	Densidad del biol	[kg/m ³]
ρ_d	Densidad de desechos	[kg/m ³]
ρ_{aire}	Densidad del aire	[kg/m ³]
ρ_e	Densidad específica alimentación	[-]
A	Área de transferencia de calor	[m ²]
C_1	Potencia por cada m/s de la cint. Trans.	[kW/(m/s)]
C_{DQO}	DQO desechos	[mg DQO/L]
Cp_{feed}	Capacidad calorífica alimentación	[J/K*kg]
Cp_{biol}	Capacidad calorífica biol	[J/K*kg]
CO	Carga orgánica	[kg DQO/m ³ *día]
D_B	Diámetro biodigestor	[m]
f_1	Factor de corrección de caudal	[-]
f_2	Factor de corrección de altura	[-]
g	Gravedad	[m/s ²]
h_B	Altura biodigestor	[m]

h_c	Altura corregida	[m]
h_0	Coefficiente de transferencia de calor externo	[W/K·m ²]
h_i	Coefficiente de transferencia de calor interno	[W/K·m ²]
$k_{aislante}$	Conductividad térmica aislante térmico	[W/K·m]
k_{aire}	Conductividad térmica del aire	[W/K·m]
k_{biol}	Conductividad térmica del biol	[W/K·m]
k_{biod}	Conductividad térmica pared biodigestor	[W/K·m]
\dot{m}_d	Flujo másico de desechos	[kg/día]
\dot{m}_d	Flujo másico desechos	[kg /día]
$\dot{m}_{DQO\ desechos}$	Flujo másico DQO de desechos	[kg DQO/día]
\dot{m}_{TS}	Flujo másico de sólidos totales	[kg TS /día]
\dot{m}_{feed}	Flujo másico de alimentación	[kg /día]
$\dot{m}_{DQO,feed}$	Flujo másico DQO entrada del biodigestor	[kgDQO /día]
$\dot{m}_{acumulación}$	Flujo másico de acumulación	[kg /día]
$\dot{m}_{biogás}$	Flujo másico de biogás	[kg /día]
\dot{m}_{biol}	Flujo másico de biogás	[kg /día]
N_{Nu}	Número de Nusselt	[-]
N_{Pr}	Número de Prandlt	[-]
N_{Re}	Número de Reynolds	[-]
P	Potencia de la bomba	[W]
P_{ct}	Potencia requerida por la cinta transportadora	[kW]
P_{empty}	Potencia cinta transportadora sin carga	[kW]
$P_{horizontal}$	Potencia cinta trans. para moverse horizontal.	[kW]
$P_{vertical}$	Potencia cinta trans. para moverse vertical.	[kW]

PVP	Precio de venta al público del biol	[USD/kg]
P_e	Producción específica de biogás	[m^3 biogás/kg DQO]
$Q_{entrada}$	Calor de entrada al biodigestor	[W]
Q_{bombas}	Calor de las bombas	[W]
$Q_{intercambiador}$	Calor del intercambiador	[W]
$Q_{pérdidas}$	Calor de pérdidas paredes biodigestor	[W]
$Q_{reacción}$	Calor de reacción	[W]
Q_{salida}	Calor de salida del biodigestor	[W]
r	Velocidad de reacción	[$mol/m^3 \cdot s$]
$S_{aislante}$	Espesor aislante térmico	[m]
S_{biod}	Espesor pared del biodigestor	[m]
TS	Sólidos totales desechos	[kg TS/kg]
τ	Tiempo de residencia	[días]
T_{in}	Temperatura de entrada al biodigestor	[K]
T_{out}	Temperatura de salida del biodigestor	[K]
T_{biol}	Temperatura del biol en el biodigestor	[K]
T_{aire}	Temperatura del aire	[K]
T^*	Temperatura entre pared biod-aislante	[K]
U_d	Coefficiente global de transferencia de calor	[W/K· m^2]
\dot{V}_{out}	Caudal de salida biodigestor (biol)	[m^3 /día]
\dot{V}_{feed}	Caudal de alimentación biodigestor	[m^3 /día]
\dot{V}_c	Caudal de alimentación corregido	[m^3 /día]
\dot{V}_d	Caudal mínimo de desechos	[m^3 /día]
$\dot{V}_{feed,min}$	Caudal mínimo diario de alimentación	[m^3 /día]

$\dot{V}_{H_2O,min}$	Caudal mínimo diario de agua	$[m^3/día]$
$V_{min rxn}$	Volumen mínimo de reacción	$[m^3]$
V_L	Volumen líquido total	$[m^3]$
V_{CG}	Volumen cabeza de gas	$[m^3]$
V_S	Volumen de seguridad	$[m^3]$
V_B	Volumen biodigestor	$[m^3]$
v_{biol}	Velocidad del biol	$[m/s]$
v_{aire}	Velocidad del aire	$[m/s]$
v_{BS}	Velocidad cinta transportadora	$[m/s]$
μ_{aire}	Viscosidad del aire	$[N*s/m^2]$
μ_{biol}	Viscosidad del biol	$[N*s/m^2]$

1 Introducción

1.1 *Justificación y Antecedentes*

El desarrollo económico y el aumento progresivo de la población y turistas en las Islas Galápagos tiene un alto precio: genera una demanda creciente de bienes y servicios que, a su vez, producen miles de toneladas de desechos sólidos y líquidos [1].

La población de Galápagos produce diariamente 12 toneladas de basura, de los cuales el 30% se recupera, entre desechos orgánicos y material reciclable; el resto se traslada a la isla Baltra donde se incineran los desechos produciendo un alto impacto ambiental [1].

Los esfuerzos por parte de los cabildos de cada isla además del apoyo internacional de diversas instituciones, han sido de vital importancia para el desarrollo de procesos de tratamiento de gran parte de la basura. El 40% de los desechos son incinerados, mientras que el 60 % son depositados en un relleno sanitario ubicado en la periferia de la isla [1]. Pese a los esfuerzos, es evidente que se necesita de procesos adicionales que ayuden subsanar las deficiencias de los procesos actuales.

En el 2002, con el apoyo total del Gobierno Autónomo Descentralizado del Cantón San Cristóbal, la USFQ inauguró su extensión en Galápagos “GAIAS” (The Galapagos Institute for the Arts and Sciences). Esta es una institución académica a nivel internacional que desarrolla programas académicos y de investigación, para la conservación y el desarrollo en las Islas Galápagos. El GAIAS se ha convertido en el centro más importante de educación superior e investigación de todo el archipiélago. Ha desarrollado además relaciones y convenios con varias Universidades y con organizaciones nacionales y extranjeras tanto gubernamentales como no gubernamentales que trabajan por la conservación y el desarrollo sostenible de Galápagos. Tal es el caso del convenio entre la USFQ y la universidad de Carolina del Norte Chapell Hill (UNC), para construir un asociación científica y académica a largo plazo conocida como el Galápagos Science Center (GSC), cuyo campus se encuentra anexo al GAIAS a fin de trabajar conjuntamente en las investigaciones respectivas [2].

El Galápagos Science Center (GSC) fue creado con el objetivo de promover la conservación de los ecosistemas frágiles de las islas y el desarrollo de las poblaciones que las habitan a través del desarrollo científico e intelectual [2]. La conservación, manejo y desarrollo sustentable es uno de los principales ejes de investigación del GSC, dentro del cual se abarcan temas vitales, tales como el manejo de desechos y su impacto en los ecosistemas de Galápagos, el cambio ambiental y sus consecuencias, conservación y desarrollo económico en las islas, etc [2].

En el GSC trabajan constantemente estudiantes y profesores realizando labores de investigación, produciendo una carga de desechos que potencialmente pueden causar un impacto ambiental en las islas. Actualmente, los desechos orgánicos generados tanto en el GSC como en GAIAS se acumulan en fundas para su posterior manejo por el sistema de recolección de basura local. Lamentablemente, este sistema de manejo de desechos ha resultado ser poco eficiente. Frecuentemente, las fundas de basuras se acumulan por días en el sitio de recolección y con esto existe una evidente proliferación de ratas.

Como centro de investigación y preservación de los ecosistemas en las Islas Galápagos, el GSC necesita de un programa de tratamiento de desechos adecuado afín a sus principios y que sirva de ejemplo e incentivo a las poblaciones locales con el objetivo de conservar la biodiversidad en este Patrimonio de la Humanidad.

El aprovechamiento energético de la biomasa supone una fuente de energía renovable que presenta varias ventajas comparativas a los combustibles fósiles ampliamente usados en el mundo. Adicionalmente, implica también una solución para el manejo de desechos municipales y de la agricultura [3]. Es por esto que en el presente proyecto se plantea la utilización de desechos orgánicos tales como: restos vegetales y alimenticios con el objetivo de producir biogás.

La descomposición bacteriana de biomasa bajo condiciones anaeróbicas es de gran utilidad al generar un combustible de gran valor, biogás, y de un efluente que puede usarse como fertilizante, biol. Las principales aplicaciones de los procesos de digestión anaerobia son el tratamiento de desechos, la producción de fertilizantes orgánicos y la obtención de una fuente de energía. En la actualidad esta tecnología es utilizada principalmente en India, China y otros países industrializados [3].

El biogás está compuesto, dependiendo en gran parte del sustrato, por un 40-70% de metano el resto es dióxido de carbono con pequeñas cantidades de gases como el hidrógeno y el sulfuro de hidrógeno. Tiene un poder calorífico, proveniente del metano, aproximado de 23 kJ/m^3 lo que lo convierte en un combustible con un potencial energético muy importante [4]. Por otro lado, el biol es el efluente del proceso de digestión anaeróbica y es utilizado como fertilizante natural con un alto contenido de nutrientes, por lo que representa una potencial alternativa al uso de fertilizantes químicos.

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivo general

El objetivo general de la presente tesis es realizar un estudio de prefactibilidad para la construcción de un sistema que permita el manejo adecuado de los desechos orgánicos del Galápagos Science Center (GSC) en la Isla San Cristóbal.

1.1.2 Objetivos específicos

Los objetivos específicos son los siguientes:

- Cuantificar la cantidad de desechos orgánicos producidos en el GSC.
- Realizar los análisis físicos-químicos respectivos de los desechos orgánicos generados en el GSC para determinar la tecnología a implementarse.
- Diseñar un sistema para el manejo de desechos orgánicos en el GSC.
- Realizar un análisis económico del proyecto.

2 Fundamentos teóricos

2.1 *Digestión Anaerobia*

2.1.1 Proceso de digestión anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso de degradación de materia orgánica en ausencia de oxígeno. Durante el proceso una serie de reacciones bioquímicas son llevadas a cabo por bacterias de distintos tipos, generando gases como el metano, el dióxido de carbono y pequeñas cantidades de otros compuestos.

La fermentación anaerobia fue constatada por primera vez en 1776 por el italiano Volta, quien descubrió la formación de un gas combustible sobre pantanos, lagos y aguas estancadas; y lo relacionó con la cantidad de materia orgánica depositada en su fondo [5]. No fue hasta 1868 en que se definió las reacciones como constituyentes de un proceso microbiológico [5].

Casi toda la materia orgánica puede ser usada como materia prima para la digestión anaeróbica. La composición química principal del sustrato a fermentar son polisacáridos, proteínas, grasas y pequeñas cantidades de metabolitos, la mayoría de ellos insolubles en agua. Durante el proceso, la materia orgánica es eliminada o depurada por una interacción de microorganismos que cumplen con distintas funciones dentro de la fermentación [6].

A continuación se nombran los grupos de bacterias responsables de la digestión anaeróbica [7]:

- Bacterias hidrolíticas: catabolizan glúcidos, proteínas, lípidos y otros constituyentes menores de la biomasa (materia prima del proceso).
- Bacterias acetogénicas: productoras de hidrógeno, catabolizan ciertos ácidos grasos y productos finales neutros.
- Bacterias homoacetogénicas: catabolizan compuestos monocarbonados, y/o hidrolizan compuestos policarbonados hacia la producción de ácido acético.
- Bacterias metanogénicas: catabolizan acetato compuestos monocarbonados para producir metano.

El proceso de digestión anaerobia se divide en cuatro etapas durante las cuales intervienen los distintos tipos de bacterias antes mencionados:

-Hidrólisis: Las grandes moléculas orgánicas del sustrato no pueden ser utilizadas directamente por los microorganismos, por esto son hidrolizadas en compuestos solubles, que pueden atravesar la membrana celular. La hidrólisis es llevada a cabo por enzimas extracelulares excretadas por las bacterias fermentativas (hidrolíticas). Durante el proceso se transforman los lípidos, glúcidos y proteínas en aminoácidos, azúcares, ácidos grasos y alcoholes [7].

-Acidogénesis: En esta etapa las moléculas orgánicas solubles son fermentadas por las bacterias acidogénicas formando compuestos que pueden ser utilizados directamente por las bacterias metanogénicas (ácido acético, ácido fórmico e hidrógeno) y compuestos orgánicos más reducidos, como el etanol y ácidos grasos volátiles, que deben ser oxidados por las bacterias acetogénicas a sustratos que se utilizan en etapas posteriores [7].

- Acetogénesis: En este proceso se convierte los compuestos intermedios, como los alcoholes, compuestos aromáticos, ácidos grasos volátiles, en ácido acético. La degradación es llevada a cabo por las bacterias acetogénicas, durante esta etapa se liberan hidrógeno y dióxido de carbono como subproductos de la acetogénesis [8].

- Metanogénesis: Finalmente, en esta etapa las bacterias metanogénicas se encargan de transformar el ácido acético en metano y dióxido de carbono. Este tipo de bacterias son anaeróbicas estrictas, por lo que la presencia de oxígeno puede inhibir su funcionamiento [9].

2.1.2 Condiciones operacionales del proceso

2.1.2.1 Materia prima para la fermentación

Para la fermentación los microorganismos metanogénicos necesitan nutrientes para producir biogás. Por esto es necesario contar con suficiente material de carga para que el proceso de digestión no se interrumpa. Como materia prima a alimentar se puede utilizar cualquier residuo del tipo orgánico. Por lo general se utilizan residuos de cultivos, excrementos de humanos o de animales. El sustrato puede dividirse en materias primas ricas en nitrógeno y las materias primas ricas en carbono. El nitrógeno se utiliza como constituyente para la formación de la estructura celular y el carbono se utiliza como fuente de energía para las bacterias [10].

A manera general, el sustrato que se alimenta al biodigestor debe diluirse a fin de que su concentración de sólidos se encuentre entre el 5 y el 15% ,dependiendo el tipo de biodigestor, ya que si se supera estos valores, las tuberías del sistema se pueden tapar o las bombas pueden sufrir daños [10]. Por otro lado, si se diluye demasiado el sustrato da como resultado una concentración de sólidos muy baja la cual se refleja en una producción pobre de biogás. Por esto se debe agregar una cantidad suficiente de agua al sustrato hasta llegar a los niveles óptimos de sólidos totales para el funcionamiento adecuado del equipo [10].

2.1.2.2 Condiciones de pH

Cada etapa de la digestión anaeróbica presenta su rango óptimo de pH en el cual las bacterias respectivas trabajan eficientemente. El valor del pH en el digestor no solo determina la producción de biogás sino también su composición. De manera general el rango ideal de pH para la digestión metanogénica se encuentra entre 6.5 a 7.5. Una de las consecuencias de que se produzca un descenso del pH a valores inferiores a 6 es la inhibición de las bacterias metanogénicas, dando como resultado una producción baja de metano, de tal manera que el biogás producido en el proceso adquiera bajas cualidades energéticas [10].

El pH es una de las variables utilizadas en el diagnóstico de los sistemas anaerobios ya que muchos fenómenos tienen influencia sobre el mismo. Un ejemplo de ello es la “acidificación” de un reactor anaerobio provocada por un desequilibrio en la producción y consumo de ácidos

grasos volátiles. La acumulación de éstos provoca un descenso en el pH que será más o menos acusada en función de la alcalinidad del medio [11].

Por otro lado, el pH influye en los diferentes equilibrios químicos existentes en el medio, pudiendo desplazarlos hacia la formación de un determinado componente que tenga influencia en el proceso. Este es el caso del equilibrio ácido-base del amoníaco y del ácido acético: al aumentar el pH se favorece la formación de amoníaco que, en elevadas concentraciones, es inhibidor del crecimiento microbiano y a pH bajos se genera mayoritariamente la forma no ionizada del ácido acético, que inhibe el mecanismo de degradación del ácido propiónico [11].

2.1.2.3 Condiciones de temperatura

La velocidad de reacción de los procesos biológicos depende de la velocidad de crecimiento de los microorganismos involucrados, los cuales a su vez dependen de la temperatura. A medida que aumenta la temperatura, aumenta la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión dando lugar a mayores producciones de biogás [12].

Variaciones bruscas de temperatura en el digestor pueden provocar la desestabilización del proceso. Por ello, para garantizar una temperatura homogénea en el digestor, es imprescindible un sistema adecuado de agitación y un controlador de temperatura.

Existen tres rangos de temperatura en los que pueden trabajar los microorganismos anaerobios: psicrófilico (por debajo de 25°C), mesofílico (entre 25 y 45 °C) y termofílico (entre 45 y 65°C), siendo la velocidad máxima específica de crecimiento mayor conforme aumenta el rango de temperaturas.

El rango psicrófilico, en general, se presenta como poco viable debido al gran tamaño del reactor. Sin embargo, presenta menores problemas de estabilidad que en los otros rangos de operación.

El régimen mesofílico de operación es el más utilizado a pesar de que en la actualidad se está utilizando cada vez más el rango termofílico para conseguir una mayor velocidad del proceso, lo que significa un aumento en la eliminación de materia orgánica y en la producción de biogás, y una mejor eliminación de organismos patógenos. Sin embargo, el régimen termofílico suele ser muy inestable a cualquier cambio a condiciones de operación y presenta además mayores

problemas de inhibición del proceso por la mayor toxicidad de determinados compuestos a elevadas temperaturas como el nitrógeno amoniacal o los ácidos grasos de cadena larga [12].

La temperatura del proceso actúa también sobre aspectos físico-químicos del mismo. La solubilidad de los gases generados desciende al aumentar la temperatura, favoreciéndose la transferencia líquido-gas, y por ende desapareciendo más rápido del medio acuoso. Esto puede resultar una ventaja ya que gases tales como NH_3 , H_2 y H_2S , que inhiben el crecimiento de los microorganismos anaerobios, son liberados de manera más rápida de la fase líquida del biodigestor, disminuyendo su efecto sobre los microorganismos. Una posible desventaja de este fenómeno es que el descenso de solubilidad del CO_2 provocaría un aumento del pH y con esto se favorece la generación del ión amonio que es un compuesto con un poder de inhibición muy alto sobre las bacterias metanogénicas. Por otra parte, la solubilidad de la mayoría de las sales aumenta con la temperatura de manera que la materia orgánica es más accesible para los microorganismos aumentando así la velocidad del proceso. Por último, la viscosidad de sólidos y semisólidos disminuye al aumentar la temperatura lo que implica menores necesidades de agitación [13].

2.1.2.4 Promotores e inhibidores de la fermentación

Los promotores son materiales que pueden fomentar la degradación de la materia orgánica y aumentar la producción de gas. Entre ellos tenemos enzimas, sales orgánicas, urea, carbonato de calcio ($CaCO_3$). Los inhibidores, son aquellos factores que inhiben la actividad vital de los microbios [14].

La urea y el carbonato de calcio han dado buenos resultados como promotores de la digestión anaerobia. El primero mejora la relación carbono-nitrógeno del sustrato, incrementando la producción de biogás y aumentando el contenido de metano en el mismo. Mientras que el segundo regula el pH, previniendo una acidificación en el proceso y en cantidades óptimas ayuda a una generación eficiente de biogás [14].

Por la naturaleza biológica del proceso son muchos los factores que afectan e inhiben la actividad de los microorganismos. Como por ejemplo, la alta concentración de ácidos grasos volátiles, la excesiva concentración de amoníaco y nitrógeno, y todo tipo de productos químicos agrícolas que destruyen las bacterias. En especial tóxicos fuertes, aún en bajas concentraciones,

podrían destruir totalmente la digestión normal. Muchas sales de iones metálicos son fuerte inhibidores, la toxicidad de los cationes aumenta con el peso molecular, por lo que los metales pesados son los que provocan mayor toxicidad a menor concentración. El orden de toxicidad de los metales pesados es $Ni > Cu > Cr(IV)$ [14].

2.1.3 Producción y utilidad del biogás

El biogás es una mezcla gaseosa producida por la descomposición de la materia orgánica en condiciones anaeróbicas. Sus principales componentes son: metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2) y pequeñas concentraciones de otros gases como hidrógeno (H_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S). A continuación se presenta la tabla 2.1 con los componentes del biogás y sus porcentajes en volumen del mismo:

Tabla 2. 1: Composición del biogás [15]

<i>Componentes</i>	<i>Porcentaje</i>
Metano	40-70%
Dióxido de carbono	30-60 %
Hidrógeno	0-1%
Sulfuro de hidrógeno	0-3%

Como todos los gases, las características del biogás dependen de la presión y la temperatura a la que se trabaje. El valor calorífico del biogás varía entre $19.7 \frac{MJ}{m^3}$ a $23 \frac{MJ}{m^3}$; en tanto que el valor calorífico neto depende de la eficiencia de los quemadores o de su aplicación. Su temperatura de autoignición es similar a la del metano: $650 a 750 \text{ }^\circ C$. En la tabla 2.2 se presenta las equivalencias energéticas a $1 m^3$ de biogás.

Tabla 2. 2: Equivalencias energética a 1 m^3 de biogás [15]

<i>Valor</i>	<i>Unidad</i>	<i>Tipo de energía (fuente)</i>
6.8	kW	electricidad
0.6	m^3	gas natural
0.8	L	gasolina
1.2	L	alcohol combustible
0.3	kg	carbón
0.71	L	fuel oil
1.5	kg	madera

Generalmente, al biogás se aprovecha para la generación de electricidad o para generación térmica. También existe la posibilidad de depurarlo para obtener un gas con mayor concentración de metano. Este nuevo gas posee un poder calorífico superior y se utiliza con los mismos fines.

El biogás puede ser utilizado como combustible para motores de ciclo Otto, a partir de los cuales se puede producir energía eléctrica. En el caso de los motores diésel, el biogás puede reemplazar hasta 80% del acpm (aceite combustible para motores). El acpm es un destilado medio obtenido de la destilación atmosférica del petróleo crudo. En principio todos los motores pueden ser adaptados para el uso de biogás, pero los más comúnmente utilizados son los motores de gas Otto [16].

2.1.3.1 Acondicionamiento del biogás

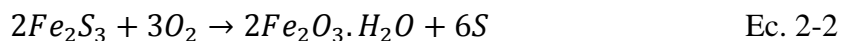
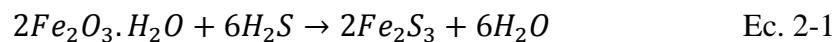
Durante el proceso de acondicionamiento de biogás se procura eliminar componentes tales como el dióxido de carbono (CO_2), el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el contenido de agua.

El dióxido de carbono es eliminado para aumentar el valor calorífico como combustible del biogás. Puesto que el dióxido de carbono es soluble en agua ($878 \text{ cm}^3/\text{L}$ a $20 \text{ }^\circ\text{C}$, 1 atm) y el metano no lo es. Su separación se lo realiza mediante un método químico sencillo que consiste en la absorción del CO_2 en agua con cal. Durante el proceso de absorción, la solución de agua

con cal suele agotarse rápidamente, por lo que se requiere grandes cantidades de la misma, siendo esta su principal desventaja [16].

El ácido sulfhídrico se transforma en ácido sulfúrico (H_2SO_4) al estar en contacto con agua. Este compuesto es sumamente corrosivo en piezas metálicas. Dependiendo del uso que se quiera dar al biogás, existen porcentajes máximos de H_2S permitidos. Por ejemplo, en el caso que se desea utilizar biogás en un motor, se requiere de que la concentración de ácido sulfhídrico no supere al 0.15 % en volumen [17]. Por otro lado, este compuesto es el responsable de los olores desagradables en el proceso de biodigestión. Existen algunos métodos físico-químicos para eliminar este compuesto del biogás, los principales son la absorción en filtros de carbón activado, la adsorción utilizando limaduras de hierro y la oxidación química [17]. Ambos procesos tienen eficiencias muy altas [17].

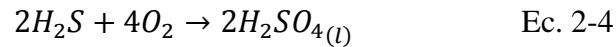
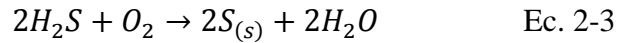
El tratamiento más práctico utilizado para reducir las cantidades de H_2S es la adsorción en limaduras de hierro (óxido de hierro III). A continuación se presentan las ecuaciones de las reacciones que se llevan a cabo durante este proceso [18]:



La primera reacción se realiza a temperaturas menores a 50 °C y a un pH mayor a 7, esto se logra colocando las limaduras de hierro en suspensión en una solución diluida de agua de cal en donde se hace pasar el gas. A temperaturas mayores a 50 °C se deshidrata el óxido de hierro por lo que se reduce su capacidad de oxidación y se necesita una constante reposición de hierro. La segunda reacción es la regeneración periódica de la limadura de hierro al ser expuesta al aire durante 3 o 4 días a condiciones ambientales [19].

El método de adsorción en carbón activado tiene la desventaja de reducir solo pequeñas cantidades de H_2S debido a la limitada capacidad del carbón activado para absorber este compuesto [20].

La oxidación química del H_2S se realiza colocando al biogás en contacto con aire por medio de compresores. Si la aireación se realiza de manera correcta el ácido sulfhídrico puede reducirse hasta en un 95%. Durante el proceso se llevan cabo las siguientes reacciones:



Como se observa la desventaja de este proceso es la generación de ácido sulfúrico que, como se mencionó previamente, es un compuesto sumamente corrosivo y puede deteriorar las piezas metálicas del sistema [20].

Otra alternativa, no muy común, es utilizar una fuente residual fuertemente alcalina como medio de absorción de CO_2 y H_2S , como pueden ser los efluentes de cultivos de microalgas. El efluente líquido del biodigestor es vertido directamente en un tanque de gran tamaño para producir el alga *spirulina*. El alga es filtrada para ser usada como alimento para cerdos o patos o bien como aditivo; y el agua residual que tiene un pH igual o superior a 10, es almacenada en un tanque cilíndrico. El biogás se hace atravesar en contracorriente por esta agua. El agua que queda como resultado de esta reacción contiene ácido carbónico y puede reutilizarse en el cultivo de algas [21].

Por otra parte, el biogás que se produce en el proceso de digestión anaerobia se encuentra saturado de agua y se necesita reducir su contenido para posterior combustión. Para eliminar el agua, generalmente, se utiliza un condensador chiller o una trampa fría donde se condensan todos los vapores en un líquido o sólido, excepto los gases permanentes. Para mejorar la eliminación de humedad, también se puede utilizar absorbentes químicos como soluciones de glicol, etileno o trietileno [21].

2.1.4 Producción y utilidad del biol

La materia orgánica alimentada al biodigestor es digerida por las bacterias y se produce el biogás como se explicó anteriormente. Por otro lado se produce un efluente líquido digerido que es un excelente fertilizante conocido con el nombre de “biol”.

Durante la digestión anaeróbica se remueve solo la masa volátil, la cual consiste mayoritariamente en ácidos grasos volátiles que serán transformados en biogás, esta representa entre el 5 al 10% del volumen total de la alimentación. Mientras que el 90 al 95 % del volumen de sustrato alimentado será estabilizado biológicamente y saldrá en forma de un efluente líquido al final del proceso de fermentación anaeróbica. Este efluente líquido conserva los nutrientes originales (N,P,K) contenidos en el sustrato alimentado (biomasa), que son esenciales para los cultivos. Esto lo convierte en un valioso fertilizante orgánico que está prácticamente libre de microorganismos patógenos [22].

El fertilizante producido tiene un contenido en nitrógeno de 2 a 3%, de fósforo de 1 a 2%, de potasio entorno al 1 % y alrededor a un 85 % de materia orgánica con un pH de 7.5 [22].

Estos valores pueden variar dependiendo de la naturaleza del sustrato utilizado en la digestión y también de la eficiencia del proceso. Para producir mejor calidad de fertilizante se suele aumentar los tiempos de retención de manera que el lodo se descomponga más y obtenga mejores características como una mejor estabilización química y biológica.

El biol es utilizado como fertilizante introduciéndolo en un surco en el terreno recién arado. El día antes de sembrar, se pueden introducir las semillas o grano en una mezcla 1:1 de fertilizante con agua por un tiempo de 4 a 5 horas. Durante el crecimiento de la planta, se puede filtrar el fertilizante y fumigar (uso como fertilizante foliar) las plantas con una mezcla de una parte de biol en cuatro partes de agua. Funciona muy bien fumigar tras una helada, así como cuando aparecen los frutos, pero nunca durante la floración, ya que podría llegar a quemar la planta [23].

2.1.4.1 Acondicionamiento del biol

Las condiciones anaeróbicas del proceso hacen que los microorganismos patógenos se reduzcan significativamente en el efluente líquido del biodigestor. Estudios experimentales realizados indican que se alcanza un 85% de reducción de patógenos causada por factores como la temperatura y el tiempo de retención. Se estima que alrededor del 50 a 70% de coliformes fecales se eliminan a una temperatura de 35 °C en el interior del biodigestor [24].

El efluente líquido o biol procedente del sistema debe ser sometido a un proceso de higienización o estabilización, donde se eliminan en gran medida el porcentaje remanente de microorganismos patógenos, principalmente coliformes y *E. coli*. Este proceso consiste en someter al biol a un tratamiento térmico a una temperatura mayor a 60 °C durante 3 a 4 horas y además dependiendo del pH con el que se encuentre se puede adicionar aditivos que regulen el mismo hasta un valor cercano a 7 [24]. Dependiendo del uso y la presentación que se le quiera dar al biol, también existe un proceso alternativo en el que se sedimenta y se lleva a una cámara de secado al mismo para su posterior uso en riego, fertilización de campos o venta como compost [25].

2.2 Tipos de biodigestores

La elección o el diseño de un biodigestor se realiza de acuerdo a las características físico-químicas de la materia prima, de la cantidad de desechos disponibles, de la cantidad de biogás o biol requeridas, entre otros factores. A continuación se presentan los principales biodigestores clasificados por su modo de operación y por su tipo de diseño.

2.2.1 Digestor de operación discontinua

Un biodigestor de operación discontinua o también llamado tipo “batch”, se caracteriza por ser alimentado una sola vez en el proceso de biodigestión. Una vez que desciende la producción de biogás, el tanque se vacía y se prepara para un nuevo ciclo. Su diseño es bastante simple ya que solo posee un tanque de almacenamiento donde se desarrollará el proceso de digestión. Dependiendo de las dimensiones del equipo, su alimentación puede ser realizada de forma manual [26].

Este tipo de biodigestores son generalmente utilizados cuando se posee una cantidad de sustrato variable. Tiene como ventajas el fácil control en: los tiempos de retención, temperatura del proceso, tiempos de carga-descarga, cantidad de carga depositada, entre otras. Sin embargo, tanto la alimentación como la descarga requieren de bastante trabajo y se debe tomar en cuenta que la producción de biogás puede variar entre cada lote [27]. En la figura 2.1 se presenta un esquema de un biodigestor tipo batch:

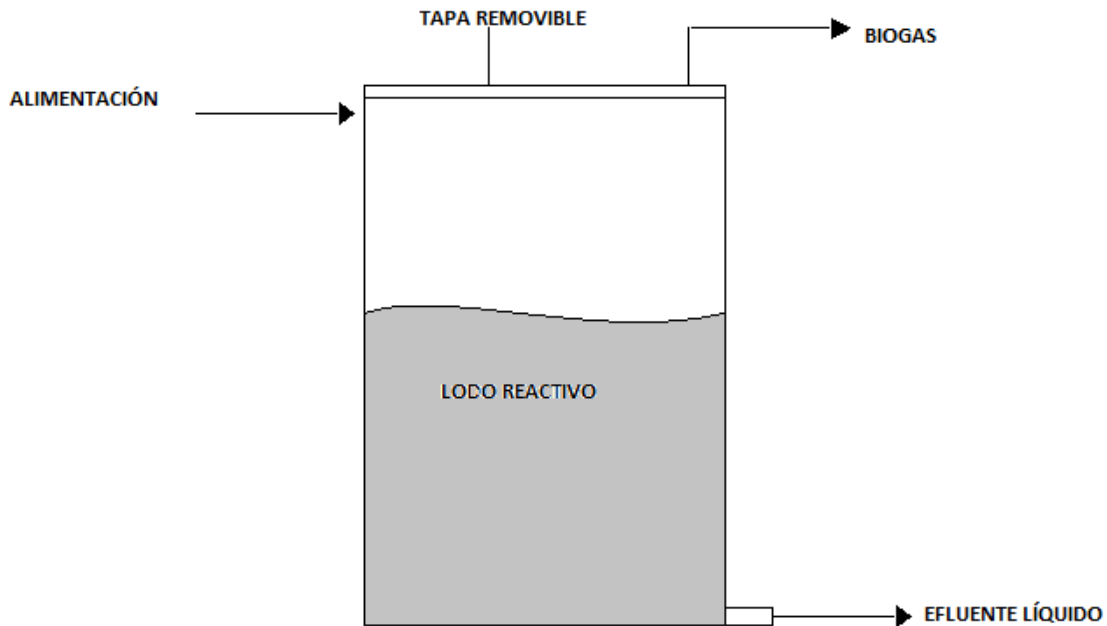


Figura 2. 1: Biogestor tipo Batch

2.2.2 Digestor de operación continua

En la operación continua el efluente de descarga es igual al material alimentado; y en consecuencia, la producción de biogás es constante. Este tipo de operación se lleva a cabo cuando se dispone de una cantidad de sustrato constante. Su principal ventaja es el fácil control de la producción de gas por medio de la cantidad de sustrato alimentado al día. La carga y descarga del bioreactor se realiza por medio de bombas, por lo que su operación se facilita.

Los problemas más comunes con este tipo de biodigestor son la generación de espuma dentro del tanque, alto consumo de agua y el requerimiento de bajas concentraciones de sólidos en el sustrato [27].

A continuación se presenta uno de los digestores de operación continua de mayor uso en el mundo, el digestor de mezcla completa:

El digestor de mezcla completa o también conocido como CSTR (continuos stirred tank reactor) se caracteriza por presentar una composición de microorganismos y de sustrato uniforme en su

interior, esto se logra gracias a una agitación tipo mecánica o neumática que se encuentra mezclando los lodos continuamente dentro del reactor. A diferencia de otros digestores, el tiempo de permanencia de la biomasa en el interior del biodigestor y el tiempo de retención hidráulico para completar su degradación son altos. Esto se debe a que la concentración de la biomasa en el interior del digestor es baja [28]. En la figura 2.2 se presenta un esquema de un reactor de mezcla completa.

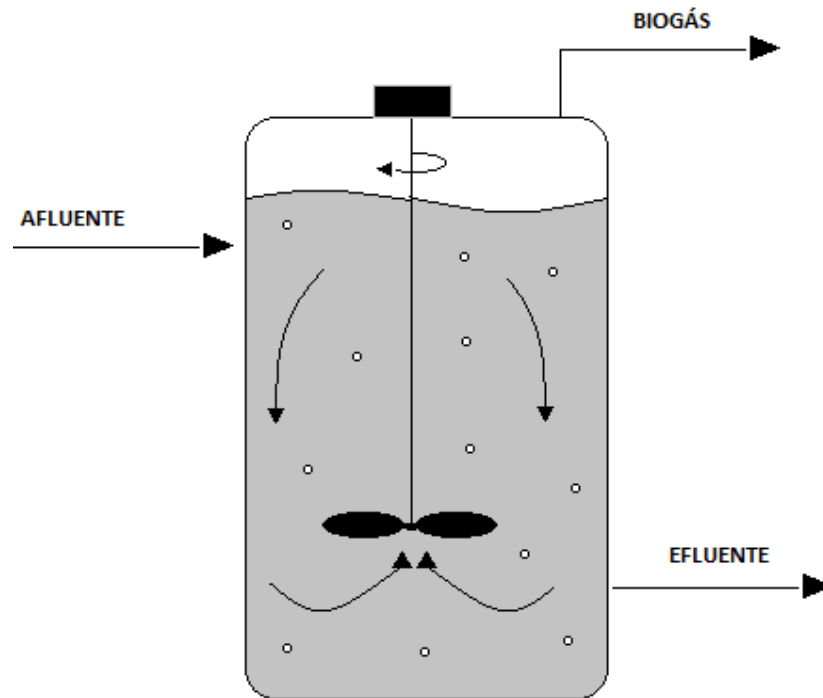


Figura 2. 2: Biodigestor de mezcla completa

2.2.3 Digestores de operación semicontinua

Los digestores de operación semicontinua reúnen todas las ventajas de la operación continua y de la discontinua. La alimentación se realiza de manera continua hasta que se llene el biodigestor; a partir de este momento, se realizan cargas de sustrato cada cierto tiempo y se saca la misma cantidad de efluente del sistema para de esta manera mantener un volumen constante dentro del digestor. Los tiempos de carga pueden variar dependiendo de la cantidad de gas que se desee producir y de la cantidad de sustrato que se disponga para la alimentación [29]. A continuación se describen los digestores de operación semicontinua más utilizados.

2.2.3.1 Digestor tipo Chino

El digestor tipo Chino tiene una cúpula fija en forma cilíndrica, enterrada con una cámara de hidropresión. Son tanques redondos y achatados con el techo y el piso en forma de domo. A medida que aumenta la producción de gas, aumenta la presión en el domo o cúpula fija, forzando a subir al líquido en los tubos de entrada y salida. La ventaja de este digestor es que por estar enterrado favorece el proceso de fermentación por estar menos expuesto a los cambios de temperatura. Su desventaja es que la presión del gas es variable dependiendo del volumen acumulado en su interior [30]. En la figura 2.3 se presenta un esquema de un digestor tipo Chino.

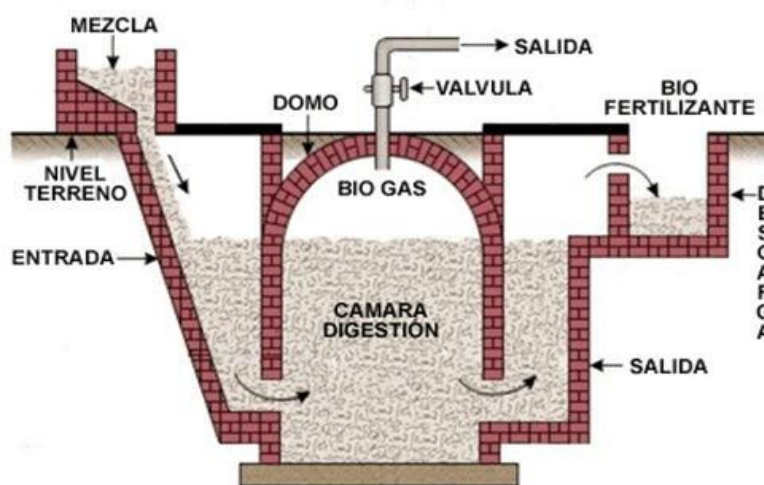


Figura 2. 3: Biodigestor tipo Chino [30]

2.2.3.2 Biodigestor tipo Hindú

El digestor tipo Hindú mantiene una presión de trabajo constante. Por lo general se los construye de manera vertical e incluye un gasómetro por esto se llama también “digestor de cúpula móvil”. El gasómetro posee una camisa que se desliza en un eje y lo mantiene centrado para que no roce con las paredes, este eje descansa en una viga transversal de concreto armado enjaulado [31].

Generalmente, se construyen enterrados quedando la cúpula sin gas en un nivel cercano a la superficie del terreno. El digestor se carga por gravedad una vez al día con un volumen de mezcla, que depende del tiempo de retención de la materia orgánica, y producen cantidades constantes de biogás si se mantienen las condiciones de operación [31]. En la figura 2.4 se presenta un esquema de un biodigestor tipo Hindú.

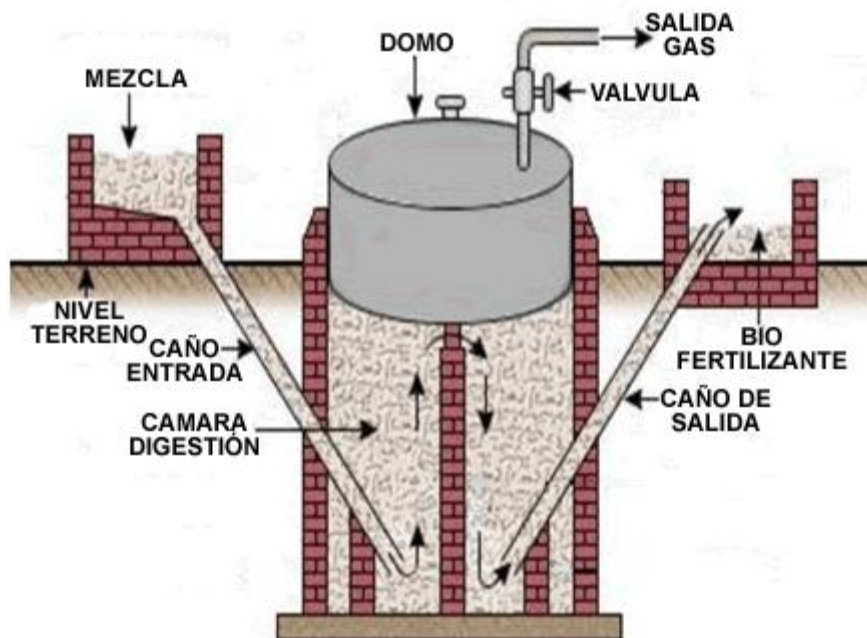


Figura 2. 4: Biodigestor tipo Hindú [31]

2.2.4 Digestor de contacto anaerobio

El digestor de contacto anaerobio se caracteriza por presentar una matriz o relleno (soporte inerte) donde se encuentran inmobilizados los microorganismos. De esta manera se aumenta la superficie de contacto entre las bacterias metanogénicas y el sustrato alimentado. Al optimizar el contacto entre ambas partes, se necesita tiempos de retención hidráulica notablemente inferiores en comparación con otros biodigestores. Esto permite un incremento en la cantidad o volumen de carga a degradar [31]. En la figura 2.5 se presenta un esquema de un digestor de contacto anaerobio

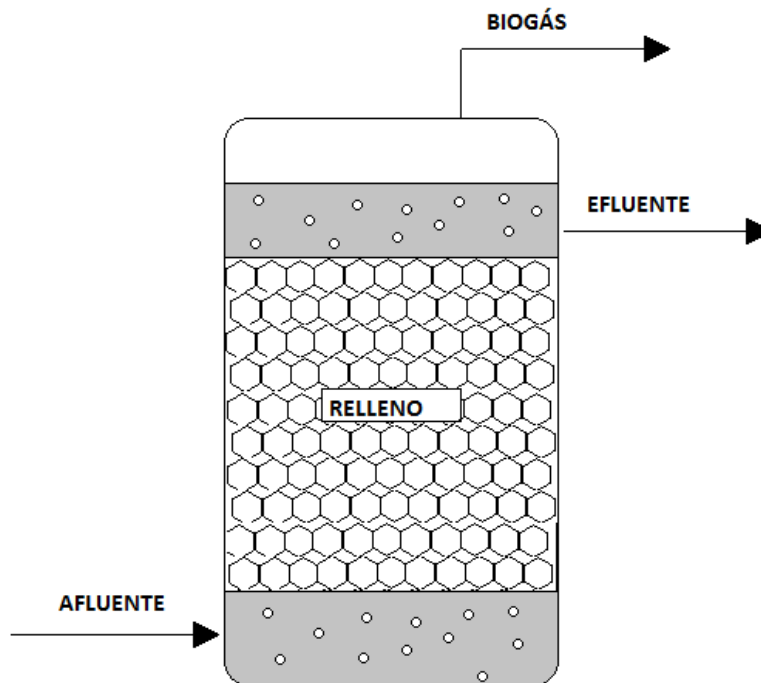


Figura 2. 5: Digestor de contacto anaerobio

2.2.5 Digestor de lecho expandido

En este diseño se bombea el sustrato de alimentación a través de un lecho que puede estar compuesto de arena, carbón o un conglomerado expandido cuyo diámetro de partículas varía entre 0.3 y 3 mm [32].

La biomasa bacteriana se adhiere alrededor de las partículas de soporte. Los lechos expandidos tienen áreas superficiales de colonización mayores a los digestores de contacto anaeróbico. La ventaja de retener biomasa activa en las partículas de soporte, es lograr tasas elevadas de recirculación y menor sensibilidad a componentes tóxicos provenientes del afluente [32].

Este reactor opera con tiempos de retención hidráulicos cortos típicamente de 1 a 10 horas y es capaz de soportar cargas orgánicas de 5 a 50 $\frac{Kg\ DQO}{m^3 \cdot día}$ [32]. En la figura 2.6 se presenta un esquema de un biodigestor de lecho expandido.

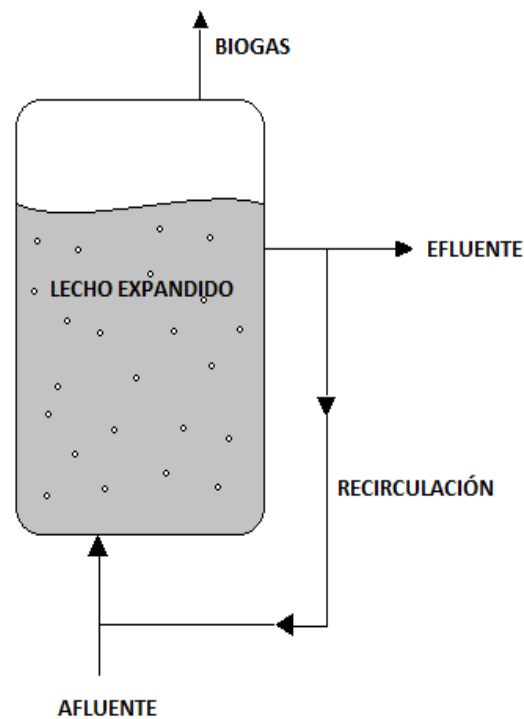


Figura 2. 6: Digestor de lecho expandido

2.2.6 Digestor multietapa

El diseño del digestor multietapa está basado en los principio de la digestión anaeróbica, dividiendo el proceso en dos etapas individuales: hidrólisis-acidogénesis y acetogénesis-metanogénesis. La ventaja de este sistema es que las condiciones de cada reactor pueden ser las óptimas de acuerdo a cada grupo de bacterias de la respectiva etapa. La principal desventaja es que presenta altos tiempos de residencia en la primera etapa (hidrólisis-acidogénesis) y bajas eficiencias de conversión [32].

En cuanto al diseño, se construyen dos digestores separados para la hidrólisis-acidogénesis y otro para la acetogénesis-metanogénesis . Para la primera etapa el pH es de 4 a 6 con tiempos de retención de sólidos bajos para favorecer el crecimiento de bacterias acidogénicas y a la vez la producción de ácido en el interior del digestor. En la segunda etapa el pH se mantiene de 6.5 a 7 a fin de favorecer el crecimiento de bacterias metanogénicas las cuales convierten los ácidos a metano, mejorando con una eficiencia alta la producción de biogás. En la figura 2.7 se presenta un esquema de digestor multietapa.

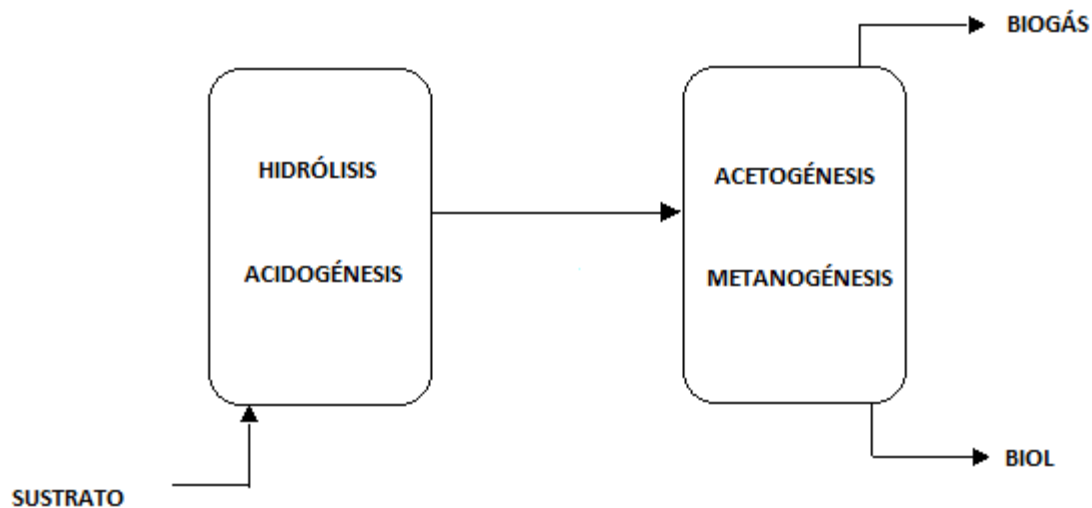


Figura 2. 7: Digestor multietapa

2.2.7 Digestor UASB

En el reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) se acumula una alta concentración de biomasa activa debido a que las células se asocian, bajo ciertas condiciones y un flujo ascendente, en partículas que son suficientemente grandes para sedimentar rápidamente. Si la capacidad potencial de sedimentación es suficientemente grande, el flujo de líquido (sustrato) a través de los fermentadores se puede ajustar de modo que atraviese un lecho de bacterias tal que la materia orgánica se digiera hasta un punto deseado y el lecho de biomasa no se perturbe [32].

El único limitante para su aplicación es que la biomasa activa granule, esto es que forme agregados de alta densidad. La granulación de la biomasa depende en gran medida del crecimiento bacteriano, ya que los gránulos son agregados de microorganismos, por lo que manteniendo las condiciones de temperatura y de pH óptimas se incentivará el proceso de granulación [32]. En la figura 2.8 se presenta un esquema de un digestor UASB.

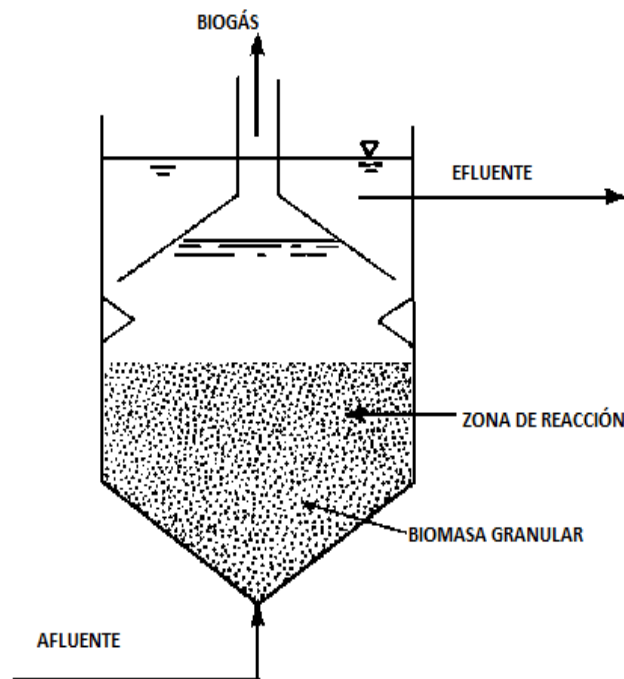


Figura 2. 8 : Digestor UASB [32]

2.3 Caracterización de la materia prima

Se realizan diversos análisis físico-químicos de los desechos a fin de caracterizar el sustrato o materia prima. De esta manera se facilita la elección de una tecnología adecuada para el tratamiento de los mismos. Los experimentos que se deben realizar son los siguientes: demanda química de oxígeno (DQO), ácidos grasos volátiles (AGV), nitrógeno total (NT), sólidos totales (TS), sólidos orgánicos totales (oTS), sólidos suspendidos totales (TSS), sólidos suspendidos volátiles (VSS) y pH. La caracterización de los desechos fue realizada en los laboratorios del Galápagos Science Center en el campus Galápagos de la Universidad San Francisco de Quito.

A continuación se describe los fundamentos teóricos y la importancia de cada uno de los análisis llevados a cabo.

2.3.1 Demanda Química de Oxígeno (DQO)

La demanda química de oxígeno (DQO) expresa la cantidad de contaminantes en una determinada muestra, que pueden ser oxidados por un oxidante químico en un medio fuertemente ácido. El consumo de oxidante proporciona una medida del contenido de sustancias orgánicas, expresando el resultado como $\left[\frac{mg O_2}{L}\right]$ [33].

En el proceso de digestión anaeróbica, la DQO permite saber el contenido de materia orgánica tanto en la alimentación como en la mezcla reactiva. La medición de este parámetro presenta información acerca de la eficiencia y la cantidad de materia orgánica degradada que es transformada en biogás.

2.3.2 Ácidos Grasos Volátiles (AGV)

Los ácidos grasos volátiles (AGV) son una medida de los ácidos grasos de bajo peso molecular presentes en una muestra, expresado en $\left[\frac{mg \text{ equivalente } CH_3COOH}{L}\right]$. Los AGV son producidos en las etapas de acidogénesis y acetogénesis del proceso de digestión anaerobia. Su existencia

dentro del proceso es de vital importancia debido a que son los principales precursores para la generación de metano.

La concentración de ácidos grasos volátiles, productos intermediarios mayoritarios del proceso anaerobio, es uno de los parámetros que más eficazmente pueden indicar la evolución del proceso. De hecho, este parámetro es uno de los más utilizados en los sistemas de control debido a su rápida respuesta ante variaciones del sistema. Un ejemplo de ellos, es la acumulación de ácidos grasos volátiles que tienen lugar en el sistema cuando su velocidad de degradación, por parte de las bacterias responsables, disminuye por alguna causa adversa. Por tanto, un aumento en la concentración de AGV en el sistema, siempre significa desestabilización del proceso y, en consecuencia, una disminución de la producción de biogás [34].

Los ácidos grasos volátiles se pueden cuantificar destilando la muestra con ácido sulfúrico concentrado y, posteriormente, titulando con hidróxido de sodio como se explica en capítulo 3.

2.3.3 Análisis de sólidos

Los desechos de fruta que serán alimentados al biodigestor contienen un porcentaje de humedad y de elementos sólidos suspendidos o disueltos. A continuación se describe cada uno de los análisis de sólidos realizados y su respectiva importancia dentro del proceso de biodigestión anaeróbica.

2.3.3.1 Sólidos totales (TS)

Los sólidos totales representan el peso del material sobrante de una muestra, después de haber sido secada a una temperatura de 105 °C durante 24 horas.

Es muy importante medir este parámetro tanto en la alimentación como en la mezcla reactiva, debido a que la movilidad de las bacterias metanogénicas se ve limitada por la cantidad de sólidos presentes en el sustrato; es decir, la eficiencia de producción de gas se ve influenciada por la concentración de sólidos presentes. Generalmente, se suele expresar la concentración de sólidos en porcentajes de sustrato alimentado. El porcentaje óptimo de sólidos totales en un biodigestor está entre el 5% y el 15% [35]. Si el porcentaje de sólidos llegase a superar los límites permitidos se debe realizar diluciones al sustrato a fin de disminuir este parámetro.

2.3.3.2 Sólidos totales orgánicos (oTS)

Los sólidos totales orgánicos representan la parte volátil de los sólidos totales (TS). Esta cantidad de materia es precisamente la que se degradará en el proceso de biodigestión para ser transformada en gas. Este parámetro representa el contenido real de masa orgánica en la biomasa en porcentaje o en [mg/ml] y para cuantificarlo se somete la muestra seca a una temperatura de 550 °C durante 12 horas [35]. La cantidad de oTS depende mucho de la naturaleza del sustrato, en términos generales los límites aceptables de oTS se encuentran entre 60 a 80% de los sólidos totales [36].

2.3.3.3 Sólidos suspendidos totales y volátiles (SST y SSV)

Ambos factores representan la cantidad de partículas flotantes o suspendidas en el sustrato que pueden ser separadas por medios físicos como la centrifugación. El proceso para cuantificar estos parámetros es análogo a los procedimientos antes mencionados (TS y oTS), con la diferencia de que la muestra de sustrato se somete a un proceso de centrifugación a 3400 RPM durante 30 minutos, para de esta manera desechar el sobrenadante y utilizar la fase sólida.

La medición de ambos parámetros tanto a la entrada como en la salida del biodigestor da información acerca de la eficiencia y la estabilidad del proceso de digestión. Los sólidos suspendidos totales (SST) son un porcentaje de los sólidos totales (TS) que son separados por medio de la centrifugación. Análogamente los sólidos suspendidos volátiles (SSV) son un porcentaje de los sólidos orgánicos totales (oTS) que son separados en la centrifugación [36].

2.3.4 pH

El pH desempeña un rol vital dentro del proceso de biodigestión. El rango aceptable para las bacterias metanogénicas se encuentra entre 6,5 y 7,5; es decir en un medio prácticamente neutro. Si el pH se desvía de este rango, el proceso bacteriológico se inhibe o se detiene completamente [8].

Para que el pH permanezca dentro de los valores permitidos es necesario mantener el proceso de biodigestión a una temperatura óptima y también procurar una alimentación constante de carga orgánica.

Durante el proceso es bastante común desviarse de los rangos óptimos de pH, para corregir dicho valor se puede adicionar sustancias químicas como el hidróxido de sodio o el hidróxido de calcio, las cuales regulan el pH sin afectar el resto de variables del proceso. También se puede corregir este parámetro suspendiendo temporalmente la alimentación de tal manera que se reduzca la generación de sustancias ácidas [37].

2.3.5 Nitrógeno total (NT)

Durante el proceso de fermentación se remueven solo los gases generados (CH_4 , CO_2 , H_2S), que representan del 5% al 10% del volumen total del material de carga. En el efluente se conservan todos los nutrientes originales contenidos en la materia prima, dentro de los cuales se encuentra el nitrógeno, un elemento muy valioso para los vegetales.

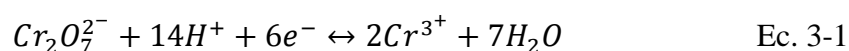
La medición de la cantidad de nitrógeno total en el sustrato es una estimación de la calidad del fertilizante a obtenerse y su concentración dependerá netamente del tipo de materia prima utilizada. También durante el proceso de digestión anaerobia, la medida de la cantidad de nitrógeno, ayuda a calcular la relación de carbono: nitrógeno del sustrato.

3 Métodos experimentales

3.1 Métodos de caracterización de materia prima

3.1.1 Determinación Demanda Química de Oxígeno (DQO)

El ensayo de medición de DQO consiste en calentar un determinado volumen de muestra a 150°C en condiciones de reflujo total junto con una solución ácida fuerte con un exceso de dicromato de potasio durante un lapso de dos horas. La materia orgánica de la muestra se oxida haciendo que el dicromato de potasio de color amarillo se consuma y que se reemplace por el ión crómico de color verde [38]. Como catalizador de la reacción de digestión se utiliza sulfato de plata (Ag_2SO_4). A continuación se presenta la reacción llevada a cabo:



La cantidad de oxígeno se puede determinar por valoración del dicromato restante o por determinación colorimétrica del ion Cr^{3+} formado. Pese a que la valoración es un método más exacto; para fines prácticos, se puede utilizar un espectrofotómetro, en el cual el análisis es mucho más rápido y fácil, además de obtener resultados lo suficientemente exactos.

Para realizar los análisis de DQO se necesita realizar previamente una curva de calibración utilizando estándares de ácido acético con concentraciones de DQO conocidas (0, 250, 500, 750 y 1000 mg/L).

La digestión de los viales con las soluciones estándares se realiza en el equipo HACH DRB 200 y posteriormente la medición de DQO se realizó en el colorímetro HACH DR 890.

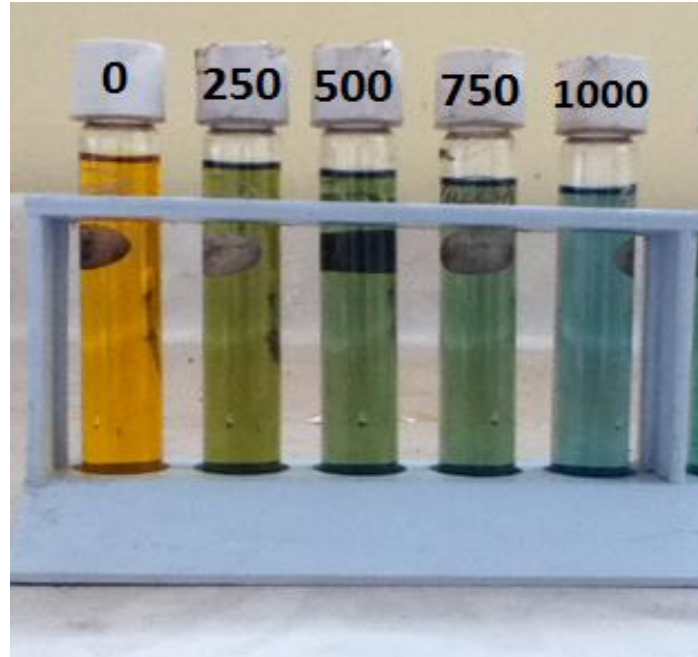


Figura 3. 1: Estándares de calibración de DQO

En la figura 3.1 se muestran los viales con las soluciones estándares de ácido acético después de ser sometidos al proceso de digestión. Los viales presentan una gama de colores que van desde un amarillo claro hasta el turquesa intenso, esto se debe a la formación del ión crómico que es proporcional a la cantidad de oxígeno en las muestras. En la figura 3.2 se presenta la curva de calibración de DQO obtenida. La ecuación de la recta obtenida se utiliza para calcular el DQO de posteriores muestras a ser analizadas.

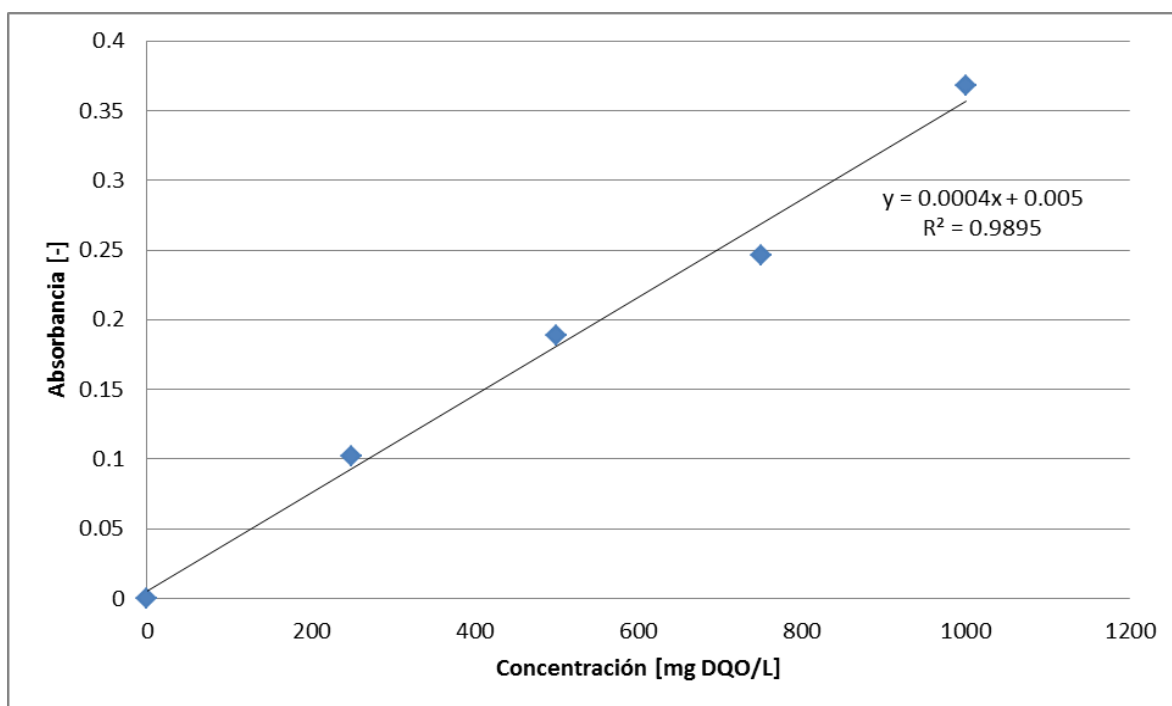


Figura 3. 2: Curva de calibración de DQO

3.1.2 Determinación Ácidos Grasos Volátiles (AGV)

Para medir los ácidos grasos volátiles se introduce la muestra en viales de borosilicato y se los centrifuga a 3400 RPM durante 30 minutos. Posteriormente se reúne un volumen total de 100 mL de sobrenadante y se coloca en un balón de 500 mL junto con 100 mL de agua destilada y 5 mL de ácido sulfúrico concentrado. La mezcla debe ser destilada hasta obtener un volumen de 150 mL de destilado que se recolectará en un vaso de precipitación.

Finalmente al destilado se le agrega unas gotas del indicador fenoftaleína y se titula con una solución de hidróxido de sodio 0.1 Normal [39]. En la figura 3.3 se presenta el equipo de destilación utilizado para analizar la cantidad de ácidos grasos volátiles presentes en la muestra.

Utilizando la ecuación 3-2 se puede calcular los ácidos grasos volátiles equivalentes a ácido acético presente en la muestra [39]:

$$AGV = \frac{V_B \times C_B \times 60000}{V_d} \quad \left[\frac{\text{mg equivalente CH}_3\text{COOH}}{\text{L}} \right] \quad \text{Ec. 3-2}$$

Donde:

AGV: Ácidos grasos volátiles equivalente a ácido acético $\left[\frac{\text{mg CH}_3\text{COOH}}{\text{L}} \right]$

V_B : Volumen de la solución de NaOH utilizado para la titulación [ml]

C_B : Concentración de la solución de NaOH $\left[\frac{\text{mol}}{\text{L}} \right]$

V_d : Volumen del destilado [ml]

60000: Factor de conversión [-]



Figura 3. 3: Destilación simple para determinación de AGV

3.1.3 Análisis de sólidos

3.1.3.1 Determinación de Sólidos Totales (TS)

Para calcular la cantidad de sólidos totales se debe pesar un crisol vacío y, posteriormente, se introduce 10 mL de muestra en el mismo. El crisol con la muestra se coloca en una estufa a 105°C por 24 horas. Finalmente, se pesa el crisol que contiene a la muestra seca [39].

La cantidad de TS se calcula utilizando la ecuación 3-3:

$$TS = \frac{m_1 - m_0}{V_m} \quad \left[\frac{\text{mg sólidos totales}}{L} \right] \quad \text{Ec.3-3}$$

Donde:

TS: Sólidos totales $\left[\frac{mg}{L} \right]$

m_0 : Peso crisol $[mg]$

m_1 : Peso residuo seco + crisol $[mg]$

V_m : Volumen de la muestra original $[L]$

3.1.3.2 Determinación de Sólidos Totales Orgánicos (oTS)

Los sólidos totales orgánicos se calculan introduciendo el crisol con la muestra seca, obtenido en el anterior procedimiento, en una mufla a 550 °C por 8 horas [39].

La cantidad de oTS se calcula utilizando la ecuación 3-4:

$$oTS = \frac{m_1 - m_2}{V_m} \left[\frac{\text{mg sólidos orgánicos totales}}{L} \right] \quad \text{Ec.3-4}$$

Donde :

oTS: Sólidos totales orgánicos $\left[\frac{mg}{L} \right]$

m_1 : Peso residuo seco + crisol $[mg]$

m_2 : Peso residuo calcinado + crisol $[mg]$

V_m : Volumen de la muestra original $[L]$

3.1.3.3 Determinación de Sólidos Suspendidos Totales (TSS):

La medición de los sólidos suspendidos totales se realiza centrifugando la muestra a 3400 RPM durante 30 minutos. Se debe desechar el sobrenadante de las muestras centrifugadas y se reúne un volumen total de 10 mL de la fase sólida que queda en el fondo de los viales. Se pesa el crisol vacío y después se introducen los 10 mL de muestra dentro del mismo.

El crisol se coloca dentro de una estufa a 105°C por 24 horas y posteriormente se pesa el crisol con la muestra seca [39].

La cantidad de TSS se calcula utilizando la ecuación 3-5:

$$\text{TSS} = \frac{m_4 - m_3}{V_m} \left[\frac{\text{mg sólidos suspendidos totales}}{L} \right] \quad \text{Ec. 3-5}$$

Donde:

TSS: Sólidos suspendidos totales $\left[\frac{mg}{L} \right]$

m_3 : Peso crisol $[mg]$

m_4 : Peso residuo seco + crisol $[mg]$

V_m : Volumen de la muestra original $[L]$

3.1.3.4 Determinación de Sólidos Suspendidos Volátiles (VSS)

El crisol con la muestra seca utilizada para la medir la cantidad de SST debe colocarse en una mufla a 550°C por 8 horas, finalmente se pesa el crisol con la muestra calcinada y se utiliza la ecuación 3-6 para calcular la cantidad de VSS [39]:

$$\text{VSS} = \frac{m_4 - m_5}{V_m} \left[\frac{\text{mg sólidos suspendidos volátiles}}{L} \right] \quad \text{Ec.3-6}$$

Donde:

VSS: Sólidos suspendidos totales $\left[\frac{mg}{L} \right]$

m_4 : Peso residuo seco + crisol $[mg]$

m_5 : Peso residuo calcinado + crisol $[mg]$

V_m : Volumen de la muestra original $[L]$

En la figura 3.4 se presenta un imagen con las muestras calcinadas después de haber sido sometidas a los análisis de sólidos.



Figura 3. 4: Crisol con muestras calcinadas para la determinación de sólidos

3.1.4 Determinación de Nitrógeno Total (NT)

Para medir el nitrógeno total se prepara una dilución de la muestra de 1:200 utilizando agua destilada. Se coloca un sobre del reactivo persulfato en un vial High Range Total N (10- 150 mg/L) y se adiciona 0.5 mL de la muestra previamente diluida. Se debe agitar la mezcla durante 15 segundos y después se lo coloca en el digestor durante 30 minutos a una temperatura de 105°C.

Posteriormente se retira el vial del digestor y se lo deja enfriar. Cuando el vial se encuentra a temperatura ambiente se introduce el contenido de un sobre del reactivo NT-A, se agita por 15 segundos y se lo deja reposar durante 2 minutos para que se lleve a cabo la reacción. Transcurrido este tiempo, se coloca el contenido de un sobre del reactivo NT-B, se agita 15 segundos y se espera 3 minutos para que desarrolle la reacción.

Finalmente, se toman 2 mL del vial con el que se estaba trabajando y se los coloca en un vial que contiene el NT Acid Solution (10-150 mg/L (HR)), se agita lentamente con cuidado porque sucede una reacción exotérmica y el tubo se calienta. Por último se deja reposar la mezcla por 5

minutos y se coloca el vial en el colorímetro para de esta manera medir la concentración de nitrógeno total en la mezcla [40]. En la figura 3.5 se presenta una imagen del kit TN de HACH usado para la determinación de nitrógeno total de la muestra.



Figura 3. 5: Kit HACH para medición de nitrógeno total

3.2 Método de cuantificación de materia prima

La materia prima se cuantifica por medio de pesola para peces, como se observa en la figura 3.6, perteneciente al laboratorio de biología marina en el GSC. La materia prima proviene de desechos orgánicos de la cocina, hall principal y el bar del campus.

Los desechos se los reúne en fundas de basura para su posterior recolección. Durante una semana se pesaron los desechos todos los días para obtener un promedio de la producción diaria.



Figura 3. 6: Pesola utilizada para la cuantificación de desechos

4 Resultados

4.1 Resultados de las caracterizaciones de la materia prima

La materia prima para el presente proyecto son los desechos orgánicos generados en los campus GAIAS y GSC en la isla San Cristóbal en las islas Galápagos. Los experimentos fueron llevados a cabo en los laboratorios del GSC y en el LaDEA (Quito-Cumbayá).

Durante la fase experimental, se tomaron tres muestras de desechos en diferentes días. Cada muestra fue analizada por triplicado para asegurar resultados fiables; es decir, se realizaron un total de nueve experimentos por cada tipo de análisis.

En la tabla 4.1 se presentan los promedios de los resultados obtenidos en cada tipo de análisis.

Tabla 4. 1: Resultados caracterizaciones de los desechos orgánicos

Experimento	Resultados Promedio	Desviación Estándar	Unidades
pH	5.3	±0.69	[-]
DQO	53858	±9287.54	[mg O ₂ /L]
Nitrógeno Total	4755.6	±1085.25	[mg/L]
Sólidos totales	0.286	±0.06	[g TS/ g]
Sólidos orgánicos totales	0.036	±0.002	[gOTS/g]
Sólidos suspendidos totales	4.82	±0.85	[mg/L]
Sólidos suspendidos volátiles	0.15	±0.01	[mg/L]
Acidos grasos volátiles	384	±50.60	[mg eq CH ₃ COOH/L]

Cabe destacar que la composición de los desechos variaba todos los días debido a que esencialmente se trataba de desechos orgánicos procedentes de la cocina. Es por esto que entre cada muestra, tomada en distintos días, existía una diferencia en los resultados finales. Sin embargo, al tratarse mayoritariamente de cáscaras de frutas los resultados se encuentran dentro de un rango a fin a su naturaleza.

Las caracterizaciones de los desechos orgánicos permiten elegir y a diseñar una tecnología, para el tratamiento de los desechos orgánicos, adecuada a las necesidades.

4.2 Cuantificación de la materia prima

La cuantificación de materia prima se realiza pesando los desechos diariamente durante una semana. Es importante recalcar que en la época del año en la que se realizó la cuantificación, se genera la menor cantidad de desechos orgánicos dentro del campus. Esto se debe a que durante esta época no existe un gran número de personas hospedadas dentro del campus. De la experiencia del personal del campus, la generación de desechos máxima podría ser el triple de la mostrada a continuación.

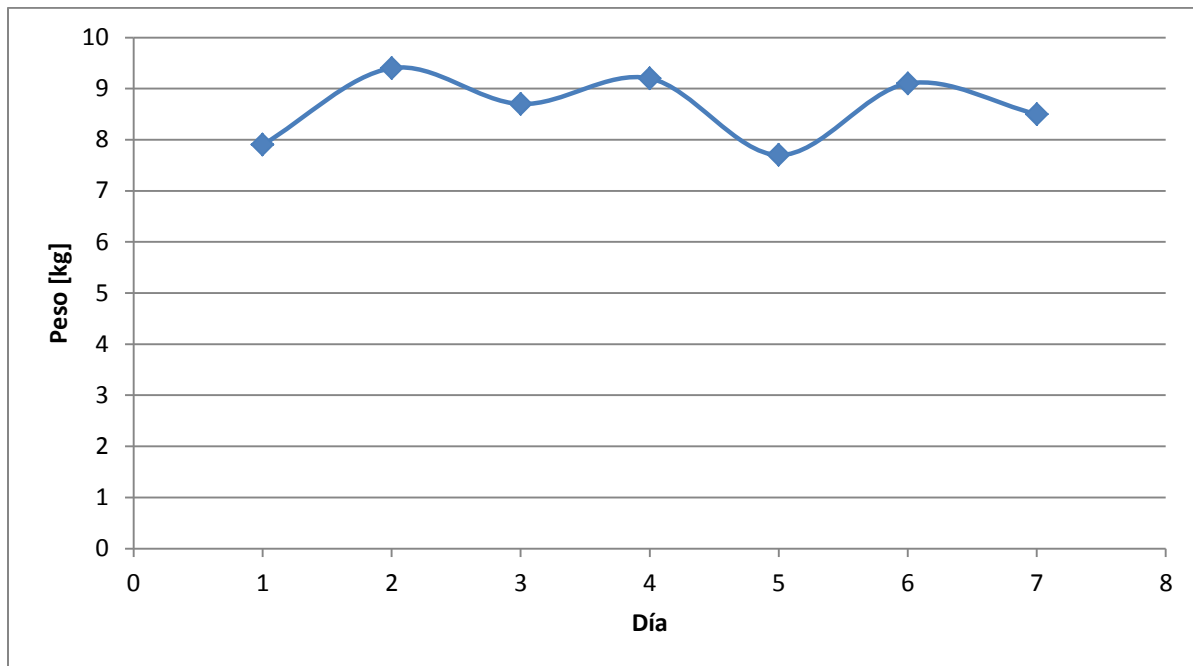


Figura 4. 1: Cuantificación materia prima

El valor promedio de la cuantificación muestra una producción de desechos de $8.6 \frac{kg}{día}$ con una desviación estándar de $0.65 \frac{kg}{día}$.

5 Estudio de prefactibilidad

5.1 *Diseño del proceso tecnológico*

De acuerdo a la cuantificación y a los análisis físico-químicos realizados con los desechos orgánicos, se determina utilizar un sistema de digestión anaerobia del tipo UASB. El sistema a implementar es resumido en un diagrama de bloques en la figura 5.1.

Los desechos orgánicos serán triturados y diluidos con una determinada cantidad de agua tal que los sólidos totales presentes en los desechos se reduzcan al 15%. El mezclado debe realizarse con la suficiente agitación a fin de obtener una consistencia homogénea. La mezcla reactiva es filtrada separando los residuos fibrosos que irán a un sistema de compostaje, de los no fibrosos que servirán como materia prima para la digestión.

La mezcla reactiva sin residuos fibrosos será alimentada al biodigestor donde, después del proceso de fermentación anaeróbica, se producirá un efluente de biogás y otro de biol. El biogás se somete a un proceso de purificación donde se elimina gran parte del H_2S y del agua presente en su composición. Una vez purificado se lo almacena para su posterior uso en la generación eléctrica. El efluente líquido (biol) se estabiliza a una temperatura de 70 °C utilizando parte de biogás limpio como combustible para este proceso. Finalmente, el biol estabilizado es almacenado y está listo para su posterior uso como fertilizante.

El material utilizado para construir el biodigestor debe ser resistente a la abrasión generada por parte de los sólidos presentes en la mezcla reactiva. Debe ser resistente al ataque ácido por parte del H_2S generado en la biodigestión. Las tuberías, accesorios y fittings utilizados para el transporte de la mezcla reactiva también deben cumplir con estos parámetros de resistencia para asegurar un buen funcionamiento. Las bombas a utilizarse en la planta deben ser apropiadas para el transporte de lodos y deben ser resistentes a la corrosión y abrasión que pueden generar los sólidos en la mezcla reactiva.

En el anexo I se encuentra el diagrama de flujo del proceso.

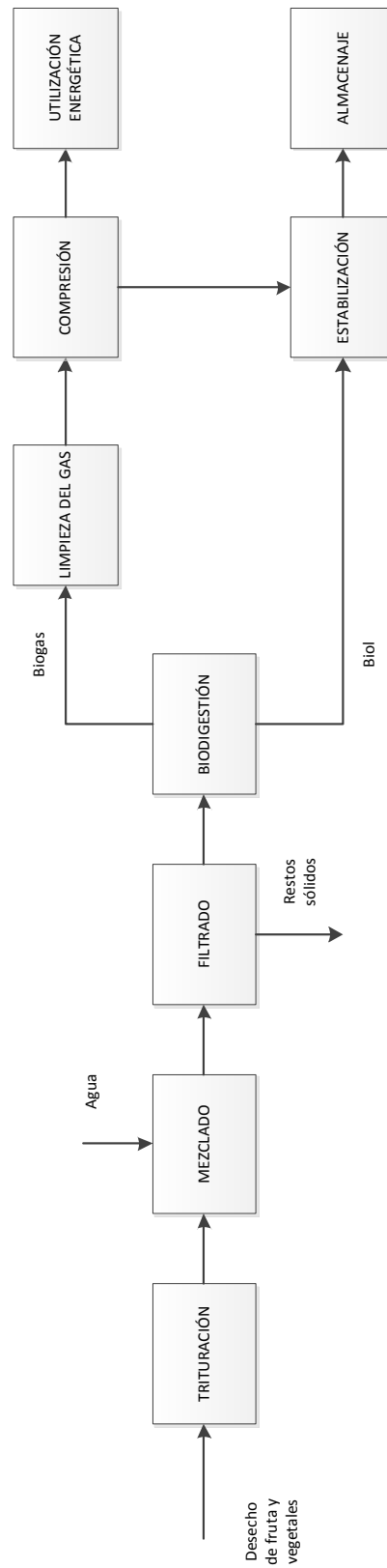


Figura 5. 1: Diagrama de bloques sistema de digestión anaerobia

5.2 Diseño del biodigestor

El dimensionamiento del biodigestor se realiza de acuerdo a la caracterización de los desechos realizada en los laboratorios del GSC y el LaDEA. Se estima que se necesita un mínimo de 50 kg de desecho por día para construir un sistema continuo de digestión anaeróbica. Esta cantidad supera a los valores cuantificados; por ende, se necesita realizar acuerdos con negocios locales para suplir la cantidad de desechos.

En la tabla 5.1 se presentan los parámetros utilizados tanto para el diseño como para los respectivos balances de materia y energía del biodigestor:

Tabla 5. 1: Datos iniciales para el diseño del biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Flujo másico de desechos	\dot{m}_d	50	[kg/día]
TS desechos	TS	0.286	[kg TS/kg]
Porcentaje de TS a alimentar	$\%TS$	15	[%]
DQO desechos	C_{DQO}	53858	[mg DQO/L]
Tiempo de residencia	τ	20	[días]
Carga orgánica suministrada	CO	1.5	[kg DQO/m ³ *día]
Densidad mezcla de desechos	ρ_d	1180	[kg/m ³]
Densidad del biogás	$\rho_{biogás}$	1.2	[kg/m ³]
Producción específica de biogas	P_E	0.32	[m ³ biogas/kg DQO]

El dimensionamiento del biodigestor se lo obtiene realizando los siguientes cálculos:

El flujo másico de DQO de los desechos se calcula de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{DQO,desechos} = \frac{\dot{m}_d * C_{DQO}}{\rho_d} \quad \left[\frac{kg}{día} \right] \quad \text{Ec. 5-1}$$

Donde:

$$\dot{m}_{DQO,desechos} = \text{flujo másico de DQO de los desechos} \quad \left[\frac{kg_{DQO}}{día} \right]$$

$$\dot{m}_d = \text{flujo de másico de desechos} \quad \left[\frac{kg}{día} \right]$$

$$C_{DQO} = \text{DQO de los desechos} \quad \left[\frac{mg_{DQO}}{L} \right]$$

ρ_d = densidad de los desechos $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

El volumen mínimo de reacción se determina dividiendo el flujo másico de DQO antes calculado por la orgánica establecida:

$$V_{min\ rxn} = \frac{\dot{m}_{DQO, desechos}}{CO} \quad [m^3] \quad \text{Ec. 5-2}$$

Donde:

$V_{min\ rxn}$ = volumen mínimo de reacción $[m^3]$

CO = carga orgánica diaria $\left[\frac{kg\ DQO}{m^3 \cdot día} \right]$

El caudal mínimo diario que entra al digestor se calcula con la ecuación 5-3:

$$\dot{V}_{feed, min} = \frac{V_{min\ rxn}}{\tau} \quad \left[\frac{m^3}{día} \right] \quad \text{Ec. 5-3}$$

Donde:

$\dot{V}_{feed, min}$ = Caudal mínimo diario de entrada $[m^3]$

τ = tiempo de residencia $[días]$

Posteriormente se calcula el caudal mínimo diario de agua:

$$\dot{V}_{H_2O, min} = \dot{V}_{feed, min} - \dot{V}_d \quad \left[\frac{m^3}{día} \right] \quad \text{Ec. 5-4}$$

Donde:

$\dot{V}_{H_2O, min}$ = caudal mínimo de agua diario $\left[\frac{m^3}{día} \right]$

\dot{V}_d = caudal mínimo de desechos $\left[\frac{m^3}{día} \right]$

El flujo másico de sólidos totales se calcula multiplicando la cantidad de sólidos por el flujo diario de desechos:

$$\dot{m}_{TS} = TS * \dot{m}_d \quad \left[\frac{kg TS}{día} \right] \quad \text{Ec. 5-5}$$

Donde:

$$\dot{m}_{TS} = \text{flujo másico de sólidos totales} \quad \left[\frac{kg TS}{día} \right]$$

$$TS = \text{cantidad de sólidos totales en los desechos} \quad \left[\frac{kg TS}{kg desecho} \right]$$

El caudal real de agua se calcula a partir de las ecuaciones 5-6 y 5-7. Se establece un porcentaje de sólidos de 15 % :

$$\%TS = \frac{\dot{m}_{TS}}{\dot{m}_L} * 100\% \quad \left[\frac{kg TS}{kg desecho} \right] \quad \text{Ec. 5-6}$$

$$\dot{m}_{feed} = (\dot{V}_{H_2O,real} * \rho_{H_2O}) + \dot{m}_d \quad \left[\frac{kg}{día} \right] \quad \text{Ec. 5-7}$$

Donde:

$$\%TS = \text{porcentaje de sólidos en la mezcla reactiva} \quad \left[\frac{kg TS}{kg desecho} \right]$$

$$\dot{m}_{feed} = \text{flujo másico de alimentación} \quad \left[\frac{kg}{día} \right]$$

$$\dot{V}_{H_2O,real} = \text{caudal real de agua} \quad \left[\frac{m^3}{día} \right]$$

$$\rho_{H_2O} = \text{densidad del agua} \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

Después se procede a calcular el volumen líquido total dentro del biodigestor utilizando la ecuación 5-8:

$$V_L = \left(\frac{\dot{m}_d}{\rho_d} + \dot{V}_{H_2O,real} \right) * \tau \quad [m^3] \quad \text{Ec. 5-8}$$

Donde:

V_L = volumen líquido total en el biodigestor [m^3]

El biodigestor se dimensiona con una cabeza de gas de 20% del volumen de la mezcla reactiva. A este volumen se adiciona un 25 % de factor de seguridad y se obtiene el volumen real del digestor de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$V_B = 1.25 * (1.20 * V_L) \quad [m^3] \quad \text{Ec. 5-9}$$

Donde:

V_B = Volumen real del biodigestor [m^3]

Los resultados de los cálculos para el dimensionamiento del biodigestor se presentan a continuación:

Tabla 5. 2: Resultados dimensionamiento biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Flujo másico DQO de desechos	$\dot{m}_{DQO\ desechos}$	2.28	[kg DQO/día]
Volumen mínimo de reacción	$V_{min\ rxn}$	1.52	[m^3]
Caudal mínimo diario de agua	$\dot{V}_{H_2O,min}$	0.03	[m^3 /día]
Caudal mínimo diario de alimentación (agua+desechos)	$\dot{V}_{feed,min}$	0.08	[m^3 /día]
Volumen líquido total	V_L	1.75	[m^3]
Volumen cabeza de gas (20%)	V_{CG}	0.35	[m^3]
Volumen de seguridad (25%)	V_S	0.53	[m^3]
Volumen biodigestor	V_B	2.63	[m^3]
Altura biodigestor	h_B	1.5	[m]
Diámetro biodigestor	D_B	1.5	[m]

Para las dimensiones del biodigestor se consideró una relación diámetro:altura igual a uno.

5.3 Balance de masa

El balance de masa se realiza a partir de los resultados obtenidos en el diseño del biodigestor.

En los cálculos se utiliza una producción específica de $0.32 \frac{m^3 \text{ biogás}}{kg \text{ DQO}}$, dato que fue obtenido por LaDEA de manera experimental con biomasa similar a la utilizada en la presente tesis.

La concentración de DQO a la entrada del biodigestor se calcula con la siguiente ecuación:

$$m_{DQO,feed} = C_{DQO} * \dot{V}_{feed} \quad \left[\frac{kg \text{ DQO}}{\text{día}} \right] \quad \text{Ec. 5-10}$$

Donde:

$$m_{DQO,feed} = \text{Flujo másico de DQO a la entrada del biodigestor} \quad \left[\frac{kg \text{ DQO}}{\text{día}} \right]$$

$$\dot{V}_{feed} = \text{Caudal de alimentación al biodigestor} \quad \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right]$$

El caudal de biogás producido se calcula de la siguiente forma:

$$\dot{m}_{biogás} = \dot{m}_{DQO,feed} * PE_f * \rho_{biogás} \quad \left[\frac{kg \text{ biogás}}{\text{día}} \right] \quad \text{Ec. 5-11}$$

Donde:

$$\dot{m}_{biogás} = \text{flujo másico producido de biogás} \quad \left[\frac{Kg \text{ biogás}}{\text{día}} \right]$$

$$PE_f = \text{producción específica de alimentación} \quad \left[\frac{m^3 \text{ biogás}}{kg \text{ DQO}} \right]$$

$$\rho_{biogás} = \text{densidad del biogás} \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

A continuación se presenta la ecuación del balance de masa del biodigestor:

$$\dot{m}_{feed} = \dot{m}_{biogás} + \dot{m}_{biol} + \dot{m}_{acumulación} \quad \left[\frac{kg}{día} \right] \quad \text{Ec. 5-12}$$

Donde:

$$\dot{m}_{biol} = \text{flujo másico de biol} \quad \left[\frac{kg}{día} \right]$$

$$\dot{m}_{acumulación} = \text{flujo másico de acumulación dentro del biodigestor} \quad \left[\frac{kg}{día} \right]$$

Al ser un sistema continuo se considera que no hay acumulación ($\dot{m}_{acumulación} = 0$). En la tabla 5.3 se presenta los resultados del balance de masa del biodigestor:

Tabla 5. 3: Balance de masa biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Flujo másico de mezcla reactiva alimentada	\dot{m}_{feed}	95.3	[kg/día]
Flujo másico biogás producido	$\dot{m}_{biogás}$	1.8	[kg/día]
Flujo másico de biol producido	\dot{m}_{biol}	93.5	[kg/día]

5.4 Selección y dimensionamiento de equipos

5.4.1 Selección y dimensionamiento de bombas

El sistema de digestión anaerobia a implementarse necesita de cinco bombas para el traslado de la materia prima hacia las unidades de homogenización, filtrado y de biodigestión. Además de una bomba que hará fluir el biol hacia las unidades de estabilización para su posterior almacenaje.

En la tabla 5.4 se encuentran los datos iniciales utilizados para el dimensionamiento de las bombas.

Tabla 5. 4 : Datos iniciales para dimensionamiento de bombas

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Altura de elevación	h	1.50	[m]
Densidad específica mezcla de alimentación	ρ_e	1.18	[-]
Caudal de alimentación	\dot{V}_{feed}	0.02	[GPM]

Utilizando la ecuación 5-13 se calcula el caudal corregido:

$$\dot{V}_c = \frac{\dot{V}_{feed} * \rho_e}{f_1} \quad \text{Ec. 5-13}$$

Donde:

\dot{V}_c = caudal corregido [m³/día]

f_1 = factor de corrección de caudal [-]

El factor de corrección de caudal se calcula utilizando la gráfica I del anexo II. El valor que se obtiene es de $f_1 = 0.92$.

La altura de elevación corregida se calcula con la ecuación 5-14:

$$h_c = \frac{h}{f_2} \quad \text{Ec. 5-14}$$

Donde;

h_c = altura corregida [m]

f_2 = Factor de corrección de la altura [-]

El factor de corrección de la altura se calcula utilizando la gráfica II del anexo II, obteniendo un valor de $f_2 = 0.95$.

Al hacer los respectivos cálculos se obtiene un caudal de alimentación de 0.0245 GPM y una altura de alimentación de 1.5 m para la bomba #4. Es decir, se necesita una bomba con una presión de salida de 2.7 psi. El resto de bombas se consideran que bombearan el fluido a nivel del suelo. En la tabla 5.5 se presenta un resumen de los parámetros que serán utilizados en cada bomba.

Tabla 5. 5 : Parámetros de funcionamiento de las bombas del sistema

# Bomba	Composición del fluido	Caudal [GPM]	%TS	Tipo de bomba	Potencia [HP]
1	Agua	0.01	0	Centrifuga	0.5
2	Desechos orgánicos	0.01	28.6	Centrifuga	0.5
3	Desechos orgánicos+ agua	0.02	15	Centrifuga	0.5
4	Desechos orgánicos+ agua	0.02	15	Centrifuga	0.5
5	Biol	0.02	10	Centrifuga	0.5
6	Biol	0.006	10	Dosificadora	0.5

Con los datos obtenidos se selecciona una bomba vertical multietapa regulable de 0.5 HP marca “Goulds Water Technology” que funciona tanto para el bombeo de agua como de lodos de baja viscosidad. Su curva característica se presenta en el anexo III.

5.4.2 Selección y dimensionamiento de la cinta transportadora

La carga diaria de desechos es de $50 \frac{kg}{d}$ y la alimentación se la realiza durante 2h al día; es decir que se necesita de una cinta transportadora de una capacidad de $25 \frac{kg}{h}$.

A continuación se presenta la ecuación 5-15 con la ecuación utilizada para calcular la potencia necesaria para la cinta transportadora [41]:

$$P = P_{empty} + P_{horizontal} + P_{vertical} \quad [kW] \quad \text{Ec. 5-15}$$

Donde:

P = Potencia requerida por la cinta transportadora [kW]

P_{empty} = Potencia requerida por la cinta transportadora para funcionar sin carga [kW]

$P_{horizontal}$ = Potencia requerida por la cinta transportadora para trasladar la carga horizontalmente. [kW]

$P_{vertical}$ = Potencia requerida por la cinta transportadora para trasladar la carga verticalmente [kW]

Se considera que la cinta transportadora operará horizontalmente por tanto su inclinación es nula, $P_{vertical}=0$. Utilizando las ecuaciones 5-16 y 5-17 se pueden calcular las potencias requeridas por la cinta transportadora en caso de no tener carga, y para el traslado horizontal de carga [45].

$$P_{empty} = C_1 * v_{BS} \quad [kW] \quad \text{Ec. 5-16}$$

Donde:

C_1 = Potencia requerida por cada m/s $\left[\frac{kW}{(m/s)} \right]$

v_{BS} = velocidad de la cinta transportadora $\left[\frac{m}{s} \right]$

$$P_{horizontal} = 0.0295 * \left(0.4 + \frac{L}{91.42} \right) * \dot{m} \quad [kW] \quad \text{Ec. 5-17}$$

Donde:

L = Longitud de la cinta transportadora [m]

\dot{m} = flujo másico requerido $\left[\frac{kg}{s} \right]$

Los valores de C_1 y de v_{BS} son extrapolados de la tabla del anexo IV y son iguales a $0.05 \frac{kW}{(m/s)}$ y $0.95 \frac{m}{s}$ respectivamente. De igual manera, utilizando las tablas se obtiene que se necesita un ancho de la cinta de 0.27 m .

Realizando los debidos cálculos, se obtiene que la cinta transportadora requiere 50 W*hr; es decir, una potencia diaria de 0.07 HP. En el mercado se encuentran motores de un potencia

mínima de 0.5 HP, por tanto se estima que esta potencia será suficiente para la cinta transportadora.

En el anexo V se presenta la cinta transportadora marca “NLK engineering” seleccionada.

5.4.3 Selección y dimensionamiento del agitador

El agitador se utiliza en la unidad de mezcla, donde se juntan los desechos orgánicos triturados con el agua. Esta unidad homogeniza la mezcla para su posterior filtración y alimentación al biodigestor.

Para el tipo de fluido a homogenizar se necesita de un agitador de tipo hélice con un rango de velocidad moderado, esto debido a su viscosidad relativamente baja.

Un equipo de agitación de estas características requiere de una potencia de $0.5 \frac{kW}{m^3}$ [41]. Se necesita procesar un caudal de mezcla de $1.75 \frac{m^3}{día}$. Por tanto el agitador requiere de una potencia diaria de 1.2 HP.

En el anexo VI se presenta las especificaciones del agitador marca “Invectec” seleccionado.

5.4.4 Selección y dimensionamiento del compresor

En el proceso se genera un flujo de biogás de $1.5 \frac{m^3}{día}$. El compresor funciona durante 8 horas al día por lo que se necesita de un compresor de capacidad de $0.19 \frac{m^3}{h}$. De acuerdo a estas especificaciones se selecciona un compresor de pistón de 2HP que trabaja con gas.

En el anexo VII se presentan las especificaciones del compresor marca “Xinya” seleccionado.

5.5 Balance de energía

Para realizar el balance de energía primero se define el espacio de control como se muestra en la figura 5.2. El espacio de control incluye el biodigestor, el intercambiador de calor, la bomba de alimentación y la bomba de recirculación.

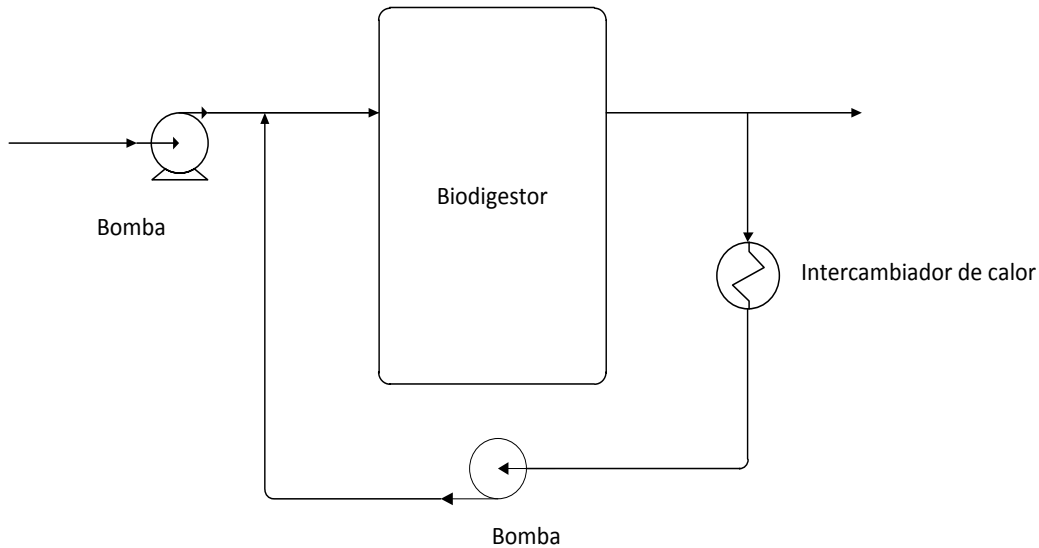


Figura 5. 2: Espacio de control

A continuación se presenta la ecuación del balance de energía general del sistema:

$$Q_{entrada} - Q_{salida} + Q_{intercambiador} - Q_{pérdidas} + Q_{reacción} + Q_{bombas} = 0 \quad \text{Ec. 5-18}$$

En la tabla 5.6 se presentan los datos iniciales que se utilizan para calcular los calores de entrada y de salida.

Tabla 5. 6: Datos iniciales para el cálculo de calores de entrada y de salida

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Temperatura de entrada	T_{in}	288	[K]
Temperatura de salida	T_{out}	308	[K]
Capacidad calorífica alimentación	Cp_{feed}	4187	[J/K*kg]
Capacidad calorífica biol	Cp_{biol}	4187	[J/K*kg]
Caudal de entrada (alimentación)	\dot{V}_{feed}	0.088	[m ³ /día]
Caudal de salida (biol)	\dot{V}_{out}	0.086	[m ³ /día]
Densidad desechos	ρ_d	1180	[kg/m ³]

$$Q_{entrada} = \dot{V}_{feed} * \rho_d * Cp_{feed} * T_{in} \quad \text{Ec. 5-19}$$

Donde:

$Q_{entrada}$ = calor de entrada al biodigestor [W]

\dot{V}_{feed} = caudal de alimentación al biodigestor $\left[\frac{m^3}{día}\right]$

Cp_{feed} = capacidad calorífica de la mezcla de alimentación $\left[\frac{J}{K*kg}\right]$

T_{in} = Temperatura de entrada del biol [K]

Análogamente el calor de salida del biodigestor se calcula de la siguiente manera:

$$Q_{salida} = \dot{V}_{out} * \rho_d * Cp_{biol} * T_{out} \quad \text{Ec. 5-20}$$

Donde:

$$Q_{salida} = \text{calor de salida al biodigestor} \quad [W]$$

$$\dot{V}_{out} = \text{caudal de salida del biodigestor (biol)} \quad \left[\frac{m^3}{día}\right]$$

$$Cp_{biol} = \text{capacidad calorífica del efluente líquido de salida (biol)} \quad \left[\frac{J}{K*kg}\right]$$

$$T_{out} = \text{temperatura de salida del biol} \quad [K]$$

A continuación se presenta la tabla 5.7 con los valores obtenidos de los calores de entrada y de salida:

Tabla 5. 7 : Calor de entrada y de salida al biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Calor de entrada	$Q_{entrada}$	1444.4	[W]
Calor de salida	Q_{salida}	1515.3	[W]

Para calcular las pérdidas en la pared del digestor se utiliza la ley de Fourier [42] para la conducción de calor entre dos resistencias (pared del biodigestor- aislamiento térmico). El biodigestor será construido de acero inoxidable 304 con un espesor 0.003 [m] y su revestimiento térmico será de lana de vidrio de un espesor de 0.05 [m]. A continuación se presenta la tabla 5.8 con los datos iniciales que se requieren para calcular las pérdidas de calor por las paredes del biodigestor.

Tabla 5. 8: Datos iniciales para cálculo de pérdida de calor por las paredes del digestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Espesor aislante térmico	$s_{aislante}$	0.05	[m]
Conductividad térmica aislante térmico	$k_{aislante}$	0.039	[W/K·m]
Espesor aislante térmico	s_{biol}	0.003	[m]
Conductividad térmica pared biodigestor	k_{biol}	16.3	[W/K·m]
Área de transferencia de calor	A	8.79	[m ²]
Temperatura del biol	T_{biol}	308	[K]
Temperatura del aire	T_{aire}	293	[K]
Densidad del aire	ρ_{aire}	1.2	[kg/m ³]
Viscosidad del aire	μ_{aire}	$1.69 * 10^{-5}$	[N*s/m ²]
Conductividad térmica del aire	k_{aire}	0.03	[W/K·m]
Conductividad térmica del biol	k_{biol}	0.62	[W/K·m]
Densidad del biol	ρ_{biol}	995	[kg/m ³]
Viscosidad del biol	μ_{biol}	$7.63 * 10^{-3}$	[N*s/m ²]

Algunos de los datos iniciales se tomaron de la tesis de Juan José Montesinos: “Diseño y construcción de un intercambiador de calor para un bioreactor a escala”, realizada en los laboratorios LaDEA [43].

El flujo de calor que fluye por la pared del biodigestor se expresa de la siguiente manera:

$$Q_{pérdidas} = U_d * A * (T_{biol} - T^*) \quad \text{Ec. 5-21}$$

Donde:

$Q_{pérdidas}$ = flujo de calor perdido en la pared [W]

U_d = Coeficiente global de transferencia de calor $\left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$

A = área de transferencia de calor [m²]

T_{biol} = temperatura del biol [K]

T^* = temperatura entre la pared del biodigestor y el aislamiento [K]

El flujo de calor que fluye a través del aislamiento se expresa a continuación:

$$Q_{p\acute{e}rdidas} = \frac{(T^* - T_{aire})}{\frac{1}{A} \left(\frac{s_{aislante}}{k_{aislante}} \right)} \quad \text{Ec. 5-22}$$

Donde:

T_{aire} = temperatura del aire [K]

$s_{aislante}$ = espesor del aislante [m]

$k_{aislante}$ = conductividad térmica del aislante $\left[\frac{W}{K \cdot m} \right]$

Sumando las ecuaciones 5-21 y 5-22 se obtiene la ecuación 5.23, la cual expresa la pérdida de calor total por las paredes del sistema:

$$Q_{p\acute{e}rdidas} = \frac{T_{biol} - T_{aire}}{\frac{1}{A} \left(\frac{1}{U_d} + \frac{s_{aislante}}{k_{aislante}} \right)} \quad \text{Ec. 5-23}$$

El coeficiente de transferencia global del sistema se calcula utilizando la ecuación 5-24 [43]:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_i} + \frac{s}{\lambda} \quad \text{Ec. 5-24}$$

Donde:

h_0 = coeficiente de transferencia de calor externo de la película $\left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$

h_i = coeficiente de transferencia de calor interno de la película $\left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$

s_{biol} = espesor de la pared del biodigestor [m]

λ_{biol} = coeficiente de transferencia de calor del material $\left[\frac{W}{K \cdot m} \right]$

El coeficiente de transferencia de calor externo de la película se calcula con la siguiente expresión [43]:

$$h_0 = 1.51 * \left(\frac{k_{aire}^3 * \rho_{aire}^2 * g}{\mu_{aire}^2} \right)^{\frac{1}{3}} * (N_{Re})^{-\frac{1}{3}} \quad \text{Ec. 5-25}$$

Donde:

$$k_{aire} = \text{conductividad térmica del aire} \quad \left[\frac{W}{K \cdot m} \right]$$

$$\rho_{aire} = \text{densidad del aire} \quad \left[\frac{Kg}{m^3} \right]$$

$$g = \text{gravedad} \quad \left[\frac{m}{s^2} \right]$$

$$\mu_{aire} = \text{viscosidad del aire} \quad \left[\frac{N \cdot s}{m^2} \right]$$

$$N_{Re} = \text{Número de Reynolds} \quad [-]$$

El coeficiente de transferencia de calor interno de la película se calcula con la siguiente expresión [43]:

$$h_i = \frac{N_{Nu} * k}{D} \quad \text{Ec. 5-26}$$

Donde:

$$N_{Nu} = \text{número de Nusselt} \quad [-]$$

$$k_{biol} = \text{conductividad térmica del biol} \quad \left[\frac{W}{K \cdot m} \right]$$

$$D = \text{diámetro del biodigestor} \quad [m]$$

El número de Reynolds se calcula con la ecuación siguiente [43]:

$$N_{Re} = \frac{\rho_{biol} * D * v_{biol}}{\mu_{biol}} \quad \text{Ec. 5-27}$$

Donde:

$$\rho_{biol} = \text{es la densidad del biol} \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

$$v_{biol} = \text{velocidad del biol en el interior del digester} \quad \left[\frac{m}{s} \right]$$

$$\mu_{biol} = \text{viscosidad dinámica del biol} \quad \left[\frac{N}{m*s} \right]$$

El número de Nusselt se calcula con la ecuación siguiente [43]:

$$N_{Nu} = 0,023(N_{Re})^{0,8}(N_{Pr})^{0,3} \quad \text{Ec. 5-28}$$

Donde:

$$N_{Pr} = \text{número de Prandlt} \quad [-]$$

Finalmente, el número de Prandlt se calcula de la siguiente manera [43]:

$$N_{Pr} = \frac{Cp_{biol} * \mu_{biol}}{k_{biol}} \quad \text{Ec. 5-29}$$

Donde:

$$Cp_{biol} = \text{capacidad calorífica del biol} \quad \left[\frac{J}{kg*K} \right]$$

A continuación se presenta la tabla 5.9 con los resultados de los cálculos de las pérdidas de calor a través de las paredes del biodigester:

Tabla 5. 9: Resultados pérdida de calor a través de las paredes del biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Coeficiente de transferencial de calor interno	h_i	532.3	[W/K·m ²]
Coeficiente de transferencial de calor externo	h_o	2.50	[W/K·m ²]
Coeficiente global de transferencia de calor	U_d	2.48	[W/K·m ²]
Pérdidas de calor por las paredes del biodigestor	$Q_{pérdidas}$	-78.29	[W]

La fermentación anaerobia es una reacción exotérmica por lo que el cálculo del calor generado se hace de la siguiente manera [43].

$$Q_{reacción} = r * (-\Delta H_{rxn}) * V_L \quad \text{Ec. 5-30}$$

Donde:

$$Q_{reacción} = \text{calor de la reacción} \quad [W]$$

$$r = \text{velocidad de reacción} \quad \left[\frac{kg \text{ DQO}}{m^3 * d} \right]$$

$$\Delta H_{rxn} = \text{entalpía de la reacción} \quad \left[\frac{J}{kg \text{ O}_2} \right]$$

Los datos cinéticos fueron obtenidos de manera experimental por LaDEA [44]. En la tabla 5.10 se presentan los valores cinéticos utilizados y el resultado del cálculo del calor de reacción:

Tabla 5. 10 : Calor de reacción

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Velocidad de reacción	r	4.03	$\left[\frac{kg \text{ DQO}}{m^3 * d} \right]$
Entalpía de la reacción	ΔH_{rxn}	-4531.25	[J/kg O ₂]
Volumen líquido total	V_L	1.75	[m ³]
Calor de reacción	$Q_{reacción}$	647.27	[W]

El calor de la bombas se calcula utilizando la ecuación 5-31:

$$Q_{bombas} = \beta * P * \eta \quad \text{Ec. 5-31}$$

Q_{bombas} = calor de las bombas [W]

β = número de bombas [-]

P = potencia de las bombas [W]

η = eficiencia de las bombas [-]

En la tabla 5.11 se presenta el resultado del cálculo del calor generado por las bombas:

Tabla 5. 11: Calor generado por las bombas

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Cantidad de bombas	β	2	[-]
Potencia de bombas	P	372.85	[W]
Eficiencia de las bombas	η	0.651	[-]
Calor de las bombas	Q_{bombas}	485.45	[W]

Reemplazando lo resultados obtenidos en la ecuación 5-18 se obtiene el calor del intercambiador igual a 983.5 W. Este es el calor que debe ingresar constantemente al sistema para permanezca en equilibrio térmico.

En la tabla 5.12 se presenta un resumen del balance de energía del sistema.

Tabla 5. 12: Resumen balance de energía

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Pérdidas de calor por la pared del biodigestor	$Q_{pérdidas}$	-78.3	W
Calor de las bombas	Q_{bombas}	485.5	W
Calor de reacción	$Q_{reacción}$	647.3	W
Calor de entrada	$Q_{entrada}$	1444.4	W
Calor de salida	Q_{salida}	-1515.3	W
Calor intercambiador	$Q_{intercambiador}$	983.5	W

5.5.1 Requerimientos energéticos

En la tabla 5.13 se presenta los requerimientos energéticos para el funcionamiento de la planta durante un día de producción. La planta opera durante las 24 horas del día ininterrumpidamente.

Tabla 5. 13: Requerimientos energéticos para un día de producción

Equipo	Potencia [HP]	Potencia [kW]	Periodos de uso [hr/día]	Energía requerida [kW*h]
Cinta transportadora	0.50	0.4	2	0.7
Bomba #1	0.50	0.4	3	1.1
Bomba #2	0.50	0.4	3	1.1
Bomba #3	0.50	0.4	3	1.1
Bomba #4	0.50	0.4	3	1.1
Bomba #5	0.50	0.4	8	3.0
Bomba #6	0.50	0.4	24	9.0
Agitador	1.20	0.9	3	2.7
Compresor	2.00	1.5	8	11.9

La bomba #6, de recirculación de biol, permanecerá funcionando durante todo el día. El compresor funcionará durante 20 minutos cada hora, es decir un total de 8 horas al día. En la figura 5.3 se muestra la potencia requerida por la planta durante un día de operación. Como se puede observar la máxima potencia durante el día será de 3.3 kW y la potencia mínima será de 0.9 kW en las horas pico.

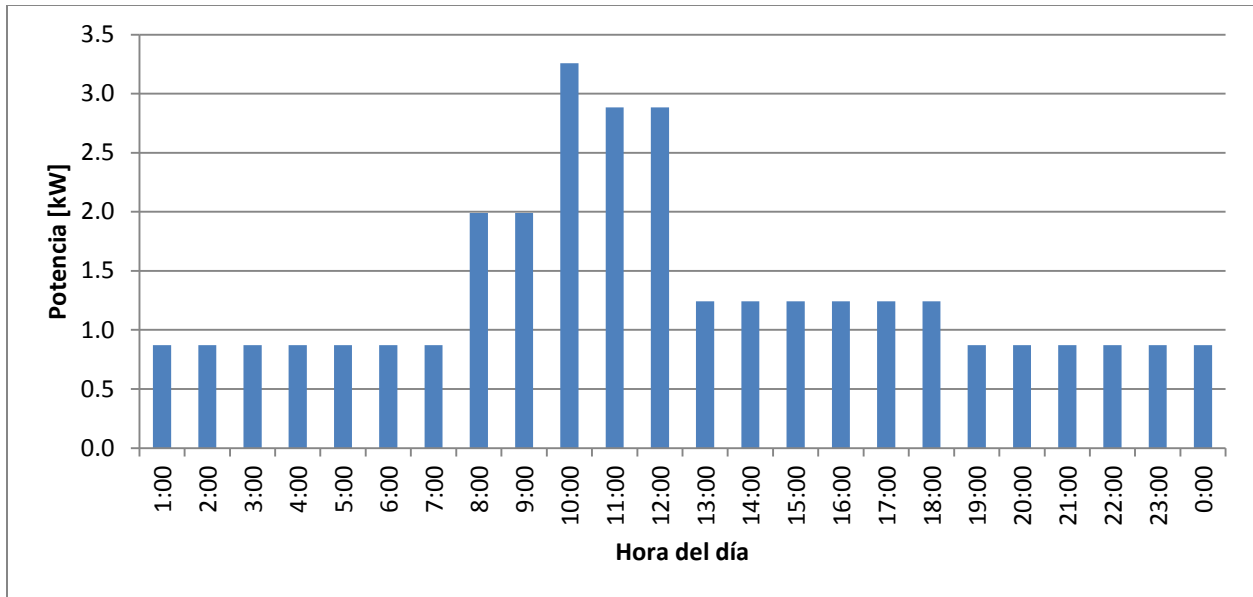


Figura 5. 3: Potencia requerida por la planta durante un día de producción

5.6 Análisis económico

El análisis económico del proyecto comprende el cálculo de todas las inversiones fijas, el análisis del ahorro debido a la generación de energía eléctrica o calórica a partir del biogás producido, la estimación de los costos de producción anual de biol y, finalmente, se estima el punto de equilibrio de la inversión.

5.6.1 Costos de Inversión

La inversión fija del proyecto abarca los costos de todos los equipos necesarios para el sistema, la instalación de los mismos, las instalaciones eléctricas, los sistemas de control, la obra civil, las tuberías y accesorios, y un pequeño porcentaje para imprevistos.

Los costos de los equipos fueron calculados utilizando el libro “Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 2004” [45]. En la tabla 5.14 se presenta una lista de los equipos requeridos para el presente proyecto.

Tabla 5. 14: Costo de equipos

EQUIPO	CARACTERÍSTICAS	CANTIDAD	COSTO [USD]
Tanque de almacenamiento agua	2 m3, plástico	1	\$700
Tanque de almacenamiento desechos	2 m3, plástico	1	\$700
Cinta transportadora	8m de largo, 2 HP	1	\$2,500
Triturador de desechos	Molino de cuchillas	1	\$5,000
Tanque de mezcla + agitador	Tanque de acero al inoxidable 3 m3, agitador 1.2 HP	1	\$5,000
Tanque +filtro	Tanque de acero inoxidable 3 m3, filtro de malla	1	\$4,000
Biodigestor	Acero inoxidable 304, 2.7 m3	1	\$8,000
Intercambiador de calor	Intercambiador de calor de doble tubo acero inoxidable	1	\$3,000
Estabilizador	Intercambiador de calor + tanque de 2 m3	1	\$3,500
Purificador de biogas	Columna de secado, columna de purificación	1	\$500
Almacenamiento de gas	Acero inoxidable, 2 m3	1	\$3,000
Almacenamiento de biol	6 m3 plástico	1	\$1,500
Compresor	Compresor 2 HP para Biogas	1	\$2,000
Bombas	bomba centrífuga, 0.5 HP	5	\$5,000
Válvula de líquido	electro válvula	5	\$4,000
Válvula de gas	válvula neumática	2	\$1,000
Generador eléctrico	3 kW*hr (producción energética diaria)	1	\$5,000
		TOTAL	\$54,400

El generador eléctrico fue seleccionado en base al máximo de energía eléctrica producida a partir de $1.5 \frac{m^3}{día}$ de biogás generados por el sistema.

En la tabla 5.15 se detallan los costos de construcción del proyecto. Los rubros de construcción son porcentajes (factores de recarga) de la inversión total en equipos presentada en la tabla 5.14.

Tabla 5. 15: Costos de construcción

Rubro	Factor de recarga	Costo
Montaje de equipos	0.25	\$13,600
Tuberías y accesorios	0.4	\$21,760
Instrumentación y control	0.3	\$16,320
Obra civil	0.3	\$16,320
Electrotecnia	0.1	\$5,440
Total		\$73,440

Con los costos de maquinaria-equipos más los costos de construcción calculados se estima la inversión fija que se presenta en la tabla 5.16.

Tabla 5. 16 : Inversión fija

Rubro	Costo
Maquinaria y equipos	\$54,400.00
Construcción	\$73,440.00
<i>Subtotal</i>	\$127,840.00
Imprevistos (10%)	\$12,784.00
Total	\$140,624.00

5.6.2 Costos de producción

Los costos de producción comprenden todos los costos de materias primas, requerimientos energéticos y mano de obra necesarios para un año de funcionamiento de la planta.

La mezcla de desechos deberá mezclarse con estiércol para prevenir posibles acidificaciones. Por tanto dentro de los costos de la materia prima se agrega un costo adicional del transporte de estiércol. Se estima que se necesitan $10 \frac{kg}{día}$ de estiércol, lo que representa la mitad del suministro de desechos orgánicos diarios. Es decir se necesitan alrededor de $300 \frac{kg}{mes}$ de estiércol. Una

camioneta puede cargar alrededor de 200 kg de estiércol con un costo por flete de 100 USD. Utilizando estas estimaciones se presentan los costos de materia prima en la tabla 5.17.

Tabla 5. 17 : Costos materia prima

Materia Prima	Cantidad anual	Unidades	Costo por unidad [USD/unidad]	Costo anual [USD]
Agua	985	m3	5	\$4,925
Transporte	24	flete	100	\$2,400
Total				\$7,325

A continuación se presenta la tabla 5.18 con los costos de los requerimientos energéticos.

Tabla 5. 18: Requerimientos Energéticos

Equipo	Energía anual requerida [kW*h]	Precio [USD/kW*h]	Costo anual [USD]
Cinta transportadora	272.3	0.15	\$40.84
Bombas	5854.2	0.15	\$4,390.68
Agitador	1307.0	0.15	\$196.05
Compresor	4356.6	0.15	\$653.50
Total			\$5,281.06

El biogás puede ser utilizado para generar energía eléctrica o para combustión. En la tabla 5.19 se presenta la cantidad de energía generada a partir de biogás, utilizando como referencia los precios actuales de electricidad y gas licuado de petróleo. La producción de biogás del sistema es de $1.5 \frac{m^3}{día}$.

Tabla 5. 19: Porcentaje de biogás destinado a generación eléctrica o combustión y el ahorro económico que representa anualmente.

Generación eléctrica	Combustión	Energía generada		Ahorro[USD/año]
		[kW h/año]	[kJ/año]	
100%	0%	1095.0	0	\$109.50
90%	10%	985.5	2.00E+06	\$121.94
80%	20%	876.0	4.00E+06	\$134.39
70%	30%	766.5	6.00E+06	\$146.83
60%	40%	657.0	8.00E+06	\$159.28
50%	50%	547.5	1.00E+07	\$171.72
40%	60%	438.0	1.20E+07	\$184.16
30%	70%	328.5	1.40E+07	\$196.61
20%	80%	219.0	1.60E+07	\$209.05
10%	90%	109.5	1.80E+07	\$221.50
0%	100%	0.0	2.00E+07	\$233.94

En la tabla 5.19 se observa que existe un mayor ahorro económico si se destina el 100% del biogás producido a la combustión del mismo.

El sistema a implementarse necesita de un operario que mantenga funcionando el proceso todo el tiempo. En la tabla 5.20 se presentan los ingresos salariales del operario durante un año de funcionamiento de la planta:

Tabla 5. 20: Costos mano de obra

Cargo	Cantidad	Sueldo mensual[USD/ mes]	Costo anual [USD/año]
Operario	3	\$450	\$16,200
		<i>Subtotal</i>	\$16,200.00
		Décimo tercer sueldo	\$1,350.00
		Décimo cuarto sueldo	\$954.00
		IESS	\$1,730.16
		Total	\$20,234.16

En la tabla 5.21 se presentan los costos de producción durante un año de operación, incluyendo una depreciación de los equipos en 10 años.

Tabla 5. 21: Capital de producción

Capital de Producción		
		Total anual [USD]
A	Materia Prima	\$7,325.00
B	Requerimientos energéticos	\$5,281.06
C	Mano de obra	
	Sueldos	\$20,234.16
	Generales de la planta (10%)	\$2,023.42
E	Inversion/ Capital y Relacionados	
	Generales de la planta (2%)	\$2,812.48
	Amortización (10%)	\$14,062.40
	Intereses sobre el capital de inversión (10%)	\$14,062.40
	Reparación y mantenimiento (5%)	\$7,031.20
	Impuestos y seguros (1.5%)	\$2,109.36
H	Varios (7% de A+B+C+E)	\$5,245.90
Total	Capital de producción	\$80,187.38

En la tabla 5.22 se presenta la cantidad de biol producida anualmente y cuál será el costo de producción del kilogramo de biol:

Tabla 5. 22: Costo de producción del kg de biol

Tipo	Cantidad	Unidades
Producción anual de biol	34127.5	kg/año
Capital de produccion	80187.38	USD/año
Costo de producción por kg de biol	2.35	USD/kg

5.6.3 Análisis financiero

El análisis financiero indica la forma en que se va a realizar la inversión. El capital total a invertir está compuesto por la inversión fija más el capital de trabajo necesario para operar el primer año. El capital total se conforma por un 30% de capital propio y el 70% restante será financiado por el banco a un interés anual del 10 % a 10 años plazo. En la tabla 5.23 se presenta los valores que conforman el capital total.

Tabla 5. 23: Inversión necesaria para operar la planta

Tipo	Cantidad [USD]	Porcentaje [%]
Inversión fija	140,624.00	63.7
Capital de operación	80,187.38	36.3
<i>Inversión total</i>	220,811.38	100
Capital propio	66,243.42	30
Financiamiento	154,567.97	70

El precio de venta del biol en el mercado se calcula de la siguiente manera [45]:

$$PVP = \text{Costo de producción por kg de biol} * (1 + \%C + \%M) \quad \text{Ec. 5-32}$$

Donde:

$$PVP = \text{Precio de venta del biol al publico} \quad \left[\frac{\text{USD}}{\text{kg biol}} \right]$$

$$\%C = \text{Comisión de venta} \quad [\%]$$

$$\%M = \text{Beneficio} \quad [\%]$$

Se determina una comisión de venta del 5% y un beneficio del 15%. El precio de venta del biol al público será de $2.82 \frac{\text{USD}}{\text{kg}}$, obteniendo una ganancia de $0.47 \frac{\text{USD}}{\text{kg}}$. El punto de equilibrio se calcula mediante la figura 5.4. ,determinando la intersección entre los ingresos y los costos totales del proyecto. El punto de equilibrio es 80.8% de la capacidad de producción del sistema;

es decir, que existe una utilidad anual del 19.2%. Por tanto la máxima utilidad anual será de $18481.84 \frac{USD}{año}$ si se llegase a utilizar el 100% de la capacidad de la planta.

En la tabla 5.24 se presenta el análisis del punto de equilibrio.

Tabla 5. 24: Punto de equilibrio

Parámetro	Valor	Unidades
Producción de biol	34,134.6	[kg biol/año]
Costo de biol	2.35	[USD/kg biol]
Precio de venta biol	2.82	[USD/kg biol]
Costos Fijos	67,580.78	[USD/año]
Costos Variables	12,606.6	[USD/año]
Punto de equilibrio	80.8	[% Capacidad de producción
Utilidad máxima anual	18,481.84	[USD/año]

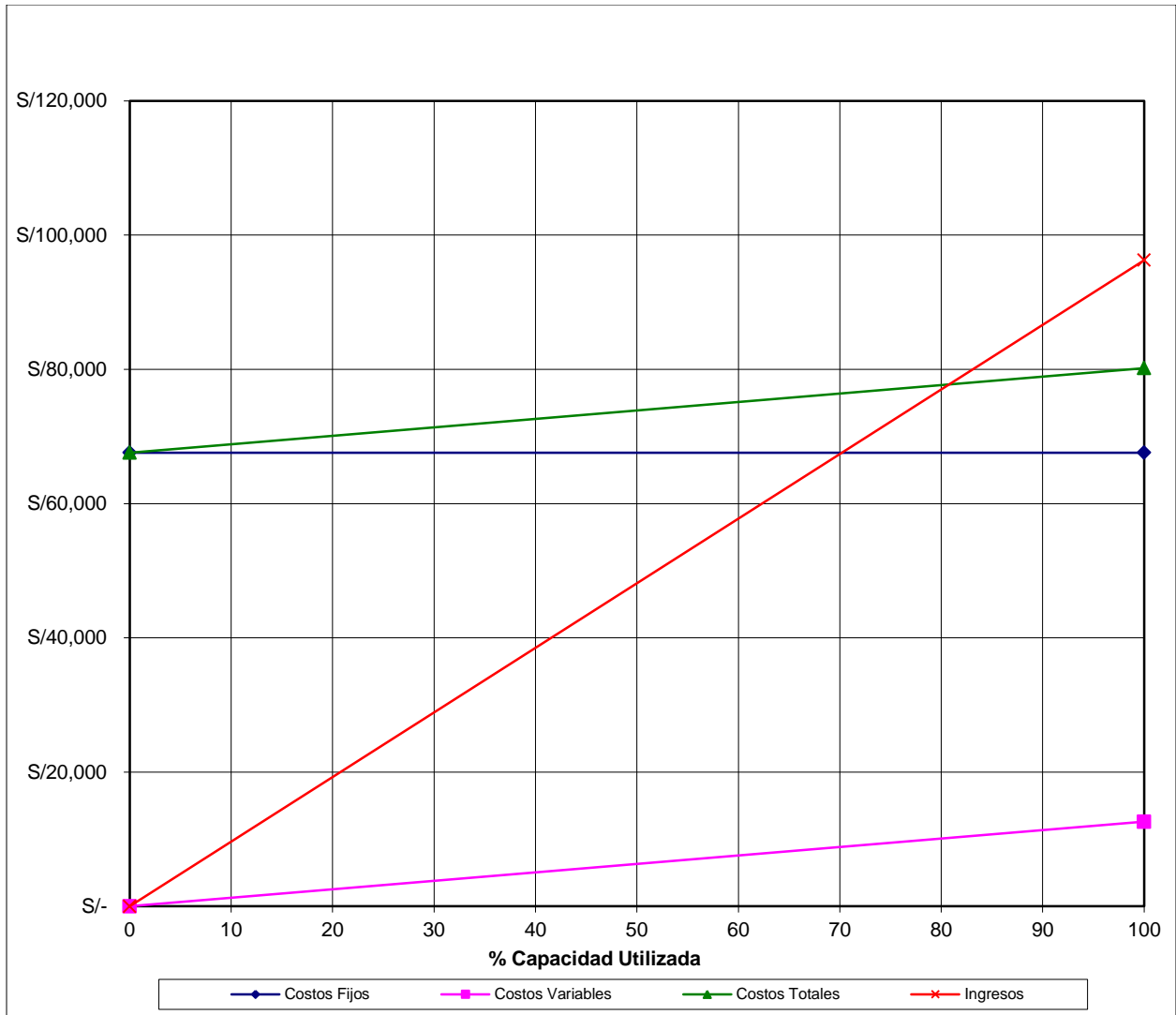


Figura 5. 4: Determinación del punto de equilibrio

6 Conclusiones y recomendaciones

En esta tesis se realizó un estudio de prefactibilidad para la construcción de un sistema que permita el manejo adecuado de los desechos orgánicos en el Galápagos Science Center (GSC) en la Isla San Cristobal. Con este fin, fueron analizados y cuantificados los desechos generados en el GSC, determinando como mejor opción la implementación de un sistema de digestión anaerobia.

El biodigestor dimensionado tiene un volumen de 2.7 m^3 , un tiempo de residencia de 20 días y opera en el rango mesofílico. Tiene la capacidad de procesar $50 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$ de desechos orgánicos. Dicha cantidad de desechos se diluye en $45.3 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$ de agua para producir $93.5 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$ de biol y $1.8 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$ de biogás. El digestor operará de manera continua durante los 365 días del año las 24 horas del día.

Durante la operación del biodigestor se recomienda mezclar los desechos orgánicos del campus con $10 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$ de estiércol de vaca, para de esta manera evitar una acidificación del medio que puede inhibir la producción de biogás. También se recomienda mantener los niveles óptimos de temperatura y pH para un funcionamiento eficiente del biodigestor.

El estudio económico realizado demuestra que la implementación y la operación de la planta para la producción de biogás y fertilizante orgánico es rentable. La inversión total del proyecto es de \$220,811.38 USD. El biogás producido puede ahorrar un pequeño porcentaje del consumo energético del campus y biol producido será vendido a un precio de $2.82 \frac{\text{USD}}{\text{kg}}$. El punto de equilibrio es del 80.8% de la capacidad de producción, lo que implica que se obtiene una máxima utilidad anual de 18,481.84 USD.

7 Bibliografía

1. *Problemas en Galápagos por el manejo de desechos sólidos y líquidos*. 2011, El Comercio del Ecuador [en línea]. [Consultado: 25 de agosto 2012].
<http://www.elcomerciodelecuador.es/component/content/article/38-noticias-del-mundo/4823-problemas-en-galapagos-por-el-manejo-de-desechos-solidos-y-liquidos-.html>
2. *Sitio Oficial del Galapagos Science Center- Universidad San Francisco de Quito*. 2011 [en línea]. [Consultado: 24 de abril de 2012].
<http://www.usfq.edu.ec/GALAPAGOS/GALAPAGOSSCIENCECENTER/Paginas/default.aspx>
3. **Tester Jefferson, Drake Elisabeth**. *Sustainable Energy: Choosing among options*. Boston: The MIT Press, 2005.
4. **William L. , Ury Hassan**. *Biodigestores y protocolo de Kyoto*. Lima: Edt. Norma 2007
5. **Castells Xavier, Flotats Xavier, Campos Elena**. *Procesos biológicos. La digestión anaerobia y el compostaje: Tratamiento y valorización energética de residuo*. Madrid: Díaz de Santos, 2012.
6. **J.M. ,Arturo**. *Microbiología de la Digestión Anaerobia*. Conferencia Especializada. Villa Clara, 2007.
7. **Pavlostathis, Gómez Giraldo**. *Proceso microbiológico y bioquímico de digestión anaerobia*. Lleida: Universidad de Lleida, 1991
8. **Expósito Vélez, Germán Antonio**. *Modelización de procesos biológicos para la eliminación de residuos ganaderos, teniendo en cuenta sus condicionantes especiales*. Departamento de Ordenación del Territorio, Urbanismo y Medio Ambiente. Madrid : s.n.,2004. pág. 352, Tesis doctoral.
9. **Moncayo, Gabriel**. *Dimensionamiento, Diseño y construcción de biodigestores y plantas de biogas*. s.l. : Aqualimpia Beratende Ingenieure, 2008.
10. **Guevara, Antonio**. *Fundamentos básicos para el diseño de biodigestores rurales*. Lima : CEPIS,1996.

11. **Duque, Carlos y Bravo, Juan.** *Manual técnico para la construcción y operación de Biodigestores.* Ibarra : PROCANOR, 2007.
12. **Castells Xavier, Flotats Xavier, Campos Elena.** *Procesos biológicos. La digestión anaerobia y el compostaje: Tratamiento y valorización energética de residuo.* Madrid: Díaz de Santos, 2012.
13. **Pavlostathis, Gómez Giraldo.** *Proceso microbiológico y bioquímico de digestión anaerobia.* Lleida: Universidad de Lleida, 1991
14. **Guevara, Antonio.** *Fundamentos básicos para el diseño de biodigestores rurales.* Lima : CEPIS, 1996.
15. **Marañón, Elena.** *Generación de Residuos de Ganadería Vacuna (Purines) Es Asturias: Problemática y Tratamiento.* Gijón: Universidad de Oviedo, 1998.
16. **Castells Xavier, Flotats Xavier, Campos Elena.** *Procesos biológicos. La digestión anaerobia y el compostaje: Tratamiento y valorización energética de residuo.* Madrid: Díaz de Santos, 2012.
17. **Moncayo Romero, Gabriel y Arrue, Ramón.** *Colegio de ingenieros agrónomos de Chile.* Santiago de Chile: Aqualimpia: 2007
18. **López, Jose Maria.** *Digestión Anaeróbica de Lodos de Depuradora.* Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería Química, Universidad de Alicante. Alicante : s.n., 1989. Tesis doctoral.
19. **Jimenez, Elena.** *La Contaminación Ambiental en México.* México DF: Editorial Limusa, 2002.
20. **Moncayo, Gabriel.** *Dimensionamiento, Diseño y construcción de biodigestores y plantas de biogas.* s.l. : Aqualimpia Beratende Ingenieure, 2008.
21. **Hilbert, Jorge A.** *Manual para la producción de biogás.* Castelar : INTA, 1985.
22. **Instituto de Investigación de Energías Eléctricas.** *Digestores de desechos orgánicos.* Cuernavaca : Organización Latinoamericana de Energía, 1980.
23. **Herrero, Jaime.** *Biodigestores familiares: Guía de diseño y manual de instalación.* La Paz: Jaime Marti Herrero, 2008.
24. **Moncayo Romero, Gabriel y Arrue, Ramón.** *Colegio de ingenieros agrónomos de Chile.* Santiago de Chile: Aqualimpia: 2007

25. **Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía.** *Biomasa: Digestores anaerobicos.* Madrid : IDAE, 2007.
26. **Guevara, Antonio.** *Fundamentos básicos para el diseño de biodigestores rurales.* Lima : CEPIS,1996.
27. **Guerrero, Luz.** *Tipos de biodigestores y sus diseños.* Bogotá: Vidaverde,2011.
28. **Caldera, Yaxcelys, Madueño, Pedro y et.al.** *Efecto del tiempo de retención hidráulica en el funcionamiento de un reactor UASB.* Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Univesidad de Zulia. Maracibo : s.n., 2006.
29. **Deutsche Gesellschaft für Sonnenergie, ECOFYS (Firm).** *Planning and Installing Bioenergy Systems: A Guide for Installers, Architects and Engineers.*Londres: Earthscan, 2005.
30. *Biodigestor Chino.* 2011. México: Blog biodigestres, 2010
31. **Guerrero, Luz.** *Tipos de biodigestores y sus diseños.* Bogotá: Vidaverde,2011.
32. **Ferrer José, Seco Aurora.** *Tratamiento Biológico de Aguas Residuales.* Valencia: Alfaomega ,2008.
33. **Bylund, Gösta.** *Manual de industrias lácteas.* s.l.: Mundi-Prensa Libros, 2003.
34. **Marti , Nuria.** *Phosphorus Precipitation in Anaerobic Digestion Process.* Florida: Universal-Publishers: 2006.
35. **Eaton Andrew,Clesceri Lenore, Greenberg Arnold, Franson M.** *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.* Michigan: American Public Health Association, 1995.
36. **Instituto Centroamericano de Investigación y Tecnología Industrial, ICAITI.** *Primer seminario de Biogás.* San Salvador : ROCAP, 1983. Memoria.
37. **Hiler Edward, Bill Sotout.** *Biomass Energy: a monograph.* Texas: College Station, 1985.
38. **Ramalho, R.S.** *Tratamiento de aguas residuales.* Barcelona: Reverté: 1996.
39. **Eaton Andrew,Clesceri Lenore, Greenberg Arnold, Franson M.** *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.* Michigan: American Public Health Association, 1995.

40. **Pavlostathis, Gómez Giraldo.** *Proceso microbiológico y bioquímico de digestión anaerobia.* Lleida: Universidad de Lleida, 1991
41. **Timmerhaus, Peter.** *Plant Design and Economics for Chemical Engineers.* New York: Mc. Graw Hill, 2004.
42. **Holman, J.P.** *Transferencia de calor.* Madrid: Mc. Graw Hill, 1998.
43. **Montesinos, Juan José.** *Diseño y construcción de un intercambiador de calor para un biodigestor escala piloto.* Tesis para la obtención de título de Ingeniero Químico. Universidad San Francisco de Quito, 2009.
44. **Cabrera, Karla.** *Estudio cinético de la digestión anaerobia de mezcla de desechos de frutas.* Tesis para la obtención de título de Ingeniero Químico. Universidad San Francisco de Quito, 2010.
45. **Timmerhaus, Peter.** *Plant Design and Economics for Chemical Engineers.* New York: Mc. Graw Hill, 2004.
46. **Mobley, Keith.** *Plant Engineer's Handbook.* Butterworth-Heinemann, 2001.

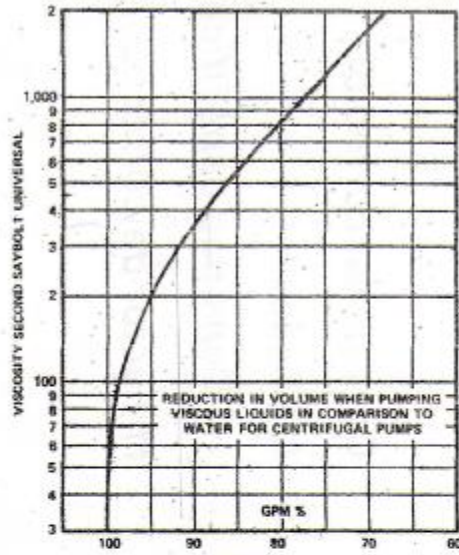
8 Anexos

Anexo I: Diagrama de flujo del sistema

Anexo II: Gráficas de corrección de caudal y altura para selección de bombas

How Viscosity affects Head Volume and Efficiency

Gráfica 1:



Gráfica 2:

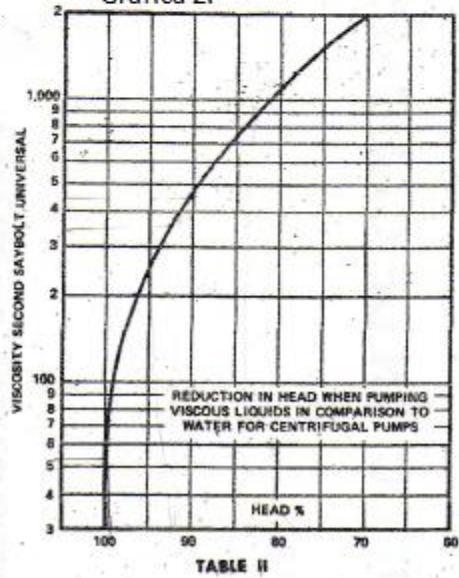


Figura A. 1: Gráficas de corrección de caudal y altura para selección de bombas [46].

Anexo III: Curva característica de bomba seleccionada

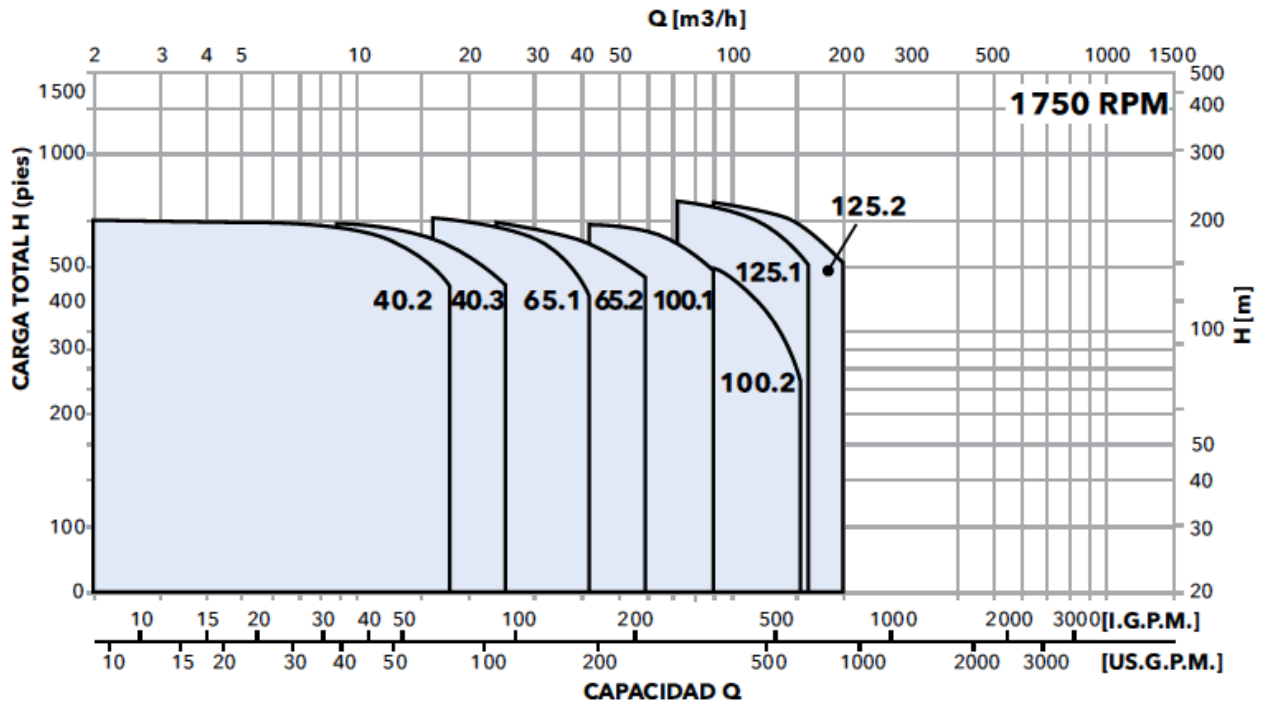


Figura A. 2: Curva característica de bomba seleccionada

Anexo IV: Cálculo de la potencia de la cinta transportadora

Belt width, m	Belt speed, m/s [‡]	Capacity, kg/s, at indicated slope angle [§]				Power req'mt., kW/L (horizontal movement)	Power req'mt., kW/ΔZ (vertical movement)
		0°	10°	20°	30°		
0.46	0.51	13.6	15.1	17.4	19.8	0.0171	0.142
	(1.27)	33.8	37.8	43.5	49.5	0.0431	0.348
0.61	0.51	24.7	29.0	33.3	37.8	0.0250	0.250
	(1.52)	74.2	87.0	99.9	113.4	0.0744	0.749
0.91	0.51	58.1	70.2	80.3	91.0	0.0389	0.597
	(2.03)	232	281	321	364	0.1560	2.384
1.22	0.51	111	129	148	167	0.0744	1.141
	(2.03)	444	516	592	668	0.297	4.577
1.52	0.51	182	206	235	266	0.122	1.870
	(2.29)	818	927	1058	1197	0.548	8.420
1.83	0.51	259	301	343	388	0.232	3.573
	(2.29)	1166	1355	1543	1745	1.042	16.165

Figura A. 3 : Potencia requerida por la cinta transportadora [45].

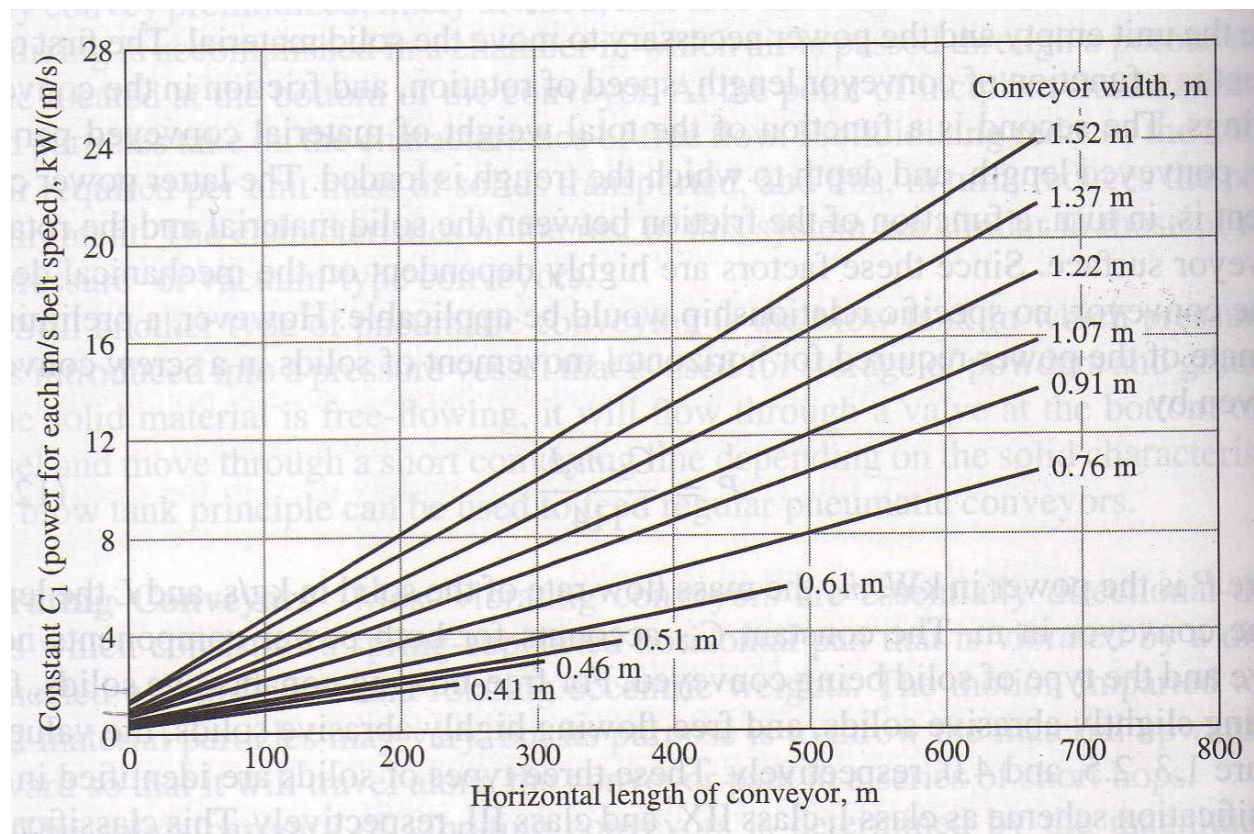


Figura A. 4: Calculo de la constante “ C_1 ”. [45]

Anexo V: Cinta transportadora seleccionada

**Technical Specifications**

- Belt width: 300-450mm
- Speed: 15 Mpm constant
- Gear Motor: 0.5 HP
- Electrical Control: Starter
- Inkjet Stand: Inbuilt
- Belt: Imported
- Power: 440V/220V
- Drive: If Requested

Anexo VI: Agitador seleccionado.



Acero Inoxidable de Alta Calidad

El anillo de chorro opcional aumenta la eficacia y a la vez reduce el consumo de energía. Los agitadores sumergibles son especialmente eficaces en aplicaciones tales como suspensión de sólidos y mezclado de líquidos. Se pueden encontrar agitadores Flygt en plantas de tratamiento de aguas residuales, equipos de sondeo submarinos, granjas, plantas de procesos químicos, plantas cerveceras, minas, otras aplicaciones.

Agitador modelo 4610		
Con y sin anillo de chorro	Potencia	Diámetro de la hélice
	50 Hz, 0.75 kW	210 mm
	60 Hz, 0.9 kW/1.2 hp	8 1/2"

Anexo VII: Compresor seleccionado.



tecnología de datos	
modelo	xyqfl24b
de energía	1.5kw/2.0hp
el flujo de gas	= 206l/min 7.3 pies cúbicos por minuto
cilindro	48mm*1
de tensión	220& plusmn; 5%
la velocidad	2850 rpm
la presión	8bar/115psi
alambre del estator	de aluminio en general
tamaño del estator	132mm*125pcs
la válvula de drenaje	Bola valve*2pcs
protección contra el calor	afirmativa
nivel de ruido	88db
..	...