



UNIVERSIDAD MICHOACANA DE  
SAN NICOLÁS DE HIDALGO

---

---

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA  
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA  
ÁREA DE TERMOFLUIDOS

TESIS:

**ANÁLISIS TERMoeCONÓMICO DEL PROCESO DE  
BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS PROVENIENTES DE  
LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

**MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA MECÁNICA**

PRESENTA:

**I. Q. JOSE LUIS ALTAMIRANO CORONA**

ASESOR:

**DR. EN INGENIERÍA MECÁNICA J. JESÚS PACHECO IBARRA**

CO-ASESORA:

**DRA. EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA MA. DEL  
CARMEN CHÁVEZ PARGA**

MORELIA, MICHOACÁN A FEBRERO DE 2014

---

---



---

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL  
PROCESO DE BIODIGESTIÓN  
ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS  
TEQUILERAS**

---

# AGRADECIMIENTOS

Gracias a todas las personas e instituciones que me brindaron su apoyo de infraestructura, económico y académico para poder finalizar este trabajo de tesis, en especial a:

- **CONACyT** y a la **Coordinación General de Estudio de Posgrado de la UMSNH**, por el apoyo económico, que fue fundamental en actividades realizadas para este trabajo de investigación.
- **Posgrado de la Facultad de Ingeniería Mecánica** por confiar en mí y brindarme la oportunidad de ser uno de sus estudiantes.
- **Dr. J. Jesús Pacheco Ibarra**, por ser mi asesor y confiar en mí. También a la **Dra. Ma. del Carmen Chávez Parga**, por ser mi segundo asesor y permitirme no perder esa liga con mi alma máter.
- **Dr. Carlos Rubio Maya, Dra. Lada Domratheva Lvova** y al **Dr. Sergio Ricardo Galván González**, por esas clases de maestría y por sus valiosos comentarios que ayudaron a enriquecer a esta tesis como integrantes de mi mesa sinodal.
- **Dr. Julio César Orantes Ávalos**, por su gran apoyo académico al permitirme estar como oyente en esas materias que fueron unos de los pilares más grandes para este trabajo.
- **Posgrado de la Facultad Ingeniería Química** y al **Dr. José Apolinar Cortés**, por permitirme trabajar en sus laboratorios.
- **Lic. Verónica Aguilar Romero**, por su apoyo en temas administrativos.
- **Tequileras Corralejo y Procesadora Zacapendo**, por su apoyo con la donación de vinazas.
- **Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo**, por ayudarme a crecer profesionalmente.

# DEDICATORIA

***A mi familia: José Luis, María Fé, César, La Niña y Toño.***

Por ser mis más grandes amores en la vida  
y porque pese a todas las vicisitudes, siempre  
han estado ahí para mi, aunque los haga rabiar  
y desatinar de vez en cuando je je.

***A Jesús, Marllen, Luis, Osmín, Aida, Samantha, Oswaldo, Anayeli, Giovanni  
Vidal, Daniel, Oscar, Susana, Bielca, Carmen, Ernesto, Jasso y  
todos mis queridos amigos.***

Por ser el motor de mis sueños y delirios más  
coherentes y/o imprudentes que los hace  
mi complemento y apoyo incondicional.

**Sin todos ustedes mi vida no sería tan divertida y  
maravillosa como lo es, además, gracias por creer en mí en  
los momentos en los que hasta yo mismo llegué a titubear.**

**Sólo por eso puedo decir sin temores ni tapujos que:**

***¡Los amo con toda mi alma y por ustedes y por mí va éste logro!***

# ÍNDICE GENERAL

	PÁGINA
ÍNDICE GENERAL .....	III
ÍNDICE DE TABLAS .....	V
ÍNDICE DE FIGURAS .....	VI
RESUMEN .....	I
ABSTRACT .....	II
GLOSARIO.....	III
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 GENERALIDADES.....	1
1.2 HIPÓTESIS.....	6
1.3 OBJETIVO .....	7
1.3.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	7
1.4 JUSTIFICACIÓN .....	8
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO.....	9
2.1 BIODIGESTIÓN ANAEROBIA .....	9
2.2 GENERALIDADES DEL DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO.....	12
2.3 BASES TERMODINÁMICAS .....	16
CAPÍTULO 3. ESTADO DEL ARTE .....	21
CAPÍTULO 4. METODOLOGÍA.....	25
4.1 PRETRATAMIENTO .....	27
4.2 TRATAMIENTOS PRIMARIOS .....	32
4.3 REACTOR UASB.....	37

4.3.1	MODELOS PARA EL BALANCE DE MATERIA, ENERGÍA Y EXERGÍA EN EL REACTOR .....	38
4.3.2	CONSTRUCCIÓN DE LOS REACTORES Y ACOPLAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE EXPERIMENTACIÓN .....	43
4.3.3	TOMA DE MUESTRAS Y ANÁLISIS FISICOQUÍMICOS .....	47
4.3.4	PUESTA EN MARCHA DEL REACTOR.....	49
4.4	LECHO DE SECADO DE LODOS .....	54
4.5	DESINFECCIÓN.....	55
4.6	ANÁLISIS TERMOECONÓMICO.....	59
CAPÍTULO 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS .....		65
5.1	RESULTADOS DEL PRETRATAMIENTO Y TRATAMIENTOS PRIMARIOS .....	65
5.2	RESULTADOS RELACIONADOS AL REACTOR.....	68
5.3	RESULTADOS DE DESINFECCIÓN.....	77
5.4	RESULTADOS DEL LECHO DE SECADO .....	77
5.5	RESULTADOS DEL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO .....	78
CAPÍTULO 6. CONCLUSIONES.....		89
BIBLIOGRAFÍA .....		90

# ÍNDICE DE TABLAS

	<b>PÁGINA</b>
Tabla 1.1 Características fisicoquímicas de las vinazas tequileras. ....	4
Tabla 2.1 Valores promedio de operación para llevar a cabo un proceso anaerobio. ....	11
Tabla 2.2 Relación de algunos de los procesos presentes en los trenes de tratamiento de aguasresiduales.....	14
Tabla 4.1 Producción diaria de tequila y vinazas para una planta con llenado de 8640 botellas de 750 mL por turno, con solo dos turnos laborables.....	28
Tabla 4.2 Perfil de flujo o gastos de vinazas por hora para las tres temporadas. ....	29
Tabla 4.3 Componentes de estudio.....	31
Tabla 4.4 Parámetros para el diseño del sedimentador primario. ....	34
Tabla 4.5 Análisis fisicoquímicos de las vinazas recolectadas en Corralejo. ....	48
Tabla 4.6 Análisis fisicoquímicos de las vinazas recolectadas en Indaparapeo. ....	49
Tabla 5.1 Dimensiones del neutralizador y el tanque de coagulación-floculación .....	66
Tabla 5.2 DBO y SST residuales después a la sedimentación primaria. ....	67
Tabla 5.3 Resultados del experimento con inóculo rastro – laguna. ....	69
Tabla 5.4 Dimensiones básicas del tanque de cloración.....	77
Tabla 5.5 Resultados del balance individual de materia. ....	84
Tabla 5.6 Resultados globales del balance de masa, energía y exergía. ....	84
Tabla 5.7 Destrucción de exergía en las unidades de proceso.....	84
Tabla 5.8 Costos de los equipos o unidades de proceso. ....	85
Tabla 5.9 Resultados del análisis financiero. ....	87
Tabla 5.10 Resultados del análisis termoeconómico. ....	88

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

	<b>PÁGINA</b>
Figura 2.1 Diagrama generalizado del proceso de biodigestión anaerobia llevado a cabo por bacterias y protozoarios en un tratamiento de aguas.....	11
Figura 2.2 Aspectos generales a considerar para caracterizar agua residual que se desee llevar a tratamiento.....	12
Figura 4.1 Tren de tratamiento propuesto para el análisis termoeconómico.....	25
Figura 4.2 Esquema general de un reactor biológico tipo UASB.....	27
Figura 4.3 Diagrama del cárcamo y sus principales detalles a diseñar.....	29
Figura 4.4 Tanque neutralizador de vinazas en operación.....	33
Figura 4.5 Proceso de mezclado para neutralización y coagulación-floculación. ....	33
Figura 4.6 Sedimentador de primario.....	34
Figura 4.7 Reactor UASB.....	40
Figura 4.8 Tanque sellado y con válvulas instaladas.....	44
Figura 4.9 Reactor #1 completo.....	44
Figura 4.10 Daños internos en el reactor #1, después del uso del suero de leche.....	45
Figura 4.11 Construcción del reactor #2.....	45
Figura 4.12 Reactor #2 completo.....	46
Figura 4.13 Sistema para lavado y medición del volumen y temperatura del biogás producido.....	46
Figura 4.14 Laguna de vinazas en donde debido al deficiente transporte de oxígeno a poca profundidad se generan condiciones de anaerobiosis de donde se obtuvieron 1 L como inóculo.....	50
Figura 4.15 Esquema del sistema completo armado y montaje real.....	51
Figura 4.16 Experimento cualitativo sobre funcionamiento inóculo rastro-suero de leche.....	51

Figura4.17 Diagrama del lecho de secado.....	54
Figura4.18 Tanque de cloración.....	56
Figura 5.1 Dimensiones del cárcamo. ....	66
Figura 5.2 Dimensiones generales del sedimentador primario.....	67
Figura 5.3 pH inóculo rastro – laguna. ....	70
Figura 5.4 Producción diaria de biogás con inóculo rastro - laguna. ....	71
Figura 5.5 Volumen acumulado de biogás con el inóculo rastro – laguna. ....	72
Figura 5.6 Prueba de combustión del biogás con inóculo del rastro municipal. ....	74
Figura 5.7 Cromatograma del biogás producido con inóculo del rastro municipal. ....	75
Figura 5.8 Cromatograma del biogás producido con inóculo rastro-levadura. ....	76
Figura 5.9 Dimensiones de los lechos de secado para lodos.....	78
Figura 5.10 Gráfica del flujo real del influente. ....	80
Figura 5.11 Gráfica del flujo del influente simulado con Fourier y del flujo de salida del cárcamo ( $F_{B1}$ ). ....	80
Figura 5.12 Perfiles de temperaturas de los equipos, parte 1. ....	81
Figura 5.13 Perfiles de temperaturas de los equipos, parte 2. ....	81
Figura 5.14 Variación del flujo energético que entra al sedimentador.....	82
Figura 5.15 Variación del flujo exergético que entra al sedimentador. ....	82
Figura 5.16 Variación de la destrucción de exergía en el sedimentador. ....	83

# RESUMEN

Las vinazas son residuos que forman parte de las colas de destilado de bebidas alcohólicas que presentan un color marrón oscuro dada la presencia de un gran número de compuestos como ácidos tánicos, húmicos y melanoidinas.

La industria tequilera genera en promedio de 10 a 12 litros de vinazas por cada litro producido de bebida, lo cual equivale a una descarga promedio de 0.60 a 1.0 kg de DQO por litro de tequila (sin contar el bagazo), lo que es lo mismo, para una producción anual de Tequila 100% de 114.3 millones de litros, [1], se descargan de 68.6 a 114.3 miles de toneladas por año de contaminantes expresado en DQO proveniente de éste tipo de efluentes que son el equivalente de 1192 a 1430 millones de litros de agua contaminada por año y cuyo destino final en su mayoría, son los sistemas municipales de drenaje, canales, ríos o arroyos cercanos a las fábricas, lo cual ocasiona un problema severo de contaminación.

El presente trabajo está enfocado al análisis exergético y económico, relacionado con el tratamiento de las aguas residuales de las industrias tequileras a través de una degradación biológica de las vinazas y el uso como combustible alternativo del biogás resultante del consumo de vinazas por parte de bacterias anaerobias, todo con el fin de proporcionar información útil al sector privado y que éste mismo corrobore que, al final, la inversión en plantas de tratamiento, no es un gasto sino un ahorro. Se realizaron también experimentos para degradar vinazas con inóculos extraídos de un reactor localizado en un rastro municipal y otras fuentes, que aunque no arrojaron los resultados deseados, fueron de gran ayuda para la comprensión del funcionamiento de los reactores biológicos.

**Palabras clave:** Vinazas; DQO; anaerobio; ahorro energético.

## ABSTRACT

Vinasses are residues that are part of the tails of distilled alcoholic beverages which have a dark brown color due to the presence of a large number of compounds such as tannic and humic acids, and melanoidins.

The tequila industry generates an average of 10-12 liters of vinasses per liter of beverage produced, equivalent to an average discharge of 0.60-1.0 kg of COD per liter of tequila (excluding bagasse), which is the same, for an annual production of Tequila 100% of 114.3 million liters, [1], are discharged 68.6-114.3 thousand tons per year of contaminants expressed in COD from this kind of effluents, that is the same to 1192-1430 million liters of contaminated water, and the final destination for the most are the municipal drainage systems, canals, rivers or streams near the factories, causing a severe problem of pollution.

The present work is focused on the exergetic and economic analysis related to the treatment of wastewater from the tequila industry through biological degradation of vinasses and the use as an alternative fuel the resulting biogas stillage from vinasses consumption by anaerobic bacteria. This will be a useful source of information to private sector, which will corroborate, at the end, that investment in treatment plants, is not a cost, is a saving. Experiments were also conducted to degrade stillage with inocula taken from a reactor located in a municipal slaughterhouse and other sources, but did not yield the desired results, although they were a great help in understanding the operation of biological reactors.

**Keywords:** Vinasses; COD; anaerobic; energy savings.

# GLOSARIO

**Acidez fija:** son los ácidos titulables presentes en el extracto seco que se determinan usando una base y fenolftaleína como indicador. Es la diferencia entre la acidez total y la acidez volátil. Se toman en cuenta, entre otros, los ácidos tartárico, málico, cítrico, succínico, láctico, etc. Aquí se indica en miligramos de ácido acético por cada litro de alcohol anhidro.

**Acidez total:** es el contenido de ácidos titulables presentes en una bebida alcohólica y en los mostos, que se determinan usando una base y fenolftaleína como indicador y determinada según la norma, NMX-V-015-NORMEX-2006, [2]. Aquí se indica en miligramos de ácido acético por cada litro de alcohol anhidro.

**Acidez volátil:** se define como el conjunto de ácidos grasos de la serie acética que se hallan en las bebidas alcohólicas o en los mostos (ácido acético, fórmico, propiónico, butírico), disociados o no, ya sea al estado libre o combinados en forma de sales. Se excluyen de la acidez volátil los ácidos láctico y succínico, el ácido carbónico y el anhídrido sulfuroso libre y combinado [3]. Aquí se indica en miligramos de ácido acético por cada litro de alcohol anhidro.

**Alambique:** es el equipo que sirve para destilar o separar de otras sustancias más fijas, por medio del calor, una sustancia volátil. Se compone fundamentalmente de un recipiente para el líquido y de un conducto que sale del recipiente y se continúa en un serpentín por donde sale el producto de la destilación [4].

**Alcalinidad total:** es una medida de la capacidad neutralizadora de una base. La alcalinidad y la acidez son los factores de capacidad de un tipo de agua [5]. Aquí se indica en miligramos de carbonato de calcio por cada litro de muestra.

**Briqueta:** Conglomerado de carbón u otra materia en forma de ladrillo [4].

**Coloides:** es una dispersión de partículas de una sustancia (la fase dispersa) entre un medio dispersor, formado por otra sustancia [6]. Partículas muy pequeñas en suspensión, por ejemplo arcillas [7].

**Demanda bioquímica de oxígeno (DBO):** medida de la cantidad de oxígeno utilizada por las bacterias en la degradación de la materia orgánica [5].

**Demanda química de oxígeno (DQO):** prueba química rápida para medir el oxígeno equivalente del contenido de materia orgánica del agua residual que es susceptible de oxidación por un producto químico fuerte [5].

**Declaración:** Declaración General de Protección a la Denominación de Origen “Tequila”, publicada en el Diario Oficial de la Federación el 13 de octubre de 1977 y sus subsecuentes modificaciones y adiciones [8].

**Efluente:** líquido o sólido que sale de algún proceso de producción o de alguna planta de tratamiento.

**Estado muerto:** situación en la que se encuentra un sistema al estar en equilibrio termodinámico con el ambiente que le rodea. Es decir que tanto su presión, como la temperatura son iguales a las de sus alrededores además, la energía cinética y potencial valen ambas cero y no existe reacción entre el sistema y el ambiente (químicamente inerte), [9].

**Extracto seco:** es la porción de muestra de algún alimento o bebida que es liberada totalmente de agua.

**Grasas:** son una clase de lípidos, constituyentes principales de las células almacenadoras de éstas en animales y plantas, y son una de las reservas alimenticias importantes del organismo. Las grasas líquidas suelen describirse

como aceites. Desde el punto de vista químico, las grasas son ésteres carboxílicos derivados de un solo alcohol, el glicerol,  $\text{HOCH}_2\text{CHOHCH}_2\text{OH}$ , y se conocen como glicéridos [10].

**Inóculo:** pequeña cantidad de sustancia con un cierto contenido de microorganismos capaces de alimentarse de la materia presente y descomponerla en sustancias más simples.

**Mostos:** líquido azucarado, proveniente de la extracción del agave hidrolizado y adicionado de otros azúcares de acuerdo con [8], listo para el proceso de fermentación.

**Potencial de hidrógeno (pH):** logaritmo negativo de la concentración de iones hidrógeno (en mol/L) y se expresa:  $pH = -\log[H^+]$ .

**Productor autorizado:** la persona física o moral que cuenta con autorización por parte de la Dirección General de Normas de la Secretaría de Economía y del Instituto Mexicano de la Propiedad Industrial, conforme a sus respectivas atribuciones para dedicarse a la elaboración de Tequila dentro de sus instalaciones, las cuales deben estar ubicadas en el territorio comprendido en la Declaración. Dicha autorización se encuentra sujeta al cumplimiento de las disposiciones contenidas en [8] y demás normatividad aplicable.

**Sólidos disueltos totales:** cantidad total de sólidos coloidales y en suspensión en un líquido. Cualquier partícula que pasa un filtro de  $1,2 \mu\text{m}$  se define como disuelta, [5].

**Sólidos sedimentables:** cantidad de sólidos determinada en un ensayo de laboratorio usando un cono Imhoff en el que se vierte la muestra de agua y se deja sedimentar durante un período de una hora. La extensión o grado de sedimentación se expresa en mg/L, [5].

**Sólidos suspendidos totales:** sólidos en suspensión en agua o agua residual que pueden eliminarse por filtración, [5].

**Sólidos suspendidos fijos:** sólidos, frecuentemente inorgánicos, que quedan como cenizas después del tratamiento de la muestra a 550°C, [5].

**Sólidos totales:** los sólidos totales (orgánicos más inorgánicos) de las aguas residuales son, por definición, los residuos que quedan una vez que la parte líquida se ha evaporado y el remanente se ha secado a peso constante a 103°C. Se hace la distinción entre sólidos disueltos y sólidos no disueltos (esto es, en suspensión) evaporando muestras de aguas residuales filtradas y sin filtrar [11].

**Sólidos volátiles:** sólidos, frecuentemente orgánicos, que se volatilizan a una temperatura de 550°C. Pueden ser parte de los sólidos disueltos o de aquellos en suspensión dependiendo del tratamiento previo.

**Turbidez:** claridad del agua, es decir, medida de la acumulación de partículas coloidales, determinada por la transmisión de la luz a través del agua.

**Vinazas:** mezcla de compuestos provenientes de los fondos de la destilación de mostos en la producción de tequila y otros productos resultantes de la fermentación de diferentes tipos de azúcares.

# CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

## 1.1 GENERALIDADES

El estudio desde un punto de vista científico del proceso de producción de tequila tiene ya muchos años de llevarse a cabo desde la perspectiva técnica y humanista. Sin embargo, el presente trabajo está enfocado al estudio del proceso de biodigestión anaerobia de sus vinazas mediante un análisis ambiental, exergético y económico, con el fin de promover éste tipo de tecnologías en pro del consumo de energía limpia, la conservación de la calidad de agua de los cuerpos hídricos cercanos a las zonas productoras de la bebida mexicana por excelencia y, finalmente, el ahorro en el gasto económico causado por el consumo de combustibles fósiles.

Para este trabajo, se realizó una breve remembranza de los aspectos principales de la historia y producción del tequila, los principales residuos obtenidos de dicha producción, y finalmente, se tomaron en cuenta conceptos como biodigestión anaerobia, producción de metano y finalmente se llegó al análisis termoeconómico de dicho proceso.

Durante el proceso de producción del tequila se menciona que existen desechos cuyos componentes principales según, López-López y colaboradores (2010), [7] y Cedeño-Cruz y colaboradores (1999), [12] son:

- Miel amarga.- Durante la etapa de hidrólisis de la inulina en el cocimiento, se desprenden un conjunto de compuestos pobres en azúcares pero ricos en ceras derivadas de la cutícula del agave.

- Bagazo.- Es el remanente sólido que representa el 40% del agave machacado proveniente de la etapa de molienda, en donde se separa del mosto y cuyo contenido seco principal es celulosa 43%, hemicelulosa 19%, lignina 15%, nitrógeno total 3%, pectina 1%, azúcares residuales 10% y otros compuestos el 9% y es utilizado como parte de la mezcla necesaria para la producción de ladrillos, extracción de furfural, alimento para ganado, etc. El bagazo se desecha a una razón de 1,4 kg por cada litro de tequila producido, por lo que es una excelente opción para obtener energía mediante la producción de briquetas junto con las pencas. Estas briquetas son comprimidos que pueden ser llevadas a combustión para generar calor. Otra alternativa puede ser la producción de bioetanol, [13].
- Dióxido de carbono y algunos alcoholes residuales de la fermentación.
- Cabezas de destilado.- Compuestos con bajos puntos de ebullición que se obtienen durante el comienzo de la etapa de destilación y contienen principalmente acetaldehído, acetato de etilo, metanol, 1-propanol, 2-propanol, 1-butanol, y 2-metil propanol. Estos compuestos vuelven a mezclarse con el destilado principal dándole un sabor agradable y característico del tequila. Aquí se debe tener mucho cuidado con la concentración de metanol la cual no debe sobrepasar los 300 mg del mismo por cada 100 mL de alcohol etílico anhidro, [12].
- Colas de destilado.- Estos son compuestos con altos puntos de ebullición que generalmente son el alcohol isoamílico, alcohol amílico, 2-furaldehído, ácido acético y acetato de etilo que dan fuerza al tequila pero cuando sobrepasan los 0,5 mg/mL el producto adquiere un sabor desagradable.
- Vinazas.- Son residuos que forman parte de las colas de destilado, que presentan un color marrón oscuro, ya que tienen compuestos fenólicos (ácidos tánicos y húmicos) y melanoidinas que son polímeros de bajo y alto

peso molecular formados como parte de los productos finales de la reacción de Maillard [7], que consiste en la reacción entre azúcares y aminoácidos. Las vinazas son producidas en una escala de 10 a 12 litros por cada litro de tequila producido y presenta un DBO de 35 a 60 g/L, un DQO de 60 a 100 g/L, pH de 3,4 a 4,5 y además van acompañadas de 1,4 kg de bagazo de las cabezas de agave. Sales principalmente de iones potasio, calcio y sulfatos, disueltas, dificultan su tratamiento. Existen métodos de recirculación para aprovechar la mayor parte de los alcoholes y azúcares útiles de las vinazas, sin embargo, no pueden recircularse más de cinco veces dado el incremento en la concentración de sales que afecta el proceso de fermentación y por ende el sabor final del producto. Las características fisicoquímicas generales de las vinazas tequileras se enlistan en la Tabla 1, donde se exponen los valores obtenidos a partir del análisis por duplicado de las vinazas provenientes de distintas plantas tequileras, de acuerdo a López-López y colaboradores (2010), [7], dichos estudios se engloban en la [Tabla 1.1](#).

Con la presente investigación se recalcará la importancia que tienen los tratamientos de vinazas para evitar la contaminación provocada por las mismas en los cuerpos de agua, teniendo en cuenta que los efluentes de las plantas tequileras aportan una gran cantidad de sólidos suspendidos totales y un elevado DBO, fosfatos, temperaturas mayores a los 40 °C y en algunos casos niveles de grasas y aceites mayores a los señalados por la normas NOM-001-SEMARNAT-1996 [14], NOM-002-SEMARNAT-1996 [15] y NOM-003-SEMARNAT-1997 [16], llevando así a un incumplimiento por parte de las empresas tequileras.

Por ejemplo, si una planta produce un promedio de 3000 litros diarios de tequila, esto podría conducir a una cantidad de 36000 litros diarios de vinazas, lo que podría llevar a una descarga de 2.16 toneladas diarias de sólidos suspendidos totales y la misma cantidad de DBO.

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

**Tabla 1.1 Características fisicoquímicas de las vinazas tequileras.**

<b>Características fisicoquímicas de las vinazas tequileras.</b>			
<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
pH	3,4-4,5	Acidez volátil (mg/L)	20-200
Aceites y grasas (mg/L)	10-100	Ca (mg/L)	200-1100
DQO total (mg/L)	60000-100000	Mg (mg/L)	100-300
DQO soluble (mg/L)	40000-80000	K (mg/L)	150-650
DBO total (mg/L)	35000-60000	Fosfatos (mg/L)	100-700
DBO soluble (mg/L)	25000-50000	Nitrógeno total (mg/L)	20-50
Sólidos totales (mg/L)	25000-50000	Nitrógeno NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	15-40
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	2000-8000	Nitrógeno orgánico (mg/L)	5,0-10
Sólidos suspendidos fijos (mg/L)	10-500	Azúcares reducidas totales (% en peso)	0,5-2,0
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	1990-7500	Azúcares directos (% en peso)	0,4-1,0
Sólidos sedimentables (mg/L)	10-900	Cu (mg/L)	<3,0
Alcalinidad total (mg/L)	<6,00	Fe (mg/L)	<45
Acidez total (mg/L)	1500-6000	Ni (mg/L)	<0,02
Acidez fija (mg/L)	1480-5800	Zn (mg/L)	<1,0

Lo anterior sería un incumplimiento a las normas ya mencionadas, las cuales sólo permiten una descarga máxima de 1.2 toneladas por día, [14] a los cuerpos de agua, tanto de sólidos suspendidos totales como de DBO.

Del proceso de biodigestión anaerobia llevado a cabo por los microorganismos para degradar la materia orgánica, se generan productos como el gas metano, dióxido de carbono, entre otras sustancias, pudiendo usar el CH<sub>4</sub> como combustible para un pequeño ciclo de potencia o para generación de calor útil en el cocimiento de las cabezas de agave.

Para éste estudio se realizaron balances energéticos, exergéticos y económicos basados en la experimentación y datos bibliográficos ya reportados, colocando como meta las cantidades reportadas en la norma correspondiente para descargas de aguas residuales, [14].

Se llevó a cabo, a escala piloto, el proceso de biodigestión utilizando cuatro tipos de inóculos con el fin de identificar cual era más adaptable para degradar a las vinazas, sin embargo los resultados no fueron del todo satisfactorios aunque sí fueron de gran ayuda para en el entendimiento del proceso; además, se analizaron dos plantas de tratamiento de aguas municipales en funcionamiento con el fin de identificar algunas de las técnicas o tecnologías más usadas en el país y finalmente fue estudiado un informe sobre el costo-beneficio de las plantas de tratamiento de las empresas y municipios que descargan sus aguas en el río Santiago, desde el lago de Chapala hasta la presa de Santa Rosa en el estado de Jalisco [17], lo cual ayudó para la determinación de los posibles costos de inversión de la tecnología que se eligió para éste estudio.

## **1.2 HIPÓTESIS**

La descomposición de las vinazas por procesos anaerobios minimizará los valores de DQO, DBO y sólidos suspendidos totales y se podrán usar los productos de la reacción de degradación como combustible, disminuyendo los costos por gastos energéticos de las plantas productoras de tequila, tomando en cuenta el análisis termoeconómico enfocando estratégicamente en las áreas donde la energía disponible pueda ser utilizada, logrando eficiencias energéticas mayores.

## 1.3 OBJETIVO

Realizar el análisis termoeconómico del proceso de biodigestión anaerobia de vinazas provenientes de las industrias tequileras.

### 1.3.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Llevar a cabo, a nivel laboratorio, el proceso de biodigestión anaerobia utilizando cuatro tipos de inóculo.
2. Determinar las mejores condiciones de operación con el fin de obtener la conversión máxima de metano.
3. Realizar la simulación del balance de materia, energía, exergía.
4. Elaborar el análisis financiero y el balance económico para el proceso de biodigestión anaerobia de vinazas tequileras a nivel industrial mediante la metodología propuesta por Lozano y Valero, [18].

## 1.4 JUSTIFICACIÓN

Varios medios encargados de la difusión de información de tipo regional y nacional como periódicos, la televisión, la radio, e internet han dado parte de sus espacios a la difusión de la problemática sobre la gran preocupación de la sociedad a causa de los niveles de contaminación que los cuerpos hídricos como lagos, ríos y arroyos, están alcanzando a causa de las descargas de una cantidad importante de vinazas provenientes de las industrias tequileras del país, tal como lo hace Alatorre, A. (2009), [18].

Este tipo de efluente posee una gran cantidad de sólidos suspendidos así como elevados niveles de DBO y DQO de origen orgánico, lo que lo hace poseer un potencial, primero, para ser tratado biológicamente y segundo, para que a través de un proceso anaerobio se obtenga metano, el cual puede utilizarse como una fuente limpia de energía a través de su combustión.

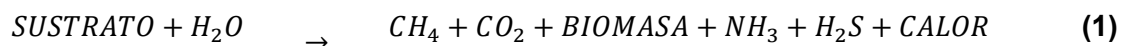
El presente trabajo pretende contribuir al convencimiento definitivo de la comunidad productora de tequila de que la construcción de plantas tratadoras de vinazas no es solo un gasto a realizar para cumplir con las normas sobre calidad del agua, sino que puede significar una inversión que a largo plazo les reditúe en un ahorro económico por un gasto menor de energía proveniente de combustibles convencionales y disminución en multas o derechos por descargas de aguas residuales.

## CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO

En el presente capítulo se hará una breve recapitulación de los términos teóricos más importantes y relevantes para éste proyecto, comenzado con la temática de los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales, pasando por los aspectos generales de diseño de plantas de tratamiento y la termodinámica del proceso.

### 2.1 BIODIGESTIÓN ANAEROBIA

El proceso de la biodigestión anaerobia es un proceso mundialmente usado en diferentes escalas para tratar aguas y lodos contaminados provenientes de la industria, la agricultura y actividades humanas en general (origen urbano). De acuerdo con Kiely, G. (1999), [5], la digestión anaerobia se entiende como “la utilización de microorganismos, en ausencia de oxígeno, para estabilizar la materia orgánica por conversión a metano y otros productos inorgánicos incluyendo dióxido de carbono”:



Siendo generalmente utilizado para residuos con alta carga orgánica (considerados generalmente entre el 10 y 30%, [5], los cuales son disminuidos con el fin de bajar los valores de DQO y hacer tolerables las condiciones de aguas según lo dispuesto en las normatividades correspondientes.

Los beneficios del uso del proceso de digestión anaerobia son entre otros:

- Reducción del potencial contaminante del residuo.
- Eliminación de patógenos y semillas de hierbas (bien mesófilas o termófilas).
- Mejoría del valor fertilizante/energético del residuo.
- Producción de biogás como fuente energética.

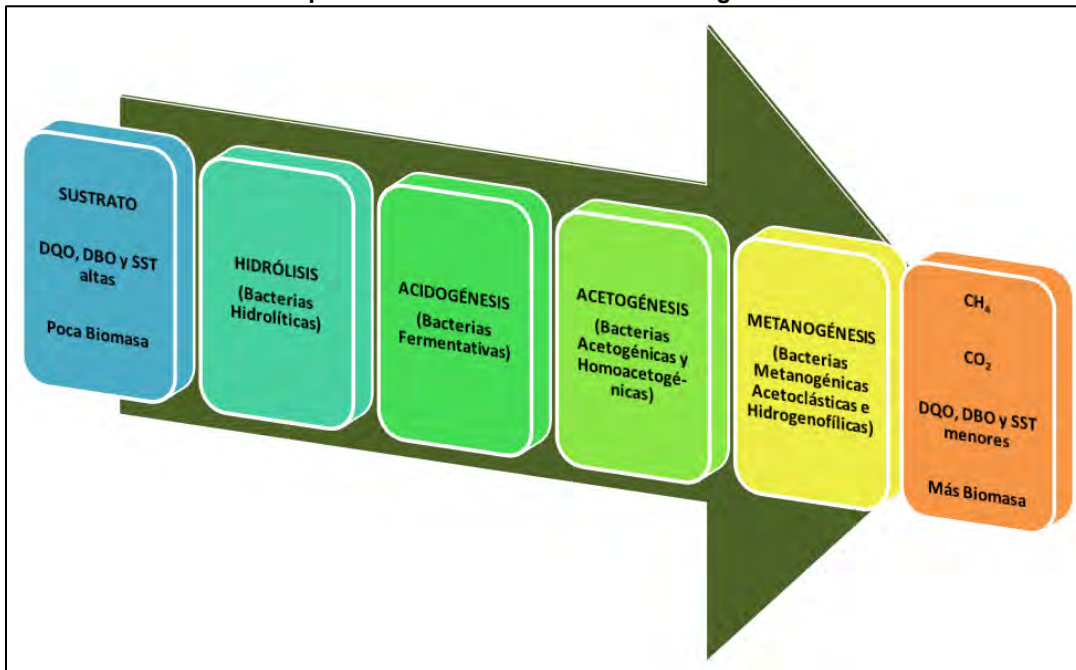
El proceso de biodigestión anaerobia consta de varias etapas las cuales deben encontrarse bajo un estricto régimen de monitoreo para evitar que condiciones extraordinarias causadas por fluctuaciones repentinas de pH, temperatura, concentración de sustrato e inhibidores pudiesen afectar el proceso.

Se inicia con la hidrólisis, la cual es la etapa en la que las enzimas de las bacterias hidrolíticas son las encargadas de degradar o fragmentar las moléculas de las proteínas, polisacáridos, lípidos y otros compuestos en moléculas de tamaño menor como aminoácidos, azúcares y ácidos grasos. Las principales limitantes que presenta la hidrólisis son debidas a la presencia de altas concentraciones de sólidos, temperaturas no aptas para el tipo de bacterias, tiempos de retención hidráulica, composición del sustrato, toxinas e inhibidores, pH, concentración de  $\text{NH}_4^+$  y tamaño de partículas.

Ya que las moléculas han sido hidrolizadas, pasan por un proceso denominado acidogénesis después de que las bacterias fermentativas realizan la labor de convertir las sustancias resultantes de la hidrólisis en propionatos, butiratos, valeriatos, etc., pasando en seguida al proceso de acetogénesis que puede llevarse a cabo a través de dos rutas; la primera se da gracias a la presencia de bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno dando como resultado acetato e hidrógeno y la segunda ruta a través de las bacterias homoacetogénicas, las cuales aprovechan el  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$ , de reacciones anteriores para formar acetatos.

Finalmente viene la etapa metanogénica la cual es producto del seguimiento de las dos rutas anteriores. Con la ruta uno viene la acción de un grupo de bacterias denominadas metanogénicas acetoclásticas y la segunda a través de las metanogénicas hidrogenofílicas contribuyendo en un promedio del 70% y 30% respectivamente sobre la producción total de CH<sub>4</sub>.

**Figura 2.1 Diagrama generalizado del proceso de biodigestión anaerobia llevado a cabo por bacterias y protozoarios en un tratamiento de aguas.**



Los requerimientos de operación para éste tipo de procesos varía mucho dependiendo del tipo de sustrato a tratar, sin embargo es posible mencionar un rango promedio que envuelve las siguientes propiedades fisicoquímicas:

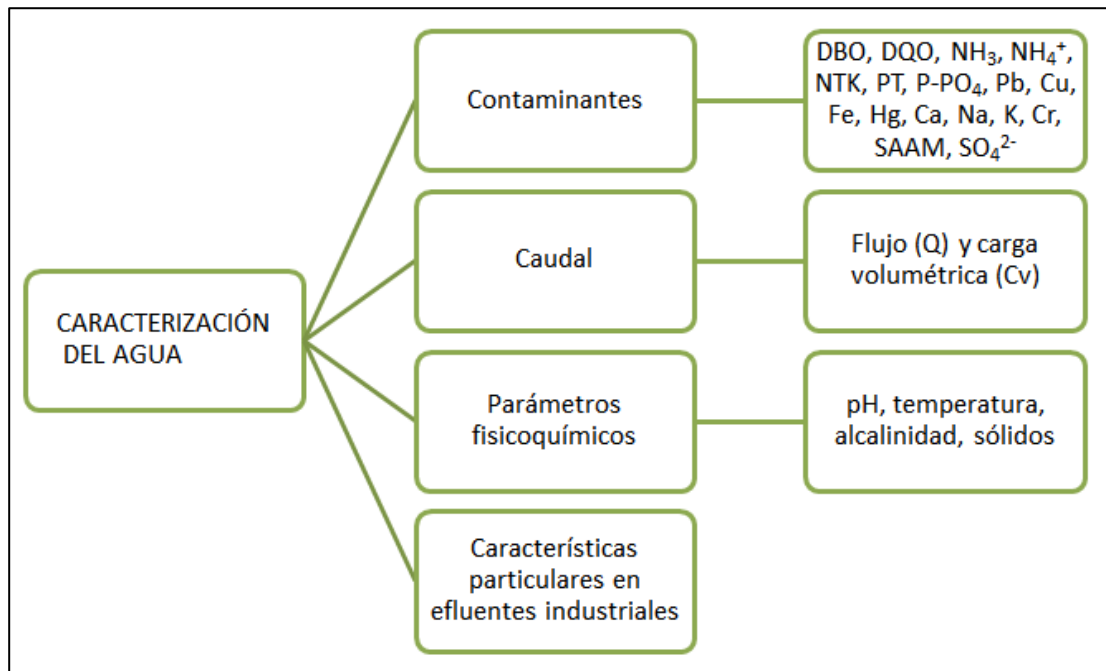
**Tabla 2.1 Valores promedio de operación para llevar a cabo un proceso anaerobio.**

<b>Parámetro</b>	<b>Valor Promedio</b>
Temperatura (°C)	Para un intervalo mesófilo 25 – 40
pH	6.2 – 7.8
C:N	75:1
DQO:N:P	580:7:1

## 2.2 GENERALIDADES DEL DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO

Cuando se tiene pensado diseñar una planta de tratamiento de aguas residuales, siempre será importante tener en cuenta un gran número de parámetros que son característicos del agua a tratar. Algunas de éstas se mencionan a continuación:

Figura 2.2 Aspectos generales a considerar para caracterizar agua residual que se desee llevar a tratamiento.



Donde DBO y DQO son las demandas bioquímica y química de oxígeno,  $\text{NH}_3$  y  $\text{NH}_4^+$ , son amoníaco y el ión amonio necesarios para la síntesis de biomasa, NTK nitrógeno total Kjeldahl en el cual ya vienen incluidos junto con los de naturaleza amoniacal, los provenientes de nitratos y nitritos, PT es el fósforo total y  $\text{P-PO}_4$  fósforo en forma de fosfatos, también importantes en la síntesis de nueva biomasa, metales como plomo, cobre, hierro, mercurio, calcio, sodio, potasio y

romo, de los cuales algunos son micronutrientes necesarios pero que si exceden ciertas concentraciones pueden convertirse en inhibidores o toxinas para los microorganismos, los sulfatos  $\text{SO}_4^{2-}$ , generalmente están asociado con la competencia para la degradación del carbono en procesos anaerobios y la determinación de SAAM (sustancias activas al azul de metileno) tiene el principal objetivo de identificar la presencia de tensoactivos que puedan afectar los procesos por una posible generación de espumas causando la formación de cúmulos filamentosos que son muy difíciles de sedimentar pues tienden a permanecer en la superficie del agua.

Para la obtención de éstos datos se debe recurrir a un buen muestreo, para lo cual se recomienda que se realice un juego de mediciones por temporada (ya sea estacional o periodos de producción alto, medio, bajo para un industria, etc.), con un mínimo de 4 muestreos diarios durante dos a cuatro semanas. Esta actividad en México también se encuentra reglamentada por las normas [14], [15], y [19]. Con esto es posible asegurar parámetros promedio que pueden considerarse confiables y que serán la base para el diseño de la planta de tratamiento.

Otros aspectos importantes a considerar y que darán los fundamentos para una buena elección de tecnología o adaptación de la existente son:

- Disponibilidad de un terreno para la construcción, teniendo énfasis en la pendiente y superficie del mismo,
- Ubicación,
- Mecánica del suelo,
- Capacidad técnica de los operarios,
- Sitio de descarga,
- Normas de descarga,

Entrando un poco más al diseño, es necesario mencionar que un tratamiento para aguas residuales consta, casi en la totalidad de los casos, de una serie de

**ANÁLISIS TERMEOCONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

---

procesos denominados ya en conjunto como *trenes de tratamiento*, que pueden subdividirse en tres etapas, la primaria, secundaria y terciaria, algunos autores incluyen un cuarto paso denominado pretratamiento, el cual como su nombre mismo lo dice va antes del tratamiento primario y generalmente se usa para realizar cribados del agua y así disminuir los tamaños de partícula que entrarán directamente al tren de tratamiento principal.

La etapa primaria sirve para reducir la cantidad de sólidos presentes en el agua residual, de manera que eviten problemas de taponamientos en bombas, tuberías y evitar mayores tiempos de retención dentro del tratamiento secundario.

**Tabla 2.2 Relación de algunos de los procesos presentes en los trenes de tratamiento de aguas residuales.**

<b>TREN DE TRATAMIENTO</b>	<b>PROCESOS</b>	<b>PRINCIPAL OBJETIVO</b>
PRETRATAMIENTO	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Cribado grueso</li> <li>✓ Trituración</li> <li>✓ Homogenización de caudales</li> <li>✓ Remoción de arenas</li> <li>✓ Remoción de grasas y aceites</li> </ul>	Retirar la mayor parte de sólidos no biodegradables o inertes a los procesos químico-biológicos así como asegurar que la cantidad de flujo hacia los demás trenes de tratamiento sea lo más constante posible.
PRIMARIO	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Sedimentación primaria</li> <li>✓ Flotación</li> <li>✓ Cribado fino</li> <li>✓ Control de la corrosión</li> <li>✓ Neutralización</li> <li>✓ Tanques Imhof</li> <li>✓ Tanques sépticos</li> </ul>	La remoción de sólidos suspendidos que por su tamaño sean difíciles de degradar. Lograr las condiciones de pH que aseguren un tratamiento secundario exitoso y proteger al sistema de problemas como la corrosión.
SECUNDARIO	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Degradación química</li> <li>✓ Degradación biológica aerobia</li> </ul>	La conversión en gran medida de la carga de contaminantes en biomasa fácilmente sedimentable

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Degradación biológica anaerobia</li> <li>✓ Sedimentación secundaria</li> <li>✓ Filtración en medio granular o carbón activado</li> <li>✓ Tratamiento de lodos</li> </ul>	obteniendo lodos que pueden tratarse para ser usados como fertilizantes o sean dispuestos en algún relleno sanitario, dependiendo esto último de la concentración de metales y sustancias tóxicas al ambiente y al ser humano.
TERCIARIO	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Filtración con membranas</li> <li>✓ Desinfección</li> </ul>	Remover la carga de microorganismos patógenos a través de un filtrado por membranas, cloración, ozonización, etc.

En el tratamiento secundario, el objetivo principal radica en la descomposición biológica o química de la mayor cantidad de contaminantes en compuestos de menor peso molecular y nueva biomasa, la cual es sedimentable y más fácilmente removible del agua mediante mecanismos físicos posteriores como la decantación.

Finalmente, la etapa terciaria es la que garantizará que el efluente se encuentre libre de patógenos dañinos al ambiente y que cumpla las normatividades correspondientes mediante algunas técnicas como las que se ilustran en la tabla anterior.

Cada uno de los procesos mencionados anteriormente siguen ciertas ecuaciones de diseño, las cuales se mencionan en la metodología sólo para los equipos que se estima puedan usarse.

## 2.3 BASES TERMODINÁMICAS

El gran interés de Aristóteles fue la biología, y es a la luz de su deseo de explicar la vida como gran parte de su filosofía tomó sentido [20], a partir de ahí se comenzó a tener los primeros intentos de explicar lo que es la energía. Éste famoso filósofo indicaba que *ενέργεια* (*energeia*: actividad, operación [21], era la “fuerza interior” que movía a los seres, y en especial a los seres vivos.

El término **energía**, comienza a ser utilizado en el ámbito científico durante los comienzos del siglo XIX con el desarrollo de la termodinámica [20], y es entonces cuando se presentan otras definiciones que no tuvieron que ver directamente con cuestiones un tanto “espiritual” como Aristóteles y videntes trataban de explicar.

Actualmente en la Real Academia de la Lengua española, se encuentra como una definición de energía a la capacidad de realizar un trabajo y que es medido en julios (J) dentro del Sistema Internacional de Unidades.

La energía **es una propiedad** de un cuerpo o sistema que en términos básicos se define como:

*La capacidad de un cuerpo dado para producir efectos físicos externos a ese cuerpo, [22].*

La energía interna se puede definir como la energía de un sistema que no se puede asociar con energía cinética y potencial, generalmente representado con la variable  $U$ .

La energía interna puede subdividirse en dos tipos, la energía interna sensible y la energía interna latente.

La primera está relacionada con lo caliente o frío del objeto, por lo que se puede medir con la temperatura, la cual es una propiedad intensiva que mide el grado de calentamiento, no es que la temperatura mida en forma directa, el calor, ni la energía térmica, de una sustancia; pero podría definir una escala basada en la temperatura y llamarla “frialdad”; entonces podría tener un número que describiera la frialdad o falta de calentamiento en una sustancia, [22].

La energía interna latente, se relaciona con la fusión, congelación, ebullición y condensación de las sustancias, y no se puede medir con la temperatura.

En ocasiones a la energía interna se le describe como la propiedad que refleja la energía mecánica de las moléculas y los átomos de la materia, cuyas contribuciones son hechas generalmente por la energía cinética de traslación de los átomos o moléculas; la energía de vibración de las moléculas individuales, debido al estiramiento de los enlaces atómicos cuando las temperaturas son mayores; la energía de rotación de esas moléculas que giran respecto a un eje, [22].

Todos estos conceptos y algunos otros como calor y trabajo fueron los motores para los primeros pasos de la ciencia llamada termodinámica, dando como resultado la Primera Ley, que establece que los cambios en la energía interna de un sistema es una función del intercambio de calor entre el mismo sistema y sus alrededores, así como del trabajo recibido del ambiente o hecho sobre él, cuando los cambios de las demás formas de energía permanezcan constantes.

$$\Delta U = Q - W \quad (6)$$

Donde  $\Delta U$  es el cambio en la energía interna,  $Q$  el intercambio de calor y  $W$  el trabajo realizado por o sobre el sistema. Más adelante se introdujo la Segunda

Ley de la termodinámica donde se toma en cuenta a las irreversibilidades que sufren los procesos reales:

$$dS = \int_1^2 \left( \frac{\delta Q}{T} \right) + \sigma \quad (7)$$

Donde  $dS$  es el cambio de entropía,  $\delta Q$  la cantidad de calor transferida,  $T$  la temperatura de la frontera donde se está transfiriendo el calor, la integral completa es la transferencia de entropía y finalmente  $\sigma$  es la generación de entropía o dicho de otro modo las irreversibilidades del sistema.

En el siguiente tema se incorporan éstas dos ideas, de manera que permite conocer el trabajo útil máximo que puede ser obtenido de un proceso o en el caso contrario el trabajo útil mínimo para realizar dicho proceso.

La exergía (la disponibilidad) de un sistema cerrado en un estado determinado se define como el trabajo útil máximo que puede obtenerse a partir de una combinación sistema – ambiente cuando el sistema pasa desde un estado de equilibrio dado hasta el estado muerto<sup>1</sup> mediante un proceso en el que la transferencia de calor tiene lugar sólo con el ambiente, [23].

Donde la exergía de un sistema cerrado se señala con el símbolo  $\Phi$  y se calcula a partir de la relación:

$$\Phi = E - U_0 + P_0(V - V_0) - T_0(S - S_0) \quad (8)$$

Donde:

---

<sup>1</sup>Estado muerto es la situación en la que se encuentra un sistema al estar en equilibrio termodinámico con el ambiente que le rodea. Es decir que tanto su presión, como la temperatura son iguales a las de sus alrededores, además, la energía cinética y potencial valen ambas cero y no existe reacción entre el sistema y el ambiente (químicamente inerte), [9].

$$E = U + E_c + E_p \quad (9)$$

$E$ , representado en la ecuación (9), es la energía total del sistema cerrado,  $U$ , es la energía interna del sistema,  $E_c$ , es la energía cinética del sistema y  $E_p$ , su energía potencial,  $U_0, V_0, S_0$ , son las propiedades energía interna, volumen específico y entropía del sistema cerrado en el estado muerto, [23].

La exergía de una corriente para un fluido en régimen estacionario se define como, el trabajo máximo que puede obtenerse cuando el fluido cambia reversiblemente desde el estado dado al estado muerto en un proceso en el que se intercambia calor exclusivamente con la atmósfera. La exergía de una corriente se representa mediante  $\Psi$  y  $\psi$  por unidad de masa. Esto es:

$$\Psi = (H - H_0) - T_0(S - S_0) + E_c + E_p \quad (10)$$

$$\psi = (h - h_0) - T_0(s - s_0) + \frac{v^2}{2} + gz \quad (11)$$

Donde  $H, h, H_0, h_0$ , son las entalpías en un estado dado (las dos primeras), y en el estado muerto las dos últimas.  $v^2/2$ , es la energía cinética y  $gz$ , la potencial.

Los sistemas térmicos suelen experimentar una importante labor y/o interacciones de calor con su entorno, e intercambiar masa con su entorno en forma de corrientes calientes y frías, incluidas las mezclas químicamente reactivas. Instalaciones térmicas aparecen en casi todas las industrias, y numerosos ejemplos se encuentran en nuestra vida cotidiana. Su diseño consiste en la aplicación de los principios de la termodinámica, mecánica de fluidos y transferencia de calor, así como los campos tales como materiales, la fabricación y diseño mecánico, [24].

El diseño de sistemas térmicos también requiere la consideración explícita de la ingeniería económica, por el costo que es siempre una consideración. El término termoeconomía puede ser aplicado a esta área general de aplicación, aunque a menudo se aplica más estrechamente a las metodologías que combinan exergía y economía para optimizar el diseño y funcionamiento de los sistemas térmicos, [24].

Para este trabajo se recurrirá al análisis termoeconómico con el fin de poder identificar si energética y económicamente hablando, es útil un tratamiento como el que se está proponiendo para la degradación de vinazas y, si es factible indicar los posibles diseños de redes de intercambio de calor donde se incluya la energía liberada por las reacciones biológicas disminuyendo así el consumo de combustibles fósiles, además del beneficio ambiental que se estaría logrando.

Es con esta información previa que se iniciará la investigación más exhaustiva para esta tesis, lo cual significa, el añadir o tal vez eliminar ciertas referencias con el fin de acotar y mantener bien definido el rumbo de la misma.

## CAPÍTULO 3. ESTADO DEL ARTE

En nuestro país ha crecido de una manera importante, pero no suficiente aún, el tema del tratamiento de aguas residuales de diferentes tipos de industrias y comunidades dado que en la actualidad México presenta grandes problemas de contaminación de sus cuerpos hídricos así como del suelo y por relación natural, del aire. Estos *descuidos* por parte de las industrias, autoridades de todos los niveles y de la población en general, al emitir efluentes con un contenido importante de sustancias agresivas contra el medio ambiente, (principalmente para los medios acuáticos), han sido el motor para la generación de nuevas tecnologías en beneficio de la naturaleza y la misma sociedad, [25], [26].

En esta sección se presenta una compilación de información que ha sido de utilidad para el desarrollo del presente trabajo, indicando datos, técnicas o comentarios de interés para la realización de un análisis termoeconómico de un proceso biológico, en este caso la biodegradación anaerobia de vinazas tequileras.

De acuerdo con López-López y col. (2010), [7], quien hace un gran análisis del estado del arte sobre los tratamientos para las vinazas tequileras, existen varias etapas y tipos de tratamientos para las vinazas que pueden utilizarse con el fin de disminuir los efectos ambientales sobre la región perteneciente a la Denominación. Algunas de estas técnicas se mencionan a continuación de acuerdo con la clasificación que [7] hace para los procesos de tratamiento de vinazas, el pretratamiento, procesos primarios, procesos fisicoquímicos y finalmente aquellos en los se enfocará esta tesis, los cuales son llamados procesos biológicos.

El pretratamiento o acondicionamiento de las vinazas es un proceso muy recurrido a nivel laboratorio y a nivel industrial con la finalidad principal de disminuir la acidez aumentando el pH de 3,5 hasta 6 ó 7, así mismo, disminuir la temperatura de 90 hasta 40 °C aproximadamente. Este proceso consiste en hacer fluir las vinazas hacia tanques de almacenamiento o lagunas expuestas al ambiente, de acuerdo con Linero Gil y Guzmán Carrillo (2004), [27], donde se describen algunas técnicas de tratamiento de efluentes.

*Lagunas de sedimentación.*-Este tipo de tecnologías es utilizada principalmente para la eliminación de los sólidos sedimentables, sin embargo se debe tener mucho cuidado para realizar el mejor diseño de la laguna, pues puede ser un riesgo para los suelos de acuerdo con Bautista Zúñiga y Durán de Bazúa [28], en donde se analizaron los efectos de la aplicación directa de vinazas tratadas anaeróbicamente, aeróbicamente y sin tratamiento, sobre los suelos. Generalmente para estos procesos suele recurrirse a técnicas como la floculación, como las realizadas por Íñiguez Covarrubias y Peraza Luna (2007), [29], donde se evalúa un floculante catiónico de un polímero de poliacrilamida para reducir los indicadores de contaminación acuática por vinazas de tequila.

*Flotación con aire disuelto.*- Esta tecnología es rara vez usada para el tratamiento de vinazas a escala industrial, pero en los casos utilizados, es añadido un polímero para acelerar la separación de los sólidos suspendidos antes o después de un tratamiento biológico. Se da una tasa de remoción de sólidos suspendidos de más del 80% sin embargo los sólidos disueltos y el DBO no presentan reducciones considerables, [7].

*Coagulación – Floculación.*- Este es el proceso fisicoquímico más recurrido para el tratamiento de vinazas a escala piloto e industrial utilizando como coagulante al  $Al_2(SO_4)_3$  y algún polímero como floculante pudiendo remover con una eficiencia del 20 al 30% sólidos suspendidos y sólidos coloidales. A nivel laboratorio se ha probado con 3,3 g/L de  $Al_2(SO_4)_3$  a un pH de 6 alcanzando una

remoción del 70% en color y 37% en DQO. La desventaja de este tipo de técnicas es la generación de grandes cantidades de lodos junto con los incrementos en costos de las dosis de coagulante y polímero, [7]. Algunos otros autores que abordan las técnicas de coagulación-floculación son Meza Pérez y Briones Méndez (1996), [30], quienes utilizan esta técnica para el postratamiento que le continúa a los procesos anaerobios de vinazas tequileras.

*Acidogénesis para la producción de hidrógeno.*- Este tipo de procesos biológicos están teniendo actualmente un repunte dado el alto contenido de energía como hidrógeno ( $H_2$ ) y para producirla, sólo se genera agua y calor como subproductos. Existen muy pocos reportes de uso para el tratamiento de vinazas más que en escala de laboratorio mediante una versión trunca de la biodigestión anaerobia que produce hidrógeno ( $H_2$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ) como productos finales. En el trabajo de Espinoza-Escalante y col. (2009), [31] se explica mejor esta técnica para un nivel laboratorio.

*Digestión anaerobia.*- Es usado en escala laboratorio, piloto e industrial debido a las ventajas técnicas y económicas sobre los procesos aerobios. A nivel laboratorio se ha encontrado que este proceso es capaz de remover del 90-95% de material orgánico como DQO, de acuerdo con Méndez-Acosta (2009), [32], e incluso como se verá en el desarrollo de esta tesis estos sistemas propuestos pueden producir biogás rico en metano.

Existen en la actualidad una gran cantidad de estudios sobre análisis energéticos y exergéticos de diferentes clases de procesos entre los que pueden mencionarse, principalmente, aquellos en los que el objetivo es mejorar la eficiencia energética o la producción de combustibles o biocombustibles desde diferentes materias primas dentro de las cuales pudieran encontrarse materiales que se consideran generalmente como desechos. Tal es el caso, por ejemplo, de la obtención de bioetanol a partir del plátano en la investigación de Velázquez y otros (2010), [33], donde se realiza un análisis del comportamiento energético y

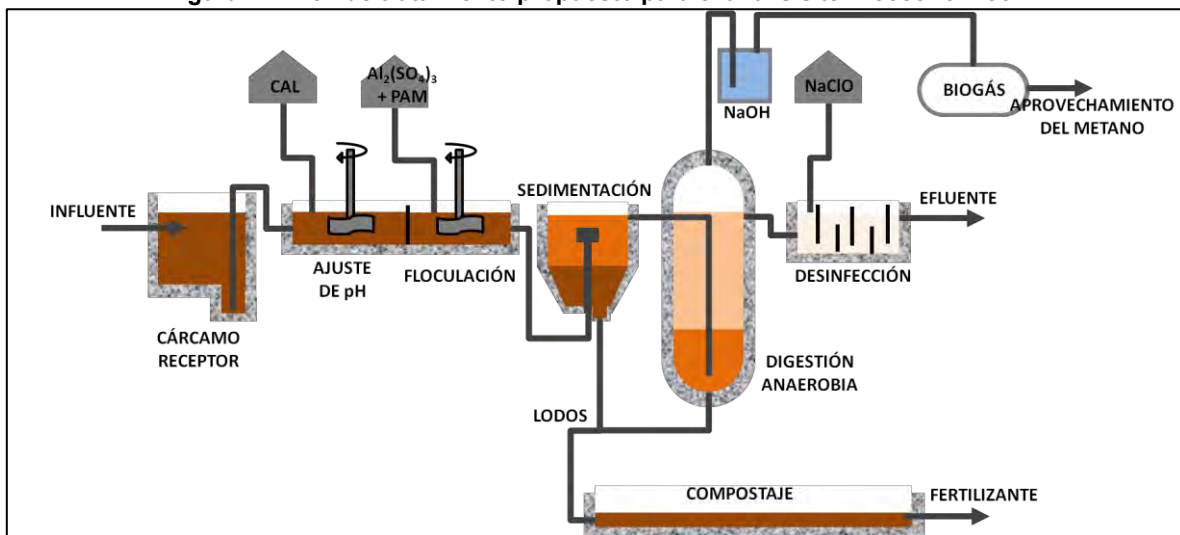
exergético al escalar el proceso desarrollado a nivel de laboratorio a una planta de producción que utilizó el plátano para la producción de éste combustible, proceso muy similar al que se realizará en esta tesis al analizar primeramente a nivel laboratorio y posteriormente a nivel industrial una tratadora simulada. En el caso específico del análisis termoeconómico de los proceso de tratamiento de aguas a potabilizar o aguas residuales, es importante tener en cuenta las variables adecuadas a considerar, dado que ahí radicará si el análisis fue realizado correctamente. De acuerdo con Uche-Marcuello (2000), [34], esto es primordial ya que la elección correcta de variables en termoeconomía, entregará costes de producto final y ahorro de energía minimizados de acuerdo a las funciones utilizadas.

El balance exergético aplicado a un proceso o planta permite saber cuánta de la exergía empleada ha sido consumida por el proceso. Las pérdidas de exergía, denominadas irreversibilidades, indican de manera cuantitativa las ineficiencias del proceso. Estos balances son fruto de la combinación de las dos leyes principales de la termodinámica: la Primera Ley que dice que la energía ni se crea ni se destruye, mientras que por la Segunda Ley se introduce el término de la entropía. El análisis exergético constituye de esta manera una herramienta útil en el estudio de eficiencia energética de los sistemas y procesos. En el trabajo de Lozano-García (2011), [35] se menciona lo anterior, además, recalca la existencia del término *exergoecología* la cual indica que es la aplicación de la Segunda Ley de la termodinámica mediante el análisis exergético en la evaluación de los recursos naturales. Lozano-García (2011), [35], realizó el análisis exergético para los procesos de tratamiento de depuración de aguas residuales y tratamiento de aguas para uso humano (potabilización) de tres plantas localizadas en la ciudad de Zaragoza, España.

## CAPÍTULO 4. METODOLOGÍA

Los procesos biológicos son muy usados para el tratamiento de aguas dados sus amplios rangos de remoción de contaminantes para una gran variedad de efluentes. Pero como cualquier proceso industrial, puede necesitar de etapas químicas y/o físicas además de la etapa principal de remoción de contaminantes que para éste caso sería la degradación anaerobia. Cuando se va a realizar el diseño de una planta para remoción de contaminantes de aguas residuales, generalmente se recurre a un “tren de tratamiento” el cual involucra una serie de procesos para adaptar el influente que llegará al reactor o reactores y posteriormente el efluente del reactor para finalmente poder ser enviado a los sistemas de drenaje o darle algún otro uso.

Figura 4.1 Tren de tratamiento propuesto para el análisis termoeconómico.



Existen varias opciones que ya se encuentran en operación tanto en plantas de tamaños medianos a grandes, a nivel laboratorio y planta piloto, de acuerdo con López-López, et al. (2010) [7], se mencionan cinco de los trenes más comunes, sin embargo, para éste trabajo se hace una propuesta basada en varios

estudios de procesos por separado quedando el tratamiento conformado como se aprecia en la [Figura 2.1](#), que en secciones siguientes es explicado más detalladamente.

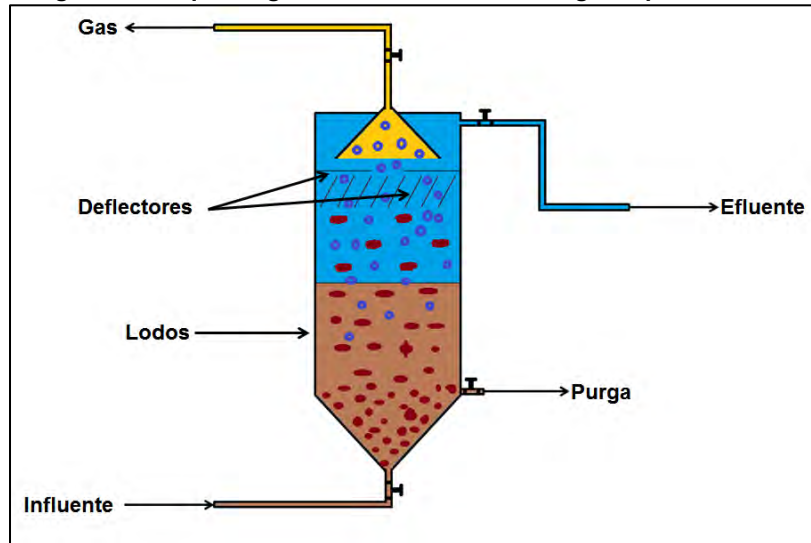
El tipo de reactor a utilizar es el UASB que son las siglas del nombre completo en inglés “Upflow Anaerobic Sludge Bed”, que traducido se puede entender como reactor anaerobio de flujo ascendente con lecho o manto de lodos, o simplemente “RAFA”.

Las características principales que se pueden mencionar de manera rápida y por las cuales se decidió el uso de éste tipo de reactor, son las siguientes:

- Son muy utilizados para el manejo de aguas residuales con altos niveles de DQO y DBO,
- Útiles para tratar materia orgánica soluble en agua,
- Común de encontrar a nivel industrial,
- Fácil construcción,
- Sencillos de operar,
- Para estudio en laboratorio, es fácil recurrir a diferentes tipos de recipientes para llevar a cabo la experimentación.
- No hay complicación para la separación de lodos, efluente y gas producto de la biodigestión.
- Es resistente al desbalance de nutrientes, en especial al desbalance de la relación DQO:N:P, [36].

Dichos reactores UASB son esquematizados de la [Figura 4.2](#).

Figura 4.2 Esquema general de un reactor biológico tipo UASB



Teniendo en cuenta éstas consideraciones sobre el por qué de la selección de ésta tecnología, a continuación se presenta el modelo matemático virtual del tren de tratamiento con el que se pretende simular la operación completa de una planta de tratamiento de vinazas tequileras.

## 4.1 PRETRATAMIENTO

El pretratamiento, como ya se ha mencionado, es una etapa en la que desea eliminar la mayor cantidad de sólidos no biodegradables y además el de poder asegurar un flujo constante para todo el tren. Sin embargo las vinazas son retiradas de los fondos de la destilación por lo que carecen de sólidos o partículas de tamaño considerable, sin embargo, lo que sí es necesario tener en cuenta es que en muchos casos para bajar la temperatura de éstos desechos, son hechas circular a través de pequeñas canaletas de gran longitud lo cual se asegura una gran área de transferencia y garantiza que bajen su temperatura al estar en

contacto con el aire del ambiente y es durante éste lapso que hojas o pequeñas basuras lleguen a los canales, por eso se recomienda el uso unas rejillas antes de llegar a un cárcamo receptor.

El cárcamo receptor tiene la finalidad de contener las vinazas recién producidas y a través de un buen diseño asegurar que exista un flujo constante de vinazas hacia el tren de tratamiento las 24 horas del día, durante toda la temporada que dure el proceso de producción de tequila. Para éste trabajo se harán cálculos para una planta productora de Tequila 100%, que envase 8640 botellas de 750 mL, por turno, durante dos turnos diarios de ocho horas cada uno, y, recordando que, por cada litro de tequila producido se desechan once litros de vinazas, se tiene que:

**Tabla 4.1 Producción diaria de tequila y vinazas para una planta con llenado de 8640 botellas de 750 mL por turno, con solo dos turnos laborables.**

<b>Producción tequila (L/d)</b>	<b>Producción vinazas (L/d)</b>	<b>Temporada</b>
12960	142560	Alta
6480	71280	Media
3240	35640	Baja

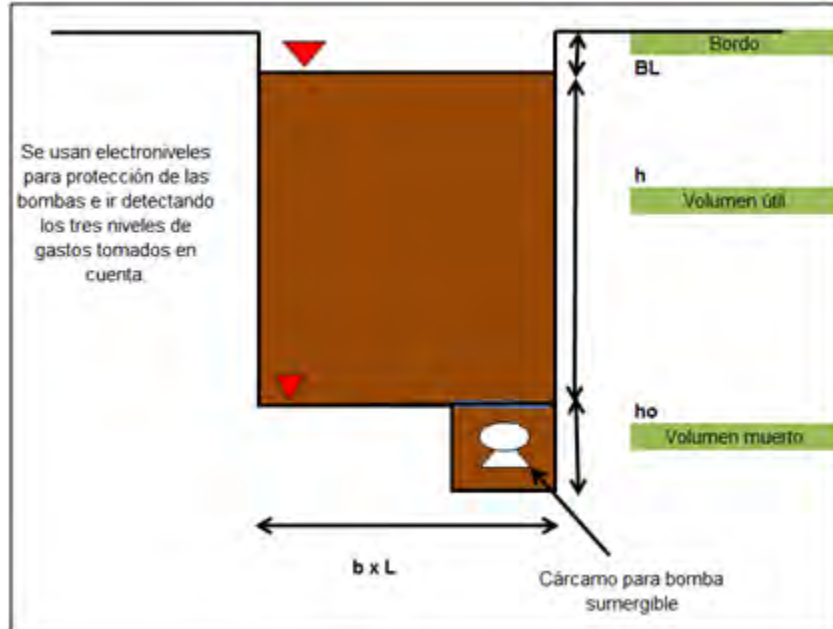
La identificación temporada “Alta”, “Media”, “Baja” simplemente es la consideración de una producción al 100, al 50 y al 25% de su capacidad respectivamente.

Para el diseño del cárcamo, primero se realiza un perfil de acumulación de vinazas por hora, para las tres temporadas, con esto se puede conocer el flujo que deberá mantenerse durante estas temporadas para asegurar que el tren esté bien alimentado.

Para éste ejemplo se consideró un cárcamo cuadrado, con una profundidad de tres metros útiles, más un bordo libre de 40 cm y 50 cm más para alojar, ya sea

una bomba sumergible o la pichanca de una bomba externa. El siguiente diagrama ilustra mejor lo descrito.

**Figura 4.3 Diagrama del cárcamo y sus principales detalles a diseñar.**



**Tabla 4.2 Perfil de flujo o gastos de vinazas por hora para las tres temporadas.**

Intervalo	Horas	Prod. Tequila	$Q_{m\acute{a}x}$				$Q_{med}$			$Q_{m\acute{i}n}$		
			Gasto	Gasto	Vol. acum	Vol. rest.	Gasto	Vol. acum.	Vol. rest.	Gasto	Vol. acum.	Vol. rest.
			(L/h)	(L/h)	(m <sup>3</sup> /h)	(m <sup>3</sup> )	(m <sup>3</sup> )	(m <sup>3</sup> /h)	(m <sup>3</sup> )	(m <sup>3</sup> )	(m <sup>3</sup> /h)	(m <sup>3</sup> )
0 - 1	19	0	0	0.0	0.0	29.7	0.0	0.0	14.9	0.00	0.0	7.43
1 - 2	20	0	0	0.0	0.0	23.8	0.0	0.0	11.9	0.00	0.0	5.94
2 - 3	21	0	0	0.0	0.0	17.8	0.0	0.0	8.9	0.00	0.0	4.46
3 - 4	22	0	0	0.0	0.0	11.9	0.0	0.0	5.9	0.00	0.0	2.97
4 - 5	23	0	0	0.0	0.0	5.9	0.0	0.0	3.0	0.00	0.0	1.49
5 - 6	24	0	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.00	0.0	0.00
6 - 7	1	810	8910	8.9	8.9	3.0	4.5	4.5	1.5	2.23	2.2	0.74
7 - 8	2	810	8910	8.9	17.8	5.9	4.5	8.9	3.0	2.23	4.5	1.49
8 - 9	3	810	8910	8.9	26.7	8.9	4.5	13.4	4.5	2.23	6.7	2.23
9 - 10	4	810	8910	8.9	35.6	11.9	4.5	17.8	5.9	2.23	8.9	2.97
10 - 11	5	810	8910	8.9	44.6	14.9	4.5	22.3	7.4	2.23	11.1	3.71
11 - 12	6	810	8910	8.9	53.5	17.8	4.5	26.7	8.9	2.23	13.4	4.46
12 - 13	7	810	8910	8.9	62.4	20.8	4.5	31.2	10.4	2.23	15.6	5.20
13 - 14	8	810	8910	8.9	71.3	23.8	4.5	35.6	11.9	2.23	17.8	5.94
14 - 15	9	810	8910	8.9	80.2	26.7	4.5	40.1	13.4	2.23	20.0	6.68
15 - 16	10	810	8910	8.9	89.1	29.7	4.5	44.6	14.9	2.23	22.3	7.43

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

16 - 17	11	810	8910	8.9	98.0	32.7	4.5	49.0	16.3	2.23	24.5	8.17
17 - 18	12	810	8910	8.9	106.9	35.6	4.5	53.5	17.8	2.23	26.7	8.91
18 - 19	13	810	8910	8.9	115.8	38.6	4.5	57.9	19.3	2.23	29.0	9.65
19 - 20	14	810	8910	8.9	124.7	41.6	4.5	62.4	20.8	2.23	31.2	10.40
20 - 21	15	810	8910	8.9	133.7	44.6	4.5	66.8	22.3	2.23	33.4	11.14
21 - 22	16	810	8910	8.9	142.6	47.5	4.5	71.3	23.8	2.23	35.6	11.88
22 - 23	17	0	0	0.0	142.6	41.6	0.0	71.3	20.8	0.00	35.6	10.40
23 - 24	18	0	0	0.0	142.6	35.6	0.0	71.3	17.8	0.00	35.6	8.91
<b>Total diario 12960 L ó 12.960 m<sup>3</sup></b>				Q <sub>máx</sub>	142.6	m <sup>3</sup> /d	Q <sub>med</sub>	71.3	m <sup>3</sup> /d	Q <sub>mín</sub>	35.6	m <sup>3</sup> /d
				Q <sub>Bmáx</sub>	5.9	m <sup>3</sup> /h	Q <sub>Bmed</sub>	3.0	m <sup>3</sup> /h	Q <sub>Bmín</sub>	1.5	m <sup>3</sup> /h

Ahora, en cuanto al modelo matemático se tienen las siguientes expresiones para los balances de materia globales e individuales, energía y exergía respectivamente:

$$\frac{dm}{dt} = \rho_B \dot{F}_{influyente} - \rho_B \dot{F}_B \quad (12)$$

$$\frac{dV_{cárcamo}}{dt} = \dot{F}_{influyente} - \dot{F}_B \quad (13)$$

$$\frac{dm_{i,cárcamo}}{dt} = C_{i,influyente} \dot{F}_{influyente} - C_{i,B} \dot{F}_B \quad (14)$$

$$\frac{dT_B}{dt} = \frac{\sum_i C_{i,influyente} \dot{F}_{influyente} c_{p_i} (T_{influyente} - T_B) + \dot{W}_B - \dot{Q}}{\sum_i m_{i,cárcamo} c_{p_i}} \quad (15)$$

$$T_{cárcamo} = T_B \quad (16)$$

$$\dot{Q} = UA_{cárcamo} (T_B - T_0) \quad (17)$$

$$\begin{aligned} \frac{d\psi_{cárcamo}}{dt} = & \sum_i C_{i,influyente} \dot{F}_{influyente} c_{p_i} \left[ (T_{influyente} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{influyente}}{T_0} \right) \right] - \\ & \sum_i C_{i,B} \dot{F}_B c_{p_i} \left[ (T_B - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_B}{T_0} \right) \right] + \dot{\psi}_B - \left( 1 - \frac{T_0}{T_B} \right) \dot{Q} - p_0 \frac{dV_{cárcamo}}{dt} - \psi_{dest.,cárcamo} \end{aligned} \quad (18)$$

$$\dot{\psi}_B = \dot{W}_B \quad (19)$$

Donde  $m$ ,  $t$ ,  $\rho$ ,  $\dot{F}$ ,  $C$ ,  $cp$ ,  $\dot{W}$ ,  $\dot{Q}$ ,  $U$ ,  $A$ ,  $T$ ,  $p$ ,  $V$ ,  $\psi$ ,  $\dot{\psi}$ ,  $\psi_{dest.,j}$ ,  $i$ , *influyente*, *cárcamo*,  $B$ ,  $0$ , son respectivamente: masa en kg, tiempo en s, densidad en  $\text{kg/m}^3$ , flujo o gasto volumétrico en  $\text{m}^3/\text{h}$ , concentración en  $\text{g/m}^3$ , capacidad calorífica a presión constante en  $\text{kJ/kg K}$ , trabajo en kW, calor en kW, coeficiente global de transferencia de calor en  $\text{kW/m}^2 \text{K}$ , área en  $\text{m}^2$ , temperatura en K, presión en Pa ( $\text{kg/m s}^2$ ), volumen en  $\text{m}^3$ , exergía en kJ, flujo de exergía en kW, finalmente la destrucción de exergía en el equipo “j”, subíndice que denota en componente “i-ésimo”, subíndice relativo o de pertenencia al influente, subíndice relativo al cárcamo, subíndice relativo al flujo que sale bombeado del cárcamo y por último el subíndice relativo al ambiente de referencia.

Las suposiciones que se toman en cuenta es que existe un mezclado perfecto, por lo que las condiciones en cualquier parte del cárcamo son iguales a las de salida, se tomará como si la capacidad calorífica a presión constante fuese constante durante todo el proceso para cada componente, que la bomba y el cárcamo fuesen un solo sistema y que el calor transferido del cárcamo al ambiente sólo sea por la parte superior del espejo de líquido. Los componentes que se tomarán en cuenta son:

**Tabla 4.3 Componentes de estudio.**

#	Componente	Capacidad calorífica (kJ/kg K)	Densidad ( $\text{kg/m}^3$ )
1	Sustrato tomado como DQO seco	1.189 [37]	1 500
2	Cal (CaO)	0.779	3 350
3	PAM (Poliacrilamida catiónica)	1.556	1020
4	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	0.758	2 670
5	NaOH	1.492	2 130
6	$\text{CH}_4$	2.177	0.660 <sup>a 25°C</sup> 0.634 <sup>a 35°C</sup>

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

---

7	CO <sub>2</sub>	0.846	1.800 <sup>a 25°C</sup> 1.740 <sup>a 35°C</sup>
8	NaClO	3.802	1 110
9	Biomasa	1.189	1 500
10	H <sub>2</sub> O	4.184	1 000
11	Aire	1.012	1.182 <sup>a 25°C</sup> 1.143 <sup>a 35°C</sup>

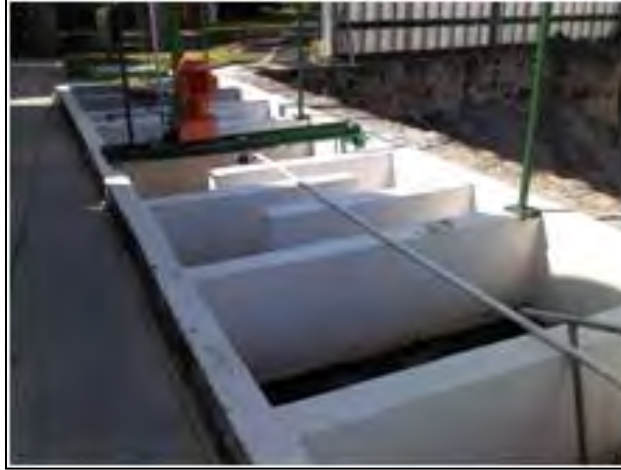
## 4.2 TRATAMIENTOS PRIMARIOS

Como se puede ver en la figura del tren de tratamiento, los procesos que siguen al cárcamo de bombeo son la neutralización, coagulación- floculación y sedimentación primaria de vinazas antes de llegar al reactor, con esto se asegura una reducción en color del 70% y un 37% de remoción de DQO de acuerdo con [7], y además se asegura una disminución notable en la cantidad de sólidos suspendidos y coloidales y un adecuado pH para los procesos de metanogénesis entro del reactor UASB.

En la propuesta de éste trabajo se dispone primero la neutralización con el fin de asegurar que los lodos o sedimentos generados por la coagulación- floculación sean neutros y puedan ser enviados directamente al compostaje sin el riesgo de acidificar posteriormente los suelos cuando se realice su aplicación en campos.

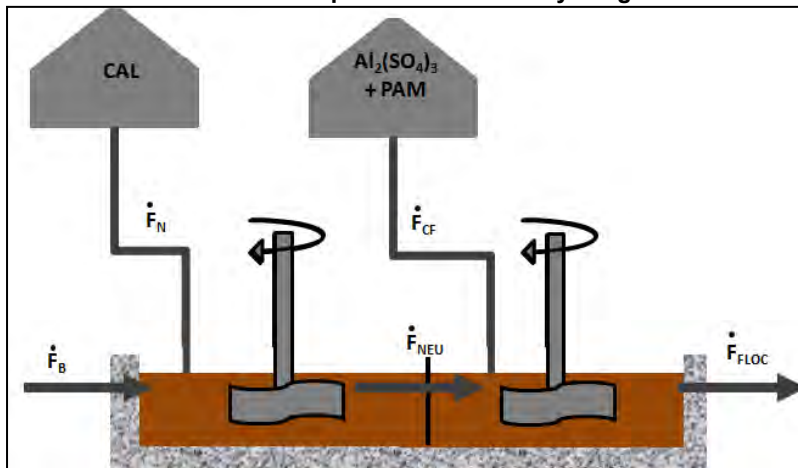
Para asegurar un buen mezclado en los tanques de neutralización y coagulación-floculación se propuso un tiempo de residencia de 15 minutos por tanque, y con éste tiempo se asegura que el tamaño de los mezcladores no sea tan grande.

Figura 4.4 Tanque neutralizador de vinazas en operación.



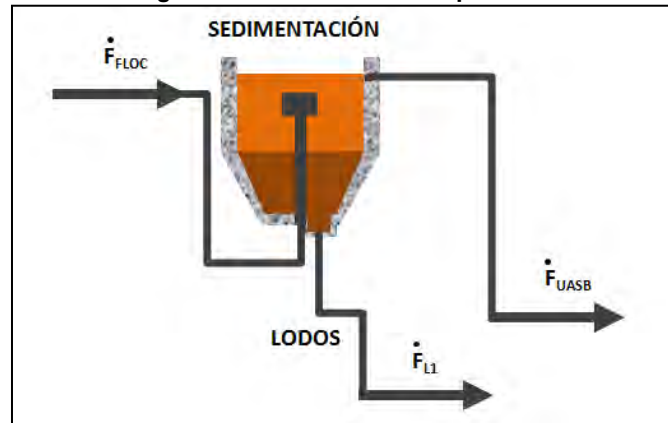
Para la neutralización son necesarios en promedio 1.5 g/L de CaO ó 1.95 g/L si se usara NaOH, de acuerdo con Íñiguez y Hernández (2010), [38], aunque esta cantidad podría cambiar dependiendo de la concentración de sólidos totales presentes en las vinazas, mientras mas ST, más reactivos se usarán.

Figura 4.5 Proceso de mezclado para neutralización y coagulación-floculación.



Para la coagulación-floculación se adicionan 3.3 g/L de  $Al_2(SO_4)_3$ , [30], y 0.70 g/L de PAM, [38]. Éstos compuestos se preparan en soluciones previas con agua y se van adicionando a las vinazas respetando las relaciones anteriormente mencionadas.

Figura 4.6 Sedimentador de primario.



Para el diseño del sedimentador se supuso que los tipos de partículas a sedimentar de las vinazas, tuviesen la misma dinámica que la de los sólidos presentes en aguas municipales, por lo que el diseño se basa prácticamente en los mismos parámetros, los cuales fueron tomados de [39], que fundamentalmente se extrajeron de [40]. A continuación se presenta una tabla con los valores que incluyen, velocidades de entrada, de sedimentación, diámetro de distribuidor, diámetro externo, carga vertido, tasa de desbordamiento o gasto horario:

Tabla 4.4 Parámetros para el diseño del sedimentador primario.

Datos de entrada:	
DBO	36400 mg/L
SST =	5290 mg/L
Qmed =	71.3 m <sup>3</sup> /d
Qmáx =	142.6 m <sup>3</sup> /d
Cálculos de dimensiones generales:	
TRHmed =	2.4 h
TRHmáx =	1.2 h
Volumen =	7.13 m <sup>3</sup>
Velocidad de llegada-Qmáx =	0.053 m/s
Velocidad de llegada-Qmed =	0.026 m/s
Velocidad de descenso =	0.002 m/s
Profundidad =	4.8 m
Pendiente =	0.2 -
Longitud de la pendiente =	0.1 m
Altura de la pendiente =	3 cm
Bordo libre =	0.3 m
Diámetro exterior =	1.4 m
Diámetro del distribuidor =	0.2 m

Finalmente para poder realizar los respectivos balances de masa, energía y exergía se puede, a diferencia del cárcamo, considerar un estado estable por lo que las ecuaciones quedan definidas de la siguiente manera:

Para la etapa de neutralización:

$$\sum_i C_{i,NEU} \dot{F}_{NEU} = \sum_i C_{i,B} \dot{F}_B + \sum_i C_{i,N} \dot{F}_N \quad (20)$$

$$\sum_i C_{i,B} \dot{F}_B c p_i (T_B - T_{NEU}) + \sum_i C_{i,N} \dot{F}_N c p_i (T_N - T_{NEU}) = \dot{Q}_{NEU} - \dot{W}_{NEU} \quad (21)$$

$$\dot{Q}_{NEU} = U A_{NEU} (T_{NEU} - T_0) \quad (22)$$

$$\psi_{dest.,NEU} = \sum_i C_{i,B} \dot{F}_B c p_i \left[ (T_B - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_B}{T_0} \right) \right] - \sum_i C_{i,NEU} \dot{F}_{NEU} c p_i \left[ (T_{NEU} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{NEU}}{T_0} \right) \right] + \dot{\psi}_{NEU} - \left( 1 - \frac{T_0}{T_{NEU}} \right) \dot{Q}_{NEU} \quad (23)$$

Para la etapa de coagulación-floculación:

$$\sum_i C_{i,FLOC} \dot{F}_{FLOC} = \sum_i C_{i,NEU} \dot{F}_{NEU} + \sum_i C_{i,CF} \dot{F}_{CF} \quad (24)$$

$$\sum_i C_{i,NEU} \dot{F}_{NEU} c p_i (T_{NEU} - T_{FLOC}) + \sum_i C_{i,CF} \dot{F}_{CF} c p_i (T_{CF} - T_{FLOC}) = \dot{Q}_{FLOC} - \dot{W}_{FLOC} \quad (25)$$

$$\dot{Q}_{FLOC} = U A_{FLOC} (T_{FLOC} - T_0) \quad (26)$$

$$\psi_{dest.,FLOC} = \sum_i C_{i,NEU} \dot{F}_{NEU} c p_i \left[ (T_{NEU} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{NEU}}{T_0} \right) \right] - \sum_i C_{i,CF} \dot{F}_{CF} c p_i \left[ (T_{CF} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{CF}}{T_0} \right) \right] + \dot{\psi}_{FLOC} - \left( 1 - \frac{T_0}{T_B} \right) \dot{Q}_{FLOC} \quad (27)$$

Para la etapa de sedimentación:

$$\sum_i C_{i,L1} \dot{F}_{L1} + \sum_i C_{i,UASB} \dot{F}_{UASB} = \sum_i C_{i,FLOC} \dot{F}_{FLOC} \quad (28)$$

$$\sum_i C_{i,FLOC} \dot{F}_{FLOC} c p_i (T_{FLOC} - T_{UASB}) = \dot{Q}_{SED} - \dot{W}_{L1} \quad (29)$$

$$\dot{Q}_{SED} = U A_{SED} (T_{UASB} - T_0) \quad (30)$$

$$\psi_{dest.,SED} = \sum_i C_{i,FLOC} \dot{F}_{FLOC} c p_i \left[ (T_{FLOC} - T_{UASB}) - T_0 \ln \left( \frac{T_{FLOC}}{T_{UASB}} \right) \right] + \dot{\psi}_{L1} - \left( 1 - \frac{T_0}{T_{UASB}} \right) \dot{Q}_{SED} \quad (31)$$

$$\dot{\psi}_{L1} = \dot{W}_{L1} \quad (32)$$

Donde los subíndices *N*, *NEU*, *FLOC*, *L1*, *UASB*, son indicativos de los flujos como se muestran en las figuras anteriores.

La potencia de los motores de los agitadores tipo turbina de 6 paletas para los tanques de neutralización y coagulación-floculación, que se propone, es de alrededor de 0.87 – 1.00 HP (0.65 – 0.75 kW) cada uno, la anterior propuesta se basa en el uso de un motor de 76 rev/min llevando a cabo el procedimiento de cálculo de potencia de un agitador indicado en Geankoplis, 1998 [41].

El coeficiente global de transferencia de calor, que se usará para determinar la cantidad de calor que sale por la parte superior de los equipos que están en contacto directo con el aire se tomará de 0.58 kW/m<sup>2</sup> K, suponiendo que el de las vinazas fuese prácticamente igual que el valor del agua, basado precisamente en que el 95% de las vinazas, son agua.

### 4.3 REACTOR UASB

De acuerdo con García-Castillo, 2012, [42], el funcionamiento de los reactores UASB consiste en introducir por el fondo del reactor el líquido que va a ser tratado, desde donde fluye hacia la parte superior a través del manto de lodos compuesto de partículas o gránulos biológicos densamente formados. Los gránulos de lodo varían de tamaño, desde 1 a 3 mm. Los gases que se producen bajo condiciones anaerobias, sirven para mezclar los contenidos del reactor a medida que ascienden hacia la superficie. El gas que asciende ayuda a formar y mantener los gránulos, mientras que el material, que se mantiene a flote gracias a los gases, se estrella contra los separadores de gases y se deposita de nuevo sobre la zona en reposo de sedimentación arriba del manto de lodos. El gas es atrapado en un domo colector de gases localizado en la parte superior del reactor. Para mantener el manto de lodos en suspensión, es necesario que la velocidad de flujo ascendente tenga un valor entre 0.8 y 1.0 m/h.

Cabe mencionar que la selección de éste tipo de reactor se debió a que no es necesario darle tiempos de retención hidráulica tan grandes ya que la degradación depende principalmente del tiempo de retención celular el cual si puede presentarse desde los 20 hasta los 90 días mientras que se puede tener TRH's de inclusive 1.5 días (siempre y cuando se garantice la DQO deseada). Para éste estudio, el reactor fue el único paso experimentado con el fin de entender los datos reportados en bibliografía.

#### 4.3.1 MODELOS PARA EL BALANCE DE MATERIA, ENERGÍA Y EXERGÍA EN EL REACTOR

Para realizar este modelo matemático se tendrán en cuenta las siguientes consideraciones:

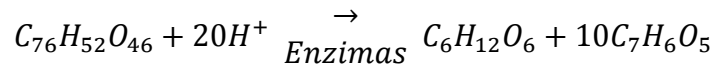
1. Es un experimento con régimen de flujo semi-continuo, es decir que sólo se alimentará y expulsará líquido cada cierto tiempo y el gas tendrá salida en todo momento.
2. Las propiedades características del medio ambiente, a pesar de ser variables en la ciudad de Morelia se considerarán para el modelo como estables tomando para la temperatura el valor promedio a partir del año de 1971 hasta 2000, [43]:
  - a. Presión = 803.378 kPa,
  - b. Temperatura máxima = 27.2 °C,
  - c. Temperatura mínima = 10.6 °C,
  - d. Temperatura promedio anual = 18.9 °C,
  - e. Composición del aire estándar considerando sólo a los más abundantes ( $N_2$  – 78.03%,  $O_2$  – 20.99%, Ar – 0.94%,  $CO_2$  – 0.03%.  $H_2$  – 0.01%).
3. Se considerará para el modelo como una mezcla perfecta dentro del reactor.
4. La transferencia de calor reactor-ambiente se considera despreciable así como las pérdidas de material.
5. El tanque no presenta movimientos.
6. Existen pérdidas de calor pero no de masa hacia el exterior.
7. Las especies químicas que podrían considerarse que intervienen en las reacciones, son:
  - ✓ Presentes a la entrada, materia orgánica (tomando al ácido tánico como referencia, dado que es el compuesto principal que le otorga el color café tan intenso,  $C_{76}H_{52}O_{46}$ , [7]),

micronutrientes, expresados en términos de DQO, se degrada a glucosa y ácido fenólico;

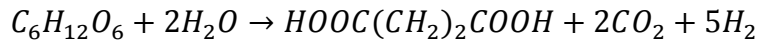
- ✓ Acidogénesis dada por la presencia de glucosa,  $C_6H_{12}O_6$ .
- ✓ En la fase acetogénica se tienen, acetato, propionato, y succinato, [44], dióxido de carbono e hidrógeno, [45];
- ✓ Para la fase metanogénica, metano, dióxido de carbono,
- ✓ Agua

A continuación se presentan las reacciones propuestas en un principio y que fueron basadas en la tesis de Olvera, [45]:

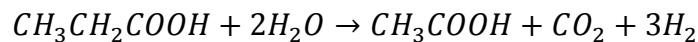
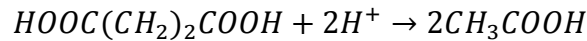
Hidrólisis:



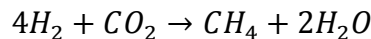
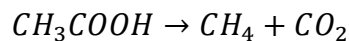
Acidogénesis:



Acetogénesis:

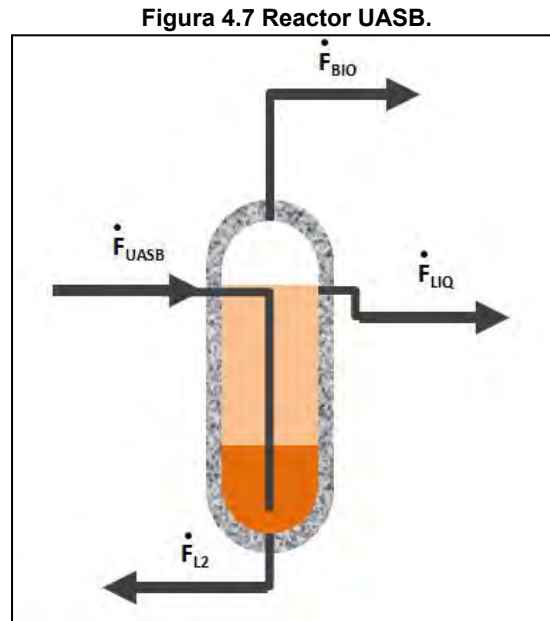


Metanogénesis:



Lo anterior podría considerarse como una especie de guía de para poder calcular y simular los consumos y generación de componentes dentro del reactor UASB utilizando el modelo ADM1 para sistemas de digestión anaerobia, [46], sin

embargo, en éste estudio no se tuvo acceso a la información necesaria para determinar con exactitud la composición química de las vinazas tequileras y mucho menos las cantidades existentes de dichos componentes.



Por tal razón, para realizar los correspondientes balances no sólo de masa sino también de energía y exergía, se hace uso de relaciones experimentales obtenidas de un estudio previo en el cual se asegura que existen buenas eficiencias de remoción de DQO (90%), operando con un coeficiente  $\alpha=0.3$ , una temperatura de 35 °C, una carga orgánica volumétrica (COV) de 6 kg/m<sup>3</sup> d, una relación de volumen de biogás obtenido (con una concentración del 60% de metano) de 0.204 kg<sub>CH<sub>4</sub></sub>/kg<sub>DQO,removida</sub>, una producción de dióxido de carbono de 0.374 kg<sub>CO<sub>2</sub></sub>/kg<sub>DQO,removida</sub>, [36], siendo sólo éstos dos los únicos componentes del biogás y se supondrá que los gránulos formados fueran 0.422 kg<sub>biomasa</sub>/kg<sub>DQO,removida</sub>.

Teniendo en cuenta lo anterior los balances quedan de la siguiente forma:

$$\sum_i C_{i,UASB} \dot{F}_{UASB} = \sum_i C_{i,BIO} \dot{F}_{BIO} + \sum_i C_{i,LIQ} \dot{F}_{LIQ} + \sum_i C_{i,L2} \dot{F}_{L2} \quad (33)$$

Donde los subíndices *BIO*, *LIQ* Y *L2*, son referidos a sus corrientes de salida del biogás, líquido tratado y lodos formados por la biomasa, como lo muestra la figura anterior.

El balance de energía es de suma importancia ya que al analizar sistemas de éste tipo, hablar de energía, llevará directamente a parámetros más amigables y que, además son fundamentales en las reacciones químicas, como lo es la temperatura y por ende los requerimientos para que esta se mantenga en un solo valor y favorezca la mayor conversión de reactivos, en este caso, las vinazas.

La ecuación propuesta, queda de la siguiente manera:

$$\sum_i C_{i,UASB} \dot{F}_{UASB} c_{p_i} T_{UASB} = \sum_i C_{i,BIO} \dot{F}_{BIO} c_{p_i} T_{BIO} + \sum_i C_{i,LIQ} \dot{F}_{LIQ} c_{p_i} T_{LIQ} + \sum_i C_{i,L2} \dot{F}_{L2} c_{p_i} T_{L2} + \dot{W}_{L2} - \frac{C_{CH_4,BIO} \dot{F}_{BIO} \Delta H_{rxn}}{PM_{CH_4}} \quad (34)$$

$$\Delta H_{rxn} = -3578 \frac{kJ}{kmol_{CH_4}} \quad (35)$$

Donde  $\Delta H_{rxn}$  es el calor de reacción a la temperatura dada y a la temperatura de referencia (25°C) que se supondrá de -3578 kJ/kmol<sub>CH4</sub> basado en el calor de reacción de una fermentación simple a partir de acetato. Hay que mencionar que este método no es del todo correcto, sin embargo puede aproximarse al calor real. La energía libre de Gibbs de formación ( $\Delta G_{rxn}^0$ ), para la misma reacción es de -7055 kJ/kmol<sub>CH4</sub>.  $PM_{CH_4}$  es la masa molar del metano expresada en kg/kmol.

El balance de exergía quedará de la siguiente manera:

$$\dot{\psi}_{L2} = \dot{W}_{L2} \quad (36)$$

$$\begin{aligned}
 \psi_{dest.,REAC} = & \sum_i C_{i,UASB} \dot{F}_{UASB} c p_i \left[ (T_{UASB} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{UASB}}{T_0} \right) \right] \\
 & - \sum_i C_{i,BIO} \dot{F}_{BIO} c p_i \left[ (T_{BIO} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{BIO}}{T_0} \right) \right] \\
 & - \sum_i C_{i,LIQ} \dot{F}_{LIQ} c p_i \left[ (T_{LIQ} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{LIQ}}{T_0} \right) \right] \\
 & - \sum_i C_{i,L2} \dot{F}_{L2} c p_i \left[ (T_{L2} - T_0) - T_0 \ln \left( \frac{T_{L2}}{T_0} \right) \right] + \psi_{L2} + \frac{C_{CH4,BIO} \dot{F}_{BIO} B_{rxn}}{PM_{CH4}}
 \end{aligned} \tag{37}$$

Basado en el concepto de energía libre de Gibbs que dice que la  $\Delta G^\circ$  de una reacción es igual a la sumatoria de las energías libres de Gibbs de formación de los productos multiplicados por sus respectivos coeficientes estequiométricos menos la suma de las energías libres de Gibbs de formación de los reactivos también multiplicados por sus respectivos coeficientes y además, con uso de la siguiente relación entre exergía y energía libre se obtuvo la ecuación para el cálculo de la exergía de reacción:

$$B_{rxn} = \Delta H_{rxn} + \Delta S_{rxn}(T - T_0) \tag{38}$$

$$\Delta G_{rxn} = \Delta G_{rxn}^\circ + RT \ln \left( \frac{[Productos]^p}{[Reactivos]^r} \right) \tag{39}$$

$$\Delta G_{rxn} = \Delta H_{rxn} - T \Delta S_{rxn} \tag{40}$$

$$B_{rxn} = (\Delta G_{rxn} - \Delta G_{rxn}^\circ) + \Delta S_{rxn}(T - T_0) \tag{41}$$

Reacomodando:

$$B_{rxn} = \Delta H_{rxn} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) - \Delta G_{rxn}^\circ \tag{42}$$

Donde  $r$ ,  $p$ ,  $\Delta G_{rxn}$ ,  $S_{rxn}$ ,  $\Delta G_{rxn}^\circ$ ,  $T$  son indicativos de los coeficientes estequiométricos de reactivos y productos, la energía libre de Gibbs de formación a la temperatura de reacción, la entropía de formación a la temperatura de reacción, la energía libre de Gibbs de formación a la temperatura de referencia y la temperatura de la reacción respectivamente.

#### 4.3.2 CONSTRUCCIÓN DE LOS REACTORES Y ACOPLAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE EXPERIMENTACIÓN

Se han construido dos reactores en los que se han llevado a efecto experimentos de degradación de vinazas tequileras. En el primero se realizaron los experimentos con una combinación de inóculos extraídos de un reactor tipo UASB ubicado en el rastro municipal de la ciudad de Morelia Michoacán junto con unos lodos extraídos de una laguna de vinazas ubicada en Corralejo, así como otra corrida utilizando únicamente como inóculo suero de leche de vaca. En el segundo reactor se trabajó una corrida con un inóculo preparado a base de estiércol de vaca y otra con sólo inóculo del reactor ubicado en el rastro.

Para economizar el proyecto, se ha hecho uso de varios objetos reciclados y a continuación se presentan algunas imágenes explicando el proceso de la construcción de ambos reactores:

1. Se hizo la recolección de objetos como un tanque de acrílico de 18 litros de volumen, se compraron válvulas de metal para insertar con ayuda del sello de silicón automotriz y silicón industrial. Se maneja también manguera de 6 mm y ½ pulgada de diámetro, cinta teflón, una resistencia eléctrica, cable del calibre 14, dos clavijas, un enchufe, un relevador de 6 entradas, codos de PVC de ½ pulgada en forma de “T” y niples de la misma medida, dos probetas de plástico de 1000 mL y un embudo de un litro. Se hizo igualmente uso de una pistola de silicón, taladro, perforadores para plástico y madera (sacabocados) y un pirómetro análogo.

2. Se realizó el sellado del tanque que fungió como cuerpo principal del reactor, quedando finalmente ya en una base de metal como se aprecia en la [Figura 4.9](#).

**Figura 4.8 Tanque sellado y con válvulas instaladas.**



**Figura 4.9 Reactor #1 completo.**



Para el segundo reactor se hizo uso de algunas partes del reactor #1, esto se debió a que posterior al experimento con el suero de leche, el reactor se vio bastante afectado por la posible acción de las enzimas presentes en el suero, lo que probablemente fue la causa del daño en las costuras del acrílico que terminó

totalmente agrietado por la parte interna y pese a los intentos de reparación no se tuvo éxito, es por eso que se construyó nuevamente otro reactor.

**Figura 4.10 Daños internos en el reactor #1, después del uso del suero de leche.**



Se usó como cuerpo principal del reactor, un garrafón de agua comercial de 20 L, tomando ésta elección tanto por el costo como por que el cuerpo del garrafón el cual no presenta costuras frágiles como el tanque anterior. El proceso de construcción siguió la misma metodología que en el anterior logrando obtener lo que se ve en las siguientes imágenes, donde además de aprecia una mejora estética y en practicidad pues se le adecuaron dos salidas a diferentes alturas para el efluente líquido, teniendo así posibilidad de manejar el reactor desde 8 hasta 14 ó más litros.

**Figura 4.11 Construcción del reactor #2.**



Figura 4.12 Reactor #2 completo.



Un aspecto muy importante a considerar es el destino que tendrán los productos gaseosos de la digestión anaerobia, para éstos experimentos se diseño un lavador de biogás compuesto por un matraz de 1 L con una solución de concentración 1 normal de NaOH con el fin de retener a todos los posibles ácidos volátiles que se formen en las reacciones. Posterior al lavado del gas, éste pasa por una manguera hacia una probeta cuyo fondo fue perforado para permitir el acceso y salida de los gases así como para colocar un termómetro el cual entregara directamente la temperatura en el interior, esto permite conocer a través de la ley de los gases ideales el contenido exacto de gas dado que se conocen los datos de temperatura y volumen al momento de extraerlo para después ser colocados en una cámara de un balón de fútbol.

Figura 4.13 Sistema para lavado y medición del volumen y temperatura del biogás producido.



### 4.3.3 TOMA DE MUESTRAS Y ANÁLISIS FÍSICOQUÍMICOS

Se pudo contactar con dos empresas tequileras, una con origen en Michoacán y la otra establecida en la comunidad de Corralejo, en el estado de Guanajuato.

La planta michoacana, “Destiladora de Tequila MARAVA S.P.R. de R.L.” está localizada en el municipio de Maravatío. Ellos de inmediato se interesaron en éste proyecto, sin embargo, dado que su producción bajó a causa de algunas cuestiones económicas, no se pudo realizar ningún estudio. El contacto con ellos se llevó en el mes de Mayo de 2012.

Posteriormente se hizo el intento de colaborar con otras empresas del estado, pero el malestar económico ya era bastante generalizado con las empresas tequileras de Michoacán por lo que su producción fue detenida y como consecuencia el de vinazas.

Se decidió acudir al vecino estado de Guanajuato dónde la empresa “Tequilera Corralejo S.A. de C.V.” localizada en la localidad de Corralejo del municipio de Pénjamo nos abrió las puertas, y el pasado 1 de noviembre de 2012 se hizo la visita y recolección de vinazas las cuales se analizaron y se obtuvieron resultados de pH, conductividad eléctrica, DQO, DBO<sub>5</sub>, nitrógeno total, sólidos totales, y micronutrientes. Los resultados se presentan en la tabla [Tabla 4.5](#).

Finalmente se hizo contacto con otra empresa michoacana en junio de 2013, ésta fábrica localizada en el municipio de Indaparapero y llamada “Procesadora Ex-Hacienda de Zacapendo”, la cual realiza destilación de tequila y mezcal, teniendo una producción aproximada de 115 L/día y un desecho de 1200 L/día de vinazas, las cuales son recolectadas y depositadas en una pipa para después utilizarlas como abono, posterior a su enfriamiento, ya que éstas salen a

**ANÁLISIS TERMEOCONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

una temperatura de alrededor de los 95 °C, y la perspectiva de la empresa es poder darles un mejor tratamiento a sus vinazas.

**Tabla 4.5 Análisis fisicoquímicos de las vinazas recolectadas en Corralejo.**

<b>ANÁLISIS FISICOQUÍMICOS</b>				
<b>PARÁMETRO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>VALOR</b>	<b>DESVIACIÓN</b>	<b>METODOLOGÍA</b>
pH	-	3.42	-	NMX-FF-109-SCFI-2007
Conductividad Eléctrica	dS/m	2.80	-	
Humedad	%	95.9	-	Método Gravimétrico
Cenizas	%	0.25	-	Calcincación
Materia Orgánica	%	99.8	-	
Carbono Orgánico	%	57.9	-	-
Relación C/N	-	141.3	-	Base Seca
Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)	mg/L	13419	±1539.2	NMX-AA-028-SCFI-2001
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg/L	36400	±891.8	NMX-AA-030-SCFI-2002
Nitrógeno Total	mg/L	168	-	NMX-AA-026-SCFI-2010
Nitrógeno Amoniacal (N-NH <sub>3</sub> )	mg/L	112	-	
Nitrógeno Orgánico (N-Org)	mg/L	56	-	
N. Nitratos (N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )	mg/L	< 0.09	-	
N. Nitritos (N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> )	mg/L	> 0.04	-	
Sólidos Totales Totales (STT)	mg/L	49050	±52.48	NMX-AA-034-SCFI-2001
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	mg/L	5290	±5.66	
Sólidos Volátiles Totales (SVT)	mg/L	5526.67	±5.91	
Fósforo (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	%	0.07	-	Digestión Húmeda / Espectrofotometría.
Potasio (K <sub>2</sub> O)	%	0.47	-	Digestión Húmeda / AA
Calcio	%	0.20	-	
Magnesio	%	0.05	-	
Sodio	%	0.49	-	
Azufre	%	0.15	-	
Hierro	%	0.0022	-	Digestión Húmeda / Turbidimetría
Cobre	ppm	1.93	-	
Manganeso	ppm	7.51	-	
Zinc	ppm	4.41	-	
Boro	ppm	4.43	-	

**Tabla 4.6 Análisis fisicoquímicos de las vinazas recolectadas en Indaparapeo.**

ANÁLISIS FISICOQUÍMICOS		
PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
pH	-	4.85
Conductividad Eléctrica	dS/m	3.25
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg/L	165000
Nitrógeno Total	mg/L	16.5
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	mg/L	26500
Fósforo (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	mg/L	116

La **Tabla 4.6**, muestra un análisis más sencillo de las vinazas de Indaparapeo, sin embargo es notable como el valor obtenido en DQO y SST es realmente elevada, esto se debe a que las vinazas salen con una gran cantidad de bagazo aún después de realizar la destilación ya que a pesar de contar con equipos automatizados, la empresa tiene ciertos procesos que pueden considerarse como artesanales, como lo es la extracción del jugo de la cabeza del agave. Es importante resaltar que al igual que las vinazas de Corralejo, las de Indaparapeo tienen un desbalance total de nutrientes para los procesos bacterianos por lo cual puede pensarse en la adición de alguna clase que aditivo que ayude para proveer a los microorganismos de los nutrientes requeridos para su metabolismo. En promedio las vinazas cuentan con una relación DQO:N:P de 1130:0.0142:1, cuando el valor deseado para un proceso anaerobio se encuentra en 580:7:1.

#### **4.3.4 PUESTA EN MARCHA DEL REACTOR**

*Prueba con el inóculo #1:*

Para la puesta en marcha del reactor, se introdujeron las vinazas conseguidas de una planta tequilera. La salida para gases del reactor, se conectó

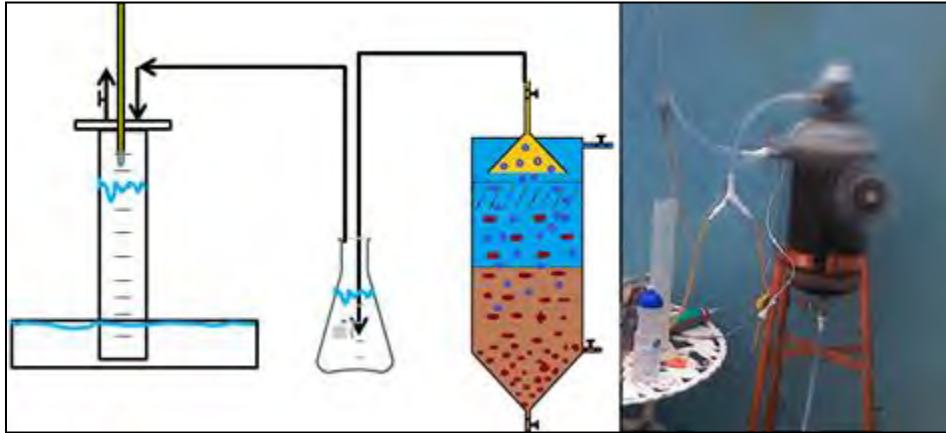
con un matraz Erlenmeyer a través una manguera. Sólo se colocaron 13 litros de vinazas y 1 L de inóculo formado por una mezcla de bacterias provenientes de un reactor UASB localizado en el rastro municipal de la ciudad de Morelia, así como un volumen igual de bacterias obtenidas de una laguna a cielo abierto de vinazas localizada en Corralejo, Guanajuato. De acuerdo a lo anterior se dejó un volumen de 2.5 L libres dentro del reactor. El experimento fue llevado a cabo en el reactor #1.

**Figura 4.14** Laguna de vinazas en donde debido al deficiente transporte de oxígeno a poca profundidad se generan condiciones de anaerobiosis de donde se obtuvieron 1 L como inóculo.



El matraz en el sistema montado (Figura 4.15), contiene un litro de solución de NaOH, 1 normal, con el fin de que funcione como una trampa para los ácidos volátiles orgánicos e inorgánicos que pudiesen formarse durante la degradación anaerobia. Finalmente, el biogás “limpio” es dirigido a una probeta con tres orificios en la base para funcionar como conductos para posicionar el termómetro, la manguera de entrada y la de salida del gas. Un esquema, así como la fotografía real, se muestran en Figura 4.15.

Figura 4.15 Esquema del sistema completo armado y montaje real.



Previo a la introducción de las vinazas, éstas fueron neutralizadas con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  usando una cantidad de 55 g y logrando un pH de 6.6.

A la par de éste experimento, se realizó con un juego de matraces de 500 mL un experimento usando simplemente inóculo del rastro de Morelia (200 mL), suero de leche (50 mL), vinazas (50 mL), agua (300 mL) y 1.56 g de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  como neutralizante, alcanzando un pH de 9.50, una conductividad de 6.00 mS y sólidos disueltos de 3.00 ppt (partes por trillón).

Figura 4.16 Experimento cualitativo sobre funcionamiento inóculo rastro-suero de leche.



Como se muestra en [Figura 4.16](#), el biogás producido se conduce a través de la manguera hacia el matraz con agua en donde ésta última se vería

desplazada a través del tubo de vidrio que comienza en la parte inferior y sale expulsada por la parte superior a causa de la presión del biogás. Una vez que el agua haya sido expulsada la manguera es obstruida con ayuda de una pinza y procede al llenado con agua del matraz que contenía el biogás.

*Prueba con el inóculo #2:*

El inóculo usado en ésta etapa de la experimentación fue solamente el suero de leche, utilizando una cantidad de 5 L de suero de leche por 7 litros de vinazas mas 4 L de agua. El experimento fue llevado a cabo en el reactor #1 bajo las mismas condiciones de presión y temperatura que el primer experimento, (presión igual a 1 atm y temperatura de operación de 35°C).

*Prueba con el inóculo #3:*

Para éste experimento se hizo uso de inóculo proveniente del estiércol de vaca de una granja localizada en el kilómetro 13.5 de la carretera federal Morelia-Guadalajara, de ahí se extrajeron 6 L de estiércol de donde se obtuvieron 4.2 litros de líquido concentrado después de exprimir y tamizar manualmente con ayuda de una tela, el estiércol.

El objetivo de lo anterior es liberar la mayor cantidad de sólidos grandes que pudiesen obstruir las entradas y salidas del reactor, además de evitar una mayor cantidad de uso de reactivos, como por ejemplo, cal o  $\text{Ca(OH)}_2$  para neutralizar.

El líquido fue vertido al reactor #2, en donde la primer carga se dejó íntegra aproximadamente tres tiempos de retención celular (15 días) para evitar que los microorganismos se estresaran.

Posterior a éste tiempo hizo la carga cada cinco días de vinazas diluidas hasta alcanzar una DQO de 10 g/L en la alimentación, [32]. Esto provoca una COV

de alrededor de  $1 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$ , la cual debe llegar hasta un valor de  $6 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$ . Para la neutralización se usó el equivalente a  $1.5 \text{ g/L}$  de  $\text{CaO}$  en  $\text{Ca(OH)}_2$  ó  $1.95 \text{ g/L}$  de  $\text{NaOH}$ .

*Prueba con el inóculo #4:*

Finalmente, se recurrió nuevamente al uso del lodo proveniente del reactor localizado en el rastro municipal ya que durante los experimentos con los matraces pequeños, se obtuvo una producción importante de biogás sin necesidad de un control preciso de la temperatura, sin embargo la mayor parte del volumen ocupado en los matraces era de lodos por lo que debía corroborarse si efectivamente existía una degradación efectiva de vinazas o era que sólo se consumía en mismo sustrato en el que venía el inóculo. Se realizaron los experimentos en el reactor #2, colocando una cantidad de  $4.7 \text{ L}$  de lodo del UASB del rastro,  $1 \text{ L}$  de vinazas y  $10 \text{ L}$  de agua para bajar un poco la DQO; al sexto día se alimentaron  $2.5 \text{ L}$  de agua y  $1 \text{ L}$  de vinazas; al día trece se alimentaron nuevamente  $2 \text{ L}$  de vinazas y  $2.5 \text{ L}$  de agua; al día 17 se usó como influente una mezcla de  $1 \text{ L}$  de vinazas,  $1 \text{ L}$  de agua residual del rastro municipal y  $1 \text{ L}$  de agua limpia; al vigésimo día se alimentaron  $2.5 \text{ L}$  de vinazas; la sexta alimentación llevada a cabo el día número veintitrés, constó de  $3 \text{ L}$  de vinazas,  $2 \text{ L}$  de agua y  $90 \text{ g}$  de levadura para panadería, lo anterior debido a que la actividad en el reactor con sólo inóculo del rastro se veía disminuida y al pensar fallido el experimento, se decidió usar un inóculo que consumiera directamente materia vegetal; la séptima alimentación fue de  $2 \text{ L}$  de vinazas únicamente, logrando resultados interesantes. Al igual que en los experimentos anteriores, se hizo uno del hidróxido de calcio como agente neutralizador y se utilizó como nivelador de la concentración de nitrógeno  $4.57 \text{ g}$  de sulfato de amonio comercial ( $21\%$  en peso de nitrógeno) por cada litro de vinaza.

#### 4.4 LECHO DE SECADO DE LODOS

Para ésta etapa del tratamiento, simplemente se optará por una serie de cuatro lechos para el secado de los lodos obtenidos del sedimentador y del reactor UASB. El diseño estos se basa en datos generales de lechos ya existentes y como ejemplo se usarán los que son empleados en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de “Las Garzas” del municipio de Pátzcuaro, Michoacán, los cuales están conformados por unas piletas rectangulares hechas de concreto con un leve declive en la parte central para procurar que el exceso de agua sea evacuada por ahí y sea retornada al cárcamo de bombeo.

El agua se filtrará a través una serie de camas conformadas por una capa primaria de grava, en seguida una de granzón, y por último una capa de arena que evita que los sólidos más pequeños penetren y se vayan con el agua. Las evacuaciones de lodo se realizarán diariamente durante una semana en el mismo lecho de secado y la recolección de lodo seco deberá llevarse a cabo con sumo cuidado, evitando remover la capa de arena para no aumentar así los costos de mantenimiento.

El secado se llevará a cabo durante 15 días en las temporadas de estiaje y hasta 22 días en la temporada de lluvias. Para protegerla de la humedad de las lluvias, puede tenerse un tejado de lámina plástica transparente para no impedir el paso de la luz del sol pero sí el de las gotas de lluvia.

Figura4.17 Diagrama del lecho de secado.



Las ecuaciones para los balances en los lechos de secado son las siguientes:

$$\sum_i C_{i,L1} \dot{F}_{L1} + \sum_i C_{i,L2} \dot{F}_{L2} = \sum_i C_{i,L3} \dot{F}_{L3} + \sum_i C_{i,R} \dot{F}_R \quad (43)$$

$$\sum_i C_{i,L1} \dot{F}_{L1} c_{p_i} (T_{L1} - T_R) + \sum_i C_{i,L2} \dot{F}_{L2} c_{p_i} (T_{L2} - T_R) = \dot{Q}_{LECHO} \quad (44)$$

$$\dot{Q}_{LECHO} = UA_{LECHO} (T_R - T_0) \quad (45)$$

$$T_R = T_{L3} \quad (45)$$

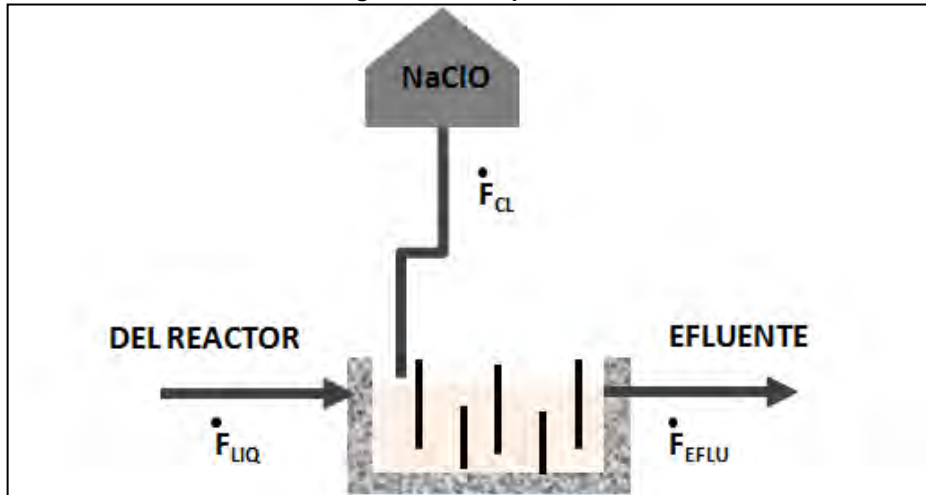
$$\psi_{dest.,LECHO} = \sum_i C_{i,L1} \dot{F}_{L1} c_{p_i} \left[ (T_{L1} - T_R) - T_0 \ln \left( \frac{T_{L1}}{T_R} \right) \right] + \sum_i C_{i,L2} \dot{F}_{L2} c_{p_i} \left[ (T_{L2} - T_R) - T_0 \ln \left( \frac{T_{L2}}{T_R} \right) \right] - \left( 1 - \frac{T_0}{T_R} \right) \dot{Q}_{LECHO} \quad (46)$$

Donde los subíndices *R*, *L3*, *LECHO*, son indicativos de los flujos de recirculación hacia el cárcamo de bombeo, los lodos secos finales y del equipo lecho de secado, respectivamente.

## 4.5 DESINFECCIÓN

Para una buena etapa de desinfección pueden usarse una buena gama de productos químicos y procesos como cloro gas, alcoholes, bromo, yodo, ozono, fenoles, metales pesados, jabones y tensoactivos, sales cuaternarias, luz, calor, sonido, entre otros medios. Para ésta investigación se usará como desinfectante al hipoclorito de sodio (NaClO) dado su fácil aplicación y bajo costo.

Figura4.18 Tanque de cloración.



Los más usados son los de base cloro, la luz ultravioleta y el ozono ya que son de los más eficientes, además de que incluso tienen la capacidad de seguir oxidando los remanentes más allá de matar patógenos.

Para el caso del cloro es importante que la dosificación se lleve a cabo con respecto al número de patógenos en el efluente del reactor y no con el fin de oxidar compuestos ya que se podrían llegar a formar organoclorados con una peligrosa capacidad toxicológica para organismos superiores. En resumen las características a tomar en cuenta para un proceso de desinfección son:

- Disponibilidad,
- Potencial desodorizante,
- Homogeneidad y solubilidad,
- Interacciones indeseables,
- Turbiedad (esto para procesos como el de luz UV),
- No corrosivo ni incrustante,
- Seguridad en manejo, traslado y confinamiento,
- Estabilidad (efectos residuales),
- Toxicidad para microorganismos y para el medio ambiente.

Para el diseño de la etapa de éste proyecto se supondrá que la cantidad base de microorganismos en el efluente del reactor UASB es de  $10^6$  NMP/100mL de coliformes (número más probable de coliformes por cada 100 mL de agua), el cual se desea reducir hasta un valor 50% menor del límite máximo permitido por la norma que es de 1000 NMP/100mL en el efluente final, [47].

Le ecuación base de diseño es la siguiente:

$$\frac{N}{N_0} = \left( \frac{C_R t}{b} \right)^{-n} \quad (47)$$

Donde,  $N$ ,  $N_0$ ,  $t$ ,  $C_R$ ,  $n$ ,  $b$ , son en número de coliformes deseado (NMP/100mL), número de coliformes a tratar (NMP/100mL), tiempo de contacto (min), cloro residual (mg/L), pendiente de la gráfica de inactivación de coliformes totales (se tomará el valor de 2.8) y ordenada al origen cuando  $N/N_0 = 1$  (se tomará de 4 min\*mg/L), extraído de Metcalf & Eddy Inc., y otros, 2003, [40].

Es importante notar que en México está permitido una descarga máxima de 0.2 a 1.50 mg/L de cloro residual libre (HOCl ó OCl<sup>-</sup>), [48], por lo cual se tomará 1.5 mg/L como el valor de  $C_R$  y se supondrá que es el 40% de la dosis total requerida dado que hay que tomar en cuenta la demanda inicial de cloro y la demanda de cloro por decaimiento. Estos dos últimos deben ser obtenidos mediante experimentación en caso de llevarse a cabo la construcción del tanque de cloración.

Para el cálculo del tanque es necesario obtener primeramente el volumen del tanque con el caudal máximo a tratar y el tiempo de contacto calculado de la fórmula anterior y verificar que el parámetro llamado número de dispersión  $d$ , sea menor o igual a 0.015. Para ello serán necesarias las siguientes ecuaciones:

$$d = \frac{Dt}{L^2} \leq 0.015 \quad (48)$$

$$D = 1.01 \nu N_R^{0.875} \quad (49)$$

$$N_R = 4vR/\nu \quad (50)$$

$$R = A_{sf}/P_{mojado} \quad (51)$$

Donde,  $D$ , es el coeficiente de dispersión de cloro ( $m^2/s$ );  $\nu$ , es la viscosidad cinemática ( $1.003 \times 10^{-6} m^2/s$  a  $20^\circ C$ );  $N_R$ , número de Reynolds;  $v$ , la velocidad en el canal ( $m/s$ );  $R$ , el radio hidráulico;  $A$ , el área de la sección de flujo ( $m^2$ ) y  $P_{mojado}$ , el perímetro mojado o perímetro de la sección transversal ( $m$ ). Los dos últimos se deben sugerir al comienzo por lo que para esta investigación se tomará un canal rectangular de 0.5 m de ancho por 1.5 m de tirante o columna de agua y 0.15 m de bordo libre.

Ahora, las ecuaciones para los balances de masa, energía y exergía en el tanque de cloración son:

$$\sum_i C_{i,LIQ} \dot{F}_{LIQ} + \sum_i C_{i,CL} \dot{F}_{CL} = \sum_i C_{i,EFLU} \dot{F}_{EFLU} \quad (52)$$

$$\sum_i C_{i,LIQ} \dot{F}_{LIQ} c p_i (T_{LIQ} - T_{EFLU}) + \sum_i C_{i,CL} \dot{F}_{CL} c p_i (T_{CL} - T_{EFLU}) = \dot{Q}_{DESIN} - \dot{W}_{DESIN} \quad (53)$$

$$\dot{Q}_{DESIN} = U A_{DESIN} (T_{EFLU} - T_0) \quad (54)$$

$$\psi_{dest.,DESIN} = \sum_i C_{i,LIQ} \dot{F}_{LIQ} c p_i \left[ (T_{LIQ} - T_{EFLU}) - T_0 \ln \left( \frac{T_{LIQ}}{T_{EFLU}} \right) \right] + \sum_i C_{i,CL} \dot{F}_{CL} c p_i \left[ (T_{CL} - T_{EFLU}) - T_0 \ln \left( \frac{T_{CL}}{T_{EFLU}} \right) \right] + \dot{\psi}_{DESIN} - \left( 1 - \frac{T_0}{T_{EFLU}} \right) \dot{Q}_{DESIN} \quad (55)$$

$$\dot{\psi}_{DESIN} = \dot{W}_{DESIN} \quad (56)$$

Donde los subíndices  $EFLU$ ,  $CL$ ,  $DESIN$ , son indicativos de los flujos de salida o efluente, de hipoclorito de sodio y del equipo de desinfección, respectivamente.  $\dot{W}_{DESIN}$ , representan el trabajo de la bomba dosificadora (se

toma como referencia una bomba HANNA de 200 W, para flujos hasta de 1.5 L/h y 13 bar de un costo aproximado de 260 US\$).

## 4.6 ANÁLISIS TERMEOECONÓMICO

El análisis termoeconómico se realizó para el sistema propuesto que fue simulado, en cual se incluyen el pretratamiento, la biodigestión anaerobia, la cloración y la deshidratación de los lodos, lo anterior con el fin de poder identificar los posibles puntos de mayor desperdicio y pérdida de exergía dentro de un proceso de tratamiento de aguas, las cuales van de la mano con los costos, materiales, impacto ambiental, fiabilidad, disponibilidad, mantenibilidad y operatividad del proceso.

Para el análisis termoeconómico o también llamado exergónico se procedió con los siguientes pasos:

1. Análisis exergético detallado.
2. Análisis económico a nivel de componentes del sistema energético, en éste caso, cada una de las etapas de tratamiento.
3. Cálculo del coste exergético.
4. Finalmente, se realizó la evaluación exergoeconómica de cada componente del sistema para identificar si puede ser considerada o no el proceso como económicamente viable.

La primera parte se llevó a cabo realizando un balance previo de masa y energía para posteriormente incluir el término de exergía para toda la planta de tratamiento.

Para el análisis económico se realizaron las estimaciones de los costos de inversión y las amortizaciones para determinar los pagos anuales que se tenían

que realizar para cubrir el pago de las instalaciones de la PTAR, los cuales incluyen también los costos por mantenimiento y mano de obra así como los insumos, entendiéndose como éstos últimos: la electricidad y químicos requeridos para neutralizar, flocular, coagular y clorar (enlistados en apartados anteriores). Para lograr lo anterior se recurrió a un estudio realizado por el Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA) a petición del Comisión Estatal del Agua de Jalisco, donde quedó plasmado un análisis costo-beneficio de varias plantas de tratamientos existentes en la rivera del Río Santiago, desde su punto de origen en el Lago de Chapala hasta su desembocadura en la presa de Santa Rosa, [17]. En dicho estudio, terminado en el 2011, se enlistan los costos de inversión de varios equipos los cuales fueron tomados como referencia para la determinación de los posibles costos de inversión para la planta propuesta basados en la capacidad de tratamiento de agua (L/h, m<sup>3</sup>/s, L/s, etc.). Para la estimación de los costos de las etapas de tratamiento se hizo uso de la fórmula siguiente [49], la cual está basada en la capacidad de tratamiento y el costo de inversión del equipo o etapa de referencia y la capacidad del equipo a estimar:

$$C(Q) = C(Q_r) \left( \frac{Q}{Q_r} \right)^{6/10} \quad (57)$$

Donde  $C(Q)$ , es el costo del equipo deseado en pesos mexicanos,  $C(Q_r)$ , es el costo del equipo de referencia en pesos mexicanos (al día de hoy 1 \$US = 13.5 \$MEX), con una capacidad de tratamiento,  $Q_r$ , conocida, en L/s y  $Q$ , es la capacidad del equipo deseado también en L/s.

Para obtener la amortización, es necesario traer a un valor actual  $C(Q)^0$ , el costo estimado a partir de la ecuación anterior, esto se realiza multiplicando el costo obtenido con un factor de corrección temporal  $f_\theta$ , el cual es la división del índice de costes del año actual por el índice de costes del año de referencia, para éste caso: Índice M&S 2011 vale 1080, [17], y para 2012 vale 1496.9 [50].

$$C(Q)^0 = C(Q)f_{\theta} \quad (58)$$

$$f_{\theta} = \frac{\text{Indice Marshall\&Swift 2012}}{\text{Indice Marshall\&Swift 2011}} \quad (59)$$

Finalmente se hizo uso de la ecuación siguiente, basada en el informe del IMTA y CEA-Jalisco, [17], tomando una tasa de interés del 18.50% ( $r$ ) y una vida útil de la planta de 20 años ( $n$ ), para obtener la amortización en unidades de pesos mexicanos por año:

$$\text{Amortización} = (C(Q)^0) \left( \frac{r(1+r)^n}{(1+r)^n - 1} \right) \quad (60)$$

Para el cálculo de los costos anuales de operación y mantenimiento, se decidió tomar un valor promedio que es aproximadamente igual al 22% del costo de inversión.

Finalmente, para saber si el proyecto puede considerarse como rentable, se hace el cálculo del valor presente neto (VPN) para el final de tiempo de vida y de la tasa interna de retorno (TIR), haciendo uso de las siguientes fórmulas:

$$VPN = \sum_1^n \frac{\text{Flujo de caja}_n}{(1+k)^n} - C(Q)^0 \quad (61)$$

$$\sum_1^n \frac{\text{Flujo de caja}_n}{(1+TIR)^n} - C(Q)^0 = 0 \quad (62)$$

Donde  $\text{Flujo de caja}_n$ , es la cantidad de dinero que la empresa gana o gasta en la PTAR tomando en cuenta los ingresos por ventas de fertilizante, ahorro equivalente de gas LP, ahorro por multas de descargas elevadas de aguas residuales sin tratar, pagos de derechos por descargas de aguas residuales tratadas [51], e insumos totales durante el año  $n$ ;  $k$  es la tasa del costo de la deuda con la cual se consigue la inversión inicial. Se podrá notar que la TIR, no es nada más que  $k$  cuando VPN vale cero. Cabe recordar que la tasa interna de

retorno no es del todo un método confiable, pues si la función del valor presente neto tiene varios cambios de signo, existirán varios valores de la TIR que hagan la función cero y se debe tomar en cuenta solamente el VPN como tal, siempre y cuando éste sea positivo, lo que querrá decir que el proyecto es viable. En caso de que existieran varios proyectos y que la función de VPN sólo tuviera un cambio de signo, el proyecto más rentable sería aquel cuya TIR fuese mayor a la tasa del costo de la deuda contraída y/o que tuviera mayor valor positivo en la función VPN.

Los costos de los insumos, electricidad así como de los combustibles fueron extraídos de páginas de internet dónde se llevan a cabo la comercialización de productos químicos así como de las páginas web de CFE y PEMEX, organismos gubernamentales mexicanos.

Para finalizar con el análisis termoeconómico, es necesario primero calcular los costos exergéticos (kJ/s), costos exergéticos unitarios (kJ·s<sup>-1</sup>/kJ·s<sup>-1</sup>), costo monetario por unidad de energía (\$/kJ) y finalmente el costo monetario de los flujos o flujo monetario del proceso (\$/s). El procedimiento a seguir es el especificado por Lozano y Valero (1993), en su teoría del costo exergético, [52], para la asignación de costos exergéticos según las sus cuatro proposiciones.

$$C_i = \text{costo}_i * b_i [=] \frac{\$}{s} \quad (63)$$

$$\text{costo}_i \rightarrow \begin{matrix} \text{se realiza un balance de costo} \\ \text{monetario por unidad de energía} \end{matrix} [=] \frac{\$}{kJ} \quad (64)$$

$$KE_i = \frac{CE_i}{b_i} [=] \frac{kJ \cdot s^{-1}}{kJ \cdot s^{-1}} \quad (65)$$

$$CE_i \rightarrow \begin{matrix} \text{se realiza un balance de} \\ \text{costo exergético} \end{matrix} [=] \frac{kJ}{s} \quad (66)$$

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS  
PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS**

---

A continuación se presenta un segmento del algoritmo utilizado en el programa EES para el análisis termoeconómico:

---

"COSTOS EXERGÉTICOS"

```
"1.-" CE_INFLU = b_influ
"2.-" CE_WB1 = Exer_B1
"3.-" CE_WNEU = Exer_NEU
"4.-" CE_WFLOC = Exer_FLOC
"5.-" CE_WL1 = Exer_SED
"6.-" CE_WL2 = Exer_REAC
"7.-" CE_WCL = Exer_CL
"8.-" CE_QCARC = 0
"9.-" CE_QNEU = 0
"10.-" CE_QFLOC = 0
"11.-" CE_QSED = 0
"12.-" CE_QLECHO = 0
"13.-" CE_QCL = 0

"14.-" CE_N = 0
"15.-" CE_CF = 0
"16.-" CE_CL = 0

"17.-" CE_UASB / b_UASB = CE_L1 / b_L1
"18.-" CE_BIO / b_POTENCIAL_BIO = CE_L2 / b_L2
"19.-" CE_BIO / b_POTENCIAL_BIO = CE_LIQ / b_LIQ
"20.-" CE_L3 / b_L3 = 0

"21.-" CE_B1 = CE_INFLU + CE_WB1 + CE_R
"22.-" CE_NEU = CE_B1 + CE_WNEU
"23.-" CE_FLOC = CE_NEU + CE_WFLOC
"24.-" CE_FLOC + CE_WL1 = CE_L1 + CE_UASB
"25.-" CE_L1 + CE_L2 = CE_R + CE_L3
"26.-" CE_UASB + CE_WL2 = CE_BIO + CE_L2 + CE_LIQ
"27.-" CE_LIQ + CE_WCL = CE_EFLU
```

"COSTOS EXERGÉTICOS UNITARIOS"

```
KE_INFLU = CE_INFLU / b_influ
KE_B1 = CE_B1 / b_B1
KE_WB1 = CE_WB1 / Exer_B1
KE_WNEU = CE_WNEU / Exer_NEU
KE_WFLOC = CE_WFLOC / Exer_FLOC
KE_WL1 = CE_WL1 / Exer_SED
KE_WL2 = CE_WL2 / Exer_REAC
KE_WCL = CE_WCL / Exer_CL
KE_QCARC = 0
KE_QNEU = 0
KE_QFLOC = 0
KE_QSED = 0
KE_QLECHO = 0
KE_QCL = 0
KE_N = 0
KE_NEU = CE_NEU / b_NEU
KE_CF = 0
KE_FLOC = CE_FLOC / b_FLOC
KE_L1 = CE_L1 / b_L1
KE_UASB = CE_UASB / b_UASB
KE_L2 = CE_L2 / b_L2
KE_LIQ = CE_LIQ / b_LIQ
KE_BIO = CE_BIO / b_POTENCIAL_BIO
KE_CL = 0
KE_EFLU = CE_EFLU / b_EFLU
KE_L3 = CE_L3 / b_L3
KE_R = CE_R / b_R
```

"-----"

"BALANCES ECONÓMICOS"

"Costos de inversión de los equipos (amortización a 20 años con tasa de interés del 12% más la M&O en unidades de \$/s moneda nacional)"  
Z\_carc = 0.0422843  
Z\_neu = 0.0352905/2  
Z\_floc = 0.0352905/2  
Z\_sed = 0.0361305  
Z\_uasb = 0.0429583  
Z\_lecho = 0.0336464  
Z\_dlor = 0.0364662

## ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL PROCESO DE BIODIGESTIÓN ANAEROBIA DE VINAZAS PROVENIENTES DE LAS INDUSTRIAS TEQUILERAS

---

"Determinación del coste por unidad de exergía de los flujos"

"Cárcamo:"

$$\text{costo\_WB1} = (\text{costo\_B1} * \text{b\_B1} / \text{Exer\_B1}) - (\text{Z\_carc} / \text{Exer\_B1}) - (\text{costo\_R} * \text{b\_R} / \text{Exer\_B1})$$

costo\_WB1= 5E-04 "\$/kJ" "Tomado de la página de CFE sobre tarifas tipo 06 de tensión baja-media para bombeo de aguas potables y aguas negras, del mes de diciembre de 2013"

$$\text{costo\_influ} = 0$$

$$\text{costo\_Qcarc} = 0$$

"Neutralizador:"

$$\text{costo\_B1} = (\text{costo\_neu} * \text{b\_NEU} / \text{b\_B1}) - (\text{Z\_neu} / \text{b\_B1}) - (\text{costo\_Wneu} * \text{Exer\_NEU} / \text{b\_B1})$$

$$\text{costo\_Wneu} = \text{costo\_WB1}$$

$$\text{costo\_Qneu} = 0$$

$$\text{costo\_N} = 0$$

"Coagulador-Floculador:"

$$\text{costo\_neu} = (\text{costo\_floc} * \text{b\_FLOC} / \text{b\_NEU}) - (\text{Z\_floc} / \text{b\_NEU}) - (\text{costo\_Wfloc} * \text{Exer\_FLOC} / \text{b\_NEU})$$

$$\text{costo\_Qfloc} = 0$$

$$\text{costo\_Wfloc} = \text{costo\_WB1}$$

$$\text{costo\_CF} = 0$$

"Sedimentador:"

$$\text{costo\_floc} = (\text{costo\_UASB} * \text{b\_UASB} / \text{b\_FLOC}) + (\text{costo\_L1} * \text{b\_L1} / \text{b\_FLOC}) - (\text{Z\_sed} / \text{b\_FLOC}) - (\text{costo\_WL1} * \text{Exer\_SED} / \text{b\_FLOC})$$

$$\text{costo\_WL1} = \text{costo\_WB1}$$

$$\text{costo\_Qsed} = 0$$

$$\text{costo\_UASB} * \text{b\_UASB} = \text{costo\_L1} * \text{b\_L1}$$

"Reactor:"

$$\text{costo\_UASB} = (\text{costo\_BIO} * \text{b\_POTENCIAL\_BIO} / \text{b\_UASB}) + (\text{costo\_LIQ} * \text{b\_LIQ} / \text{b\_UASB}) + (\text{costo\_L2} * \text{b\_L2} / \text{b\_UASB}) - (\text{Z\_uasb} / \text{b\_UASB}) - (\text{costo\_WL2} * \text{Exer\_REAC} / \text{b\_UASB})$$

$$\text{costo\_WL2} = \text{costo\_WB1}$$

$$\text{costo\_BIO} * \text{b\_POTENCIAL\_BIO} = \text{costo\_LIQ} * \text{b\_LIQ}$$

$$\text{costo\_LIQ} * \text{b\_LIQ} = \text{costo\_L2} * \text{b\_L2}$$

"Lecho:"

$$\text{costo\_L1} = (\text{costo\_L3} * \text{b\_L3} / \text{b\_L1}) + (\text{costo\_R} * \text{b\_R} / \text{b\_L1}) - (\text{Z\_lecho} / \text{b\_L1}) - (\text{costo\_L2} * \text{b\_L2} / \text{b\_L1})$$

$$\text{costo\_Qlecho} = 0$$

$$\text{costo\_L3} * \text{b\_L3} = \text{costo\_R} * \text{b\_R}$$

"Clorador:"

$$\text{costo\_LIQ} = (\text{costo\_EFLU} * \text{b\_EFLU} / \text{b\_LIQ}) - (\text{Z\_clor} / \text{b\_LIQ}) - (\text{costo\_Wcl} * \text{Exer\_CL} / \text{b\_LIQ})$$

$$\text{costo\_Qcl} = 0$$

$$\text{costo\_CL} = 0$$

$$\text{costo\_Wcl} = \text{costo\_WB1}$$

"Determinación de los flujos monetarios (\$/s)"

$$C\_influ = \text{costo\_influ} * \text{b\_influ}$$

$$C\_Qcarc = 0$$

$$C\_WB1 = \text{costo\_WB1} * \text{Exer\_B1}$$

$$C\_B1 = \text{costo\_B1} * \text{b\_B1}$$

$$C\_N = \text{costo\_N} * \text{b\_N}$$

$$C\_Qneu = 0$$

$$C\_Wneu = \text{costo\_Wneu} * \text{Exer\_NEU}$$

$$C\_NEU = \text{costo\_NEU} * \text{b\_NEU}$$

$$C\_CF = \text{costo\_CF} * \text{b\_CF}$$

$$C\_Qfloc = 0$$

$$C\_Wfloc = \text{costo\_Wfloc} * \text{Exer\_FLOC}$$

$$C\_FLOC = \text{costo\_floc} * \text{b\_FLOC}$$

$$C\_Qsed = 0$$

$$C\_WL1 = \text{costo\_WL1} * \text{Exer\_SED}$$

$$C\_UASB = \text{costo\_UASB} * \text{b\_UASB}$$

$$C\_L1 = \text{costo\_L1} * \text{b\_L1}$$

$$C\_BIO = \text{costo\_BIO} * \text{b\_POTENCIAL\_BIO}$$

$$C\_LIQ = \text{costo\_LIQ} * \text{b\_LIQ}$$

$$C\_L2 = \text{costo\_L2} * \text{b\_L2}$$

$$C\_WL2 = \text{costo\_WL2} * \text{Exer\_REAC}$$

$$C\_CL = \text{costo\_CL} * \text{b\_CL}$$

$$C\_Qcl = 0$$

$$C\_Wcl = \text{costo\_Wcl} * \text{Exer\_CL}$$

$$C\_EFLU = \text{costo\_EFLU} * \text{b\_EFLU}$$

$$C\_Qlecho = 0$$

$$C\_L3 = \text{costo\_L3} * \text{b\_L3}$$

$$C\_Reciclo = \text{costo\_R} * \text{b\_R}$$

---

## **CAPÍTULO 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS**

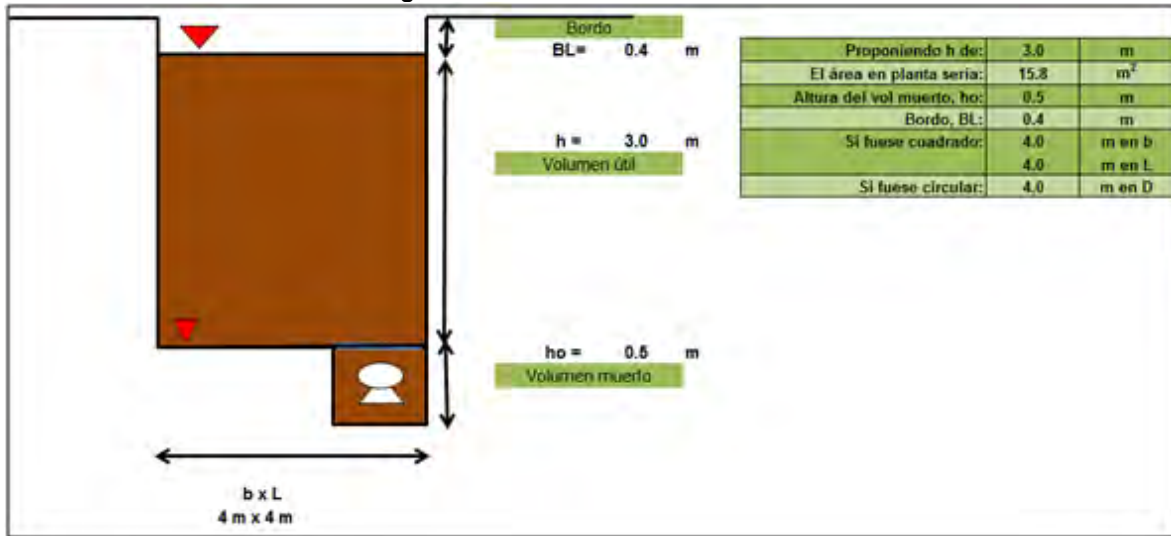
Los resultados que a continuación se presentan, van referidos tanto a la parte experimental, para el caso único de la etapa del reactor, como a la parte simulada del resto de los equipos que forman parte de la planta de tratamiento de una tequilera que labora sólo dos turnos al día. Todos estos datos obtenidos en los cálculos previos son parte de las características de la planta de tratamiento de vinazas propuesta, para la cual se realizó en análisis termoeconómico.

### **5.1 RESULTADOS DEL PRETRATAMIENTO Y TRATAMIENTOS PRIMARIOS**

Es importante para el presente estudio, tener un caso base para poder realizar el análisis termoeconómico del proceso de biodigestión anaerobia de vinazas tequileras y por lo tanto tener un dimensionamiento basado en cálculos teórico-prácticos que permita posteriormente conocer los posibles costos de inversión relacionados a cada etapa del proceso de tratamiento de aguas residuales.

Para el caso específico del tratamiento primario y pretratamiento propuestos por éste estudio, a continuación se presentan unos diagramas simples de las dimensiones que tendrían dichas unidades de tratamiento para el caso de la tequilera con sólo dos turnos laborables.

**Figura 5.1 Dimensiones del cárcamo.**



Para el cárcamo se adopta la forma cuadrada como la de diseño porque a partir de los datos anteriores se realizará la estimación de costos. Para el caso de los tanques de neutralización y coagulación-floculación se tiene la tabla [Tabla 5.1](#):

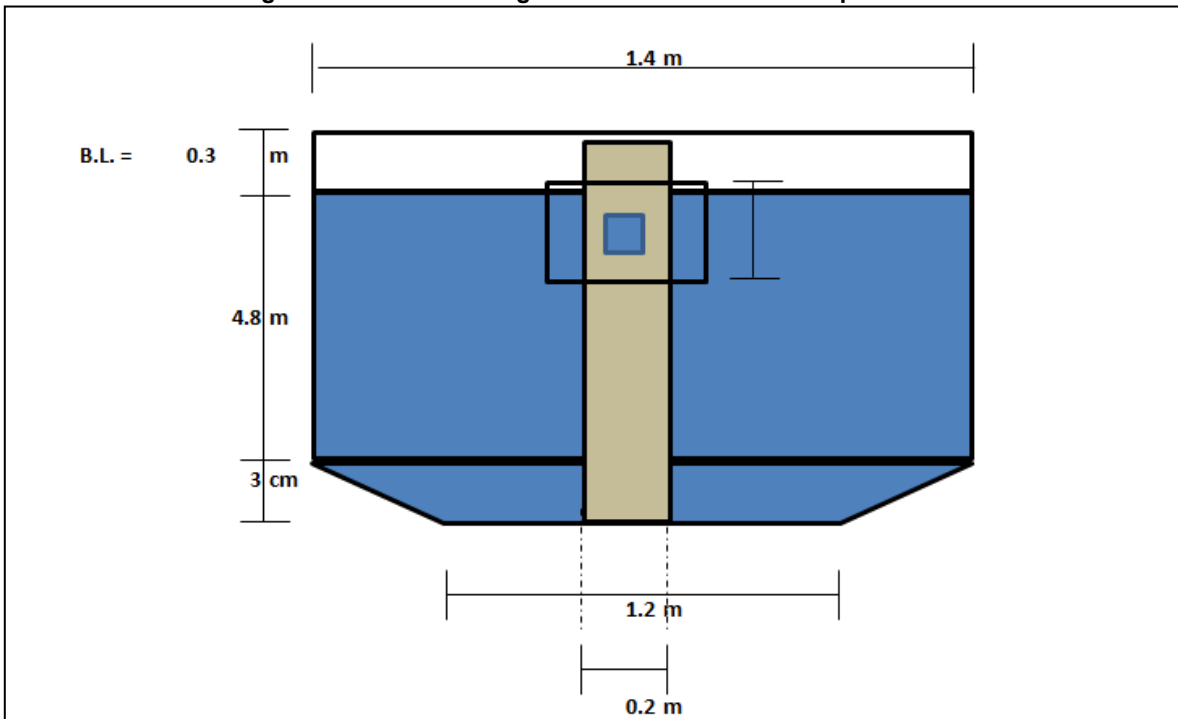
**Tabla 5.1 Dimensiones del neutralizador y el tanque de coagulación-floculación**

	NEUTRALIZADOR	COAGULACIÓN - FLOCULACIÓN
<b>Tiempo de retención para el flujo máximo (h)</b>	0.25	0.25
<b>Flujo máximo (m<sup>3</sup>/h)</b>	5.90	5.90
<b>Profundidad (m)</b>	1.14	1.14
<b>Largo (m)</b>	1.14	1.14
<b>Ancho (m)</b>	1.14	1.14

Para el caso del sedimentador primario que sigue al tratamiento de coagulación-floculación, se tomaron en cuenta velocidades, ancho del distribuidor de alimentación, etc., tal como se menciona en la parte de sedimentación de la metodología de éste trabajo.

En **Figura 5.2** se presenta como quedaría dimensionado un sedimentador circular que cumpla la función de eliminar una buena parte de los sólidos suspendidos totales así como de una fracción de la DQO total inicial:

**Figura 5.2 Dimensiones generales del sedimentador primario.**



En cuanto a las cantidades de DBO y SST finales que se predicen con éste modelo son:

**Tabla 5.2 DBO y SST residuales después a la sedimentación primaria.**

Para Q <sub>máx</sub>			% Removido
<b>DBO<sub>final</sub> =</b>	26000.00	<b>mg/L</b>	28.57
<b>SST<sub>final</sub> =</b>	2677.65	<b>mg/L</b>	49.38

Para Q <sub>med</sub>			% Removido
<b>DBO<sub>final</sub> =</b>	23163.64	<b>mg/L</b>	36.36
<b>SST<sub>final</sub> =</b>	2200.95	<b>mg/L</b>	58.39

## 5.2 RESULTADOS RELACIONADOS AL REACTOR

Los experimentos realizados con diferentes inóculos en éste estudio han demostrado que el arranque de un proceso de biodigestión anaerobia es sumamente delicado y propenso a grandes perturbaciones ya sea de pH o de temperatura. De acuerdo con cada una de las experiencias se tienen observadas las siguientes tendencias según el inóculo usado:

*Combinación inóculo del rastro municipal de Morelia – laguna de vinazas:*

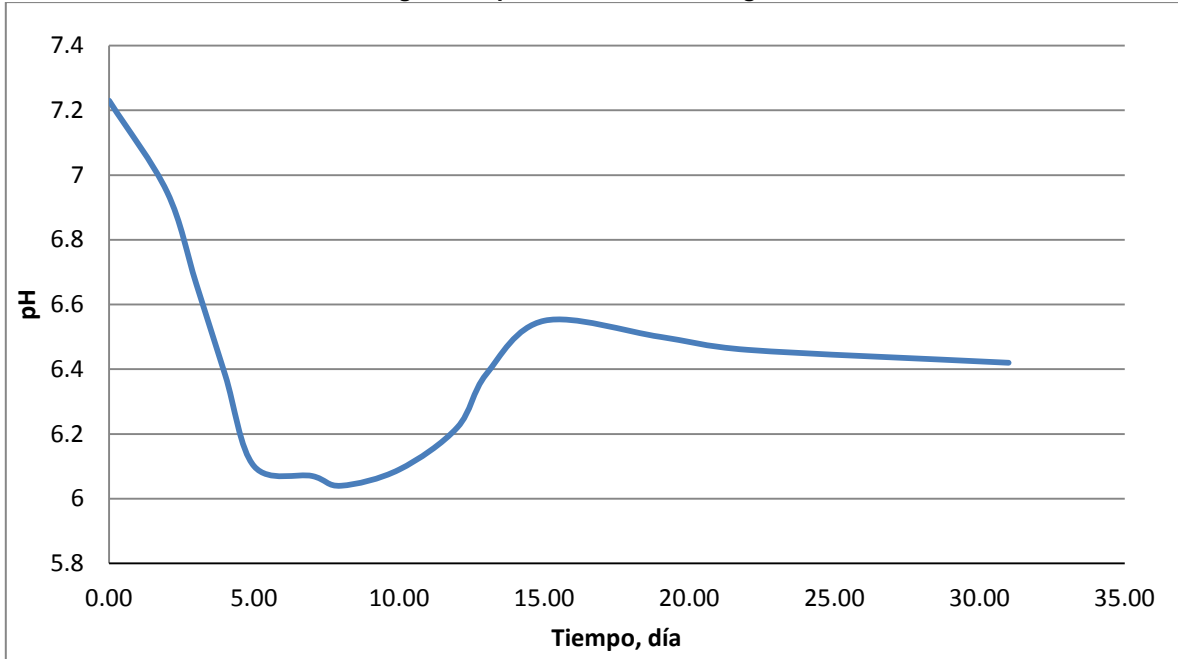
Los experimentos realizados con éste inóculo, hasta el momento han demostrado una buena tolerancia a los pH ácidos, esto seguramente a los microorganismos desarrollados en la laguna de vinazas, sin embargo, para favorecer la etapa metanogénica se optó por adicionar una cantidad de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  que subiese el pH por lo menos un valor de 6.0 logrando para el día 25 una estabilización en un valor promedio de 6.4. Los datos se muestran en la [Tabla 5.3](#)

**Tabla 5.3 Resultados del experimento con inóculo rastro – laguna.**

FECHA	TIEMPO (día)	INTERVALO (día)	VOLUMEN (mL)	VOLUMEN ACUMULADO (mL)	FLUJO (mL/día)	pH	Conduc. (mS/cm)	SD (PPT, mg/L)	TEMPERATURA (°C)	FLUJO HOMOGENIZADO (mL/día)
24-nov	0	0	0.00	0.00	0.00	7.23	9.38	4.67	21.00	0.00
26-nov	2	2	1050.00	1050.00	525.00	6.95	9.61	4.79	24.00	526.77
27-nov	3	1	1050.00	2100.00	1050.00	6.67	9.85	4.92	23.00	1057.09
28-nov	4	1	1200.00	3300.00	1200.00	6.38	10.08	5.04	23.00	1208.10
29-nov	5	1	920.00	4220.00	920.00	6.10	10.31	5.16	12.00	961.94
30-nov	7	2	920.00	5140.00	460.00	6.07	10.62	5.31	18.00	471.06
01-dic	8	1	1100.00	6240.00	1100.00	6.04	10.93	5.45	17.00	1130.33
03-dic	10	2	1000.00	7240.00	500.00	6.09	10.74	5.37	23.00	503.38
05-dic	12	2	380.00	7620.00	190.00	6.22	11.03	5.53	15.00	196.59
06-dic	13	1	200.00	7820.00	200.00	6.39	10.98	5.50	10.00	210.60
08-dic	15	2	710.00	8530.00	355.00	6.55	10.92	5.47	22.00	358.61
12-dic	19	4	1500.00	10030.00	375.00	6.50	11.37	5.69	22.00	378.81
15-dic	22	3	730.00	10760.00	243.33	6.46	11.40	5.71	24.00	244.15
24-dic	31	9	1000.00	11760.00	111.11	6.42	11.42	5.73	25.00	111.11

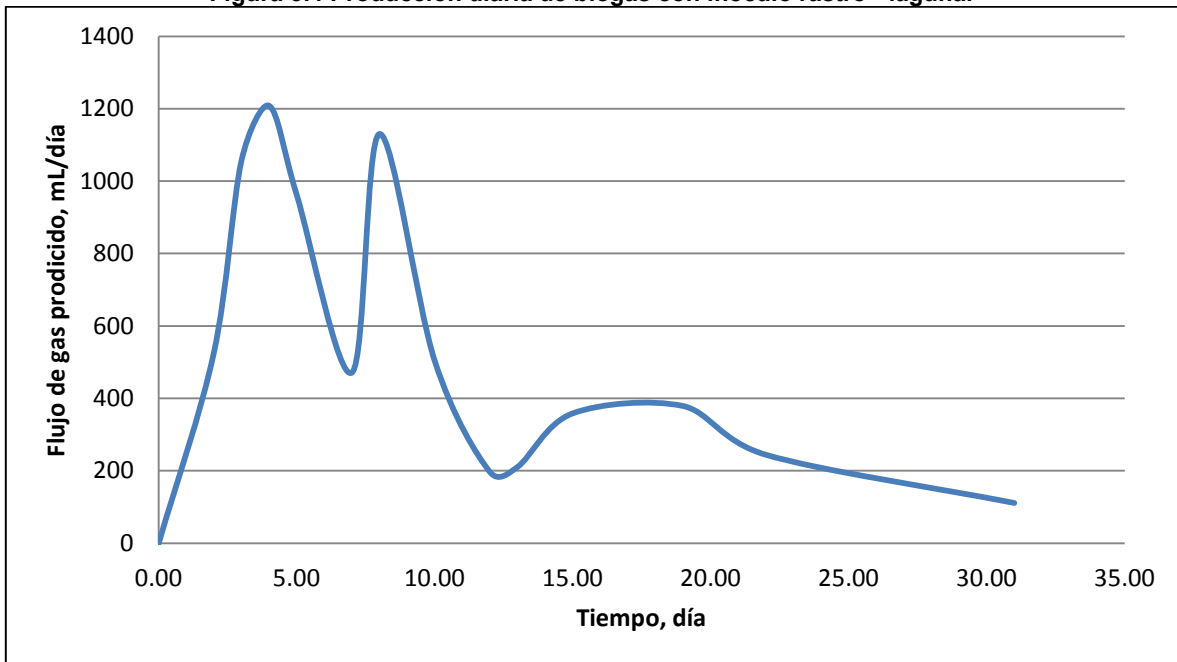
A continuación se presentan algunas gráficas de los resultados para éste experimento que muestran de mejor manera lo reportado en la [Tabla 5.3](#):

Figura 5.3 pH inóculo rastro – laguna.



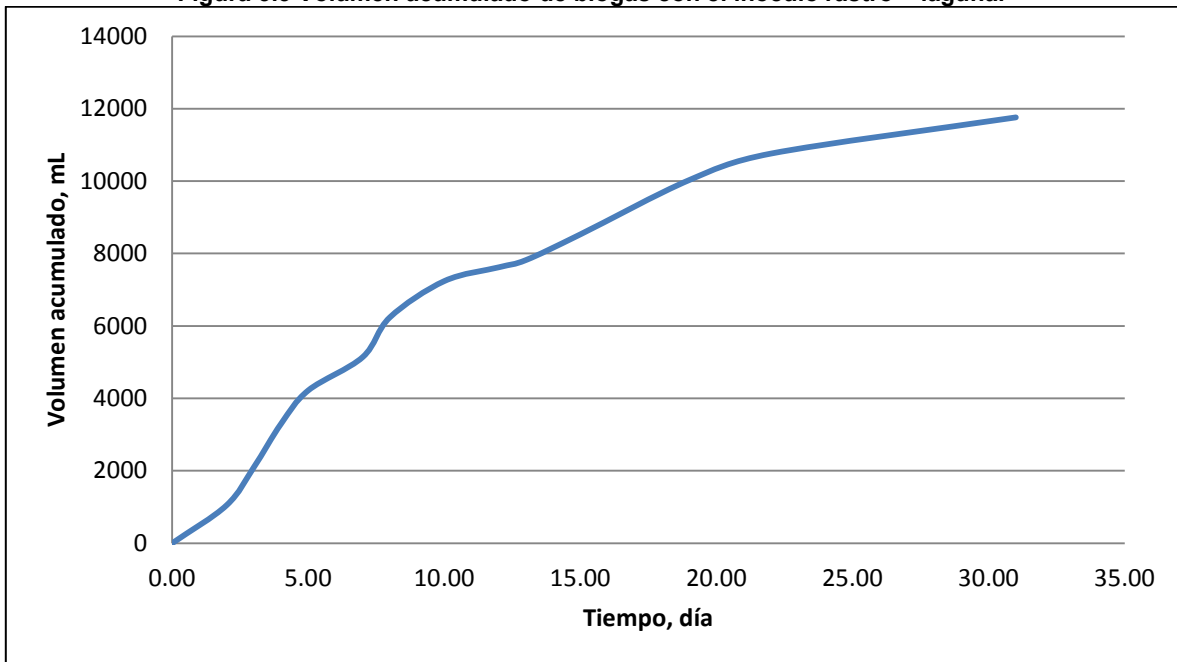
La curva reportada en la [Figura 5.3](#), muestra que durante los primeros días de digestión se presenta un decaimiento considerable el pH del reactor, lo cual se puede adjudicar al proceso de metabólico de las bacterias en el paso de la acidogénesis, sin embargo alrededor de los 14 – 15 días (tercer tiempo de retención celular) se presenta una estabilización del mismo, sin embargo el pH neutro no se pudo alcanzar durante el proceso, sólo al inicio.

Figura 5.4 Producción diaria de biogás con inoculo rastro - laguna.



En la Figura 5.4, muestra la cantidad de producción diaria de biogás, se puede observar que a partir del día 13 – 14, la producción tiene un ligero incremento para volver a disminuir, lo cual puede ser directamente atribuible a la baja en la degradación que se está llevando a cabo dentro del reactor, por lo que el tiempo de retención hidráulico deberá ser menor a tres tiempos de retención celular para ésta mezcla de inóculo, rastro – laguna. El tiempo de retención celular, es el periodo promedio de crecimiento y reproducción celular y se lleva a cabo durante cinco días aproximadamente. La disminución abrupta en la gráfica de producción diaria de biogás, presentada cerca del día siete, es debida, a una fuga en el sistema de captación del biogás, lo cual impidió la cuantificación exacta para el periodo de los días 6 y 7, sin embargo, existen algunos reportes que indican que durante la etapa de metanogénesis existen una pequeña caída, tal es el caso de Del Real – Olvera, 2007 [45].

Figura 5.5 Volumen acumulado de biogás con el inóculo rastro – laguna.



La Figura 5.5, muestra finalmente la acumulación total de biogás durante el lapso de 30 días, logrando un total registrado de 11.76 litros, al cual sólo se le realizaron pruebas de aparición flama los días 5, 7 y 10, las cuales dieron positivas.

*Combinación de inóculo del rastro municipal de Morelia – suero de leche:*

Para éste experimento no se obtuvieron perfiles como los anteriores, sin embargo, se mencionan algunas de las condiciones al terminar el proceso como lo es: la producción total de 1500 mL de biogás durante dos semanas, un pH de 7.81 y un cambio significativo en el color de las vinazas tornando de un café intenso a uno más claro, lo que en el caso de la combinación de inóculo rastro – laguna, a pesar de que la intensidad en el color disminuyó, no alcanzó los niveles de clarificación de éste experimento.

*Inóculo de suero de leche:*

Esta etapa del proyecto ha sido una de las más críticas durante el tiempo de trabajo debido a que se presentaron diferentes problemáticas con respecto al reactor #1 y algunas otras observaciones, las cuales se enlistan a continuación:

- Comenzaron a aparecer grietas en todas las costuras del reactor provocando la salida de fluido hacia el exterior.
- Arregladas las grietas, se dejó durante tres semanas la mezcla suero de leche – vinazas, logrando una gran sedimentación de partículas y una baja de color considerable tendiendo hacia tonos pálidos del café pero sin una producción de biogás.
- Alrededor de la cuarta semana, el reactor se abrió completamente por uno de los costados liberando cerca del 80% de mezcla.
- La grieta no pudo sellarse con el uso de silicón industrial ni resina epóxica por lo que se decidió desarmarlo y ver que se podía hacer desde el interior.
- Se observaron excelentes propiedades del suero de leche para eliminar incrustaciones y óxido en metales como el aluminio y el cobre.
- Posterior a esto se decidió la construcción de un nuevo reactor.

*Inóculo del estiércol de vaca:*

Este experimento resultó no favorable debido a que no se presentó una producción de biogás significativa. Se mantuvo la mezcla a tratar durante 7 días teniendo como promedio diario, una producción de 1.8 L de biogás, sin embargo, no presentó un resultado positivo al realizar una prueba de combustión de dicho producto; el pH no pudo regularizarse ya que pocas horas después de ingresar una solución neutralizadora de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , el pH regresaba a valores ácidos de 4.4

en promedio; por lo anterior, se decidió dejar éste experimento y regresar al uso del lodo proveniente del reactor del rastro municipal.

*Inóculo del lodo del rastro e inóculo rastro-levadura:*

El uso del inóculo del rastro como agente para degradar las vinazas tuvo varias etapas. Se alimentó el reactor en cinco ocasiones teniendo producción de metano (se realizaron pruebas de combustión, resultando favorables), sin embargo la degradación de vinazas no fue la deseada, ya que la disminución en el DQO no superó, en promedio, el 27.4 % del valor inicial en el reactor después de cada periodo de alimentación (4 días), sin embargo la producción de biogás es atribuible al consumo del sustrato con el cual venía acompañado el inóculo del rastro, esto se verificó luego de comparar el comportamiento del reactor, posterior a la tercera (2 L de vinazas más 2.5 L agua) y cuarta alimentación (1 L de vinazas, más 1 L de agua limpia y 1L de agua del rastro), donde se observó que el sustrato proveniente del rastro era la fuente principal de metano.

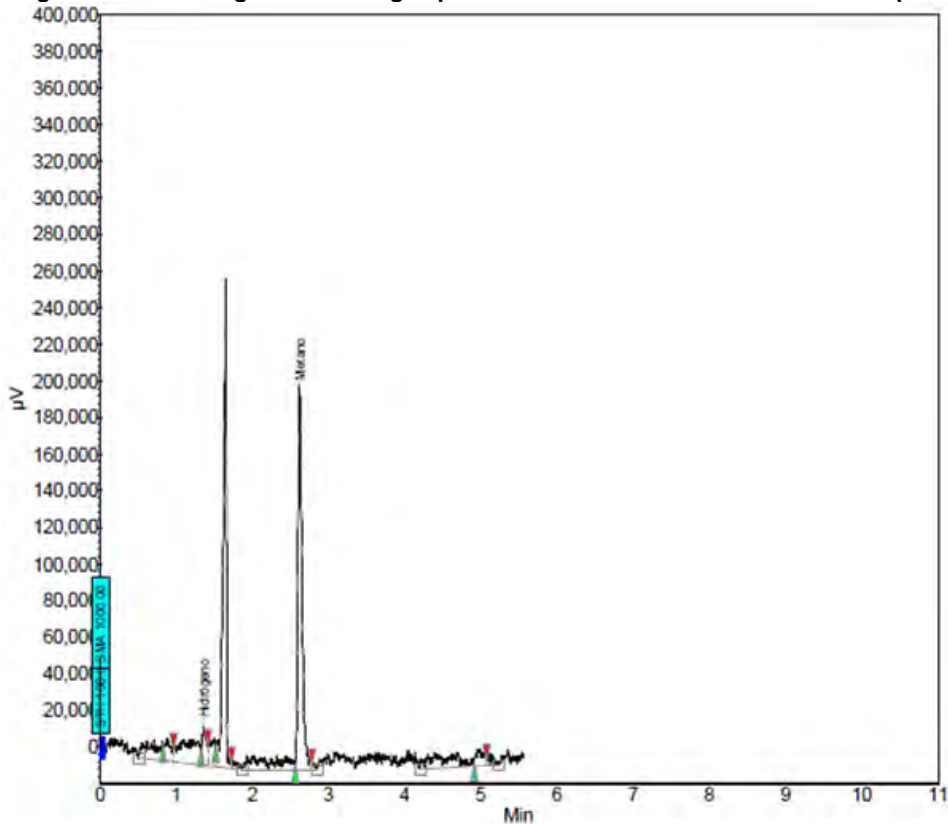
**Figura 5.6 Prueba de combustión del biogás con inóculo del rastro municipal.**



Cuatro días después de la tercera alimentación al reactor, el promedio de volumen de gas producido fue de 1000 mL por día, teniendo presencia de combustible metano, lo anterior va de acuerdo con una prueba de combustión y un análisis por cromatografía de gases, cuyos resultados se muestran en la [Figura 5.6](#) y en el cromatograma de la [Figura 5.7](#), resultado del uso de un cromatógrafo

de gases Varian 450GC, con una columna capilar HP-MOLESIEVE de 30 m de largo por 0.53 mm de diámetro. Sin embargo al momento de cuantificar la cantidad de metano, los resultados no fueron favorables puesto que se detectó menos del 1% en concentración en volumen debido a que no hubo un almacenamiento adecuado y gran parte del combustible escapó, esto se afirma ya que incluso al realizar la prueba de flama antes de enviar el gas a su análisis cromatográfico, ésta no resultó positiva como cuando se extrajo directamente del reactor como se ve en la [Figura 5.6](#).

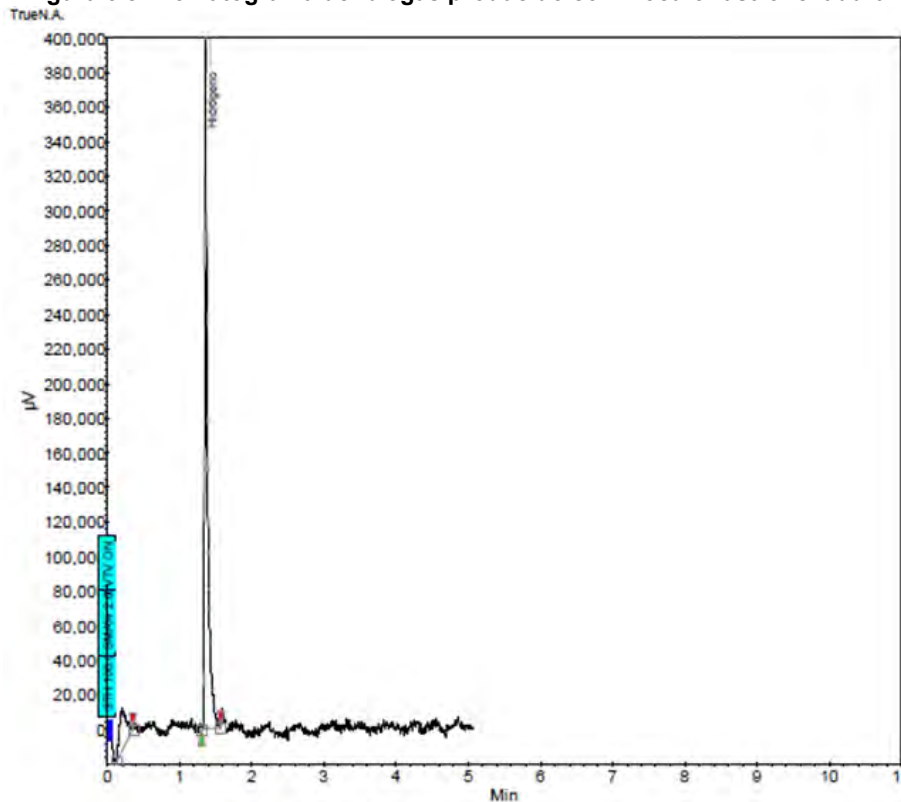
Figura 5.7 Cromatograma del biogás producido con inóculo del rastro municipal.



El experimento duró sólo 23 días, después de los cuales, se realizó una sexta alimentación con 3 L de vinazas, 2 L de agua limpia y 90 g de levadura para panadería, resultando el DQO del reactor durante su primer día, con un valor de 42350 mg/L y antes de la última alimentación, el DQO resultante fue de 18500 mg/L y una cantidad de sólidos suspendidos totales de 3100 mg/L, lo anterior

equivale a una reducción del 56.3% del DQO inicial en cinco días, además de que hubo un crecimiento apreciable en la cantidad de levadura y una producción promedio de 1000 mL de biogás por hora durante el día, cuando la temperatura del reactor oscilaba entre los 25 y 28 °C y una producción de 500 mL por hora durante la noche, cuando la temperatura del reactor era de entre 12 y 15 °C. Sin embargo, la prueba de combustión al biogás producido no produjo una flama, pero un análisis cromatográfico (Figura 5.8) con el mismo equipo que el análisis anterior, demostró que en el gas existía presencia de hidrógeno, lo que pudiera llegar a significar otra fuente combustible si se alcanzara un buen proceso de digestión y un correcto almacenamiento del biogás. La última alimentación constó únicamente de 2 L de vinazas logrando unos SST finales de 2700 mg/L y reducir el DQO del reactor de 43000 mg/L hasta 21150 mg/L en tan sólo 2 días, lo que equivale a una reducción del 50.1%.

Figura 5.8 Cromatograma del biogás producido con inóculo rastro-levadura.



Hasta aquí se presentan los datos logrados de la parte experimental del UASB. En cuanto a los detalles para el reactor que serán de utilidad en la simulación, se utilizó un volumen de 275 m<sup>3</sup> para garantizar un tiempo de retención hidráulico de 1 día y un noventa por ciento de eficiencia en remoción.

### 5.3 RESULTADOS DE DESINFECCIÓN

Esta etapa es muy importante para asegurar la nula presencia de patógenos que salen de la planta de tratamiento, es por ello que se debe tener sumo cuidado en el diseño y la cantidad a dosificar para asegurar un efluente de calidad en términos de microorganismos. De acuerdo a los cálculos realizados y que fueron fundamentados en el texto de Metcalf & Eddy (2003), [40], las dimensiones adecuadas para una planta con estas características serían las enlistadas en la [Tabla 5.4](#):

**Tabla 5.4 Dimensiones básicas del tanque de cloración.**

Área superficial del laberinto o tanque de cloración, (m <sup>2</sup> )	2.657
Área transversal del canal (m <sup>2</sup> )	0.75
Altura del canal, (m)	1.5
Ancho del canal, (m)	0.5
Cloro residual, (mg/L)	1.5
Cloro aplicado, (mg/L)	2.1

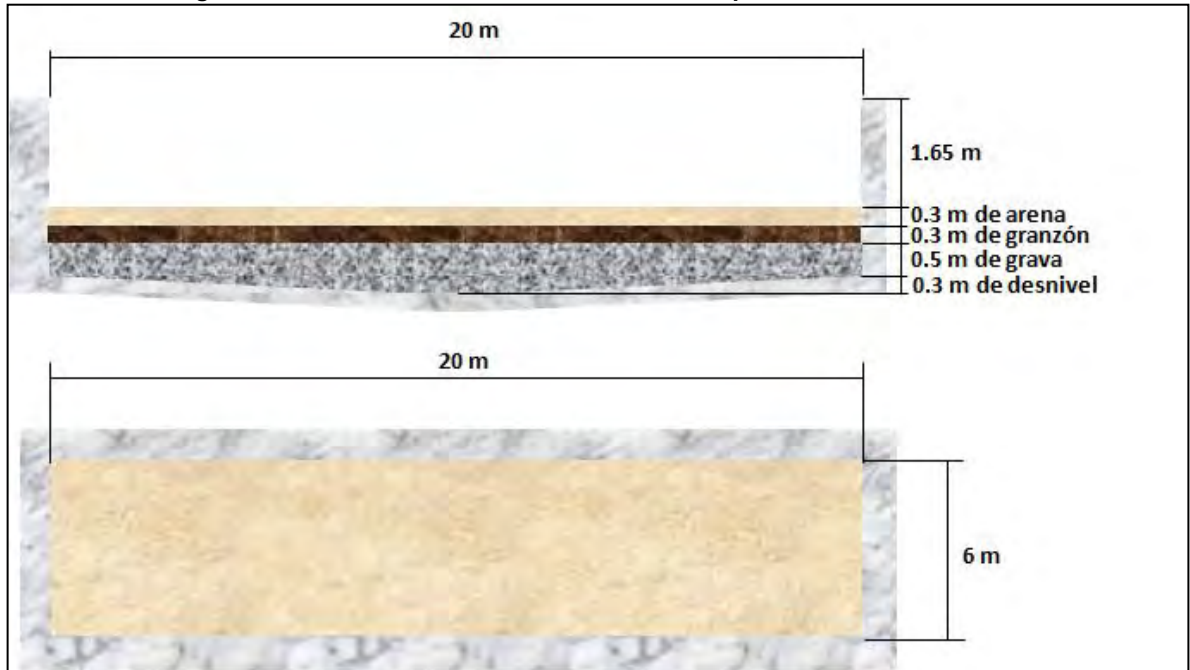
### 5.4 RESULTADOS DEL LECHO DE SECADO

Se ha seleccionado el modelo de lechos de secado para lodos debido a que es económico y de bajos costos de operación aunque pudieran utilizarse tecnologías a base de equipos mecanizados que minimizan los tiempos de procesamiento de los lodos y son más eficientes en cuestiones de espacio. Sin

embargo, los lechos son los más utilizados a nivel nacional, y es por ello que se eligieron como modelo para éste trabajo.

Las dimensiones que de acuerdo a observaciones en campo para éste equipo son las que se muestran en la [Figura 5.9](#):

Figura 5.9 Dimensiones de los lechos de secado para lodos.



## 5.5 RESULTADOS DEL ANÁLISIS TERMoeCONÓMICO

Para poder proceder con el análisis termoeconómico, fue necesario llevar a cabo los balances de materia, energía y exergía correspondientes a cada uno de los flujos. Las ecuaciones y procedimientos explicados con anterioridad fueron la

base para poder realizar dichos balances, cuyos resultados se muestran en la [Tabla 5.5](#), [Tabla 5.6](#) y [Tabla 5.7](#).

Se debe mencionar que en el caso de los balances de energía y exergía se tienen dos niveles identificables dado que durante la noche no se alimenta el cárcamo de bombeo con vinazas, por lo cual, lo acumulado de vinazas durante los dos turnos laborables del día, pierden una gran cantidad de calor en la noche, disminuyendo prácticamente su temperatura de 100°C hasta la misma del ambiente en el cárcamo, el neutralizador, el tanque de coagulación-floculación y el sedimentador, por esta razón los valores de energía y exergía se ven drásticamente afectados en función de la alimentación directa al cárcamo, el cual no es más que un “tanque amortiguador” que garantiza el flujo continuo de vinazas a la PTAR, sin embargo, la parte importante del proceso de tratamiento son los productos (biogás, fertilizante o L3 y el agua tratada), y éstos no sufren casi ninguna alteración en sus valores finales de energía y exergía, dado que las variaciones de temperatura en el reactor, el tanque de cloración y en los lechos de secado, son casi despreciables. En las tablas de resultados, las energías y exergías de los flujos son un promedio de todos los puntos calculados.

Matemáticamente hablando, la función que describe el flujo de alimentación intermitente al cárcamo, y que sirvió de base para el resto de los cálculos en los balances, es una ecuación encontrada a través del método de series de Fourier, la cual está en función del tiempo. Tal ecuación tiene la siguiente estructura básica:

$$Influyente(t) = \frac{a_0}{2} + \sum_1^n \left( a_n \cos \left[ \frac{2n\pi t}{P} \right] + b_n \operatorname{sen} \left[ \frac{2n\pi t}{P} \right] \right) \quad (67)$$

$$a_0 = \frac{1}{2P} \int_{-P}^P Influyente(t) dt \quad (68)$$

$$a_n = \frac{1}{P} \int_{-P}^P Influyente(t) \cos \left[ \frac{n\pi t}{P} \right] dt \quad (69)$$

$$b_n = \frac{1}{P} \int_{-P}^P \text{Influente}(t) \text{sen} \left[ \frac{n\pi t}{P} \right] dt \quad (70)$$

Donde  $\text{Influente}(t)$ , es la función del influente,  $t$  es el tiempo en horas o segundos,  $P$  es el periodo completo de cambio (para éste caso, el periodo es de 24 horas), y  $a_0$ ,  $a_n$ , y  $b_n$ , son constantes que sirven para acercarse a la idealidad a la ecuación calculada y finalmente  $n$  es el número de constantes que se determinarán para aproximar la función a los datos reales, para éste trabajo se utilizó una  $n = 1000$ , logrando así una función casi idéntica a la real, tal como se muestra en la [Figura 5.10](#) y [Figura 5.11](#):

Figura 5.10 Gráfica del flujo real del influente.

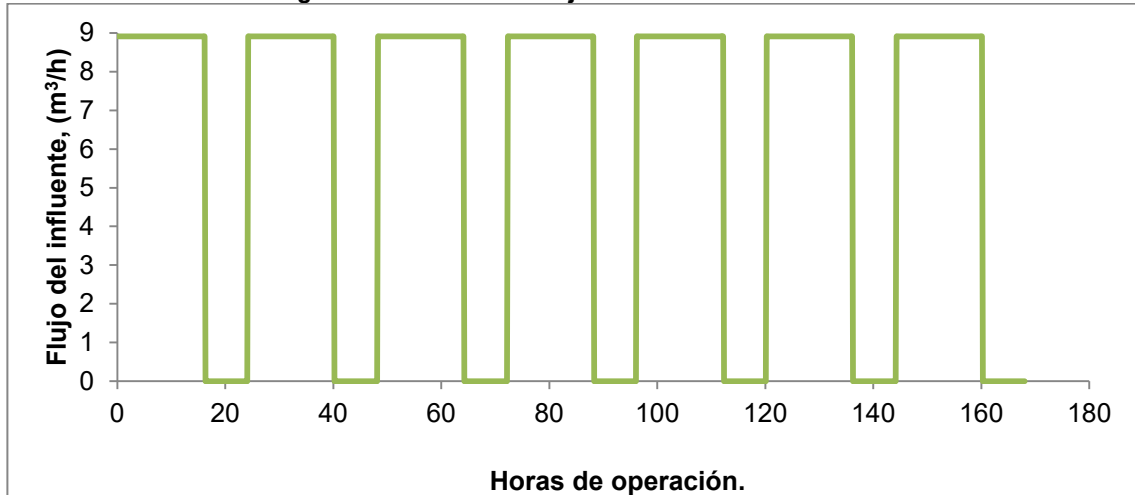
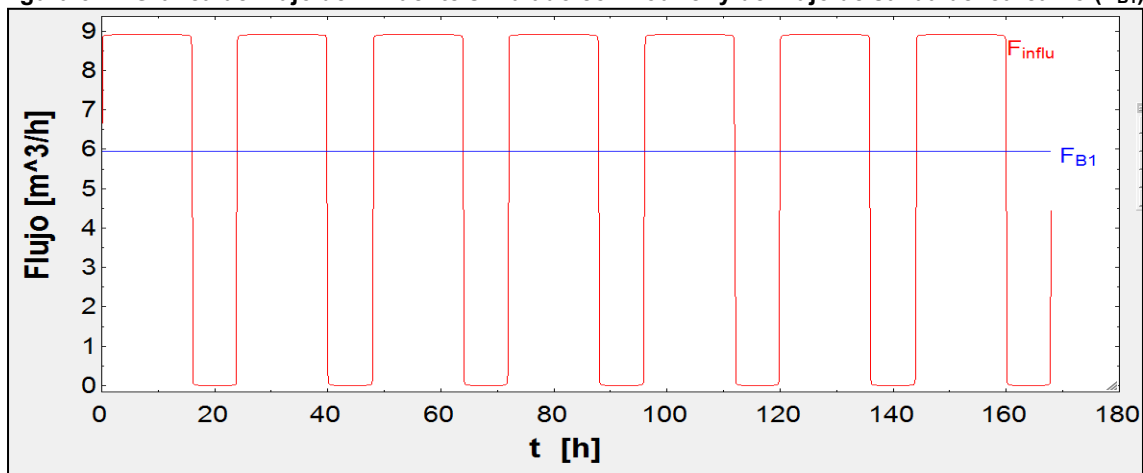
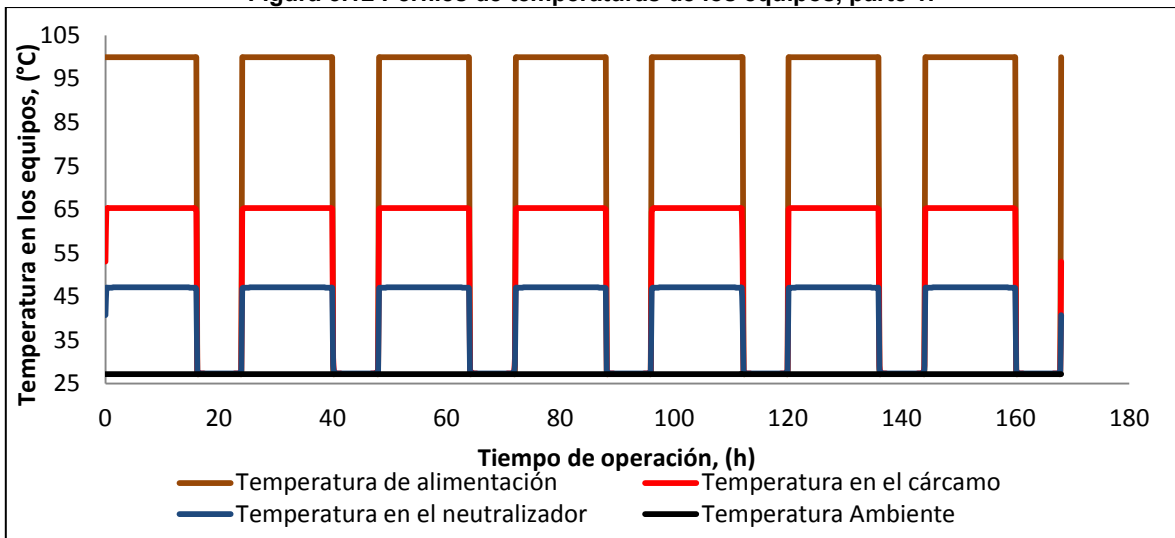


Figura 5.11 Gráfica del flujo del influente simulado con Fourier y del flujo de salida del cárcamo ( $F_{B1}$ ).

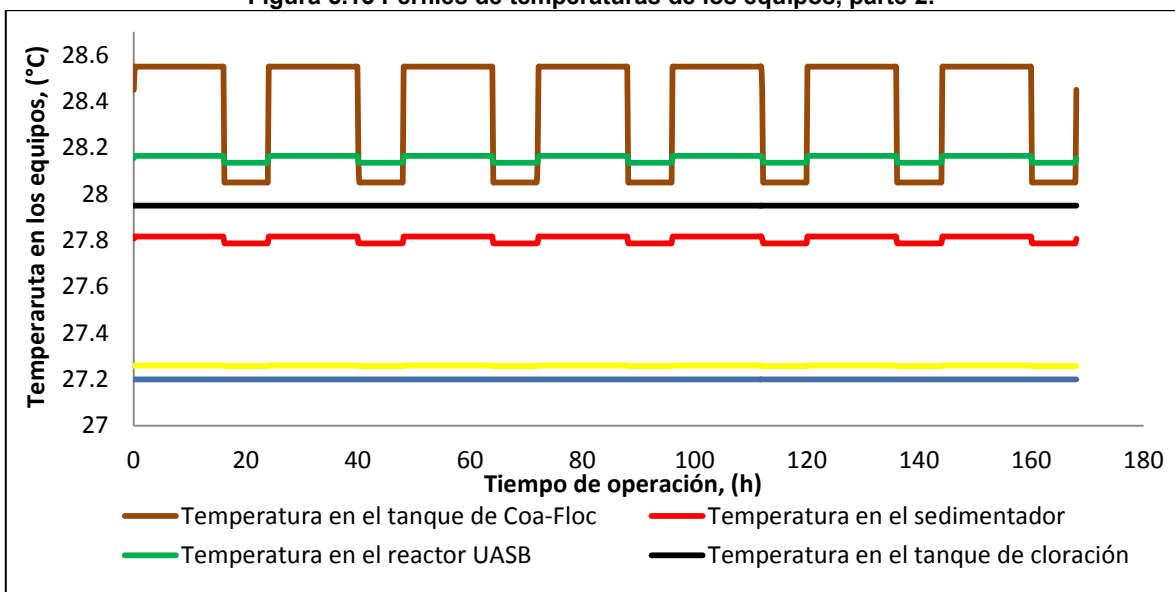


Algunas de las propiedades importantes a calcular, son las temperaturas en los equipos de proceso de la planta de tratamiento, las cuales pueden apreciarse en las figuras [Figura 5.12](#) y [Figura 5.13](#); en dichas figuras, es apreciable el efecto sobre ésta variable en todas las unidades de proceso que tiene la alimentación al cárcamo, además de que es visible que en éste último equipo es donde más energía se pierde al ser transferida al ambiente a través del intercambio de calor y como consecuencia se tiene una variación importante de temperatura.

**Figura 5.12 Perfiles de temperaturas de los equipos, parte 1.**



**Figura 5.13 Perfiles de temperaturas de los equipos, parte 2.**



Este mismo efecto, es apreciable sobre los flujos energéticos y exergéticos, como ya se había mencionado; para ejemplificar lo dicho se presentan la [Figura 5.14](#), [Figura 5.15](#) y [Figura 5.16](#), en las cuales se aprecian las variaciones dadas por la influencia de la alimentación intermitente al cárcamo, en el flujo que entra al sedimentador (Floc).

Figura 5.14 Variación del flujo energético que entra al sedimentador.

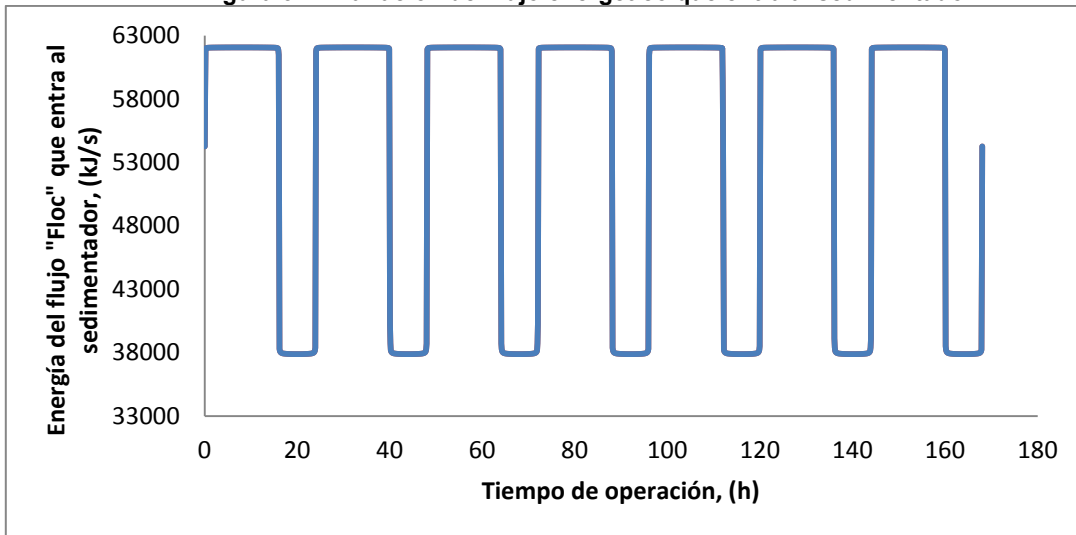


Figura 5.15 Variación del flujo exergético que entra al sedimentador.

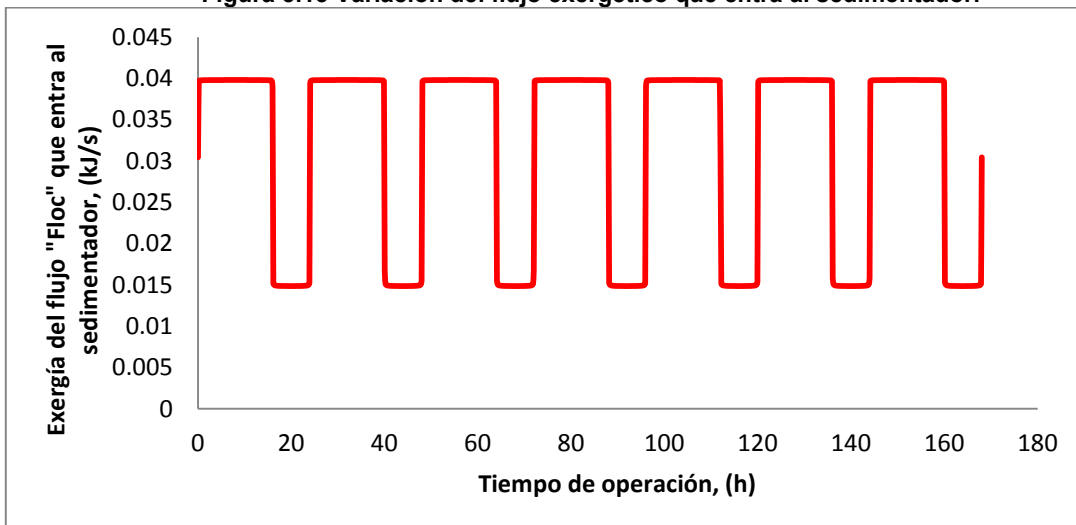
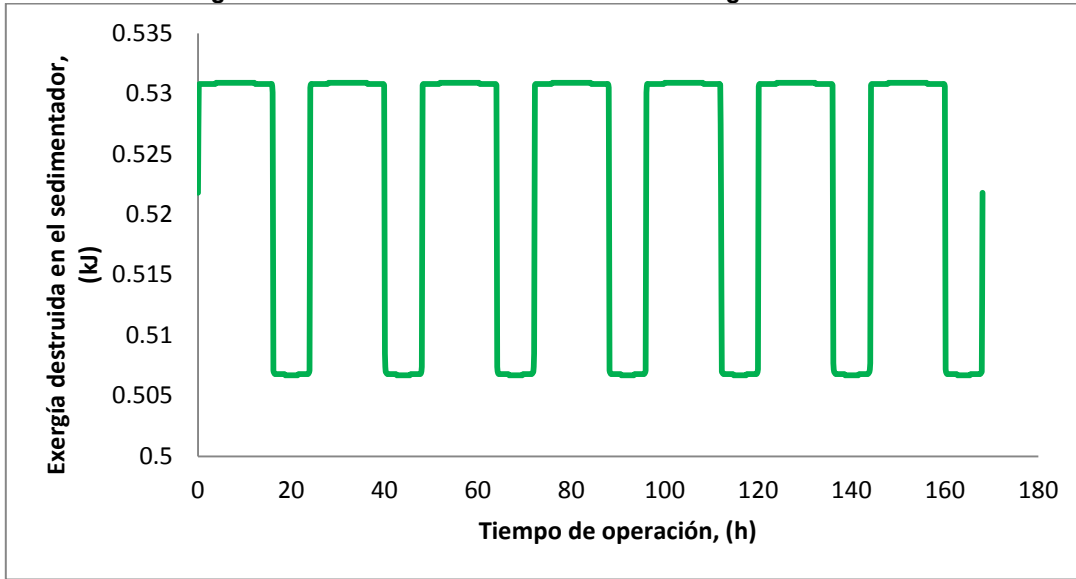


Figura 5.16 Variación de la destrucción de exergía en el sedimentador.



Lo mismo ocurre con todos los flujos (excepto los másicos), es por ello que se tomó un promedio de los valores de los flujos energéticos, exergéticos y de destrucción de exergía. A continuación las tablas de resultados de los balances de masa, energía y exergía.

**Tabla 5.5 Resultados del balance individual de materia.**

Flujo (kg/h) Componente	Influente	B1	N	Neu	CF	Floc	UASB	L1	Bio	L2	Liq	L3	R	Cl	Efluente
DQO seco	275.218	367.092	0.000	368.907	0.000	368.907	187.460	181.447	0.000	0.000	18.746	179.632	1.815	0.000	18.758
Cal (CaO)	0.000	0.000	8.910	8.954	0.000	8.954	4.550	4.404	0.000	0.000	0.455	4.360	0.044	0.000	0.455
PAM	0.000	0.000	0.000	0.021	4.217	4.238	2.154	2.085	0.000	0.000	0.215	2.064	0.021	0.000	0.215
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	0.000	0.000	0.000	0.097	19.602	19.699	10.010	9.689	0.000	0.000	1.001	9.592	0.097	0.000	1.001
NaOH	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CH <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	37.486	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO <sub>2</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	68.725	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NaClO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.020	0.008
Biomasa	0.000	0.000	0.000	1.847	0.000	1.847	1.847	0.908	0.000	183.756	0.185	182.818	1.847	0.000	0.185
H <sub>2</sub> O	4311.746	5751.108	17.820	10511.914	38.652	10550.565	6934.387	3616.179	0.000	1653.805	5280.581	526.998	4742.986	0.000	5280.581
<b>Total</b>	<b>4586.964</b>	<b>6118.200</b>	<b>26.730</b>	<b>10891.738</b>	<b>62.471</b>	<b>10954.210</b>	<b>7140.407</b>	<b>3814.711</b>	<b>106.211</b>	<b>1837.561</b>	<b>5301.184</b>	<b>905.464</b>	<b>4746.808</b>	<b>0.020</b>	<b>5301.203</b>

**Tabla 5.6 Resultados globales del balance de masa, energía y exergía.**

Flujo	Masa (kg/h)	Energía, (kJ/s)	Exergía, (kJ/s)
Influente	4586.964	1783068.927	51.806
B1	6118.200	624716.654	10.136
N	26.730	0.000	0.000
Neu	10891.738	592238.511	5.195
CF	62.471	0.000	0.000
Floc	10954.210	54022.745	0.031
UASB	7140.407	17751.252	0.005
L1	3814.711	9321.137	0.003
Bio	106.211	133.437	468.000
L2	1837.561	6816.245	0.003
Liq	5301.184	21120.727	0.009
L3	905.464	156.635	0.000
R	4746.808	1173.035	0.000
Cl	0.020	0.000	0.000
Efluente	5301.203	17460.303	0.006

**Tabla 5.7 Destrucción de exergía en las unidades de proceso.**

Unidad de proceso	Exergía destruida, (kJ/s)
Cárcamo	15.082
Neutralizador	5.020
Coag. - Floc.	5.860
Sedimentador	0.523
React. UASB	5.077
Cloración	0.200
Lechos	0.005
<b>Total</b>	<b>31.767</b>

Alcanzados los objetivos anteriores, que eran: conocer más del proceso mediante experimentación, lograr el diseño de la planta de tratamiento, simular el proceso y obtener los valores de los flujos másicos, energéticos y exergéticos, se procedió a realizar finalmente el análisis termoeconómico mediante el procedimiento indicado en la metodología. Primero se hicieron las estimaciones de los costos de las etapas del proceso de tratamiento de aguas residuales, [Tabla 5.8](#).

**Tabla 5.8 Costos de los equipos o unidades de proceso.**

Equipo	Costo Referencia	Capacidad de Referencia (L/s)	Capacidad Deseada (L/s)	Costo Total de Inversión (\$MEX)	Amortización (\$MEX/año)	M&O (\$MEX/año)	Costo del agua (\$MEX/m <sup>3</sup> )
Proceso de bombeo	\$ 2,916,000.00	200	1.65	\$842,017.02	\$161,180.00	\$185,243.74	6.657590778
Tratamiento Preliminar	\$ 2,781,000.00	200	1.65	\$323,493.85	\$61,923.62	\$71,168.65	2.557774532
Sedimentación	\$ 1,674,000.00	64	1.65	\$385,771.83	\$73,844.95	\$84,869.80	3.050188901
RAFA	\$ 46,900,000.00	4091	1.65	\$891,986.33	\$170,745.19	\$196,236.99	7.052683948
Lodos	\$ 874,800.00	64	1.65	\$201,596.89	\$38,589.94	\$44,351.32	1.593969684
Cloración	\$ 1,782,000.00	64	1.65	\$410,660.33	\$78,609.14	\$90,345.27	3.246975282
<b>Total de inversión</b>				<b>\$3,055,526.26</b>	<b>\$584,892.82</b>	<b>\$672,215.78</b>	<b>24.15918313</b>

En la [Tabla 5.8](#), se presentan los costos usados de referencia para escalar y traer hacia al presente los costos necesarios para inversión. La amortización se realizó utilizando una tasa de interés del 18.50%, a veinte años de vida útil de la PTAR. Los costos de mano de obra y operación (M&O), se estimaron suponiendo que fuese de un 22% del costo de la deuda. Para el cálculo del costo de inversión total se tomó en cuenta el costo del equipo actualizado, el costo de ingeniería (1% del costo del equipo), costos de construcción (igual a la suma del costo del equipo más el costo de ingeniería) y costos indirectos (20% del costo de construcción), tomando como referencia para lo anterior el informe del IMTA y CEA-Jalisco, [\[17\]](#).

Antes de que fuese realizado el análisis termoeconómico, se realizó un análisis financiero en cual se calculó el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno y se tomaron como ingresos:

- Los ahorros por concepto del pago de derechos por descargas de aguas residuales industriales, tomando los valores que especifica la Ley Federal de Derechos (2013), [51];
- Los ahorros por gasto de gas LP (\$13.27 MEX por kg, [53]), en equivalencia a los kJ/kg del biogás producido;
- La venta de lodos como fertilizante, tomando como precio de venta 0.50 \$MEX/kg;

También para el VPN se tomaron en cuenta los gastos por insumos. Los costos que se tomaron son de:

- Costo de electricidad 0.0005 \$MEX/kJ;
- Costo del PAM, 100 \$MEX/kg;
- Costo del  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ , 10 \$MEX/kg;
- Costo de la cal, 5 \$MEX/kg;
- Costo del NaClO, 10 \$MEX/kg;

Teniendo en cuenta lo anterior, finalmente se logró una VPN de 119934.91 \$MEX y una tasa interna de retorno del 19.267%, la cual es mayor a la tasa de interés del costo de la deuda, lo cual hace factible el proceso para invertir en él a pesar de que fuese considerado que durante el primer año no se obtuviera ninguna ganancia previendo que el proceso biológico llevado en el reactor UASB tarda de seis meses a un año para poder estabilizarse adecuadamente. De igual manera se observó que a partir del sexto año, la deuda estaría cubierta, [Tabla 5.9](#).

Tabla 5.9 Resultados del análisis financiero.

Año (n)	Multa por SST (\$MEX/año)	Multa por DQO (\$MEX/año)	Multa de agua sin tratar más insumos (\$MEX/año)	Ahorro de gas LP (\$MEX/año)	Venta de fertilizante (\$MEX/año)	Egresos (\$MEX/año)	Ingresos (\$MEX/año)	Fujo de caja (\$MEX/año)	VA(\$MEX)	
0	-	-	172861.518	-	-	3228387.77	-	-	-	
1	0	0	6024786.8	0	0	7281895.4	0	-7281895.4	540877.887	
2	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	456437.036	
3	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	385178.933	
4	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	325045.513	
5	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	274300.011	
6	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	231476.803	
7	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	195339.074	
8	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	164843.1	
9	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	139108.102	
10	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	117390.803	
11	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	99063.9688	
12	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	83598.2859	
13	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	70547.0767	
14	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	59533.3981	
15	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	50239.1545	
16	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	42395.9109	
17	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	35777.14	
18	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	30191.6794	
19	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	25478.2104	
20	34433.2269	17391.365	5851925.28	4080206.52	3965722.08	7160858.47	8218790.12	1057931.65	21500.5995	
									<b>VPN (\$MEX)</b>	<b>119934.911</b>
									<b>TIR (%)</b>	<b>19.267</b>

Y finalmente, recurriendo al procedimiento descrito en la metodología, [52], se obtuvieron los costos exergéticos unitarios ( $KE_i$ ), los costos por unidad de exergía de cada uno de los flujos ( $costo_i$ ), y los flujos monetarios ( $C_i$ ), obteniendo la [Tabla 5.10](#):

**Tabla 5.10 Resultados del análisis termoeconómico.**

<b>Flujo</b>	<b>costo<sub>i</sub>, (\$MEX/kJ)</b>	<b>KE<sub>i</sub>, (')</b>	<b>C<sub>i</sub>, (\$MEX/s)</b>
Influente	0.000	1.000	0.000
B1	691.555	8029.987	0.135
N	0.000	0.000	0.000
Neu	157.897	2369.977	0.153
CF	0.000	0.000	0.000
Floc	6.686	1989.003	0.171
UASB	20.859	9952.684	0.104
L1	39.726	9952.683	0.104
Bio	0.0001043	0.110	0.049
L2	16.262	0.110	0.049
Liq	5.247	0.110	0.049
L3	217540.642	718808.622	0.093
R	2904.005	718808.622	0.093
CI	0.000	0.000	0.000
Efluente	13.394	31.613	0.085

## CAPÍTULO 6. CONCLUSIONES

- El proceso de biodigestión anaerobia de vinazas tequileras es técnicamente viable, sin embargo se deberá continuar con el análisis microbiológico de la biomasa encargada de la degradación, puesto que de acuerdo con los resultados experimentales, muchas de las bacterias y microorganismos en general utilizados en los experimentos de éste trabajo, produjeron metano pero en cantidades muy pequeñas y además el inóculo disminuyó su actividad al paso de pocos días, pese a que los flujos de alimentación eran regulares.
- No se lograron estabilizar los experimentos dada la baja en la actividad de los microorganismos.
- La adición de nitrato de amonio, permitió un lapso mayor de producción de metano en los últimos experimentos, debido a que el contenido normal de nitrógeno en las vinazas es prácticamente despreciable.
- La PTAR usada y diseñada como modelo para éste trabajo, teóricamente, no garantiza al 100% los requerimientos de calidad del agua que las autoridades mexicanas exigen, sin embargo sí se presenta una reducción de sustrato (DQO) de cerca del 95%.
- La planta de tratamiento diseñada para esta tesis, puede ser complementada con un proceso simple de tratamiento biológico aerobio, de manera que se puedan alcanzar los niveles deseados de calidad del agua.
- El análisis financiero arrojó que el proyecto de construcción de una PTAR, como la usada como modelo, para una tequilera, es viable, dado que presenta un VPN al final de la vida útil, positivo; además que la TIR es superior a la tasa de interés de la deuda a adquirirse para la inversión inicial.
- En el análisis termoeconómico se confirma lo obtenido en el análisis financiero, en el cual los ahorros por multas y consumo de gas LP, son considerados como ingresos, este debido a que el costo de cada kilojoule de biogás producido cuesta 0.000104 \$MEX, lo que equivale a casi el doble del costo de los kJ de gas natural comercializado en México en la zona del Bajío. Por lo que para competencia, la PTAR no es un proceso rentable con producción y venta de biogás, pero si puede considerarse como un método de ahorro para disminuir los gastos totales de la empresa tequilera por concepto de gastos por el consumo de gas LP.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] C. R. d. Tequila, «Consejo Regulador del Tequila,» 2013. [En línea]. Available: <http://www.crt.org.mx/EstadisticasCRTweb/>. [Último acceso: Junio 2013].
- [2] D. G. d. Normas, *NMX-V-015-NORMEX-2006. Bebidas Alcohólicas - Determinación de acidez Total, Fija y Volátil - Métodos de Ensayo (Prueba)*, Distrito Federal, México, 2006.
- [3] U. d. T. d. Uruguay, «Universidad del Trabajo de Uruguay,» [En línea]. Available: <http://www.utu.edu.uy/Escuelas/departamentos/canelones/vitivinicultura/Laboratorio/Red%20Interlaboratorial/PROTOCOLO%20Acidez%20volatil.pdf>. [Último acceso: 1 Febrero 2012].
- [4] R. A. Española, «Diccionario de la Real Academia Española,» [En línea]. Available: [www.rae.es](http://www.rae.es). [Último acceso: 17 Diciembre 2011].
- [5] G. Kiely, INGENIERÍA AMBIENTAL. Fundamentos, entornos, tecnologías y sistemas de gestión., Madrid, España: McGraw Hill, 1999.
- [6] R. Chang y W. College, QUÍMICA, Bogotá, Colombia: McGraw Hill, 2002.
- [7] A. López-López, G. Dávila-Vázquez, E. León-Becerril, E. Villegas-García y J. Gallardo-Valdez, «Tequila vinasses: generation and full scale treatment processes,» *Environ Sci Biotechnol*, vol. 9, nº 110-116, 2010.
- [8] S. d. Economía, *NOM-006-SCFI-2005, BEBIDAS ALCOHÓLICAS-TEQUILA-ESPECIFICACIONES.*, Distrito Federal, México, 2006.
- [9] Y. A. Çengel y M. A. Boles, Termodinámica, Ciudad de México: McGraw-Hill, 2009.
- [10] R. T. Morrison y R. N. Boyd, QUÍMICA ORGÁNICA. Quinta edición., México: PEARSON, 1998.
- [11] J. G. Henry y G. W. Heinke, INGENIERÍA AMBIENTAL. Segunda edición., México: PRENTICE HALL, 1999.
- [12] M. Cedeño-Cruz, J. Álvarez-Jacobs y T. H. S. A. d. C. V., «Production of tequila from agave: historical influences and contemporary processes,» de *The Alcohol Textbook. Third Edition.*, Nottingham, UK, 1999.
- [13] J. T. Frías-Hernández, «Potencial y oportunidades de desarrollo de biocombustibles a partir de materiales no alimenticios en Guanajuato.,» *Ide@s CONCYTEG*, vol. 54, nº 1271-1286, 2009.
- [14] S. d. M. A. y R. Naturales, *NOM-001-SEMARNAT-1996. Que establece los límites máximos permisibles en las descargas residuales en aguas y bienes nacionales.*, Distrito Federal, México, 1997.
- [15] S. d. M. A. y R. Naturales, *NOM-002-SEMARNAT-1996. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas*

- residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal.*, Distrito Federal, México, 1997.
- [16] S. d. M. A. y. R. Naturales, *NOM-003-SEMARNAT-1997. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público.*, Distrito Federal, México, 1998.
- [17] Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, Consejo Estatal del Agua de Jalisco, «Actualización del estudio de calidad del agua del río Santiago (desde su nacimiento en el lago de Chapala, hasta la presa Santa Rosa). IX Análisis económico de costo-beneficio.» Guadalajara, Jalisco, 2011.
- [18] A. Alatorre, «Alerta contaminación de tequileras. Reconocen en Jalisco que empresas rebasan niveles de norma ambiental.» 7 Junio 2009. [En línea]. Available: <http://nuestrotequila.blogspot.com/2009/06/alerta-contaminacion-de-tequileras.html>. [Último acceso: 4 Enero 2012].
- [19] S. d. C. y. F. Industrial, *NMX-AA-003-1980. Aguas residuales - muestreo*, Distrito Federal, México, 1980.
- [20] J. Barquín Gil, *ENERGÍA: TÉCNICA, ECONOMÍA Y SOCIEDAD*, Madrid, España: Universidad Pontificia Comillas, 2004.
- [21] Online Etymology Dictionary, «Online Etymology Dictionary,» [En línea]. Available: [www.etymonline.com](http://www.etymonline.com). [Último acceso: 8 Febrero 2012].
- [22] C. R. Kurt, *TERMODINÁMICA, SEXTA EDICIÓN*, México: Prentice Hall, 2006.
- [23] K. Wark y D. E. Richards, *TERMODINÁMICA, SEXTA EDICIÓN*, España: McGraw Hill, 2001.
- [24] M. J. Moran y H. N. Shapiro, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics, Fifth Edition*, Great Britain: Wiley, 2006.
- [25] A. Noyola, «Desarrollo de tecnologías mexicanas en tratamiento de aguas residuales: una experiencia.» *Interciencia*, vol. 3, n° 169-172, 1999.
- [26] J. E. Linerío Gil y A. Guzmán Carrillo, «Tratamiento de efluentes y aprovechamiento de residuos.» *Gschaedler Mathis AC*, n° 258-284, 2004.
- [27] J. E. Linerío Gil y A. Guzmán Carrillo, «Tratamiento de efluentes y aprovechamiento de residuos.» *Gschaedler - Mathis AC*, 2004.
- [28] F. Bautista Zúñiga y M. C. Durán de Bazúa, «Análisis del beneficio y riesgo potenciales de la aplicación al suelo de vinazas crudas y tratadas biológicamente.» *Contam Ambient*, n° 13-19, 1998.
- [29] G. Íñiguez Covarrubias y F. Peraza Luna, «Reduction of solids and organic load concentrations in tequila vinasses using a polyacrilamide (PAM) polymer flocculat.» *Contam Ambient*, n° 17-24, 2007.
- [30] A. Meza Pérez y R. Briones Méndez, «Floculación-coagulación como postratamiento del efluente de un reactor anaerobio que trata vinazas tequileras.» *Proceedings of the XXXV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Ciudad de México, México.*, 1996.
- [31] F. Espinoza-Escalante, C. Pelayo-Ortíz, J. Navarro-Corona, Y. González-

- García, A. Bories y H. Gutiérrez-Pulido, «Anaerobic digestion of the vinasses from the fermentation of Agave tequilana Weber to tequila: the effect of pH, temperature, and hydraulic retention time on the production of hydrogen and methane.,» *Biomass Bioenergy*, vol. 1, n° 14-20, 2009.
- [32] H. G. Méndez Acosta, R. Snell Castro, V. Alcaraz González, V. González Álvarez y C. Pelayo Ortiz, «Anaerobic treatment of Tequila vinasses in a CSTR-type digester.,» *Biodegradation*, 2009.
- [33] H. I. Velásquez, A. A. Ruiz y S. de Oliveira Junior, «Análisis energético y exergético del proceso de obtención de etanol a partir de la fruta del banano,» *Revista de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Antioquia*, n° 87-96, 2010.
- [34] F. J. Uche Marcuello, Análisis termoeconómico y simulación de una planta combinada de producción de agua y energía., Zaragoza, España: Tesis doctoral - Departamento de Ingeniería Mecánica - Universidad de Zaragoza, 2000.
- [35] A. I. Lozano García, Análisis exergético en plantas de tratamiento en el ciclo integral del agua, Zaragoza, España: Trabajo Final Master Energías Renovables y Eficiencia Energética - Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos - Universidad de Zaragoza, 2011.
- [36] H. O. Méndez-Acosta, R. Snell-Castro, V. Alcaraz-González, V. González-Álvarez y C. Pelayo-Ortiz, «Anaerobic treatment of Tequila vinasses in a CSTR-type,» Springer Science+Business Media, 2010.
- [37] T. Limpias, «Tecnologías Limpias,» [En línea]. Available: [http://www.tecnologiaslimpias.org/html/central/313101/313101\\_eca.htm#BALANCES DE](http://www.tecnologiaslimpias.org/html/central/313101/313101_eca.htm#BALANCES DE). [Último acceso: Junio 2013].
- [38] G. Íñiguez y R. Hernández, «Estudio para la rehanilitación de una planta de tratamiento de vinazas tequileras mediante un floculante polimérico de poliácridamida (PAM),» *Rev. Int. Contam. Ambient.*, Guadalajara, Jalisco, 2010.
- [39] J. L. Altamirano-Corona, «Notas de la clase de "Diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales" impartida por el Dr. Julio César Orantes A.,» Morelia, Michoacán, 2013.
- [40] I. Metcalf & Eddy, G. Tchobanoglous, F. L. Burton y H. D. Stensel, Metcalf & Eddy Inc. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse (Fourth Edition)*, McGraw Hill, 2003.
- [41] C. J. Geankoplis, *Procesos de transporte y operaciones unitarias*, Tercera Edición, México, D.F.: CECSA, 1998.
- [42] C. C. García-Castillo, «EVALUACIÓN DE LA CAPACIDAD DE REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA DE LAS AGUAS RESIDUALES DE LOS RASTROS EN UN REACTOR UASB,» Morelia, México, 2012.
- [43] S. M. NACIONAL, «Temperatura y Precipitación,» Octubre 2012. [En línea]. Available: <http://smn.cna.gob.mx/climatologia/normales/estacion/mich/NORMAL16080.TXT>. [Último acceso: Noviembre 2012].

- [44] M. P. Ríos-Gutiérrez, C. Pelayo-Ortíz, V. González-Álvarez, R. I. Corona-González y E. D. Gutiérrez-López, «TRATAMIENTO DE VINAZAS CON BACTERIAS ANAEROBIAS,» X Congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería, 2003. [En línea]. Available: [http://www.smbb.com.mx/congresos%20smbb/puertovallarta03/TRABAJOS/AREA\\_VII/CARTEL/CVII-76.pdf](http://www.smbb.com.mx/congresos%20smbb/puertovallarta03/TRABAJOS/AREA_VII/CARTEL/CVII-76.pdf). [Último acceso: Noviembre 2012].
- [45] J. Del Real - Olvera, «Evaluación y modelado de la cinética de depuración anaerobia de vinazas de la industria alcoholera,» Universidad Autónoma del Estado de Hidalgo, Pachuca de Soto, 2007.
- [46] F. Llavador-Colomer, «Metabolismo bacteriano y modelación matemática de procesos,» Depto. Control de Calidad. Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana, Valencia, España.
- [47] S. d. M. A. y R. Naturales, *NOM-001-SEMARNAT-1996. Que establece los límites máximos permisibles en las descargas residuales en aguas y bienes nacionales.*, Distrito Federal, México, 1997.
- [48] S. d. Salud, *NOM-127-SSA1-1994, Salud ambiental, agua para uso y consumo humano - Límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización*, Cd. de México: DOF, 1995.
- [49] M. Á. Lozano-Serrano, «Optimización Energética,» Universidad de Zaragoza, Zaragoza, España, 2000-2007.
- [50] L. Black y A. Tarquin, «Ingeniería Económica 6ta Ed.,» McGraw Hill, México, D.F., 2006.
- [51] Cámara de Diputados del H. Congreso de la Unión, *Ley Federal de Derechos*, México, D.F.: D.O.F., 2013.
- [52] M. A. Lozano y A. Valero, «Theory of the Exergetic Cost,» *Energy*, vol. 18, nº 9, pp. 939 - 960, 1993.
- [53] M. S. Acosta-Navarrete, M. López-Pérez y R. Miranda-López, «EL TEQUILA, SU AROMA Y SU SABOR,» *Ciencias. Universidad Nacional Autónoma de México*, vol. 087, nº 50-53, 2007.
- [54] C. R. d. T. A. C. (CRT), «Historia,» [En línea]. Available: [www.crt.org.mx/index.php?option=com\\_content&view=article&id=64&Itemid=173&lang=es](http://www.crt.org.mx/index.php?option=com_content&view=article&id=64&Itemid=173&lang=es). [Último acceso: 4 Enero 2012].
- [55] C. R. d. T. A. C. (CRT), «Elaboración,» [En línea]. Available: [www.crt.org.mx/index.php?option=com\\_content&view=article&id=92&Itemid=174&lang=es](http://www.crt.org.mx/index.php?option=com_content&view=article&id=92&Itemid=174&lang=es). [Último acceso: 4 Enero 2012].
- [56] F. Pacheco y C. N. E. e. A. Orgánica, «Lactofermentos,» Instituto Nacional de Aprendizaje, Costa Rica, 2005.
- [57] «Universidad del Trabajo de Uruguay,» [En línea]. Available: <http://www.utu.edu.uy/Escuelas/departamentos/canelones/vitivinicultura/Laboratorio/Red%20Interlaboratorial/PROTOCOLO%20Acidez%20volatil.pdf>. [Último acceso: 1 Febrero 2012].
- [58] S. d. M. A. y R. Naturales, *NOM-003-SEMARNAT-1997. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales*

*tratadas que se reusen en servicios al público.*, Distrito Federal, México, 1997.

- [59] A. Alatorre y MURAL, «Alerta contaminación de tequileras. Reconocen en Jalisco que empresas rebasan niveles de norma ambiental.,» 7 Junio 2009. [En línea]. Available: <http://nuestrotequila.blogspot.com/2009/06/alerta-contaminacion-de-tequileras.html>. [Último acceso: 4 Enero 2012].
- [60] *NCR 113:1989. NORMA DE BEBIDAS ALCOHÓLICAS DESTILADAS. DETERMINACIÓN DE LA ACIDEZ TOTAL, ACIDEZ FIJA Y ACIDEZ VOLÁTIL.*, San José de Costa Rica, 1990.
- [61] C. R. d. T. A. C. (CRT), «Estadísticas,» [En línea]. Available: <http://www.crt.org.mx/EstadisticasCRTweb/>. [Último acceso: 8 Noviembre 2012].
- [62] G. Ramos, «Busca aliviar “resaca” industria tequilera,» EL UNIVERSAL, Compañía Periodística Nacional, 15 Octubre 2012. [En línea]. Available: <http://www.eluniversal.com.mx/estados/88214.html>. [Último acceso: 9 Noviembre 2012].