



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRIA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
(ENERGÍA)-(ECONOMÍA DE LA ENERGÍA)**

**Potencial económico de los desechos orgánicos tratados en
sistemas de digestión, para un establecimiento de la principal
cadena de restaurantes en México**

**TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:**

MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:

GERARDO ANTONIO VALDÉS BUSTAMANTE

TUTORA:

**DRA. ALEJANDRA CASTRO GONZÁLEZ
FACULTAD DE INGENIERÍA**

MÉXICO, D.F., MARZO 2014

JURADO ASIGNADO

Presidente: Dr. José Luis Fernández Zayas

Secretario: Dra. Alejandra Castro González

Vocal: Dr. Pablo Álvarez Watkins

1^{er} Suplente: M. en I. Augusto Sánchez Cifuentes

2^{do} Suplente: Dr. Víctor Manuel Luna Pabello

Lugar donde se realizó la Tesis: Posgrado de la Facultad de Ingeniería,
Universidad Nacional Autónoma de México. Ciudad Universitaria, México
D.F.

TUTORA DE TESIS:

Dra. Alejandra Castro González

FIRMA

AGRADECIMIENTOS

Por este medio, quiero agradecer a nuestro Señor Jesucristo por todas sus bendiciones, ya que me dio la gracia de poder culminar con éxito mis estudios de Maestría, a pesar de las adversidades que se presentaron durante el camino.

A mis papás y hermano por sus consejos y apoyo sustancial en todo momento. Asimismo, quiero agradecer a mi esposa por su apoyo en cada momento, ya que fue testigo de toda esta travesía y por sus comentarios que me permitieron mejorar aún más esta tesis.

A la Dra. Alejandra Castro González, por su aporte y apoyo para la culminación de este trabajo, así como sus consejos para seguir adelante con mis estudios de posgrado.

Es menester agradecer a los miembros del jurado por su disposición para la revisión y comentarios que permitieron enriquecer este trabajo de tesis, así como su flexibilidad durante la entrega, recepción y evaluación del presente trabajo.

Mas la senda de los justos
es como la luz de la aurora,
Que va en aumento hasta
que el día es perfecto.

Proverbios 4:18

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE TABLAS	I
ÍNDICE DE FIGURAS	II
NOMENCLATURA	III
RESUMEN	IV
ABSTRACT	V
INTRODUCCIÓN	VI
OBJETIVO GENERAL	VIII
OBJETIVOS ESPECÍFICOS	VIII

CAPÍTULO 1

ANTECEDENTES

1.1 Residuos sólidos urbanos	1
1.2 Procesos de conversión de los RSU en energía	3
1.2.1 Sistemas térmicos	3
1.2.1.1 Incineración	3
1.2.1.2 Pirólisis	4
1.2.1.3 Gasificación	4
1.2.1.4 Plasma Gasificación	4
1.2.2 Sistemas biológicos	5
1.2.2.1 Compostaje	5
1.2.2.2 Metanización	5

CAPÍTULO 2

FUNDAMENTOS

2.1 Proceso de la digestión	6
2.2 Residuos sólidos orgánicos de restaurantes como sustrato del proceso de digestión	10

CAPÍTULO 3

PLANEACIÓN, DISEÑO Y METODOLOGÍA DE INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE DIGESTIÓN EN UN RESTAURANTE

3.1 Cuantificación de los residuos sólidos orgánicos del restaurante en estudio	12
3.2 Propiedades fisicoquímicas del sustrato	14
3.3 Pre-tratamiento del sustrato del sistema de bioenergía	15
3.4 Temperatura de operación	16
3.5 Tiempo de residencia hidráulico	16
3.6 Velocidad de carga orgánica	17
3.7 Producción y composición del biogás	20
3.8 Reducción de sólidos volátiles y producción de lodos digeridos	21
3.9 Acondicionamiento del biogás	22

3.10 Remoción del sulfuro de hidrógeno	23
3.11 Remoción de vapor de agua	24
3.12 Tuberías de canalización del biogás	26
3.13 Válvulas de alivio y reguladores de presión	29
3.14 Trampa de llama y medidores volumétricos	30
3.15 Almacenamiento del biogás	32
3.16 Aprovechamiento energético del biogás	34
3.17 Operación y conversión de los quemadores de gas LP a quemadores de biogás	35
3.18 Medidas de seguridad para el manejo adecuado del biogás como combustible	40
3.18.1 Riesgo toxicológico	40
3.18.2 Riesgos de incendio y explosión	41
3.18.3 Riesgos físicos	41
3.19 Flujo de operación del sistema de bioenergía	42
3.20 Balance de energía del sistema de bioenergía	46
3.21 Evaluación Económica	47
3.22 Impacto ambiental	55
CAPÍTULO 4	
PROPUESTA DE INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE BIOENERGÍA EN CADENA DE RESTAURANTE	
4.1 Obra civil	57
4.2 Instalación de los componentes del proceso de la digestión	61
4.3 Instalación de los componentes para el manejo del biogás	61
CAPÍTULO 5	
CONCLUSIONES	66
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	67

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1	Resumen de generación de RSU	1
Tabla 1.2	Disposición de los RSU a nivel mundial	2
Tabla 1.3	Composición de los RSU	2
Tabla 2.1	Composición del biogás	8
Tabla 2.2	Solubilidad aproximada de CO ₂ en agua	9
Tabla 2.3	Concentraciones máximas de H ₂ S	9
Tabla 2.4	Concentraciones máximas de H ₂ S en las redes de gas	10
Tabla 2.5	Composición de biogás con diferentes sustratos	10
Tabla 3.1	Desperdicios de materia orgánica generados en el 2012	14
Tabla 3.2	Parámetros medidos de la biomasa	15
Tabla 3.3	Características del sustrato de alimentación	16
Tabla 3.4	Parámetros de operación del sistema de bioenergía	18
Tabla 3.5	Balance de masas de la alimentación y los lodos digeridos	21
Tabla 3.6	Opciones de tuberías para la conducción de biogás	26
Tabla 3.7	Consumo de gas LP durante el 2012	35
Tabla 3.8	Factores de corrección por caídas de presión	39
Tabla 3.9	Costo de instalación del sistema de bioenergía	48
Tabla 3.10	Parámetros económicos asociados a la operación del sistema de bioenergía	50
Tabla 3.11	Flujos de efectivo del proyecto de bioenergía	51
Tabla 3.12	Indicadores de rentabilidad económica del proyecto de bioenergía	52
Tabla 3.13	Flujos de efectivo del proyecto de bioenergía bajo un esquema de producción de biogás de 69 m ³ /día	53
Tabla 3.14	Indicadores de rentabilidad económica del proyecto de bioenergía bajo un esquema de producción de biogás de 69 m ³ /día	54

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1	Generación de residuos sólidos urbanos por tipo de localidad	3
Figura 2.1	Diagrama de flujo de un sistema de digestión	6
Figura 2.2	Proceso de la digestión	7
Figura 2.3	Producción de biogás a partir de diferentes sustratos en m ³ /ton SV	11
Figura 3.1	Muestras representativas de la composición de los residuos orgánicos del restaurante	13
Figura 3.2	Vista frontal del digester D-I con diferentes puntos de muestreo	19
Figura 3.3	Vista frontal del digester D-II con diferentes puntos de muestreo	20
Figura 3.4	Diferentes arreglos de trampas de condensación para remover vapor de agua del biogás	25
Figura 3.5	Diámetro de la tubería en función del flujo volumétrico del biogás y distancia al punto de servicio	28
Figura 3.6	Sistema de presurización a baja presión	30
Figura 3.7	Componentes de un arresta-llamas	31
Figura 3.8	Arresta-llamas tipo industrial	31
Figura 3.9	Dimensiones de los quemadores que operan actualmente en el restaurante	36
Figura 3.10	Estufa utilizada en la cocina del restaurante con 6 quemadores con parrilla incluida	36
Figura 3.11	Diagrama de flujo del sistema de bioenergía	43
Figura 3.12	Secuencia completa del proceso de digestión	44
Figura 3.13	Limpieza, almacenamiento y suministro del biogás a los equipos de combustión	45
Figura 3.14	Análisis de sensibilidad del valor presente	54
Figura 4.1	Vista superior del espacio propuesto para la instalación del sistema de bioenergía	57
Figura 4.2	Dimensiones geométricas del espacio propuesto para la instalación del sistema de bioenergía	58
Figura 4.3	Vista isométrica de la construcción propuesta para el sistema de bioenergía	59
Figura 4.4	Vista frontal superior de la construcción propuesta para el sistema de bioenergía	59
Figura 4.5	Vista lateral del área de la azotea	60
Figura 4.6	Vista frontal superior de la instalación de los equipos que conforman el proceso de la digestión	62
Figura 4.7	Representación tridimensional de la instalación de los componentes para el manejo del biogás	63
Figura 4.8	Vista frontal de los componentes del tren de tratamiento y utilización del biogás	64
Figura 4.9	Vista isométrica de la trayectoria de conducción del biogás hacia los equipos de combustión	65

NOMENCLATURA

BANXICO	Banco Nacional de México
BM	Banco Mundial
CHP	Combined Heat and Power (Calor y Electricidad Combinados)
EPA	Environmental Protection Agency (Agencia de Protección Ambiental)
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change (Panel Intergubernamental sobre el Cambio Climático)
ppm	Partes por millón
RSO	Residuos Sólidos Orgánicos
RSU	Residuos Sólidos Urbanos
RTP	Red de Transporte Público
SEMARNAT	Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales
SENER	Secretaría de Energía
SF	Sólidos Fijos
ST	Sólidos Totales
SV	Sólidos Volátiles
TRH	Tiempo de Residencia Hidráulico

RESUMEN

El presente trabajo expone los resultados del estudio técnico, económico y ambiental, así como la propuesta tridimensional de instalación de un sistema de bioenergía operando bajo los principios de la digestión, utilizando como materia prima los RSO generados por un restaurante que se encuentra ubicado en el centro comercial Perisur y que forma parte de la muy conocida cadena de restaurantes que opera en toda la República Mexicana. Se eligió este restaurante porque es el segundo restaurante con mayor flujo de comensales a nivel nacional. Durante todo el año de 2012 se registraron las cantidades mensuales de los RSO, obteniendo un promedio de 233.42 kg-RSO/día, presentando las siguientes características fisicoquímicas: 21.6% de ST, 95% de SV, 5% de SF, pH ácido y densidad de 780 kg/m³ desecho. Se eligió una modalidad de digestión de tipo seca-húmeda, para lo cual se estableció una relación de RSO:agua de 1:0.50, con la cual se obtuvo un flujo volumétrico de 0.2993 m³ desecho/día, así como una cantidad de ST de 50.42 kgST/día, 47.90 kgSV/día y una concentración de SV de 160.04 kgSV/m³ desecho. El sistema de digestión se diseñó estableciendo una velocidad de carga orgánica de 5.33 kgSV/m³ digestor * día, una temperatura mesofílica de operación de 35 °C y un TRH de 30 días. Se propuso un sistema de digestión de dos etapas. El primer digestor de 4 m³, conectado en serie con un segundo digestor de 8 m³. Ambos digestores son del tipo semi-continuo de mezcla completa. Para el tratamiento de los lodos digeridos se incluyó un tornillo separador de la fracción sólida y líquida, de tal forma que la fracción líquida se recirculará para la dilución de los ST y la fracción sólida se someterá a un proceso de compost para su posterior uso como fertilizante. La producción de biogás se estimó en 17.72 m³ biogás/día, con una fracción molar del 58% de CH₄ y una producción específica de 0.370 m³ biogás/kgSV carga. Para su almacenamiento se consideró un tanque cilíndrico a baja presión de 5 m³. Con un factor de planta del 96%, la energía proporcionada por el biogás con las características antes mencionadas, ascendería a 122.65 GJ/año. El acondicionamiento del biogás se enfocó en la remoción del H₂S y de vapor de agua. Para la eliminación del H₂S se planteó el método de adsorción seca en Fe₂O₃, y para el vapor de agua, trampas de condensación. El aprovechamiento energético del biogás se enfocó en su aportación para la cocción de alimentos dentro del mismo restaurante. La contribución energética del biogás alcanza a cubrir un 3.5% de la demanda total de energía térmica para cocción, permitiendo la operación continua de 3 quemadores por un lapso de 14 horas diarias en promedio. El balance energético establece un saldo a favor en términos de la energía producida en forma de biogás, 34.07 MWh/año, y la consumida por el sistema de bioenergía, 4 MWh/año. La inversión inicial para el sistema de digestión se estimó en \$597,226. Se prevén costos fijos anuales de \$40,000, así como un desembolso de \$8,000 cada lustro y costos variables de O&M por un monto de \$2.63/ m³ biogás. Con una TMAR del 8% y una vida económica estimada del proyecto de 20 años, la propuesta no resulta económicamente factible. El proyecto se torna viable con el procesamiento de los RSO de al menos 4 restaurantes. El periodo de recuperación de la inversión sería a partir del 14° año, generando un ahorro estimado total de \$4,355,426 a lo largo de toda la vida económica del proyecto de bioenergía. Con una reducción de los SV del orden del 66%, se generarían aproximadamente 48 kg/día de fertilizante y se evitaría la confinación, a un vertedero, de poco más de 82 toneladas de desechos al año. Las emisiones totales desplazadas serían de 58.62 T métricas CO₂-equivalente/año, esto equivaldría a las emisiones evitadas por 11 vehículos anuales o al secuestro de CO₂/año por parte de 17.58 acres de árboles.

ABSTRACT

This work presents the results of technical, economic and environmental study, as well as three-dimensional installation of a bioenergy system by operating under the principles of digestion, using the organic waste generated by a restaurant as feedstock. This restaurant is located into the Perisur mall and is part of the well-known restaurant chain which operates in all of Mexico. This restaurant was chosen because it is the second with the highest flow of customers nationwide. Throughout the year of 2012 were measurements the organic waste generated monthly, giving an average of 233.42 kg-organic waste/day, having the following physicochemical characteristics : 21.6 % TS , 95% VS , 5% FS, acid pH and density of 780 kg/m³ waste. A mode of dry - wet digestion type was chosen, with a rate of organic waste: water of 1:0.50, getting a volumetric flow of 0.2993 m³ waste/day, as well as a quantity of 50.42 kgTS/day, 47.90 kgVS/day and a concentration of volatile solids of 160.04 kgVS/m³ waste. The digestion system was designed to operate with an organic loading rate of 5.33 kgVS/m³ digester * day, a mesophilic operating temperature of 35 °C, and HRT of 30 days. A digestion system of two-stage was proposed. The first digester of 4 m³ is connected in series with a second digester of 8 m³. Both digesters are semi- continuous type of mixing complete. For the treatment of digested sludge would be implemented a screw press for manual dehydration, such that the liquid fraction would be sent into a storage tank for use in dilution of incoming organic waste and the solid fraction would be sent to a process of composting for subsequent use as fertilizer. Biogas production was estimated in 17.72 m³ biogas/day, with a molar fraction of 58 % CH₄ and a specific production of the 0.370 m³ biogas/kgVS_{load}. It was considered for storage the biogas a cylindrical tank under low pressure of 5 m³. With an operating capacity of 96%, the energy provided by the biogas with the above mentioned features, would be of 122.65 GJ/year. The cleaning of biogas was focused on the removal of H₂S and water vapor. It was proposed for H₂S removal the dry adsorption method in Fe₂O₃, and for water vapor, condensation traps. The use of biogas as energetic was focused on its contribution to cooking foods in the restaurant. The energy contribution of biogas would cover 3.5% of the total thermal energy demand for cooking, allowing continuous operation of 3 burners for a period of 14 hours per day on average. The energy balance shows a credit balance in terms of the energy produced in the form of biogas, 34.07 MWh/year, and the energy consumed by the bioenergy system, 4 MWh/year. The initial investment for the digestion system was estimated at \$597,226. The annual fixed costs would be of \$40,000, as well as an outlay of \$8,000 every five years and variable costs of O&M by the amount of \$2.63/m³ biogas. With a MARR of 8% and a project economic life estimated of 20 years, the project is not economically feasible. The project becomes feasible with the processing of the organic waste of at least 4 restaurants. The payback period of the investment would be from fourteenth year, generating an estimated total savings of \$4,355,426 throughout economic life of the bioenergy project. With a reduction of the VS in order of 66%, would be generated about 48 kg/day of fertilizer and would avoid confinement to a landfill, of 82 tons of waste per year. The total displaced emissions would be of 58.62 metric tons of CO₂-equivalent/year; this is equivalent to the emissions avoided by 11 vehicles per year or by planting 17.58 acres of trees per year, that would depend on the kind of tree, as well as of their location and their size.

INTRODUCCIÓN

En el mundo actual, la generación y manejo de los residuos sólidos urbanos (RSU) es un gran problema que se presenta en las grandes ciudades. En el 2008, el número de personas viviendo en ciudades sobrepasó a aquellas personas que viven en zonas rurales y se ha estimado que para el 2050, 6 mil millones de personas estarán viviendo en ciudades comparados con los 3.5 mil millones que viven actualmente (BM, 2011). Este crecimiento demográfico representa también un incremento en la generación de RSU, en donde su destino principal son los rellenos sanitarios o vertederos, que representan un factor de contaminación muy importante ya que si no se cuenta con un control adecuado de separación de Residuos Peligrosos (RP), se pueden tener afectaciones en la contaminación de cuerpos de agua y mantos freáticos así como efectos adversos a la salud de las personas. Por otro lado el espacio que ocupan estos rellenos sanitarios son muy grandes, generan malos olores, emiten grandes cantidades de metano (CH_4) a la atmósfera, debido a la descomposición de la materia orgánica, y además representan una carga fiscal puesto que generan un gasto por uso de suelo. En los países con mayor desarrollo, la incineración así como el reciclado son los procesos más usados en cuanto al tratamiento de los RSU. Mientras que en los países en vías de desarrollo, como es el caso de México, los RSU son depositados en su gran mayoría en extensiones de tierra a cielo abierto, sin darle ningún tratamiento, tal fue el caso del tiradero de Santa Fe y del Bordo de Xochiaca.

Una de las soluciones a esta problemática mundial, se encuentra en la instalación de sistemas de digestión para procesar los RSU que se generan diariamente en las grandes ciudades. La digestión es un proceso que consiste en la conversión de la fracción orgánica de los RSU en energía en forma de biogás. El biogás es típicamente usado como un energético térmico de combustión o para alimentar generadores para producir calor y electricidad. Los sistemas de digestión permiten reducir los costos por consumo de energía eléctrica, mejoran el ambiente de los alrededores, reducen las emisiones de gases efecto invernadero como es el CH_4 y además contribuyen con la generación de empleos permanentes. La instalación de este tipo de sistemas de bioenergía ha tenido un crecimiento muy importante en Europa, Canadá y EE. UU. Este crecimiento ha motivado que existan mayores inversiones de sociedades público-privadas, que ha impulsado la generación de nuevas tecnologías asociadas con el proceso de la digestión, logrando maximizar el aprovechamiento energético del biogás obtenido a partir de los RSU. Por ejemplo, en la Universidad de Michigan se instaló en el 2013 un sistema de digestión, el cual fue diseñado, construido y actualmente operado por la empresa Anaergia. Este sistema de bioenergía genera 450 kW de energía eléctrica renovable, desplazando el consumo de carbón para satisfacer las necesidades eléctricas propias del campus. La capacidad de procesamiento de los RSU es de 16,800 toneladas por año, incluye residuos de restaurantes, cafeterías, lodos activados y estiércol de vacas. Otro ejemplo exitoso de sistemas de digestión, es el proyecto que instaló la misma empresa, Anaergia, en la ciudad de Szarvas ubicada en Hungría. Este sistema de bioenergía genera 4.2 MW de energía eléctrica renovable, que satisface parte de la demanda base del sistema eléctrico nacional de ese país. La materia prima con la que opera el sistema es de los RSU generados por el sector comercial e industrial el cual representa 45,000 toneladas por año, así como desechos orgánicos agrícolas, que representa 75,000 toneladas por año (Anaergia, 2013). En la provincia de Columbia Británica en Canadá, en el 2008 implementaron un sistema de

digestión con el cual procesan todos los RSO para obtener biogás con una fracción molar de metano del 92%, el cual es usado para alimentar los vehículos que utilizan gas natural comprimido como combustible. Esta iniciativa ha desplazado el consumo de cerca de 100 millones de litros de diesel, que es el consumo aproximado de 80,000 automóviles, y ha reducido las emisiones de gases efecto invernadero por una cantidad de 335,000 toneladas por año (Electrigaz, 2008).

En México se generan 38 millones de toneladas al año de RSU, de los cuales el 52 % corresponden a materia orgánica, 1% a textiles, 4% metales, 11% plásticos, 6% vidrios, 14 % productos de papel y 12% de residuos desechables. De estos RSU las zonas metropolitanas generan el 47%, las ciudades medias el 34%, las ciudades pequeñas el 7% y las localidades rurales o semiurbanas el 12%. La generación promedio por habitante en el 2012 fue de 0.98 Kg/día, que con respecto a 1950 que era de 0.30 kg/día, se ha tenido un incremento de tres veces la generación de desechos por habitante en el transcurso de 60 años (SEMARNAT, 2012). Como se observa existe un gran problema de generación de RSU. En la Ciudad de México se generan 5 millones de toneladas al año de los cuales 2.5 millones corresponden a residuos orgánicos. Con esta problemática que tiende agravarse con el paso de los años, se torna indispensable la utilización de sistemas de digestión que procesen los RSU generados diariamente en la Ciudad de México.

En el caso particular de los restaurantes, que es precisamente en torno a ello que se establece el objetivo del presente trabajo, es conveniente mencionar que son una fuente generadora muy importante de RSO, además de ocupar el segundo lugar como el sector de servicios que consume el 13.9% del total de gas LP que se consume a nivel nacional (SENER, 2012). El comercio de gas LP en México en 2011 presentó un saldo deficitario de 2,160 millones de dólares, esto representó un incremento del 33% con respecto al déficit de 2010. Esta situación se atribuyó al aumento de las importaciones, así como a la disminución en el volumen de exportación. Puesto que el gas LP es un bien considerado dentro de la canasta básica por su consumo predominantemente en la cocción de alimentos y calentadores de agua, ha conducido a México a ocupar el segundo lugar en el mundo en el consumo per cápita de gas LP, al ubicarse aproximadamente en 65 kg por habitante (SENER, 2012). El inconveniente con respecto al consumo de gas LP, radica en que puesto que se trata de un energético secundario que se obtiene del procesamiento de energéticos fósiles no renovables, trae consigo una huella de carbono muy importante puesto que al quemar un m³ de gas LP, se emiten a la atmosfera 1,496.60 kg CO₂. Por otro lado, puesto que el precio de venta del gas LP se encuentra bajo el mecanismo de fijación de precios máximos, el diferencial entre el precio interno del gas LP y su referencia externa generan un costo fiscal y económico importante para el país. Por tales motivos, en este trabajo se plantea la posibilidad de desplazar de manera parcial el consumo de gas LP de un restaurante, mediante la instalación de un sistema de digestión que procese los RSO generados diariamente y de esta manera se obtenga un energético renovable, libre de carbono fósil, como es el biogás para utilizarse en la cocción de alimentos. Los beneficios que se obtienen son por una parte la reducción de los costos mensuales por consumo de gas LP, reduciendo la dependencia de este energético, y por otro lado conlleva un beneficio ambiental y social.

OBJETIVO GENERAL

Evaluar la factibilidad técnica, económica y ambiental de la instalación de un sistema de bioenergía, operando bajo los principios de la digestión, en un restaurante ubicado al Sur de la Ciudad de México. Con la producción de biogás estimada, a partir de los RSO, se desplazaría de manera parcial el consumo de gas LP, permitiendo una reducción de los costos fijos erogados mensualmente por este concepto, así como una disminución en la dependencia de dicho combustible por parte del restaurante.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Los objetivos del presente trabajo son:

- Conocer los beneficios del proceso de la digestión para el procesamiento de los residuos sólidos orgánicos generados en un restaurante.
- Estimar el poder calorífico del biogás, así como su nivel de concentración de metano, estableciendo el alcance de su contribución energética.
- Establecer los métodos de remoción del H₂S y vapor de agua presentes en el biogás.
- Definir la operación y conversión de los quemadores de gas LP a biogás.
- Cuantificar las emisiones de CO₂-equivalente dejadas de emitir a la atmósfera, al implementar un sistema de bioenergía para el tratamiento de los residuos sólidos orgánicos, generados en un establecimiento de la principal cadena de restaurantes en México.
- Diseñar la instalación de un sistema de digestión, mediante una representación esquemática tridimensional.

CAPÍTULO 1

ANTECEDENTES

1.1 Residuos sólidos urbanos

Los residuos sólidos urbanos (RSU) son generados principalmente por los sectores residencial y comercial, aunque también pueden sumarse los provenientes de actividades industriales y agrícolas. Su generación y disposición continúa siendo un importante tema global ya que su crecimiento es más rápido que la tasa de urbanización. Hace diez años había 2.9 mil millones de residentes urbanos que generaban 0.64 Kg de RSU por persona por año, 0.68 mil millones de toneladas por año. En la actualidad estas cantidades se han incrementado a 3 mil millones de personas viviendo en zonas urbanas generando 1.2 Kg por persona por día, aproximadamente 1.3 mil millones de toneladas por año. Para el 2025 los residentes urbanos se incrementaran en 4.3 mil millones generando 1.42 Kg/cápita/día de RSU, aproximadamente 2.2 mil millones de toneladas por año. En la Tabla 1.1 se muestra por nivel de riqueza de los países las toneladas de RSU generados anualmente así como el número de personas viviendo en zonas urbanizadas (BM, 2011).

Tabla 1.1 Resumen de generación de RSU (BM, 2011)

Nivel de Ingresos	Número de países incluidos	Total de población viviendo en zonas urbanas (millones)	Generación Per Cápita de RSU (Kg/cápita/día)	Total de RSU (Toneladas/día)
Bajos ingresos	38	343	0.60	204,802
Ingresos Medios Bajos	42	1,293	0.78	1,012,321
Ingresos Medios Altos	35	572	1.16	665,586
Altos Ingresos	46	774	2.13	1,649,546
Total	161	2,982	1.19	3,532,255

La forma más común de procesar los RSU son los rellenos sanitarios. El principal problema con los rellenos sanitarios en todo el mundo son el agotamiento de espacio para instalarlos. De estos RSU gran parte son por desechos de comida, aproximadamente un tercio de los alimentos producidos para el consumo humano se desperdician en todo el mundo, que equivalen a 1.3 mil millones de toneladas al año. Aproximadamente el 10% de toda la comida de un restaurante se desperdicia y se tira a la basura sin darle ningún tratamiento (FAO, 2011).

En la Tabla 1.2 se muestra la disposición a nivel mundial de los RSU dependiendo del nivel de riqueza de los países (BM, 2011). En los países con mayor desarrollo el porcentaje de reciclado de los RSU es mucho mayor que el de los países subdesarrollados.

Tabla 1.2 Disposición de los RSU a nivel mundial (BM, 2011)

Ingresos Altos	Millones de toneladas
Vertederos	0.05
Rellenos Sanitarios	250
Compostaje	66
Reciclaje	129
Incineración	122
Otro	21
Ingresos Bajos	
Vertederos	0.47
Rellenos Sanitarios	2.2
Compostaje	0.05
Reciclaje	0.02
Incineración	0.05
Otro	0.97

La composición de la basura y su separación también son muy importantes. En la Tabla 1.3 se observa una estimación de la composición de los RSU en función del nivel de riqueza de los países (BM, 2011).

Tabla 1.3 Composición de los RSU (BM, 2011)

Nivel de ingresos	Orgánico (%)	Papel (%)	Plástico (%)	Vidrio (%)	Metal (%)	Otro (%)
Bajos ingresos	64	5	8	3	3	17
Ingresos Medios Bajos	59	9	12	3	2	15
Ingresos Medios Altos	54	14	11	5	3	13
Altos Ingresos	28	31	11	7	6	17

En lo que respecta a México, el volumen estimado de generación nacional de RSU creció, entre 1997 y 2011, alrededor del 31%, pasando de 29.3 a 37.9 millones de toneladas. La generación per cápita diaria creció en el mismo periodo de 840 a 980 gramos. Si se considera la generación por tipo de localidad, las zonas metropolitanas fueron las mayores generadoras. Paralelamente al crecimiento en la generación, la composición de los residuos también ha cambiado. Mientras que en la década de los años cincuenta el porcentaje de residuos orgánicos oscilaba entre 65% y 70%, para el 2010 se había reducido al 52% (SEMARNAT, 2012). En la Figura 1.1 se muestra la generación de residuos sólidos urbanos por tipo de localidad.

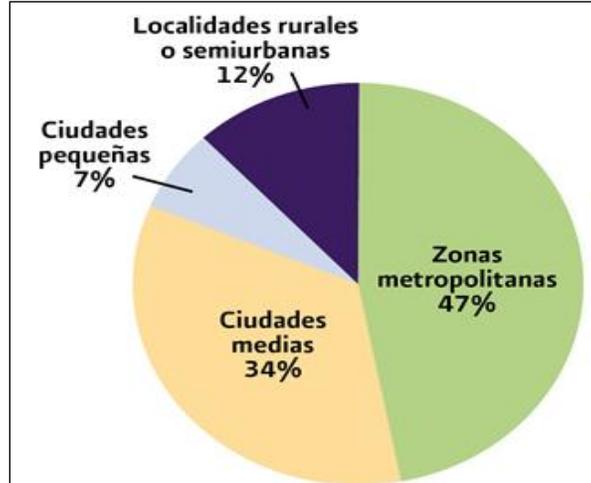


Figura 1.1 Generación de residuos sólidos urbanos por tipo de localidad (SEMARNAT, 2012)

El 67% de los RSU generados en el país se dispuso en rellenos sanitarios y sitios controlados y el 33% restante en sitios no controlados. Considerando el tipo de localidad, en las zonas metropolitanas más del 80% de los RSU se dispuso en rellenos sanitarios o sitios controlados, mientras que en las localidades rurales y semiurbanas este porcentaje apenas alcanzó el 3.2%. En las grandes zonas metropolitanas del país, la cobertura en la recolección de los residuos alcanza 95%, mientras que en las ciudades medias varía entre 75 y 85% y en las pequeñas áreas urbanas entre 60% y 80%.

El reciclaje de RSU en el país continúa siendo muy bajo con respecto al total generado. En 1998 fue del 2.4% y en 2010 sólo alcanzó 3.8%. La mayor proporción de materiales reciclados en 2010 fue la de papel y cartón (42.1%), seguida por la de vidrio (28.7%) y el metal (27.8%).

1.2 Procesos de conversión de los RSU en energía

1.2.1 Sistemas térmicos

Existen una amplia variedad de alternativas para el tratamiento de los RSU. En lo referente al tratamiento térmico avanzado, permite la recuperación de energía en forma de calor, electricidad o combustible. Los principales métodos son gasificación y pirolisis, tomando también en consideración la incineración y plasma gasificación.

1.2.1.1 Incineración

Este proceso implica la combustión de los RSU sin ningún tratamiento previo ni separación. Para que la combustión se realice se requiere de una cantidad suficiente de oxígeno para que

el proceso de la oxidación se lleve a cabo completamente. Típicamente para este tipo de plantas se requiere temperaturas superiores a 850 °C y los RSU son convertidos en CO₂ y vapor de agua. Los materiales que no son oxidables como los metales y vidrio permanecen como sólidos y contienen pequeñas cantidades de carbón residual (Defra, 2010).

1.2.1.2 Pirólisis

Este proceso a diferencia de la incineración se realiza en ausencia de oxígeno. Este proceso requiere de una fuente de calor externa para mantener la temperatura requerida. La temperatura de operación se encuentra entre 300 °C y 850 °C. Los productos que se obtienen de este proceso son residuos sólidos y gas de síntesis. El residuo sólido es una combinación de materiales no-combustible y carbono. El gas de síntesis es una mezcla de gases conformado por monóxido de carbono, hidrógeno, metano y un amplio rango de compuestos orgánicos volátiles. Una proporción de estos gases pueden ser condensados para producir aceites, ceras y alquitranes. El gas de síntesis tiene un poder calorífico entre 10 a 20 MJ/Nm³. La fracción condensable puede ser colectada enfriando el gas de síntesis, y se puede utilizar como combustible líquido (Defra, 2010).

1.2.1.3 Gasificación

Este proceso se realiza entre el proceso de la pirólisis y la incineración ya que se desarrolla mediante la oxidación parcial de la sustancia. Esto significa que oxígeno es agregado en el proceso pero las cantidades no son suficientes para permitir que el combustible sea completamente oxidado y ocurra una combustión completa. Las temperaturas de operación típicas son por encima de 650 °C. Es un proceso exotérmico pero algo de calor es requerido para inicializar y sostener el proceso de la gasificación. El principal producto que se genera es el gas de síntesis, que contiene monóxido de carbono, hidrógeno y metano. Típicamente este gas de síntesis tiene un poder calorífico entre 4 y 10 MJ/Nm³. El poder calorífico del gas de síntesis que se genera en la pirólisis y en la gasificación, es mucho menor que el del gas natural que es de alrededor de 38 MJ/Nm³ (Defra, 2010).

1.2.1.4 Plasma Gasificación

Para que este proceso se pueda realizar, es necesario hacer pasar una corriente eléctrica a través de un gas, que generalmente es aire, para crear plasma. Este plasma gasifica los RSU en moléculas más simples. El plasma es una colección de iones y electrones libres, que se forma por aplicar una diferencia de potencial muy grande a través de un gas inerte a baja presión. Cuando el plasma pasa a través de los RSU, éstos se descomponen para generar gas de síntesis. Éste gas es una mezcla de gases compuesta principalmente por H₂ y CO, con pequeñas fracciones molares de CH₄, N₂, H₂O y CO₂. La temperatura que se alcanza durante éste proceso puede oscilar entre los 2,200 °C a 13,900 °C. El gas de síntesis generalmente es quemado en una segunda etapa, con el objetivo de producir calor y/o electricidad dependiendo de las necesidades industriales. Cabe señalar, que éste tipo de procesos no son muy comerciales, puesto que su instalación representa un alto costo de capital, así como altos costos de operación y mantenimiento. Por otro lado, es un proceso que tiende a consumir más energía para operar que cualquier otro proceso térmico (Stantec, 2011).

1.2.2 Sistemas biológicos

El compost y la digestión son los procesos más comunes para este tipo de tratamiento. Todos los procesos biológicos de tratamiento de RSU involucran la descomposición de materia biodegradable, para que puedan vivir las bacterias que usan la materia orgánica como materia prima de alimento y para su crecimiento. Estas bacterias digieren sustancias orgánicas muy complejas convirtiéndolas en sustancias más simples que son absorbidas para la nutrición de las mismas bacterias, al tiempo que va creciendo la población de bacterias, van convirtiendo una proporción significativa de la materia orgánica en calor, gases, y vapor de agua. Esto trae consigo una disminución de la masa y volumen de los RSU.

1.2.2.1 Compostaje

El compostaje es un proceso aerobio, que se lleva a cabo en presencia de aire u oxígeno, en el cual una fracción importante de carbono orgánico degradable presente en los RSU es convertido en CO₂, humedad y calor que son emitidos a la atmósfera, el material restante se compone de una mezcla de materiales no biodegradables y un bioproducto de descomposición complejo llamado humus. Todos estos residuos mezclados en seco y estabilizados se conocen como compost.

La introducción del compostaje dentro de un sistema de manejo integral de los RSU, depende de gran medida de la calidad del compost producido así como de la disponibilidad de los mercados para su venta (SEMARNAT, 2012). Por lo general, el compost de alta calidad, elaborado a partir de fracciones seleccionadas de los RSU, presenta un mayor alcance de aplicación puesto que puede ser fácilmente comercializable y alcanzar un buen precio en el mercado. Por el contrario, el compost de baja calidad, elaborado a partir de la mezcla de residuos, tiene usos, si acaso muy limitados. De acuerdo al volumen del residuo a procesar, se elige el método de preparación más apropiado, pudiendo ser manual, para pequeñas cantidades, o mecánico, cuando se precisa procesar grandes cantidades de materia orgánica en corto tiempo (SEMARNAT, 2012).

1.2.2.2 Metanización

El proceso aerobio es un proceso relativamente seco, por lo que los RSU deben de tener una humedad óptima, se considera entre el 40% al 60% como óptimo. También deben de tener una buena estructura física porosa para permitir que el aire pase a través del material. Para acelerar el proceso aerobio, se requiere de una entrada de energía externa para suministrar el oxígeno requerido e incrementar la temperatura en rangos tales que garantice la destrucción de buena parte de los patógenos presentes en los RSU. Se genera metano en la parte anaeróbica del proceso, pero es oxidado en una gran cantidad en la fase aeróbica del compost. El metano estimado que se emite a la atmósfera oscila entre menos del 1% a un pequeño porcentaje del contenido inicial de carbono presente en los RSU. Un problema del compost es que genera emisiones de N₂O. El rango de las emisiones estimadas varía desde 0.5% a 5% del contenido inicial de nitrógeno en los RSU. Un compost deficiente es más probable que contenga más cantidad de N₂O y CH₄ (Igoni y Ayotamuno, 2007).

CAPÍTULO 2

FUNDAMENTOS

2.1 Proceso de la digestión

El proceso de la digestión consiste en la descomposición del material biodegradable en ausencia de oxígeno, obteniendo como productos, biogás y lodos digeridos. El proceso es ampliamente usado para el tratamiento de lodos de aguas residuales, de los residuos industriales, de granjas y de los desechos de comida ya que permite una reducción en masa y volumen de la materia prima a digerir. Los sistemas de digestión se consideran una fuente de energía renovable ya que el biogás producido es rico en metano que se puede utilizar como combustible para generar energía, o como fuente de calor, remplazando el uso de combustibles fósiles. Adicionalmente los sólidos y líquidos generados después del proceso de la digestión pueden ser utilizados como fertilizantes (Viswanath Prema y Nand, 1992). En la Figura 2.1 se muestra claramente el flujo de un sistema de bioenergía utilizando los desechos orgánicos.

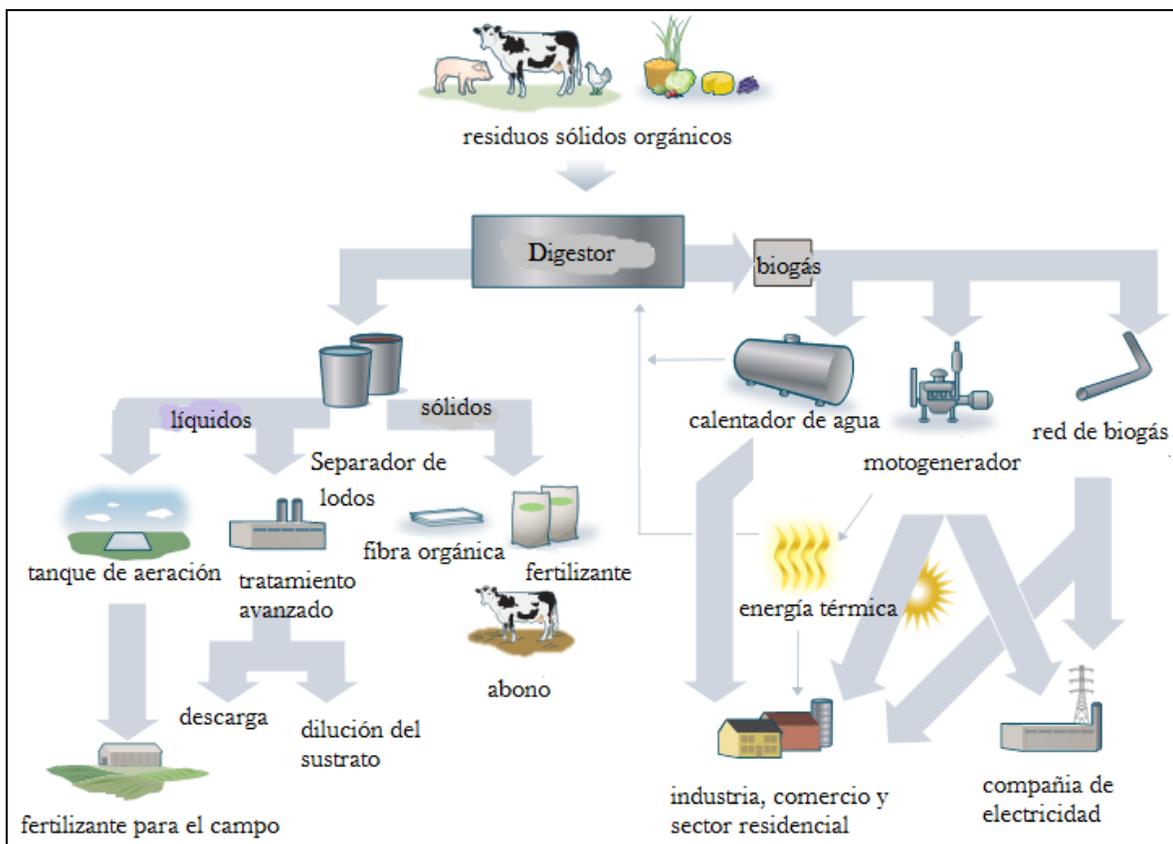


Figura 2.1 Diagrama de flujo de un sistema de digestión (Hopfner-Sixt y Amon, 2007)

La digestión de los desechos de comida es un proceso biológico complejo, ya que se requiere un control adecuado de pH, temperatura y tiempos de retención hidráulico. Este proceso

ocurre en cuatro fases separadas: Hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis como se muestra en la Figura 2.2. La hidrólisis es la primera etapa donde los compuestos de alto peso molecular son convertidos en sustancias orgánicas solubles. En la metanogénesis, que es la última etapa del proceso, es donde se produce el biogás. La producción de biogás es un indicador de que tan bien se está llevando el proceso de la digestión. En este proceso se requiere un balance entre las bacterias acetogénicas y las metanogénicas, para que no se genere más ácido acético que metano y el pH se mantenga estable, ya que si existen más bacterias acetogénicas ocasionaría una disminución del pH así como una inhibición de las bacterias metanogénicas, que repercute en una disminución de la producción de metano. Para mantener a la población de bacterias metanogénicas en buen estado el pH se debe mantener entre 7 y 7.5 para que no exista un desequilibrio entre dichas bacterias.

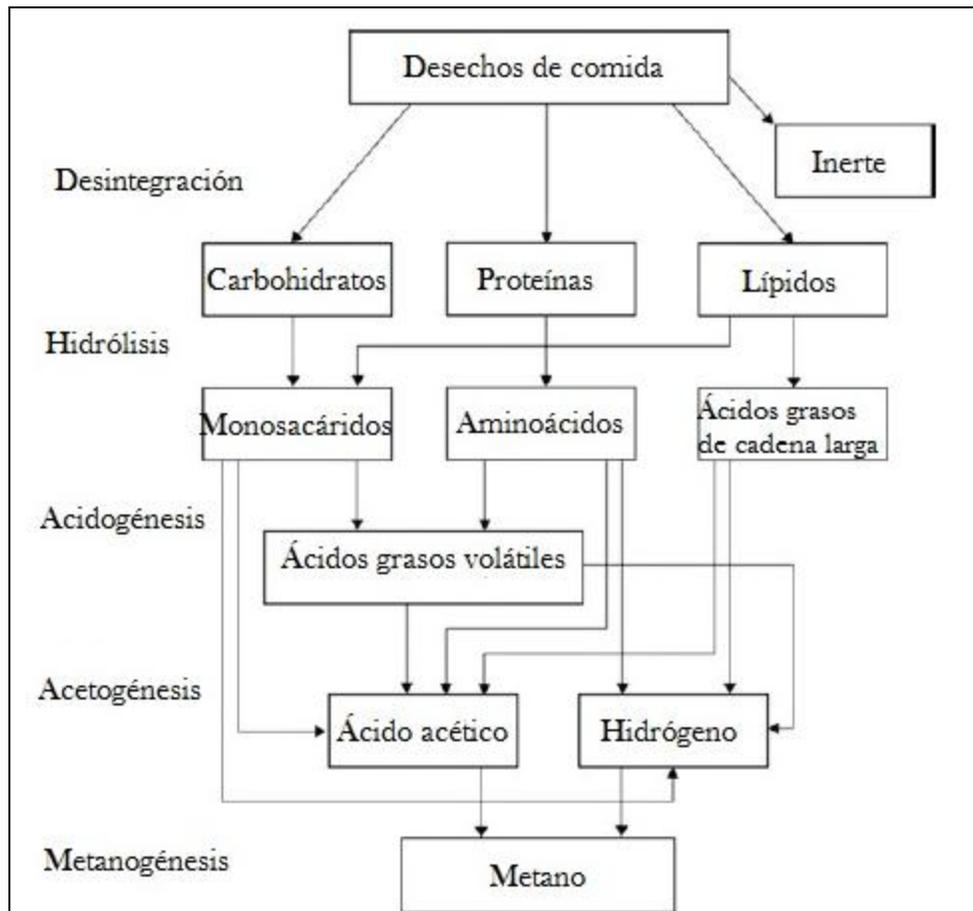


Figura 2.2 Proceso de la digestión (Nathan y Pragasen, 2011)

La ventaja del proceso de la digestión para el tratamiento de los desechos orgánicos con respecto al compostaje, radica en que el biogás que se produce contiene un alto porcentaje de metano, que puede ser usado como combustible. En comparación con el proceso de compost que produce en su mayoría CO_2 , que no posee un valor energético. También para el compostaje se requieren grandes cantidades de tierra para procesar todos los desechos de

restaurantes y produce compuestos orgánicos volátiles que son emitidos a la atmósfera y consume grandes cantidades de energía. El proceso de la digestión permite digerir los desechos de alimentos cocidos, crudos y desechos que contienen aceite cocinado. También se produce más biogás cuando se agregan como sustrato carnes cocinadas y aceite cocinado (Silva y Naik, 2008). La temperatura tiene un efecto importante sobre las características fisicoquímicas de los componentes encontrados en el sustrato de la digestión, para los desechos de comida, la temperatura mesofílica es la más estable y opera aproximadamente a 35 °C. Por otro lado la temperatura termofílica que opera a 55 °C permite una producción más rápida de metano, reduciendo el tiempo de retención hidráulico del sustrato y puede ser considerado en situaciones donde el tamaño del digestor es una restricción, pero es menos estable y es más sensible a la composición del sustrato cuando se trata de desechos de comida (Donald y col., 2008; Mata-Alvarez, 2003).

El biogás generado, puesto que el 65% de su composición es metano, puede ser usado para generar energía en forma de calor y/o electricidad usando máquinas de combustión interna o motogeneradores (CHP). O bien, puede emplearse para su combustión directa mediante su direccionamiento a quemadores o calentadores de agua. El calor residual del proceso de la combustión puede usarse para alimentar un chiller, para calentar el digestor y mantenerlo a la temperatura mesofílica requerida o bien se puede utilizar para generar vapor, ya sea saturado o sobrecalentado, y alimentar una turbina para generar electricidad. También se puede comprimir y enviar a las tuberías de gas natural, previamente removiendo las trazas de H₂S y de vapor de agua para su uso doméstico o bien para las plantas de cogeneración que queman gas natural. Cualquier exceso de electricidad no utilizada en el sitio de generación puede ser vendida a la compañía de electricidad, previo pago de porteo si es el caso. Si se presenta un exceso en la generación de biogás, o por cuestiones de mantenimiento del equipo de bioenergía, se puede almacenar en contenedores especiales o enviarlo directamente a un quemador para prevenir que se emita a la atmósfera, ya que es 21 veces más contaminante que el CO₂ (Nathan y Pragasen, 2011). En la Tabla 2.1 se observa la composición en general del biogás.

Tabla 2.1 Composición del biogás (Persson y col., 2008)

Parámetro	Unidad	Biogás
Poder calorífico	MJ/Nm ³	23
Densidad	Kg/Nm ³	1.032
Numero de metano		>135
Metano (variación)	%vol	50-80
Dióxido de carbono (variación)	%vol	20-50
Sulfuro de hidrogeno	ppm	50-5000
Amoniaco	ppm	0-300
Nitrógeno	%vol	1-4
Oxígeno	%vol	<1
Vapor de agua	%vol	2-5

El número de metano describe la resistencia del gas al golpeo cuando es usado en un motor de combustión. El metano tiene por definición un número de metano de 100 y el H₂ un número de metano de 0. El CO₂ aumenta el número del metano porque es un gas no combustible, con una alta resistencia de golpeo. Una mejora en la calidad del biogás, por lo tanto, tiene un número de metano superior a 100. La eliminación del CO₂ aumenta el valor calorífico del biogás y lleva a una calidad consistente del biogás, similar al gas natural (97%). Al usar técnicas de remoción del CO₂, es importante mantener bajas pérdidas del metano por razones económicas y ambientales (Appels y col., 2008).

Existen diversos métodos de remoción, el más común por su alta eficiencia y bajo costo es la absorción. En los procesos de absorción, el CO₂ y el H₂S son simultáneamente removidos debido a la alta polaridad del CO₂ y el H₂S y la no polaridad del CH₄. El agua es el solvente más común para la purificación del biogás comprimido (4 a 7 bar). El diseño de un sistema de purificación con agua depende de la solubilidad del CO₂, pues la solubilidad es regida por la presión, la temperatura y el pH según se muestra en la Tabla 2.2. Así, cuando la presión aumenta, la solubilidad del CO₂ en agua aumenta; pero disminuye cuando se incrementa la temperatura manteniendo la presión constante.

Tabla 2.2 Solubilidad aproximada de CO₂ en agua (Appels y col., 2008)

Presión (atm)	Solubilidad, en kg de CO ₂ por kg de agua a temperaturas diferentes			
	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C
1	0.40	0.25	0.15	0.10
20	3.15	2.15	1.30	0.90
50	7.70	6.95	6.00	4.80

Las concentraciones del sulfuro de hidrógeno, H₂S, presente en el biogás varían dependiendo de la composición del sustrato. Puesto que es un gas tóxico y altamente corrosivo, existe la necesidad de reducir sus niveles hasta el punto donde no presente afectaciones a las personas y equipos del sistema de digestión. En la Tabla 2.3, se ilustra la tolerancia típica de los niveles de H₂S permisibles, para los diferentes equipos de utilización de biogás.

Tabla 2.3 Concentraciones máximas de H₂S (Electrigaz, 2008)

Aplicación	Concentración máxima de H ₂ S
Boiler	1000 ppm
Motogenerador (CHP)	500 ppm
Automóviles de gas	23 ppm
Redes de gas natural	4 ppm
Celdas de combustible	1 ppm

Varios países, tienen diferentes tolerancias para el H₂S en sus redes de gas. En la Tabla 2.4 se muestra los diferentes niveles de tolerancia permisibles a condiciones normales de temperatura y presión.

Tabla 2.4 Concentraciones máximas de H₂S en las redes de gas (Electrigaz, 2008)

Locaciones	Concentraciones máximas
Suiza	3.6 ppm
Francia	71.94 ppm
Suecia	16.55 ppm
Alemania	21.58 ppm
Vancouver	4.3 ppm
Michigan	4.1 ppm

2.2 Residuos sólidos orgánicos de restaurantes como sustrato del proceso de digestión

El análisis de los residuos sólidos orgánicos es uno de los pasos más importantes de la digestión, ya que conociendo la composición general del sustrato de entrada al sistema de bioenergía, se puede calcular de una manera más exacta la cantidad y composición del biogás producido, así como su contenido energético (Nathan y Pragasen, 2011). En la Tabla 2.5 se observa la composición del biogás que se puede obtener de los diferentes tipos de desechos de restaurantes.

Tabla 2.5 Composición de biogás con diferentes sustratos (Nathan y Pragasen, 2011)

Composición del sustrato	Composición de metano en biogás (%)	Composición de CO ₂ en el biogás
Residuos de pescado, residuos de vegetales, arroz y lentejas	64.4±1.7	30.1±1.8
Residuos de pescado, peladuras de vegetales, arroz y cascara de coco	65.5±1.3	32.1±1.5
Arroz, cáscaras de papa, cáscaras de coco, desechos de vegetales, frijoles y legumbres	63.1±1.1	33.3±1.4
Arroz, residuos de pescado, vegetales, frijoles, legumbres y aceites	64.7±0.9	30.7±1.4
Arroz, cáscara de papa, galletas de arroz, frijoles, legumbres, vegetales y cáscaras de coco	65.8±1.8	29.1±1.6
Residuos de pescado, vegetales y residuos de fruta	66.8±2.9	29.9±2.9

Por otro lado, el biogás generado por tonelada de sólidos volátiles, que ingresan al digestor, a partir de los desechos de comida es 15 veces mayor que el generado a partir de los desechos de granjas como el estiércol del ganado y cerdos, tal y como se ilustra en la Figura 2.3.

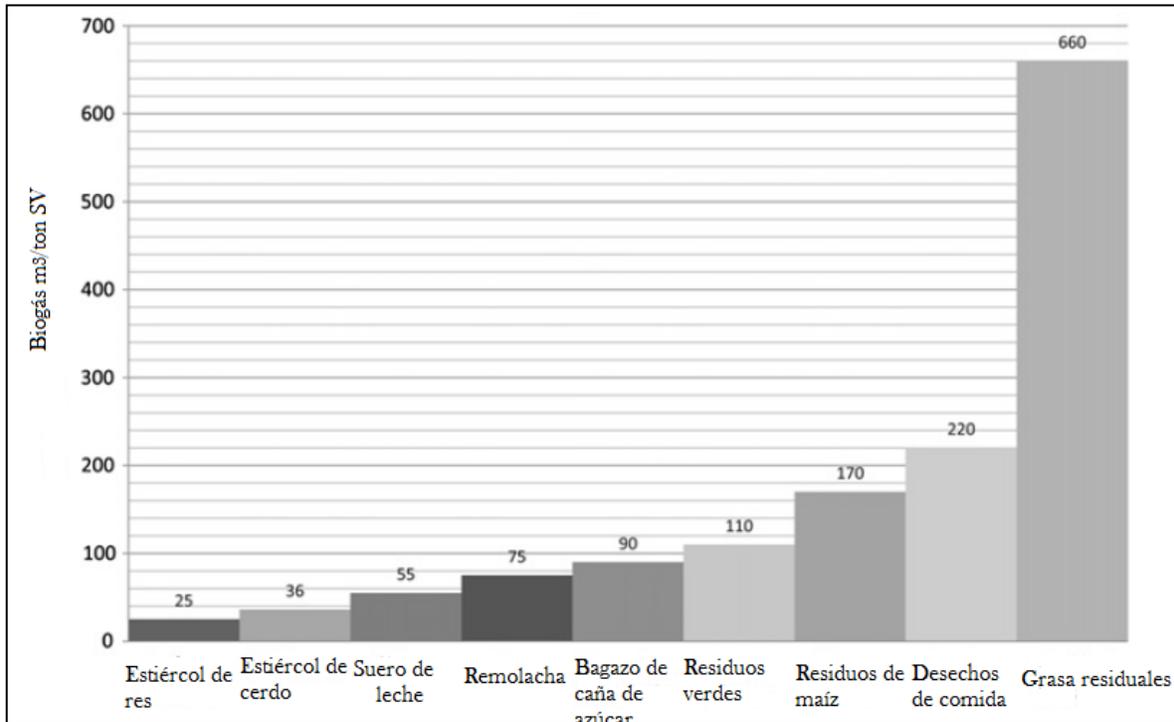


Figura 2.3 Producción de biogás a partir de diferentes sustratos en m³/ton SV (Nathan y Pragasen, 2011)

Esto se debe a que el estiércol del ganado y de los cerdos ya ha sido previamente digerido por el animal y por lo tanto grandes cantidades de energía son removidas, por lo que la producción estimada de biogás se ve disminuida. También la cantidad de sólidos totales presentes en el estiércol es solo del 2% al 12% mientras que en los residuos de comida son del 20-30%, por esta razón el estiércol presenta una baja producción de biogás por tonelada de sólidos volátiles (Nathan y Pragasen, 2011).

CAPÍTULO 3

PLANEACIÓN, DISEÑO Y METODOLOGÍA DE INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE DIGESTIÓN EN UN RESTAURANTE.

Como se ha venido comentando en los capítulos anteriores, es de vital importancia reducir, reciclar o transformar los RSU en energía, en particular la fracción orgánica de dichos residuos, en una forma sostenible, para reducir las problemáticas ambientales y de salud pública derivadas de su confinamiento y disposición incorrecta.

En este capítulo se abordará sobre las bases generales para la planeación y el diseño a nivel prototipo de un sistema de bioenergía, operando bajo los principios de la digestión, para un restaurante. Durante el proceso de planeación se realizó la selección del restaurante y la cuantificación de los residuos sólidos orgánicos generados diariamente, para llevar a cabo las mediciones de sus propiedades físicas y químicas que son de gran relevancia para el proceso de la digestión. Posteriormente en la etapa de diseño, se estudiará el pre-tratamiento de los residuos sólidos orgánicos, las condiciones y parámetros de operación del sistema de bioenergía. Se va analizar el número de reactores, capacidad, volumen estimado, sistemas de conducción, almacenamiento y limpieza del biogás, tratamiento de los lodos digeridos, así como de las adecuaciones a los equipos de combustión, utilizados para la cocción de alimentos dentro del restaurante.

3.1 Cuantificación de los residuos sólidos orgánicos del restaurante en estudio

El restaurante que se seleccionó para proveer la biomasa en nuestro sistema de bioenergía propuesto fue el que se encuentra ubicado en el centro comercial Perisur ubicado en Av. Periférico Sur 4690 Colonia Ampliación Jardines del Pedregal de San Ángel. Esta sucursal se encuentra entre las más grandes que hay dentro de la cadena de restaurantes ya que cuenta con 77 mesas y 31 lugares más en la barra. La elección de dicho restaurante fue porque ocupa el segundo lugar con mayor afluencia de comensales a nivel nacional. Por otro lado, existió interés por parte del Gerente Alberto Gálvez Vergel y del Director General de la cadena de restaurantes, para la presentación de una propuesta de un sistema de bioenergía prototipo para el tratamiento sustentable de los residuos sólidos orgánicos que se generan diariamente en los restaurantes de toda la cadena restaurantera, y a al tiempo buscar una alternativa para la reducción de sus costos por consumo de gas LP.

El confinamiento de los desechos del restaurante en estudio, ubicado al Sur de la Ciudad, comienza con la recolección de los platos sucios que dejan los comensales después de cada servicio de comida. Estos platos son transportados a un área destinada para su limpieza, donde se les despoja de los desechos de comida por una persona encargada de dicha labor que utiliza principalmente sus manos y algún instrumento de apoyo, tirando los desechos orgánicos en su contenedor correspondiente y los inorgánicos en el contenedor de desechos inorgánicos. La composición de los residuos orgánicos está conformada por cáscaras de frutas y verduras de todo tipo, bagazo de café, grasas de pellejos de res, pollo y cerdo, cascaras de huevo, residuos de pescado, pan, tortilla y pastas (Figura 3.1). Cabe señalar que

los desechos orgánicos provenientes de frutas y verduras representan un porcentaje por arriba del 60%.



Figura 3.1 Muestras representativas de la composición de los residuos orgánicos del restaurante

Una vez separados los desechos de comida en los contenedores correspondientes, se trasladan los desechos a los contenedores de la Plaza, en la cual se encuentra ubicado el restaurante. La administración de la Plaza se encarga del confinamiento de la basura orgánica e inorgánica. El costo anual por confinamiento de la basura es de \$60,000 pesos independientemente de la cantidad de basura confinada.

Los contenedores que se emplean dentro del restaurante tienen una capacidad de 60 L. Aproximadamente se llena 3/4 cada 4 ó 5 horas dependiendo del número de comensales. En promedio se generan 16 botes diarios, esta cantidad aumenta entre el 10% y 20% en los meses de Noviembre y Diciembre, donde se presenta una mayor afluencia de comensales. En la Tabla 3.1 se muestran los kilogramos de desperdicio orgánico por cada mes del año de 2012. Tomando en cuenta estos datos cuantitativos, la generación de residuos sólidos orgánicos (RSO) promedio resultó de 233.42 kg-RSO/día, en tanto que la desviación estándar fue de 68.90 kg-RSO/día, el cual es un valor alto que nos indica la alta variabilidad de generación diaria de RSO, esto se debe principalmente a la variación del flujo diario de comensales. El promedio diario de comensales durante el año de 2012 fue de 1,550 personas/día con una desviación estándar de 190 personas/día, con lo cual podemos observar la alta volatilidad del flujo de comensales diario que impacta en la generación de los RSO.

Tabla 3.1 Desperdicios de materia orgánica generados en el 2012

Mes	Kg de desperdicio materia orgánica	Toneladas de desperdicio de materia orgánica
Enero	6,300	6.3
Febrero	4,700	4.7
Marzo	6,700	6.7
Abril	4,800	4.8
Mayo	5,100	5.1
Junio	7,900	7.9
Julio	7,900	7.9
Agosto	9,000	9.0
Septiembre	5,824	5.8
Octubre	6,461	6.5
Noviembre	8,125	8.1
Diciembre	12,389	12.4
Total anual	85,199	85.20
Promedio anual	89,000	89.00
Mínimo valor anual	82,000	82.00
Máximo valor anual	98,000	98.00

3.2 Propiedades fisicoquímicas del sustrato

Es muy importante conocer la concentración de los compuestos orgánicos presentes en el sustrato puesto que son de fácil descomposición. Así mismo, se puede determinar el tipo de inóculo a utilizar. Para el sistema propuesto, se va a emplear el inóculo generado de los procesos industriales, con los cuales se genera la cerveza. Una cervecería sería uno de los proveedores de esta materia prima con el fin de tener una degradación homogénea de la materia orgánica y aprovechar el potencial máximo de descomposición.

Para caracterizar a los RSO del restaurante en estudio, se tomaron cada mes una muestra representativa de los mismos durante todos los meses del año de 2012. Las pruebas se realizaron conforme a las metodologías establecidas por las Normas Mexicanas NMX-AA-052 y NMX-AA-25 para la preparación de las muestras y la determinación del pH respectivamente. Para la medición del contenido de sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV) y sólidos fijos (SF) se siguieron los procedimientos establecidos en APHA (1995). Estas metodologías cumplen en forma parcial con los estándares del Plan de Proyecto de Garantía de Calidad (QAPP) por sus siglas en inglés, que emite la Agencia de Protección Ambiental (EPA) por sus siglas en inglés. El contenido de ST, SV y SF son los que van a determinar, para el caso del sustrato, el contenido de materia orgánica y por consiguiente su potencial como materia prima para un tratamiento anaerobio. Los ST representan la materia seca, tanto orgánica como inorgánica, del sustrato. En tanto, los SV son la porción de materia

sólida que puede ser oxidada y volatilizada al exponerla a una temperatura de 550 °C, que viene siendo la porción orgánica de los ST. Mientras tanto la porción restante de los ST corresponde a la materia inorgánica y lo constituyen los SF. En la Tabla 3.2 se muestra los parámetros que fueron susceptibles de ser medidos. Las diferencias que se aprecian en los resultados responden a los cambios de composición del residuo, ya que por citar un ejemplo, en las muestras donde predominaban los desechos de frutas y vegetales el porcentaje de humedad fue mayor, por tal motivo el porcentaje de ST disminuyó. Por otro lado, las muestras con mayor presencia de residuos secos, como pan, tortilla, bagazo de café y pastas, mostraron una mayor concentración de ST.

Tabla 3.2 Parámetros medidos de la biomasa

Parámetro	Valor Medio	Valor Máximo	Valor Mínimo	Número de Eventos	Desviación Estándar
Densidad kg/m ³ desecho	856.71	997.52	728.65	12	98.01
pH	6.92	6.02	7.56	12	0.46
%ST	24.25	33.00	15.00	12	0.07
%SV con respecto a los ST	93.45	96.10	90.10	12	1.87
%SF con respecto a los ST	6.55	9.90	3.90	12	1.87

Cabe mencionar que la dispersión de los valores que se obtuvieron no es tan grande, esto constituye un cierto grado de uniformidad en el contenido de materia orgánica del sustrato que se tiene previsto emplear en el proceso anaerobio. Como se puede observar el porcentaje de SV es alto, si se compara con los sólidos activados de una planta de tratamiento de aguas residuales que ronda alrededor del 77%. Este alto contenido de materia biodegradable por parte de los RSO de los restaurantes da como resultado un mayor potencial de generación de biogás, así como una disminución en la producción de lodos residuales (EPA, 2008).

3.3 Pre-tratamiento del sustrato del sistema de bioenergía

Para que el proceso de la digestión se realice de una manera más eficiente, es una práctica común someter a los RSO a una fase de pre-tratamiento. Al término de esta fase se inicia con el proceso de descomposición anaerobia que para nuestro estudio será de 2 etapas. Primeramente se va a dar un énfasis muy minucioso a la separación correcta de los residuos sólidos orgánicos e inorgánicos por parte del restaurante, posteriormente se va a proceder a una reducción de tamaño de los RSO mediante su trituración, al tiempo que se va añadir agua para facilitar su bombeo, con esto se reduce el contenido de sólidos del sustrato, se homogeneiza el contenido del sustrato y se reducen fallas en el sistema de bombeo por bloqueos por parte de materia orgánica de dimensiones mayores. Esta etapa también facilita el proceso de la hidrólisis, ya que con la reducción del tamaño de los sólidos, se incrementa el área superficial teniendo un mayor campo de acción las bacterias que promueven la hidrólisis. Cabe señalar que durante todo el proceso anaerobio se tienen que tomar muestras diariamente para medir los parámetros como el pH, temperatura, concentración de ácidos grasos volátiles y amoníaco (Donald y col., 2008).

Para la preparación del sustrato se optó por la modalidad de digestión seca-húmeda, esto es, un %ST del 21.6%, que fue el valor más representativo que se obtuvo al realizar las pruebas unitarias. Así pues, a fin de determinar la proporción residuos:agua con la cual obtener este porcentaje de ST, se realizaron pruebas de cuantificación de ST de las cuales se llevaron a cabo en 8 eventos. El resultado fue la proporción 1:0.50 (RSO:H₂O). En mezclas donde la proporción de agua es mayor a la de los RSO, el porcentaje de ST resulta sumamente bajo. Sobre todo si se considera el hecho de que dentro del digestor, existe un efecto diluyente debido al inóculo y a la retroalimentación que se presenta entre los reactores de digestión (Donald y col., 2008).

Entonces, con esta proporción 1:0.50 y considerando una densidad del sustrato de 780 kg/m³ desecho, así como un flujo de residuos de 233.42 kg-RSO/día, se tendrá una velocidad de sustrato de 0.2993 m³ desecho/día. En la Tabla 3.3 se muestra las características del sustrato de alimentación.

Tabla 3.3 Características del sustrato de alimentación

Proporción RSO:H ₂ O	Flujo Volumétrico m ³ desecho/día	Cantidad de ST kgST/día	Cantidad de SV kgSV/día	Concentración de ST kgST/m ³ desecho	Concentración de SV kgSV/m ³ desecho
1:0.50	0.2993	50.42	47.90	168.46	160.04

3.4 Temperatura de operación

La temperatura es un parámetro de gran relevancia, ya que manteniendo una temperatura estable a lo largo del proceso anaerobio favorece a una mayor producción de biogás. Fluctuaciones abruptas de temperatura pueden desestabilizar rápidamente el proceso de digestión. Para el sistema de digestión propuesto, se va a operar con temperaturas mesofílicas, en un rango de 30 a 35 °C. La temperatura óptima para el sistema debe de ser de 35 °C, con fluctuaciones de +/- 1 °C. Este rango de temperaturas es el más óptimo para una mayor reducción de los RSO y una mayor producción de biogás (Mata-Alvarez, 2003). Para tal propósito, el digestor se colocará en un baño de agua con circulación de calentadores de inmersión. Las temperaturas tanto del digestor como del baño de agua serán continuamente monitoreadas mediante termopares posicionados a diferentes alturas. Estos termopares estarán conectados a LabVIEW® Virtual Benchlogger™ software, para monitorear la temperatura en tiempo real. Para prevenir posibles fluctuaciones en la temperatura debido a fallas de los calentadores de inmersión, se contará con dos calentadores de respaldo.

3.5 Tiempo de residencia hidráulico

Un parámetro muy importante para cuantificar el volumen del digestor, consiste en el diseño bajo el criterio del tiempo de residencia hidráulica (TRH). El cual expresa el tiempo que idealmente el sustrato permanecerá en el interior del digestor para que ocurra su descomposición (Mata-Alvarez, 2003). El TRH se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \dots (3-1)$$

Donde:

V: Volumen del digestor, m³

Q: Flujo del sustrato, m³ desecho/día

El criterio consiste entonces en establecer un TRH acorde con la naturaleza del sustrato y la temperatura de operación de nuestro sistema de bioenergía. Para el buen desempeño del proceso anaerobio es crucial seleccionar un TRH apropiado, que garantice que tanto el porcentaje de remoción de materia orgánica, como la producción de biogás se encuentren dentro de los rangos satisfactorios de operación en estado estable (Mata-Alvarez, 2003). Para el proyecto, el TRH que se va a utilizar va a ser de 30 días, puesto que permite mantener al sistema en estado estable, bajo las condiciones de operación de temperatura establecidas. Cabe mencionar que el intervalo aceptable de TRH bajo el régimen mesofílico, es de 15 a 30 días (EPA, 2008).

3.6 Velocidad de carga orgánica

La velocidad de carga orgánica (VCO) se define como la cantidad de materia orgánica suministrada al sistema de digestión por unidad de volumen del digestor por unidad de tiempo, que usualmente es un día (Mata-Alvarez, 2003). La fórmula para el cálculo de la VCO es la siguiente:

$$VCO = \frac{Q \cdot S_0}{V} = \frac{S_0}{TRH} \quad \dots (3-2)$$

Donde:

Q: Flujo estimado del sustrato, m³ desecho/día,

S₀: Concentración de materia orgánica, kgST/m³ desecho, kgSV/m³ desecho,

V: volumen del digestor, m³

De esta forma, la VCO queda expresada en términos de kgST/m³ digestor * día ó kgSV/m³ digestor * día. Como se puede observar de la ecuación (3-2) la VCO es inversamente proporcional al TRH, por lo cual si se aumenta la VCO se disminuiría el tiempo de residencia hidráulico del sustrato y por consiguiente el volumen del digestor sería menor. Este criterio se utiliza cuando se tienen limitaciones por las dimensiones del digestor. El problema que se puede presentar si la VCO supera los rangos de estabilidad en estado estable, es una acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV), ocasionando una caída de pH y por consiguiente una disminución en la producción de biogás ya que disminuye la población de bacterias metanogénicas (Donald y col., 2008). El rango aceptable de VCO que se ha estudiado para RSO provenientes de restaurantes es de 5 a 10 kgSV/m³ digestor * día (Nathan y Pragasen, 2011). Con los valores de Q, 0.2993 m³ desecho/día, S₀, 160.04 kgSV/m³ desecho * día, y TRH de 30 días, el volumen del digestor resulta de 8.98 m³ y la VCO de 5.33 kgSV/m³ digestor * día (Tabla 3.4).

Tabla 3.4 Parámetros de operación del sistema de bioenergía

Temperatura de digestión, T	Flujo estimado del sustrato, Q	Concentración de SV, S ₀	Velocidad de carga orgánica, VCO	Volumen estimado del digester, V	Tiempo de residencia hidráulico, TRH
35 °C	0.2993 m ³ desecho/día	160.04 kgSV/m ³ desecho * día	5.33 kgSV/m ³ digester * día	8.98 m ³	30 días

Asumiendo, que se tiene que reservar un espacio en volumen para el inóculo y agua que contenga el sustrato, que previamente en la etapa de pre-tratamiento se le haya agregado. De este modo, al volumen del digester se le agregará un 35% más de su capacidad. De modo que el volumen total del digester será de 12 m³. Para el sistema de bioenergía propuesto, se va a emplear un sistema de dos etapas, conectando en serie dos digestores que juntos sumarán el volumen total.

En el primer digester, las condiciones están dadas para acelerar el proceso de la hidrólisis, la acidogénesis y la acetogénesis. Mientras en el segundo digester se procura tener un entorno favorable para las bacterias metanogénicas. En este digester se recomienda que el TRH sea de mayor duración que el del primer digester, esto con el objetivo de permitir que las bacterias metanogénicas tengan el suficiente tiempo para la degradación del ácido acético e hidrógeno ya que es un proceso lento y delicado. Por esta razón el volumen del segundo digester es mayor que el de la primera etapa (Mata-Alvarez, 2003). El primer digester (D-I) será del tipo semi-continuo de mezcla completa con agitación mecánica y un volumen nominal de 4 m³ (Figura 3.2). Este digester será el primero en recibir los residuos orgánicos tan pronto concluya la fase de pre-tratamiento, para que se lleven a cabo las fases de hidrólisis, acidogénesis y al menos parcialmente la acetogénesis (Bolzonella y col., 2005).

El D-I contará con salidas para el muestreo diario para medir los parámetros del proceso como la concentración de ácidos grasos volátiles, temperatura, pH y amoníaco. La temperatura como se ha mencionado anteriormente, estará monitoreada en tiempo real por termopares conectados a LabVIEW® Virtual Benchlogger™ software. El pH se medirá mediante una sonda de 8 pulgadas conectada a un medidor de pH Orion portátil modelo 230A, el cual se insertará a través de un puerto de muestreo en la parte superior del digester. El digester contará con un sistema de agitación mecánica compuesto por un motor de velocidad variable que tendrá acoplado un eje con paletas de acero inoxidable para que se lleve a cabo la mezcla completa. Para el llenado del digester con el sustrato de entrada habrá cuatro ciclos de alimentación y cuatro de remoción del lodo digerido con una frecuencia de cada seis horas a lo largo del día. La remoción del lodo ocurrirá antes del ciclo de alimentación del digester para prevenir un *corto circuito* del influente. La frecuencia y la duración de los ciclos serán ajustadas con un temporizador del microcontrolador HC12 de Motorola.

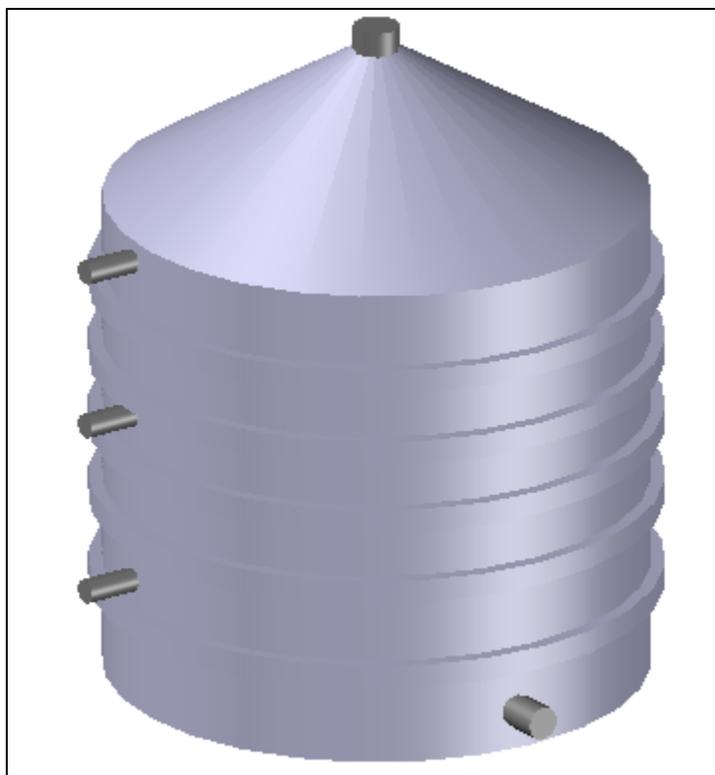


Figura 3.2 Vista frontal del digestor D-I con diferentes puntos de muestreo

En la parte inferior se localizarán dos salidas, estas de mayor diámetro, para la purga y limpieza del digestor. Para la limpieza del digestor, primeramente se removerá todo el lodo digerido que se encuentre dentro, posteriormente se llenará de agua para ayudar a remover el lodo restante y será bombeado afuera del tanque. Este procedimiento se repetirá hasta que esté completamente vacío del lodo. El tanque entonces será lavado con una manguera a presión y de nueva cuenta se bombará para los tanques de sedimentación. La superficie del digestor se limpiará con una disolución de hidróxido de sodio para remover el material orgánico que aún este presente. Posterior a estos pasos el digestor será llenado de nueva cuenta con el sustrato.

El segundo digestor (D-II) contará con una capacidad de 8 m^3 y estará equipado con puntos de muestreo a diferentes alturas para medir los parámetros de operación de la misma manera que con el D-I (Figura 3.3). Para homogeneizar el sustrato se utilizará una válvula de tres vías, de tal modo que el sustrato será bombeado del D-I al D-II por una bomba externa y posteriormente regresará a la posición de re-circulación del D-II, por los conductos de entrada y salida, el tiempo necesario de acuerdo al gasto nominal de la bomba, para mantener una consistencia de mezclado y de temperatura.

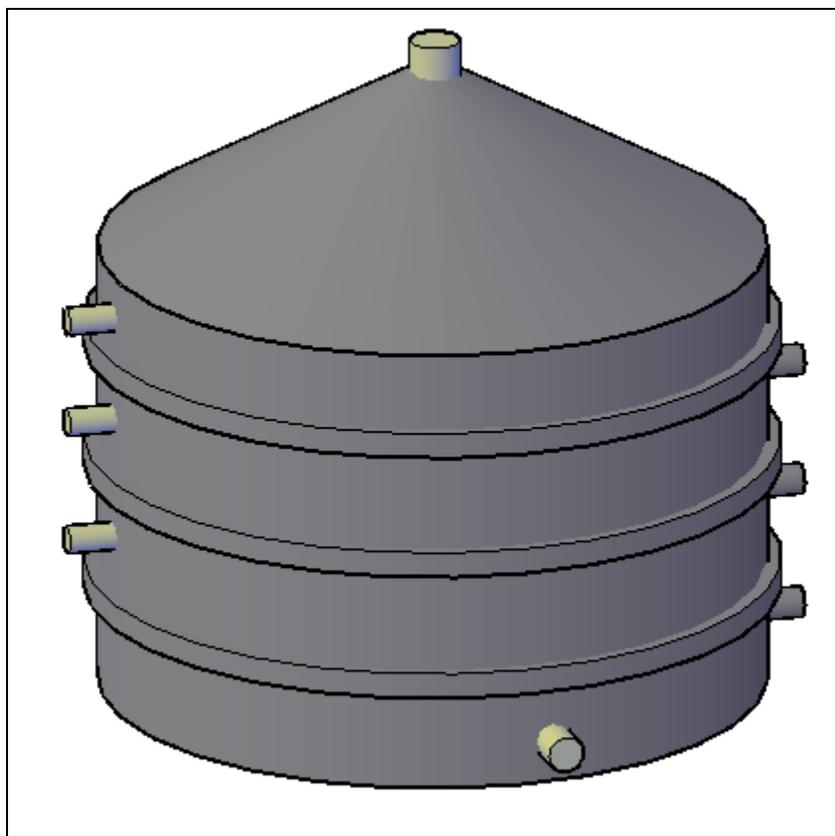


Figura 3.3 Vista frontal del digestor D-II con diferentes puntos de muestreo

Cabe señalar que en el D-I, las condiciones de operación presentarán variaciones con respecto al D-II, puesto que el TRH y el volumen son mayores en el D-II. Por lo que el pH por ejemplo, será más ácido en el D-I porque hay una mayor concentración de iones hidrógeno por la acumulación de ácidos orgánicos que en el D-II, que tenderá más a realizarse reacciones de neutralización por parte de las bacterias metanogénicas.

3.7 Producción y composición del biogás

La producción de biogás tiene una estrecha relación con el tipo de residuo orgánico que se encuentra en el sustrato, así como la temperatura de operación del sistema y la velocidad de carga orgánica. Por citar un ejemplo, las grasas que encontramos en residuos de carne o pollo presentan una mayor velocidad de producción de biogás por unidad de masa de SV destruidos que las proteínas o carbohidratos. También los residuos sólidos orgánicos provenientes de los restaurantes tienen una mayor tasa de producción de biogás por kg de SV que otros sustratos como el estiércol de cerdos y de vacas (EPA, 2008).

Basado en los estudios que se han realizado en sistemas de bioenergía operando bajo las mismas condiciones que el sistema de bioenergía propuesto en este trabajo, la producción de biogás se incrementa cuando se opera en condiciones termofílicas ($50-55^{\circ}\text{C}$), puesto que a

esa temperatura de operación el crecimiento de las bacterias metanogénicas es mucho mayor que a condiciones mesofílicas. Cabe señalar que la producción de biogás por hora en promedio para un sistema de digestión con las características que se proponen en este trabajo, se ha medido en 5 litros/hora, con una desviación estándar de 0.6 litros/hora (EPA, 2008). La producción específica de biogás para RSO provenientes de restaurantes, a condiciones de operación mesofílicas con una VCO de $5.33 \text{ kgSV/m}^3_{\text{digestor}} \cdot \text{día}$, es de aproximadamente $0.370 \text{ m}^3_{\text{biogás}}/\text{kgSV}_{\text{carga}}$ (Nathan y Pragasen, 2011). Por tanto, conforme a la Tabla 3.3, la cantidad de SV de carga son de 47.90 kgSV/día . Así que realizando el producto de la producción específica de biogás por los SV diarios de carga en el sistema de dos etapas, tendremos una producción estimada de biogás de $17.72 \text{ m}^3_{\text{biogás}}/\text{día}$. Asumiendo una concentración, en volumen, de metano (CH_4) del 58%, la producción de metano será de $10.28 \text{ m}^3_{\text{CH}_4}/\text{día}$ (Donald y col., 2008).

Típicamente el biogás, es una mezcla de gases, compuesto de metano (CH_4) con un rango de concentración de 50-80%; bióxido de carbono (CO_2) 20-50%; Nitrógeno (N_2) 1-4%; Sulfuro de Hidrogeno (H_2S) 50-5000 ppm; Oxígeno (O_2) < 1%; amoníaco (NH_3) 0-300 ppm y trazas de vapor de agua con una concentración de 2-5%. (Electrigaz, 2008). Para el sistema propuesto, se pondrá especial atención en el contenido de H_2S y del vapor de agua (H_2O). Estos gases contribuyen en gran manera con la corrosión de las piezas metálicas con las que interactúa el biogás ya sean las piezas mecánicas de un motogenerador (CHP), o las tuberías donde se transporte para fines de cocción (Nathan y Pragasen, 2011).

3.8 Reducción de sólidos volátiles y producción de lodos digeridos

La destrucción de los SV es una función dependiente de variables como el sustrato de alimentación, la temperatura y el TRH. Para el sistema de bioenergía propuesto, bajo las condiciones de operación, antes citadas, se tendrá una reducción de SV del 66%. Cabe señalar que el promedio para este tipo de instalaciones es del 67%, con un máximo de reducción del 82.6%. Este porcentaje de reducción de SV se encuentra por encima del 38% que se requiere para la aplicación de los lodos digeridos como acondicionador de suelos, bajo las regulaciones de la Agencia de Protección Ambiental (EPA) por sus siglas en inglés (EPA, 2008).

Una vez en operación el sistema de bioenergía de dos etapas, idealmente el flujo volumétrico del los lodos digeridos será de $0.1018 \text{ m}^3_{\text{lodos}}/\text{día}$. Estos lodos digeridos tendrán un aspecto y una composición completamente distinta a las del sustrato de entrada. En la Tabla 3.5 se muestra un comparativo del balance de masas del proceso anaerobio.

Tabla 3.5 Balance de masas de la alimentación y los lodos digeridos

Sustrato de alimentación			Lodos digeridos		
Concentración de ST	Concentración de SV	Concentración de SF	Concentración de ST	Concentración de SV	Concentración de SF
168.46	160.04	8.42	57.27	54.41	2.86
$\text{kgST/m}^3_{\text{desecho}} \cdot \text{día}$	$\text{kgSV/m}^3_{\text{desecho}} \cdot \text{día}$	$\text{kgSF/m}^3_{\text{desecho}} \cdot \text{día}$	$\text{kgST/m}^3_{\text{lodo}} \cdot \text{día}$	$\text{kgSV/m}^3_{\text{lodo}} \cdot \text{día}$	$\text{kgSF/m}^3_{\text{lodo}} \cdot \text{día}$

Para el tratamiento de los lodos digeridos, se contará con un depósito para propiciar la separación de la parte sólida y líquida, ambas con distintos usos potenciales. Para la fracción sólida se utilizará como acondicionador de suelos, siempre y cuando dichos suelos sean dedicados, por ejemplo, a la jardinería ornamental, ya que como los residuos de comida presentan desechos de carne y pollo esto provoca que patógenos como la Salmonella, E.coli y Enterococci estén presentes en los lodos digeridos, por lo que conforme a las regulaciones de la EPA y de la Unión Europea hay que darles un pos-tratamiento a dichos lodos digeridos. Este post-tratamiento será de tipo aerobio, en el cual se someterá a los lodos a una temperatura de 60 °C durante 3.5 horas ó 70 °C por una hora. Esto con el fin de utilizar los lodos como fertilizante orgánico para cosechar vegetales para consumo humano (EPA, 2008). Por otro lado, la componente líquida, o sobrenadante, se someterá a un aeración dentro de un tanque de almacenamiento que servirá en la dilución del sustrato de entrada para mantener la proporción residuos:agua, que se estableció previamente como parámetro de operación. Cualquier remanente del sobrenadante, posterior a la aeración, puede ser directamente enviado al drenaje.

3.9 Acondicionamiento del biogás

El acondicionamiento del biogás va a depender del uso o aplicación que se le vaya a dar. Por ejemplo, si se opta por la destrucción del metano presente en el biogás para evitar su liberación directa a la atmósfera, bastaría solo con el proceso de combustión. En tal caso no sería necesario implementar un riguroso tratamiento de limpieza del biogás. Sería suficiente con la remoción del sulfuro de hidrogeno (H_2S), para evitar la formación de óxidos de azufre (SO_x). Compuestos corrosivos que contribuyen a la formación de lluvia ácida. Si por el contrario, se desea aplicar el biogás como insumo para la generación de energía eléctrica, se hace indispensable un riguroso tratamiento del biogás con el fin de eliminar el H_2S , así como concentraciones de vapor de agua, CO_2 y N_2 que reducen el poder calorífico del combustible así como la razón aire:combustible, y la temperatura de la flama que es un indicador de la eficiencia térmica en el proceso de combustión. Un tratamiento similar deberá desarrollarse si el biogás pretende ser utilizado como combustible vehicular, o bien para ser inyectado y distribuido a través de las redes de abastecimiento de gas natural a las industrias u hogares. La finalidad del tratamiento del biogás, por una parte es incrementar su poder calorífico superior e inferior, así también reducir el efecto corrosivo debido al H_2S y vapor de agua. Esto como medida para prevenir el deterioro acelerado de los componentes metálicos de los equipos y de las tuberías de distribución.

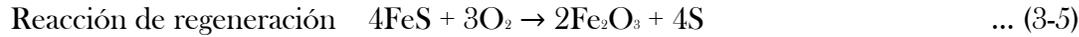
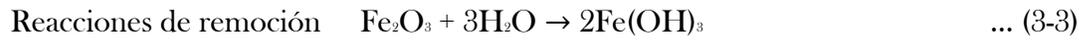
Los factores económicos juegan un papel muy importante para determinar los gases no-combustibles que se pretenden eliminar del biogás. La remoción del CO_2 y del N_2 , representa un costo por unidad de energía producida muy elevado. Por ello, es muy importante determinar el uso final del biogás, ya que si se estima la instalación de grandes plantas de biogás para generar energía eléctrica o para fines de mayor envergadura como la distribución del combustible por gasoductos o su empleo como combustible vehicular a gran escala, valdría la pena considerar la remoción del CO_2 y N_2 , ya que por un lado se aumentaría el poder calorífico del combustible y por otro lado los gastos de operación disminuirían, convirtiendo el proyecto más atractivo (Walsh y col., 1988). Para el sistema

propuesto, el uso final del biogás será la combustión directa para fines de cocción de alimentos. Así que la remoción se realizará sobre el H_2S y vapor de agua.

3.10 Remoción del sulfuro de hidrógeno

La concentración volumétrica del H_2S presente en el biogás oscila entre 0.005 y 0.5%. Es conveniente manejar la concentración del límite superior por cuestiones de seguridad. La estimación de biogás para nuestro proyecto es de 17.72 m^3 biogás/día, por lo tanto el volumen de H_2S estimado será de $0.0886 \text{ m}^3/\text{día}$ (35°C y 1 atm). Considerando el comportamiento del H_2S como el de un gas ideal, este volumen representa $119.5 \text{ g H}_2\text{S}/\text{día}$. Existen varios métodos para la remoción del H_2S , entre los más comunes se encuentran los procesos de absorción acuosos y los procesos de absorción o desulfuración seca. En los procesos de absorción acuosa, el biogás es introducido a una chimenea de blanqueo, que contiene soluciones acuosas que son usadas para remover el H_2S . El medio acuoso que más se utiliza es el formado por carbonato de sodio con óxido férrico. Muchos de estos equipos de chimenea tienen un costo muy elevado ya que la mayoría de estos procesos remueven también el CO_2 presente en el biogás. Este tipo de equipos es recomendable para grandes proyectos, con capacidades de generación de biogás muy grandes que permitan alcanzar el punto de equilibrio. Para nuestro proyecto proponemos el proceso de desulfuración seca, el cual consiste en un lecho formado a base de óxido férrico (Fe_2O_3) para obtener, al final del proceso, azufre elemental (S). El azufre, es un elemento muy importante que se emplea en la industria química y en EE. UU, representa un mercado valuado en \$400 millones de dólares, por lo que existe una demanda del mercado por tal elemento que se podría obtener beneficios si se obtiene a gran escala (Electrigaz, 2008). Este método de eliminación del H_2S presenta una eficiencia muy alta, su instalación es simple y su costo de inversión y mantenimiento es accesible al mercado. Por otro lado los equipos requeridos se encuentran fácilmente disponibles y a un bajo costo. La remoción del H_2S por absorción seca en Fe_2O_3 se puede llevar a cabo a una presión de 1 atm y temperaturas de 35°C . La regeneración del lecho de Fe_2O_3 no representa mayor dificultad ya que basta con suministrar oxígeno al lecho por medio de su exposición al aire. De esta manera la mayor parte del lecho de Fe_2O_3 estará listo para absorber más H_2S del biogás (Walsh y col., 1988).

El lecho puede estar constituido por limaduras de Fe_2O_3 mezclada con aserrín de madera y una cierta cantidad de agua, mismos que se depositan luego en un recipiente a través del cual circula el biogás con una cantidad de movimiento constante. En otras configuraciones se emplean únicamente limaduras o mallas de Fe_2O_3 para la conformación del lecho de remoción. En este tipo de casos, dado que el lecho no está humedecido, conviene trabajar con el biogás saturado en vapor de agua, para favorecer la acción de remoción (Walsh y col., 1988). Es muy importante que las dimensiones del lecho permitan un tiempo de residencia del biogás de cuando menos 1 minuto a fin de que el contacto y posterior reacción entre el Fe_2O_3 y H_2S se desarrolle de manera adecuada. En este proceso, el H_2S reacciona químicamente con el Fe_2O_3 produciendo agua, azufre elemental (S) y sulfuro ferroso (FeS). Este último producto es convertido en S, posterior al proceso de regeneración del lecho. La cantidad de H_2S susceptible a ser removido va a depender de las relaciones estequiométricas de las reacciones químicas que se lleven a cabo. Las reacciones químicas son las siguientes:



Como se puede observar, de la relación estequiométrica, por cada 3 moles de H_2S se requieren 1 mol de Fe_2O_3 , para que se lleve a cabo la reacción química. Con estas cifras, para que reaccionen 119.5 g H_2S en el proceso de desulfuración del biogás, será necesario la presencia de 186.67 g Fe_2O_3 , considerando un ciclo de regeneración de dos semanas (12 días), nos da una cantidad de 2.24 Kg Fe_2O_3 . Transcurridas las dos semanas se efectuaría la regeneración del lecho para restaurar su capacidad absorbente. El remplazo del lecho de Fe_2O_3 se tiene que programar en un periodo que no exceda los 60 días. El proceso de regeneración del lecho puede repetirse, un máximo de 5 veces, tratándose del mismo lecho. Puesto que la regeneración del lecho, representa una reacción exotérmica, especial cuidado hay que tener durante estas maniobras para evitar cualquier riesgo de lesión (Walsh y col., 1988). El tamaño del lecho, es muy importante que se defina de las dimensiones adecuadas, con el objetivo de conseguir un tiempo de residencia del biogás de al menos 60 segundos. Partiendo de un área transversal de sección circular con diámetro interior de 10 cm y con un flujo de biogás de 17.72 m³ biogás/día, la altura mínima del lecho para asegurar el tiempo de permanencia sería de 157 cm. Entre más tiempo este el biogás en contacto con el lecho de Fe_2O_3 , la remoción del H_2S se realizará con mayor eficiencia. El remplazo del lecho puede realizarse con distintos materiales que contengan hierro. En algunos proyectos principalmente los sistemas de bioenergía instalados en granjas o rastros, han optado por no eliminar el H_2S presente en el biogás. En este tipo de proyectos se ha optado por hacerse de equipos con materiales con alta resistencia a la corrosión, como por ejemplo el acero inoxidable. O bien, si el cliente no cuenta con el capital suficiente para solventar los costos fijos asociados a este tipo de equipos, han asumido en la mayoría de los casos los costos de reinversión de equipo nuevo y los gastos de mantenimiento más amplio y con mayor frecuencia (EFM, 2013).

3.11 Remoción de vapor de agua

La presencia de vapor de agua dentro del biogás, se debe a las condiciones acuosas donde se desarrolla la degradación anaerobia. El vapor de agua afecta el rendimiento del biogás como combustible ya que incide sobre parámetros tales como la temperatura de flama, límites de inflamabilidad, poder calorífico y la relación aire-combustible. También afecta a los equipos de conducción, de generación y almacenamiento por su impacto corrosivo sobre las piezas metálicas. Este vapor de agua puede llegar a registrar una concentración de hasta 50 mg/L_{biogás}, que equivale a 50 g/m³ biogás, cuyo valor es cercano a los niveles de saturación. No obstante la cantidad exacta está en función de la temperatura de operación del digestor (Walsh y col., 1988). Puesto que la temperatura óptima de operación es de 35°C, se estima un contenido de H_2O de 35 g/m³ biogás, conforme a estimaciones reportadas por Perret (1982). Puesto que la producción estimada de biogás es de 17.72 m³ biogás/día, la cantidad de vapor de H_2O presente en el biogás será de 620 g H_2O /día. Para remover esta cantidad de vapor de agua, se va a optar por un dispositivo denominado trampa de condensación o trampa de agua

(Figura 3.4). La trampa de condensación, consiste de un ensanchamiento y posterior contracción del diámetro de la tubería para crear una cámara de expansión donde la temperatura y presión del vapor disminuyen, por lo que el vapor tiende a condensarse puesto que se encuentra muy alejado de la saturación. Otra configuración consiste en colocar una válvula de drenado en el punto más bajo de la línea de conducción del biogás. Conforme se va condensando el vapor de agua en su recorrido por la tubería, el vapor de agua se va depositando en la parte hundida de la línea de conducción. Se requiere que de manera periódica se abra la válvula para desalojar el vapor condensado hasta ese momento. Se recomienda colocar la válvula de drenado lo más próxima a los digestores, ya que de esta manera el biogás saturado en humedad recorrerá la menor distancia posible al interior del sistema de tuberías (Walsh y col., 1988). Es importante colocar la tubería de conducción del biogás con un cierto ángulo de inclinación. Éste puede elegirse libremente, aunque lo recomendable es que no sea muy grande con respecto a la horizontal, sólo lo suficiente para provocar el movimiento inmediato del vapor condensado en dirección de la trama de agua. De esta manera se evita que el vapor condensado se acumule en alguna sección de la tubería, dirigiéndose en cambio a la trampa de condensación (Khandelwal y Mahdi, 1986).

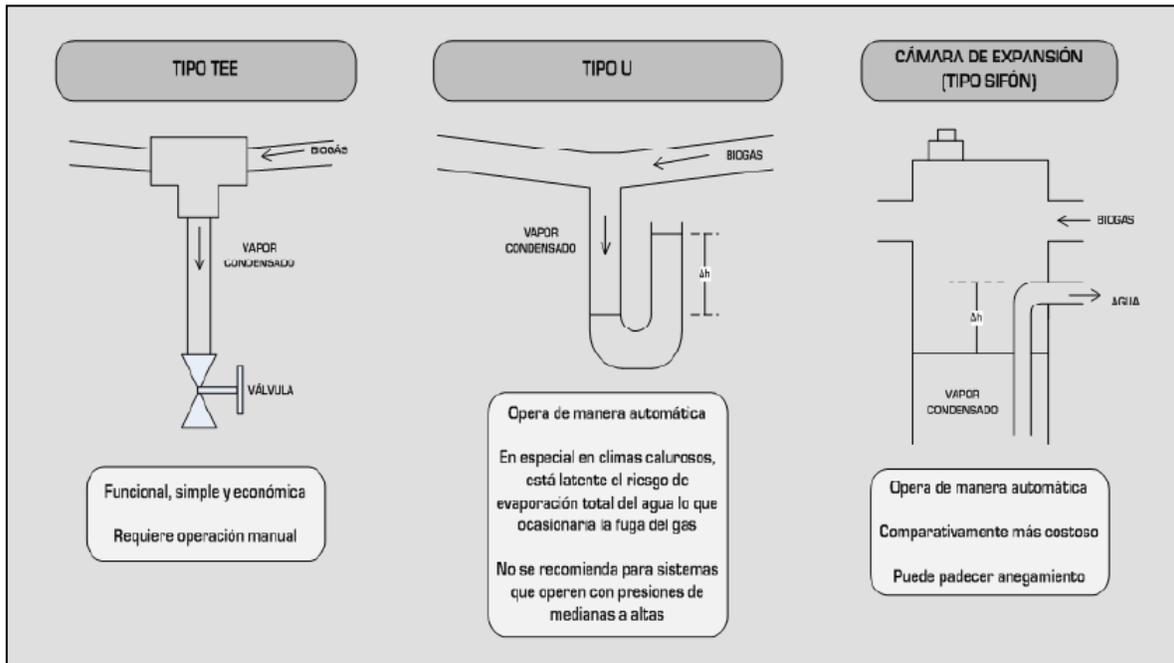


Figura 3.4 Diferentes arreglos de trampas de condensación para remover vapor de agua del biogás (Walsh y col., 1988)

Cuando la distancia que existe entre los digestores y el punto de aprovechamiento del biogás es considerable, por ejemplo más de 50 m, no es suficiente colocar una sola trampa de condensación. Se necesitan colocar cuatro o más, en zonas intermedias y en los extremos de las tuberías de conducción (Khandelwal y Mahdi, 1986).

3.12 Tuberías de canalización del biogás

El biogás generado a partir de la descomposición anaerobia de los RSU, debe ser conducido hacia los diferentes puntos de aplicación, como a los equipos de limpieza, almacenamiento, y áreas de probable consumo. Un sistema de conducción de biogás está formado por tuberías, válvulas de alivio, conectores, equipos de medición y protección. También se deben incluir los equipos para la remoción de vapor de agua y de H₂S. Estos componentes estarán en función de las dimensiones y configuración de la instalación, así como del flujo y volumen de generación de biogás y de la aplicación final al cual éste será destinado.

Tratándose de tuberías para la canalización del biogás, existen de diversos tamaños y materiales de fabricación, como se puede observar en la Tabla 3.6. Cuando la presión de funcionamiento del sistema es baja, el grosor de la pared de la tubería es considerablemente menor al que se requeriría si se operara a medias presiones. Lo cual ocurre si se dispone de un compresor para almacenar el biogás. Los accesorios como conectores y válvulas también los hay en distintos materiales. En una buena instalación debe procurarse que sean compatibles con el tipo de tubería seleccionada.

Tabla 3.6 Opciones de tuberías para la conducción de biogás (Harper, 2004)

Material	Puntos a favor	Puntos en contra
Hierro galvanizado	-Bajo costo de instalación. -Tuberías ampliamente comerciales.	- Su tiempo de vida es reducido. -Se corroen con relativa facilidad.
Cobre	-Ampliamente resistentes a la corrosión. - Poseen alta resistencia mecánica.	-Es una tubería costosa. -La instalación y reparación de averías pueden tornarse complicadas.
Plástico (PVC)	-Tuberías económicas. -Sencilla instalación. -Fácil reparación de fugas y desperfectos.	-Baja resistencia a la radiación solar. -Poca resistencia a esfuerzos tangenciales y axiales.
Polietileno de alta densidad (PEAD)	-Presenta una mayor resistencia a esfuerzos mecánicos debido a su mayor ductibilidad. -Conexiones simples y perfectamente herméticas, cuando son realizadas por termofusión. -Instalación sencilla y fácil de reparar.	-Es un material costoso. -Sus accesorios pueden ser difíciles de conseguir en el mercado.

Con relación a las válvulas, es posible emplear aquellas del tipo compuerta, globo, mariposa, tipo T o tipo bola. Se recomienda cubrir con al menos una capa de pintura los elementos metálicos presentes en la instalación con el objeto de impedir su corrosión prematura y

alargar su vida útil (Walsh y col., 1988). Si se emplea tubería de acero galvanizado cédula 40 o mayor, con o sin costura se debe de emplear conexiones roscadas, soldadas o bridadas. Para el caso de tuberías de cobre rígido tipo “L”, que son las más comunes para instalaciones de gas, se deben de usar conexiones de cobre o bronce unidas mediante soldadura por capilaridad de estaño-plomo 50/50. En el caso de tuberías de polietileno de alta densidad con o sin refuerzo metálico, fabricadas para conducir gas, sus accesorios y conexiones deben de ser compatibles y mediante termofusión, electrofusión o anillo de compresión. Por seguridad, para las tuberías de conducción de gas, no se permite el uso de pintura o pasta de litargirio, ni glicerina como sellador de las uniones roscadas. Si se emplea mangueras termoplásticas de polietileno, PVC o neopreno se recomienda conexiones premontadas o fijas con abrazaderas (SENER, 2004).

Cabe señalar, que las especificaciones anteriores son referidas a instalaciones para conducción de gas a baja presión regulada (SENER, 2004). El sistema de digestión operará bajo este régimen, puesto que la presión manométrica de operación de los sistemas para la conducción del biogás con digestores de domo fijo, suelen ubicarse en torno a los 900 mm H₂O (equivalente a 1.28 Psi ó 8.82 kPa). Este parámetro, es muy importante para determinar el diámetro de la tubería de conducción. Generalmente, la presión de diseño se considera 1.5 veces la presión máxima de operación de la línea de canalización del biogás (Walsh y col., 1988).

Una consideración de vital importancia, es si el espacio de instalación del sistema de bioenergía es suficiente. Puesto que si se presentan dificultades de espacio, sería recomendable trabajar con un compresor de biogás. El proceso de compresión nos permitiría, por un lado contar con un medio de almacenamiento de menor volumen y evitaría variaciones de presión, debido a interrupciones o mantenimiento del sistema. Ayudando a mantener siempre una presión constante de flujo. La instalación de las tuberías, si se usa un compresor, sería bajo el régimen de media presión. Trabajando a presiones entre 20 a 150 psi. La presión de diseño dependerá del volumen al cual se quiera comprimir el biogás, ya que si por ejemplo se desea almacenar el biogás en un volumen muy pequeño, se requerirá de una presión muy elevada. Una de las limitantes de este proceso, es la elección del tipo de compresor y del costo del mismo, ya que entre mayor trabajo se someta a nuestro sistema o volumen de control se requerirá de un compresor de mayor costo y de mayor potencia. Si se va emplear un compresor hay que tener especial cuidado con la vibración que genera, ya que en el caso de tuberías de PEAD pueden eventualmente dañarse si no se amortigua el movimiento vibratorio. En esta situación se recomienda utilizar tubería de cobre tipo “L”, que presenta una mayor resistencia mecánica (Harper, 2004).

El diámetro adecuado de la tubería de conducción de biogás, se puede determinar a través de distintos procedimientos. Uno de ellos, práctico e inmediato, requiere de las cifras estimadas referentes al flujo volumétrico de biogás, y la distancia estimada desde la ubicación del digestor hasta el punto probable de consumo. Definidos dichos parámetros, se define el diámetro de la tubería empleando la distribución de la Figura 3.5. La generación de biogás estimada es de 17.72 m³ biogás/día (26.08 ft/h). La distancia al punto de servicio será de 45 m (148 ft). Con estos datos y conforme a la Figura 3.5, el diámetro de la tubería para la conducción del biogás sería de 3/4” (Walsh y col., 1988).

La tubería de PEAD, ofrece muchas ventajas entre ellas, su durabilidad, tolerancia a la corrosión por la presencia de H₂S y H₂O, su flexibilidad y resistencia a la radiación solar. Estas ventajas, hacen que el PEAD sea una buena elección para la conducción del biogás. Las desventajas que presenta este tipo de conexiones es su escasez en el mercado de conectores y demás accesorios como válvulas. También el costo por metro de longitud de la tubería puede llegar a ser costosa, en estos casos se recomendaría, dependiendo de cómo este su precio en el mercado, la tubería de cobre flexible tipo “L”. Este tipo de tubería ofrece, dependiendo del grado de pureza del cobre, alta resistencia a los efectos corrosivos (Harper, 2004).

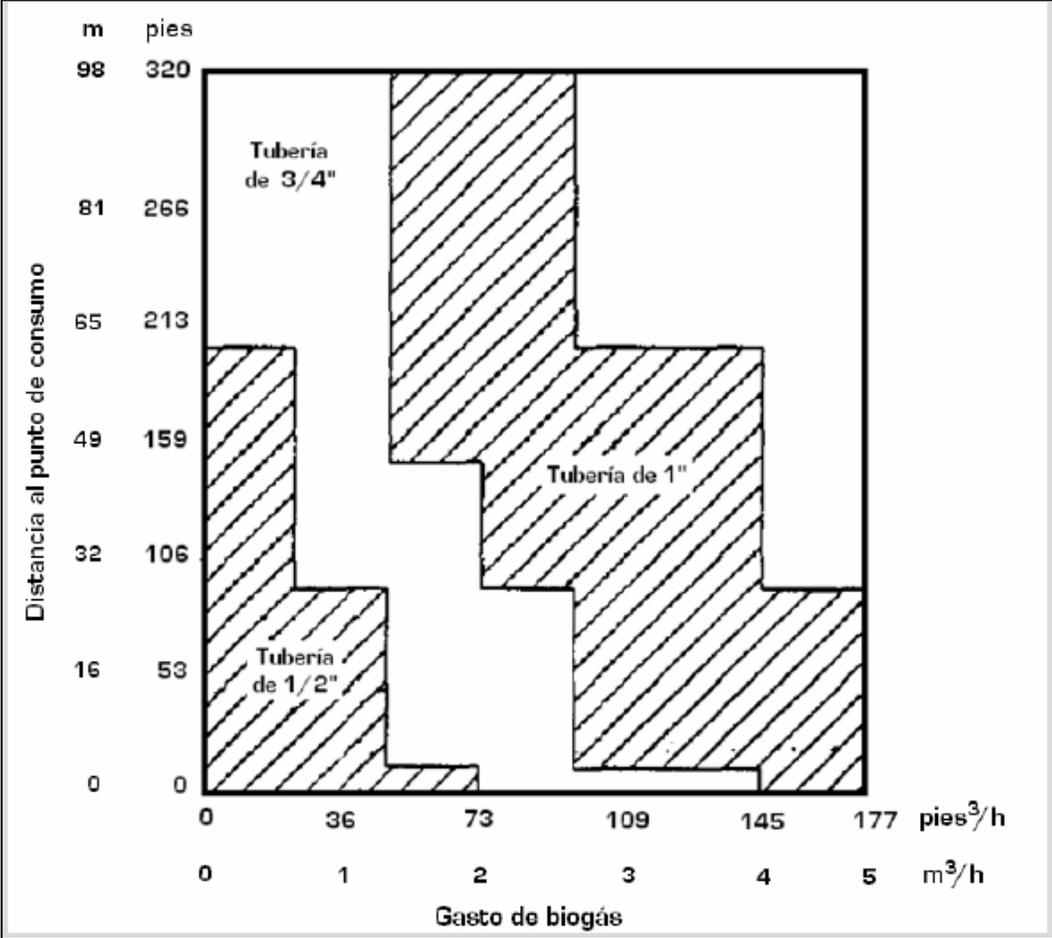


Figura 3.5 Diámetro de la tubería en función del flujo volumétrico del biogás y distancia al punto de servicio (Walsh y col., 1988)

Es conveniente recordar, que bajo el régimen a baja presión, la presión de servicio nominal debe de ser de 2.737 kPa (0.027 atm), mientras que la presión de operación de los quemadores es de 2.746 kPa. La norma NOM-004-SEDG-2004, establece que la máxima caída de presión porcentual permisible entre el regulador de baja presión y el aparato de

consumo es del 5%. Si existe un medidor volumétrico, la máxima caída de presión porcentual permisible es del 9 %.

3.13 Válvulas de alivio y reguladores de presión

Las válvulas de alivio o válvulas de expansión, son convenientes para los digestores de estructura rígida ya que permiten el control de la presión de los fluidos, en este caso del biogás. Si la temperatura de los alrededores fuera mayor a la temperatura de nuestro volumen de control, conformado por nuestro digestor, se podría presentar una sobrepresión. Para controlar esta sobrepresión, se liberaría el exceso de biogás a través de la válvula de alivio para reducir la presión hasta los valores permisibles de operación. La presión máxima de operación del sistema se puede definir tomando en cuenta los rangos de resistencia de los componentes más vulnerables de la instalación, tal es el caso de los digestores y de los tanques de almacenamiento del biogás (Nathan y Pragasen, 2011).

Para el proyecto propuesto, dado que se va a contar con sistemas de remoción de vapor de agua y de H₂S, se podrán utilizar las válvulas de alivio como las de cierre manual y de globo. Las válvulas deben de ser de acero, hierro dúctil, hierro maleable o bronce, con el fin de disminuir los efectos corrosivos. Deben de ser adecuadas para una operación de trabajo de cuando menos 9.81 kPa, en apego a lo recomendado para instalaciones de características similares (Nathan y Pragasen, 2011; SENER, 2004; Walsh y col., 1988).

Para sistemas de baja presión, las fugas de biogás en las tuberías pueden ser monitoreadas mediante pruebas de presión manométrica. Estas pruebas se pueden llevar a cabo usando un sistema de presurización como el que se muestra en la Figura 3.6. La diferencia de alturas del líquido manométrico nos indicará la presión del sistema. Si esa diferencia de alturas cambiara nos indicaría que existe una fuga en el sistema de tuberías. La fuga de biogás puede encontrarse cepillando o lavando con jabón los codos o conexiones a lo largo de la tubería hasta identificar burbujas que nos indicarían la fuente de la fuga (Nathan y Pragasen, 2011; SENER, 2004; Walsh y col., 1988).

Un accesorio muy importante es el regulador de presión. Es un dispositivo diseñado para mantener una presión constante, independientemente de las variaciones de presión a la entrada o los cambios de dirección o elevación del flujo. Los mecanismos internos que componen un regulador, automáticamente controlan o limitan las variaciones de presión a un valor previamente establecido. Existen dos grandes grupos de reguladores: Los “auto-operados” y los “pilotados”. Los reguladores auto-operados disponen de menos partes móviles, por lo que su mantenimiento presenta una mayor simplicidad. No obstante, si se desea márgenes muy cortos de variación de presión se recomienda el uso de reguladores pilotados. La selección de un regulador, como en la mayoría de los equipos, va a estar ligado a consideraciones económicas, de operación y mantenimiento. Estos equipos, si se seleccionan adecuadamente, pueden operar por muchos años sin acarrear grandes costos de mantenimiento. La falla del regulador de presión, puede significar el paro total del sistema de bioenergía. Por eso es importante tomar las previsiones en la instalación a fin de contar con desvíos o by-pass que permitan realizar labores de mantenimiento o recambio sin afectar la continuidad de flujo del biogás (Nathan y Pragasen, 2011; SENER, 2004).

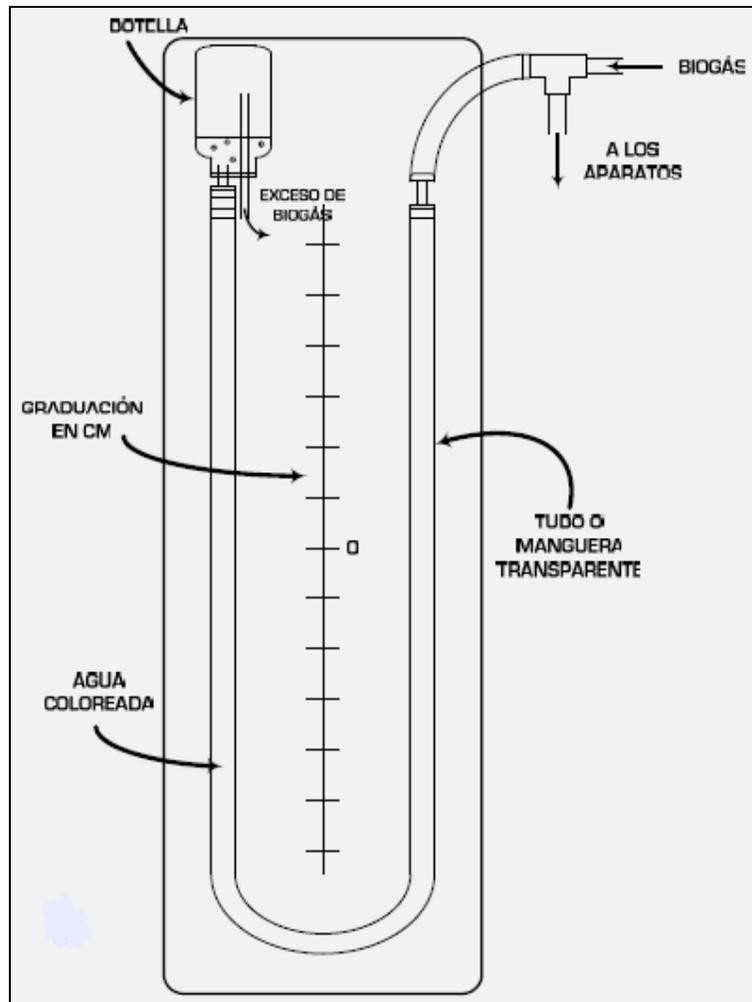


Figura 3.6 Sistema de presurización a baja presión (Walsh y col., 1988)

3.14 Trampa de llama y medidores volumétricos

Un accesorio importante en cualquier instalación donde se produzcan, almacenen y distribuyan fluidos compresibles, es el dispositivo comúnmente denominado arresta-llamas o trampa de llama. La función primordial de este dispositivo es interrumpir el flujo de una flama de combustión dentro del sistema hidráulico y tanques de almacenamiento. Cualquier falla en la extinción de esta flama de combustión puede resultar en un daño catastrófico a los equipos, pérdidas de producción de biogás, daños a personas e inclusive pérdidas de vidas humanas. Internamente este dispositivo apaga el frente de la flama usando un dissipador de calor, el cual posee una relación superficie/volumen muy alta. Este dissipador de calor puede ser una malla fina de cobre tal como se muestra en la Figura 3.7. Existen diferentes tipos de arresta-llama, cada uno está diseñado para cierto tipo de condiciones. Inclusive pueden ser diseñados y producidos de manera manual con materiales de fácil adquisición, siempre y cuando la producción de biogás sea pequeña. En la Figura 3.8 se ilustra un arresta-llama que se emplea en la industria, en instalaciones de producción y transportación de gas metano y gas LP (Nathan y Pragasen, 2011).

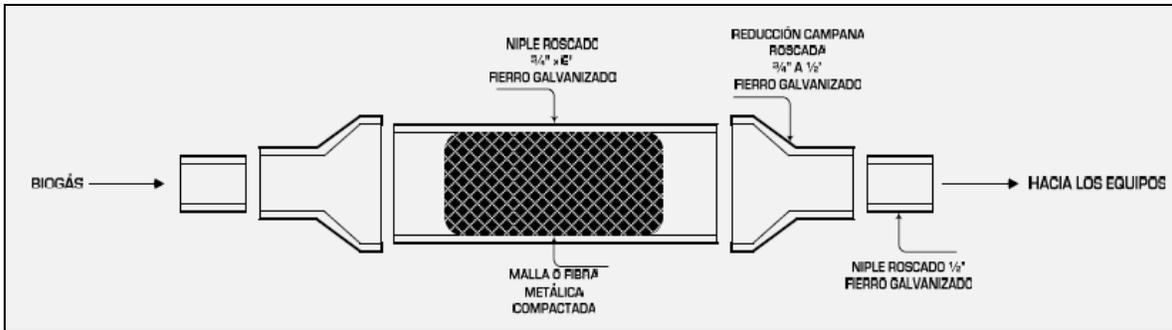


Figura 3.7 Componentes de un arresta-llamas (Walsh y col., 1988)

Cuando el digester funciona también como reservorio de biogás, el arresta-llamas se coloca enseguida de la válvula de alivio instalada a la salida del digester. En caso de que se disponga de un tanque de almacenamiento de biogás, conviene situar el arresta-llamas en un punto de conexión entre ambos. De esta manera quedarán protegidos tanto el digester como el reservorio del biogás. También se puede considerar instalar otro arresta-llamas en un punto, dentro de la línea de suministro, anterior a los equipos de consumo.

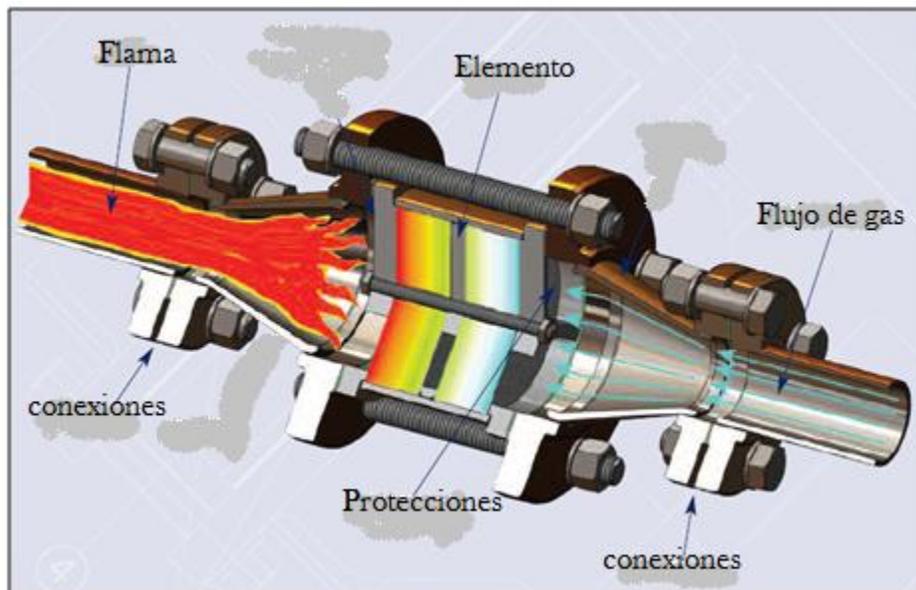


Figura 3.8 Arresta-llamas tipo industrial (Nathan y Pragasen, 2011).

Por otro lado, los medidores volumétricos son accesorios que permitirán cuantificar el consumo de biogás por parte de los dispositivos de consumo. Con estas mediciones se podrá determinar el flujo volumétrico con el cual se está operando el sistema en tiempo real. De esta manera, se podrá determinar las pérdidas de carga por fricción y así poder calcular el flujo volumétrico óptimo para minimizar en lo posible las caídas de presión. Recordando la ecuación de Darcy-Weisbach, así como la ecuación de continuidad:

$$h_f = f \frac{L v^2}{D 2g} \quad \dots (3 - 6)$$

$$\rho_1 A_1 v_1 = \rho_2 A_2 v_2 \quad \dots (3 - 7)$$

Se puede notar que si el flujo volumétrico (Q) aumenta, permaneciendo el área de la sección transversal de la tubería constante, aumentará la velocidad de flujo promedio del biogás. Este aumento de velocidad de flujo provocaría un aumento en la pérdida de carga por fricción, y por consiguiente una caída de presión entre los extremos de las tuberías que conectan a los equipos de suministro y consumo del biogás. Por esta razón, los medidores volumétricos de desplazamiento positivo tipo diafragma, son accesorios importantes en cualquier instalación hidráulica.

3.15 Almacenamiento del biogás

El almacenamiento del biogás permite incrementar la versatilidad y disponibilidad de este combustible, con el objetivo de incrementar su producción y consumo. También contribuye en mantener un nivel de presión estable para la correcta operación de los aparatos de consumo. El biogás generado a lo largo del proceso de la digestión, en el interior de los digestores I y II, será evacuado a una presión por encima de la presión atmosférica cercana a 15 psi (1.02 atm). Se evacuará mediante conductos acoplados en la parte superior de cada digestor. Dicha sección de los digestores se deja libre precisamente para ese propósito. Así pues, las cúpulas de los digestores, actúan como un depósito de biogás. El volumen de biogás almacenado en los digestores I y II se sumará al volumen del reservorio principal, el cual podrá operar a baja, media o alta presión. A este respecto, para los tres regímenes de presión es indispensable la limpieza del biogás. El biogás antes de ser almacenado tiene que estar libre de sulfuro de hidrogeno (H_2S), así como de vapor de agua para evitar que se forme ácido sulfhídrico ($H_2S_{acidoso}$). De esta manera se evita que las paredes del reservorio se corroan y se previene posible fallas de los equipos de conducción y accesorios hidráulicos. Si se opta por instalar un compresor bajo el régimen de media y alta presión se recomienda adicionalmente remover el CO_2 para mejorar la eficiencia del proceso de compresión. Para el sistema de bioenergía propuesto, se puede optar por un régimen de baja presión o media presión. La decisión dependerá, por un lado, del espacio disponible con el que se cuente para la instalación del reservorio y de los gastos de operación y mantenimiento. Por ejemplo, si se tiene la limitante del espacio, se recomienda el uso de un compresor para reducir el volumen de almacenamiento. El uso de compresor trae consigo un incremento en el costo inicial del proyecto, así como en los gastos de operación y mantenimiento.

En el caso específico de los compresores, dependiendo del método de compresión que se emplee será el costo del compresor. Cabe señalar que una manera de reducir los costos asociados al compresor, consiste en el desarrollo de un compresor de bajo costo. Dicho compresor se podría diseñar con la vinculación de la academia. De esta manera se podría diseñar un compresor bajo el proceso pistón-cilindro, similar al funcionamiento de un compresor de aire. Para el tanque de almacenamiento se podría utilizar los tanques que se utilizan para almacenar gas propano o aire. Este tipo de proyectos se han realizado con éxito

en la Universidad de Michigan, enfocados en un diseño confiable y económico de almacenar el biogás bajo un régimen de media presión (Baron y col., 2008).

Para determinar el trabajo reversible necesario para comprimir cualquier fluido compresible, debe recordarse que de forma ideal se puede considerar al compresor como un sistema adiabático en sistema abierto. Aplicando la ecuación de trabajo reversible para sistemas abiertos:

$$w_{rev} = \frac{k}{k-1} RT_1 \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} \right] \quad \dots (3-8)$$

Donde,

$$k_{biogás} = 1.30$$

$$R_{biogás} = 0.5182 \frac{KJ}{kg * K}$$

Para determinar la presión de compresión (P_2), se utilizará la ecuación de estado de los gases ideales:

$$\frac{P_1 v_1}{T_1} = \frac{P_2 v_2}{T_2} \quad \dots (3-9)$$

Donde,

$$V_1 = 16 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 4 \text{ m}^3$$

$$P_1 = 15 \text{ psi}_{absolutos}$$

Con estos valores, se reducirá el volumen de almacenamiento del biogás a un contenedor de 4m^3 . Los digestores I y II, se estima que en conjunto aportarían un espacio adicional para el almacenamiento de biogás de cerca de 1.5 a 2 m^3 . Por tanto, el volumen a comprimir sería de 16 m^3 , puesto que la producción estimada es de 17.72 m^3 biogás/día. Considerando que la compresión se va a llevar a cabo a temperatura constante, P_2 sería de 60 psi . Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación (3-8), se obtiene que el trabajo de compresión sería de:

$$w_{rev} = -260.75 \frac{kJ}{kg} \quad \dots(3-10)$$

El signo indica que es un trabajo que entra a nuestro volumen de control. Puesto que la densidad del biogás a la temperatura de operación ($T = 308 \text{ K}$) es de 0.648 kg/m^3 , la masa de biogás que se comprimiría sería de 10.37 kg . Así, el trabajo neto de compresión sería de 2703.98 kJ . Si se desea que la compresión se realice en 20 minutos, la potencia necesaria sería de 2.25 kW (3.02 hp). Esta potencia es considerando un proceso de compresión sin pérdidas por fricción y sin transferencia de calor, por lo que el valor real tendría que ser

mayor a este valor. Dependiendo de las necesidades de compresión será la potencia requerida. Otra de las ventajas de comprimir el biogás, es que se incrementa la densidad energética del biogás.

3.16 Aprovechamiento energético del biogás

Para el sistema de digestión propuesto, el biogás se utilizará para el proceso de cocción. Es decir, que se conducirá hacia los equipos de consumo, los cuales serán los quemadores ubicados en el área de la cocina del restaurante en cuestión. El vapor de agua generado durante el proceso de la combustión del biogás no se condensará, por lo tanto esa energía no se recuperará. Por tal motivo en los cálculos se empleará poderes caloríficos inferiores a condiciones normales, es decir $P = 1\text{atm}$ y $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Cabe señalar que dentro del alcance del proyecto de bioenergía, se contemplaría la recolección de los RSO generados por los cerca de 70 restaurantes de dicha cadena, ubicados en la zona metropolitana. Estos se confinarían en un área con suficiente espacio para poder instalar un sistema de bioenergía que soporte esa cantidad de RSO para someterlos al proceso de la digestión. Este lugar estaría ubicado en Plaza Cuicuilco, en donde se cuenta con un espacio suficiente para poder instalar un sistema de bioenergía de tal envergadura. Con la digestión de los RSO de los 70 restaurantes, la producción de biogás ascendería a $2,300\text{ m}^3/\text{día}$. Con esta producción de biogás, su aprovechamiento energético estaría orientado en la co-generación de energía eléctrica, ya que se instalarían por lo menos 4 motogeneradores CHP, modelo G3406 Caterpillar, de 100 kW de potencia cada uno. Bajo este esquema de aprovechamiento energético, el vapor de agua obtenido del proceso de la combustión se condensaría, para poder alimentar un ciclo de refrigeración como es el caso de un chiller para enfriar agua o se podría utilizar para satisfacer las necesidades de energía calorífica del propio sistema de bioenergía, aumentando hasta en un 80% la eficiencia del proceso de generación de energía eléctrica. Para este caso en particular, los cálculos se realizarían empleando los poderes caloríficos superiores a condiciones normales.

Como se ha comentado anteriormente, la producción diaria de biogás se ha estimado en 17.72 m^3 biogás/día, con una fracción volumétrica de metano del 58%, que es equivalente a la fracción molar del metano en la mezcla. El poder calorífico inferior del metano es de $912\text{ Btu}/\text{ft}^3$, equivalente a $9.4358\text{ kWh}/\text{m}^3$ y $33.9986\text{ MJ}/\text{m}^3$. Así pues los 17.72 m^3 biogás/día, con una fracción volumétrica de metano del 58%, representan $349.42\text{ MJ}/\text{día}$. El consumo mensual de gas LP durante el año de 2012, se muestra en la Tabla 3.7. De esta información se obtiene que el consumo anualizado de gas LP fue de 156.33 m^3 . Esto representó un consumo diario de 0.4283 m^3 de gas LP. El gasto anual por consumo de gas LP fue de $\$793,401.27$, esto representó un gasto diario aproximado de $\$2,173.70$. En promedio durante el año de 2012 el costo del gas LP fue de $\$5.08$ por litro.

El poder calorífico inferior del gas LP, en su estado líquido, es de $92,000\text{ Btu}/\text{gal}$, equivalente a $25,500\text{ MJ}/\text{m}^3$ y $7,083.33\text{ kWh}/\text{m}^3$. Así que el consumo energético diario para cocción de alimentos por parte del restaurante es de $10,921.65\text{ MJ}/\text{día}$. Se aprecia entonces que la sustitución del gas LP por biogás para su uso final en la cocción de alimentos, se puede llevar

a cabo solamente cubriendo un porcentaje de aproximadamente el 3.5% de la demanda total.

Tabla 3.7 Consumo de gas LP durante el 2012

Mes	m ³ gas LP	Costo MX\$
Enero	11.0710	56,354.00
Febrero	12.3770	63,000.00
Marzo	14.0860	71,700.00
Abril	12.7300	56,048.00
Mayo	11.8700	61,130.50
Junio	13.3160	68,561.95
Julio	12.6380	64,201.04
Agosto	14.2100	71,760.50
Septiembre	13.9490	71,976.84
Octubre	13.7950	71,182.20
Noviembre	12.4460	65,092.58
Diciembre	13.8460	72,393.66

Con este análisis se puede determinar que 1 m³ de biogás, energéticamente equivale a 0.88 L de gas LP. Para satisfacer la demanda energética diaria del restaurante, se requeriría de la producción diaria de 553.86 m³ de biogás. Esta cifra se podría alcanzar y superar si se sometieran al proceso de la digestión todos los RSO generados por la cadena de restaurantes ubicados en el área metropolitana ya que se podría tener una producción estimada diaria de biogás de 2,300 m³. El excedente de biogás podría utilizarse para satisfacer la demanda energética de al menos otros dos restaurantes. También podría utilizarse, para suministrar gas a los camiones de carga de la misma cadena de restaurantes, que funcionen con gas natural comprimido, o se podría vender a los camiones de RTP que utilizan gas natural como combustible, o para la generación de energía eléctrica. Cabe señalar que en el caso de utilizar el biogás para la generación de energía eléctrica se propondría utilizar todo el biogás generado para este fin, ya que de esta manera la rentabilidad del proyecto aumentaría puesto que el costo nivelado unitario se reduciría.

3.17 Operación y conversión de los quemadores de gas LP a quemadores de biogás

Como se mencionó, la sustitución del gas LP por biogás para el proceso de cocción de alimentos, sería únicamente parcial. Para poder determinar el número de quemadores que podrían alimentarse con biogás y por cuánto tiempo de operación, es necesario calcular la potencia térmica de los quemadores. En la Figura 3.9 se muestra la forma y las dimensiones de los quemadores que operan actualmente en las estufas del restaurante. En total son 4 estufas, cada una con 6 quemadores (Figura 3.10). Los quemadores cuentan con un diámetro de 10 cm, un tubo de mezclado con un diámetro interno y longitud de 2.2 cm y 13.68 cm respectivamente. Cada quemador posee 64 puertos de combustión de 1/10" (2.54 mm) de diámetro cada uno.

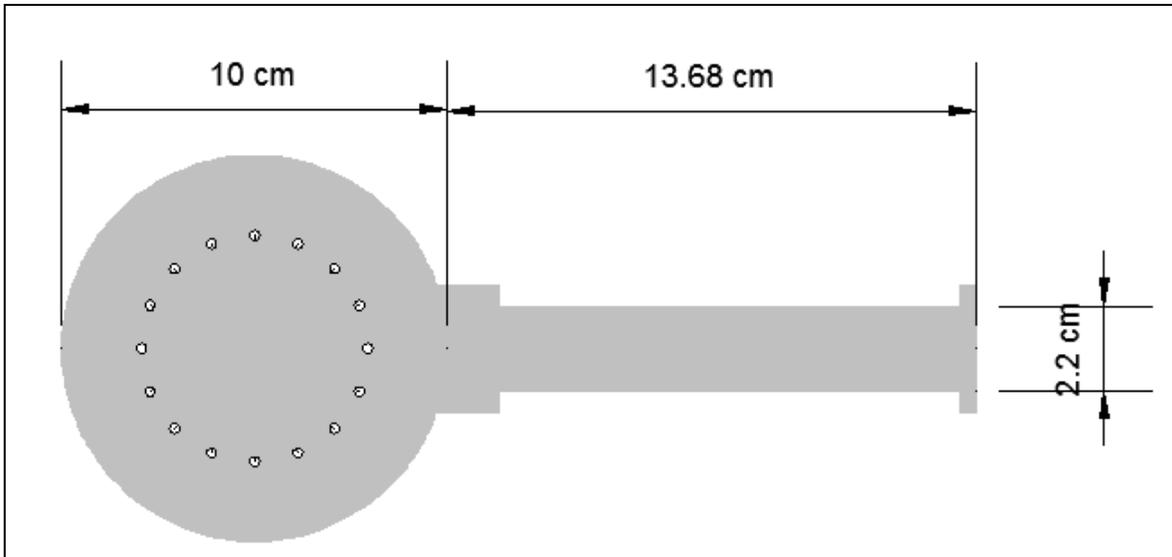


Figura 3.9 Dimensiones de los quemadores que operan actualmente en el restaurante

Es importante recordar, que el gas LP presenta un punto de ebullición de $-42\text{ }^{\circ}\text{C}$, es decir que a condiciones atmosféricas se encuentra en su estado gaseoso. Por esta razón cuando se libera el gas LP del tanque de almacenamiento, que se encuentra presurizado a presiones por encima de la presión atmosférica, se vaporiza rápidamente.

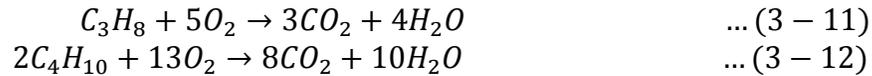


Figura 3.10 Estufa utilizada en la cocina del restaurante con 6 quemadores con parrilla incluida

El gas LP es una mezcla de gas propano (C_3H_8) y gas butano (C_4H_{10}), con una mayor fracción volumétrica por parte del gas propano en comparación con el gas butano. Esto se debe principalmente a que el punto de ebullición del gas propano es menor al del gas butano, por lo que a temperaturas extremadamente frías el gas butano no se vaporiza. En el caso del gas

LP nacional, la fracción molar o fracción volumétrica son: propano (C₃H₈) en un 60% y butano (C₄H₁₀) en un 40%. Para el caso del gas LP que se vende en EE.UU y Canadá la proporción es 95% propano y 5% butano. La densidad del gas LP, en su estado gaseoso, que se consume en México es de 2.15 kg/m³. Para el caso del gas LP que se consume en EE.UU y Canadá la densidad es de 1.9 kg/m³ a condiciones normales.

Las reacciones de combustión que se llevan a cabo en los quemadores son las siguientes:



Dado que por cada mol de C₃H₈ se requieren 5 moles de O₂, y puesto que el aire seco puede considerarse como una mezcla de oxígeno y nitrógeno, con relaciones gravimétricas de 0.2315 y 0.7685 respectivamente y fracciones volumétricas (molares) de 0.2095 y 0.7905 respectivamente. Por lo tanto para que se oxide 1 mol de C₃H₈ se requieren de 23.87 mol aire. Por otro lado, para que se oxide una mol de C₄H₁₀ se requieren 13/2 moles de O₂. Esto equivale a 31.03 moles de aire necesarios para oxidar 1 mol de C₄H₁₀. Puesto que no existe reacción química alguna entre el gas propano y butano, y sus fracciones molares son 0.60 y 0.40 respectivamente, se precisa una cantidad de 26.73 mol de aire para la combustión completa de 1 mol de gas LP. De esta manera la relación estequiométrica aire:combustible es de 1:26.73. Conforme a los estándares tradicionales, para asegurar una estabilidad de flama en los quemadores, el aire que ingresa al tubo de mezclado para combinarse con el combustible, corresponde a una proporción entre 30 y 75 % de la razón estequiométrica calculada de la ecuación de combustión (Walsh y col., 1988). Considerando un porcentaje teórico de aire de 40%, la relación actual gas LP:aire dentro del inyector del quemador sería 1:10.69 unidades mol. De esta manera podemos determinar las fracciones molares del gas LP y del aire dentro del inyector del quemador de la siguiente manera:

$$x_{LP} = \frac{1 \text{ mol}_{gas LP}}{1 \text{ mol}_{gas LP} + 10.69 \text{ mol}_{aire}} = 0.085 \quad \therefore \quad x_{aire} = 0.915 \quad \dots (3 - 13)$$

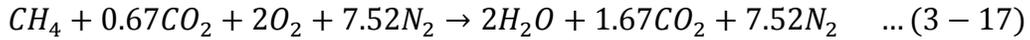
Con las fracciones molares calculadas, el peso molecular de la mezcla gas LP-aire se obtiene de la siguiente manera:

$$MW_{mezcla} = \sum x_i(MW)_i \quad \dots (3 - 14)$$

$$MW_{mezcla} = 0.085 \left(49.63 \frac{g}{mol} \right) + 0.915 \left(28.83 \frac{g}{mol} \right) \quad \dots (3 - 15)$$

$$MW_{mezcla} = 30.60 \frac{g}{mol} \quad \dots (3 - 16)$$

Puesto que el biogás que se va a utilizar en los quemadores estará libre de H₂S, solo contendrá CO₂ que es un gas no-combustible. De esta manera, aproximadamente las fracciones molares que se presentarían en el biogás serían: 58 % de CH₄ y 42% de CO₂. Bajo estas fracciones volumétricas presentes en el biogás, las reacciones de combustión que se llevarían a cabo en los quemadores son las siguientes:



Puesto que el CO_2 es un gas no-combustible no va a reaccionar químicamente, así que por 1 mol de biogás se requieren 9.52 mol de aire para que se lleve a cabo la combustión. Para asegurar una estabilidad de flama en los quemadores, se considerará un porcentaje de aire del 60% con respecto a la masa de aire obtenida estequiométricamente. De esta manera la relación aire combustible es la siguiente:

$$\frac{A}{F} = \frac{164.68 \text{ g}_{\text{aire}}}{27.76 \text{ g}_{\text{biogás}}} = 5.93 \quad \dots (3 - 18)$$

De esta manera podemos determinar las fracciones molares del biogás y del aire dentro del inyector del quemador de la siguiente forma:

$$x_{\text{biogás}} = \frac{1 \text{ mol}_{\text{biogás}}}{1 \text{ mol}_{\text{biogás}} + 5.71 \text{ mol}_{\text{aire}}} = 0.15 \quad \therefore \quad x_{\text{aire}} = 0.85 \quad \dots (3 - 19)$$

Con las fracciones molares calculadas, el peso molecular de la mezcla biogás-aire se obtiene de la siguiente manera:

$$MW_{\text{mezcla}} = 0.15 \left(27.76 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right) + 0.85 \left(28.83 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right) \quad \dots (3 - 20)$$

$$MW_{\text{mezcla}} = 28.67 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \quad \dots (3 - 21)$$

La velocidad de flama es un parámetro muy importante, puesto que nos indica la razón de cambio con la cual se propaga una flama en una mezcla de gases combustibles. La concentración de CO_2 influye en este parámetro. Una mayor fracción molar del CO_2 dentro del biogás, producirá una menor velocidad de flama. Para una mezcla de biogás con una fracción molar nula de CO_2 , la velocidad de flama es de 36 cm/s y con una fracción volumétrica de 0.4, la velocidad de flama sería de 18 cm/s. Mientras que la velocidad de flama para el gas LP es de 46 cm/s, la cual es similar a la velocidad de flama del metano que es de 45 cm/s. La temperatura de la flama en los quemadores para el caso del gas LP, es de alrededor de $1,963.45^\circ \text{C}$ y para el biogás es de $1,898.89^\circ \text{C}$, con una fracción molar nula de vapor de agua (Lindeburg, 2011).

La energía térmica promedio que entregan los quemadores utilizados en el restaurante, presenta un intervalo de 50,000 BTU (14.85 kW-h) a 80,000 BTU (23.44 kW-h). Con la producción diaria que se estimó de 17.72 m^3 biogás/día, la generación diaria de energía térmica sería de 97.06 kW-h (331,266 BTU). Con esta cantidad se podría operar 3 quemadores con un tiempo de operación de 14 horas diarias en promedio. En esta estimación, se está considerando que, puesto que la velocidad de flama para el biogás es inferior a la correspondiente del gas LP, se requiere de un mayor volumen de biogás a la entrada de los quemadores para mantener el mismo calor de entrada (Lindeburg, 2011).

Por otro lado puesto que la caída de presión a través del orificio del quemador incrementará con un decremento en el poder calorífico y densidad relativa del gas combustible en uso. Es recomendable para este tipo de situaciones, incrementar el diámetro del orificio del quemador para compensar las caídas de presión. Un incremento permanente del diámetro del inyector del quemador para su operación con biogás, puede disminuir el rendimiento del quemador si se regresa a su operación con gas LP. Esta es una importante consideración, cuando la operación de los quemadores requiere de la flexibilidad de conmutar entre combustibles debido a su disponibilidad. La caída de presión, dentro del inyector del quemador, puede ser determinada por la siguiente ecuación:

$$\frac{\text{Gas A}}{\text{Gas B}} = \frac{(\text{Poder Calorífico gas B})^2}{(\text{Poder Calorífico gas A})^2} \times \frac{\text{densidad relativa gas A}}{\text{densidad relativa gas B}} \quad \dots (3 - 22)$$

$$\frac{\text{biogás}}{\text{gas LP}} = \frac{(1,450 \text{ BTU/ft}^3)^2}{(550 \text{ BTU/ft}^3)^2} \times \frac{0.80}{1.297} \quad \dots (3 - 23)$$

$$\frac{\text{biogás}}{\text{gas LP}} = 4.29 \text{ veces la caída de presión} \quad \dots (3 - 24)$$

Este resultado indica, que al sustituir el biogás por el gas LP, existirá una mayor caída de presión en una proporción de 4.29, comparado con la caída de presión cuando trabaja el inyector con gas LP. Para compensar este incremento en la caída de presión, en la Tabla 3.8 se muestra para diferentes fracciones volumétricas de metano presentes en el biogás, los factores de corrección para amortiguar las caídas de presión.

Tabla 3.8 Factores de corrección por caídas de presión (Nathan y Pragasen, 2011)

Fracción molar de CH ₄ presente en el biogás	Gas Natural (1,050 BTU/ft ³)	Gas LP (1,450 BTU/ft ³)
70 %	1.32	1.63
65 %	1.39	1.72
60 %	1.46	1.81
55 %	1.54	1.92
50 %	1.64	2.04

De esta manera, un quemador con un diámetro en el inyector de 0.20" (0.5 cm), tendría que ser su diámetro aumentado a 0.20" * 1.81 = 0.36" (0.91 cm). Con este ajuste en el diámetro del inyector se procedería a utilizar el quemador con biogás. Esta ligera modificación, como se comentó anteriormente, puede disminuir el rendimiento del quemador si se regresa a su operación con gas LP. Para evitar este problema, se tiene que mantener el mismo poder calorífico de entrada así como la misma caída de presión. Esto puede llevarse a cabo por mezclar biogás con gas natural o gas LP, o por mezclar gas natural con gas LP y aire, para producir una mezcla con un poder calorífico y caída de presión equivalente a una mezcla con biogás. Un indicador de esta compatibilidad entre mezclas de gases combustibles, en función

del diámetro del inyector, es el índice de Wobbe. Este índice se define de la siguiente manera:

$$\text{Índice de Wobbe} = \frac{H_0}{\sqrt{\delta_0}} = \frac{H_m}{\sqrt{\delta_m}} \quad \dots (3 - 25)$$

Donde,

H_0 = poder calorífico del gas original.

δ_0 = densidad relativa del gas original.

δ_m = densidad relativa de la mezcla de gases.

H_m = poder calorífico de la mezcla de gases.

El objetivo de calcular este índice, es con la finalidad de crear mezclas con idénticos índices de Wobbe para permitir una combustión apropiada, con energías de entrada idénticas así como caídas de presión. En el sistema de digestión propuesto, se plantea tener 3 quemadores funcionando con biogás exclusivamente, puesto que se va a contar con un tanque de almacenamiento de biogás para mantener la operación continua y así no afectar el rendimiento de los quemadores al operarlos con ambos combustibles.

3.18 Medidas de seguridad para el manejo adecuado del biogás como combustible

Como ocurre con la mayoría de los combustibles, su producción, distribución, almacenamiento y utilización, plantean una serie de riesgos de distinta magnitud y naturaleza. Para el caso particular del biogás se analizará los siguientes riesgos asociados a la operación de un sistema de bioenergía operando con biogás.

3.18.1 Riesgo toxicológico

Se asocia con la presencia de gases asfixiantes, tal como el CH_4 . El metano, es un gas incoloro e inodoro que en altas concentraciones puede provocar sofocamiento a las personas. La exposición al CH_4 deriva en una disminución del nivel de oxígeno disponible para la respiración, que si es un evento prolongado, podría ocasionar la muerte del individuo. El H_2S es un gas incoloro con un olor muy particular comparable al emanado de huevos podridos. Se trata de una sustancia sumamente tóxica y que por lo tanto debe de evitarse su presencia dentro del biogás. Los síntomas relacionados a una exposición al H_2S van desde aquellos relativamente tolerables como irritación en los ojos y vías respiratorias, hasta los más severos como convulsiones, pérdida del conocimiento y en casos extremos la muerte. El CO_2 , es un gas que carece de color y olor, y al igual que el CH_4 , es un gas asfixiante cuando la exposición es prolongada y las concentraciones son elevadas. Los síntomas iniciales incluyen dolor de cabeza, inquietud, mareos y sudoración. Para poder detectar la presencia de cualquiera de estos gases debido a una fuga, por ejemplo, existen sensores tales como los de semiconductor metal-óxido que son útiles para detectar la presencia de gases que contienen hidrógeno, tales como CH_4 , H_2S y H_2 . También están los sensores electroquímicos, capaces de reaccionar ante el H_2 , CO , CO_2 y H_2S (Nathan y Pragasen, 2011).

3.18.2 Riesgos de incendio y explosión

Estos riesgos se encuentran ligados fundamentalmente a la presencia significativa del gas combustible CH_4 en el biogás. Entre los factores que se deben considerar para evitar este tipo de riesgos son los siguientes:

- a) Densidad de los gases.- Bajo las mismas condiciones de temperatura y presión, el CH_4 es más ligero que el aire ya que su gravedad específica o densidad relativa es de 0.65. Por lo tanto, en caso de una fuga, el CH_4 tenderá a desplazarse en dirección ascendente hacia la atmosfera, o hacia el techo del reservorio. Por el contrario, el H_2S se concentra en las zonas bajas, puesto que su densidad relativa es de 1.189. Por esta razón, es importante mantener una buena ventilación en el sitio donde se encuentra el reservorio de biogás.
- b) Rango de inflamabilidad.- El límite inferior de inflamabilidad, hace referencia a la fracción molar mínima posible de combustible, en su mezcla con el aire, para iniciar y sostener la reacción de combustión. El límite superior corresponderá, a la fracción molar máxima para que se pueda llevar a cabo la reacción de combustión. Para el caso del CH_4 son, respectivamente, 5 y 15%, para el caso del biogás es del 8-18%, para el H_2 de 4-74.2 %, para el H_2S es de 4.3-45.5% y para el gas LP de 2.37-9.50%.
- c) Temperatura de auto-ignición.- Es la temperatura a la cual una mezcla aire-combustible, en función del rango de inflamabilidad del combustible, arderá sin la necesidad de una chispa, como fuente de ignición. Para el H_2S es de 270°C , para el CH_4 es de 595°C , mientras que para el gas LP es de 470°C .

3.18.3 Riesgos físicos

Como en todas las instalaciones industriales, se pueden presentar riesgos al operar cierta maquinaria. En el caso específico del sistema de bioenergía aquí propuesto, los principales riesgos físicos que se presentan en las unidades de producción de biogás están asociados a la presencia de presiones manométricas y vacuométricas durante la operación de la unidad. Las presiones manométricas, de incrementarse de manera significativa, pueden generar una sobrepresión y poner en peligro la integridad física del personal y de los alrededores. Para evitar esta situación, se debe instalar al menos una válvula de alivio para disminuir la presión dentro del reservorio y tuberías de conducción. Las presiones vacuométricas, se pueden presentar con la extracción del efluente de los digestores, ya que a su salida deja un espacio que no puede ser ocupado por aire, lo que produce una presión negativa o de vacío. Bajo estas circunstancias la cubierta y las paredes del digestor podrían colapsar o presentar una fatiga por esfuerzos axiales y tangenciales debido a esta presión interna. También podría ocasionar un eventual retorno de la flama desde el punto de combustión del biogás. Ambos escenarios podrían poner en riesgo al personal y a toda la instalación (Lindeburg, 2011). Las medidas de seguridad que se deben de tomar son, indiscutiblemente, la correcta instalación de cada uno de los equipos, su mantenimiento oportuno de acuerdo a sus horas de operación, así como la eliminación y monitoreo de los gases combustibles y no combustibles presentes en el biogás.

3.19 Flujo de operación del sistema de bioenergía

En el diagrama que se muestra en la Figura 3.11, se ilustra el diagrama de flujo de la operación del sistema de digestión propuesto. Se puede observar las diferentes etapas del procesamiento de los RSO. Desde el pre-tratamiento, el proceso de digestión, limpieza del biogás, almacenamiento del biogás, suministro del biogás a los equipos de combustión, manejo y destino de los lodos digeridos y sobrenadante. Las operaciones directamente vinculadas con la realización del proceso de digestión y del manejo de los lodos digeridos, se ilustra en la Figura 3.12. Se puede observar que el sistema es de dos etapas, contará con un triturador para disminuir la cantidad de ST presentes en el sustrato, y mantener de esta forma una concentración del 21.6% de ST. Cabe recordar que se tomarán muestras diariamente para medir los parámetros como el pH, temperatura, concentración de ácidos grasos volátiles y amoníaco durante todo el proceso de la digestión. También se contará con una prensa de tornillo para separar la fracción líquida y sólida dentro de los lodos digeridos. La fracción sólida se someterá a un proceso de compost para generar fertilizante orgánico, para utilizarlo como mejorador de suelos y por otro lado la fracción líquida se utilizará para la dilución del sustrato de entrada. Ya sea por cuestiones de mantenimiento o por cambios de equipos, las tuberías principales de conducción del sustrato podrán limpiarse a efecto de extraer el remanente de las operaciones de alimentación y recirculación de los digestores.

En la Figura 3.13, se muestra la trayectoria seguida por el biogás, desde la salida de los digestores hasta los equipos de consumo. Es importante recordar la importancia de la limpieza del biogás para obtener un máximo aprovechamiento energético del biogás, para ello se contará con trampas de condensación, un desulfurador y un serpentín deshidratador. Dicho serpentín servirá para condensar el remanente de vapor de H_2O que se encuentre en el biogás. Se contará con un arresta-llamas para la protección de la línea de conducción del biogás hacia los equipos de consumo, un manómetro que medirá la presión del biogás suministrado y al mismo tiempo regulará la presión en los sistemas de conducción y almacenamiento. Existirá un punto de muestreo para extraer muestras de biogás a fin de analizar las fracciones molares de CH_4 y CO_2 , y al mismo tiempo evaluar la efectividad de los procesos de remoción de H_2O y H_2S . Con respecto a la operación y recomendaciones de seguridad, en cuanto al uso de los quemadores alimentados con biogás, son equiparables a los equipos alimentados con CH_4 o gas LP.

La finalidad de las figuras descritas, es procurar una comprensión clara de la planeación y diseño de la planta prototipo.

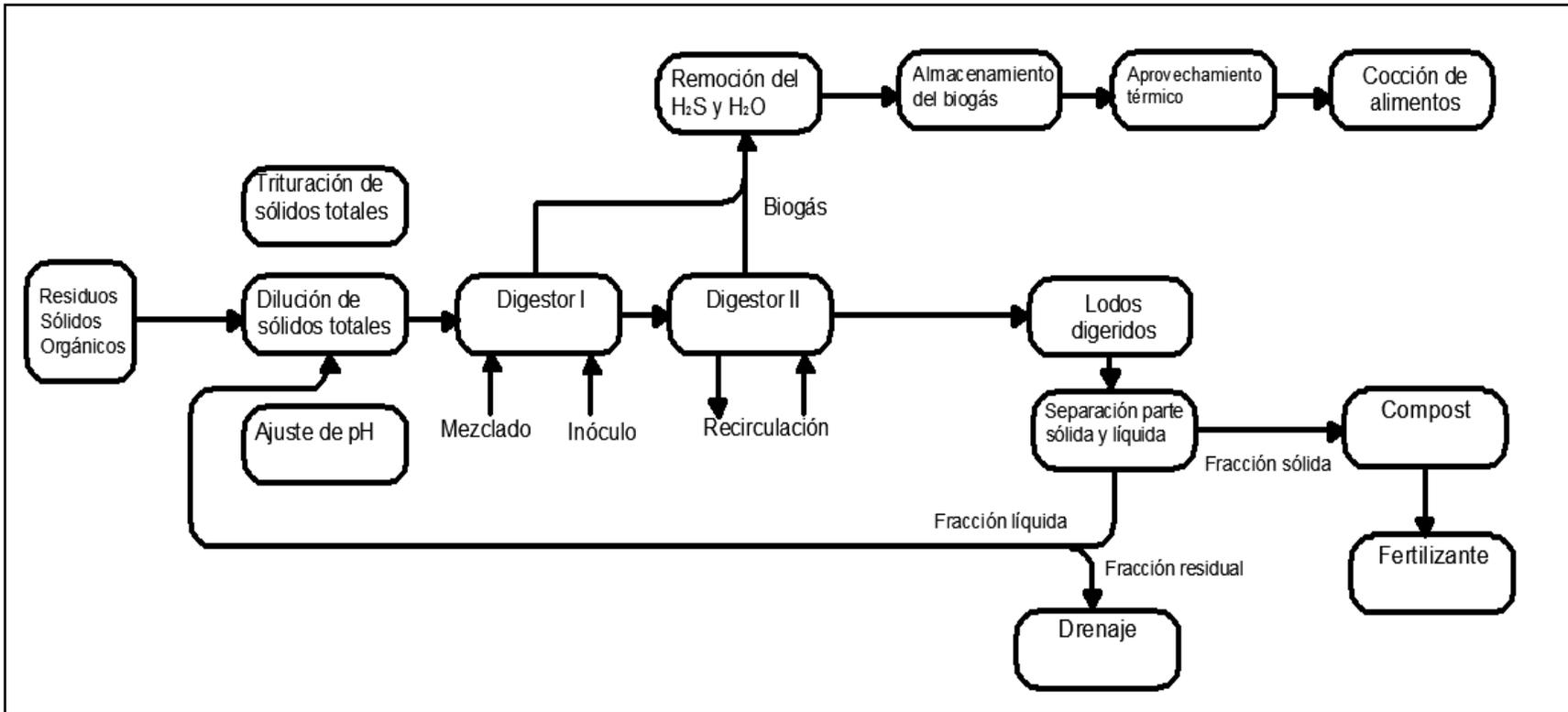


Figura 3.11 Diagrama de flujo del sistema de bioenergía

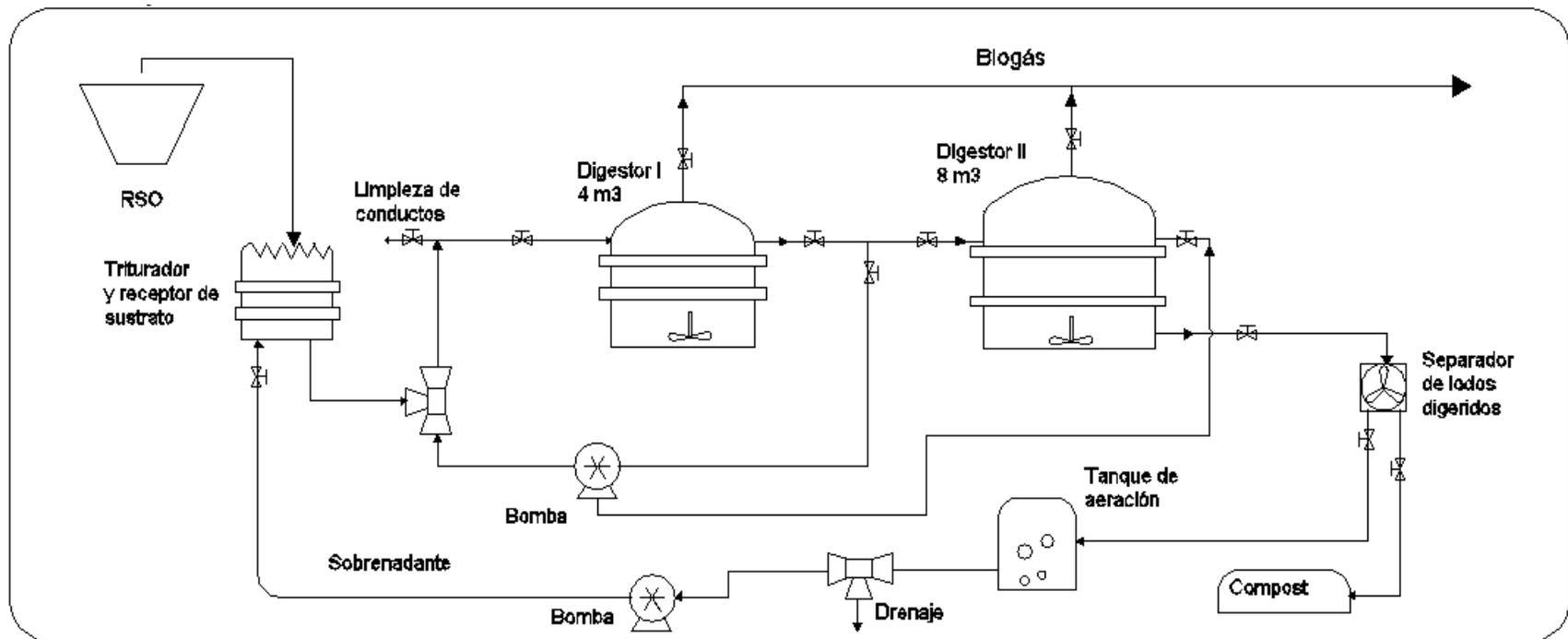


Figura 3.12 Secuencia completa del proceso de digestión

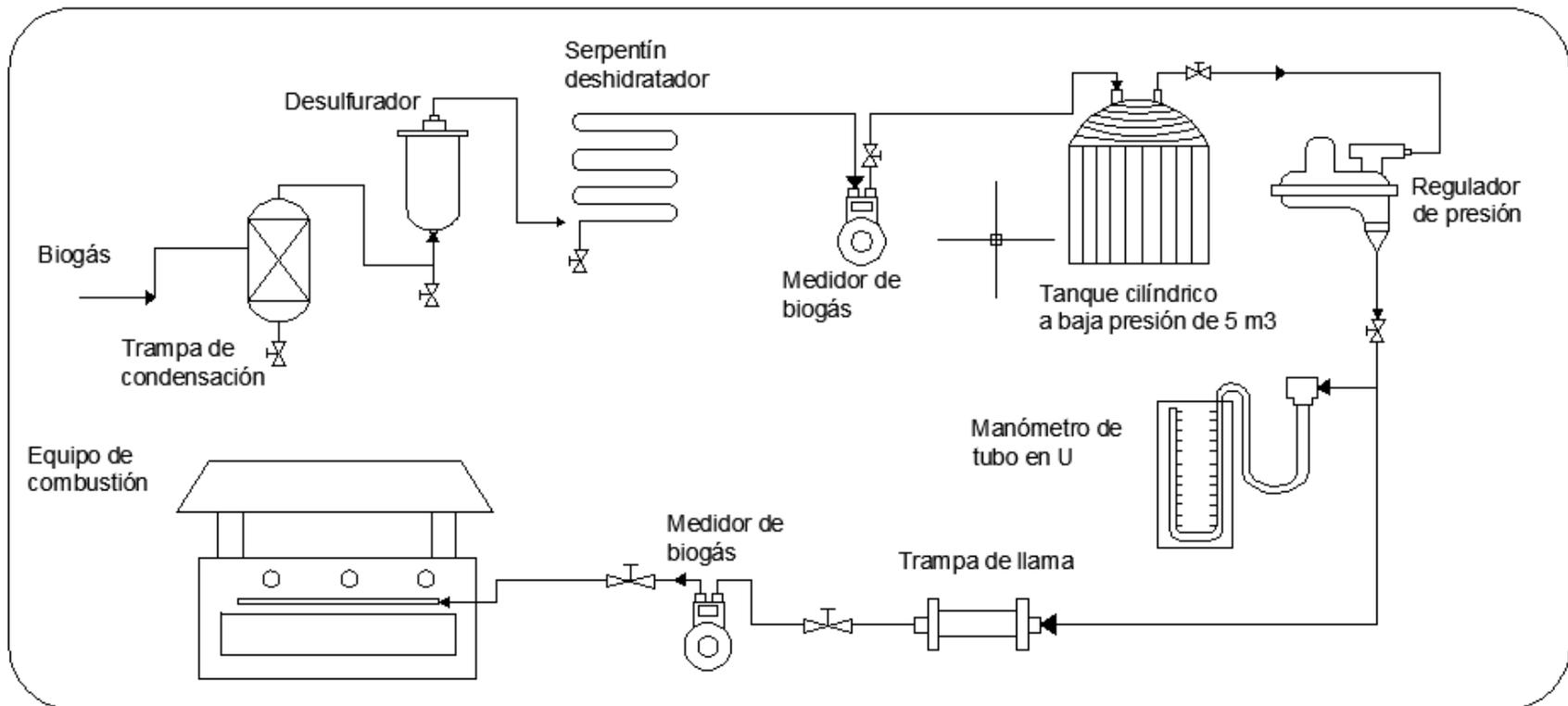


Figura 3.13 Limpieza, almacenamiento y suministro del biogás a los equipos de combustión

3.20 Balance de energía del sistema de bioenergía

Para la elaboración de un balance de energía de todo el sistema, se debe cuantificar la energía que puede entregar el biogás por m^3 producido y se compara contra la demanda energética requerida durante todo el proceso de la digestión. Es decir, se toma el poder calorífico inferior con una fracción volumétrica de metano del 58 %. Como se estimó en el capítulo anterior, la producción de biogás diaria sería del orden de 17.72 m^3 biogás/día, con una capacidad de generación de energía de 349.42 MJ/día . Puesto que el restaurante encargado de proveer los RSO al sistema, opera los 365 días del año, la planta operará con un factor de planta del 96% (351 días por año), los días restantes se utilizarán para darle mantenimiento y limpieza al sistema. Se estima un servicio de mantenimiento y limpieza una vez por mes. De este modo, la energía que proporcionará el biogás con las características antes mencionadas, ascendería a 122.65 GJ/año .

En cuanto a la energía consumida por el sistema de bioenergía, es pertinente identificar y evaluar las cargas que representan los distintos equipos eléctricos involucrados en todo el proceso. Así durante la etapa de pre-tratamiento, la molienda de los residuos sólidos orgánicos se efectuará con ayuda de un triturador eléctrico con una potencia de 1.5 kW . Puesto que el llenado de los digestores con el sustrato de entrada se realizará durante cuatro ciclos de alimentación con una frecuencia de seis horas a lo largo del día. De esta manera el triturador estará operando durante 15 minutos por cada ciclo de alimentación, dando un tiempo de operación de 60 minutos por día. Esto nos da un consumo de energía diario por parte del triturador de 5.4 MJ (1.5 kWh). Otros equipos eléctricos a considerar son los motores acoplados a los mezcladores de los digestores (D-I y D-II). Para el D-I, el motor tendrá una potencia de 0.5 kW y operará por un lapso de tiempo de 5 minutos por cada ciclo de alimentación, dando un total de 20 minutos por día. Para el D-II, el motor tendrá una potencia de 0.746 kW y operará el mismo tiempo que su similar del D-I. La energía consumida diariamente por los mezcladores sería de 0.17 kWh y 0.25 kWh respectivamente. También por cada digestor se contará con un calentador de inmersión de 1 kW para mantener la temperatura en el rango óptimo de operación, siendo la temperatura óptima para el sistema de 35°C . Estos calentadores estarán operando durante 10 minutos por cada ciclo de alimentación, dando un tiempo de operación de 40 minutos por día por cada calentador de inmersión. La energía consumida por los calentadores sería de 1.33 kWh al día por ambos calentadores.

Por último, la bomba, necesaria para las operaciones de alimentación de los digestores I y II, así como la recirculación del sustrato entre ambos digestores, tendrá una potencia de 0.735 kW y estaría operando por un total de 8 horas al día. El consumo de energía por este equipo sería de 5.88 kWh . Por otro lado, para recircular el sobrenadante hacia el digestor I con el objetivo de mantener la proporción adecuada de residuos:agua dentro de dicho digestor, se utilizaría una bomba de 0.735 kW . Esta bomba estaría operando por un periodo de 30 minutos por cada ciclo de remoción del lodo digerido, dando un tiempo total de operación de 120 minutos. Así que la energía diaria consumida por esta bomba sería de 1.47 kWh . De esta forma, el total de energía eléctrica consumida diariamente por el sistema completo de bioenergía, ascendería a 10.6 kWh . Esto significa que el total de energía eléctrica consumida anualmente con un factor de planta del 96%, sería de 3.72 MWh . Por otro lado la capacidad

de generación de energía a partir del biogás sería de 97.06 kWh/día, equivalente a 34.07 MWh/año. Como se puede observar, el consumo energético del sistema completo de bioenergía representa aproximadamente el 11% del total de energía disponible obtenida a partir del biogás. El 89% restante de energía se utilizaría para alimentar los tres quemadores acoplados a biogás. Como se puede notar se presenta un balance energético positivo, lo cual resulta a todas luces favorable.

3.21 Evaluación Económica

Para poder efectuar la evaluación económica, es necesario cuantificar ciertos parámetros económicos que se emplean dentro del análisis económico para determinar la rentabilidad económica de cualquier proyecto de energía. Para tal propósito, es indispensable definir con el mayor detalle posible, el monto de la inversión inicial así como los medios de financiamiento para definir el costo del capital total. En la Tabla 3.9 se detalla el costo total del proyecto de bioenergía propuesto en este trabajo. Las fuentes de financiamiento para este proyecto provendrán del capital patrimonial de la empresa que administra el restaurante. La tasa mínima atractiva de rendimiento (TMAR) se fijó en 8%, la cual fue considerada por la empresa como una tasa de interés efectiva anual atractiva para esta inversión, ya que está por encima de la tasa de interés efectiva que otorgan los cetes, 3.53%, a 1 año (BANXICO, 2013). La vida económica del proyecto se estimó de 20 años. Durante este periodo, los costos fijos anuales serán de \$40,000, por concepto de mantenimiento general que incluye el monitoreo diario por un operador por un lapso de una hora treinta minutos, la erogación por este concepto será de \$70 por hora trabajada. En este mismo rubro, se consideró un desembolso de \$8,000, en el año 5°, 10° y 15°, para dar un mantenimiento mayor a algunos equipos, así como la modernización de los equipos críticos del sistema. En la Tabla 3.10, se ilustran los parámetros económicos utilizados en el proyecto. Los costos variables, estarán en función de la producción de biogás obtenida anualmente. Estos costos se componen de los consumos proyectados de energía eléctrica, agua potable y de las erogaciones por operación y mantenimiento (O&M). Para dichas erogaciones de O&M se contemplan los costos de los reactivos para el control de pH, la sustitución del lecho para la remoción de H₂S, así como de las trampas de condensación, indumentaria, equipo de trabajo, adquisición del inóculo, refacciones y reparaciones diversas. En cuanto al consumo de energía eléctrica, se estimó un costo de \$2.57 por kWh. Este costo por kWh. corresponde a la tarifa comercial tipo 3 General, la cual es aplicada al restaurante en cuestión, correspondiente al año 2013. Se le asignará, al costo por kWh, un incremento anual del 5% basado en las estadísticas de variación del costo por kWh para la tarifa comercial tipo 3 General, que se han presentado durante la década pasada (SENER, 2013). Para el consumo de agua potable, la cual se empleará para propósitos generales, se estima un consumo de 120 L/día. Para la dilución del sustrato, se utilizará el sobrenadante generado durante el proceso de la digestión, previamente separado de los lodos digeridos. El costo del agua potable se estimó en \$32.50 por m³, con un incremento anual de 1.5% (SFDF, 2013). Para este tipo de proyectos se ha estimado un costo variable de O&M de \$0.48 por kWh. obtenidos a partir del biogás, con un incremento anual del 4% (Anaergia, 2013).

Tabla 3.9 Costo de instalación del sistema de bioenergía

Equipo	Descripción	Unidades	Costo unitario (Pesos)	Total
Triturador eléctrico	Triturador de residuos orgánicos InSinkErator Evolution®. Cuenta con una capacidad de trituración de 80 oz (2.26 kg). Motor monofásico de 1500 W, con un voltaje de operación de 120 V _{ms} . Equipado con accesorios.	1	\$8,136	\$8,136
Reactor receptor del sustrato	Contenedor cilíndrico metálico galvanizado con magnesio de 400 L, Carlisle Trimline®. equipado con accesorios	1	\$750	\$750
Digestor D-I	Reactor vertical de Epoxy con cubierta de acero inoxidable tipo AAT Technology®, con un volumen 4 de m ³ . Equipado con mezclador de 0.5 kW. Accesorios incluidos	1	\$43,000	\$43,000
Digestor D-II	Reactor vertical de Epoxy con cubierta de acero inoxidable tipo AAT Technology®, con un volumen 8 de m ³ . Equipado con mezclador de 0.746 kW. Accesorios incluidos	1	\$78,000	\$78,000
Calentadores de inmersión y Termopares	Calentadores de inmersión con termopar incluido de 1 kW Virtual Benchlogger™	4	\$4,000	\$16,000
Bomba para circulación del sustrato y sobrenadante	Bomba modelo AFI-L20™ tipo Horizontal acoplada a un motor trifásico de 0.735 kW	2	\$7,500	\$15,000
Tubería de conducción del sustrato y lodos digeridos	Tubería Hidráulica de PVC Cedula 40. Con un diámetro exterior de 60.3 mm y longitud de 6 m	6	\$240	\$1,440
Válvulas para tubería de conducción de sustrato y lodos digeridos	Válvula de bola de tres vías tipo “T” de 60.3 mm	2	\$120	\$240
	Válvula de bola encolar tipo “H” de 60.3 mm	12	\$110	\$1,320

Tabla 3.9 (Continuación) Costo de instalación del sistema de bioenergía

Equipo	Descripción	Unidades	Costo unitario (Pesos)	Total
Accesorios para la conducción del sustrato y lodos digeridos	Adaptadores, uniones de tres piezas, Te a 90°, dobles adaptadores, codos de 90° reforzados, codos a 90°, codos a 45°, roscas de tapón, reductores M-M, y abrazaderas	-	-	\$3,500
Tuberías de conducción de biogás	Tubería de polietileno de alta densidad, $\phi = 16$ mm. SDR 11, PN 12.5. Rollo 50 m	1	\$3,800	\$3,800
	Tuberías de cobre rígido tipo "L" de 3/4". Tramos de 6.10 m	8	\$820	\$6,560
Accesorios para la conducción de biogás	Codos 90 y 45, conectores, coples, Tees, taponos, reductores, válvulas de bola, mariposa y de paso terminal, niples, tuercas	-	-	\$4,500
Accesorios para limpieza del biogás	Trampas de condensación y filtros de remoción de H ₂ S AAT Technology®	1	\$5,000	\$5,000
Tanque de almacenamiento del biogás	Tanque cilíndrico, a baja presión, con cubierta cónica construida de vidrio forrada con placas de acero inoxidable AAT Technology®. Capacidad de 5 m ³ .	1	\$178,000	\$178,000
Accesorios para el monitoreo de flujo y presión del biogás	Regulador de presión, medidor de biogás de desplazamiento diferencial tipo diafragma y manómetro de tubo en U.	1	\$880	\$880
Accesorios de control	Microcontrolador Motorola HC12	1	\$1,100	\$1,100
Pre- análisis del proyecto	Medición y cuantificación de los parámetros de operación del sistema de bioenergía, incluyendo un análisis de rentabilidad	1	\$50,000	\$50,000
Diseño y construcción	Planos de obra civil, instalación y operación de los aparatos mecánicos así como eléctricos y puesta en operación del sistema de bioenergía	1	\$180,000	\$180,000
Costo de Inversión	\$597,226			

Partiendo de la producción específica estimada de biogás de 17.72 m³ biogás/día y de un consumo de electricidad estimado de 10.6 kWh/día, el costo variable asociado al consumo de electricidad sería de \$1.54/m³ biogás. El correspondiente al agua potable de \$0.22/ m³ biogás y para los costos variables de O&M, el cargo sería de \$2.63/ m³ biogás. Los ahorros por el consumo del biogás, provendrían exclusivamente de la disminución en el consumo del gas LP, cabe señalar que se podría maximizar el ahorro si se considera la venta del fertilizante obtenido a partir del proceso de compostaje de los lodos digeridos. En esta evaluación económica no se contemplo este rubro ya que comentando con los administradores del restaurante, coincidieron en que no se considerará dentro de la evaluación económica, puesto que por la limitante del espacio se podría prescindir de esta etapa dentro del proceso de la digestión. Por esta razón se consideró pertinente no incluir la venta del fertilizante en la evaluación económica. Por otro lado la producción estimada de fertilizante sería de aproximadamente 12 kg/día, considerando el costo de \$1.5 por kg de compost, daría un ingreso anual aproximado de \$6,500. Como se puede observar este ahorro tendría un impacto favorable en la evaluación económica, puesto que incrementaría la rentabilidad del proyecto. A modo de cuantificar los ingresos, se tomó como referente el precio del gas LP por kg en el Distrito Federal, que para el 2013 se estimó en \$12.264/kg gas LP, con un tasa media de crecimiento anual del 7% (SENER, 2013). Puesto que la densidad del gas LP en su estado líquido es de 553 kg/m³, el costo del gas LP por litro resultó de \$6.78/L gas LP. Como se mencionó anteriormente, 1 m³ de biogás, con una fracción molar del 58% de CH₄, es equivalente a 0.88 L de gas LP, de esta forma el ahorro resultante por la disminución del consumo de gas LP resulta de \$5.97/m³ biogás.

Tabla 3.10 Parámetros económicos asociados a la operación del sistema de bioenergía

Concepto	Costo estimado MN\$	Tasa de incremento anual %
Inversión inicial	597,226	NA
Costos Fijos	40,000	NA
	8,000 cada lustro	NA
Costos variables (por m ³ de biogás)	1.54 (consumo energía eléctrica)	5
	0.22 (consumo de agua potable)	1.5
	2.63 (operación y mantenimiento)	4
Ahorro por consumo de biogás (por m ³ de biogás)	5.97	7

Con los datos de la Tabla 3.10, se obtuvieron los flujos de efectivo que se ilustran en la Tabla 3.11. A partir de los flujos de efectivo neto, se procede a calcular los indicadores económicos que se muestran en la Tabla 3.12.

Tabla 3.11 Flujos de efectivo del proyecto de bioenergía

Año	Gastos						Ingresos		Flujo neto
	Inversión Inicial	Costo variable O&M	Costo variable electricidad	Costo variable agua	Costos Fijos	Costos Totales	Ahorro por consumo de biogás	Ahorros Totales	Flujo de efectivo neto
	Miles de Pesos (MN\$)								
0	-597.226	0.000	0.000	0.000	0.000	-597.226	0.000	0.000	-597.226
1		-16.330	-9.562	-1.366	-40.000	-67.258	37.068	37.068	-30.190
2		-16.983	-10.040	-1.386	-40.000	-68.410	39.663	39.663	-28.747
3		-17.662	-10.542	-1.407	-40.000	-69.612	42.439	42.439	-27.172
4		-18.369	-11.069	-1.428	-40.000	-70.867	45.410	45.410	-25.456
5		-19.104	-11.623	-1.450	-48.000	-80.176	48.589	48.589	-31.587
6		-19.868	-12.204	-1.472	-40.000	-73.543	51.990	51.990	-21.553
7		-20.663	-12.814	-1.494	-40.000	-74.970	55.629	55.629	-19.341
8		-21.489	-13.455	-1.516	-40.000	-76.460	59.524	59.524	-16.936
9		-22.349	-14.127	-1.539	-40.000	-78.015	63.690	63.690	-14.325
10		-23.243	-14.834	-1.562	-48.000	-87.638	68.148	68.148	-19.490
11		-24.172	-15.575	-1.585	-40.000	-81.333	72.919	72.919	-8.414
12		-25.139	-16.354	-1.609	-40.000	-83.102	78.023	78.023	-5.079
13		-26.145	-17.172	-1.633	-40.000	-84.950	83.485	83.485	-1.465
14		-27.190	-18.031	-1.658	-40.000	-86.879	89.329	89.329	2.450
15		-28.278	-18.932	-1.683	-48.000	-96.893	95.582	95.582	-1.311
16		-29.409	-19.879	-1.708	-40.000	-90.996	102.272	102.272	11.277
17		-30.586	-20.873	-1.733	-40.000	-93.192	109.432	109.432	16.240
18		-31.809	-21.916	-1.759	-40.000	-95.485	117.092	117.092	21.607
19		-33.081	-23.012	-1.786	-40.000	-97.879	125.288	125.288	27.409
20		-34.405	-24.163	-1.813	-40.000	-100.380	134.058	134.058	33.678

Tabla 3.12 Indicadores de rentabilidad económica del proyecto de bioenergía

Indicador económico	Valor
Valor presente (P)	\$-740,894
Valor futuro (F)	\$-3,453,275
Valor anual (A)	\$-75,462
Cociente B/C	0.459
Tasa interna de retorno (TIR)	<TMAR
Costo nivelado unitario	\$18.12/m ³ biogás

Como se puede observar, el proyecto no es rentable desde el punto de vista económico, a pesar de que a finales del año 16°, los flujos de efectivo neto presentan saldo a favor. Aunque se incluyeran los ahorros por venta de fertilizante, no sería suficiente para que el proyecto fuera rentable. Para hacer rentable el proyecto se tendría que procesar los RSO de al menos 4 restaurantes de la misma cadena. Esto daría una producción estimada de biogás aproximada de 69 m³/día, con lo cual el proyecto sería viable. Bajo este régimen de producción, los flujos de efectivo cambian de manera sustancial, como se puede observar en la Tabla 3.13. El periodo de recuperación de la inversión sería a partir del año 14°, generando un ahorro estimado total de \$4,355,426 a lo largo de toda la vida económica del proyecto de bioenergía. Los indicadores económicos para estos flujos de efectivo neto se muestran en la Tabla 3.14. Estos indicadores demuestran la factibilidad económica del proyecto de bioenergía, observando un costo nivelado unitario de \$5.91/m³ biogás, menor al ahorro unitario establecido en \$5.97/m³ biogás. A todas luces, el proyecto se torna muy atractivo puesto que la materia prima no representa ningún costo y no sufre fluctuaciones de costos a lo largo de los años, como ocurre con los combustibles fósiles. Por otro lado, se podrían obtener mayores ahorros si se considera la venta de los lodos digeridos, previamente sometidos a un compostaje, como fertilizante agrícola. Considerando el procesamiento de los RSO de los 4 restaurantes, se generarían aproximadamente 48 kg/día de fertilizante que se podría vender a un precio de venta de \$1.5/kg. Esto daría un ingreso adicional de aproximadamente \$25,000 anuales, con lo cual aumentaría la rentabilidad del proyecto.

Para satisfacer la demanda energética total del restaurante, se requeriría que la producción de biogás fuera de 554 m³ biogás/día, con una fracción molar del 58% de CH₄. Esto se lograría con el procesamiento de los RSO de aproximadamente 34 restaurantes. Sin duda, se puede lograr puesto que existen alrededor de 70 restaurantes pertenecientes a la cadena, solamente en el Distrito Federal. Es muy importante mantener una fracción molar del 58% de CH₄ dentro del biogás, puesto que si disminuyera de una manera muy brusca afectaría de manera importante los ahorros obtenidos por consumo de biogás, puesto que se requerirían más m³ de biogás para desplazar la misma cantidad de volumen de gas LP.

Tabla 3.13 Flujos de efectivo del proyecto de bioenergía bajo un esquema de producción de biogás de 69 m³/día

Gastos							Ingresos		Flujo neto	Periodo de recuperación
Año	Inversión Inicial	Costo variable O&M	Costo variable electricidad	Costo variable agua	Costos Fijos	Costos Totales	Ahorro por consumo de biogás	Ahorros Totales	Flujo de efectivo neto	Periodo recuperación inversión
Miles de Pesos (MN\$)										
0	-597.226	0.000	0.000	0.000	0.000	-597.226	0.000	0.000	-597.226	-597.226
1		-63.587	-37.234	-5.319	-40.000	-146.140	144.340	144.340	-1.799	-599.025
2		-66.131	-39.095	-5.399	-40.000	-150.625	154.444	154.444	3.819	-595.206
3		-68.776	-41.050	-5.480	-40.000	-155.306	165.255	165.255	9.950	-585.256
4		-71.527	-43.102	-5.562	-40.000	-160.191	176.823	176.823	16.632	-568.625
5		-74.388	-45.258	-5.645	-48.000	-173.291	189.201	189.201	15.910	-552.715
6		-77.363	-47.520	-5.730	-40.000	-170.614	202.445	202.445	31.831	-520.884
7		-80.458	-49.896	-5.816	-40.000	-176.171	216.616	216.616	40.445	-480.439
8		-83.676	-52.391	-5.903	-40.000	-181.971	231.779	231.779	49.808	-430.631
9		-87.023	-55.011	-5.992	-40.000	-188.026	248.003	248.003	59.977	-370.653
10		-90.504	-57.761	-6.082	-48.000	-202.347	265.364	265.364	63.016	-307.637
11		-94.124	-60.649	-6.173	-40.000	-200.947	283.939	283.939	82.992	-224.645
12		-97.889	-63.682	-6.266	-40.000	-207.837	303.815	303.815	95.978	-128.667
13		-101.805	-66.866	-6.360	-40.000	-215.031	325.082	325.082	110.051	-18.615
14		-105.877	-70.209	-6.455	-40.000	-222.541	347.838	347.838	125.296	106.681
15		-110.112	-73.720	-6.552	-48.000	-238.384	372.186	372.186	133.802	240.483
16		-114.517	-77.406	-6.650	-40.000	-238.573	398.239	398.239	159.667	400.150
17		-119.097	-81.276	-6.750	-40.000	-247.123	426.116	426.116	178.993	579.143
18		-123.861	-85.340	-6.851	-40.000	-256.052	455.944	455.944	199.892	779.035
19		-128.816	-89.607	-6.954	-40.000	-265.376	487.860	487.860	222.484	1,001.519
20		-133.968	-94.087	-7.058	-40.000	-275.114	522.011	522.011	246.987	1,248.415

Tabla 3.14 Indicadores de rentabilidad económica del proyecto de bioenergía bajo un esquema de producción de biogás de 69 m³/día

Indicador económico	Valor
Valor presente (P)	\$13,634
Valor futuro (F)	\$63,547
Valor anual (A)	\$1,389
Cociente B/C	1.006
Tasa interna de retorno (TIR)	8.2%
Costo nivelado unitario	\$5.91/m ³ biogás

Para el análisis de sensibilidad, se analizó el comportamiento del valor presente ante las variaciones de 8 parámetros económicos. Dicho análisis se ilustra en la Figura 3.14.

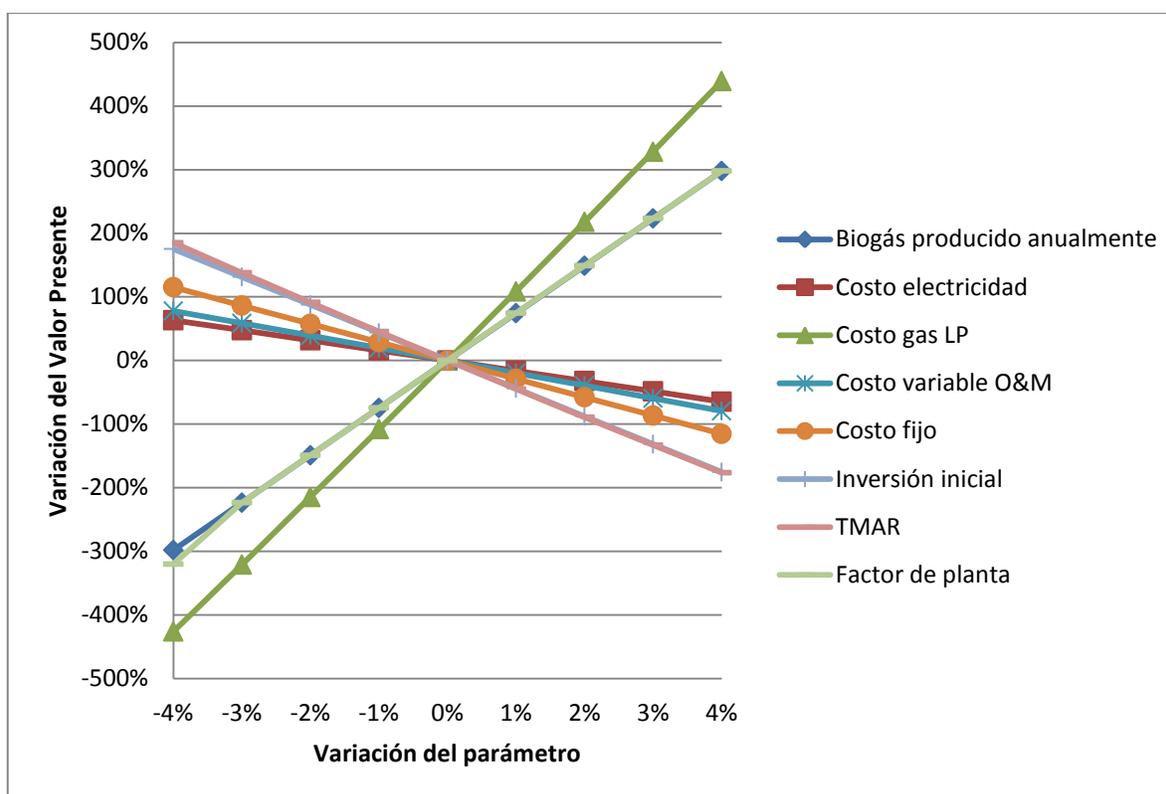


Figura 3.14 Análisis de sensibilidad del valor presente

La rentabilidad del proyecto se ve afectada, en orden decreciente de importancia, por el costo del gas LP, factor de planta, biogás producido anualmente, la TMAR, inversión inicial, el costo fijo, costo variable O&M y costo de electricidad. En este sentido, se observa que de acuerdo a la tendencia del costo del gas LP de la última década, el proyecto es rentable. Puesto que el incremento anual promedio por kg de gas LP, durante la década pasada, fue de 8.9%, superior al incremento planteado en el proyecto. De esta manera si se deseará la

instalación de un sistema de bioenergía para satisfacer la demanda energética total del restaurante, económicamente sería viable, puesto que los ahorros por concepto de consumo de biogás, amortizarían tanto el incremento de la inversión inicial así como el incremento de los costos fijos y variables. Por otro lado, es importante tener especial cuidado con mantener un factor de planta sin variaciones en la medida de lo posible, así como mantener una producción de biogás constante con una desviación estándar muy pequeña ya que el proyecto es muy sensible a estos dos parámetros. En lo que respecta a la adquisición de los equipos que conforman el sistema completo de bioenergía, pueden ser depreciados anualmente en un análisis después de impuestos. De esta manera se obtiene un doble beneficio, por una parte un beneficio tributario y además se puede obtener un valor de salvamento por la venta de los equipos al final de su uso o cuando se considere pertinente cambiar por equipos nuevos.

3.22 Impacto ambiental

Como se comentó en los primeros capítulos del presente trabajo, los RSU representan un gran problema en las grandes ciudades, como es el caso de la Ciudad de México. Estos problemas radican principalmente porque muchos de los tiraderos o rellenos sanitarios que existen carecen de la infraestructura apropiada para procesar, por los diferentes métodos que existen, todos los residuos orgánicos que son depositados. Por otro lado, existen una gran cantidad de tiraderos a cielo abierto que ocupan un área superficial de dimensiones considerables, tal fue el caso del tiradero de Santa Fe. El cual durante cerca de 50 años estuvo almacenando grandes cantidades de RSU, sin ningún tratamiento, generando a su vez grandes cantidades de biogás sin tratamiento. En la actualidad se sigue emitiendo, por medio de respiraderos a la atmósfera sin darle ningún procesamiento, ni utilización energética. Esto sin duda representa un problema ambiental y social muy importante, por tal motivo el tratamiento anaerobio de los residuos sólidos orgánicos generados por el restaurante en cuestión, generaría una disminución en la cantidad de residuos que son enviados a los rellenos sanitarios. De esta manera, partiendo de un procesamiento diario de 233.42 kg-RSO y tomando en consideración un factor de planta del 96%, se evitaría la confinación, a un vertedero, de poco más de 82 toneladas de desechos al año. En este sentido, puesto que la reducción de los SV es del orden del 66%, se estaría generando lodos digeridos que con un posterior tratamiento aerobio, podrían utilizarse como un mejorador de suelos por su alto contenido en nitrógeno, potasio y fósforo, conforme a la NOM-004-SEMARNAT-2002, así se le daría un manejo sustentable a los residuos generados por el sistema de bioenergía.

Con relación al impacto directo sobre la atmósfera, el manejo y disposición inadecuados de los RSU conlleva grandes problemas ambientales. Entre los principales destaca la emisión de malos olores, contaminación de los mantos freáticos y la liberación de gases de efecto invernadero (GEI) de larga permanencia que se depositan en la atmósfera. Dentro de la mezcla de gases que son emitidos a la atmósfera, el CH_4 toma una gran relevancia, puesto que su potencial de calentamiento global es alrededor de 21 veces el desplegado por el CO_2 , durante un periodo de tiempo de 100 años, de acuerdo al Panel Intergubernamental sobre el Cambio Climático (IPCC) por sus siglas en inglés. Así pues, partiendo de la producción supuesta de $10.28 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{día}$, que totalizarían $3,601.27 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{año}$ con un factor de planta del 96%, constituyen evidentemente las emisiones evitadas de este gas a la atmósfera. Son

emisiones evitadas, puesto que el CH_4 no se liberará tal cual a la atmósfera, como ocurre normalmente en los rellenos sanitarios, sino que mediante el proceso de la combustión se convertirá en CO_2 que, no obstante que es un gas GEI, al proceder de biomasa no fósil se asume que no contribuye en el incremento de ese gas en la atmósfera. Aunado a lo anterior, la combustión del CH_4 , presente en el biogás, desplazaría el consumo de un energético de origen fósil, el gas LP, cuya combustión contribuye al incremento de emisiones de CO_2 a la atmósfera. De esta manera, de los 3,986.40 GJ/año que se estima consume el restaurante en forma de gas LP en el rubro de energía para cocción de alimentos, el biogás aportaría alrededor de 122.44 GJ/año. Por consiguiente, la demanda energética para cocción de alimentos disminuiría a 3,863.96 GJ/año. Tomando el factor de emisión de CO_2 para el gas LP de 12.5 lb_m CO_2 /gal gas LP, equivalente a 1,496.60 kg CO_2 /m³ gas LP. Este factor de emisión se calculó, asumiendo que el 99.5% del carbono presente en el gas LP es oxidado y convertido en CO_2 (Marland y Rotty, 1983). Si se considera un poder calorífico inferior del gas LP de 25,500 MJ/m³ LP, se obtiene un factor de emisión de 0.0587 kg CO_2 /MJ gas LP. Bajo la premisa de que la combustión del CH_4 , obtenido de la digestión de la biomasa, es neutral en términos de generación de emisiones de CO_2 , la reducción de emisiones de CO_2 debido a la sustitución parcial del gas LP por biogás, sería de 7.19 T métricas CO_2 -equivalente anuales. Si a esta cifra se le añade las toneladas métricas de CO_2 equivalente, asociadas a la producción de 3,601.27 m³ CH_4 /año, con una densidad a condiciones normales de 0.668 kg/m³, las emisiones evitadas por este rubro serían del orden de 51.43 T métricas CO_2 -equivalente. Así que con la implementación del sistema de bioenergía, las emisiones totales desplazadas serían de 58.62 T métricas CO_2 -equivalente/año. Esto equivaldría a desplazar las emisiones de CO_2 /año de 11 vehículos, puesto que las emisiones de un vehículo promedio son de 5.5 T métricas CO_2 -equivalente/año. Por otro lado, si se plantarán aproximadamente 17.58 acres de árboles por año, equivaldría a un secuestro de CO_2 / año, similar al del proyecto de bioenergía propuesto. Por supuesto que dependería mucho del tipo de especie del árbol, así como del lugar en donde estarían plantados y su tamaño (EPA, 2009).

CAPÍTULO 4

PROPUESTA DE INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE BIOENERGÍA EN CADENA DE RESTAURANTE

En este capítulo, se abordará con detalle el espacio disponible con el que cuenta el restaurante, para la instalación de un sistema de bioenergía con las características descritas en este trabajo. También se ilustrará el montaje propuesto de los equipos que conformar el sistema completo, considerando desde el proceso de la digestión hasta la generación, limpieza, almacenamiento y conducción del biogás hacia los equipos de combustión. Dicha instalación estará basada en los lineamientos previamente establecidos durante las fases de planeación y diseño.

4.1 Obra civil

En base a la disponibilidad del espacio, así como la nula interferencia con la realización de las actividades propias del restaurante y por cuestiones de seguridad, se eligió una sección de la superficie ubicada en la zona de la azotea del restaurante, como la idónea para la instalación del sistema de bioenergía. La vista superior de la zona de la azotea se muestra en la Figura 4.1. Dicho espacio disponible, tiene una forma geométrica tal y como se ilustra en la Figura 4.2. Cabe mencionar que la superficie total de la azotea es dos veces el área disponible para la instalación del sistema de bioenergía propuesto. El área conformada por el sistema de bioenergía estaría delimitada por muros de 2.80 m de alto, con una puerta de acceso de 2.50 m de altura, como se ilustra en las Figuras 4.3 y 4.4.



Figura 4.1 Vista superior del espacio propuesto para la instalación del sistema de bioenergía

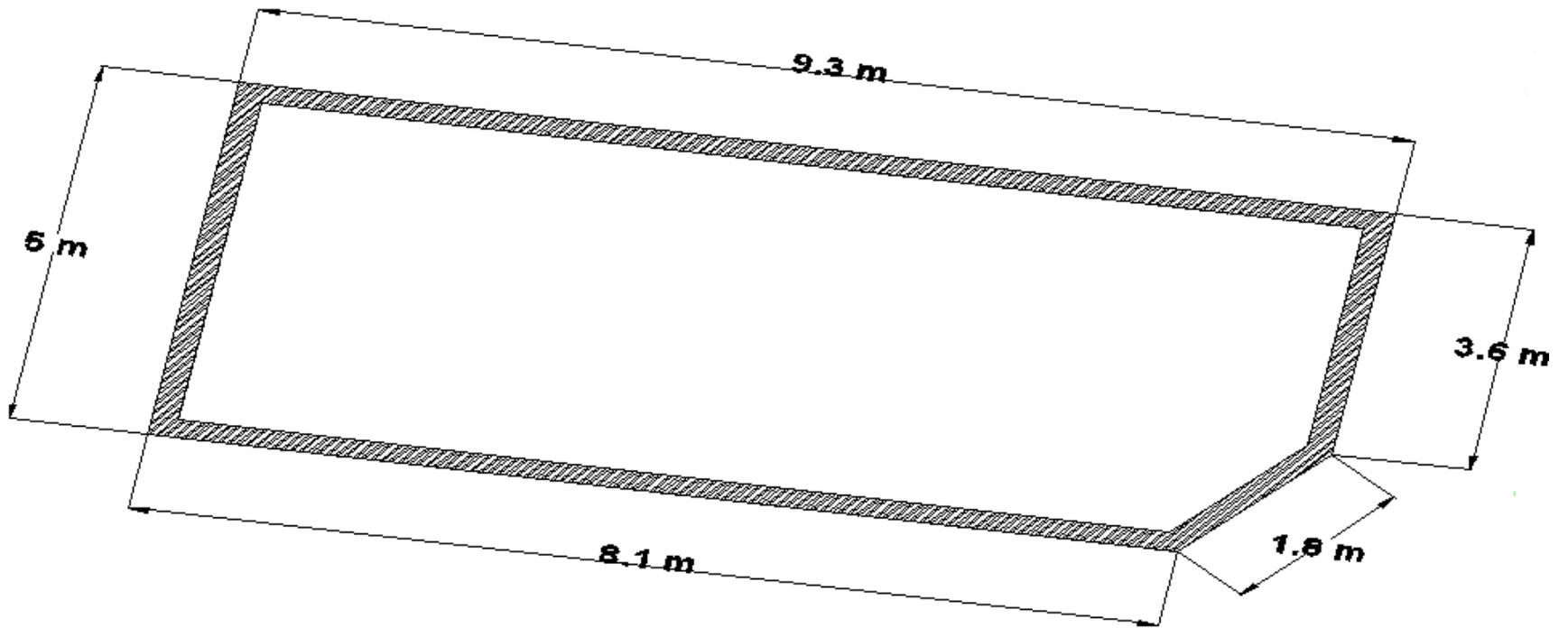


Figura 4.2 Dimensiones geométricas del espacio propuesto para la instalación del sistema de bioenergía

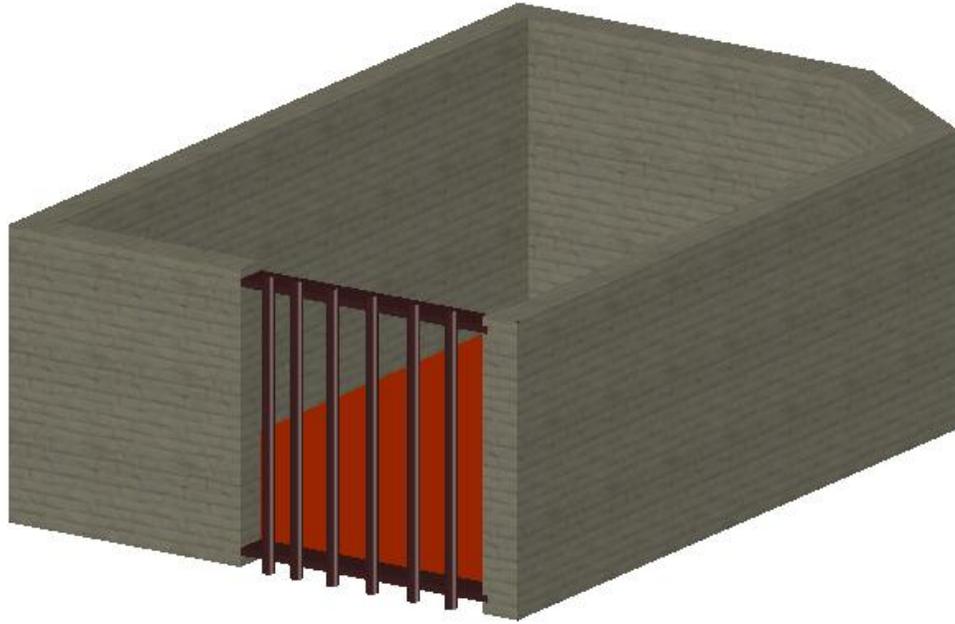


Figura 4.3 Vista isométrica de la construcción propuesta para el sistema de bioenergía

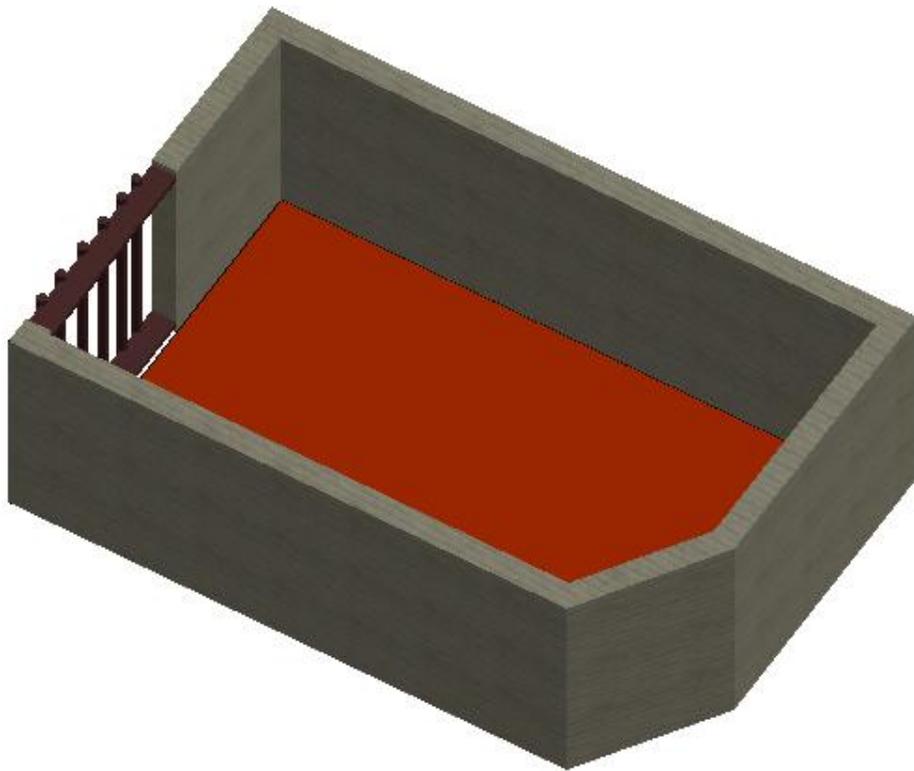


Figura 4.4 Vista frontal superior de la construcción propuesta para el sistema de bioenergía

Por cuestiones administrativas, solo se permitió tomar algunas fotografías del área de la azotea. En la Figura 4.5 se muestra el área donde actualmente se encuentran los tanques de almacenamiento de gas LP. También se puede observar las tuberías de conducción del gas LP, así como la vertical hacia los equipos de combustión. Cabe mencionar que el espacio disponible para el sistema de bioenergía esta ubicado en el lado opuesto a los tanques de almacenamiento del gas LP.



Ubicación de los tanques de gas LP



Trayectoria de la vertical hacia los quemadores



Trayectoria de las líneas de conducción



Dimensionamiento longitudinal

Figura 4.5 Vista lateral del área de la azotea

4.2 Instalación de los componentes del proceso de la digestión

Con la construcción de los muros y de la puerta de acceso al área confinada para el sistema de bioenergía, se procedería a la instalación de los equipos que conforman el proceso de la digestión. La instalación de dichos equipos se ilustra en la Figura 4.6. Es importante mencionar que ciertos equipos tienen que ser protegidos contra la lluvia para evitar fallas por corto circuito y corrosión de la armadura de los equipos, tal es el caso del triturador, las bombas de alimentación, el contenedor de compost, el tanque de aeración, el tornillo separador de lodos digeridos, así como los sensores electrónicos que se instalen para la medición de la temperatura y biofiltros para el control de olores. Dicha protección puede constar de un techo de aluminio y para el caso de las bombas y del tornillo separador, se pueden proteger mediante una jaula metálica.

4.3 Instalación de los componentes para el manejo del biogás

Concluida la instalación de los equipos que conforman el proceso de la digestión, la siguiente etapa consistiría en la instalación de la tubería para la evacuación del biogás de los digestores, su conducción hacia los equipos de limpieza, su almacenamiento y finalmente su conducción hacia los equipos de consumo. En las Figuras 4.7, 4.8 y 4.9 se puede apreciar, mediante una representación virtual tridimensional, la instalación de los diferentes equipos que conforman el proceso de limpieza, almacenamiento y aprovechamiento energético del biogás. Se puede observar que el filtro para la remoción del H₂S, debe de estar protegido por una jaula o estructura metálica de dimensiones proporcionales al tamaño del filtro, esto con el fin de evitar los efectos corrosivos causados por la lluvia. Tanto el serpentín deshidratador, así como el desulfurador contarán con tapones roscados para el drenado del vapor de agua que eventualmente condense. El resto de los equipos podrán estar a la intemperie, como es el caso del tanque de almacenamiento, el cual contará con una placa delgada de acero inoxidable.

En lo que respecta a las líneas de conducción de biogás hacia los quemadores, se contará con los equipos adecuados para la medición de presión y flujo volumétrico del biogás y puesto que la propuesta del proyecto es alimentar tres quemadores exclusivamente con biogás, se instalaría una tubería paralela a la tubería que suministra el gas LP a los quemadores. En la Figura 4.9 se puede apreciar la trayectoria de la vertical, por la cual pasa la tubería de gas LP. Por esta misma trayectoria se colocaría la tubería de conducción del biogás hacia los quemadores. Por último es importante recordar que los quemadores deberán ser calibrados con relación al diámetro del inyector y a la presión de alimentación del biogás, con la finalidad de operar de manera eficiente y segura los equipos de combustión.

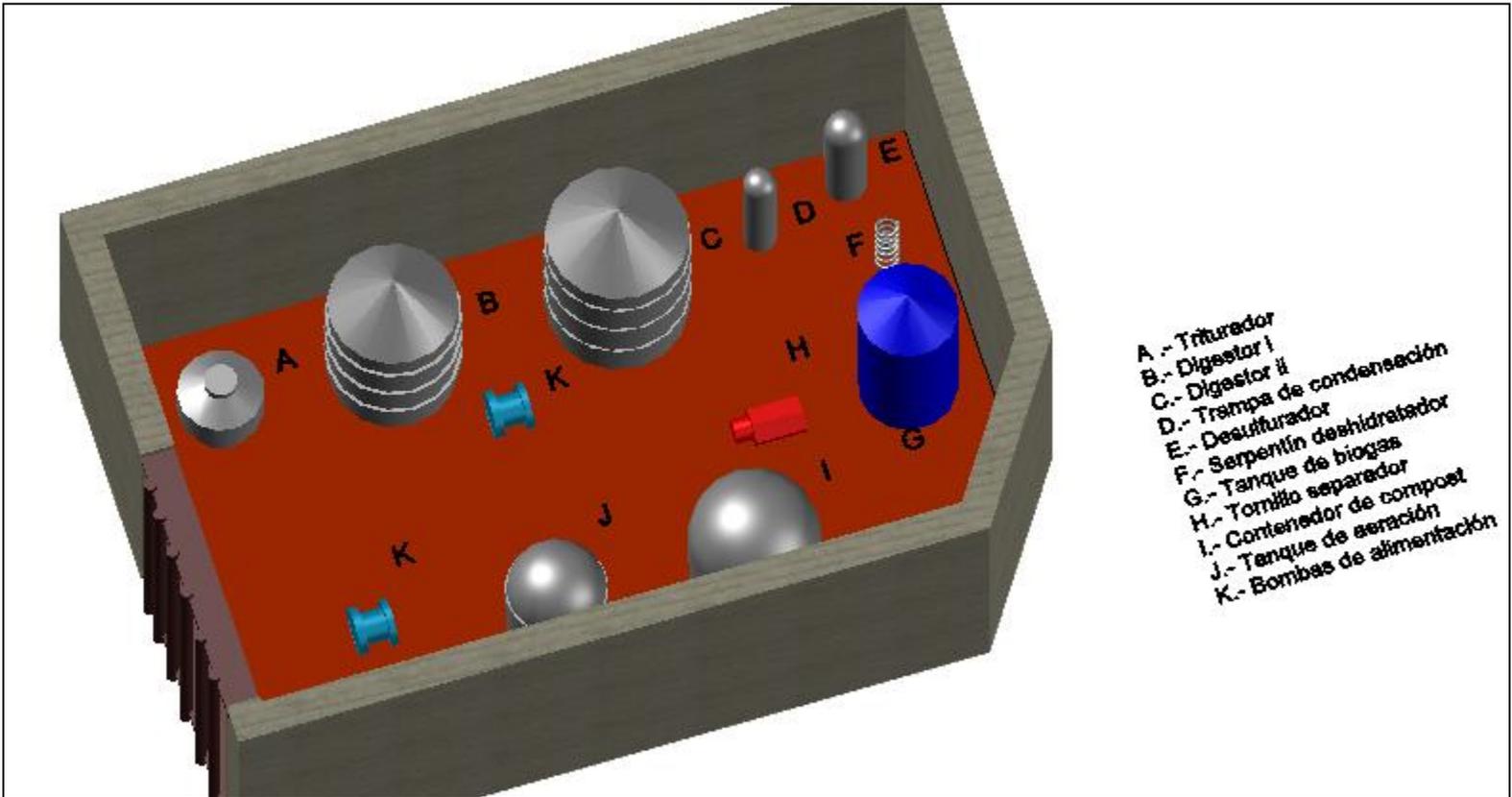


Figura 4.6 Vista frontal superior de la instalación de los equipos que conforman el proceso de la digestión

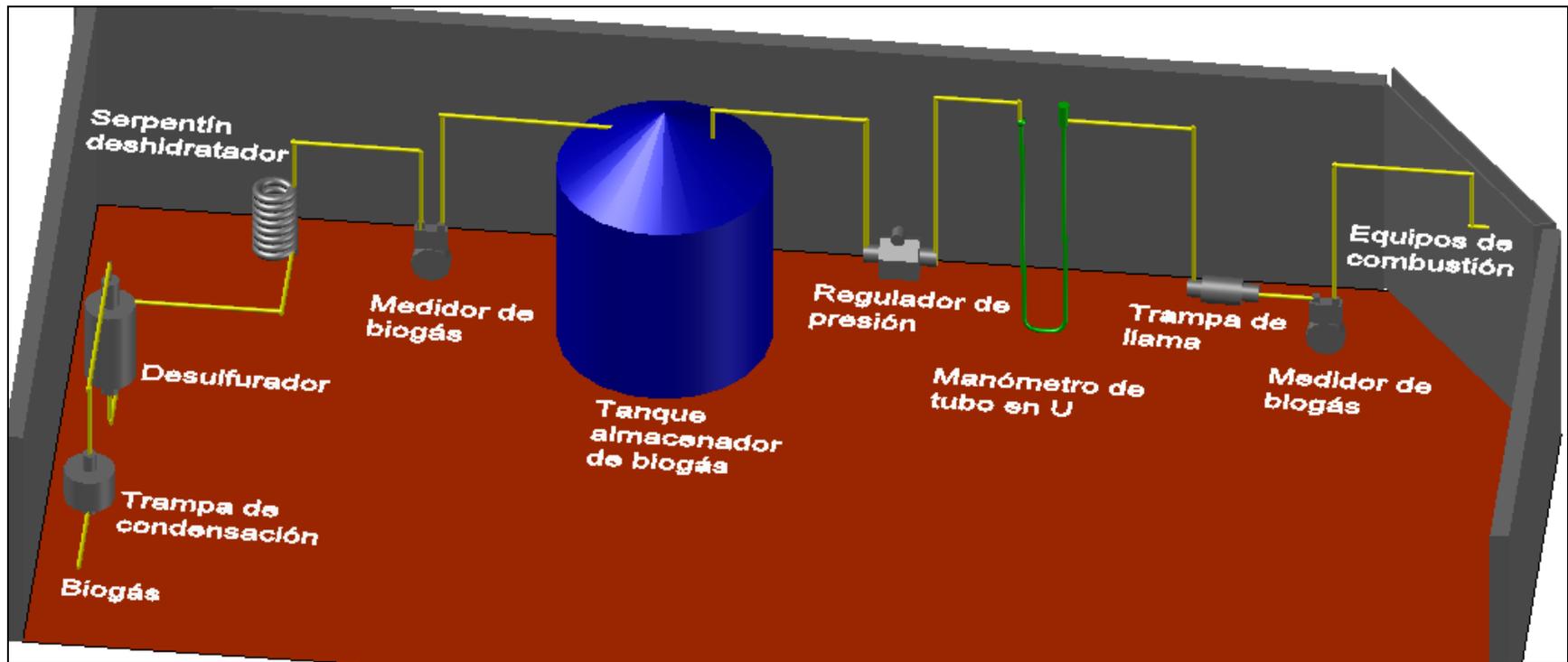


Figura 4.7 Representación tridimensional de la instalación de los componentes para el manejo del biogás

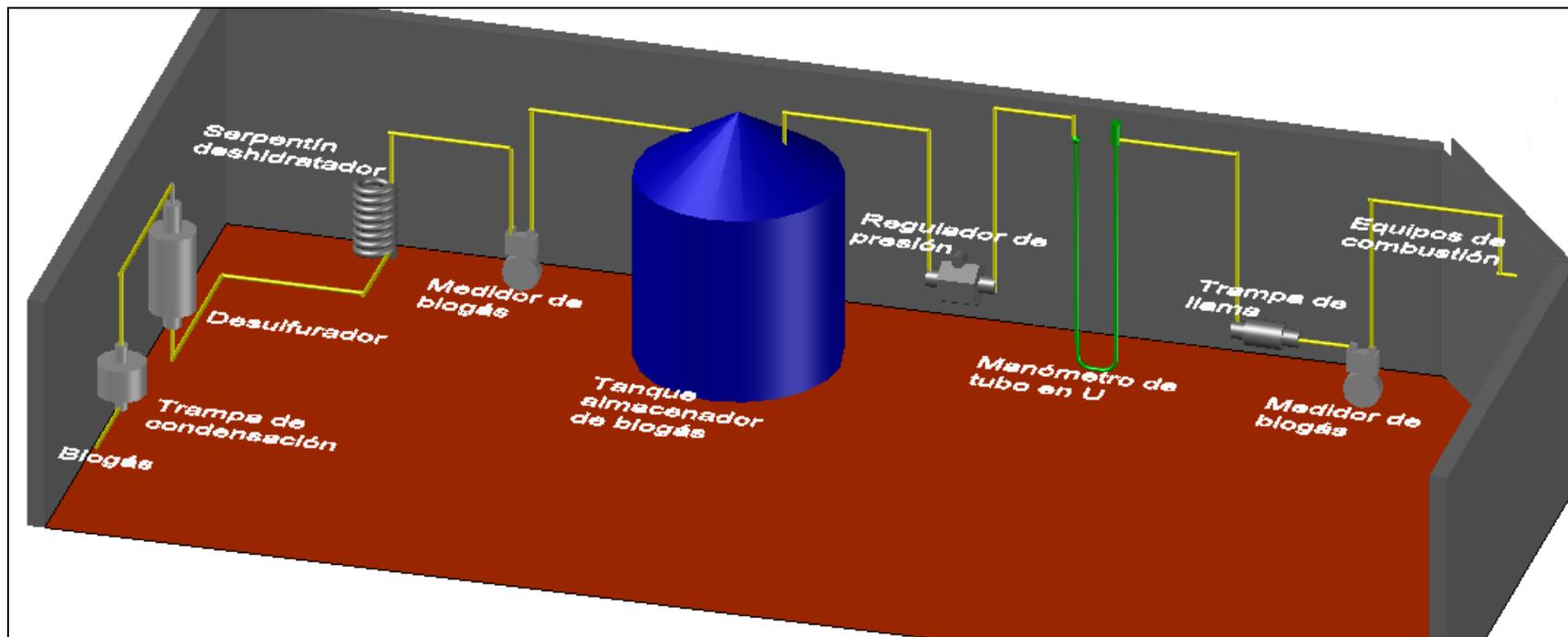


Figura 4.8 Vista frontal de los componentes del tren de tratamiento y utilización del biogás

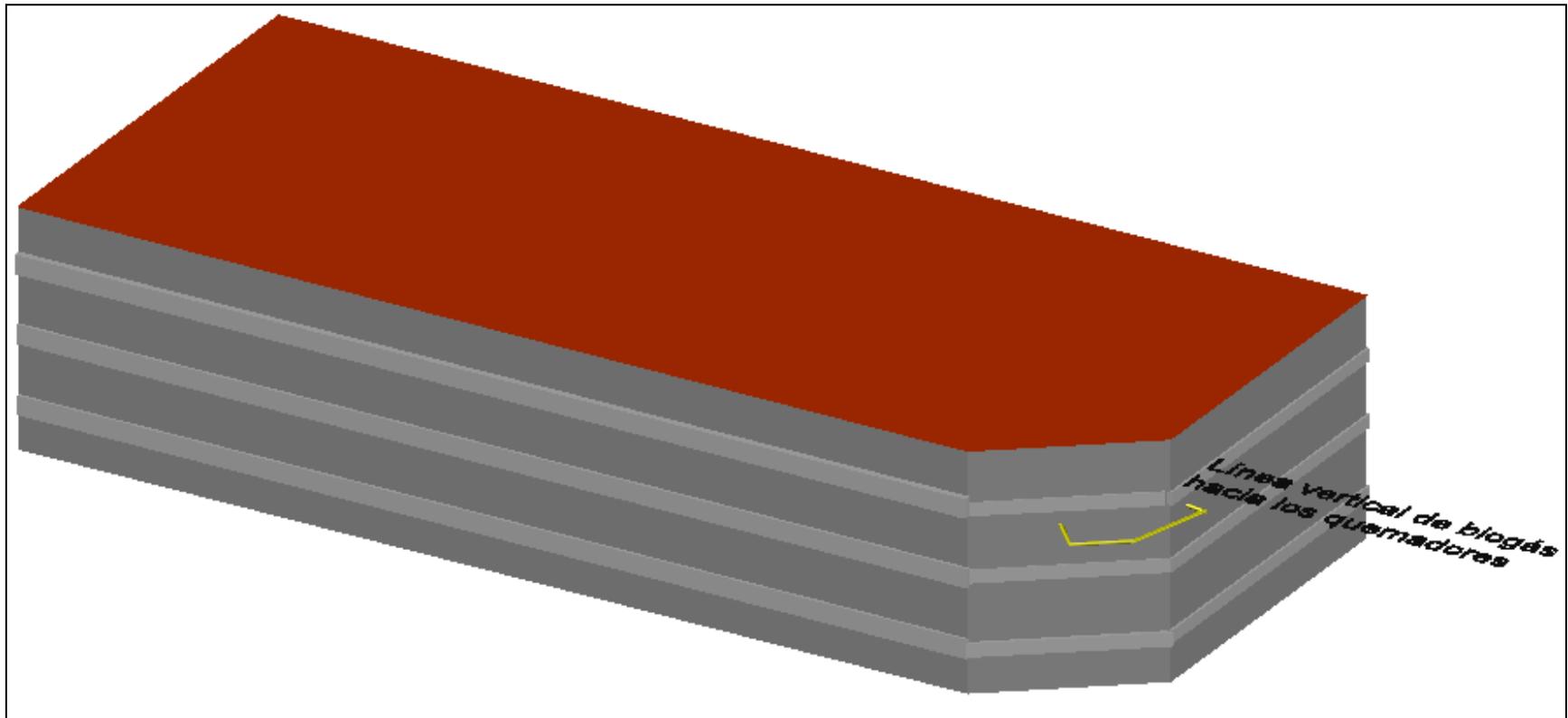


Figura 4.9 Vista isométrica de la trayectoria de conducción del biogás hacia los equipos de combustión

CAPÍTULO 5

CONCLUSIONES

Se realizó el estudio técnico, económico y ambiental, así como la propuesta de instalación de un sistema de bioenergía operando bajo los principios de la digestión, utilizando como materia prima los RSO generados por un restaurante, el cual ocupa el segundo lugar, dentro de la cadena de restaurantes, con mayor flujo de comensales a nivel nacional. La finalidad de este estudio, consistió en la obtención de biogás a partir de los RSO, para desplazar el consumo de gas LP por parte del restaurante, y de esta manera reducir por un lado los costos fijos que se erogan cada mes por este concepto y además reducir su dependencia a dicho combustible de origen fósil. El sistema de bioenergía se diseñó partiendo de una disponibilidad diaria promedio de 233.42 kg-RSO/día, los cuales registraron un contenido de sólidos totales de 21.6% y 95% de sólidos volátiles. Para mantener la concentración de ST, se estableció una relación de RSO:agua de 1:0.50, considerada para procesos de digestión de tipo húmedo. El sistema de digestión se diseñó para operar a una temperatura de 35 °C, con una velocidad de carga orgánica de 5.33 kgSV/m³_{digestor} * día y un tiempo de residencia hidráulico de 30 días. Dicho sistema estaría compuesto de dos etapas, conectando en serie dos digestores, uno de 4 m³ y el otro de 8 m³.

La producción esperada de biogás se estimó en 17.72 m³ biogás/día, con una fracción molar del 58% de CH₄. De esta forma, la contribución del biogás como energético para su uso como energía térmica para cocción de alimentos por parte del restaurante, alcanzaría el 3.5% de la demanda total de energía térmica para cocción. Puesto que desde el enfoque económico no resulta factible bajo este régimen de producción, se tendría que procesar los RSO de al menos 4 restaurantes de la misma cadena. Esto daría una producción estimada de biogás aproximada de 69 m³/día, con lo cual la contribución del biogás sería del 12.5% de la demanda total de energía térmica para cocción. Esta contribución generaría un ahorro estimado total de \$4,355,426, a lo largo de toda la vida económica del proyecto de bioenergía. Es importante destacar la notable influencia que ejerce sobre los indicadores económicos el precio de venta del gas LP y su tasa de crecimiento media anual, que finalmente determinan la magnitud del ahorro por concepto del desplazamiento del consumo del gas LP por biogás. El biogás producido será almacenado en un tanque cilíndrico a baja presión de 5 m³. La planta contará además con dispositivos para la remoción del H₂S y de vapor de agua, con la finalidad de eliminar los efectos corrosivos causados por estos dos compuestos y aumentar la calidad del biogás.

Otra de las ventajas de aplicar la digestión como método de tratamiento de los RSO radica en que se evitaría la confinación, a un vertedero o relleno sanitario, de poco más de 82 toneladas de desechos al año. Con una reducción de los SV del orden del 66%, se generarían aproximadamente 48 kg/día de fertilizante, que se utilizarían como un mejorador de suelos por su alto contenido en nitrógeno, potasio y fósforo, conforme a la NOM-004-SEMARNAT-2002. De esta forma, se le da un manejo sustentable a los residuos generados por el propio sistema. Con la implementación de este sistema de bioenergía, las emisiones totales desplazadas serían de 58.62 T métricas CO₂-equivalente/año, esto equivaldría a las emisiones atmosféricas evitadas por 11 vehículos anuales.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Anaergia. 2013. Renewable energy generation from food waste, biosolids and manure. Publicación de Anaergia Inc. Ontario, Canadá.

APHA. 1995. Standard Methods for Water and Wastewater Examination. 19th ed. Publicación del American Public Health Association. Washington, D.C. EE.UU.

Appels, A., Baeyens, J. y Dewil, R. 2008. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. In: Progress in Energy and Combustion Science. Birmingham, Inglaterra.

Aragundy, J. y Kottner, M. 2008. IBBK, Fachgruppe Biogas Weckelweiler, "Biogas reference manual". Publicación del German Council. Weckelweird, Alemania.

BANXICO. 2013. Estadísticas de las Tasas de Interés Representativas y Cetes. Publicación del Banco de México. México, D.F. México.

Baron, D., Leginski, J., Malek, A. y Smith, A. 2008. Biogas Compressor Project. Publicación del Departamento de Ingeniería Mecánica. Universidad de Michigan. Michigan, EE.UU.

BIFFAWARD. 2011. The University of Southampton and Greenfinch Ltd, Biodigestion of kitchen waste: a comparative evaluation of mesophilic and thermophilic biodigestion for the stabilisation and sanitisation of kitchen waste. Final Report. Londres, Reino Unido.

BM. 2011. What a waste: A Global Review of Solid Waste Management. Publicación del Banco Mundial. Nueva York, EE.UU.

Bolzonella, D., Pavan, P., Mace, S. y Cecchi, F. 2005. Dry anaerobic digestion of differently sorted organic municipal solid waste: a full-scale experience. *Water Sci Technol.*53: 23-32.

Bond, T. y Templeton, M. 2011. History and future of domestic biogas plants in the developing world. *Energy Sustain Dev.*15:347-54.

Chanakya, H., Sharma, I. y Ramachandra, T. 2008. Micro-scale anaerobic digestion of point source components of organic fraction of municipal solid waste. Nueva Delhi, India

Chaudhary, B. 2008. Continuous anaerobic digestion of municipal solid waste in thermophilic conditions. Masters thesis, Asian Institute of Technology. Bangkok, Tailandia.

Chen, Y., Yang, G. y Sweeney, S. 2010. Household biogas use in rural China: a study of opportunities and constraints. *Renew Sustain Energy Rev.* 14:545-9.

Cho, J. y Park, S. 1995. Biochemical methane potential and solid state anaerobic digestion of Korean food wastes. *Bioresour Technol* .52:245-53.

Davidson, Asa., Jansen, J. y Appelqvist, B. 2007. Anaerobic digestion potential of urban organic waste: a case study in Malmo. *Waste Management Research* . 25:1629.

DeBaere, L. 2000. State of the art of anaerobic digestion of solid waste in Europe. *Water Science and Technology* . 41:283-90.

Defra. 2010. Advanced Thermal Treatment of Municipal Solid Waste. Publicación del Department for Environment Food and Rural Affairs. Londres, Reino Unido.

Dowds, J. 2009. Anaerobic digestion: A Farm Methane Mitigation Strategy for Vermont Dairies. Presented to the Vermont Climate Collaborative. Belmont, California.

Dutt, G. 1994. Illumination and sustainable development. Part I: Technology and economics. *Energy Sustain Dev*.1:23-35.

Donald, M., Paul, S. y Cara, P. 2008. Anaerobic Digestion of Food Waste. *Energy Sustain Dev*. 20(2):123-235.

DSNYC. 2010. Department of Sanitation NYC, Annual report. Publicación del Departamento de Salubridad de Nueva York. Nueva York, EE.UU.

EFM, 2013. Estudios de factibilidad para sistemas de digestión. Publicación de Environmental Fabrics de México. México, D.F., México.

Electrigaz. 2008. Feasibility Study - Anaerobic Digester and Gas Processing Facility in the Fraser Valley. Final report. British Columbia, Canadá.

EPA. 2008. Guidelines of environmental management. Code of Practice - Onsite Wastewater Management. Publicación de la Environmental Protection Agency. Washington D.C., EE.UU.

EPA. 2009. Interactive Units Converter. Publicación de la Environmental Protection Agency. Washington, D.C., EE.UU.

EPA. 2010. Municipal solid waste generation, recycling, and disposal in the United States: facts and figures for 2010. Publicación de la Environmental Protection Agency. Washington D.C., EE.UU.

FAO. 2011. Global food losses and food waste. Publicación de la Food and Agriculture Organization of the United Nations. Dusseldorf, Alemania.

FAO. 2012. Sustainable Bioenergy: A framework for decision makers. Publicación de la Food and Agriculture Organization of the United Nations. Roma, Italia.

Ferrer, I., Garfí, M. y Uggetti, E. 2011. Biogas production in low-cost household digesters at the Peruvian Andes. *Biomass Bioenergy*. 35:1668-74.

Garfí, M., Ferrer-Martí, L. y Pérez, I. 2011. Co-digestion of cow and guinea pig manure in low-cost tubular digesters at high latitude. *Ecol Eng*. 37:2066-70.

Gen, M. 1997. Genetic algorithms and engineering design. Editorial Wiley and Sons. Nueva York, EE.UU.

Goldberg, D. 1989. Genetic algorithms in search, optimization & machine learning. Reading, Mass: Addison-Wesley. Copenhagen, Dianamarca.

Gooch, M., Felfel, A., y Marenick, N. 2010. Food waste in Canada, growing the margins conference. Vancouver, Canadá.

Guwy, A., Hawkes, F. y Wilcox, S. 1997. Neural network and on-off control of bicarbonate alkalinity in a fluidised-bed anaerobic digester. *Water Res*. 31:2019-25.

Harper, E. 2004. El ABC de las instalaciones de gas, Hidráulicas y Sanitarias. Editorial Limusa. México, D.F., México.

Hassan, M. 2004. The feasibility of family biogas production from mixed organic wastes in Palestinian rural areas. Faculty of Graduated Studies, An-Najah National University. Ramallah, Palestina.

Heeb, F. 2009. Decentralized anaerobic digestion of market waste: Case study in Thiruvananthapuram, India. Nueva Delhi, India.

Holland, J. 1975. Adaptation in natural and artificial systems. Ann Arbor, MI: University of Michigan Press. Detroit, EE.UU

Holubar, P., Zani, L., Hager, M., Froschl, W. y Braun, R. 2002. Advanced controlling of anaerobic digestion by means of hierarchical neural networks. *Water Res*. 36:2582-8.

Holubar, P., Zani, L., Hager, M., Froschl, W., Radak, Z. y Braun, R. 2003. Start up and recovery of a biogas-reactor using hierarchial neural network-based control tool. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 78:847-54.

Hopfner-Sixt, K. y Amon, T. 2007. Monitoring of agricultural biogas plants in Austria e Mixing technology and specific values of essential process parameters. Vienna: University Of Natural Resources And Applied Life Sciences, Department Of Sustainable Agricultural Systems, Division Of Agricultural Engineering. Final Report. Viena, Austria.

IEA. 2011. World Energy Statistics 2010. Publicación de la International Energy Agency. París, Francia.

- Igoni, A. y Ayotamuno, M. 2007. Municipal solid-waste in Port Harcourt, Nigeria. *Appl Energy*. 84:664-70.
- Igoni, A. y Abower, M. 2008. Effect of total solids concentration of municipal solid waste on the biogas produced in an anaerobic continuous digester. *Agric Eng Int*. 5(2):512-625.
- Ilori, M. y Oyebisi, T. 2000. Engineering design and economic evaluation of a family sized biogas project in Nigeria. *Technovation*. 20:103-8.
- IPCC. 1996. Revised 1996 IPCC Guidelines for national greenhouse gas inventories: workbook. Publicación del International Panel of Climate Change. Ginebra, Suiza.
- IPPC. 2000. Integrated pollution prevention and control. Best available techniques reference document on the production of iron and steel. Publicación del Integrated Pollution Prevention and Control. Sevilla, España.
- Jatinder, S., Sarbjit, S. 2004. Comparative study of economics of different models of family size biogas plants for state of Punjab, India. *Energy Convers Manage*. 45:1329-41.
- Kanat, G. y Saral, A. 2009. Estimation of biogas production rate in thermophilic USAB reactor using artificial neural networks. *Environ Modell Assess*; in press. Nebraska, EE.UU.
- Khandelwal, C. y Mahdi, S. 1986. Biogas Technology: a practical handbook. Tata-Mcgraw-hill. Nueva Delhi, India- México, D.F., México.
- Koelsch, R., Fabian, E., Guest, R. y Campbell, J. 2001. Anaerobic digesters for dairy farms, agricultural and biological engineering extension bulletin 458. Cornell University. Nueva York, EE.UU.
- Klavon, K. 2011. Design and economics of plug-flow, small scale anaerobic digesters for temperate climates. Master Thesis. Department of Environmental Science and Technology. University of Maryland. Washington, EE.UU.
- Kramer, J. y Krom, L. 2008. Farm digester progress in Wisconsin. *BioCycle*. 5(1):38-42.
- Krupp, M. y Schubert, J. 2005. Feasibility study for co-digestion of sewage sludge with OFMSW on two wastewater treatment plants in Germany. *Waste Manag*. 25:393-9.
- Kuglarz, M. y Morowiec, B. 2009. Co-digestion of municipal biowaste and sewage sludge for biogas production. Proceedings of a Polish-Swedish-Ukrainian seminar. Estocolmo, Suecia.
- Lansing, S., Viquez, J., Martinez, H., Botero, R. y Martin J. 2008. Quantifying electricity generation and waste transformations in a low-cost, plug-flow anaerobic digestion system. *Ecol Eng*. 34:332-48.

- Lansing, S., Martin, J., Botero, R., Silva, T. y Silva, E. 2010. Methane production in low-cost, unheated, plug-flow digesters treating swine manure and used cooking grease. *Bioresour Technol.* 101:4362-70.
- Lichtman, R. y Ellegard, A. 1996. The improved biogas systems project: results and future work. *Energy Sustain Dev.* 4:28-42.
- Lindeburg, M. 2011. Fundamentals of Engineering. 3th edition. Editorial Professional Publications, Inc. Belmont, California.
- Linderoth, M. 2008. Analysis of anaerobic digestion for on-site domestic wastewater treatment in Tamil Nadu. Tamil Nadu, India.
- Linke, B. 2006. Kinetic study of thermophilic anaerobic digestion of solid wastes from potato processing. *Biomass Bioenergy* . 30:892-6.
- Marland, G.y Rotty, M. 1983. *Carbon Dioxide Emissions From Fossil Fuels: A Procedure For Estimation And Results For 1951-1981*, DOE/NBB-0036 TR-003, Carbon Dioxide Research Division, Office of Energy Research, U.S. Department of Energy, Oak Ridge, TN, EE.UU.
- Mata-Alvarez, M. 2003. Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes. 1st ed. IWA Publishing. Londres, Reino Unido.
- Mata-Alvarez, J., Llabres, P., Cecchi, F. y Pavan, P. 1992. Anaerobic digestion of the Barcelona food market organic waste: experimental study. *Bioresour Technol* .39:39-48.
- Mata-Alvarez, J., Macé, S. y Llabrés, P. 2000. Review paper: anaerobic digestion of organic solid wastes, an overview of research achievements and perspective. *Bioresour Technol.* 74:3-16.
- Mattocks, R. y Mark, A. 2000. Fate of incoming solids to measure manure digester performance. In: Animal, Agricultural and Food Processing Wastes Proceedings. 187-93.
- Misi, S. y Foster, C. 2001. Batch Co-digestion of multicomponent agro-wastes. *Bioresource Technology*.80:5-8.
- MN. 2012. City of Montreal, Montreal's Draft Master Plan for the Management of Residual Materials for 2008 and 2012. Montreal, Canadá.
- Mondorf, U. y Jensen, F. 1995. Reuse of packages, recycling of packaging materials and disposal of used packages. *Bulletin of IDF*300, Chapter 13, pp. 78-83.
- Morris, J., Phillips, P. y Read, A. 1998. The UK landfill tax: an analysis of its contribution to sustainable waste management. *Resources Conservat Recycle.* 259-270.

- Moser, E. y Dudler, V. 1995. Identification and transport of substances in recycled PET-bottles. In *Recovery, Recycling, and Reintegration*, Collected Papers of the R'95 International Congress. Genova, Suiza.
- Mugo, F. y Gathui, T. 2010. Biomass energy in Kenya. A background paper prepared for the International Institute for Environment and Development for an international ESPA workshop on biomass energy. Nairobi, Kenya.
- Nacke, T., Brückner, K., Göller, A., Kaufhold, S., Nakos, X. y Noack, S. 2005. New type of dry substances content meter using microwaves for application in biogas plants. *Anal Bioanal Chem.* 383:752-7.
- Nathan, C. y Pragasen, P. 2011. Biogas prediction and design of a food waste to energy system for the urban environment. *Elsevier.* 41:200-209. Quebec, Canadá.
- NAS. 2007. Methane generation from human. Animal and Agricultural Wastes. Publicación de la National Academy of Sciences. Washington, D.C., EE.UU.
- Neumann, U. 1995. Biogas from organic waste. In *Recovery, Recycling, and Reintegration*, Collected Papers of the R'95 International Congress. Genova, Suiza.
- Nguyen, T., Daester, H. y Mensy, J. 1995. Glass recycling from treatment detoxification of special post-consumer waste. *Recovery, Recycling, and Reintegration*, Collected Papers of the R'95 International Congress. Genova, Suiza.
- Nijkerk, A. 1995. Wealth in garbage: Recycling, past, present and future. *Recycling and cleaner production*, pp. 145-156. International Organization of Biopolitics, BIO. Atenas, Grecia.
- Nickolas J, Themelis S, Verma S. Anaerobic digestion of organic waste in MSW. *Waste Management World*; 2004, January-February. p. 41-47.
- OECD, 2010. Economic, Environmental and Social statistics. Environment-Air and land-Municipal waste. Publicación de la Organization for Economic Cooperation and Development. Paris, Francia.
- ONU. 2009. United Nations Population Division, World urbanization prospects, the 2009 revision. Publicación de la Organización de las Naciones Unidas. Nueva York, EE.UU.
- ONU. 2011. United Nations Population Funds, Urbanization: a majority in cities. Publicación de la Organización de las Naciones Unidas. Washington, D.C., EE.UU.
- ONU. 2012. United Nations Population Division, World population to 2030. Publicación de la Organización de las Naciones Unidas. Nueva York, EE.UU.

- Ozkaya, B., Demir, A. y Bilgili, M. 2007. Neural network prediction model for the methane fraction in biogas from field-scale landfill bioreactors, 22. *Environmental Modeling & Software*. Issue 6, p. 815-822.
- Peer, N. 1995. Characterization Of Nitrous Oxide Emission Sources, EPA Contract No. 68-D1-0031, Research Triangle Park. New York, EE.UU.
- Perret, J. 1982. Implementation and end-uses of biogas. Shell Recherche, Grand-Couroune. Paris, Francia.
- Persson, M., Johnsson, O. y Wellinger, A. 2008. IEA Bioenergy Report-Task 37. Publicación de la International Energy Agency. Estocolmo, Suecia.
- Piccot, S. 1990. Emissions And Cost Estimates For Globally Significant Anthropogenic Combustion Sources of NO_x, N₂O, CH₄, CO And CO₂, EPA Contract No. 68-02-4288, Research Triangle Park. New York, EE.UU.
- Pinetti, L. 1995. Plastics recycling opportunities: a learn in Europe. *Recycling and Cleaner Production*, Int. Org. *Biopolitic*. 38-81.
- Pitt, G., Chasalow, F., Hibionada, Y., Klimas, D. y Schindler, A. 1981. Aliphatic polyesters. The degradation of polycaprolactone in vivo. *J Appl Polym Sci* 26. 3779-3787.
- Plinke, E. y Kaempf, K. 1995. Ecological, economical and technical limits to recycling of packaging materials. In *Recovery, Recycling, and Reintegration*, Collected Papers of the R'95 International Congress, Genova, Suiza.
- Poulakis, J. y Papaspyrides, C. 1995. The dissolution reprecipitation technique applied on high-density polyethylene. 1. Model recycling experiments. *Adv Polym Technol*. 14(3): 237-356.
- Raven, R. y Gregersen, K. 2007. Biogas plants in Denmark: successes and setbacks. Renewable and Sustainable Energy Reviews. Copenhagen, Dinamarca.
- Rentz, O., Schmittinger, A., Jochum, R. y Schultmann, F. 2001. Exemplary investigation into the state of practical realisation of integrated environmental protection within the ceramics industry under observance of the IPPC-Directive and the development of BAT reference documents. Final report on Behalf of the German Federal Environmental Agency (Research project no. 298 94 313/07). Karlsruhe: French- German Institute for Environmental Research. Munich, Alemania.
- Revyakin, O., Zicans, J., Kalnins, M. y Kalkis, V. 1999. Properties of composites based on post-consumer polyethylene terephthalate and polypropylene. *Polym Recyc*. 4:33-40.

Riess, R. 1995. Recycling of engineering plastics - options and limitations. In Recovery, Recycling, and Reintegration. Collected Papers of the R'95 International Congress. Genova, Suiza.

Rijpkema, L. 1995. Municipal solid waste combustion flow and cost expert model. In Recovery, Recycling, and Reintegration. Collected Papers of the R'95 International Congress, Genova, Suiza.

Riuji, L. 2009. Research on anaerobic digestion of organic solid waste at household level in Dar Es Salaam, Tanzania. Bachelor Thesis. Institute of Natural Resource Science. Zurich University. Zurich, Suiza.

Rubio, M., Perez, M., Romero, L. y Sales D. Anaerobic mesophilic and thermophilic municipal sludge digestion. *Chem Biochem Eng.* 16:119-24.

Schudel, D. and Koller, W. 1995. Economic solutions to materials recycling of plastics using the Buhler NIR spectrometer NIRIKS. In Recovery, Recycling, and Reintegration. Collected Papers of the R'95 International Congress. Genova, Suiza.

Schultmann, F., Engels, B. y Rentz, O. 2004. Flowsheeting-based simulation of recycling concepts in the metal industry. *J Cleaner Product.* 12: 737-751.

Scott, G. y Gilead, D. 1995. Degradable polymers in waste and litter control. In Degradable polymers: principles and applications, pp. 247-258. Chapman and Hall. Londres, Reino Unido.

SEMARNAT. 2002. Norma oficial NOM-004-SEMARNAT-2002. Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales. México, D.F., México.

SEMARNAT. 2012. Generación de residuos sólidos municipales per cápita y por composición. Publicación de la Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales. México, D.F., México.

SENER. 2004. Norma oficial NOM-004-SEDG-2004. Publicación de la Secretaría de Energía. México, D.F., México.

SENER. 2012. Prospectiva del Mercado de Gas licuado de Petróleo 2012-2026. Publicación de la Secretaría de Energía. México, D.F., México.

SENER. 2013. Sistema de Información Energética. Publicación de la Secretaría de Energía. México, D.F., México.

SFDF. 2013. Prospectiva del costo del agua potable en la Ciudad de México. Publicación de la Secretaría de Finanzas del Distrito Federal. México, D.F. México.

Silva, M. y Naik, T. 2008. Review of composting and anaerobic digestion of municipal solid waste. Wisconsin: University of Milwaukee. Chicago, EE.UU.

Stantec. 2011. A Technical Review of Municipal Solid Waste Thermal Treatment Practices-Final Report. Publicación de Stantec Consulting Ltd. Columbia Británica, Canadá.

Stenstrom, M. y Bhunia, P. 1983. Anaerobic digestion of municipal solid waste. *Environ Eng.* 109:1148-58.

Tamaddon, F., Bengtsson, L. y Hogland, W. 1995. Storage of municipal waste-fuel and related problems. In Recovery, Recycling, and Reintegration. Collected Papers of the R'95 International Congress. Genova, Suiza.

Teh, J., Rudin, A., Yuen, S., Hung, J. y Pank, D. 1994. LLDPE/PP blends in tubular film extraction: recycling of mixed films. *J Plastic Films Sheeting.* 10(10): 288-301.

Tenorio, J. y Espinosa, D. 2002. Effect of salt/oxide interaction on the process of aluminum recycling. *J Light Metals.* 2:89-93.

Thurgood, M. 1995. Recycling as part of complete waste management strategy. Recycling and Cleaner Production, pp. 38-81. Int. Org. Biopolitics.

Tokiwa, Y., Iwanoto, A., Kajama, M., Kataoka, N. y Nishida, H. 1989. *Macromol Chem Macromol Symp.* 57: 273.

Tokiwa, Y., Suzuki, T. y Takeda, K. 1988. Two types of lipases in hydrolysis of polyester. *Agricult Biol Chem.* 52:1937-1943.

Tokiwa, Y., Suzuki, T. y Takeda, K. 1983. Hydrolysis of polyesters by *Rhizopus arrhizus* lipase. *Agricult Biol Chem.* 50:1323-1325.

Trauberg, E. 1995. Recovery, Recycling, and Reintegration. Collected Papers of the R'95 International Congress, Genova, Suiza.

Ulgiati, S., Bargigli, S. y Rauegi, M. 2006. An energy evaluation of complexity, information and technology, towards maximum power and zero emissions. *J Cleaner Product.* 1-14.

Van Groenendall, W. y Wang, G. 2010. Microanalysis of the benefits of China's family-sized bio-digesters. *Energy.* 35:4457-66.

Vanrolleghem, P. y Rosen, C. 2005. Continuity-based interfacing of models for wastewater systems described by Petersen matrices. *Water Science Technology.* 52(12):493.

Viswanath Prema, D. y Nand, K. 1992. Anaerobic digestion of fruit and vegetable processing wastes for biogas production. *Bioresour Technol.* 40:43-8.

- Voegeli, Y., Lohri, C., Kassenga, G. y Baier, U. 2009. Technical and biological performance of the ARTI compact biogas plant for kitchen waste - case study from Tanzania. Italy.
- Vogt, G., Liu, H. y Kennedy, K. 2002. Super blue box recycling (SUBBOR) enhanced two-stage anaerobic digestion process for recycling municipal solid waste: laboratory pilot studies. *Bioresour Technol* .85:291-9.
- Walsh J., Ross, C., Smith, M., Harper, S. y Wilkins, W. 1988. Biogas Utilization Handbook. Georgia Tech Research Institute. Georgia Institute of Technology. Atlanta, Georgia, EE.UU.
- Ward, A., Hoobs, P., Holliman, P. y Jones, D. 2008. Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresour. Technol.* 99:7928-7940.
- White, P., Franke, M. y Hindle, P. 1995. Integrated solid waste management: a lifecycle inventory. Blackie Academic & Professional. Londres, Reino Unido.
- Wong, D., Gastineau, F., Gegorski, F., Tillin, S.T. y Pavlath, A. 1992. Chitosan-lipid films: microstructure and surface energy. *J Agricult Food Chem.* 40:540-544.
- Wool, R. 1995. The science and engineering of polymer composite degradation. In Degradable polymers, pp. 207-215. Chapman and Hall. Londres, Reino Unido.
- Xiao, Y. y Reuter, M. 2002. Recycling of distributed aluminium turning scrap. *Min Engine.* 15: 963-970.
- Ye, J. 2011. Low-carbon eco-city construction in China. *Bioresour Technol.* 100:250-450.
- Yoda, N. 1999. Corporate management in the age of global environmental awareness: a case study of PET-bottle recycling issues in Japan. *Polymer Int.* 48:944-951.
- Young, E. y Gordon, J. 1991. Getting the credit: a guide for local authorities on planning for recycling. A Waste Watch Publication. Londres, Reino Unido.
- Zaher, U., Li, R. y Jeppsson, U. 2009. GISCOD: general integrated solid waste co-digestion model. *Water Research.* 43(10):2717
- Zaher, U., Buffiere, P. y Teyer, J. 2009. A procedure to estimate proximate analysis of mixed organic wastes. *Water Environment Research.* 81: 407.
- Zhang, R. y Wang, F. 2007. Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion. *Bioresource Technology.* 40:929.
- Zhou, H., Kefa, C. y Jianbo, M. 2001. Combining neural network and genetic algorithms to optimize low NOx pulverized coal combustion. *Energy Policy.* 80: 2163-2169.