



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**DISEÑO CONCEPTUAL Y ANÁLISIS TECNO-
ECONÓMICO DE UNA BIORREFINERÍA PARA LA
PRODUCCIÓN DE BIOGÁS Y BIOMETANO A PARTIR
DE NOPAL**

TESIS presentada por:

EDGAR DANIEL MONTAÑO OLVERA

Para obtener el grado de:

MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

Asesor de tesis:

Dr. Agustín Jaime Castro Montoya

RESUMEN

DISEÑO CONCEPTUAL Y ANÁLISIS TECNO-ECONÓMICO DE UNA BIORREFINERÍA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS Y BIOMETANO A PARTIR DE NOPAL.

Por

Edgar Daniel Montaña Olvera

Mayo del 2021

Maestro en Ciencias en Ingeniería Química

Dirigida por: Dr. Agustín Jaime Castro Montoya

El uso y desarrollo tecnológico de fuentes renovables derivadas de biomasa para satisfacer la demanda energética y generar bioproductos es muy limitado en México. Esto contribuye a que la transición de México como país sustentable sea más lenta. Aplicando la simulación de procesos químicos al diseño de biorrefinerías, se plantea el diseño conceptual y análisis tecno-económico de una biorrefinería que procesa cladodios de nopal forrajero para obtener biometano, bioabono y otros subproductos, a través de dos diferentes procesos de acondicionamiento de biogás a biometano. Se consideran criterios de factibilidad basados en tres aspectos; tiempo de funcionamiento de la planta, flujo de efectivo durante la construcción y operación de la planta, y tasa de rendimiento de la inversión del proyecto. Los criterios de factibilidad de los proyectos indican que el proceso criogénico de acondicionamiento del biogás, con una tasa de retorno sobre la inversión (ROI) del 16.49% es una mejor opción de inversión, comparado con el proceso de absorción el cual tiene una ROI del 14.63%, para ambos casos la tasa de rendimiento mínima aceptable (TREMA) es del 15%. Con base a estos resultados se pueden tomar decisiones de inversión de forma más rápida, confiable y con una disminución de gastos económicos. La metodología y simulación planteadas en esta investigación pueden usarse para analizar diversas fuentes de biomasa y sus rendimientos para la producción de bioenergéticos.

Palabras clave: Bioproductos, Simulación, Cladodios, Factibilidad, Inversión.

ABSTRACT

The technological development and use of renewable sources derived from biomass to satisfy energy demand and generate bioproducts is very limited in Mexico. This contributes to slower the transition of Mexico as a sustainable country. Applying chemical process simulation to biorefinery design, conceptual design and techno-economic analysis of a biorefinery is proposed that processed fodder nopal (*Opuntia Ficus-Indica*) cladodes to obtain biomethane, bio-fertilizer and other products, through two different upgrading processes from biogas to biomethane. Profitability criteria based on three aspects are considered; plant operating time, cash flow during plant construction and operation, and rate of return on project investment. The profitability criteria of the projects indicate that the cryogenic biogas upgrading process, with a rate of return on investment (ROI) of 16.49%, is a better investment option, compared to the absorption process which has an ROI of 14.63%, for both cases the minimum acceptable rate of return (MARR) is 15%. Based on these results, investment decisions can be made more quickly, reliable and with a reduction in economic expenses. The methodology and simulation proposed in this research can be used to analyze various biomass sources and their yields for the production of bioenergetics.

DEDICATORIA

Principalmente a mis queridos padres y hermanos, por fomentar mi aprendizaje y darme todo su apoyo incondicional.

A todo el resto de mi familia por apoyarme y brindarme su confianza.

A Dios por guiarme correctamente.

ÍNDICE

Resumen	ii
Abstract	iii
Lista de tablas	vii
Lista de figuras	x
Nomenclatura	xi
Agradecimientos	xiii
Capítulo 1. Introducción	1
1.1 Generalidades	1
1.2 Planteamiento del problema	3
1.3 Justificación de la investigación	3
1.4 Hipótesis	4
1.5 Objetivos	4
Capítulo 2. Marco teórico	5
2.1 El presente de las energías limpias	5
2.2 Biorrefinerías para la producción de energía y productos sustentables	8
2.3 Etapas de la producción de biogás	10
2.4 El desarrollo de bioproductos en México y el mundo	24
2.5 Nopal como biomasa para producir biogás y bioproductos	27
2.6 El diseño conceptual y la simulación de procesos en el desarrollo de biorrefinerías	34
Capítulo 3. Metodología	37
3.1 Consideraciones generales y tecnologías de proceso	37
3.2 Simulación del proceso de pretratamiento de la biomasa	41
3.3 Modelo y simulación del proceso de digestión anaerobia	43

3.4 Simulación de los procesos de acondicionamiento del biogás	53
3.5 Estimación de los costos de capital para ambas plantas de producción de biometano	59
3.6 Estimación de los costos de operación para ambas plantas de producción de biometano	60
3.7 Estimación de los ingresos anuales por ventas para ambas plantas de producción de biometano	62
3.8 Análisis económico de ambas plantas de producción de biometano	63
Capítulo 4. Resultados	67
4.1 Simulación del proceso de pretratamiento	67
4.2 Análisis del modelo de digestión anaerobia y comparación con investigaciones experimentales	68
4.3 Simulación del proceso de digestión anaerobia	73
4.4 Simulación de los procesos de acondicionamiento del biogás	77
4.5 Costos directos e indirectos de los procesos de pretratamiento de la biomasa, digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato	80
4.6 Costos directos e indirectos del proceso criogénico y del proceso de absorción para el acondicionamiento del biogás	83
4.7 Costos de capital para ambas plantas de producción de biometano	88
4.8 Costos de operación para ambas plantas de producción de biometano	89
4.9 Ingresos anuales por ventas para ambas plantas de producción de biometano	91
4.10 Análisis económico de ambas plantas de producción de biometano	92
Conclusiones	94
Perspectivas a futuro	97
Bibliografía	99

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1 Distribución de generación de energía y capacidad instalada entre las diferentes fuentes de energía en México, al 31 de diciembre de 2018.....	6
Tabla 2.2 Propiedades generales del biogás.....	11
Tabla 2.3 Composición química del biogás.....	12
Tabla 2.4 Comparación de las propiedades del biogás con otros gases combustibles.....	24
Tabla 2.5 Comparación del poder calórico de diferentes combustibles.....	26
Tabla 2.6 Composición química de cladodios de nopal como materia seca en diversas edades.....	28
Tabla 2.7 Resumen de la superficie plantada, cosechada, volumen de producción, rendimientos y valor de la producción de nopal a nivel nacional 2014.....	30
Tabla 2.8 Aspectos comparativos de la energía eólica, fotovoltaica y la generación de biogás con nopales.....	33
Tabla 3.1 Lista de las reacciones de hidrólisis incluidas en el modelo PSM definidas conforme al avance de reacción.....	45
Tabla 3.2 Lista de las reacciones de aminoácidos, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis incluidas en el modelo PSM definidas conforme a su constante cinética.....	46
Tabla 3.3 Composición química másica de los cladodios de nopal (<i>opuntia ficus indica</i>) en función de su madurez.....	50
Tabla 3.4 Composición química de la mezcla agua-estiércol de ganado vacuno.....	52
Tabla 4.1 Composición del biogás generado en las diferentes etapas de maduración de los cladodios (% en masa).....	69
Tabla 4.2 Composición del biogás generado en la codigestión de los cladodios de nopal de seis meses de edad con el estiércol de ganado vacuno.....	74
Tabla 4.3 Composición del digestato generado en la codigestión de los cladodios de nopal de seis meses de edad con el estiércol de ganado vacuno.....	75

Tabla 4.4 Intervalo de composición química del biogás.....	76
Tabla 4.5 Parámetros comparativos entre los dos procesos de purificación de biogás.....	78
Tabla 4.6 Parámetros y costos de los equipos del pretratamiento de la biomasa.....	80
Tabla 4.7 Costos totales de equipo y de instalación para el pretratamiento de la biomasa.....	80
Tabla 4.8 Costos directos e indirectos para el pretratamiento de la biomasa.....	81
Tabla 4.9 Parámetros y costo de los equipos del proceso de digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato.....	81
Tabla 4.10 Costos directos para el proceso de digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato.....	82
Tabla 4.11 Costos indirectos para el proceso de digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato.....	82
Tabla 4.12 Suma de los costos totales directos e indirectos de los procesos de pretratamiento y de digestión anaerobia.....	83
Tabla 4.13 Parámetros y costos de los intercambiadores de calor del proceso criogénico.....	83
Tabla 4.14 Parámetros y costos del compresor del proceso criogénico.....	84
Tabla 4.15 Parámetros y costos de los separadores líquido-vapor del proceso criogénico.....	84
Tabla 4.16 Parámetros y costos de la columna de destilación y sus equipos accesorios del proceso criogénico.....	84
Tabla 4.17 Parámetros y costos del adsorbedor del proceso criogénico.....	84
Tabla 4.18 Parámetros y costos de los tanques de almacenamiento del proceso criogénico.....	85
Tabla 4.19 Costos de equipo y de instalación totales del proceso criogénico.....	85
Tabla 4.20 Costos directos e indirectos para el proceso criogénico.....	85
Tabla 4.21 Parámetros y costos de los intercambiadores de calor del proceso de absorción con agua a presión.....	86
Tabla 4.22 Parámetros y costos de los compresores del proceso de absorción con agua a presión.....	86

Tabla 4.23 Parámetros y costos de los separadores líquido-vapor del proceso de absorción con agua a presión.....	86
Tabla 4.24 Parámetros y costos de la bomba del proceso de absorción con agua a presión.....	86
Tabla 4.25 Parámetros y costos de las columnas del proceso de absorción con agua a presión.....	87
Tabla 4.26 Costos de equipo y de instalación totales del proceso de absorción con agua a presión.....	87
Tabla 4.27 Costos directos e indirectos para el proceso de absorción con agua a presión.....	87
Tabla 4.28 Costos totales y costos de capital para la planta que produce biometano a través del método criogénico.....	88
Tabla 4.29 Costos totales y costos de capital para la planta que produce biometano a través del método de absorción con agua a presión.....	89
Tabla 4.30 Costos de materia prima, servicios auxiliares y mano de obra para el proceso criogénico.....	90
Tabla 4.31 Costos de materia prima, servicios auxiliares y mano de obra para el proceso de absorción.....	90
Tabla 4.32 Costos anuales de operación sin depreciación para cada proceso.....	91
Tabla 4.33 Ingresos anuales por ventas respecto a cada proceso.....	91
Tabla 4.34 Flujo de efectivo para la planta del proceso criogénico.....	92
Tabla 4.35 Flujo de efectivo para la planta del proceso de absorción.....	93
Tabla 4.36 Criterios de factibilidad evaluados para cada planta.....	93

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Porcentaje de aportación de las diferentes energías limpias en la capacidad instalada y generación de energía en México, al 31 de diciembre de 2018.....	7
Figura 2.2 Esquema de reacciones de la digestión anaerobia.....	13
Figura 2.3 Aplicaciones del biogás y sus requerimientos de purificación.....	21
Figura 2.4 Evolución histórica de la capacidad instalada y generación de energía por medio de biogás en México.....	27
Figura 2.5 Distribución de colectas de la red nopal en el año 2017.....	31
Figura 3.1 Diagrama de flujo del proceso de pretratamiento de los cladodios de nopal forrajero...	42
Figura 3.2 Diagrama de bloques del modelo de simulación del proceso de digestión anaerobia....	44
Figura 3.3 Diagrama de flujo del proceso de digestión anaerobia.....	48
Figura 3.4 Diagrama de flujo del proceso criogénico de acondicionamiento de biogás.....	54
Figura 3.5 Diagrama de flujo del proceso de acondicionamiento de biogás mediante absorción con agua a presión.....	57
Figura 4.1 Variación del porcentaje de CH ₄ en el biogás respecto a la temperatura de operación...	70
Figura 4.2 Variación de la producción de biogás respecto a la temperatura de operación.....	70
Figura 4.3 Variación del porcentaje de CH ₄ en el biogás respecto al tiempo de retención hidráulico.....	71
Figura 4.4 Variación de la producción de biogás respecto al tiempo de retención hidráulico.....	71

NOMENCLATURA

- \overline{FEA} Flujo de efectivo anual promedio, (\$/año).
- \overline{FEA}_v Flujo de efectivo anual promedio considerando el valor del dinero en el tiempo (\$/año).
- \overline{IAN} Ingreso anual neto promedio durante el periodo de evaluación, (\$/año).
- b Año de comienzo de la inversión antes de la puesta en marcha, (años).
- C_A Costo actual del equipo o proceso en la ecuación de Williams o de los seis decimos.
- C_B Costo pasado del equipo o proceso en la ecuación de Williams o de los seis decimos.
- CCP Flujo de efectivo acumulado, (\$/año).
- CCR Relación de efectivo acumulado.
- CFI Capital fijo de inversión, (\$).
- C_{MO} Costo de mano de obra operacional, (\$/año).
- C_{MP} Costo de materias primas, (\$/año).
- $CO_{Directos}$ Costos de operación directos, (\$/año).
- CO_{Fijos} Costos de operación fijos, (\$/año).
- $CO_{G. Generales}$ Costos de operación gastos generales, (\$/año).
- CO_{Total} Costo total de operación, (\$/año).
- C_{SERV} Costo de servicios auxiliares, (\$/año).
- CTI Capital total de inversión, (\$).
- d_n Depreciación anual del capital, (\$/año).
- FEA Flujo de efectivo anual, (\$/año).
- $FEA^{(-)}$ Flujo de efectivo anual negativo, (\$/año).
- $FEA^{(+)}$ Flujo de efectivo anual positivo, (\$/año).
- FEA_v Flujo de efectivo anual considerando el valor del dinero en el tiempo, (\$/año).

$FEA_v^{(-)}$	Flujo de efectivo anual negativo considerando el valor del dinero en el tiempo, (\$/año).
$FEA_v^{(+)}$	Flujo de efectivo anual positivo considerando el valor del dinero en el tiempo, (\$/año).
I_A	Índice de costos actual, <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> (CEPCI).
I_B	Índice de costos pasado, <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> (CEPCI).
n	Exponente del equipo o proceso en la ecuación de Williams o de los seis decimos.
n	Vida útil del proyecto, (años).
N_{np}	Número de etapas de proceso que no involucran el manejo de sólidos en la correlación de Alkhatat y Gerrard.
N_{OL}	Número de operadores necesarios por turno en la correlación de Alkhatat y Gerrard.
P	Número de etapas de proceso que involucran el manejo de sólidos en la correlación de Alkhatat y Gerrard.
P_A	Capacidad o parámetro actual del equipo o proceso en la ecuación de Williams o de los seis decimos.
P_B	Capacidad o parámetro pasado del equipo o proceso en la ecuación de Williams o de los seis decimos.
PRI	Periodo de recuperación, (años).
PRI_v	Periodo de recuperación considerando el valor del dinero en el tiempo, (años).
RN	Retorno neto, (\$/año).
ROI	Retorno anual sobre la inversión, (%/año).
RVP	Relación del valor presente.
$TREMA$	Tasa de rendimiento mínima aceptable.
VPN	Valor presente neto, (\$/año).
V_R	Valor de rescate, (\$).

AGRADECIMIENTOS

Al **Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT)** por financiar mis estudios de posgrado.

Al **Dr. Agustín Jaime Castro Montoya** por brindarme su conocimiento y confianza para llevar a cabo este proyecto.

A la **Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo**, especialmente a la **División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería Química**, por la enseñanza y cultura depositadas en mí.

A los **profesores** integrantes de la mesa sinodal, por su valioso tiempo y las recomendaciones dadas para realizar este proyecto.

Al **Dr. José María Ponce Ortega** por ser la primera persona que me abriera las puertas del posgrado y por compartir su conocimiento con gran vocación.

A **mi familia** por apoyarme y motivarme a ser cada día mejor.

A las **personas, compañeros y amigos** que contribuyeron con sus consejos para poder realizar este proyecto.

Capítulo 1. Introducción

1.1 Generalidades

En los últimos años se ha desarrollado una tendencia mundial por hacer uso de energías y productos renovables que ayuden a preservar el medio ambiente y satisfagan la demanda a nivel mundial. Estas formas de energía y productos están en una contienda incesante haciendo frente a los producidos a partir del petróleo.

Derivado de la procura por disminuir el uso de combustibles fósiles, se deben desarrollar e implementar nuevas tecnologías que garanticen la seguridad energética y el consumo de una nación. El desarrollo de biorrefinerías abre la posibilidad de aprovechar grandes cantidades de residuos provenientes de diversas actividades del ser humano, que al integrarse pueden procesarse para generar diversos productos sustentables con un valor agregado que permiten satisfacer la demanda y el equilibrio económico, a través de un crecimiento sustentable. La transición hacia un modelo energético mundial sustentable también va encaminada a buscar mecanismos que reduzcan las emisiones de gases de efecto invernadero, a través de acuerdos y acciones efectivas entre instituciones de cada país. Estas acciones han llevado a incrementar el uso de energías renovables, por lo que se pretende que para el año 2050 las fuentes de energía renovable puedan mitigar al menos el 14% de emisiones de gases de efecto invernadero en el planeta.

En México se han creado compromisos nacionales e internacionales, referentes a potencializar el uso de energías limpias y la disminución de gases de efecto invernadero. Se ha establecido que para el año 2024 el 35% de la generación de energía eléctrica deberá provenir de energías limpias, mientras que para el año 2030 las emisiones de gases de efecto invernadero deberán estar reducidas en un 22% [1]. Dentro de las principales fuentes renovables usadas en México para generar electricidad están: la hidroeléctrica, eólica, geotérmica, solar fotovoltaica y el biogás.

Los bioenergéticos se encuentran como una alternativa renovable al uso de combustibles fósiles para satisfacer la creciente demanda de energía y disminuir la contaminación, uno de estos bioenergéticos es el biogás, el cual deriva de procesos de descomposición natural de residuos orgánicos o biomasa. Se han desarrollado tecnologías que permiten aprovechar grandes cantidades

de residuos orgánicos y transformarlos para generar biogás, el cual puede ser usado como combustible. El aprovechamiento de la producción de este biocombustible no solo está en la generación de energía eléctrica, además se obtienen beneficios sociales y ecológicos; como la mejora de las condiciones sanitarias mediante el control de la contaminación, el suministro de bioabono como un biofertilizante para los cultivos, la no deforestación, permite sustituir parte de los combustibles fósiles y reducir las emisiones de dióxido de carbono. La aplicación final del biogás dependerá del contenido que tenga de metano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y humedad. Para purificarlo, el biogás debe ser tratado mediante diversos procesos físicos y químicos, entre mayor sea el porcentaje de metano sus propiedades fisicoquímicas serán similares a las del gas natural y se le denomina biometano. Entre los principales usos del biogás y el biometano se encuentran los procesos industriales, vehicular, calderas y de cogeneración, este último contribuye a la disminución de emisiones de gases de efecto invernadero, resultante del proceso de generación eléctrica.

México es un país particularmente agrícola y con una actividad pecuaria importante en algunas zonas, lo que permite identificarlo como una nación con gran potencial para el desarrollo de proyectos de biorrefinerías, en las cuales se aprovechen los residuos para obtener una serie de bioproductos y se les dé un valor agregado. Uno de estos productos agrícolas es el nopal en todas sus variedades, que junto con sus residuos poseen gran viabilidad para ser procesados y obtener de ellos diversos bioproductos como son: alimentos, bebidas, fármacos, cosméticos, textiles, productos para construcción, energéticos como biogás, bioetanol y biodiesel.

Los altos rendimientos en biomasa del cultivo del nopal, específicamente de sus cladodios o pencas, junto con sus bajos requerimientos de agua y nutrientes en suelos con climas desérticos o semidesérticos de baja precipitación pluvial, lo sitúan como una importante fuente de bioenergéticos a través de su conversión a biogás mediante el proceso de digestión anaerobia y su refinamiento a biometano, además los cultivos ayudan en el cuidado ambiental actuando como fijador de carbono.

La presente investigación tiene como finalidad proporcionar información para la implementación de una biorrefinería que procesa cladodios de nopal forrajero, en la cual se obtiene principalmente biogás, biometano, bioabono, entre otros productos. Todo esto respaldado en el diseño conceptual, simulación del proceso mediante la tecnología Aspen Plus[®], análisis tecno-

económico del proceso, esto permitirá evaluar el potencial de los cladodios de nopal forrajero como opción para la producción de energía limpia y la disminución de gases de efecto invernadero en el país.

1.2 Planteamiento del problema

El desarrollo de proyectos basados en fuentes de biomasa para satisfacer la demanda energética en México es muy escaso. Aunado a esto, la aplicación de materiales amigables con el medio ambiente y su crecimiento tecnológico también se encuentran limitados, haciendo lenta la transición de nuestra sociedad hacia un entorno más sustentable. Se requiere de la implementación de proyectos que puedan ser gestionados de forma más rápida, eficaz y con tecnología nacional, los cuales estén fundamentados en biorrefinerías que estimulen el aprovechamiento de residuos orgánicos. Esto llevará al país a ser reconocido como un modelo a seguir, no sólo en lo relacionado a la inversión en el uso de energías renovables, también en el desarrollo de este tipo de tecnología.

1.3 Justificación de la investigación

La justificación de esta investigación se centra en analizar el uso de los cladodios de nopal forrajero como materia prima potencial para implementar proyectos de biorrefinerías en México, en las que se generen una serie de productos con valor agregado que ayuden a garantizar la seguridad energética, disminuir la emisión de gases de efecto invernadero, contribuir al crecimiento tecnológico y económico. Todo esto desde la perspectiva del diseño conceptual y análisis económico del proceso. Empleando herramientas computacionales que permitan la simulación del proceso, lo cual representa una opción útil para la gestión de proyectos industriales sin llegar a tener que hacer uso de plantas piloto o infraestructura que conlleve a un desembolso mayor de capital, además de que permite acotar el tiempo de diseño y planificación del proyecto.

1.4 Hipótesis

Si el uso de un simulador de procesos, genera resultados similares a datos experimentales previamente validados, entonces deberá ser posible proponer de manera más rápida y a menor costo el diseño conceptual de una biorrefinería que utilice cladodios de nopal forrajero como materia prima para la obtención de biogás, biometano y bioabono.

1.5 Objetivos

Objetivo General.

Con el uso de herramientas computacionales desarrollar el diseño conceptual de una biorrefinería que procese cladodios de nopal forrajero en México y evaluar mediante un análisis técnico-económico la implementación de esta materia prima como una fuente potencial que ayude a nuestro país a crecer en el uso de recursos renovables.

Derivado del objetivo general se plantean los siguientes objetivos específicos:

1. Desarrollar un proceso que permita simular todos los equipos de proceso involucrados en una biorrefinería en la que se puede obtener biogás, biometano, bioabono, entre otros subproductos.
2. Evaluar el potencial de los cladodios de nopal forrajero para generar biogás a través de la simulación del proceso de digestión anaerobia.
3. Analizar el aprovechamiento de los bioenergéticos y bioproductos derivados de los cladodios de nopal forrajero producidos en cuatro municipios del estado de Aguascalientes, México.
4. Desarrollar un proyecto que integre el análisis tecnológico y económico de una biorrefinería. El cual pueda ser manipulable para analizar diferentes tipos de biomasa.

Capítulo 2. Marco teórico

Se da una revisión del avance y aplicación que han tenido las energías limpias y bioproductos a nivel mundial y en el país, la oportunidad que se tiene con el desarrollo de biorrefinerías para obtener bioproductos (bioenergéticos) más amigables con el medio ambiente, como se produce el biogás a través de un proceso biológico sustentable, el aprovechamiento de los residuos de nopal para generar este tipo de bioenergético y como se puede aprovechar la simulación de procesos químicos para proponer proyectos de biorrefinerías.

2.1 El presente de las energías limpias

Las energías renovables son parte fundamental para llevar a nuestro entorno hacia un ambiente más saludable, en el cual se tenga la capacidad de generar energía de una forma más limpia y crear productos que puedan ser más amigables con el medio ambiente. Esto es lo que proyectan los países desarrollados o en vías de desarrollo.

La Ley de Transición Energética en México, define a las energías renovables como *“aquellas cuya fuente reside en fenómenos de la naturaleza, procesos o materiales susceptibles de ser transformados en energía aprovechable por el ser humano, que se regeneran naturalmente, por lo que se encuentran disponibles de forma continua o periódica, y que al ser generadas no liberan emisiones contaminantes”*. Los tipos de energías renovables son; hidroenergía, geotermia, solar, eólica, bioenergía y oceánica [1].

Según lo reportado por la Agencia Internacional de Energías Renovables (IRENA, por sus siglas en inglés), entre 2016 y 2017, se dio un incremento de 8.3% en la capacidad instalada de generación eléctrica con fuentes renovables a nivel mundial [1]. Por capacidad instalada se entiende como el nivel máximo de producción, transformación o transmisión, que por diseño puede llegar a tener una instalación con base en los recursos de instalaciones físicas y equipos con los que cuenta. Mientras que la generación de energía es la cantidad real producida, la cual es siempre menor que la capacidad instalada debido a diversos factores que pueden influir en la eficiencia de los equipos e instalaciones.

México cuenta con un gran potencial para generación de energía eléctrica a partir de recursos renovables. En el primer semestre de 2018 la capacidad instalada en tecnologías limpias

creció 11.84 % con respecto a la capacidad instalada al cierre del primer semestre del 2017. Mientras que la generación de energía por fuentes limpias creció un 21.71% respecto a lo generado en el primer semestre de 2017. Por otro lado, durante 2017 se ejecutó en México el 36% de las nuevas inversiones realizadas en latinoamérica para el desarrollo de proyectos de energías renovables, colocando a nuestro país en el lugar 12 del índice país-atractivo para energías renovables de *Ernst & Young Global Limited* y en el lugar 10 entre los países líderes en nuevas inversiones del *New Energy Finance de Bloomberg* [2].

La generación de energía y capacidad instalada en el año 2018 se distribuyó como se muestra en la Tabla 2.1 entre las distintas fuentes de energía, en donde se nota la dominante dependencia que aún existe de los combustibles fósiles para generar energía. Con respecto a las energías limpias, la energía hidroeléctrica es la que mayor aporte tiene en el país, seguido de la energía nucleoelectrica y eólica (Figura 2.1).

Tabla 2.1 Distribución de generación de energía y capacidad instalada entre las diferentes fuentes de energía en México, al 31 de diciembre de 2018.

Fuente de energía	Capacidad instalada de energía (% de contribución en el país)	Generación de energía (% de contribución en el país)
<i>Fósiles</i>	66.8	76.8
<i>Limpias</i>	33.2	23.2

Fuente: Elaboración propia con datos de la Secretaria de Energía, Programa de desarrollo del sistema eléctrico nacional (PRODESEN 2019-2023), México 2019.

Al cierre del año 2018 la generación por fuentes limpias contribuyó con el 23.2%, menos de dos puntos porcentuales para cumplir la meta del 25% de generación de energía limpia establecida por México en la Ley de Transición Energética. Las tecnologías que mayor crecimiento presentaron fueron la solar fotovoltaica, eólica y cogeneración eficiente. Para el año 2021 el Programa para el Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) establece que el 33.5% de la generación eléctrica deberá provenir de energías limpias y para el año 2024, el 35.1% [3].

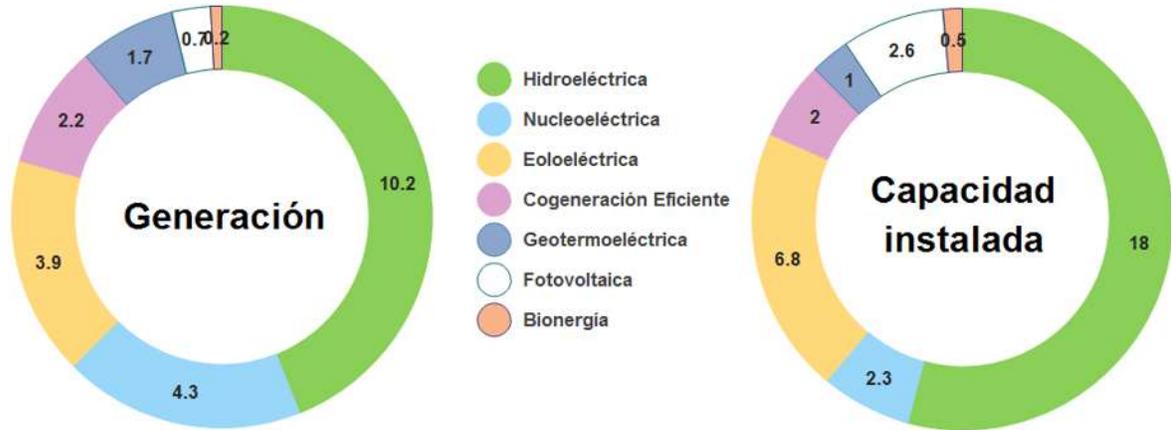


Figura 2.1 Porcentaje de aportación de las diferentes energías limpias en la capacidad instalada y generación de energía en México, al 31 de diciembre de 2018. Fuente: Elaboración propia con datos de la Secretaría de Energía, Programa de desarrollo del sistema eléctrico nacional (PRODESEN 2019-2023),

México 2019.

La Ley de Promoción de Desarrollo de los Bioenergéticos en México (LPDB) define a los bioenergéticos como: “Combustibles obtenidos de la biomasa provenientes de materia orgánica de las actividades, agrícola, pecuaria, silvícola, acuicultura, algacultura, residuos de la pesca, domésticos, comerciales, industriales, de microorganismos, y de enzimas, así como sus derivados, producidos, por procesos tecnológicos sustentables que cumplan con las especificaciones y normas de calidad establecidas por la autoridad competente en los términos de la LPDB [4]”. Los bioenergéticos de forma general se pueden clasificar en líquidos, sólidos y gaseosos. El biogás y el biohidrógeno son los biocombustibles gaseosos más importantes en México.

En la Figura 2.1 se observa como la contribución actual de los bioenergéticos para satisfacer la demanda energética en México es muy escasa, por lo cual se requiere de mayor investigación y difusión sobre los beneficios que puede aportar el uso de este tipo de recursos, no solo para satisfacer la demanda energética, también para disminuir la huella de carbono en el planeta y contribuir en el desarrollo económico del país. El biogás es un bioenergético que puede sustituir a los combustibles convencionales para producir calor y energía, se obtiene por microorganismos que biodegradan la materia orgánica en condiciones anaerobias. Durante el proceso se producen diferentes gases; principalmente metano, dióxido de carbono y pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno y vapor de agua.

La producción de biogás puede ser calificado como un proyecto que garantice el suministro de energía de manera ambientalmente sostenible y económicamente factible para México, esto dependerá de las materias primas utilizadas y de la eficiencia del proceso. El biogás también puede contribuir a disminuir la importación de gas natural a través de su refinamiento a biometano, el cual puede ser aprovechado en procesos de cogeneración eficiente y ciclo combinado.

2.2 Biorrefinerías para la producción de energía y productos sustentables

El concepto de biorrefinería comprende el uso de diferentes tipos de materia orgánica o biomasa (vegetal, animales, aguas residuales y residuos sólidos urbanos) para producir energía y bioproductos a través de multiprocesos sustentables. Muchos de los productos obtenidos son similares a los producidos en refinerías convencionales, pero el proceso a través del cual se obtienen es desarrollado de manera más sustentable considerando estrictamente factores económicos y ambientales. Las biorrefinerías pueden clasificarse de acuerdo al tipo de materia prima que emplean (desechos de agroindustria, forestales, aguas residuales, sólidos municipales o industriales, etc.) o por el producto generado (biocombustibles, energía, productos químicos, alimentos, productos agropecuarios, productos de salud y cuidado personal, etc.). La implementación de biorrefinerías es una alternativa interesante que puede contribuir a reducir el uso de combustibles fósiles, racionalizar el uso de los recursos naturales y atender las necesidades de la población en aumento [5].

En la producción de bioenergéticos y bioproductos a partir de biomasa se distinguen dos procesos biológicos que dependen de la presencia o ausencia de oxígeno, estos bioprocesos son la digestión aerobia y la anaerobia. La elección adecuada del bioproceso permite transformar adecuadamente los diversos tipos de biomasa y obtener energía de forma eficiente. El crecimiento y la supervivencia de los microorganismos encargados de transformar la biomasa durante el bioproceso son de vital importancia a la hora de establecer las condiciones del proceso, ya que disponen de un amplio rango de respuestas frente a inhibidores, nutrientes, temperatura y pH.

Digestión aerobia. Consiste en procesos realizados por diversos grupos de microorganismos, principalmente bacterias y protozoos, diferenciados por tener diferente estructura celular, reproducción y nutrición. Estos microorganismos actúan en presencia de oxígeno sobre la biomasa, provocando la oxidación directa de la biomasa degradable y la

autooxidación de la materia celular, obteniendo productos finales inocuos y materia celular. Se lleva a cabo en un tanque descubierto donde la biomasa disuelta se somete a una aireación prolongada. Las ventajas del proceso aerobio son la facilidad de operación del sistema, bajo capital de inversión comparada con la digestión anaerobia, no genera olores molestos, reduce la cantidad de organismos patógenos, produce un líquido clarificado con una baja demanda bioquímica de oxígeno (DBO), con pocos sólidos y poco fósforo. Como desventajas están los altos costos de operación causados por los altos consumos de energía, la falta de parámetros consistentes para el diseño y la dificultad que presentan los lodos digeridos aeróbicamente para ser separados.

La interacción entre la biomasa y los microorganismos de manera general establece que en las primeras fases del proceso de digestión aerobia, cuando una población de microorganismos se entra en contacto con una fuente ilimitada de sustrato, los microorganismos se reproducen exponencialmente, limitados únicamente por su propia habilidad de reproducirse. Derivado de esto, el consumo de oxígeno aumenta rápidamente debido a la absorción y digestión de materia orgánica para la síntesis de nueva masa protoplasmática. A medida que se oxida la materia orgánica biodegradable, la reproducción de los microorganismos disminuye. Las fuentes de carbono orgánico decrecen, y por consiguiente, también hay disminución en la cantidad de oxígeno consumida. Cuando la cantidad de materia orgánica biodegradable es apenas suficiente para que sobrevivan los microorganismos, éstos comienzan a autooxidarse mediante su metabolismo endógeno.

Digestión anaerobia. Es un proceso biológico de degradación de biomasa en donde no debe existir presencia de oxígeno, contempla un gran número de microorganismos específicos que trabajan en serie o en serie-paralelo degradando la materia orgánica en sucesivas etapas, comenzando con la hidrólisis, seguido de la acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, obteniendo como producto principal una mezcla de gases conocida como biogás y un efluente o digestato que contiene la materia orgánica no degradada y los microorganismos responsables de la transformación. Se puede considerar que las bacterias metanogénicas son el grupo biológico que determina el rendimiento del proceso debido a su baja velocidad de reproducción y sensibilidad a las condiciones de proceso como pH, temperatura, inhibidores y nutrientes. Como ventajas tiene un bajo consumo de energía, la conversión de la mayor parte de la biomasa, baja producción de lodo, posibilidad de operar con tiempos de retención bajos a temperaturas variadas y costos de inversión bajos. Las desventajas están en la baja calidad del digestato, comparado con la que se

puede obtener por procesos aerobios, la presencia de malos olores y requerimiento de lodo activo para arranques rápidos del proceso. Los principales productos del proceso de digestión anaerobia, en sistemas de alta carga orgánica y en mezcla completa, son el biogás y un digestato estabilizado.

El proceso anaerobio se clasifica como fermentación anaerobia o respiración anaerobia dependiendo del tipo de aceptores de electrones. No en todas las etapas de interacción de la biomasa con los diferentes microorganismos hay una disminución de la DBO, la hidrólisis sucede con una variación indetectable y en general durante la acidogénesis la disminución de la DBO es muy pequeña. Por tanto, es en la metanogénesis donde hay mayor disminución de la DBO. En ella los microorganismos metanogénicos que funcionan como enzimas respiratorias y las bacterias no metanogénicas forman una cadena alimentaria que tiene relación con las cadenas enzimáticas de células aerobias. De esta forma, la biomasa se transforma completamente en biogás que abandona el sistema. Sin embargo, el biogás generado suele estar contaminado con diferentes componentes, que pueden complicar su manejo y uso. A partir de los productos obtenidos en la digestión anaerobia se pueden obtener más productos en cascada mediante el refinamiento del biogás para obtener biometano y el mejoramiento del digestato para obtener un bioabonos [6].

2.3 Etapas de la producción de biogás

La producción de biogás comienza en la etapa de suministro de materia prima, después la biomasa pasa a un proceso de pretratamiento, en seguida viene la transformación de la biomasa a través de un proceso biológico, posteriormente se acondiciona el o los productos obtenidos y por ultimo llegan a su aplicación final.

Suministro de materia prima. En esta etapa se determina si se cuenta con la cantidad de biomasa suficiente y su frecuencia de suministro para mantener de manera continua o por lotes la operación del digestor. Depende del inventario de la cantidad de desechos orgánicos disponibles, características o propiedades de los mismos (composición, sólidos totales, sólidos volátiles, biodegradabilidad, impurezas, etc.), estado físico de manejo (líquido o sólido), frecuencia de recolección, almacenaje y transporte al digestor.

Pretratamiento de la biomasa. Una vez establecida la cantidad de materia prima disponible, se debe considerar que la presencia de impurezas contenidas en la biomasa tales como:

tierra, piedras, plásticos, metales y otros, complican el proceso biológico de degradación, lo anterior implica que deben ser separados de la biomasa antes del proceso de transformación.

Se realiza un pretratamiento con el fin de mejorar la biodegradabilidad de la biomasa y por consiguiente aumentar los rendimientos de producción de biogás, mejorar su calidad y disminuir el tiempo de retención. El proceso de pretratamiento influye en la rentabilidad y factibilidad del proceso. Existen diversos tipos de pretratamientos, algunos ya muy comunes y otros de recién exploración con un amplio campo de investigación, se clasifican en: mecánicos, térmicos, biológicos, químicos, termoquímicos y ultrasonidos. En ocasiones estos tratamientos se pueden combinar y se aplican de acuerdo al tipo de biomasa usada [7].

Transformación de biomasa a bioenergético. La transformación de biomasa a bioenergético se da a través del proceso biológico de digestión anaerobia, se obtienen como productos un gas con alto poder calorífico, un lodo residual o digestato y calor. La biomasa (residuos agropecuarios, industriales y domésticos, entre otros) es biodegradada por distintos microorganismos en ausencia de oxígeno formando principalmente una mezcla de gases conocida como biogás con propiedades mostradas en la Tabla 2.2. Este proceso ocurre ampliamente en la naturaleza, por ejemplo, en los páramos, en el fondo de lagos y en el aparato digestivo de los rumiantes.

Tabla 2.2 Propiedades generales del biogás.

Contenido energético	6.0 – 6.5 kWh/Nm ³
Equivalente de combustible	0.60 – 0.65 L petróleo/Nm ³ biogás
Límite de explosión	6 – 12 % de biogás en el aire
Temperatura de ignición	650 – 750°C (depende del contenido de CH ₄)
Presión crítica	74 – 88 atm
Temperatura crítica	-82.5°C
Densidad normal	1.2 kg/Nm ³
Olor	Huevo podrido (el olor del biogás desulfurado es imperceptible)
Masa molar	16.043 kg/Kmol

Fuente: Deublein D., Steinhauser A., 2008, "Biogas from waste and renewable resources: An Introduction". Wiley-VCH Verlag GmbH & Co KGaA, Weinheim, pág. 443.

Como se muestra en la Tabla 2.3 la mezcla de gases resultante consiste principalmente de metano y dióxido de carbono, en pequeñas cantidades contiene hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, vapor de agua, amoníaco y otros gases. La composición del gas está determinada esencialmente por los sustratos, las condiciones de digestión y los distintos diseños técnicos de las plantas de procesamiento.

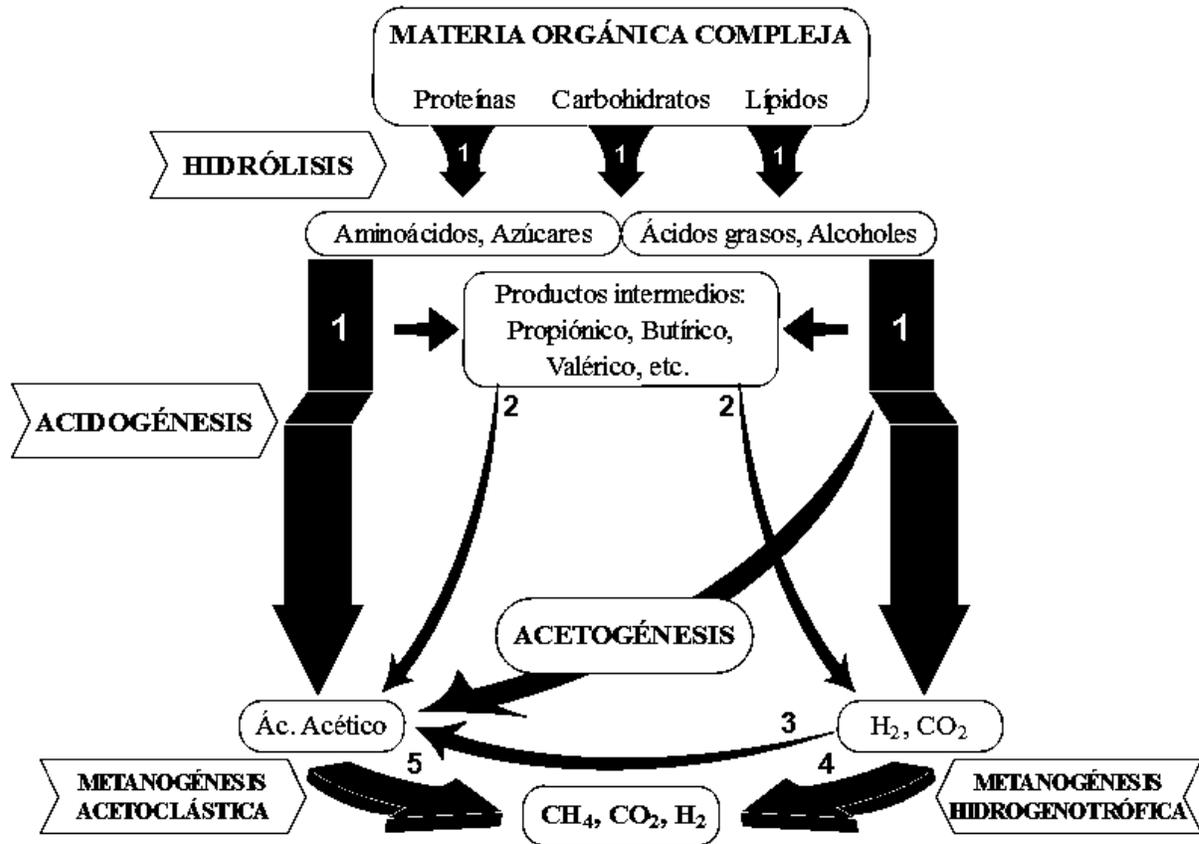
Tabla 2.3 Composición química del biogás.

Componente	% En volumen
CH ₄	50-85
CO ₂	5-45
H ₂ O	2-7
N ₂	0-25
H ₂	0-3
O ₂	0-2
H ₂ S	0.01-0.5
CO	0-0.3
NH ₃	0-0.05

Fuente: Elaboración propia con datos de Aqualimpia Engineering E. K
(www.aqualimpia.de).

El proceso anaerobio involucra una compleja serie de reacciones bioquímicas y se puede dividir en las cuatro etapas mostradas en la Figura 2.2 y descritas a continuación; hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Las etapas individuales de degradación deben suceder de manera coordinada y simultánea de la mejor manera posible para asegurar que el proceso se desarrolle eficazmente. Estas etapas consisten de interacciones complejas y especializadas de una comunidad microbiana constituida por los dominios bacteria y archaea, unidos en una red alimenticia sintrófica y simbiótica en dos procesos muy importantes: acidogénesis y metanogénesis. Como método de tratamiento de residuos permite disminuir la cantidad de materia orgánica contaminante, estabilizándola como bioabono y produciendo energía en forma de bioenergético [8]. Las características del bioabono dependen en gran medida del tipo de tecnología y de las materias primas utilizadas para la digestión. Parte de la biomasa se transforma en gases durante el proceso anaerobio, dependiendo de la cantidad de sólidos volátiles que contengan las materias primas, por lo que la cantidad de materia orgánica en el bioabono es menor al de las

materias primas. Gran parte de la materia orgánica del bioabono se mineraliza, resultado de esto normalmente aumenta el contenido de nitrógeno amoniacal y disminuye el nitrógeno orgánico.



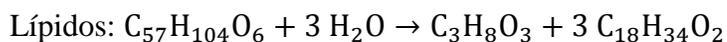
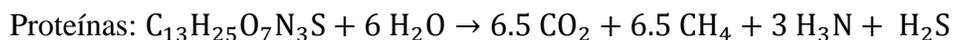
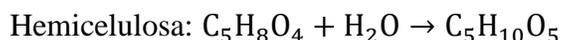
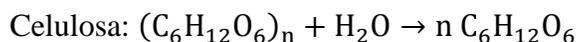
Bacterias responsables del proceso: 1: bacterias fermentativas; 2: bacterias acetogénicas que producen hidrógeno; 3: bacterias homoacetogénicas; 4: bacterias metanogénicas hidrogenotróficas; 5: bacterias metanogénicas acetoclásticas.

Figura 2.2 Esquema de reacciones de la digestión anaerobia. Fuente: Elaboración propia con datos de Ministerio de energía-Gobierno de Chile, Manual de biogás, 2011. (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

Hidrólisis. La desintegración, solubilización e hidrólisis enzimática usualmente son expresados en el término cinético general de hidrólisis. Durante esta etapa las macromoléculas (peso molecular entre $10^3 - 10^9$) son reducidas de tamaño, pasan de ser moléculas complejas solubles e insolubles como carbohidratos, proteínas, lípidos y ácidos nucleicos (peso molecular entre 100 - 350) que no pueden ser directamente metabolizados por los microorganismos anaerobios, a ser monómeros o moléculas solubles más pequeñas y de fácil digestión como aminoácidos, monosacáridos, ácidos grasos de cadena larga y glicerol. Las bacterias fermentativas

primarias producen enzimas microbianas extracelulares (proteasas, celulasas, lipasas y amilasas) las cuales son las encargadas de llevar a cabo la hidrólisis, facilitando el transporte a través de la membrana celular para el metabolismo de los monómeros formados [9]. Los géneros de microorganismos más representativos en esta etapa son: *Acidaminobacter*, *Acetovibrio*, *Bacillus*, *Bifidobacterium*, *Butyrivibrio*, *Clostridium*, *Desulforomonas*, *Desulfobacter*, *Escherichia*, *Eubacterium*, *Lactobacillus*, *Pseudomas*, *Propionibacterium*, *Smithella*, *Streptococcus*, *Butyrivibrio* y otros géneros pertenecientes a los *Phyla proteobacteria* y *Firmicutes*.

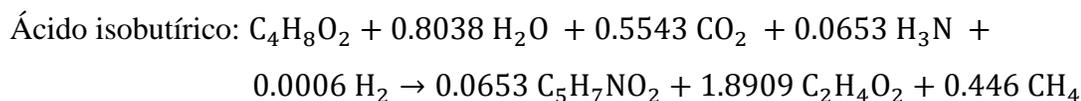
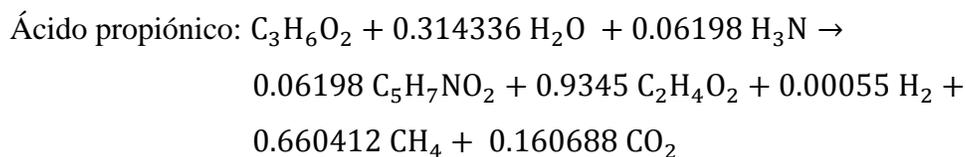
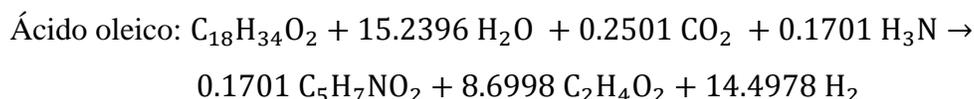
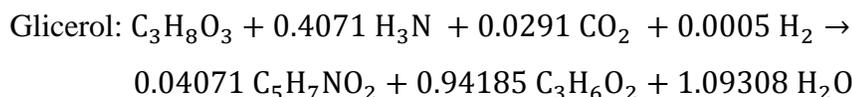
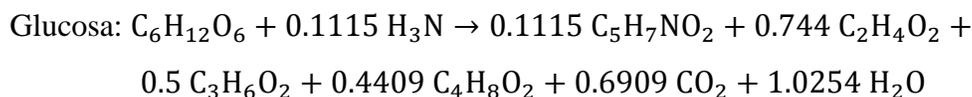
La hidrólisis de polímeros orgánicos complejos ha sido identificada como la clave del éxito del proceso de digestión anaerobia sobre todo cuando se tratan residuos con alto contenido de sólidos. Esta etapa se ve afectada por la temperatura del proceso, el tiempo de retención hidráulico, la composición bioquímica del sustrato (porcentaje de lignina, carbohidratos, proteínas y lípidos), el tamaño de partículas, pH, concentración del ion amonio (NH_4^+) y concentración de los productos de la hidrólisis. Se ha demostrado que optimizando la etapa de hidrólisis se obtiene mejor producción de biogás durante la digestión anaerobia. Existen muchas técnicas para mejorar el rendimiento del sistema de digestión anaerobia, en particular el paso de la hidrólisis, algunas con tecnología más avanzada que otras. El tratamiento previo del sustrato se ha estudiado con el propósito de hacer que el sustrato orgánico sea más accesible a la acción microbiana [10]. Las principales sustancias que reaccionan en este proceso son:



Acidogénesis (fermentación) y acetogénesis. En estas etapas los monómeros formados en la hidrólisis son degradados por microorganismos fermentativos y acetógenos, en donde los compuestos orgánicos funcionan como aceptores y donadores de electrones. Los principales productos de estas etapas son monosacáridos y ácidos grasos volátiles, que funcionan como intermediarios degradativos (alcoholes, glucosa, ácido propiónico, n-butírico, n-valérico, capriónico y láctico). Así como los precursores directos para la formación de metano, que son el ácido fórmico, metilaminas, ácido acético, metanol, hidrógeno y dióxido de carbono [11]. Los

monómeros son degradados por microorganismos como: *Lactobacillus*, *Escherichia*, *Staphylococcus*, *Micrococcus*, *Bacillus*, *Pseudomonas*, *Streptococcus*.

El ácido acético formado es el mayor intermediario en la cadena alimenticia anaerobia. Diversos precursores como dióxido de carbono, hidrógeno, carbohidratos, alcoholes, ácidos carboxílicos, aldehídos, compuestos aromáticos y algunos halogenados pueden ser oxidados y producir reductores aprovechables para la reducción de dióxido de carbono a acetato, por medio de la ruta heterofermentadora o ruta del acetyl coenzima A (acetyl-CoA). La homoacetogénesis se da cuando las hexosas son convertidas exclusivamente a acetato [12]. Las bacterias participantes en estas etapas, específicamente en el proceso de acetogénesis, necesitan estrictamente condiciones anaerobias, los géneros más representativos son: *Clostridium*, *Acetoanaerobium*, *Acetobacterium*, *Acetogenium*, *Butyribacterium*, *Paleobacter*, *Treponema* y *Halophaga*. Las bacterias acetogénicas se caracterizan por la producción obligada de hidrógeno y por degradar compuestos orgánicos aromáticos, se denominan OHPA (*Obligate Hydrogen Producing Acetogens*): *Syntrophomonas*, *Syntrophobacter*, *Syntrophospora* y *Syntrophus*. Durante la acidogénesis y acetogénesis principalmente suceden las siguientes reacciones:

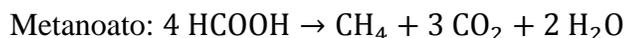
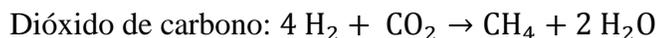


En estas etapas es particularmente importante la presión parcial del hidrógeno. Un contenido de hidrógeno excesivamente alto impide la conversión de los productos intermedios de la acidogénesis por razones termodinámicas. Por consecuencia, se acumulan los ácidos orgánicos,

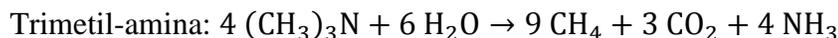
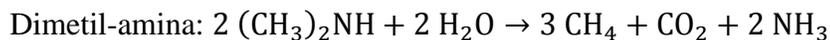
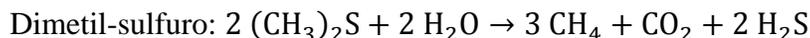
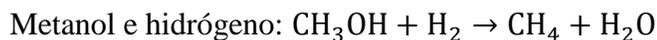
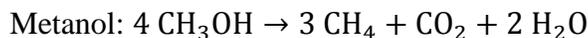
como ácido propiónico, isobutírico, isovalérico y hexanoico, e inhiben la formación de metano. Por esta razón, las bacterias acetogénicas deben coexistir en una comunidad biótica cerrada (biocenosis) con las arqueas que consumen hidrógeno, las cuales lo consumen junto con el dióxido de carbono durante la formación de metano manteniendo así un ambiente favorable para ambos microorganismos.

Metanogénesis. La formación del último y más importante producto de la digestión anaerobia está limitado a tres tipos de precursores; dióxido de carbono, compuestos que contengan un grupo metilo y acetato. Todos los microorganismos metanógenos participantes en esta etapa son estrictamente arqueas anaerobias, que pertenecen al género *Phylum Euryarchaeota* [13]. La existencia de estos microorganismos fue demostrada cuando Béchamp y Popoff descubrieron su existencia en el siglo XIX justamente por la formación de gas metano debido a la actividad microbiológica.

Se pueden establecer tres tipos de metanogénesis, cuando el dióxido de carbono actúa como principal precursor se denomina metanogénesis *hidrogenotrófica* o *hidrogenófila* y utiliza hidrógeno como principal donador de electrones [14], llevándose a cabo las siguientes reacciones:

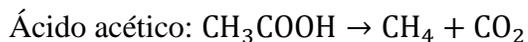


El segundo tipo es la metanogénesis *metilotrófica*, incluye metanol, metilaminas y sulfatos metilados como principales precursores para la formación de metano. Suceden las siguientes reacciones:





El tercer tipo es la metanogénesis *acetotrófica* o *acetoclástica*, donde el precursor principal es el ácido acético. En la naturaleza dos terceras partes del metano generado biológicamente derivan de este precursor. La reacción es:



Las arqueas que participan en esta etapa son un grupo filogenéticamente diverso clasificado en 5 categorías; *Methanobacteriales*, *Methanococcales*, *Methanomicrobiales*, *Methanosarcinales* y *Methanopyrales*, pero únicamente los siguientes géneros se encuentran en digestores anaerobios; *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanothermobacter*, *Methanococcus*, *Methanomicrobium*, *Methanocolleus*, *Methanofollis*, *Methanospirillum*, *Methanocorpusculum*, *Methanosarcina* y *Methanosaeta*.

En condiciones de proceso como las de plantas de biogás agrícolas con flujos de carga orgánica elevados, el metano se forma principalmente por la vía que utiliza hidrógeno como precursor, es solamente con flujos de carga orgánica relativamente bajos que se forma el metano por medio del ácido acético [15]. Se sabe que el 70% del metano formado en la naturaleza por procesos biológicos se origina a partir del ácido acético y solo el 30% proviene del hidrógeno. Sin embargo, en una planta de biogás solo se puede lograr esto en casos de digestores con alta capacidad y con tiempos de retención muy cortos. Investigaciones confirman que el hidrógeno es el principal precursor que predomina la producción de metano en plantas de biogás.

Parámetros y condiciones de proceso a considerar en la digestión anaerobia.

Esencialmente las cuatro etapas del proceso anaerobio ocurren simultáneamente en un proceso único. No obstante, como los microorganismos involucrados en las diferentes fases de degradación requieren de distintos ambientes que favorezcan su desarrollo, se tiene que fijar una condición general óptima del proceso. En la práctica intentar separar físicamente la hidrólisis y la acidogénesis de la metanogénesis implementando dos etapas independientes en el proceso, tiene poco éxito, porque a pesar del bajo valor de pH en la hidrólisis (pH < 6,5) se forma algo de metano. El gas de hidrólisis resultante contiene poco metano además de dióxido de carbono e hidrógeno,

en consecuencia se tiene que utilizar o procesar ese gas para evitar consecuencias ambientales y riesgos de seguridad. En los procesos anaerobios que operan con etapas independientes, se pueden establecer diferentes ambientes en cada etapa del digestor o en cada digestor dependiendo del diseño de la planta y de su régimen operativo, así como de la naturaleza y composición de la materia prima utilizada [8].

Se tiene que dar prioridad a las condiciones ambientales requeridas por las bacterias metanogénicas que ayudan a obtener el metano, debido a que son los microorganismos más débiles en la biocenosis dada su bajo nivel reproductivo y alta sensibilidad a las perturbaciones durante el proceso. A menudo se evalúa el desempeño de un sistema anaerobio en función de la cantidad de metano producido, porque la metanogénesis se considera un cuello de botella del proceso, no obstante todo comienza desde la hidrólisis la cual requiere que la materia orgánica posea las características óptimas para poder ser degradada. Por tanto se requiere tener un buen control de las condiciones ambientales durante todo el proceso de digestión anaerobia, algunas de las condiciones a controlar son: naturaleza y composición química de las materias primas, relación carbono/nitrógeno de las materias primas, niveles de sólidos totales y sólidos volátiles, oxígeno, amoníaco, ion amonio, ácidos grasos volátiles, dióxido de carbono, temperatura (psicrofílica, mesofílica o termofílica), pH (generalmente cercano a la neutralidad), nutrientes (niveles de sales), potencial redox, tóxicos e inhibidores de la metanogénesis y promotores de la metanogénesis (inoculantes biológicos).

Estas variables del proceso definen los parámetros de diseño para el digestor anaerobio, como su volumen, el tiempo de retención hidráulico (TRH) y el flujo de carga orgánica. Con base en estos parámetros de diseño se pueden obtener medidas de la eficiencia de la planta estableciendo la productividad, el rendimiento y el grado de degradación.

Cuando se diseña y construye una planta de biogás, se presta mayor atención a las consideraciones económicas. En consecuencia, cuando se está eligiendo el tamaño del digestor, el objetivo debe ser lograr una óptima degradación a un costo monetario aceptable. En este sentido, el flujo de carga orgánica es un parámetro operativo crucial. Indica cuántos kilogramos de sólidos volátiles o de materia orgánica seca pueden alimentar al digestor por m^3 de volumen de trabajo por unidad de tiempo. El TRH es otro parámetro relevante para decidir sobre el tamaño del digestor, es el tiempo promedio calculado que un sustrato permanece en el digestor hasta su descarga. El

cálculo implica determinar la proporción entre el volumen del digestor respecto de la cantidad de biomasa añadida diariamente, se expresa en días.

La producción de biogás en relación al volumen del digestor se conoce como la productividad de la planta, se puede expresar respecto a la producción de biogás total o únicamente respecto al metano producido y por consecuencia es una indicación de la eficiencia de la planta.

El rendimiento se define como el cociente entre el volumen de gas producido (biogás total o solo metano) y la cantidad de biomasa suministrada, el rendimiento denota la eficiencia de producción de biogás o de metano a partir de la materia orgánica alimentada. Sin embargo son de poco valor informativo como parámetros individuales, porque no incluyen la carga efectiva del digestor. Por esta razón, los rendimientos deberán considerarse siempre en relación con el flujo de carga orgánica.

El grado de degradación proporciona información sobre la eficiencia con la cual se convierte la biomasa. El grado de degradación puede determinarse sobre la base de los sólidos volátiles o de la demanda química de oxígeno (DQO). Dados los métodos analíticos utilizados más comúnmente en la práctica, es aconsejable determinar el grado de degradación de los sólidos volátiles.

Acondicionamiento de los productos obtenidos. El biogás crudo no es absolutamente puro en cuanto a la cantidad de metano y dióxido de carbono, pues contiene partículas de otros gases. Todas estas impurezas deben ser removidas dependiendo del tipo de aplicación que tendrá el biogás. La purificación o refinación del biogás es importante principalmente por dos razones; ayuda a aumentar el poder calorífico del biogás y permite cumplir con las especificaciones de algunas aplicaciones de gas (motores, microturbinas, calderas, celdas de combustible, vehículos, suministro a redes de gas natural, etc.). Los propósitos de purificación del biogás se resumen en la Figura 2.3. La separación de la mayoría de las impurezas implica eliminar gran parte del dióxido de carbono, vapor de agua, sulfuro de hidrógeno y otros gases presentes en menor cantidad, llegando a obtener un gas con un porcentaje alto en metano, llamado biometano, el cual puede ser procesado a través de un reformado para convertirlo en hidrógeno. Las partículas sólidas contenidas en el biogás se pueden retirar usando filtros con colectores de partículas convencionales. Las técnicas más utilizadas para la separación de impurezas son el lavado, adsorción y secado.

Dependiendo de la sustancia que se desea separar del biogás, se suelen usar los siguientes tratamientos de acondicionamiento:

- Separación de dióxido de carbono (CO_2). Por adsorción con tecnología de oscilación de presión (PSA), lavado con agua presurizada (LAP), absorción física con solventes orgánicos, absorción química con solventes orgánicos, tecnología de membranas a alta presión (25 a 40 bar) o a baja presión (9 bar), mineralización y biomineralización, purificación criogénica, etc.
- Separación de agua. Puede secarse por compresión y/o condensación del gas, adsorción con carbón activado, sílica gel, gel de óxido de aluminio o tamices moleculares, absorción principalmente en soluciones de glicol o trietilenglicol y sales higroscópicas, etc.
- Separación de sulfuro de hidrógeno (H_2S). Microaireación, desulfuración fisicoquímica por dosificación de sales de hierro, precipitación química con cloruro ferroso, desulfuración fisicoquímica con óxidos de hierro o zinc, oxidación con Fe^{3+} : proceso Lo-Cat, oxidación con cloro, desulfuración fisicoquímica por adsorción con carbón activado, desulfuración fisicoquímica con sosa cáustica, biodesulfuración biológica en biofiltro percolador, combinación de procesos fisicoquímico-biológicos: biofiltración, biolavadores y los biofiltros percoladores, etc.
- Separación de siloxanos. Adsorción con carbón activado, sílica gel, zeolitas o tamices moleculares, absorción con solvente orgánico, mezcla de enfriamiento con adsorción, congelamiento (método criogénico), lavado con mezclas de hidrocarburos, etc.
- Separación de oxígeno. Procesos de adsorción con carbón activado o tamices moleculares, tecnología de membrana, unidades PSA con adsorbentes cinéticos avanzados o con configuraciones más complejas de lechos adsorbentes, etc.
- Separación de nitrógeno. Unidades PSA con adsorbentes cinéticos avanzados o con configuraciones más complejas de lechos adsorbentes.
- Separación de amonio. La formación de amoníaco se puede evitar mediante la operación adecuada de la planta. La eliminación del amoníaco se debe combinar con otros procedimientos de purificación del biogás.

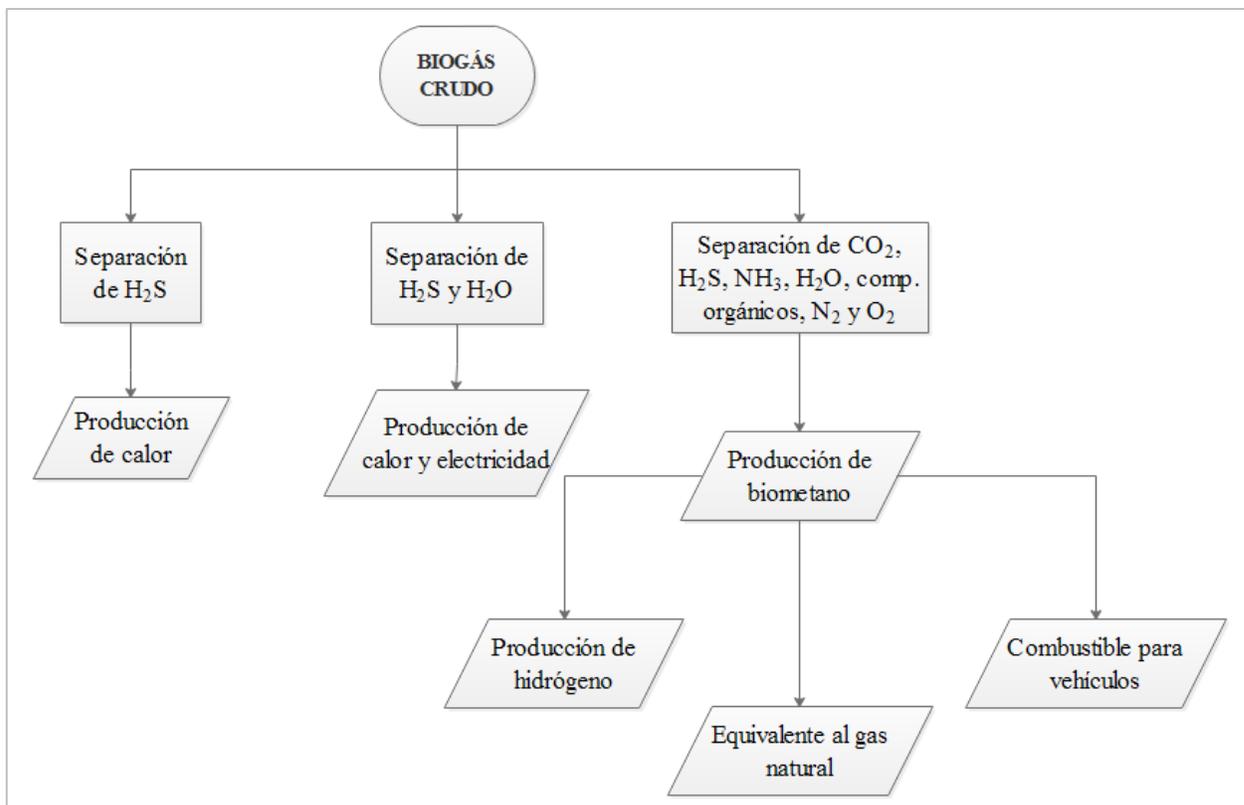


Figura 2.3 Aplicaciones del biogás y sus requerimientos de purificación.

Usos y aplicaciones del biogás. El biogás producido en el biodigestor estará listo para su uso después del acondicionamiento que se le hace. Son diversas sus aplicaciones, dentro de éstas destacan la producción de calor o vapor, generación de electricidad, cogeneración, combustible de vehículos y biometano grado equivalente al gas natural, el cual puede usarse para producir hidrógeno a través de un proceso de reformado.

Producción de calor o vapor. El uso más simple del biogás es para la obtención de energía térmica. En zonas con difícil acceso a combustibles y que cuentan con generación de residuos orgánicos, las plantas pequeñas de biogás pueden proporcionar energía térmica para actividades de primera necesidad como cocinar y calentar agua. La adaptación de los quemadores de gas convencionales para operar con biogás se hace ajustando la relación de flujo gas-aire. En esta aplicación la calidad del biogás es baja y se requieren presiones de 8 a 25 bares con niveles de sulfuro de hidrógeno inferiores a 100 ppm que permitan tener un punto de rocío de 150°C.

Se usan calderas para convertir la energía química contenida en el biogás a energía térmica para producir vapor o calentar agua. Cuando la producción de biogás es insuficiente se pueden utilizar quemadores duales, en los cuales se quema el biogás mezclándolo con otros combustibles, como diesel, gas natural, gas licuado de petróleo, etc. Logrando obtener una eficiencia de la caldera superior a 90%. Parte del calor producido generalmente se utiliza para mantener la temperatura de operación del digestor anaerobio o para secar el digestato producido. Por cuestiones de seguridad y ambientales es necesario el uso de un quemador cuando se tiene un exceso o hay acumulación de biogás.

Generación de electricidad o cogeneración (calor y electricidad). La cogeneración es un proceso secuencial o simultáneo en donde se produce energía útil de forma térmica, mecánica y eléctrica, en un único proceso integrado. Un accionador primario (motores reciprocantes de combustión interna o maquinas rotativas a gas, turbinas de vapor, turbinas de gas, microturbinas de gas o celdas de combustible) es el equipo encargado de generar la energía mecánica y en sincronía con varios dispositivos individuales permiten obtener una eficiencia mayor del sistema.

Los sistemas de cogeneración utilizan la electricidad y el calor residual generados. Algunos sistemas producen principalmente calor y la electricidad es secundaria. Otros producen principalmente electricidad y el calor residual se utiliza en los requerimientos del proceso. La combinación de estas transformaciones logra aprovechar de mejor manera el uso del biogás y crear procesos más eficientes. El biogás usado para cogeneración debe tener bajas cantidades de sulfuro de hidrógeno (< 100 ppm) y vapor de agua. Se suelen usar microturbinas de gas (de 25 hasta 100 kW) o turbinas grandes (>100 kW) para la producción de calor y energía, con alta eficiencia y con un bajo mantenimiento. Sin embargo, es más común el uso de los motores de combustión interna, mientras que las celdas de combustible, actualmente bajo gran investigación y desarrollo, son consideradas como las plantas de energía a pequeña escala del futuro para la cogeneración con una eficiencia superior al 60% y bajas emisiones.

Combustible para vehículos. Usar el biogás como combustible vehicular es posible y se ha empleado desde hace bastante tiempo. Para esto debe tener una calidad similar a la del gas natural para usarse en vehículos que se han acondicionado para operar con gas natural, a este gas obtenido a partir de la refinación o purificación del biogás se le llama biometano. Los vehículos comunes de gasolina y diesel deben estar equipados con un tanque de gas y un sistema de suministro de gas,

además del sistema normal con el que cuentan. El biometano puede ser utilizado en motores de combustión interna tanto a gasolina como diesel, empresas alemanas y suecas dedicadas a la fabricación de vehículos automotores han optado por desarrollar vehículos que poseen este tipo de tecnología en conjunto con vehículos totalmente eléctricos. Este combustible tiene un octanaje que oscila entre 100 y 110 lo cual lo hace apropiado para ser usado en motores con alta relación volumétrica de compresión, como inconveniente esta su baja velocidad de encendido. Su uso está limitado por una serie de problemas:

- Para permitir una autonomía razonable del vehículo, el gas debe ser almacenado en cilindros a alta presión y para esto se requiere de un consumo energético alto.
- El costo del equipo y la adaptación del motor para usar biometano es elevado. Mientras que el peso de los cilindros puede disminuir el rendimiento del vehículo.
- Se necesita de una red adecuada de abastecimiento del combustible.

Refinación de biogás para obtener biometano (grado equivalente al gas natural).

Purificar el biogás a un grado equivalente al gas natural (biometano) brinda la oportunidad de poder introducirlo en una red de distribución de gas natural y así disminuir la dependencia de importación de este combustible fósil. En México existe potencial para poder realizar este tipo de proyectos principalmente por la gran cantidad de residuos orgánicos que pueden ser aprovechados para generar el biometano, además existen varias compañías de suministro de gas natural como; Naturgy, ENGIE México, BP Energía México, entre otras, los cuales cuentan actualmente con redes de distribución en la Ciudad de México, Aguascalientes, Guanajuato, Tamaulipas, San Luis Potosí y el Estado de México, cuya extensión es de más de 16,000 km. Utilizar el biometano en un sitio ajeno a la planta tiene la ventaja de poder utilizarse en un proceso de cogeneración, mientras que en la generación de energía eléctrica en sitio no se suele aprovechar la energía térmica residual de los motores.

Los países europeos son los que mejor han ido adaptando el uso del biometano a su vida cotidiana, en Alemania existen más de 70 digestores operando con sistemas de refinación de biogás a biometano, así como el esfuerzo en las ciudades de Berlín y Munich, de llegar a una cobertura de biometano en el 100% de las gasolineras que ofrecen gas natural como combustible. En la Tabla 2.4 se observa que eliminar gran parte del dióxido de carbono y del sulfuro de hidrógeno en el

biogás permite alcanzar un poder calorífico que lo haga competente con otros combustibles como el gas natural. Diversas tecnologías, comentadas anteriormente, se han establecido para lograr este objetivo, muchas de ellas son derivadas del tratamiento de gas natural llamados procesos de endulzamiento.

Tabla 2.4 Comparación de las propiedades del biogás con otros gases combustibles.

Valores	Biogás CH ₄ (65%)- CO ₂ (35%)	Gas natural	Gas propano	Gas Metano	Hidrógeno
Poder calorífico (kWh/ Nm³)	7	10	26	10	3
Peso específico (kg/ Nm³)	1.08	0.7	2.01	0.72	0.09
Densidad con respecto al aire	0.81	0.54	1.51	0.55	0.07
Límite de explosión (% de gas en el aire)	6-12	5-15	2-10	5-15	4-80
Temperatura de encendido (°C)	687	650	470	650	585
Máxima velocidad de encendido en el aire (m/s)	0.31	0.39	0.42	0.47	0.43
Requerimiento teórico de aire (Nm³/Nm³)	6.6	9.5	23.9	9.5	2.4

Fuente: Elaboración propia con datos de Ministerio de energía-Gobierno de Chile, Manual de biogás, 2011 y Aqualimpia Engineering E. K (www.aqualimpia.de).

2.4 El desarrollo de bioproductos en México y el mundo

Con respecto al desarrollo de bioproductos y biotecnología, los países líderes a nivel mundial son; Estados Unidos, Alemania, Francia, Japón, Corea del Sur, China, Rusia e India esto es con base a la cantidad de empresas biotecnológicas con las que cuentan, solicitudes de patentes e investigación y desarrollo. Las principales aplicaciones se dan en los sectores de la salud, medio ambiente, alimentos y bebidas, agricultura y procesos industriales. Brasil, México, Cuba, Argentina y Chile son los principales contribuyentes en el desarrollo de bioproductos y biotecnología en América Latina. En México las principales aplicaciones se dan en los sectores agroalimentario, salud, industrial y medio ambiente, en la creación de mejores cultivos, técnicas avanzadas de reproducción de animales y plantas, alimentos funcionales, dispositivos biomédicos, farmacogenómica, biofarmacéuticos, enzimas, biopolímeros, biomateriales, biocombustibles y extracción de minerales [16].

Para fortalecer el crecimiento de los bioproductos en México se requiere mejorar la cultura de crear negocios biotecnológicos, es decir, investigar y desarrollar tecnología nativa del país, existen muchas empresas que son comerciantes de biotecnología y no empresarios, es decir compran del extranjero y únicamente comercializan en México, sin explotar los recursos naturales, técnicos, académicos, etc. con los que cuenta el país. Otro reto es mejorar la cadena de valor y la infraestructura para diferentes aplicaciones biotecnológicas, a la gran mayoría de empresas se les dificulta escalar sus procesos a niveles industriales, por falta de especialistas que colaboren a optimizar bioprocesos para obtener mejores rendimientos y bajar costos de producción. Por otro lado, no se ha avanzado adecuadamente en cuanto a la legislación de empresas biotecnológicas y la vinculación academia-industria es demasiado pobre en la mayoría de las instituciones académicas, algo que en países desarrollados no se visualiza como un problema ya que existe una cultura y necesidad de vinculación entre la investigación académica y las empresas.

La biotecnología anaerobia puede ser aprovechada por países desarrollados o en vías de desarrollo para producir bioenergéticos y bioproductos que contribuyan a cumplir necesidades de la sociedad. Permite disminuir la contaminación a través del mejoramiento de las condiciones sanitarias, a través de ella se puede generar electricidad mediante el uso de energías limpias y proporcionar bioproductos que puedan ser usados cotidianamente por la sociedad. Por tanto, la biotecnología anaerobia es una excelente vía de desarrollo, que conjuntada con otras fuentes renovables permite controlar la contaminación y obtener valiosos recursos energéticos y productos con valor agregado.

Las mayores aplicaciones de la biotecnología anaerobia para generar biogás se han dado en China, India y Europa. El desarrollo de la tecnología para la explotación de este biocombustible y sus derivados se tiene parcialmente en los países que más contribuyen en cuanto a emisiones de metano. Sin embargo, la producción de biogás a nivel mundial no tiene relación con los países que más emisiones de metano tienen. Los países europeos que tienen mayor producción de biogás son Francia, Alemania, Italia, Gran Bretaña, España y Dinamarca. Lo usan principalmente en sistemas de cogeneración y suministro de electricidad a la red nacional. Por otro lado están los países en desarrollo, donde pasa que la falta de inversión, poco desarrollo en cuanto a la normatividad, falta de investigación y desarrollo en programas de biogás da como resultado combustibles convencionales de fácil acceso y disponibilidad que contaminan mucho más el medio ambiente.

El biogás se usa en México principalmente para la generación de electricidad y calor, dado su poder calorífico (Tabla 2.5). Investigaciones reportan que se consigue mayor eficiencia energética cuando se usa la biomasa para generar electricidad que cuando se convierte en combustible vehicular. Dado que 1 MJ de biomasa puede reemplazar alrededor de 0.95 MJ de combustible fósil en la cogeneración, mientras que 1 MJ de biomasa puede reemplazar sólo alrededor de 0.35 a 0.45 MJ de petróleo crudo en el sector vehicular [17]. Sin embargo, las emisiones de gases de efecto invernadero del biogás son menores en comparación con otros combustibles, empleado como combustible en vehículos produce 80% menos óxido nitroso que el diesel y menos emisiones de partículas.

Tabla 2.5 Comparación del poder calórico de diferentes combustibles.

Combustible	Poder calórico (CV) aproximado (MJ/kg)	Factor de emisión indirecto (kg CO₂ e/GJ, CV neto)
<i>Petróleo</i>	45.21	12.51
<i>Gas natural</i>	51.43	5.55
<i>Gas natural licuado</i>	55.14	20.00
<i>Queroseno</i>	43.12	13.34
<i>Diesel</i>	44.79	13.13
<i>Biogás</i>	23.00	0.246*

*emisión directa CO₂ (factor de emisión, gCO_{2e}/kWh)

Fuente: MNRE (Ministry of New and Renewable Energy), 2012, “Booklets on renewable energy” y Hill N., Walker H., Beevor J., James K, 2011, “Guidelines to Defra/DECC’s GHG Conversion Factors for Company Reporting: Methodology Paper for Emission Factors. London: Department for Environment”. Food and Rural Affairs.

En México el uso del biogás para generar energía eléctrica ha mostrado un crecimiento importante desde 2016, triplicando la capacidad instalada entre junio de 2016 y junio 2018 (Figura 2.4). Esto se debe a la instalación de proyectos de biodigestores en los sectores agroalimentario y de residuos sólidos urbanos. Como resultado, la generación se ha incrementado hasta 378.78 GWh (256.06 GWh más que los generados durante el primer semestre de 2017). No obstante algunas plantas de biogás no cuentan con el mantenimiento y seguimiento adecuado, lo cual causa que sean menos eficientes e incluso sean clausuradas. Es por ello que el aprovechamiento del biogás aún es muy reducido en México, sabiendo el potencial agrícola y la gran cantidad de residuos generados en el país.

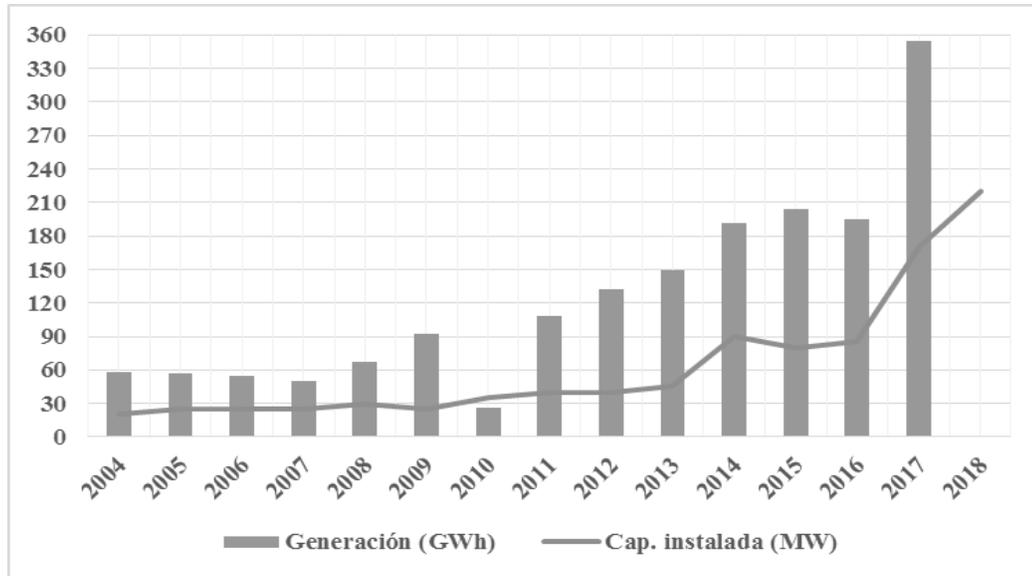


Figura 2.4 Evolución histórica de la capacidad instalada y generación de energía por medio de biogás en México. Fuente: Elaboración propia con datos de Secretaria de Energía, Reporte de avance de energías limpias primer semestre, México 2018.

De acuerdo con estimaciones de la Secretaria de Energía en México, se cuenta con un potencial de generación de energía que podría alcanzar los 4900 TWh por año provenientes de fuentes renovables, incluyendo biomasa. Únicamente de biomasa se estima un potencial superior a los 7 TWh por año. Los residuos pecuarios, urbanos y lodos de plantas de tratamiento de aguas residuales son las principales fuentes para la producción de biogás en México. En cuanto a los estados que más contribuyen en la generación eléctrica a partir de biogás están: Nuevo León (63.3%), Chihuahua (15.8%), Aguascalientes (7.6%), Estado de México (5%), Jalisco (4.7%) y Querétaro (1.4%).

2.5 Nopal como biomasa para producir biogás y bioproductos

Los residuos de nopal forrajero (*Opuntia ficus-indica*) son una de las materias primas con potencial para producir biogás y bioproductos en México, dada la composición química que poseen sus cladodios (Tabla 2.6), además el nopal se puede cultivar en condiciones climáticas extremas y requiere poca agua generando altos rendimientos de biomasa.

Tiene como nombre científico *Opuntia ficus-indica*, asignado por el botánico francés Joseph Pitton de Tournefort aproximadamente en el siglo XVII debido a la semejanza que tiene

con una planta espinosa cultivada en Opus, Grecia. Taxonómicamente pertenece a la familia de las cactáceas y se le conoce con muchos nombres comunes; nopal, nopalera, tuna, chumbera, higuera de pala y chumba, alquitira, choya, cardón de México, tasajillo, etc.

Tabla 2.6 Composición química de cladodios de nopal como materia seca* en diversas edades.

Edad (años)	Descripción	Proteína	Grasa	Cenizas	Fibra cruda	Extracto no nitrogenado
0.5	Nopalitos	9.4	1.00	21.00	8.0	60.6
1	Penca	5.4	1.29	18.20	12.0	63.1
2	Penca	4.2	1.40	13.20	14.5	66.7
3	Penca	3.7	1.33	14.20	17.0	63.7
4	Tallos	2.5	1.67	14.40	17.5	63.9

*El contenido de agua en los cladodios va de 88-95% dependiendo de la madurez.

Fuente: Pimienta, E., 1990, "El nopal tunero", Universidad de Guadalajara, México.

Es una planta de interés genético ya que su morfología y fisiología le permiten crecer y adaptarse a diferentes ambientes, se le puede encontrar en regiones de Canadá en donde las temperaturas pueden bajar hasta -40°C , en el Ecuador en climas cálidos a nivel del mar, en montañas andinas, en climas semitropicales y sobre todo en zonas áridas.

Su mecanismo de fotosíntesis es diferente respecto a la mayoría de las plantas y se le conoce como *Crassulacean Acid Metabolism* (CAM). La mayoría de las plantas poseen un mecanismo de fijación y absorción del dióxido de carbono durante el día, en el caso de las plantas con mecanismo CAM sucede durante la noche. Durante el día cierran sus estomas e impiden la entrada de dióxido de carbono y la pérdida de agua, lo cual les ayuda a soportar ambientes de estrés en condiciones de temperatura alta y poca agua. Este mecanismo desarrollado permite que el dióxido de carbono capturado en el día sea transportado a las vacuolas para ser transformado en ácido málico durante la noche, este ácido es la causa de los niveles altos de acidez en los cladodios cuando son cosechados por las mañanas.

Se han detectado alrededor de 300 especies del género *opuntia*, solo 10 o 12 se sabe que son utilizadas por el hombre con el fin de producir tunas y nopales para alimentación humana, forraje para alimentación de ganado o cochinilla para obtención de colorante. Como especies

cultivadas para producción de fruta se encuentran: *Opuntia ficus-indica*, *O. Amyclaea*, *O. Xocoonstle*, *O. Megacantha* y *O. Streptacantha*. Como especies silvestres: *Opuntia hyptiacantha*, *O. Leucotricha* y *O. Robusta*. La especie más ampliamente cultivada en distintas partes del mundo es *Opuntia ficus-indica* [18].

Los órganos que conforman la planta son las raíces, pencas o cladodios y dependiendo de la edad pueden tener brotes de frutos o flores. Los cladodios sirven como soporte o tallo y de ellos se generan nuevos brotes de cladodios, tunas y flores, conforme van madurando se transforman en pencas. La reproducción puede ser asexual o por semilla. Todas las partes de la planta pueden ser aprovechadas como biomasa para generar bioproductos, incluso las plagas que crecen en ella. El reto está en evaluar donde resulta óptimo utilizar la biomasa con fines productivos sustentables. A continuación se nombran algunos sectores en los cuales se puede aprovechar la planta de nopal y sus derivados para producir bioproductos:

- Alimentos y bebidas de consumo humano (tortillas, platillos, botanas saludables, alimentos veganos, bebidas alcohólicas, jugos de tuna y nopal).
- Alimentos balanceados para animales (suplementos y forrajes a base de cladodios y de cáscaras o semillas de tuna).
- Fármacos (protectores gástricos a base de mucílago, cápsulas y tabletas de polvo de nopal).
- Cosméticos (cremas, desmaquillantes, exfoliantes, protectores solares, jabones, champús, lociones, etc.).
- Suplementos alimenticios (nopal deshidratado, jugos, liofilizados, capsulas de fibra y harina de cladodios).
- Aditivos naturales (gomas, pectina, colorantes, emulsificantes, saborizantes, etc.).
- Construcción (gomas y aditivos para adobes, cementos, inhibidores de corrosión, etc.).
- Energías renovables (biocombustibles a partir de los cladodios o del mucilago).
- Agricultura (mejoradores del drenaje de suelos, abonos líquidos y sólidos).
- Industria Química (CaCO_3 a partir del CO_2 separado del biogás, CO_2 grado alimenticio o con distintos fines obtenido de la separación del biogás).
- Turismo (artesanías con base en fibras, flores y frutos del nopal).
- Industria textil (colorantes y pieles naturales).

La especie *Opuntia ficus-indica* es la cactácea con mayor importancia agronómica a nivel mundial, gracias al valor alimenticio de sus frutos y cladodios, los cuales maduros se usan como alimento para ganado y tiernos se usan para consumo humano. En México son cuatro los productos con valor agregado derivados del nopal; nopal verdura, tuna, nopal forrajero y grana cochinilla. Seguimiento del jitomate, chile verde y cebolla, el nopal representa una de las hortalizas con mayor importancia, teniendo una superficie sembrada en el año 2014 de 84,558.51 hectáreas, se lograron cosechar 72,048.58 hectáreas, con un rendimiento de comercialización de 824,602.36 Ton de nopal verdura, 568,404.9 Ton de tuna y 140,045.38 Ton de nopal forrajero, teniendo como pérdidas 12,459.93 hectáreas (Tabla 2.7). Esto nos da una idea de los rendimientos de biomasa que se pueden esperar con el cultivo del nopal para fines de producción de bioproductos.

Las pérdidas en cuanto a superficie han disminuido considerablemente para el cultivo del nopal verdura y por tanto han aumentado los rendimientos entre los años 1980-2015. Con relación al nopal destinado para producir tuna, las pérdidas no han disminuido, provocando bajos rendimientos. Los datos son más irregulares para el nopal forrajero, ya que no se destinaba mucha superficie de siembra para este fin, hasta en los últimos 10 años ha incrementado significativamente.

Tabla 2.7 Resumen de la superficie plantada, cosechada, volumen de producción, rendimientos y valor de la producción de nopal a nivel nacional 2014.

Tipo	Superficie Sembrada (Ha)	Superficie Cosechada (Ha)	Producción (Ton)	Rendimiento (Ton/Ha)	Precio medio rural (\$/Ton)	Valor de producción (Miles de pesos)
Tuna	55,254.00	51,598.15	568,404.9	11.0	2,861.64	1,626,573.47
Verdura	12,038.26	10,996.16	824,602.36	68.145	1,480.41	1,617,645.29
Forrajero	16,266.25	9,454.25	140,045.38	14.81	403.36	56,489.05

Fuente: SAGARPA, SIAP, México 2015.

Por situaciones legales y éticas, el nopal forrajero o cualquier residuo derivado del nopal que no se desvíe de las necesidades del consumo humano, son las únicas fuentes que pueden ser destinadas para la generación de bioenergéticos a gran escala a partir de biomasa de nopal. En la Figura 2.5 se muestra la producción del nopal forrajero a nivel nacional, teniendo como principales

productores a los estados de Aguascalientes, Zacatecas, Coahuila, San Luis Potosí, Guanajuato, Morelos, Estado de México, Ciudad de México y Michoacán.



Figura 2.5 Distribución de colectas de la red nopal en el año 2017. Fuente: SAGARPA, SNICS, 2017, “Conservación y aprovechamiento sostenible de frutales nativos de México”. Macro red frutales.

Diversas investigaciones citan que en la actualidad a través del desarrollo de tecnologías más avanzadas y eficientes, así como de infraestructura y equipo, la biomasa del nopal representa una fuente renovable de gran potencial, como se muestra en la Tabla 2.8, comparada con tecnologías que están actualmente en auge como la eólica y la solar fotovoltaica. De la biomasa del nopal se pueden obtener bioenergéticos que pueden utilizarse en la producción de energía térmica, eléctrica, combustible para vehículos, centrales de ciclo combinado y abastecimiento en redes de gas natural [19].

A continuación se mencionan algunas ventajas de la generación de energía renovable obtenida con los cladodios de nopal forrajero [20]:

- Creación de empleos locales y disminución de la migración.

- Favorece el desarrollo académico y económico.
- Ayuda a disminuir las emisiones de dióxido de carbono, transformando por hectárea sembrada 70 toneladas de dióxido de carbono en ácido málico.
- Los cultivos requieren bajos recursos de agua, llegando a soportar condiciones de sequía que no toleran otros cultivos de biomasa.
- Debido a su composición química permite obtener buenos rendimientos de biogás, en términos comparativos para un mismo volumen de biogás el nopal se degrada 5 - 10 veces más rápido que el estiércol animal, ello permite que un mismo equipo sea 5- 10 veces más productivo.
- Se logran cosechas continuas de 800 a 1,200 ton de biomasa/año, lo que equivale a 20,000 – 25,000 litros de biocombustible/hectárea con un riego tecnificado, con temporal el rendimiento puede reducirse a la mitad.
- Se puede transformar hasta el 90 % de la biomasa seca a biogás, el 10 % restante se transforma en bioabono sólido y líquido.
- Tiene bajos costos de construcción, infraestructura, operación e inversión.
- Los bajos costos de producción permiten que el producto sea ofrecido al consumidor a un precio más competitivo.
- Los bioabonos obtenidos ayudan a fortalecer la tierra volviéndola fértil.
- Produce bioabonos sólidos y líquidos, los cuales pueden ser usados como fertilizantes en suelos que requieran de pocos nutrientes o mezclado con otro fertilizante en suelos que requieran una cantidad más elevada de nutrientes.
- Se puede obtener biometano para ser usado como combustible de vehículos.
- Puede ser considerado en el intercambio de certificados limpios y bonos de carbono.
- Existe tecnología mexicana patentada para generar energía a partir de biomasa de nopal.

Tabla 2.8 Aspectos comparativos de la energía eólica, fotovoltaica y la generación de biogás con nopales.

Aspecto	Biomasa de cladodios de nopal	Energía eólica	Energía fotovoltaica
Disponibilidad	Continua	Depende del viento	Solo durante el día
Mantenimiento	Bajo Poco personal	Bajo Muy poco personal	Bajo Muy poco personal
Mano de obra	Personal de calificación media	Personal altamente calificado	Personal altamente calificado
Tipo de energía generada	Eléctrica, térmica y combustibles	Eléctrica	Eléctrica
Eficiencia de generación	80-90 %.	30 % de la capacidad instalada en tierra	10 -20 % dependiendo del costo de celda
Tiempo de vida de equipos e instalaciones	15-20 años	20 años	10 años
Beneficio ambiental	Genera bioabonos Consume CO ₂ Venta de bonos de carbono	No emite dióxido de carbono	No genera dióxido de carbono
Perjuicio ambiental	Gases peligrosos	Alto impacto en migración de aves Ruido Contaminación por extracción de materias primas	Baterías y materias primas de celdas son altamente contaminante
Proveedores de repuestos	Disponibles en mercado nacional	Importación	Importación
Tiempo de estudio e implementación de proyecto	1 año	8 años mínimos para estudiar vientos	1 año
Beneficio social	Genera trabajo permanente en siembra, cosecha y plantas de proceso	Genera empleos en el montaje de equipos	Requiere poco mantenimiento y personal
Puntos positivos	Desde el cultivo hasta el procesamiento permite integrar varios mercados	Tecnología conocida e implementada en forma global	Tecnología atractiva y ampliamente conocida
Puntos negativos	Pocas plantas construidas en el mundo,	No hay tecnología desarrollada en México	No hay tecnología desarrollada en México

	desconocidas en México		
Costo instalación por kWh instalado	US1200/ kWh (no incluye ingresos por subproductos y bonos de carbono)	US1.800-3.000/kWh	US4.000 - 6000/kWh
Recuperación de la inversión	1-2 años	5-8 años	12-15 años

Fuente: Nopalimex, 2015, "Presentación; Premio Nacional de Trabajo".

2.6 El diseño conceptual y la simulación de procesos en el desarrollo de biorrefinerías

El desarrollo de un proyecto de diseño de ingeniería química consta de diferentes fases dependiendo del nivel de jerarquía del problema a diseñar, ya sea el diseño de un solo proceso o hasta el diseño completo de una fábrica química, comienza con la identificación de la necesidad o idea de algún producto, seguido de la planificación, diseño básico, ejecución y cierre. El diseño conceptual se considera dentro de la planificación y va de la mano con los estudios de viabilidad económica, ambiental, financiera, social y técnica. El diseño conceptual es la etapa previa al diseño detallado del proceso, en él se plantean las diferentes alternativas tecnológicas y de diseño que existen en el mercado o que pueden ser creadas por el equipo de diseño. En esta etapa se fija el proceso químico de transformación, tecnologías, condiciones de proceso, especificaciones de los materiales a usar, dimensión de los equipos, restricciones impuestas de acuerdo a las normas o legislaciones aplicables, diagrama de flujo del proceso y la integración de los procesos u operaciones unitarias. De esta fase del proyecto se obtiene una primera estimación de los posibles problemas para realizar el proyecto, recursos y costos involucrados. Los resultados de este estudio y de los estudios de viabilidad servirán para tomar la decisión de ejecutar el proyecto o aplazarlo.

La simulación o modelado de procesos químicos es una herramienta muy útil para el diseño de nuevos procesos o la mejora de procesos ya existentes, desempeña un papel crucial en todas las actividades de ingeniería de procesos, incluida la investigación y desarrollo, el diseño de procesos y la operación de procesos. Permite aumentar la eficiencia operativa de una unidad de proceso o de un conjunto, predecir el comportamiento del proceso, minimizar pérdidas de materia prima, de energía y eliminar diferentes fallos de funcionamiento. La simulación representa el diseño de un modelo operativo de un proceso de transformación químico o físico y la elaboración de

experimentos con este modelo con el fin de comprender su funcionamiento o evaluar estrategias alternativas para su operación, el modelo se plantea a través de ecuaciones matemáticas que representan equipos u operaciones del proceso, propiedades fisicoquímicas de las sustancias o materiales usados y conexiones entre los equipos de proceso, estas ecuaciones se especifican mediante variables del proceso tales como temperatura, presión, flujos, composiciones, áreas de superficie, tamaño y configuración geométrica de los equipos, etc. El modelo matemático arrojará como resultados una serie de cálculos de balances de materia y energía, equilibrios de fase, parámetros de transporte y cinéticos, los cuales representan el proceso físico o químico simulado. Para que la simulación sea confiable debe ser capaz de poder reproducir el comportamiento del sistema modelado con un grado aceptado de precisión.

En la actualidad existen diferentes programas informáticos destinados a la simulación de procesos, los cuales permiten analizar procesos en estado estacionario o dinámico, incluso implementar sistemas de control y su respuesta a perturbaciones inherentes al proceso. Los simuladores de procesos permiten analizar procesos de acuerdo a dos modos de cálculo:

- Modo diseño. Se basa en las condiciones de proceso requeridas, se utiliza como punto de partida un rendimiento deseado para encontrar las especificaciones del proceso o del equipo que permitan el cumplimiento de esas condiciones.
- Modo análisis. Se basa en proporcionar al simulador algunas especificaciones de diseño del proceso o equipos. El desempeño del proceso o equipo se evalúa para cumplir con algunas condiciones del proceso.

Los simuladores se clasifican de acuerdo a la estrategia utilizada en la solución de los problemas de simulación:

- Simuladores modulares secuenciales. Divide el modelo matemático de todo el sistema en submodelos más pequeños para cada bloque o modulo, los cuales se calculan de manera independiente evaluando los valores de salida en función de las secuencias de entrada y los parámetros de diseño. La secuencia de solución es generalmente paralela al flujo de material en el proceso. Al reciclar las corrientes, se cambia la entrada del módulo y, por lo tanto, el módulo debe ser reevaluado a través de iteraciones. La solución final de todo el sistema se obtiene después de la convergencia de todos los bucles de iteración, lo cual hace complicado su uso en procesos que cuentan con gran cantidad de bucles de reciclaje.

- Simuladores simultáneos u orientados a ecuaciones. Resuelve simultáneamente un gran conjunto de ecuaciones que representa el modelo matemático de todo el sistema. Tiende a converger procesos con una gran cantidad de ciclos de reciclaje mucho más rápido que la estrategia modular. Sin embargo, se requiere un esfuerzo considerable para inicializar una simulación orientada a ecuaciones. Además, la construcción y la depuración de una simulación orientada a ecuaciones requieren más esfuerzo.
- Simuladores híbridos. Este tipo de simuladores utiliza una estrategia mixta entre secuencial y simultánea. Cada iteración consta de dos pasos: un primer modelo de solución que emplea la estrategia secuencial, y la actualización de los coeficientes lineales para encontrar una solución a través de una estrategia simultánea.

Aspen Plus[®] es un software de simulación de procesos que permite enfoques de modelado secuencial y orientado a ecuaciones. Aspen Plus[®] es usado para diseñar, operar, mantener y optimizar diversos complejos de fabricación, empresas líderes en el mundo de petróleo y gas, productos químicos, ingeniería y construcción, productos farmacéuticos, alimentos, bebidas y productos de consumo confían en esta tecnología para dirigir su negocio. Esto les permite mejorar su competitividad y factibilidad al aumentar el rendimiento y la productividad, reducir costos operativos y el tiempo de inactividad no planificado, mejorar la eficiencia del capital y disminuir los requisitos de capital de trabajo.

La aplicación de esta tecnología en el desarrollo de bioprocesos es escasa y se encuentra en una fase de desarrollo, pero dado que ha tenido gran éxito en el sector energético del petróleo y gas, puede ser de gran utilidad aplicarla en el análisis, diseño y mantenimiento de biorrefinerías. Mediante esta herramienta computacional que permite la simulación de procesos industriales, se pueden implementar sistemas basados en modelos que integren a la perfección el diseño, el cálculo de costos del proyecto y las funciones de análisis de energía, entregando al mismo tiempo un proyecto más factible económicamente para la implementación de biorrefinerías.

Capítulo 3. Metodología

Se establecen las especificaciones de materia prima, condiciones y tecnologías de procesamiento, con base a cada tecnología se plantean las simulaciones y modelos de cada uno de los procesos involucrados, se estiman los costos e ingresos de cada proceso para por último realizar el análisis económico.

3.1 Consideraciones generales y tecnologías de proceso

La materia prima elegida para el proceso son los residuos de cladodios de nopal forrajero, producidos en cuatro municipios del estado de Aguascalientes, México; Asientos, Aguascalientes, San Francisco de los Romo y El Llano, dado que es el estado con mayor producción de nopal forrajero a nivel nacional y la cercanía de transporte de la materia prima entre los municipios productores. En conjunto con la materia orgánica del nopal forrajero se alimenta una mezcla de agua y estiércol de ganado vacuno, en un 10% de la cantidad total de cladodios, esta mezcla aporta la cantidad necesaria de microorganismos que favorecen la producción de biogás. Para poder llevar a cabo las simulaciones de los diferentes procesos, se indagó en investigaciones experimentales la composición química tanto de los cladodios como del estiércol de ganado vacuno, principalmente en cuanto a su porcentaje de agua, carbohidratos, lípidos, proteínas, cenizas, sólidos volátiles y sólidos totales. El régimen operativo de la planta es continuo operando 330 días al año, considerando que hay una disponibilidad de materia prima continua con dos temporales al año. La localización de la planta se considera en el municipio de Aguascalientes, pero no se considera una zona específica ni ninguna evaluación respecto al terreno.

En relación a la tecnología elegida como pretratamiento de los cladodios, las más comunes son las siguientes:

- Trituración mecánica. Es una fragmentación o molienda que aumenta la superficie específica y la densidad aparente, lo que facilita la hidrólisis. Existen diferentes tipos de trituradores que hacen este proceso como, trituradores de bolas, de martillos, de cuchillas, de rodillos, etc.

- Radiación con alta energía. Es la ruptura de los enlaces β -glucosídicos y los enlaces entre la celulosa y la lignina. Tiene difícil aplicación ya que requiere de instalaciones complejas y alto coste.
- Oxidación húmeda. Se mezcla la biomasa con agua caliente alrededor de 220°C durante un tiempo determinado en presencia de oxígeno. Requiere condiciones presurizadas para que el agua se mantenga en estado líquido.
- Procesos con ozono. Degrada totalmente la lignina, degradando poco la hemicelulosa y la celulosa. No produce sustancias tóxicas y se puede llevar a cabo en condiciones atmosféricas. Es un método muy caro por las grandes cantidades de ozono que requiere.
- Disoluciones de hidróxido de sodio. Se mezcla la biomasa con una disolución acuosa de sosa caustica de 8-12% en peso a temperaturas entre 80-120°C durante 30-60 minutos. Consigue una ruptura de los enlaces entre la lignina y los carbohidratos y degrada la lignina. Se usa en materia orgánica con contenidos de lignina de hasta un 18%.
- Solventes orgánicos. Se emplea una mezcla de solventes orgánicos (metanol, etanol, acetona, etc.) o acuosos, junto con un catalizador ácido (clorhídrico o sulfúrico) para romper los enlaces de la lignina y la hemicelulosa.
- Explosión por vapor. La biomasa se satura con agua a 1.5-4.0 MPa y entre 180-230°C durante un tiempo de entre 1 y 10 minutos. Esto origina una hidrólisis parcial de la celulosa y hemicelulosa.
- Explosión por vapor con dióxido de azufre. El dióxido de azufre en forma gaseosa, acidifica la biomasa antes de que sea sometida al proceso de explosión a vapor. Así se favorece la hidrólisis de la celulosa y de la hemicelulosa.
- Explosión por vapor con amoníaco (AFEX). La biomasa se somete a la acción del amoníaco a 27°C y 1.24 MPa. El amoníaco puede sustituirse por dióxido de carbono para disminuir los costos, aunque el rendimiento disminuye.
- Procesos biológicos. La biomasa se somete a la acción de determinados microorganismos (ej. hongos basidiomicetos como *Phanerochaete chrysosporium*) que degradan la lignina y la hemicelulosa. Con este proceso la celulosa se vuelve más accesible al posterior ataque enzimático. La ventaja es el bajo requerimiento energético y condiciones ambientales normales que necesita. La desventaja es la lentitud del proceso de hidrólisis.

Se opta por un pretratamiento mecánico de trituración por su bajo costo y porque es muy común y ampliamente usado a nivel industrial, lo aplican dos plantas en México que operan con biomasa de nopal, pertenecientes a las empresas Nopalimex y Cooperativa Cruz Azul. En este proceso se reduce el tamaño de los cladodios con el objetivo de incrementar el área disponible de contacto con los microorganismos, reducir el grado de polimerización, aumentar la solubilidad y por consiguiente tener mayor degradación de la biomasa durante la hidrólisis. El equipo de trituración es una máquina de doble rodillo dentados, accionada por dos motores eléctricos. Después de triturar la biomasa de nopal, esta se envía a un tanque mezclador donde se mezcla con el agua y el estiércol de ganado vacuno para obtener la biomasa total que será bombeada al biodigestor.

El proceso de transformación de la biomasa a biogás y digestato se lleva a cabo en un biodigestor anaerobio de mezcla completa con paredes y piso hechos de concreto reforzado, aislados con poliestireno extruido, incorporado con un techo construido de una membrana flexible, tres agitadores sumergibles, un sistema de tuberías de calentamiento de acero inoxidable, medidores de flujo y un analizador de biogás. Se considera un quemador de biogás como sistema de emergencia para quemar periódicamente el biogás producido en caso de existir una sobreproducción o atraso en su consumo. El digestato obtenido se bombea a una unidad de separación sólido-líquido, la fracción sólida húmeda se envía a una laguna incorporada con sistema de mezclado donde se va a digerir la parte sólida para obtener el bioabono sólido, la fracción líquida se envía a un estanque donde se obtendrá el bioabono líquido. La simulación de este proceso se basa en modelos matemáticos de digestión anaerobia desarrollados en diferentes investigaciones, los cuales se acoplan al software de simulación a través de la especificación de todas las ecuaciones y restricciones mediante un código de programación. Las condiciones del proceso de digestión anaerobia y detalles del modelo se especifican en el apartado de simulación del proceso de digestión anaerobia.

Las tecnologías disponibles y más comunes para refinar el biogás hasta obtener biometano son las siguientes:

- Adsorción con variación de presión (PSA). El proceso consta de alternar la adsorción y desorción física por cambios en la presión. Requiere desulfuración previa y secado del biogás, con consumos de energía eléctrica altos y no utiliza sustancias químicas. Se

consigue obtener un biometano con una pureza mayor al 97% de metano. Se ha implementado en una gran cantidad de proyectos.

- Absorción con agua a presión. Se usa agua como solvente en una torre de absorción física y después se regenera el agua en una torre de desorción a menor presión. No requiere desulfuración previa ni secado, se adapta a diferentes flujos de gas, consume mucha energía eléctrica pero sin consumo de energía térmica y productos químicos. Se consigue obtener un biometano con una pureza mayor al 98% de metano. Se ha implementado en una gran cantidad de proyectos.
- Adsorción con aminas. Adsorción química usando una solución de aminas, la cual se regenera después con vapor de H₂O. Se usa en flujos bajos de gas, requiere poca energía eléctrica, pero muy altos requerimientos térmicos y sustancias químicas. Se consigue obtener un biometano con una pureza mayor al 99% de metano. Se ha implementado solo en algunos proyectos.
- Separación por membranas. Se usan membranas que operan con un gradiente de presión o con una difusión de gases para la separación del gas. Requiere desulfuración previa y secado del biogás, consume gran cantidad de energía eléctrica, sin consumo de productos químicos de proceso pero con sustitución de las membranas después de que empieza a disminuir su efectividad. Se consigue obtener un biometano con una pureza mayor al 96% de metano. Se ha implementado en pocos proyectos, sin embargo en la actualidad su desarrollo tecnológico e implementación ha ido en aumento considerablemente.
- Procesos criogénicos. El biogás se licua a altas presiones y bajas temperaturas. Requiere desulfuración previa y secado del biogás en situación de planta piloto, consume gran cantidad de energía eléctrica y un control sofisticado de las condiciones para evitar que solidifiquen algunas sustancias. Se consigue obtener un biometano con una pureza mayor al 98% de metano. Se ha implementado en proyectos a escala piloto, sin embargo en la actualidad su desarrollo tecnológico y escalamiento a nivel industrial ha ido en aumento.

Se analizan y comparan dos tecnologías de acondicionamiento o refinación del biogás, un proceso criogénico y un proceso de absorción con agua a presión. El proceso de absorción tiene mucho mayor uso en la actualidad que el proceso criogénico, sin embargo esta comparación tiene

como fin examinar cuáles son sus diferencias, ventajas y desventajas entre ambas tecnologías a un nivel industrial y considerando factores económicos.

El proceso criogénico consta de cuatro etapas de compresión con una serie de intercambiadores de calor y un ciclo de refrigeración de propano, esto permite licuar el biogás que sale del biodigestor para que después sea alimentado a una columna de destilación, donde por el domo se obtiene el biometano y por el fondo un líquido concentrado en dióxido de carbono, el cual pasa a un proceso de adsorción con carbón activado para aumentar su pureza.

El proceso de absorción con agua a presión está conformado por dos etapas de compresión con interenfriadores en donde se comprime el biogás para ser alimentado a una columna de absorción en donde se mezcla con agua a contracorriente, el agua es bombeada al domo de la torre a la misma presión a la que entra el gas. El producto que se obtiene en estado gaseoso es el biometano, mientras que en estado líquido se obtiene el agua con los gases disueltos absorbidos del biogás. El agua con los gases disueltos se alimenta a una torre de desorción en donde se mezcla con aire a contracorriente para regenerar el agua y obtener agua limpia para poder volver a utilizarla en el proceso de absorción.

Todos los procesos (pretratamiento, digestión anaerobia y acondicionamiento del biogás) son simulados en el software Aspen Plus V10[®], a través de análisis de sensibilidad y especificaciones de diseño se fijan las condiciones que favorezcan los procesos, se realiza la integración másica y energética de procesos para disminuir los costos de operación. Teniendo las condiciones de proceso más favorables en cuanto rendimiento y calidad de los productos, se obtiene la síntesis del proceso y se fijan los parámetros generales de diseño de los equipos. Por último se estiman los costos de los equipos y se realiza el análisis de factibilidad comparando los dos procesos; la obtención de biometano por el proceso criogénico y por el proceso de absorción con agua a presión.

3.2 Simulación del proceso de pretratamiento de la biomasa

Con el objetivo de mejorar la calidad del biogás y el rendimiento del proceso de digestión anaerobia se plantea un proceso de pretratamiento de la materia prima. El pretratamiento consiste en la trituración de los cladodios de nopal forrajero con el fin de reducir el tamaño de las partículas e incrementar la superficie específica disponible para los microorganismos. De acuerdo a la materia

prima disponible en los cuatro municipios del estado de Aguascalientes, México, se establece un flujo de alimentación de 59,290.41 kg/día de cladodios libres de cualquier basura o impureza a una trituradora de rodillos (Figura 3.1), en donde se reduce su tamaño de 30-20 cm a partículas entre 3 y 6 mm. Por otro lado en un mezclador se combinan agua y estiércol de ganado vacuno, esta mezcla representa un 10 % de la cantidad de cladodios alimentados a la trituradora, la mezcla es bombeada a un segundo mezclador en donde se combina con la materia orgánica procedente de la trituradora para obtener una biomasa homogénea que se alimenta al biodigestor.

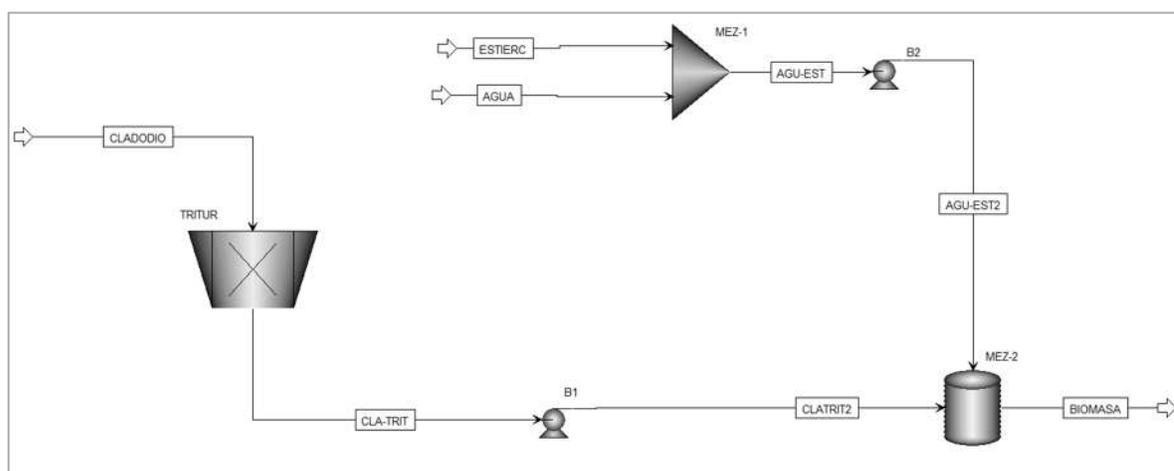


Figura 3.1 Diagrama de flujo del proceso de pretratamiento de los cladodios de nopal forrajero.

Para efectuar la simulación, el estiércol y los cladodios se especifican como componentes sólidos no convencionales y el agua como componente convencional. El método termodinámico a usar es el método ideal, el cual se basa en la ley de Raoult y en la ley de Henry para el cálculo de las propiedades termodinámicas, los modelos de propiedad elegidos para los componentes no convencionales (cladodios y estiércol), son los modelos HCOALGEN y DNSTYGEN para el cálculo de entalpía y densidad respectivamente. Como parámetros de los componentes puros no convencionales se establecen la densidad y el calor de combustión promedio de ambos. Para poder trabajar con sólidos no convencionales se debe fijar una *stream class* MIXNCPSD la cual requiere definir una distribución de tamaño de partícula para cada sólido, se define la distribución para los cladodios con un tamaño de 3 a 300 mm, mientras que para el estiércol se define de 2 a 120 mm.

Se elige un *Crusher* del tipo rodillo con dientes de sierra para simular el equipo de trituración, el cual trabaja con una eficiencia mecánica del 80% bajo la ley de Kick y con un índice de trabajo de Bond de 6 kWhr/ton dada la poca dureza de los cladodios, los cuales salen del triturador con un tamaño de 3 a 6 mm. Las corrientes de alimentación de ambos sólidos no convencionales se establecen de acuerdo a su composición con base al contenido de humedad, cenizas, materia volátil, carbono, hidrogeno, nitrógeno, cloro, azufre y oxígeno. Los equipos auxiliares del proceso son los mezcladores, los cuales se simulan como tanques agitados, y las bombas simuladas como bombas de lodos.

3.3 Modelo y simulación del proceso de digestión anaerobia

El proceso de digestión anaerobia representa el proceso más importante dentro de todos los subprocesos para producir el biometano, en él se transforma la biomasa pretratada anteriormente para obtener el biogás y el digestato como principales productos. Para poder llevar a cabo la simulación del proceso de digestión anaerobia se toman en cuenta diferentes modelos matemáticos ya analizados y comprobados contra datos experimentales. Todas las ecuaciones, parámetros y restricciones pertenecientes a estos modelos se establecen en el software de simulación a través de bloques y código Fortran que permite simular la cinética del proceso biológico, ya que el software de simulación no cuenta con modelos o plantillas que representen el proceso de digestión anaerobia.

3.3.1 Descripción del modelo de simulación del proceso de digestión anaerobia implementado en Aspen Plus®

El modelo de simulación del proceso (PSM) para digestión anaerobia desarrollado por Rajendran y col. (2014) es usado para simular el proceso de digestión de la biomasa de los cladodios, considera reacciones intermedias, inhibiciones y cinética [21]. Las reacciones involucradas se dividen en dos conjuntos de reacciones (a) y (b) como se muestra en el diagrama de bloques de la Figura 3.2:

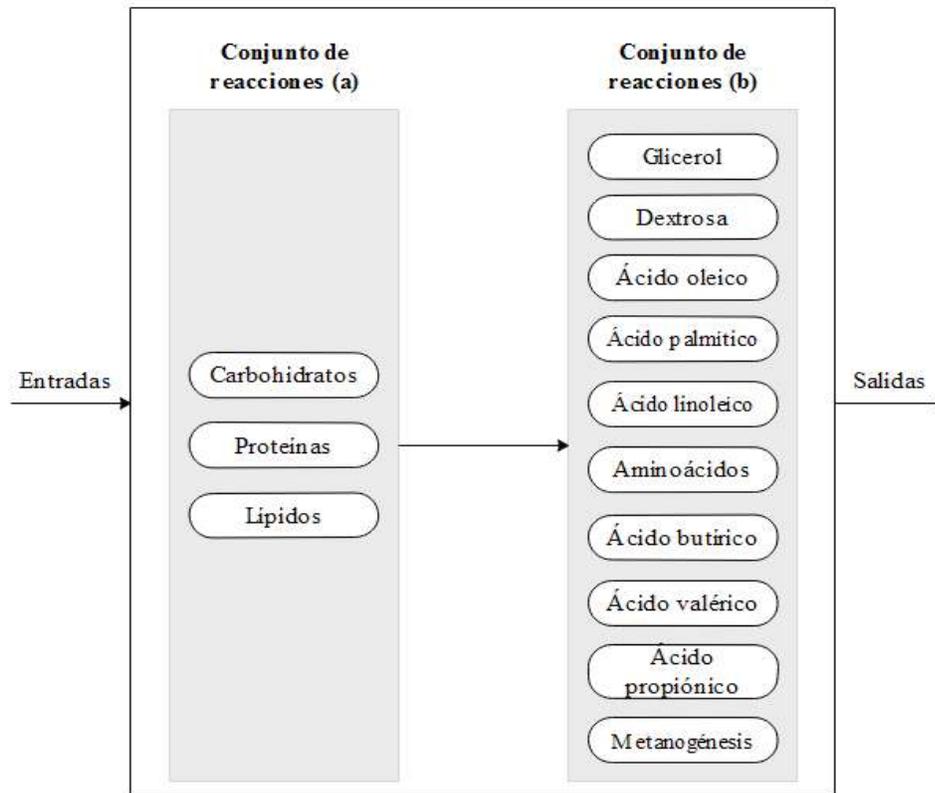


Figura 3.2 Diagrama de bloques del modelo de simulación del proceso de digestión anaerobia. Fuente: Elaboración propia con datos de [21].

Conjunto de reacciones (a). Reacciones de hidrólisis (Tabla 3.1). Operan en función de la conversión fraccional de reactivos a productos con una escala de 0 a 1.

Las reacciones de hidrólisis incluyen la descomposición de carbohidratos, proteínas y lípidos. Los carbohidratos se fijan como componentes individuales; celulosa, almidón y hemicelulosas, las proteínas se agregan como dos componentes en función de su solubilidad; proteínas solubles y proteínas insolubles, y los lípidos se agregan como cuatro componentes; tripalmitato, trioleína, palmito-oleína y palmito-linoleína.

Tabla 3.1 Lista de las reacciones de hidrólisis incluidas en el modelo PSM definidas conforme al avance de reacción.

No.	Compuesto	Reacción de hidrólisis	Avance de reacción
1	Almidón	$(C_6H_{12}O_6)_n + H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$	0.6 ± 0.2
2	Celulosa	$(C_6H_{12}O_6)_n + H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$	0.4 ± 0.1
3	Hemicelulosa	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow 2.5 C_2H_4O_2$	0.5 ± 0.2
4	Hemicelulosa	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	0.6 ± 0.0
5	Xilosa	$C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_5H_4O_2 + 3 H_2O$	0.6 ± 0.0
6	Celulosa	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow 2 C_2H_6O + 2 CO_2$	0.4 ± 0.1
7	Etanol	$2 C_2H_6O + CO_2 \rightarrow 2 C_2H_4O_2 + CH_4$	0.6 ± 0.1
8	Proteína soluble	$C_{13}H_{25}O_7N_3S + 6 H_2O \rightarrow 6.5 CO_2 + 6.5 CH_4 + 3 H_3N + H_2S$	0.5 ± 0.2
9	Proteína insoluble (I.P)	$I.P + 0.3337 H_2O \rightarrow 0.045 C_6H_{14}N_4O_2 + 0.048 C_4H_7NO_4$ $+ 0.047 C_4H_9NO_3 + 0.172 C_3H_7NO_3$ $+ 0.074 C_5H_9NO_4 + 0.111 C_5H_9NO_4$ $+ 0.25 C_2H_5NO_2 + 0.047 C_3H_7NO_2$ $+ 0.067 C_3H_6NO_2S + 0.074 C_5H_{11}NO_2$ $+ 0.07 C_6H_{13}NO_2 + 0.046 C_6H_{13}NO_2$ $+ 0.036 C_9H_{11}NO_2$	0.6 ± 0.1
10	Trioleína	$C_{57}H_{104}O_6 + 3 H_2O \rightarrow C_3H_8O_3 + 3 C_{18}H_{34}O_2$	0.5 ± 0.2
11	Tripalmitato	$C_{51}H_{98}O_6 + 8.436 H_2O \rightarrow 4 C_3H_8O_3 + 2.43 C_{16}H_{34}O$	0.5 ± 0.3
12	Palmito-oleína	$C_{37}H_{70}O_5 + 4.1 H_2O \rightarrow 2.1 C_3H_8O_3 + 0.9 C_{16}H_{34}O + 0.9 C_{18}H_{34}O_2$	0.6 ± 0.2
13	Palmito-linoleína	$C_{37}H_{68}O_5 + 4.3 H_2O \rightarrow 2.2 C_3H_8O_3 + 0.9 C_{16}H_{34}O + 0.9 C_{18}H_{34}O_2$	0.6 ± 0.2

Fuente: Elaboración propia con datos de [21].

Conjunto de reacciones (b). Reacciones de acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Tabla 3.2). Están basadas en el cálculo de su cinética, el cálculo de la constante cinética se hace con base a investigaciones previas sobre modelos de digestión anaerobia encontrados en la literatura [22; 23].

Incorpora diferentes bloques calculadores de reacciones para calcular la cinética de las reacciones. Cada bloque calculador posee un código Fortran que calcula la velocidad de las reacciones en las fases acidogénica, acetogénica y metanogénica. En total se usan diez bloques diferentes para las reacciones en donde participan los siguientes compuestos; glicerol, ácido valérico, ácido butírico, ácido propiónico, ácido linoleico, aminoácidos, azúcares, ácido palmítico, ácido oleico, metano e hidrógeno.

Las soluciones iterativas se obtienen pasando los resultados del conjunto de reacciones (a) al conjunto de reacciones (b). En cada bloque calculador se integran como bucles lógicos, las inhibiciones en forma de pH, temperatura y amoníaco. Para cada entrada a los bloques, se calcula la velocidad de cada reacción. El modelo PSM genera como resultados el tiempo de retención hidráulico, el volumen del reactor y una tabla de balances de masa y energía, de donde se puede

obtener la cantidad de producción de biogás, el rendimiento y el flujo de carga orgánica. Todos estos parámetros que incorpora el modelo son importantes en la producción de biogás, lo que hace que la simulación se acerque a la realidad.

Tabla 3.2 Lista de las reacciones de aminoácidos, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis incluidas en el modelo PSM definidas conforme a su constante cinética.

No.	Compuesto	Reacción química	Constante cinética
<i>Reacciones de degradación de aminoácidos</i>			
1	Glicina	$C_2H_5NO_2 + H_2 \rightarrow C_2H_4O_2 + NH_3$	1.28×10^{-2}
2	Treonina	$C_4H_9NO_3 + H_2 \rightarrow C_2H_4O_2 + 0.5 C_4H_8O_2 + NH_3$	1.28×10^{-2}
3	Histidina	$C_6H_9N_3O_2 + 4 H_2O + 0.5 H_2$ $\rightarrow CH_3NO + C_2H_4O_2 + 0.5 C_4H_8O_2 + 2 NH_3 + CO_2$	1.28×10^{-2}
4	Arginina	$C_6H_{14}N_4O_2 + 3 H_2O + H_2$ $\rightarrow 0.5 C_2H_4O_2 + 0.5 C_3H_6O_2 + 0.5 C_5H_{10}O_2 + 4 NH_3$ $+ CO_2$	1.28×10^{-2}
5	Prolina	$C_5H_9NO_2 + H_2O + H_2 \rightarrow 0.5 C_2H_4O_2 + 0.5 C_3H_6O_2 + 0.5 C_5H_{10}O_2 + NH_3$	1.28×10^{-2}
6	Metionina	$C_5H_{11}NO_2S + 2 H_2O \rightarrow C_3H_6O_2 + CO_2 + NH_3 + H_2 + CH_4S$	1.28×10^{-2}
7	Serina	$C_3H_7NO_3 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + CO_2 + NH_3 + H_2$	1.28×10^{-2}
8	Treonina	$C_4H_9NO_3 + H_2O \rightarrow C_3H_6O_2 + CO_2 + NH_3 + H_2$	1.28×10^{-2}
9	Acido aspártico	$C_4H_7NO_4 + 2 H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + 2 CO_2 + NH_3 + 2 H_2$	1.28×10^{-2}
10	Acido glutámico	$C_5H_9NO_4 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + 0.5 C_4H_8O_2 + CO_2 + NH_3$	1.28×10^{-2}
11	Acido glutámico	$C_5H_9NO_4 + 2 H_2O \rightarrow 2 C_2H_4O_2 + H_2 + CO_2 + NH_3$	1.28×10^{-2}
12	Histidina	$C_6H_8N_3O_2 + 5 H_2O \rightarrow 2 C_2H_4O_2 + CH_3NO + 0.5 H_2 + CO_2 + 2 NH_3$	1.28×10^{-2}
13	Arginina	$C_6H_{14}N_4O_2 + 6 H_2O \rightarrow 2 C_2H_4O_2 + 3 H_2 + 2 CO_2 + 4 NH_3$	1.28×10^{-2}
14	Lisina	$C_6H_{14}N_2O_2 + 2 H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + C_4H_8O_2 + 2 NH_3$	1.28×10^{-2}
15	Leucina	$C_6H_{13}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + CO_2 + NH_3 + 2 H_2$	1.28×10^{-2}
16	Isoleucina	$C_6H_{13}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + CO_2 + NH_3 + 2 H_2$	1.28×10^{-2}
17	Valina	$C_5H_{11}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_4H_8O_2 + CO_2 + NH_3 + 2 H_2$	1.28×10^{-2}
18	Fenilalanina	$C_9H_{11}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_6H_6 + C_2H_4O_2 + CO_2 + NH_3 + H_2$	1.28×10^{-2}
19	Tirosina	$C_9H_{11}NO_3 + 2 H_2O \rightarrow C_6H_6O + C_2H_4O_2 + CO_2 + NH_3 + H_2$	1.28×10^{-2}
20	Triptófano	$C_{11}H_{12}N_2O_2 + 2 H_2O \rightarrow C_8H_7N + C_2H_4O_2 + CO_2 + NH_3 + H_2$	1.28×10^{-2}
21	Glicina	$C_2H_5NO_2 + 0.5 H_2O \rightarrow 0.75 C_2H_4O_2 + 0.5 CO_2 + NH_3$	1.28×10^{-2}
22	Alanina	$C_3H_7NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + CO_2 + NH_3 + 2 H_2$	1.28×10^{-2}
23	Cisteína	$C_3H_7NO_2S + 2 H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + CO_2 + NH_3 + 0.5 H_2 + H_2S$	1.28×10^{-2}
<i>Reacciones de la acidogénesis</i>			
24	Dextrosa	$C_6H_{12}O_6 + 0.1115 NH_3$ $\rightarrow 0.1115 C_5H_7NO_2 + 0.744 C_2H_4O_2 + 0.5 C_3H_6O_2$ $+ 0.4409 C_4H_8O_2 + 0.6909 CO_2 + 1.0254 H_2O$	9.54×10^{-3}
25	Glicerol	$C_3H_8O_3 + 0.4071 NH_3 + 0.0291 CO_2 + 0.0005 H_2$ $\rightarrow 0.04071 C_5H_7NO_2 + 0.94185 C_3H_6O_2$ $+ 1.09308 H_2O$	1.01×10^{-2}
<i>Reacciones de la acetogénesis</i>			
26	Ácido oleico	$C_{18}H_{34}O_2 + 0.1701 NH_3 + 0.2501 CO_2 + 15.2396 H_2O$ $\rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 8.6998 C_2H_4O_2 + 14.4978 H_2$	3.64×10^{-12}
27	Ácido propiónico	$C_3H_6O_2 + 0.06198 NH_3 + 0.314336 H_2O$ $\rightarrow 0.06198 C_5H_7NO_2 + 0.9345 C_2H_4O_2$ $+ 0.660412 CH_4 + 0.160688 CO_2 + 0.00055 H_2$	1.95×10^{-7}
28	Ácido isobutírico	$C_4H_8O_2 + 0.0653 NH_3 + 0.5543 CO_2 + 0.8038 H_2O + 0.0006 H_2$ $\rightarrow 0.0653 C_5H_7NO_2 + 1.8909 C_2H_4O_2 + 0.446 CH_4$	5.88×10^{-6}

29	Ácido isovalérico	$C_5H_{10}O_2 + 0.0653 NH_3 + 0.5543 CO_2 + 0.8044 H_2O$ $\rightarrow 0.0653 C_5H_7NO_2 + 0.8912 C_2H_4O_2 + C_3H_6O_2$ $+ 0.4454 CH_4 + 0.0006 H_2$	3.01×10^{-8}
30	Ácido linoleico	$C_{18}H_{32}O_2 + 0.1701 NH_3 + 0.482 CO_2 + 15.356 H_2O$ $\rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 9.02 C_2H_4O_2 + 10.0723 H_2$	3.64×10^{-12}
31	Ácido palmítico	$C_{16}H_{34}O + 0.1701 NH_3 + 0.482 CO_2 + 15.253 H_2O$ $\rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 8.4402 C_2H_4O_2 + 14.9748 H_2$	3.64×10^{-12}
Reacciones de la metanogénesis			
32	Ácido acético	$C_2H_4O_2 + 0.022 NH_3$ $\rightarrow 0.022 C_5H_7NO_2 + 0.945 CH_4 + 0.066 H_2O$ $+ 0.945 CO_2$	2.39×10^{-3}
33	Hidrogeno	$14.4976 H_2 + 0.0836 NH_3 + 3.8334 CO_2$ $\rightarrow 0.0836 C_5H_7NO_2 + 3.4154 CH_4 + 7.4996 H_2O$	2.39×10^{-3}

Fuente: Elaboración propia con datos de [21].

Los metabolismos intermedios de las cuatro etapas de la digestión anaerobia se representan en este modelo, en donde los sustratos complejos como los carbohidratos, las proteínas y las grasas se descomponen en formas monoméricas y finalmente en metano y dióxido de carbono. Las reacciones involucradas en las cuatro etapas son tomadas de diferentes trabajos de investigación previos [24; 25].

Todos los compuestos necesarios para la simulación se obtienen de las reacciones involucradas, se agregan a Aspen Plus[®] y se simulan sus propiedades físicas. Del trabajo de Wooley y Putsche (1996) se obtienen algunos de los compuestos complejos que carecen de propiedades físicas [26]. Como método termodinámico se selecciona el modelo NRTL (*Non Random Two Liquid*), ya que correlaciona y calcula las fracciones molares y coeficientes de actividad de diferentes compuestos y también facilita la formación de la fase líquida y gaseosa en la producción de biogás. Los bloques de simulación elegidos para el proceso son; un reactor estequiométrico (RSTOIC) para la etapa de hidrólisis y un reactor continuo de tanque agitado (CSTR) para las otras etapas de la digestión, el cual incorpora diez bloques calculadores donde se establece el código Fortran que calcula la cinética de las reacciones. El diagrama de flujo del proceso de digestión anaerobia se muestra en la Figura 3.3.

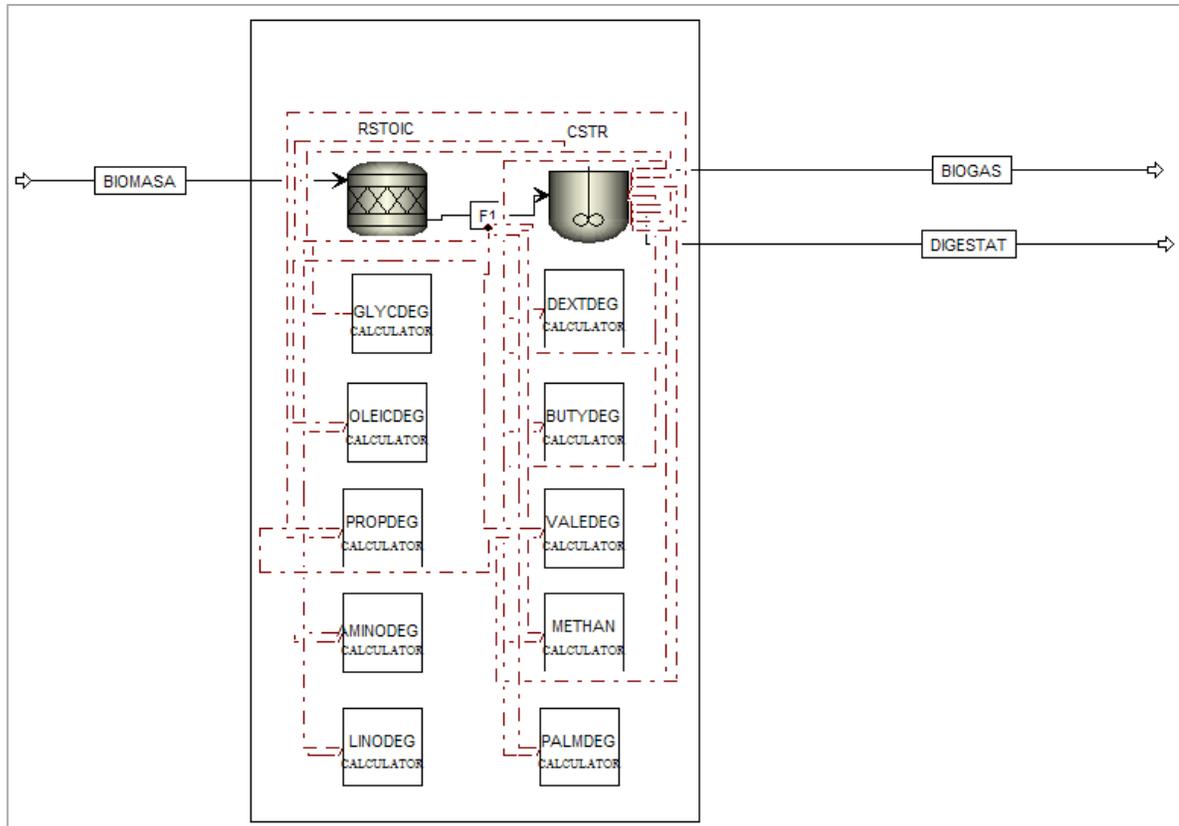


Figura 3.3 Diagrama de flujo del proceso de digestión anaerobia.

Para poder efectuar la simulación se deben establecer todas las condiciones del proceso de digestión anaerobio, tales como; sólidos totales, sólidos volátiles, velocidad de flujo, composición de la biomasa, temperatura y tiempo de retención hidráulico. Las condiciones de entrada se procesan en el conjunto de reacciones (a), que se simula a través del reactor RSTOIC, esto estima la cantidad de monómeros liberados al segundo reactor, que contiene el conjunto de reacciones (b), simulado a través del reactor CSTR. Dependiendo del monómero, pasan a través de diferentes bloques calculadores hasta obtener una mezcla de sustancias que conforman el biogás y el digestato, principalmente metano y dióxido de carbono.

3.3.2 Composición másica de los cladodios de nopal (*opuntia ficus indica*) en diferentes etapas de madurez

La composición química de los cladodios de nopal consiste principalmente de agua, carbohidratos, proteínas y minerales como calcio, fosforo y hierro entre otros. La cantidad de estas sustancias puede variar incluso en una misma especie y depende, entre muchos factores, de los nutrientes con los que dispone el suelo, edad de madurez y de la estación de cultivo durante el año.

Flores y col. (1995) realizaron un estudio en 20 variedades de nopal, analizaron tallos (suberificados), nopales maduros (penca anual) y nopales jóvenes (brotes), concluyeron al igual que Pimienta (1990), que el contenido de proteínas es mayor en los brotes; la fibra cruda aumenta con la edad del nopal, llegando a 16.1% en los tallos suberificados, pero siendo cercana a 8%, en promedio, en los nopales jóvenes, esto también lo observó Tegegne (2002). El contenido de cenizas no sigue la misma tendencia, ya que en este último trabajo, los brotes presentan un contenido mayor de cenizas que en los tallos y nopales (21% contra 13.2% en nopales de dos años de edad y 14.4% en tallos suberificados), dicha variación podría ser consecuencia de la relación entre los compuestos que conforman la ceniza y la química del suelo [27; 28; 29].

Para efectuar la simulación del proceso de digestión anaerobia se consideran tres edades de madurez (1 mes, 6 meses y 12 meses) de los cladodios de nopal (*opuntia ficus indica*), ya que de estas edades es de las cuales se pudo encontrar más información sobre la composición química. Las composiciones se toman de análisis de trabajos experimentales registrados en la literatura, enfocados a la composición química de los cladodios de nopal y se encuentran tabuladas en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3 Composición química másica de los cladodios de nopal (*opuntia ficus indica*) en función de su madurez.

Componente	Edad de madurez (meses)		
	1	6	12
Humedad	92.57	93.37	94.33
Carbohidratos	5.96	4.02	2.43
<i>Celulosa</i>	1.7	1.2	1.03
<i>Hemicelulosa</i>	1.7	1.2	1.03
<i>Glucosa</i>	2.56	1.62	0.37
Proteína	0.94	0.62	0.48
Fibra	0.30	0.53	1.06
Lípidos	0.17	0.14	0.11
<i>Ac. Palmítico</i>	0.056	0.043	0.027
<i>Ac. Linoleico</i>	0.06	0.031	0.02
<i>Ac. Oleico</i>	0.054	0.066	0.063
Cenizas	0.06	1.32	1.59

Fuente: Elaboración propia con datos de las referencias [28; 30; 31; 32].

3.3.3 Análisis del modelo de digestión anaerobia usando diferentes etapas de madurez de los cladodios de nopal (*opuntia ficus indica*) y diferentes condiciones de procesamiento

Se analiza el modelo de digestión anaerobia implementado en el software Aspen Plus®, tomando en cuenta los tres escenarios diferentes en cuanto a la composición de los cladodios de nopal registrada en la Tabla 3.3, con base a la cantidad de humedad, carbohidratos, proteínas y lípidos. Esto permite analizar el rendimiento y la composición del biogás producido con diferente biomasa de cladodios de nopal. Se especifican las condiciones del proceso, como el flujo de carga orgánica de acuerdo a la cantidad de materia prima disponible, la temperatura termofílica igual a 55 °C y el tiempo de retención hidráulico del sustrato como 15 días.

La cantidad de materia prima disponible anualmente se considera de acuerdo a la producción de cladodios de nopal forrajero que hay en cuatro municipios del estado de Aguascalientes, México; Asientos, Aguascalientes, San Francisco de los Romo y El Llano. La suma de la producción de estos cuatro municipios es aproximadamente de 21,641 Ton/año [33]. Por tanto se establece un flujo de alimentación de 59,290.41 kg/día de cladodios de nopal forrajero. En conjunto con la materia orgánica del nopal forrajero se alimenta el consorcio bacteriano enriquecido con bacterias metanogénicas (estiércol de ganado vacuno), el cual ayuda a acelerar la generación de biogás.

Del modelo de digestión anaerobia simulado se obtienen dos productos, el digestato formado por la materia orgánica no biodegradada y del cual se obtendrá un bioabono sólido y uno líquido, y el biogás, el cual está formado por toda la materia volátil disponible en el sustrato alimentado y el cual será refinado hasta obtener biometano.

Para analizar cómo se comporta el modelo al modificar las condiciones de procesamiento, se realizan dos análisis de sensibilidad. En el primer análisis de sensibilidad se varía la temperatura de operación del biodigestor, entre temperaturas mesofílicas y termofílicas (35 a 60°C), manteniendo constantes todas las demás condiciones de proceso; tiempo de retención en 15 días, flujo de biomasa alimentada de acuerdo a la materia prima disponible, y especificando la composición de los cladodios de 6 meses de madurez. En el segundo análisis se varía el tiempo de retención hidráulico de entre 11 y 50 días, manteniendo todas las demás condiciones del proceso constantes e iguales al primer análisis de sensibilidad, con una temperatura de operación del biodigestor de 55°C.

3.3.4 Simulación del proceso de digestión anaerobia

De acuerdo a los resultados que se obtengan del análisis del modelo de digestión anaerobia para las diferentes etapas de madurez de los cladodios, se seleccionará como sustrato los cladodios que de acuerdo a su madurez brinden un equilibrio entre la concentración de metano y la cantidad de biogás producido, y que su producción represente una disponibilidad frecuente para poder satisfacer la demanda de consumo de la planta.

Como sustrato total disponible para ser aprovechado se toman como base las 21,641 Ton/año de nopal forrajero que se producen en los cuatro municipios del estado de Aguascalientes, México; Asientos, Aguascalientes, San Francisco de los Romo y El Llano, dada la cercanía entre estos municipios, facilidad de colecta y transporte de la materia prima. Junto con la biomasa de nopal forrajero se considera la alimentación de una mezcla de agua-estiércol de ganado vacuno como un 10 % del total de sustrato, con composición mostrada en la Tabla 3.4, esto con la finalidad de tener bacterias metanogénicas que ayuden a acelerar la generación de biogás y controlar el pH, a través de un proceso de codigestión.

Tabla 3.4 Composición química de la mezcla agua-estiércol de ganado vacuno.

Componente	% en masa
Humedad	94.00
Carbohidratos	4.20
Proteínas	0.48
Lípidos	0.12
Amoniaco	0.10
Inertes	1.10

Fuente: Elaboración propia con datos de Budiyo (2011) [34].

Todos los componentes involucrados en el proceso se establecen en el software como convencionales excepto las proteínas solubles e insolubles, las cuales se establecen como pseudocomponentes y se fijan valores promedio de su punto de ebullición, densidad y peso molecular. El método termodinámico usado es el modelo NRTL el cual involucra la ley del gas ideal y la ley de Henry. Se selecciona un bloque de reactor estequiométrico, especificando su temperatura y presión, aquí es en donde se llevaran a cabo las 13 reacciones de la hidrólisis, estas se dan de alta cada una en el apartado de reacciones (dentro del bloque) y se establecen de acuerdo a su conversión fraccional. Un bloque de reactor CSTR se selecciona para las otras tres etapas de la digestión anaerobia, se establece su temperatura, presión, tiempo de residencia, un valor de convergencia para el volumen del reactor, fases involucradas en el proceso (líquido y vapor), fases de los corrientes de producto; líquido para el digestato y vapor para el biogás, en el apartado de reacciones (dentro del bloque) se seleccionan todas las reacciones de las tres etapas de la digestión anaerobia, las cuales se deben dar de alta primero en el apartado de reacciones de la interfaz de simulación junto con las reacciones de disociación ácido-base, cada una de estas reacciones se da de alta en términos de su cinética y estequiometria. Los diez bloques calculadores usados para calcular la cinética de cada una de las reacciones involucradas y definidas ya en el apartado de reacciones de la interfaz de simulación, se establecen creando las variables de entrada (flujos másicos y volumétricos de los componentes involucrados en la reacción, temperatura y pH) y las variables de salida del bloque (parámetro cinético de cada reacción), después se crea el código Fortran de acuerdo a las variables fijadas anteriormente y por último se establece la secuencia de

cálculo, de acuerdo a como suceden las reacciones; primero las involucradas en la acidogénesis, luego acetogénesis y por último metanogénesis.

La alimentación diaria de cladodios de nopal forrajero al biodigestor es de 59,290.41 Kg/día y la de la mezcla agua-estiércol es de 5,929.04 Kg/día, por tanto el flujo total de carga orgánica diaria en el biodigestor es de 65,219.45 Kg/día. Los análisis de sensibilidad realizados en el apartado anterior permitirán fijar las mejores condiciones de proceso en cuanto a temperatura de operación del biodigestor, flujo total de carga orgánica, tiempo de retención hidráulico y volumen de convergencia del reactor.

3.4 Simulación de los procesos de acondicionamiento del biogás

Dependiendo del uso que se le dé; generación de calor, generación de electricidad, biocombustible vehicular o biometano, el biogás debe cumplir con ciertos requisitos en cuanto a composición, poder calórico y presión para poder usarlo. Si se eliminan las principales impurezas como humedad y sulfuro de hidrógeno, puede usarse para la producción de energía eléctrica o en combustión directa para la producción de energía térmica. Por otro lado, el biometano es el resultado de una purificación mucho más rigurosa y puede usarse como sustituto del gas natural una vez comprimido y almacenado. Se plantea purificar el biogás obtenido a partir de los cladodios de nopal forrajero hasta que cumpla con la calidad requerida para poder ser considerado biometano. Existen diferentes tecnologías para separar del biogás la humedad, el sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, siloxanos, oxígeno, nitrógeno y compuestos orgánicos halogenados, algunas con más desarrollo tecnológico y utilidad que otras. En esta investigación se analizan y comparan dos procesos para purificar el biogás; un proceso criogénico y un proceso de absorción con agua a presión.

El proceso criogénico se basa en la separación de los componentes del biogás, principalmente CO_2 y CH_4 , con base a sus distintos puntos de ebullición. El biogás pasa por varias etapas de compresión, varios intercambiadores de calor y una columna de destilación en donde se obtienen las condiciones necesarias para condensar el dióxido de carbono y separarlo como líquido por el fondo de la columna, mientras que simultáneamente se obtiene un gas con alta concentración de metano por el domo de la columna. Para prevenir la congelación, se debe tratar de eliminar el agua antes de reducir la temperatura.

Para efectuar la simulación de este proceso todos los componentes se declaran como convencionales y se establece el método termodinámico a usar como la ecuación de estado de Peng-Robinson. Los bloques de intercambiadores de calor usados son *Heater* para el caso del primer intercambiador que usa agua helada como fluido de enfriamiento, del enfriador que funciona con el ciclo de refrigeración de propano y para los interenfriadores del tren de compresión que usan agua como fluido de enfriamiento, en ellos se especifica la presión de operación y la temperatura de salida del fluido. Para el caso de los intercambiadores en donde se aprovecha la energía de las corrientes de proceso para hacer la integración energética, estos se especifican como bloques *HeatX* a contracorriente, con un modo de cálculo de diseño y fijando la temperatura de salida de la corriente caliente. Todos los intercambiadores de calor se establecen del tipo de tubos y coraza conforme a *Tubular Exchanger Manufacturers Association* (TEMA), los materiales de construcción elegidos para los intercambiadores, son el acero inoxidable 316 sin costura para los equipos que están sujetos a presiones elevadas y fluidos corrosivos, acero inoxidable 321 para equipos con ambientes corrosivos, presiones altas y temperaturas más bajas, acero al carbón 516 para corazas a temperaturas y presiones moderadas que no manejan fluidos corrosivos y acero 203-B para corazas a temperaturas bajas y presiones altas que no manejan fluidos corrosivos. Los equipos separadores líquido-vapor se establecen como bloques flash de dos corrientes de salida, se especifica su temperatura y presión de operación, como materiales de construcción se usa el acero al carbón 516 con revestimiento de acero inoxidable 316 y 321 para el caso de los equipos que están sujetos a menor temperatura. El tren de compresión se simula con cuatro bloques de compresores isentrópicos, especificando la relación de compresión y con una eficiencia mecánica del 80%. La columna de destilación de platos se simula como un bloque *RadFrac* de 15 etapas teóricas con una eficiencia del 70%, sin reboiler y con un condensador parcial, se especifica la presión, el flujo de destilado y las etapas en las cuales se alimentan las corrientes de entrada (etapa 7 para el biogás y 15 para la recirculación). Los materiales de construcción para la columna son el acero al carbón 516 revestido de acero inoxidable 321 y con una chaqueta aislante de acero al carbón. Para el caso de los platos son del tipo válvula de acero inoxidable grado 321. La columna de adsorción se simula como un bloque de separación empacado de carbón activado, especificando el 95% de recuperación del CO₂ alimentado y construido de acero inoxidable grado 316. Adicionalmente se consideran dos tanques de almacenamiento criogénicos de acero inoxidable 316 para almacenar el biometano y el dióxido de carbono producidos.

En relación al proceso de absorción con agua a presión o también conocido como lavado con agua, este es un proceso particularmente físico para separar el dióxido de carbono del biogás, el biogás presurizado entra en contacto con agua a la misma presión en una columna de absorción empacada a temperatura atmosférica, adicionalmente a la separación del dióxido de carbono también se puede separar parte del sulfuro de hidrogeno y amoniaco contenidos en el biogás. Por el domo de la columna se obtiene el biometano y por el fondo el agua con los gases disueltos. La separación de estos componentes se debe a que la molécula de metano es no polar lo cual dificulta su disolución en moléculas polares como el agua, sin embargo las moléculas de dióxido de carbono, amoniaco y sulfuro de hidrogeno tienen mayor afinidad a la molécula de agua que el metano, por tanto el agua termina llevándose parte de esas moléculas de sulfuro de hidrogeno, amoniaco y dióxido de carbono junto con una muy pequeña parte del metano contenido en el biogás. A mayor presión de operación se tendrá una mejor solubilidad de los gases en el agua, pero también se corre el riesgo de perder más cantidad de metano. Parte del metano disuelto en el agua se puede recuperar al alimentar el biogás a un tanque flash en donde reduce la presión y se evapora parte de los gases disueltos para hacer más eficiente el proceso. La regeneración del agua se da en una torre de desorción posteriormente al tanque flash, aquí el agua se mezcla con aire y como las moléculas de dióxido de carbono, amoniaco y sulfuro de hidrogeno tienen mayor afinidad al aire, este termina llevándose las y quedando el agua casi pura, lista para poder ser recirculada a la torre de absorción. Comercialmente este es el método de separación más popular en el mercado.

En el proceso de absorción con agua a presión (Figura 3.5), el biogás que sale del biodigestor es alimentado a un intercambiador de calor para reducir su temperatura y después eliminar parte de los componentes condensables en un separador de fases, que en su mayoría es agua que puede usarse para el proceso de absorción, después pasa a dos etapas de compresión, en donde se incrementa su presión hasta 1000 kPa, de ahí pasa a la torre de absorción en donde se mezcla con agua a contracorriente que ingresa por el domo de la torre, la cual va a la misma presión. Por el domo de la torre se obtiene el biometano, mientras que por el fondo sale el CO₂, H₂S y otros gases disueltos en el agua. Esta mezcla de gases disueltos en agua pasa a un separador en donde se recupera parte del biogás que no se absorbió en la torre, la mezcla sobrante se alimenta a una torre de desorción a contracorriente con aire para eliminar los gases disueltos que lleva el agua. Parte del agua que sale del fondo de la torre de desorción se recircula a la torre de absorción para hacer

más eficiente el proceso, a su vez por el domo sale el aire con parte de los gases arrastrados que contenía el biogás al principio del proceso.

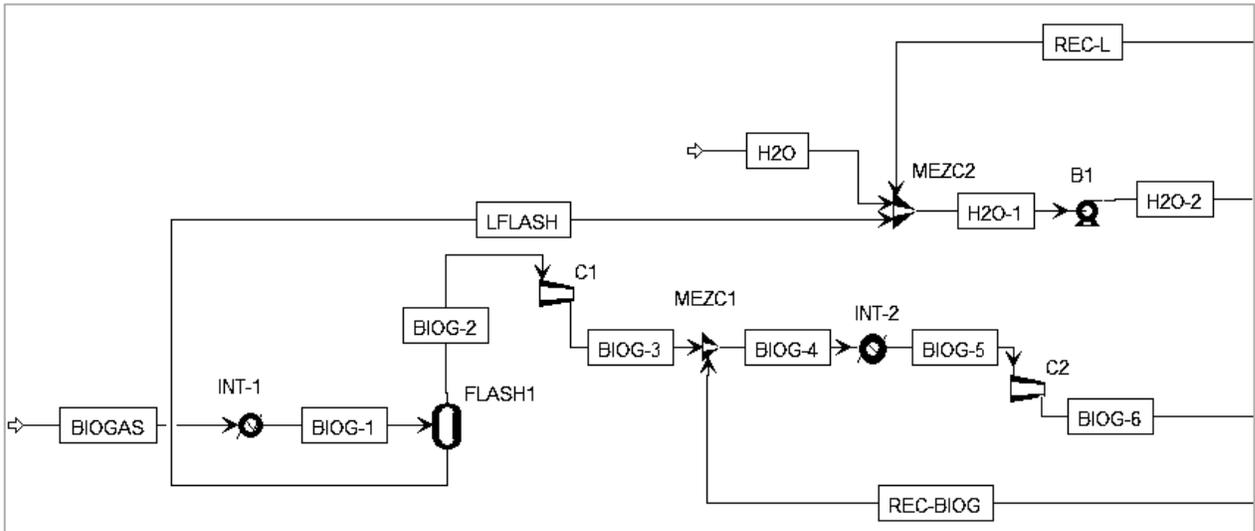
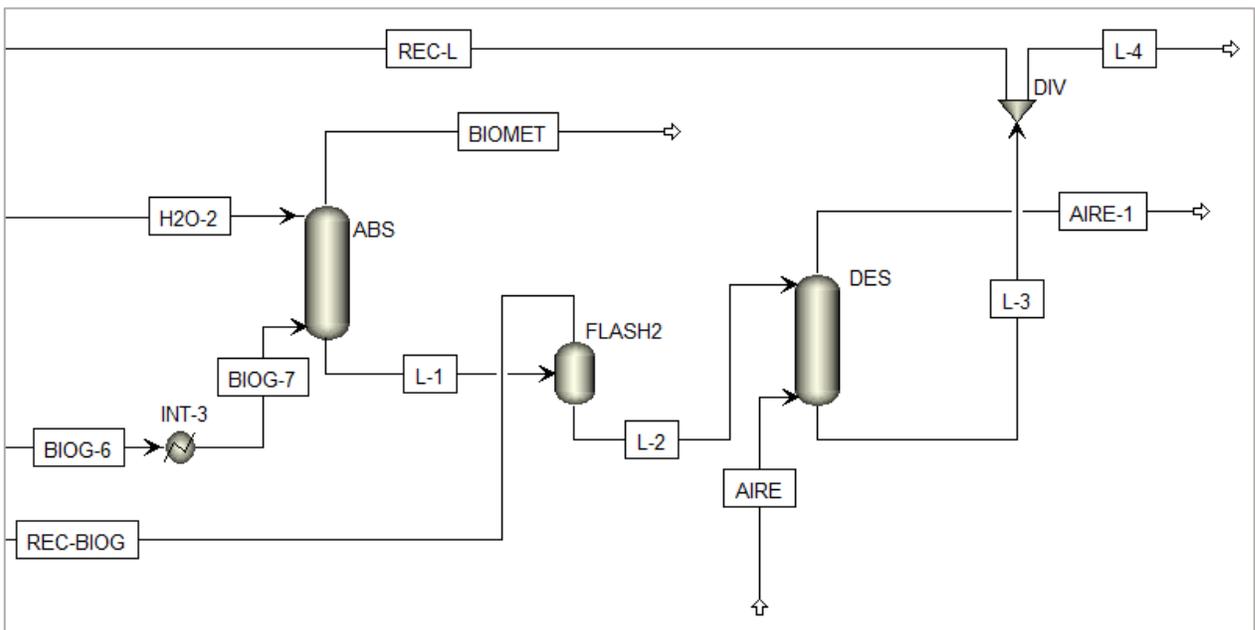


Figura 3.5 Diagrama de flujo del proceso de acondicionamiento de biogás mediante absorción con agua a presión.



...continuación Figura 3.5.

En esta simulación todos los componentes se declaran como convencionales y se establece el método termodinámico como *Non Random Two Liquids* (NRTL). Los bloques de intercambiadores de calor usados son *Heater* y usan agua como fluido de enfriamiento, en ellos se especifica la presión de operación y la temperatura de salida del fluido. Todos los intercambiadores de calor se establecen del tipo de tubos y coraza conforme a *Tubular Exchanger Manufacturers Association* (TEMA), los materiales de construcción elegidos para los intercambiadores, son el acero inoxidable 316 sin costura para los equipos que están sujetos a presiones elevadas y fluidos corrosivos, y acero al carbón 516 para corazas a temperaturas y presiones moderadas que no manejan fluidos corrosivos. Los equipos separadores de fases líquido-vapor se establecen como bloques flash de dos corrientes de salida, se especifica su temperatura y presión de operación, como materiales de construcción se usa el acero al carbón 516 con revestimiento de acero inoxidable 316. Las dos etapas de compresión se simulan con dos bloques de compresores isentrópicos, especificando la presión de salida del fluido y con una eficiencia mecánica del 80%. La columna de absorción se simula como un bloque *RadFrac* del tipo empacada con 8 etapas teóricas, sin reboiler y sin condensador. Se especifica la presión y las etapas en las cuales se alimentan las corrientes de entrada (etapa 8 para el biogás y 1 para el agua). Para el agua que se alimenta a la torre se considera su bombeo simulándolo con un bloque de bomba del tipo de diafragma de acero al carbón y especificando únicamente la presión de descarga del fluido. Los materiales de construcción para la columna de absorción son el acero al carbón 516 revestido de acero inoxidable 316. Para el caso del material de empaque se consideran anillos *Cascade* de acero inoxidable. La columna de desorción se simula como un bloque *RadFrac* del tipo empacada con 3 etapas teóricas, sin reboiler y sin condensador. Se especifica la presión (atmosférica) y las etapas en las cuales se alimentan las corrientes de entrada (etapa 3 para el aire y 1 para el agua). Los materiales de construcción para la columna de desorción son el acero al carbón 516 revestido de acero inoxidable 316 y para el caso del material de los internos se consideran anillos *Pall* de acero inoxidable.

3.5 Estimación de los costos de capital para ambas plantas de producción de biometano

Los costos de los equipos de proceso y de su instalación se estiman con el software *Aspen Process Economic Analyzer V10* (APEA) para el caso de los procesos de pretratamiento y acondicionamiento del biogás, se actualizan usando el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) y la ecuación de Williams o de los seis decimos (Ec. 3.1), de acuerdo a sus parámetros de capacidad.

$$C_A = C_B \left(\frac{P_A}{P_B} \right)^n \left(\frac{I_A}{I_B} \right) \quad (3.1)$$

Donde:

C_A = Costo actual del equipo o proceso.

C_B = Costo pasado del equipo o proceso.

P_A = Capacidad o parámetro actual del equipo o proceso.

P_B = Capacidad o parámetro pasado del equipo o proceso.

I_A = Índice de costos actual. *

I_B = Índice de costos pasado. *

n = Exponente del equipo o proceso.

*En este caso es el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

La suma total de los costos de instalación dados por el simulador es igual a los costos directos, los cuales están relacionados con la instalación de la planta (costo de equipo, costo de envío, instalación del equipo, instrumentación y control, tuberías, sistemas eléctricos, edificios, mejoras del terreno y servicios auxiliares). Por otra parte, los costos indirectos representan costos que no están directamente relacionados con la instalación de la planta (ingeniería y supervisión, cuestiones legales, gastos de construcción, honorarios de contratistas y contingencias), estos se calculan como una fracción de la suma total de los costos de los equipos dados por el simulador, dependiendo del tipo de planta de proceso (manejo de sólidos, fluidos o sólido-fluido), de acuerdo a Peters y col. (2003) [35].

Para el caso de los equipos involucrados en la digestión anaerobia y el acondicionamiento del digestato, se considera como referencia la investigación de Abdullah A. (2012) para obtener los costos de los equipos y se usa la ecuación de los seis decimos junto con los índices de costos de plantas para actualizar los valores de los equipos [36]. En este caso los costos directos e indirectos se calculan como una fracción del costo total del equipo de acuerdo al tipo de proceso (sólido-fluido).

Los costos totales directos e indirectos de los procesos de pretratamiento, digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato, serán los mismos tanto para la planta que utilice el proceso criogénico de refinamiento del biogás, como para la planta que utilice el proceso de absorción con agua a presión. Lo único que variará serán los costos en cuanto al proceso de acondicionamiento del biogás. Por tanto los costos totales directos e indirectos para ambas plantas únicamente se verán diferenciados por el valor de los equipos de la tecnología de acondicionamiento.

Los costos directos e indirectos permitirán obtener los costos de capital para cada planta. La suma de los costos directos e indirectos totales del pretratamiento, más los del proceso de digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato, más la suma de los costos del proceso de acondicionamiento del biogás, dan los costos directos e indirectos totales para toda la planta. Con la suma de estos costos totales directos e indirectos se obtiene el capital fijo de inversión, el cual representa el 85% del capital total de inversión de toda la planta, mientras que el capital de trabajo representa el 15% del capital total de inversión.

3.6 Estimación de los costos de operación para ambas plantas de producción de biometano

Los costos de producción o de operación de una planta se dividen en tres categorías; costos directos, costos fijos y gastos generales.

Costos directos. Representan gastos operativos que varían con la tasa de producción. Los factores que los afectan son el costo de las materias primas, costo de los servicios auxiliares requeridos por el proceso (electricidad, vapor, agua de enfriamiento, etc.), costo del personal requerido para la operación de la planta, costos de mantenimiento, reparación, insumos de laboratorio, entre otros.

Costos fijos. Son independientes de la tasa de producción, se cobran de manera constante, incluso cuando la planta no está en operación. Los factores que los afectan son la depreciación, impuestos, seguros y gastos de las operaciones auxiliares que respaldan el proceso de fabricación (servicio de contabilidad, protección contra incendios, servicios de seguridad, servicios médicos, instalaciones recreativas, etc.).

Gastos generales. Representan un costo que es necesario para llevar a cabo funciones comerciales, pueden llegar a variar con la tasa de producción de la planta. Se ven afectados por factores como costos de administración, de marketing, de investigación y desarrollo.

En los costos directos se considera el costo de los cladodios de nopal de acuerdo a su precio medio rural, con un costo por transporte de la materia prima de 0.09 \$/km ton. Con respecto al costo del estiércol de ganado vacuno se considera como un producto de desecho de las granjas en donde se sitúa la planta con lo cual el costo es cero. Los costos de servicios auxiliares se toman del precio base que existe para tal servicio en el municipio Aguascalientes, estado de Aguascalientes, México, en caso de no encontrar información sobre el precio del servicio, se toman los valores dados por Turton y col. (2018) [37].

La cantidad de mano de obra o personal necesario para realizar las operaciones de la planta por turno se calcula con base a la correlación de Alkhayat y Gerrard (Ec. 3.2). Los costos de esta mano de obra operativa se establecen tomando un salario diario por operador equivalente a dos salarios mínimos en México (5.55 \$/día al 30 de septiembre de 2020) considerando un total de 2080 horas trabajadas al año por operador.

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np})^{0.5} \quad (3.2)$$

Donde:

N_{OL} = Número de operadores necesarios por turno.

P = Número de etapas de proceso que involucran el manejo de sólidos.

N_{np} = Número de etapas de proceso que no involucra el manejo de sólidos *

*compresores, torres, reactores e intercambiadores.

Con base a los costos de materia prima, servicios auxiliares, mano de obra y sin agregar la depreciación, se hace la estimación inicial del costo total anual de operación para ambas plantas, de acuerdo a la siguiente ecuación dada por Turton y col. (2018) [37]:

$$CO_{Total} = 0.18CFI + 2.73C_{MO} + 1.23(C_{SERV} + C_{MP}) \quad (3.3)$$

Donde:

CO_{Total} = Costo total de operación (\$/año).

CFI = Capital fijo de inversión (\$).

C_{MO} = Costo de mano de obra operacional (\$/año).

C_{SERV} = Costo de servicios auxiliares (\$/año).

C_{MP} = Costo de materias primas (\$/año).

Los costos directos, costos fijos y gastos generales de operación anual para cada planta se obtienen con base a los costos de servicios, mano de obra, materia prima, capital fijo de inversión y costo total anual a través de las siguientes ecuaciones.

$$CO_{Directos} = C_{SERV} + C_{MP} + 1.33C_{MO} + 0.069CFI + 0.03CO_{Total} \quad (3.4)$$

$$CO_{Fijos} = 0.708C_{MO} + 0.068CFI \quad (3.5)$$

$$CO_{G.Generales} = 0.177C_{MO} + 0.009CFI + 0.16CO_{Total} \quad (3.6)$$

3.7 Estimación de los ingresos anuales por ventas para ambas plantas de producción de biometano

El biometano producido en ambos procesos debe cumplir con las especificaciones dadas por la Norma Oficial Mexicana (NOM-001-SECRE-2010) para el gas natural, esta es la única forma de que el biometano pueda comercializarse como gas natural en México. Su precio fijado es el que se brinda al mercado residencial y comercial en el estado de Aguascalientes. Con respecto al bioabono sólido producido, su precio se fija a un valor competitivo de acuerdo al valor en que se ofrecen los abonos orgánicos en el país. Mientras que para el bioabono líquido se fija un precio mucho menor al que se ofrecen los abonos líquidos orgánicos en el país, considerando que no se le

hace ninguna adición de nutrientes. En el caso del proceso criogénico, se obtiene el dióxido de carbono como subproducto y el cual se plantea debe cumplir con la pureza necesaria para poder ser considerado de grado alimenticio, su precio es fijado de acuerdo al valor que ofrecen los grandes proveedores de dióxido de carbono grado alimenticio en la ciudad de Aguascalientes. Todos los precios están dados en dólares, para el caso del biometano se establece en dólares por unidad de energía producida, mientras que para los bioabonos y el dióxido de carbono se establece su precio en dólares por unidad de masa producida.

La cantidad de ventas dependerá de la eficiencia de los procesos, por consecuente de la producción anual y de la variación del valor de los productos y materia prima en el tiempo, en el cálculo de los criterios de factibilidad se considera esta variación tomando en cuenta la inflación de productos y materias primas. La suma de las ventas respecto a cada producto representa los ingresos por ventas brutos anuales, para obtener el beneficio anual neto que da cada planta se tienen que descontar a los ingresos por ventas, los costos de operación, pagos por impuestos y la depreciación.

3.8 Análisis económico de ambas plantas de producción de biometano

Para el análisis económico de cada planta se consideran criterios de factibilidad basados en tres aspectos; tiempo de funcionamiento de la planta, flujo de efectivo durante la construcción y operación de la planta, y tasa de rendimiento de la inversión del proyecto. Como criterio de factibilidad basado en el tiempo de funcionamiento de las plantas se considera el periodo de recuperación de la inversión (PRI) para analizar ambas plantas, su cálculo se realiza considerando y no considerando el valor del dinero en el tiempo (PRI_v) conforme a las siguientes ecuaciones:

$$PRI = \frac{CFI}{FEA} \quad (3.7)$$

$$PRI_v = \frac{CFI}{FEA_v} \quad (3.8)$$

Donde:

$PRI =$ Periodo de recuperación (años).

PRI_v = Periodo de recuperación considerando el valor del dinero en el tiempo (años).

CFI = Capital fijo de inversión (\$).

\overline{FEA} = Flujo de efectivo anual promedio (\$/año).

\overline{FEA}_v = Flujo de efectivo anual promedio considerando el valor del dinero en el tiempo (\$/año).

Con respecto al flujo de efectivo se consideran los criterios de flujo de efectivo acumulado o *cumulative cash position* (CCP), la relación de efectivo acumulado o *cumulative cash ratio* (CCR), el valor presente neto (VPN), la relación del valor presente (RVP) y el retorno neto (RN). Se calculan usando las siguientes ecuaciones:

$$RN = \overline{IAN} - TREMA (CFI) \quad (3.9)$$

$$CCP = \sum_{-b}^n FEA \quad (3.10)$$

$$CCR = \frac{\sum FEA^{(+)}}{\sum FEA^{(-)}} \quad (3.11)$$

Donde:

RN = Retorno neto (\$/año).

\overline{IAN} = Ingreso anual neto promedio (\$/año).

$TREMA$ = Tasa de rendimiento mínima aceptable = 15%

CFI = Capital fijo de inversión (\$).

CCP = Flujo de efectivo acumulado (\$/año).

CCR = Relación de efectivo acumulado.

FEA = Flujo de efectivo anual (\$/año).

n = Vida útil del proyecto (años).

b = Año de comienzo de la inversión antes de la puesta en marcha (años).

$FEA^{(+)}$ = Flujo de efectivo anual positivo (\$/año).

$FEA^{(-)}$ = Flujo de efectivo anual negativo (\$/año).

$$VPN = \sum_{n=-b}^n FEA_v \quad (3.12)$$

$$RVP = \frac{\sum FEA_v^{(+)}}{\sum FEA_v^{(-)}} \quad (3.13)$$

Donde:

VPN = Valor presente neto (\$/año).

RVP = Relación del valor presente.

FEA_v = Flujo de efectivo anual considerando el valor del dinero en el tiempo (\$/año).

$FEA_v^{(+)}$ = Flujo de efectivo anual positivo considerando el valor del dinero en el tiempo (\$/año).

$FEA_v^{(-)}$ = Flujo de efectivo anual negativo considerando el valor del dinero en el tiempo (\$/año).

El criterio a calcular basado en la tasa de rendimiento de la inversión de los proyectos es el retorno sobre la inversión *return on investment* (ROI), se calcula con la siguiente ecuación:

$$ROI = \frac{\overline{IAN}}{CTI} 100 \quad (3.14)$$

Donde:

ROI = Retorno anual sobre la inversión (%/año).

\overline{IAN} = Ingreso anual neto promedio durante el periodo de evaluación (\$/año).

CTI = Capital total de inversión (\$).

Para estimar todos estos criterios de factibilidad para cada planta se requiere tener el cálculo de la depreciación anual, este valor representa la devaluación del capital fijo anualmente durante el tiempo de vida del proyecto. Se opta por una depreciación lineal, con un valor de rescate de cero y un tiempo de vida útil del proyecto de 15 años, usando la siguiente ecuación:

$$d_n = \frac{|CFI - VR|}{n} \quad (3.15)$$

Donde:

d_n = Depreciación anual del capital (\$/año).

CFI = Capital fijo de inversión (\$).

VR = Valor de rescate (\$).

n = Vida útil del proyecto (años).

La estimación de los criterios de factibilidad se hace tomando en cuenta la inflación que puede existir durante el periodo de vida del proyecto, tanto en el producto como en los costos de operación. De acuerdo al valor de la inflación general anual reportado por el Banco de México se toma una inflación del 3.15%, tanto para el producto como para los costos de operación. Para el cálculo del ingreso anual neto se considera una tasa de impuesto sobre la renta (ISR) del 30% de acuerdo al valor establecido en México.

Otras consideraciones para la evaluación de los proyectos son:

- Se consideran tres años para la construcción y preparación de las plantas antes de su puesta en marcha. Durante estos tres años se hace la inversión del capital fijo en 15%, 35% y 50% cada año.
- En el último de los tres años se realiza la inversión del capital de trabajo.
- Costos de puesta en marcha de las plantas son el 10% del capital fijo de inversión.
- Tasa mínima aceptable de retorno (TREMA) del 15% para ambas plantas.
- Las plantas operan al 100% de su capacidad durante todo el periodo de evaluación.
- No se considera el valor del terreno para la evaluación.

Tomando como base el capital fijo de inversión, el capital de trabajo, los ingresos por ventas anuales, los costos de operación anuales, la depreciación, la inflación y todas las consideraciones antes mencionadas, se obtienen los flujos de efectivo anuales y todos los criterios de factibilidad.

Capítulo 4. Resultados

En esta sección se muestran los resultados obtenidos de las simulaciones hechas para los diferentes procesos que integran la producción del biogás y su acondicionamiento hasta obtener biometano, así como los resultados del análisis económico para ambas plantas de producción de biometano (proceso criogénico y proceso de absorción). Se empieza por el proceso de pretratamiento mecánico de la biomasa de los cladodios de nopal forrajero, después se muestran los resultados del análisis del modelo de digestión anaerobia, su comparación con investigaciones experimentales y su simulación final, por último se muestran los resultados de las simulaciones de los procesos de acondicionamiento del biogás y los criterios de factibilidad evaluados para ambas plantas.

4.1 Simulación del proceso de pretratamiento

Los resultados obtenidos con el software de simulación arrojan para el triturador de doble rodillo una potencia requerida de 2 kW para triturar 59,290.41 kg/día de cladodios de nopal forrajero. La potencia del triturador es relativamente baja debido a las características físicas de los cladodios y su gran contenido de agua, comparada con potencias de trituradores que procesan algunos tipos de rocas o minerales, incluso trituradores que procesan biomasa con menor contenido de humedad (residuos de madera), en los cuales se requiere una potencia hasta del doble o triple de la requerida para los cladodios. La biomasa de los cladodios de nopal es muy susceptible a ser licuada completamente por ello se debe tener especial cuidado al elegir el tipo de triturador y la potencia de este, triturar de más la biomasa puede impedir que gran parte de la biomasa no sea degradada, mientras que tener partículas muy grandes hace más deficiente y lento el proceso de digestión, lo ideal es tener partículas con un tamaño entre 2 y 7 mm.

El tanque mezclador consiste de un tanque agitado cerrado de acero al carbón revestido de acero inoxidable, incorporado con un impulsor helicoidal, en este equipo se mezclan los cladodios triturados, el agua y el estiércol para obtener toda la biomasa homogénea que se alimenta al digestor anaerobio. Para el transporte de los fluidos se usan bombas de baja potencia especiales para manejo de lodos.

4.2 Análisis del modelo de digestión anaerobia y comparación con investigaciones experimentales

El análisis del modelo es con el objetivo de saber cómo se comporta el modelo, que rendimientos se obtienen y composiciones del biogás producido, variando la composición de la biomasa alimentada y las condiciones de la digestión. Se consideraron tres diferentes composiciones de los cladodios de nopal forrajero de acuerdo a su madurez (un mes, seis meses y doce meses de madurez). Los resultados del rendimiento de producción de biogás son: 0.0249, 0.0154 y 0.0113 Nm³ biogás/Kg biomasa alimentada, para cladodios de un mes, seis meses y doce meses, respectivamente. Considerando que toda la cantidad disponible de materia prima se trata mediante el proceso de digestión anaerobia, la obtención de biogás anual sería de: 539,345.29 Nm³, 332,509.87 Nm³ y 243,719.77 Nm³ para las diferentes edades de los cladodios un mes, seis meses y doce meses, respectivamente. Estos resultados son tomando en cuenta que exista la misma cantidad disponible de cladodios tiernos y de cladodios maduros, lo cual es difícil, ya que a medida que se van desarrollando los cladodios se va teniendo mayor materia orgánica disponible, es decir, si se cosechan a una edad temprana su tamaño es muy pequeño comparado con el que pueden llegar a obtener si se les deja madurar más tiempo.

En relación a la composición del biogás producido (Tabla 4.1), se observa que conforme incrementa la madurez de los cladodios usados como sustrato, se obtiene un biogás con mayor concentración de metano y con menos dióxido de carbono. La mayor concentración de metano es de 40.3% usando los cladodios de doce meses. Comparando los cladodios de un mes con los de doce meses de madurez, el aumento en la concentración de metano se da en un 19.23%, mientras que el dióxido de carbono disminuye un 11.43%. También existe un pequeño incremento del 7.21% en la concentración de vapor de agua y una gran disminución del 45.45% en la concentración del ácido sulfhídrico. Sin embargo, la gran diferencia está en que para la biomasa de los cladodios de doce meses el rendimiento de biogás es 55% menor que para los cladodios de un mes y 38% menor que para los de seis meses.

Tabla 4.1 Composición del biogás generado en las diferentes etapas de maduración de los cladodios (% en masa).

Componente	Edad de madurez (meses)		
	1	6	12
CO₂	52.5	48.8	46.5
CH₄	33.8	37.9	40.3
H₂O	11.1	11.6	11.9
H₂S	1.1	0.8	0.6
Otros	1.5	0.9	0.7

Mediante dos análisis de sensibilidad, uno variando la temperatura de digestión de 35 a 60 °C y otro variando el tiempo de retención hidráulico de 11 a 50 días, se analiza el comportamiento del modelo en cuanto al porcentaje de metano en el biogás y la cantidad de biogás producido, tomando como base la composición de los cladodios de doce meses de madurez. Se obtiene para el caso de la temperatura (Figura 4.1 y 4.2) que la concentración de metano en el biogás disminuye un 50 % y la cantidad de biogás aumenta en un 30 %, es decir, a una temperatura de 35 °C se tiene mayor concentración de metano pero la cantidad de biogás generada es menor que operando a 60 °C, a esta temperatura de 60 °C se tiene mayor cantidad de biogás pero la concentración de metano es menor.

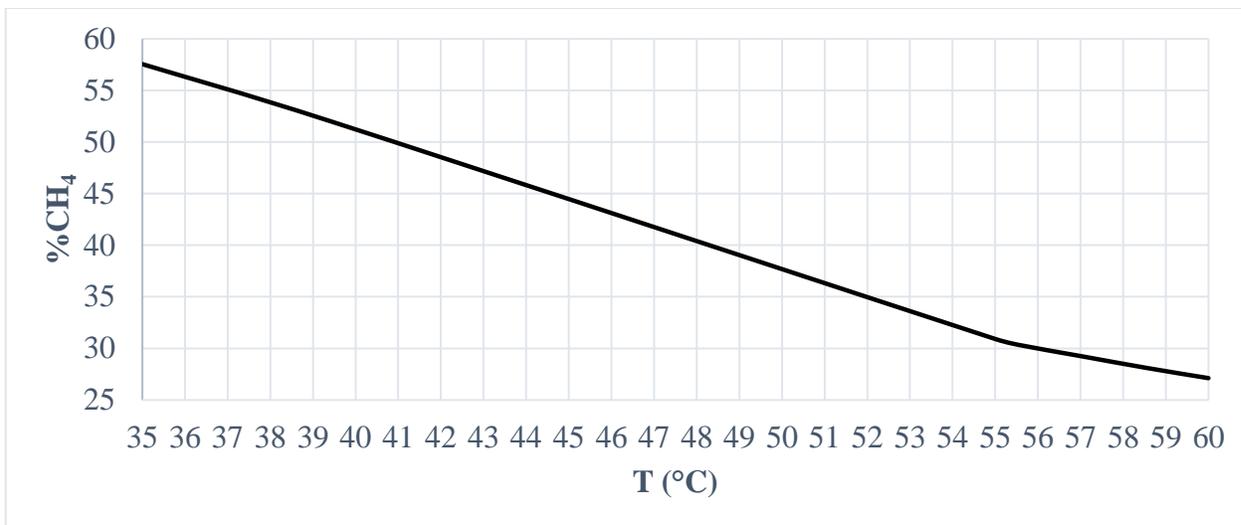


Figura 4.1 Variación del porcentaje de CH₄ en el biogás respecto a la temperatura de operación.

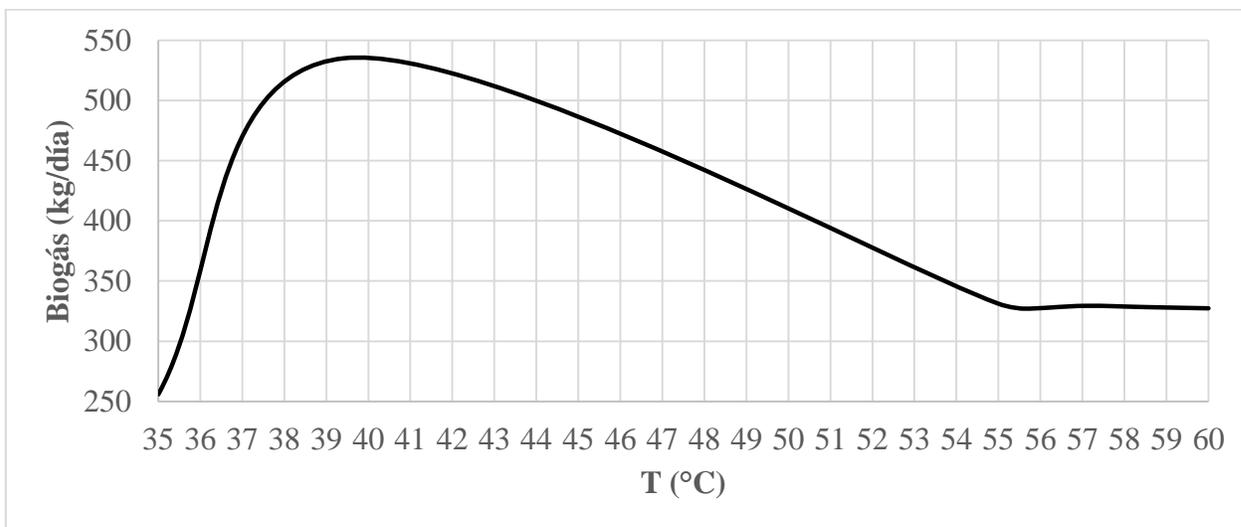


Figura 4.2 Variación de la producción de biogás respecto a la temperatura de operación.

Para el caso del análisis de sensibilidad del tiempo de retención hidráulico (Figura 4.3 y 4.4), se varió de 11 a 50 días dando como resultado un aumento del 4 % en la concentración y del 16 % en la cantidad de biogás producido. A mayor tiempo de retención se tiene mayor cantidad de biogás producido y mayor concentración de metano, sin embargo este aumento es muy pequeño. Con base a estos resultados, para fines prácticos no resultaría útil prolongar el tiempo de retención por encima de 20 días.

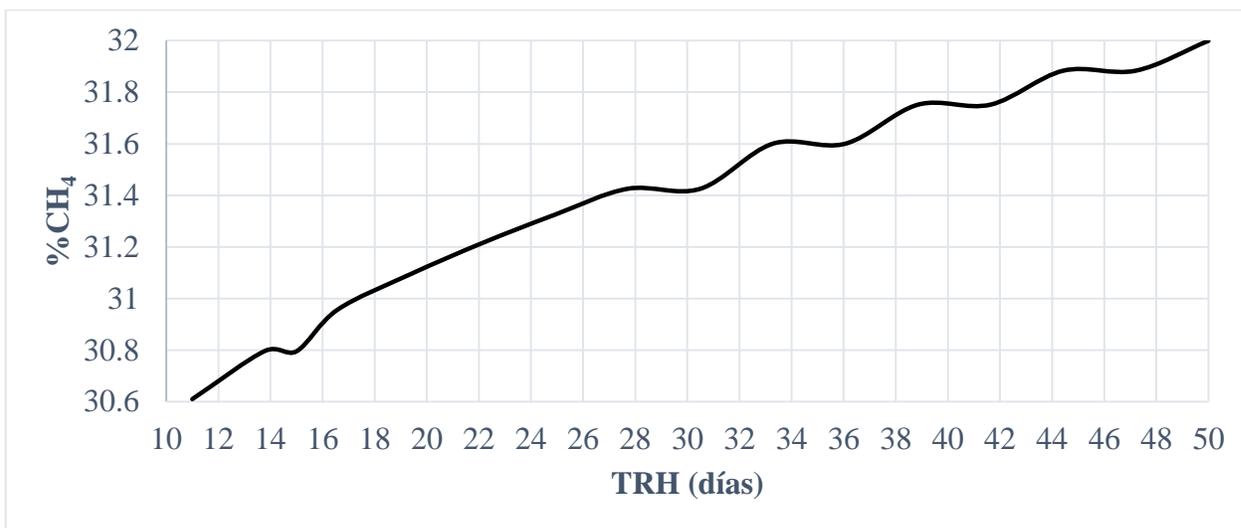


Figura 4.3 Variación del porcentaje de CH₄ en el biogás respecto al tiempo de retención hidráulico.

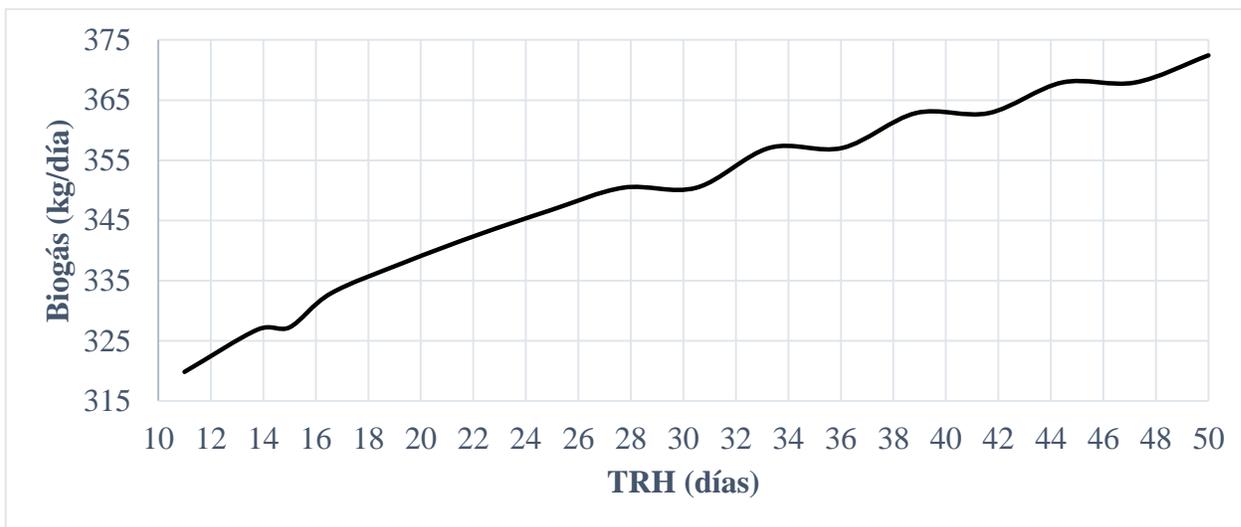


Figura 4.4 Variación de la producción de biogás respecto al tiempo de retención hidráulico.

A continuación se describen varias investigaciones experimentales enfocadas en la producción de biogás a partir de biomasa de nopal y se comparan con los resultados obtenidos con el modelo de digestión anaerobia.

Lucho Constantino y col. (2018) obtuvieron para un tiempo de retención hidráulico de 36 días y una temperatura de 20 °C, un biogás con una concentración de metano del 42% y un rendimiento de 0.154 Nm³/KgVS usando como sustrato nopal *Opuntia heliabravoana Scheinvar* sin ningún tipo de pretratamiento. Con las mismas condiciones pero tratando la biomasa con un pretratamiento alcalino, obtuvieron un biogás con una concentración de metano del 40% y un rendimiento de 0.147 Nm³/KgVS [38].

Ramos y Martínez (2014) obtuvieron un rendimiento de biogás de 0.3023 ± 0.0097 Nm³/KgVS utilizando *Opuntia maxima* como sustrato en biorreactores por lotes operados a una temperatura mesofílica de 37 ° C y un tiempo de retención hidráulico de 40 días. A pesar de la productividad de biogás, solo obtuvieron 47.1% de metano en el biogás. Los niveles elevados de carbohidratos en los cladodios se propusieron como una posible causa, por tanto aconsejan tener cuidado en la velocidad de carga orgánica alimentada al digestor [39].

Obach y Lemus (2006) señalan que después de 83 días de seguir un proceso continuo obtuvieron tasas de generación de biogás de 0.861 Nm³/KgVS con 58.2% de metano y 40% de dióxido de carbono [40]. Por su parte, Uribe y col. (1992) obtuvieron niveles altos de metano, arriba del 70 %, usando una mezcla de 3 a 1 de nopal y estiércol de ganado bovino, a una temperatura de 30 °C [41].

Comparando los resultados del modelo de simulación con los registrados experimentalmente, se puede decir que el modelo predice bien el proceso de digestión anaerobia. La cantidad de metano en el biogás varía proporcionalmente con la edad de los cladodios, mientras que el rendimiento de biogás obtenido es inversamente proporcional, esto debido a que se tiene más cantidad de sólidos volátiles disponibles como materia prima cuando la edad de los cladodios es joven, mientras que a mayor edad la cantidad de sólidos volátiles disminuye y hay un aumento de humedad. Con relación al rendimiento obtenido con el modelo de simulación este va de 0.474 a 0.214 Nm³/KgVS dependiendo de la edad de madurez de los cladodios.

Lo ideal es usar el cladodio en una etapa de madurez que permita obtener una alta concentración de metano en el biogás, sin dejar de lado la cantidad de biogás que se puede alcanzar,

además hay que considerar la disponibilidad de materia prima suficiente y su frecuencia de suministro para poder llevar a cabo la digestión. De una hectárea de plantas de nopales de más de cinco años es posible producir hasta 100 toneladas frescas de cladodios al año. Si la cosecha no se utiliza para nuevas plantaciones o no reúne las características deseadas para tal fin, se recomienda utilizarlo de manera integral en obtención de biogás, abono orgánico o para la alimentación del ganado.

Una edad mayor del cladodio utilizado como biomasa y una proporción alta de estiércol animal en la mezcla alimentada al biodigestor pueden ayudar a tener un pH neutro o básico, dado que la composición del biogás producido en la fermentación metanogénica está estrechamente relacionada con el pH de las materias primas que se biodegradan. Por lo tanto, con valores de pH < 5.5, el biogás se concentra en CO₂, disminuyendo su poder calórico; en cambio, con pH neutro a básico, se enriquece en metano, pudiendo ser más útil como combustible. Puntualizando esto como objetivo entonces es más útil utilizar cladodios con una edad madura.

En la mayoría de experimentos encontrados en la literatura usan cladodios entre 4 meses y 1.5 años de madurez, con tiempos de retención hidráulico que van de 10 a 70 días. Resulta interesante hacer análisis para otras etapas de maduración de los cladodios, no obstante es complicado obtener información de la composición que poseen los cladodios de acuerdo a su madurez.

4.3 Simulación del proceso de digestión anaerobia

De acuerdo a los resultados obtenidos en el análisis del modelo de digestión anaerobia para las diferentes etapas de madurez de los cladodios, se opta por tomar como sustrato los cladodios de seis meses de madurez. Estos brindan un equilibrio entre la concentración de metano y la cantidad de biogás que se puede obtener, además a esta edad los cladodios de nopal contienen más materia orgánica disponible dado su tamaño, ya que a mayor edad el tamaño de las espinas y la formación de brotes de yemas vegetativas o florales impiden su manejo y reducen la cantidad de materia orgánica aprovechable, mientras que a menor edad el rendimiento de cosecha por hectárea es más bajo debido al tamaño de los cladodios.

La cantidad de sustrato total disponible para ser aprovechado como materia prima es de 21,641 Ton/año de nopal forrajero producidas en los cuatro municipios del estado de

Aguascalientes, México. Junto con la biomasa de nopal forrajero se alimenta de una mezcla de agua-estiércol de ganado vacuno como un 10 % del total de los cladodios, con la finalidad de tener bacterias metanogénicas que ayuden a acelerar la generación de biogás. Por tanto el flujo total de carga orgánica diaria en el biodigestor es de 65,219.45 Kg/día.

Con base a los resultados obtenidos en el análisis de sensibilidad realizado para la temperatura, la operación del biodigestor se fija a 55 °C como proceso termofílico, dado que a temperaturas más bajas, entre 38 y 42 °C, si se obtienen mejores resultados tanto en la concentración de metano como en la cantidad de biogás generado, sin embargo el simulador arroja advertencias en los balances de masa y energía, lo cual quiere decir que no son muy confiables los resultados mostrados. Por otro lado el tiempo de retención hidráulico converge en 13.5 días, sin embargo como se puede ver en los resultados del análisis de sensibilidad realizado para el tiempo de retención hidráulico, la composición y la cantidad producida de biogás no varían mucho modificando el tiempo de retención hidráulico.

Las condiciones del proceso de digestión anaerobia especificadas son; tiempo de retención hidráulico de 13.5 días, temperatura termofílica de 55 °C, flujo de carga orgánica de 65,219.45 Kg/día, composición másica de los cladodios de nopal de seis meses de madurez (tomada de la Tabla 3.3) y composición másica de la mezcla agua-estiércol de ganado vacuno (Tabla 3.4). Con estas condiciones de operación del proceso de digestión anaerobia, se obtiene un flujo de biogás de 999.74 Nm³/día con composición mostrada en la Tabla 4.2, un rendimiento de biogás de 0.292 Nm³/KgVS, un flujo de lodo residual o digestato de 66 m³/día con composición mostrada en la Tabla 4.3 y un volumen del biodigestor de 1,065.74 m³.

Tabla 4.2 Composición del biogás generado en la codigestión de los cladodios de nopal de seis meses de edad con el estiércol de ganado vacuno.

Componente	% Volumen	% Masa
CH ₄	56.0	37.0
CO ₂	27.3	49.4
H ₂ O	15.4	11.4
H ₂ S	0.5	0.7
NH ₃	0.2	0.2
H ₂	0.2	0.1
Otros	0.4	1.2

Tabla 4.3 Composición del digestato generado en la codigestión de los cladodios de nopal de seis meses de edad con el estiércol de ganado vacuno.

Materia seca (%)	
5.76	
Componente	%*
N _{Total}	3.75
AGV	4.38
Gases disueltos	11.79
Inertes	31.45
Carbohidratos	48.63

* Composición base seca.

N_{Total} = Nitrógeno total.

AGV = Ácidos grasos volátiles.

La composición química del biogás producido a partir de la biomasa de los cladodios de nopal forrajero se encuentra dentro del intervalo de composición del biogás para la mayoría de los componentes (Tabla 4.4). La cantidad de vapor de agua es elevada debido a la temperatura de operación del biodigestor y el alto contenido de humedad durante la digestión. En relación al amoníaco también se puede ver que la cantidad presente en el biogás es alta, una causa de esto puede ser una baja relación carbono/nitrógeno (C/N), por lo tanto el amoníaco ionizado o ión amonio (NH_4^+) se está convirtiendo en amoníaco (NH_3) y está generando que el pH de la digestión anaerobia sea ligeramente alcalino, lo cual es un efecto inhibitor para los microorganismos. Para controlar la formación de amoníaco se tendría que aumentar la relación C/N que hay en la digestión anaerobia y disminuir la temperatura de operación, ya que si se tiene un pH alcalino con una temperatura alta el efecto inhibitor aumenta pudiendo llegar a ser toxico para la función de los microorganismos.

Tabla 4.4 Intervalo de composición química del biogás.

Componente	% Volumen
CH₄	50-85
CO₂	5-45
H₂O	2-7
N₂	0-25
H₂	0-3
O₂	0-2
H₂S	0.01-0.5
CO	0-0.3
NH₃	0.05

Fuente: Elaboración propia con datos de Aqualimpia Engineering E. K (www.aqualimpia.de) y López Hernández y col. (2017) [42].

La composición del biogás puede variar dependiendo de la fuente de materia orgánica de la que proceda. El biogás generado a partir de residuos sólidos urbanos (RSU) contiene más dióxido de carbono y menos metano, comparado con el biogás que se obtiene en las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) o de residuos lignocelulósicos. En los reactores anaerobios que tratan aguas residuales se genera una alta concentración de nitrógeno en el biogás debido al nitrógeno disuelto en las aguas que se alimentan al reactor. El biogás de una misma fuente también puede variar en su composición, por los efectos de cambios en algunas variables del proceso, como ser composición del sustrato, humedad y temperatura. Se acostumbra informar la composición del biogás señalando los rangos de variación de sus componentes principales, como se muestra en la Tabla 4.4, o bien valores medios dentro de un período.

Con respecto al digestato generado en el proceso de digestión, este pasa a una unidad de separación sólido-líquido, la parte sólida se envía a una laguna donde se lleva a cabo el proceso de compostaje para obtener bioabono sólido, mientras que la parte líquida se envía a un estanque para después ser comercializado como bioabono líquido y aplicado en los terrenos de cultivo.

La parte sólida puede emplearse como bioabono dado el contenido de nitrógeno y micronutrientes que posee, puede ser aplicado de manera inmediata o ser almacenado para después aplicarlo en los suelos de cultivo. La composición registrada en la Tabla 4.3 corresponde a la parte sólida del digestato recién retirado del biodigestor sin considerar el compostaje. Durante el compostaje y si se almacena, cambia su composición y nivel de nutrientes, ya sea que exista una

disminución de la humedad o que se mineralice la materia orgánica. Por otro lado también se tiene que hacer un análisis del suelo donde se aplicará, dependiendo del contenido de nitrógeno en el suelo y del rendimiento del cultivo a fertilizar se evalúa la cantidad de nitrógeno a aplicar. En este caso la cantidad de nitrógeno en la parte sólida del digestato no es alta, por tanto podría aplicarse solo o mezclado con algún otro fertilizante que brinde los nutrientes necesarios en suelos que requieran más nitrógeno. Comparado con el estiércol de ganado vacuno, el bioabono sólido posee un mayor contenido de nutrientes, brinda un material más homogéneo, estabilizado y con menos olores. Para mejorar las propiedades de la parte líquida del digestato, este puede ser reprocesado con el bioabono sólido ya estabilizado o compostado para obtener un bioabono líquido con mayor cantidad de nutrientes e incrementar su valor comercial. En esta investigación no se considera ese reproceso, solo se comercializa después de ser separado de la parte sólida del digestato.

4.4 Simulación de los procesos de acondicionamiento del biogás

El proceso criogénico tiene la ventaja de producir dos productos con alta pureza y de valor agregado, los cuales pueden ser comercializados directamente al consumidor final (Tabla 4.5). Por el domo de la columna de destilación criogénica se obtiene un gas con una composición molar de 92.19 % CH₄, este gas puede ser comercializado como biometano. Por el fondo de la columna se obtiene CO₂ líquido con una pureza de 96.8 % mol, el cual pasa a un proceso de adsorción con carbón activado para eliminar la mayor parte de las impurezas alcanzando una composición de 99.98% CO₂, con esta composición el dióxido de carbono puede comercializarse en la industria alimenticia. Otra ventaja es la recuperación como biometano del 99.84% del metano contenido en el biogás alimentado al proceso.

Las desventajas están en la cantidad de energía requerida para comprimir y enfriar el biogás hasta temperaturas criogénicas, la cual se puede mitigar con la integración energética de las corrientes de proceso, el proceso también requiere de un control de temperatura que permita mantener todos los componentes del biogás en estado líquido o gas, para evitar que solidifiquen algunos componentes del biogás y causen averías en los equipos de proceso e incluso accidentes. Las etapas de compresión son las que requieren de más consumo energético seguido de los ciclos de refrigeración para enfriar el biogás antes de que entre a la columna de destilación, para condensar parcialmente el biometano que sale de la columna y para enfriar el dióxido de carbono producido

antes de que sea almacenado. El material de los equipos es otro parámetro que requiere de un gasto económico mayor, deber contar con excelentes propiedades que le permitan resistir en ambientes corrosivos a bajas temperaturas y altas presiones. El material a usar en la mayoría de los equipos es el acero inoxidable o en su defecto acero al carbón revestido de acero inoxidable. Los equipos, accesorios y tuberías de proceso que operan a temperaturas bajas necesitan de un aislante térmico que permita mantener la temperatura adecuada del proceso, lo cual necesita de una inversión extra para poder llevar a cabo el proceso de manera eficiente.

Tabla 4.5 Parámetros comparativos entre los dos procesos de purificación de biogás.

PARÁMETRO	PROCESO	
	Criogénico	Absorción
Comp. Biometano (% mol)		
CH ₄	92.19	96.93
CO ₂	7.27	0.97
H ₂	0.33	0.38
N ₂	0.17	1.16
H ₂ S	0.04	---
H ₂ O	---	0.23
O ₂	---	0.33
Flujo de biometano (Kmol/h)	0.94	0.817
Recuperación de CH₄ (%)	99.84	91.26
Flujo de CO₂ (Kmol/h) *99.98% CO ₂	0.336	---
Recuperación de CO₂ (%)	79.63	---

En el proceso de absorción con agua a presión solo se obtiene el biometano como único producto. El biogás pasa por dos etapas de compresión, en donde se incrementa su presión hasta 1000 kPa, una presión mucho menor que la requerida para la destilación en el proceso criogénico. A esa presión pasa a la torre de absorción en donde se mezcla con agua a contracorriente que ingresa por el domo de la torre. Por el domo de la torre se obtiene el biometano con una composición molar de CH₄ del 96.93 %, en este proceso se recupera el 91.26 % del metano contenido en el biogás alimentado. Por el fondo sale el CO₂, H₂S y otros gases disueltos en el agua,

de esta mezcla de gases disueltos en agua se recupera parte del biogás que no se absorbió en la torre, la mezcla sobrante se debe lavar con aire en una torre de desorción en donde el aire arrastra la mayor parte de los gases disueltos que lleva el agua. El proceso se vuelve más eficiente al recuperar parte del agua que sale del domo de la torre de desorción y recircularla a la torre de absorción. Comparado con el proceso criogénico, el proceso de absorción tiene como ventajas el poco requerimiento energético, un biometano con mayor porcentaje de metano y materiales de construcción menos estrictos dadas las condiciones de procesamiento. Los materiales usados son acero al carbón y en equipos, tuberías y accesorios que están expuestos a ambientes corrosivos se opta por acero inoxidable. Una gran ventaja del proceso de absorción es el uso que tiene en aplicaciones a nivel industrial y su amplio desarrollo ya comprobado en muchas instalaciones a nivel mundial. Sin embargo, en los últimos años la tecnología criogénica ha tenido mucho desarrollo tecnológico y aplicación en plantas prototipo, las cuales tienen como objetivo hacer más eficiente y sustentable la aplicación de esta tecnología que permite obtener más cantidad de productos con valor agregado.

Las desventajas están en que solo se obtiene un producto con alto grado de pureza (biometano), la cantidad de equipos de proceso a usar es mayor, ya que se tienen que procesar aparte del biogás, también el agua y aire usado para acondicionar el biogás. La cantidad de agua requerida es alta, esta puede reducirse bastante al aprovechar la recirculación del agua que sale de la torre de desorción y la que se obtiene en el primer separador, pero esto disminuye un poco la eficiencia del proceso porque el agua recirculada está contaminada con pequeñas trazas de gases disueltos en ella. Recirculando la mayor cantidad de agua posible y buscando un equilibrio con el rendimiento y calidad del biometano producido, la cantidad de agua fresca que se tiene que reponer representa solo el 10% de la cantidad total requerida para llevar a cabo el proceso de absorción. El aire requerido para llevar a cabo el proceso de desorción se mezcla en una proporción de 2.6:1 mezcla líquida/aire, a pesar de no ser considerado como una materia prima que requiera de inversión para poder adquirirla, se debe tener en cuenta el costo por acondicionamiento para poder ingresarlo al proceso y el costo por acondicionamiento para poder ser desechado a la atmósfera.

4.5 Costos directos e indirectos de los procesos de pretratamiento de la biomasa, digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato

En las Tablas 4.6 y 4.7 se resumen los parámetros y costos de los equipos involucrados en el pretratamiento de la biomasa. Los costos de los equipos de proceso y de su instalación se estimaron con el software *Aspen Process Economic Analyzer V10 (APEA)* y se actualizaron usando el *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* y la ecuación de Williams o de los seis decimos (Ec. 3.1). Con base a estos costos de equipo y de instalación se calculan los costos directos e indirectos (Tabla 4.8) para la etapa de pretratamiento.

Tabla 4.6 Parámetros y costos de los equipos del pretratamiento de la biomasa.

Triturador	Pot. (kW)	Flujo (kg/h)	T. Entrada (mm)	T. Salida (mm)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Tipo <i>sawtooth</i>	2.0	2470.4	238.1-300	3.72-5.906	6,038	9,374

Mezclador	V(m³)	Tipo de impulsor	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Tanque agitado (Mez-2)	0.133	Cinta helicoidal	28,282	153,388

Bomba	F(m³/h)	ΔP(kPa)	Pot.(kW)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
B1	3.91	50	0.0082	14,529	35,935
B2	0.51	50	0.0082	4,658	21,406

Tabla 4.7 Costos totales de equipo y de instalación para el pretratamiento de la biomasa.

Tipo de equipo	Costo total del equipo (\$)	Costo total de instalación (\$)
Triturador	6,038	9,374
Tanque de mezclado	28,282	153,388
Bombas	19,187	57,340
Total	53,508	220,103

Tabla 4.8 Costos directos e indirectos para el pretratamiento de la biomasa.

Costos indirectos	Fracción del costo total del equipo (Proceso S-F)	Costo (\$)
Ingeniería y supervisión	0.32	17,122
Gastos de construcción	0.34	18,193
Gastos legales	0.04	2,140
Contratistas	0.19	10,166
Contingencias	0.37	19,798
Total costos indirectos		67,420
Total costos directos		220,103

En la Tabla 4.9 se muestran los parámetros y costos de los equipos involucrados en los procesos de digestión anaerobia y de acondicionamiento del digestato. Con base a la suma de estos costos se obtienen los costos directos e indirectos de los procesos de digestión anaerobia y de acondicionamiento del digestato (Tabla 4.10 y 4.11).

Tabla 4.9 Parámetros y costo de los equipos del proceso de digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato.

Equipo	Tamaño	Unidad	Costo del equipo (\$)
Digestor	1,200	m ³	100,268
Laguna para bioabono sólido con agitadores y bomba	130	m ³	10,968
Estanque de bioabono líquido con bomba	12,700	m ³	42,805
Membrana soportada por aire			82,435
Agitadores sumergibles			74,444
Unidad de separación S-L			30,114
Soplador de biogás	70	m ³ /h	5,888
Quemador de biogás	60	m ³ /h	20,609
Costo total del equipo de DA			367,532

Tabla 4.10 Costos directos para el proceso de digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato.

Costos directos	Fracción del costo del equipo entregado (Proceso S-F)	Costo (\$)
Costo total del equipo de DA comprado	1	367,532
Entrega (% del total del equipo comprado)	0.1	36,753
Subtotal (equipo entregado)	--	404,285
Instalación de equipos comprados	0.39	157,671
Instrumentación y control (instalado)	0.26	105,114
Tubería (instalada)	0.31	125,328
Sistemas eléctricos (instalados)	0.1	40,429
Edificios (incluidos los servicios)	0.29	117,243
Mejoras de terreno	0.12	48,514
Instalaciones de servicio (instaladas)	0.55	222,357
Total costos directos		1,220,941

Tabla 4.11 Costos indirectos para el proceso de digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato.

Costos indirectos	Fracción del costo del equipo entregado (Proceso S-F)	Costo (\$)
Ingeniería y supervisión	0.32	129,371
Gastos de construcción	0.34	137,457
Gastos legales	0.04	16,171
Contratistas	0.19	76,814
Contingencias	0.37	149,586
Total costos indirectos		509,399

Los costos totales directos e indirectos del pretratamiento, digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato, son los mismos tanto para la planta que produce biometano a través del proceso de refinamiento criogénico, como para la planta que lo produce a través del proceso de refinamiento de absorción con agua a presión. En la Tabla 4.12 se encuentra la suma total de estos costos.

Tabla 4.12 Suma de los costos totales directos e indirectos de los procesos de pretratamiento y de digestión anaerobia.

Proceso	Costos directos (\$)	Costos indirectos (\$)
Pretratamiento	220,103	67,420
Digestión anaerobia y acondicionamiento	1,220,941	509,399
Total costos	1,441,044	576,819

4.6 Costos directos e indirectos del proceso criogénico y del proceso de absorción para el acondicionamiento del biogás

Los costos de los equipos de proceso y de su instalación se estimaron con el software APEA V10 para ambos procesos, se actualizaron de acuerdo a los parámetros y capacidades de los equipos usando el CEPCI y la ecuación de Williams (Ec. 3.1). En las Tablas 4.13 a 4.19 se muestran los parámetros y costos de los equipos del proceso criogénico, los del proceso de absorción se muestran en las Tablas 4.21 a 4.26. Con base a estos costos de equipo y de instalación se calcularon los costos directos e indirectos para el proceso criogénico (Tabla 4.20) y para el proceso de absorción (Tabla 4.27).

Tabla 4.13 Parámetros y costos de los intercambiadores de calor del proceso criogénico.

Intercambiador	Q(kW)	A(m ²)	Servicio	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Int-1	2.8	0.4049	Agua de refrigeración	9,871	55,455
Cooler	0.3	0.0514	Propano	3,204	23,290
HXReb	1.1	0.0896	--	2,540	16,302
HCPrecoo	0.9	0.0239	--	1,865	10,016
Columna-Cond	2.0	0.2192	Etano	7,652	55,625
LIC	1.2	0.1384	Etano	5,807	42,218
TOTAL				30,939	202,906

Tabla 4.14 Parámetros y costos del compresor del proceso criogénico.

Compresor	F(m ³ /h)	P(kPa)	ΔP(kPa)	Pot.(kW)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Compresor de 4 etapas	32.43	4,909.04	4,807.72	6.1	329,735	425,672

Tabla 4.15 Parámetros y costos de los separadores líquido-vapor del proceso criogénico.

Separador	L(m)	D(m)	L/D	V(m ³)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Flash-1	2.74	0.91	3	1.80	23,957	130,208
Flash-2	3.66	0.91	4	2.40	41,037	163,703
TOTAL					64,993	293,911

Tabla 4.16 Parámetros y costos de la columna de destilación y sus equipos accesorios del proceso criogénico.

Equipo	N _{real}	L(m)	F(m ³ /h)	D(m)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Columna	20	15.85	0.32	0.46	105,586	289,807

Equipo	L(m)	D(m)	L/D	V(m ³)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Acumulador de condensado	2.74	0.91	3	1.80	33,606	180,561

Equipo	F(m ³ /h)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Bomba de reflujo	0.15	5,102	31,831

Tabla 4.17 Parámetros y costos del adsorbedor del proceso criogénico.

Equipo	Empaque	V(m ³)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Adsorbedor	Carbón activado	1.5	1,885	2,662

Tabla 4.18 Parámetros y costos de los tanques de almacenamiento del proceso criogénico.

Tanque	V(m ³)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Almacenamiento CO ₂	2.4	42,146	171,023
Almacenamiento biometano	2.4	55,011	208,067
TOTAL		97,157	379,090

Tabla 4.19 Costos de equipo y de instalación totales del proceso criogénico.

Tipo de equipo	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Intercambiadores	30,939	202,906
Compresor	329,735	425,672
Separadores L-V	64,993	293,911
Columna	105,586	289,807
Acumulador	33,606	180,561
Bomba	5,102	31,831
Adsorbedor	1,885	2,662
T. almacenamiento	97,157	379,090
TOTAL	669,003	1,806,440

Tabla 4.20 Costos directos e indirectos para el proceso criogénico.

Costos indirectos	Fracción del costo total del equipo (Proceso F)	Costo (\$)
Ingeniería y supervisión	0.33	220,771
Gastos de construcción	0.41	274,291
Gastos legales	0.04	26,760
Contratistas	0.22	147,181
Contingencias	0.44	294,361
Total costos indirectos		963,364
Total costos directos		1,806,440

Tabla 4.21 Parámetros y costos de los intercambiadores de calor del proceso de absorción con agua a presión.

Intercambiador	Q(kW)	A(m ²)	Agua de enfriamiento (kg/h)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Int-1	3.0	0.2371	70	2,981	20,031
Int-2	2.0	0.0700	70	2,535	14,960
Int-3	2.2	0.5371	--	10,093	59,891
TOTAL				15,609	94,883

Tabla 4.22 Parámetros y costos de los compresores del proceso de absorción con agua a presión.

Compresor	F(m ³ /h)	P(kPa)	ΔP (kPa)	Pot.(kW)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
C-1	32.61	500	398.7	2.4	176,568	254,316
C-2	8.75	1000	500.0	1.3	166,808	244,445
TOTAL					343,377	498,761

Tabla 4.23 Parámetros y costos de los separadores líquido-vapor del proceso de absorción con agua a presión.

Separador	L (m)	D (m)	L/D	V (m ³)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Flash-1	2.74	0.91	3	1.80	23,957	130,208
Flash-2	2.74	0.91	3	1.80	24,733	107,582
TOTAL					48,689	237,791

Tabla 4.24 Parámetros y costos de la bomba del proceso de absorción con agua a presión.

Bomba	F(m ³ /h)	ΔP (kPa)	Pot.(kW)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
B-1	0.20	8.99	0.17	4,880	20,296

Tabla 4.25 Parámetros y costos de las columnas del proceso de absorción con agua a presión.

Columna	Secciones empacadas	Tipo de empaque	L (m)	D (m)	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Absorción	3	<i>Cascade rings</i>	11.58	0.46	58,006	167,141
Desorción	1	<i>Pall rings</i>	7.01	0.46	34,826	159,710
TOTAL					92,832	326,851

Tabla 4.26 Costos de equipo y de instalación totales del proceso de absorción con agua a presión.

Tipo de equipo	Costo del equipo (\$)	Costo de instalación (\$)
Intercambiadores	15,609	94,883
Compresor	343,377	498,761
Separadores L-V	48,689	237,791
Bomba	4,880	20,296
Columnas	92,832	326,851
TOTAL	505,386	1,178,582

Tabla 4.27 Costos directos e indirectos para el proceso de absorción con agua a presión.

Costos indirectos	Fracción del costo total del equipo (Proceso F)	Costo (\$)
Ingeniería y supervisión	0.33	166,778
Gastos de construcción	0.41	207,208
Gastos legales	0.04	20,215
Contratistas	0.22	111,185
Contingencias	0.44	222,370
Total costos indirectos		727,757
Total costos directos		1,178,582

4.7 Costos de capital para ambas plantas de producción de biometano

La suma de los costos directos e indirectos de los procesos de pretratamiento, digestión anaerobia y acondicionamiento del digestato (Tabla 4.12), más la suma de los costos del proceso de acondicionamiento criogénico (Tabla 4.20), dan el costo total para la planta que usa el método criogénico para la refinación del biogás a biometano (proceso criogénico). Con la suma de estos costos totales directos e indirectos se obtiene el capital fijo de inversión, el cual representa el 85% del capital total de inversión, mientras que el capital de trabajo representa el 15% del capital total de inversión. Los costos de capital para el proceso criogénico se resumen en la Tabla 4.28.

Tabla 4.28 Costos totales y costos de capital para la planta que produce biometano a través del método criogénico.

Proceso	Costos directos (\$)	Costos indirectos (\$)
Pretratamiento, digestión anaerobia y acondicionamiento de digestato	1,441,044	576,819
Criogénico	1,806,440	963,364
Total costos	3,247,484	1,540,184
Capital fijo de inversión (\$)	4,787,668	
Capital de trabajo (\$)	844,883	
Capital total de inversión (\$)	5,632,550	

Con respecto al proceso de absorción. Los mismos costos de la Tabla 4.12 más la suma de los costos del proceso de acondicionamiento por absorción con agua a presión (Tabla 4.27), representan el costo total para la planta que usa el método de absorción con agua a presión para la refinación del biogás a biometano (proceso de absorción). Con la suma de estos costos totales directos e indirectos se obtienen los costos de capital del mismo modo que como se obtuvieron para la planta del proceso criogénico. Los costos de capital para el proceso de absorción se resumen en la Tabla 4.29.

Tabla 4.29 Costos totales y costos de capital para la planta que produce biometano a través del método de absorción con agua a presión.

Proceso	Costos directos (\$)	Costos indirectos (\$)
Pretratamiento, digestión anaerobia y acondicionamiento de digestato	1,441,044	576,819
Absorción con agua	1,178,582	727,757
Total costos	2,619,626	1,304,576
Capital fijo de inversión (\$)	3,924,202	
Capital de trabajo (\$)	692,506	
Capital total de inversión (\$)	4,616,708	

4.8 Costos de operación para ambas plantas de producción de biometano

Con base a las consideraciones descritas en el apartado 3.6 se calcularon los costos de materia prima, servicios auxiliares y mano de obra. Estos se encuentran tabulados en las Tablas 4.30 para el proceso criogénico y 4.31 para el proceso de absorción. A partir de estos costos y con el capital fijo de inversión se calculó el costo total anual de operación (Ec. 3.3). Los costos directos, costos fijos y gastos generales de operación anual para cada planta se obtienen con base a los costos de servicios, mano de obra, materia prima, capital fijo de inversión y costo total anual a través de las ecuaciones 3.4, 3.5 y 3.6, respectivamente. En la Tabla 4.32 se comparan los costos de operación para cada proceso.

Tabla 4.30 Costos de materia prima, servicios auxiliares y mano de obra para el proceso criogénico.

Materia prima	Consumo	Precio	Costo anual (\$/año)
Cladodios	19,565.83 Ton/año	17.68 \$/Ton	345,924
Transporte*			88,046
Servicio	Consumo	Precio	Costo anual (\$/año)
Electricidad	273,369.88 kW/año	0.06 \$/kWh	16,402
Vapor	1,848.35 GJ/año	3.51 \$/GJ	6,488
Agua de enfriamiento	170.13 GJ/año	0.378 \$/GJ	64
Agua de proceso	1,381.95 m ³ /año	2.23 \$/m ³	3,082
Refrigeración por agua	79.17 GJ/año	4.77 \$/GJ	378
Refrigeración propano/etano	96.68 GJ/año	14.12 \$/GJ	1,365
Mano de obra operacional	2080 Hrs/año Op 53 Op	1.38 \$/hr	152,958

*0.09 \$/km ton recorriendo 50 km diarios.

Tabla 4.31 Costos de materia prima, servicios auxiliares y mano de obra para el proceso de absorción.

Materia prima	Consumo	Precio	Costo anual (\$/año)
Cladodios	19,565.83 Ton/año	17.68 \$/Ton	345,924
Transporte*			88,046
Servicio	Consumo	Precio	Costo anual (\$/año)
Electricidad	255,668.68 kW/año	0.06 \$/kWh	15,340
Vapor	1,795.12 GJ/año	3.51 \$/GJ	6,301
Agua de proceso	1,540.35 m ³ /año	2.23 \$/m ³	3,435
Refrigeración por agua	142.58 GJ/año	4.77 \$/GJ	680
Mano de obra operacional	2080 Hrs/año Op 53 Op	1.38 \$/h	152,958

*0.09 \$/km ton recorriendo 50 km diarios.

Tabla 4.32 Costos anuales de operación sin depreciación para cada proceso.

Costos de operación	Proceso	
	Criogénico	Absorción
	Costo anual (\$/año)	Costo anual (\$/año)
Costos directos	1,051,071	984,725
Costos fijos	433,856	375,140
Gastos generales	366,370	333,297
Costo total de operación	1,851,297	1,693,162

4.9 Ingresos anuales por ventas para ambas plantas de producción de biometano

Los productos comercializados en ambas plantas son el biometano, el cual cumple con las especificaciones dadas por la Norma Oficial Mexicana (NOM-001-SECRE-2010) para el gas natural, el bioabono sólido y el bioabono líquido, en el caso del proceso criogénico se obtiene como producto el dióxido de carbono con la pureza necesaria para poder ser comercializado como de grado alimenticio. Los criterios para fijar los precios de los productos se describen en el apartado 3.7, en la Tabla 4.33 se muestra la producción anual, obtenida de los balances de materia y energía, e ingresos anuales por ventas para ambos procesos de producción de biometano.

Tabla 4.33 Ingresos anuales por ventas respecto a cada proceso.

Planta		Proceso criogénico	Proceso de absorción	Proceso criogénico	Proceso de absorción
Producto	Precio (\$/GJ)	Producción (GJ/año)	Producción (GJ/año)	Ingresos por ventas (\$/año)	Ingresos por ventas (\$/año)
Biometano	3.7	6,144.7	5,647.2	22,735	20,894
	(\$/kg)	(kg/año)	(kg/año)		
CO ₂	4	117,216	--	468,864	--
Bioabono sólido	1.14	1,222,188.5	1,222,188.5	1,393,295	1,393,295
Bioabono líquido	0.06	19,996,362.7	19,996,362.7	1,199,782	1,199,782
Ingreso total por ventas (\$/año)				3,084,676	2,613,971

4.10 Análisis económico de ambas plantas de producción de biometano

Para el análisis económico de cada proceso se consideraron criterios de factibilidad basados en el tiempo de funcionamiento de la planta (Ec. 3.7 y 3.8), el flujo de efectivo durante la construcción y operación de la planta (Ec. 3.9 a 3.13), y la tasa de rendimiento de inversión del proyecto (Ec. 3.14). A partir de los parámetros ya calculados; capital fijo de inversión, capital de trabajo, ingresos por ventas anuales, costos de operación anuales, depreciación, inflación y todas las consideraciones mencionadas en el apartado 3.8, se obtienen los flujos de efectivo anuales para cada planta (Tabla 4.34 y 4.35) y los criterios de factibilidad (Tabla 3.36).

Tabla 4.34 Flujo de efectivo para la planta del proceso criogénico.

PARÁMETRO	AÑO									
	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7
CAPITAL FIJO DE INVERSIÓN	\$ 718,150	\$ 1,675,684	\$ 2,393,834							
CAPITAL DE TRABAJO			\$ 844,883							
CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN	\$ 718,150	\$ 1,675,684	\$ 3,321,099							
COSTO PUESTA EN MARCHA				\$ 478,767						
VENTAS ANUALES				\$ 3,385,457	\$ 3,492,099	\$ 3,602,100	\$ 3,715,566	\$ 3,832,606	\$ 3,953,333	\$ 4,077,863
COSTOS DE OPERACIÓN ANUALES				\$ 2,031,813	\$ 2,095,815	\$ 2,161,833	\$ 2,229,931	\$ 2,300,174	\$ 2,372,629	\$ 2,447,367
DEPRECIACIÓN ANUAL				\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178
INGRESO ANUAL BRUTO				\$ 555,699	\$ 1,077,106	\$ 1,121,089	\$ 1,166,457	\$ 1,213,255	\$ 1,261,526	\$ 1,311,318
INGRESO ANUAL NETO				\$ 388,989	\$ 753,974	\$ 784,762	\$ 816,520	\$ 849,278	\$ 883,068	\$ 917,923
FLUJO DE EFECTIVO SIN DESCUENTO	-\$ 718,150	-\$ 1,675,684	-\$ 3,321,099	\$ 708,167	\$ 1,073,152	\$ 1,103,940	\$ 1,135,698	\$ 1,168,456	\$ 1,202,246	\$ 1,237,101
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO (CCP)	-\$ 718,150	-\$ 2,393,834	-\$ 5,714,933	-\$ 5,006,766	-\$ 3,933,614	-\$ 2,829,674	-\$ 1,693,976	-\$ 525,520	\$ 676,726	\$ 1,913,827
FLUJO DE EFECTIVO CON DESCUENTO	-\$ 543,025	-\$ 1,457,116	-\$ 3,321,099	\$ 615,798	\$ 811,457	\$ 725,858	\$ 649,339	\$ 580,929	\$ 519,764	\$ 465,072
VALOR PRESENTE NETO (VPN)	-\$ 543,025	-\$ 2,000,141	-\$ 5,321,240	-\$ 4,705,443	-\$ 3,893,986	-\$ 3,168,127	-\$ 2,518,788	-\$ 1,937,859	-\$ 1,418,095	-\$ 953,023

...continuación Tabla 4.34.

PARÁMETRO	AÑO								TOTAL
	8	9	10	11	12	13	14	15	
CAPITAL FIJO DE INVERSIÓN									\$ 4,787,668
CAPITAL DE TRABAJO								\$ 844,883	\$ 844,883
CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN									\$ 5,714,933
COSTO PUESTA EN MARCHA									\$ 478,767
VENTAS ANUALES	\$ 4,206,316	\$ 4,338,815	\$ 4,475,488	\$ 4,616,465	\$ 4,761,884	\$ 4,911,883	\$ 5,066,608	\$ 5,226,206	\$ 63,662,688
COSTOS DE OPERACIÓN ANUALES	\$ 2,524,459	\$ 2,603,980	\$ 2,686,005	\$ 2,770,614	\$ 2,857,888	\$ 2,947,912	\$ 3,040,771	\$ 3,136,555	\$ 38,207,746
DEPRECIACIÓN ANUAL	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 319,178	\$ 4,787,668
INGRESO ANUAL BRUTO	\$ 1,362,679	\$ 1,415,658	\$ 1,470,305	\$ 1,526,674	\$ 1,584,818	\$ 1,644,794	\$ 1,706,659	\$ 1,770,473	\$ 20,188,508
INGRESO ANUAL NETO	\$ 953,875	\$ 990,960	\$ 1,029,213	\$ 1,068,671	\$ 1,109,372	\$ 1,151,356	\$ 1,194,661	\$ 1,239,331	\$ 14,131,955
FLUJO DE EFECTIVO SIN DESCUENTO	\$ 1,273,053	\$ 1,310,138	\$ 1,348,391	\$ 1,387,849	\$ 1,428,550	\$ 1,470,533	\$ 1,513,839	\$ 1,558,391	\$ 14,049,573
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO (CCP)	\$ 3,186,880	\$ 4,497,018	\$ 5,845,409	\$ 7,233,259	\$ 8,661,809	\$ 10,132,342	\$ 11,646,181	\$ 13,204,573	\$ 14,049,573
FLUJO DE EFECTIVO CON DESCUENTO	\$ 416,163	\$ 372,423	\$ 333,302	\$ 298,309	\$ 267,006	\$ 239,003	\$ 213,949	\$ 193,364	\$ 1,482,495
VALOR PRESENTE NETO (VPN)	-\$ 536,859	-\$ 164,436	\$ 168,865	\$ 467,174	\$ 734,180	\$ 973,183	\$ 1,187,132	\$ 1,482,495	

Tabla 4.35 Flujo de efectivo para la planta del proceso de absorción.

PARÁMETRO	AÑO									
	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7
CAPITAL FIJO DE INVERSIÓN	\$ 588,630	\$ 1,373,471	\$ 1,962,101							
CAPITAL DE TRABAJO			\$ 692,506							
CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN	\$ 588,630	\$ 1,373,471	\$ 2,722,132							
COSTO PUESTA EN MARCHA				\$ 392,420						
VENTAS ANUALES				\$ 2,868,854	\$ 2,959,223	\$ 3,052,439	\$ 3,148,591	\$ 3,247,771	\$ 3,350,076	\$ 3,455,603
COSTOS DE OPERACIÓN ANUALES				\$ 1,858,259	\$ 1,916,795	\$ 1,977,174	\$ 2,039,455	\$ 2,103,697	\$ 2,169,964	\$ 2,238,318
DEPRECIACIÓN ANUAL				\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613
INGRESO ANUAL BRUTO				\$ 356,561	\$ 780,815	\$ 813,652	\$ 847,523	\$ 882,460	\$ 918,499	\$ 955,672
INGRESO ANUAL NETO				\$ 249,593	\$ 546,571	\$ 569,556	\$ 593,266	\$ 617,722	\$ 642,949	\$ 668,971
FLUJO DE EFECTIVO SIN DESCUENTO	-\$ 588,630	-\$ 1,373,471	-\$ 2,722,132	\$ 511,206	\$ 808,184	\$ 831,170	\$ 854,879	\$ 879,336	\$ 904,563	\$ 930,584
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO (CCP)	-\$ 588,630	-\$ 1,962,101	-\$ 4,684,233	-\$ 4,173,027	-\$ 3,364,843	-\$ 2,533,673	-\$ 1,678,794	-\$ 799,458	\$ 105,104	\$ 1,035,688
FLUJO DE EFECTIVO CON DESCUENTO	-\$ 445,089	-\$ 1,194,322	-\$ 2,722,132	\$ 444,527	\$ 611,103	\$ 546,508	\$ 488,780	\$ 437,185	\$ 391,067	\$ 349,841
VALOR PRESENTE NETO (VPN)	-\$ 445,089	-\$ 1,639,411	-\$ 4,361,544	-\$ 3,917,016	-\$ 3,305,913	-\$ 2,759,405	-\$ 2,270,625	-\$ 1,833,440	-\$ 1,442,373	-\$ 1,092,532

...continuación Tabla 4.35

PARÁMETRO	AÑO									TOTAL
	8	9	10	11	12	13	14	15		
CAPITAL FIJO DE INVERSIÓN										\$ 3,924,202
CAPITAL DE TRABAJO									\$ 692,506	\$ 692,506
CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN										\$ 4,684,233
COSTO PUESTA EN MARCHA										\$ 392,420
VENTAS ANUALES	\$ 3,564,455	\$ 3,676,735	\$ 3,792,552	\$ 3,912,018	\$ 4,035,246	\$ 4,162,357	\$ 4,293,471	\$ 4,428,715	\$ 4,568,959	\$ 53,948,107
COSTOS DE OPERACIÓN ANUALES	\$ 2,308,825	\$ 2,381,553	\$ 2,456,572	\$ 2,533,954	\$ 2,613,773	\$ 2,696,107	\$ 2,781,034	\$ 2,868,637	\$ 2,959,223	\$ 34,944,115
DEPRECIACIÓN ANUAL	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 261,613	\$ 3,924,202
INGRESO ANUAL BRUTO	\$ 994,017	\$ 1,033,569	\$ 1,074,367	\$ 1,116,451	\$ 1,159,860	\$ 1,204,636	\$ 1,250,823	\$ 1,298,465	\$ 1,347,507	\$ 14,687,369
INGRESO ANUAL NETO	\$ 695,812	\$ 723,498	\$ 752,057	\$ 781,515	\$ 811,902	\$ 843,245	\$ 875,576	\$ 908,925	\$ 942,299	\$ 10,281,158
FLUJO DE EFECTIVO SIN DESCUENTO	\$ 957,425	\$ 985,112	\$ 1,013,671	\$ 1,043,129	\$ 1,073,515	\$ 1,104,859	\$ 1,137,190	\$ 1,169,521	\$ 1,201,852	\$ 10,213,634
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO (CCP)	\$ 1,993,114	\$ 2,978,225	\$ 3,991,896	\$ 5,035,025	\$ 6,108,540	\$ 7,213,399	\$ 8,350,589	\$ 9,521,780	\$ 10,723,632	\$ 745,153
FLUJO DE EFECTIVO CON DESCUENTO	\$ 312,984	\$ 280,030	\$ 250,564	\$ 224,213	\$ 200,648	\$ 179,570	\$ 160,717	\$ 141,766	\$ 123,215	\$ 745,153
VALOR PRESENTE NETO (VPN)	-\$ 779,548	-\$ 499,518	-\$ 248,954	-\$ 24,740	\$ 175,907	\$ 355,478	\$ 516,195	\$ 686,510	\$ 862,525	\$ 745,153

Tabla 4.36 Criterios de factibilidad evaluados para cada planta.

Criterio de factibilidad	Planta	
	Proceso criogénico	Proceso de absorción
Periodo de recuperación de la inversión (PRI), años	3.63	3.95
Periodo de recuperación de la inversión considerando el valor del dinero en el tiempo (PRI _v), años	10.56	11.53
Retorno neto (RN), \$/año	84,890	-17,224
Relación de efectivo acumulado (CCR)	3.46	3.18
Relación del valor presente (RVP)	1.28	1.17
Retorno anual sobre la inversión (ROI), %/año	16.49	14.63

Conclusiones

Relacionado a la capacidad del simulador para poder predecir el comportamiento de los diferentes procesos involucrados en la producción de biogás, biometano, bioabono y dióxido de carbono grado alimenticio, usando como materia prima cladodios de nopal forrajero, el software de simulación predice muy bien el proceso de pretratamiento (trituración mecánica) y la estimación de los costos involucrados en el proceso. Con una potencia de 2 kW requerida para triturar 59,290.41 kg/día de cladodios con un tamaño de 30-20 cm a partículas de 6-3 mm, comparado con trituradores comerciales de biomasa, específicamente de biomasa derivada de residuos de rastros municipales, industrias alimenticias y agropecuarias, que cuentan con una potencia de 7 a 15 kW, dependiendo de la materia prima, para triturar el mismo flujo de alimentación. Para el caso de los cladodios de nopal la potencia es menor debido a que en su mayoría están compuestos por agua, este exceso de agua ayuda a disminuir la fuerza necesaria para quebrar los cladodios, por consiguiente una excesiva potencia del triturador puede causar que se licue por completo toda la biomasa de nopal, lo cual perjudicaría la etapa de digestión anaerobia. Para obtener resultados aún más confiables se determinarían primero experimentalmente la composición y propiedades de la materia prima a usar para después suministrar esta información al simulador. En este caso los datos fueron tomados de diferentes investigaciones experimentales relacionadas a determinar la composición y propiedades de los cladodios de nopal.

La simulación del proceso de digestión anaerobia es la etapa más compleja e importante y la cual no puede ser simulada con bloques convencionales integrados en el simulador. Comparando el modelo utilizado contra resultados experimentales relacionados a la producción de biogás a partir de cladodios de nopal, se concluye que el modelo predice bien el proceso en cuanto al rendimiento y composición esperados de biogás y digestato. El modelo de simulación también permite analizar otras variables de proceso, como el tiempo de retención hidráulico, la composición de las materias primas, la temperatura de operación y como afecta el rendimiento de la etapa de hidrólisis al proceso de digestión en general. La desventaja de esta simulación es que no se pueden hacer estimaciones de los costos del digestor o reactor involucrado en el proceso, ya que el modelo divide el proceso en dos reactores diferentes y además la base de datos de materiales de construcción del software no contempla materiales específicos para este fin.

Los procesos criogénico y de absorción de acondicionamiento de biogás, son etapas que involucran equipos de proceso que fácilmente pueden ser simulados ya que están preestablecidos en el simulador como bloques y únicamente los resultados dependen de la calidad de los datos introducidos a cada bloque. Además para el cálculo de los costos de los equipos de proceso, el software cuenta con una amplia gama de materiales, características y accesorios de equipos que ofrecen tener una mayor confiabilidad en los resultados. En general se concluye que todos los equipos de proceso involucrados en la biorrefinería pueden simularse y estimar sus costos de manera confiable, a excepción del digestor, el cual si puede ser simulado y analizado, pero no se pueden obtener resultados confiables en cuanto a sus costos.

El potencial de los cladodios de nopal forrajero para generar biogás está dentro del rango de las investigaciones experimentales tomadas en cuenta, esto en relación al rendimiento y composición. Sin embargo, con base a los resultados del análisis económico resultaría más atractivo enfocarse en incrementar el valor de los bioabonos producidos e integrar otros residuos de biomasa junto con los de los cladodios para llevar a cabo un proceso de codigestión que brinde mejores rendimientos.

Comparando los criterios de factibilidad evaluados para ambos procesos de acondicionamiento del biogás (proceso criogénico y de absorción) se analiza el aprovechamiento de los bioproductos generados. Resulta con un mejor beneficio el proceso criogénico, a pesar de que su inversión es mayor, se recupera esa inversión en un periodo menor. El proceso criogénico cuenta con un VPN cerca del doble del VPN del proceso de absorción al final de la vida útil, eso hace más factible al proceso criogénico. Si se analizan los proyectos comparando los valores de las relaciones CCR y RVP, ambos procesos tienen valores mayores a uno lo cual los hace factibles a los dos, sin embargo son mayores los valores para el proceso criogénico por tanto es más factible.

Analizando el RN se observa que es negativo para el proceso de absorción, eso indica que se tienen ingresos pero están por debajo de la tasa mínima fijada. Esto se comprueba con el valor del ROI, donde el valor para el proceso de absorción es menor que la TREMA del 15% fijada, por tanto no cumple con ese criterio y no se debería llevar a cabo el proyecto del proceso de absorción. El proceso criogénico cuenta con un ROI poco mayor a la TREMA fijada por tanto se optaría por implementar el proyecto del proceso criogénico.

El proceso criogénico tiene mayor viabilidad por contar con la producción de dióxido de carbono, este producto tiene un mercado creciente y demandante en México, dado su uso principalmente en bebidas carbonatadas, conservación de alimentos y medicamentos, extracción de petróleo, industria automotriz, aeronáutica, textil, petroquímica, producción de papel y celulosa. El precio considerado para este producto es el que brindan los grandes productores al mercado mayorista en la ciudad de Aguascalientes capital, este precio puede incrementarse incluso al triple para el mercado minorista, como lo son los pequeños productores de cerveza y bebidas carbonatadas, bares y restaurantes. Con esto incrementarían más los ingresos por ventas haciendo mucho más factible el proceso criogénico. La desventaja del proceso criogénico está en que tiene menor desarrollo tecnológico comparado con el proceso de absorción, apenas ha comenzado a aplicarse a procesos de acondicionamiento de biogás a gran escala. Junto con la tecnología de membranas han tenido un gran desarrollo sobre todo en países europeos.

Con relaciones a los bioabonos, el bioabono líquido se puede valorizar más con un proceso extra en donde se trate en conjunto con el bioabono sólido y lombrices para obtener un lixiviado más enriquecido en nutrientes, esto también ayudaría a incrementar la factibilidad de ambos procesos.

La simulación de este tipo de bioprocesos es con la intención de poder visualizar el aprovechamiento de diferentes residuos orgánicos, en este caso se eligieron los cladodios de nopal forrajero, pero siguiendo el mismo procedimiento se puede aplicar a cualquier tipo de residuo que se desee tratar por medio de un proceso de digestión anaerobia, donde se obtenga biogás y se refine hasta biometano. La simulación se puede adaptar a cualquier tipo de biomasa, incluso se pueden hacer cambios en las tecnologías de pretratamiento de la biomasa y acondicionamiento del biogás, y ajustar los parámetros de la etapa de hidrólisis de acuerdo al tipo de biomasa, con la finalidad de encontrar las materias primas y tecnologías adecuadas que den factibilidad a la inversión. Para la elección adecuada de la materia prima a analizar se puede partir de investigaciones experimentales o adherir la parte experimental con la simulación para obtener resultados más confiables.

Perspectivas a futuro

En general ambos proyectos tienen una factibilidad baja por lo cual para llevarlos hasta su implementación se tendrían que buscar mejoras en cuanto a la reducción de los costos de operación, reducción de costos en los equipos de proceso, valorización más elevada de los bioabonos obtenidos, aplicar un pretratamiento a la biomasa para aumentar el rendimiento de producción de biogás, reducción de impuestos, mayor eficiencia en cuanto a la recuperación de los productos en el proceso de acondicionamiento del biogás, etc. Implementando estas mejoras se puede obtener un proyecto que sea muy competente, viable y sustentable comparado con las tecnologías que existen hoy en día para generar estos productos.

Una manera de reducir los costos por transporte y suministro de materias primas es situando la planta en el mismo lugar donde se producen las materias primas. Lo ideal es que estos proyectos de aprovechamiento de biomasa se desarrollen en paralelo con los procesos que generan los residuos orgánicos, como granjas, industrias agroalimenticias, procesadoras de lácteos, productoras de alimentos para animales, etc. El aprovechamiento de los residuos generados en el proceso principal contribuye a aumentar los ingresos a través de la manufactura de productos con valor agregado y puede ayudar a disminuir los requerimientos de servicios a través del aprovechamiento de los bioenergéticos obtenidos.

El aprovechamiento de los residuos de nopal se puede mejorar buscando otras fuentes de residuos orgánicos que permitan realizar una codigestión, brindando una relación C/N y la cantidad de microorganismos óptimos para aumentar el rendimiento y calidad del biogás. Por si solos los cladodios de nopal forrajero no ofrecen la factibilidad deseada para llevar a cabo proyectos de biorrefinerías en donde se obtengan bioenergéticos, deben ser mezclados con otro tipo de residuos o destinar su uso para producir bioproductos que se ofrezcan a mercados menos competentes, en donde se tengan mayores ingresos por ventas. Otra alternativa es mejorar genéticamente las propiedades de los cladodios para tener mejores rendimientos tanto en cosecha como en la producción de bioenergéticos.

El objetivo principal del proceso de digestión anaerobia es obtener el biogás y ya obtenido purificarlo a través de otros procesos hasta biometano, en los ingresos por ventas se puede ver que el biometano es el producto que menos contribuye en cuanto a estos ingresos, entonces si se plantea un proyecto destinado exclusivamente para obtener este producto sería totalmente infactible. La

cantidad producida únicamente permite abastecer al mercado pequeño o solo satisfacer las necesidades energéticas del mismo proceso. De aquí deriva la importancia que tiene el ver este tipo de desarrollos como proyectos multiobjetivo, basados en el concepto de biorrefinería en donde se integren diferentes fuentes de biomasa que permitan brindar la cantidad suficiente de materia prima necesaria para generar diversos bioproductos los cuales ayuden a satisfacer las necesidades de la sociedad. La implementación progresiva de este tipo de proyectos vinculada con otro tipo de energías o procesos renovables beneficia en la disminución de la dependencia hacia los combustibles fósiles y derivados del petróleo, lógicamente la tecnología petroquímica es mucho más avanzada comparada con la tecnología de bioprocesos, años ha llevado su investigación y desarrollo, pero si se mantiene el enfoque en el aprovechamiento de residuos y biotecnología para generar productos de valor agregado con propiedades similares a los producidos con petroquímicos, pueden también pasar años de investigación y desarrollo pero comenzando desde hoy con este enfoque podemos visualizar un planeta más sano, más capaz de soportar la sobre explotación y sobre población. Para mantener este enfoque es necesario que las investigaciones, desarrollos, propuestas, tecnologías y patentes académicas no solo se queden en eso, se debe buscar la manera de mejorar la relación academia-industria o academia-empresario y la participación del gobierno, especialmente en nuestro país, para hacer crecer e implementar todo el conocimiento desarrollado con el único fin de mejorar la calidad de vida de la sociedad, sin perder de vista los intereses que cada parte involucrada tiene, buscando un equilibrio de desarrollo para todos.

Bibliografía

1. **Secretaría de Energía (SENER), 2018**, “*Prospectiva de Energías Renovables 2018-2032*”, Secretaría de Energía (SENER), México.
2. **Secretaría de Energía (SENER), 2018**, “*Reporte de Avance de Energías Limpias, México primer semestre 2018*”, Secretaría de Energía (SENER), México.
3. **Secretaría de Energía (SENER), 2019**, “*Programa para el Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN 2019-2033)*”, Secretaría de Energía (SENER), México.
4. **Secretaría de Energía (SENER), 2016**, “*Prospectiva de Energías Renovables 2016-2030*”, Secretaría de Energía (SENER), México.
5. **Cardona A. C.A., Moncada B. J. y Aristizábal M. V., 2019**, “*Biorefineries: design and analysis*”, CRC Press.
6. **Ministerio de Energía y Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO), 2011**, “*Manual de Biogás*”, FAO, Santiago de Chile, 978-95-306892-0.
7. **Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), 2017**, “*Reporte de Inteligencia Tecnológica-Biocombustibles Gaseosos*”, IMP, México.
8. **Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ), Cooperación tecnológica en el sector energético y Programa Gestión Ambiental Urbana e Industrial en México, 2010**, “*Guía sobre el Biogás (Desde la producción hasta el uso)*”, FNR, Abt. Öffentlichkeitsarbeit, Alemania.
9. **Vavilin V. A., Fernández B., Palatsi J. y Flotats X., 2008**, “*Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview*”, Waste Management.
10. **Horan N. y Yaser A. Z., 2018**, “*Green Energy and Technology*”, Springer Nature Singapore.
11. **Grady C. P. L., Daigger G. T. y Lim H. C., 1999**, “*Biological wastewater treatment*”, Marcel Dekker, 2da Ed. USA.
12. **Müller V., 2003**, “*Energy conservation in acetogenic bacteria*”, Applied and Environmental Microbiology, 6345-6353.

13. **Liu Y. y Whitman W. B., 2008**, “*Metabolic, phylogenetic, and ecological diversity of methanogenic archaea*”, Annals of the New York Academy of Science.
14. **Baserba M. G., Angelidaki I. y Karakashev D., 2012**, “*Effect of continuous oleate addition on microbial communities involved in anaerobic digestion process*”, Bioresource Technology.
15. **Lebuhn M., Bauer C. y Gronauer A., 2008**, “*Probleme der Biogasproduktion aus nachwachsenden Rohstoffen im Langzeitbetrieb und molekularbiologische Analytik*”, VDLUFA-Schriftenreihe.
16. **Escalante L. F., 2017**, “*Panorama actual de la industria biotecnológica en México*”, Unidad de inteligencia de negocios ProMéxico.
17. **Edward R., Szekeres S., Neuwahl F., Mahieu V. y de Santi G., 2008**, “*Biofuels in the European Context: Facts and Uncertainties*”, European Commission, Joint Research Centre, European Communities.
18. **Sáenz C., 2006**, “*Utilización agroindustrial del nopal*”, Boletín de servicios agrícolas de la FAO.
19. **Méndez S., de J. Rössel D., Amante A., Talavera D., García J. y Velez A., 2011**, “*Biocombustibles a base de nopal y maguey*”, Colegio de Postgraduados, Campus San Luis Potosí.
20. **Aké M. M., 2017**, “*Biogás con nopal para vehículos en sustitución de combustibles fósiles*”, México, 978-607-97672-0-4.
21. **Rajendran K., Kankanala H.R., Lundin M. y Taherzadeh M.J., 2014**, “*A novel process simulation model (PSM) for anaerobic digestion using Aspen Plus*”, Bioresource Technology.
22. **Angelidaki I., Ellegaard L. y Ahring B. K., 2000**, “*A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas*”, Biotechnology Bioeng.
23. **Batstone D. J., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H. y Vavilin V.A., 2002**, “*The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM 1)*”, Water Sci. Technol.
24. **Lawrence A. W. y McCarty P. L., 1969**, “*Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment*”, J. Water Pollut, Control Fed., 1-17.

25. **Vavilin V. A., Vasiliev V. B., Ponomarev A. V. y Rytow S. V., 1994**, “*Simulation model ‘methane’ as a tool for effective biogas production during anaerobic conversion of complex organic matter*”, Bioresour. Technol.
26. **Wooley R. J. y Putsche V., 1996**, “*Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components*”, National Renewable Energy Laboratory Golden.
27. **Flores H. A., Murillo S. M., Borrego E. F. y Rodríguez O. J. L., 1995**, “*Variación de la composición química en estratos de la planta de 20 variedades de nopal, Jalisco, México*”, Memorias del 6º Congreso Nacional y 4º Internacional sobre el Conocimiento y Aprovechamiento del Nopal.
28. **Pimienta E., 1990**, “*El nopal tunero Guadalajara, México*”, Universidad de Guadalajara.
29. **Tegegne F., 2002**, “*Fodder potencial of Opuntia ficus-indica*”, Acta Horticulturae.
30. **Guzmán L. D. y Chávez J., 2007**, “*Estudio bromatológico del cladodio del nopal (opuntia ficus indica) para el consumo humano*”, Rev. Soc. Quím. Perú, Enseñanza de la química.
31. **Sáenz C., 1996**, “*Foods products from cladodes and cactus pear*”, J. Profess. Assoc. Cactus Development.
32. **Figuroa P. M.G., Pérez R. I.F, Paredes L. O., Mondragón J. C. y Reynoso C. R., 2018**, “*Phytochemical Composition and in Vitro Analysis of Nopal (O. Ficus-Indica) Cladodes at Different Stages of Maturity*”, International Journal of Food Properties.
33. **Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación (SAGARPA), 2015**, “*Estudio de factibilidad para el establecimiento de cultivo de nopal (opuntia) en tierras ociosas en los estados de, San Luis Potosí, Guanajuato y Zacatecas con fines alimenticios, energéticos y ambientales*”, SAGARPA México.
34. **Budiyono I. N. W., 2011**, “*Study on slaughterhouse wastes potency and characteristic for biogas production*”, Int. J. Water Resource, 1, 4–7.
35. **Peters M. S., Timmerhaus K. D. y West R.E., 2003**, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, Mc Graw Hills, Quinta edición.
36. **Abdullah A., 2012**, “*Techno-economic analysis of electricity and heat generation form farm-scale biogas plant, Cicekdagi case study*”, Elsevier Energy.

37. **Turton R., Shaeiwitz J. A., Bhattacharyya D. y Whiting W.B., 2018**, “*Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process*”, Prentice Hall, Quinta edición.
38. **Lucho C. C. A., Quintanar O. E.T. y Vázquez R. G.A., 2018**, “*Enhancement of the biogas and biofertilizer production from Opuntia heliabravoana Scheinvar*”, Environmental Science and Pollution Research.
39. **Ramos J. y Martínez A., 2014**, “*Optimization of the digestion process of Scenedesmus sp. and Opuntia maxima for biogas production*”, Elsevier, Energy, Conversion and Management.
40. **Obach J. y Lemus M.P., 2006**, “*Bioenergy generation using opuntia ficus indica in arid and semi-arid zones of developing countries*”, Venice Conference.
41. **Uribe J. M., Varnero M.T. y Benavides C., 1992**, “*Biomass of prickly pear (Opuntia ficus-indica L. Mill) as bovine manure anaerobic digestion accelerator*”, Simiente, 14-14.
42. **López H. J.E., Ramírez H. B.L., Gomes C. C.B. y Morgan S. J.M., 2017**, “*Guía técnica para el manejo y aprovechamiento de biogás en plantas de tratamiento de aguas residuales; Programa Aprovechamiento Energético de Residuos Urbanos en México*”, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit GIZ GMBH.