



INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ

ENDULZAMIENTO DE METANO PRODUCIDO EN LA PTAR PASO LIMÓN PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA MECÁNICA

REPORTE FINAL DE RESIDENCIA PROFESIONAL QUE
PRESENTA:

CONSUELO ABIGAIL CALLEJA MORALES

Como requisito para acreditar la Residencia Profesional de la
Licenciatura en:

INGENIERÍA QUÍMICA

Tuxtla Gutiérrez, Chiapas
Diciembre 2023





SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS REGIONALES DE
MEXICO



Agradecimientos

En primer lugar, les agradezco a mis padres que siempre me han brindado su apoyo incondicional para poder cumplir todos mis objetivos personales y académicos.

Le agradezco muy profundamente al Ing. José Luis Escobar Villagrán por su dedicación y paciencia, sin sus palabras y correcciones precisas no hubiese podido lograr llegar a esta instancia tan anhelada. Gracias por su guía y todos sus consejos, los llevaré grabados para siempre en la memoria en mi futuro profesional.

También a SMAPA por permitirme trabajar con ellos y guiarme para una buena investigación sobre el tema de residencia.

Por último, agradecer a la universidad que me ha exigido tanto, pero al mismo tiempo me ha permitido obtener mi tan ansiado título. Agradezco a cada directivo por su trabajo y por su gestión, sin lo cual no estarían las bases ni las condiciones para aprender conocimientos



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



RESUMEN

El siguiente documento se centra en el diseño del sistema de acondicionamiento del biogás, producto de la fermentación de los lodos derivados durante el proceso de tratamiento de aguas residuales en los reactores anaerobios en la PTAR "Paso Limón" ubicada en Tuxtla Gutiérrez Chiapas, del cual se pretende aprovechar su valor energético como una fuente de energía renovable y limpia, pues reduce la emisión de gases de efecto invernadero al disminuir el consumo de las fuentes convencionales de energía. Para que el biogás pueda usarse, se realizará la remoción de las principales impurezas como la humedad y el ácido sulfhídrico (H_2S) por medio del diseño de tres zonas principales: (1) remoción de agua libre, (2) deshidratación con Trietilenglicol, y endulzamiento con Monoetanolamina.

En este trabajo de investigación se estudia el aprovechamiento de este recurso con el fin de que la PTAR Paso Limón produzca su propia energía mecánica.

ABSTRAC

The following document focuses on the design of the biogas conditioning system, product of the fermentation of the sludge derived during the wastewater treatment process in the anaerobic reactors at the "Paso Limón" WWTP located in Tuxtla Gutiérrez Chiapas, which is intended to take advantage of its energy value as a renewable and clean energy source, as it reduces the emission of greenhouse gases by reducing the consumption of conventional energy sources. In order for the biogas to be used, the main impurities such as moisture and hydrogen sulphide (H_2S) will be removed through the design of three main zones: (1) removal of free water, (2) dehydration with Triethylene glycol, and sweetening with Monoethanolamine.

In this research work, the use of this resource is studied in order for the Paso Limón WWTP to produce its own mechanical energy.

PALABRAS CLAVE: motores mixtos, biomasa, biogás, biodigestor anaerobio, sustrato, energía eléctrica, gases de efecto invernadero, PTAR, cogeneración, MEA.



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



Contenido

RESUMEN	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
ABSTRAC	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
INTRODUCCIÓN	6
JUSTIFICACIÓN	7
CAPÍTULO 1: CARACTERIZACIÓN DEL PROYECTO	9
1.1. OBJETIVOS DEL PROYECTO	13
1.2. HIPÓTESIS.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
CAPÍTULO 2: DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA	14
2.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA	14
2.2. OBJETIVO GENERAL DE LA PLANTA	14
2.3. MISIÓN.....	14
2.4. VISIÓN.....	15
2.5. ORGANIGRAMA Y FUNCIONES GENERALES	15
2.6. UBICACIÓN DE LA PLANTA	16
2.7. CLIMA DE TUXTLA GUTIÉRREZ	17
2.7.2. CIELO NUBLADO, SOL Y DÍAS DE PRECIPITACIÓN.....	18
2.7.3. CANTIDAD DE PRECIPITACIÓN	19
2.7.4. VELOCIDAD DEL VIENTO.....	20
2.7.5. ROSA DE LOS VIENTOS DE TUXTLA GUTIÉRREZ.....	20
CAPÍTULO 3: FUNDAMENTO TEÓRICO	22
3.1. BIOGÁS	22
3.2. GENERACIÓN DE BIOGÁS EN LOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL.....	23
3.3. AGUA RESIDUAL Y LODO COMO SUSTRATO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	24
3.4. DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	27
3.4.2. ACIDOGÉNESIS Y ACETOGÉNESIS	29
3.5. CONDICIONES AMBIENTALES PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	31
3.6. PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE LA DQO BIODEGRADABLE REMOVIDA DURANTE EL TRATAMIENTO DEL AGUA	33
3.7. TRATAMIENTO DEL BIOGÁS	34
3.7.2. REMOCIÓN DE HUMEDAD	39
3.7.3. REMOCIÓN DE GAS CARBÓNICO	42
3.8. APROVECHAMIENTO DE BIOGÁS	43
3.9. POLÍTICAS PARA EL APROVECHAMIENTO DE TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS EN MÉXICO	45
3.10. PROGRAMAS DE FINANCIAMIENTO PARA EL APROVECHAMIENTO DE BIOGÁS EN MÉXICO	46
CAPÍTULO 4: BIOGÁS DE LA PTAR PASO LIMÓN	49
4.1. DESCRIPCIÓN	49
4.2. PROCESO DE TRATAMIENTO Y DIGESTIÓN DE LODOS DE LA PTAR PASO LIMÓN.....	49
4.2.4. DIGESTOR ANAEROBIO DE LODOS (SD-901)	51
4.3. ANÁLISIS DEL BIOGÁS	55



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLÓGICO NACIONAL DE
MÉXICO



CAPÍTULO 5: APLICACIONES DE LOS MOTORES DE GAS DE ALTA COMPRESIÓN 57

5.1. PROPIEDADES DE LOS COMBUSTIBLES PARA MOTORES 57

5.2. MOTORES BIOCOMBUSTIBLES 57

5.4. MOTORES OPERANDO CON BIOGÁS..... 63

5.5. MANTENIMIENTO DE LOS MOTORES DE BIOGÁS 70

5.6. MANTENIMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE LOS GASES DE ESCAPE..... 72

5.7. DETONACIONES 75

5.8. ALTAS TEMPERATURAS DEL AGUA DE REFRIGERACIÓN 76

5.9. FALLOS EN EL ENCENDIDO..... 76

5.10. BAJO RENDIMIENTO (MAYOR CONSUMO DE COMBUSTIBLE) 76

5.11. ADAPTACIÓN DE LOS MOTORES..... 77

5.12. APLICACIÓN A MOTORES DE INYECCIÓN DE GASOLINA 80



INTRODUCCIÓN

El matemático francés Joseph Fourier calculó en 1824 que la Tierra sería mucho más fría si no tuviera atmósfera. En 1896, el científico sueco Svante Arrhenius fue el primero en relacionar el aumento del dióxido de carbono procedente de la quema de combustibles fósiles con un efecto de calentamiento global. El climatólogo estadounidense James E. Hansen declaró ante el Congreso que "el efecto invernadero se ha detectado y está cambiando nuestro clima ahora". Hoy en día, cambio climático es el término que utilizan los científicos para describir los complejos cambios, impulsados por las concentraciones de gases de efecto invernadero, que están afectando actualmente a los sistemas meteorológicos y climáticos de nuestro planeta. El cambio climático engloba no sólo el aumento de las temperaturas medias que conocemos como calentamiento global, sino también los fenómenos meteorológicos extremos, los cambios en las poblaciones y hábitats de la fauna y flora silvestres, la subida del nivel del mar y otros muchos efectos.

En un informe titulado «The Truth Behind the Paris Agreement Climate Pledges» («La verdad tras los compromisos del clima del Acuerdo de París» en español), un comité de científicos de categoría mundial advierte que la mayor parte de los objetivos de reducción de emisiones de carbono para 2030 a los que se comprometieron 184 países en el marco del Acuerdo de París son insuficientes para mantener el calentamiento global por debajo de 2 grados Celsius. Además, algunos países incumplirán sus compromisos y algunos de los mayores emisores de carbono del mundo seguirán incrementando sus emisiones. Las tecnologías para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero ya existen, en su mayor parte. Por ejemplo, cambiar los combustibles fósiles por fuentes renovables, aumentar la eficiencia energética y desincentivar las emisiones de carbono poniéndoles precio. Técnicamente, al mundo sólo le queda una quinta parte de su "presupuesto de carbono" (el total es de 2,8 billones de toneladas métricas) para evitar que la Tierra se caliente más de 1,5 grados centígrados. Para frenar las tendencias en curso hará falta algo más que eliminar progresivamente los combustibles fósiles.

El biogás es una de las fuentes de energía renovable más confiables, es constante y se puede almacenar, lo que facilita la generación de energía térmica, mecánica y eléctrica. La energía derivada de biomasa resulta ser amigable con el medio ambiente, al igual que genera nuevos puestos de trabajo, integra comunidades



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS REGIONALES DE
MÉXICO



energéticamente vulnerables y convierte residuos en recursos.

En el siguiente trabajo se presenta una investigación para el aprovechamiento de la fracción de metano contenida en el biogás, como energía primaria, proveniente de la PTAR “Paso Limón” en el estado de Chiapas, esto, como una alternativa energética para la producción de energía mecánica.

JUSTIFICACIÓN

Las afectaciones del cambio climático provocadas por el aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero son evidentes a nivel mundial y por supuesto, en México. La emisión de los gases de efecto invernadero del biogás son menores en comparación con otros combustibles. Investigaciones plantean que el biogás empleado como combustible en los vehículos produce 80% menos Óxido Nitroso (N₂O) que el diesel; además de menos emisiones de partículas (Energy Saving Trust, 2008).

Esta situación ha motivado al establecimiento de políticas nacionales que promuevan acciones eficaces de mitigación y adaptación ante el cambio climático global. A fin de tener conocimiento de las políticas existentes en México para el estímulo de las tecnologías específicamente dirigidas a la producción de biogás, este capítulo aborda los principales instrumentos existentes.

En 2008 se promulgó la Ley de Promoción y Desarrollo de los Bioenergéticos para fomentar su producción y extenderla más allá de los biocombustibles tradicionales como la leña y carbón vegetal. Desde entonces, el marco regulatorio de energías renovables ha ido creciendo, con la Ley General de Cambio Climático (LGCC 2012), la Ley de la Industria Eléctrica (2014) y la reciente Ley de Transición Energética (diciembre 2015). En la LGCC se establecieron las metas de generación de electricidad con energía limpia de por lo menos 35% para el año 2024 y de 50% para el año 2050. Hasta el final de 2017 se logró producir el 21% de la electricidad a partir de energías limpias, quedando un aumento pendiente del 14% para lograr la meta el 2024. A pesar de la existencia de variados programas de fomento a renovables como el Pronase y el Proinbios, la bioenergía y el biogás han quedado rezagados a los últimos lugares en las estadísticas de energías limpias. Según estimaciones propias y de expertos consultados, se producen en México



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MÉXICO



actualmente unos $114Mm^3/a$ de biogás.

Existen granjas y establos con potencial para generar biometano y utilizarlo como combustible para la flota vehicular de camionetas de reparto de las propias empresas integradas, previa conversión de motores de gasolina a metano. El costo de conversión de los vehículos de gasolina a biometano fue estimado en $35,000 \$mx/vehículo$. Para instalar una planta comercial de purificación de biometano se necesita un flujo mínimo de biogás de $250 m^3/h$ o una producción anual de biogás de $2 Mm^3$. La PTAR Paso Limón produce una cantidad de biogás de $8,807 m^3/día$.

La purificación de biogás a biometano se puede realizar por tecnología de absorción en etilenglicol, con aminas, por pressure swing absorption o por adsorción con carbón activado. El biometano pasa luego a una estación de compresión y almacén en la estación de distribución. En México hay unas 2,500 Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) municipales activas. Actualmente se identifican 27 grandes PTAR con generación de biogás, de las cuales sólo 9 PTAR lo aprovechan para un fin específico. Se estima que hay unas 60 PTAR con una capacidad instalada $>300L/s$ de tratamiento de agua que tienen potencial para generar biogás y producir para autoconsumo.

Como las PTAR son propiedad pública, las inversiones y costos de operación se consideran iguales a los costos fiscales necesarios para desarrollar los potenciales. No obstante, es posible utilizar esquemas de financiamiento público-privado para lograr los potenciales con un menor costo fiscal.

Las medidas fiscales necesarias para alcanzar los potenciales son por lo menos las siguientes:

- Financiar con subsidios al 100% los estudios de factibilidad y viabilidad para la instalación de biodigestores y plantas eléctricas a biogás en ptar existentes.
- Apoyar con subsidios al 100% las inversiones para biodigestores, equipo de lavado de biogás y planta eléctrica (incluidos motogeneradores) en ptar existentes o por implementar



CAPÍTULO 1.

Caracterización del proyecto

Antecedentes históricos del biogás

La historia del biogás se remonta probablemente al siglo X a.C. en Asiria, donde el biogás se utilizaba para calentar el agua del baño. En 1630, el químico y médico flamenco Jan Baptista van Helmont introdujo el término "gas" para describir el subproducto de la descomposición de la materia orgánica emitido al aire. Luego, a finales del siglo XVIII, Alessandro Volta, un físico italiano, inspirado por el ensayo de Benjamin Franklin sobre el tema del "aire inflamable", aisló burbujas gaseosas de la marisma del lago Maggiore y descubrió su inflamabilidad en un recipiente cerrado.

Unos años más tarde, en 1808, Humphrey Davey detectó la presencia de metano (biogás) en la digestión anaeróbica del estiércol del ganado. En 1875, un agricultor holandés, Wouter Sluys, utilizó por primera vez el gas natural con fines de iluminación, y casi al mismo tiempo (en 1884), un alumno de Louis Pauster, Ulysses Gayon, confirmó ante la Academia de Ciencias de París que el proceso de fermentación también podía proporcionar una fuente de combustible eficaz para la calefacción y la iluminación (obtuvo aproximadamente 100 L de biogás por metro cúbico de estiércol fermentado a 35 °C). Diez años más tarde, en 1895, se construyó el primer digestor de lodos de aguas residuales en Exeter (Reino Unido), que alimentaba las farolas, para el año de 1896 en Inglaterra comenzaron a alimentar las lámparas de alumbrado de la ciudad con gas que recolectaban en los digestores que fermentaban los lodos cloacales de la ciudad. En 1897, el biogás procedente de los residuos humanos también se utilizó para la iluminación en el Asilo de Leprosos de Matinga, en Bombay (India).

El primer intento de construir una planta para producir biogás a partir de estiércol se construyó en Bombay, India, en 1900, pero no tuvo mucho éxito hasta 1937, cuando Desai, un microbiólogo del Instituto de Investigación Agrícola de la India (IARI, entonces Instituto Imperial de Investigación Agrícola), dirigió la puesta en marcha de una planta de digestión anaeróbica, que funcionó satisfactoriamente durante varios años. En 1906, el ingeniero alemán Karl Imhoff patentó una cámara (tanque Imhoff), que se utilizaba para la recepción y la digestión anaeróbica de los lodos



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MÉXICO



extraídos. También se estudió el proceso de digestión anaeróbica como una parte importante de la actividad microbiana, y en la década de 1930 se identificaron las primeras bacterias anaerobias y se establecieron algunas condiciones para promover la producción de metano.

Las primeras instalaciones públicas de suministro de biogás se desarrollaron en Europa con especial rapidez tras la Segunda Guerra Mundial, lo que impulsó la búsqueda de fuentes de energía alternativas. Por ejemplo, en 1957, el inventor británico Harold Bate modificó un coche para que pudiera utilizar el biogás producido a partir del estiércol de las gallinas de su granja.

El uso de la digestión anaeróbica para el tratamiento de aguas residuales industriales ha crecido enormemente, y se estima que las plantas europeas comprenden el 44% de las bases instaladas, mientras que el 14% de los sistemas se encuentran en América del Norte, y un número considerable de sistemas se encuentran en América del Sur. En los países asiáticos, latinoamericanos y africanos, el crecimiento del uso del biogás fue más evidente en los años 70. En 2006, el gobierno canadiense puso en marcha un programa de estándares de energía renovable, que proporcionaba tarifas más altas para la electricidad producida con biogás y ayudaba financieramente a los agricultores a reducir el coste de construcción de los digestores. En el año 2000 había aproximadamente 850 digestores en granjas en Alemania, que aumentaron a aproximadamente 7,800 plantas en 2014. Dinamarca se comprometió a llevar a cabo una iniciativa de aumento de la energía que duplicaría la producción de biogás para el año 2000 y la triplicaría para el 2005 mediante la digestión anaeróbica. En 2014, se estimó que China tenía 100.000 plantas de biogás y 43 millones de digestores a escala residencial, generando aproximadamente 15.000 millones de m^3 de biogás, para la generación de calor y cogeneración de electricidad, tanto para uso doméstico como industrial. Al igual en India tiene previsto instalar 110.000 plantas de biogás entre 2014 y 2019. Nepal tiene uno de los programas de biogás más exitosos del mundo, con más de 330,000 plantas de biogás domésticas instaladas. (Flotats Ripoll , Bonmatí Blasi , & Fernández García, 2016)



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MÉXICO



Antecedentes históricos del biogás

La historia del biogás se remonta probablemente al siglo X a.C. en Asiria, donde el biogás se utilizaba para calentar el agua del baño. En 1630, el químico y médico flamenco Jan Baptista van Helmont introdujo el término "gas" para describir el subproducto de la descomposición de la materia orgánica emitido al aire. Luego, a finales del siglo XVIII, Alessandro Volta, un físico italiano, inspirado por el ensayo de Benjamin Franklin sobre el tema del "aire inflamable", aisló burbujas gaseosas de la marisma del lago Maggiore y descubrió su inflamabilidad en un recipiente cerrado.

Unos años más tarde, en 1808, Humphrey Davey detectó la presencia de metano (biogás) en la digestión anaeróbica del estiércol del ganado. En 1875, un agricultor holandés, Wouter Sluys, utilizó por primera vez el gas natural con fines de iluminación, y casi al mismo tiempo (en 1884), un alumno de Louis Pauster, Ulysses Gayon, confirmó ante la Academia de Ciencias de París que el proceso de fermentación también podía proporcionar una fuente de combustible eficaz para la calefacción y la iluminación (obtuvo aproximadamente 100 L de biogás por metro cúbico de estiércol fermentado a 35 °C). Diez años más tarde, en 1895, se construyó el primer digestor de lodos de aguas residuales en Exeter (Reino Unido), que alimentaba las farolas, para el año de 1896 en Inglaterra comenzaron a alimentar las lámparas de alumbrado de la ciudad con gas que recolectaban en los digestores que fermentaban los lodos cloacales de la ciudad. En 1897, el biogás procedente de los residuos humanos también se utilizó para la iluminación en el Asilo de Leprosos de Matinga, en Bombay (India).

El primer intento de construir una planta para producir biogás a partir de estiércol se construyó en Bombay, India, en 1900, pero no tuvo mucho éxito hasta 1937, cuando Desai, un microbiólogo del Instituto de Investigación Agrícola de la India (IARI, entonces Instituto Imperial de Investigación Agrícola), dirigió la puesta en marcha de una planta de digestión anaeróbica, que funcionó satisfactoriamente durante varios años. En 1906, el ingeniero alemán Karl Imhoff patentó una cámara (tanque Imhoff), que se utilizaba para la recepción y la digestión anaeróbica de los lodos extraídos. También se estudió el proceso de digestión anaeróbica como una parte importante de la actividad microbiana, y en la década de 1930 se identificaron las primeras bacterias anaerobias y se establecieron algunas condiciones para



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MÉXICO



promover la producción de metano.

Las primeras instalaciones públicas de suministro de biogás se desarrollaron en Europa con especial rapidez tras la Segunda Guerra Mundial, lo que impulsó la búsqueda de fuentes de energía alternativas. Por ejemplo, en 1957, el inventor británico Harold Bate modificó un coche para que pudiera utilizar el biogás producido a partir del estiércol de las gallinas de su granja.

El uso de la digestión anaeróbica para el tratamiento de aguas residuales industriales ha crecido enormemente, y se estima que las plantas europeas comprenden el 44% de las bases instaladas, mientras que el 14% de los sistemas se encuentran en América del Norte, y un número considerable de sistemas se encuentran en América del Sur. En los países asiáticos, latinoamericanos y africanos, el crecimiento del uso del biogás fue más evidente en los años 70. En 2006, el gobierno canadiense puso en marcha un programa de estándares de energía renovable, que proporcionaba tarifas más altas para la electricidad producida con biogás y ayudaba financieramente a los agricultores a reducir el coste de construcción de los digestores. En el año 2000 había aproximadamente 850 digestores en granjas en Alemania, que aumentaron a aproximadamente 7,800 plantas en 2014. Dinamarca se comprometió a llevar a cabo una iniciativa de aumento de la energía que duplicaría la producción de biogás para el año 2000 y la triplicaría para el 2005 mediante la digestión anaeróbica.

En 2014, se estimó que China tenía 100.000 plantas de biogás y 43 millones de digestores a escala residencial, generando aproximadamente 15.000 millones de m^3 de biogás, para la generación de calor y cogeneración de electricidad, tanto para uso doméstico como industrial. Al igual en India tiene previsto instalar 110.000 plantas de biogás entre 2014 y 2019. Nepal tiene uno de los programas de biogás más exitosos del mundo, con más de 330,000 plantas de biogás domésticas instaladas. (Flotats Ripoll , Bonmatí Blasi , & Fernández García, 2016)



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS REGIONALES DE
MEXICO



1.1. Objetivos del proyecto

Objetivo general: Purificar el metano producido en la PTAR Paso Limón para generar potencia mecánica en los motores de los automóviles de dicha planta.

1.1.1. Objetivos específicos:

- Reducir la humedad y la cantidad de ácido sulfhídrico presente en el biogás a condiciones óptimas de generar potencia mecánica.
- Determinar el tiempo de retención del carbón activado para eliminar la humedad y el H_2S presente en el biogás.
- Determinar la presión y temperatura de vapor que fluirá en la torre de adsorción.

1.2. Problema a resolver

La generación y uso de este biocombustible permite reducir la emisión de dióxido de carbono en forma directa y en forma equivalente por la combustión del metano contenido en el biogás. La PTAR "Paso Limón" cuenta con un potencial para el aprovechamiento de biogás



Capítulo 2.

Descripción de la planta

2.1. Descripción general de la planta

La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Paso Limón en la Ciudad de Tuxtla Gutiérrez, Chiapas, a cargo del SMAPA, ha sido diseñada de acuerdo a las especificaciones establecidas en las bases de licitación y estándares de calidad vigentes, para alcanzar el cumplimiento de todos y cada uno de los parámetros establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-2002. Para el diseño conceptual de la Planta de Tratamiento, se ha considerado una calidad mucho más alta a la especificada en las bases de licitación.

2.2. Objetivo general de la planta

El Objetivo general del sistema operador, es Normar Jurídica y Administrativamente, la Estructura Funcional y Organizacional del SMAPA para alcanzar adecuados niveles de cobertura y de calidad de los servicios de agua potable, alcantarillado y saneamiento, para la población, como medio para mejorar los niveles de desarrollo y bienestar de la comunidad en general, ampliar, mejorar los sistemas de red hidráulica y alcantarillado sanitario existentes, así como establecer criterios y normas de diseño de construcción, operación y mantenimiento que permitan soluciones rápidas, económicas y eficaces, cumpliendo con las normas de calidad vigente. Buscar la autosuficiencia financiera de la empresa para el cubrimiento de gastos de operación, mantenimiento, administración de los servicios y ampliación de su infraestructura hidráulica y sanitaria. Buscar la mayor participación de las colonias y barrios en la solución de sus necesidades de agua potable y alcantarillado

2.3. Misión

El Agua ha sido siempre un elemento principal en el desarrollo de toda civilización, por eso es importante establecer políticas de planeación, técnicas y financieras para alcanzar un crecimiento generalizado, sostenido y sustentable lo cual nos permita dotar de servicios con calidad, cantidad y continuidad en todos los sectores de la población y promoviendo además una cultura del agua y respeto a la biodiversidad



para un convivio equilibrado, elevando la calidad de vida de la población.

2.4. Visión

Ser una instancia de continua modernización, eficiente y productiva, capaz de mantener la sustentabilidad y equilibrio entre el entorno ecológico y los centros urbanos demandantes de servicios de agua potable, alcantarillado y saneamiento, con el fin de elevar la calidad de vida de sus habitantes y preservar este vital líquido para las generaciones futuras, así como ofrecer a la Ciudadanía un servicio de calidad en el suministro de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento, concientizando a la población del uso racional y la preservación del agua como elemento indispensable en la vida

2.5. Organigrama y funciones generales

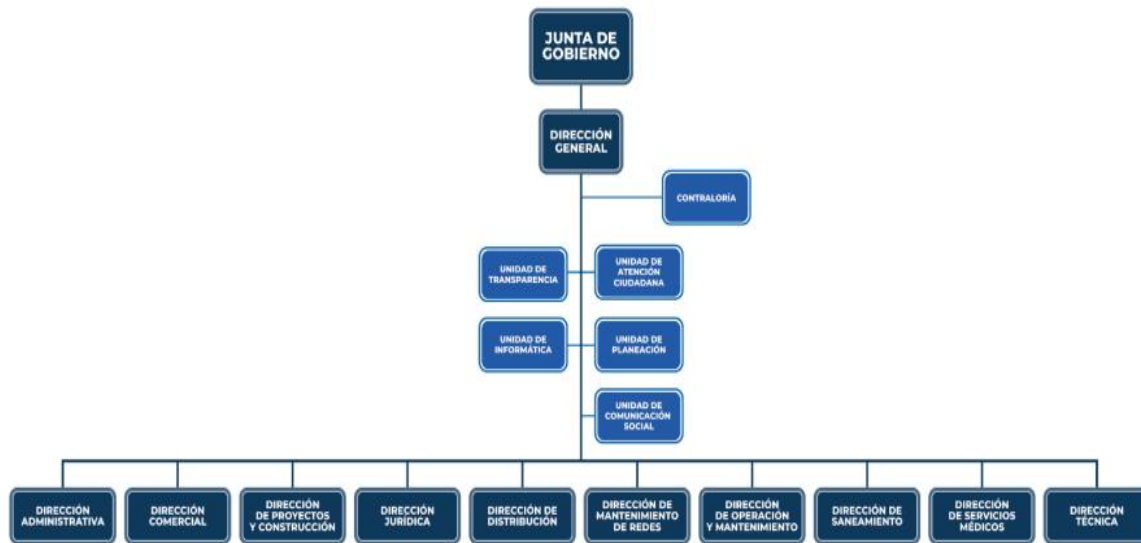


Figura No 1.- Organigrama general de SMAPA

El objetivo es dirigir, coordinar y conducir el Sistema Municipal de Agua Potable y Alcantarillado de conformidad con el Plan Municipal de Desarrollo, aplicando las estrategias e innovaciones tecnológicas tendientes a aprovechar eficientemente los recursos naturales, humanos, financieros, materiales e infraestructura.



2.6. Ubicación de la planta

2.6.1. Macro localización

El municipio de Tuxtla Gutiérrez es una Ciudad del estado de Chiapas, se ubica en las coordenadas geográficas 16°38' y 16°51' Latitud Norte y en las coordenadas 93°02' y 94°15' Longitud Oeste del meridiano de Greenwich. El municipio de Tuxtla Gutiérrez limita al Norte con San Fernando, Usumacinta y Chiapa de Corzo; al este con Chiapa de Corzo, al Sur con Suchiapa y Ocozocoautla de Espinosa, al Oeste con Berriozábal y Ocozocoautla de Espinosa. El río Grijalva (también llamado Río Grande) es el límite natural con Chiapa de Corzo y el río Suchiapa es el límite natural con el municipio homónimo. Su extensión territorial es de 412.40 km², lo que representa el 3.26 % de la región Centro y el 0.55% de la superficie estatal.



Figura No 2.- Macro localización de Tuxtla Gutiérrez

2.6.2. Micro localización

La PTAR Paso Limón se ubica sobre la margen derecha del río Sabinal, en la zona Norte-Oriente de Tuxtla Gutiérrez.



Figura No 3.- Micro localización de la PTAR Paso Limón

2.7. Clima de Tuxtla Gutiérrez

2.7.1. Temperaturas medias y precipitaciones

A lo largo y ancho del municipio de Tuxtla Gutiérrez, existen diversos climas, tales como:

- Cálido subhúmedo con lluvias en el verano, de menor humedad: Abarca el 99,71% de la superficie municipal.
- Cálido subhúmedo con lluvias en el verano, de mediana humedad: Abarca el 0,29% de la superficie municipal.

La temperatura media anual es de 25,4 °C. La temporada cálida dura desde mediados de febrero hasta septiembre. El período más caluroso del año es desde abril hasta la segunda semana de mayo. La temporada fresca dura desde mediados de noviembre hasta inicios de febrero. El período más frío del año es el mes de diciembre cuando la temperatura puede llegar a descender hasta 10 °C. La temporada normal de lluvias abarca desde mayo hasta la segunda semana de octubre. Normalmente, los meses más lluviosos son junio y septiembre.

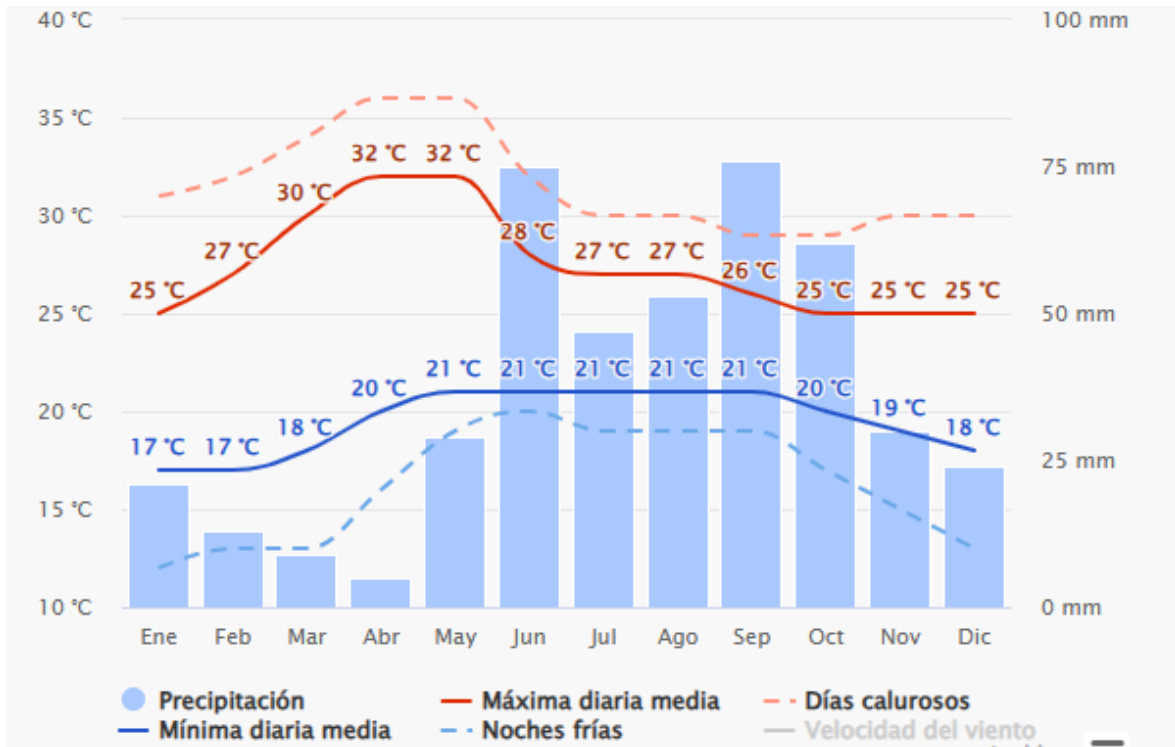


Grafico No 1.- Temperaturas medias y precipitaciones de Tuxtla Gutiérrez

La "máxima diaria media" (línea roja continua) muestra la media de la temperatura máxima de un día por cada mes de Tuxtla Gtz. Del mismo modo, "mínimo diaria media" (línea azul continua) muestra la media de la temperatura mínima. Los días calurosos y noches frías (líneas azules y rojas discontinuas) muestran la media del día más caliente y noche más fría de cada mes en los últimos 30 años.

2.7.2. Cielo nublado, sol y días de precipitación

El gráfico muestra el número mensual de los días de sol, en parte nublados, nublados y precipitaciones. Los días con menos de 20% de cubierta de nubes se consideran como días soleados, con 20-80% de cubierta de nubes como parcialmente nublados y más del 80% como nublados.

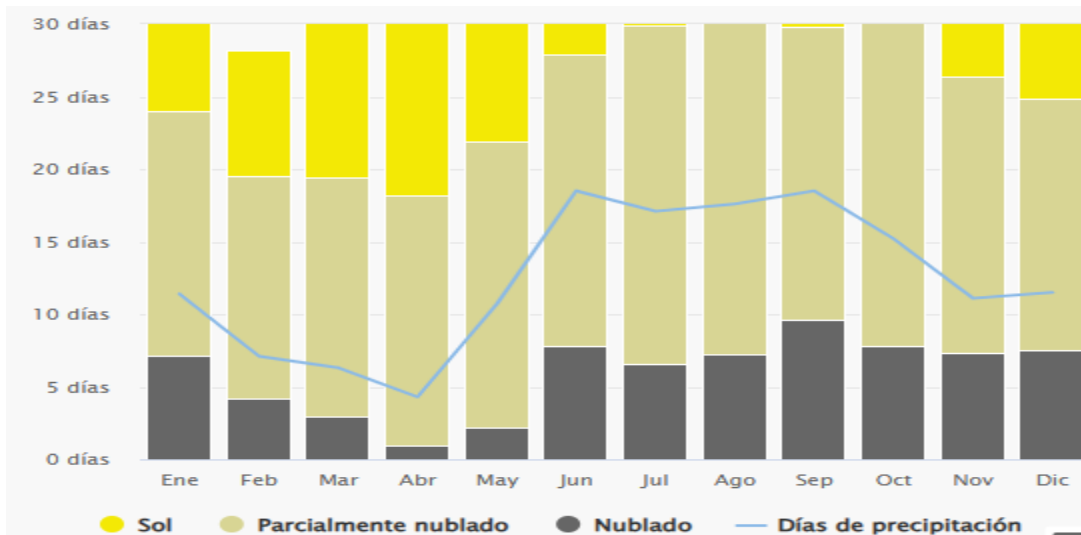


Gráfico No 2.- Cielo nublado, sol y días de precipitación en Tuxtla Gutiérrez

2.7.3. Cantidad de precipitación

El diagrama de precipitación para Tuxtla Gtz muestra cuántos días al mes, se alcanzan ciertas cantidades de precipitación. En los climas tropicales y los monzones, los valores pueden ser subestimados.

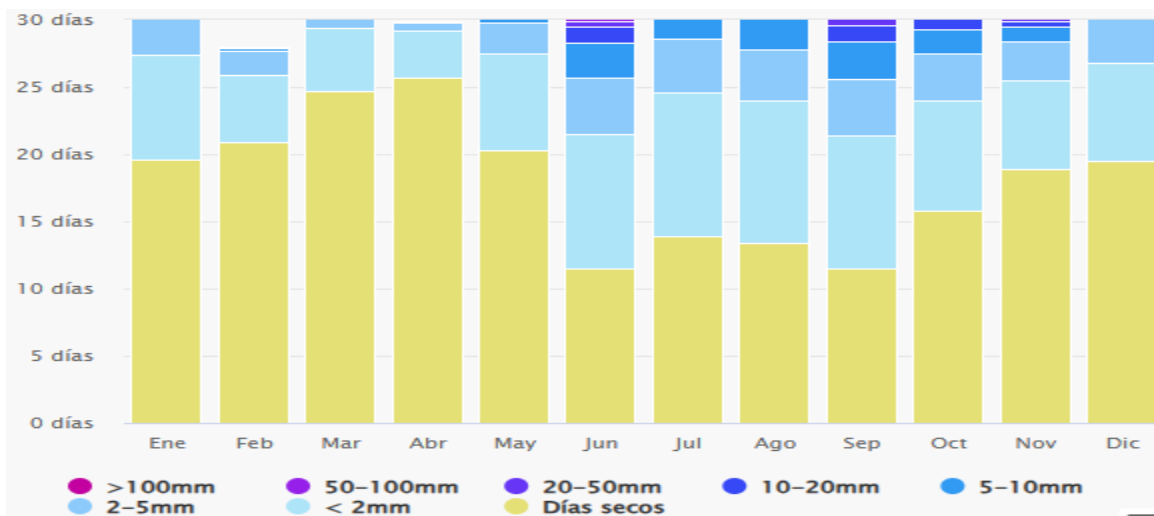


Gráfico No 3.- Cantidad de precipitación de Tuxtla Gutiérrez



2.7.4. Velocidad del viento

El diagrama de Tuxtla Gtz muestra los días por mes, durante los cuales el viento alcanza una cierta velocidad.

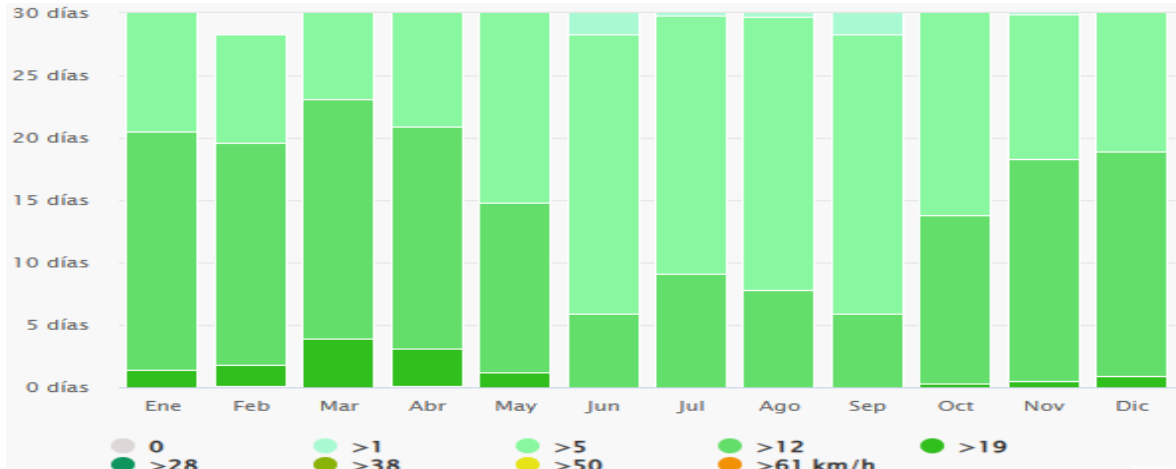


Gráfico No 4.- Velocidad de los vientos de Tuxtla Gutiérrez

2.7.5. Rosa de los vientos de Tuxtla Gutiérrez

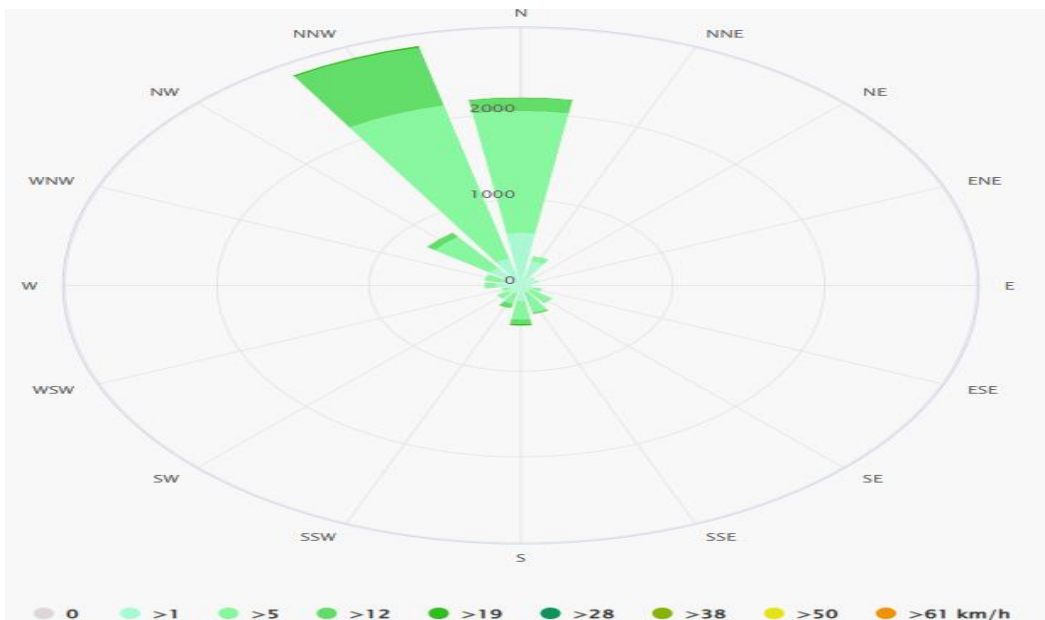


Gráfico No 5.- Rosa de los vientos de Tuxtla Gutiérrez



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



La Rosa de los Vientos para Tuxtla Gtz muestra el número de horas al año que el viento sopla en la dirección indicada.



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MEXICO



Capítulo 3. Fundamento teórico

3.1. Biogás

“El biogás de digestores es un combustible rico en una mezcla principalmente de metano (CH_4 , 35 – 75 %) y dióxido de carbono (CO_2 , 15 – 60 %), también pueden hallarse trazas de otros componentes, como el vapor de agua (H_2O , 0.5 – 10 %), sulfuro de hidrógeno (H_2S , 0.005 – 2 %), siloxanos (0 – 0.02 %), hidrocarburos saturados y halogenados (compuestos orgánicos volátiles VOC , < 0.6 %), amoníaco (NH_3 , < 1%), oxígeno (O_2 , 0 – 1%), monóxido de carbono (CO , < 0.6 %) y nitrógeno (N_2 , 0 – 2 %), la concentración de cada compuesto varía dependiendo de la fuente de origen del gas y la composición de la biomasa. El biogás se genera por la degradación microbiana de materiales orgánicos de origen vegetal o animal en ausencia de aire, denominada digestión anaeróbica (DA), medio más eficiente de generar energía a partir de residuos con contenido de materia seca inferior al 30 % (idealmente en el rango 5 – 12.5 %), tales como estiércoles, lodos de aguas residuales, alimentos y otros desechos orgánicos húmedos. El metano producido a través de la aplicación de la tecnología básica de la digestión anaeróbica de residuos orgánicos húmedos se utiliza como insumo energético para calefacción, generación de electricidad o combustible para el transporte”. (Gabriel & Sierra, 2017)

Los sustratos actualmente utilizados en este proceso comprenden los campos de cultivos energéticos, residuos agrícolas, residuos orgánicos secundarios derivados de procesos industriales, desechos sólidos y aguas residuales.

Para controlar y eficientizar la digestión anaeróbica de la materia orgánica y producir biogás se utilizan biodigestores. Estos son reactores especialmente diseñados para maximizar la eficiencia de conversión de los sustratos en energía y obtener subproductos con valor agregado, como biofertilizantes.



COMPONENTE	UNIDAD	BIOGÁS DE TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES	BIOGÁS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE LODO
Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)	ppmv	1 000-5 000	500-1 500
Azufre total (S)	mg/Nm ³		20-2 500
Halógenos	mg/Nm ³		0-100
Cloro (Cl)	mg/Nm ³		1-5
Flúor (F)	mg/Nm ³		1-5
Polvo/partículas (< 10 µm)	mg/Nm ³		N.E.
Total de compuestos orgánicos con silicio	mg/Nm ³		< 40
Compuestos aromáticos	mg/Nm ³		< 10 en 100% CH ₄
Humedad relativa	%		90-100
Contenido de oxígeno (O ₂)	% en volumen	0-2	0-1
Metano (CH ₄)	% en volumen	60-85	60-70
Dióxido de carbono (CO ₂)	% en volumen	5-15	20-40
Monóxido de carbono (CO)	% en volumen	0-0.3	-
Nitrógeno (N ₂)	% en volumen	2-25*	0-2
Hidrógeno (H ₂)	% en volumen	0-3	0-1.5
Amoníaco (NH ₃)	% en volumen		< 0.05
Número de metano	-		> 100
Poder calorífico superior (PCS)	kWh/Nm ³	6.6-9.4	6.6-7.7
Poder calorífico inferior (PCI)	kWh/Nm ³	6.0-8.5	6.0-7.0
Índice de Wobbe	kWh/Nm ³	7.0-13.4	7.0-9.1

Tabla 1.- Composición típica del biogás en reactores anaerobios (que tratan aguas residuales municipales) y digestores de lodo (GMBH, 2017).

3.2. Generación de biogás en los sistemas de tratamiento de agua residual

“La digestión anaerobia ha sido ampliamente utilizada en la estabilización de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y de los lodos que se generan en los procesos de depuración aerobia de aguas residuales. Los mayores avances de esta tecnología se han alcanzado en la microbiología y bioquímica del proceso, así como en aspectos relacionados con el conocimiento de la cinética del proceso y con



el aprovechamiento energético del biogás”. (Solera del Río , Álvarez Gallego, & Aymerich Soler, 2014)

“El biogás industrial se obtiene por tres vías principales: el que se recupera directamente de los vertederos (rellenos sanitarios), proceso que se describe como la digestión anaeróbica pasiva; el proveniente de las aguas residuales urbanas y de efluentes industriales tratados en las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) (fase de fermentación) y, por último, el producido con propósitos energéticos en plantas de digestión anaeróbica, tanto mesófilas (35°C) como termófilas (55°C), especialmente diseñadas para granjas, que incluyen digestores de residuos de procesamiento de la industria agroalimentaria, como cultivos intermedios y energéticos agrícolas, y de la basura doméstica” (Gabriel & Sierra, 2017, pág. 19) De acuerdo con (Baredar, Khare , & Nema, 2020) en la actualidad, las plantas de cogeneración, de combustión y de calor impulsadas por el biogás proporcionan una energía fiable, eficiente y limpia que genera una gran cantidad de energía eléctrica para satisfacer la demanda de carga. El creciente interés por la energía del biogás ha sido el resultado de los siguientes beneficios asociados:

- Potencial para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.
- Beneficios de seguridad energética.
- Sustitución de la disminución del suministro mundial de petróleo.
- Impactos potenciales en la estrategia de gestión de residuos.
- Capacidad de convertir una gran variedad de residuos en energía limpia.
- Avances tecnológicos en los procesos térmicos y bioquímicos para de transformación de residuos en energía.

3.3. Agua residual y lodo como sustrato para la producción de biogás

3.3.1. Características del agua residual municipal

El agua residual municipal está compuesta volumétricamente en un 99.8% por agua. El 0.2% restante son sólidos suspendidos y sólidos disueltos, formados por compuestos orgánicos, nutrientes, microorganismos y sólidos inertes. Los volúmenes, composiciones específicas y concentraciones de los distintos compuestos, sustratos y materiales presentes en el agua residual dependen de la disponibilidad de agua potable, del nivel socioeconómico de la población, de las infiltraciones de agua de lluvia en la red de alcantarillado y de las actividades desarrolladas (incluidas las industriales) en la zona donde se recolectó el agua residual (GMBH, 2017). En México, la conducción del agua residual se realiza por



medio de colectores mixtos que también captan agua de lluvia, por lo que la composición del agua residual cruda puede variar considerablemente según la región geográfica donde se localiza la PTAR y, sobre todo, la estación de año, con diferencias notables entre el periodo de lluvias y el de estiaje.

PARÁMETRO (en mg/L, excepto donde se indique otro)	POBLACIÓN (habitantes)				
	2 500 a 10 000	10 000 a 20 000	20 000 a 50 000	50 000 a 100 000	Promedio
FÍSICOS:					
pH (unidades)	7.4	6.9	6.9	7.3	7.1
Temperatura (°C)	25	20	23	22	23
MATERIA ORGÁNICA:					
DBO	264	299	254	301	280
DOO	698	719	609	430	614
Grasas y aceites	56	44	65	96	65
N-NH ₄	24	28	14	12	20
N-orgánico	18	23	23	9	18
N-total	37	44	30	24	34
Fosfatos totales	20	24	16	29	22
SAAM	14	11	17	17	15
SÓLIDOS:					
Sedimentables (mL/L)	9	5	8	3	6
Totales	1 552	1 141	1 391	932	1 254
Suspendidos totales	286	309	233	167	249
Disueltos totales	1 266	832	1 158	765	1 005
Totales volátiles	737	871	449	349	602
Suspendidos volátiles	223	192	151	139	176
Disueltos volátiles	514	379	298	210	350
Totales fijos	815	570	942	583	728
Suspendidos fijos	116	145	183	58	126
Disueltos fijos	699	425	759	525	602

Tabla 2.- Principales características físicas y químicas del agua residual municipal en México (GMBH, 2017)

Cuando la digestión anaerobia del agua residual municipal ocurre en un reactor de flujo ascendente del tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), el biogás también se genera como subproducto. Su producción depende principalmente de los siguientes factores:



- Concentración y composición de la materia orgánica presente en el agua residual.
- Temperatura del proceso.
- Características del reactor.

En condiciones de operación estables, el reactor tipo UASB puede eliminar entre 60 y 70% de la DQO presente en el agua residual municipal y la máxima producción específica teórica de gas metano (CH_4) es de $0.35 \text{ m}^3 CH_4 / \text{kg DQO}_{\text{removida}}$. (GMBH, 2017)

3.3.2. Características del lodo residual de una PTAR municipal

En el caso del lodo proveniente del tratamiento de aguas residuales, para que pueda emplearse como sustrato en la digestión anaerobia, debe presentar elevadas concentraciones de materia orgánica biodegradable. Esto se aplica sobre todo a los lodos generados en los clarificadores primarios y a los lodos secundarios producidos en el tratamiento biológico aerobio. Los lodos secundarios están compuestos predominantemente por biomasa; es decir, células bacterianas que crecieron como resultado del proceso de conversión biológica. Dentro de los procesos a que son sometidos estos lodos se encuentran el espesamiento y la digestión, complementados con secado térmico y tratamiento alcalino para su estabilización, y la reducción de los niveles de microorganismos patógenos dentro de ellos (Cárdenas, 2020)

TIPO DEL LODO	ETAPA DEL TRATAMIENTO	IDONEIDAD PARA LA DIGESTIÓN DEL LODO
Lodo primario no estabilizado biológicamente	Agua residual con permanencia de 1 a 2 horas en el sedimentador primario o trampa de grasas y tanque con limpieza frecuente (días)	Los compuestos orgánicos presentes en el lodo primario tienen alto valor energético, sustrato ideal para la digestión anaerobia
Lodo secundario (biomasa) no estabilizado biológicamente	Lodo activado del tipo convencional	En los lodos generados (biomasa) en el tratamiento con alta carga (bajo tiempo de retención de sólidos), los compuestos orgánicos absorbidos aún no están digeridos, por lo que presentan alto valor energético para la digestión anaerobia
	Biofiltro aerobio de alta carga	
Lodo estabilizado biológicamente	Tanque séptico, Tanque Imhoff, reactor UASB, reactor anaerobio con mamparas, entre otros	Estabilización anaerobia: El tiempo de permanencia en condiciones anaerobias es suficiente para lograr la digestión de los compuestos orgánicos.
	Lodos activados en aireación extendida, reactores de baja carga y lagunas de estabilización	Estabilización aerobia: La biomasa generada está mineralizada debido a la baja carga orgánica. Estos lodos no son aptos como sustratos para la digestión.



Tabla 3.- Origen y descripción de los lodos generados en el tratamiento de aguas residuales municipales, (GMBH, 2017).

Los lodos están caracterizados por los parámetros sólidos totales (ST) y sólidos suspendidos totales (SST), que resultan de la conversión de la DQO del agua residual en lodo (tabla). El contenido de materia orgánica del lodo está caracterizado por los parámetros sólidos totales volátiles (STV) y sólidos suspendidos volátiles (SSV). Los lodos que serán digeridos tienen una relación típica entre 75 y 80% STV/ST y los lodos digeridos tienen entre 60 y 65% STV/ST (Andreoli, Von Sperling and Fernandes, 2010), con el espesamiento previo del lodo, un requisito importante para el dimensionamiento del digester. En condiciones controladas, el digester anaerobio reduce alrededor de 50% de SV del lodo (si se supone una mezcla de lodo primario y secundario sin estabilización previa). La producción específica de metano se sitúa entre 0.72 y 1.12 Nm^3CH_4/kg SV_{destruido} (GMBH, 2017)

3.4. Digestión anaerobia

La digestión anaerobia, también denominada biometanización, es un proceso biológico que ocurre en ausencia de oxígeno, en el cual la materia orgánica compleja se descompone, gracias a la acción de varios grupos de microorganismos (bacterias y arqueas), dando como productos finales un biogás y digerido (residuo estabilizado). Durante este proceso, la producción de lodos es muy baja, ya que en teoría el 90% de la energía disponible por oxidación directa se transforma en metano, y sólo el 10% de la energía se emplea para el crecimiento bacteriano, frente al 50% consumido en un sistema aerobio (Solera del Río, Álvarez Gallego, & Aymerich Soler, 2014). (Flotats Ripoll, Bonmatí Blasi, & Fernández García, 2016) describen que el proceso de digestión anaerobia se produce a partir de la acción coordinada e interdependiente de un conjunto de microorganismos con metabolismos diferentes. Según el tipo de microorganismo y los sustratos que estos degradan, la digestión anaerobia se encuentra dividida en cuatro etapas diferenciadas: hidrólisis, fermentación o acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Para poder garantizar un crecimiento significativo de microorganismos, es indispensable la presencia de nutrientes en el medio, los cuales en la mayoría de los casos son aportados por el sustrato.

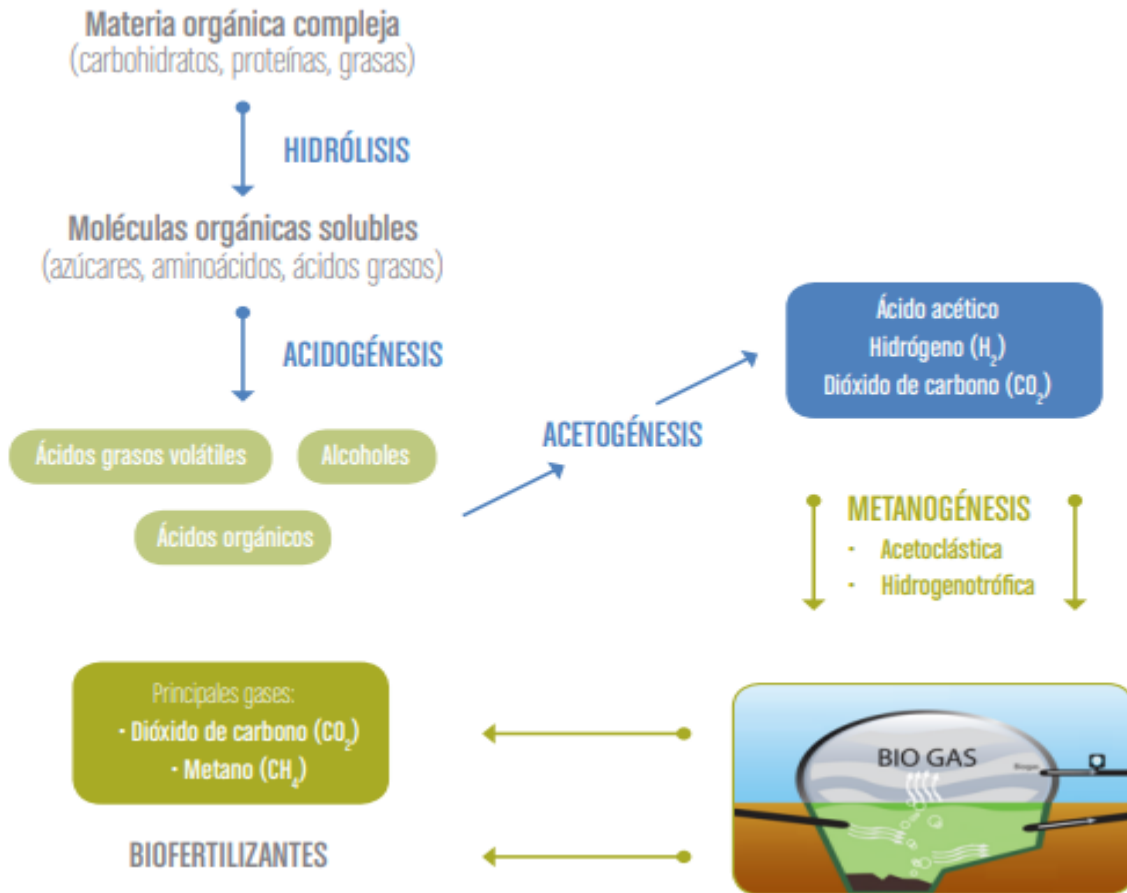


Figura No 4.- Representación de las etapas de la digestión en un biodigester con producción de biogás y biofertilizante

3.4.1. Hidrólisis

Los conceptos de desintegración, solubilización e hidrólisis enzimática son usualmente expresados por el término cinético general de hidrólisis. Durante esta etapa las moléculas o grandes polímeros son reducidos de tamaño, pasan de ser moléculas complejas solubles e insolubles como carbohidratos, proteínas, lípidos y ácidos nucleicos que no pueden ser directamente metabolizados por los microorganismos anaerobios, a ser monómeros o moléculas más pequeñas y simples.



La hidrólisis de cada tipo de compuesto es realizada por diferentes grupos enzimáticos. Los azúcares son hidrolizados por amilasas y glucoamilasas en glucosas. Las proteínas son hidrolizadas por proteasas en proteosas, peptonas, péptidos y aminoácidos. La hidrólisis de lípidos es realizada por las lipasas dando lugar a ácidos grasos de cadena larga y moléculas de glicerol o galactasa. En cuanto al material lignocelulósico, los principales productos de la hidrólisis de la celulosa son celobiosa y glucosa, la hemicelulosa produce pentosas, hexosas y ácidos urónicos, mientras que la lignina es un material altamente refractario a la degradación anaerobia (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991). El grado de hidrólisis y la velocidad del proceso dependen del tamaño de partícula y tipo de materia orgánica particulada, de la concentración de biomasa hidrolítica y de factores ambientales, tales como pH y temperatura.

3.4.2. Acidogénesis y acetogénesis

En esta etapa los monómeros liberados anteriormente son degradados mediante reacciones fermentativas, en donde los compuestos orgánicos funcionan como aceptores y donadores de electrones. Los principales productos de esta etapa son ácidos grasos volátiles (AGV), que funcionan como intermediarios degradativos, como son alcoholes, ácido propiónico, n-butírico, n-valérico, capríónico 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 (*Grady et al., 1999; Baserba et al., 2012*).

Los monómeros son degradados por *Lactobacillus*, *Escherichia*, *Staphylococcus*, *Micrococcus*, *Bacillus*, *Pseudomonas*, *Streptococcus* (*Mara y Horan, 2003*)

La actividad de algunas bacterias fermentativas depende de la concentración de H_2 en el medio, siendo solamente posible a valores muy bajos de presión parcial de H_2 ($10^{-4} - 10^{-5} atm$). Por lo tanto, la eliminación continua de H_2 mediante oxidación con CO_2 (arqueas metanogénicas hidrogenotróficas) estimula la acción de las bacterias fermentativas al disminuir los niveles de H_2 .

El ácido acético es el mayor intermediario en la cadena alimenticia anaerobia. Un grupo especializado de bacterias denominadas acetogénicas sintróficas son las encargadas de convertir los productos finales de la etapa acidogénica en acetato a



partir de dos rutas diferentes:

- Deshidrogenación acetogénica: producen acetato a partir de la fermentación de ácidos grasos volátiles, lactato, propionato y alcoholes.
- Hidrogenación acetogénica: las bacterias homoacetogénicas sintetizan acetato a partir de hidrógeno y dióxido de carbono.

Cuando las hexosas (azúcares de seis carbonos) son convertidas exclusivamente a acetato, la reacción fermentativa es llamada homoacetogénesis (Müller, 2003; Baserba et al., 2012).

Son bacterias estrictamente anaerobias, los géneros más representativos en digestores anaerobios son *Clostridium*, *Acetoanaerobium*, *Acetobacterium*, *Acetogenium*, *Butyribacterium*, *Paleobacter*, *Treponema* y *Halophaga*. Existe otro tipo de bacterias acetógenas que se caracterizan por la producción obligada de H_2 y por su participación en la degradación de compuestos aromáticos, se denominan OHPA (Obligate Hydrogen Producing Acetogens): *Syntrophomonas*, *Syntrophobacter*, *Syntrophospira* y *Syntrophus* (Drake et al., 2002; Müller, 2003).

3.4.3. Metanogénesis

La formación de CH_4 , el cual es el último producto de la digestión anaerobia está limitado a tres tipos de precursores: CO_2 , compuestos que contengan un grupo metilo y acetato (Liu y Whitman, 2008). Todos los metanógenos son estrictamente arqueas (dominio Archea) anaerobias oxígeno-sensibles, que pertenecen al phylum Euryarchaeota (Liu y Whitman, 2008). Atendiendo a esto, se establecen dos grandes grupos de arqueas metanógenas: arqueas metanógenas hidrogenotróficas (aquellas que consumen H_2 , CO_2 y ácido fórmico) y arqueas metanógenas acetoclásticas (aquellas que consumen acetato, metanol y algunas metilaminas).

La presencia de arqueas hidrogenotróficas es fundamental para el proceso global de digestión anaerobia ya que eliminan el H_2 del medio, manteniendo la presión parcial del mismo en niveles adecuados para favorecer la producción de acetato en las etapas anteriores. Son varios los compuestos que se han descrito como inhibidores del crecimiento de los microorganismos metanogénicos. Entre los más conocidos están el nitrógeno amoniacal, los ácidos grasos volátiles (AGV), algunos cationes, etc. Cabe destacar que los microorganismos metanogénicos son anaerobios estrictos, y, por lo tanto, el oxígeno molecular es tóxico para ellos, incluso fuentes inorgánicas de oxígeno (como nitratos) pueden inhibir su crecimiento.



3.5. Condiciones ambientales para la producción de biogás

3.5.1. Temperatura

En el desarrollo de cualquier proceso bioquímico, la temperatura es uno de los parámetros ambientales más importantes ya que mejora ó inhibe a grupos microbianos específicos, esto debido a que las actividades implican reacciones enzimáticas, donde las enzimas son complejos moleculares sensibles a la temperatura. Otra razón son los diferentes tiempos de activación de los grupos bacterianos durante el curso de la digestión, ya que cada uno de estos grupos, tiene una temperatura óptima en donde se puede estabilizar su tasa de crecimiento celular máximo. En el caso del tratamiento anaerobio de lodos, la temperatura del proceso determina la rapidez y el grado de avance de la digestión anaerobia (McKeown et al., 2009).

(Moreno, 2011). La materia orgánica o sólidos volátiles (SV) se refiere a la parte de la materia seca (MS) o sólidos totales (ST), que se volatilizan durante la incineración a temperaturas superiores a 550°C. Según los requerimientos operacionales para un reactor anaerobio, el contenido de MS no debe exceder el 10 % de la mezcla agua estiércol en la mayoría de los casos. En un digestor que opera a régimen estacionario o “discontinuo”, el tiempo de retención es el que transcurre entre la carga del sistema y su descarga. En un sistema de carga diaria (régimen semicontinuo), el tiempo de retención va a determinar el volumen diario de carga que será necesario para alimentar al digestor, ya que se tiene la siguiente relación:

$$\frac{\text{Volumen del digestor (m)}^3}{\text{Tiempo de retención (días)}} = \text{Volumen de carga diaria m}^3/\text{dia}$$

3.5.2. pH, alcalinidad y ácidos orgánicos

El proceso anaeróbico es afectado adversamente con pequeños cambios en los niveles de pH (que se encuentran fuera del rango óptimo). Los microorganismos metanogénicos son más susceptibles a las variaciones de pH que los otros microorganismos de la comunidad microbiana anaeróbica. Los diferentes grupos



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



bacterianos presentes en el proceso de digestión anaeróbica presentan unos niveles de actividad óptimos en torno a la neutralidad. El óptimo es entre 5.5 y 6.5 para acidogénicos y entre 7.8 y 8.2 para metanogénicos. Para que el proceso se desarrolle satisfactoriamente, el pH no debe bajar de 6.0 ni subir de 8.0; el valor del pH en el digestor no sólo determina la producción de biogás sino también su composición. Una de las consecuencias de que se produzca un descenso del pH a valores inferiores a 6 es que el biogás generado es muy pobre en metano y, por tanto, tiene menores cualidades energéticas. Debido a que la metanogénesis se considera la etapa limitante del proceso, es necesario mantener el pH del sistema cercano a la neutralidad. Los acidogénicos son significativamente menos sensibles a valores más extremos de pH. Los valores de pH bajos reducen la actividad de los microorganismos metanogénicos, provocando la acumulación de ácido acético y H_2 .

Al aumentar la presión parcial del H_2 , las bacterias que degradan el ácido propiónico serán severamente inhibidas, causando una excesiva acumulación de ácidos grasos volátiles de alto peso molecular, particularmente ácidos propiónico y butírico, los cual disminuirá la producción de ácido acético, generando una disminución del pH. Si la situación no se corrige, el proceso eventualmente fallará.

Por otra parte, el pH afecta a los diferentes equilibrios químicos existentes en el medio, pudiendo desplazarlos hacia la formación de un determinado componente que tenga influencia en el proceso. Este es el caso de los equilibrios ácido-base del amoníaco y del ácido acético: Al aumentar el pH se favorece la formación de amoníaco que, en elevadas concentraciones, es inhibidor del crecimiento microbiano y a valores de pH bajos se genera mayoritariamente la forma no ionizada del ácido acético, que inhibe el mecanismo de degradación del propionato. La estabilización de los lodos sólo puede llevarse a cabo si los dos factores previamente descritos, bacterias y alimento, interaccionan. El mezclado permite mantener la mayor cantidad de alimento en contacto con las bacterias, reducir el volumen ocupado por materiales orgánicos e inorgánicos sedimentables y homogenizar la temperatura y la concentración. Todo esto con el fin de acelerar el proceso de ruptura de sólidos volátiles y producción de metano. La agitación anaerobia es menor que en los procesos aerobios, ya que la tasa de crecimiento de las bacterias metanogénicas es menor y su contacto con el sustrato debe ser mayor (GMBH, 2017).



3.5.3. Concentración de nutrientes en los sustratos

(GMBH, 2017) comenta en su libro que, el agua residual municipal y el lodo tienen una composición equilibrada de macro y micronutrientes para el mantenimiento de microorganismos anaerobios, ya que debido a su lento crecimiento demandan pequeñas cantidades de tales nutrientes.

- **Nitrógeno:** su presencia depende de los compuestos proteicos o urea (parámetro NTK) y es el nutriente principal para el crecimiento de la biomasa. El ion amonio, que resulta del proceso de hidrólisis proporciona un efecto tampón debido a la formación de bicarbonato de amonio, lo que aumenta el pH del líquido. Sin embargo, tanto el ion amonio (NH_4^+) como el amoniaco libre (NH_3) son inhibidores cuando están presentes en concentraciones elevadas.
- **Fósforo:** el fósforo es importante para el crecimiento de la biomasa y, en general, se tiene en exceso en el agua residual. La presencia de elevadas concentraciones de fósforo en un medio ligeramente básico ($pH > 8.0$) puede causar la precipitación no controlada de MAP (fosfato de magnesio y amonio), también conocida como estruvita, fenómeno hasta ahora documentado principalmente en digestores de lodo y relacionado con la presencia de altas concentraciones de magnesio en el sustrato. El resultado es una sal no soluble que, al precipitarse, disminuye el volumen del reactor y dificulta la mezcla. La remoción de este precipitado es un trabajo complicado que requiere detener la operación del digestor.

3.6. Producción de biogás a partir de la DQO biodegradable removida durante el tratamiento del agua

La cantidad de metano para un reactor anaerobio que trata agua residual o lodo puede calcularse usando la siguiente ecuación:

$$V_{CH_4} = (0.35)[(S_o - S)](Q) \left(\frac{10^3 g}{kg} \right)^{-1} - 1.42P_x]$$

Donde:

- V_{CH_4} : Volumen de metano producido en condiciones estándar (0°C y 1 atm), $m^3 d^{-1}$
- 0.35: Factor de conversión teórico para la cantidad de metano producido, m^3 .
- Q : Flujo o caudal, $m^3 d^{-1}$
- S_o : DQO_b, Demanda química de oxígeno biodegradable del influente, $mg L^{-1}$



- S : DQO_b, Demanda química de oxígeno biodegradable del efluente, $mg L^{-1}$
- P_x : Masa neta de tejido celular producido por día, $kg d^{-1}$

Para reactores anaerobios de mezcla completa y alta tasa sin reciclo, la cantidad de masa de tejido celular diariamente, P_x , puede estimarse de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$P_x = \frac{YQ(S_o - S)(10^3 g/kg)^{-1}}{1 + k_d(SRT)}$$

Donde:

- Y : Coeficiente de rendimiento o producción, $g SSV g^{-1} DQO_b$
- K_d : Coeficiente de decaimiento endógeno, d^{-1} . Valores típicos de 0.02 a 0.04.
- SRT : Tiempo de retención de sólidos del digestor, d .
- S_o : DQO_b, Demanda química de oxígeno biodegradable del influente, $mg L^{-1}$
- S : DQO_b, Demanda química de oxígeno biodegradable del efluente, $mg L^{-1}$

Para reacciones anaerobias, los valores típicos de Y se encuentran entre 0.05 y 0.10 $g SSV g^{-1} DQO_b$ y los de K_d de 0.02 a 0.04, respectivamente.

3.7. Tratamiento del biogás

(Moreno, 2011) comenta en su libro, que el biogás contiene metano, dióxido de carbono y una variedad de gases contaminantes en menor concentración, como sulfuro de hidrógeno y otros compuestos sulfurados, vapor de agua, siloxanos, amoníaco y compuestos orgánicos volátiles (COV), cuya presencia y concentración en el biogás dependen del tipo de sustrato a partir del cual el biogás fue generado.

El biogás puede recuperarse para diversos fines, tales como:

- Combustibles en calderas, hornos y estufas en sustitución de otros tipos de combustibles.
- Generación de electricidad para uso local o venta para la red de la empresa de energía.
- Cogeneración de electricidad y calor.
- Combustible alternativo en la línea de gas natural.
- Combustible vehicular alternativo.

Para que pueda usarse es necesario tratar el biogás hasta el nivel exigido para su



aprovechamiento. En general, hay una diferencia clara entre la utilización de biogás y de biometano.

- **Procesos biológicos:** La desulfuración dentro del digestor es la más económica entre las opciones de proceso y da resultados satisfactorios para la utilización de biogás en el sitio. Los microorganismos oxidantes del sulfuro de hidrógeno colonizan las superficies encima de la fase líquida del digestor. El oxígeno necesario para esa reacción bioquímica se encuentra en una concentración del 1 al 3%, por lo que tiene que ser inyectado en forma de aire al digestor mediante un pequeño soplador. Además, es posible conducir el biogás enriquecido con oxígeno sobre un filtro de percolación fuera del digestor que permite el crecimiento de microorganismos oxidantes del H_2S . La eficiencia de remoción en el filtro de percolación es muy alta y permite formar en continuo los productos de la oxidación. Para eso, en un tanque previo a la bomba de recirculación se sedimenta el azufre y el sulfato, productos que pueden ser utilizados como fertilizante.
- **Procesos químicos:** Un proceso químico es aquel que remueve el H_2S mediante reacciones que ocurren entre este gas y materiales sólidos como los óxidos e hidróxidos de hierro y de zinc; lo mismo puede suceder con iones de hierro que se encuentran en solución en forma de complejos quelados. La regeneración de los sólidos utilizados en estos procesos por adsorción es limitada, mientras que el proceso en fase líquida llamado “Lo Cat Process” permite la regeneración, con azufre como producto (Merichem, 2012)
- **Procesos físicos:** Los procesos de adsorción en carbono activado o zeolitas son muy comunes para aplicaciones a pequeña escala. Este proceso consta de una columna del adsorbente, la cual se satura con el H_2S y también de otros compuestos traza. Al momento de llegar al punto de saturación se puede regenerar el cartucho con un gas libre del contaminante (aire) a temperaturas elevadas o vacío, o intercambiarlo por uno nuevo, como es la práctica para plantas pequeñas.

3.7.1. Remoción de sulfuro de hidrogeno

El sulfuro en el biogás de las PTAR puede venir directamente de los compuestos oxidados que se encuentren en el agua residual tales como sulfatos, sulfitos y tiosulfatos presentes en altas concentraciones en algunas aguas residuales industriales o municipales. En forma general, la concentración de sulfuros en el biogás proviene de la presencia de los compuestos oxidados de azufre en el agua residual, ya sea que su origen sea la fuente de agua potable de la población o de la concentración que contengan los diferentes productos de limpieza, uso personal,



medicamentos, alimentos procesados, etc., que use la población.

Estos compuestos sirven como aceptores de electrones para las bacterias sulfato - reductoras, las cuales consumen compuestos orgánicos en el reactor anaerobio y producen el sulfuro de hidrógeno (H_2S). La cantidad de H_2S que se produce por unidad de DQO (demanda química de oxígeno), es igual a la cantidad de DQO requerida para producir metano (CH_4); 4 L de H_2S /g DQO utilizado a 35°C. A diferencia del metano, el H_2S es muy soluble en agua, con una solubilidad de 2,650 mg L^{-1} a 35°C. (Mantilla Morales, Sandoval Yoval, Gasca Álvarez, & Navarro Franco, 2017)

En plantas de tratamiento de aguas residuales municipales, el biogás puede contener sulfuro de hidrógeno (H_2S) en una concentración volumétrica de hasta 7000 ppmv. La reacción del sulfuro de hidrógeno con el agua en presencia de oxígeno produce ácido sulfúrico, el cual exige que los materiales utilizados tengan una elevada resistencia a la corrosión. Para aumentar la durabilidad de los componentes del sistema y cumplir los requisitos de calidad de los fabricantes de plantas de cogeneración y calderas es necesario que la cantidad de sulfuro de hidrógeno sea reducida. Los procesos de remoción de H_2S , o desulfuración, pueden ser biológicos, químicos o físicos; la elección del proceso, o la combinación de procesos se define en función del uso del biogás tratado. Cuando la separación de sulfuro de hidrógeno es gruesa, la desulfurización puede ser aplicada dentro del propio digestor, en el gasómetro o en un sistema propio para este fin. Cuando la desulfurización requerida es fina (concentraciones traza), entonces se necesita un proceso externo más complejo y costoso.

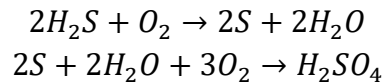
El uso de microorganismos en la remoción de sulfuro de hidrógeno presente en el biogás, se basa en la oxidación microbiológica de H_2S a compuestos de azufre de fácil eliminación, como azufre elemental (S^0) o sulfatos (SO_4^{2-}). El sulfuro de hidrógeno es absorbido en agua y es oxidado biológicamente. La oxidación quimiolitotrofa del H_2S puede ocurrir en presencia o ausencia de oxígeno. En condiciones micro aeróbicas el compuesto de azufre reducido actúa como dador de electrones y el oxígeno como aceptor de electrones y, en condiciones anaeróbicas, el ion nitrato actúa como aceptor de electrones.

Los principales microorganismos estudiados corresponden a los géneros Beggiatoa, Xanthomonas y, especialmente, Chlorobium, Thiobacillus y

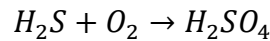


Sulfolobus.

La descomposición del H_2S para formar sulfato y/o azufre ocurre según la ecuación:



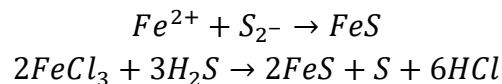
La reacción directa de H_2S a sulfato también es posible:



En el caso de los microorganismos aeróbicos que atacan el H_2S , es necesario la adición de aire a una tasa de 4-6% del biogás para que se desarrollen. Debido al riesgo de explosión, la dosificación del aire debe ser limitada, proporcionando una concentración máxima de aire de 12% en volumen del biogás. Los microorganismos requieren, además, una superficie suficiente (la cual es humedecida) para la inmovilización. Se requiere aproximadamente $1 m^2$ de superficie para la desulfuración de $20 m^3 d^{-1}$ de biogás (Moreno, 2011).

3.7.1.2. Precipitación de sulfuros

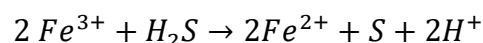
Los iones Fe^{2+} en la forma de cloruro de hierro (II) ($FeCl_2$) o los iones Fe^{3+} en las formas de cloruro de hierro (III) o sulfato de hierro (II) permiten la precipitación de azufre a una forma estable que permanece en el residuo.



Para la precipitación de sulfuros, sólo se requiere un tanque de mezclado adicional y una bomba de dosificación (Moreno, 2011).

3.7.1.3. Absorción en una solución férrica quelante

En soluciones férricas quelantes, los iones de hierro (III) (Fe^{3+}) se reducen a iones Fe^{2+} , proceso en el cual, el sulfuro de hidrógeno se oxida a azufre elemental.



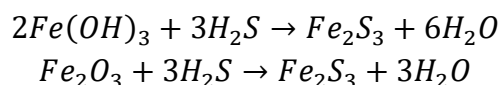


El equipo consta de un recipiente que contiene la solución de los agentes quelantes o ligandos con hierro (III) a una concentración de 0.01 a 0.05% en peso, en el cual se inyectan el biogás y el aire. Si el biogás que se quiere purificar de sulfuro de azufre; además, contiene como contaminante bajos niveles de oxígeno (del orden de 100ppm), sólo se requiere un contenedor para la regeneración de los iones Fe^{3+} . En el caso, que el biogás que se quiere purificar, está libre de oxígeno, se requiere un segundo contenedor a través del cual circule la solución. En el primer contenedor, el biogás es desulfurado. En el segundo contenedor, la solución de iones Fe^{3+} es regenerada mediante el aire inyectado.

El azufre elemental se concentra en el fondo del contenedor, por lo que debe ser removido con cierta frecuencia (Moreno, 2011).

3.7.1.4. Adsorción con compuestos de hierro

En este procedimiento, el sulfuro de hidrógeno es adsorbido en hidróxido de hierro (III) ($Fe(OH)_3$) y/o óxido de hierro (III) (Fe_2O_3). Estos procesos corresponden a una desulfuración seca.



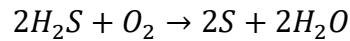
Las masas de óxido o hidróxido de hierro quedan aglomeradas, capa por capa en una torre desulfuradora, impregnados en lana de acero, chips de madera o pellets de madera (Moreno, 2011).

3.7.1.5. Adsorción con carbón activado

En el caso de generación de biogás libre de oxígeno y presenta concentraciones medias a altas de H_2S , el sulfuro de hidrógeno molecular se adsorbe en la superficie de carbón activado. Sin embargo, generalmente la eficiencia de la descontaminación no es suficiente. Por esto, el carbón activado se impregna con catalizadores, de forma de incrementar la velocidad de reacción de oxidación del H_2S a azufre elemental. Existen diversos agentes catalizadores. Por ejemplo, el carbón activado se puede impregnar con yoduro de potasio (KI) a una concentración de 1-5% en peso solamente en presencia de oxígeno y agua. El H_2S se disuelve en la capa de agua sobre el carbón activado y no reacciona con el



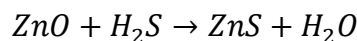
oxígeno a bajas temperaturas ($50 - 70\text{ }^{\circ}\text{C}$) y una presión de operación de $7 - 8\text{ bar}$.



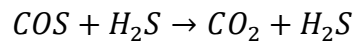
El catalizador yoduro de potasio (KI) además previene la formación de ácido sulfúrico debido a que el potencial de oxidación para esta reacción es muy bajo. Otros agentes catalizadores que se utilizan para impregnar el carbón activado son el carbonato de potasio (K_2CO_3) y permanganato de potasio ($KMnO_4$) (GMBH, 2017).

3.7.1.6. Enlace químico con zinc

(Moreno, 2011) En plantas agrícolas pequeñas, es posible producir un biogás con bajas concentraciones de sulfuro de hidrógeno, haciendo pasar el biogás a través de un cartucho de óxido de zinc (ZnO).



El azufre permanece enlazado químicamente dentro del cartucho, el cual debe ser reemplazado al cabo de un tiempo. Incluso, otras sustancias como sulfuro de carbonilo (COS) y mercaptanos pueden removerse con óxido de zinc, cuando ambos han sido previamente hidrolizados a H_2S .



3.7.2. Remoción de humedad

(Gabriel & Sierra, 2017) en su libro comenta que, el agua tiene que ser eliminada del biogás antes de que este sea vertido a la red de gas. Ello se debe a los estándares de calidad para la transportación del gas natural en tuberías, ya que se requiere un contenido máximo de agua de 100 mg de agua/ m^3 de gas natural comprimido.

El biogás no tratado (en bruto) normalmente está saturado con agua y la cantidad absoluta de agua depende de la temperatura. Por ejemplo, a $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ el contenido de agua es aproximadamente del 5%. Así pues, cuanto menor sea la temperatura, menor será el contenido de agua en el biogás. Los métodos para la eliminación del agua están basados generalmente en la separación física del agua condensada y



en el secado químico. En la siguiente tabla se muestran algunos de los métodos, así como sus ventajas y desventajas. Si bien dichos métodos permiten eliminar el agua, también pueden simultáneamente eliminar del biogás otras impurezas, como la espuma y el polvo.

Método	Ventajas	Desventajas
Absorción con solventes orgánicos	Poivo, hidrocarburos y aceite se separan con métodos sencillos. A menudo se utiliza como tratamiento previo antes de otros métodos.	La extracción completa no es posible.
Absorción en ácidos fuertes	Alta eficiencia de eliminación (< 95 %).	Provoca corrosión. Se utilizan sustancias químicas peligrosas. Ambientalmente desfavorable.
Absorción en base fuerte	n.d.	Provoca corrosión y precipitación de CO_3^{2-} . Se utilizan sustancias químicas peligrosas. Ambientalmente desfavorable.
Adsorción en gel de sílice	Alta eficiencia de eliminación (< 95 %). Mayor capacidad de eliminación vs. carbón activado (50 % extra). Regeneración posible (95 % desorción a 250 °C).	Es necesario operar a alta presión.
Adsorción sobre carbón activado	Alta eficiencia de eliminación (95 %). Regeneración posible (desorción < desorción con gel de sílice a 250 °C).	Es necesario operar a alta presión (mayor capacidad de adsorción).
Separación criogénica	Alta eficiencia de eliminación (99,3 % -70 °C). Eliminación de varias impurezas.	Inversión y operación costosas (alta presión y baja temperatura).

Tabla 4.- Ventajas y desventaja de los métodos para la eliminación de agua

3.7.2.1. Método físico de secado (condensación)

Los métodos físicos de secado pretenden evitar el contacto con agua con equipos dentro del tren de proceso con la finalidad de evitar corrosión. Los equipos que pueden verse afectados son: compresores, tuberías, lechos de carbón activado y algunas otras partes del proceso. El principio de este método se basa en la separación del condensado enfriando el biogás hasta por debajo del punto de rocío.

La forma más sencilla, usada y aceptada, de eliminar el exceso de vapor de agua es a través de la refrigeración. Se trata de un método de condensación versátil, eficiente y aplicable a partir de cualquier tasa de flujo, comúnmente utilizado en grandes instalaciones (EDAR, vertederos, etc.) que producen biogás para uso



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



industrial, principalmente para generar energía eléctrica mediante equipos CHP. Con este método solo se puede bajar el punto de rocío de 0,5 a 1 °C debido a problemas de congelación en la superficie del intercambiador de calor. Para lograr puntos de rocío más bajos, es necesario comprimir el gas antes de enfriarlo y luego expandirlo a la presión deseada. Cuanto más bajo sea el punto de rocío, más alta será la presión que se necesita aplicar. De esta manera, las pequeñas gotas de agua son atrapadas y eliminadas. Otros métodos utilizados para la separación física del agua condensada incluyen:

- Los desnebulizadores o separadores de gotas (demisters), en los que las partículas de líquido se separan mediante una malla de alambre cuyo tamaño de microporos varía de 0,5 a 2 mm.
- Los separadores de ciclón, en los que las gotas de agua se separan utilizando fuerzas centrifugas.
- Las trampas de humedad, mediante las cuales los condensadores tienen lugar por expansión, lo que causa una importante disminución de la temperatura, de tal manera que el agua se condensa.
- Los purgadores de agua en la tubería de biogás, con los que el agua condensada puede eliminarse.

3.7.2.2. Método de secado químico (adsorción o absorción)

Estos métodos son usualmente aplicados a presiones elevadas, ya que a presión atmosférica solo una pequeña cantidad de agua es eliminada por métodos de adsorción o absorción. La adsorción utiliza como tamices moleculares alúmina o zeolitas. Este es el método más común. Actualmente, se insiste en que los términos zeolita y tamiz molecular no son realmente sinónimos. En realidad, para ser tamiz molecular no es necesario que el material sea un aluminosilicato cristalino con una red abierta que permita el intercambio de iones y una deshidratación reversible, como es el caso de la zeolita. De manera que, dentro de los métodos empleados para el secado de gases, tenemos:

a) Secado por adsorción de vapor de agua sobre gel de sílice, alúmina o algunos componentes químicos, que pueden enlazarse con las moléculas de agua.

Para este caso, el gas se presuriza y se hace pasar a través de una columna empaquetada con gel de sílice, grado 710 y un tamaño de entre 4 y 20 mesh. Por lo general, se utilizan dos columnas en paralelo, en una de las cuales se realiza la adsorción del agua, mientras que en la otra se realiza la regeneración. Esta última



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



se logra al evaporar el agua a través de la descompresión y del calentamiento. Una parte del gas seco se hace pasar a través de la columna y se recicla a la entrada del compresor. De esta manera, en el proceso de secado se suelen utilizar óxido de sílice, carbón activado, óxido de aluminio o magnesio. Cuando se utilizan secadores de adsorción, se puede alcanzar un punto de rocío entre -10 y -20 °C (a presión atmosférica).

b) Absorción de agua por trietilenglicol

En este método se utiliza trietilenglicol (TEG) para llevar a cabo el secado, que, posteriormente, se bombea a una unidad de regeneración, a una temperatura de 200 °C. Pueden presentarse puntos de rocío que van de -5 a -15 °C a presión atmosférica. La absorción con glicol es uno de los métodos más comunes para la deshidratación de gas. El proceso consiste en contactar el gas húmedo a alta presión a contracorriente con el líquido desecante en un absorbedor. La columna absorbidora puede ser de platos o con relleno estructurado al azar. La solución pobre de TEG entra por la parte superior de la columna y absorbe el agua del gas húmedo. El gas seco sale por la parte superior del absorbedor, mientras que la solución rica de TEG sale por el fondo y se regenera en la sección de regeneración de TEG.

c) Absorción de agua con sales higroscópicas

En este caso, la sal se disuelve a medida que absorbe agua proveniente del biogás. La solución saturada de sal se extrae de la parte inferior del recipiente. En este proceso, la sal no se regenera y por esta razón se añaden nuevos gránulos de sal con la finalidad de reemplazar la sal disuelta de manera continua.

3.7.3. Remoción de gas carbónico

La remoción de dióxido de carbono (CO_2) es el principal paso en la transformación del biogás en biometano, con lo que se promueve el aumento del poder calorífico. De esa forma es posible alcanzar un índice de Wobbe adecuado, parámetro de calidad muy importante para uso del biometano como sustituto del gas natural, o para su inyección en la red de gas natural, o incluso para su uso como combustible vehicular. La remoción de CO_2 también puede ser utilizada, por ejemplo, como etapa intermediaria para la producción de hidrógeno a fin de utilizarlo en celdas de combustible. (GMBH, 2017) Un contenido alto de oxígeno en el biogás podría ocurrir solamente en casos excepcionales. Este oxígeno se puede eliminar con los procedimientos de desulfuración. Los procesos de adsorción, por ejemplo, con carbón activado, tamices moleculares, o la tecnología de diafragma también son aplicables. (Moreno, 2011)



3.8. Aprovechamiento de biogás

El poder calorífico del biogás es determinado por la fracción del metano, que puede variar entre 50% hasta 80%, siendo dióxido de carbono, gas inerte, el principal componente del gas restante; aunque es importante mencionar que se tienen compuestos traza en composiciones menores al 2%. Con una concentración de 40% de metano, el poder calorífico equivale a $14.3 \text{ MJ}/\text{m}^3$, y puede alcanzar $28.6 \text{ MJ}/\text{m}^3$ con una concentración de 80% de metano. El biogás, al salir del digestor, está saturado de vapor de agua, lo cual reduce el poder calorífico. Dependiendo de la temperatura del digestor, el contenido de vapor agua puede llegar hasta el 6%, por lo que el poder calorífico del biogás en el sitio es hasta un 15% menor que el valor determinado en laboratorio, refiriéndose al estado seco.

	Gas natural	Biogás (Digestor)	Biogás (Relleno sanitario)
Poder calorífico inferior [kWh/m^3], ([MJ/m^3])	9.3 - 10.8 (36.2)	5 - 7.5 (22.5)	4.5 - 5.5 (18)
Número de metano	70- 94	124 -150	136
Metano [$\text{m}^3\text{CH}_4 / 100 \text{ m}^3$]	84 - 98	45 -75	45 - 55
Dióxido de metano [$\text{m}^3\text{CO}_2/100 \text{ m}^3$]	<2	25 - 55	25 - 30
Nitrógeno [$\text{m}^3\text{N}_2/100 \text{ m}^3$]	<10	<5	<25
Oxígeno [$\text{m}^3\text{O}_2/100 \text{ m}^3$]	<3	<2	<5
Requerimiento teórico de aire para combustión [$\text{m}^3_{\text{Biogas}}/\text{m}^3$]	9.5	6.6	6

Tabla 5.- Comparación de parámetros técnicos entre el gas natural y el biogás

Mientras que pequeñas cantidades de nitrógeno y oxígeno sólo reducen el poder calorífico del biogás, otros compuestos traza, como el ácido sulfhídrico y los siloxanos, son particularmente dañinos para los sistemas de combustión, aun cuando estos últimos aparecen con una concentración muy baja, de pocas ppm, pueden causar daños severos en los motogeneradores debido a la transformación en silicatos abrasivos durante la incineración. Se debe de mencionar que los siloxanos son compuestos traza encontrados principalmente en el biogás proveniente de rellenos sanitarios. Como los rellenos sanitarios son el eslabón final en el ciclo de vida de una gran variedad de productos, éstos contaminan el biogás con compuestos de menor concentración, como los clorofluorocarbonados.

3.8.1. Aprovechamiento de biogás a nivel nacional



El biogás en México como ya hemos visto es un bioenergético capaz de sustituir a los combustibles fósiles en la generación de energía. La Secretaría de Energía (SENER) considera que existe un potencial de 3000 MW para la generación de energía eléctrica a través de biogás proveniente de la recuperación y aprovechamiento del metano (SENER, 2010); éste último es producto de la descomposición de los residuos animales, residuos sólidos urbanos (RSU) y el tratamiento de aguas negras.

Combustible	Valor Calorífico (CV) Aproximado	Factor de emisión indirecto (kgCO ₂ e/GJ, CV neto)
Petróleo	45.21 MJ/kg	12.51
Gas Natural	36 MJ/m ³	5.55
Gas Natural Licuado	55.14 MJ/kg	20.00
Keroseno	43.12 MJ/kg	13.34
Diesel	44.79 MJ/kg	13.13
Biogás	23 MJ/m ³	0.246 ^b

Tabla 6.- Comparación de valores caloríficos para diferentes combustibles (MNRE, 2012; Hill, 2011)

3.8.2. Aprovechamiento de biogás a nivel internacional

A nivel mundial, el uso del biogás es variante, va desde emplearse como combustible para la cocina, calefacción, electricidad, combustible para los vehículos, hasta utilizarlo como el gas “principal” para ser procesado e introducido en gasoductos de gas natural (Defra, 2010; Dutta et al., 1997; Energy Saving Trust, 2008; EREC, 2009; Guardian, 2008). Otros usos están relacionados con el empleo de éste para hacer metanol y ayudar a prolongar la conservación de frutas y granos por la inhibición del metabolismo de ciertos insectos, hongos y bacterias (Mae-Wan, 2008). Las mayores aplicaciones del biogás se han dado en China, India y Europa. China es de los países pioneros en el uso del biogás. El desarrollo de la tecnología para el aprovechamiento del biogás en el mundo está ligado parcialmente con los países que más contribución tienen 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. Alemania es actualmente, el líder en el despliegue de



la tecnología en biogás. En la última década, el número de plantas incrementó de 370 en 1996 a 3891 en el 2008 (Poeschl et al., 2010).

El uso del biogás en el sector agropecuario se ha extendido en países en desarrollo. La difusión y empleo de biodigestores ha sido promovido en varios países como Colombia, Etiopía, Tanzania, Vietnam, Camboya, China, Costa Rica, Bolivia, Perú, Ecuador, Argentina, Chile y México.

3.9. Políticas para el aprovechamiento de tecnologías de producción de biogás en México

El Programa Nacional de Desarrollo 2007-2012, establecido por el presente gobierno federal, tiene como objeto “asegurar la sustentabilidad ambiental mediante la participación responsable de los mexicanos en el cuidado, la protección, la preservación y el aprovechamiento racional de la riqueza natural del país, logrando así afianzar el desarrollo económico y social sin comprometer el patrimonio natural y la calidad de vida de las generaciones futuras”. En base a lo anterior, se estableció la Estrategia Nacional de Cambio Climático (ENCC) para dar cumplimiento a los compromisos suscritos por México en la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre Cambio Climático (CMNUCC), junto con los demás instrumentos derivados con ellas, particularmente el protocolo de Kioto.

En el marco de esta estrategia y en sinergia con otras dependencias, la Secretaría de Agricultura, Ganadería, Pesca y Desarrollo Rural (SAGARPA) ha emprendido un Programa de Apoyo a los Agronegocios y Fuentes de Energía Renovable para dar cumplimiento a los compromisos que México firmó, derivados del Protocolo de Kioto. Las líneas de acción que tienen relación con la producción de biogás son:

- Disminución de la utilización de combustibles fósiles en la generación de energía, por sustitución parcial y progresiva por fuentes de energía renovable.
- Generación de electricidad mediante fuentes de energía renovable para la interconexión a la red convencional.

Por otro lado, la agenda de transversalidad de las políticas públicas que la SEMARNAT establece con otras dependencias de la Administración Pública Federal busca desarrollar estas acciones en sus respectivos ámbitos de

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGÍO NACIONAL DE
MÉXICO

competencia.

3.10. Programas de financiamiento para el aprovechamiento de biogás en México

- a) El Fideicomiso de Riesgo Compartido (FIRCO), actúa como agente técnico de la SAGARPA. El uso de sistemas de biodigestión se ha detonado debido a la problemática presentada. Dentro de las actividades que ha emprendido el FIRCO, se encuentra el proyecto de “Apoyo a proyectos de generación y aprovechamiento de biogás en explotaciones pecuarias” y otros programas como el de “Bioeconomía” donde se apoya entre otros componentes de energía renovable a los sistemas de biodigestión.

FIRCO promueve la inversión en el establecimiento y equipamiento de infraestructura para la obtención y utilización de biogás a partir de excretas ganaderas, en las unidades agropecuarias. Para lo anterior se definen dos áreas de apoyo a la inversión:

- Motogeneradores de biogás; adquisición de equipo especializado para la generación de electricidad a través del biogás producido por el sistema de biodigestión.
- Sistemas independientes de biogás; estos proyectos no consideran la comercialización de bonos de carbono, sólo la generación de electricidad para cubrir las demandas energéticas dentro del agronegocio y resolver los problemas de contaminación.

Fideicomisos Instituidos en Relación con la Agricultura (FIRA). Constituido por el gobierno federal en el banco de México. El objetivo es otorgar crédito, garantías, capacitación, asistencia técnica y transferencia de tecnología, a los sectores agropecuario, rural y pesquero del país. Opera como banca de segundo piso, con patrimonio propio y coloca sus recursos a través de Bancos y otros Intermediarios Financieros. Dentro de las actividades de FIRA está la identificación y categorización de las principales fuentes de emisiones directas e indirectas de gases de efecto invernadero. Es importante mencionar que FIRA no maneja procesos de manufactura, ni equipos industriales que operen mediante combustión. La medición y las iniciativas para reducir emisiones de GEI son voluntarias.



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



- b) Mecanismo del desarrollo limpio: Los proyectos MDL son una alternativa para atender la problemática ambiental en cuanto a la generación de desechos; este mecanismo, el cual es supervisado por la Convención de las Naciones Unidas sobre el cambio Climático (CMNUCC) permite a los países desarrollados del anexo I que han ratificado el protocolo para la reducción de emisiones, tener una participación en la compra de reducciones de emisiones (comercialización de Certificado de Reducción de Emisiones) de proyectos realizados por los países en desarrollo (Lokey, 2009). La aprobación de los proyectos realizados en México, desde la perspectiva de país huésped, la realiza el Comité de Proyectos de Reducción de Emisiones y Captura de Gases de Efecto Invernadero (COMEGEI) que funge como autoridad nacional designada ante la Convención Marco de las Naciones Unidas para el Cambio Climático, y es uno de los grupos de trabajo del Comité Intersecretarial de Cambio Climático (CICC). Como el biogás se constituye principalmente de metano y dióxido de carbono, que son los gases de efecto invernadero más importantes, resulta evidente considerar proyectos que contemplen la disminución de éstos. Ejemplo de éstos son las unidades pecuarias (granjas porcícolas, establos lecheros), rellenos sanitarios, plantas de tratamiento, etc. Para la realización de este tipo de proyectos se requieren distintas gestiones ante las autoridades municipales, estatales y federales. En este sentido, la Comisión Nacional para el Uso Eficiente de la Energía (CONAE), en colaboración con el Instituto de Investigaciones Eléctricas (IIE) y el Programa de las Naciones Unidas para el Desarrollo (PNUD), ponen a disposición una Guía de gestiones para implementar en México plantas de generación eléctrica que utilicen energías renovables.
- c) Fondo para la Transición Energética y el Aprovechamiento Sustentable de la Energía: este fondo cuenta con un comité técnico integrado por representantes de las Secretarías de Energía, de Hacienda y Crédito Público, de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación, de Medio Ambiente y Recursos Naturales, de la Comisión Federal de Electricidad, de la Compañía de Luz y Fuerza del Centro, del Instituto Mexicano del Petróleo, del Instituto de Investigaciones Eléctricas y del Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología. El propósito es potenciar el financiamiento disponible para la transición energética, el ahorro de energía, las tecnologías limpias y el aprovechamiento de las energías renovables. Para ello se contará con un Fondo para el otorgamiento de crédito u otro tipo de apoyos financieros para



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MEXICO



los proyectos que promuevan la transición energética, el ahorro de energía, las tecnologías limpias y el aprovechamiento de las energías renovables.



Capítulo 4

Biogás de la PTAR Paso Limón

4.1. Descripción

La PTAR Paso Limón se ubica sobre la margen derecha del río Sabinal, en la zona Norte-Oriente de Tuxtla Gutiérrez. Tiene una capacidad 800 lps. En la PTAR Paso Limón se realiza un tratamiento de tipo biológico, que cumple con la NOM-001-SEMARNAT-1996. El agua tratada es descargada a un cuerpo receptor, que es el río Sabinal, por lo que paulatinamente se contribuye a su recuperación. Esta planta permitirá tratar el 100% de las aguas residuales generadas en la Cd. Tuxtla Gutiérrez, Chiapas. Su promotor es el Sistema Municipal de Agua Potable y Alcantarillado de Tuxtla Gutiérrez (SMAPA).

4.2. Proceso de tratamiento y digestión de lodos de la PTAR Paso Limón

4.2.1. Bombas de lodos primarios (p-505/506/507)

- **Descripción general**

Las bombas de lodos se utilizan para transportar lodos o líquidos con partículas sólidas suspendidas. Estas bombas pueden ser de tipo centrífugas, de lóbulo o de manguera peristáltica, y pueden tener diferentes estructuras y posiciones de su eje, según su aplicación. En este caso, las bombas de lodos primarios succionan lodo de los sedimentadores primarios y lo envían directamente al digestor de lodos anaerobio.

- **Modo general de operación**

Las bombas de lodos primarios de tipo tornillo o desplazamiento positivo (P-505/506/507) tienen un control de encendido/apagado automático controlado mediante timer, estas bombas operan por tiempos establecidos en el PLC para estar alternando la succión de cada uno de los sedimentadores, quienes a la descarga de estos se encuentran unas válvulas automáticas que también serán programadas vía timer. El lodo primario será enviado directamente al Digestor anaerobio a una concentración del 5.5 % para su tratamiento y estabilización.



4.2.2. Cárcamo de lodos mixtos (t-801)

- **Descripción general**

El lodo concentrado proveniente de los sedimentadores secundarios se dirige por bombeo hacia el cárcamo de lodos mixtos(T-801), a este cárcamo también llegan los lodos de purga del proceso de lodos activados de la PTAR Tuxtlán, donde por medio de las bombas de tipo tornillo se envía al proceso de estabilización de lodos, previo un tratamiento para lograr incrementar la concentración.

- **Modo general de operación**

El lodo proveniente de los sedimentadores secundarios y de la Planta de Tratamiento Tuxtlán llega a un cárcamo de lodos mixtos, este tanque está equipado con dos (2) bombas de tipo lobular (P-801/802), las cuales estarán ligadas al sensor de nivel (LE/LIT-801) quien enviara una señal de 4-20 mA al PLC y según el nivel programado para arranque/paro por nivel alto/bajo estas operarán, previo a esto, el lodo es enviado directamente a las mesas espesadoras para su tratamiento.

4.2.3. Espesador de lodos (e-801/802)

- **Descripción general**

Los lodos secundarios provenientes del cárcamo son enviados a una mesa espesadora para aumentar la concentración del 1.1 % hasta un 5.5 %, esto para alimentarlos al Digestor de Anaerobio de Lodos.

- **Modo general de operación**

Las descargas de las bombas de lodos mixtos (P-801/802) se unifican en un cabezal común para enviar los lodos a una primera etapa donde estos serán mezclados con una solución de polímero en un mezclador de tipo hidrodinámico (SM-801/802) para ocasionar una reacción química donde las cargas catiónicas del polímero y las cargas aniónicas de los lodos mixtos se unen y forman floc's que serán desagüados en la mesa espesadora (GF-801/802), con este mecanismo se logra incrementar la concentración de los lodos secundarios del 1.1 % al 5.5 %.



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS REGIONALES DE
MÉXICO



Una vez desaguados los lodos en la mesa espesadora, son descargados a gravedad a un tanque de lodos espesados (T-802) donde son succionados por 2 bombas de tipo lobulares (P-803/804) para enviarlos directamente al Digestor Anaerobio de Lodos. Estas bombas son controladas por medio de la señal que envía el transmisor de Nivel LE/LIT-802. Estas bombas de tipo lobular operaran en modo automático, donde solo operara una de ellas y la otra se mantendrá en reposo o stand-by. Este Tanque de lodos espesados será aireado para mantener una mezcla homogénea, la alimentación de aire proviene de los sopladores lobulares BL-1101/1102. La solución de polímero usada en el espesado será preparada en una unidad preparadora de polímero (PP-801), donde el control será automático, estos equipos cuentan con sensores electromagnéticos de nivel, es decir cuando detecta nivel bajo de polímero manda arrancar el dosificador de polímero en polvo y a la vez abre la válvula de tipo solenoide para la alimentación de agua.

Al mismo tiempo los agitadores tipo propela (MX-801/802) comienzan su operación, estos se encuentran ubicados en la primera etapa (Preparación) y segunda etapa (Maduración) de la cuba de preparación, la función de estos agitadores es precisamente lograr una homogenización durante la preparación. La tercera etapa de la cuba preparadora no cuenta con agitación a esta zona se le conoce como etapa de dosificación. La dosificación de polímero se realiza con 2 bombas de tipo tornillo (P-808/809), las bombas de polímero se mantendrán una en operación y otra en stand-by. El sistema de espesado cuenta con un sistema de lavado con espreas, las cuales son alimentadas por una bomba de tipo vertical multietapas (P-805).

4.2.4. Digestor anaerobio de lodos (sd-901)

- **Descripción general**

Los lodos secundarios espesados y los lodos primarios son bombeados a la etapa de digestión anaerobia por medio de dos (2) bombas de lodos espesados y dos (2) bombas de tipo lobular respectivamente.

Cabe mencionar que los lodos secundarios espesados incluirán los lodos secundarios producidos en la PTAR Tuxtla. En esta etapa de digestión, se llevará a cabo la estabilización de los lodos al reducir la fracción volátil de los lodos a un valor mínimo, que garantiza la neutralidad de estos. Durante este proceso, se



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



produce biogás como producto final de la digestión. El digestor de tipo anaerobio posee una capacidad de 7,815 m³ y un tiempo de residencia 16.4 días para el flujo medio de lodos combinados de 477.6m³/d. El digestor anaerobio contará con lo siguiente:

1. Un sistema intercambiador de calor en la línea de recirculación de lodo, para mantener una temperatura mayor y constante entre un intervalo de 30 a 35 °C dentro del digestor.
2. Un sistema de membrana flotante superior para el almacenamiento de biogás producido en la digestión de los volátiles.
3. Un soplador para mantener la inflada membrana externa del Digestor de anaerobio.
4. Un sistema de mezclado para mantener en movimiento la suspensión de lodos en el digestor.
5. Un sistema quemador de biogás, que será utilizado para eliminar el biogás generado.
6. Un sistema completo con aditamentos de seguridad (PRV's, arrestadores de flama, trampas de condensados, válvulas térmicas, válvulas de ajuste de presión, etc.) que garantizan la confiabilidad en la operación del sistema.
7. Un sistema de control automático a través del PLC principal, para el monitoreo de la
8. operación del digestor anaerobio.
9. Un tanque de lodos aireados para desprendimiento de biogás adsorbido por el lodo.

- **Modo general de operación**

4.2.4.1. Alimentación al digestor:

La alimentación al digestor de lodos se realiza con dos (2) bombas de lodos de tipo lobular (P-803/804) para lodo espesado, y tres (3) bombas de tipo lobular para el lodo primario (P-506/507/508). La descarga de las bombas pasa directamente a la entrada del digestor de lodos anaerobio (SD-901) donde se mezclan dentro de una cámara interna situada al centro del digestor. Esta cámara recibe igualmente, los lodos recirculados parcialmente digeridos y calientes, que pasan por el circuito de intercambiadores de calor. Al digestor de lodos le serán alimentados las grasas y aceites removidos en la etapa de

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO

pretratamiento. Será provisto un sistema de bombeo de recirculación interna para mantener en mezcla y suspensión los biosólidos del digestor a través de bombas de mezclado (P-901/902/903). En operación normal operarán dos bombas y una (1) se mantendrá en stand-by. Estas bombas aseguran recirculación completa del volumen total del digestor evitando zonas muertas. Además, la gran potencia de estas bombas (75 HP) provee una fuerza de corte que permite el rompimiento de la materia particulada (creación de subpartículas) y por ende un óptimo contacto de la materia orgánica con los microorganismos anaerobios (mejor transferencia de masa).

4.2.4.2. Calentamiento del digestor:

Una vez que los lodos combinados sean alimentados hacia el tanque digestor, se mantienen a una temperatura óptima de 30-38 ° C (intervalo mesofílico). Esto es posible porque una parte de los lodos recirculados por las bombas de mezclado serán enviados hacia un intercambiador de calor (HE-1001) y regresados nuevamente al digestor a una temperatura mucho más tibia. La energía calorífica del intercambiador provendrá del agua calentada a 70° C por una caldera de biogás o calentador (E-1002). El contacto (transferencia de calor) entre el agua caliente y el lodo recirculado se llevará a cabo en el interior del intercambiador de calor (geometría tipo “serpentín”), mientras que la bomba de agua caliente (P-1001) retornará el agua al calentador ya referido para iniciar un nuevo ciclo. El calentador permitirá reutilizar el poder calorífico del biogás producido en el mismo digestor, lo cual vuelve más eficiente el sistema de digestión anaerobia de lodos.

Una vez estabilizados los lodos, se podrán extraer a gravedad del digestor y ser conducidos por vasos comunicantes a un tanque de lodos digeridos (T-901) para desorción del gas del ácido sulfhídrico (H₂S) y del metano (CH₄) y evitar así que estos gases dañen los equipos de la etapa siguiente de deshidratación por incrustaciones y precipitados de estos compuestos. El aire de este tanque será proveído por los mismos sopladores que suministran aire a la etapa de desarenado.

Después del tanque de lodos aireados los lodos serán trasladados finalmente a la etapa de deshidratado a través de las bombas de lodos digeridos (P-904/905/906) (dos en operación y una en stand by). El digestor estará equipado con instrumentación necesaria para el control automático del flujo de alimentación, temperatura de circuitos de calentamiento, temperatura del digestor, operación del calentador, etc. Los set-point y/o puntos de ajuste se podrán manipular directamente

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGÍAS REGIONALES DE
MÉXICO

al PLC a través de una interfaz con PC.

Además, el Digestor anaerobio de lodos cuenta con un soplador de membrana BL-901, quien operara en modo continuo, este equipo inyectara aire para mantener inflada la membrana externa y mantener una contrapresión con la membrana interna y evitar el daño de esta. Los datos, gráficas, históricos y demás, serán registrados en una PC con interfaz al PLC. El operador podrá tener acceso a realizar cambios sólo con una clave de acceso. Las claves serán proporcionadas a personal calificado.

4.2.4.3. Reducción de materiales volátiles

El digestor de lodos anaerobios (SD-901) estará construido para digerir anaeróbicamente la producción diaria de lodos primarios y secundarios espesados; ambos a una concentración del 5.5 %. En el interior del digestor el lote de lodos permanecerá bajo condiciones anaerobias en un intervalo de 15-17 días para “obligar” a que las bacterias anaerobias (acidogénicas y metanogénicas) agoten toda la materia orgánica utilizable (fracción volátil de los lodos (SSV)).

De esta manera se logrará una reducción aproximada del 50 % de sólidos volátiles para el lote de lodo, no obstante, todo ello depende del tiempo de retención en el digestor. Esta reducción de la fracción volátil hace que los lodos sean inofensivos al medio ambiente porque no contienen residuos orgánicos que puedan reaccionar o descomponerse vía anaerobia y provocar malos olores. Al contrario de ello, los lodos estabilizados llegan a presentar un olor característico a tierra húmeda y pueden ser utilizados como mejoradores de suelos.

Por su parte, la cantidad de biogás generada es directamente proporcional a la cantidad de materia volátil convertida. El biogás tiene una composición de aproximadamente 65% CH₄ y 35% CO₂. Esta composición varía dependiendo del pH del reactor, concentración de materia volátil y otros factores. El biogás generado en el digestor anaerobio será colectado bajo la cubierta o domo flotante y enviado continuamente al quemador de biogás (E-1001) o bien, a la caldera de biogás (E-1002) para la reutilización de energía calorífica. El metano en ciertas mezclas con aire es explosivo y, por lo tanto, deberá manejarse adecuadamente.

El contenido de biogás se estimará teóricamente a partir de la medición diaria del contenido de CO₂ del biogás. El contenido de CH₄ del gas es entonces igual al



100% de biogás menos el contenido de CO₂, menos el contenido de H₂O (2%, aproximadamente). Todos los controles del quemador se encontrarán en el panel de control local, mientras que desde el PLC será monitoreado el estatus del equipo.

4.2.4.4. Evaluación de lodos digeridos

Una vez digeridos los lodos y finalizado su tiempo de retención (% destrucción de materias volátiles), llegan por vasos comunicantes al tanque de lodos digeridos (T-901) que como ya se describió párrafos arriba será utilizado para la desorción de gases en el lodo. Cabe mencionar que el tanque contará con un interruptor de nivel que asegura un volumen constante para la succión de las tres (3) bombas de lodos digeridos (2 en operación / 1 stand by). Estas bombas serán de tipo lobular y descargarán a un múltiple de alimentación para los filtros banda (deshidratación final). La operación del “deshidratado” se abordará con más detalle párrafos más abajo.

4.3. Análisis del biogás

Ecosistema de Tuxtla, S.A. DE C.V. contrató a EHS Labs de México S.A. de C.V. para elaborar un estudio de metano, gases atmosféricos, compuestos orgánicos volátiles, siloxanos, compuestos sulfurados en biogás. EHS Labs colectó 1 muestra el 19 de febrero de la Planta de Tratamiento de aguas de Paso Limón ubicado en Callejón Paso Limón S/N, Col. Paso Limón, Tuxtla Gutiérrez, Chiapas. La muestra fue recolectada por medio de una manguera conectada de la bolsa tedar a la línea y se llenó hasta aproximadamente % de su capacidad. La muestra fue identificada como Muestra de Biogás (EHS ID: 81169-1-1).

4.3.1. Método de análisis

Los gases permanentes y el hidrógeno se midieron usando cromatografía de gases / detector de conductividad térmica (TCO / GC). Análisis de composición de hidrocarburos se llevó a cabo por cromatografía de gases I detector de ionización de llama (FID / GC), método EPA-18. El sulfuro de hidrógeno se analizó por cromatografía de gases con un detector de conductividad electrolítica operado en el modo de azufre oxidativo. Los demás componentes de azufre se midieron mediante GC / Espectrometría de masas. Los compuestos orgánicos volátiles se analizan por GC/MS método T0-15. Componentes de silicio volátiles se miden mediante GC / Espectrometría de masas con detector de modo ion monitor, método T0-14. Los compuestos de siloxanos se calibran con una mezcla estándar proporcionada por



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



especialidad Scott gases. Estos análisis fueron hechos por Atm AA Inc., laboratorio localizado en Calabazas, California, Estados Unidos de América y fueron reportados el día 9 de Marzo del 2016.

4.3.2. Resultados

Compuestos	Concentración
Nitrógeno	1.14 % V
Oxígeno	0.48 % V
Metano	% V
Dióxido de carbono	% V
Hidrogeno	< 0.1 % V
Sulfuro de hidrógeno	7,340 ppmv

La concentración de oxígeno reportado incluye cualquier argón presente en la muestra. La calibración se basa en una atmósfera estándar que contiene 20.95% de oxígeno y 0.93% de argón. La exactitud del análisis de los gases permanentes TCD / GC es del $\pm 2\%$, son reportados con resultados actuales. Los resultados de los análisis actuales se reportan en " base húmeda".



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



Capítulo 5

Aplicaciones de los motores de gas de alta compresión

Los combustibles líquidos que sirven para alimentar los motores de combustión interna se obtienen por procesos llamados de refinación a partir del petróleo bruto y por lo que respecta a los aptos para motores Diesel, éstos difieren notablemente en sus propiedades y, por tanto, se comportan de muy diferentes formas cuando se queman en los motores. Es, pues, necesario conocer dichas propiedades y cómo afecta cada una al funcionamiento de los motores. Además, dada la importancia del proceso de ignición o encendido, se debe tomar en cuenta al fenómeno de la inflamación de los combustibles líquidos cuando se inyectan en los cilindros.

Los motores bicomcombustibles, que queman principalmente gas y un poco de combustible líquido, y los motores de gas de encendido por chispa, que queman exclusivamente gas se han generalizado mucho a causa de la gran disponibilidad de gas natural a precios bajos, aunque pueden quemar otros muchos tipos de gases.

5.1. Propiedades de los combustibles para motores

Dadas sus muchas aplicaciones, la fracción de los aceites pesados es muy valiosa y, por tanto, su precio es más elevado que el de las otras fracciones y residuos. Como consecuencia de esto, en los motores Diesel grandes, capaces de quemar satisfactoriamente combustibles más pesados, se ha generalizado el empleo de mezclas más baratas compuestas de aceite pesado y fracciones más pesadas.

Las propiedades o características del combustible ejercen una influencia considerable en el comportamiento y fiabilidad de los motores. Las características de los combustibles más importantes en lo que respecta al comportamiento de los motores son:

1. Calidad de encendido
2. Poder calorífico
3. Volatilidad
4. Punto de inflamabilidad

5.2. Motores biocombustibles



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
INSTITUTO TECNOLÓGICO NACIONAL DE
MÉXICO



Los motores bicomcombustibles se desarrollaron en Estados Unidos y otros países a partir de los motores Diesel para aprovechar el relativamente barato gas natural que se distribuye por gasoductos. El adjetivo bicomcombustible se debe a que pueden quemar tanto gas como combustibles líquidos. También se conocen como motores Diesel mixtos.

Los motores bicomcombustibles son motores de gran rendimiento que se asemejan mucho a los Diesel en varios aspectos. Tales como:

1. La relación de compresión es tan alta como la de los motores Diesel.
2. Funcionan con un gran exceso de aire, siendo la mezcla muy pobre en comparación con la de los motores de gas o de gasolina.

Dicho de otra forma, la relación aire/combustible es alta, como en los motores Diesel.

En los motores bicomcombustibles, como en los de gas y de gasolina, la mezcla de aire y combustible se efectúa antes de la compresión. No obstante, pese a la gran compresión que sufre la mezcla, ésta es tan pobre que no se autoenciende en el corto espacio de tiempo disponible.

3. Un tercer rasgo de semejanza entre los motores bicomcombustibles y los Diesel reside en el procedimiento de ignición. Así, en estos motores no existen bujías y la mezcla gaseosa se inflama por la acción del combustible auxiliar (combustible de arranque) que se inyecta en el seno de la mezcla caliente. El combustible auxiliar se inflama primero, de la misma forma que el combustible inyectado en un cilindro de motor Diesel, y después el combustible en combustión inflama la mezcla gaseosa.

Se ha convertido en práctica corriente aprovechar el gas que se produce cuando los lodos de las PTAR se descomponen. Este gas se utiliza mucho en motores bicomcombustibles o de encendido por chispa que suministran parte o toda la potencia consumida por la planta. El biogás está formado aproximadamente por dos tercios de metano y un tercio de anhídrido carbónico y suele contener algo de sulfuro de hidrógeno. Su poder calorífico superior es de unas 5780 kcal/m^3 .

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MÉXICO

5.2.1. Aplicaciones

Los motores Diesel corrientes son capaces de quemar aceite pesado con un buen aprovechamiento, tienen un complemento de motores de alta compresión derivados de él que son capaces de aprovechar los combustibles gaseosos, ya sea en exclusiva o combinados con un combustible líquido. El tipo de aplicación depende de tres factores:

1. El precio relativo del gas respecto al aceite pesado
2. Si la disponibilidad del gas resulta ser interrumpida
3. El tiempo requerido para pasar de gas a aceite pesado

Los motores Diesel de gas se inyecta en el instante del encendido, estos motores funcionan al 95% de gas de combustible gaseoso, si el suministro llega a agotarse, los motores pueden convertirse en motores Diesel normales cambiando algunas piezas.

Los motores mixtos pueden pasar en el acto de consumir 95% de gas y 5% de combustible líquido a consumir 100% combustible líquido o cualquier otra relación gas-combustible líquido. Estos motores resultan ser adaptables a cualquier situación. Los motores encendidos por chispa no usan combustible líquido auxiliar. Si se cuenta con gasoductos resulta ser beneficioso el uso de los motores de encendido por chispa ya que se cuenta con una fuente ininterrumpida. Por la capacidad de los motores mixtos de quemar gas y aceites pesados en variables proporciones resultan ser aplicados en diferentes áreas:

1. En localidades con gran disposición de gas natural, los motores mixtos pueden usarse para las altas demandas de energía en ausencia de fuentes baratas.
2. Plantas de tratamiento de aguas residuales, en este tipo de plantas se produce un cuyo poder calorífico superior de $5,780 \text{ kcal/m}^3$ y, aunque contiene sulfuro de hidrogeno (H_2S), este gas suele quemarse con facilidad en los motores de gas o mixtos. Estos motores pueden producir gran parte de la potencia requerida para hacer funcionar bombas, sopladores, etc. Sin embargo, el gas obtenido de los suministros de las PTAR no es constantes y eso puede causar que los motores necesiten más combustible del disponible, como los motores mixtos se adecuan perfectamente a tales situaciones, su uso se ha generalizado para estas situaciones. Así, cuando hay gas cloacal suficiente estos logran quemarlo,

y el resto del tiempo queman en totalidad el gas disponible combinado con el aceite pesado para compensar el primero.

5.3. Motores mixtos

Al igual que los motores Diesel de gas, los motores mixtos evolucionaron de los motores Diesel normales. En los motores mixtos la mezcla de gas y aire se comprime hasta una presión propia de motores Diesel y que el autoencendido (preencendido y detonación) se evita utilizando mezclas extremadamente pobres, cuya composición este por debajo del límite de explosión.

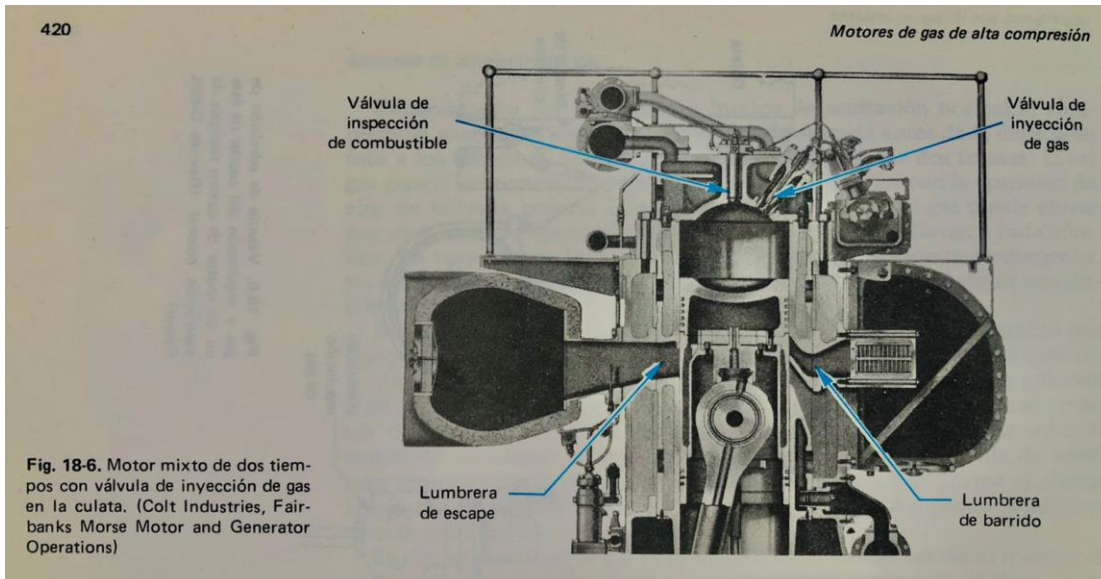


Figura No 5.- Motor mixto de dos tiempos con válvula de inyección de gas en la culata

5.3.1. Potencia nominal

El valor de la carga que puede arrastrar un motor mixto es limitado por la detonación debido a que cuando la carga aumenta, debe introducirse más combustible para hacer frente al correspondiente de potencia. Entonces, si aumenta la carga de un motor mixto, el regulador provoca la admisión de mayor cantidad de gas y aumenta la relación gas/aire. Si la carga continua aumentando, la relación gas/aire llega a hacerse rica para entrar dentro de los límites de explosión, con lo que ocurriría una detonación. Entonces, en los motores mixtos la potencia nominal esta limitada por

la tendencia de detonar. La potencia de estos motores resulta ser similar o ligeramente superior a la de los motores de tamaño similares que funcionan con aceite pesado.

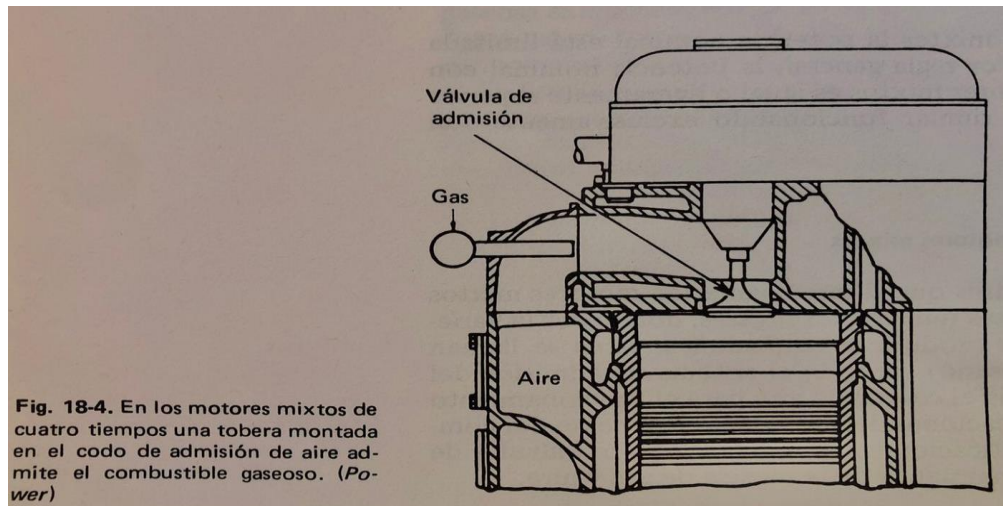


Figura No 6.- Motor mixto de cuatro tiempos

5.3.2. Características particulares de los motores mixtos

En los motores mixtos de aspiración normal, el combustible gaseoso es admitido por el aire de entrada antes de la llegada de éste a los cilindros. Este proceso puede realizarse de dos maneras:

1. El gas puede mezclarse en el colector de admisión con la corriente de aire en la entrada general de todos los cilindros
2. El gas puede entrar por cada uno de los conductos de aire separados que llevan a cada cilindro.

En la siguiente figura se puede observar que el gas fluye desde un colector a un tubo ranurado o perforado inserto en el codo que conecta el colector de aire con la culata, aunque el gas fluye constantemente sobre el conducto de admisión, incluso con la válvula de admisión permanece cerrada montada en la culata, la avalancha de aire que se forma al abrirse la válvula de admisión rompe la acumulación de gas produciendo una mezcla de combustible uniforme.

En los motores de dos tiempos se requieren presiones de inyección de gas más elevadas que los motores de cuatro tiempos, ya que el gas debe ser admitido con mayor rapidez durante la carrera ascendente, después de que las válvulas de admisión se hayan cerrado y antes de que la presión de compresión se haya elevado excesivamente. Es difícil que conseguir una mezcla íntima de gas y aire en los motores de dos tiempos, debido a que el gas no se inyecta en una corriente de aire como ocurre en los motores de cuatro tiempo, por lo tanto se trata de favorecer la mezcla elevando la presión de inyección de gas. Si se logra un buen proceso en el mezclado es esencial por si alguna parte de la mezcla es más rica que la media, puede producirse una detonación.

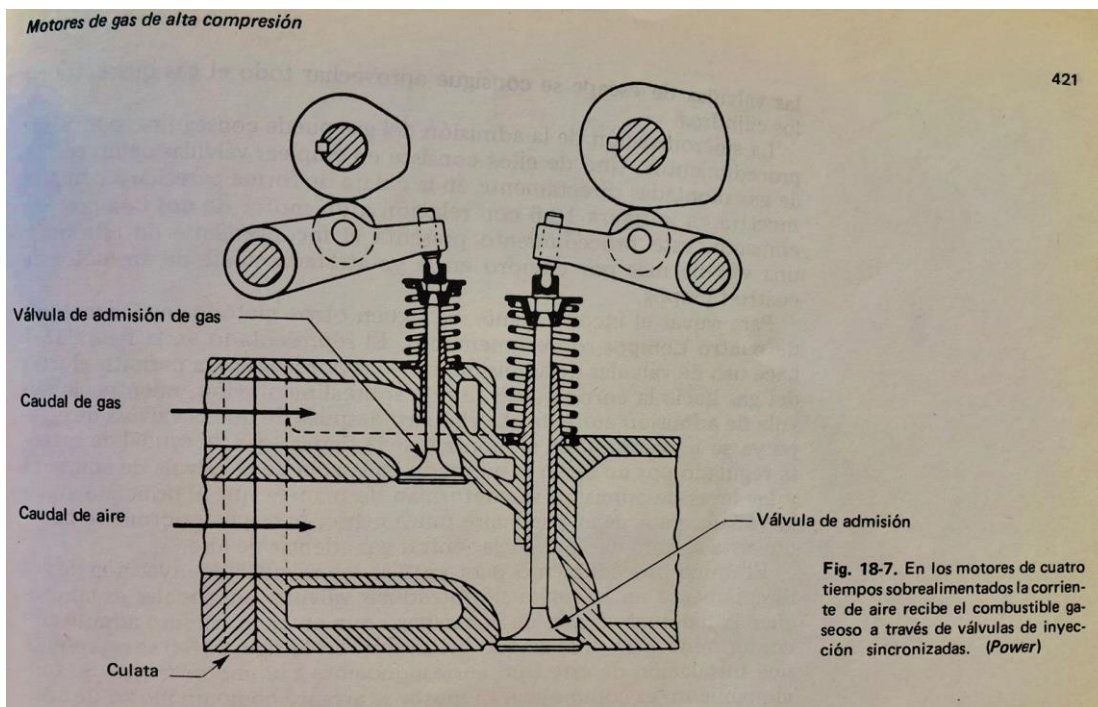


Figura No 7.- Motor mixto de cuatro tiempos sobrealimentado

Se debe sincronizar la admisión de gas en los motores sobrealimentados de cuatro tiempos, dado el solapo de de válvulas que tienen dichos motores. Si el combustible gaseoso se uniera al aire sobrealimentado antes de que cerrara la válvula de escape, el aire que saliera por está durante el proceso de barrido arrastraría con el gas sin quemar. Admitiendo el gas únicamente después de que se hayan cerrado las válvulas de escape se consigue aprovechar todo el gas que entra en los cilindros. La sincronización de la admisión del gas puede conseguirse por varios



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



procedimientos; uno de ellos consiste en emplear válvulas de admisión montadas directamente en la culata, sin embargo, se presentan inconvenientes de introducir una válvula más por cilindro en culata de un motor de cuatro tiempos. Para salvar este inconveniente se siguen otros métodos en los motores de cuatro tiempos, se hacen uso de válvulas de admisión motivadas por levas para permitir el paso del gas hacia la corriente de aire de sobrealimentación, mientras la válvula de admisión esta abierta y pero después de que la válvula de escape se haya cerrado.

5.4. Motores operando con Biogás

El biogás puede ser utilizado en motores de combustión interna tanto con gasolina como con diésel. Este gas tiene un octanaje que oscila entre 100 y 110 lo cual lo hace muy adecuado para su uso en motores de alta relación volumétrica de compresión, por otro lado, una desventaja es su baja velocidad de encendido. En los motores de Ciclo Otto el carburador convencional es reemplazado por un mezclador de gases. Estos motores son arrancados con nafta y luego siguen funcionando con un 100% de biogás con una merma de la potencia máxima del 20% al 30%. A los motores de Ciclo Diesel se les agrega un mezclador de gases con un sistema de control manteniendo el sistema de inyección convencional. De esta manera estos motores pueden funcionar con distintas proporciones de biogás diésel y pueden convertirse fácil y rápidamente de un combustible a otro lo cual los hace muy fiables. El gasoil no puede ser reemplazado en los motores funcionando a campo del 85% al 90%, debido a que la autonomía conseguida menor comparada con la original.

5.4.1. Motores de ciclo otto con Biogás

Se realiza una serie de modificaciones en los motores de ciclo Otto para que puedan ser operados con dicho combustible. Debido a que el biogás tiene un bajo contenido energético (5335 Kcal/m³), se trata de una mezcla de difícil detonación mediante bujía como en los motores gasolina, debido a esto se suele colocar una cámara de precombustión en la cual la mezcla de aire-gas sea enriquecida. Dicha cámara requiere de una alimentación de biogás a alta presión.

El gas combustible entra verticalmente en el mezclador de gases, se mezcla con el aire y es conducido a los turbocompresores de gases de escape a través de una tubería. Tras pasar por los turbocompresores de gases de escape, la mezcla



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



comprimida de aire y gas vuelve a ser recogida y atraviesa el refrigerador de la mezcla (intercambiador de calor mezcla/agua). Tras atravesar el refrigerador, la mezcla de aire y gas fluye por la válvula de retención que gobierna según su posición el paso a la cámara de aspiración del carter del cigüeñal. La mezcla se reparte desde la cámara de aspiración a los diversos cilindros.

- El gas combustible entra verticalmente en el mezclador de gases, se mezcla con el aire y es conducido a los turbocompresores de gases de escape a través de una tubería. Tras pasar por los turbocompresores de gases de escape, la mezcla comprimida de aire y gas vuelve a ser recogida y atraviesa el refrigerador de la mezcla (intercambiador de calor mezcla/agua). Tras atravesar el refrigerador, la mezcla de aire y gas fluye por la válvula de retención que gobierna según su posición el paso a la cámara de aspiración del carter del cigüeñal. La mezcla se reparte desde la cámara de aspiración a los diversos cilindros.
- Intercambiador de calor (mezcla/agua) NCG
- Filtro del aire de admisión NFV
- Turbocompresor de gases de escape NSG
- Válvula de regulación eléctrica NVA
- Mezclador de gases NVD3
- Válvula de estrangulación NVG
- Cámara de aspiración 1 Tubería de alimentación de gas a la cámara de pre-combustión 2
- Válvula de gas de la cámara de pre-combustión 3
- Entrada de gas de combustión D
- Entrada de gas de combustión (tubería de alimentación de gas a la cámara de precombustión)

A. **Ratio aire-combustible:** Cuando se produce la modificación de carburación del motor, hay prestar atención a la relación aire-combustible con el fin de obtener un rendimiento óptimo. La relación estequiométrica de biogás con el aire es de 60% de metano es 6.03. Se recomienda que las concentraciones de metano mínimo de 35% y valores de calefacción de 400 Btu / SCF mantenerse para el funcionamiento de un ciclo de cuatro tiempos de combustión del motor. Del mismo modo, una mezcla de metano y dióxido de carbono no debe incendiarse si la cantidad volumétrica de dióxido de carbono es mayor

que tres veces la cantidad de metano. Esto es especialmente preocupante cuando uso del biogás generado a partir de las operaciones del relleno.

- B. **Ratio de compresión:** ratios de compresión óptimo para un motor alimentado con biogás ha determinado que en el rango de 11-16:1. Sin embargo, la mayoría de industrial de motores de gas natural tiene relaciones de compresión de 7:1 a 10:1.

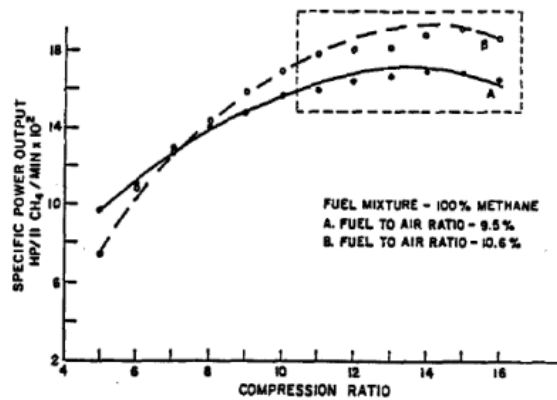


Figura No 8.- Ratio de compresión vs potencia específica de salida

- C. **Retraso en el tiempo de encendido:** el biogás tiene típicamente un encendido lento comparándolo con la de otros combustibles gaseosos. Debido a esto, la chispa debe ser retrasada para permitir la combustión más suave y el funcionamiento del motor.

5.4.2. Motores de ciclo duales operando a biogás

En un motor diésel, el gas metano es rociado en el cilindro con el flujo de aire a través de los inyectores localizados inmediatamente sobre la válvula de apertura. El diésel es inyectado como siempre y se enciende por la compresión en el cilindro, junto con el gas metano. Sin embargo, es necesaria una cantidad de diésel para que se encienda la combinación de gas metano y diésel. La mejor – por ejemplo, la más alta – proporción de gas es alcanzada durante un manejo suave, estable con pocas rápidas aceleraciones. En el caso de los motores duales diésel-gas debido a una alta resistencia del CH_4 a la auto-ignición debido al que el gas no es puro sino que lleva CO_2 , las condiciones de temperatura y presión son insuficientes por lo que la mezcla comprimida deberá detonarse mediante la inyección de gasoil.

Se debe contar con un tanque de almacenamiento de diésel y un sistema de enfriamiento. Debido a que la mezcla entre biogás y combustible diésel tiene lugar en la cámara de combustión no afectará a la regulación de potencia debido a las variaciones de las cargas eléctricas aplicadas. Esta modificación, se constituye entre el depurador y el sistema de admisión de aire donde en el extremo se coloca la válvula de regulación de entrada de biogás para ajustar la concentración de dicho gas.

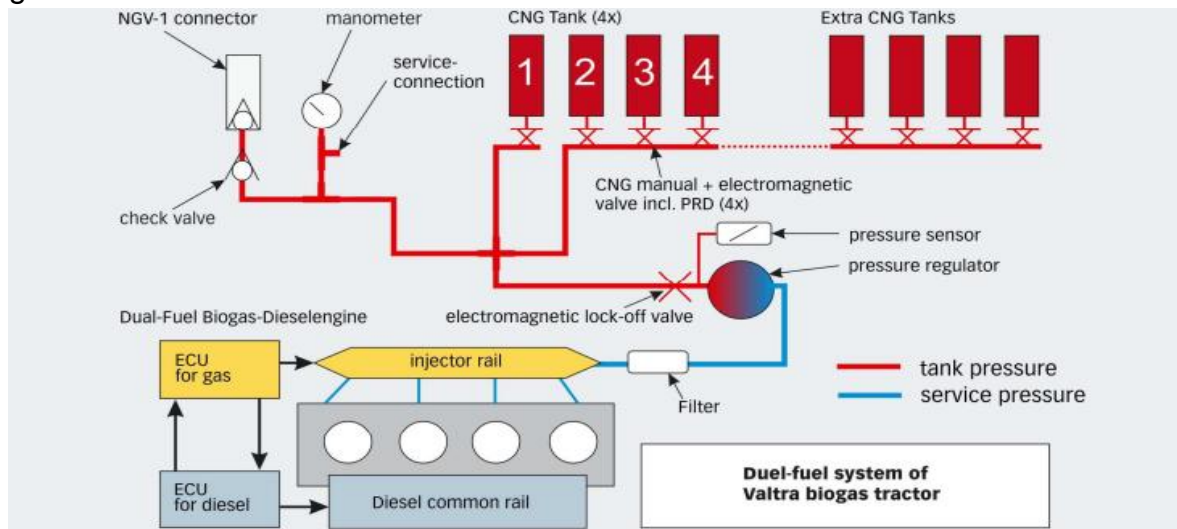


Figura No 8.- Motor dual operando con diésel-biogás

En la figura superior podemos observar el esquema de un motor dual, biogás-diesel, para un tractor. Debido a que el gas no es puro sino que lleva CO₂, las condiciones de temperatura y presión son insuficientes por lo que la mezcla comprimida deberá detonarse mediante la inyección de gasoil.

5.4.2. Motores de ciclo diesel operando a biogás

En el caso de adaptar un motor diesel para que opere con biogás, se había referido anteriormente que las modificaciones eran mayores que para los motores duales, por lo que la mayoría de usuarios se decantan por usar un motor de explosión o un motor que trabaje con diesel-gas antes que un motor diesel. En efecto, si elegimos un motor diesel con un grado de compresión determinado con su correspondiente control de salida de gases de escape, los pasos a seguir para adaptarlo a biogás serían los siguientes:

- Sustitución del sistema de inyección por un sistema de chispa, también se añade un carburador que mezcle aire-gas tal y como habíamos señalado anteriormente en motores de explosión.
- Al sustituir los inyectores por un sistema de chispa se reducirá el radio de

- compresión para biogás usando un cabezal separador.
- Modificación del turbocompresor de gases de escape para ajustar la presión de salida.

5.4.1.1. Diseño del carburador

El carburador instalado en un motor de biogás debería tener forma de venturi con un cono acelerador que disminuye progresivamente como una curva de 40 mm de radio y el cono del ángulo difusor de 10° . El biogás entra en el venturi a través de múltiples orificios alrededor de la zona de la garganta.

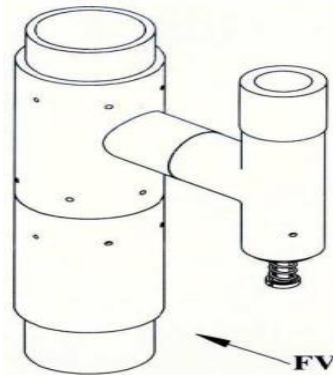


Figura No 8.- Carburador de un motor de biogás

5.4.1.2. Encendido de chispa

El avance de vacío y centrífugo se desactiva para que el motor funcione a velocidad constante y a plena carga cuando se acciona. También se retira la boquilla de inyección de combustible en la culata se retira y sustituye por una bujía y un tubo de guía apropiado.

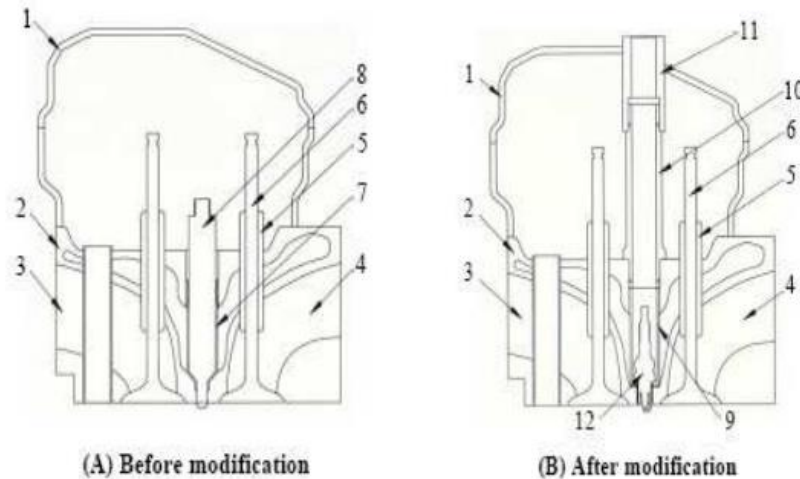


Figura No 10.- Modificación de la culata

En la figura No 11 se muestra la modificación de la culata:

1. Cubierta.
2. Cabeza del cilindro.
3. Lumbrera de admisión.
4. Lumbrera de escape.
5. Guía de la válvula.
6. Válvula gases escape.
7. Guía del inyector.
8. Inyector.
9. Guía de la bujía.
10. Conducto de conexión de la bujía.
11. Parte superior del conducto de conexión de la bujía.
12. Bujía.

5.4.1.3. Grado de compresión

Para adaptar el motor a biogás es necesario que el grado de compresión disminuya normalmente a parámetros estipulados entre 10:1 a 12:1 pero usando el turbocompresor podemos reducirlo aún más hasta 8:1.

5.4.1.4. Control de presión de la Turbo

La presión de la turbo es otro de los parámetros que deben ser controlados ya que una disminución excesiva puede causar una pérdida en la eficiencia mientras que un impulso descontrolado podría producir un golpeo que dañaría el motor debido a un exceso de revoluciones. Dicha variación de presión se consigue modificando el orificio de salida de los gases para adaptarla a la presión de la turbo. Las variables que se verían modificadas con el control de exceso de presión en la turbo sería el grado de compresión, modificación del ángulo de chispa, carga de aire e índice de aire en la mezcla. Además, se instala un cabezal de cilindro con espaciador con el objetivo de incrementar el volumen de la cámara de combustión y producir un descenso del radio de compresión.

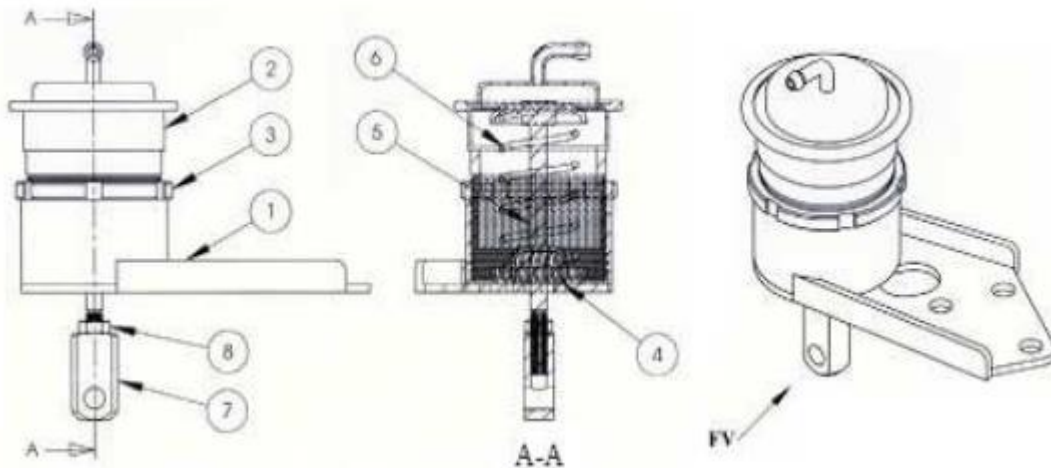


Figura No 11.- Modificación de la salida de escape

Modificación de la salida de escape para ajustar la presión de la turbo:

1. Asiento del escape.
2. válvula de descarga del asiento.
3. Ajuste de la tuerca de seguridad de la válvula de descarga.
4. varilla de empuje.
5. Varilla de empuje para residuos.
6. Retorno.
7. Varilla de empuje ajustable.
8. tuerca de seguridad.

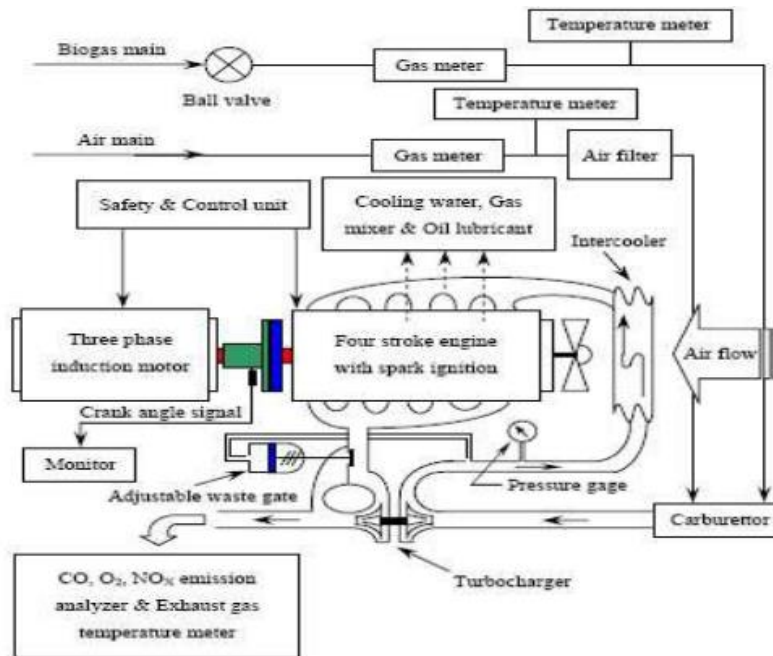


Diagrama en bloque de la instalación completa del sistema completo un motor de 4T acoplado al generador con sus correspondientes sistemas de medición de gases de escape, seguridad etc.

Gráfico No 6.- Diagrama de bloque de la instalación completa del sistema completo de un motor de cuatro tiempos acoplado al generador con sus correspondientes sistemas de medición de gases de escape, seguridad, etc.

5.5. Mantenimiento de los motores de biogás

El mantenimiento de motores de gas se organiza en base a unos 'escalones' de mantenimiento, una serie de actividades que se deben llevar a cabo según las horas que el motor ha estado en funcionamiento. Es muy difícil establecer una periodicidad para cada una de las actividades de mantenimiento para todos los motores, pues cada fabricante ha desarrollado una serie de rutinas en base a la experiencia y al diseño y materiales que componen su equipo. Por ello, las periodicidades que se indican en este apartado deben ser consideradas como meramente orientativas.

5.5.1. Mantenimiento operativo diario

Es necesario vigilar los parámetros indicados en el apartado que se indican a continuación:

- Temperaturas y presiones del aceite de lubricación
- Presión en el cárter



- Temperatura del agua de refrigeración de camisas (circuito de alta) y de aceite y aire de admisión después del turbocompresor (circuito de baja), a la entrada y a la salida del equipo
- Posición de la válvula de descarga del turbocompresor
- Temperaturas y presiones en cada uno de los cilindros
- Detonaciones en cada uno de los cilindros
- Avance del encendido
- Potencia instantánea en cada momento
- Temperaturas y presiones en colector de admisión
- Temperaturas y presiones en el colector de escape
- Temperaturas y presiones antes del turbocompresor (lado admisión)
- Revoluciones del turbocompresor

5.5.2. Mantenimiento operativo semanal

- **Aire arranque**

- Verificar el correcto funcionamiento de los presostatos de control de los compresores.
- Secador aire de arranque
- Limpiar el radiador del condensador frigorífico.
- Controlar la presión de salida de aire de los mano-reductores.

- **Rampa de gas**

- Control de las fugas de gas en la rampa.
- Control de la estabilidad de la presión de gas.
- Control de la estabilidad de la presión de gas en la entrada de la E.R.M.
- Control de la temperatura de gas en la entrada de la rampa.
- Control de la temperatura de gas en la entrada del motor.

- **Circuito de fabricación**

- Vaciar los depósitos de recogida del aceite del detector de niebla en cárter.
- Vaciar los depósitos de recogida del aceite de drenaje de los canalones de las bancadas del bloque motor.
- Limpiar las pérdidas de aceite.
- Corregir las posibles fugas de aceite.

- **Circuito de aire de admisión**

- Controlar el estado de la superficie de los filtros de aire en el turbocompresor (si es necesario limpiar o sustituir).
- Control de posibles pérdidas de gases de escape en los turbocompresores.
- Control de la temperatura del aire en la entrada de los turbocompresores.



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
INSTITUTO TECNOLÓGICO NACIONAL DE
MÉXICO



- Control del correcto funcionamiento de la ventilación de la sala.
- Limpieza de los turbocompresores diariamente.
 - **Anotaciones extras:**
- Indicar si se han realizado cambios de bujías.
- Indicar si se han realizado limpieza de precámaras.
- Indicar las alarmas y las anomalías de la semana.
-

5.5.3. Ajustes quincenales

- Ajustes en válvulas
- Ajustes en la rampa de gas
- Engrase de alternador

5.5.4. Revisión 500 horas

Esta revisión conlleva el paro de un motor durante aproximadamente 2 horas, el trabajo que se realiza en esta revisión lo puede desempeñar un solo técnico.

Trabajos que se realizan en esta revisión:

- Se sacan las bujías para limpiarlas y se limpia el filtro centrífugo de aceite.
- Limpieza del filtro centrífugo de aceite, se puede hacer con el motor en marcha.

5.5.5. Revisión 1.000 horas

Esta revisión conlleva el paro del motor durante aproximadamente 4 horas, el trabajo que se realiza en esta revisión lo puede desempeñar un técnico. Trabajos que se realizan en esta revisión:

- Se cambian las bujías.
- Se limpian las pre-cámaras.
- Limpieza del filtro centrífugo de aceite, se puede hacer con el motor en marcha.
- Se toma una muestra de aceite para su posterior análisis, se debe hacer con el motor en marcha.
- Revisar el accionamiento y las uniones del actuador.

5.6. Mantenimiento del intercambiador de los gases de escape

Cuando se recupera el contenido de energía de los gases de escape, el rendimiento



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



neto de calor puede ser elevado por la mejora de la manera que el calor escape del motor se incorpora en la red local de calefacción, y al aumentar el calor extraído del gas de escape. Sin embargo, el enfriamiento adicional resultante de esto puede conducir a problemas en el gas de escape de calor debido a los depósitos y corrosión de ácido intercambiador. El punto de diseño y funcionamiento del intercambiador de calor de escape de gas y el punto de rocío de ácido de los gases de escape son factores clave aquí, con el ácido punto de rocío dependiendo principalmente del contenido de azufre del biogás. Los depósitos sobre las superficies laterales de escape del intercambiador de calor de escape de gas tienen un efecto aislante que afecta negativamente a la transferencia de calor y aumenta los gases de escape aguas abajo contrapresión de los gases motor. La transferencia de calor deteriorada como resultado un aumento en el gas de escape temperatura de salida y por consiguiente en redujo la producción térmica. Una contrapresión de escape de gas superior puede resultar en la salida del motor reducida.

5.6.1. Aceites lubricantes para motores de gas

Los motores de gas, en tanto que funcionan de forma regular con cargas constantemente altas, sometidos a altas temperaturas durante largos períodos de tiempo a menudo en ubicaciones de difícil acceso y bajo una supervisión mínima. Por ello, requieren de un alto grado de fiabilidad en cuanto a las prestaciones y el aceite se refiere. Las altas cargas y temperaturas promueven la oxidación, haciendo que se requieran aceites con una alta estabilidad a la oxidación. Los motores de gas son más propensos al desgaste de válvulas y de sus asientos, debido principalmente a la combustión limpia y seca y de la carencia de hollín y de compuestos de plomo que normalmente lubrican dichas válvulas. Por esta razón, el nivel de ceniza sulfatada es mucho más crítico que en los de gasolina o diésel. Los altos niveles de ceniza pueden generar un encendido prematuro y la presencia de suciedad en las bujías generar encendidos defectuosos, válvulas quemadas entre otras averías. Sin embargo, la formación de ceniza puede ser también beneficiosa ya que una capa de sales metálicas sobre la superficie de la válvula puede proporcionar protección frente a la exposición a elementos dañinos del gas combustible y contra las altas temperaturas, así como a la corrosión en caliente. También puede lubricar el asiento de las válvulas y reducir el retroceso de estas. Generalmente, será más apropiado usar un aceite con un bajo contenido en cenizas, especialmente cuando estemos trabajando con biogás no agresivo, es



decir, previamente purificado. Sin embargo, sí se requiere usar un aceite con un nivel de detergente mayor, especialmente cuando se use un biogás procedente de un vertedero o no esté convenientemente purificado. Otro aspecto cada vez más importante en los aceites es el uso de catalizadores para la eliminación/control de emisiones a la atmósfera. El uso de estos limita el tipo de aditivos que puede llevar el aceite del motor en su formulación.

5.6.2. Funciones de los aceites en motores de gas

Las funciones principales de un aceite en un motor de gas son las siguientes:

Control de la oxidación y la Nitración, las altas temperaturas promueven las formaciones de óxidos de Nitrógeno y al reaccionar con el aceite dan lugar a:

- Aumento de la viscosidad, debido a la polimerización del aceite.
- Desgaste corrosivo debido a productos ácidos tales como ácido nítrico.
- Formación de depósitos en el motor causados por fangos y barnices.
- Bloqueo de los filtros causado por los fangos

5.6.3. Selección del tipo de aceite

Consideración de factores a la hora de seleccionar el tipo de aceite:

- **Tipo de gas.** Un gas natural sin y elementos corrosivos arde bien por lo que un aceite con un bajo nivel de ceniza sería el más adecuado. Sin embargo, un biogás puede contener un gran índice de compuestos sulfhídricos y haluros, que son muy corrosivos lo que requerirán unos aceites con un índice TBN mayor.
- **Capacidad del Cárter y consumo de aceite.** Un cárter pequeño y un bajo consumo de aceite puede conllevar grandes tensiones en el mismo y reducir su vida útil además de producir depósitos, desgastes en las válvulas y suciedad en las bujías, especialmente si se utilizan aceites con un alto índice de cenizas.
- **Temperaturas.** Los motores que funcionan a temperaturas bajas ($\leq 40^{\circ}\text{C}$) pueden funcionar de manera eficiente con un aceite tipo SAE-30 mientras que si el funcionamiento es en temperaturas más altas ($> 50^{\circ}\text{C}$) se usarán aceites tipo SAE-40.
- **Nivel de ceniza sulfatada.** Determina la cantidad de materia incombustible restante cuando se quema una determinada cantidad de aceite y es un criterio muy importante a la hora de seleccionar el tipo de aceite en los motores de gas. Casi todos los aceites contienen aditivos organometálicos que se requieren para proporcionar protección y limpieza frente al desgaste y la oxidación. Estos



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NUCLEARES DE
MÉXICO



detergentes, principalmente sulfatos y fenatos constituyen la fuente principal de ceniza en un motor de gas. La utilización de aceites con un bajo contenido en cenizas puede dar lugar a una exposición de las válvulas a las altas temperaturas y a la acción de elementos agresivos en el combustible. Como consecuencia de ello se produce corrosión térmica, retroceso y quemado de las válvulas, entre otros. Sin embargo, la utilización de un aceite con un alto contenido en cenizas genera otros problemas como podrían ser la formación de ceniza en la cámara de combustión y el pistón, lo que daría lugar a encendidos prematuros, suciedad en las bujías, quemado de las válvulas y adherencias en los aros.

5.7. Detonaciones

La detonación aparece cuando la mezcla gas-aire se inflama bruscamente antes de que salte la chispa en la bujía, cuando el pistón no ha alcanzado aún el momento preciso. Se provoca, por tanto, una fuerza que se opone al movimiento normal del cigüeñal. Los factores que intervienen en el knocking son los siguientes:

- La instrumentación del sistema.
- anti-knocking, esta instrumentación, como cualquier otra puede fallar e indicarnos que está habiendo un problema que en realidad no existe
- Fallo en el detector inductivo (pick-up) que indica la posición del volante de inercia: como ese sensor es el que determina el momento en que debe
- El estado del aceite de lubricación
- La composición del gas. El gas con un número de metano bajo tiene una capacidad detonante mayor que un gas natural con un número de metano mayor, ya que produce los radicales libres necesarios para el inicio de la reacción a una temperatura inferior.
- El estado de las camisas. Si éstas han perdido el bruñido, es decir, la superficie rugosa que retiene el aceite, parte de éste puede pasar a la cámara de combustión y provocar puntos calientes.
- Las bujías. La combustión detonante puede conducir a una elevación anormal de la temperatura de los electrodos de la bujía, con el consiguiente pre-encendido superficial. El pre-encendido producido por la detonación puede realimentar e intensificar ésta, pudiendo llegarse a producir un pre-encendido de avance creciente extremo y errático. Es-te fenómeno se conoce como “wild pind”.



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
INSTITUTO TECNOLÓGICO NACIONAL DE
MEXICO



- Las consecuencias del fenómeno de detonación son: degradación acelerada de pistón, camisa y válvulas, disparo del motor al activarse el sistema de protección
- anti-knocking, pérdida de rendimiento y de potencia, al tener que bajar la temperatura de cámaras de combustión para evitarlo.

5.8. Altas temperaturas del agua de refrigeración

Cuando el motor recibe el agua o fluido con el que tiene que refrigerarse a una temperatura excesiva, es evidente que éste no será capaz de evacuar con eficacia el calor generado en el cilindro. Por esta razón, para prevenir un fallo mayor, el motor suele dar una alarma, y si el problema persiste, terminará parando. El agua o fluido refrigerante es un mero medio de transporte del calor hasta la atmósfera. Si alguno de los equipos implicados en la transferencia de calor a la atmósfera no funciona correctamente, el agua de refrigeración no se enfriará, y por tanto, retornará caliente al motor. El fallo puede estar localizado en el intercambiador, por ensuciamiento o bloqueo, en alguno de los circuitos de refrigeración (primario o secundario) por incrustaciones o bloqueo de tuberías, o en el elemento que finalmente evacua el calor a la atmósfera o a otro medio de aprovechamiento (torre de refrigeración, un aero-refrigerador o un intercambiador que cede este calor a un proceso industrial, por ejemplo).

5.9. Fallos en el encendido

Las bujías en los motores de gas han sido tradicionalmente uno de los puntos débiles de estos motores que han traído de cabeza tanto a los ingenieros de los diversos fabricantes, a los servicios de asistencia técnica y a los propios técnicos de mantenimiento de las plantas. La reparación suele ser sencilla: una vez detectado que hay un fallo en una bujía, se para el motor, se sustituye y se vuelve a arrancar.

5.10. Bajo rendimiento (mayor consumo de combustible)

Actualmente y debido a los altos precios del gas combustible, uno de los mayores problemas que puede tener un motor es que su consumo sea mayor que el estipulado. Esto irá en contra del plan de negocio y de las garantías que el fabricante del motor o el contratista de operación y mantenimiento ofrecen al promotor de la



planta. Por ello, hay que chequear de forma continua el rendimiento del motor para garantizar que está dentro de los rangos esperados. Si se detecta un aumento del consumo sobre el que tenía originalmente (el valor obtenido en las pruebas de aceptación del motor), la causa podría ser alguna de las siguientes:

- Fallo en el turbocompresor, de forma que la presión y caudal de aire o mezcla que es capaz de proporcionar es menor a la de diseño.
- Detonaciones, que obligan a reducir las presiones y temperaturas de la cámara de combustión.
- Fallos en bujías.
- Mal estado de las válvulas de admisión o escape.
- Mal estado del aro de compresión del pistón.
- Composición inadecuada del gas.
- Aumento de la temperatura de la nave donde se aloja el motor y de la que éste toma el aire para la combustión.

5.11. Adaptación de los motores

Los motores a gas contienen el mismo sistema que un motor a gasolina, pero la explosión se genera con más fuerza y además la potencia disminuye un poco, otra diferencia es que las válvulas son construidas en sodio. La utilización de los motores de combustión interna alimentados con gas, especialmente gas natural, para la generación combinada de energía térmica y eléctrica (CHP), cogeneración, ha aumentado substancialmente en los últimos años. Constituye una fuente eficiente y amigable con el medio ambiente de generación energética para una amplia variedad de aplicaciones industriales y domésticas, alcanzando niveles de eficacia superiores al 90%. La mayor parte de las veces los fabricantes de motores se han limitado a realizar pequeñas modificaciones en los mismos para su adaptación a los nuevos combustibles y algunos han definido especificaciones propias de lubricantes para estas aplicaciones. El gran auge de las plantas de cogeneración y las nuevas tecnologías que hacen posible la utilización de gases residuales de diferentes procesos de fermentación han traído consigo un gran desarrollo de los motores estáticos de tamaño medio y grande entre 300 y 1000KW.

5.11.1. Adaptación motores Diesel- gas

Los motores Diesel de gas se llaman así porque funcionan igual que los motores



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MÉXICO



Diesel de aceite pesado, o sea comprimen aire únicamente, inyectan el combustible en las proximidades del PMS al final de la carrera de compresión, y dependen exclusivamente de la temperatura del aire comprimido para inflamar el combustible auxiliar y producir así el encendido del combustible gaseoso. Estos motores fueron los primeros de gran compresión que utilizaron combustibles gaseosos, pero han sido desplazados por los tipos posteriores (mixtos y de chispa) que son más sencillos y baratos. Uno de los principales modelos comercializados de diesel de gas es un motor Nordberg de dos tiempos cuya constitución y características generales, como la presión de compresión, son iguales a las del motor Nordberg de aceite pesado de dos tiempos. Sus elementos particulares son: un compresor de gas de tres etapas que eleva la presión del gas hasta la de inyección, una bomba independiente para cada cilindro que impulsa el combustible auxiliar, válvulas de inyección que admiten gas y aceite pesado simultáneamente en cada cilindro y un mecanismo hidráulico que abre las válvulas de inyección en el instante adecuado y varia la separación de estas bajo el mando del regulador de forma que se admita la cantidad de gas necesaria para arrastrar la carga. La disposición general de este motor: El compresor de gas está controlado automáticamente para suministrar gas a 77kp/cm² aproximadamente. Este gas llega a las válvulas de inyección montadas en la culata.

procedente de la botella de almacenamiento, después de atravesar un enfriador y el compresor para cada cilindro existe una bomba de combustible auxiliar que entrega una pequeña cantidad fija de aceite pesado a cada una de las válvulas de inyección. Cuando una de las válvulas de combustible se abre, el combustible auxiliar es insuflado al cilindro por el gas comprimido, donde encuentra aire previamente comprimido hasta unos 35 kp/cm² y 540°C. Esta temperatura provoca la ignición del gas y estabiliza además la combustión de este. Una bomba de accionamiento, mandada por el árbol de levas, está conectada a través de una tubería con un actuador montado en la culata, que sincroniza la abertura de la válvula de inyección y además controla la separación de la válvula. El regulador varia la cantidad de fluido hidráulico que se entrega en cada carrera de la bomba de accionamiento regulando así la separación de la válvula de inyección y la cantidad de gas inyectada. La cantidad de combustible auxiliar necesaria para la ignición de la mezcla y estabilizar la combustión es aproximadamente un 5% del total de combustible a plena carga, medida respecto al poder calorífico. Sigue un ejemplo representativo. El rendimiento del combustible de estos motores Diesel de gas, términos de los poderes caloríficos del gas y combustible auxiliar consumidos por



unidad de potencia útil es aproximadamente igual al que se tiene funcionando con aceite pesado. Sin embargo, el precio del motor es superior al de un diésel corriente, dada la existencia de compresor de gas, el mecanismo de actuación hidráulico y las bombas de combustible líquido adicionales; por lo tanto, la adaptación de un diésel convencional al funcionamiento con gas solo es interesante para motores de gran tamaño. El cambio de combustible para pasar de consumir gas a consumir aceite pesado requiere varias horas.

5.11.2. Adaptación del Motor Diesel

Los motores a diésel, se pueden operar con una sustitución del diésel por biogás hasta un 70%, y un consumo de Diesel del 30% restante por lo que el motor no sufre ninguna alteración al consumir los dos tipos de combustible al mismo tiempo. Para realizar estas adaptaciones se debe de colocar una "T" entre el filtro y el sistema de admisión del aire, donde se conecta la tubería del biogás. Se debe de instalar una válvula en esta tubería para regular el suministro del biogás y ajustarlo al porcentaje requerido de operación. La adaptación que se le realizó al motor de diésel, donde se le colocó una "T" entre la admisión del aire del motor que es la parte inferior de la tubería plástica y el filtro del depurador en la parte superior, además se aprecia la válvula reguladora la cual es de bronce y la válvula de cierre del biogás, que se encuentra en la parte superior derecha de color rojo. En estos motores la mezcla de diésel y biogás se realiza directamente en la cámara de combustión del motor. Cuando el motor recibe el biogás por la entrada de aire, este se acelera, por lo que el gobernador de la bomba de inyección reduce la cantidad de diésel suministrado a la cámara de combustión, logrando una estabilidad en la aceleración y potencia del motor. Estos motores soportan las variaciones de carga sin tener que operar la válvula de regulación del biogás, permitiendo operar en un rango más amplio de carga. Para los arranques del motor se debe alimentar únicamente con diésel, una vez arrancado el motor se realiza la transferencia de biogás gradualmente, hasta alcanzar el 70%. No es recomendable la sustitución mayor a un 70% de biogás por diésel porque puede dañar el motor.

La transformación de un vehículo propulsado por un motor de gasolina a otro que utilice el GLP (Gas Licuado del Petróleo) no es complicada, además, se hace de tal forma (sistema dual), para que el vehículo mantenga todos los elementos necesarios para seguir funcionando "también" con gasolina y que el conductor con tan solo accionar un interruptor (conmutador) pueda elegir que combustible usar en

el momento deseado he inclusive estando el vehículo en marcha. El reductor de presión de gas que es un doble reductor; el primero accionado por resorte helicoidal y el segundo por membrana, también incorpora la electroválvula de paso de forma que el gas llega a esta y de aquí al primer reductor.

Esquema del equipo de alimentación de GLP de un motor con carburador

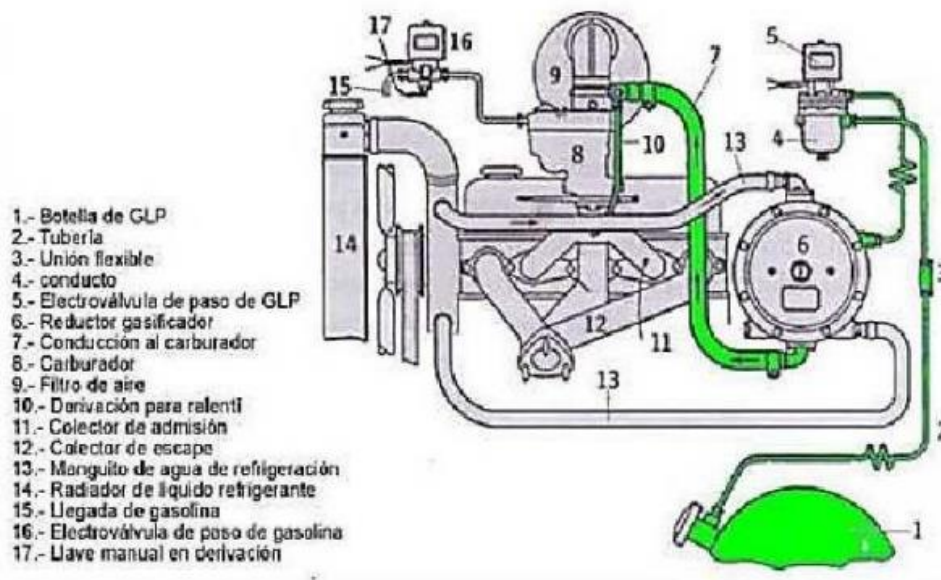


Figura No 12.- Esquema del equipo de alimentación de GLP de un motor con carburador

5.12. Aplicación a motores de inyección de gasolina

Los motores con sistemas de inyección gasolina también pueden adaptarse para el uso de GLP. Se puede adaptar tanto motores con sistemas de inyección monopunto como multipunto. Con los motores con carburador el equipo de GLP se instala de forma paralela al sistema de inyección de modo que puedan convivir los dos sistemas, dejando al conductor la opción de decidir que combustible utilizar. El motor a gasolina puede ser operado con biogás realizándole una simple adaptación, que consiste en colocar entre el filtro del aire y el carburador una “T” por donde se suministra el gas al sistema.



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍO NACIONAL DE
MÉXICO



Se debe de tener ciertas consideraciones para que un motor a gasolina, alimentado con biogás opere satisfactoriamente: - Evitar el paso de gasolina cuando el motor va a operar o está operando con biogás, esto con el fin de evitar un gasto innecesario de combustible. Para lograrlo se debe de colocar una válvula para controlar el paso de la gasolina al carburador.

- Garantizar un suministro de biogás a presión constante.
- El filtro del aire debe de mantenerse limpio para mantener una constante relación entre la mezcla de biogás y aire que nos garantice una operación estable del motor.
- Colocar una válvula para controlar la admisión del gas al motor.
- Al ser alimentado con biogás, directamente al múltiple de admisión el motor no permite una regulación automática de la mezcla y la carga, por lo que el ajuste del motor se debe de realizar de forma manual desde la válvula de control del biogás, colocada en la línea de admisión.
- Se recomienda que las cargas aplicadas sean constantes, para evitar los problemas de regulación del motor y por tanto una ineficiente calidad de la energía suministrada por el generador.
- Para el caso de cargas variables, el flujo de gas hacia el motor se debe regular con un sistema de control especialmente diseñado, que garantice que el flujo del gas que se inyecte en el motor pueda responder a las diferentes demandas de potencia debido a las variaciones de carga eléctrica, provocada por el constante entrar y salir de cargas.



Capítulo 6 Cálculos

6.1. Balance general de materia y energía

#Corriente	Presión [psi]	Temperatura [°C]	Flujo de biogás			% molares de la fase gas				Flujo de líquido		% molares fase líquida			% masa corriente global						Valores Flujo másico [Kg/h]				
			Flujo Másico [lbm/h]	Flujo Molar [lbmol/h]	Flujo Vol. [pie3STD/h]	CH4	CO2	NH3	H2S	Flujo Másico [lbm/h]	Flujo Molar [lbmol/h]	H2O	TEG	MEA	CH4	CO2	NH3	H2S	H2O	TEG		MEA			
1																									
2	37	35	2,760.2649	113.3405	43,572.63	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	22.5002	12.4932	100.00%	0.00%	0.00%	38.1600%	45.6300%	1.4500%	8.9000%	5.8600%	0.0000%	0.0000%				1262.26
3	37	35	2,760.26	113.34	43,572.63	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	22.50	12.49	100.00%	0.00%	0.00%	38.1600%	45.6300%	1.4500%	8.9000%	5.8600%	0.0000%	0.0000%				1262.26
4	32	20	0.00	0.00		67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	22.50	12.49	100.00%	0.00%	0.00%											
5	20	20	2,760.26			67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	0.00	0.00	100.00%	0.00%	0.00%	44.5600%	53.3500%	1.6900%	0.1000%	0.3000%	0.0000%	0.0000%				1255.80
6																									
7																									
8	750	70	2,760.26			67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	0.00	0.00	100.00%	0.00%	0.00%	44.5600%	53.3500%	1.6900%	0.1000%	0.3000%	0.0000%	0.0000%				
9	740	40	2,760.26			67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%			100.00%	0.00%	0.00%	44.5600%	53.3500%	1.6900%	0.1000%	0.3000%	0.0000%	0.0000%				
10						67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%			100.00%	0.00%	0.00%											
11						67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%			100.00%	0.00%	0.00%											

6.2. Balance general de materia y energía

#Corriente	2	3	4	5	8	9	10
Especie	% mol						
CH4	67.9000%	67.9000%	67.9000%	67.9000%	67.9000%	67.9000%	67.9000%
CO2	29.6000%	29.6000%	29.6000%	29.6000%	29.6000%	29.6000%	29.6000%
NH3	2.4266%	2.4266%	2.4266%	2.4266%	2.4266%	2.4266%	2.4266%
H2S	0.0743%	0.0743%	0.0743%	0.0743%	0.0743%	0.0743%	0.0743%
PM	24.353731	24.353731	24.353731	24.353731	24.353731	24.353731	24.353731

6.3. Viscosidades y conductividad del biogás

#Corriente	4
Presión [bar]	2.2048
Temperatura [K]	293.15
Temperatura Crítica Mezcla [K]	229.5246326
Presión Crítica Mezcla [bar]	55.88255407
Viscosidad crítica inversal [μPoise]	0.006037409

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO

GAS COMPONENTE	α	μ [g/cms]	% mol	ϕ -CH4	ϕ -CO2	ϕ -NH3	ϕ -H2S
CH4	1.082391245	1.09E-04	67.9000%	1.000131831	0.6767201	0.8985222	0.7080217
CO2	1.270896042	1.54E-04	29.6000%	1.312112184	1.0001318	1.1827167	1.0130698
NH3	1.442667167	9.32E-05	2.4266%	1.117674381	0.7587616	1.0001318	0.7908175
H2S	1.38822369	1.24E-04	0.0743%	1.328619642	0.9804639	1.1930095	1.0001318

Suma-producto numerador	X1*μ1	X2*μ2	X3*μ3	X4*μ4
	7.41307E-05	4.572E-05	2.261E-06	9.18455E-08
Suma-producto denominador	Xn*ϕ-CH4	Xn*ϕ-CO2	Xn*ϕ-NH3	Xn*ϕ-H2S
	1.095583371	0.774672586	0.9853363	0.80054843
Inverso denominador	0.912755731	1.290867933	1.0148819	1.249143664

Viscosidad mezcla [g/cms]	0.000129091
Viscosidad mezcla [μPoise]	129.0913084

Tr Mezcla [K]	1.277204963
Pr Mezcla [bar]	0.039454174

Z1	0.779377086
a	0.115696311
b	0.097399793
c	0.351575754
d	1.919126847
e	1.3038
f	0.766415068
Z2	0.780699667
Y	1.005099563

CORRECCIÓN Viscosidad mezcla [μPoise] a P,T	127.3521003
Conductividad térmica [BTU/pe°F]	2.88E-05

6.4. Calores específicos

#Corriente	Temperatura [°C]	PM-biogás	% molares			
			CH4	CO2	NH3	H2S
1						
2	35	24.35373142	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%
3	35	24.35373142	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%
4	20	24.35373142	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%
5	20	24.35373142	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%



Cp-GAS Individuales [BTU/lbmR]				% molares fase líquida			Cp-biogás [BTU/lbmR]	k-GAS
CH4	CO2	NH3	H2S	H2O	TEG	MEA		
4.060207645	1.47213589	3.30895126	1.4977532	100.0000%	0.0000%	0.0000%	3.2740	1.1555192
4.060207645	1.47213589	3.30895126	1.4977532	100.0000%	0.0000%	0.0000%	3.2740	1.1555192
3.938424766	1.46525438	3.25756909	1.4850852	100.0000%	0.0000%	0.0000%	3.1881	1.1603863
3.938424766	1.46525438	3.25756909	1.4850852	0.0000%	0.0000%	0.0000%	3.1881	1.1603863

6.5. Densidad del Biogás

#Corriente	Presión [psi]	Temperatura [°C]	PM	% molares				Tr Mezcla	Pr Mezcla	Ec. Estado RK	Z	Densidad [lbm/pie3]	Densidad [lbm/pie3STD]	FVE
				CH4	CO2	NH3	H2S							
1														
2	37	35	24.35	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	1.3426	0.0456	0.0000	0.9936	0.2131	0.0633	3.3647
3	37	35	24.35	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	1.3426	0.6621	-0.0101	0.9183	0.2306	0.0633	3.6404
4	32	20	24.35	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	1.2772	0.5726	0.0000	0.9041	0.2224	0.0633	3.5113
5	20	20	24.35	67.9000%	29.6000%	2.4266%	0.0743%	1.2772	0.3579	0.0194	0.9193	0.1625	0.0633	2.5659

SOBRE LA ESTIMACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICOQUÍMICAS EN LAS CORRIENTES DE PROCESO

Algunas de las propiedades que usarán en los Balances de Materia y Energía (BMyE) de los procesos que involucran cada una de las etapas de la planta, serán estimadas mediante hojas de cálculo.

1) Factor de compresibilidad y densidad del biogás

Se utilizará la ecuación de Redlich-Kwong para determinar la densidad del mismo a las condiciones de presión y temperatura del proceso, considerando la temperatura y presión crítica y reducida de mezcla dada por la regla de Kay, expresada por la ecuación:

$$\bar{T}_r = \frac{T}{\bar{T}_C} : \bar{T}_C = \sum_{n=1}^N (yT_C)_n$$

$$\bar{P}_r = \frac{P}{\bar{P}_C} : \bar{P}_C = \sum_{n=1}^N (yP_C)_n$$

Donde T_C y P_C son la temperatura y presión crítica de cada gas involucrado (CH_4 , CO_2 , NH_3 y H_2S), respectivamente, así como y la composición molar; el efecto de la mezcla de gases se verá reflejada en su temperatura y presión crítica de



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE
MÉXICO



mezcla \bar{T}_C y \bar{P}_C . Y las temperaturas y presiones reducidas \bar{T}_r y \bar{P}_r de la mezcla de gases se usarán con la ecuación virial a dos términos, del factor de compresibilidad:

$$1 - Z + \frac{0.08664\bar{P}_r}{\bar{T}_r} - \frac{\left(\frac{0.42748\bar{P}_r}{\bar{T}_r^{2.5}}\right)\left(Z - \frac{0.08664\bar{P}_r}{\bar{T}_r}\right)}{Z\left(Z + \frac{0.08664\bar{P}_r}{\bar{T}_r}\right)} = 0$$

Esta ecuación (que se resuelve mediante una técnica numérica de búsqueda de raíces polinómicas) se deduce a partir de la teoría sobre ecuaciones cúbicas de estado de la pág. 96 y 97 de Abbot, Smith & Van Ness (2007); eligiendo los parámetros de la Ecuación de Redlich-Kwong provistos en la Tabla 3.1., que se encuentra en la pág. 98 de este mismo. Y de esta manera, conociendo el valor de Z , se podrá estimar la densidad del gas en todas las corrientes del proceso como:

$$\rho_{G\#} = \frac{P [psig] + 14.7}{Z \left(\frac{10.7314}{PM_{G\#}}\right) (1.8T [^\circ C] + 491)}$$

$\rho_{G\#}$ será la densidad del biogás en una corriente de proceso en $[lbm/ptie^3]$, el # agregado al subíndice denota en forma general el no. de corriente de proceso; de hecho, para no repetir la palabra “corriente” de forma abusiva al ir realizando las descripciones de cada servicios y proceso, se denotará a # y el número que lo sigue será el no. de corriente a la que se refiera.

El peso molecular estará en $[lbm \cdot lbmol^{-1}]$, la presión se dará en $[psia]$ a partir de los valores manométricos que se le asignan a los procesos, mientras que el factor 10.7314 refiere a la constante universal de los gases en $[psia \cdot ptie^3/lbmol \cdot R]$, y $1.8T [^\circ C] + 491$ es el término de conversión de la temperatura de $[^\circ C]$ a $[R]$ (Rankine absolutos). El factor de compresibilidad se calculará para todas las corrientes de proceso, aunque el gas llegue a considerarse como ideal en algunos puntos de los proceso.

Z, ρ_G, T_r y P_r estimados en hojas de cálculo de Excel para reducir la labor de calcular a manos, ya que es muy laborioso!

2) Factor de Volumen Equivalente y contenido de agua en el biogás

Debido a que para diseñar la etapa de remoción de agua del biogás se utiliza información que maneja unidades de medición de volumen en “Millones de Pies Cúbicos Estándar, $MMpie^3STD$ ”, es decir, el volumen real del flujo de gas a la presión y temperatura de proceso “se equivale a una cantidad como si esta fluyera a CNPT, es decir a 1 atm y 65 °F (15 °C aproximadamente). Esto posible a partir de información especializada en el tratamiento de gas natural, como en este caso, que



se utilizará la doceava edición del GPSA.

Esto implica definir numéricamente un “Factor de Volumen Equivalente” (FVE) del gas en “unidades cúbicas de volumen estándar” respecto a las “unidades cúbicas de volumen a la presión y temperatura reales”, en este caso será:

$$FEV = \frac{\rho_{G\#}}{\rho_{STD}} [=] \frac{pie^3 STD}{pie^3}$$

ρ_{STD} es la densidad del gas a CNPT, la cual al aplicarse la definición dada por la Ley de Gases Ideales, se obtiene:

$$\rho_{STD\#} = \frac{PM_{G\#}}{384.44}$$

De manera que, al querer pasar de [pie^3/h] a [$MMpie^3 STD/h$] solo se tenga que realizar la siguiente multiplicación:

$$\dot{v}_{G\#STD} = \frac{FVE_{\#} \cdot \dot{v}_{G\#}}{1 \times 10^6}$$

Donde $\dot{v}_{\#}$ es el flujo volumétrico de una corriente de proceso, mientras que $FVE_{\#}$ su respectivo Factor de Volumen Equivalente a la presión y temperatura de dicha corriente; $\dot{v}_{\#STD}$ será entonces el flujo volumétrico estándar del gas en la corriente de proceso. El denominador 1×10^6 refiere al factor de conversión que convierte de $pie^3 STD$ a $MMpie^3 STD$.

Habrà que resaltar, que para los casos donde se requiera el dato de flujo volumétrico total de la corriente, la designación será $\dot{v}_{\#}$ sin otro subíndice que no sea el no. de corriente.

Por otro lado, para la etapa de enfriamiento mecánico del biogás, donde se espera condensar el vapor de agua que éste contiene para dejarla a la cantidad especificada por la NOM-137-SEMARNAT-2013, deberá hacerse mediante la estimación de las diferencia de contenidos de agua $\Delta W_{4 \rightarrow 5}$ entre las corrientes 4 y 5 de la planta, donde se ubicará el Chiller E-101 para esta tarea.

Este parámetro se estima mediante el uso de los gráficos de McKetta & Wehe, donde se usan las FIG. 20-4, 20-8 y 20-9 del GPSA, 9ª edición (que se muestran en el Apéndice A1) y la ecuación:

$$W_{\#} = C_G(yW)_{HC} + (yW)_{H_2S} + (yW)_{CO_2}$$

Donde

- $W_{\#}$ es el contenido de agua del biogás en una # corriente del proceso a la presión absoluta [$psia$] y temperatura [$^{\circ}F$]
- y_{HC} es la fracción molar de los componentes hidrocarburos, incluidos el amoníaco (así que $y_{HC} = y_{CH_4} + y_{NH_3}$)



- C_G es el factor de corrección de composición del gas
- W_{HC} es la contribución de agua por parte de los hidrocarburos (FIG.20-4)
- W_{H_2S} la contribución de agua por presencia de H_2S y de la misma forma W_{CO_2} .
Todos los contenidos de agua están en $lbm H_2O/MMpie^3 STD$ con las FIG. 20-8 y 20-9, respectivamente

$\Delta W_{4 \rightarrow 5}$, se estima con la diferencia $W_4 - W_5$, donde $W_5 < W_4$ necesariamente, ya que, la reducción del contenido de agua se deberá a la reducción de la temperatura (la presión tendrá un efecto despreciable ya que la caída máxima que se permitirá en el E-101 será de máximo 5 psia).

Como nota, se menciona que el FVE también se calculará junto con Z, ρ_G en una hoja de cálculo.

3) Entalpías específicas y totales

Los términos de calor transferido en los procesos de calentamiento, enfriamiento, condensación, ebullición y compresión politrópica se calcularán a partir de las entalpías específicas que contribuyen a los calores sensibles y latentes de cambio de fase, por lo que se tiene el siguiente desarrollo:

3.1.) Calores sensibles

Para la fase gaseosa (biogás sin incluir el vapor de agua) se calcula la entalpía específica con:

$$\hat{H}_{G\#} = \sum y_{n\#} \hat{C}_{Pn\#} \cdot T_{\#} \equiv \hat{C}_{PG} T_{\#} : \hat{C}_{p\#} = \left(\frac{10.7314}{PM_{G\#}} \right) (A + BT + CT^2 + DT^{-1})$$

- A, B, C y D son los parámetros polinómicos de calor específico y las temperaturas se evalúan en Rankine absolutos. Las capacidades caloríficas se irán calculando de forma concurrente con este modelo. Y el calor específico estará en $[BTU/lbm \cdot R]$
- $y_{n\#}$ es la composición masa de los n -componentes del biogás (designaciones 1 para metano, 2 para dióxido de carbono, 3 para amoníaco y 4 para el ácido sulfhídrico, respectiva) en la $\#$ corriente de proceso
- $\hat{C}_{Pn\#}$ refiere a la capacidad calorífica del n -componente del biogás en la $\#$ corriente de proceso

Para facilidad el término $\sum y_{n\#} \hat{C}_{Pn\#}$ que alude al calor específico del biogás $\hat{C}_{PG\#}$ se calculará también de manera automática.

Así mismo, la entalpía específica para el vapor de agua no condensada será:

$$\hat{H}_{G\#} = x_{w\#} \hat{C}_{Pw} \cdot T_{\#}$$

Consideraremos que el calor específico del agua será constante. Para el EG y la



MEA será lo mismo, y se tendrán calores específicos constantes y entalpías específicas que se calculan de manera similar a la ecuación anterior.

3.2) Calores de cambio de fase

Los calores debido a los cambios de fase (que serán condensaciones y vaporizaciones) se calcularán con base a la entalpía de vaporización λ del fluido, la cual puede determinarse de manera empírica con el modelo de Watson que usa los datos de la Temperatura Normal de Ebullición TNE y calor latente de vaporización a dicha temperatura λ_0 ; la ecuación es la siguiente:

$$\lambda = \lambda_0 \left(\frac{1 - T_r}{1 - TNE_r} \right)^{0.38}$$

$$TNE_r = \frac{TNE}{T_C}, \quad T_r = \frac{T}{T_C}$$

Recordar que TNE, T y T_C deberán estar en Kelvin o Rankin absolutos, mientras que para comodidad en los cálculos se prefiere λ_0 en unidades $[BTU/lbm]$. Para el caso que acontece serán las propiedades de EG, MEA y agua, los cuales disponen los siguientes datos:

SUSTANCIA	Calor específico $\left[\frac{BTU}{lbm \cdot ^\circ F} \right]$	Calor latente de vaporización a TNE $\left[\frac{BTU}{lbm} \right]$	TNE [$^\circ C$]	Temperatura crítica [K]
H2O	1.1	970.3341	99.97	647.14
EG	0.58	179.1356	197.3	645.15
MEA	1.1695	364.877	171	678.15

3.3) Entalpías totales por cada corriente de proceso

El término de transferencia de calor totalizado por cada # corriente estará dado por la ecuación:

$$\dot{H}_\# = \left(L_\# \sum x_{m\#} \hat{C}_{Pm} + V_\# \hat{C}_{Pw\#} \right) (1.8T_\# + 32) + F_\# \sum x_{m\#} (\pm \lambda_{m\#}) + G_\# \hat{C}_{PG\#} (1.8T_\# + 491)$$

Donde $L_\#$ es el flujo másico del EG, MEA y/o agua líquida que van en cualquier # corriente de proceso, $G_\#$ y $V_\#$, son los flujos de gas (metano, dióxido de carbono, amoníaco y ácido sulfhídrico) y vapor de agua que satura al biogás las diferentes corrientes de proceso.

$F_\#$, refiere al flujo másico de TEG, MEA y/o agua que fuese vaporizada y/o condensada en alguna corriente de proceso. El símbolo \pm agregado dependerá si



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



es para vaporización o condensación, siendo por mera convención que el calor de condensación sea negativo, ya que es el calor que el fluido transfiere al proceso.

El factor $(1.8T_{\#} + 32)$ es el valor de la temperatura de proceso que se transforma de °C a °F, mientras que, $(1.8T_{\#} + 491)$ hace dicha transformación a Rankine absoluto. Esto debido a que las capacidades caloríficas del EG, MEA y agua están en $[BTU/lbm^{\circ}F]$ (ya que fueron conforme a los datos disponibles en la bibliografía), y para el biogás en $[BTU/lbm \cdot R]$; además reduce el hecho de hacer primero la conversión de °C a °F y luego a Rankine, puesto que en realidad sería $“(1.8T[^{\circ}C] + 32) + 459 \equiv T[^{\circ}F] + 459 = T[R]”$.

La designación m es para el grupo de EG, MEA y agua (simbolizadas como $m = \{E, M, w\}$)

BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA (BMyE). DETERMINACIÓN DE LAS DIMENSIONES BÁSICAS DE LOS EQUIPOS DE PROCESO

Para la estimación de las dimensiones básicas de los equipos involucrados en toda la planta, se tomará como referencia que el equipo opera en estado estacionario y que en ninguna etapa del proceso ocurre una reacción química.

Incluso, en la etapa de absorción con aminas, donde se realiza el endulzamiento del biogás: no se considerará que exista una reacción química, ya que, a través de Perry *et al.* (1998), mencionan que los diseños de columnas de platos para absorción con reacción química pueden hacerse tal y como si no existiera dicha reacción, ya que existen muchas correlaciones empíricas basadas en la Ley de Henry que modelan la solubilidad de gases con la ecuación $x = [H(yP)]^k$.

Para los propósitos de este diseño se proporciona modelos para distintas concentraciones molares de MEA, en función de la presión a 30 °C.

Con lo mencionado anteriormente, se realizarán los BMyE y se calcularán las dimensiones básicas de los equipos.

PRODUCCIÓN DE MATERIA PRIMA DEL R-1

Se hace un balance de materia partiendo de la #2, considerando que el R-101 produce $8807 m^3/día$ a 35 °C y 37 psig medidos manométricamente. La densidad estimada es de $0.213 lbm/pie^3$ y un FVE de $3.363 pie^3STD/pie$, de este modo tenemos los flujos de biogás:

$$\dot{v}_2 = 8,807 \frac{m^3}{día} \left(\frac{1 pie}{0.3048 m} \right)^3 \left(\frac{1 día}{24 h} \right) \equiv 12.959.0112 \frac{pie^3}{h}$$



$$\begin{aligned}\dot{v}_{2STD} &= \frac{\dot{v}_2 \cdot FVE_2}{1 \times 10^6} := 12.959.0112 \frac{pie^3}{h} \left(3.363 \frac{pie^3 STD}{pie^3} \right) \\ &= 43,581.15 \frac{pie^3 STD}{h} \left(\frac{1 MMpie^3 STD}{1 \times 10^6 pie^3 STD} \right) \equiv 0.04358 \frac{MMpie^3 STD}{h}\end{aligned}$$

Además de determinar su valor en masa y el contenido de agua del mismo a la presión y temperatura que salen del biodigestor.

El flujo másico de gas, que se denotará como $G_{\#}$ para cada corriente, y para #4 será:

$$G_2 = \rho_{G2} \cdot \dot{v}_2 := \left(0.213 \frac{lbm}{pie^3} \right) \left(12,959.0112 \frac{pie^3}{h} \right) = 2.760.2649 \frac{lbm}{h}$$

Y el flujo de vapor de agua que satura al biogás será:

$$V_{\#} = \dot{v}_{\#STD} \cdot W_{\#}$$

El cual requiere saber del contenido de agua en la #2, de este modo, a 51.7 psia (aproximar con 50 psia) y 35 °C (95 °F) se tienen las siguientes cantidades:

$$W_{HC} = 750 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD}, \quad C_G = 0.975, \quad y_{HC} = 0.7033$$

$$W_{H_2S} = 180 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD}, \quad y_{H_2S} = 0.0743$$

$$W_{CO_2} = 200 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD}, \quad y_{CO_2} = 0.296$$

$$\begin{aligned}\therefore W_2 &= (0.7333)(0.975) \left(650 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD} \right) + (0.0743) \left(150 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD} \right) \\ &+ (0.296) \left(200 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD} \right) := 533.5821 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD}\end{aligned}$$

De esta manera:

$$V_2 = \dot{v}_{2STD} \cdot W_2 := 0.04358 \frac{MMpie^3 STD}{h} \left(533.5821 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD} \right) = 23.2642 \frac{lbm H_2O}{h}$$

Por consiguiente, R-101 produce 23.2642 libras masa de agua por cada hora de producción de biogás. De este modo, el flujo másico total de esa corriente es:

$$M_2 = G_2 + V_2 := 2.760.2649 \frac{lbm}{h} + 23.2642 \frac{lbm H_2O}{h} = 2,783.53 \frac{lbm}{h}$$

Por otra parte, se calcularán las composiciones molar y másica de esta corriente, para los propósitos de balance de las siguientes etapas de proceso, para ello primero se calculan las composiciones molares con base al flujo de gas y vapor de agua de #2 de la siguiente manera:



$$\tilde{x}_{W_2} = \frac{\bar{V}_2}{\bar{M}_2} : \bar{M}_2 = \frac{G_2}{PM_{G_2}} + \frac{V_2}{PM_{H_2O}} \equiv \bar{G}_2 + \bar{V}_2$$

$$\tilde{y}_{n2} = \frac{V_{\%,n} \bar{G}_2}{\bar{M}_2}$$

Donde:

- \tilde{x}_{W_2} es la composición molar de agua (subíndice w de “wáter”) en #2
- \tilde{y}_{n2} composición molar del n –gas, suponiendo que 1 se le atañe al metano, 2 para el dióxido de carbono, 3 para amoniaco y 4 para el ácido sulfhídrico
- $V_{\%,n}$ es el porcentaje en volumen reportado del análisis de contenido del biogás hecho por la compañía

De esta manera, se cumple la propiedad general:

$$\sum \tilde{y}_{n4=5} + \tilde{x}_{W_{4=5}} = 1$$

Los énfasis o circunflejos rectos “-” serán para denotar flujos molares. Mientras que las fracciones masa estarán dadas por:

$$y_{n2} = \frac{\tilde{y}_{n2} \cdot PM_n}{\tilde{x}_{W_2} \cdot PM_{H_2O} + \sum \tilde{y}_{n2} \cdot PM_{G_2}}$$

Los pesos moleculares de los n –componentes del flujo de gás son PM_n y que tienen las mismas designaciones del 1 al 4; la fracción masa del agua se obtiene con la diferencia $x_{w2} = 1 - \sum y_{n2}$. Con este orden se obtienen las siguientes composiciones de la #2:

- Calcular las composiciones molares:

$$\bar{G}_4 = \frac{2,760.2649 \frac{lbm}{h}}{24.35 \frac{lbm}{lbmol}} := 129.2866 \frac{lbmol}{h}$$

$$\bar{V}_4 = \frac{23.2642 \frac{lbm H_2O}{h}}{18.01 \frac{lbm}{lbmol}} := 12.4932 \frac{lbmol}{h}$$

$$\bar{M}_4 = 129.2866 \frac{lbmol}{h} + 12.4932 \frac{lbmol}{h} := 144.7798 \frac{lbmol}{h}$$

$$\tilde{x}_{W_2} = \frac{12.4932 \frac{lbmol}{h}}{144.7798 \frac{lbmol}{h}} := 0.0208$$



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



$$\tilde{y}_{1,2} = \frac{0.679 \left(129.2866 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} \right)}{144.7798 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}} := 0.6192$$

Como solo cambian los porcentajes en volumen de cada gas, podemos omitir el resto de cálculos, de tal modo que $\tilde{y}_{2,2} = 0.2699$, $\tilde{y}_{3,2} = 0.0221$, $\tilde{y}_{4,2} = 0.068$, mostrando que el 2 % en vol. mostrado del contenido de agua, es de la corriente total.

- Ahora las fracciones masa son:

$$y_{1,2} = \frac{0.6192 \left(16.04 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}} \right)}{0.0208 \left(18.01 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}} \right) + 0.6192 \left(16.04 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}} \right) + \dots + 0.068 \left(34.08 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}} \right)}$$

$$:= \frac{0.6192 \left(16.04 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}} \right)}{26.0244 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}}} = 0.3816$$

Siguiendo el mismo proceso de sustitución de los datos

$$y_{2,2} = 0.4563, y_{3,2} = 0.0145, y_{4,2} = 0.085, x_{w2} = 0.0586$$

Esta corriente, se va a mezclar con una corriente de TEG al 85 % masa, a través de una boquilla de aspersión a 100 psi, y sufrirá un cambio en la temperatura de mezclado de la #3, la # 15 será la correspondiente a la alimentación de glicol, por lo que debemos determinar el flujo másico total de TEG necesario ya disuelto en agua así como la temperatura de mezclado que tendrá; ya que ingresará al enfriador E-101 el cual pretende reducir el contenido de agua mediante la condensación del vapor contenido en el biogás, tal que en la #4 se encuentre a 18 °C.

Para ello, se dispondrán de un sistema de enfriamiento mecánico (debido a que el aire regularmente se encuentra a 35 °C, no puede usarse un aereoenfriador en este punto) con R-134a a -20 °C como vapor húmedo el cual permitirá reducir la temperatura del biogás cual irá en el lado de los tubos, mientras que el refrigerante en la coraza.

La intención es producir una caída de temperatura que permita la mayor condensación de posible sin llegar a su temperatura de formación de hidratos a estas condiciones de presión y temperatura a las que sale de R-101. Por lo tanto, se detalle lo siguiente

DISEÑO DE E-101 Y ESTIMACIÓN DE LA CANTIDAD DE TEG NECESARIA PARA DESHIDRATAR LA CORRIENTE DE BIOGÁS



CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES

- (1) El enfriamiento debe ser por arriba de la temperatura de formación de hidratos del biogás a 50 psia, composición molar conocida de H_2S y Densidad Relativa del biogás
- (2) El mezclado de las corrientes 2 y 15 será adiabático
- (3) El enfriamiento será adiabático
- (4) Considerar la información del apéndice A2, que utiliza densidad y calor de vaporización del R-134a a $-18\text{ }^\circ\text{C}$., 21 psia debido a las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración simple
- (5) Considerar el modelo de Hammerschmidt para determinar el flujo másico de EG, con peso molecular de 62.1
- (6) Para propósitos del balance de materia, se supondrá que se elimina en su totalidad el agua contenida en el biogás
- (7) Se consideran los calores específicos de agua y EG constantes
- (8) Habrá condensación del vapor de agua y esta cantidad depende de la cantidad de agua permitida en el gas según la NOM-137-SEMARNAT-2013
- (9) La máxima caída de presión será de 5 psia de la # 3 a 4

ANÁLISIS DE BMyE Y DISEÑO PRELIMINAR DEL E-101

De lo dicho en (7), la máxima cantidad de agua que puede contener el biogás de forma comercial es de 110 ppb (partes por billón), es decir, que debemos obtener este dato en términos de contenido de agua W para la #17, correspondiente al flujo de gas deshidratado, para ello, partiendo de la definición de ppb se realiza la siguiente conversión:

$$\text{Si } 1 \text{ ppb} = \frac{1 \text{ mg}}{1,000 \text{ L}} \equiv 0.001 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \Rightarrow 110 \text{ ppb} = 110 \left(0.001 \frac{\text{mg}}{\text{L}}\right) := 0.11 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Definición

$$\begin{aligned} \therefore 0.11 \frac{\text{mg}}{\text{L}} &\rightarrow 0.11 \frac{\text{mg } H_2O}{\text{L}} \left(\frac{1 \text{ g } H_2O}{1,000 \text{ mg } H_2O}\right) \left(\frac{1 \text{ lbm } H_2O}{453.6 \text{ g } H_2O}\right) \left(\frac{1,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3}\right) \left(\frac{0.3048 \text{ m}}{1 \text{ pie}}\right)^3 \dots \\ &\equiv 6.867 \times 10^{-6} \frac{\text{lbm } H_2O}{\text{pie}^3} \left(\frac{1 \times 10^6 \text{ pie}^3}{1 \text{ MMpie}^3}\right) := 6.867 \frac{\text{lbm } H_2O}{\text{MMpie}^3} \end{aligned}$$

Por lo que la norma establece que a condiciones de proceso real, el contenido de agua máximo debe ser no mayor a 6.867 libras masa por cada millón de pies cúbicos de gas natural (o biogás en su defecto). Sin embargo se debe darse en condiciones estandarizadas, la cual ya se vio, depende de la presión y temperatura real. Por lo que, sabiendo que la corriente de salida del separador gas-líquido D-101 será de $20\text{ }^\circ\text{C}$, se determina el FVE de la #17, tal que FVE es de $2.4091 \text{ MMpie}^3 \text{ STD} / \text{MMpie}^3$,

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO

y este contenido de agua se estandariza de la siguiente forma:

$$6.867 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3} \left(\frac{MMpie^3}{2.4091 MMpie^3 STD} \right) \equiv 2.8504 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD}$$

De modo que, para la separación de agua, deseada a 20 °C, se debe lograr que el gas tenga un contenido de agua de solo 2.9 libras por cada millón de pies cúbicos estándar. Pero, tomando en cuenta a (6), que se producen solo 25 libras de agua por hora, el querer reducir el contenido de agua proveniente de #2 al valor establecido por ley, solo proporcionará teóricamente: resolver un balance de materia más riguroso ya que tendremos que agregar una composición másica de agua al flujo de gas que se va a endulzamiento (corriente 17). Incluso, si determinamos el agua total condensable debido a este proceso, obtendremos la siguiente cantidad de agua en forma de vapor:

$$\dot{W}_4 = \dot{v}_4 \Delta W_{4 \rightarrow 5}; \dot{v}_{4STD} = \frac{G_2 \cdot FVE_4}{1 \times 10^6 \rho_{G4}} \quad (I)$$

Donde el flujo volumétrico de gas sigue siendo el mismo de 2,760.2649 *lbm/h*, y solo será necesario por el momento conocer su densidad a 20 °C, que es de 0.1526 *lbm/pie³*, de esta manera se tiene:

$$\begin{aligned} L_4 &= \left[\left(\frac{2,760.2649 \frac{lbm}{h}}{0.1526 \frac{lbm}{pie^3}} \right) \left(2.4091 \frac{MMpie^3 STD}{MMpie^3} \right) \left(\frac{1 MMpie^3 STD}{1 \times 10^6 pie^3 STD} \right) \right] \left(533.5821 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD} \right) \\ &- 2.8504 \frac{lbm H_2O}{MMpie^3 STD} := 23.1274 \frac{lbm H_2O}{h} \end{aligned}$$

Con respecto a la producción de agua desde R-101, que es de 23,2642 libras de vapor de agua cada hora, podemos apreciar que los remanentes de vapor serán:

$$\begin{aligned} \left(\begin{array}{l} \text{Vapor saturado} \\ \text{en la corriente} \\ \text{no. 4} \end{array} \right) &\equiv V_4 = V_2 - \dot{W}_4 := 23.2642 \frac{lbm H_2O}{h} - 23.1274 \frac{lbm H_2O}{h} \\ &\Rightarrow V_4 = 0.1363 \frac{lbm H_2O}{H} \end{aligned}$$

Lo cual no es una cantidad motivo para realizar balances rigurosos comparado al flujo de biogás. Por ello, para la deshidratación con TEG supondremos que se condensó el vapor de agua en su totalidad, tal y como se dice en (6) y además, por lo dicho en (5), utilizaremos el modelo de Hammerschmidt para determinar la cantidad necesaria de TEG, las ecuaciones son las siguientes:

$$x_I = \frac{|T - T_{FH}| \cdot PM_I}{2,335 + |T - T_{FH}| \cdot PM_I} \quad (II)$$



De aquí:

- x_I , es la fracción masa del TEG en la corriente de alimentación del inhibidor
- T será la temperatura de alimentación del biogás en °F
- T_{FH} es la temperatura de formación de hidratos (fenómeno donde se cristaliza el agua debido a la baja temperatura, alta presión y contenido de gases amargos y sales) en °F, la cual se determinará con la ecuación empírica de Berge (1986) para un rango de presión de 30 a 3,390 psia y densidad relativa entre 0.58 a 1:

$$T_{FH} = \frac{80.61P - 2.1 \times 10^4 - \frac{1.22 \times 10^3}{DR - 0.525} - \left(1.23 \times 10^4 + \frac{1.71 \times 10^3}{DR - 0.509}\right)}{P + 260.42 + \frac{15.18}{DR - 0.535}} \quad (III)$$

(III) se utiliza puesto que, la FIG. 20-27 del GPSA (9ª edición, 2012. Verla en el Apéndice A.1) que predice de manera gráfica este parámetro, pero la presión mínima para su estimación es de 100 psia, y es preferible usar esta ecuación que extrapolar desde la gráfica. La presión es absoluta en KPa y la temperatura la arroja en °C

- PM_I es el peso molecular del desecante, en este caso del TEG

Una vez determinada la composición del TEG en la alimentación, se calcula la cantidad necesaria de éste cada hora con:

$$M_I = \frac{x_I \dot{W}}{x_0 - x_I} \quad (IV)$$

L . Es el flujo de agua que se condensa en el proceso; x_0 es la composición masa del desecante antes de mezclarse con la corriente de alimentación (es decir, a la pureza con la que se compra o pretende conseguir) y que se aproximará a un número mayor a x_I .

Una vez que se determinó la cantidad de TEG comercial necesario, se determina el flujo másico de la alimentación, considerando que M_I representa el 100 x_I % del flujo de dicha alimentación, de este modo, sea:

$$x_I \rightarrow x_{E15}, \quad x_{E15}L_{15} = M_I \Rightarrow L_{15} = \frac{M_I}{x_{E15}} \quad (V)$$

La fracción total de agua ya es sabido que será $x_{w15} = 1 - x_{I15}$. Con esto se obtiene la ecuación general de balance de materia del mezclado de TEG y biogás provenientes de #2 y 15, para formar #3, por lo tanto, será:

$$M_2 + L_{15} = M_3 \quad (VI)$$

Y su balance de energía será:



$$\dot{H}_2 + \dot{H}_{15} - \dot{H}_3 + \dot{Q}_{2 \rightarrow 3} = 0 \quad (VII)$$

Se puede conocer \dot{H}_3 debido a que se conocerán $\dot{H}_2 + \dot{H}_{15}$ debido a que se saben sus composiciones y temperaturas, pero para el diseño de E-101 es necesario conocer a T_3 , es por ello que se aplica (2) a (VII) y se escriben los términos de entalpía de cada corriente:

$$\Rightarrow \dot{H}_2 + \dot{H}_{15} = \dot{H}_3 \quad (VIII)$$

Donde:

$$\dot{H}_2 = V_2 \hat{C}_{PW} (1.8T_2 + 32) + G_2 \hat{C}_{PG_2} (1.8T_2 + 491) \quad (IX)$$

$$\dot{H}_{15} = L_{15} \left(\sum x_{m_{15}} \hat{C}_{Pm} \right) (1.8T_{15} + 32) := L_{15} (x_{w_{15}} \hat{C}_{PW} + x_{E_{15}} \hat{C}_{PE}) (1.8T_{15} + 32) \quad (X)$$

Recordando que en la #15 solo existen agua y TEG. Y respecto a la #3, balance de energía será

$$\dot{H}_3 = M_3 [x_{G_3} \hat{C}_{PG_3} (1.8T_3 + 491) + (x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{E_3} \hat{C}_{PE}) (1.8T_3 + 32)] \quad (XI)$$

$x_{1,3}$, es la composición del TEG en #3 y x_{w_3} del agua en forma totalitaria en dicha corriente.

T_3 , se despejar al hacer los siguientes arreglos: (1) dividimos (XI) por M_3 y luego se desarrolla suma de productos y se reagrupa mediante factor común:

$$\Rightarrow \frac{\dot{H}_3}{M_3} = 1.8T_3 [x_{G_3} \hat{C}_{PG_3} + (x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{E_3} \hat{C}_{PE})] + 491x_{G_3} \hat{C}_{PG_2} + 32(x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{E_3} \hat{C}_{PE})$$

(2) despejamos T_3 , restando $32(x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{T,3} \hat{C}_{PT})$ y luego dividiendo por $1.8[\sum y_{n_3} \hat{C}_{Pn_3} + (x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{T,3} \hat{C}_{PT})]$, para obtener:

$$T_3 = \frac{\frac{\dot{H}_3}{M_3} - 491x_{G_3} \hat{C}_{PG_3} + 32(x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{E_3} \hat{C}_{PE})}{1.8[x_{G_3} \hat{C}_{PG_3} + (x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{E_3} \hat{C}_{PE})]}$$

De esta ecuación, se debe destacar que al no conocerse T_3 , se desconocerá también \hat{C}_{PG_2} , de modo que, $\hat{C}_{PG_2} = f(T_3)$ por lo que este parámetro deberá determinarse mediante un método iterativo de prueba y error (ya que escribir el polinomio total de $\sum y_{n_3} \hat{C}_{Pn_3}$ será engorroso) por lo que en realidad, el balance de energía escrito en la última ecuación será resuelto con la igualdad:

$$\frac{\frac{\dot{H}_3}{M_3} - [491x_{G_3} \hat{C}_{PG_3} + 32(x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{E_3} \hat{C}_{PE})]}{1.8[x_{G_3} \hat{C}_{PG_3} + (x_{w_3} \hat{C}_{PW} + x_{E_3} \hat{C}_{PE})]} - T_3 = 0 \quad (XII)$$

Las composiciones de #3, se obtendrán resolviendo un balance de masa genérico a partir de (VI), primero con la corriente de agua.



$$x_{w2}M_2 + x_{w15}L_{15} = x_{w3}M_3 : x_{w3} = \frac{x_{w2}M_2 + x_{w15}L_{15}}{M_3} \quad (XIII)$$

Lo mismo para el TEG, sabiendo que solo obedece a una proporción y no hay mezcla con #2:

$$x_{E15}L_{15} = x_{E3}M_3 : x_{E3} = \frac{x_{E15}L_{15}}{M_3} \quad (XIV)$$

Y por consiguiente para los componentes del biogás y sus contaminantes:

$$y_{n2}M_2 = y_{n3}M_3 : y_{n3} = \frac{y_{n2}M_2}{M_3} \quad (XV)$$

Además de realizarse con fines de obtener la información por corriente de proceso, se hace para determinar T_3 . Y una vez que se halla este valor, se procede a estimar la temperatura de formación de hidratos del biogás con (III) y la DR del biogás que también la determina la hoja de cálculo.

T_{FH} , es el parámetro que determina la temperatura más baja a la que se puede llegar a enfriar al biogás para poder deshidratarlo en el Chiller E-101 sin producir la cristalización del agua en las líneas de proceso (formación de hidratos), y que permitirá establecer la temperatura de salida del gas de este equipo. El resultado de T_{FH} con esa ecuación se acotará a un múltiplo de 10 para obtener T_4

Cuando se conozcan T_3 y T_4 , se estima la tasa de enfriamiento de la corriente de gas y desecante, la cual se estima con:

$$-\dot{Q}_{3 \rightarrow 4} = \dot{H}_3 - \dot{H}_4 \quad (XVI)$$

El valor de \dot{H}_3 se conoce de resolver (VIII), mientras que \dot{H}_4 considerará cambio de fase de todo el vapor de agua, tal y como se mencionó anteriormente. De esta manera se escribe:

$$\dot{H}_4 = -\lambda_{w4}V_2 + x_{E15}L_{15}\hat{C}_{PE}(1.8T_4 + 32) + G_2\hat{C}_{PG3}(1.8T_4 + 491) \quad (XVII)$$

λ_{w4} , es el calor de vaporización del agua, que se determina con la ecuación de Watson una vez conocida T_4 .

Y una vez que se logra hallar la cantidad de calor cedido al refrigerante con la ecuación (XVI), se determinará el área de transferencia de calor necesaria para E-101, a través de la Ley de Enfriamiento de Newton:

$$-\dot{Q}_{3 \rightarrow 4} = U_0A_0\Delta\bar{T}_L : A_{0,3 \rightarrow 4} = \frac{-\dot{Q}_{4 \rightarrow 5}}{U_0\Delta\bar{T}_{L,3 \rightarrow 4}} \quad (XVIII)$$

U_0 es el coeficiente preliminar de transferencia de calor en $[BTU/h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F]$, la cual depende del tipo de operación, y se valorará con la TABLA 8 del Kern (1986); $\Delta\bar{T}_L$ será la Diferencia de Temperatura Media Logarítmica (DTML) del proceso, considerando que será a contracorriente y se calculará con el modelo:



$$\Delta \bar{T}_{L,3 \rightarrow 4} = \frac{T_3 - T_4}{\ln \left(\frac{T - T_3}{T - T_4} \right)} \quad (IXX)$$

Las temperatura de #4 y #5, así como la del refrigerante T .

Por último, el requerimiento de refrigerante, se hace al aplicar (1), (3) y (4), lo que permite resolver el siguiente balance de energía:

Si el enfriamiento es adiabático, el calor de la vaporización parcial o total del refrigerante (R-134a) $\Delta H_{Chiller}$ será el mismo en módulo que la tasa de enfriamiento del biogás $\dot{Q}_{4 \rightarrow 5}$ en este equipo, tal que, el no hay pérdidas en los alrededores. Entonces:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{4 \rightarrow 5} + \Delta \dot{H}_{Chiller} &= 0 \\ \Rightarrow \dot{Q}_{4 \rightarrow 5} + (\dot{v} \rho \lambda)_{R-134a} &= 0 \\ \therefore (\dot{v} \rho \lambda)_{R-134a} &= -\dot{Q}_{4 \rightarrow 5} \end{aligned}$$

Y el flujo volumétrico y másico de R-134a será:

$$\dot{v}_{R-134a} = \frac{-\dot{Q}_{4 \rightarrow 5}}{(\rho \lambda)_{R-134a}}, \quad \dot{m}_{R-134a} = (\dot{v} \rho)_{R-134a} \quad (XX)$$

CÁLCULOS DEL BMyE y DISEÑO DE E-101

1. Estimación de la temperatura de formación de hidratos con (III)

El peso molecular del biogás sin contar el contenido de gas es de 24.35, con un peso molecular del aire de 28.96, se tendrá entonces:

$$DR = \frac{24.35 \frac{lbm}{lbmol}}{28.96 \frac{lbm}{lbmol}} := 0.8408$$

A 37 psi, o bien, 51.7 psia, que es equivalente a:

$$51.7 \text{ psia} \left(\frac{6.893 \text{ KPa abs}}{1 \text{ psia}} \right) \equiv 356.36 \text{ KPa}$$

T_{FH}

$$= \frac{80.61(356.36 \text{ KPa}) - 2.1 \times 10^4 - \frac{1.22 \times 10^3}{0.8408 - 0.525} - \left(1.23 \times 10^4 + \frac{1.71 \times 10^3}{0.8408 - 0.509} \right)}{356.36 \text{ KPa} + 260.42 + \frac{15.18}{0.8408 - 0.535}}$$

$$T_{FH} = -20.4^\circ \text{C} : 1.8(-20^\circ \text{C}) + 32 = -4.7^\circ \text{F}$$

2. Determinación del TEG requerido para la deshidratación con la ecuación (II) y (IV)

La temperatura de alimentación del biogás es de 35 °F, o sea, $1.8(35^\circ \text{C}) + 32 = 95^\circ \text{F}$, entonces, la composición del TEG



en la alimentación del desecante será:

$$x_I = \frac{|95^\circ F - (-4.7^\circ F)| \left(62.1 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}}\right)}{2,335 + |95^\circ F - (-4.7^\circ F)| \left(62.1 \frac{\text{lbm}}{\text{lbmol}}\right)} := 0.7261$$

Con esto se pretende adquirir TEG al 75 %pp, por lo que la cantidad de éste por hora, será:

$$M_I = \frac{0.7261 \left(23.2642 \frac{\text{lbm } H_2O}{h}\right)}{0.75 - 0.7261} := 706.7839 \frac{\text{lbm } TEG}{h}$$

3. Cálculos del flujo en #3 y sus composiciones, partiendo de #2 y 15, usando las ecuaciones (V), (VI), (XIII), (XIV) y (XV):

$$x_I = \frac{706.7839 \frac{\text{lbm } TEG}{h}}{0.7261} := 973.3975 \frac{\text{lbm}}{h}$$

El contenido de agua por ende es de $x_{w15} = 1 - 0.7261 := 0.2739$.

Y de este modo, el flujo resultante de mezclar #2 y #15 será:

$$M_3 = 2,783.53 \frac{\text{lbm}}{h} + 973.3975 \frac{\text{lbm}}{h} := 3,756.9275 \frac{\text{lbm}}{h}$$

La fracción masa de agua es #3 es:

$$x_{w3} = \frac{0.2739 \left(973.3975 \frac{\text{lbm}}{h}\right) + 0.058 \left(2,783.53 \frac{\text{lbm}}{h}\right)}{3,756.9275 \frac{\text{lbm}}{h}} := 0.1139$$

Las fracciones peso de los componentes de biogás:

$$y_{1,3} = \frac{0.3816 \left(2,783.53 \frac{\text{lbm}}{h}\right)}{3,756.9275 \frac{\text{lbm}}{h}} := 0.2827$$

Aquí solo cambian las composiciones, que multiplican al numerador, así que se omiten las otras operaciones, pero se tienen las fracciones de gas con los siguientes valores $y_{2,3} = 0.3381, y_{3,3} = 0.0107, y_{4,3} = 0.0659$

Por último, la fracción de TEG:

$$x_{E4} = \frac{0.7261 \left(973.3975 \frac{\text{lbm}}{h}\right)}{3,756.9275 \frac{\text{lbm}}{h}} := 0.1881$$

4. Calculas las entalpías de #2 y #15 con (IX) y (X) y obtener la correspondiente de #3 con (VIII). Luego estimar mediante prueba y error T_4 con (XII)



recordando que las temperaturas se ingresan en Rankin absolutos; partiendo con una temperatura inicial de 30 °C.

La entalpía de la corriente de biogás y vapor de agua a 35 °C será:

$$\begin{aligned}\dot{H}_2 &= 2,760.2849 \frac{\text{lbm}}{\text{h}} \left(3.274 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm} \cdot \text{R}} \right) [1.8(35^\circ\text{C}) + 491] \\ &+ 23.2642 \frac{\text{lbm H}_2\text{O}}{\text{h}} \left(1.1 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^\circ\text{F}} \right) [1.8(35^\circ\text{C}) + 32] \\ &:= 5'015,103.771 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}\end{aligned}$$

Por otro lado, recordando que se propone que el TEG acuoso salga de H-101 a 35 °C

$$\begin{aligned}\dot{H}_{15} &= 973.3975 \frac{\text{lbm}}{\text{h}} \left[0.7261 \left(0.58 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^\circ\text{F}} \right) + 0.2739 \left(1.1 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^\circ\text{F}} \right) \right] [1.8(30^\circ\text{C}) \\ &+ 32] := 60,476.0264 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}\end{aligned}$$

De esta manera:

$$\dot{H}_3 = 5'015,103.771 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} + 60,476.0264 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} := 5'075,579.797 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Ahora, calculamos el término $32(x_{w3}\hat{C}_{PW} + x_{T,3}\hat{C}_{PT})$ y el cociente \dot{H}_3/M_3 y escribimos la ecuación resultante de (XII):

$$\begin{aligned}\Rightarrow 32(x_{w3}\hat{C}_{PW} + x_{T,3}\hat{C}_{PT}) &= (32^\circ\text{F}) \left[0.1139 \left(1.1 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^\circ\text{F}} \right) + 0.1881 \left(0.58 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^\circ\text{F}} \right) \right] \\ &:= (32^\circ\text{F}) \left(0.2344 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^\circ\text{F}} \right) = 7.5004 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}} \\ \Rightarrow \frac{\dot{H}_3}{M_3} &= \frac{5'075,579.797 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}}{3,756.9275 \frac{\text{lbm}}{\text{h}}} := 1,350.9922 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}} \\ \therefore \frac{1,350.9922 - (342.718\hat{C}_{PG3} + 5.226)}{1.8[0.698\hat{C}_{PG3} + 0.166]} - T_3 &= 0\end{aligned}$$

Llamaremos este polinomio como $F(T_3)$ y haremos una tabulación con la temperatura T_3 en °C, así como el valor de \hat{C}_{PG3} y $F(T_3)$ obtenido con el valor propuesto, y finalmente su % Error de estimación en cada intento. Comenzando con 30 °C:

Intento No.	T_3 [°C]	$\hat{C}_{PG2} \left[\frac{\text{BTU}}{\text{lbm} \cdot \text{R}} \right]$	$F(T_3)$	%Error estimación
1	35	3.274	16.3183	-----



SEP

SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGÍAS NACIONALES DE MEXICO



2	40	3.3024	8.6921	
3	45	3.3306	1.1257	
4	46	3.3362	-0.3791	

Desarrollo de iteraciones para estimar la temperatura de mezclado adiabático de biogás y EG de las corriente 2 y 15. Elaboración propia

Observamos que T_3 está entre 45 y 46 °C, y usaremos el valor de $F(T_3)$ obtenido a $F(T_3) = 0$.

$$\Rightarrow \frac{T_3 - 45}{0 - 1.1257} = \frac{46 - 45}{-0.3791 - 1.1257}$$

$$T_3 = \left(\frac{46 - 45}{-0.3791 - 1.1257} \right) (0 - 1.1257) + 45 \therefore T_3 = 45.7481 \uparrow 45.75 \uparrow 45.7 \text{ °C}$$

5. Luego, se calcula la entalpía de #4 con (XVII) para después obtener la tasa de enfriamiento con (XVI)

Primero estimaremos el calor de vaporización del agua a 20 °C utilizando la correlación de Watson:

$$\lambda_{w4} = 970.3341 \frac{BTU}{lbm} \left(\frac{1 - \frac{20 \text{ °C} + 273.15}{647.14 K}}{1 - \frac{99.97 \text{ °C} + 273.15}{647.14 K}} \right)^{0.38}$$

$$:= 1,069.4998 \frac{BTU}{lbm}$$

$$-\lambda_{w4}V_2 = -1,069.4998 \frac{BTU}{lbm} \left(23.2642 \frac{lbm}{h} \right)$$

$$= -24,881.0572 \frac{BTU}{lbm}$$

$$+x_{E15}L_{15}\hat{C}_{PE}(1.8T_4 + 32)$$

$$= 0.1881 \left(3,756.9275 \frac{lbm}{h} \right) \left(0.58 \frac{BTU}{lbm \text{ °F}} \right) [1.8(20 \text{ °C}) + 32]$$

$$:= 27,871.3828 \frac{BTU}{h}$$

$$+G_2\hat{C}_{PG3}(1.8T_4 + 491)$$

$$= 2,760.2649 \frac{lbm}{h} \left(3.1881 \frac{BTU}{lbmR} \right) [1.8(20 \text{ °C})$$

$$+ 491] := 4'637,600.278 \frac{BTU}{h}$$

De esta manera, el flujo de energía den la #4, será de:



$$\dot{H}_4 = -24,881.0572 \frac{BTU}{lbm} + 27,871.3828 \frac{BTU}{h} + 4'637,600.278 \frac{BTU}{h} := 4'640,590.604 \frac{BTU}{h}$$

Y la tasa de enfriamiento en el Chiller:

$$\dot{Q}_{3 \rightarrow 4} = 5'100,895.343 \frac{BTU}{h} - 4'640,590.604 \frac{BTU}{h} := 460,304.739 \frac{BTU}{h}$$

6. Calcular la DTML con (IXX), utilizando las temperaturas, considerando que $T = -18^\circ C$, es la temperatura de vaporización del R-134a a presión de 21 psia previo de ingresar al E-101 (ver apéndice A2):

$$\Delta \bar{T}_{L,3 \rightarrow 4} = \frac{45.7^\circ C - 20^\circ C}{\ln\left(\frac{-18^\circ C - 45.7^\circ C}{-18^\circ C - 20^\circ C}\right)} := 49.7^\circ C$$

$$1.8(49.7^\circ C) + 32 = 121.46^\circ F$$

7. Calcular la superficie de transferencia de calor con la ecuación (XVIII), utilizando U_0 de 75 [$BTU/lbm^\circ F$] de la TABLA 8 del Kern (1986):

$$A = \frac{460,304.739 \frac{BTU}{h}}{\left(75 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}\right) (121.46^\circ F)} := 50.5302 pie^2 \left(\frac{0.3048 m}{1 pie}\right)^2 \equiv 4.6975 m^2 \uparrow 4.698$$

$\uparrow 4.7 m^2$

Se eligió este coeficiente global, debido a que el R-134a, es un refrigerante de baja densidad y viscosidad.

8. Determinar el flujo volumétrico y másico de refrigerante con (XX), considerando la densidad y calor de vaporización de este en el Apéndice A2:

$$\dot{v}_{R-134a} = \frac{460,304.739 \frac{BTU}{h}}{\left(1.0028 \frac{lbm}{pie^3}\right) \left(88.134 \frac{BTU}{lbm}\right)} := 5,208.1998 \frac{pie^3}{h}$$

$$\dot{m}_{R-134a} = \left(1.0028 \frac{lbm}{pie^3}\right) \left(5,208.1998 \frac{pie^3}{h}\right) := 5,222.7828 \frac{lbm}{h}$$

BMyE y DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR LÍQUIDO-GAS D-101

El objetivo de D-101 solo es separar el agua libre que se condensa en E-101. Por tanto se enlista lo siguiente:



CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES

- (1) Solo hay separación de la corriente de vapor-gas y agua libre, sin embargo el cambio de composición se produce debido a que el flujo de vapor-gas tendrá otro destino al del agua libre
- (2) $G_3 = G_4 = G_{16}$, pero las composiciones en la #16 si cambiarán ya que no está contenido el agua líquida
- (3) Proceso isotérmico y con caída de presión $-\Delta P_{4 \rightarrow 17}$
- (4) En el cálculo de composiciones de G_{16} aún pueden considerarse los % vol. de los gases
- (5) Los flujos de energía de sus corrientes solo se debe a las fases separadas, no hay suministro de calor ni potencia

ANÁLISIS DE BMyE Y DISEÑO PRELIMINAR DEL D-101

Al separarse de forma total las fases producidas por el enfriamiento en E-101, el balance de materia quedará como:

$$M_4 = L_5 + G_{16}; \quad (I)$$

M_5 , es el flujo másico del agua removida del gas y la solución de glicol alimentada en la #15, y que por tanto:

$$L_5 = V_2 + L_{15} \quad (II)$$

G_{17} , es la corriente de biogás, la cual sigue sin modificar sus composiciones de metano, dióxido de carbono, amoniaco y sulfuro de hidrógeno.

La composición de agua en #6, se obtiene usando las fracciones de #15 de la siguiente forma:

$$x_{w5}L_5 = x_{w15}L_{15} + V_2 : x_{w5} = \frac{x_{w15}L_{15} + V_2}{L_5} \quad (III)$$

Y la composición de EG está dado por $x_{E6} = 1 - x_{w6}$. Mientras que, para #17 las composiciones de gas solo se ven afectadas por la proporción, aplicando (4):

$$\Rightarrow y_{n16} = \frac{y_{n3}M_3}{G_{16}} \quad (IV)$$

(IV) es correcto ya que de la #3 a #4 solo existe enfriamiento, y por tanto $y_{n4}M_4 = y_{n3}M_3$. y de lo dicho por (2), ya se conoce G_{17} por el flujo de biogás G_2 .

Por otro lado, se (5), razonamos que el balance de energía por corrientes quedará con la siguiente suma:

$$\dot{H}_4 = \dot{H}_5 + \dot{H}_{16} \quad (V)$$

Donde:

$$\dot{H}_5 = -\lambda_{w4}V_2 + x_{E15}L_{15}\hat{C}_{PE}(1.8T_4 + 32) \quad (VI)$$

$$\dot{H}_{16} = G_2\hat{C}_{PG3}(1.8T_4 + 491) \quad (VII)$$



Las cuales son las aportaciones de energía de las fases líquida y gas de la #4, pero se considera el hecho que la separación es isotérmica.

Una vez realizado los BMyE del separador, se estiman las dimensiones básicas; las cuales son el DI –diámetro interno del equipo y su longitud L , junto con un τ –tiempo de residencia de la fase líquida dentro del equipo. La caída de presión se estimará para fines de los otros procesos (puesto que depende del extractor de niebla que se utilizará).

Para determinar el diámetro de la columna, será:

$$DI = \sqrt{\frac{4\dot{v}}{\pi\vec{v}_c}} \quad (VIII)$$

\dot{v} , es el flujo volumétrico totalizado del gas-vapor y líquido a separar, mientras que \vec{v}_c y es la velocidad crítica de sedimentación por goteo del vapor producido por el flasheo en la alimentación en $[pie/s]$, y se determina con:

$$\vec{v}_c = K_0 K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (IX)$$

Donde K es factor de velocidad específica que se determina con criterios del CUADRO 8 del manual Inelectra (2009). Y K_0 es el factor de corrección de flujo debido a la presión de flujo, cuando dicha es mayor a la atmosférica, la cual se estima con la correlación:

$$K_0 = 1.1637 - 0.05656 \ln(P[psig] + 14.7) \quad (X)$$

K , estará en $[pie/s]$ y K_0 será adimensional. Mientras que, la longitud del equipo que hará la retención de líquido será determinada paramétricamente con:

$$L = \frac{4\dot{v}_L \tau}{\pi DI^2} \quad (XI)$$

Con la sugerencia de Palacio *et al* (2005), se eligen tiempos de residencia de entre 5 a 20 minutos para separadores verticales. Y con ayuda del Cuadro 8 de Inelectra (2009), se puede escoger un tiempo de residencia τ , de acuerdo a la función del separador.

La altura total (en pie) del separador se calcula con:

$$h = L + 5.5 \quad (XII)$$

Donde, L es la longitud de la zona de retención de líquido en $[pie]$. La caída de presión se podrá calcular con:

$$-\Delta P = 0.3645K^2(\rho_L - \rho_G)E_{fe} \quad (XIII)$$

Las densidades del líquido y gas en todas las ecuaciones están en $[lbm/pie^3]$, y E_{fe} es el espesor del extractor de niebla en $[pulg]$, la caída de presión será en

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGÍAS NUCLEARES DE
MEXICO

[psig].

Entonces, primero el flujo volumétrico que se utiliza para D-101 será de #4, tal que:

$$\dot{v}_4 = \frac{L_5}{x_{w3}\rho_{w4} + x_{E3}\rho_E} + \frac{G_2}{\rho_{G4}} \equiv \frac{M_5}{\rho_{L4}} + \frac{G_2}{\rho_{G4}} \quad (XIV)$$

Así como de líquido en #5, que se estima con:

$$\dot{v}_{L5} \equiv \frac{L_5}{\rho_{L5}} \quad (XV)$$

CÁLCULOS DEL BMyE y DISEÑO BÁSICO DE D-101

1. Realizar el balance de materia con las ecuaciones (I) a (IV) para determinar las composiciones de las #5 y 17:

$$L_5 = 973.3975 \frac{lbm}{h} + 23.2642 \frac{lbm}{h} := 996.6617 \frac{lbm}{h}$$

$$G_2 \equiv G_3 \equiv G_4 = G_{17} := 2,760.2649 \frac{lbm}{h}$$

La composición másica de agua;

$$x_{w5} = \frac{0.2739 \left(973.3975 \frac{lbm}{h} \right) + 23.2642 \frac{lbm}{h}}{996.6617 \frac{lbm}{h}} := 0.2908$$

La composición de glicol será entonces de $x_{E5} = 1 - 0.2908 := 0.7092$

Por otro lado, las composiciones de biogás en #17 serán:

$$y_{1,16} = \frac{(0.2827) \left(3,756.9275 \frac{lbm}{h} \right)}{2,760.2649 \frac{lbm}{h}} := 0.3975$$

Aquí solo cambian las composiciones, que multiplican al numerador, así que se omiten las otras operaciones, pero se tienen las fracciones de gas con los siguientes valores $y_{2,16} = 0.4729$, $y_{3,16} = 0.0273$, $y_{4,16} = 0.1024$

2. Calcular los flujos de energía de las corrientes 5 y 7 con base a (V) a (VII):

$$-\lambda_{w4}V_2 = -1,069.4998 \frac{BTU}{lbm} \left(23.2642 \frac{lbm}{h} \right)$$

$$= -24,881.0572 \frac{BTU}{lbm}$$

$$+x_{E15}L_{15}\hat{C}_{PE}(1.8T_4 + 32)$$

$$= 0.1881 \left(3,756.9275 \frac{lbm}{h} \right) \left(0.58 \frac{BTU}{lbm^\circ F} \right) [1.8(20^\circ C) + 32]$$

$$:= 27,871.3828 \frac{BTU}{h}$$



$$\begin{aligned}\dot{H}_5 &= -24,881.0572 \frac{BTU}{lbm} + 27,871.3828 \frac{BTU}{h} \\ &:= 2,990.3256 \frac{BTU}{h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\dot{H}_{16} &= G_2 \hat{C}_{PG3} (1.8T_4 + 491) \\ &= 2,760.2649 \frac{lbm}{h} \left(3.1881 \frac{BTU}{lbmR} \right) [1.8(20^\circ C) \\ &+ 491] := 4'637,600.278 \frac{BTU}{h}\end{aligned}$$

3. Determinar la densidad total de la #4 y #5 así como el flujo volumétrico de la misma, con base a (XIV) y (XV)

La densidad del biogás a 20 °C y 32 psi será de 0.2224 lbm/pt^3 , y las densidades del agua y EG se tomarán constantes a temperaturas cercanas al ambiente y serán de 62.4 y 69.62 lbm/pt^3 respectivamente, por lo tanto para cada una de las corrientes se tendrá:

$$\rho_{L4} = 0.1139 \left(62.4 \frac{lbm}{pt^3} \right) + 0.1881 \left(69.62 \frac{lbm}{pt^3} \right) := 20.2029 \frac{lbm}{pt^3}$$

$$\rho_{L5} = 0.2908 \left(62.4 \frac{lbm}{pt^3} \right) + 0.7092 \left(69.62 \frac{lbm}{pt^3} \right) := 67.5204 \frac{lbm}{pt^3}$$

Y así los flujos volumétricos de estas corrientes serán:

$$\begin{aligned}\dot{v}_4 &= \frac{996.6617 \frac{lbm}{h}}{20.2029 \frac{lbm}{pt^3}} + \frac{2.760.2649 \frac{lbm}{h}}{0.2224 \frac{lbm}{pt^3}} \\ &:= 12,460.5956 \frac{pt^3}{h} \left(\frac{1 h}{3,600 s} \right) \equiv 3.4613 \frac{pt^3}{s}\end{aligned}$$

$$\dot{v}_{L5} = \frac{996.6617 \frac{lbm}{h}}{67.5204 \frac{lbm}{pt^3}} := 14.7606 \frac{pt^3}{h} \left(\frac{1 h}{60 min} \right) \equiv 0.246 \frac{pt^3}{min}$$

4. Calcular el diámetro del separador usando las ecuaciones (VIII) a (X) y la información de estos modelos

Ahora, se determina la velocidad crítica del gas, comenzando con la suposición de que $K = 0.18 pt/s$ según la información del GPSA a través del CUADRO 8 del manual de Inelectra (ver



Apéndice A.3):

$$K_0 = 1.1637 - 0.05656 \ln(32 \text{ psig} + 14.7) := 0.9425$$

$$\Rightarrow \vec{v}_c = (0.9425) \left(0.18 \frac{\text{pie}}{\text{s}} \right) \sqrt{\frac{20.2029 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} - 0.2224 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}}{0.2224 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}}}$$

$$:= 1.608 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$\therefore DI = \sqrt{\frac{4 \left(3.4613 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}} \right)}{\pi \left(1.608 \frac{\text{pie}}{\text{s}} \right)}} := 1.6555 \text{ pie} \uparrow 2 \text{ pie} \left(\frac{0.3048 \text{ m}}{1 \text{ pie}} \right) \equiv 0.6096 \text{ m} \uparrow 0.61 \text{ m}$$

$$\equiv 61 \text{ cm}$$

El diámetro se dejó directo a 2 pie, ya que el manual de Inelectra (2009), pág. 61, recomienda diámetros no menores a éste, ya que se complica la fabricación y mantenimiento. Ahora determinamos la longitud del equipo considerando los tiempos de residencia aceptables.

5. Considerar un tiempo de residencia, altura de columna líquida retenida, longitud total del separador: ecuaciones (XI) y (XII). Con base al Cuadro 7 de la pág. 50 del Inelectra (2009) se tiene que D-101 actúa como un “tambor para la succión de compresores, tal que la suma de sus tiempos de residencia de los niveles bajos y altos de líquido retenido son de 13 minutos, tomando esto como referencia se tiene:

$$L = \frac{4 \left(0.246 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}} \right) (13 \text{ min})}{\pi (2 \text{ pie})^2} := 1.018 \text{ pie}$$

Y la altura total del equipo será:

$$h = 1.018 + 5.5 := 6.518 \text{ pie} \uparrow 6.52 \text{ pie}$$

6. Espesor del extractor de niebla y caída de presión del separador, utilizar ecuación (XIII):

Usaremos un espesor típico de 6 pulg de malla, para el extractor de niebla:

**SEP**SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA**TECNM**
TECNOLOGÍAS NUCLEARES DE
MÉXICO

$$-\Delta P_{4 \rightarrow 16} = 0.3645 \left(20.2029 \frac{lbm}{pie^3} - 0.2224 \frac{lbm}{pie^3} \right) \left(0.18 \frac{pie}{s} \right)^2 (6 \text{ pulg}) := 1.4 \text{ psig}$$

Lo cual indica una caída de presión muy por debajo de la máxima permitida.

La presión de las corrientes #5 y #17 será entonces:

$$P_5 \equiv P_{16} = 32 \text{ psig} - 1.4 \text{ psig} := 30.6 \text{ psig}$$

BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO TERMODINÁMICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR GLICOL-GLICOL H-101

El H-101 tiene como objetivo elevar la temperatura del glicol que sale del fondo de D-101, utilizando como fluido caliente el glicol regenerado que sale de H-102 a su temperatura de ebullición (punto de burbuja) a la composición de la corriente 13, que es conocida por el cálculo de EG desecante de la #15, y que será reducida hasta los 35 °C. para este diseño se hacen las siguientes:

CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES:

- (1) Transferencia adiabática de calor en régimen estacionario
- (2) Suponemos capacidades caloríficas del agua y EG constantes
- (3) La temperatura de alimentación del glicol caliente será la de su punto de burbuja a la x_{E15} –composición calculada para ser inyectada con la #2 de biogás
- (4) Distribución de los flujos a contracorriente de los glicoles
- (5) El glicol caliente se enfría a 35 °C, mientras que el glicol frío se alimenta a 20 °C

ANÁLISIS DEL BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO

De (1) se escribe el balance de energía de ambos fluidos:

$$\Delta H_{5 \rightarrow 6} = 1.8L_5 \sum x_{m5} \hat{C}_{Pm} (T_6 - T_5) \quad (I)$$

$$\Delta H_{14 \rightarrow 5} = 1.8L_{15} \sum x_{m15} \hat{C}_{Pm} (T_{14} - T_{13}) \quad (II)$$

Sumando $\Delta H_{5 \rightarrow 6}$ y $\Delta H_{14 \rightarrow 5}$, considerando que esas son las tasas de calentamiento y enfriamientos, respectivamente: se aplica nuevamente (1), y se obtiene lo siguiente:

$$\Delta H_{5 \rightarrow 6} + \Delta H_{14 \rightarrow 5} = 0 \quad : \quad \Delta H_{5 \rightarrow 6} = -\Delta H_{14 \rightarrow 5} \quad (III)$$

Sustituyendo (I) y (II) en (III) se obtiene

$$\Rightarrow 1.8L_5 \sum x_{m5} \hat{C}_{Pm} (T_6 - T_5) = -1.8L_{15} \sum x_{m15} \hat{C}_{Pm} (T_{14} - T_{13}) \quad (IV)$$

Las caídas de temperatura están en °C, pero los factores 1.8 de ambos lados de la ecuación permiten que estén en °F, además, de que se cumple:

$$\Delta T [^{\circ}F] \equiv 1.8 \Delta T [^{\circ}C] = (1.8T_{out} + 32) - (1.8T_{in} + 32) := 1.8(T_{out} - T_{in}) \quad (V)$$

Lo que desconoce de (IV) es T_6 , por lo que, esta se despeja de (V):



$$\therefore T_6 = \frac{L_{15} \sum x_{m15} \hat{C}_{Pm} (T_{14} - T_{13})}{L_5 \sum x_{m5} \hat{C}_{Pm}} + T_5 \quad (VI)$$

Luego se determina la DTML del intercambiador con:

$$\Delta \bar{T}_L = \frac{(T_{15} - T_5) - (T_{13} - T_6)}{\ln \left(\frac{T_{15} - T_5}{T_{13} - T_6} \right)} \quad (VII)$$

Y como se trata de un intercambiador de calor líquido-líquido, se propone estimar el factor de corrección de temperatura $F_T \geq 0.75$ con ayuda de las FIG. 18 a 21 del Kern usando los parámetros R y S:

$$R = \frac{T_{15} - T_{13}}{T_6 - T_5}, \quad S = \frac{T_6 - T_5}{T_{15} - T_5} \quad (VIII)$$

Al proponer un arreglo (n-m) de intercambiador (n-pasos por la coraza y m-pasos por los tubos). Y se estimará la superficie de transferencia de calor con la ecuación general:

$$A_0 = \frac{\dot{Q}_{14 \rightarrow 15}}{U_0 (F_T \Delta \bar{T}_L)} \quad (IX)$$

U_0 , como coeficiente global del equipo se seleccionará con base a las viscosidades del glicol ya que existen valores para sustancias orgánicas ligeras, medias y pesadas; pero también con soluciones acuosas viscosas y poco viscosas. T_{13} , es la temperatura de burbuja y por tanto, de ebullición (T_{sat}) del glicol al $100x_{E15}\%$ y que se puede estimar con ayuda de la ecuación de Antoine:

$$\log P = A - \frac{B}{T + C} \quad (X)$$

La cual proporciona la FIG. 20-50 del GPSA, que está en función de la composición másica del EG y la presión absoluta del sistema (la presión en $[mmHg]$ y temperatura en $[^\circ C]$), los parámetros A, B y C dependen de la composición del EG.
CÁLCULOS DEL BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO DEL H-101

1. Calcular las capacidades caloríficas de mezcla $\sum x_{m5} \hat{C}_{Pm}$ y $\sum x_{m15} \hat{C}_{Pm}$ de los flujos de glicol, suponiendo que son constantes
2. Estimar con la FIG. 20-50 del GPSA y la ecuación (X) la temperatura de burbuja (ebullición) del EG al $100x_{E15}\%$
3. Determinar T_6 con (VI):
4. Calcular la tasa de calentamiento o de enfriamiento con (I) o (II)
5. Calcular la DTML del equipo con (VII)
6. Estimar $F_T \geq 0.75$ con ayuda de las FIG. 18 a 21 del Kern así como la ecuación (VIII) y proponer el arreglo que proporcione este factor



7. Usar la FIG.20-41 del GPSA la viscosidad del EG a T_{13} y $100x_{E15}\%$, así como T_5 y $100x_{E5}$ y TABLA 8 del Kern para elegir la U_0 con base a la viscosidad
8. Determinar la superficie de transferencia de calor del equipo con (IX)

BMYE Y DISEÑO DEL REGENERADOR DE GLICOL, COLUMNA EMPACADA T-101 Y REHERVIDOR R-102

La unidad compuesta pretende desorber, mediante destilación atmosférica el contenido de agua del EG proveniente de D-101, #5, tal que pasa de 73 a 70 % masa. Esto significa que el balance de materia que se realiza para el regenerador se hace alrededor de T-101. H-102, E-102, D-102 y P-101, puesto que se considerará resolver de manera general y luego de forma interna entre estos equipos, bajo las siguientes:

CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES PARA T-101 y H-102

- (1) Separación isotérmica en estado estacionario
- (2) Se propone usar el método de McCabe-Thiele para realizar el balance de materia y determinar la altura total de la columna empacada mediante integración numérica
- (3) Se conocen los flujos másicos de EG rico y pobre
- (4) La cantidad total de líquido que ingresa a la columna tiene efecto en el tipo de empaque a utilizar
- (5) Se utilizará el reflujo mínimo de destilado por heurística de 1.2
- (6) La columna utilizará zona enriquecedora y agoradora, el diseño entonces utilizará composiciones de fondo y de destilado
- (7) La viscosidad y difusividad tienen efecto en el tamaño del regenerador

ANÁLISIS DE BALANCE DE MATERIA Y DISEÑO DE LA COLUMNA T-101

Se inicia realizando el balance de materia, sabiendo que $L_5 = L_6$, L_9 y $L_{13} = L_{14} = L_{15}$ son las corrientes globales del sistema de regeneración de glicol, por lo que se escribe de (1):

$$L_5 = L_9 + L_{15} \quad (I)$$

Aplicando (3), se puede conocer L_9 , que será el flujo de agua contaminada de glicol purgado mediante su despeje; y la determinación de la composición de agua y glicol de la corriente destilada está determinada por:

$$L_9 = L_5 - L_{15} : x_{w9} = \frac{x_{w5}L_5 - x_{w15}L_{15}}{L_9} \quad (II)$$

Para conocer el flujo de líquido que se recircula al T-101, que se denotará por L_{10} se aplica lo dicho en (5), por lo que se tiene:

$$R_D \equiv \frac{L_{10}}{L_9} = 1.2 \Rightarrow L_{10} = 1.2L_9 \quad (III)$$

La corriente de vapor producida en #7 y que es la misma corriente de condensado en #8 queda determinada con la suma de la división de flujo de #9 y #10:



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



$$V_7 = L_9 + L_{10} \quad (IV)$$

Por otra parte, el vapor generador por el rehedidor se calcula aplicando (2), usando la siguiente ecuación:

$$V_{12} = V_7 - (1 - q)L_5 \quad (V)$$

Donde q es la razón de calentamiento de la alimentación (que define McCabe) que toma en cuenta el estado de la misma, el cual supondremos será subenfriado (ya que no llegará a su temperatura de burbuja), y que por tanto se puede calcular con:

$$q = 1 + \frac{\sum x_{m5} \hat{C}_{pm} (T_{sat} - T_6)}{\sum x_{m5} \lambda_{m6}} \quad (VI)$$

Donde T_{sat} es la temperatura de punto de burbuja del EG a su composición másica de alimentación de la #5, mientras que T_6 es la temperatura a la que se alimenta el glicol a la columna. Cabe mencionar que, la FIG. 20-50 del GPSA y la ecuación (X) mencionadas en el diseño anterior permiten hacer la estimación de T_{sat} .

λ_{m6} , es el calor latente de vaporización individual del EG y agua a T_6 . $q > 1$ por convención.

La composición del vapor que produce el rehedidor, una vez conocida su producción se calcula con:

$$y_{w12} = \frac{x_{w9}V_7 - (1 - q)x_{w5}L_5}{V_{12}} \quad (VIII)$$

El glicol que sale por la base de T-101 e ingresa a H-102 se calcula con la suma de V_{12} y L_{15} :

$$\Rightarrow L_{11} = V_{12} + L_{15} \therefore x_{w11} = \frac{y_{w12}V_{12} + x_{w15}L_{15}}{L_{11}} \quad (IX)$$

Ahora, con estos datos se determina el diámetro interno utilizando la correlación propuesta por Jiménez (2003), dada por la ecuación:

$$DI = \sqrt{\frac{88.8D(R_D + 1)T_{rocio}}{982,899\pi V}} : V = 0.761P^{-\frac{1}{2}} \quad (X)$$

Donde:

- D es el flujo de destilado que no se recircula en $[Kmol/h]$, $D \rightarrow L_9$
- R_D es la razón de reflujo
- T_{rocio} es la temperatura de punto de rocío del destilado en $[K]$
- P refiere a la presión absoluta de operación en $[atm]$

Mientras que, la altura total del empaque se calculará mediante la ecuación de Número de Unidades de Transferencia NTU:

$$h = \frac{L/A}{k_L \cdot a_i} \int_{x_F}^{x_D} \frac{dx_A}{x_A^* - x_A} \quad (XI)$$

de aquí:



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



- L/A consiste del flux de masa debido a las alimentaciones de líquido total a la columna, donde A será el área transversal de ésta que se calcula con $A = \pi DI^2/4$
- x_A^* es la composición de soluto en fase líquida, que se obtiene de datos EVL (en este caso de agua/EG) y que posee una y_A^* composición de soluto en fase vapor. Los datos son provenientes de fuentes experimentales a una presión constante
- x_A es la composición de soluto que se calcula con la Línea de Operación (LO), para los casos de destilación, Línea de Agotamiento (LA) y Línea de Enriquecimiento (LE)

**BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO DEL CONDENSADOR E-102
DISEÑO DE TAMBOR DE REFLUJO D-102
CÁLCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBAS CENTRÍFUGAS P-101 Y P-102
PARA EL BOMBEO DE GLICOL
BALANCE DE ENRGÍA Y DISEÑO TERMODINÁMICO DEL COMPRESOR
MULTIETAPA C-101**

Este compresor elevará la presión del gas hasta 1,000 psig y se pretende que este sea un equipo de varias etapas de compresor con interenfriadores, esto para reducir la temperatura de descarga del gas debido a las fricciones y aumento de energía cinética de las moléculas de gas.

— **Consideraciones y suposiciones**

- (1) Compresión politrópica en varias etapas
- (2) Se agregan interenfriadores para reducir la temperatura de compresión del biogás
- (3) Habrá una caída de presión entre los interenfriadores, los gases de mayor composición son no polares
- (4) La composición del agua tendrá un efecto despreciable sobre la energía que adquiere el gas al comprimirla, además que hará los cálculos con mayor facilidad
- (5) Supondremos que $\Delta H = W$

— **Análisis del diseño**

Con lo dicho en (1) y (5), la ecuación de energía de un compresor para estimar su potencia requerida total para #ETC –Etapas Teóricas de Compresión, será:

$$W = \frac{1 \times 10^{-4} \#ETC \cdot k \bar{Z} G P_{in}}{\eta(\#ETC \cdot k - 1) \rho_{in}} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{k-1}{\#ETC \cdot k}} - 1 \right] \quad (I)$$

Donde k es el coeficiente politrópico de compresión, el cual se puede estimar en



forma aproximada con:

$$k = \frac{\hat{C}_p}{\hat{C}_p - \frac{10.7314}{PM_{G\#}}} \quad (II)$$

Donde

- \hat{C}_p es la capacidad calorífica del gas a la temperatura de succión del gas en $[BTU/lbm \cdot R]$
- η es la eficiencia mecánica del compresor, la cual supondremos será del 70 % por ser un valor típico
- \bar{Z} es el factor de compresibilidad promedio a las condiciones de succión y descarga
- G es el flujo másico del gas en $[lbm/h]$
- P_{in} y P_{out} son las presiones de succión y descarga del gas en $[psia]$
- ρ_{in} es la densidad del gas en condiciones ideales a la presión y temperatura de succión en $[lbm/ptie^3]$
- W es la potencia del compresor en $[HP]$

Si se aplica a (5) y (3), podemos considerar el estimar el ΔH del biogás mediante el método de propiedades residuales, en el caso, calculando la entalpía residual (desviación de la entalpía estimada en condiciones ideales respecto a las reales) e ideal de dicho en las condiciones de presión y temperatura de la succión y descarga. De esta manera, se determina los cambios de entalpía de gas real mediante entalpía residual con ayuda de las ecuaciones (III), (IV) y (V):

$$\Delta H = G\Delta\hat{H}_{\#r}; \Delta\hat{H}_{\#r} = \hat{H}_{out,r} - \hat{H}_{in,r} \quad (III)$$

$$\hat{H}_{\#r} = \hat{H}_{\#id} + 0.1903\hat{H}_{\#R} \quad (IV)$$

$\hat{H}_{\#r}$, es la entalpía real específica del biogás a las condiciones de la corriente #, $\hat{H}_{\#id}$ la entalpía ideal específica; la cual se estima con " $\hat{C}_{pG\#}T_{\#}$ ". Mientras que la entalpía residual específica $\hat{H}_{\#R}$ en $[psia \cdot ptie^3/lbm]$ se estima con el método de correlaciones generalizadas mediante la ecuación:

$$\hat{H}_{\#R} = \left[\frac{10.7314(\bar{T}_c\bar{P}_r)_{\#}}{PM_{G\#}} \right] \left(0.083 + 0.139\bar{\omega} - \frac{1.017}{\bar{T}_r^{1.6}} - \frac{0.849}{\bar{T}_r^{5.2}} \right) \quad (V)$$

$\bar{\omega}$ será el factor acéntrico de la mezcla de gases y la temperatura crítica estará en Rankine absoluto.

De (2) y (3) se hará un perfil de presión y temperatura de las etapas de compresión, considerando el interenfriamiento. De tal modo que se disponen de las ecuaciones (VI), (VII) y (VIII):



$$R = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{1}{\#ETC}} \quad (VI)$$

$$P_{n+1} = R \cdot P_n - 0.5(-\Delta P_{intercooler}) \quad (VII)$$

$$\frac{T_{n+1}}{T_n} = \left(\frac{P_{n+1}}{P_n} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (VIII)$$

Así como los Diagramas de Potencia Específica (DPE), las cuales permiten estimar las temperaturas permisibles de interenfriamiento de las descargas entre etapas de compresión, las cuales obedecen las condiciones de “potencias iguales entre etapas”:

$$W \geq \#ETC \cdot G \cdot w_n \quad (IX)$$

Donde w_n es la potencia específica en $[KJ/Kg]$, la cual se determina al suponer las temperaturas de descarga (ya con enfriamiento) y se busca en los (DPE) a k y P_{out}/P_{in} y se interseca con la ordenada w_n/T para luego calcular w_n con:

$$w_n = T \left(\frac{28.96}{PM_{G\#}} \right) \left(\frac{w_n}{T} \right)_{gráfico} \quad (X)$$

- 1) Calcular la temperatura de descarga del compresor sin interenfriamiento:

$$T_8 = \left(\frac{750 \text{ psig} + 14.7}{31.1 \text{ psig} + 14.7} \right)^{\frac{1.1601-1}{1.1601}} [1.8(20) + 491] := 786.3 \text{ R}$$

$$T[^\circ C] = \frac{786.3 - 491}{1.8} := 164.05 \text{ }^\circ C$$

Esta temperatura es demasiado alta para los procesos de tratamiento, así que deberá reducirse a la temperatura más baja posible previo a postenfriador (aeroenfriador E-102). Se propondrá temperaturas de descarga iguales a $85 \text{ }^\circ C$ para el modelaje de las potencias individuales de los compresores entre etapas.

- 2) Determinar las condiciones de presión y temperatura críticas y reducidas de mezcla así como factores de compresibilidad de la succión y descarga; también el factor acéntrico, coeficiente politrópico y densidad ideal del biogás a la temperatura de succión
- 3) Calcular ΔH con las ecuaciones (III), (IV) y (V)
- 4) Sustituir el valor de ΔH en (I) y sustituir los valores de sus parámetros, dejando como única incógnita a $\#ETC$
- 5) Igualar la ecuación producida a cero, y resolver mediante búsqueda numérica de raíces a $\#ETC$



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



- 6) Estimar a R con (VI), y con dicho valor seleccionar el tipo de compresor a utilizar (axial, centrífugo, reciprocante)
- 7) Desarrollar el perfil de presiones de las etapas de forma iterativa con (VII), supondremos que la caída de presión entre los interenfriadores será no más de 5 psig
- 8) Minimizar la potencia del compresor usando la gráfica de potencia específica para cada etapa, utilizando como abscisa a P_{out}/P_{in} entre etapas, y comenzar a suponer temperaturas de salida en cada una de ellas (haremos incrementos de 10 °C por etapa). Usar la k calculada para la succión en todos los cálculos.

La potencia requerida mínima del compresor para llevar al biogás a 750 psig es de HP, con un compresor de 5 etapas con potencias iguales, los cuales usarán interenfriadores de tipo placa que reducirán a °C la descarga del mismo.

BALANCE DE ENERGÍA Y DISEÑO DEL AEROENFRIADOR E-103

Se utiliza un aerofriador dado que la temperatura del aire es en promedio de 35 °C, de modo que sin necesidad de enfriamiento mecánico se puede obtener una temperatura de 40 °C del biogás que sale del compresor C-101.

Para este diseño, tomaremos en cuenta lo siguiente:

- (1) No habrá condensación del agua
- (2) La composición de agua no tendrá efecto en el calor cedido al aire en el proceso de enfriamiento
- (3) Asumimos a 30 °C la temperatura del aire, ya que es la media anual de estos últimos años en Tuxtla Gutiérrez
- (4) La humedad del aire no se toma en cuenta en el diseño, tendrá un calor específico constante
- (5) La presión atmosférica de la ciudad (en término de altura en pie sobre el nivel del mar) repercute en la densidad del aire
- (6) Para el arreglo del equipo, se propondrán: 2 ventiladores, equipo de tiro inducido, 5 hileras de tubos de 1 pulg de diámetro nominal (2.5 m de longitud con aletas de ½ pulg de espesor y distribución de 9 aletas por pulgada lineal de tubo “ ½ by 9”), arreglo triangular de tubos con pitch de 51 mm y dos pasos por los tubos

Se propone el siguiente algoritmo de diseño:

1. Calcular la tasa de enfriamiento del fluido (biogás) de 85 a 40 °C. para este caso del biogás de #8 y #9:



$$-\dot{Q}_{8 \rightarrow 9} = G_4(\hat{C}_{PG9}T_9 - \hat{C}_{PG8}T_8) \quad (I)$$

$$-\dot{Q}_{8 \rightarrow 9} = -2,760.2649 \frac{\text{lbm}}{\text{h}} \left[\left(3.3024 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm} \cdot \text{R}} \right) [1.8(40^\circ\text{C}) + 491] \right. \\ \left. - \left(3.4691 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm} \cdot \text{R}} \right) [1.8(70^\circ\text{C}) + 491] \right] := 776,140.9455 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

2. Establecer el U_x –Coeficiente Global de Transferencia de Calor del enfriador en $[\text{BTU}/\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}]$, el cual se obtiene de forma aproximada con la FIG.10-10 del GPSA, se elige con base al tipo de servicio y arreglo de aletas en los tubos (si es “1/2 by 9” o “5/8 by 12”). Si es necesario se puede interpolar, en el caso de está en función de la presión, temperatura o viscosidad. En este momento, se interpoló para enfriamiento de gases hidrocarburos en función de la temperatura, que se hizo entre 100 y 300 °F, y se desea a 185 °C tal que:

$U_x \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$	$T [^\circ\text{F}]$
2.4	100
x	185
3.1	300

$$\Rightarrow U_x = \left(\frac{3.1 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} - 2.4 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}}{300^\circ\text{F} - 100^\circ\text{F}} \right) (185^\circ\text{F} - 100^\circ\text{F}) + 2.4 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$\therefore U_x = 2.68 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

3. Calcular el incremento en la temperatura del aire ΔT_A (A será el subíndice para referirse al aire como fluido frío) y su temperatura a la descarga del enfriador T_{Aout} en $[\text{F}]$, mediante la ecuación:

$$\Delta T_A = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_{in} + T_{out}}{2} - T_{Ain} \right); T_{Aout} = T_{Ain} + \Delta T_A$$

Donde T_{in} y T_{out} son las temperaturas de alimentación y descarga del fluido que se va a enfriar en $[\text{F}]$, T_{Ain} es la temperatura del aire en condiciones atmosféricas y que hace succión el ventilador.

4. Estimar el factor $F_T \cdot \Delta \bar{T}_L$, donde F_T es el factor de corrección de temperatura debido a la disposición de los pasos por tubo del fluido a enfriar, y se estima



con las FIG.10-9 y 10-10 del GPSA (para arreglos de 1 y 2 pasos por los tubos, con un mayor no. de pasos $F_T \rightarrow 1$), utilizando los parámetros R y S:

$$R = \frac{T_{out} - T_{in}}{T_{Aout} - T_{Ain}}, S = \frac{T_{Aout} - T_{Ain}}{T_{out} - T_{Ain}}$$

Mientras que la DTML $\Delta\bar{T}_L$ en $[^\circ F]$ será:

$$\Delta\bar{T}_L = \frac{(T_{out} - T_{Ain}) - (T_{in} - T_{Aout})}{\ln\left(\frac{T_{out} - T_{Ain}}{T_{in} - T_{Aout}}\right)}$$

5. Calcular la superficie efectiva de transferencia de calor A_x en $[m^2]$ del equipo con:

$$A_x = \frac{0.0929(-\dot{Q}_{\# \rightarrow \# + 1})}{U_x(F_T \cdot \Delta\bar{T}_L)}$$

6. Calcular el TFAB (Área transversal del haz de tubo) y el ancho de la unidad

$$TFAB = \frac{A_x}{ASPF}$$

ASPF es el área efectiva de las aletas de los tubos, la cual se busca en la FIG.10-11 el cual con base al pitch, arreglo tubos, tamaño y número de aletas por pulg lineal de tubo

$$\left(\begin{array}{c} \text{Ancho} \\ \text{de la} \\ \text{unidad} \end{array}\right) = \frac{TFAB}{L}$$

7. Estimar el No. Total de Tubos (#TT) con:

$$\#TT = \left\lceil \left\lfloor \frac{A_x}{APM \cdot L} \right\rfloor \right\rceil$$

APM es el Área Efectiva por Metro Lineal de tubo aletado en $[m^2/m]$, este parámetro también se encuentra en la FIG.10-11. Nótese que se utiliza la función de máximo entero, para redondear la cantidad resultante con decimales a un número entero.

8. Calcular el flujo másico \dot{m}_A en $[lbm/h]$ y volumétrico de aire de los ventiladores \dot{v}_A en $[pie^3/min]$:

$$\dot{m}_A = \frac{-\dot{Q}_{\# \rightarrow \# + 1}}{0.24\Delta T_A}$$

$$\dot{v}_A = \frac{\dot{m}_A}{(0.0749)60 \cdot \#V \cdot DR}$$

DR es el factor de densidad relativa del aire en función de la altura de la



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



ciudad en [*pie snm*], la cual se encuentra en la FIG. 10-16; #*V* es el número de ventiladores propuestos, 0.0749 es el valor de la densidad del aire a CNPT y DR es un factor similar al FVE de biogás. 0.24 es el calor específico del aire constante en [*BTU/lbm · F*].

9. Estimar el diámetro de los ventiladores

$$D = \sqrt{\frac{1.16 \cdot TFAB}{\pi \cdot \#V}}$$

10. Aproximar la potencia requerida de cada ventilador en [*HP*], considerando una eficiencia típica del ventilador del 70 %:

$$W \approx \frac{DR \cdot \dot{v}_A^3}{4.4492 \times 10^9 \pi D^4}$$



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



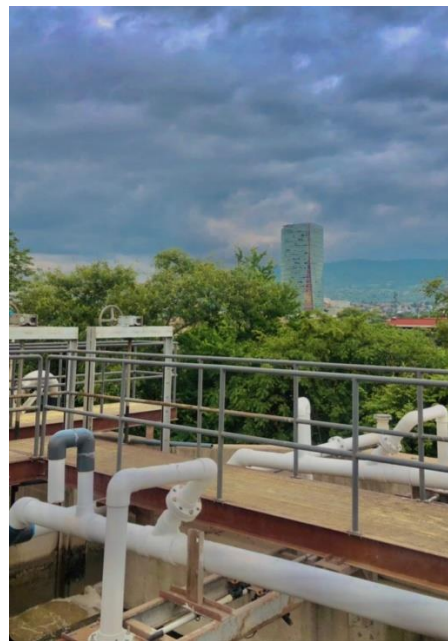
TECNM
TECNOLOGICO NACIONAL DE
MEXICO



Conclusión

En este proyecto se describe el método de purificación de biogás para el uso en los motores con la finalidad de usarlos en los medios de transportes de SMAPA, existen tecnologías disponibles que permiten desarrollar esta alternativa. México cuenta con una ley de reforma energética, cuyo objetivo es conseguir que, en 2040, el 34 por ciento de la energía que requiere la obtenga a través de renovables. Este objetivo se suma a su interés asumir un papel más activo en el contexto energético global, por lo tanto, la PTAR Paso Limón resulta ser una excelente candidata para comenzar a utilizar energías renovables.

Anexos





Bibliografía

1. Peerapong, P., & Limmeechokchai, B. (2017). Biogas-based electricity generation in swine farm in Thailand: Economic and CO2 reduction aspects. *Energy Procedia*, 138, 657-661. doi:10.1016/j.egypro.2017.10.185
2. Ramírez López, T. P., Medrano Pérez, O. R., & Escobedo Cazán, L. A. (2020). GENERACIÓN DE ENERGÍA EN PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (PTAR). EL CASO DE LA PTAR ZONA NORESTE, VILLAHERMOSA, MÉXICO. *ENERLAC*, Volumen IV. (1), 12-30. Obtenido de <http://enerlac.olade.org/index.php/ENERLAC/article/view/128>
3. Rodríguez Morales, J. A., Ventura Ramos, E., López Velarde, M., & Perez Moreno, V. (2017). Obtencion de biogas a partir de lodos de plantas de tratamiento de aguas residuales mediante la digestion anaerobia mesofilica. *ECORFAN-Bolivia*, 4, 34-43. Obtenido de https://www.ecorfan.org/bolivia/researchjournals/Energia_Quimica_y_Fisica/vol4num12/Revista_de_Energ%C3%ADa_Qu%C3%ADmica_y_F%C3%ADsica_V4_N12_5.pdf
4. Solera del Río, R., Álvarez Gallego, C. J., & Aymerich Soler, E. (2014). De residuo a recurso el camino a la sostenibilidad, aspectos biológicos de la digestión anaeróbica II. Madrid: Mundi-Prensa. Obtenido de <https://elibro.net/es/ereader/ittuxtlagtz/55266?page=20>
5. Venegas Venega, J., Aryal, D., & Pinto Ruíz, R. (2018). Biogas, renewable energy for the development of pig farms in the state of Chiapas. *Análisis Económico*, 169-187. Obtenido de <http://www.analipseconomico.azc.uam.mx/index.php/rae/article/view/381/324>
6. Wen-Wei, L., & Han-Qing, Y. (2016). Advances in Energy-Producing Anaerobic Biotechnologies for Municipal Wastewater Treatment. *Engineering*, 2, Issue 4, 438-446. doi:10.1016/J.ENG.2016.04.017
7. Baredar, P., Khare, V., & Nema, S. (2020). Design and Optimization of Biogas Energy Systems. *Academic Press*. doi:<https://doi.org/10.1016/C2019-0-00300-7>



SEP
SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



8. Cárdenas, E. S. (2020). De la generación al aprovechamiento sostenible de lodos y biosólidos de tratamiento de aguas y aguas residuales. Colombia: Universidad de Boyacá.
9. Flotats Ripoll , X., Bonmatí Blasi , A., & Fernández García, B. (2016). De residuo a recurso el camino hacia la sostenibilidad. Madrid: Mundi-Prensa.
10. Gabriel , D., & Sierra, H. (2017). Purificación y uso del biogás. Barcelona: Universidad Autónoma de Barcelona.
11. Giwa, A. S., Ali, N., Ahmad, I., Asif, M., Guo, R.-B., Fu-Li, L., & Ming, L. (2020). Prospects of China's biogas: Fundamentals, challenges and considerations. *Energy Reports*, 6, 2973-2987. doi:10.1016/j.egy.2020.10.027
12. GMBH, D. G. (2017). Guía técnica para el manejo y aprovechamiento de biogás en plantas de tratamiento de aguas residuales. México.
13. Gu, Y., Li, Y., Li, X., Luo, P., Wang, H., Wang, X., . . . Li, F. (2017). Energy Self-sufficient Wastewater Treatment Plants: Feasibilities and Challenges. *Energy Procedia*, 105, 3741-3751. doi:10.1016/j.egypro.2017.03.868
14. Kefalew, T., & Lami, M. (2021). *ScienceDirect*. Obtenido de <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S2405844021023963?token=9453DE9F55E946B43D4AB1B57253960B706B59EA854771EEB457FA071AE58F74484DF343D25458A71FE6981928298474&originRegion=us-east-1&originCreation=20211129010541>
15. Nindhia, T., McDonald, M., & Styles, D. (2021). Greenhouse gas mitigation and rural electricity generation by a novel two-stroke biogas engine. *Journal of Cleaner Production*, 280, 124473. doi:10.1016/j.jclepro.2020.124473
16. AGUA, S. D. (2016). Revisión y actualización del potencial de biomasa para generación de energía eléctrica a partir de plantas de tratamiento de aguas residuales presentado en el Inventario Nacional de Energías Renovables (INERE). México. Obtenido de <http://repositorio.imta.mx/bitstream/handle/20.500.12013/1775/TC-1606.3.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
17. Banja, M., Jégard, M., Motola, V., & Sikkema, R. (2019). Support for biogas in the EU electricity sector – A comparative analysis. *Biomass and Bioenergy*, 128, 105313. doi:10.1016/j.biombioe.2019.105313
18. Baredar, P., Khare , V., & Nema, S. (2020). Design and Optimization of Biogas Energy Systems. Academic Press. doi:https://doi.org/10.1016/C2019-0-00300-7
19. Cárdenas, E. S. (2020). De la generación al aprovechamiento sostenible de lodos y biosólidos de tratamiento de aguas y aguas residuales. Colombia: Universidad de Boyacá.
20. Flotats Ripoll , X., Bonmatí Blasi , A., & Fernández García, B. (2016). De residuo a recurso el camino hacia la sostenibilidad. Madrid: Mundi-Prensa.
21. Araujo Esquinca, J. A., & SMAPA. (1 de Diciembre de 2014). http://www.smapa.gob.mx/normatividad_vigente/Manual%20Administrativo%20del%20Sistema%20Municipal%20de%20Agua%20Potable%20y%20Alcantarillado.pdf.
22. Obtenido de Manual Administrativo del Sistema Municipal de Agua Potable y Alcantarillado.pdf.