



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE
MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**“INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA PILOTO PARA
PRODUCIR BIODIESEL DERIVADO DE ACIDOS GRASOS
DE POLLO”**

**T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO**

**PRESENTA
ALAN BARRAGAN LOPEZ**



MEXICO, D.F.

NOVIEMBRE, 2011



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **Profesor: JOSE MARIA GARCIA SAIZ**
VOCAL: **Profesor: ISAIAS ALEJANDRO ANAYA Y DURAND**
SECRETARIO: **Profesor: JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ**
1ER SUPLENTE: **Profesor: KATIA SOLORZANO MALDONADO**
2º SUPLENTE: **Profesor: EDUARDO ARTURO VAZQUEZ LOPEZ**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

HOGAR DEL SUSTENTANTE

ASESOR DEL TEMA

JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ

SUSTENTANTE:

ALAN BARRAGAN LOPEZ

Dedicatoria

A mi Dios, nuestro Señor Jesucristo por permitir la culminación de la suma de esfuerzos, darme la sabiduría necesaria para concluir la obra de mi vida académica hasta el momento, brindarme fortaleza en situaciones difíciles y vida hasta este instante, mi porvenir lo dejo en Sus manos.

A mis padres que con gran esfuerzo, dedicación y comprensión me han guiado a lo largo de mi vida, por darme un vivo ejemplo de valores éticos, mismos que sabiamente me ministraron desde mi nacimiento hasta este momento y los que todavía me mostrarán más adelante.

A mi hermano y mejor amigo Edwin, por compartir a lo largo de nuestras vidas diversas experiencias en las cuales hemos puesto en práctica muchos valores y sabios consejos que nuestros padres nos infundieron, el más importante para mí ha sido el cariño mutuo entre nosotros.

Agradecimientos

A Fabiola por permitirme compartir a su lado todas y cada una de las experiencias durante 6 años 6 meses, con gran cariño por ser un catalizador en mi formación profesional.

A Luis Enrique por llegar a ser un hermano mayor para mí en los últimos 5 años de nuestras vidas, mi admiración por superar las adversidades que se le presentaron y lograr metas personales y profesionales; un vivo ejemplo de no rendirme en momentos difíciles y apoyarme en quienes me quieren.

A todos mis profesores durante mi formación profesional, en especial a Lucila Méndez Chávez, Mauricio Márquez Lucero, José María García Saiz, Mayo Gines Martínez Kahn, Oscar De Anda Aguilar, Héctor Israel Basave Rivera e Isaias Alejandro Anaya y Durand, por que de ellos he obtenido conocimientos vitales para culminar esta obra, también mi pasión hacia la ingeniería química; mi admiración y respeto a su dedicación en el desempeño de su vocación como formadores profesionales.

A mis amigos y compañeros con los que compartí muchos momentos divertidos y difíciles en mi formación, por brindarnos apoyo unos a otros para lograr objetivos en común.

CONTENIDO

Capítulo 1 Diesel de petróleo

1. 1. Importancia del recurso petrolero como principal fuente energética y agotamiento de reservas
1. 2. Variación poblacional mexicana
1. 3. Balance nacional de Diesel
1. 4. Producción de Diesel en refinerías mexicanas
1. 5. Variación en el precio del combustible

Capítulo 2 Fomento nacional de Bioenergéticos

- 2.1. Ley de promoción y desarrollo de los bioenergéticos
- 2.2. Programa de introducción de bioenergéticos
- 2.3. Contexto nacional en la producción de biodiesel

Capítulo 3 Avances en la elaboración del biodiesel

3. 1. Generalidades. Definición, propiedades y aplicaciones
 3. 2. Materias primas.
 - 3.2.1. Aceites vegetales
 - 3.2.2. Grasas animales
 - 3.2.3. Aceite comestible residual
 - 3.3. Procesos productivos
 - 3.3.1. Microemulsiones con alcohol
 - 3.3.2. Rompimiento o crakingg térmico
 - 3.3.2.1. Mecanismo de descomposición térmica
-
-

-
- 3.3.3. Transesterificación con alcoholes de cadena corta
 - 3.3.3.1. Alcoholes para transesterificación
 - 3.3.3.2. Catalizadores probados
 - 3.3.3.3. Mecanismo de reacción de transesterificación
 - 3.3.3.4. Relación molar alcohol:aceite/grasa
 - 3.3.3.5. Temperatura de reacción
 - 3.3.3.6. Tiempo de reacción
 - 3.3.3.7. Agitación
 - 3.3.3.8. Hidrólisis de triglicéridos, saponificación de ácidos grasos libres y sus efectos adversos
 - 3.3.3.9. Productos de la transesterificación, métodos para separar y purificar ésteres monoalquílicos
 - 3.3.3.10. Proceso en dos etapas
 - 3.3.3.11. Alcoholes a condiciones supercríticas
 - 3.4. Tecnologías en etapa experimental

Capítulo 4 Investigación desarrollada

- 4.1. Estado del arte
- 4.2. Estudio general de mercado
 - 4.2.1. Tamaño de mercado nacional
 - 4.2.2. Proyectos y productores en México
 - 4.2.3. Proyecciones del nivel de producción en el mercado
 - 4.2.4. Proveedores y precios de la materia prima
 - 4.2.5. Relación de grasa de pollo convertida a biodiesel
- 4.3. Triglicéridos que componen la grasa de pollo
- 4.4. Propiedades físicas de la materia prima

Capítulo 5 Ingeniería básica de planta piloto

5.1. Justificación del proyecto

5.1.1. Proceso productivo propuesto

5.1.2. Localización de la planta

5.1.2.1. Recurso hidrológico

5.1.2.2. Estadísticas climatológicas

5.1.2.3. Datos sísmicos

5.2. Bases de diseño

5.2.1. Definición de la capacidad de la planta

5.2.2. Especificaciones de cargas y productos

5.2.3. Características de servicios auxiliares

5.2.4. Especificaciones generales

5.2.5. Códigos y normas aplicables

5.3. Criterios de diseño

5.3.1. Análisis de proceso

5.3.2. Reglas heurísticas

5.4. Diagrama de flujo de proceso

5.4.1. Alternativas de proceso

5.4.2. Variables principales de control en equipos

5.4.3. Cálculo de propiedades termofísicas de las corrientes de proceso

5.4.4. Balances de materia en el proceso

5.4.4.1. Ésteres monoalquílicos

5.4.4.2. Glicerol

5.4.4.3. Triglicéridos de pollo

5.4.4.4. Metanol y catalizador

5.4.4.5. Agua

5.4.5. Capacidad de producción

5.4.6. Descripción del proceso

5.4.7. Balances de energía del proceso

5.5. Descripción del proceso

5.5.1. Estudio de operabilidad del proceso a condiciones normales y anormales

5.5.2. Número de equipos necesarios en un mismo servicio

5.5.3. Dimensionamiento de equipo

5.5.4. Lista de equipo

5.5.5. Hoja de datos de equipos

5.6. Servicios auxiliares del proceso

5.6.1. Consumo DE servicios

5.6.2. Consumo de reactivos

5.7. Tubería e instrumentación del proceso

5.7.1. Instrumentación en líneas y equipos

5.7.2. Cálculo hidráulico de líneas de proceso

5.7.3. Especificación de tuberías

5.8. Plano de Localización General de Equipo

5.8.1. Criterios de seguridad y mantenimiento para separación de equipo

5.8.2. Alternativa de arreglos de equipos de proceso

Capítulo 6 Conclusiones

Anexo A. Datos del Servicio Meteorológico Nacional y del Servicio Sismológico Nacional

Anexo B. Propiedades físicas, químicas y térmicas de diferentes fluidos

Anexo C. Hoja de datos de equipos de proceso

Anexo D. Balances de materia y energía

LISTA DE GRAFICOS

Gráfico 1. Variación poblacional mexicana total de 1895 a 2010

Gráfico 2. Balance nacional de Diesel

Gráfica 3. Precio del PEMEX Diesel 2000-2010

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Estructura química general de una molécula de un triglicérido

Figura 2. Estructura química de una molécula de glicerol

Figura 3. Mecanismo de descomposición térmico de triglicéridos

Figura 4. Reacción global de transesterificación normalmente empleada en la producción de biodiesel

Figura 5. Mecanismo de reacción de transesterificación catalizada con un compuesto alcalino

Figura 6. Reacción de hidrólisis de un triglicérido con agua

Figura 7. Reacción de esterificación de ácidos grasos libres con alcohol en presencia de ácido sulfúrico

Figura 8. Reacción de saponificación de ácidos grasos libres con hidróxido de sodio

Figura 9. Producción de ésteres monoalquílicos mediante transesterificación en dos etapas

Figura 10. Localización de proyectos de producción de biocombustibles

Figura 11. Diagrama de bloques del proceso productivo de ésteres monoalquílicos

Figura 12. Diagrama preliminar de flujo de proceso

Figura 13. Diagrama de tubería e instrumentación preliminar

Figura 14. Plano de localización general de equipo

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Fracciones directas de la destilación de petróleo

Tabla 2. Producción anual de Diesel de petróleo en miles de barriles diarios

Tabla 3. Requisitos detallados para biodiesel (B100)

Tabla 4. Ácidos grasos constituyentes de los triglicéridos

Tabla 5. Porcentaje en peso de ácidos grasos que componen diferentes aceites y grasas

Tabla 6. Propiedades fisicoquímicas de aceites y grasas para producir biodiesel

Tabla 7. Propiedades fisicoquímicas del biodiesel derivado de distintas materias primas

Tabla 8. Porcentaje de rendimiento y condiciones de producción del biodiesel obtenido de varias materias primas

Tabla 9. Constante dieléctrica de algunos solventes comunes

Tabla 10. Ejemplos de compuestos, ventajas y desventajas de catalizadores

Tabla 11. Métodos para purificar el biodiesel crudo

Tabla 12. Condiciones de temperatura crítica y presión crítica de varios alcoholes

Tabla 13. Comparativa de distintas tecnologías para realizar la reacción de transesterificación

Tabla 14. Composición de ácidos grasos de la grasa de pollo

Tabla 15. Perfil de ácidos grasos en la grasa de pollo en porcentaje en peso

Tabla 16. Componentes grasos experimentales de origen animal

Tabla 17. Propiedades de la grasa de pollo reportadas en la literatura

Tabla 18. Parámetros fisicoquímicos de grasa experimental de pollo

Tabla 19. Componentes de la grasa de pollo

Tabla 20. Normatividad aplicable de la Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales

Tabla 21. Normatividad aplicable de la Secretaria del Trabajo y Previsión Social

Tabla 22. Criterios de velocidad y caídas de presión en líneas de proceso

Tabla 23. Relación presión temperatura de vapor de servicio

Tabla 24. Tensión máxima permisible en materiales en función de temperatura

Tabla 25. Calor específico de gases a baja presión

Tabla 26. Capacidad de equipos de proceso en función del balance de materia

Tabla 27. Capacidad de bombas de proceso

Tabla 28. Capacidad energética del cambiador de calor y los evaporadores

Tabla 29. Condiciones normales de operación de tanques

Tabla 30. Condiciones normales de operación de bombas en el proceso

Tabla 31. Cantidad de equipos para un mismo servicio

Tabla 32. Lista de equipo

Tabla 33. Velocidades recomendadas en función de la densidad

Tabla 34. Velocidad del fluido y diámetro interno de las líneas de proceso

Tabla 35. Materiales de construcción de tubería, válvulas y accesorios reportados en el anexo C de la ASTM B31.3

Tabla 36. Hoja de datos de fluidos en tuberías

Tabla 37. Especificación de las líneas de proceso

INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA PILOTO PARA PRODUCIR BIODIESEL DERIVADO DE ACIDOS GRASOS DE POLLO

Objetivo General

Proyectar la producción de biodiesel proveniente de ácidos grasos de pollo en una planta piloto, combinando tecnologías para incrementar el rendimiento de ésteres monoalquílicos.

Objetivos Particulares

- I. Panorama del mercado nacional de biodiesel.
- II. Diseñar un proceso productivo de biodiesel para aprovechamiento de triglicéridos de pollo.
- III. Escalar la producción de biodiesel a una planta piloto, combinando tecnologías que incrementan el rendimiento de conversión.

Alcances

Los alcances del presente trabajo son:

- I. Estudio sobre la disponibilidad de la materia prima, proveedores y clientes.
- II. Aplicar información reportada en la literatura sobre propiedades de sustancias en sus diferentes estados de agregación, reglas heurísticas y de tecnologías que mejoran el rendimiento de ésteres monoalquílicos.
- III. Ingeniería básica de una planta piloto productiva de biodiesel derivado de ácidos grasos de pollo.

1. DIESEL DE PETROLEO

1.1. Importancia del recurso petrolero como principal fuente energética y agotamiento de reservas

Un factor importante para el desarrollo económico de un país es la sustentabilidad de sus recursos petroleros por ser la principal fuente de abastecimiento energético.

Se sabe que las reservas de crudo con los que se cuentan en la actualidad, en cuanto a su capacidad son limitadas y su tiempo de restauración es prolongado; “las reservas de Chicontepec constituyen un paso importante en lo que respecta a superar la actual declinación de la producción de petróleo. Es necesario el desarrollo eficaz de otros campos petroleros y el descubrimiento de nuevas acumulaciones para revertir la declinación y reemplazar las reservas. Hasta este momento, los yacimientos de México experimentaron en su mayoría recuperación primaria solamente y ahora están sufriendo diversos grados de agotamiento” [Oilfield Review, 2004]¹.

La recuperación primaria de reservas petroleras se refiere a la recuperación de aceite y gas de un yacimiento empleando sólo la presión natural del yacimiento para forzar la salida del aceite o gas [PEMEX, 2011]².

A partir del crudo de petróleo se obtienen por destilación fraccionada varios productos energéticos que se mencionan en la siguiente tabla, así como sus principales usos.

Tabla 1. Fracciones directas de la destilación del petróleo

Fracción	Punto de Ebullición (°F)	Número de Carbonos	Proporción media aproximada*	Usos principales
Gases (metano a butano)	Hasta 68	C ₁ -C ₄	1-5%	Combustible-Alquenos C ₂ C ₄
Nafta** ligera (gasolina ligera) (ligroína)	68-302	C ₅ -C ₈	10-20%	Gasolina de bajo IO. Craqueo-Reformado. Destilación de hexano comercial (60-70°C) usado como disolvente para la extracción de aceite de soja, girasol, etc.
Nafta pesada (gasolina)	302-392	C ₈ -C ₁₁	10-25%	Gasolina-Craqueo Reformado.
Keroseno	347-527	C ₁₀ -C ₁₆	8-15%	Combustible para aviones a reacción y tractores. Calefacción. Craqueo.
Gasóleo	482-662	C ₁₅ -C ₂₂	15-30%	Motores Diesel-Calefacción. Craqueo.
Residuo	> 662	C ₂₀ -...	30-50%	Fuel bruto pesado (combustible viscoso barato para quemadores de calderas). Obtención de vaselina, parafina, lubricantes, aceites pesados para calefacción industrial y asfalto. Craqueo.

*La proporción es muy variable, según el origen del crudo y de ello depende su cotización.

**El término nafta es impreciso y es usado de modo diverso. Pueden llamarse naftas a todas las fracciones líquidas obtenidas en la primera destilación, cuyos puntos de ebullición están entre 30°C y 200°C.

Fuente: Química orgánica básica y aplicada, de la molécula a la industria.

El Diesel es un combustible derivado de la destilación atmosférica del petróleo crudo [PEMEX, 2006].

Se consume principalmente en máquinas de combustión interna; su uso se orienta fundamentalmente como energético en el parque vehicular equipado con motores diesel, tales como camiones de carga de servicio ligero y pesado, autobuses de servicio urbano y de transporte foráneo, locomotoras, embarcaciones, maquinaria agrícola, industrial y de la construcción (trascabos, grúas, tractores, aplanadoras, entre otros) [PEMEX, 2006]. Por sus diversas aplicaciones en varios sectores productivos, el Diesel o gasóleo es un combustible muy demandado.

1.2. Variación poblacional mexicana

La demanda excesiva del recurso petrolero provoca su sobreexplotación, incremento en su precio y en el precio de los productos obtenidos de él, entre los que está el Diesel de petróleo.

Este efecto se debe en parte al constante crecimiento poblacional, ya que aumenta la demanda de recursos energéticos para efectuar actividades cotidianas y necesarias como el transporte de servicio urbano y foráneo y la operación de maquinaria en la construcción y agricultura. En el siguiente gráfico 1, se observa la variación poblacional mexicana total en el periodo de 1895 a 2010. [INEGI, 2011]

Gráfico 1. Variación poblacional mexicana total de 1895-2010

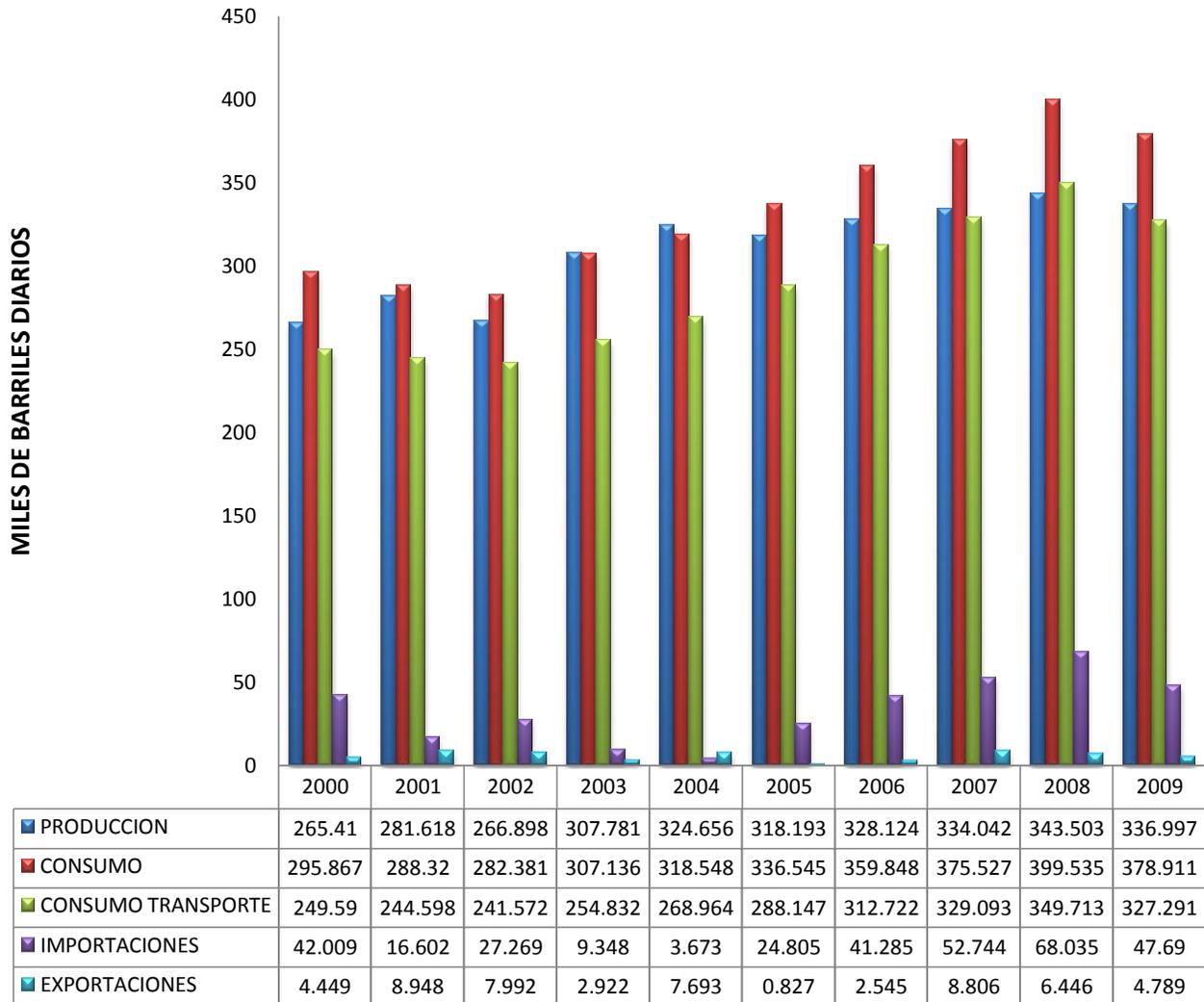


Fuente: INEGI, 2011

1.3. Balance nacional de Diesel

Entre los años 2000 a 2009, la producción nacional de diesel no cubre el consumo del combustible, esto se observa en el siguiente gráfico 2; con excepción de 2003 y 2004 en los que la producción fue ligeramente mayor al consumo, los demás años en este periodo muestran que el consumo es mayor a la producción desde 6 mil barriles al día en 2001 hasta su tope máximo de 56 mil barriles diarios en 2008.

Gráfico 2. Balance nacional de diesel



Fuente: Sistema de información energética, SENER, 2011

El consumo del combustible en transportes se incrementa cada año a partir de 2002 y alcanza su tope máximo en 2008 con 350 mil barriles diarios; entre 2000 y 2009 este tipo de consumo representó en promedio 85.6% del diesel consumido en el país; evidenciando el principal sector de consumo de Diesel.

Debido a que la cantidad de Diesel consumido es mayor a la cantidad producida y a la tendencia que se presenta en el gráfico 2 sobre el consumo, es necesario incrementar la capacidad de producción de las refinerías instaladas ó instalar nuevas refinerías, así como

gestionar los recursos con los que se cuentan actualmente y buscar nuevas alternativas de combustible que sean renovables a corto plazo.

1.4. Producción de Diesel en refinerías mexicanas

Datos reportados sobre la producción de Diesel de seis refinerías, muestran incremento entre 10 y 180%; en la tabla 2 se reporta la producción anual en miles de barriles diarios en el periodo 2000 a 2009 ya que para el año 2010 la fuente informativa no tiene datos disponibles.

Tabla 2. Producción anual de Diesel de petróleo en miles de barriles diarios

REFINERIA/AÑO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Cadereyta, Nuevo León	30.793	59.010	59.659	70.451	76.124	69.101	75.165	83.770	81.807	86.272
Madero, Tamaulipas	35.477	25.957	18.676	35.252	37.688	42.876	45.947	43.112	48.065	43.405
Tula, Hidalgo	60.380	58.812	51.335	56.474	65.066	59.030	56.651	62.204	59.814	60.094
Salamanca, Guanajuato	40.741	37.580	41.146	36.030	41.415	42.101	44.519	42.383	50.979	44.987
Minatitlán, Veracruz	38.109	36.881	37.343	41.906	40.226	39.156	42.184	44.396	39.702	37.876
Salina Cruz, Oaxaca	59.910	63.378	58.737	67.668	64.136	65.929	63.658	58.177	63.135	64.364

Fuente: IMP, con base en información de AMDA, AMIA, ANPACT, BANXICO, CFE, CONUEE, EIA, EPA, IEA, INEGI, Pemex, SCT, SENER y empresas privadas.

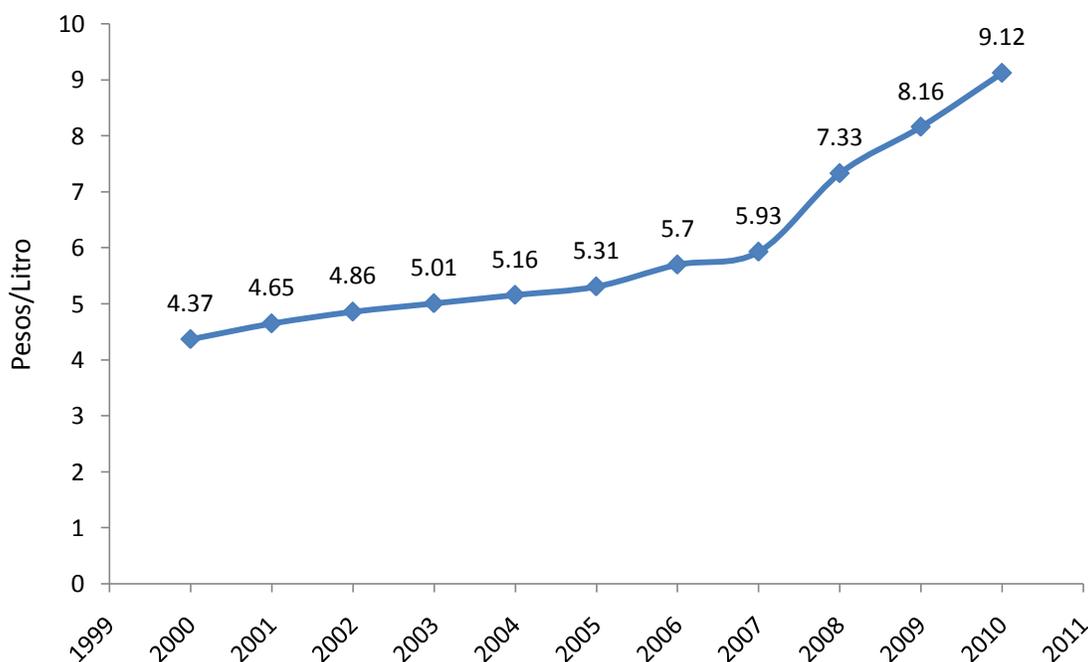
La tabla 2 muestra que durante este periodo de tiempo la capacidad productiva en las seis refinerías mencionadas es muy variable y no muestra una tendencia regular que prediga su

productividad futura, esto se debe a la variación en la disponibilidad del recurso petrolero y por lo tanto afecta de forma directa su precio.

1.5. Variación en el precio del combustible

El incremento en el consumo del diesel provoca un aumento en su precio; en el siguiente gráfico 3 se muestra el constante incremento en el precio del Diesel PEMEX durante el periodo 2000-2010. [PEMEX, 2011]

Gráfico 3. Precio del PEMEX Diesel 2000-2010



Fuente: Indicadores petrolíferos, PEMEX, 2011

En la gráfica 3 se observa que entre 2000 y 2007, el incremento promedio en el precio de Diesel es de 0.223 pesos, teniendo un máximo de 0.39 pesos de 2005 a 2006 y manteniendo un mínimo de 0.15 pesos anual de 2002 a 2005. El incremento en el precio del combustible es regular hasta 2007, ya que en 2008 el precio aumentó \$1.40 pesos el litro; esta diferencia de precio se asocia con la cantidad de combustible consumido en 2008 que se muestra en el

gráfico 2 e implicó mayores importaciones de Diesel por que la producción no cubrió el consumo; por lo tanto, a mayor consumo del combustible, si no se cuenta con la capacidad productiva interna para cubrirlo, se requiere importar de otras fuentes productivas y esto genera un incremento mayor en su precio al usuario final como el reportado en 2008.

El constante crecimiento en el precio del combustible, la capacidad productiva de las refinerías instaladas actualmente y el consumo del combustible; implican buscar combustibles alternos que sean técnicamente viables, económicamente rentables y ambientalmente amigables; razones por la que se desarrolla el presente.

2. FOMENTO NACIONAL DE BIOENERGETICOS

2.1. Ley de promoción y desarrollo de los bioenergéticos

La Ley de Promoción y Desarrollo de los Bioenergéticos aprobada el 26 de abril de 2007 y publicada el 1º de febrero de 2008, tiene por objeto la promoción y el desarrollo de los Bioenergéticos con el fin de coadyuvar a la diversificación energética y el desarrollo sustentable como condiciones que permiten garantizar el apoyo al campo mexicano considerando la seguridad alimentaria, es decir, [SENER, 2008] el abasto oportuno, suficiente e incluyente de alimentos a la población, establece las bases para: [SENER, 2008]

- I. Promover la producción de insumos para Bioenergéticos
- II. Desarrollar la producción, comercialización y uso eficiente de los bioenergéticos
- III. Promover, en términos de la ley de planeación, el desarrollo regional y el de las comunidades rurales menos favorecidas;
- IV. Procurar la reducción de emisiones contaminantes a la atmósfera y gases de efecto invernadero, utilizando para ello los instrumentos internacionales contenidos en los tratados en que México sea parte, y
- V. Coordinar acciones entre los Gobiernos Federal, Estatales, Distrito Federal y Municipales, así como la concurrencia con los sectores social y privado, para el desarrollo de los Bioenergéticos.

Define en su artículo 2, apartado II, que se denominan Bioenergéticos todos aquellos combustibles obtenidos de la biomasa, provenientes de materia orgánica de las actividades, agrícola, pecuaria, silvícola, acuacultura, algacultura, residuos de la pesca, domésticas, comerciales, industriales, de microorganismos y de enzimas, que cumplan con las especificaciones y normas de calidad, establecidas por la autoridad competente en los términos de esta ley. También define en el apartado III del mismo artículo, que el Biodiesel es un combustible que se obtiene de la transesterificación de aceites de origen animal o vegetal.

En el artículo 12 apartado VIII, faculta a la Secretaría de Energía (SENER) como la encargada de establecer el programa de introducción de bioenergéticos.

2.2. Programa de introducción de bioenergéticos

El programa establece los objetivos, estrategias, acciones y metas que se pretenden obtener al introducir el etanol a partir de la caña de azúcar como combustible en una mezcla con gasolina y el biodiesel a partir de aceites de origen vegetal o animal en mezcla con el Diesel de petróleo.

En el apartado 8 denominado “Acciones del programa” menciona la introducción del biodiesel en el Diesel de Ultra Bajo en Azufre (UBA), es por esto que la estrategia en el corto plazo está en usar el biodiesel como un aditivo de lubricidad del Diesel Ultra Bajo en Azufre (UBA). Petróleos Mexicanos (PEMEX) Refinación ha definido una estrategia de integración del Biodiesel al diesel de producción nacional en dos fases. La primera consistió en probar el uso como aditivo sobre 30 mil barriles diarios de Diesel UBA. La segunda fase integraría al Biodiesel como aditivo el total de la producción nacional de Diesel UBA si el desarrollo del mercado de Bioenergéticos así lo permite. La política integral para desarrollar la industria de los Bioenergéticos, se puede sintetizar en los siguientes puntos: [SENER, 2008]

- ✓ Establecer las acciones para elevar el nivel de desarrollo humano, social y patrimonial de las zonas rurales del país, a través de la producción de Insumos para Bioenergéticos.
- ✓ Diversificar las fuentes de energía, ayudando a reducir la dependencia de las fuentes primarias y fortaleciendo la seguridad energética nacional.
- ✓ Fomentar el desarrollo sustentable de Bioenergéticos como una medida que permita disminuir el impacto ambiental por el uso de combustibles fósiles.
- ✓ Asegurar la sustentabilidad, calidad, eficiencia y accesibilidad en de toda la cadena de producción de Insumos, así como en la cadena de producción y comercialización de los Bioenergéticos.
- ✓ Propiciar una coordinación y colaboración permanente entre los diferentes actores políticos, económicos, académicos y sociales para garantizar el desarrollo de los Bioenergéticos.

Algunas ventajas de emplear biodiesel es renovable, fácil biodegradabilidad, no tóxico y manejo seguro, punto de inflamación más alto comparado con el combustible fósil (Wang et al., 2006). Además el biodiesel esta libre de compuestos aromáticos y azufre, emite gases más tolerables que los emitidos por los combustibles fósiles [Demirbas, 2009].

El biodiesel producido de aceites vegetales vírgenes es más costoso que el diesel de petróleo, esto representa una barrera para comercializar el biodiesel en el mercado, por lo tanto es necesario buscar alternativas para minimizar los costos productivos del biocombustible. Por lo tanto el uso de aceite residual comestible es una opción más atractiva para reducir el costo de materia prima [Encinar et al., 2005; Kulkarni and Dalai, 2006].

2.3. Contexto nacional en la producción de biodiesel

El plan de desarrollo nacional (PND) 2007-2012 establece de manera general objetivos y estrategias de la administración general. En la estrategia 15.14 del documento hace mención de que el gobierno debe promover el uso de recursos energéticos renovables y biocombustibles mediante la regulación de la industria de los biocombustibles y promover la investigación en cuanto a su aplicación.

El programa Sectorial de Energía, derivado del PND 2007-2012 define en el objetivo III.2 la necesidad para desarrollar recursos renovables de energía y biocombustibles que sean factibles técnica, económica, ambiental y socialmente. A partir de ese objetivo, se derivan dos estrategias; la estrategia III.2.11, en la cual menciona la necesidad de realizar estudios que revelen el beneficio socio-económico, ambiental y factibilidad técnica de introducir los biocombustibles en mezcla con los combustibles comercialmente usados en el transporte; y la estrategia III.2.12, en la cual indica la necesidad de facilitar la información de biocombustibles y el intercambio de tecnología con otros países.

En 2008 la refinería de Cadereyta ubicada en Monterrey, Nuevo León; firmó un contrato con la compañía *Energéticos Internacionales, S. A. de C. V.* para que esta sea su proveedor del biocombustible alterno (biodiesel); ya que cuenta con una planta instalada cerca a la refinería con capacidad de 5, 285 litros al día y que se pretende incrementar al doble.

90 barriles de biodiesel diarios se consumen en Cadereyta [PEMEX, 2009]³⁷.

En septiembre de 2009 se anunció la construcción de una planta que produciría 20 mil litros diarios de biodiesel, esta obra la realizaría un centro de investigaciones colombiano en Chiapas, como parte de un programa regional de desarrollo de biocombustibles [Milenio, 2009]³⁶.

En octubre de 2009, se invirtieron 60 millones de pesos para cultivar 20 mil hectáreas de *Jatropha Curcas*, la cual es una planta endémica del país; proyectado a 5 años en Yucatán; a fin de ser una de las primeras entidades del país en la generación del biocombustible. [Milenio, 2009]³⁶

En Diciembre de 2009 Petróleos Mexicanos ya comenzó a producir biodiesel en la refinería de Cadereyta y se espera que haya una inversión fuerte los próximos años para incrementar los niveles de este combustible que se estaría produciendo en esta refinería que es una de las más grandes del país [Milenio, 2009]³⁶.

El 26 de Noviembre de 2010 en la ciudad de Tapachula, localizada en el estado de Chiapas, el presidente Felipe Calderón inauguró una planta de biodiesel que cuenta con una capacidad de 20 mil litros al día de producción con posibilidad de expandirse a diez veces más; la materia prima que utilizan es el aceite obtenido de la semilla de *Jatropha Curcas*, aceite de palma y aceite reciclado [Global energy, 2010]³⁸.

La generadora contó con una inversión de \$36 millones de pesos que fueron aportados por el gobierno estatal y federal. La energía servirá para alimentar por completo al sistema de transporte público de Tapachula y una parte del de Tuxtla Gutiérrez.

El primer mandatario, Felipe Calderón Hinojosa afirmó que esta nueva planta “es una muestra del compromiso de los mexicanos en la lucha contra el cambio climático” [Global energy, 2010]³⁸.

Tanto las iniciativas gubernamentales a través de programas, legislación, normatividad e inversión; como la investigación y desarrollo por parte de los centros de investigación e

institutos de estudios superiores; revelan la tendencia de incluir en el mercado de combustibles al biodiesel; a pesar de que en la actualidad presenta inconvenientes de financiamiento y rentabilidad.

3. AVANCES EN LA OBTENCION DE BIODIESEL

3.1. Generalidades

En un contexto a nivel mundial se visualiza un eminente agotamiento de los combustibles fósiles, tales como los derivados del petróleo y el gas natural. Ante esta situación un gran número de países han intensificado sus esfuerzos por generar fuentes de energía renovables, que permitan un incremento en la seguridad del abastecimiento energético, y a su vez, disminuir el impacto al medio ambiente. De esta manera, se gestó la posibilidad de un combustible alternativo al diesel de petróleo, originado a partir de aceites vegetales y/o grasas animales. A este diesel alternativo se le ha llamado comúnmente *biodiesel*, el cual es renovable y emite menor cantidad de gases contaminantes en comparación con el diesel de petróleo [3].

El biodiesel de acuerdo a la American Society for Testing and Materials (ASTM), en la norma D6751, se define como un combustible compuesto de ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de aceites vegetales o grasas animales.

Algunas propiedades detalladas que debe cubrir el biodiesel se reportan en la tabla 1 de la misma norma, en ella también se muestran los métodos de prueba contenidos en otras normas de la misma asociación para realizar las mediciones de las propiedades. La siguiente tabla hace referencia a los límites de algunas propiedades detalladas del biodiesel:

Tabla 3. Requisitos detallados para Biodiesel (B100)

Property	Test Method	Limits	Units
Flash point (closed cup)	D93	130.0 min	°C
Water and sediment	D2709	0.050 max	% volume
Kinematic viscosity, 40°C	D445	1.9-6.0	mm ² /s
Sulfated ash	D874	0.020 max	% mass
Sulfur	D5453	0.05 max	% mass
Copper strip corrosión	D130	No. 3 max	
Cetane number	D613	47 min	
Cloud point	D2500	Report	°C
Carbon residue	D4530	0.050 max	% mass
Acid number	D664	0.80 max	mgKOH/g
Free glycerin	D6584	0.020	% mass
Total glycerin	D6584	0.240	% mass
Phosphorus content	D4951	0.001 max	% mass
Distillation temperatura	D1160	360 max	°C
Density a 288K		875-900	Kg/m ³
Atmospheric equivalent temperature, 90% recovered			

Fuente: ASTM D6751, 2004

En el objetivo 1.2 de esta norma, indica que el biodiesel puede ser mezclado con combustibles para mejorar las propiedades finales de la mezcla obtenida. Las propiedades del biodiesel son muy parecidas a las del diesel de petróleo, por ello se ha reportado su uso en motores diesel mezclado con el combustible a diferentes proporciones.

El desempeño en las diferentes mezclas de biodiesel-diesel varía en función de la materia prima empleada ya que los componentes constitutivos de los aceites vegetales o grasas animales varían drásticamente y para cada materia prima se tiene un proceso productivo adecuado, así como un pre-tratamiento del aceite o grasa y un post-tratamiento para separar y purificar el biodiesel.

A grandes rasgos, las materias primas a partir de las que se pueden obtener los ésteres monoalquílicos son:

- ✓ Aceites vegetales
- ✓ Grasas animales
- ✓ Aceite comestible residual

La aplicación de los ésteres monoalquílicos es en motores Diesel, es un motor de combustión interna.

Los motores de combustión interna se pueden clasificar de acuerdo al tipo de encendido: por chispa, o por compresión [14]. El motor de combustión por compresión, también conocido como motor Diesel tiene un amplio campo de aplicación, su mayor uso se aprecia en el sector de la automoción, en específico en el transporte de carga pesada y ligera.

La combustión de Diesel y otros combustibles (gasolinas) contribuye con las emisiones de CO₂ descargadas a la atmósfera, siendo uno de los problemas de contaminación que más afecta al medio ambiente y aporta al denominado efecto invernadero [4].

3.2. Materias primas

Existen 350 compuestos que pueden ser utilizados como materia prima en la producción de biodiesel, sin embargo debido a ciertas características que brindan en producción, desempeño, combustión y emisiones; los aceites que presentan ventajas son el girasol, colza, palma y Jatropha [Ameer, 2008]⁵.

Por otro lado, el uso de desechos para producir biodiesel tiene tres ventajas:

- ✓ No compite con el mercado alimenticio
 - ✓ Recicla residuos
 - ✓ Reduce los costos de producción por lo tanto incrementa la competitividad económica del biocombustible.
-

Ejemplos de ese tipo de compuestos son los aceites comestibles usados y las grasas animales.

Las grasas animales usadas para producir biodiesel incluido el sebo, manteca de cerdo, y grasa de pollo; comparadas con los aceites vegetales, ofrecen frecuentemente una ventaja económica de adquisición.

Las grasas animales regularmente se encuentran en estado sólido a temperatura ambiente, tienen un contenido considerable de ácidos grasos saturados y agua, también han reportado que contienen bajas cantidades de ácidos grasos libres.

Se le llama ácido graso saturado a las estructuras lineales de ácidos alquílicos carboxílicos y ácidos grasos insaturados a las estructuras que contienen uno o más enlaces dobles en la estructura.

Las grasas son triglicéridos compuestas de tres moléculas de ácidos grasos esterificados con una molécula de glicerol, de forma general su estructura química es la siguiente:

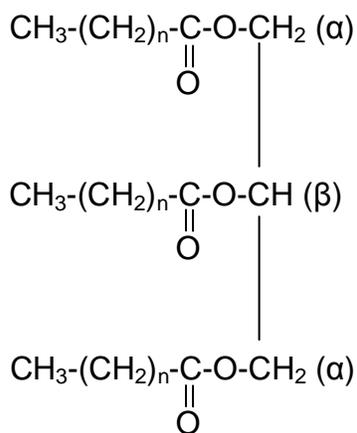


Figura 1. Estructura química general de una molécula de un triglicérido

Los extremos del glicerol se designan con la letra griega “alfa” (α) y el centro con “beta” (β). El glicerol, comúnmente denominado glicerina, tiene la siguiente estructura:

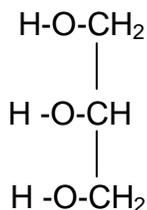


Figura 2. Estructura química de una molécula de glicerol

Los ácidos grasos naturales varían de tamaño, pero los más comunes contienen un número par de átomos de carbono en la cadena, esto es en la estructura del ácido graso.

Las grasas consisten de una mezcla de triglicéridos con diferentes puntos de fusión; sin embargo las propiedades físicas y químicas de los triglicéridos son similares.

Se pueden generar algunos problemas en el proceso de producción de biodiesel derivado de grasa animal debido al estado sólido en el que se encuentran.

La grasa de pollo ofrece ventajas como bajas concentraciones de azufre y aromáticos en la producción de biodiesel.

Tanto aceites vegetales como grasas animales tienen diferentes composiciones de ácidos grasos; en la siguiente tabla se muestran algunos ejemplos de ácidos grasos saturados e insaturados reportados en la literatura para reconocer el nombre y estructura de los componentes de las distintas materias primas para obtener biodiesel contenidas en la tabla 5.

Tabla 4. Ácidos grasos constituyentes de los triglicéridos

Ácido graso	No. de Carbonos	Enlaces dobles	Tipo de designación ^a	Estructura
<i>Saturados</i>				
Laúrico	12	0	12:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{COOH}$
Mirístico	14	0	14:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{12}\text{COOH}$
Palmítico	16	0	16:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH}$
Esteárico	18	0	18:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$
Araquídico	20	0	20:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{18}\text{COOH}$
	22	0	22:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{20}\text{COOH}$
	24	0	24:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{22}\text{COOH}$
<i>Insaturados</i>				
Palmitoleico	16	1	16:1	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_5\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Oleico	18	1	18:1	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Linoleico	18	2	18:2	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Linolénico	18	3	18:3	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Araquidónico	20	4	20:4	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4(\text{CH}=\text{CHCH}_2)_3\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_3\text{COOH}$
Erúcico	22	1	22:1	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_{11}\text{COOH}$

^a Número de átomos de carbono: número de dobles enlaces.

Tabla 5. Porcentaje en peso de ácidos grasos que componen diferentes aceites y grasas

Aceite	12:0	14:0	16:0	16:1	18:0	18:1	18:2	18:3	20:0	22:0	22:1	24:0
Maíz	-	-	-	11.7	1.9	34.6	52.8	-	-	-	-	-
Algodón	-	0.2	16.1	9.4	1.5	15.3	56.7	0.2	-	-	-	-
<i>Crambe</i>	-	-	-	20.7	0.7	18.9	9.0	6.6	2.1	0.8	58.5	1.1
Cacahuete	-	-	5.7	5.7	2.4	46.1	40.0	0.2	-	-	-	-
Colza	-	-	3.5	3.5	0.9	59.3	22.3	8.2	-	-	-	-
Soya	0.1	0.1	7.5	4.0	3.7	23.1	54.5	7.1	-	-	-	-
Girasol	-	-	3.2	3.1	3.1	17.3	73.3	-	-	-	-	-
Palma	0.1	1.0	42.7	0.3	4.5	40.5	10.1	0.2	-	-	-	-
Coco	46.5	19.2	9.8	-	3.0	6.9	2.2	-	-	-	-	-
Olivo	-	-	14.6	-	-	75.4	10.1	0.2	-	-	-	-
Cártamo	-	-	7.3	0.1	1.9	13.5	77.0	-	-	-	-	-
<i>J. curcas</i>	-	-	14.2	0.7	7.0	44.7	32.8	0.2	-	-	-	-
<i>P. pinnata</i>	-	-	10.2	-	7.0	51.8	17.7	3.6	-	-	-	-
<i>M. Índica</i>	-	-	24.5	-	22.7	37.0	14.3	-	-	-	-	-
Aceite comestible residual	-	-	20.4	4.6	4.8	52.9	13.5	0.8	-	-	-	-

Tabla 5 (continuación).

Grasa	12:0	14:0	16:0	16:1	17:0	18:0	18:1	18:2	18:3	20:0
Manteca	0.1	1.5	23.5	3.1	-	13.8	43.3	10.6	0.7	0.8
Sebo	-	2.7	24.9	1.3	1.1	21.2	43.4	2.5	-	-
Pollo	-	1.0	21.0	5.4	-	7.1	41.0	20.5	1.6	-

Fuente: Renewable & sustainable energy reviews, 2007⁶;

Las propiedades físicas que les brindan sus diferentes componentes a los aceites y grasas se reportan en la siguiente tabla 6.

Tabla 6. Propiedades fisicoquímicas de aceites y grasas para producir biodiesel

Aceite/Grasa	A (g/cm ³)	B (°C)	C (centiStocks)	D(mg KOH/g)	E (MJ/kg)
Soya	0.91	254	32.9	0.2	39.6
Colza	0.91	246	35.1	2.9	39.7
Girasol	0.92	274	32.6	-	39.6
Palma	0.92	267	39.6 ^F	0.1	-
Cacahuete	0.90	271	22.7	3.0	39.8
Maíz	0.91	277	34.9 ^F	-	39.5
Algodón	0.91	234	18.2		39.5
Calabaza	0.92	>230	35.6	0.55	39.0
<i>J. Curcas</i>	0.92	225	29.4	28.00	38.5
<i>P. Pinnata</i>	0.91	205	27.8	5.06	34.0
Sebo	0.92	-	-	-	40.05
Pollo	0.90	-	-	-	39.4
Aceite comestible residual	0.90	-	44.7	2.5	-

^A Densidad

^B Temperatura de inflamación

^C Viscosidad cinemática a 40°C

^D Valor ácido

^E Capacidad calorífica

^F Viscosidad cinemática a 38°C (mm²/s)

^G Viscosidad cinemática a 37°C (mm²/s)

Fuente: Applied energy, 2010⁷

Las propiedades físicas y químicas que presentan los ésteres monoalquílicos obtenidos como combustible, dependen principalmente de los ácidos grasos que componen la materia prima empleada.

El biodiesel obtenido de aceites vegetales muestra ciertas ventajas como baja viscosidad, bajo punto de inflamación, alta presión de vapor y baja emisión de óxidos de nitrógeno.

El combustible derivado de grasa animal es menos estable a la oxidación, esto se atribuye a la falta de antioxidantes naturales, tiene un alto valor calorífico y número de cetano, no es corrosivo y la materia prima es renovable en un corto periodo de tiempo.

También el biodiesel producido de grasa animal tiene una alta temperatura fría de obstrucción en el filtro (CFPP por sus siglas en inglés) a comparación del biodiesel obtenido de aceite vegetal. Por lo tanto no es adecuado usarlo 100% puro en vehículos durante invierno pero si es posible usarlo en calentadores.

Alternativamente, las grasas pueden ser mezcladas con otras materias primas para conseguir un biodiesel con calidad específica y mejorar algunas propiedades de la mezcla final.

Las propiedades del biodiesel obtenido de diferentes aceites y grasas se reportan en la siguiente tabla.

Tabla 7. Propiedades fisicoquímicas del biodiesel derivado de distintas materias primas

Materia prima	A (centiStock)	B (g/cm ³)	C	D	E (mg KOH/g)	F	G (MJ/kg)
Soya	4.08	0.885	201	138.7	0.15	52	40
Colza	4.3-5.83	0.88-0.888	-	-	0.25-0.45	49-50	45
Girasol	4.9	0.88	200	142.7	0.24	49	45.3
Palma	4.42	0.86-0.9	207	60.07	0.08	62	34
Cacahuete	4.42	0.883	200	67.45	-	54	40.1
Maíz	3.39	0.88-0.89	202	120.3	-	58-59	45
Camelina	6.12-7 ^H	0.882- 0888	-	152-157	0.08-0.52	-	-
Canola	3.53	0.88-0.9	182	103.8	-	56	45
Algodón	4.07	0.875	204	104.7	0.16	54	45
Calabaza	4.41	0.8837	202	115	0.48	-	38
<i>J. Curcas</i>	4.78	0.8636	202	108.4	0.496	61-63	40-42
<i>P. Pinnata</i>	4.8	0.883	-	-	0.62	60-61	42
Sea mango	-	-	-	-	-	-	-

Palanga	3.99	0-869	-	-	-	-	41
Sebo	-	0.856	244.5	126	0.65	59	-
Pollo	-	0.867	251.23	130	0.25	61	-
Aceite comestible residual	4	-	-	-	0.15	-	-

^A Viscosidad cinemática a 40°C

^B Densidad

^C Número de saponificación

^D Valor de Yodo

^E Valor ácido

^F Número de cetano

^G Capacidad calorífica

^H Viscosidad cinemática a 20°C

Fuente: Applied energy, 2010⁷

Las condiciones de producción y reactivos empleados en la obtención de los ésteres monoalquílicos influyen en el rendimiento obtenido del producto; en la siguiente tabla se muestran las condiciones de producción del biodiesel a partir de diferentes materias primas y su respectivo porcentaje de rendimiento reportado en la literatura.

Tabla 8. Porcentaje de rendimiento y condiciones de producción del biodiesel obtenido de varias materias primas

Materia prima	¹ T (°C)	² P (minutos)	³ M	⁴ C (% peso)	Rendimiento (%)
Soya	65	90	1:12	8 CaO (2.5% H ₂ O en CH ₃ OH)	>95
Colza	65	120	1:6	1 KOH	95-96
Girasol	60	120	1:6	1 NaOH	97.1
Palma	Ambiente	584	1:11	5.52 KF/ZnO	89.23
Cacahuete	60	120	1:6	0.5 NaOH	89
Maíz	80	60	1:9	2 KOH	85-96
Camelina	Ambiente	60	1:6	1.5 KOH	97.9
Canola	60	60	1:9	1 KOH	80-95
Algodón	65	90	1:6	0.75 NaOH	96.9
Calabaza	65	60	1:6	1 NaOH	97.5
<i>J. Curcas</i>	60	120	1:06	1 NaOH	98
<i>P. Pinnata</i>	65	180	1:6	1 KOH	97-98
Sebo	60	1440	1:30	2.5 H ₂ SO ₄	98.28
Pollo	50	1440	1:30	1.25 H ₂ SO ₄	99.72
Aceite comestible residual	60	20	1:7	1.1 NaOH	94.6

¹ Temperatura de reacción

² Periodo de reacción de transesterificación

³ Relación molar de aceite/metanol

⁴ Cantidad de catalizador

Fuente: Applied energy, 2010⁷

3.3. Procesos productivos

Existen tres formas primarias para generar biodiesel a partir de aceites vegetales y grasas animales, estas son:

- ✓ Microemulsiones con disolventes (metanol, etanol u otros alcoholes).
- ✓ Rompimiento o cracking térmico (pirolisis), mediante calentamiento con un catalizador.
- ✓ Transesterificación (alcohólisis) con alcoholes de cadena corta y un catalizador.

3.3.1. Microemulsiones con alcohol

Una emulsión es aquella fase líquida estable en la que se encuentran incorporadas partículas de dos líquidos inmiscibles como agua y aceite. El agua es la fase líquida que contiene compuestos polares y el aceite es la otra fase líquida en la que se encuentran compuestos no polares; al entrar en contacto forman dos fases y una interface muy pequeña en la que se encuentran agua y aceite. Al agregar un tensoactivo o surfactante (compuesto reductor de tensión superficial), forma de las dos fases líquidas inmiscibles una sola.

Las microemulsiones son definidas como dispersiones transparentes que contienen dos líquidos inmiscibles con partículas de 0.01 a 0.1 micras de diámetro que generalmente son obtenidas después de la mezcla de ingredientes finos [Rosen, Milton J. 2004].

Las microemulsiones se usan como medio de reacción en la síntesis orgánica [Schomacker, 1992].

La microemulsificación de aceites es la formación de microemulsiones (co-disolvencia) empleando alcoholes como el metanol, etanol u otros; es una solución potencial para resolver los problemas de la viscosidad de los aceites vegetales.

3.3.2. Rompimiento o cracking térmico

El método de obtención por pirolisis también denominado rompimiento térmico, es la conversión de una sustancia en otra por medio de su calentamiento a altas temperaturas (superiores a 450°C) en ausencia de oxígeno.

El material para realizar la pirolisis puede ser cualquier tipo de biomasa, tales como los aceites vegetales, grasas animales, madera, biosólidos, entre otros. La conversión de los aceites vegetales y grasas animales compuestos predominantemente de triglicéridos usan reacciones de descomposición por medio de calentamiento.

La descomposición térmica de los triglicéridos producen diferentes clases de compuestos entre estos incluyen alcanos, alquenos, aromáticos y ácidos carboxílicos [Schwab AW, Dykstra GJ, Selke E, Sorenson SC, Pryde H. 1988].

La pirolisis de las grasas, con ayuda de óxido de silicio o de aluminio como catalizador, es una manera de obtener combustibles químicamente similares al diesel de petróleo; sin embargo es un proceso caro. También al retirar el oxígeno, el producto obtenido pierde los beneficios ambientales de ser un combustible oxigenado por lo que el producto obtenido del craqueo térmico de las grasas no es biodiesel, pero es también un combustible renovable semejante al diesel de petróleo.

El mecanismo de descomposición de los triglicéridos fue propuesto por Schwab et al. El cual se muestra en la siguiente figura.

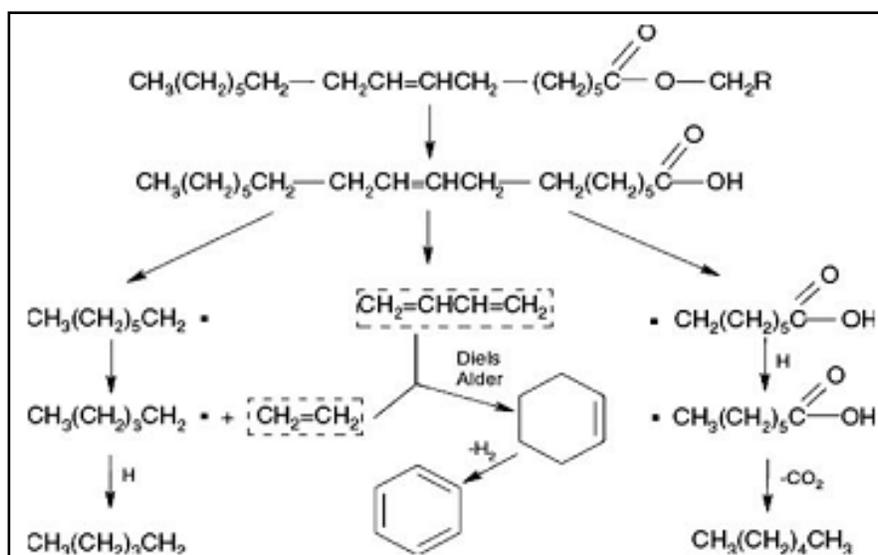


Figura 3. Mecanismo de descomposición térmica de triglicéridos [8]

Sin embargo, los mecanismos para la descomposición térmica de los triglicéridos son complejos debido a que la mayoría de las estructuras y posibles reacciones múltiples de la mezcla de triglicéridos se dan durante el proceso de pirolisis.

3.3.3. Transesterificación de triglicéridos con alcoholes de cadena corta

En química orgánica se le denomina transesterificación al proceso de intercambio de un grupo alcóxi de un éster por otro alcohol en condiciones ácidas o alcalinas, es decir, la reacción de una grasa o un aceite con un alcohol para formar nuevos ésteres y glicerol. Esta reacción adquiere su nombre debido a que un éster se transforma en otro [Alan et al., 1981].

La reacción global de transesterificación esta compuesta de tres reacciones reversibles y consecutivas, son comúnmente catalizadas por un ácido o una base, en general se representa como se muestra en la siguiente figura 4.

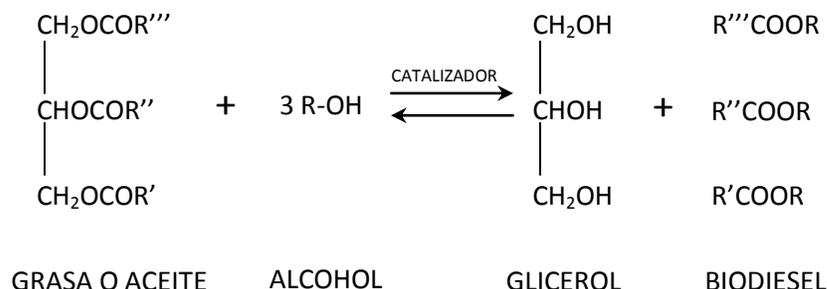


Figura 4. Reacción global de transesterificación normalmente empleada en la producción de biodiesel

Donde R', R'' y R''' son cadenas largas de carbohidratos, normalmente contienen entre 15 y 21 átomos de carbono, de los cuales el más común es el de 18 carbonos. La estequiometría de la reacción de transesterificación requiere 3 moles de alcohol por cada mol de triglicérido para producir 3 moles de ésteres monoalquílicos y 1 mol de glicerol.

En la primera reacción el triglicérido pasa a diglicérido; en la segunda reacción el diglicérido pasa a monoglicérido y por último el monoglicérido en la tercera reacción pasa a glicerol [Darnoko and Cheryan, 2000]; en cada reacción se libera un mol de éster monoalquílico.

La transesterificación de ácidos grasos provenientes de aceites vegetales o grasas animales con un alcohol es el método más recurrido en la industria ya que no requiere de altas temperaturas de reacción, el tiempo de reacción es moderado y los reactivos empleados son relativamente baratos.

La calidad del producto obtenido en la transesterificación de triglicéridos, se evalúa mediante comparación de sus propiedades fisicoquímicas con las establecidas en las normas ASTM D6751 en los Estados Unidos de Norteamérica y EN 14214 en la Unión Europea; con la finalidad de mezclarlo con diesel de petróleo y usarlo en motores diesel.

3.3.3.1. Alcoholes para transesterificación

Para realizar la reacción de transesterificación se pueden utilizar distintos alcoholes de cadena corta como el metanol, etanol y propanol, una investigación reciente sobre el efecto del alcohol utilizado en una transesterificación enzimática para producir ésteres monoalquílicos reportó los siguientes resultados de conversión:

Metanol:	62.4% a 85.4%
Etanol:	43.4% a 61.8%
Propanol:	49.9% a 61.5%

El mayor porcentaje de conversión se obtuvo empleando metanol en la alcoholísis; por lo tanto para obtener un mayor rendimiento del producto en la transesterificación es recomendable utilizar metanol.

El metanol es el alcohol más utilizado debido a su polaridad, estructura de cadena corta, bajo costo y buenas propiedades fisicoquímicas comparadas con el etanol, propanol y butanol.

Los solventes pueden ser polares o no polares, se dice que un solvente es polar cuando su constante dieléctrica es mayor o igual a 15, cuando su constante dieléctrica es menor a 15 se

dice que el solvente es no polar. Algunos solventes utilizados en sustitución nucleofílica donan un enlace de hidrógeno; los más comunes tienen el grupo OH, entre estos se encuentran los alcoholes de bajo peso molecular como el metanol, etanol y propanol.

En la literatura se encuentran las constantes dieléctricas de compuestos, la siguiente tabla muestra las constantes dieléctricas de algunos compuestos que se usan comúnmente como solventes:

Tabla 9. Constante dieléctrica de algunos solventes comunes

Solvente	Estructura	Constante Dieléctrica (25°C)
Agua	H ₂ O	79
Ácido fórmico	HCOOH	59
Metanol	CH ₃ OH	33
Etanol	CH ₃ CH ₂ OH	24
Ácido Acético	CH ₃ COOH	6

Fuente: Brown, 3ª edición.

El metanol tiene una mayor constante dieléctrica que el etanol, esto se puede asociar a su composición química y por tener una naturaleza similar, se supone que el propanol y los subsecuentes alcoholes tienen una constante dieléctrica menor a la del metanol, por ello este reactivo es polar y presenta un mejor desempeño en la reacción de transesterificación.

Por las estructuras de los solventes mostradas en la tabla 9, se asocia que en una separación de especies cargadas eléctricamente, los iones hidroxilo (OH⁻) es la parte negativa que se separa en cada uno de ellos. Los iones hidroxilo son considerados entre los nucleófilos efectivos en las reacciones de sustitución nucleofílica.

A pesar de las ventajas del metanol, es riesgoso trabajar con este compuesto ya que sus vapores son inodoros e incoloros por lo que se deben tomar las medidas necesarias para usarlo, además tiene un bajo punto de inflamación.

3.3.3.2. Catalizadores probados

A fin de incrementar la conversión de los triglicéridos a ésteres monoalquílicos es necesario usar un catalizador efectivo y barato. Los catalizadores reportados en varias experimentaciones realizadas en la producción de biodiesel a partir de la reacción de transesterificación, se clasifican en general como ácidos, básicos o alcalinos y enzimáticos; en la siguiente tabla se muestran algunos ejemplos de los tipos de catalizadores que se pueden utilizar, sus ventajas y desventajas que ofrecen.

Tabla 10. Ejemplos de compuestos, ventajas y desventajas de catalizadores

TIPO	EJEMPLOS	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Alcalino Homogéneo	NaOH, KOH	Alta actividad catalítica, bajo costo, cinética favorable, condiciones de operación de temperatura y presión moderadas.	Requiere baja concentración de ácidos grasos libres, condiciones anhidras, saponificación, forma emulsión, genera residuos provenientes de la purificación del producto.
Alcalino Heterogéneo	CaO, MgO, KOH/Al ₂ O ₃	No corrosivo, ambientalmente benigno, reciclable, separación fácil, alta selectividad, tiempo de vida extenso.	Requiere baja concentración de ácidos grasos libres, condiciones anhidras, alta relación molar alcohol-aceite, genera residuos provenientes de la purificación del producto, altas temperatura y presión de reacción, alto costo.
Ácido Homogéneo	HCl, H ₂ SO ₄	Cataliza la esterificación y transesterificación simultáneamente, evita la formación de jabón	Corrosión en el equipo, genera residuos en la neutralización, difícil de reciclar, altas temperaturas de reacción, tiempos de reacción prolongados y débil actividad catalítica.
Ácido Heterogéneo	ZnO/I ₂ , Zeolitas	Cataliza la esterificación y transesterificación simultáneamente, reciclable, ambientalmente amigable	Baja concentración de sitios ácidos, microporosidad baja, limitantes de difusión, alto costo
Enzimas	Lipasas: Candida, Penicillium	Evita la formación de jabón, no contamina, purificación fácil	Es muy caro, el catalizador puede desnaturalizarse.

Fuente: Applied energy, 2010⁷

Se le llama catalizador homogéneo a aquel compuesto que reduzca el tiempo de reacción y se encuentra en el mismo estado físico que los reactivos (normalmente en forma líquida). Un catalizador heterogéneo es el que reduce el tiempo de reacción y se encuentra en un estado físico distinto al de los reactivos, normalmente el catalizador es sólido y los reactivos son gases o líquidos.

En la industria para obtener ésteres monoalquílicos por transesterificación, los catalizadores más comúnmente utilizados son los hidróxidos de sodio y potasio en concentraciones de 0.4 a 2% en peso de aceite [Meher et al., 2006b].

Los efectos de usar catalizadores homogéneos en la reacción de transesterificación ha creado la necesidad de emplear catalizadores heterogéneos que no se mezclen con los productos finales a fin de facilitar su separación, además que sean reciclables y baratos; sin embargo por la experiencia de autores que experimentalmente aplican este tipo de reactivos a la reacción se encuentran con problemas como la alta temperatura para la reacción de transesterificación, tiempo de reacción prolongado y bajos rendimientos de ésteres monoalquílicos.

Pruebas experimentales de laboratorio reportadas han revelado que los compuestos alcalinos homogéneos son catalizadores más efectivos por completar la reacción en un corto periodo de tiempo bajo condiciones moderadas de temperatura (entre 104 y 149 °F) y relación molar alcohol-grasa/aceite; también se ha reportado que los catalizadores alcalinos homogéneos son menos corrosivos para el equipo productivo y más baratos que los catalizadores enzimáticos.

3.3.3.3. Mecanismo de reacción de transesterificación

La reacción de transesterificación tiene propuesto en la literatura un mecanismo de reacción acorde al comportamiento de especies involucradas en la reacción debido a que experimentalmente se ha detectado su presencia por medios analíticos confiables; así se dice que la velocidad de reacción la determina el ataque de un nucleófilo, en la transesterificación

el nucleófilo es el ión alcóxido formado por la combinación de un alcohol y un hidróxido; en la siguiente figura se muestra el mecanismo de reacción de la transesterificación desde la formación del ión alcóxido en el paso (a), hasta la obtención de la primer molécula de éster monoalquílico en el paso (c) y la formación del diglicérido correspondiente en el paso (d).

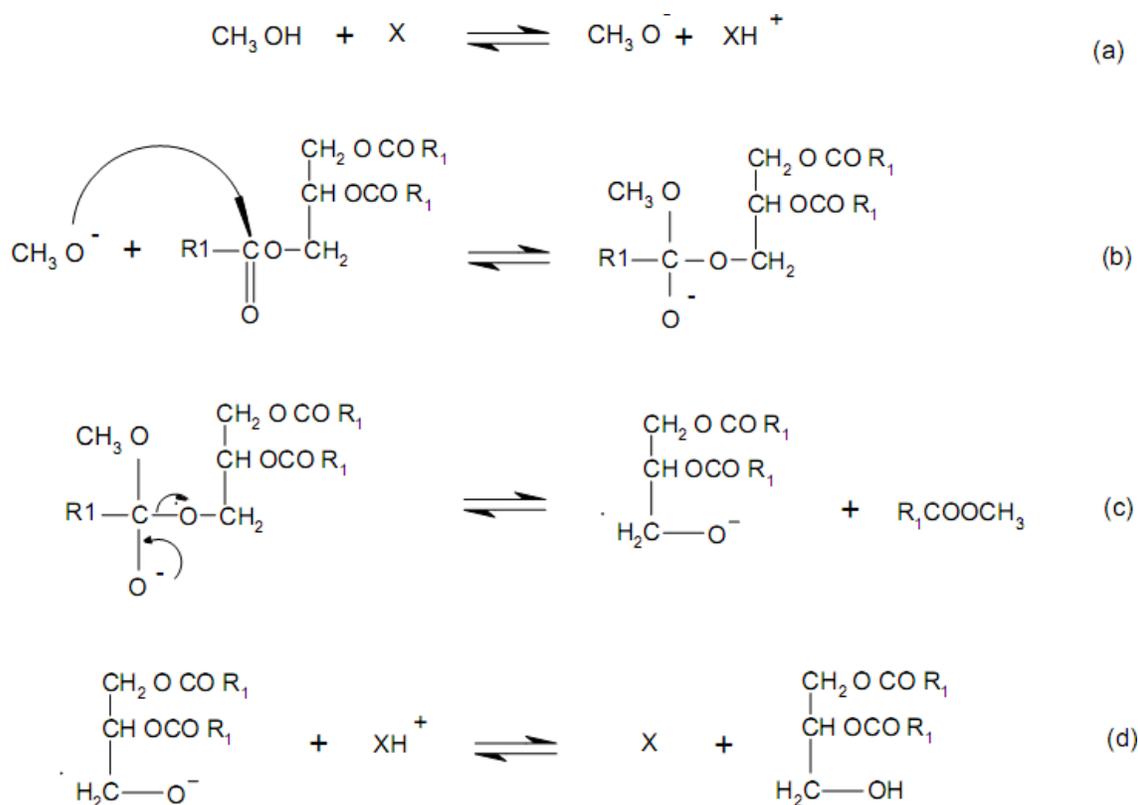


Figura 5. Mecanismo de reacción de transesterificación catalizada con un compuesto alcalino

El paso (b) representa el ataque nucleofílico del ión alcóxido sobre un carbonilo de un grupo carboxilo del triglicérido, formando un compuesto tetraédrico poco estable por eso se separa como éster monoalquílico y dona la carga negativa al oxígeno que tiene el enlace sencillo con el carbonilo atacado; finalmente reacciona con la especie protonada obtenida en el paso (a) junto con el ión alcóxido para estabilizar la carga negativa.

El mecanismo de reacción de la figura 5 es cíclico para cada reacción consecutiva, en la primera reacción el triglicérido pasa a diglicérido, en la segunda reacción el diglicérido pasa a monoglicérido y por último el monoglicérido en la tercera reacción pasa a glicerol.

3.3.3.4. Relación molar alcohol:aceite/grasa

La estequiometría de la reacción de transesterificación demanda 3 moles de alcohol por cada mol de triglicérido para producir 3 moles de ésteres monoalquílicos y 1 mol de glicerol de acuerdo a la figura 4; también se observa que la reacción global es reversible, es decir que los productos formados empiezan a reaccionar para formar los reactivos y después de un periodo de tiempo, la reacción llega a un equilibrio entre productos y reactivos, o sea que la rapidez de formación de los productos es igual a la rapidez de formación de los reactivos.

Para desplazar el equilibrio hacia la formación de productos e incrementar la conversión triglicéridos a ésteres monoalquílicos, se requiere agregar un exceso del alcohol y así incrementar la relación molar alcohol:aceite/grasa de 3:1.

Experimentaciones reportadas sobre la relación molar alcohol:aceite/grasa muestran que con una relación molar 6:1 se obtiene un mayor rendimiento de ésteres monoalquílicos.

Normalmente en procesos industriales se usa una relación molar de 6:1 para obtener un rendimiento más alto de ésteres monoalquílicos.

También al utilizar 100% en exceso de alcohol, generalmente se alcanza una velocidad de reacción más alta.

3.3.3.5. Temperatura de reacción

Parámetro que influye en el rendimiento de los ésteres monoalquílicos, ya que el uso de temperaturas de reacción más altas y mezclado más vigoroso [Noureddini y Zhu, 1997; Darnoko y Cheryan, 2000b; Vicente et al., 2005] incrementa exponencialmente la velocidad de reacción, reduce el tiempo de reacción, mejora la miscibilidad de los reactivos y disminuye la viscosidad del aceite.

Generalmente, la reacción se lleva a cabo a temperaturas cercanas al punto de ebullición del alcohol usado como reactivo (60-70°C a presión atmosférica en el caso del metanol) para evitar su evaporación.

Otros estudios muestran que la producción máxima de éster se alcanza en rangos de temperatura de 40 a 80°C a una relación molar (alcohol-aceite) de 6:1, dependiendo de la materia prima usada [Applied energy, 2010⁷].

La transesterificación puede proceder a temperatura ambiente, si se le da suficiente tiempo a la reacción, en el caso de usar catalizador alcalino [Hernández, 2009].

Los investigadores Leung-Guo y Eevera et al reportaron que cuando la temperatura de reacción se incrementa por encima del nivel óptimo, el rendimiento de los ésteres monoalquílicos se reduce debido a que acelera la reacción de saponificación de los triglicéridos.

La solubilidad de metanol y etanol en el cebo de res a diferentes temperaturas estudiada por Ma et al. (1998), revela que la solubilidad de los alcoholes en los triglicéridos se incrementaba conforme aumentaba la temperatura, sin embargo la temperatura de operación se vio limitada por el punto de ebullición del alcohol usado como reactivo (152.6 °F a presión atmosférica para metanol).

3.3.3.6. Tiempo de reacción

En un inicio la reacción es lenta en el mezclado y en la dispersión del alcohol en el aceite o grasa.

Normalmente el rendimiento máximo de éster se obtiene a un tiempo de reacción menor a 90 minutos, en ese momento la concentración de remanentes son relativamente constantes.

Un exceso en el tiempo de reacción reducirá el rendimiento del producto debido a que la reacción es reversible, es decir, se formarían ácidos grasos que pueden saponificar a partir de los ésteres formados [Applied energy, 2010⁷].

El tiempo de reacción se incrementa notablemente cuando no se agita la mezcla de reacción.

3.3.3.7. Agitación

Para alcanzar un contacto idóneo entre los reactivos durante la transesterificación, la agitación es un factor relevante, diversos estudios muestran que cuando la agitación se da en un tiempo de 25 segundos se observa que la fase del éster adquiere una tonalidad opaca, lo cual indica la presencia de glicéridos sin reaccionar [Dorado, 2004].

Paralelamente, se usa un mezclado vigoroso para incrementar la velocidad de reacción, las colisiones entre los reactivos y homogenizar la mezcla de reacción [Noureddini y Zhu, 1997; Vicente et al., 2005].

El alcohol (metanol) y los triglicéridos (aceites vegetales ó grasas animales) son inmiscibles y tienden a formar dos fases; al incrementar el mezclado vigoroso, la rapidez de transferencia másica por dispersión del alcohol en partículas finas en la fase de triglicéridos incrementa la superficie de contacto entre los dos reactivos inmiscibles [Stamenkovic et al., 2007].

Un estudio dirigido por Vicente et al. (2005) sobre el efecto de la velocidad de mezclado (300-700 rpm) y la temperatura de reacción (77 y 149 °F) en la reacción de transesterificación del aceite de girasol hecha en un minuto, mostró que la conversión de triglicéridos es función de la velocidad de agitación y la temperatura de reacción. El retraso en la formación de ésteres monoalquílicos y la resistencia a la transferencia de masa disminuyen al aumentar la velocidad de agitación de 300 a 600 rpm y la temperatura de reacción de 25 a 65°C. La conversión de triglicéridos es mayor a 600 rpm y 149 °F.

La agitación se realiza con hélices o impulsores, estos se pueden dividir aproximadamente en dos clases amplias de flujo axial y flujo radial. La clasificación depende del ángulo que forman las aspas con el plano de rotación de la hélice [Holland].

Las hélices de flujo axial incluyen todas las que tienen aspas que forman un ángulo de menos de 90° con el plano de rotación. Con frecuencia se utilizan hélices para la agitación en tanques con capacidad menor a 1000 galones o con un diámetro menor a 6 pies, es decir, cuando resultan satisfactorios menos de 3 HP de potencia para obtener los resultados de agitación deseados.

Las mezcladoras de hélice se pueden sujetar en la parte lateral de un recipiente abierto, en la posición angular y excéntrica, o sujetarse con pernos a una brida o a una placa, en la parte superior de un recipiente cerrado, con el eje en la misma posición angular y excéntrica. Este montaje da como resultado una fuerte circulación de la parte superior hacia el fondo.

Existen dos gamas básicas de velocidades en motores: 1150 o 1750 rpm, con transmisión directa y 350 o 420 rpm, con transmisión de engranes.

Las unidades de alta velocidad producen velocidades más elevadas y rapidez de corte en la corriente de descarga de la hélice, además de una rapidez más baja de circulación en todo el recipiente.

Para la suspensión de sólidos, es común utilizar las unidades de transmisión de engranes, mientras que para reacciones rápidas o de dispersión rápida, son más apropiadas las unidades de alta velocidad.

Si se agita un líquido de baja viscosidad en un tanque sin desviadores (deflectores o baffles) mediante un agitador montado en forma axial, habrá tendencia a que se desarrolle un patrón de flujo remolino, sin importar el tipo de hélice que se utilice.

Se produce un vórtice debido a la fuerza centrífuga que actúa sobre el líquido en un recipiente sin desviadores, sin embargo, hay límites para la velocidad de rotación que se puede utilizar, puesto que, una vez que el remolino llega a la hélice, se puede producir un arrastre importante de aire. Además, la masa del remolino de líquido genera con frecuencia una onda oscilante en el tanque, que, unida al remolino profundo, puede crear una gran fuerza fluctuante que actúa sobre el eje de la mezcladora.

Para la agitación vigorosa de suspensiones delgadas, se instalan desviadores en los tanques, que son bandas planas verticales, colocadas radialmente a lo largo de la pared del tanque.

3.3.3.8. Hidrólisis de triglicéridos, saponificación de ácidos grasos libres y sus efectos adversos

Cuando se utiliza hidróxido de sodio o de potasio como catalizador en la reacción de transesterificación, se debe tener en cuenta la cantidad de ácidos grasos libres que contiene la materia prima ya que estos saponifican al reaccionar con el catalizador, forman jabones como subproductos no deseados y reducen el rendimiento y la calidad del biodiesel obtenido.

Los ácidos grasos libres son el producto de la reacción de hidrólisis de los triglicéridos con el agua, por esta razón se debe prevenir que tanto la materia prima como los reactivos usados estén lo más seco posible. En la siguiente figura se muestra la reacción de triglicéridos con agua.

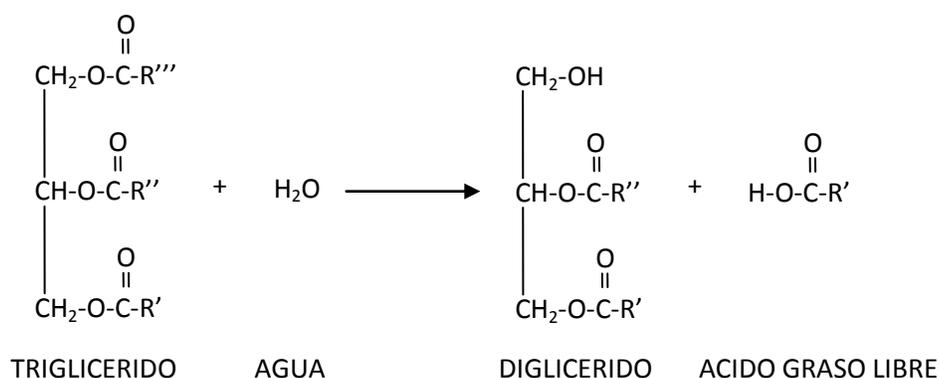


Figura 6. Reacción de hidrólisis de un triglicérido con agua

Investigaciones han reportado que si la materia prima contiene 2.5% en peso o más de ácidos grasos libres, se debe contemplar un pre-tratamiento de la materia prima. Algunos procesos de pre-tratamiento son destilación, extracción con alcohol y la esterificación mediante catálisis ácida.

Los procesos de pre-tratamiento son poco viables debido a que la destilación requiere altas temperaturas y ofrece baja eficiencia; en la extracción con alcohol se requiere de una gran cantidad de solvente y el proceso es complicado; por último, la esterificación con catálisis ácida ofrece algunas ventajas en cuanto a eliminar etapas de separación, toxicidad, corrosión

y problemas ambientales, sin embargo es una reacción muy lenta y requiere un tiempo de reacción prolongado.

Si el contenido de ácidos grasos libres en el aceite/grasa es alto, se efectúa la esterificación ácida agregando una mezcla de agua con ácido sulfúrico previamente a la transesterificación alcalina.

En la siguiente figura se muestra la reacción de esterificación de ácidos grasos libres con un ácido.

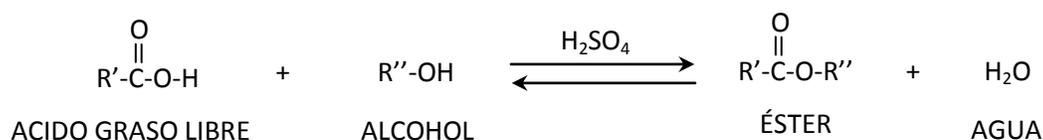


Figura 7. Reacción de esterificación de ácidos grasos libres con alcohol en presencia de ácido sulfúrico

La esterificación de ácidos grasos libres se da calentando una mezcla de alcohol y ácido sulfúrico, se utiliza un exceso de alcohol para aumentar el rendimiento y desplazar el equilibrio hacia la derecha (esterificación de Fischer). El ácido sulfúrico sirve como catalizador para incrementar la velocidad de reacción y como sustancia higroscópica que absorbe el agua formada en la reacción. En la práctica este procedimiento presenta varios inconvenientes, ya que el alcohol puede sufrir reacciones de eliminación formando olefinas, esterificación con el propio ácido sulfúrico o de formación del éter, y el ácido orgánico puede sufrir descarboxilación.

Los efectos adversos a la excesiva formación de jabón son:

- ✓ El consumo de catalizador alcalino
- ✓ Reducción en la efectividad del catalizador
- ✓ Dificultad en la separación del sub-producto, glicerina
- ✓ Previene la purificación del biodiesel recién hecho

Una concentración de 0.1% en peso de agua en la reacción de transesterificación, reduce notoriamente el rendimiento de éster monoalquílico a partir de aceites vegetales [Demirbas, 2009].

En general la reacción de saponificación entre los ácidos grasos libres y el agua se muestra en la siguiente figura:

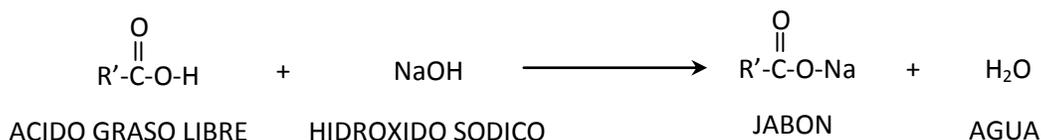


Figura 8. Reacción de saponificación de ácidos grasos libres con hidróxido de sodio

La figura 8 muestra que los efectos adversos de agregar catalizador alcalino a los ácidos grasos libres son, el consumo de catalizador, la emulsión de biodiesel con glicerol debido al jabón, por lo tanto se reducen los triglicéridos y los ésteres monoalquílicos al producir más agua que hidrolizará los triglicéridos para formar más ácidos grasos libres (figura 6).

Debido al estado físico del hidróxido de sodio o de potasio usado como catalizador, es recomendable agregarle alcohol para formar el alcóxido antes de mezclarlo con la grasa o aceite y reducir el tiempo de reacción en la transesterificación.

3.3.3.9. Productos de la transesterificación, métodos para separar y purificar ésteres monoalquílicos

Teóricamente los productos de la transesterificación son ésteres monoalquílicos y glicerol de acuerdo a la figura 4; sin embargo en la práctica se usa un exceso de metanol para desplazar el equilibrio hacia productos y este reactivo también sale junto con los productos, así como impurezas de la materia prima, materia prima sin reaccionar, agua, jabón y catalizador.

Algunos investigadores reportan que para una buena separación entre los ésteres monoalquílicos y el glicerol, se debe dejar reposar la mezcla obtenida durante mínimo 8 horas ya que por efecto de la aceleración de la gravedad en las densidades (la literatura reporta una

densidad de glicerol igual a 65.86 lb/ft^3 y la densidad promedio de biodiesel que indica la norma ASTM D5761 es 54.94 lb/ft^3), la fase de glicerol tiende a sedimentar en el fondo del reactor y la fase de ésteres monoalquílicos se queda en la parte superior.

Para purificar el biodiesel se recurre a operaciones unitarias como la destilación que tradicionalmente se usa después del proceso de transesterificación para separar los productos de reacción y el alcohol en exceso; debe considerarse que consume gran cantidad de energía y equipo que no hacen costoso el proceso.

La tecnología aplicada para la separación y purificación del biodiesel es crítico en su proceso productivo por que impacta directamente en el costo de producción.

Las técnicas de separación más comunes son separación por gravedad, decantación, centrifugación y filtración. Las técnicas de purificación usualmente recurridas son el lavado con agua destilada caliente, lavado en seco y extracción con membranas.

En la siguiente tabla se muestran de forma general algunos métodos de purificación de ésteres monoalquílicos recién obtenidos, las funciones de cada método, sus ventajas y desventajas que presentan.

Tabla 11. Métodos para purificar el biodiesel crudo

Método	Material primario usado	Función	Separación de fases	Ventaja	Desventaja
Lavado con agua	Agua destilada caliente Agua blanda	Previene la precipitación de ésteres de ácidos grasos saturados. Retarda la emulsificación. Elimina contaminantes de calcio y magnesio	Separación por decantación, centrifugado, cribado molecular, silica gel, etc.	Muy efectivo en remover contaminantes	Incrementa el costo y tiempo de producción, efluente líquido, pérdidas de producto, formación de emulsiones
Lavado en seco	Resinas de intercambio iónico. Polvo de silicato de magnesio	Disminuye el nivel de glicerol y remueve jabones	-	Emplea menor cantidad de agua	Excede el límite en el estándar EN
Extracción con membrana	Polisulfona	Remueve contaminantes	-	Evita la formación de emulsiones y disminuye la pérdida de refinación	Probablemente alto costo debido a contaminantes existentes.

Fuente: Applied energy, 2010⁷

3.3.3.10. Proceso en dos etapas

A fin de obtener un mayor rendimiento de ésteres monoalquílicos mediante la reacción de transesterificación, algunos investigadores han empleado dos reactores en serie, en los cuales se hace la reacción.

En la primer etapa la materia prima reacciona con el alcohol en presencia del catalizador en un primer reactor, el producto se bombea a un decantador en el cual se separan los ésteres monoalquílicos del glicerol, posteriormente la fase superior del decantador se bombea a un segundo reactor en la segunda etapa, se agrega más alcohol y catalizador para realizar una segunda transesterificación y así obtener mayor cantidad de ésteres monoalquílicos. En la siguiente figura se muestra el proceso productivo de transesterificación en dos etapas.

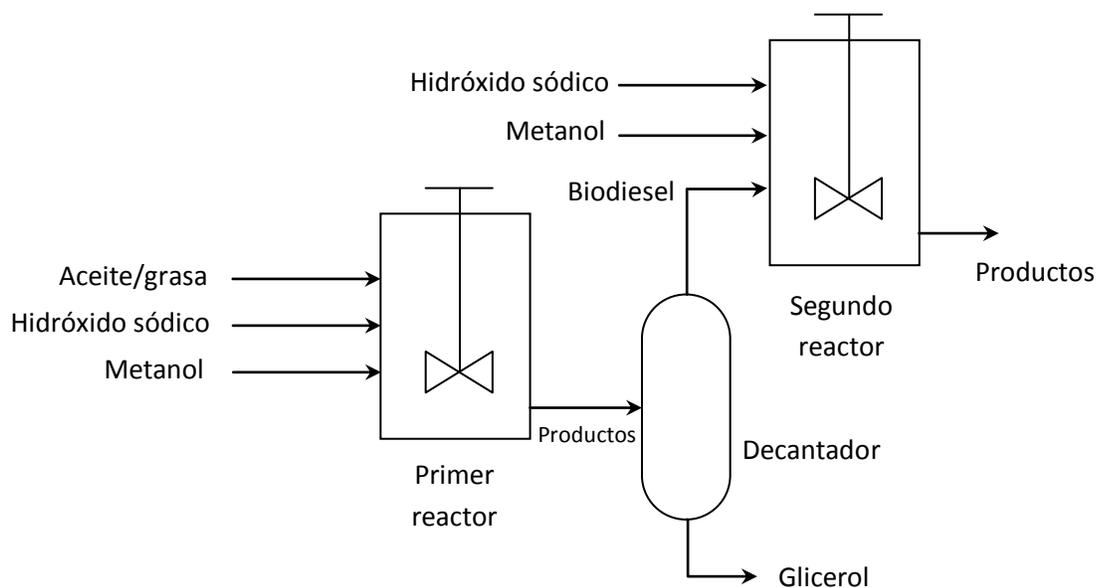


Figura 9. Producción de ésteres monoalquílicos mediante transesterificación en dos etapas

3.3.3.11. Alcoholes a condiciones supercríticas

Investigadores han reportado que empleando metanol a condiciones supercríticas de temperatura (945-1215 R) y presión (5076.3 a 8702.3 psi) durante 10 minutos de reacción, mejoran muchas dificultades presentadas empleando el método convencional de transesterificación ya que no requiere de catalizador, la purificación de productos transesterificados es más simple, el tiempo de reacción es más corto, ambientalmente es más amigable y ofrece un alto rendimiento de conversión (95%).

La siguiente tabla muestra las condiciones críticas de varios alcoholes que se usan en la transesterificación.

Tabla 12. Condiciones de temperatura crítica y presión crítica de varios alcoholes

Alcohol	Temperatura crítica (K)	Presión crítica (MPa)
Metanol	512.2	8.1
Etanol	516.2	6.4
1-Propanol	537.2	5.1
1-Butanol	560.2	4.9

Fuente: Applied energy, 2010⁹

Las distintas tecnologías empleadas en la producción de ésteres monoalquílicos mediante transesterificación se presenta en forma de resumen en la siguiente tabla con algunas variables importantes que se deben considerar al efectuar esta reacción.

Tabla 13. Comparativa de distintas tecnologías para realizar la reacción de transesterificación

Variable	Catálisis alcalina	Catálisis con lipasa	Metanol supercrítico	Catálisis ácida
Temperatura de reacción (°F)	140-158	86-104	462.2 -725	131-176
Ácidos grasos libres en materia prima	Productos saponificados	Ésteres metílicos	Ésteres	Ésteres
Agua en materia prima	Interfiere con la reacción	No influye		Interfiere con la reacción
Rendimiento de ésteres metílicos	Normal	Alto	Bueno	Normal
Recuperación de glicerol	Difícil	Fácil		Difícil
Purificación de ésteres metílicos	Lavado repetido	Ninguno		Lavado repetido
Nivel de costo del catalizador	Barato	Relativamente caro	Medio	Barato

Fuente: Renewable & sustainable energy reviews, 2007⁶

La producción de ésteres monoalquílicos a partir de la transesterificación de triglicéridos es considerado el método más viable por económico, seguro y sencillo, por esto es el principal proceso productivo usado en México.

3.4. Tecnologías en etapa experimental

Se han usado membranas en la separación y purificación de biodiesel para minimizar las dificultades técnicas y ambientales que se presentan convencionalmente en la producción de biodiesel mediante transesterificación.

Investigadores han reportado que la presencia de oxígeno elemental electronegativo, en el biodiesel, lo hace ligeramente más polar que el combustible diesel y como resultado la viscosidad del biodiesel es más alta. La presencia de oxígeno elemental disminuye el valor calorífico del biodiesel a comparación del combustible diesel [9].

Trabajos de investigación en el campo de biodiesel han reportado que moléculas de cadena larga en la estructura del biocombustible presentan algunas propiedades físicas inapropiadas como punto de escurrimiento bajo, baja presión de vapor, alta viscosidad y alto punto de inflamación. Estas características provocan una mala atomización, mezcla deficiente de aire-vapor, combustión incompleta y depósitos en el motor. Para resolver estos inconvenientes, se han investigado aceites vegetales que presentan ciertas ventajas como baja viscosidad, bajo punto de inflamación, altas presiones de vapor y más fácil de procesar que los ésteres de ácidos grasos animales [10].

Otra investigación relacionó las propiedades de estabilidad a la oxidación y flujo a baja temperatura de los ésteres monoalquílicos obtenidos de los aceites de palma, colza y soya con su composición química, el análisis se realizó solo considerando los ácidos linoléico (C18:2), linolénico (C18:3) y los insaturados, encontraron que la estabilidad a la oxidación disminuye cuando se incrementa la concentración de ácidos grasos insaturados y que la temperatura fría de obstrucción en el filtro (CFPP por sus siglas en inglés) también disminuye al aumentar el contenido de ácidos grasos insaturados en el aceite vegetal. En el estudio se concluye que es mejor realizar una mezcla de ésteres monoalquílicos obtenidos de los tres aceites vegetales dependiendo de las propiedades de estabilidad a la oxidación y CFPP deseado [11].

En otra experimentación reportan el uso de sulfato férrico como catalizador ácido heterogéneo para la esterificación de ácidos grasos libres provenientes de aceite comestible residual con

metanol, detectaron una alta actividad catalítica, un costo relativamente barato y una recuperación fácil debido a su baja solubilidad en aceite. Los parámetros de producción reportados son relación molar metanol-aceite de 40.9:1, concentración de sulfato férrico de 9.75% en peso respecto a los ácidos grasos libres, temperatura de reacción 95 °C (203 °F) y tiempo de reacción 2 horas. Concluyen que las condiciones óptimas de transesterificación usando óxido de calcio como catalizador son 11.69:1 de relación molar metanol-aceite, 2.52% de catalizador y 2.45 horas de tiempo de reacción. La conversión obtenida de biodiesel es de 96% [12].

En los últimos años se han buscado nuevas formas de producir biodiesel, Maeda et al. Y Thanh et al. Produjeron biodiesel a partir de aceites vegetales asistidos por ultrasonido el cual es una herramienta muy útil para intensificar la transferencia de masa de líquidos inmiscibles. Incluso se han desarrollado nuevos diseños de reactores que disminuyan la cantidad de energía requerida para efectuar la reacción de transesterificación, Wen et al. Fabricaron un nuevo reactor en años recientes con micro-canales en “zigzag” [7].

Leung y Guo estudiaron el efecto de las condiciones de operación sobre el rendimiento del producto y puntualizaron que el calentamiento primario del aceite para el mezclado puede incrementar la velocidad de reacción y acortar el tiempo de reacción [7].

Investigadores de la universidad de *Auckland* en Nueva Zelanda desarrollaron un novedoso proceso de transesterificación empleando un reactor continuo para la producción de biodiesel a partir de grasas y aceites. La pieza clave del proceso es atomizar el aceite o grasa precalentado por la parte superior de la cámara de reacción, en ella entra en contacto con el vapor de metanol en flujo cruzado ya que el vapor de metanol asciende desde el fondo a la parte superior de la cámara de reacción. Los materiales que usaron en las corridas experimentales fueron aceite de soya, cebo de res, metanol y metóxido de sodio o hidróxido de sodio. Las condiciones operativas reportadas son 5 gramos de metóxido sódico por cada litro de metanol, 17.2 Litros por hora de metanol y 10 litros por hora de aceite, el rendimiento de ésteres monoalquílicos fue en promedio de 95% [13].

4. INVESTIGACION DESARROLLADA

4.1. Estado del arte

Numerosos documentos como libros, reportes, artículos y revistas, abordan el tema del biodiesel, en particular, el mecanismo de la reacción de transesterificación, cantidades y tipo de reactivos, afectación de variables en el proceso y, en su gran mayoría, ventajas del biodiesel y descripción de cómo producirlo a partir de diferentes materias primas.

Sin embargo, en lo referente a un proceso efectivo para obtener biodiesel en un tiempo de reacción corto y que no se requieran etapas de pre y pos-tratamiento; un grupo de investigadores de la facultad de ingeniería de la universidad del Cairo en Egipto obtuvieron biodiesel derivado del aceite de *jatropha curcas* mediante transesterificación y usaron una técnica de calentamiento por medio de microondas para reducir el tiempo de reacción de 150 a 2 minutos, también eliminaron la etapa de pre-tratamiento del aceite con ácido para reducir la concentración de ácidos grasos libres; reportaron que el rendimiento de ésteres monoalquílicos es de 97% usando esa técnica de calentamiento [17].

Otro grupo de investigadores norteamericanos y coreanos obtuvieron biodiesel a partir del sebo de res empleando el calentamiento con frecuencia de radio, el estudio reveló que la transesterificación se realizó en un corto periodo de tiempo (5 minutos) con un rendimiento de ésteres monoalquílicos del 96%, además se tuvo que precalentar el sebo de res antes de comenzar con la reacción, ya que a temperatura ambiente se encuentra en estado sólido [18].

En una búsqueda exploratoria realizada con las palabras clave: *biodiesel* y *chicken fat*, se encontró una investigación en la base de datos *Science Direct*, en ella reportan el uso de un aditivo a base de magnesio para mejorar la viscosidad de los ésteres monoalquílicos obtenidos por un proceso catalítico de dos etapas empleando esterificación con ácido sulfúrico y posteriormente transesterificación con metanol en presencia de hidróxido de sodio como catalizador. El aditivo mejoró la viscosidad y la temperatura de inflamación de los ésteres monoalquílicos obtenidos de la grasa de pollo, con una concentración de 16 micromoles del aditivo de magnesio por litro (0.264 galones) de mezcla de biodiesel-diesel al

10% en volumen (B10), la viscosidad se redujo de 5.184 a 4.812 y la temperatura de inflamación de 129 °C (264.2 °F) a 122 °C (251.6 °F).

Los investigadores reportan que la grasa de pollo fue pre-calentada a 110°C (230 °F) para remover el agua que contenía, todos los experimentos fueron realizados con 300 gramos (0.66 lb) de grasa de pollo, usaron catalizador homogéneo (H_2SO_4 y NaOH); las dos etapas fueron usando primero ácido y después una base como catalizador. La conversión de la grasa de pollo en ésteres monoalquílicos fue de 89% en peso bajo las siguientes condiciones operativas 2 horas de reacción a 62 °C (143.6 °F), relación en peso alcohol/grasa de 35, de H_2SO_4 /grasa 0.08 y de NaOH/grasa 0.01 en peso [16].

4.2. Estudio general de mercado

4.2.1. Tamaño del mercado nacional

El mercado de biodiesel actualmente está direccionado al combustible diesel de petróleo para generar una mezcla con mejores propiedades lubricantes y ventajas en la reducción de emisiones al ambiente. El cliente potencial a nivel nacional es Petróleos Mexicanos (PEMEX) por su experiencia y capacidad de producción del Diesel de petróleo, también por que es indispensable para cubrir las acciones del programa de introducción de bioenergéticos que emitió el gobierno federal a través de la Secretaria de Energía en 2009 [SENER, 2009]³⁹.

Una de las acciones del programa fue el uso del biodiesel en la refinería de Cadereyta, Nuevo León en el periodo 2009-2010, en la prueba piloto se usaron 2.3 millones de galones de biodiesel anual (190 barriles diarios), este volumen representa el 0.63% de la cantidad de Diesel de petróleo destinada para realizar la prueba piloto (30 000 barriles diarios de Diesel).

Se pretende que el producto ingrese al Sistema Nacional de Refinerías debido a que en el programa se estimó un suministro nacional de la mezcla en el periodo 2011-2014, por lo que se requieren 27.74 millones de galones anual del biocombustible, es decir, 1.8 mil barriles diarios; sin embargo con base en los resultados de la prueba y en función del volumen de biodiesel disponible en el país, PEMEX determinará la posibilidad de cubrir los requerimientos

del biocombustible para incluirlo como aditivo en el Diesel de producción nacional. Además de mencionarse la limitada disponibilidad de biodiesel, también optaron por utilizarlo solo en algunas refinerías [SENER, 2009]³⁹.

4.2.2. Proyectos y productores en México

A nivel nacional, se tiene muy poca experiencia con el uso del biodiesel, dentro de los proyectos del biocombustible destaca el de la planta de Grupo Energéticos en Cadereyta, Nuevo León que lo produce a partir de aceites y grasas recicladas de la cafetería del Instituto Tecnológico de Monterrey, la producción de ésta planta es de 300 m³ (79, 252 galones) al mes, aunque según su directivo puede llegar a los 600 m³ (158, 503 galones) al mes. Con esta producción se abastece de una mezcla B20 a un autobús de transporte de personal, así como a dos vehículos compactos propiedad del Instituto.

Otro proyecto es el de la Universidad Vasconcelos de Oaxaca, en el que producen una mezcla B20 a partir de aceites vegetales de desecho, en la etapa demostrativa se tiene una producción de 3.6 m³ (951 galones) al mes de biodiesel, el cual es consumido por un autobús propiedad de la Universidad.

En Michoacán, se tiene contemplado elaborar biodiesel a partir de la utilización de higuera, no obstante, el costo al consumidor del biodiesel proveniente de esta materia prima aparentemente sería más caro que el combustible proveniente de hidrocarburos.

Asimismo, una empresa productora de alimentos está analizando la producción de biodiesel a partir de su aceite residual con la intención de utilizar el combustible en sus unidades de reparto. Por otra parte, algunas universidades han realizado estudios referentes a la producción de biodiesel sin que se observe aún una ejecución real en cuanto a su elaboración.

En el mercado nacional de biodiesel se detectó una empresa dedicada a la comercialización y operación de plantas de biodiesel a partir de aceite de *Jatropha curcas*. En México esta empresa cuenta con dos plantas operando, una en Tabasco que produce tres mil litros al día de biodiesel y otra se localiza en Tapachula, Chiapas, que genera ocho mil litros diarios del

biocombustible para el transporte público de esta ciudad [Milenio, 2010²¹]; también ha reportado la instalación de plantas productoras en Mérida, Yucatán y San Luis Potosí.

En la siguiente figura se muestran proyectos que se están llevando a cabo en el país para el aprovechamiento y producción de bioenergéticos disponibles, con base en los informes de la Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación (SAGARPA).

Figura 10. Localización de proyectos de producción de biocombustibles



Fuente: SAGARPA y SENER

En resumen, los proyectos que existen en materia de biodiesel en México son pocos, de pequeña escala, y solamente cubren necesidades de autoconsumo. No obstante, la Ley de promoción y desarrollo de los bioenergéticos, puede hacer más atractivo este mercado.

4.2.3. Proyecciones del nivel de producción en el mercado

En el estudio “Potenciales y Viabilidad del Uso de Bioetanol y Biodiesel para el Transporte en México” se menciona que una alternativa para la introducción y empleo de biodiesel en México se puede basar en materias primas de bajo costo, como es el caso de los aceites y grasas recicladas. También, que a mediano plazo se requerirán esquemas de incentivos para llegar a una meta de sustituir de entre el 2% al 5% del diesel de petróleo (año 2012), para lo cual se requieren entre otras cosas: el aumento significativo de los cultivos oleaginosos, la instalación de 10 plantas industriales con una capacidad de 100 000 toneladas al año o más

de 140 plantas pequeñas con una capacidad de 5 000 toneladas al año, así como inversiones de alrededor de \$3,100 millones de pesos [CONAE, 2007].

Los niveles de producción de biodiesel en México son de pequeña escala, aproximadamente de 3.7 millones de litros (977, 437 galones) por año. Actualmente existe sólo una planta productora en Cadereyta, Nuevo León, con una capacidad de almacenamiento de 60 m³ (15, 850 galones).

Algunas organizaciones consideran que México es una opción viable para el uso de biocombustibles cuyo beneficio se basa en una reducción de gases de efecto invernadero contribuyendo al bienestar económico y regional del país. La diversificación de la oferta energética, a través del uso de energías renovables, requiere de un importante esfuerzo tanto en su producción como en su utilización bajo un criterio de sustentabilidad.

Los principales retos para su introducción en México se encuentran en el sector agrícola. En este sentido los estímulos para una economía rural más dinámica deben incluir los siguientes aspectos [Prospectiva de petrolíferos 2008-2017, SENER, 2008]:

- Apoyar cultivos oleaginosos a pequeña escala;
- Mejor conocimiento del cultivo para algunos cultivos oleaginosos como la *Jatropha*. Los conocimientos resultantes de estas actividades de investigación se transferirán a la población rural a través de programas educacionales;
- Formar de cooperativas especializadas, que permitan crear sinergias a través de una utilización conjunta de la maquinaria;
- Fomentar el acceso a financiamiento y a asistencia técnica;
- Crear programas especiales para el biodiesel o su producción a tasas de interés preferenciales; y,

- Fomentar la integración de la producción de semillas oleaginosas y prensado de semillas/refinado de aceites/producción de biodiesel para crear una retención más fuerte de valor añadido en las áreas rurales;

4.2.4. Proveedores y precios de la materia prima

El mercado de la grasa de pollo es amplio, su campo de aplicación se da en la industria alimenticia para animales domésticos y en la energética; a consecuencia de esto se encontraron publicados en internet proveedores⁴ de grasa de pollo que se localizan en el Estado de México, Distrito Federal y Puebla.

El precio promedio de la grasa de pollo refinada es de 20 pesos por kilogramo, el alto precio se debe a que refinan la grasa de pollo, limpiándola de residuos tales como la piel y los huesos, entre otros. Otro precio de la grasa de pollo en el mercado es de 37 pesos por kilogramo debido a que además de refinarla, la estabilizan adicionándole estabilizadores para usarla en el sector alimenticio.

Por otro lado, se puede adquirir la materia prima sin refinar a un precio más bajo, cercano a los ocho pesos por kilogramo, sin embargo adquirir esta clase de materia prima implicarían operaciones unitarias previas al proceso productivo como fusión, tamizado y/o filtración para retirar los residuos que contiene entre los cuales están los trozos de carne y los huesos.

La cantidad de grasa de pollo que pueden suministrar los proveedores es a partir de 20 kilogramos por pedido, no indicaron un tope máximo de suministro, por lo que si cuentan con la capacidad de suministro.

4.2.5. Relación de grasa de pollo convertida a biodiesel

Investigadores obtuvieron experimentalmente biodiesel a partir de grasa de pollo, en sus resultados reportan que el máximo rendimiento de los ésteres monoalquílicos es de 85% en peso con base en la cantidad de grasa de pollo que ocuparon como materia prima [10].

4.3. Triglicéridos que componen la grasa de pollo

Investigadores reportan que la grasa de pollo contiene 30.3 %m/m de ácidos grasos saturados, 44% de ácidos grasos monoinsaturados y 25.7% de ácidos grasos poliinsaturados; entre ellos están estearina y oleína [E. Arnaud, G. Trystram, P. Relkin, A. Collignan, 2004].

La siguiente tabla contiene el perfil de ácidos grasos reportado experimentalmente de la grasa de pollo.

Tabla 14. Composición de ácidos grasos de la grasa de pollo

Componentes	Porcentaje en peso
C14:0	0.5
C16:0	24.0
C18:0	5.8
Ácidos Grasos Saturados	30.3
C16:1	5.8
C18:1	38.2
Ácidos Grasos Monoinsaturados	44.0
C18:2	23.8
C18:3	1.9
Ácidos Grasos Poliinsaturados	25.7

La experimentación se basa en la cristalización de la grasa de pollo para su caracterización térmica mediante un proceso de fraccionamiento en seco; el procedimiento experimental que efectuaron fue cristalización de la grasa y posteriormente filtración en un filtro prensa de membranas a baja temperatura para separar las fases sólida y líquida. Los resultados que obtuvieron son: 1) la estearina en la grasa de pollo está en la fracción sólida y contiene altos niveles de ácidos grasos saturados; 2) la oleína es la fracción líquida y tiene un alto nivel de ácidos grasos insaturados [17].

Investigación reciente sobre la obtención de ésteres monoalquílicos derivados de pollo, reporta el siguiente perfil experimental y teórico de ácidos grasos que componen la grasa expresado como porcentaje en peso.

Tabla 15. Perfil de ácidos grasos en la grasa de pollo en porcentaje en peso

Ácido Graso	Grasa de pollo (experimental)	Grasa de pollo (teórica)
Palmítico (C16:0)	21.0	21.8
Esteárico (C18:0)	5.5	7.6
Ácidos grasos saturados	26.5	29.4
Palmitoleico (C16:1)	7.7	3.7
Oleico (C18:1)	48.5	36.6
Linoléico (C18:2)	17.3	27.0
Linolénico (C18:3)	0.0	1.8
Ácidos grasos insaturados	73.5	69.1

Fuente: Journal of supercritical fluids, 2010¹⁸

Los investigadores reportaron que los ácidos grasos libres en la grasa de pollo reaccionaron más fácilmente con el metanol y formaron ésteres monoalquílicos de ácidos grasos mediante esterificación directa [18].

Otra experimentación sobre la generación de ésteres monoalquílicos de origen animal, reporta los componentes de cada una de las grasas usadas, entre las cuales están la manteca de cerdo, el sebo de res y la grasa de pollo. En la siguiente tabla se muestran los porcentajes en peso de los ácidos grasos que componen las diferentes grasas origen animal [16].

Tabla 16. Componentes grasos experimentales de origen animal

Ácido graso	Manteca de cerdo	Sebo de res	Grasa de pollo
Mirístico (C14:0)	1.6	3.2	1.0
Palmítico (C16:0)	23.4	24.8	21.0
Esteárico (C18:0)	13.3	21.3	7.1
Ácidos grasos saturados	38.3	49.3	29.1
Palmitoleico (C16:1)	3.1	3.2	5.4
Oleico (C18:1)	42.4	38.3	41.0
Linoléico (C18:2)	10.5	2.0	20.5
Linolénico (C18:3)	1.0	-	1.6
Ácidos grasos insaturados	57.0	43.5	68.5
(C≥20)	1.6	-	1.6

La búsqueda de ácidos grasos que componen la grasa de pollo revela que en las diferentes fuentes consultadas se reportan resultados muy similares de acuerdo a lo presentado en las tablas 14, 15 y 16. El porcentaje en peso de los ácidos grasos saturados que contiene la grasa de pollo varía de 29.1 a 30.3% y el porcentaje de los ácidos grasos insaturados de 68.5 a 69.7%, estas aproximaciones se considerarán en la determinación del peso molecular de la grasa de pollo y en la estequiometría de la reacción de transesterificación.

4.4. Propiedades físicas de la materia prima

La principal propiedad que caracteriza a la materia prima es su estado sólido a temperatura ambiente, será necesario calentarla para fundir la grasa de pollo previamente al proceso productivo.

En la literatura se reportan algunas propiedades físicas de la grasa de pollo, mismas que están contenidas en la siguiente tabla.

Tabla 17. Propiedades de la grasa de pollo reportadas en la literatura

Propiedad	Cantidad	Unidad
Calor específico	0.4791	BTU lb ⁻¹ R ⁻¹
Temperatura de ablandamiento	79.88	°F
Temperatura de fusión	158	°F

Experimentalmente Marulanda, Anitescu y Tavlarides calcularon el peso molecular de la grasa de pollo a partir de su composición de ácidos grasos, el método que utilizaron consiste en la suma de los pesos moleculares de cada componente individual multiplicado por su respectiva fracción masa y para aproximar el peso del triglicérido, la suma fue multiplicada por tres. En este experimento el peso molecular calculado fue de 867 lb/lb-mol [18], este valor se toma como referencia para los cálculos que se realicen del peso molecular de la grasa de pollo.

En la misma investigación incluyen un análisis de la densidad de la grasa de pollo en función de la temperatura, reportan determinaciones experimentales en un rango de temperatura desde 25 °C hasta 100 °C; aproximaron la siguiente ecuación que relaciona las dos variables.

$$\rho = 0.9215 - 6.4 \times 10^{-4}T$$

Donde ρ es la densidad de la grasa de pollo dada en unidades de gramos por centímetro cúbico y T es la temperatura a la que se encuentra en grados Celsius [18].

Un estudio realizado por investigadores de dos universidades en Egipto, demostraron que la grasa residual obtenida del asado de pollo, afecta el grado de oxidación total en la grasa de pollo. En la siguiente tabla se muestran algunas propiedades fisicoquímicas de la grasa de pollo fresca y la residual obtenida del proceso de asado.

Tabla 18. Parámetros fisicoquímicos de grasa experimental de pollo

Parámetro	Grasa fresca	Grasa residual
Índice de refracción (40°C)	1,4660	1,4662
Número de Yodo (g I ₂ /100g de grasa)	78.88	81.00
Número de saponificación (mg/g de grasa)	179.10	180.50
Color (absorbancia a 420nm)	0.02	0.09
Número de ácido (mg/g de grasa)	0.12	0.56
Acidez (% ácido oleico)	0.06	0.28
Número de peróxido (meq O ₂ /Kg de grasa)	0.00	48.49
Oxidación total	1.94	100.21

Fuente: Food and chemical toxicology, 2010¹⁹

Las propiedades de la grasa de pollo y sus componentes grasos reportados en la literatura, así como los obtenidos experimentalmente por investigadores, se tomarán como punto de partida para realizar la ingeniería básica de la planta piloto.

5. INGENIERIA BASICA DE PLANTA PILOTO

5.1. Justificación del proyecto

5.1.1. Proceso productivo propuesto

Al inicio del proceso productivo de ésteres monoalquílicos, se funde la materia prima en un tanque y calienta a 175 °F, esto con la finalidad de mantener líquida la corriente hasta la entrada del TR-1, ya que la temperatura de fusión de la grasa de pollo reportada en la literatura es de 160 °F.

Paralelamente a la fusión y secado de la materia prima, en un tanque mezclador se disuelve el hidróxido sódico en el metanol, el tanque alimenta la bomba hasta la completa incorporación de la base al alcohol.

Se bombea la mezcla de metanol e hidróxido de sodio a unos calentadores y evaporadores para obtener la mezcla en fase gaseosa. Después de su evaporación, la corriente de alcohol y catalizador ingresan al reactor por la parte inferior a través de una serie de difusores.

La grasa de pollo fundida y deshidratada, se bombea a unas espreas que tiene el reactor en la parte superior interna. A su vez el vapor de metanol e hidróxido sódico se alimenta al reactor por el fondo para que entre en contacto con la grasa a contraflujo y se efectúe la reacción de transesterificación dentro del reactor. La temperatura en el reactor esta entre 160 y 170 °F por las temperaturas de las corrientes 8 y 31.

En la línea por la que circula la mezcla de reacción en la descarga del reactor, está integrado un sistema de calentamiento con radio frecuencia que calienta la mezcla durante 3 minutos. Posteriormente el producto de la reacción se bombea a tanques separadores de fases líquidas.

En los tanques separadores, la mezcla de productos se deja reposar un tiempo para separar las fases formadas.

La fase superior (ésteres monoalquílicos) se bombea a un tanque mezclador en el que se le agrega ácido acético para neutralizar el biodiesel, después se bombea a otro tanque en el que se realiza un lavado con agua destilada caliente a 180 °F y finalmente pasa a un evaporador que opera a vacío en el que se recupera el agua de lavado y el alcohol en exceso de la reacción.

La fase del fondo de los tanques separadores (glicerol), se bombea a un tanque de almacenamiento, para su venta.

En la siguiente figura se muestra el diagrama de bloques del proceso productivo propuesto.

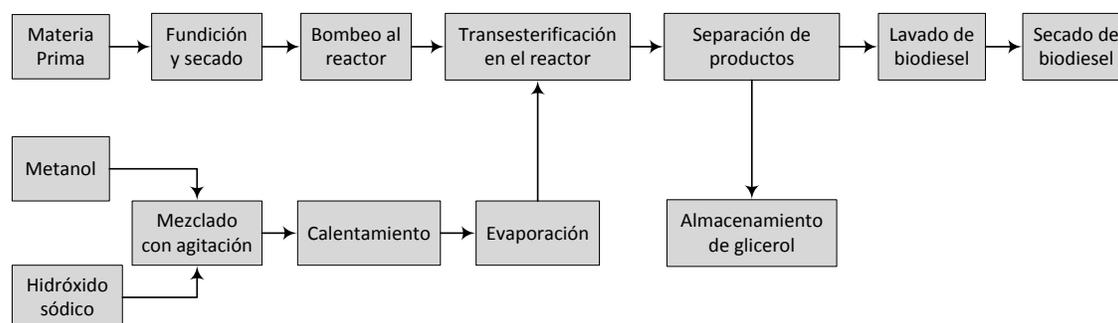


Figura 11. Diagrama de bloques del proceso productivo de ésteres monoalquílicos

Industrialmente las plantas productoras de biodiesel operan intermitentes, debido a que usan la reacción de transesterificación para obtener el biocombustible a partir de aceites de origen vegetal.

Trabajos experimentales reportan que la reacción de transesterificación se realiza en un reactor a condiciones de temperatura y presión moderadas, la temperatura de operación ^[20] es entre 130 y 150 °F; el incremento en la temperatura de reacción altera la presión de operación dentro del reactor, es un parámetro que se debe procurar en su diseño y operación.

En la literatura se reporta un intervalo de temperatura de 120 a 150 °F en el cual la grasa de pollo se transforma en ésteres metílicos.

5.1.2. Localización de la planta

Los aspectos considerados para la ubicación de la planta son:

- I. Cercanía al cliente potencial en la refinería de Tula, Hidalgo; debido a la oxidación del producto que adiciona al Diesel PEMEX que refinan del crudo, este aspecto es más importante que la cercanía al proveedor de la materia prima ya que es la calidad del producto que se suministrará al cliente potencial.
 - II. Cercanía a proveedor de la materia prima por la oxidación y descomposición de la grasa de pollo a condiciones ambientales; el tiempo de transporte a la planta productiva es muy importante, ya que entre más corto sea, se evita la descomposición y oxidación de la materia prima.
 - III. Cercanía a complejos industriales por el suministro de energéticos, vías de comunicación y acceso a capital humano que labore en la planta.
 - IV. Distante a la población, la planta estará alejada de la población para evitar riesgos operativos.
 - V. Los aspectos climáticos de la región son importantes ya que influyen sobre las características del producto y las condiciones especiales bajo las que se debe almacenar tanto el producto como la materia prima, los reactivos e insumos que son vitales en el proceso productivo.
 - VI. La sismicidad del sitio se toma en cuenta para la buena ubicación de los equipos y evitar a largo plazo fugas operativas, hundimiento de equipos y zonas de la planta.
 - VII. Otro aspecto a considerar es la aceptación por parte de los habitantes de las regiones cercanas a la planta, ya que por cuestiones sociales puede interrumpir sus operaciones.
-
-

Las seis refinerías de petróleos Mexicanos se localizan en Cadereyta, Nuevo León; Madero, Tamaulipas; Tula, Hidalgo; Salamanca, Guanajuato; Minatitlán, Veracruz y Salina Cruz, Oaxaca. Este dato es imprescindible por ser el principal aspecto a contemplar en la selección de la ubicación de la planta.

Debido a la distancia de los proveedores de materia prima encontrados en internet, las refinerías situadas en Cadereyta, Nuevo León y Madero, Tamaulipas no se consideran.

Las refinerías en Salina Cruz, Oaxaca y Minatitlán, Veracruz, también se encuentran a una distancia considerable de los proveedores, además las condiciones climatológicas son demasiado húmedas por tanto los reactivos adsorberían el agua del aire y esto afecta al proceso productivo de los ésteres monoalquílicos.

México y Querétaro son los estados en los que se puede ubicar la planta piloto por que están localizados en medio de las refinerías Salamanca, Guanajuato y Tula, Hidalgo. Por localización estratégica por la cercanía a los proveedores de la materia prima, el mejor estado para levantar la planta es México.

Los municipios del Estado de México en los que se puede ubicar la planta son Jilotepec, Cuautitlán, Cuautitlán Izcalli y Zumpango; la selección del municipio depende de las actividades económicas de cada región; la que cuente con zonas o parques industriales es la que se elegirá por el suministro energético y las vías de comunicación ya establecidas.

En el municipio de Zumpango no cuentan con zona industrial, es decir, su principal actividad económica pertenece al sector terciario, es decir, al comercio de productos y venta de servicios, es considerado como lugar turístico.

La principal actividad económica del municipio de Jilotepec pertenece al sector primario por tener realizar actividades de agricultura y ganadería; sin embargo cuenta con parque industrial que ha sido aceptado ya que ofrece oportunidades de empleo a la población.

El municipio de Cuautitlán cuenta con el conjunto industrial Cuautitlán; sin embargo el municipio de Cuautitlán Izcalli tiene seis parques industriales con diferentes ramas de la industria, entre los cuales están las sustancias químicas, productos derivados del petróleo,

carbón, hule y plástico, maquinaria y equipo. También la principal vía de acceso al municipio es por la carretera México-Querétaro.

Dado el análisis anterior, la planta se ubicará en el municipio de Cuautitlán Izcalli, en el estado de México. El municipio cuenta con 498,021 habitantes.

Actualmente las vías de comunicación que tiene el municipio son el entronque a la autopista Chamapa-Lechería, el entronque Izcalli-Tultitlán y el entronque Tultepec, que conecta con las autopistas México-Pachuca y México-Puebla.

Cuautitlán Izcalli tiene una altura promedio de 2,252 metros sobre el nivel del mar (msnm), sus porciones más altas están ubicadas al sur con una máxima altura de 2430 msnm y la más baja se encuentra al occidente con 2,250 msnm, la cabecera municipal está a 2,280 msnm. Sus principales elevaciones son el cerro de Barrientos con una altura de 2,430 y el cerro de Axotlán, de 2300 msnm, el resto del territorio presenta planicies y suaves lomeríos. La superficie territorial está conformada por un área plana en la parte centro y norte del municipio; las áreas planas ocupan una extensión de 6,100 hectáreas las cuales están formadas por sedimentos arrastrados por las lluvias y las corrientes, mientras que los lomeríos tienen una extensión de 4,700 hectáreas, forman el substrato por areniscas y tobas volcánicas.

5.1.2.1. Recurso hidrológico

La principal corriente de agua es el río Cuautitlán, que atraviesa una extensión aproximada de 40 kilómetros del territorio municipal. Otras corrientes son el río Hondo de Tepotzotlán, San Pablo y San Pedro. Los principales cuerpos de agua son cinco: la presa de Guadalupe, la laguna de la Piedad, el Espejo de los Lirios, la presa de Angulo y la laguna de Axotlán. Existen otros ríos conocidos como El Rosario, El Huerto, San Agustín y San Pablo.

5.1.2.2. Estadísticas climatológicas

La región más cercana a Cuautitlán izcalli es San Martín Obispo en Cuautitlán, en la que se encuentra una estación meteorológica y se registran datos de temperatura, precipitación y días con lluvia y tormenta eléctrica.

La temperatura máxima diaria registrada en el periodo 1971-2000 es de 34°C en el mes de Mayo; la temperatura máxima normal promedio es de 22.5°C. La temperatura media normal es de 15.1°C. Por último, la temperatura mínima normal es 7.7°C y la mínima diaria registrada los meses de enero y febrero es de -6.5°C. En primavera se debe contemplar las altas temperaturas para el proceso productivo y almacenamiento de materia prima y producto; de la misma forma se debe considerar las bajas temperaturas de invierno en las condiciones operativas de la materia prima para evitar que se congele y provoque obstrucciones en las corrientes del proceso.

La precipitación normal presenta un valor máximo en julio de 141.4 y anual de 680.1. La precipitación máxima diaria es de 69.5 en el mes de agosto.

El mes con más días lluviosos es Julio con 19.5 días; por otro lado, los días con lluvia anualmente registrados en 25 años son 106.3 días al año.

Los días con tormenta eléctrica registrados en este periodo son 2.1 días.

Las estadísticas climatológicas sirven para tener una idea sobre las precauciones que se deben considerar en el manejo de reactivos y materias primas, así como operaciones preventivas en la producción del biocombustible.

La presión atmosférica en Cuautitlán Izcalli es de 1023.4 mb.

5.1.2.3. Datos sísmicos

Los datos sísmicos del Estado de México reportados en el sistema sismológico nacional de la Universidad Nacional Autónoma de México, de julio, 2006 a julio, 2011; demuestran que las zonas noreste, este y sureste de las regiones temascalcingo, San Martín Cuautlalpan, Tejupilco, San Juan Zitlaltepec, Ozumba, San Mateo Huitzilzingo, San Miguel Coatlinchan y Chalco; son las que presentan mayor actividad sísmica en el estado.

Los registros con mayor magnitud, de 3.7 en la escala de rigter, ocurrieron en febrero de 2008, Noviembre de 2009 y Julio de 2010. La actividad sísmica más reciente ocurrió en abril de 2011 al suroeste de Tejupilco.

Con base en los datos sísmicos, se infiere que no hay mucho movimiento sísmico en la zona, sin embargo se deben considerar en los cimientos los elementos necesarios para evitar vibraciones en los equipos que los afecten a largo plazo.

5.2. Bases de diseño

5.2.1. Definición de la capacidad de la planta

Actualmente, el cliente potencial requiere 105,000 metros cúbicos (27.74 millones de galones) por año del biocombustible, de acuerdo a lo estipulado en el programa de introducción de biocombustibles [SENER, 2009]; considerando que normalmente una planta de producción opera 330 días al año, la demanda de biodiesel diaria es de 84,060 galones. Por otro lado se ha reportado que las plantas productivas de biodiesel a escala piloto producen entre 2,000 y 19,000 galones de biodiesel al día [22].

La planta piloto tendrá capacidad productiva de 4,500 galones diarios del biocombustible, es decir, 1,485,000 galones anuales ya que operará 330 días del año; este volumen representa el 5.3% de la producción requerida por petróleos mexicanos (PEMEX).

Considerando la densidad del biodiesel de 55.673 lb/ft^3 , los 4,500 galones al día serán 33,490 lb de biodiesel producido, contemplando que el rendimiento de conversión de triglicéridos de pollo a biodiesel es de 85% en peso [10], la planta piloto manejará 49,250 lb al día de grasa de pollo.

Dada la composición de ácidos grasos en la grasa de pollo reportada en la literatura, se estableció un promedio de cada uno de ellos debido a las cantidades similares encontradas de acuerdo a las tablas 14, 15 y 16 del capítulo 4. En la siguiente tabla se muestra la composición promedio para usarla como base en el cálculo del peso molecular de la grasa de pollo, se observa que contiene en mayor porcentaje ácidos grasos insaturados.

Tabla 19. Componentes de la grasa de pollo

Ácido graso	% peso/peso
Mirístico (C14:0)	0.8
Palmítico (C16:0)	22.0
Esteárico (C18:0)	5.7
Saturados	28.5
Palmitoleico (C16:1)	6.5
Oleico (C18:1)	41.1
Linoléico (C18:2)	22.2
Linolénico (C18:3)	1.8
Insaturados	71.6

El peso molecular de la grasa es calculado con la suma de los pesos moleculares de cada ácido graso multiplicado por su respectiva fracción masa, para aproximar el peso molecular del triglicérido la suma de los pesos moleculares se multiplica por tres. El peso molecular de los triglicéridos de pollo calculado es de 821.7 lb/lb-mol.

La relación molar reportada por investigadores en la literatura entre metanol y triglicéridos de la grasa animal o aceite vegetal es de 6:1 debido a los buenos resultados que obtuvieron en la elaboración de biodiesel mediante transesterificación catalizada con compuestos alcalinos [22]. Usando el flujo másico de los triglicéridos de pollo, su peso molecular calculado, el de metanol, la relación molar anteriormente mencionada y la pureza del metanol líquido de 98% en volumen; el flujo másico de metanol para la producción en la planta piloto será de 6,770 lb/día.

La cantidad de hidróxido sódico diario serán 200 lb, por que es utilizado como catalizador a una concentración de 0.4% en peso respecto a la cantidad de grasa de pollo.

Al día se producirán 4,680 lb de glicerol, contemplando que el 15% en peso de la grasa de pollo alimentada no se transforma en ésteres monoalquílicos.

5.2.2. Especificaciones de cargas y productos

La grasa de pollo que se usará como materia prima es la refinada, con la finalidad de evitar operaciones unitarias previas al proceso productivo, deberá contener máximo 1% en peso de humedad, y 1% de índice de acidez [23], ya que los cálculos para reactivos se hacen suponiendo que toda la grasa está compuesta por triglicéridos.

A temperatura ambiente, el estado físico de la materia prima es sólido; su temperatura de fusión es de 160 °F, su composición de ácido oleico es de 41.1% en peso, 22.2% de ácido linoléico, 22% de ácido palmítico, 6.5% de ácido palmitoleico, 5.7% de ácido esteárico, 1.8% de ácido linolénico y 0.8% de ácido mirístico. El peso molecular de la grasa de pollo es 821.7 lb/lb-mol.

El metanol y el hidróxido sódico tendrán una pureza mayor al 98% en volumen y 99.98% en peso, respectivamente; para no tener complicaciones en el rendimiento de ésteres monoalquílicos debido al agua. El peso molecular del alcohol es 32 lb/lb-mol y el del álcali es 40 lb/lb-mol, la densidad del metanol es 49.933 lb/ft³.

La grasa de pollo y el hidróxido sódico son sólidos a temperatura ambiente de 59 °F, esta temperatura es reportada como el promedio durante todo el año en el Servicio Meteorológico Nacional (SMN); el metanol y el agua se encuentran en estado líquido a 59 °F.

El estado físico de los ésteres monoalquílicos es líquido a temperatura ambiente. Sus propiedades cumplirán con las especificaciones demandadas por la ASTM en la norma D6751, presentadas en la tabla 3 del capítulo 3; la densidad considerada con fines de cálculo es la promedio del intervalo, esto es 55.673 lb/ft³.

La viscosidad del biocombustible es importante debido a que es atomizado previamente a la combustión cuando se usa en motores diesel mezclado con el diesel de petróleo; su viscosidad cinemática a 104 °F debe ser de 4 mm³/s.

El biodiesel tendrá máximo 0.24% en masa de glicerina, 0.8 mg KOH/g de acidez y 0.05% en volumen de agua y sedimentos.

La estabilidad a la oxidación y la temperatura fría de obstrucción en el filtro del biodiesel son dos propiedades críticas para el desempeño del motor diesel, ya que a temperaturas bajo cero, el biodiesel puro solidifica.

5.2.3. Características de servicios auxiliares

El proceso productivo requiere los siguientes servicios para operar:

- ✓ Energía eléctrica
- ✓ Agua de servicio para enfriamiento
- ✓ Vapor de baja presión para calentamiento
- ✓ Agua destilada para lavado de producto
- ✓ Combustible

El voltaje de la energía eléctrica comúnmente suministrada en la industria mexicana es de 220 y 440 volts [24]. Los equipos que consumen energía eléctrica en su mayoría son bombas, agitadores y el sistema de generación de frecuencia de radio para calentamiento, a excepción del sistema de calentamiento por frecuencia de radio, los demás equipos operan a 220 volts de acuerdo a información otorgada por proveedores de bombas y agitadores [25]; por lo tanto este será el voltaje de energía eléctrica en la planta.

El agua de servicio para enfriamiento se almacenará en un tanque cerrado después de haber pasado por un sistema de acondicionamiento, el pH del agua será de 6 a 8, como máximo tendrá 0.0167 lb de sólidos disueltos totales por galón de agua, su alcalinidad estará entre 2.5 y 4.2 lb de carbonato de calcio por galón de agua y la dureza total de 2.5 a 15 lb de carbonato de calcio por galón. El intervalo en cada propiedad del agua es para que no sea fuertemente incrustante y los equipos que requieran constante mantenimiento, o en su caso que el agua de enfriamiento no sea fuertemente corrosiva.

Las condiciones de temperatura y presión a las cuales se debe suministrar el vapor sobrecalentado de baja presión son 300 °F y 45 psi respectivamente; con la finalidad de fundir la grasa, evaporar la mezcla de metanol e hidróxido sódico y el agua de la grasa; ya que se usará la misma fuente de vapor en la planta.

Un combustible será gas licuado de petróleo (L. P.), de acuerdo a dato de proveedores, su composición es 30% propano y 70% de butano, el calor proveniente de la combustión del combustible otorgará 0.4115 BTU por galón del combustible [26].

Un combustible alternativo es el gas natural, se considera para fines de cálculos que está constituido 100% de metano y la energía de combustión es de 0.1457 BTU por galón de energía [26].

5.2.4. Especificaciones generales

Todos los equipos de proceso y almacenamiento tendrán un código de identificación basado en el tipo de servicio que prestan acorde a las indicaciones contenidas en la “Simbología de equipo de proceso” de la unidad de normatividad técnica de PEMEX exploración y producción. Las primeras dos letras especifican que equipo es y el servicio que presta, el número después de un guión intermedio muestra el número consecutivo de equipos que hay en todo el proceso; cuando se requieran otros equipos similares de relevo, se indicarán con una letra después de una diagonal.

Los contenedores de los reactivos estarán equipados con material desecante para evitar que adsorban la humedad del aire debido al constante uso de los compuestos.

El reactor operará entre 160 y 170 °F de temperatura a presión atmosférica por la temperatura la materia prima y del metanol. El reactor tendrá en la parte superior interna una serie de espreas para esparcir en forma de gotas pequeñas la materia prima fundida en el reactor.

El tanque TA-1 estará rodeado por un serpentín en el que circula una corriente de vapor a 300 °F de baja presión.

El hidróxido sódico se disuelve en metanol en el tanque mezclador TZ-1 a fin de incorporar el catalizador al alcohol, cada tanque mezclador cuenta con un agitador mecánico en la parte superior que es accionado por un motor eléctrico.

El diseño se realiza con propiedades termofísicas reportadas en tablas de la literatura para metanol, vapor de agua sobrecalentado, saturado y líquido enfriado.

Los cimientos de los tanques de almacenamiento y proceso serán zapatas de concreto por que su capacidad estará entre 1000 y 10,000 galones. Algunos tanques estarán orientados horizontalmente por ofrecer servicio de almacenamiento.

La distancia de la pared externa del fondo de cada tanque al nivel de piso terminado (NPT) debe ser de 5 pies debido a la columna de líquido en la succión de la bomba a la que descarga.

Se consideran las velocidades recomendadas en función de la densidad, viscosidad y condiciones de cada corriente para determinar junto con el flujo volumétrico el diámetro de cada línea de proceso.

A la descarga de cada tanque en el proceso productivo hay una bomba para transportar el fluido a la siguiente operación unitaria; en su mayoría, las bombas son tipo centrífuga.

La presión de succión en las bombas alimentadas por la descarga del tanque que les antecede es la hidrostática del líquido en el tanque.

En el intercambiador de calor CH-1 tipo coraza y tubos, la corriente de metanol e hidróxido sódico circula por los tubos por ser el fluido relativamente más corrosivo y por que es la corriente fría; el agua caliente circula por la coraza ya que es la corriente caliente; por cuestiones de seguridad operativa, la coraza estará externamente aislada con fibra de vidrio.

Las líneas de proceso y equipos que requieren aislamiento térmico para evitar pérdidas de calor y accidentes por quemaduras a los operarios; estarán externamente aislados con fibra de vidrio debido a que es un material con baja conductividad térmica "K" ($K = 5.622 \times 10^{-6}$ BTU/s-ft-R) y que por su baja densidad "ρ" ($\rho = 13.8 \text{ lb/ft}^3$), el peso no es significativo para deformar los equipos o líneas del proceso. La fibra de vidrio estará sujeta con una coraza y correas de aluminio.

Las tuberías estarán ancladas al suelo y a las paredes de la planta, ya que son estructuras inmóviles que evitan la muelleo y por lo tanto las fugas.

5.2.5. Códigos y normas aplicables

La norma aplicable a las especificaciones de los ésteres monoalquílicos obtenidos es la D6751 de la ASTM.

En materia de medio ambiente, la normatividad aplicable a la planta piloto será la siguiente:

Tabla 20. Normatividad aplicable de la Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales

Código de la norma	Nombre de la norma
NOM-001-SEMARNAT-1996	Límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales.
NOM-002-SEMARNAT-1996	Límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal.
NOM-043-SEMARNAT-1993	Niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de partículas sólidas provenientes de fuentes fijas.
NOM-085-SEMARNAT-1994	Fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones. Niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, bióxido de azufre y óxidos de nitrógeno. Requisitos y condiciones para la operación de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como niveles máximos permisibles de emisión de bióxido de azufre en los equipos de calentamiento directo por combustión.
NOM-002-CONAGUA-1995	Toma domiciliaria para abastecimiento de agua potable- especificaciones y métodos de prueba.
NOM-007-CONAGUA-1997	Requisitos de seguridad para la construcción y operación de tanques de prueba.

Las condiciones de seguridad de la planta cubrirán las especificaciones de la normatividad aplicable de la Secretaria del Trabajo y Previsión Social (STPS); en la siguiente tabla se mencionan las principales normas de la STPS que aplican para las instalaciones.

Tabla 21. Normatividad aplicable de la Secretaria del Trabajo y Previsión Social

Código de la norma	Nombre de la norma
NOM-001-STPS-1999	Edificios, locales, instalaciones y áreas en los centros de trabajo-condiciones de seguridad e higiene.
NOM-002-STPS-2000	Condiciones de seguridad-prevención, protección y combate de incendios en los centros de trabajo.
NOM-004-STPS-1999	Sistemas de protección y disposición de seguridad en la maquinaria y equipo que se utilice en los centros de trabajo.
NOM-005-STPS-1998	Condiciones de seguridad e higiene en los centros de trabajo para el manejo, transporte y almacenamiento de sustancias químicas peligrosas.
NOM-017-STPS-2001	Equipo de protección personal-selección, uso y manejo en los centros de trabajo.
NOM-025-STPS-1999	Condiciones de iluminación en los centros de trabajo.
NOM-026-STPS-1998	Colores y señales de seguridad e higiene, e identificación de riesgos por fluidos conducidos en tuberías.

En la elaboración de diagramas se toma como referencia el documento *Simbología de Equipo de Proceso* P.2.0401.01 de la Unidad de Normatividad Técnica de Petróleos Mexicanos Exploración y Producción; en la unión y cruzado de líneas de proceso, se aplica la norma ASME Y32.11-1961 de la American Society of Mechanical Engineers (ASME).

5.3. Criterios de diseño

5.3.1. Análisis de proceso

En el tanque TA-1 se funde la grasa de pollo a 160 °F y calienta hasta 175 °F para asegurar su estado líquido al entrar en TR-1, el calentamiento se realiza con una corriente de vapor sobrecalentado a baja presión y 300 °F, circula en el interior de un serpentín que rodea al tanque TA-1, condensa y sale a 195 °F. A 45 psi de presión, el vapor sobrecalentado condensa a 272 °F.

La capacidad calorífica de la materia prima en estado sólido considerada es el dato reportado en la literatura [27]; se estima que el calor latente de fusión de la grasa es mil veces mayor a la capacidad calorífica; ya que normalmente el cambio de fase implica un mayor consumo energético.

La generación de ésteres monoalquílicos a partir de triglicéridos de pollo se realizará mediante la reacción de transesterificación con metanol e hidróxido sódico como catalizador, los triglicéridos de pollo están en fase líquida y el metanol junto con el hidróxido de sodio en fase gaseosa, entran en contacto a contraflujo dentro del reactor TR-1.

La grasa se dispersa dentro del reactor TR-1 por la parte superior con espreas orientadas en todas direcciones para no dejar espacios “muertos” dentro del reactor.

El hidróxido de sodio se disuelve en el metanol y se mezclan en el tanque TZ-1 a temperatura ambiente (59 °F), una vez incorporados el reactivo y el catalizador, se abre la válvula de descarga del tanque para alimentar la bomba BR-1, la descarga de la bomba pasa al intercambiador de calor tipo coraza y tubos CH-1, en donde se calienta la mezcla a 140 °F con agua caliente de servicio que proviene del intercambiador de calor CH-2 en el cual condensa.

El intercambio de calor en el CH-1 dependerá del flujo de vapor a la entrada del CH-2; pueden surgir complicaciones de transferencia de calor en ambos equipos; por esto se considera un

arreglo en paralelo para hacer pasar vapor a ambos intercambiadores de calor mediante un arreglo de válvulas.

Después de pasar por el CH-1, la mezcla de metanol e hidróxido sódico se evapora en el CH-2 y el gas es calentado a 195 °F, con la corriente de vapor de servicio que esta a 300 °F. La temperatura de ebullición del metanol es 150 °F, esta se incrementa 10 °F debido a la adición de catalizador y para fines de cálculo, la temperatura de ebullición considerada es de 160 °F.

La corriente gaseosa de metanol e hidróxido de sodio proveniente del CH-2 pasa a una serie de difusores que tiene el reactor TR-1 en la parte inferior interna, los difusores distribuyen el gas dentro del reactor, el gas sube por el reactor y entra en contacto a contraflujo con la grasa líquida que cae; para tener un área mayor de contacto entre las fases se puede optar por empacar el reactor con material resistente a condiciones alcalinas.

El reactor TR-1 cuenta con una descarga de corriente líquida y una salida de gases por la parte superior. La descarga líquida del reactor se calentará con radiofrecuencia durante 3 minutos para mejorar la eficiencia de conversión de los ésteres monoalquílicos en la mezcla resultante.

En la salida de gas del reactor TR-1 circula metanol e hidróxido de sodio que no reaccionan; la mezcla condensa en un intercambiador de coraza y tubos orientado verticalmente; una alternativa es recircular el gas al reactor después de pasar por una trampa de condensados que dirija el flujo de condensado al tanque mezclador TZ-1; ya que la temperatura del gas de metanol e hidróxido sódico es alta.

La descarga líquida del reactor alimenta la bomba BA-2 en a una temperatura de 155 °F; la descarga de la bomba entra al tanque separador TL-1.

En el tanque separador TL-1 se forman dos fases líquidas, la fase superior debido a su menor densidad es rica en ésteres monoalquílicos, la fase del fondo en el tanque es rica en glicerol, este compuesto es el principal subproducto que se obtiene de la transesterificación. De acuerdo a la estequiometría de la reacción, por cada tres moles de ésteres monoalquílicos producidos, se obtiene un mol de glicerol.

Las fases líquidas en el tanque TL-1 se separan y alimentan bombas diferentes; 80% de la cantidad total de ésteres monoalquílicos producidos en el reactor se separan y alimentan la bomba BA-3, esta corriente también lleva un 20% de la cantidad total de glicerol formado en el reactor debido a los residuos en el ducto y válvula de descarga del tanque TL-1.

80% de la cantidad total de glicerol producido en el reactor pasa del tanque TL-1 a la bomba BA-9, esta corriente también lleva 20% de la cantidad total de ésteres monoalquílicos formados en el reactor.

La bomba BA-9 descarga al tanque separador TL-3, en el se retiran por completo los ésteres monoalquílicos de la fase rica en glicerol; 80% del glicerol del tanque TL-3 alimenta la bomba BA-12 y esta descarga al tanque de almacenamiento de glicerol TK-2; la fase que contiene ésteres monoalquílicos y glicerol en el tanque separador TL-3 alimenta la BA-10 y es recirculada al tanque TL-1, para volverlos a separar.

La bomba BA-3 descarga a otro tanque separador de fases TL-2, en el se elimina por completo la fracción de glicerol que contienen los ésteres monoalquílicos; la fase del fondo del tanque TL-2 lleva fracciones de ésteres monoalquílicos y glicerol, esta corriente alimenta la bomba BA-11 para recircularla al tanque separador TL-1. La corriente de ésteres monoalquílicos del tanque TL-2 pasa a la bomba BA-4 y descarga al tanque mezclador TZ-2.

En el tanque mezclador TZ-2 se agrega ácido acético para neutralizar el catalizador que contiene la corriente de ésteres monoalquílicos en la corriente 14.

El contenido del tanque TZ-2 se pasa al tanque mezclador TZ-3 con la bomba BA-5.

En el tanque mezclador TZ-3 se agrega agua desionizada caliente (a 180 °F) para lavar los ésteres monoalquílicos, el lavado se realiza tres veces de acuerdo a lo reportado por investigadores que han obtenido biodiesel.

La descarga del tanque TZ-3 alimenta la bomba BA-6 para transportar la corriente al evaporador CH-4 que opera a vacío para reducir la temperatura de ebullición del agua y retirar las trazas de agua y metanol que contengan los ésteres monoalquílicos. La descarga del evaporador alimenta la bomba BA-7 y pasa al tanque de almacenamiento de biodiesel TK-1.

Los tanques de almacenamiento TK-1 y TK-2 cuentan con bombas para recircular su contenido y llenar los auto tanques que transportan los ésteres monoalquílicos y el glicerol impuro, respectivamente.

5.3.2. Reglas heurísticas

Para bombas [28],

a) La potencia de bombeo para líquidos se calcula con la siguiente expresión:

$$HP = \frac{gpm * H * Sg}{3960 \eta} \quad (\text{Ecuación 1})$$

$$H = \frac{P_{Descarga} - P_{Succión}}{\rho} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Donde “HP” (por sus siglas en inglés, *Horse Power*) representa la potencia del equipo en caballos de fuerza; “gpm” es el flujo del líquido en galones por minuto “H” es la columna de líquido que descarga la bomba en pies y “ η ” es la eficiencia del equipo en fracción; “ $P_{Descarga}$ ” es la presión a la descarga de la bomba; “ $P_{Succión}$ ” es la presión en la succión del equipo, ambas en libras por pie cuadrado y “ ρ ” es la densidad del líquido expresada en libras por pie cúbico.

b) La columna de líquido disponible en la succión de la bomba ($NPSH_{Disponible}$, por sus siglas en inglés, *Net Positive Suction Head*) debe ser mayor a la requerida por la misma ($NPSH_{Requerida}$), depende del tipo de bomba y las condiciones de presión a las que funciona; el rango comúnmente usado de NPSH es de 4 a 20 pies; la ecuación para determinar la columna normal de líquido en la succión es la siguiente:

$$NPSH_D = \frac{P_{succión} - P_{vapor\ del\ líquido}}{\rho_{líquido}} \quad (\text{Ecuación 3})$$

En la cual, “ $NPSH_D$ ” es la columna de líquido disponible en la succión de la bomba; “ $P_{succión}$ ” es la presión en la succión de la bomba; “ $P_{vapor\ del\ líquido}$ ” es la presión de vapor del líquido en la succión de la bomba y “ $\rho_{líquido}$ ” es la densidad del líquido.

c) En bombas centrífugas de una etapa que manejen de 15 a 5000 gpm, la altura máxima de la columna de líquido en la descarga son 500 pies, para bombas con multi-etapas que manejan de 20 a 100,000 gpm, la altura máxima de la columna de líquido en la descarga son 5500 pies. La eficiencia en función del flujo es de 45% a 100gpm, 70% a 500 gpm y 80% a 10,000 gpm.

d) El diámetro nominal en la succión de las bombas es mayor (en al menos una medida) al diámetro nominal de la línea de descarga.

e) Cada bomba tendrá en la línea de succión una válvula de globo y en la descarga otra válvula de globo y una check para evitar daño a la bomba debido al retroceso del fluido.

f) Para selección de bombas se considerarán las condiciones operativas normales y anormales de temperatura y presión, así como las características del fluido.

En líneas de proceso [28],

a) La disminución de velocidad y presión del fluido en un ducto debido a la fricción entre el fluido y las paredes internas de la tubería en las líneas de proceso; se reportan en la siguiente tabla 22:

Tabla 22. Criterios de velocidad y caídas de presión en líneas de proceso

	Líquidos		Vapor o gas
	Descarga de bombas	Succión de bombas	
Velocidad [ft/s]	$5+(D/3)$	$1.3+(D/6)$	$20D^*$
Presión [psi/100 ft de tubería]	2.0	0.4	0.5

* D es el diámetro interno del ducto en pulgadas.

b) Las válvulas de control requieren disminuir la presión al menos 10 psi para un buen control del flujo volumétrico del fluido.

c) Las válvulas de globo son usadas para gases, control del flujo volumétrico y en cualquier lugar en el que se requiera un cierre firme y seguro de la válvula. Las válvulas de compuerta se usan en otros servicios como para el seccionamiento del fluido.

d) El número de cédula es igual a 1000 veces la presión interna en el ducto en libras por pulgada cuadrada manométrica (psig) entre S que es la tensión de trabajo permisible (aproximadamente $10,000 \text{ lb/in}^2$ para acero al carbón a 500°F), el número de cédula utilizado más comúnmente es 40.

e) Para calcular el diámetro de las líneas del proceso se consideran las velocidades recomendadas en función de la densidad del fluido, y su viscosidad; usando el flujo de cada corriente.

f) Las válvulas de compuerta se colocarán en partes del proceso donde se requiera seccionar el flujo del fluido por aspectos de seguridad.

Para reactores [28],

a) La velocidad de reacción en la mayoría de los casos es establecida en el laboratorio, y el tiempo de residencia o espacio velocidad y la distribución de productos debe encontrarse en una planta piloto.

b) Las proporciones óptimas en reactores de tanque agitado, están con un nivel de líquido similar al diámetro del tanque, pero a altas presiones las proporciones más delgadas son más económicas.

c) El comportamiento ideal de un reactor de tanque agitado continuo se aproxima cuando el tiempo de residencia principal es de 5 a 10 veces la longitud del tiempo necesario para lograr la homogeneidad, el cual es completado con 500 a 2000 revoluciones por minuto de un agitador.

d) Las reacciones relativamente lentas de líquidos son transportados en tanques agitados continuos.

e) Conversiones por debajo del 95% en equilibrio, el desempeño de cinco etapas de reactor continuo de tanque agitado se aproxima un flujo pistón.

En servicios [28],

a) En electricidad, los equipos con potencia de 1 a 100 HP requieren un potencial de 220 a 550 volts; cuando entregan una potencia de 200 a 2500 HP, necesitan de 2300 a 4000 volts.

b) En vapor, la siguiente tabla relaciona temperatura y presión.

Tabla 23. Relación presión temperatura de vapor de servicio

Presión (psig)	Temperatura (°F)
15-30	250-275
155	366
400	448
600	488

c) Respecto al agua de enfriamiento, se suministra a una temperatura de 80 a 90°F de la torre de enfriamiento y regresa a temperatura de 115 a 125°F, es devuelta al mar a 110°F, en caso de que sea la fuente de suministro; el agua calentada o vapor condensado regresa a una temperatura cercana a 125°F.

d) El aire de enfriamiento se suministra a 85-95 °F.

e) En combustibles gaseosos se consideran 1000 BTU/SCF de 5 a 10 psi, o arriba de 25 psi para algunos tipos de quemadores, en combustibles líquidos, 6 millones de BTU/barril.

Para tanques de proceso [28],

a) Que contienen líquidos, normalmente están orientados horizontalmente.

b) Su relación óptima de largo/diámetro es igual a tres, sin embargo el intervalo comúnmente usado es de 1.0 a 5.0; a cada tanque se realiza un análisis de dicha relación en su dimensionamiento.

c) Los tanques separadores de líquidos, son diseñados para regular la velocidad de 2 a 3 pulgadas cada minuto.

d) Las temperaturas a las que se diseñan los tanques varia de -20°F a 650°F , la temperatura de operación aproximada es de 50°F , se usan márgenes de mayor seguridad cuando la temperatura está fuera de este intervalo.

e) La presión de diseño es 10% o de 10 a 25 psi por arriba de la presión máxima de operación, para altas presiones. La presión máxima de operación en turno es 25psi por encima de la presión normal de operación. La presión de diseño de tanques operando de 0 a 10 psi y de 600 a 1000 °F es 40 psig.

f) El espesor mínimo de las paredes es de 0.25 pulgadas para tanques con 42 pulgadas de diámetro, 0.32 pulgadas de 42 a 60 pulgadas de diámetro y 0.38 para 60 pulgadas o más de diámetro.

g) La tensión de trabajo permisible es $\frac{1}{4}$ del último esfuerzo del material. La tensión máxima permisible depende de la temperatura de acuerdo a la siguiente tabla, la tensión disminuye al incrementarse la temperatura.

Tabla 24. Tensión máxima permisible en materiales en función de temperatura

Temperatura ($^{\circ}\text{F}$)	-20 a 650	750	850	1000
Baja aleación de acero SA203 (psi)	18, 750	15, 650	9, 550	2, 500
Inoxidable tipo 302 (psi)	18, 750	18, 750	15, 900	6, 250

En tanques de almacenamiento [28],

a) Con capacidad menor a 1,000 galones, se colocan verticalmente sobre patas ancladas al suelo. Si su capacidad está entre 1,000 y 10,000 galones, se colocan en forma horizontal en soportes de concreto y tanques con capacidad mayor a 10,000 galones, se orientan verticalmente en bases de concreto.

b) El borde libre en el tanque es 15% para capacidades debajo 500 galones y 10% arriba de 500 galones.

c) La capacidad de tanques de almacenamiento es al menos 1.5 veces del tamaño del equipo para transporte, por ejemplo, los autos tanque de 7, 500 galones; los carros tanque de 34, 500 galones y las barcasas de capacidades superiores.

En intercambiadores de calor [28],

a) Se toma como base el flujo verdadero de la corriente de proceso en el diseño de un intercambiador tipo coraza y tubos.

b) El diámetro de los tubos normalmente es de $\frac{3}{4}$ de pulgada, con espaciamiento triangular de 1 pulgada y 16 pies de largo; la longitud usada más comúnmente en las plantas de productos químicos y las refinerías petroleras es 20 pies [35]; en una coraza con un diámetro de 1 pie, se arreglan 100 pies cuadrados; en una de 2 pies de diámetro, 400 pies cuadrados y en 3 pies de diámetro, 1100 pies cuadrados.

c) En los tubos circulan fluidos corrosivos, sucios y a alta presión.

d) Por la coraza circulan fluidos viscosos y condensables.

e) La presión del rocío es de 1.5 psi para calentamiento y de 3 a 9 psi para otros servicios.

f) La temperatura mínima es cercana a los 20 °F con enfriadores normales, 10 °F o menos con refrigerantes.

g) La temperatura de entrada del agua es 90°F, la salida máxima es de 120°F.

h) Los coeficientes de transferencia de calor para propósitos de estimaciones, en BTU/[h-ft²-°F]; para agua líquida es de 150; condensadores 150; líquido-líquido 50; líquido-gas 5; gas-gas 5; rehervidor 200. La transferencia de calor en rehervidores es de 10,000 BTU/[h-ft²].

i) Para enfriadores de aire, los tubos son de $\frac{3}{4}$ a 1 pulgada, el coeficiente global de calor varía de 80 a 100 BTU/[h-°F-ft² de superficie sin aislante]. La potencia del ventilador varía de 2 a 5 HP/(MBTU/h), la temperatura es aproximadamente de 50 °F o más.

j) La radiación de los calentadores a fuego directo es de 12,000 BTU/[h-ft²]; la convección es de 4000 BTU/[h-ft²]. La velocidad del aceite frío en los tubos es de 6 ft/s.

En evaporadores [28],

- a) El tubo largo vertical con circulación natural o forzada es el más popular. Los tubos son de 19 a 63 milímetros de diámetro y de 12 a 30 pies de largo.
- b) En circulación forzada, la velocidad en los tubos varía de 15 a 20 ft/s.
- c) La elevación del punto de ebullición al disolver sólidos, resultan en diferencias de 3 a 10 °F respecto a la temperatura normal de ebullición.

5.4. Diagrama de flujo de proceso

5.4.1. Alternativas del proceso

El proceso productivo establecido cuenta con algunas alternativas para usar otros equipos en el mismo servicio sin modificarse significativamente.

La fusión de la materia prima en el tanque TA-1 puede ocurrir en un ducto con calentamiento a fuego directo en la parte inferior externa; la grasa de pollo fluye por efecto de la aceleración de la gravedad hasta caer en un tanque que alimente la bomba BA-1; sin embargo por cuestiones de espacio, seguridad y facilidad operativa, se decide que la mejor opción es usar un tanque con serpentín de calentamiento por el que fluye vapor de servicio.

Existe la alternativa de evitar el enfriamiento de la mezcla gaseosa en el condensador CH-3 por que la corriente gaseosa sale del reactor a una temperatura de 195 a 200 °F; esta se puede aprovechar aislando la línea de gas en la salida superior del reactor, utilizar una trampa de condensados en vez del condensador y aislar la corriente de gas que sale de la trampa de condensados; el condensado que sale de la trampa pasa al tanque mezclador TZ-1 en que se incorpora la base al alcohol.

Una opción en la descarga de líquido del reactor TR-1 es multiplicar el número de salidas para calentar con el sistema de radio frecuencia durante 3 minutos el líquido de reacción y que entren en relevos cada minuto, contarán con indicadores de nivel automáticos para que manden la señal a válvulas de previas a la succión de la bomba BA-2.

El intercambiador de calor CH-4 en el que se evapora agua y metanol de los ésteres monoalquílicos usando vacío, puede sustituirse por una torre de destilación fraccionada; sin embargo debido a la presión que se utiliza, los daños estructurales a la torre de destilación son mayores a los del intercambiador; además son pocos los compuestos que se desean separar, los más abundantes son agua, metanol y ésteres monoalquílicos.

No se considera la alternativa de realizar el neutralizado de catalizador y el lavado de ésteres monoalquílicos después de la neutralización en un mismo tanque debido a que se considera que la planta productiva opera en continuo.

5.4.2. Variables principales de control en equipos

Control de presión

La presión es controlada mediante inspección visual del manómetro en cada equipo por un operador, colocado en la pared externa del equipo, la presión es uno de los indicadores más importantes del proceso, ya que de esta depende la seguridad del mismo, la presión en el sistema no debe sobrepasar los 150 lb/in².

Los equipos que contarán con indicadores de presión son el reactor TR-1, TA-1 por el calentamiento en el tanque, TZ-1 por los reactivos que se mezclan en el mezclador, TZ-2 y TZ-3. Todas las bombas tendrán indicadores de presión en la succión y en la descarga para regular esta variable a la entrada de otro equipo en el que descargue cada bomba.

Los intercambiadores de calor CH-1, CH-2, CH-3 y CH-4 también tendrán indicadores de presión en la corriente de entrada debido a la deformación que pueden sufrir a corto plazo por alta presión en la entrada.

Control de temperatura

El control de temperatura se realiza mediante la inspección visual de un operador y manipulando las válvulas que regulan el flujo de vapor de servicio y las que controlan los flujos de las corrientes de proceso; la temperatura en el sistema de calentamiento con radio

frecuencia se regula con termostato unido a la resistencia eléctrica, reflejándose este valor en el termómetro instalado en la descarga líquida del reactor TR-1.

En el caso del reactor TR-1, el indicador de temperatura muestra las condiciones en las cuales se realiza la reacción. En el caso no consentido que el reactor TR-1 llegue a temperaturas superiores a los 230 °F de manera sostenida por periodos mayores a 25 minutos debido a un descuido del operador, o reacciones típicas de los reactivos, la válvula de alivio de presión se abrirá, dejando escapar los gases que se generen como producto de la reacción y evitar un accidente.

Las corrientes en las entradas y salidas de los intercambiadores de calor CH-1, CH-2, CH-3 y CH-4 tendrán indicadores de temperatura; también la descarga del tanque acumulador TA-1 y en el tanque mezclador TZ-3 para conocer la variable durante el lavado de los ésteres monoalquílicos.

La corriente de servicio que alimenta agua desionizada caliente de servicio tendrá indicador de temperatura y será controlada de forma visual por un operador.

Control de nivel

Los tanques de almacenamiento y proceso, tendrán indicadores de nivel para saber el contenido de líquido en el equipo.

Los tanques TA-1, TZ-1, TZ-2, TZ-3 y TR-1 tendrán válvulas de alivio de presión por cuestiones de seguridad para evitar accidentes debido a una sobrepresión en el interior de los equipos.

Control de flujo

Todos los equipos de proceso tendrán al menos un indicador de flujo en la descarga, es una de las variables importantes en el proceso por que permite la correcta transferencia de calor en el caso de los intercambiadores y la formación de productos en la reacción del TR-1; el flujo se manipula con válvulas antes de cada indicador que se revisará visualmente por un operador.

Todas las corrientes en los intercambiadores de calor CH-1, CH-2, CH-3 y CH-4 cuentan con indicadores de flujo y válvulas, para control de temperatura mediante abrir o cerrar válvulas para regular el flujo de las corrientes

5.4.3. Cálculo de propiedades termofísicas de las corrientes de proceso

La densidad de la materia prima se calcula utilizando la ecuación 4, reportada en la literatura sobre experimentaciones hechas con grasa de pollo a diferentes temperaturas en un intervalo de 77 a 212 °F. Se extrapolan los datos que no están dentro de las temperaturas mencionadas.

$$\rho = 0.9215 - 6.4 \times 10^{-4}T \quad (\text{Ecuación 4})$$

Donde ρ es la densidad en [Kg/L] y T es la temperatura en [°C] de la grasa de pollo.

La temperatura de fusión de la grasa de pollo es 160 °F. El calor específico de la materia prima es $0.4791 \text{ BTU lb}^{-1} \text{ R}^{-1}$, es constante, el calor de fusión considerado es 500 veces su calor específico, es decir, 239.6 BTU/lb.

La densidad de metanol líquido en función de la temperatura se determina mediante la siguiente ecuación 5, obtenida de datos reportados en la hoja de identificación del compuesto.

$$\rho = 0.81 - 9.8 \times 10^{-3}T + 1.4 \times 10^{-3}T^2 - 7 \times 10^{-5}T^3 + 1 \times 10^{-6}T^4 \quad (\text{Ecuación 5})$$

En la que ρ es la densidad en [Kg/L] y T es la temperatura en [°C] del metanol.

La siguiente tabla 25 contiene los valores de las constantes para calcular el calor específico de los gases a baja presión en el proceso.

Tabla 25. Calor específico de gases a baja presión
 $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$ con T en [K] y C_p en [$\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$] (entre 273 y 1500 K).

Sustancia	Fórmula	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^6$	$d \cdot 10^9$
Agua	H ₂ O	32.2	1.92	10.55	-3.60
Aire	-	28.1	1.97	4.8	-1.97
Metanol	CH ₄ O	19.0	91.52	-12.2	-8.04

Las propiedades físicas y térmicas de varias sustancias en estado líquido y gaseoso, están contenidas en las tablas II y III del anexo B, obtenidas de la literatura.

La temperatura de saturación del vapor de servicio a 300 °F y 43.25 lb/in² es 272.3 °F, en la saturación del vapor, el calor de condensación es de 930.9 BTU/lb.

El calor específico del agua en estado líquido es 1 BTU lb⁻¹ R⁻¹, se considera constante; la densidad del agua en función de la temperatura de la corriente se obtiene de la tabla IV del anexo B.

En la corriente 1 la densidad de los triglicéridos de pollo es de 57.2 lb/ft³ y su calor específico de 0.4791 BTU lb⁻¹ R⁻¹.

La corriente 7 y 8 tendrán una temperatura de 175 °F; la densidad de la grasa de pollo es de 53.6 lb/ft³.

El metanol en la corriente 2 está a 59 °F, su densidad es de 49.93 lb/ft³ y calor específico de 0.60 BTU lb⁻¹ R⁻¹, se considera que este valor no fluctúa.

En la corriente 3, la densidad del hidróxido de sodio es 133.6 lb/ft³ ya que a 59 °F es sólido.

La temperatura de la corriente 25 es 150 °F, en ella circula condensado de metanol mezclado con catalizador, debido a que la concentración de este último es despreciable, la densidad de la mezcla es prácticamente la misma que la del metanol, por tanto la densidad de la corriente es de 44.74 lb/ft³.

El reactor no tendrá aislante térmico, por tanto se considera un 20% en pérdidas de calor y por eso la temperatura en la corriente 9 es de 155 °F y en la corriente 24 de 165 °F.

La temperatura de la corriente 10 es la misma que la temperatura de la corriente 9; en TL-1 se considera una reducción en la temperatura de 20%; al igual que en los tanques TL-2, TL-3 y TZ-2 ya que estos equipos no están envueltos con aislante térmico.

La temperatura mínima en la corriente 17 a la descarga del mezclador TZ-3 debe ser 175 °F por que los ésteres monoalquílicos se lavan a esa temperatura. La temperatura de la corriente 18 es la misma de la corriente 17; en 19 la temperatura sube hasta 230 °F, es la misma en la corriente 20. Los ésteres monoalquílicos refinados se enfrían en el tanque de almacenamiento TK-1 a la temperatura ambiente, por tanto las corrientes 22 y 23 están a 59°F.

Resultado del balance de energía en TZ-1 entre las corrientes 2 y 25, la temperatura de la corriente 26 y por lo tanto de 27 es de 99.5 °F; la densidad de la corriente es de 48.66 lb/ft³.

El calentamiento de la corriente 27 en el intercambiador de calor CH-1 va de 99.5 °F a 140 °F, esta última es la temperatura en la corriente 28 y por lo tanto su densidad es de 45.77 lb/ft³. La corriente 28 entra al CH-2, el líquido se evapora (149 °F) y calienta hasta 195 °F (temperatura de la corriente 29) y se mezcla con la corriente 30 que se encuentra a 165°F.

La densidad de las corrientes de proceso se calcula mediante la suma del producto de la densidad de cada componente en la corriente con su respectiva fracción masa.

5.4.4. Balances de materia en el proceso

5.4.4.1. Ésteres monoalquílicos

La producción de ésteres monoalquílicos refinados es la base para el balance de materia, la cantidad de ésteres monoalquílicos diaria debe ser de 4,500 galones, considerando la densidad promedio de 55.673 lb/ft³, se deben producir 33,491 libras al día de biodiesel.

El flujo másico de biodiesel en el tanque de almacenamiento TK-1 será de 0.58 lb/s, aplicando la regla de pareto, se supone que esta cantidad representa 80% de ésteres monoalquílicos de

los que ingresan al tanque mezclador TZ-2 debido a impurezas y pérdidas del 20% posteriormente a las operaciones unitarias de neutralización, lavado y evaporación.

La corriente 14 que ingresa al mezclador TZ-2 lleva un flujo de biodiesel sin refinar de 0.73 lb/s; este flujo es el bombeado por la BA-4, en el equipo no hay acumulación del líquido, por tanto es el mismo flujo de la corriente 13 en la succión de la bomba.

La fase de ésteres monoalquílicos que descarga del tanque TL-2 no contiene glicerol, sin embargo se considera que es 90% de la cantidad de biodiesel que entra al equipo por la corriente 12; por lo tanto el flujo de biodiesel en dicha corriente es de 0.81 lb/s. El otro 10% de ésteres monoalquílicos (0.08 lb/s) descarga en la corriente 36, alimenta la bomba BA-11 y pasa por la corriente 37 para recircular al tanque TL-1.

Dado que no hay acumulación en las bombas, la corriente 12 que está en la descarga de la bomba BA-3 y es alimentada por la corriente 11, el flujo de biodiesel de la corriente 12 (0.81lb/s) es el mismo de la corriente 11; esta corriente descarga del tanque separador TL-1, aplicando la regla de pareto a la separación de fases en este tanque, se considera que ese flujo másico de biodiesel representa 80% del que ingresa al tanque TL-1; las corrientes de entrada al TL-1 son la 10, 35 y 37, las corrientes de salida son 11 y 32, por lo tanto el flujo másico de biodiesel que ingresa por la corriente 10 al TL-1 es de 0.73 lb/s, es el mismo de la corriente 9 por que no hay acumulación en la bomba BA-2.

5.4.4.2. Glicerol

Estequiométricamente se producen tres moles de biodiesel por cada mol de glicerol, usando el peso molecular de biodiesel (274.9 lb/lb-mol) calculado a partir del peso molecular de triglicéridos de pollo (821.7 lb/lb-mol), se determina que la cantidad de glicerol generada en el reactor esta es 0.08 lb/s, este es el flujo másico en la corriente 9 y 10 ya que la bomba BA-2 no acumula fluido.

Los flujos másicos de glicerol en las corrientes 10, 35 y 37 que son las entradas al tanque separador de líquidos TL-1 son 0.08, 0.02 y 0.03 lb/s respectivamente; se considera una

separación de glicerol en el TL-1 de 80% por el fondo en la corriente 32 y 20% por la corriente 11.

La cantidad de glicerol en la corriente 12 es 0.03 lb/s, la misma que la corriente 11; se considera que toda la cantidad de glicerol que ingresa al tanque separador TL-2 sale por la corriente 36, es decir el flujo másico de glicerol en esta corriente es el mismo que en 12.

El flujo de glicerol en la corriente 33 que alimenta el tanque separador TL-3 es 0.10 lb/s, igual al de la corriente 32; el 80% del glicerol que ingresa a TL-3 sale por la corriente 38; el 20% restante sale por 34 y recircula al TL-1 por la corriente 35 en la descarga de la bomba BA-10.

El flujo de glicerol en 38 (0.08 lb/s) es igual al de la corriente 39 por que no hay acumulación en la bomba BA-12, también se considera que es el mismo en las corrientes 40 y 6.

5.4.4.3. Triglicéridos de pollo

El flujo másico de biodiesel producido en el reactor es 0.73 lb/s ya que la corriente 9 es la salida líquida del reactor TR-1; tomando en cuenta que la conversión reportada en la literatura de triglicéridos de pollo a ésteres monoalquílicos es de 85% en peso, la cantidad de materia prima que se requiere en el reactor es de 0.86 lb/s.

No hay acumulación de grasa de pollo en el TR-1, por lo tanto el flujo másico en la corriente 8 es 0.86 lb/s de triglicéridos de pollo; tampoco hay acumulación en la bomba BA-1 y por ende el flujo de la corriente 8 es el mismo que el de la corriente 7 en la descarga del tanque acumulador TA-1.

El flujo másico de grasa en la entrada del TA-1 por la corriente 1 es la salida por criterio de las dimensiones del tanque, también se supone un llenado del tanque a un 60% de su capacidad y acumulación de un día.

5.4.4.4. Metanol y catalizador

La literatura sugiere agregar un 100% en exceso de metanol estequiométrico para aumentar la formación de productos, es decir, normalmente en experimentaciones usan relaciones molares metanol:grasa de 6:1 para desplazar el equilibrio hacia la formación de productos

debido a que la reacción es reversible; por lo tanto el flujo másico de metanol en la salida del reactor por la corriente 9 es de 0.12 lb/s.

Experimentaciones sobre la producción de biodiesel a partir de grasas o aceites han demostrado que la cantidad de catalizador óptima en el rendimiento de ésteres monoalquílicos es de 0.4% en peso respecto a la materia prima; la cantidad de catalizador en la corriente 9 es de 0.003 lb/s.

El flujo másico de metanol y catalizador en la corriente 9 representa 20% del total que ingresa al reactor por el fondo; la cantidad de metanol a la entrada del reactor TR-1 por la corriente 31 es de 0.59 lb/s y el flujo másico de catalizador es 0.017 lb/s.

El 80% de la mezcla gaseosa de metanol y catalizador sale del reactor TR-1 por la corriente 24 y pasa a una trampa de condensados; para conocer el flujo de metanol y catalizador en la corriente 24, se restan a los flujos másicos de la corriente 31 los que salen por la corriente 9; los flujos másicos de alcohol y catalizador de la corriente 24 son 0.47 y 0.014 lb/s respectivamente.

En la trampa de condensados se aplica la regla 80-20 debido a la temperatura de la corriente 24 y se considera que el 20% de metanol (0.094 lb/s) y de catalizador (0.0027 lb/s) que entran en la trampa condensan y salen por la corriente 25 hacia el tanque mezclador TZ-1.

El flujo másico de metanol en la corriente 30 es de 0.38 lb/s y el de catalizador es 0.0109 lb/s; estos representan 80% de la corriente 24 que no condensa en la trampa.

Se calculan los flujos de metanol y catalizador en la corriente 29 dando como resultado 0.212 lb/s de metanol y 0.0062 lb/s de catalizador.

No hay acumulación de metanol y de catalizador en los intercambiadores de calor CH-1 y CH-2, tampoco en la bomba BR-1, por lo tanto el flujo másico de las corrientes 26, 27 y 28 son los mismos que los de la corriente 29.

Considerando los flujos de metanol y catalizador de las corrientes 25 y 26, se determina el flujo másico de metanol en la corriente 2 (0.118 lb/s) por la cual ingresa al mezclador TZ-1 y el flujo de catalizador de la corriente 3 (0.0034 lb/s).

En la corriente 10 la cantidad de metanol es 0.12 lb/s y la de catalizador es 0.003 lb/s, la incorporación del catalizador al metanol se da por que ambos son compuestos polares; aplicando la ley de lo semejante disuelve lo semejante y la regla de pareto 80-20, se estima que el 80% de metanol y catalizador que ingresan a TL-1 sale por la corriente de 32 con el glicerol que se considera una sustancia polar debido a los hidroxilos unidos en sus extremos.

La bomba BA-9 alimentada por la corriente 32 no tiene acumulación de materia, por lo tanto los flujos másicos de la corriente 33 es igual a los de 32; posteriormente ingresa a TL-3, en donde el 20% recircula a TL-1 por la corriente 35 en la descarga de la bomba BA-10, la corriente en la succión de la bomba es la 34.

El 80% de los flujos que ingresan a TL-3 por la corriente 33 salen por la corriente 38 a la succión de la bomba BA-12, descarga por la corriente 39 y alimenta el tanque de almacenamiento de glicerol sin refinar TK-2.

En la corriente 11 se va 20% de metanol y 20% de catalizador que ingresan a TL-1, el flujo de la corriente 12 es el mismo que de la corriente 11 por que no hay acumulación en la bomba BA-3.

La corriente 36 en la descarga del tanque separador de líquidos TL-2 lleva 80% de la cantidad que ingresa por la corriente 12; el otro 20% se va por la corriente 13, los flujos másicos de metanol y catalizador de las corrientes 37 y 14 son las mismas de las corrientes 36 y 13 respectivamente.

Las cantidades de metanol en las corrientes 15, 16, 17 y 18 son las mismas que la de la corriente 14; el flujo másico de metanol en la corriente 19 es el 5% de la corriente 18 por que se evapora a vacío junto con el agua, el 95% restante sale por la corriente 41; la cantidad de metanol en la corriente 20 es 5% de la corriente 19 por que también se evapora a vacío junto con el agua, el 95% también sale por la corriente 41.

En el tanque mezclador TZ-2 se neutraliza por completo la cantidad de catalizador con ácido acético, por tanto de la corriente 15 a la 23 se considera que no hay flujo de catalizador, al igual que en la corriente 5 que es la salida de ésteres monoalquílicos.

5.4.4.5. Agua

El flujo de agua que entra en el reactor TR-1 por la corriente 8 es 0.002 lb/s, esta cantidad representa 20% de la humedad que contiene la materia prima ya que 80% se evapora en TA-1.

En el tanque mezclador TZ-1 se considera una hidratación de 20% de lo ingresado en las corrientes 2, 3 y 25; la humedad en la corriente 26 es de 0.0001 lb/s, este flujo es igual en la corriente 27, 28 y 29. La humedad en la corriente 31 es 0.0003 lb/s.

El flujo másico de agua en la corriente 10 es 0.002 lb/s, igual al de la corriente 9 por que no hay acumulación en la bomba BA-2.

Para lavar los ésteres monoalquílicos, se considera una relación molar 3:1 de agua:ésteres monoalquílicos, por esta razón ingresa un flujo de agua al TZ-3 de 0.1428 lb/s de agua, misma que sale por la corriente 17 y 18.

La evaporación del agua en los intercambiadores de calor CH-3 y CH-4 debe secar la corriente 17 hasta 0.0001 lb/s de agua en la corriente 20.

Por la corriente 41 sale un flujo másico de 0.1427 lb/s de agua.

5.4.5. Capacidad de producción

La capacidad productiva de la planta será de 33,500 libras al día de biocombustible para almacenar en el tanque TK-1.

La producción de glicerol es de 3,740 libras diarias por ser el principal subproducto de la reacción en el reactor TR-1.

La cantidad de grasa de pollo que ingresa diario al tanque de acumulación TA-1 son 39,400 libras; este flujo másico de grasa de pollo al día se da para cubrir los requerimientos de

producción; de acuerdo a un balance de materia sencillo en el TA-1 no hay acumulación, sin embargo se considera que la acumulación es la mitad del flujo a la entrada del equipo.

El flujo de metanol a la entrada del mezclador TZ-1 son 9,400 libras diarias para cubrir los requerimientos de la transesterificación en el reactor TR-1. En el TZ-1 se considera una acumulación de 50% de la cantidad de alcohol y catalizador manejados al día, también que el tanque está a 60% de su capacidad.

La cantidad de hidróxido sódico es de aproximadamente 160 libras al día.

Para neutralizar el catalizador en el mezclador TZ-2, el flujo másico de ácido acético es de 20 libras diarias.

La capacidad de los tanques de proceso y de almacenamiento se determina considerando las corrientes de proceso que ingresan y salen de cada uno, así como reglas heurísticas y criterios tomados de acuerdo a las condiciones y propiedades de las corrientes; la capacidad de cada tanque se reporta en la siguiente tabla 26.

Tabla 26. Capacidad de equipos de proceso en función del balance de materia

Clave del tanque	Capacidad del tanque [Galones]
TA-1	6,750
TR-1	31,280
TL-1	10,170
TL-2	6,690
TL-3	3,370
TZ-1	1,960
TZ-2	5,100
TZ-3	15,500
TK-1	16,900
TK-2	7,000

La capacidad de las bombas de proceso es su potencia expresada en "HP", en la tabla 27 se muestran las potencias de las bombas.

Tablas 27. Potencia de las bombas de proceso

Clave de bomba	Potencia [HP]
BR-1	0.5
BA-1	1.5
BA-2	1.0
BA-3	1.5
BA-4	1.0
BA-5	1.0
BA-6	1.0
BA-7	1.0
BA-8	1.0
BA-9	1.0
BA-10	0.5
BA-11	0.5
BA-12	0.5
BA-13	0.5

La capacidad del cambiador de calor y los evaporadores se hace en función de los requerimientos energéticos de las corrientes de proceso. En la tabla 28 se muestra la capacidad energética en BTU/h de cada equipo.

Tabla 28. Capacidad energética del cambiador de calor y los evaporadores

Clave de equipo	Capacidad energética [BTU/h]
CH-1	50,000
CH-2	578,000
CH-3	8,910,000
CH-4	2,740.000

5.4.6. Descripción del proceso

El proceso productivo inicia vertiendo la grasa de pollo al tanque de acumulación TA-1, el tanque tendrá un agitador mecánico accionado por un motor eléctrico de 220 volts.

La materia prima se funde en el TA-1 a 160 °F y se calienta hasta una temperatura de 175 °F, con la finalidad de mantenerla en estado líquido hasta la entrada del TR-1.

Paralelamente a la fusión y deshidratación de la materia prima, en el tanque mezclador TZ-1 se disuelve el hidróxido sódico en el metanol, el mezclador también tiene un agitador mecánico accionado por un motor eléctrico; la descarga del TZ-1 alimenta la succión de la bomba BR-1 por la corriente 26.

La BR-1 bombea la mezcla de metanol y catalizador por la corriente 27 entra al intercambiador de calor CH-1 en donde se calienta la mezcla hasta 140°F.

La corriente 28 conecta la salida del CH-1 y la entrada del evaporador CH-2, en este la mezcla se evapora a una temperatura de 160 °F y se calienta el gas a 195 °F, después sale por la corriente 29.

Antes de ingresar al reactor por el fondo, se encuentran las corrientes 29 y 30 en un entronque y salen por la corriente 31, esta corriente pasa a los difusores que tiene el reactor TR-1 en la parte inferior interna.

La grasa de pollo fundida y deshidratada, se bombea a una serie de espreas que tiene el reactor en la parte superior interna. Dentro del TR-1 la mezcla gaseosa de metanol y catalizador alimentada por el fondo, entra en contacto a contraflujo con la grasa que cae por efecto de la aceleración de la gravedad.

Una vez en contacto los triglicéridos de pollo, el metanol y el catalizador, se efectúa la reacción de transesterificación dentro del reactor. La temperatura de operación del reactor esta entre 160 y 170 °F.

En la corriente 9 descarga la mezcla de reacción del TR-1 a una "T" del mismo diámetro que la descarga del tanque reactor para dividir el flujo en dos corrientes que fluyen paralelas, se

considera como una línea en los diagramas ya que tiene integrado un sistema de calentamiento con radio frecuencia que calienta la mezcla durante 3 minutos para mejorar la eficiencia de conversión a ésteres monoalquílicos. Las sustancias que van en la corriente 9 son el exceso de metanol, el catalizador, biodiesel y glicerol.

Posteriormente la mezcla de reacción entra a la succión de la bomba BA-2 que descarga por la corriente 10 al tanque separador de líquidos TL-1.

En el TL-1, la mezcla se deja reposar un tiempo para separar dos fases, la fase superior es rica en ésteres monoalquílicos y la fase del fondo en el tanque separador es rica en glicerol; esto se debe a una diferencia de densidades.

Una vez separadas las fases, se abre la válvula superior de la corriente 11 que alimenta la bomba BA-3 para transportar los ésteres monoalquílicos por la corriente 12 y que ingresen al tanque separador de líquidos TL-2.

Después de haber terminado con la mayor parte de la fase de biodiesel, se abre la válvula que da a la succión de la bomba BA-9 por la corriente 32 para transportar la fase de glicerol; por inspección visual del nivel de contenido en el TL-1, se cierra la válvula que alimenta la BA-9 y se abre la válvula inferior de la corriente 11 que da a la succión de la BA-3 para bombear la fase de biodiesel restante.

La descarga de la BA-9 por la corriente 33 alimenta la mayor parte de la fase de glicerol separada en TL-1 al tanque separador de líquidos TL-3. Después de un tiempo se asienta la fase de glicerol en el fondo de TL-3. Después de la separación de fases líquidas en TL-3, se abre la válvula que pasa por la corriente 38 a la succión de la bomba BA-12 para transportar solamente la mayor parte de la fase de glicerol en TL-3 al tanque de almacenamiento TK-2 por la corriente 39 que está en la descarga de la BA-12.

La descarga del TK-2 alimenta la bomba BA-13 por la corriente 40 para que descargue por la corriente 6 el glicerol sin refinar (subproducto de la reacción de transesterificación) para llenado de auto-tanque y posterior transportación a clientes.

Por observación del nivel de líquido en TL-3, antes de que pase la interfase líquida por la válvula de la corriente 38, esta se cierra por completo y se abre la válvula de la corriente 34 que alimenta la bomba BA-10 y descarga por la corriente 35 para recircular al tanque TL-1.

En TL-2 ya separadas las fases líquidas de ésteres monoalquílicos y glicerol después de cierto tiempo de asentamiento, se abre la válvula superior de la corriente 13 que alimenta la bomba BA-4, se enciende el equipo para descargar por la corriente 14 solamente la fase de biodiesel con trazas de metanol y catalizador al tanque mezclador TZ-2.

Terminando de bombear la fase de ésteres monoalquílicos, se debe abrir la válvula de la corriente 36 que pasa la fase del fondo del TL-2 a la succión de la bomba BA-11 y descarga por la corriente 37 a recirculación en TL-1.

En TZ-2 se agrega ácido acético para neutralizar el catalizador que contienen los ésteres monoalquílicos, se enciende el agitador mecánico del TZ-2 que es accionado por un motor eléctrico; después de verificar que ha sido neutralizado el biodiesel monitoreando el pH del contenido del tanque, se abre la válvula de la corriente 15 que descarga a la alimentación de la bomba BA-5.

Se enciende el motor de la BA-5 para descargar por la corriente 16 los ésteres monoalquílicos neutralizados con ácido acético, esta corriente ingresa al tanque mezclador TZ-3 en donde se lava el biodiesel con agua desionizada caliente a 250 °F.

Concluida la operación de lavado, se abre la válvula de la corriente 17 en la descarga del TZ-3 que pasa el contenido a la succión de la bomba BA-6, esta descarga por la corriente 18 y entra al evaporador CH-3.

En CH-3 se evapora a vacío la mayor parte del agua usada para el lavado de los ésteres monoalquílicos, la corriente de proceso sale de CH-3 por la corriente 19 e ingresa al evaporador CH-4 en donde se sigue evaporando a vacío el agua de la corriente de biodiesel, después sale por la corriente 20 y alimenta la bomba BA-7.

La descarga de la BA-7 da a la corriente 21 que alimenta al tanque de almacenamiento de biodiesel TK-1 en donde se acumulan los ésteres monoalquílicos refinados.

La descarga de TK-1 alimenta la bomba BA-8 por la corriente 22, descarga por la corriente 5 el biodiesel refinado para llenar los auto-tanque.

5.4.7. Balances de energía del proceso

La materia prima y los reactivos están a temperatura ambiente (59 °F), por lo tanto esta es la temperatura de las corrientes 1, 2, 3, 4, 5 y 6.

Para calcular la cantidad de energía obtenida o cedida por alguna corriente de proceso o servicio sin cambio de estado físico, se utiliza la siguiente ecuación:

$$q = \dot{w}C_p(T_{final} - T_{inicial}) \quad (\text{Ecuación 6})$$

Si hay cambio de fase en la corriente, el cálculo de la cantidad de energía se hace con la ecuación 7:

$$q = \dot{w}\Delta H_{cambio\ de\ fase} \quad (\text{Ecuación 7})$$

En el tanque TA-1 la grasa de pollo a 59 °F se desea fundir a 160 °F y calentar a 175 °F; la temperatura del vapor de servicio es de 302 °F.

En TZ-1 la corriente 25 transfiere calor a la corriente 2 por que se encuentran en contacto y están a temperaturas diferentes; se hace un balance de energía para conocer la temperatura de equilibrio térmico, la cantidad de calor que cede la corriente 25 (155 °F) es el mismo que obtiene la corriente 2 (59 °F). Tomando en cuenta que el calor específico en ambas corrientes es constante, la temperatura de equilibrio térmico es 61.1 °F y por lo tanto, la densidad es de 49.92 lb/ft³

En TL-1 se considera que la temperatura disminuye 20% de la corriente 9 debido a que el tanque no está aislado térmicamente.

Se considera que la temperatura en TL-2 y TL-3 se reduce 20% de la temperatura en TL-1 por que tampoco tienen aislante térmico; se hace la misma consideración para el tanque mezclador TZ-2.

La densidad de biodiesel y de glicerol se toma como constantes en las líneas de proceso. La densidad del metanol en las corrientes se obtiene con la interpolación de datos reportados en su hoja de identificación en función de las temperaturas en los tanques separadores y mezcladores.

La temperatura de la corriente 18 es cercana a la ambiente, por lo tanto se considera de 59 °F; la densidad del biodiesel y de ácido acético es constante, la del agua se obtiene de tablas y la de metanol por interpolación de datos.

El calor que demanda la corriente líquida de metanol y catalizador en el intercambiador de calor CH-1 es de 13.4 BTU/s para elevar su temperatura de 61.1 a 145 °F. Estimando esa cantidad de calor proporcionada solamente por el vapor de servicio que ingresa al CH-1, el flujo necesario de vapor a 302 °F y 43.2 lb/in² es de 0.222 lb/s para que salga del equipo a 272.3 °F (temperatura de saturación).

La cantidad de energía que requiere la corriente líquida (28) de metanol y catalizador en el evaporador CH-2 es de 151.6 BTU/s para evaporar el flujo másico de 0.212 lb/s a 149 °F y calentarlo a 195 °F.

La corriente 17 por la que descarga el tanque mezclador TZ-3 y pasa a la succión de la bomba BA-6, es bombeada por la corriente 18 a 180 °F y entra a una serie de calentadores y evaporadores CH-3 y CH-4; en ellos se retira toda la cantidad de agua que contienen los ésteres monoalquílicos después del lavado en el TZ-3; la temperatura de la corriente 20 que alimenta la bomba BA-7 es de 230 °F.

Los evaporadores CH-4 operan a vacío (10 lb/in²), a esta presión el agua evapora a 190.8 °F y el metanol a 134.1 °F; bajo estas condiciones, la cantidad de energía requerida para refinar los ésteres monoalquílicos y evaporar el agua en CH-3 y CH-4 es de 3178.5 BTU/s.

5.5. Descripción del proceso

El diagrama preliminar de flujo del proceso se muestra en la siguiente figura 12, muestra la secuencia operativa de equipos para producir ésteres monoalquílicos.

La tabla I del Anexo D contiene el balance de materia y energía de las corrientes de proceso, mismas que se especifican en la tabla 37 del apartado 5.7.3.

5.5.1. Estudio de operabilidad del proceso a condiciones normales y anormales

Las condiciones normales de operación de tanques de proceso se detallan en la siguiente tabla 29.

Tabla 29. Condiciones normales de operación de tanques

Equipo	Temperatura (°F)	Presión (lb/in ²)
TA-1	180.0	14.75
TR-1	165.0	129.90
TL-1	124.0	14.75
TL-2	99.2	14.75
TL-3	99.2	14.75
TZ-1	70.0	14.75
TZ-2	79.4	14.75
TZ-3	180.0	14.75

Variación de la temperatura o presión fuera del intervalo de $\pm 5\%$ se considera condiciones de operación anormales.

En TA-1, la temperatura menor a 160 °F provoca obstrucción en las corrientes 7 y 8, incluidos accesorios (codos) e instrumentos (válvulas), también genera daño a la BA-1. La temperatura por arriba de 185 °F implica un incremento en la temperatura de la corriente 8 (descarga líquida que entra al reactor TR-1) y aumentando la temperatura normal de operación del reactor y por lo tanto la presión en su interior.

El incremento en la temperatura del TR-1 implica un aumento de presión y de la temperatura en la corriente 9, esto involucra posible vaporización del líquido en la línea que alimenta la succión de la bomba BA-2, provoca cavitación y daña el equipo.

La variación de temperatura en los tanques TL-1, TL-2 y TL-3 no afecta de forma significativa la operación de las bombas subsecuentes a ellos; la variación de la presión en los tanques asentadores de líquidos no afecta el proceso, ya que su presión normal de operación es la atmosférica (14.57 lb/in²).

Reducir la temperatura del tanque mezclador TZ-1 genera mayor consumo de vapor de servicio en el cambiador de calor CH-1 por que ingresa a menor temperatura la mezcla de metanol y catalizador. La alteración de la presión no afecta la operación de la bomba BR-1.

Alteraciones de la temperatura en el tanque TZ-2 no provoca cambios significativos en la operación de los equipos de proceso a los que está conectado. La presión normal de operación es la atmosférica, no ocurre presurización en el equipo por los fluidos que maneja y por que no hay servicio de calentamiento.

La temperatura del tanque TZ-3 es de 180 °F debido al lavado de ésteres monoalquílicos, no debe variar $\pm 5\%$; si llega a variar la temperatura fuera de este intervalo, se puede incrementar la cantidad de impurezas que contienen los ésteres monoalquílicos en la corriente 17, por lo tanto en 18 y esto también genera un incremento en el consumo del vapor de servicio en los evaporadores CH-3 y CH-4.

Variaciones de presión en el tanque TZ-3 no genera complicaciones en la operación de la bomba BA-6.

El calentador de la mezcla metanol y catalizador CH-1, normalmente opera en un intervalo de temperaturas de 90 a 110 °F en la corriente 27 (entrada al equipo); el rango de temperatura a la salida del equipo por la corriente 28 varía de 130 a 150 °F. a un flujo másico de 0.22 lb/s, en su mayoría es metanol. El vapor de servicio ingresa a 300 °F y 43.3 lb/in².

Bajo condiciones anormales, hay variación en el flujo de la corriente 27 en $\pm 15\%$, al entrar menor cantidad de líquido en el equipo, su temperatura aumenta y comenzaría a vaporizar en

la corriente 28; en caso de que ingrese mayor flujo másico en el CH-1, la temperatura de la corriente 28 es menor y provoca mayor consumo de vapor de servicio en el evaporador CH-2 o vapor a menor temperatura en la corriente 29 que sale del evaporador CH-2.

Un cambio en la temperatura de la corriente 27 en $\pm 15\%$ altera la cantidad requerida de calor al vapor de servicio y por lo tanto se necesita mayor área de transferencia de calor para que la temperatura de la corriente 28 sea de 145 °F.

En el evaporador CH-2, las condiciones normales de operación en la temperatura de la corriente 28 va de 120 a 159 °F, temperatura por arriba de este intervalo genera la vaporización de la mezcla metanol y catalizador. La temperatura de salida por la corriente 29 a condiciones normales es de 195 °F, no puede salir a mayor temperatura por que requiere un área de transferencia de calor más grande y por lo tanto un intercambiador de mayor de mayor tamaño.

Las condiciones normales de flujo en el evaporador es de $0.2178 \pm 5\%$ lb/s en la corriente 28; si el flujo de entrada al evaporador se incrementa, se requiere mayor área para que salga a la temperatura deseada (195 °F); sin embargo sus dimensiones no se modifican y por lo tanto provoca la disminución de la temperatura en la corriente 29 a la salida del evaporador.

Reducir la temperatura en la corriente 29 causa condensación del metanol en el TR-1, enviando más flujo de metanol por la corriente 9.

El evaporador de agua CH-3 opera normalmente a temperatura de $180 \pm 15^\circ\text{F}$; por debajo de este intervalo, el evaporador requiere mayor flujo de vapor de servicio o bien menor flujo en la corriente 18, sin embargo disminuir el flujo impacta directamente la producción de esteres monoalquílicos. El flujo normal que ingresa al CH-3 es 0.8765 lb/s.

Un aumento en el flujo de entrada a CH-3, reduce la temperatura en la corriente 19 a la salida del equipo, también un incremento en el flujo de vapor de servicio.

En CH-4 la temperatura de operación normal es de $220 \pm 5^\circ\text{F}$; un aumento en la temperatura de la corriente 19 (entrada al CH.4) reduce el flujo de vapor de servicio, un aumento en la

temperatura de la corriente de salida (20) o reduce la temperatura de salida del condensado de servicio.

El flujo normal de operación proviene del CH-3, sin embargo se considera que es de 0.6535 lb/s.

Las condiciones normales de operación de las bombas se muestran en la siguiente tabla 30.

Tabla 30. Condiciones normales de operación de bombas en el proceso

Clave de bomba	Flujo [gpm]*	Gravedad específica	Columna de líquido [ft]	Eficiencia
BR-1	2.01	0.80	422.46	0.6
BA-1	7.10	0.90	375.06	0.6
BA-2	7.50	0.91	365.14	0.6
BA-3	6.97	0.90	365.98	0.6
BA-4	5.93	0.89	368.39	0.6
BA-5	5.92	0.89	368.23	0.6
BA-6	16.10	0.99	98.40	0.6
BA-7	4.69	0.93	376.85	0.6
BA-8	4.69	0.89	367.85	0.6
BA-9	3.46	0.93	353.79	0.6
BA-10	1.99	0.91	361.63	0.6
BA-11	1.04	0.94	350.95	0.6
BA-12	1.45	0.97	337.95	0.6
BA-13	1.11	1.27	257.62	0.6

* gpm. Galones por minuto

Se calcula la potencia de cada bomba usando la ecuación 1 a condiciones normales y bajo condiciones anormales alterando por separado $\pm 20\%$ el flujo, la gravedad específica y la eficiencia de cada bomba para hacer el análisis de operabilidad de la potencia en cada una.

Una variación de gravedad específica en $\pm 20\%$, no altera significativamente el cálculo de la potencia en las bombas, los resultados obtenidos muestran que las bombas BA-4 y BA-5 demandan mayor potencia (>1 HP) cuando la gravedad específica aumenta más del 5%.

Se realizó el mismo análisis en el mismo intervalo para el flujo que maneja cada bomba en el proceso, todas excepto las bombas BA-4 y BA-5, tienen alteraciones en la potencia menor a la especificada para cada una.

Modificando la eficiencia de la bomba $\pm 20\%$, la potencia calculada es mayor a la especificada en las bombas BA-1, BA-2, BA-6 y BA-7 con una eficiencia mínima de 0.5, BA-3 y BA-8 presentan una eficiencia mínima de 0.45, BA-4 y BA-5 operan a una eficiencia mínima de 0.6. Las bombas BR-1, BA-9, 10, 11, 12 y 13 no demandan mayor potencia en el intervalo de variación.

5.5.2. Número de equipos necesarios en un mismo servicio

Hay equipos de proceso que requieren uno de relevo, para seleccionarlos se toman en cuenta los siguientes aspectos:

- ✓ Servicio que otorga en el proceso
- ✓ Grado de importancia para que el proceso se efectúe
- ✓ Capacidad del equipo

Las bombas identificadas que tendrán una de relevo son las que tienen la clave de bomba BR-1, BA-1 y BA-8; por mantenimiento y/o reparación, también por que el líquido no se puede mezclar con otro para no alterar las propiedades físicas de la corriente a la descarga.

Habrán dos bombas de relevo móvil; por lo tanto la descarga de los tanques TR-1, TL-1, TL-2, TL-3, TZ-2, TZ-3 y TK-2 tendrán salida para conectar una línea flexible a una bomba móvil a fin de brindar servicio de mantenimiento o reparación a alguna de las bombas BA-2, BA-3, BA-4, BA-5, BA-6, BA-7, BA-9, BA-10, BA-11, BA-12 y/o BA-13.

El tanque de acumulación y fusión de la materia prima TA-1 tendrá un relevó por el servicio que otorga y es inevitable el mantenimiento periódico del equipo, además la fusión de la grasa de pollo es vital para realizar el proceso productivo.

El tanque de separación de líquidos TL-2 también tendrá un tanque de relevo ya que en el se retiran por completo las trazas de glicerol que contienen los ésteres monoalquílicos de la corriente 12.

Habrá un tanque de relevo para el mezclador TZ-3 por razones de mantenimiento.

Cada uno de los evaporadores CH-2, CH-3 y CH-4 tendrán uno de relevo, serán en total dos equipos por el servicio en caso de mantenimiento.

En la siguiente tabla 31 se muestra la cantidad de equipos necesarios para un mismo servicio en el proceso.

Tabla 31. Cantidad de equipos para un mismo servicio

Clave del equipo	Servicio	Relevo	Cantidad de equipos
BR-1	Bombea metanol y catalizador	1	2
BA-1	Transporta aceite de pollo	1	2
BA-8	Transporta ésteres monoalquílicos refinados	1	2
TA-1	Acumulación y fusión de grasa de pollo	1	2
TL-2	Separación de biodiesel alcalino	1	2
TZ-3	Lavado de biodiesel	1	2
CH-2	Evaporación de metanol y catalizador	1	2
CH-3	Evaporación de agua y metanol	1	2
CH-4	Evaporación de agua y metanol	1	2

5.5.3. Dimensionamiento de equipo

Tanques de proceso

La cantidad diaria de materia prima que ingresa al tanque de acumulación TA-1 son cerca de 39,500 libras, la densidad de la grasa de pollo a 175 °F es de 54.62 lb/ft³, por lo tanto el volumen calculado es de 721.4 ft³, por heurística este volumen representa 60% de la capacidad del tanque, el tanque tendrá capacidad para 9,000 galones.

La geometría del tanque es cilíndrica con fondo cónico; el volumen del cilindro se obtiene con la siguiente ecuación.

$$v = \frac{\pi}{4} D^2 * L \quad (\text{Ecuación 8})$$

D es el diámetro interno del tanque y L es su longitud, ambos expresados en pies. Por análisis de dimensiones, la relación longitud/diámetro (L/D) del tanque es igual a 1.5, es decir, la longitud del tanque es igual a 1.5 veces su diámetro, sustituyendo la longitud en la ecuación..., se obtiene.

$$v = \frac{\pi}{4} D^2 * 1.5D \quad (\text{Ecuación 9})$$

El volumen del tanque es de 1200 ft³, despejando el diámetro de la expresión anterior y resolviendo la ecuación, el diámetro del tanque TA-1 es de 10 ft y la longitud del cuerpo cilíndrico es de 15 ft, el fondo cónico tiene una altura de 2 ft por que se deja a un ángulo de 20°.

El dimensionamiento del reactor TR-1 se hace en función de la acumulación en el equipo, la cantidad al día que se acumula son 2,714 lb; para determinar el volumen del equipo, el cálculo se efectúa con la densidad de metanol en fase gaseosa (0.65 lb/ft³), la capacidad del reactor es de 4634 ft³ (35,000 galones).

Se usó el mismo método, análisis de dimensiones y ecuaciones para obtener el diámetro y la longitud del TR-1, este equipo es cilíndrico, tiene fondo torisférico y su relación L/D es de 1.3; el diámetro del reactor es de 17 ft y la longitud de 22 ft.

El tanque TZ-1 mezcla las corrientes de metanol con catalizador, al día ingresan 262 ft³ al equipo, por heurística representa 60% de la capacidad del mezclador; el volumen del equipo es 440 ft³ (3,300 galones).

La geometría del tanque es cilíndrica, el diámetro calculado del equipo es de 6.5 ft, su longitud de 13.1 ft, su relación L/D es igual a 2 y el fondo torisférico tiene 0.8 ft de longitud.

Para determinar las dimensiones del tanque mezclador TZ-2 se consideran los mismos aspectos del dimensionamiento de TZ-1, El diámetro del TZ-2 es 10.3 ft, la longitud es de 16.7 ft.

El diámetro del tanque mezclador TZ-3 es de 10.8 ft y su longitud de 17.5 ft.

El flujo de entrada al tanque separador de líquidos TL-1 es de 76,200 libras al día, la densidad de la corriente es de 56.1 lb/ft³ y el volumen es de 1,360 ft³; este corresponde al 70% de la capacidad del tanque, por lo tanto el volumen del TL-1 es de 1940 ft³ (15,000 galones).

El asentador de glicerol TL-1 es cilíndrico con fondo cónico, su relación L/D es de 1.25 para regular la velocidad de la corriente de entrada al equipo, el diámetro del tanque es 13 ft y su longitud de 18 ft.

El tanque TL-2 debe tener una capacidad para 11,150 galones, sus dimensiones son 11.5 ft de diámetro y 16.5 ft; se determina considerando que la geometría es cilíndrica, que tiene fondo cónico y que el flujo volumétrico por día de ingreso al equipo es 60% de la capacidad del tanque.

Las dimensiones de TL-3 se determinan tomando los mismos criterios usados para TL-1 y TL-2, el diámetro del tanque es de 9.2 ft, su longitud es de 13.1 ft para una capacidad de 5,700 galones.

El tanque de almacenamiento TK-1 tiene un flujo másico de ésteres monoalquílicos al día de 33,500 libras, el volumen del tanque se calcula considerando el almacenamiento de 3 días de producto al 60% de capacidad del TK-1; la geometría es cilíndrica, de fondo plano y con relación L/D de 1.25, el diámetro del tanque es de 14.5 ft, su longitud de 18.2 ft.

La capacidad del tanque de almacenamiento de glicerol TK-2 es de 7,000 galones, tomando los mismo criterios de dimensionamiento usados para el tanque de almacenamiento de ésteres monoalquílicos TK-1, el diámetro de TK-2 es 9.8 ft y la longitud es de 12.3 ft.

El calentador de metanol CH-1 se dimensiona a condiciones normales de operación del equipo, la capacidad del equipo es para transferir 6.88 BTU/s, la temperatura de la corriente

tiene $27 \pm 10^{\circ}\text{F}$, la temperatura de la corriente 28 es de $145 \pm 5^{\circ}\text{F}$, el área de transferencia es de 6.6 ft^2 .

Considerando la longitud comercial de los tubos de 5 ft, la cantidad de tubos en el CH.1 es de 15, el diámetro nominal de los tubos es de $5/8$ in; el diámetro de la coraza es de 6 in con una longitud de 7 ft.

El evaporador de metanol CH-2 tendrá una longitud de 7 pies y diámetro de 12 pulgadas para que contenga 62 tubos con diámetro nominal de $5/8$ " y longitud de 5 pies.

Las dimensiones del evaporador de agua CH-3 son: diámetro de 16 pulgadas y 7 pies de largo; tendrá 113 tubos de $5/8$ " y 5 pies de longitud.

El evaporador de agua CH-4 tiene 14 pulgadas de diámetro y 7 pies de largo, contiene 103 tubos de $5/8$ " y 5 pies de largo.

Los materiales de construcción de los equipos se definen en función de lo reportado en la literatura. Freedman et al. (1986) puntualizó que la transesterificación catalizada con compuestos alcalinos fue menos corrosiva al equipo de proceso que la catalizada con ácido. Davis et al. (2000) estableció que, cuando la concentración de hidróxido de sodio es menor al 50% en peso, a partir de temperatura ambiente hasta 95°C se puede usar acero al carbón. El material de construcción de otro equipo en el proceso catalizado con compuestos alcalinos fue de acero al carbón.

5.5.4. Lista de equipo

La tabla 32 contiene la lista de equipos clasificados por su capacidad en el caso de tanques, potencia de bombas y tipo de cambiadores de calor.

Tabla 32. Lista de equipo

Equipo	Cantidad de equipos
Bomba desplazamiento positivo de 0.5 HP	2
Bomba centrífuga de 0.5 HP	6
Bomba centrífuga de 1.0 HP	11
Bomba de centrífuga 1.5 HP	3
Tanque separador fases líquidas inmiscibles de 3,500 gal	1
Tanque separador fases líquidas inmiscibles de 7,000 gal	2
Tanque separador fases líquidas inmiscibles de 10,000 gal	1
Tanque mezclador de 2,000 gal	1
Tanque mezclador de 5,000 gal	1
Tanque mezclador de 15,000 gal	2
Tanque acumulador de 7,000 gal	2
Tanque almacenamiento de 7,000 gal	1
Tanque almacenamiento de 17,000 gal	1
Tanque reactor de 32,000 gal	1
Evaporador de metanol	2
Evaporador de agua	4
Calentador	1

5.5.5. Hoja de datos de equipos

Los equipos que se diseñan para efectuar el proceso productivo son los tanques de proceso y almacenamiento, el calentador de metanol CH-1 y los evaporadores CH-2, CH-3 y CH-4.

Las hojas de datos de los equipos están contenidas en el Anexo C.

El material de construcción, la capacidad y las dimensiones de equipos se determinan en función de lo usado más comúnmente en la industria, reglas heurísticas, propiedades de los fluidos, función que desempeña y condiciones operativas normales y anormales.

5.6. Servicios auxiliares del proceso

5.6.1. Consumo de servicios

Se requieren 160,000 ft³/h de Vapor de servicio para suministrar a los equipos: tanque acumulador TA-1, calentador CH-1 y evaporadores CH-2, CH-3 y CH-4. La cantidad de agua necesaria para obtener el flujo de vapor es de 15,100 lb/h.

El flujo másico de agua desionizada que se usa para el lavado de los ésteres monoalquílicos en el tanque mezclador TZ-3 es de 1.43 lb/s; las condiciones de temperatura y presión a las que ingresa al tanque son 250 °F y 43.3 lb/in² para que la temperatura en la corriente de salida (17) del tanque sea de 185 °F.

La evaporación del agua se efectúa en la caldera del área de servicios, como combustible se utiliza gas licuado de petróleo, considerando 80% la eficiencia de la caldera, 3,094.6 BTU/ft³ el calor de combustión del gas con una composición de 30% propano y 70% butano; el consumo de combustible es de 7,250 ft³/h.

Los motores de las bombas y agitadores son eléctricos, el consumo estimado de energía eléctrica para los equipos y el sistema de calentamiento de radiofrecuencia es de 13,100 kilowatts al día en la planta.

5.6.2. Consumo de reactivos

En el proceso productivo se usa metanol para realizar la reacción de transesterificación, el consumo de metanol diario que requieren los triglicéridos de pollo para transformarlos a ésteres monoalquílicos es de 6,770 libras.

La relación molar estequiométrica reportada en la literatura entre metanol y triglicéridos de ácidos grasos es 3:1; sin embargo esta reacción es reversible y por lo tanto para incrementar la cantidad de triglicéridos convertidos a ésteres monoalquílicos se agrega 100% de exceso de metanol. El flujo másico de metanol se calcula Usando el flujo másico de triglicéridos de pollo, su peso molecular calculado, el de metanol, la relación molar de 6:1 y la pureza del metanol líquido de 98% en volumen.

El metanol ingresa por la corriente 2 al tanque mezclador TZ-1 para adicionarle el catalizador y posteriormente pasa al proceso.

Se consume de hidróxido sódico como catalizador 200 libras al día ya que la concentración de este compuesto en los triglicéridos de pollo es de 0.4% en peso. Entra al tanque mezclador TZ-1 para incorporarse al metanol.

La cantidad de ácido acético usado para neutralizar los ésteres monoalquílicos en el tanque mezclador TZ-2 es de 25 libras/día.

5.7. Tubería e instrumentación del proceso

La siguiente figura 13 muestra el diagrama preliminar de tubería e instrumentación y resume de forma esquemática los párrafos subsecuentes sobre la instrumentación de líneas y equipos con base en el diagrama preliminar de flujo del proceso.

5.7.1. Instrumentación en líneas y equipos

En el tanque TA-1 se colocan indicadores de temperatura para monitorear este parámetro en la fusión de materia prima, también cuenta con instrumento de nivel a fin de evitar derrames; también tiene venteo en la parte superior por gases que pudiera desprender durante su calentamiento en el equipo.

La línea 8 (descarga de la BA-1) tiene instrumentos de presión y flujo para controlar mediante la válvula V-37 el ingreso de aceite de pollo a las espreas del TR-1.

El reactor tiene indicador de presión y temperatura para conocer las condiciones operativas del equipo.

Hay un indicador de nivel visual en el mezclador TZ-1; la corriente 27 que esta en la descarga de la BR-1 cuenta con un indicador de flujo después de la válvula V-29 para controlar la cantidad de metanol que ingresa al calentador CH-1.

Para monitorear la temperatura de operación del CH-1, la corriente 28, la línea de entrada y salida del vapor de servicio en el equipo tienen instrumentos de medición de temperatura. Las corrientes de entrada de vapor al CH-1 y CH-2 también tienen indicadores de presión localizados después de las válvulas V-3 y V-43 respectivamente.

Es importante la evaporación de metanol antes de ingresar al TR-1, por esta razón el evaporador CH-2 tiene indicadores de temperatura en sus corrientes de entrada y salida de proceso y servicio.

El Instrumento medidor de presión en TR-1 envía señal a la válvula V-38 de la corriente 31. En las líneas 30 y 31 se tienen indicadores de flujo. La corriente 30 tiene instalado un instrumento medidor de temperatura localizado antes de las válvulas V-45 y V-46, la V-45 es la de paso para el entronque con la corriente 29 proveniente del CH-2; la V-46 normalmente esta cerrada, se abre en caso de que el vapor de metanol en la corriente 30 condensa y se cierra la V-45 para unir los flujos de metanol condensado en la línea 25 y pase al mezclador TZ-1.

Los tanques separadores de fases líquidas inmiscibles TL-1, TL-2 y TL-3 tienen indicadores de nivel. La línea 10 que alimenta al TL-1 tiene un instrumento medidor de flujo para controlar la cantidad de productos que ingresan al equipo.

En el TZ-2 donde se neutralizan los ésteres monoalquílicos, hay un indicador de nivel para evitar el derrame del producto principal.

Los indicadores de nivel y temperatura en el mezclador TZ-3, muestran el contenido del tanque y la temperatura de lavado de los ésteres monoalquílicos con agua desionizada caliente proveniente del área de servicios.

La línea 18, descarga de la BA-6 y entrada al evaporador de agua CH-3, tiene indicadores de temperatura y flujo para controlar estas variables de ingreso al CH-3 para asegurar la evaporación del agua que contienen los ésteres monoalquílicos.

En las corrientes 41 y 42 hay instrumentos medidores de temperatura y presión del vapor de agua proveniente de los CH-4 y CH-3. La línea 19 tiene indicadores de flujo y temperatura.

Las corrientes de entrada del vapor de servicio a los evaporadores CH-3 y CH-4 tienen indicadores de temperatura y presión después de las válvulas V-68 y V-71 respectivamente. A la salida del evaporador CH-3 hay un instrumento medidor de temperatura para monitorear la variable en la operación del equipo. La corriente de salida de condensado en el CH-4 tiene indicadores de temperatura y presión para verificar las condiciones de salida de la corriente de servicio.

Hay un instrumento medidor de flujo en la corriente 20 para conocer la cantidad de ésteres monoalquílicos refinada que se alimenta a la BA-7, el biodiesel es bombeado al TK.1, el tanque de almacenamiento tiene un indicador de nivel. La corriente 22 en la succión de la BA-8, tiene un indicador de flujo al igual que la corriente 5 a la descarga de la bomba.

El glicerol no refinado se almacena en el tanque de almacenamiento TK-2, este cuenta con un instrumento medidor de nivel; la descarga del TK-2 alimenta la BA-13, la línea 6 a la descarga de la bomba tiene un indicador de flujo.

5.7.2. Cálculo hidráulico de líneas de proceso

El flujo volumétrico se determina mediante el cociente del másico entre la densidad del fluido que circula por cada línea de proceso; la ecuación usada para realizar los cálculos es la presentada a continuación:

$$\dot{Q} = \frac{\dot{m}}{\rho} \text{ (Ecuación 10)}$$

El análisis dimensional del cociente flujo volumétrico entre velocidad resulta en unidades de área, esta representa la transversal al flujo por la que circula el fluido en la línea, es decir es el área de la tubería. La siguiente ecuación es la expresión matemática de lo mencionado:

$$A = \frac{\dot{Q}}{v} \text{ (Ecuación 11)}$$

La velocidad del fluido en la tubería esta en función del área, se consideran las velocidades recomendadas obtenidas de la heurística sobre los efectos de la densidad del fluido en la tubería, en la siguiente tabla 33 se muestran los intervalos de velocidad de fluidos considerados para determinar junto con la ecuación 11 el área de las líneas de proceso.

Tabla 33. Velocidades recomendadas en función de la densidad

Densidad [lb/ft ³]	Velocidad [ft/s]
100	5 – 8
50	6 – 10
10	10 – 16
1	20 – 30
0.1	40 – 60
0.01	80 – 115

Todas las tuberías tienen geometría cilíndrica, por lo tanto el área transversal se obtiene con la ecuación para calcular el área de un círculo:

$$A = \frac{\pi}{4} Di^2 \text{ (Ecuación 12)}$$

Donde D_i corresponde al diámetro interno de la tubería, Las velocidades recomendadas brindan un intervalo de diámetro interno para las líneas de proceso; sin embargo el criterio para seleccionar el diámetro de las líneas es el diámetro interno de la medida subsecuente a los cálculos disponible en tubería comercial, también su localización, en el caso de las que están en la succión de alguna bomba, se selecciona una medida más grande que la línea de descarga de la bomba.

En la siguiente tabla 34 se muestran las corrientes de proceso con la densidad del fluido que circula por cada una, su velocidad y el diámetro interno seleccionado de la tubería.

Tabla 34. Velocidad del fluido y diámetro interno de las líneas de proceso

Línea de proceso	Densidad del fluido [lb/ft ³]	Velocidad [ft/s]	* D_{interno} [in]	Aislamiento térmico
1	57.80	2.5	1.049	No
2	49.90	1.1	0.622	No
3	133.60	---	---	---
4	66.10	0.0	0.622	No
5	55.70	1.7	1.049	No
6	79.00	0.4	1.049	No
7	54.60	1.5	1.380	Si, fibra de vidrio
8	54.60	2.6	1.049	Si, fibra de vidrio
9	56.08	2.0	4.026	No
10	56.08	6.0	3.068	Si, fibra de vidrio
11	55.95	1.5	1.380	No
12	55.95	2.6	1.049	No
13	55.59	1.3	1.380	No
14	55.59	2.2	1.049	No
15	55.62	1.3	1.380	No
16	55.62	2.2	1.049	No
17	60.24	1.5	1.380	Si, fibra de vidrio
18	60.24	2.6	1.049	Si, fibra de vidrio
19	55.67	2.0	1.049	Si, fibra de vidrio
20	55.67	1.0	1.380	Si, fibra de vidrio

21	55.67	1.7	1.049	Si, fibra de vidrio
22	55.67	1.0	1.380	No
23	55.67	1.7	1.049	No
24	0.65	31.9	2.067	Si, fibra de vidrio
25	43.95	1.0	0.622	No
26	48.56	0.7	1.049	No
27	48.56	2.1	0.622	No
28	45.21	2.3	0.622	Si, fibra de vidrio
29	0.16	40.9	2.469	Si, fibra de vidrio
30	0.65	25.5	2.067	Si, fibra de vidrio
31	0.65	28.0	2.469	Si, fibra de vidrio
32	57.85	1.3	1.049	No
33	57.85	3.7	0.622	No
34	56.62	0.7	1.049	No
35	56.62	2.1	0.622	No
36	58.32	0.4	1.049	No
37	58.32	1.1	0.622	No
38	60.53	0.5	1.049	No
39	60.53	1.5	0.622	No
40	79.04	0.2	1.380	No
41	0.38	25.2	2.067	Si, fibra de vidrio
42	0.38	23.4	2.469	Si, fibra de vidrio

* Fuente: CRANE, *Flujo de fluidos*.

5.7.3. Especificación de tuberías

La sociedad americana de ingenieros mecánicos (ASME, por sus siglas en inglés) emite la guía para tuberías de proceso titulada "*Process Piping Guide*" con la clave de identificación ASME B31.3 [29]; en el anexo C hay algunas propiedades de los diferentes materiales de construcción de tubería y válvulas; la siguiente tabla 35 contiene algunos de los materiales contemplados para el proyecto.

Tabla 35. Materiales de construcción de tubería, válvulas y accesorios reportados en el anexo C de la ASTM B31.3

Material	Características
Bronce	Usado normalmente en servicios de bajo riesgo (por ejemplo agua o aceite). Las aleaciones de bronce son baratas y accesibles. Pueden tener mejor resistencia a la corrosión que el acero al carbón en algunos servicios de agua. Su desventaja es que tiene costura limitada
Acero al carbón	Es normalmente usado en muchos servicios donde la resistencia a la corrosión no es crítica. Es barato y accesible. Su desventaja generalmente es la baja resistencia a la corrosión.
Acero inoxidable tipo 316 (L)	Usado para alta resistencia a la oxidación, y en general donde se desea resistencia a la corrosión. El tipo 316 (L) tiene mejor resistencia al ataque de agentes reductores que el tipo 304 (L).

En el apéndice B de la norma ASME B31.3 se indican las hojas de los fluidos de servicio; entre las cuales están aire comprimido, Soda cáustica, combustible diesel, vapor a baja y mediana presión, agua de servicio, agua sin tratamiento y agua altamente contaminada. La siguiente tabla 36 se indica las hojas de fluidos de servicio en tubería.

Tabla 36. Hoja de datos de fluidos en tuberías

Fluido	Material de tubería	Corrosión permisible [in]	Presión máxima [lb/in ²]	Temperatura máxima [°F]
Aire comprimido	Acero al carbón	0.031	200	200
Soda caústica	Acero al carbón	0.031	200	200
Combustible diesel	Acero al carbón	0.031	50	120
Vapor de baja presión	Acero al carbón	0.0625	285	PS-102C
Vapor de media presión	Acero al carbón	0.0625	600	PS-103C
Agua Altamente contaminada	Acero inoxidable	0.000	200	PS-200 ^a
Agua sin tratamiento	Acero al carbón	0.031	285	PS-101B
Agua de servicio	Acero al carbón	0.063	285	PS-101C

Las claves PS-XXXXY se refieren a especificaciones de tubería; para acero al carbón clase 150, a presión externa de 15 lb/in², los parámetros de diseño de la clave PS-101 son:

Clave	PS-101 (A, B, C, D)						
Presión de diseño [psig]	285	260	230	200	170	140	125
Temperatura de diseño [°F]	100	200	300	400	500	600	650
Temperatura mínima [°F]	-20	-20	-20	-20	-20	-20	-20
Presión mínima de prueba [psig]	430	390	345	300	270	245	220
Presión máxima de prueba [psig]	820						

Acero al carbón clase 150, a presión externa de 15 lb/in², los parámetros de diseño de la clave PS-102 son:

Clave	PS-102 (A, B, C, D)						
Presión de diseño [psig]	285	260	225	185	-	-	-
Temperatura de diseño [°F]	100	200	250	300	-	-	-
Temperatura mínima [°F]	-20	-20	-20	-20	-	-	-
Presión mínima de prueba [psig]	430	390	340	280	-	-	-
Presión máxima de prueba [psig]	820						

Acero al carbón clase 150, a presión externa de 15 lb/in², los parámetros de diseño de la clave PS-103 son:

Clave	PS-103 (A, B, C, D)						
Presión de diseño [psig]	740	675	655	635	600	550	535
Temperatura de diseño [°F]	100	200	300	400	500	600	650
Temperatura mínima [°F]	-20	-20	-20	-20	-20	-20	-20
Presión mínima de prueba [psig]	1110	1015	985	955	950	955	945
Presión máxima de prueba [psig]	1320						

Acero inoxidable (304L) clase 150, a presión externa de 15 lb/in², los parámetros de diseño de la clave PS-200 son:

Clave	PS-200 (A, B, C, D)						
Presión de diseño [psig]	230	195	175	160	145	140	125
Temperatura de diseño [°F]	100	200	300	400	500	600	650
Temperatura mínima [°F]	-425	-425	-425	-425	-425	-425	-425
Presión mínima de prueba [psig]	345	295	265	255	245	250	230
Presión máxima de prueba [psig]	440 para NPS ≤ 6, 360 para NPS > 6						

El espesor de pared de la tubería está directamente relacionado al número de cédula, generalmente en el mercado se comercializa tubería de cédula 40; sin embargo el número de cédula se incrementa a 80 y 160 cuando se manejan altas presiones de operación. La presión

máxima de operación en las líneas de proceso es 150 lb/in², Usando la siguiente ecuación, se determina el número de cédula mínimo para las tuberías de proceso:

$$No. Cédula = \frac{1000 * Presión\ interna}{S} \quad (Ecuación\ 13)$$

Donde la presión interna tiene unidades de libras por pulgada cuadrada manométrica (psig) y S para acero al carbón es 10,000 lb/in² a 500°F; el resultado con la presión interna de 150 lb/in² es de 15; por lo tanto se elige tubería de cédula 40 sin costura.

Los tramos de tubería en la planta son de 10 y 20 pies de longitud.

En la siguiente tabla 37 están las especificaciones de las líneas de proceso.

Tabla 37. Especificación de las líneas de proceso

Línea de proceso	D nominal [in]	Cédula	Material de construcción
1	1	40	Acero al carbón
2	½	40	Acero al carbón
3	---	---	---
4	½	40	Acero al carbón
5	1	40	Acero al carbón
6	1	40	Acero al carbón
7	1 ¼	40	Acero al carbón
8	1	40	Acero al carbón
9	4	80	PVC
10	3	40	Acero al carbón
11	1 ¼	40	Acero al carbón
12	1	40	Acero al carbón
13	1 ¼	40	Acero al carbón
14	1	40	Acero al carbón
15	1 ¼	40	Acero al carbón
16	1	40	Acero al carbón
17	1 ¼	40	Acero al carbón
18	1	40	Acero al carbón

19	1	40	Acero al carbón
20	1 ¼	40	Acero al carbón
21	1	40	Acero al carbón
22	1 ¼	40	Acero al carbón
23	1	40	Acero al carbón
24	2	40	Acero al carbón
25	½	40	Acero al carbón
26	1	40	Acero al carbón
27	½	40	Acero al carbón
28	½	40	Acero al carbón
29	2 ½	40	Acero al carbón
30	2	40	Acero al carbón
31	2 ½	40	Acero al carbón
32	1	40	Acero al carbón
33	½	40	Acero al carbón
34	1	40	Acero al carbón
35	½	40	Acero al carbón
36	1	40	Acero al carbón
37	½	40	Acero al carbón
38	1	40	Acero al carbón
39	½	40	Acero al carbón
40	1 ¼	40	Acero al carbón
41	2	40	Acero al carbón
42	2 ½	40	Acero al carbón

5.8. Plano de Localización General de Equipo

El plano de localización general de equipo se muestra en la figura 14 que se presenta en la página subsecuente; fue generado considerando los criterios de seguridad y mantenimiento de equipos expuestos a continuación.

5.8.1. Criterios de seguridad y mantenimiento para separación de equipo

La localización y separación de equipos de proceso contemplan los siguientes aspectos:

- ✓ Secuencia del proceso.
- ✓ Cantidad de unidades para el mismo servicio.
- ✓ Mantenimiento.
- ✓ Transito de personal.
- ✓ Seguridad operativa.
- ✓ Requerimientos de equipos.
- ✓ Posteriores cambios y modificaciones.

Los equipos en el plano de localización general se ubican de acuerdo a la secuencia de producción, los equipos de mayor tamaño se colocan primero, el tanque reactor TR-1, los tanques separadores de fases líquidas inmiscibles TL-1, TL-2A/B y TL-3, tanques mezcladores TZ-2, TZ-3A/B y el tanque de almacenamiento TK-1.

La conexión entre los equipos es con tubería circular por que se manejan fluidos, en su mayoría líquidos, debido a esto es necesario transportarlos mediante bombas localizadas en la descarga de cada tanque.

La separación entre el diámetro externo del tanque mezclador TZ-1 y las paredes es de 8.5 pies debido a mantenimiento, reparación o reemplazo en caso de desgaste mayor del equipo.

La distancia entre el mezclador TZ-1 y el calentador de metanol CH-1 es de seis pies por mantenimiento a la BR-1 y libre operación del CH-1A; son dos calentadores CH-1A y CH-1B, la separación entre estos equipos es de 2.5 pies por seguridad operativa.

Debido a que la orientación de los calentadores CH-1A/B la es horizontal, son de tipo coraza desmontable y tubos y están a una elevación de cinco pies sobre el nivel de piso terminado; la coraza desmontable de los CH-1A/B está orientada del lado opuesto al TZ-1 a manera de tener espacio libre para realizar operaciones de mantenimiento a los calentadores.

Entre la coraza externa del CH-1A y la de CH-2A/B hay una distancia de dos pies; la elevación del punto más bajo de la coraza de los CH-2A/B sobre el nivel de piso terminado es de ocho pies por la posición vertical de los equipos ya que la coraza desmontable está orientada hacia el suelo para su mantenimiento.

Los evaporadores CH-2A/B están a una distancia de 1.5 pies.

El reactor TR-1 esta separado cinco pies de los evaporadores de metanol CH-2A/B; para la libre operación de los equipos. Del otro lado del rector se encuentran los tanques acumuladores de materia prima TA-1A/B; la distancia entre los tanques y el reactor son cinco pies, la separación entre los tanques TA-1A y TA-1B es de cinco pies por cuestiones de mantenimiento y libre transito de personal operativo hacia los demás equipos en la planta.

El reactor tiene a un costado el tanque de separación de fases líquidas inmiscibles TL-1 a una distancia de 25 pies por el mantenimiento del sistema de calentamiento con radiofrecuencia que se encuentra en la línea 9, este sistema de calentamiento está orientado horizontalmente, tiene una longitud de 17 pies y dos pies de ancho.

Los tanque TL-2A/B y TL-3 están en lados opuestos del TL-1; la distancia entre TL-1 y TL-3 es de cinco pies; la separación de TL-1 y TL-2A son cinco pies por libre acceso de personal operativo a los equipos de proceso de un lado a otro de la planta para operación y mantenimiento de estos.

El tanque TL-2B está a cinco pies del TL-2A. La separación entre los tanques TZ-2, TZ-3A y TZ-3B son cinco pies por razones de operación y mantenimiento. El arreglo de los tanques es conforme a la secuencia del proceso, los tanques de relevo se disponen a un costado de los que están en operación para que funcionen en caso de mantenimiento o reparación.

La distancia entre los evaporadores CH-3A/B y CH-4A/B es de cinco pies por segura operación y mantenimiento de estos equipos cuando lo requieran.

Entre los tanques TL-1 y TL-3 hay cinco pies de distancia para que el personal transite entre los equipos libremente mientras operan.

El tanque de almacenamiento de glicerol TK-2 está a 11.8 pies de distancia del tanque TL-3 por si es necesario reemplazar el TL-1 que tiene 11.17 pies de diámetro y tiene que salir entre los tanques TL-3 y TK-2.

La separación entre los tanques de almacenamiento TK-1 y TK-2 es de cuatro pies para libre circulación de personal operativo y mantenimiento de equipos.

5.8.2. Alternativa de arreglos de equipos de proceso

Los equipos de proceso en el plano de localización general están ubicados de acuerdo a la producción de ésteres monoalquílicos, debido a esto no se proponen arreglos alternativos sobre el orden y ubicación de equipos de proceso; sin embargo los tanques de proceso TL-2A/B, TZ-2 y TZ-3A/B pueden estar más pegados hacia la pared más cercana, al igual que los evaporadores de agua CH-3A/B y CH-4A/B; esta alternativa de arreglo en la planta, no permite circular libremente al personal operativo durante el funcionamiento de equipos y monitoreo de variables.

6. CONCLUSIONES

El mercado nacional de biodiesel es un área de oportunidad para promover actividades de investigación, desarrollar tecnología y amortiguar el incremento de precio del combustible diesel, que alcanzó un máximo en 2008 de \$1.40 pesos por litro debido a la importación de 68 MBD (miles de barriles diarios) de diesel. También, la cantidad de biodiesel requerida hoy en día es de 1 800 barriles al día de acuerdo a lo establecido en el programa de introducción de bioenergéticos.

Se estableció el proceso productivo de ésteres monoalquílicos para aprovechar los residuos grasos de pollo mediante metanólisis catalizada con hidróxido sódico de acuerdo a lo planteado en el capítulo cinco.

La obtención de ésteres monoalquílicos combinando tecnologías que mejoran la conversión de triglicéridos a biodiesel se logró escalar a planta piloto con una capacidad de 4 500 galones al día, e implica el uso de un tanque reactor que contiene reactivos en estado líquido-gas y el calentamiento de la mezcla de reacción con radio frecuencia en la corriente de salida del reactor.

Es conveniente elaborar ésteres monoalquílicos a partir de triglicéridos de pollo ya que la disponibilidad de la materia prima cubre las 49 250 libras de grasa de pollo requeridas.

Se logró realizar la ingeniería básica de la planta a escala piloto como resultado de usar datos recopilados de la literatura, reglas heurísticas y criterios de diseño; de acuerdo a los capítulos tres, cuatro y cinco del presente trabajo, la ingeniería básica considera establecer el proceso productivo, hasta la elaboración de diagramas y planos preliminares de la planta piloto.

REFERENCIAS

- ¹ http://www.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish04/spr04/p48_55.ashx
- ² <http://www.pemex.com/index.cfm?action=content§ionid=111&catid=11184>
- ³ R. J. Larosa, "Proceso Para la Producción de Biodiesel," (Mayo, 2006) [En línea]. Disponible: <http://www.biodiesel-uruguay.com/articulos/Biod-rev2.pdf>
- ⁴ Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática (INEGI).311701 fabricación de aceites y grasas comestibles.
- ⁵ Syed Ameer Basha, K. Raja Gopal, S. Jebaraj. *A review on biodiesel production, combustion, emissions and performance*. Renewable and Sustainable Energy Reviews 13 (2009) 1628-1634.
- ⁶ J.M. Marchetti, V.U. Miguel, A.F. Errazu. Possible methods for biodiesel production. Renewable & sustainable energy reviews 11 (2007) 1300-1311. ELSEVIER.
- ⁷ Dennis Y.C. Leung *, Xuan Wu, M.K.H. Leung, A review on biodiesel production using catalyzed transesterification. Applied energy 87, (2010) 1083-1095.
- ⁸ Schwab AW, Dykstra GJ, Selke E, Sorenson SC, Pryde H. Diesel fuel from thermal decomposition of soybean oil. J Am Oil Chem Soc 1988;65:1781–5.
- ⁹ Mustafa Balat *, Havva Balat. Progress in biodiesel processing . Applied energy 87 (2010) 1815-1835.
- ¹⁰ Metin Gürü, Atilla Koca, Özer Can, Can Çınar, Fatih Sahin. Biodiesel production from waste chicken fat based sources and evaluation with Mg based additive in a diesel engine. Renewable energy 35 (2010) 637-643.
- ¹¹ Ji-Yeon Park, Deog-Keun Kim, Joon-Pyo Lee, Soon-Chul Park, Young-Joo Kim, Jin-Suk Lee. Blending effects of biodiesels on oxidation stability and low temperature flow properties. Bioresource technology 99 (2008) 1196-1203.

-
- ¹² Junhua Zhang, Shangxing Chen, Rui Yang, Yuanyuan Yan. Biodiesel production from vegetable oil using heterogeneous. *Fuel* 89 (2010) 2939-2944.
- ¹³ Sam Behzadi, Mohammed M. Farid. Production of biodiesel using a continuous gas-liquid reactor. *Bioresource technology* 100 (2009) 683-689.
- ¹⁴ Balance de Energía 2005, Secretaría de Energía, México.
- ¹⁵ Peter Atkins, Julio de Paula. *Físico Química*. 8ª edición. Panamericana. China, Junio 2008
Pág. 839
- ¹⁶ http://www.etsia.upm.es/fedna/grasasyaceites/grasa_mezcla.htm
- ¹⁷ E. Arnaud, G. Trystram, P. Relkin, A. Collignan. Thermal Characterization of chicken fat dry fractionation process. *Journal of food engineering* 72 (2006) 390-397.
- ¹⁸ Victor F. Marulandab, George Anitescua,*, Lawrence L. Tavlarides. Investigation on supercritical transesterification of chicken fat for biodiesel production from low-cost lipid feedstock. *The journal of supercritical fluids* 54 (2010) 53-60.
- ¹⁹ G.M. Hassan, R.A. Magda, A.A. Awad. Nutritional, biochemical and cytogenotoxicity studies on wasted fat released from chicken during grilling process. *Food and chemical toxicology* 48 (2010) 2675-2681.
- ²⁰ http://www.conae.gob.mx/wb/CONAE/CONA_normatividad
- ²¹ Cleantech Challenge México, Milenio, 2010.
- ²² http://www.google.com.mx/#q=producci%C3%B3n+planta+piloto+litros+toneladas+biodiesel&hl=es&prmd=ivnsb&ei=-lwTpOaCqyfsQKyqdGTCw&start=10&sa=N&bav=on.2,or.r_gc.r_pw.&fp=2eacffc0e0439d88&biw=1024&bih=677
- ²³ https://sites.google.com/a/unitru.edu.pe/sci-agropecu/publicacion/scagropv1n1/scagrop01_37-45
-

-
- ²⁴ http://www.google.com.mx/search?q=cual+es+el+voltaje+industrial+en+m%C3%A9xico&hl=es&rlz=1C1CHJL_esMX440MX440&prmd=ivns&ei=RqcxTuyHGqelsQKJ4pmTCw&start=10&sa=N&biw=1024&bih=621
- ²⁵ http://www.google.com.mx/search?rlz=1C1CHJL_esMX440MX440&sourceid=chrome&ie=UTF-8&q=voltaje+en+bombas+centr%C3%ADfugas
- ²⁶ J.M. Smith; H. C. Van Ness; M. M. Abbott. *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. McGraw-Hill. D. F., México, 1999. Pp. 723-832.
- ²⁷ Alton E. Bailey. *Aceites y grasas industriales*. Reverté S. A. 2001. Pp. 65-75
- ²⁸ Staley M. Walas, *Chemical Process Equipment, Selection and design*, Butterworth-Heinemann, Boston, USA, 1990.
- ²⁹ http://www.conexionindustrial.com/index_span.php?mod=spanish_detalleproducto&id_producto=1091570375
- ³⁰ <http://docencia.udea.edu.co/cen/tecnicaslabquimico/02practicasypractica06.htm>
- ³¹ http://www.quiminet.com/principal/resultados_busqueda.php?N=precio+biodiesel+M%C3%A9xico
- ³² http://www.conae.gob.mx/wb/CONAE/CONA_normatividad
- ³³ <http://biodiesel.com.ar/4633/bioenergias-tyson-produce-biodiesel-a-partir-de-grasa-de-pollo>
- ³⁴ ASME B31.3. *Process piping guide*. Revision 2. Section D20-B31.3-G.
- ³⁵ Perry, *Manual del Ingeniero Químico*. 3ª edición. Ed. Mc Graw Hill Tomo I,II y III.
- ³⁶ <http://www.google.com.mx>-Ya produce biodiesel refinería de Cadereyta - Grupo SIPSE, sipse_com.mht
- ³⁷ PEMEX Refinación. *Iniciativas PEMEX Uso de biocombustibles*. Octubre 7, 2009.
-

³⁸ www.globalenergy.com.mx–J. Román. *Inaugura Calderón la era de biodiesel en Chiapas.*

The journal of the power resources. Global energy. Diciembre, 2010.

³⁹ Secretaria de Energía. *Programa de Introducción de Bioenergéticos*, 2009. Pp. 34.

FECHA MINIMA DIARIA 31/1975	14/1986	26/1976	11/1996	06/1977	09/1996	14/1979	07/1995	29/1995	25/1994	10/1995	14/1975
AÑOS CON DATOS 19	21	20	20	22	21	22	22	22	22	22	20
PRECIPITACION NORMAL 6.5 680.1	6.7	7.2	10.6	19.2	54.0	120.1	141.4	130.1	112.6	64.9	6.8
MAXIMA MENSUAL 29.3	31.5	24.8	41.0	58.2	108.2	268.5	231.1	242.5	290.8	150.3	34.3
AÑO DE MAXIMA 1978	1992	1992	1978	1997	1975	1985	1983	1995	1998	1996	1976
MAXIMA DIARIA 13.5	16.8	14.5	29.8	18.5	31.2	59.4	50.4	69.5	63.1	56.3	19.0
FECHA MAXIMA DIARIA 09/1978	18/1983	02/1993	16/1978	07/1997	27/1996	30/1995	30/1996	08/1995	27/1983	10/1982	08/1971
AÑOS CON DATOS 25	27	26	25	27	27	27	27	26	26	26	25
EVAPORACION TOTAL NORMAL 105.5 1,887.1	120.7	150.5	207.4	215.5	215.4	178.1	161.3	147.0	132.3	131.1	122.3
AÑOS CON DATOS 16	17	18	19	21	20	21	19	20	20	20	18
NUMERO DE DIAS CON LLUVIA 2.0 106.3	1.8	2.6	3.0	6.0	10.8	14.4	19.5	18.9	15.5	9.3	2.5
AÑOS CON DATOS 25	27	26	25	27	27	27	27	26	26	26	25
NIEBLA 4.7 41.8	2.4	2.6	2.4	3.9	3.9	2.8	2.9	2.6	4.0	4.8	4.8
AÑOS CON DATOS 25	27	26	25	27	27	27	27	26	26	26	25
GRANIZO 0.0 2.9	0.0	0.1	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.5	0.2	0.0
AÑOS CON DATOS 25	27	26	25	27	27	27	27	26	26	26	25
TORMENTA E. 0.0 2.1	0.0	0.0	0.1	0.1	0.2	0.1	0.4	0.5	0.4	0.3	0.0
AÑOS CON DATOS 25	27	26	25	27	27	27	27	26	26	26	25

Fuente: http://smn.cna.gob.mx/index.php?option=com_content&view=article&id=42&Itemid=28

DATOS DEL SERVICIO SISMOLOGICO NACIONAL

Número de eventos encontrados: 11

DETALLE	FECHA	HORA	LATITUD	LONGITUD	PROF. (KM)	MAG.	ZONA
Ver	2008-02-06	14:26:38	19.7	-100.16	16	3.7	29 km al SUROESTE de TEMASCALCINGO, MEX
Ver	2009-05-03	17:01:40	19.28	-98.82	17	3.2	2 km al ESTE de S MARTIN CUAUTLALPAN, MEX
Ver	2009-07-04	14:52:04	18.66	-99.99	20	3.5	32 km al SURESTE de TEJUPILCO, MEX
Ver	2009-07-14	04:18:19	19.83	-99.14	13	3.6	2 km al NORESTE de S JUAN ZITLALTEPEC, MEX
Ver	2009-11-01	20:16:05	18.98	-98.77	10	3.7	7 km al SURESTE de OZUMBA, MEX
Ver	2010-03-05	02:36:24	19.18	-98.89	5	3.0	6 km al SURESTE de S MATEO HUITZILZINGO, MEX
Ver	2010-06-28	18:09:58	19.44	-98.82	14	3.5	5 km al ESTE de S MIGUEL COATLINCHAN, MEX
Ver	2010-07-05	12:20:42	19.2	-98.94	10	3.7	3 km al SUROESTE de S MATEO HUITZILZINGO, MEX
Ver	2010-07-05	12:22:21	19.27	-98.88	9	3.2	2 km al NORESTE de CHALCO, MEX
Ver	2010-07-11	03:16:05	19.91	-99.94	16	3.6	6 km al ESTE de TEMASCALCINGO, MEX
Ver	2011-04-06	05:07:34	18.7	-100.4	16	3.6	34 km al SUROESTE de TEJUPILCO, MEX

Fuente: <http://www.ssn.unam.mx/>

ANEXO B
PROPIEDADES FÍSICAS, QUÍMICAS Y TÉRMICAS DE DIFERENTES
FLUIDOS

Tabla I. Calor específico de gases a baja presión.
 $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$ con T en [K] y C_p en [$\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$] (entre 273 y 1500 K).

Sustancia	Fórmula	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^6$	$d \cdot 10^9$
Acetileno	C_2H_2	21.8	92.14	-65.27	18.21
Agua	H_2O	32.2	1.92	10.55	-3.60
Aire	-	28.1	1.97	4.8	-1.97
Amoniaco	NH_3	27.6	25.63	9.90	-6.69
Argón	Ar	20.8	0	0	0
Benceno	C_6H_6	-36.2	484.75	-315.7	77.62
n-Butano	C_4H_{10}	4.0	371.5	-183.4	35.00
Dióxido de azufre	SO_2	25.8	57.95	-38.12	8.61
Dióxido de carbono	CO_2	22.3	59.81	-35.01	7.47
Dióxido de nitrógeno	NO_2	22.9	57.15	-35.2	7.87
Etano	C_2H_6	6.9	172.7	-64.06	7.28
Etanol	$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}$	19.9	209.6	-103.8	20.05
Etileno (eteno)	C_2H_4	3.9	156.4	-83.44	17.67
Helio	He		0	0	0
Hidrógeno	H_2	29.1	-1.92	4.00	-0.87
Metano	CH_4	19.9	50.24	12.69	-11.01
Metanol	CH_4O	19.0	91.52	-12.2	-8.04
Monóxido de carbono	CO	28.2	1.67	5.37	-2.22
Monóxido de nitrógeno	NO	29.3	-0.94	9.75	-4.19
Neón	Ne	20.7	0	0	0
Nitrógeno	N_2	28.9	-1.57	8.08	-2.87
Oxígeno	O_2	25.5	15.20	-7.15	1.31
n-Pentano	C_5H_{12}	6.8	454.3	-224.6	42.29
Propano	C_3H_8	-4.0	304.8	-157.2	31.74
Propileno	C_3H_6	3.1	238.3	-121.8	24.62

Tabla II. Propiedades de gases (a 0.1 MPa y 0 °C o temperatura de ebullición, si es mayor)

Sustancia	Fórmula química	Masa molar	T. Ebullición [K]	T. Crítica [K]	P. Crítica [MPa]	Calor específico [J Kg ⁻¹ K ⁻¹]	Conductividad térmica [W m ⁻¹ K ⁻¹]	Viscosidad dinámica [μPa s]
Acetileno (etino)	C ₂ H ₂	26	189.5	309.2	6.28	1580	0.019	9.3
Agua	H ₂ O	18	373.2	647.3	22.12	2050	0.025	12.1
Amoniaco	NH ₃	17	239	405.7	11.30	2200	0.022	9.3
Argón	Ar	40	87.4	151.2	4.86	523	0.016	21.0
Benceno	C ₆ H ₆	78	353.3	562.7	4.92	1300	0.007	7.0
n-Butano	C ₄ H ₁₀	58	272.7	425.2	3.80	1580	0.014	7.0
n-Decano	C ₁₀ H ₂₂	142	447.3	619.4	2.12			
Dióxido de Azufre	SO ₂	64	263.2	430	7.87	607	0.009	11.6
Dióxido de Carbono	CO ₂	0.044	194.7	304.2	7.38	840	0.015	14.0
Dióxido de Nitrógeno	NO ₂	0.046	294.5	431.0	10.1			

Etano	C ₂ H ₆	0.030	184.6	305.5	4.88	1700		
Etanol	C ₂ H ₆ O	0.046	351.7	516.3	6.39	1520	0.013	14.2
Etileno (eteno)	C ₂ H ₄	0.028	169.5	283.1	5.12	1470	0.018	9.6
Helio	He	0.004	4.2	5.3	0.23	5190	0.142	19.0
Hidrógeno	H ₂	0.002	20.1	33.2	1.32	14200	0.168	8.4
Metano	CH ₄	0.016	109.2	191.4	4.64	2180	0.031	10.3
Metanol	CH ₄ O	0.032	338.1	513.2	7.98	1350	0.030	14.8
Monóxido de carbono	CO	0.028	81.7	132.7	3.50	1100	0.023	17.0
Monóxido de nitrógeno	NO	0.030	121.2	180.3	6.55	996	0.038	29.4
Neón	Ne	0.020	26.2	44.4	2.70	1030	0.046	30.0
Nitrógeno	N ₂	0.028	77.4	126.3	3.39	1040	0.024	16.6
Oxígeno	O ₂	0.032	90.2	154.6	5.08	913	0.024	19.1
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0.072	309.2	469.8	3.38	1680	0.015	11.7
Propano	C ₃ H ₈	0.044	231.1	370.0	4.26	1570	0.015	7.4
Propileno	C ₃ H ₆	0.042	225.4	364.9	4.62	1460	0.014	8.1
R-12	CCl ₂ F ₂	0.121	243.0	387.7	4.01	573	0.008	
Tetracloruro de carbono	CCl ₄	0.154	349.7	556.4	4.56	862	0.017	16.0

Tabla III. Propiedades de líquidos (a 20 °C y 0.1 MPa o presión de saturación, si es mayor; o a la temperatura de saturación, si es gas permanente)

Sustancia	T. Fusión [K]	T. Ebullición [K]	Densidad [Kg m ⁻³]	Entalpía fusión [J g ⁻¹]	Entalpía ebullición [J g ⁻¹]	Calor específico [J Kg ⁻¹ K ⁻¹]	Conductividad térmica [W m ⁻¹ K ⁻¹]	Viscosidad dinámica [μPa s]
Acetileno (etino)	194 ^a	188	615	115	651			
Acetona	178	329	791	98	532	2150	0.18	330
Agua	273	373	998	334	2257	4180	0.60	1000
Amoniaco	195	240	697	332	1357	4601	0.50	266
Anilina	276	457	1021	114	434	2140	0.17	4467
Benceno	279	353	879	126	394	1720	0.15	653
n-Butano	135	273	573	80	365	2415		282
Ciclohexano	280	354	778	31	360	1859		411
Cloroformo	210	335	1489		247	980	0.13	562
n-Decano	243	447	730	202	276	2000	0.15	920
Dióxido de Azufre	198	263	1455	135	389		0.20	550

Dióxido de Carbono	217 ^a	195	777	181	391		0.09	70
Etano	90	185	572	95	520			257
Etanol	156	352	789	108	855	2840	0.18	1194
Éter etílico	157	308	715	99	351	2260	0.14	230
Etilenglicol	262	471	1109	181	800	2400	0.26	20000
Etileno (eteno)	104	169	577	120	483			310
Glicerina	293	454	1261		663	2430	0.30	1500000
n- Heptano	182	372	684	140	321	2220	0.13	409
n- Hexano	178	342	658	150	337	2259	0.12	320
Hidrógeno	14	20	71	59	448			10
Mercurio	234	630	13546	12	301	139	9.3	1550
Metano	91	112	555	58	555	3416		
Metanol	175	338	791	99	1100	2510	0.21	593
Nitrógeno	63	77	804	26	199		0.15	
n-Octano	217	399	703	181	306	2100	0.15	562
Oxígeno	54	90	1149	14	213			
n-Pentano	143	309	626	116	356	2177	0.14	229
Propano	83	231	585	80	430	2116		327
Propileno	88	225	612		437		0.15	

Queroseno		477	820			2000	0.07	2480
R-12		243	1330		165	966	60	200
Sodio (a 1000K)	371	1156	780	115		1250	0.11	200
Tetracloruro de carbono	250	350	1590	30	195	842		967

^a Punto triple

Tabla IV. Densidad del agua líquida en función de la temperatura

Temperatura [°C]	Presión de saturación [bar abs.]	Densidad [Kg m ⁻³]
0.1	0.006112	999.8
5	0.008719	999.9
10	0.012271	999.7
15	0.017041	999.0
20	0.023368	998.2
25	0.031663	997.0
30	0.042418	995.6
35	0.056217	994.0
40	0.073750	992.2
45	0.09582	990.2
50	0.12335	988.0
55	0.15740	985.7
60	0.19919	983.2
65	0.25008	980.5
70	0.31160	977.7
75	0.38547	974.8
80	0.47359	971.8
85	0.57803	968.6
90	0.70109	965.3
95	0.84526	961.9
100	1.01325	958.3

ANEXO D

BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Tabla I. Balances de materia y energía de las corrientes del proceso

Componente	Grasa	Metanol	NaOH	CH ₃ COOH	Biodiesel	Glicerol	Agua	Temperatura	Densidad
Corriente	pollo [lb/s]	[lb/s]	[lb/s]	[lb/s]	[lb/s]	[lb/s]	[lb/s]	[°F]	[lb/ft ³]
1	0.8551	-	-	-	-	-	0.0086	59.2	57.8
2	-	0.1175	-	-	-	-	0.0000	59.2	49.9
3	-	-	0.0034	-	-	-	0.0000	59.2	133.6
4	-	-	-	0.0004	-	-	0.0000	59.2	66.1
5	-	-	-	-	0.5814	-	0.0001	59.2	55.7
6	-	0.1106	0.0032	-	-	0.0812	0.0000	59.2	79.0
7	0.8551	-	-	-	-	-	0.0086	175.0	54.6
8	0.8551	-	-	-	-	-	0.0086	175.0	54.6
9	-	0.1175	0.0034	-	0.7268	0.0812	0.0086	155.0	56.08

10	-	0.1175	0.0034	-	0.7268	0.0812	0.0086	155.0	56.08
11	-	0.0346	0.0010	-	0.8076	0.0254	0.0000	124.0	55.95
12	-	0.0346	0.0010	-	0.8076	0.0254	0.0000	124.0	55.95
13	-	0.0069	0.0002	-	0.7268	-	0.0000	99.2	55.59
14	-	0.0069	0.0002	-	0.7268	-	0.0000	99.2	55.59
15	-	0.0069	-	0.0001	0.7268	-	0.0001	79.4	55.62
16	-	0.0069	-	0.0001	0.7268	-	0.0001	79.4	55.62
17	-	0.0069	-	0.0001	0.7268	-	0.1428	180.0	56.76
18	-	0.0069	-	0.0001	0.7268	-	0.1428	180.0	56.76
19	-	0.0003	-	-	0.6460	-	0.0071	210.0	55.67
20	-	0.0000	-	-	0.5814	-	0.0001	230.0	55.67
21	-	0.0000	-	-	0.5814	-	0.0001	230.0	55.67
22	-	0.0000	-	-	0.5814	-	0.0001	59.0	55.67
23	-	0.0000	-	-	0.5814	-	0.0001	59.0	55.67

24	-	0.4702	0.0137	-	-	-	0.0002	165.0	0.65
25	-	0.0940	0.0027	-	-	-	0.0000	155.0	0.65
26	-	0.2116	0.0062	-	-	-	0.0001	61.1	49.92
27	-	0.2116	0.0062	-	-	-	0.0001	61.1	49.92
28	-	0.2116	0.0062	-	-	-	0.0001	145.0	45.21
29	-	0.2116	0.0062	-	-	-	0.0001	195.0	45.21
30	-	0.3761	0.0109	-	-	-	0.0002	165.0	0.65
31	-	0.5877	0.0171	-	-	-	0.0003	175.8	0.65
32	-	0.1383	0.0040	-	0.2019	0.1015	0.0001	124.0	57.85
33	-	0.1383	0.0040	-	0.2019	0.1015	0.0001	124.0	57.85
34	-	0.0277	0.0008	-	0.2019	0.0203	0.0000	99.2	56.62
35	-	0.0277	0.0008	-	0.2019	0.0203	0.0000	99.2	56.62
36	-	0.0277	0.0008	-	0.0808	0.0254	0.0000	99.2	58.32
37	-	0.0277	0.0008	-	0.0808	0.0254	0.0000	99.2	58.32

38	-	0.1106	0.0032	-	-	0.0812	0.0000	99.2	60.53
39	-	0.1106	0.0032	-	-	0.0812	0.0000	99.2	60.53
40	-	0.1106	0.0032	-	-	0.0812	0.0000	59.0	79.04
41	-	0.0066	-	0.0001	0.0808	-	0.1356	230.0	
42	-	0.0003	0	-	0.0646	-	0.0071		

Figura 12. Diagrama preliminar de Flujo del proceso productivo de ésteres monoalquílicos

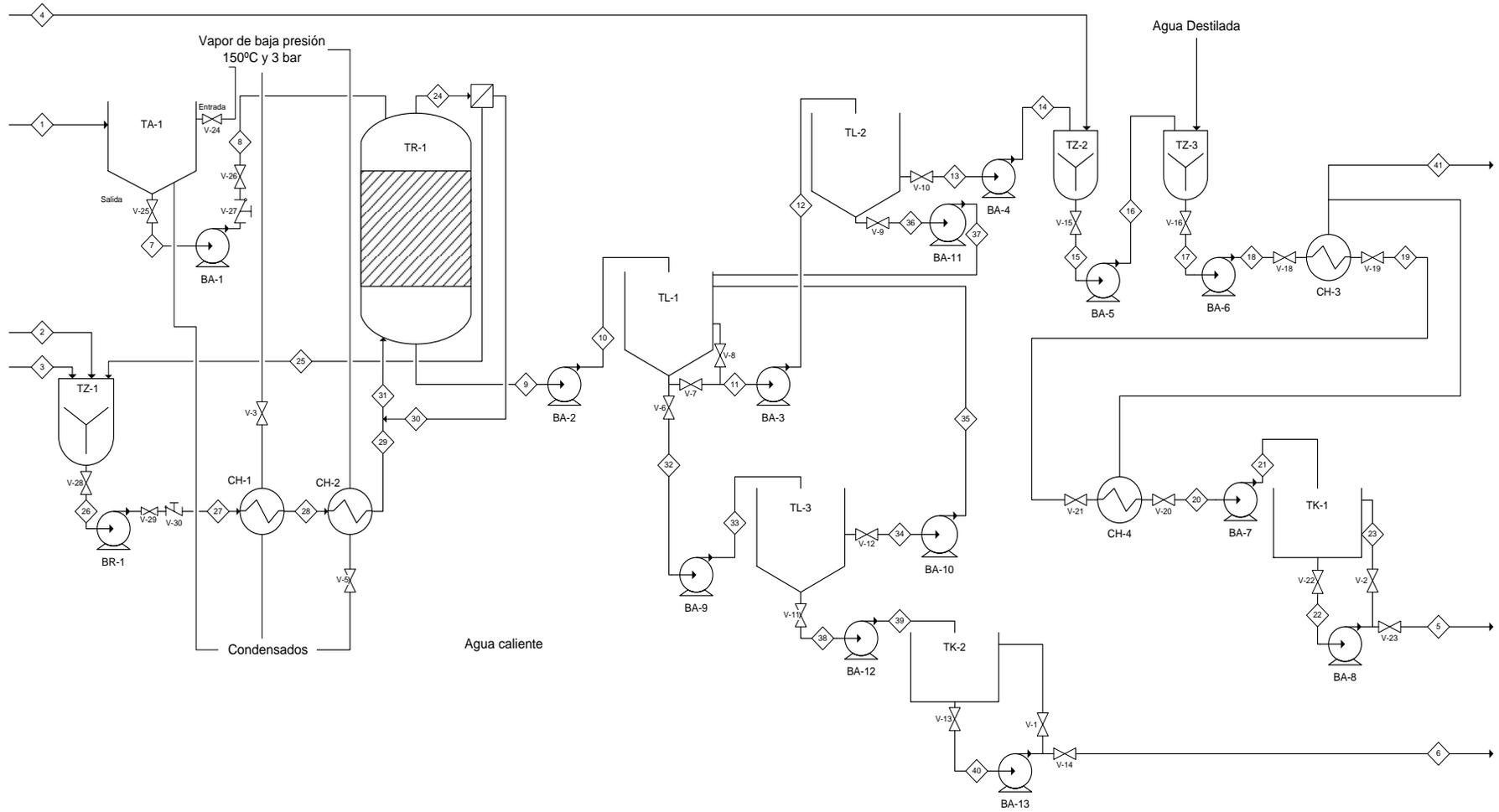


Figura 13. Diagrama de Tubería e Instrumentación preliminar

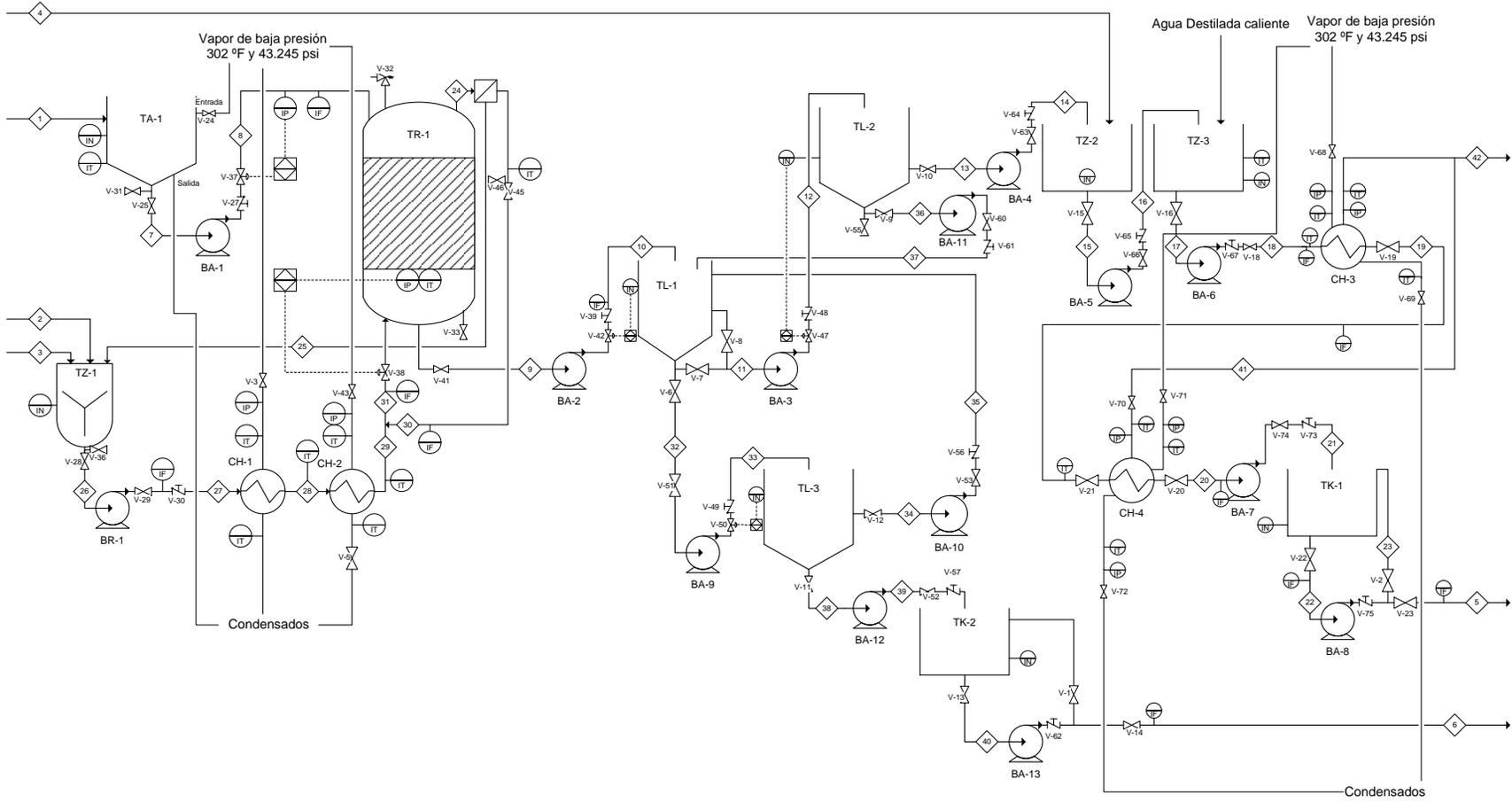


Figura 14. Plano de Localización General de Equipo en la planta piloto

