



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**INGENIERÍA BÁSICA DE UNA PLANTA DE BIODIÉSEL A
PARTIR DE UNA MEZCLA DE ACEITES COMESTIBLES
VEGETALES DE DESECHO PARA EL TRANSPORTE DE LA
CIUDAD DE MÉXICO**

**TESIS MANCOMUNADA
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTAN

JOSÉ RICARDO CASTELLANOS AGUILAR

ENRIQUE GUEVARA ESTRADA



MÉXICO, DF.

DICIEMBRE 2014



Universidad Nacional
Autónoma de México



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: JOSÉ ANTONIO ORTÍZ RAMÍREZ

VOCAL: Profesor: AIDA GUTIÉRREZ ALEJANDRE

SECRETARIO: Profesor: ALEJANDRA CASTRO GONZÁLEZ

1er. SUPLENTE: Profesor: NÉSTOR NOÉ LÓPEZ CASTILLO

2° SUPLENTE: Profesor: MARTÍN RIVERA TOLEDO

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

EL TRABAJO SE REALIZÓ BAJO LOS RECURSOS DEL PROYECTO 188901 DE CONACYT TITULADO “ESTUDIO, DISEÑO E IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA DE PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL A PARTIR DE ACEITES COMESTIBLES USADOS” PARTICIPANDO RTP, GOBIERNO DE DF Y SECRETARÍA DE CIENCIA, TECNOLOGÍA E INNOVACIÓN DEL DF DENTRO DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

ASESORA DEL TEMA:

ALEJANDRA CASTRO GONZALEZ

SUSTENTANTES:

JOSÉ RICARDO CASTELLANOS AGUILAR

ENRIQUE GUEVARA ESTRADA

Agradecimientos de Enrique

A mis padres, que me han guiado desde pequeño, y me apoyaron en este camino a cumplir ésta y muchas otras metas. Que a lo largo de todos estos años han dado lo mejor de sí para mis hermanos y su esfuerzo siempre fue inspiración y mi principal fuerza motora.

A mis abuelos, que me han guiado con sus palabras y enseñanzas desde que era un niño, así como sus cuidados y amor. Ustedes formaron una parte importante de mí a lo largo de mi vida y especialmente a lo largo de este logro.

A Socorro, mi primera mentora, quien me mostró por primera vez las maravillas del mundo de la ingeniería química, quien me inspiró y apoyó en mi formación temprana, sin lo cual yo no hubiera entrado nunca en este fantástico mundo, que me ha llenado de pasión por la vida, ni conocido a tanta gente que ha dejado una huella imborrable en mí.

A Diana, que me ha permitido compartir a su lado tantas experiencias y emociones. Que me inspiró a siempre ser la mejor versión de mí mismo y que ésta sea a la vez mejor cada día. Con gran cariño por convertirse en mi cómplice y volver increíble cada parte del tiempo y el espacio.

A Ricardo, quien se convirtió en un amigo para toda la vida, mi admiración y felicitaciones por todos sus logros, y las gracias por ser mi aliado en muchos de mis logros.

A mis amigos, con quienes compartí momentos maravillosos, sonrisas e incluso momentos difíciles. Por siempre estar a mi lado, apoyándonos unos a otros para alcanzar nuestras metas, ya fueran colectivas o individuales. Agradezco en especial a Mariana, Rafa, Chucho, Mara, Tavo y Noé, con quienes comencé este increíble viaje. De la misma manera agradezco a todos aquellos con los que compartí momentos de aprendizaje y diversión cuando el viaje iba ya más adelantado, gracias a Arturo, David, Giordano, Fadul, Juan, Limón, Flor, Nadia y Orlene.

A mis profesores, cuyas historias y experiencia alimentaron mi pasión por mi carrera. Le dedico a cada uno mi admiración y respeto. Agradezco en especial a Araceli, que se convirtió más allá que en mi maestra, en mi amiga, y con quien disfruté de trabajar alimentando de curiosidad y conocimiento a aquellas personas que recién comienzan su propia aventura.

Agradecimientos de Ricardo

Hoy alcance este triunfo gracias a mi padre que siempre me ha apoyado en todos mis proyectos, algunos locos y otros no tanto. Él ha sido, es y seguirá siendo mi más grande mentor de vida. Papá, te agradezco por tu apoyo, tu comprensión, tu paciencia y tu amor.

Mamá ha sido otro pilar en mi vida, ella me enseñó valores dentro de los que destacan la perseverancia y la disciplina. Siempre fuiste y serás amiga mía. Valoro tu amor incondicional. Gracias por ser mi confidente y cuidarme.

Mi hermano único y maravilloso ha representado para mí durante estos años de licenciatura una persona que se preocupa por mí y me apoya en todo: comidas, viajes, travesuras, retos e incluso enfermedades. No te cambiaría por nada en el mundo Javier y te agradezco tu nobleza y generosidad hacia mí.

Mi abuela, mis tíos y mis primos también han contribuido a este logro siendo siempre familia amorosa y procurándome, a pesar de la distancia. Les agradezco a todos ustedes por su apoyo incondicional en cualquier tipo de situación. Siempre es increíble que al vernos, incluso después de mucho tiempo, tenemos el trato de personas que se ven cotidianamente.

El recorrido de la licenciatura es largo y lo viví en diferentes etapas que disfrute a lado de muchas personas. Estas personas lograron tocar de una forma u otra mi corazón, por lo que les agradezco, en especial porque gracias a ustedes disfrute al máximo esta experiencia.

Jessica y Bernardo fueron mis primeros amigos de la universidad, por no decir que de la ciudad. Les agradezco profundamente su amistad y espero contar con ustedes el resto de mi vida, porque sé que ustedes cuentan y contarán conmigo.

Josué ha sido mi amigo desde hace años y te tengo una gran estima y admiración. Eres de las personas más nobles y leales que conozco, te agradezco haberme soportado a lo largo de este camino y cuentas con mi amistad por siempre.

Agradezco a Edgar por su amistad y entrega hacia mí. Eres una persona increíble y auténtica con la que he vivido momentos espléndidos y gracias a ti sobrelleve gran parte de la licenciatura con una de tus contagiosas sonrisas.

Hay personas de las cuales estoy agradecido de haber tenido la fortuna de conocer, Enrique tú eres una de ellas. Eres una persona con la que logré congeniar enseguida y me has enseñado mucho, te agradezco tu amistad y paciencia (especialmente durante la elaboración de la tesis).

Sin duda alguna, la persona más leal y bondadosa que conozco es Giordano. Te agradezco por tu amistad y por siempre ver por mi bien. Te considero un gran amigo y espero seguirlo siendo por muchos años más.

Quiero agradecer a mis nuevos y maravillosos amigos que tuve la oportunidad de conocer durante la universidad: Mariana, Rafael, Juan, Fadul, David, Nadia, Orlene, Gaby, Marco, Tania, Luis, Diego y Adriana. Todos ustedes fueron para mí una fuente de diversión y aprendizajes diversos, tanto en la vida escolar como la de afuera.

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS.....	IX
ÍNDICE DE TABLAS	XII
ACRÓNIMOS.....	XIV
RESUMEN.....	XVII
INTRODUCCIÓN	XVIII
OBJETIVOS.....	XIX
ALCANCE	XX
Capítulo 1	
Antecedentes.....	1
1.1 Consumo nacional de energía	1
1.1.1 Indicadores de energía.....	1
1.1.1.1 Intensidad energética	1
1.1.1.2 Consumo de energía per cápita	3
1.1.1.3 Ingresos del sector público	3
1.1.2 Indicadores económicos y energéticos 2010-2013	4
1.1.3 Consumo y rubros de consumo	5
1.2 Biocombustibles líquidos.....	6
1.3 Estadísticas de uso de aceites vegetales	7
1.4 Uso del biodiésel en México y otros países	10
1.5 Ventajas y desventajas del empleo de biodiésel.....	13
Capítulo 2	
Fundamentos.....	15
2.1 Reacción de síntesis de biodiésel	15
2.1.1 Modelos de producción	15
2.1.2 Esterificación	15
2.1.3 Transesterificación	16
2.2 Normatividad con respecto al biodiésel	17
2.3 ASTM 6751	18
2.4 Parámetros a evaluar.....	19
2.5 Bases de diseño para el proceso de producción de biodiésel	24

2.5.1	Operaciones unitarias básicas.....	25
2.5.1.1	Mezclador.....	25
2.5.1.2	Transferencia de calor.....	25
2.5.1.3	Reacción química.....	26
2.5.1.4	Secado.....	26
2.5.1.5	Centrifugación.....	26
2.5.1.6	Evaporación.....	26
2.5.1.7	Intercambio iónico.....	27
2.5.1.8	Adsorción.....	27
2.5.2	Diferentes arreglos para alcanzar la calidad deseada en la fase terminal de producción de biodiésel.....	27
2.5.2.1	Fase preliminar.....	28
2.5.2.1.1	Filtrado de sólidos.....	28
2.5.2.1.2	Eliminación de humedad en el aire.....	28
2.5.2.1.3	Esterificación de AGL.....	28
2.5.2.2	Fase principal.....	29
2.5.2.2.1	Transesterificación de triglicéridos.....	29
2.5.2.2.1.1	Efecto de la relación metanol/ aceite en el rendimiento de producción de biodiésel.....	30
2.5.2.2.1.2	Efecto del tiempo de reacción en el rendimiento de producción de biodiésel.....	30
2.5.2.2.1.3	Efecto de la temperatura en el rendimiento de producción de biodiésel.....	30
2.5.2.2.1.4	Efecto de la concentración del catalizador en el rendimiento de producción de biodiésel.....	32
2.5.2.2.2	Rendimiento de EMAG en la reacción de transesterificación.....	34
2.5.2.2.2.1	Efecto de la relación metanol/ aceite en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel.....	35

2.5.2.2.2	Efecto del tiempo de reacción en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel.....	35
2.5.2.2.3	Efecto la temperatura en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel	35
2.5.2.2.4	Efecto de la concentración del catalizador en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel	35
2.5.2.3	Resumen de estudio de las diferentes variables que afectan la reacción de transesterificación	38
2.5.2.4	Separación de la mezcla reactiva	38
2.5.2.3	Fase de refinación	39
2.5.2.3.1	Lavado de biodiésel.....	39
2.5.2.3.2	Lavado en seco de biodiésel.....	40
2.5.2.3.3	Evaporación y recuperación de metanol.....	40
2.5.2.3.4	Filtración por membranas	40
2.6	Ingeniería básica, de un proceso determinado y de detalle	41
2.6.1	Ingeniería básica.....	41
2.6.2	Ingeniería de detalle.....	42
2.7	Diagramas de flujo de proceso de plantas actuales en el mundo	44
Capítulo 3		
Metodología		49
3.1	Caso de estudio	49
3.2	Balance de materia	50
3.2.1	Propiedades físicas de las especies	50
3.2.2	Pretratamiento	51
3.2.2.1	Diagrama simplificado	53
3.2.2.2	Datos de corriente	53
3.2.3	Proceso principal	54
3.2.3.1	Diagrama simplificado	54
3.2.3.2	Datos de corriente	54

3.2.4	Refinamiento del biodiésel	55
3.2.4.1	Diagrama simplificado	56
3.2.4.2	Datos de corriente	56
3.3	Esterificación	59
3.3.1	Reacción química.....	59
3.3.2	Equilibrio y cinética de la reacción.....	59
3.3.3	Efecto del alcohol.....	60
3.3.4	Efecto del ácido carboxílico	60
3.3.5	Efecto del catalizador ácido.....	61
3.4	Transesterificación	63
3.5	Cavitación hidrodinámica	66
3.6	Diagrama de flujo de metodología	68
Capítulo 4		
Resultados	69
4.1	Reglas heurísticas.....	69
4.1.1	Bombas	69
4.1.2	Tuberías de líneas de proceso	70
4.1.3	Reactores químicos.....	71
4.1.4	Servicios auxiliares	72
4.1.5	Tanques de proceso.....	73
4.1.6	Taques de almacenamiento	74
4.1.7	Intercambiadores de calor	74
4.1.8	Evaporadores.....	75
4.1.9	Agitadores y mezcladores	75
4.2	Ingeniería básica.....	76
4.2.1	Proceso productivo propuesto	76
4.2.2	Diagrama de flujo de proceso	80
4.2.3	Justificación de las operaciones unitarias del proceso productivo	80
4.2.4	Localización de la planta	85
4.2.4.1	Recurso hidrológico	85
4.2.4.2	Estadísticas climatológicas	87
4.2.4.3	Datos sísmicos	92
4.2.5	Códigos y normas aplicables	93

4.3	Bases de diseño	96
4.3.1	Definición de la capacidad de la planta	96
4.3.2	Especificaciones de cargas y productos	96
4.4	Criterios de diseño	97
4.4.1	Análisis de proceso	97
4.4.2	Alternativas de proceso	99
4.4.3	Variables principales de control de proceso	102
4.4.4	Características de servicios auxiliares	103
4.4.5	Especificaciones generales	104
4.5	Balance de energía	105
4.6	Capacidad de producción	107
4.7	Descripción general del proceso	110
4.7.1	Número de equipos para un mismo servicio	110
4.7.2	Lista de equipo	110
4.8	Servicios auxiliares del proceso	110
4.9	Tubería e instrumentación del proceso	113
4.9.1	Instrumentación en líneas y equipos	113
4.9.2	Cálculo hidráulico de líneas de proceso	117
4.9.3	Especificación de tuberías	118
4.10	Sistema de desfogue	123
4.11	Localización interna preliminar	124
4.12	Factibilidad económica	125
Capítulo 5		
	Conclusiones	127
	ANEXO A. MAGNESOL	130
	ANEXO B. PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DE LAS ESPECIES INVOLUCRADAS	132
	ANEXO C. REPRESENTACIÓN GRÁFICA DE LA SIMULACIÓN EN HYSYS V8.4	133
	ANEXO D. SIMBOLOGÍA DE EQUIPO	134
	ANEXO E. CÓDIGOS Y NORMAS APLICABLES	135
	BIBLIOGRAFÍA	140

Índice de figuras

Figura 1.1	Intensidad energética en México de 2001 a 2011	2
Figura 1.2	Producto interno bruto en función de consumo nacional de energía.....	2
Figura 1.3	Consumo de energía per cápita en GJ/hab	3
Figura 1.4	Ingresos del sector público en MMDP	4
Figura 1.5	Consumo del sector energético	5
Figura 1.6	Consumo nacional energético	5
Figura 1.7	Diagrama de los tipos de biocombustibles clasificados en primera y segunda generación, mostrando las rutas de las materias primas y tecnologías hasta los biocombustibles	8
Figura 1.8	Molienda y procesado de oleaginosas en México	9
Figura 1.9	Producción nacional de aceites vegetales	9
Figura 1.10	Proyección del uso de la semilla de soya para la elaboración de biodiésel en EE.UU.	10
Figura 2.1	Reacción de esterificación	16
Figura 2.2	Reacción de transesterificación.....	17
Figura 2.3	Reacción de transesterificación en etapas a partir de triglicéridos.....	17
Figura 2.4	Efecto de la relación molar de alimentación aceite-alcohol en la reacción de transesterificación de aceite	31
Figura 2.5	Efecto de del tiempo de reacción en la reacción de transesterificación de aceite.....	31
Figura 2.6	Efecto de la temperatura en la reacción de transesterificación de aceite.....	32

Figura 2.7	Efecto de la concentración de catalizador básico en la reacción de transesterificación de aceite	33
Figura 2.8	Influencia de cada variable sobre el proceso de producción de biodiésel a partir de aceite de camelina	33
Figura 2.9	Influencia de cada variable sobre el rendimiento de EMAG en el proceso de producción de biodiésel a partir de aceite de camelina	34
Figura 2.10	Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función de la relación metanol/aceite	36
Figura 2.11	Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función del tiempo de reacción.....	36
Figura 2.12	Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función de la temperatura de reacción	37
Figura 2.13	Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función de la concentración del catalizador.....	37
Figura 2.14	Etapas de la ingeniería básica	43
Figura 2.15	Etapas de la ingeniería de detalle	44
Figura 2.16	Diagrama de flujo de proceso de biodiésel de Piedmont Biofuels	45
Figura 2.17	Diagrama de flujo de proceso discontinuo para la producción de biodiésel reportado por Miliarium	46
Figura 2.18	Diagrama de flujo de proceso continuo para la producción de biodiésel reportado por Miliarium	46
Figura 2.19	Diagrama de flujo de proceso para la producción de biodiésel reportado por Green Fuels	47
Figura 2.20	Diagrama de flujo de proceso para la producción de biodiésel	48
Figura 2.21	Diagrama de flujo de proceso para la producción de biodiésel reportado por la CIE	48

Figura 3.1	Reacción de esterificación	52
Figura 3.2	Diagrama simplificado para pretratamiento	53
Figura 3.3	Diagrama simplificado para proceso principal	55
Figura 3.4	Diagrama simplificado para refinamiento	56
Figura 3.5	Representación gráfica del balance de masas	58
Figura 3.6	Influencia de la concentración del catalizador en la esterificación de ácido salicílico-metanol a 68 °C con una relación molar ácido/alcohol igual a 1/12	63
Figura 3.7	Representación esquemática de un reactor de cavitación hidrodinámica	67
Figura 3.8	Metodología seguida durante la elaboración de la tesis	68
Figura 4.1	Diagrama de bloques del proceso productivo de biodiésel propuesto	77
Figura 4.2	Diagrama de flujo de proceso lógico para el proceso de producción de biodiésel utilizando cavitación hidrodinámica	78
Figura 4.3	Diagrama de flujo de proceso	82
Figura 4.4	Diagrama de operación reactor de cavitación	83
Figura 4.5	Infraestructura para el agua potable en el Distrito Federal	88
Figura 4.6	Infraestructura de drenaje del Distrito Federal	89
Figura 4.7	Plantas de tratamiento de aguas residuales en el Distrito Federal	90
Figura 4.8	Campo de viento promedio vectorial en superficie dentro de la ZMCM	91
Figura 4.9	Valores máximos y mínimos promedio de temperatura en la delegación	91
Figura 4.10	Valores promedio de precipitación para cada mes en la delegación	92
Figura 4.11	Filtro modelo #205 de la empresa FILSA	97
Figura 4.12	Bomba Serie AEH de la empresa SFSS	109
Figura 4.13	Bomba Wenert Pumpen SP de la empresa DMN	109

Figura 4.14	Diagrama de servicios auxiliares.....	114
Figura 4.15	Diagrama de tubería e instrumentación	115
Figura 4.16	Diagrama del sistema de desfogue propuesto	123
Figura 4.17	Diagrama preliminar de localización interna de equipos dentro de la planta.....	124
Figura 4.18	Comportamiento del precio promedio de diésel por galón en la historia de Estados Unidos	125

Índice de tablas

Tabla 1.1	Indicadores económicos y energéticos 2010-2013	4
Tabla 1.2	Consumo nacional de energía por rubro.....	6
Tabla 2.1	Estándares de calidad para el biodiésel	20
Tabla 3.1	Requisitos detallados para Biodiésel B100	50
Tabla 3.2	Especies involucradas en el proceso de producción de biodiésel, propiedades físicas	51
Tabla 3.3	Datos preliminares de corrientes en pretratamiento.....	53
Tabla 3.4	Datos preliminares de corrientes en el proceso principal	55
Tabla 3.5	Datos preliminares de corrientes en el proceso de refinamiento	56
Tabla 3.6	Balance de materia del proceso completo propuesto	57
Tabla 3.7	Porcentajes de conversión de esterificación de ácido acético sin catalizador a 155 °C utilizando diferentes alcoholes	61
Tabla 3.8	Porcentajes de conversión de esterificación de alcohol isobutílico con varios ácidos sin catalizador a 155 °C.....	62
Tabla 3.9	Velocidad relativa de varios ácidos en la hidrólisis de acetato de metilo.....	62
Tabla 3.10	Estudio de la concentración del catalizador en la esterificación ácido acético-etanol a 74 °C	63

Tabla 3.11	Parámetros óptimos encontrados por Wu y Leung (2011) para la reacción de transesterificación de biodiésel.....	65
Tabla 3.12	Propiedades del combustible obtenido y el contenido de EMAG a partir de diversas materias primas en condiciones óptimas reportadas.....	65
Tabla 4.1	Criterios de velocidad y caídas de presión en líneas de proceso	71
Tabla 4.2	Relación presión-temperatura de vapor de servicio	72
Tabla 4.3	Tensión máxima permisible en materiales en función de temperatura	73
Tabla 4.4	Capacidad de tanques de proceso en función del balance de materia.....	108
Tabla 4.5	Potencia de bombas de proceso	108
Tabla 4.6	Capacidad energética de intercambiadores de calor y evaporadores	109
Tabla 4.7	Número de equipos requeridos para un mismo servicio	111
Tabla 4.8	Lista de equipos.....	112
Tabla 4.9	Velocidades recomendadas en función de la densidad.....	118
Tabla 4.10	Información de diferentes corrientes de proceso	119
Tabla 4.11	Selección de material en tuberías de fluidos de servicio	121
Tabla 4.12	Parámetros de diseño de la clave PS-101	121
Tabla 4.13	Parámetros de diseño de la clave PS-200	122
Tabla 4.14	Especificaciones de las líneas de proceso	122
Tabla 4.15	Consumo energético calculado de la planta	126

Acrónimos

<i>Siglas</i>	<i>Inglés</i>	<i>Español</i>
ΔG		Energía libre de Gibbs
AGL	Free fatty acids	Ácidos grasos libres
ASME	American Society of Mechanical Engineers	Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos
ASTM	American Society for Testing and Materials	Sociedad Americana para Pruebas y Materiales
B100		Biodiésel al 100%
B20		Mezcla de biodiésel (20%) con diésel (80%)
B30		Mezcla de biodiésel (30%) con diésel (70%)
$C(w_0)$		Clima templado subhúmedo con lluvias en verano de menor humedad
Ca		Calcio
CH ₃ OH		Metanol
CIE		Compañía para la Investigación Energética
CO ₂		Dióxido de carbono
CONAE		Comisión Nacional para el Ahorro de Energía
CVG	Crane Valve Group	Grupo Crane
DFP		Diagrama de flujo de proceso
DIN	Deutsches Institut für Normung (Alemania)	Instituto Alemán para Normas
DSA		Diagrama de servicios auxiliares

DTI		Diagrama de tubería e instrumentación
EN	European Norm	Norma Europea
EPA	Environment Protection Agency	Agencia de Protección Ambiental
FAME	Free fatty methyl ester	Metil éster de ácido graso libre
FFA	Free fatty acids	Ácidos grasos libres
GJ	Gigajoules	Gigajoules (10^9)
H ₂ O		Agua
H ₂ SO ₄		Ácido sulfúrico
INEGI		Instituto Nacional de Estadística y Geografía
K		Potasio
K ₂ SO ₄		Sulfato de potasio
KOH		Potasa/Hidróxido de potasio
MEAG		Metil éster de ácido graso
Mg		Magnesio
MMDP		Miles de millones de pesos
Na		Sodio
NFPA	National Fire Protection Association	Asociación Nacional para la Protección del Fuego
NOM		Norma Oficial Mexicana
NO _x		Óxidos de nitrógeno
NRF		Normas de referencia
ÖNORM	Österreichische Normen (Alemania)	Norma Austríaca
PEMEX		Petróleos Mexicanos
PIB		Producto interno bruto
PJ		Petajoules (10^{15})

R'OH		Fórmula química general para un alcohol
RCOOH		Fórmula química general para un ácido carboxílico
RCOOR'		Fórmula química general para un éster
RMA		Relación metanol/aceite
RTP		Red de Transporte de Pasajeros del Distrito Federal
SAGARPA		Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación
SEMARNAT		Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales
SENER		Secretaría de Energía
SIHI		Empresa Sterling SIHI
SIE		Sistema de Información Energética
SSN		Sistema Sismológico Nacional
USDE	United State Department of Energy	Departamento de Energía de Estados Unidos
ZMCM		Zona Metropolitana de la Ciudad de México

Resumen

Este estudio propone la ingeniería básica de una planta de producción de biodiésel a partir de una mezcla de aceites comestibles vegetales de desecho para la Red de Transporte de Pasajeros del Distrito Federal, con una capacidad de 2,000 L por día. La planta tiene como localización tentativa en el Encierro 33, propiedad del Distrito Federal, ubicado en la delegación Azcapotzalco a contra espalda de la estación de metro El Rosario. Se necesitan al día 1,990 kg de aceite de desecho, que pretenden recolectarse de restaurantes, hoteles y establecimiento de comida rápida del D.F. Al día se estarían produciendo 1,900 kg de biodiésel en tres lotes, con un tiempo aproximado de 5 horas con 15 minutos por lote. Al día se obtienen 100 kg de glicerina, que es el subproducto de la reacción de transesterificación alcalina. El proceso consiste de dos reacciones que se realizarán utilizando la técnica de cavitación hidrodinámica, la cual permite introducir la materia prima al reactor a temperatura y presión atmosférica. El refinamiento que se le da al biodiésel es evaporar el metanol y a continuación, se realiza un lavado en seco con magnesol. El biodiésel obtenido cumplirá con las especificaciones para el biodiésel de la norma americana ASTM 6751.

Introducción

Actualmente se vive en un mundo que depende aproximadamente 80% de los combustibles fósiles para generar energía. Esto ha provocado que en las últimas décadas el consumo de estos combustibles haya incrementado en tan gran medida, que se han agotado a un paso acelerado las reservas de petróleo. La empresa “ecotricity” reporta que para el año 2050 se habrá terminado el petróleo y si se utiliza el gas natural para sustituirlo, este se acabará una década más tarde. Por lo tanto es importante encontrar fuentes alternativas de energía que logren sustituir en la medida de lo posible a los combustibles fósiles.

Los biocombustibles líquidos son combustibles sintetizados a partir de biomasa y se han perfilado como principal sustituto de los combustibles derivados del petróleo, en especial cuando éstos últimos son utilizados en el sector transporte. Se espera que este sector aumente su demanda en un 60% a nivel global en el año 2030 y por lo tanto, se espera que los biocombustibles líquidos puedan ser un reemplazo de los combustibles fósiles.

Dentro de los biocombustibles fósiles, se encuentra el biodiésel que suele producirse a partir de aceites vegetales. Éste tiene una estructura que permite al motor realizar una combustión completa que se traduce en mejor aprovechamiento del combustible. Suele utilizarse en mezclas con diésel para motores convencionales y en países con tecnología más desarrollada en este ámbito, existen motores que pueden manejar biodiésel puro.

En la Ciudad de México se tiene gran área de oportunidad en la producción de biodiésel a partir de aceites usados comestibles debido a que según cifras reportadas por el INEGI, hay alrededor de 10,000 unidades restauranteras en la Ciudad de México y el área conurbada. Utilizar aceites usados en la elaboración de biodiésel disminuye, según la Universidad del Estado de Mississippi, un 80% el costo de producción a diferencia de utilizar aceites vírgenes.

La Red de Transporte Público del Distrito Federal utiliza diésel que se encuentra a \$14.20/L por lo que al tener su producción de biodiésel podría reducir el costo por litro alrededor de \$7.00. Esto representaría un ahorro de 10% anual en el consumo total de diésel, sin considerar la mejora al rendimiento de las unidades. La reducción de emisión de gases nocivos como CO_x y SO_x se reduciría entre 15 y 20 por ciento.

Esta tesis es parte del proyecto “Estudio, diseño e implementación de una planta piloto para la producción de biodiésel a partir de aceites comestibles usados” que se realiza en conjunto con la Facultad de Ingeniería, Conacyt y el Gobierno del Distrito Federal.

Objetivo general

Realizar la ingeniería básica de una planta de biodiésel para el Transporte Público de la Ciudad de México (RTP) con una producción de 2,000 L/día de biodiésel a partir de una mezcla de aceites comestibles vegetales de desecho.

Objetivos particulares

- Hacer uso de la cavitación hidrodinámica como método de reacción para los reactores químicos, donde se lleva a cabo la esterificación y transesterificación de la materia prima.
- Determinar la cantidad de materia prima necesaria para que la planta produzca 2,000 litros al día.
- Implementar métodos de lavado para el producto de interés que no requieran del uso de agua.
- Producir biodiésel del cual se prevé que sus propiedades cumplan con los estándares de la norma ASTM 6751.

Alcance

Al tratarse de un proyecto que se está desarrollando en conjunto con otros expertos de diferentes áreas, se desarrollará la ingeniería básica y el proceso productivo dejando a un lado el diseño de equipos como lo reactores de cavitación hidrodinámica.

Capítulo 1. Antecedentes

1.1 Consumo nacional de energía

El consumo de energía per cápita en 2001 en el territorio nacional fue en promedio 76.9 GJ o 12.1 barriles de petróleo por habitante durante todo el año según el Balance Nacional de Energía 2011 (SENER, 2012). Este consumo fue 0.1% mayor al reportado en 2010. El incremento en este indicador se debió al mayor crecimiento del consumo energético en comparación con el de la población.

En 2011 la producción de energía primaria disminuyó 0.7% respecto a 2010 y totalizó 9,190.76 PJ. Este comportamiento se debió principalmente a la menor producción de crudo, la cual pasó de 6,008.64 PJ en 2010 a 5,933.53 PJ en 2011. No obstante, los hidrocarburos continúan siendo la principal fuente de energía primaria en el país, con una aportación de 88.7%. Por su parte, la producción primaria de fuentes no fósiles incrementó 6.1% respecto a 2010.

En 2011 se importaron 2,269.13 PJ, 13.5% mayor que 2010. Tal comportamiento fue impulsado por un incremento en las importaciones de diésel (28.5%) y gas seco (19.5%). La oferta interna bruta de energía fue equivalente a 8,399.02 PJ, como resultado del aumento en las importaciones de energía. Las importaciones totales cubrieron 27% de la oferta en 2011.

1.1.1 Indicadores energéticos nacionales

1.1.1.1 Intensidad energética

La intensidad energética es la cantidad de energía requerida para producir un peso de producto interno bruto (PIB) a precios de 2003. En la Figura 1.1 se muestra el valor de la intensidad energética en México desde el año 2001 al 2011. De 2010 a 2011, el PIB creció 3.9%, mientras que el consumo nacional de energía incrementó 4.1%. Dicho incremento en el consumo de energía se debió principalmente a un mayor requerimiento de energía en las actividades de transformación (8.7%), lo cual a su vez, estuvo asociado a la mayor generación de electricidad. Lo anterior definió el comportamiento de la intensidad energética durante 2011.

Es importante mencionar que el consumo de energía está estrechamente ligado a la actividad económica del país. Durante el periodo 2001 a 2011, la correlación entre el PIB y el consumo nacional de energía fue 0.92. Esto implica que cuando el PIB ha incrementado, también lo ha hecho el consumo de energía. No obstante, la relación no siempre se mantiene cuando el PIB disminuye. Esto se debe a que durante la desaceleración de la economía, las centrales eléctricas y muchas de las plantas de producción industrial necesitan permanecer encendidas, lo que impide que el consumo energético decaiga a la par de la actividad económica. En la Figura 1.2 se presenta la relación que existe entre el PIB y el consumo nacional de energía.

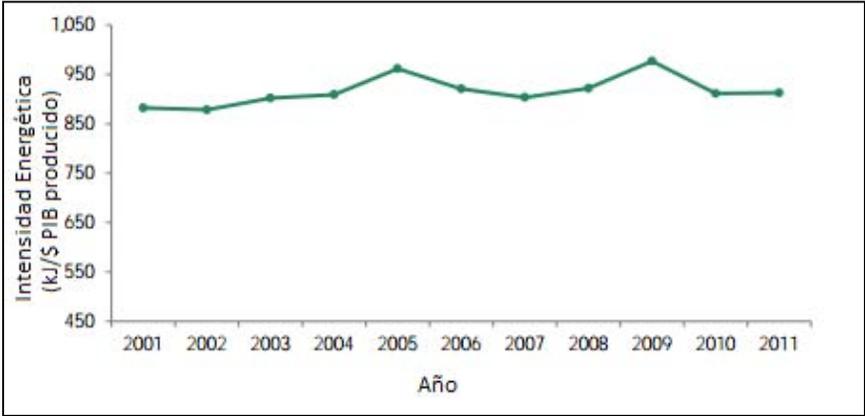


Figura 1.1 Intensidad energética en México de 2001 a 2011 (INEGI, 2012; SENER, 2012)

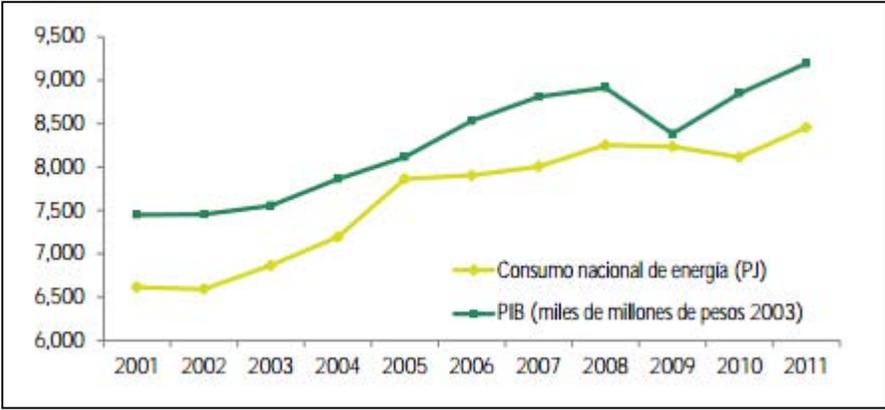


Figura 1.2 Producto interno bruto en función de consumo nacional de energía (INEGI, 2012; SENER, 2012; SCNM, 2011)

1.1.1.2 Consumo de energía per cápita

El consumo de energía per cápita fue 76.9 GJ por habitante (76, 851, 183 kJ por habitante) en 2011, 3.3% mayor que 2010. En dicho año, la población mexicana pasó de 108.4 a 109.2 millones de habitantes, lo que representó un crecimiento de 0.8%. Por su parte, el consumo nacional de energía creció 4.1%. Como ya se mencionó, este crecimiento se debió, entre otras causas, a un mayor consumo en transformación y a la incorporación de nuevos usuarios al Sistema Eléctrico Nacional (SIE). De 2001 a 2011, el consumo de energía per cápita creció 2.5% promedio anual (Figura 1.3).

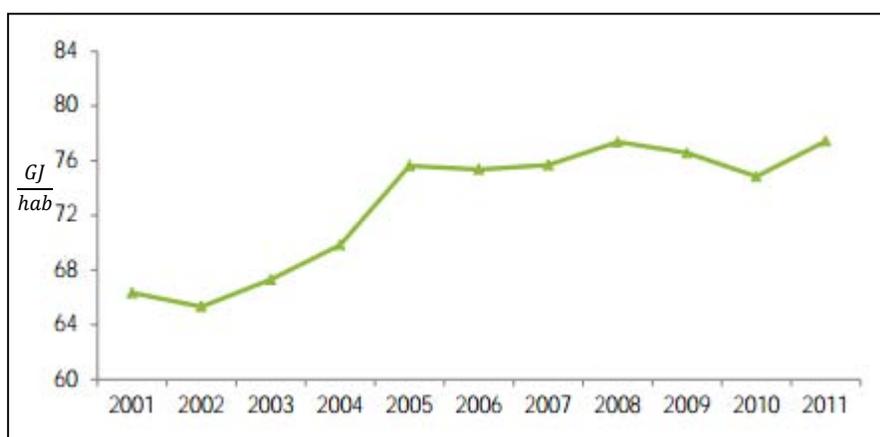


Figura 1.3 Consumo de energía per cápita (CONAPO, 2011; INEGI, 2012; SENER, 2012)

1.1.1.3 Ingresos del sector público

En 2011, los ingresos del sector público provenientes de las actividades petroleras totalizaron 1,096.1 miles de millones de pesos. Con ello, la participación en los ingresos presupuestarios fue 33.9%. Lo anterior se debió, en gran medida, a que el precio de la mezcla mexicana de exportación de petróleo crudo aumentó 39.4% respecto a 2010, al ubicarse en 101 dólares por barril. En la Figura 1.4 se muestran las porciones de los ingresos del sector público provenientes de actividades petroleras y no petroleras.

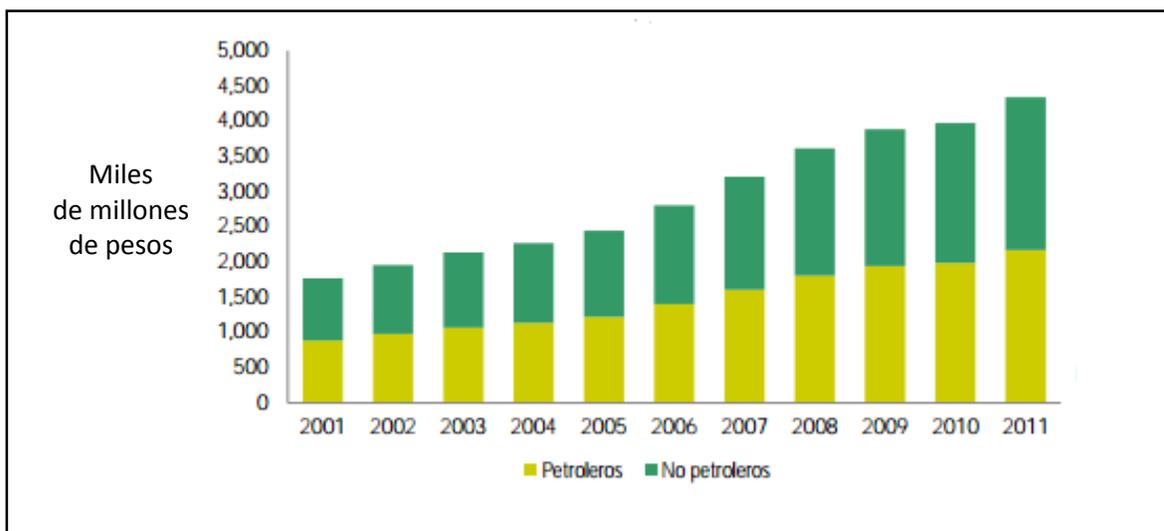


Figura 1.4 Ingresos del sector público (SHCP, 2012)

1.1.2 Indicadores económicos y energéticos 2010-2013

En la Tabla 1.1 se muestran los valores de los indicadores mencionados con anterioridad que fueron registrados en el Sistema de Información Energética (SIE) de la SENER, con el fin de complementar los datos ya presentados.

Tabla 1.1 Indicadores económicos y energéticos 2010-2013 (SIE, 2014)

Descripción	2010	2011	2012	2013	2014
Consumo nacional de energía (PJ)	8,426.5	8,812.5	8,809.4	9,017.4	N/D
PIB nacional (miles de millones de pesos de 2008)	12,277.7	12,774.2	13,283.1	13,425.2	N/D
Población nacional (millones de habitantes)	114.3	115.7	117.1	118.4	N/D
Intensidad energética (kJ/\$ producido)	686.3	689.9	663.2	671.7	N/D
Consumo per cápita de energía (GJ/hab.)	73.8	76.2	75.3	76.2	N/D
Consumo de electricidad (GWh)	212,231.5	226,896.5	233,808.1	235,158.6	N/D
Consumo de electricidad per cápita (kWh/hab.)	1,857.5	1,961.4	1,997.4	1,986.2	N/D
Producción (PJ)	9,316.5	9,292.6	9,059.1	9,025.8	N/D
Oferta interna bruta (PJ)	8,426.5	8,812.5	8,809.4	9,017.4	N/D
Relación producción entre oferta interna bruta	1.1	1.1	1.0	1.0	N/D

Se observa un aumento en el consumo nacional de energía desde el año 2012 al año 2013, el cual tiene sus principales causas en el aumento de la población nacional y el aumento del consumo de energía per cápita en 2013.

1.1.3 Consumo y rubros de consumo

En 2013, el consumo nacional de energía totalizó 9,017.37 PJ. Este flujo es el agregado de la energía que se envía a las distintas actividades o procesos para su utilización. En la Figura 1.5 se representan los porcentajes de consumo del sector energético. En general, como se observa en la Figura 1.6, comprende tres divisiones principalmente: consumo del sector energético, recirculaciones y consumo final. En la Tabla 1.2 se muestra un desglose del consumo nacional de energía por diferentes rubros.

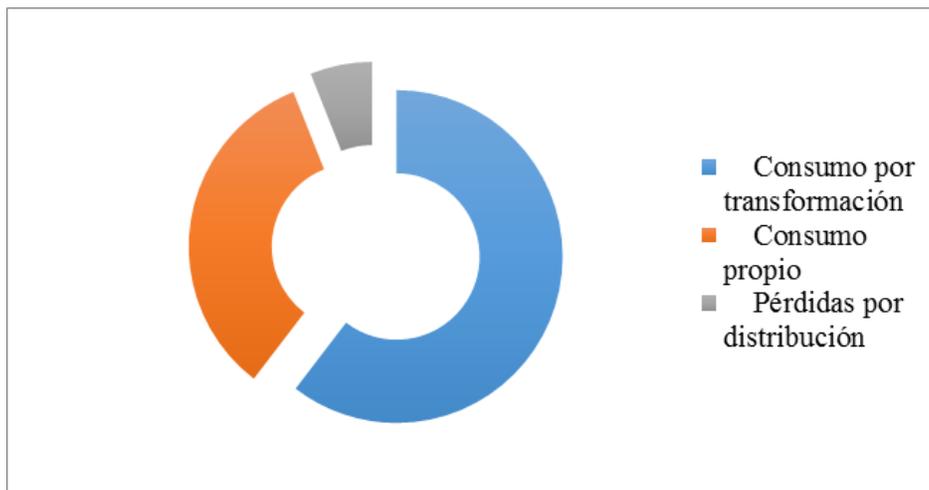


Figura 1.5 Consumo del sector energético (SIE, 2014)

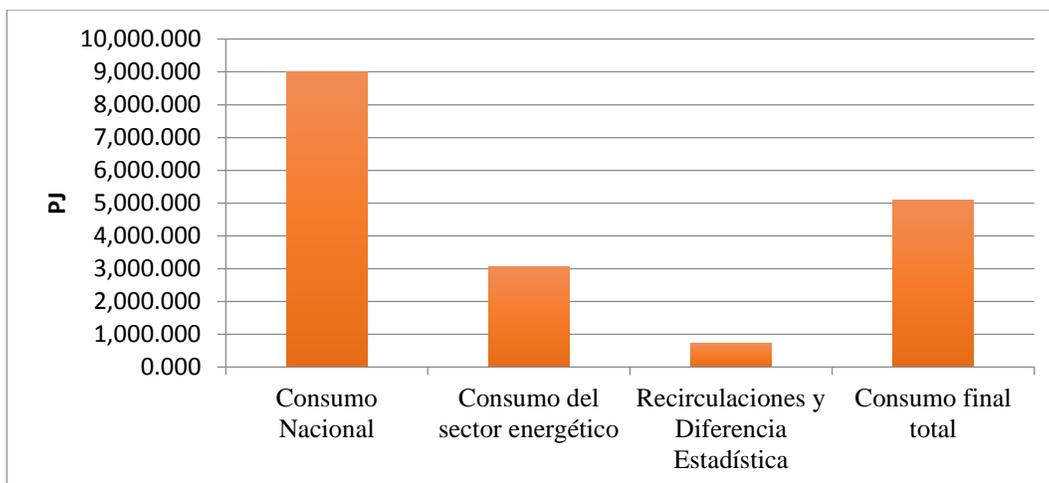


Figura 1.6 Consumo nacional energético (SIE, 2014)

1.2 Biocombustibles líquidos

Los biocombustibles líquidos son combustibles sintetizados a partir de biomasa (Serrano-Ruiz y Luque, 2011). La biomasa es materia orgánica como plantas herbáceas, residuos de agricultura y actividad forestal, desechos biológicos industriales, etc. Los biocombustibles líquidos se han perfilado como principal sustituto de los combustibles derivados del petróleo, en especial cuando éstos últimos son utilizados en el sector transporte. Se espera que este sector aumente su demanda en un 60% a nivel global en el año 2030 y por lo tanto, se espera que los biocombustibles líquidos puedan ser un reemplazo de los combustibles fósiles (REMBIO, 2006).

Tabla 1.2 Consumo nacional de energía por rubro (SIE, 2014; CONAPO, 2014)

	2010	2011	2012	2013	2014
Consumo nacional	8,426.5	8,812.5	8,809.4	9,017.4	N/D
Consumo del sector energético	2,664.7	2,870.7	2,980.5	3,066.9	N/D
Consumo por transformación	1,602.6	1,758.1	1,820.4	1,852.6	N/D
Consumo propio	871.4	923.8	973.0	1,029.3	N/D
Pérdidas por distribución	190.6	188.7	187.2	185.0	N/D
Consumo final total	5,156.8	5,312.9	5,100.4	5,132.3	N/D
Consumo no energético	267.0	260.5	200.1	190.9	N/D
Consumo energético	4,889.8	5,052.4	4,900.3	4,941.4	N/D
Recirculaciones y diferencia estadística	605.1	628.9	728.5	818.2	N/D

Los biocombustibles más utilizados en la actualidad son el biodiésel y el bioetanol. Ambos son derivados de materias primas de naturaleza comestibles y se utilizan como sustitutivos de combustibles derivados del petróleo como el diésel y la gasolina, respectivamente (Guerrero y col., 2013).

En los últimos años se ha producido un crecimiento exponencial en las industrias relacionadas con la producción de biocombustibles líquidos, especialmente alrededor del biodiésel y bioetanol. Esto ha logrado beneficios que incluyen independencia energética, lucha contra el cambio climático y fortalecimiento de economías rurales (Luque y col., 2008).

Los biocombustibles pueden contribuir en la reducción de la emisión de gases de efecto invernadero debido a que son, en principio, neutros en cuanto a emisiones de carbono. De esta forma cualquier CO₂ producido durante la combustión es teóricamente consumido por la biomasa durante su crecimiento. Sin embargo, la cuantificación de la emisión de gases de efecto invernadero derivadas de la producción y consumo de biocombustibles necesita ser evaluado en todas las etapas de la producción. Esto involucra los procesos desde el cultivo de la materia prima, pasando por el transporte y conversión, y terminando en la distribución y uso final (TRS, 2008).

En la Figura 1.7 se muestra una clasificación muy elemental y general de los biocombustibles. La clasificación más utilizada divide a los biocombustibles en primera y segunda generación, basándose primordialmente en la materia prima y la tecnología utilizada en su producción. Los biocombustibles de primera generación son aquellos que provienen de materias primas de origen comestible y que son producidos a partir de tecnologías convencionales y bien establecidas comercialmente. Los biocombustibles de segunda generación involucran tecnologías que no compiten con la producción de alimentos y se siguen investigando otro tipo de materias primas. La mayoría de estas tecnologías se encuentra todavía a nivel de laboratorio o planta piloto (Serrano-Ruiz y Luque, 2011).

1.3 Estadísticas de uso de aceites vegetales

En México se producen diversos tipos de aceites vegetales, cuya producción y consumo se encuentran estrechamente vinculados con el desempeño de la economía mexicana. Un mayor poder adquisitivo y poder de compra del consumidor mexicano fomentará la inclusión de más aceites y grasas en sus dietas.

Alrededor del 60% de la producción mexicana de aceites vegetales se destina a la fabricación de aceites embotellados para consumo personal mientras que el 40% restante se destina al consumo para otros usos de la industria del sector alimenticio. En cuanto al consumo mexicano, el 20% de las grasas y aceites que consume son

de origen animal, mientras que el 80% restante corresponde a aceites y grasas vegetales.

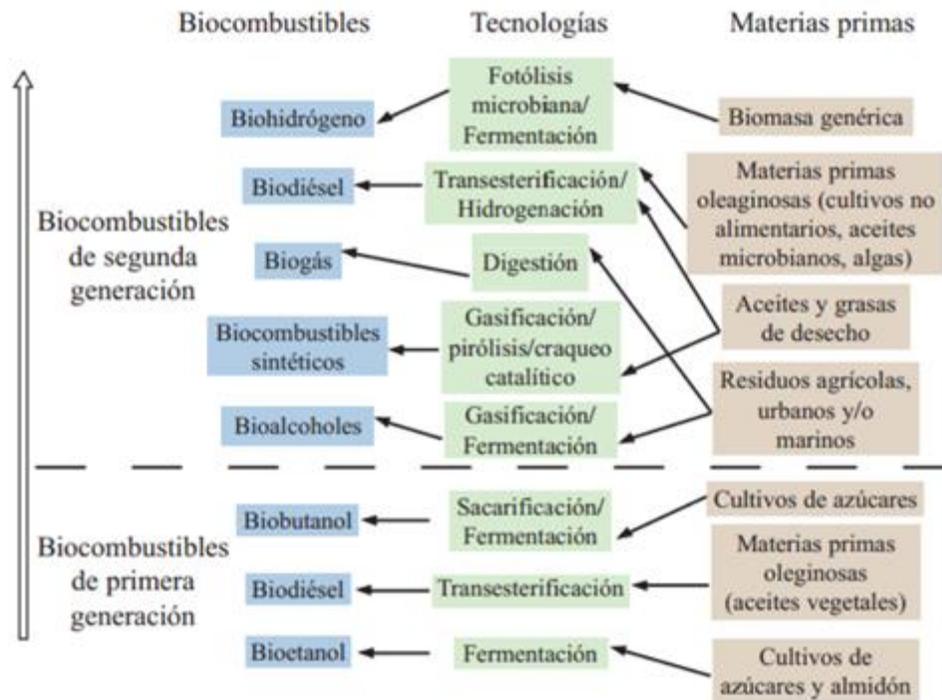


Figura 1.7 Diagrama de los tipos de biocombustibles clasificados en primera y segunda generación, mostrando las rutas de las materias primas y tecnologías hasta los biocombustibles (Serrano-Ruiz y Luque, 2011)

Las principales oleaginosas que se procesan en México son el frijol de soya y la canola, que juntas comprenden el 90% de las semillas totales procesadas en el país (Figura 1.8). En lo que corresponde a la producción de aceites en el país son nuevamente el aceite de soya y el aceite de canola aquellos que se fabrican en mayor cantidad, abarcando el 55% y 29% respectivamente de la producción total de aceites en México, a continuación en la Figura 1.9 se muestra la distribución porcentual de la producción nacional de aceites vegetales.

Los aceites vegetales en general se utilizan para el consumo humano, sin embargo, desde hace algunos años existe una parte de la producción destinada a la fabricación de biocombustibles a partir de aceites vegetales, principalmente en

Estados Unidos, y se ha proyectado el aumento de este porcentaje desde el 2005. En la Figura 1.10 se muestran los resultados de dicha proyección (ANIAME, 2006).

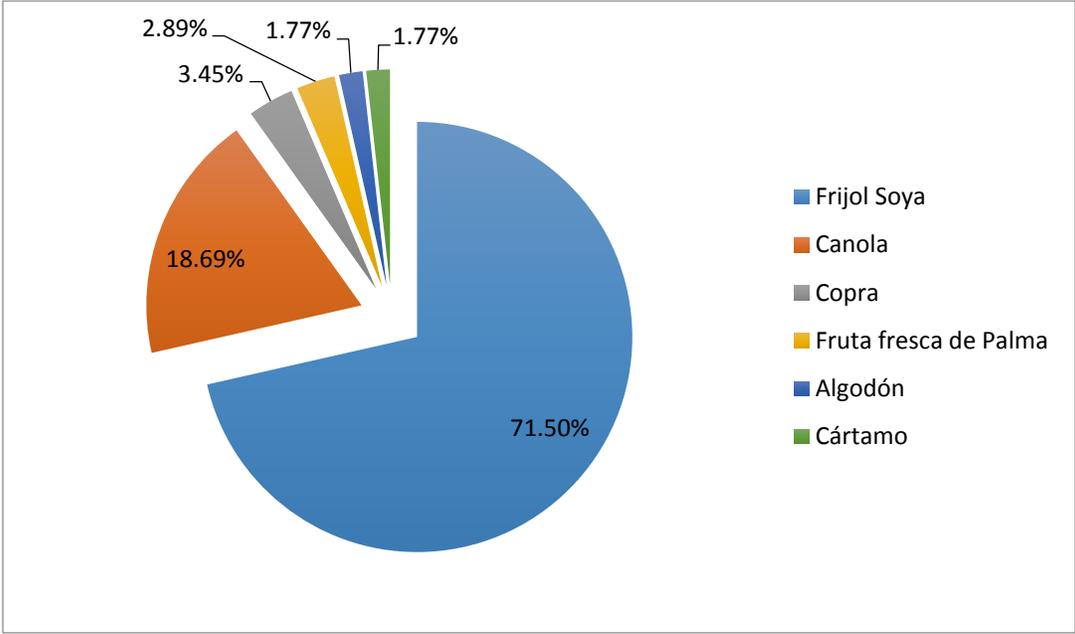


Figura 1.8 Molienda y procesado de oleaginosas en México (ANIAME, 2006)

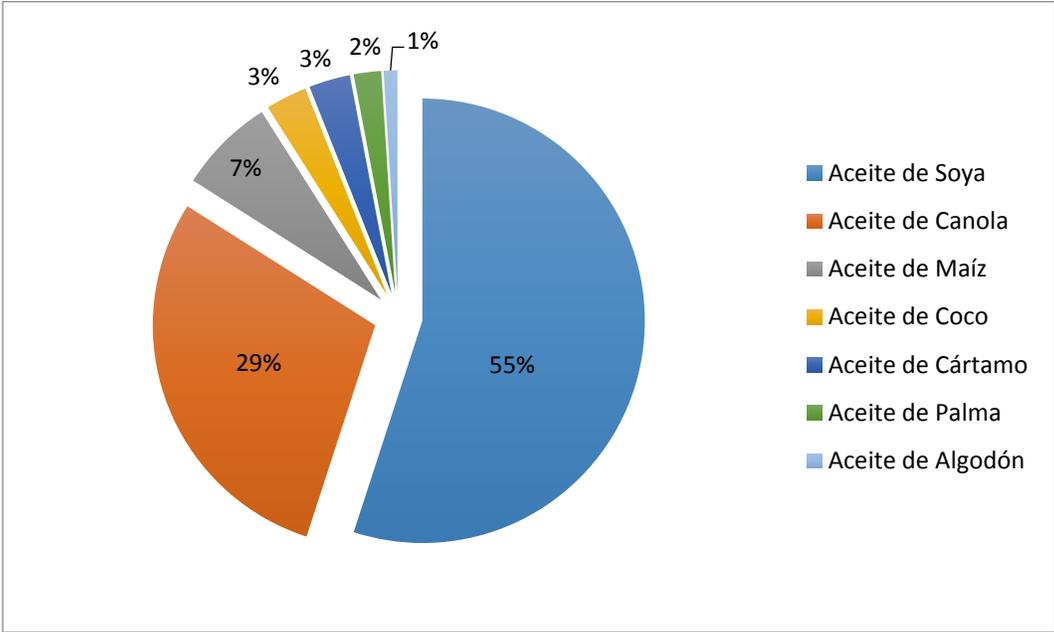


Figura 1.9 Producción nacional de aceites vegetales (ANIAME, 2006)

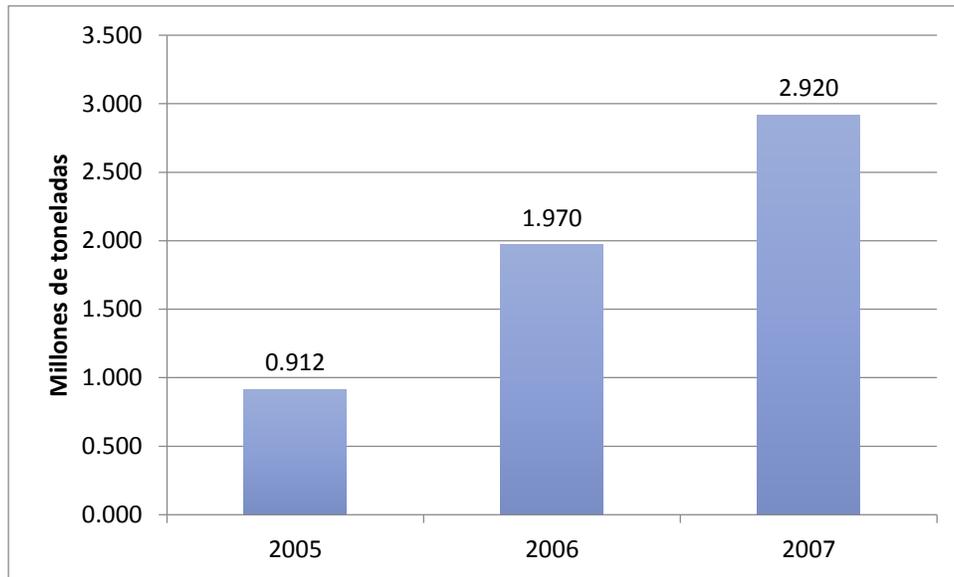


Figura 1.10 Proyección del uso de la semilla de soya para la elaboración de biodiésel en EE.UU. (ANIAME, 2006)

1.4 Uso del biodiésel en México y otros países

El sector energético tiene un papel decisivo en el desarrollo de México, ya que en él se sustenta en gran medida su desarrollo económico y social, y abarca desde la generación de electricidad e hidrocarburos como insumos para la economía y la prestación de servicios públicos. El panorama energético mundial actualmente se encuentra enmarcado en una grave crisis de disponibilidad y abasto de combustibles fósiles a los diferentes sectores productivos. En México no ha existido una política de apoyo e incentivos a la biomasa como fuente de energía (SEMARNAT, 2008).

El National Biodiesel Board (la asociación de productores norteamericanos de biodiésel) lo define como un combustible compuesto de ésteres mono alquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de aceites o grasas, vegetales o animales. Este biocombustible se obtiene mediante un proceso químico llamado transesterificación, en el cual los aceites orgánicos son combinados con un alcohol y alterados químicamente para formar un éster etílico o metílico, el cual recibe finalmente el nombre de biodiésel. Estas moléculas resultantes están compuestas por un ácido graso de cadena larga y un alcohol (BE, 2012).

De acuerdo a las investigaciones del Departamento de Energía de los Estados Unidos (USDE, por sus siglas en inglés), el uso del biodiésel reduce las partículas contaminantes hasta un 65%, lo que a su vez reduce el riesgo de cáncer en la población hasta un 94%. La Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (EPA, por sus siglas en inglés) estipula que los hidrocarburos no consumidos, los cuales contribuyen significativamente a la destrucción de la capa de ozono, el smog y el cáncer son reducidos un 50% en la combustión del biodiésel (Rodríguez, 2013).

El biodiésel ofrece diversas posibilidades de mezclas para la obtención de biocombustibles con los siguientes nombres y propiedades (Martínez y col, 2007):

- ✓ B20. El biocombustible B20 significa una mezcla del 20% de biodiésel y el 80% de diésel normal. El B20 es la mezcla de biocombustible de biodiésel más utilizada en EE.UU. y en otros países se comercializa con amplia aceptación tanto el B20 como el B100.
- ✓ B100. El biocombustibles B100 significa biodiésel al 100% sin mezcla alguna con diésel normal. Es un producto 100% ecológico con altas reducciones de emisiones nocivas a la atmósfera. Su único inconveniente es que en los motores de vehículos antiguos (anteriores a 1994) es preciso reemplazar los conductos de goma del circuito del combustible por otros materiales, debido a que el biodiésel ataca la goma, aunque hay varios estudios que indican que no es necesaria ninguna modificación en los motores.

El biodiésel puro (B100, como se conoce en la nomenclatura técnica asumida por varios países, donde B representa al biodiésel y 100 representa el porcentaje de mezcla con diésel. En este caso 100 porque la “mezcla” es 100% de biodiésel y 0% de diésel) tiene propiedades físicas y químicas similares a las del diésel de petróleo. Por lo tanto puede ser utilizado con los mismos equipos y motores que el diésel con poca o ninguna modificación.

La forma más común de utilizar el biodiésel es en mezcla, en diferentes porcentajes, con el diésel de petróleo, es decir, en forma de aditivo.

Este enfoque tiene las siguientes ventajas (Silván, 2013):

- Se reducen los problemas de uso en climas fríos.
- Se evitan los problemas de incompatibilidad del biodiésel con el caucho y otros plásticos de manguera y empaquetaduras.
- Se reduce el efecto del solvente.
- Se mejoran las emisiones, sin reducir significativamente la potencia y el torque.
- Diferentes países fomentan determinados porcentajes de mezcla, según los objetivos que quieren alcanzar.
- Si se desea promover el empleo en el sector agropecuario mediante la producción de aceites vegetales para biodiésel, se debe tener en cuenta la capacidad de producción local de oleaginosas.
- Si el objetivo es mejorar la calidad del aire en las ciudades, se requiere mezclas de al menos 20% ó 30% de biodiésel.
- Con mezclas mayores al 20%-30% se logran mayores beneficios de reducción de emisiones de CO₂, material particulado e hidrocarburos, pero las emisiones de NO_x pueden subir.

Según la Comisión Nacional para el Ahorro de Energía (CONAE, 2007), México cuenta con un incipiente mercado de automóviles con motores diésel por lo que se considera que el mayor uso de esta bioenergética está en los camiones dedicados al transporte de pasajeros, así como el de mercancías que generalmente emplean motores diésel. Sin embargo, cabe mencionar que Europa (principal mercado del biodiésel) cuenta con un mercado muy amplio de automóviles diésel y actualmente algunos fabricantes como Volkswagen han anunciado que sus motores diésel pueden operar con un B100. Aunque otros más conservadores como Citroën y Peugeot indican que sus actuales motores pueden emplear hasta una mezcla de B30.

1.5 Ventajas y desventajas del empleo de biodiésel

La CONAE (2007) realizó una evaluación donde definió cuales serían las ventajas y desventajas de emplear el biodiésel en México, tanto en términos ecológicos como

económicos, a continuación se enlistan las ventajas y desventajas. Dicho listado se complementa con una serie de puntos por parte de Retana (2008).

Ventajas:

- Se puede obtener a través de fuentes renovables, así como de aceites reciclados.
- En México se pueden emplear varios tipos de cultivos oleaginosos para su obtención, la palma africana es la opción más rentable debido a que se cuenta con alrededor de 2.5 millones de hectáreas con buen potencial para su cultivo, localizadas en los estados de Chiapas, Campeche, Veracruz, Guerrero, Michoacán, Oaxaca, Quintana Roo y Tabasco.
- El uso del biodiésel permite reducir emisiones contaminantes como es el caso del monóxido de carbono, hidrocarburos, así como partículas (en la medida en que se emplea una mezcla con mayor contenido de biodiésel, las emisiones de los contaminantes citados tienden a reducir considerablemente).
- Tiene mayor lubricidad y por tanto permite alargar la vida del motor y reducir su ruido (con una mezcla de 1% de biodiésel puede mejorar la lubricidad en un 30%).
- Mayor poder disolvente, que hace que no se produzcan depósitos de carbón en los conductos internos del motor y por tanto permite mantener limpio el interior de éste. Asimismo mantiene limpios los inyectores.
- Diversificación energética.
- Aprovechamiento de los residuos.
- Biodegradable.
- Al tener un mayor número de cetano se mejora el proceso de combustión, por lo cual aumenta el rendimiento del motor y producción menor de ruido.
- Es más seguro transportar y almacenar que el diésel.
- No contiene azufre.
- Mejora la competitividad al no tener que importar fuentes de energía tradicionales (EC, 2000).

Desventajas:

- Las emisiones de óxidos de nitrógeno generalmente se incrementan debido al incremento de presión y temperatura en la cámara de combustión.
- La potencia del motor disminuye y el consumo de combustible se incrementa debido a que el poder calorífico de este bioenergético es menor que el del diésel de origen fósil.
- Al ser el biodiésel un mejor solvente ataca toda aquella pieza construida a partir de caucho o goma, por ejemplo las mangueras y juntas de motor.
- No se puede almacenar por mucho tiempo, más de 21 días, debido a que se degrada.
- El empleo de mezclas con más del 30% de biodiésel puede presentar problemas de solidificación en frío, lo que obstruirá el sistema de alimentación de combustible del motor.
- Algunos estudios han observado una mayor emisión de aldehídos. Estos compuestos son considerados altamente reactivos en la atmósfera, contribuyendo al smog fotoquímico que es la contaminación del aire.
- Dependiendo de la materia prima elegida, el costo puede ser muy elevado. En general, la materia prima representa el 70% de los costos totales en la producción de biodiésel.

Capítulo 2. Fundamentos

2.1 Reacción de síntesis del biodiésel

Después de haberle dado el pretratamiento necesario a la materia prima, se lleva a cabo el proceso principal, que es convertir el aceite en biodiésel. Esto se lleva a cabo por medio de una reacción química llamada transesterificación. Dicha reacción consiste en mezclar alcohol con el aceite, utilizando un catalizador, para obtener cadenas de metilésteres, o en otras palabras: biodiésel. Después se somete el biodiésel a un tratamiento de limpieza en el cual se lleva éste a condiciones que cumplan con los estándares establecidos en la Norma.

2.1.1 Modelos de producción

Los modelos de producción de biodiésel se definen dependiendo del nivel de ácidos grasos libres (FFA, por sus siglas en inglés) que posea la materia prima a procesar. Si éstos son inferiores al 5% se les aplica un proceso cuyo paso principal se llama transesterificación; si son mayores al 5%, además del proceso de transesterificación, requieren de un proceso previo que se llama esterificación para bajar los ácidos grasos libres a menos de 5%. Generalmente, los aceites que provienen de plantas tienen menos de 5% de ácidos grasos libres, mientras que los aceites de cocina usados o las grasas animales tienen más de 5% (SAGARPA, 2011).

2.1.2 Esterificación

Este proceso se aplica solamente a las grasas primarias que contienen un alto nivel de ácidos grasos libres. Estos ácidos son de importancia determinante en la producción de biodiésel porque si su nivel es alto, el biodiésel resultante se hará sólido ante temperaturas bajas (SAGARPA, 2011).

La esterificación sirve para retirar a los ácidos grasos libres para dejar al aceite base con una concentración de éstos que sea inferior al 1%. Es especialmente importante para el caso del biodiésel proveniente de grasas animales o aceites reutilizados, puesto que el nivel de ácidos grasos libres presentes en la materia prima varía de

lote en lote. Por lo tanto, el control de calidad en la planta de producción es un elemento crítico. No sucede así con las grasas provenientes de cultivos, porque casi no tienen variaciones sobre el nivel de tales ácidos.

Este proceso se lleva a cabo agregando un catalizador ácido (como el ácido sulfúrico) y metanol a la grasa, lo que hace que los ácidos grasos se separen, generando un aceite bajo en ácidos grasos libres (Sánchez y Rodríguez, 1995).

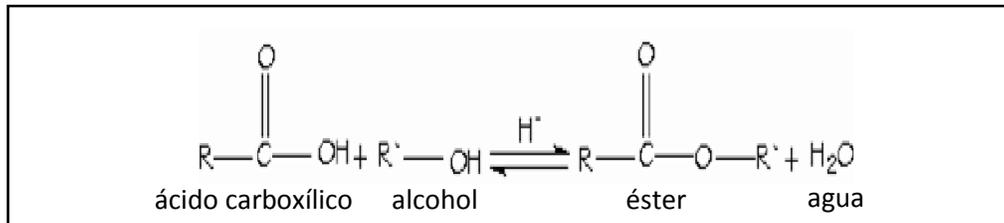


Figura 2.1 Reacción de esterificación (Sánchez y Rodríguez, 1995)

2.1.3 Transesterificación

Una reacción de transesterificación consiste en la transformación de un tipo de éster en otro. Cuando el éster original reacciona con un alcohol, la reacción de transesterificación se denomina alcoholólisis como se muestra en la Figura 2.2. En el caso de la alcoholólisis de un aceite o grasa, las moléculas de triglicérido se combinan con un alcohol alifático de bajo peso molecular en presencia de un catalizador. Los productos de la reacción química son alquilésteres de los ácidos grasos del aceite o grasa y glicerol (Benjumea y col., 2004).

Es una reacción reversible y que se lleva a cabo en tres etapas (Figura 2.3) que consisten en la degradación del triglicérido a diglicérido y así, hasta que reacciona finalmente el monoglicérido. Por ello es importante utilizar exceso de alcohol para desplazar el equilibrio hacia la formación de metilésteres. Generalmente se utiliza un catalizador para mejorar el rendimiento y la velocidad de reacción, puede ser catalizada por sustancias alcalinas, ácidos o enzimas (Torossi, 2006).

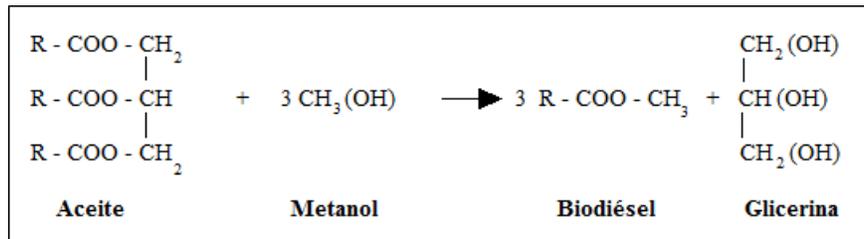


Figura 2.2 Reacción de transesterificación (Zapata y col., 2007)

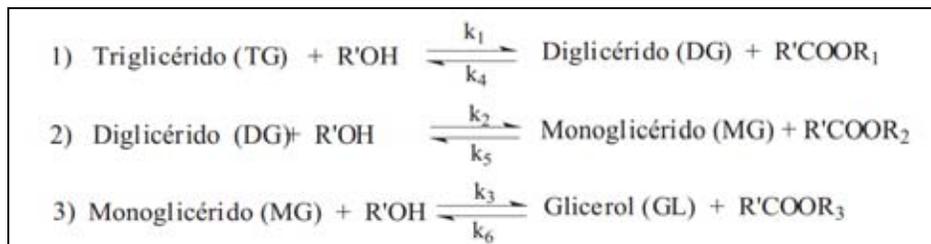


Figura 2.3 Reacción de transesterificación en etapas a partir de triglicéridos (Torossi, 2006)

2.2 Normatividad con respecto al biodiésel

A diferencia de los procesos de calidad que se existen para el petróleo o para el diésel, no existe en la actualidad una uniformidad en los estándares aceptados para el biodiésel en México. Sin embargo existen ejemplos de estándares internacionales de calidad para el biodiésel.

En naciones desarrolladas como Austria (ÖNORM C 1190), Alemania (DIN V51606) y EE.UU. (ASTM D6751) se establecen normas para el biodiésel con especificaciones particulares. La calidad del biodiésel depende de dos factores importantes: el aceite de origen y el proceso de transformación al que se somete la materia prima. El biodiésel, sin importar cuál sea la materia prima empleada para su fabricación, tiene que cumplir con normas de calidad.

Los dos principales estándares para el biodiésel actualmente son el estándar europeo para biodiésel EN 14214 y las especificaciones estándares estadounidenses para la calidad de combustible biodiésel ASTM 6751. El estándar europeo define al biodiésel como un metil éster de ácido graso (MEAG) (Fatty Acid Methyl Ester, FAME, por sus siglas en inglés) que puede usarse como combustible

puro para motores diésel o como una extensión para combustible para motores diésel de acuerdo a los requerimientos EN 590. De acuerdo a la definición de EN 14214, al estar obligado a ser una mezcla de MEAG, está restringido a usarse el metanol como único reactivo. El estándar estadounidense define al biodiésel como mono alquil ésteres ácidos grasos de cadena larga, producido a partir de aceites vegetales o grasas animales.

2.3 ASTM 6751

La American Society for Testing and Materials (ASTM), publicó en 1999 la norma provisional ASTM-PS 121: “Provisional Specification for Biodiésel Fuel (B100) Blend Stock for Distillate Fuels”, que reguló inicialmente las especificaciones para el biodiésel. En el 2002 esta norma fue sustituida por la ASTM D 6751: “Standard Specification for Biodiésel Fuel Blend Stock (B100) for Distillate Fuels”, que ha continuado modificándose, la versión en vigencia a marzo del 2007 es la ASTM D6751-07b. Esta norma contiene las especificaciones que describen los requerimientos de propiedades del biocombustible que incluye parámetros como el punto de inflamación, el punto de enturbiamiento, filtrabilidad de impregnado en frío, contenido de azufre, entre otras cosas (Nelson, 2009).

La ASTM D6751 se rige en la Ley de Independencia y Seguridad Energética de 2007, promulgada en diciembre por el presidente George W. Bush. El proyecto de ley, que pretende mejorar el bajo consumo de los combustibles y reducir la dependencia del petróleo, también menciona otras normas de la ASTM para el biocombustible. La Agencia de Protección del Medio Ambiente de los EE. UU. (EPA, por sus siglas en inglés) también exige que el biodiésel que se desarrolle para usarse como combustible deberá cumplir con la norma D6751 y, fuera del ámbito local, se usan tanto la D975 como la D6751 en todo el mundo (Bradley, 2008).

El biodiésel necesita disponer de unas especificaciones que enumere las propiedades y garantice la calidad de producto. En la Tabla 2.1 se muestra una recopilación de los estándares de calidad para el biodiésel dentro de la ASTM D6751 y el marco europeo EN 14214. Dentro de las normas se encuentran los

procedimientos respectivos que se tienen que utilizar para hacer la determinación de los diferentes parámetros a considerar.

2.4 Parámetros a evaluar

La American Society for Testing and Materials (ASTM) ha especificado para asegurar el correcto funcionamiento de los combustibles distintas pruebas. La Asociación Regional de Empresas de Petróleo y Gas Natural en Latinoamérica y el Caribe (León y col, 2009) publicó una relación en cuanto al parámetro y su importancia:

Contenido de éster (mín.): Valores inferiores a la especificación indican reacción incompleta/presencia de aceite. Provocará alta viscosidad, disminución del efecto spray, aumento de carbonilla, combustión deficiente.

Densidad (15 °C) y viscosidad (40 °C): Depende del aceite de partida y proceso de transesterificación. Un valor bajo indica excesivo resto de alcohol.

El propósito es tener una satisfactoria combustión del combustible. El valor de la viscosidad debe ser del mismo nivel del diésel convencional. Se deben evitar valores mayores de viscosidad que el diésel, sin embargo, una viscosidad tendiendo al valor más bajo del rango de la especificación puede resultar ventajosa para motores que requieran menor potencia en la bomba de inyección y en la salida de los inyectores.

El tener bajos valores indica exceso de metanol. Altos valores indican degradación térmica y oxidativa, presencia de aceite sin reaccionar y pueden provocar problemas en los inyectores y sistema de bombeo, esto acorta la vida del motor.

Punto de inflamación (mín.): Es importante para tener seguridad contra incendios. Se utiliza como mecanismo para limitar el nivel del alcohol sin reaccionar que permanece en el biodiésel terminado. Normalmente, el punto de inflamación del biodiésel es mayor que el del diésel. Un bajo valor puede provocar problemas en el manipuleo, transporte y almacenamiento.

Tabla 2.1 Estándares de calidad para el biodiésel (EFT, 2009)

Propiedad	Unidad	Estándar estadounidense ASTM D-6751	Estándar europeo EN 14214
Punto de ignición	(°C) mín.	130	101
Agua y sedimentos	(%-vol.) máx.	0.05	-
Viscosidad cin. 40°C	(mm ² /s)	1.9 - 6.0	3.5 - 5.0
Cenizas sulfatadas	(%m/m) máx.	0.02	0.02
Azufre	(%m/m)	0.05	0.0001
Corrosión del cobre 3h - 50°C	máx.	3	1
Número de cetano	mín.	47	51
Residuo carbonoso	(%m/m) máx.	0.05	0.03
Acidez	(mg KOH/g) máx.	0.8	0.5
Glicerina libre	(%m/m) máx.	0.02	0.02
Glicerina total	(%m/m) máx.	0.24	0.25
Recuperación de destilación 95%	(°C), máx.	360 (90% rec.)	-
Masa específica a 20°C	(kg/m ³)	0	860 - 900 a 15 °C
Contenido de metanol o etanol	(%m/m) máx.	-	0.2
Índice de yodo	máx.	-	120
Monoglicéridos	(%m/m) máx.	-	0.8
Diglicéridos	(%m/m) máx.	-	0.2
Triglicéridos	(%m/m) máx.	-	0.2
Contenido de metales alcalinos (Na + K)	(mg/kg) máx.	-	5
Ca + Mg	(mg/kg)	-	5
Contenido de fósforo	(mg/kg) máx.	-	10
Estabilidad a la oxidación a 110 °C	(h) mín.	Por definir	6
Contaminantes	(mg/kg) máx.	-	24
Contenido de ésteres	(%m/m) mín.	-	97
Metilésteres provenientes de ácido linolénico	(%m/m) máx.	-	12
Poli-insaturaciones (> 4 enlaces dobles)	máx.	-	1

Azufre: Se tiene para proteger el sistema catalítico del escape. El biodiésel generalmente contiene menos de 15 ppm de azufre. Se recomienda utilizar el método de ensayo ASTM D 5453 con el biodiésel. El uso de otros métodos de ensayo puede dar resultados erróneos al analizar B100 con niveles de azufre extremadamente bajos (menos de 5 mg/Kg.). Un valor alto indicaría contaminación del biodiésel y provocaría mayores emisiones de SO₂.

Número de cetano (mín.): Indispensable para un buen desempeño del motor, es una medida de la calidad de ignición del combustible y del proceso de combustión.

Los requerimientos de número de cetano dependen del tamaño y diseño del motor, de la naturaleza de las variaciones de velocidad y carga, y de las condiciones atmosféricas. Depende de la materia prima y nivel de oxidación del biodiésel. Un bajo valor indica poca tendencia a la auto-ignición y provocaría mayor cantidad de depósitos en el motor y mayor desgaste en los pistones.

Contenido de agua: Un exceso de agua en el biodiésel puede ocasionar problemas de hidrólisis (aparición de ácidos grasos libres).

Agua y sedimentos: Controlar estos parámetros sirve para prevenir corrosión y proliferación de organismos. Establecido al mismo nivel del diésel convencional. Un exceso de agua puede causar corrosión y proveer un ambiente propicio para la proliferación de microorganismos. La oxidación puede incrementar el nivel de sedimentos: por lo tanto este análisis debe ser usado con el de número ácido y viscosidad para determinar que tanto se oxidó el combustible durante su almacenamiento. Un exceso de agua puede ocasionar problemas de hidrólisis (aparición de ácidos grasos libres). La presencia de sedimentos/contaminación depende de insaponificables en la materia prima y proceso de producción. Un alto valor indica presencia de insaponificables, jabones e impurezas mecánicas. Los primeros dejan residuos en el motor porque tienen mayor punto de evaporación, los jabones dan lugar a cenizas sulfatadas, y las impurezas mecánicas obstruyen filtros.

Corrosión a la lámina de cobre: Indica dificultades con componentes de bronce, latón o cobre de los vehículos. La presencia de ácidos o de compuestos con azufre puede deteriorar la lámina de cobre, indicando así la posibilidad de ataque corrosivo. Altos valores provocarían problemas de corrosión durante el almacenamiento y en el motor.

Metanol: Depende exclusivamente del proceso de producción. Restos de metanol provocan baja temperatura de inflamación, viscosidad y densidad, y corrosión en piezas de aluminio y zinc.

Glicerina libre: Se mide para tener buen desempeño a bajas temperaturas. La glicerina total comprende la glicerina libre y la porción de glicerina de aceite o de

grasa sin reaccionar o que ha reaccionado parcialmente. Niveles bajos de glicerina total aseguran una alta conversión del aceite o de la grasa hacia sus mono-alquil-ésteres. La cantidad de glicerina libre depende del proceso de producción.

Glicerina total: El tener un valor alto indica una mala decantación y lavado del biodiésel, y provoca incremento en las emisiones de aldehídos y acroleína. Altos niveles de mono-, di-, y triglicéridos y de glicerina libre pueden causar depósitos en los inyectores y afectar adversamente la operación en climas fríos causando taponamiento de filtros.

Índice de iodo: Depende exclusivamente de la materia prima y cuantifica el grado de insaturación. Altos valores indican gran presencia de dobles enlaces que favorecen los procesos de polimerización e hidrólisis.

Índice de acidez: Es vital para proteger el motor. Se utiliza para determinar el nivel de ácidos grasos libres o ácidos de proceso que puedan estar presentes en el biodiésel. Un alto número ácido puede ocasionar aumento en la degradación del biodiésel, aumentar la formación de depósitos en los sistemas de inyección y la probabilidad de corrosión.

Metales alcalinos (Na + K y Ca + Mg): Su presencia depende del proceso de producción. Los metales provocan depósitos y catalizan reacciones de polimerización. Valores altos de (Na + K) indican restos de catalizador. Valores altos de (Ca + Mg) indican presencia de jabones insolubles.

Residuo carbonoso: Es importante para proteger el motor. Mide la tendencia a la formación de depósitos de carbón generado por un destilado de petróleo; aunque no tenga una estricta correlación directa con los depósitos en el motor, esta propiedad se considera simplemente como una aproximación al respecto. Depende exclusivamente del proceso de transesterificación. Un valor elevado indica alto contenido de glicéridos, presencia de metales (jabones, restos de catalizador) u otras impurezas.

Cenizas sulfatadas: Es indicador de una satisfactoria combustión del combustible. Los materiales que forman cenizas pueden estar presentes en el biodiésel de 3 formas: (1) sólidos abrasivos, (2) jabones metálicos solubles, y (3) catalizadores no removidos. Los sólidos abrasivos y los catalizadores no removidos pueden afectar los inyectores, filtros y bomba de inyección, generar desgaste en los pistones y anillos, y depósitos en el motor. Los jabones metálicos solubles tienen poco efecto en el desgaste pero pueden afectar los empaques, contribuir al taponamiento de filtros y generar depósitos en el motor.

Estabilidad a la oxidación (110 °C): Su valor depende de la materia prima y proceso de producción. Se permite el uso de aditivos para mejorar este parámetro. Un bajo valor indica aceite de partida degradado, o degradación del biodiésel en el proceso. Un tiempo inferior al especificado no aseguraría la estabilidad del biodiésel durante su almacenaje y distribución.

Éster metílico – ácido linolénico: Depende de la materia prima (contenido de C18:3). Altos valores provocan bajo valor de punto de obstrucción del filtro en frío, bajo n° de cetano y alto índice de iodo.

Contenido de monoglicérido, diglicérido: Depende del proceso. Indica reacción incompleta ya que son restos de aceite que no ha terminado de reaccionar. Altos valores provocan depósitos (inyectores, cilindros) y cristalización (tienen mayor punto de fusión y baja solubilidad en biodiésel).

Contenido de triglicérido: Depende del proceso. Un valor elevado indica presencia de aceite o grasa sin reaccionar. Ocasionará elevada viscosidad del biodiésel y depósito en cilindros y válvulas.

Contenido de éster metílico poli-insaturado (4 o más dobles enlaces): Depende de la materia prima (contenido de metil-éster con 4 o más dobles enlaces). Altos valores favorecen los procesos de polimerización que provocan depósitos y deterioran el aceite lubricante.

Fósforo: Es importante para prevenir daños en el convertidor catalítico. El fósforo puede deteriorar los sistemas de control de emisiones y tratamiento de gases de escape, razón por la cual su contenido debe ser bajo. Contenidos elevados indicarían un mal blanqueado del aceite de partida y presencia de insaponificables.

2.5 Bases de diseño para el proceso de producción de biodiésel

La ingeniería de proyecto de una planta de proceso podrá iniciarse cuando se cuente con información suficiente de las bases de diseño. Es necesario definir la localización de la planta, el tipo de proceso a utilizar, la capacidad, rendimiento, y flexibilidad deseada; las especificaciones de las alimentaciones y de los productos y sus condiciones de operación en los límites de batería de la planta; servicios auxiliares como son vapor, combustible, electricidad y gas inerte, etc.; características de la alimentación de energía eléctrica; condiciones climatológicas; criterios de diseño civil, equipo, etc.; necesidades de edificios y estructuras; sistema de seguridad; requisitos de instrumentación; sistema de desfogue y eliminación de desechos (Texta, 2013).

Los puntos generales que deben incluirse en las bases de diseño son las siguientes:

- a) Generalidades
- b) Capacidad, rendimiento y flexibilidad
- c) Especificaciones de las alimentaciones
- d) Especificaciones de los productos
- e) Condiciones de alimentación en límites de batería
- f) Condiciones de los productos en límite de batería
- g) Eliminación de desechos
- h) Almacenamiento
- i) Servicios auxiliares
- j) Sistemas de seguridad
- k) Condiciones climatológicas
- l) Localización de la planta
- m) Bases de diseño eléctrico
- n) Bases de diseño para tuberías

- o) Bases de diseño civil
- p) Bases de diseño de instrumentos
- q) Bases de diseño de equipo
- r) Normas, códigos y especificaciones

2.5.1 Operaciones unitarias básicas

Las operaciones unitarias son todos aquellos procesos simples en los que se separa un proceso industrial e intervienen en ellos alguna transformación física o química de la materia que ingresa al proceso.

Dentro del diseño de esta planta se encuentran los siguientes procesos:

2.5.1.1 Mezclado

El mezclado es una operación universal en la industria. Las operaciones de mezclado se usan con una gran variedad de propósitos, entre ellos se encuentra la homogenización de materiales, la transferencia de calor, la dispersión de gases en líquidos, etc. Fundamentalmente es una operación que debe conseguir la máxima interposición entre varios componentes y una distribución homogénea entre los mismos.

2.5.1.2 Transferencia de calor

Se trata de una operación cuyo propósito es transferir calor entre dos medios, que estén separados por una barrera o que se encuentren en contacto. Son parte esencial de los dispositivos de calefacción, refrigeración, acondicionamiento de aire, producción de energía y procesamiento químico.

Se utilizan ampliamente en la industria para poder alcanzar temperaturas deseadas en una operación, y se realizan haciendo pasar una corriente de servicio auxiliar, que pueden ser energía eléctrica, vapor de calentamiento o agua de enfriamiento o pueden utilizarse corrientes de proceso que pueden transferir o absorber energía a otra corriente de interés.

2.5.1.3 Reacción química

Se le llama reacción química a toda operación donde se lleve a cabo un cambio en la composición química de alguna de las materias primas que ingresan a la operación. Se desarrolla en equipos diseñados para maximizar la conversión y selectividad de la misma con el menor coste posible.

2.5.1.4 Secado

Esta operación se refiere a la eliminación de agua de materiales en un proceso. Este término se usa también en referencias de otros líquidos orgánicos. En general el secado se refiere a la remoción de cantidades de agua relativamente pequeñas. Se puede realizar en forma de vapor con aire o mediante un medio absorbente del líquido a remover.

2.5.1.5 Centrifugación

La centrifugación es un método por el cual se pueden separar sólidos de líquidos, o líquidos de diferente densidad mediante una fuerza giratoria. La fuerza centrífuga es provista por una máquina llamada centrifugadora, la cual imprime a la mezcla un movimiento de rotación que origina una fuerza que produce la sedimentación de los sólidos o de las partículas de mayor densidad. Los componentes más densos de la mezcla se desplazan fuera del eje de rotación de la centrífuga, mientras que los componentes menos densos de la mezcla se desplazan hacia el eje de rotación.

2.5.1.6 Evaporación

La evaporación es el principal proceso mediante el cual un líquido cambia de estado, ya sea agua o algún disolvente orgánico. Se le denomina evaporación cuando el estado líquido cambia a estado gaseoso, tras haber adquirido suficiente energía para vencer la tensión superficial. A diferencia de la ebullición, la evaporación se produce a cualquier temperatura, siendo más rápida cuanto más elevada está.

2.5.1.7 Intercambio iónico

El intercambio iónico es un intercambio de iones entre dos electrolitos o entre una disolución de electrolitos y un complejo. En la mayoría de los casos se utiliza en procesos de purificación, separación, y descontaminación de disoluciones que contienen dichos iones, empleando para ello sólidos poliméricos o minerales dentro de dispositivos llamados intercambiadores de iones (Rodríguez, 1995).

Los intercambiadores de iones suelen contener resinas de intercambio iónico. Puede ser selectivos o trabajar preferentemente con ciertos iones o clases de iones, en función de su estructura química. Esto puede depender del tamaño de los iones, su carga o su estructura. El intercambio iónico es un proceso reversible y el intercambiador de iones se puede regenerar o cargarlo de nuevo con los iones deseables mediante el lavado con un exceso de estos iones.

2.5.1.8 Adsorción

La adsorción es un proceso por el cual átomos, iones o moléculas son atrapados o retenidos en la superficie de un material. Es decir es un proceso en el cual un contaminante soluble (adsorbato) es eliminado de una corriente por contacto con una superficie sólida (adsorbente). Para estos procesos, resultan interesantes materiales con una gran superficie interna, (y por lo tanto poco volumen) ya sea en polvo o granular, como el carbón activo, y llevan asociados otros fenómenos de transporte de material, como el macro transporte y micro transporte de los reactivos.

2.5.2 Diferentes arreglos para alcanzar la calidad deseada en la fase terminal de producción de biodiésel

El proceso de síntesis de biodiésel puede dividirse en tres fases distintas. La fase preliminar, que consiste en brindar tratamiento al aceite que se utiliza en el proceso como materia prima para poder aumentar rendimientos y garantizar que se realice el proceso deseado. La fase principal, donde se lleva a cabo la reacción de transesterificación del aceite para dar lugar a la formación de biodiésel. Y finalmente la fase posterior de tratamiento, donde se somete el biodiésel a otras operaciones con el propósito de limpiarlo y mejorar la calidad del producto.

2.5.2.1 Fase preliminar

Esta fase corresponde a los distintos pretratamientos que pueden efectuarse en la materia prima, con el propósito de mejorar rendimiento y calidad del producto obtenido.

2.5.2.1.1 Filtrado de sólidos

Los aceites comestibles usados pueden contener cierta cantidad de residuos sólidos que pueden incrustarse en tuberías y equipos del proceso, afectándolo de manera negativa e impidiendo que cumpla con su propósito y rendimientos de diseño. En general el aceite comestible quemado no presenta una cantidad alta de sólidos, por lo que se pueden retirar directamente haciéndolos pasar por un filtro sencillo.

2.5.2.1.2 Eliminación de humedad en el aceite

La cantidad de agua que esté presente en la fase de transesterificación es determinante debido a que provoca una competencia entre la reacción de formación de biodiésel y una reacción de saponificación, considerándose un valor de 2% en masa de agua el límite óptimo para el proceso (Hernández, 2009). El agua contenida en el aceite quemado se puede retirar por distintos medios, ya sea centrifugación, tratamiento con un absorbente o por precalentamiento a 60°C. Se debe resaltar que el contenido de agua en el aceite es lo que más puede dañar al proceso de transesterificación (Ma y Hana, 1999), pues su presencia crea una competencia de reacciones en la fase principal.

2.5.2.1.3 Esterificación de AGL

Los aceites usados poseen un alto contenido de ácidos grasos libres (AGL), los cuales no poseen un grupo éster que pueda transesterificarse en la fase principal, lo que resulta en impurezas del producto final. Para aumentar el rendimiento del proceso puede llevarse a cabo una reacción de esterificación por catálisis ácida para transformar estos AGL presentes en la materia prima. Para llevar a cabo la reacción se adiciona ácido sulfúrico (H_2SO_4) con 95% de pureza a razón de 1 mL

por litro de aceite a procesar, junto con el 40% del metanol total a utilizarse en el proceso. La reacción se lleva a cabo a 65°C durante una hora de calentamiento y otra hora sin calentamiento y con agitación (Abularach y Amurrio, 2010). El ácido sobrante procede a neutralizarse en la etapa de reacción principal. El esquema de la reacción se muestra en la Figura 2.1.

2.5.2.2 Fase principal

En la fase principal se lleva a cabo la reacción de transesterificación de triglicéridos para la obtención de biodiésel. Los factores que influyen en el rendimiento de este proceso es la relación molar de alimentación aceite-alcohol, tiempo de reacción, temperatura de reacción y concentración de catalizador básico (% masa).

2.5.2.2.1 Transesterificación de triglicéridos

En un estudio realizado por Wu y Leung (2011), donde se analizó el efecto de algunas de las variables más importantes en la reacción de transesterificación de triglicéridos. Los resultados indicaron que los factores influyentes son la relación alcohol-aceite en la alimentación (Figura 2.4), el tiempo de reacción (Figura 2.5), la temperatura a la cual opera la reacción (Figura 2.6) y el porcentaje en masa de catalizador (Figura 2.7).

En la Figura 2.8 se puede observar la relevancia de cada una de las variables para el rendimiento de biodiésel en el proceso de transesterificación de aceite de camelina al cual Wu y Leung (2011) le asignaron un nivel de importancia mediante métodos estadísticos.

Para obtener las figuras mencionadas anteriormente (2.4 a 2.7), los autores realizaron un análisis estadístico a los datos experimentales recabados, de modo que pudieran analizar el efecto de cada una de las variables sobre el proceso. El rendimiento calculado por ellos es la relación entre el porcentaje en peso del producto final con el peso del aceite al inicio.

2.5.2.2.1.1 Efecto de la relación metanol/aceite en el rendimiento de producción de biodiésel

En la Figura 2.4 se tiene el comportamiento del rendimiento de biodiésel en función de la relación entre el metanol y aceite. Es una reacción en la que estequiométricamente se maneja un factor de 3:1 y debido a la reversibilidad de la reacción, es conveniente utilizar mayores cantidades de producto para mejorar el rendimiento. Aquí se puede observar que dicha relación encuentra un punto óptimo a 8:1. Al utilizar mayores proporciones, el incremento de metanol puede provocar la emulsificación de los agentes de la reacción y esto afecta el rendimiento.

2.5.2.2.1.2 Efecto del tiempo de reacción en el rendimiento de producción de biodiésel

En la Figura 2.5 se presenta el rendimiento del producto en función del tiempo de reacción. Se logra observar un máximo en el minuto 70 de reacción, lo que indica que en general se obtiene el mayor rendimiento a este tiempo, siendo el tiempo óptimo de reacción. En la Figura 2.8 se muestra que esta variable tiene un efecto mínimo sobre el proceso, ya que prácticamente se alcanza la conversión máxima después de 10 minutos de iniciada la reacción.

2.5.2.2.1.3 Efecto de la temperatura en el rendimiento de producción de biodiésel

En la Figura 2.6 se presenta el rendimiento de biodiésel en función de la temperatura. Se puede observar que a diferencia del tiempo de reacción, la temperatura si tiene un efecto fuerte en el rendimiento de producto ya que se observa una caída drástica en el rendimiento desde el punto óptimo de rendimiento a 88% (50 °C) hasta 77.1% (70 °C). Esto está relacionado directamente con la naturaleza endotérmica de la reacción en la que se observa el aumento en el rendimiento desde 40 °C hasta 50 °C debido a que se favorece a mayores temperaturas. El decaimiento del rendimiento es provocado por alcanzar la temperatura de ebullición del metanol en la que se pierde este reactivo en fase líquida y limita la reacción.

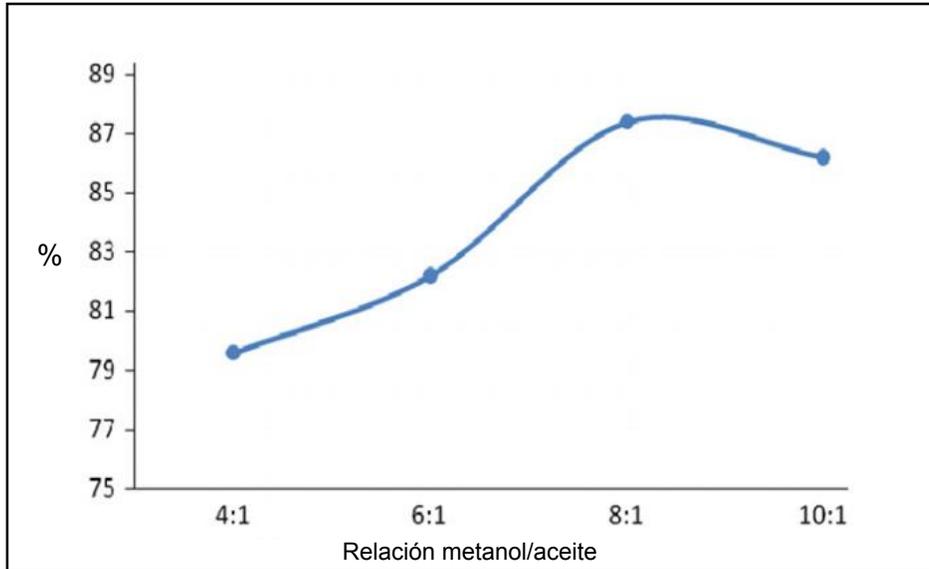


Figura 2.4 Rendimiento de producción de biodiésel en función de la relación metanol/aceite (Wu y Leung, 2011)

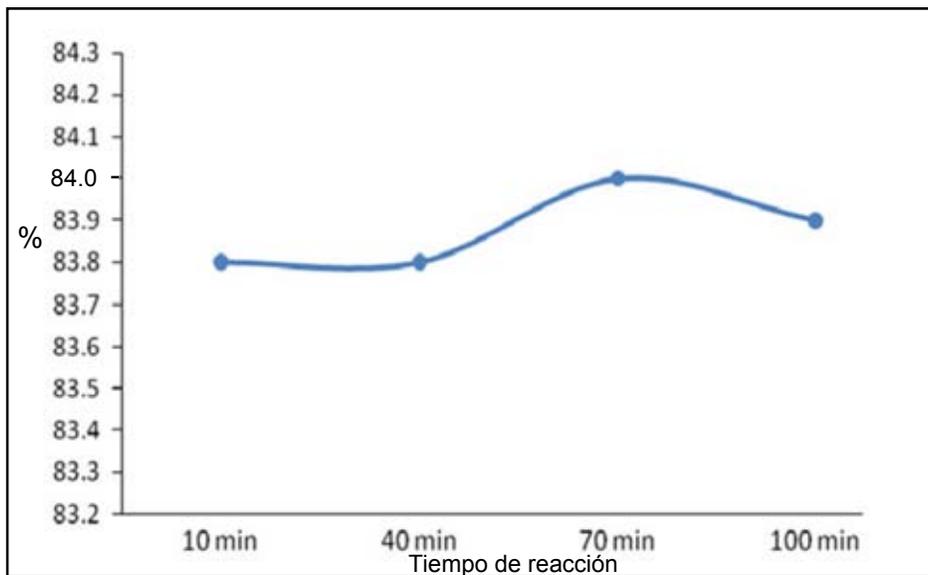


Figura 2.5 Efecto del tiempo de reacción en la reacción de transesterificación de aceite (Wu y Leung, 2011).

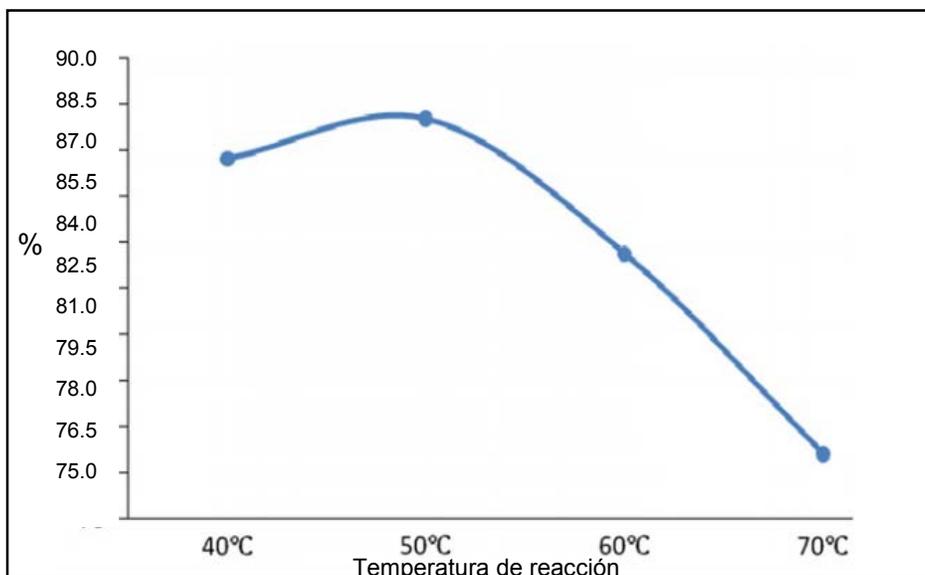


Figura 2.6 Rendimiento de producción de biodiésel en función de la temperatura de reacción (Wu y Leung, 2011)

2.5.2.2.1.4 Efecto de la concentración del catalizador en el rendimiento de producción de biodiésel

En la Figura 2.7 se tiene el rendimiento del producto en función de la concentración del catalizador. Se encuentra el máximo a 1% en peso la concentración del catalizador y utilizando mayores o menores concentraciones se observa un decremento fuerte en el rendimiento. Grandes concentraciones de catalizador pueden provocar que el aceite reaccione consigo mismo promoviéndose así la reacción de saponificación.

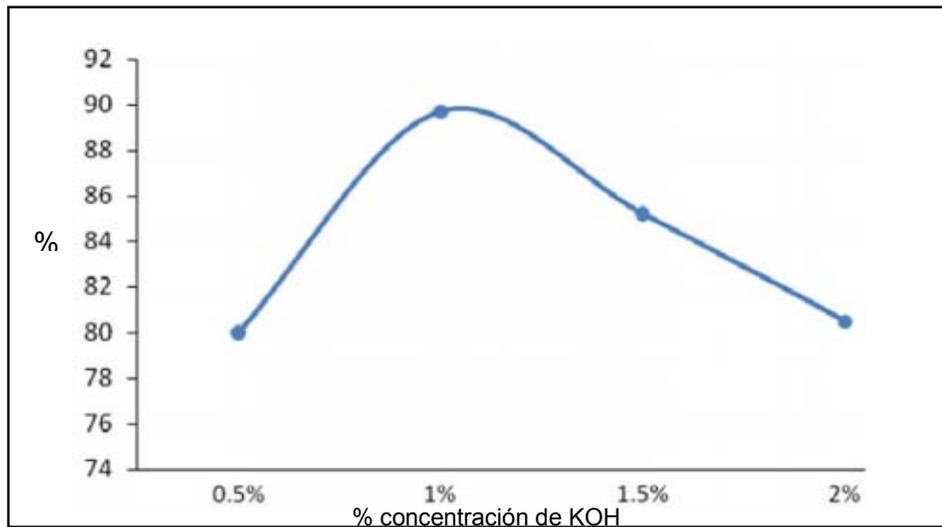


Figura 2.7 Rendimiento de producción de biodiésel en función de la concentración del catalizador KOH (Wu y Leung, 2011)

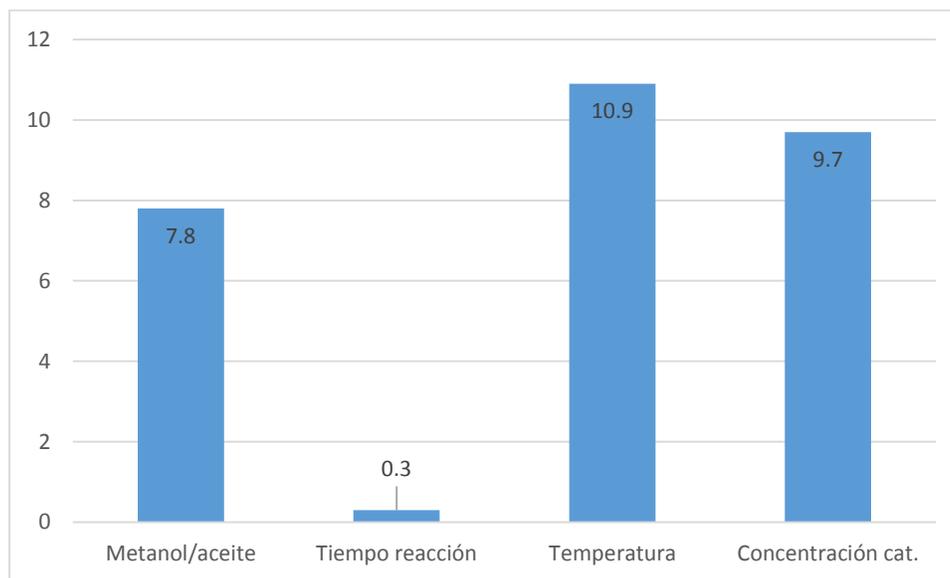


Figura 2.8 Influencia de cada variable sobre el proceso de producción de biodiésel a partir de aceite de camelina (Wu y Leung, 2011)

2.5.2.2.2 Rendimiento de EMAG en la reacción de transesterificación

En la Figura 2.9 se puede observar el nivel de importancia de las mismas variables en el mismo proceso, al cual llegaron Wu y Leung (2011) mediante métodos estadísticos, pero en el rendimiento de FAME. Se realizaron experimentos para determinar el rendimiento de EMAG al igual que con el biodiésel. En las Figuras 2.10 a 2.13 se pueden observar gráficas obtenidas de los resultados experimentales elaborados por los autores del artículo para los efectos de diversas variables sobre el rendimiento de EMAG. Entre mayor sea la concentración de EMAG, mejor será la calidad del biodiésel proveniente del proceso de transesterificación.

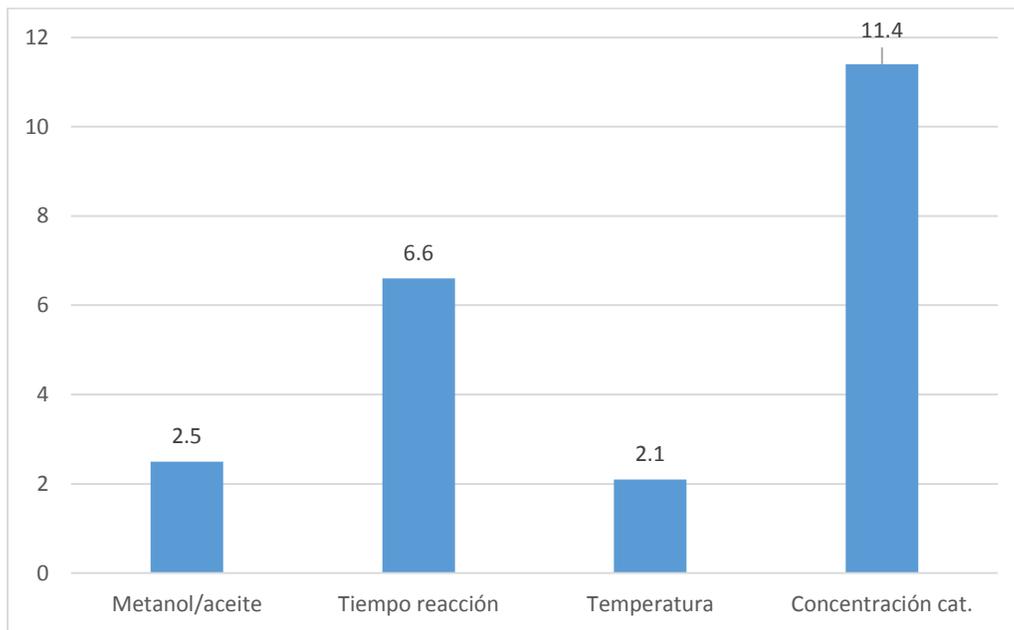


Figura 2.9 Influencia de cada variable sobre el proceso de producción de biodiésel a partir de aceite de camelina (Wu y Leung, 2011)

2.5.2.2.1 Efecto de la relación metanol/aceite en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel

En la Figura 2.10 se puede observar el rendimiento de EMAG en función de la relación metanol/aceite. Se encuentra nuevamente que la relación óptima es 8:1.

2.5.2.2.2 Efecto del tiempo de reacción en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel

En la Figura 2.11 se presenta el rendimiento de EMAG en función del tiempo de reacción. Se puede observar que aumenta lentamente el rendimiento hasta alcanzar el punto óptimo y después de este punto hay una caída en el rendimiento. El rendimiento menor a tiempos menores se explica debido a los efectos de mezclado y dispersión de metanol en el aceite. El rendimiento menor después del tiempo óptimo (70 min) se debe a que se comienza a llevar a cabo una reacción de saponificación.

2.5.2.2.3 Efecto de la temperatura en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel

En la Figura 2.12 se puede observar el rendimiento de EMAG en función de la temperatura de reacción. Se puede observar que el punto óptimo se alcanza a los 50 °C y el comportamiento es similar al de la Figura 3.12.

2.5.2.2.4 Efecto de la concentración del catalizador en el rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel

En la Figura 2.13 se observa el rendimiento de EMAG en función de la concentración del catalizador. Se puede observar que el punto óptimo está en 1% y que incrementar ésta concentración no afecta tan gravemente el rendimiento de EMAG como sucede con el rendimiento de biodiésel.

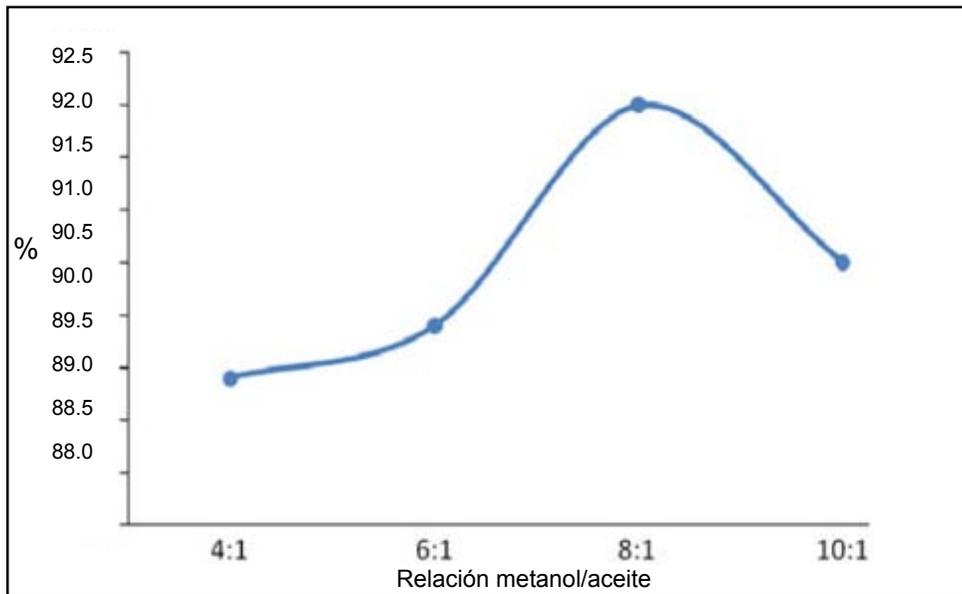


Figura 2.10 Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función de la relación metanol/aceite (Wu y Leung, 2011)

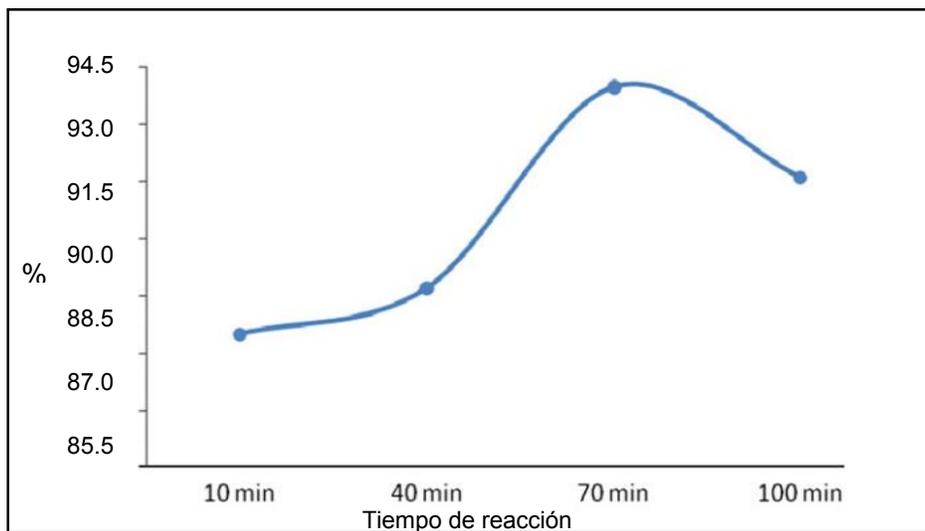


Figura 2.11 Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función del tiempo de reacción (Wu y Leung, 2011)

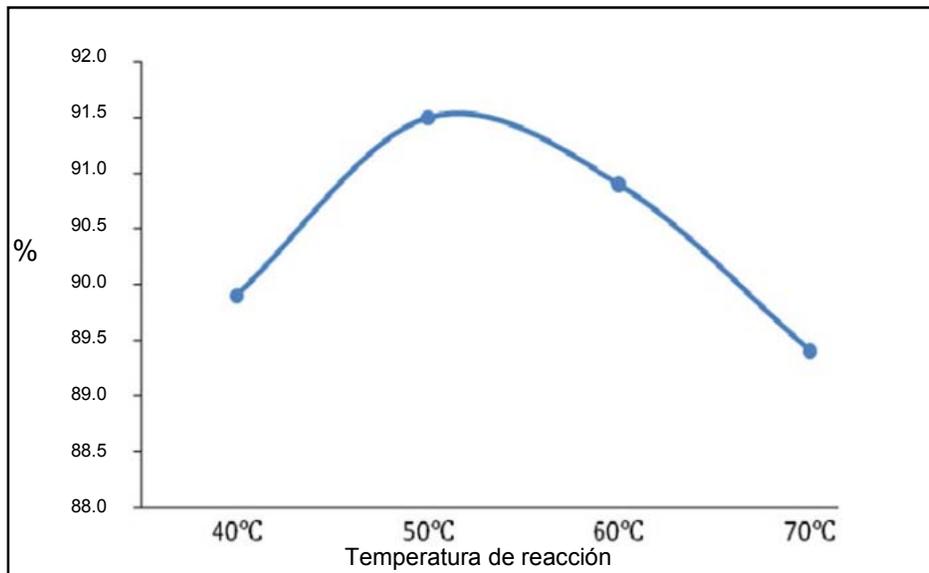


Figura 2.12 Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función de la temperatura de reacción (Wu y Leung, 2011)

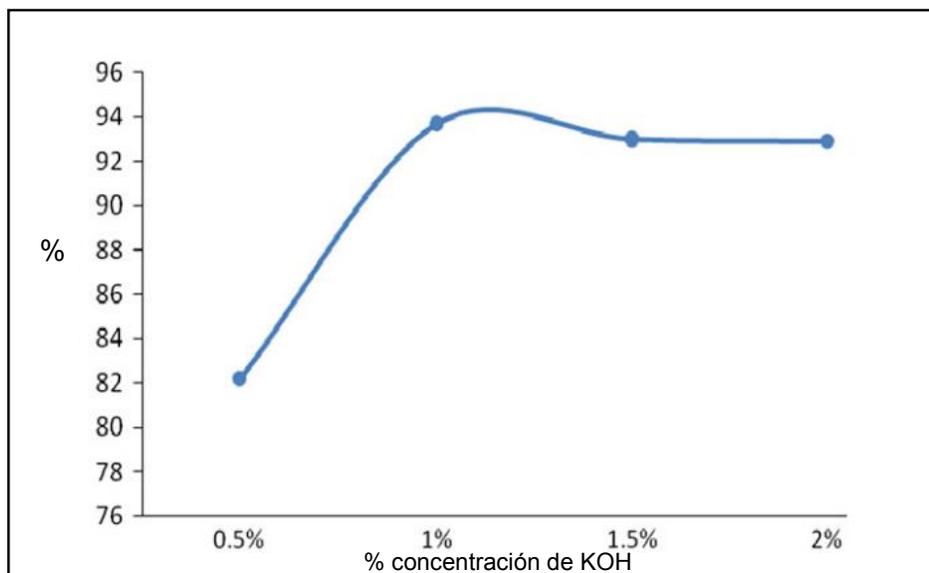


Figura 2.13 Rendimiento de EMAG en la producción de biodiésel en función de la concentración del catalizador (Wu y Leung, 2011)

2.5.2.2.3 Resumen del estudio de las diferentes variables que afectan la reacción de transesterificación

En el estudio de Wu y Leung concluyen que las variables más importantes en el proceso de producción de biodiésel considerando el rendimiento de producto final y la concentración de EMAG son:

concentración del catalizador > tiempo de reacción > temperatura de reacción >
relación metanol/aceite

2.5.2.2.4 Separación de la mezcla reactiva

Al finalizar la fase de reacción, se obtienen dos fases separables, una compuesta principalmente por glicerina y la otra por biodiésel. Existen distintas técnicas de separación, la principal y más utilizada es por asentamiento gravitacional, por no requerir ningún costo externo, pero ante la desventaja de tener una lenta separación que frena la producción total de la planta. Para resolver este problema se puede utilizar una centrifuga industrial, la cual reduce de manera considerable el tiempo requerido para la separación, a cambio de un aumento en el costo de construcción de la planta. Actualmente se trabaja en el desarrollo de membranas para la separación del biodiésel (Atadashi y col., 2011) y promete obtener una separación rápida a costos bajos, este método aún no se desarrolla por completo pero algunos diseños preliminares han demostrado obtener resultados que cumplen satisfactoriamente y más allá la norma ASTM D6751.

Como se mencionó previamente en el Capítulo anterior, en un artículo de investigación experimental por parte de la Universidad de Hong Kong (Wu y Leung, 2011) se recopilaron datos acerca de la reacción de transesterificación a partir de aceite de camelina sujetándolo a diferentes condiciones de reacción en medio básico, utilizando KOH como catalizador. A continuación se presentarán varios de los resultados obtenidos en dicho estudio, debido a la relevancia que tienen en el diseño de la planta de biodiésel a partir de aceite de desecho.

Los autores del artículo mencionado marcan una diferencia clave entre el rendimiento de producción de biodiésel y el rendimiento de producción de los ésteres metílicos de los ácidos grasos (EMAG) o FAME (por sus siglas en inglés, fatty acid methyl esters). La diferencia clave se encuentra en el costo del tratamiento al biodiésel final, debido a que en lo que menor sea el porcentaje de EMAG en el producto, mayor será el costo de su tratamiento final debido al gran número de impurezas presentes.

2.5.2.3 Fase de refinación

En esta fase se realizan tratamientos de limpieza al producto para mejorar su calidad en la entrega. Trazas de jabones, glicerina y otras sustancias que contaminan al producto se retiran en esta fase.

2.5.2.3.1 Lavado de biodiésel

Este proceso sirve para eliminar metanol, jabones y glicerina en la corriente de biodiésel. Consiste en utilizar agua caliente para lavar el biodiésel y aprovechar la solubilidad de metanol, jabones y glicerol en ella. Puede tener rendimientos de hasta 86% con 99% de pureza (Sandra y Dejan, 2009). Durante este proceso se debe adicionar cierta cantidad de agua al biodiésel y agitar suavemente para evitar la formación de una emulsión, se retira el agua y el proceso se repite hasta que el agua que se utiliza para lavar se mantenga transparente. La desventaja de este proceso es la alta cantidad de agua que se debe gastar para lavar el biodiésel obtenido. Jaruwat y col. (2010) reportaron que países como Tailandia, que producen una cantidad de 350,000 litros al día de biodiésel generan también 70,000 litros de agua contaminada al día. Para modificar la cantidad de disolvente usado se han utilizado diferentes solventes orgánicos, así como calidades de agua (destilada, desionizada). Se intenta eliminar esta técnica porque los niveles de contaminación en agua o disolventes utilizados son muy altos y se imposibilita la reutilización de los mismos (Van Gerpen, 2008; Khan, 2002).

2.5.2.3.2 Lavado en seco de biodiésel

Esta técnica se realiza usualmente con la ayuda de silicatos (Megnesol o Trisyl), resinas de intercambio iónico (amberita o purolita), arcillas activadas, fibras activadas, carbón activado, etc. Estos adsorbentes utilizan sitios de formación de enlace y poseen una fuerte afinidad por compuestos polares como metanol, glicerina, glicéridos, metales y jabones. Estas sustancias desempeñan la función de intercambio iónico y adsorción de impurezas. Se efectúa a temperaturas de 65°C entre 20 y 30 minutos (Van Gerpen, 2008). La implementación de esta técnica es fácil de montar a una planta nueva o existente y operante y resulta en la disminución del tiempo de producción por lote de biodiésel (Dugan, 2007). Este tipo de lavado permite limpiar al biodiésel sin desperdicio de agua y retirar partículas de azufre provenientes del pretratamiento (Berrios y Skelton, 2008). Sin embargo estas columnas no adsorben la totalidad del metanol que a ellas ingresa y poseen cierto tiempo de vida, después del cual deben ser reemplazadas y no se pueden reutilizar, resultando en una sustancia contaminante (Berrios y Skelton, 2008).

2.5.2.3.3 Evaporación y recuperación de metanol

Para cubrir la desventaja que poseen las tecnologías de lavado en seco en cuanto a adsorción de metanol, se implementan evaporadores que aprovechan el bajo punto de ebullición del metanol para separarlo y recircularlo como materia prima al proceso. Esta operación se realiza antes de ingresar la corriente de biodiésel al lavado en seco. La evaporación se puede realizar por un medio de calentamiento eléctrico o por intercambio de calor con vapor de media presión.

2.5.2.3.4 Filtración por membranas

Se trata de barreras semipermeables que separan diferentes especies en una solución permitiendo que pasen a través de ella solo un cierto tipo de materiales (Alicio y col. 2002). Las separaciones por membranas son utilizadas actualmente en procesos de purificación de agua, separación de proteínas y separación de gases. Sin embargo, las aplicaciones de las membranas se limitan hasta el momento a separaciones de disoluciones acuosas y gases relativamente inertes. El

uso de membranas es muy reciente para soluciones no acuosas (Dube y col., 2007). Lin y Rhee (1997) reportan que las membranas trabajan removiendo componentes de acuerdo a sus distintos tamaños y forma de partícula, pero su modo de operación también depende de la interacción entre el componente y la superficie de la membrana. El desempeño de la membrana está afectado por la composición de la mezcla que separa, la presión y temperatura de operación y velocidad de flujo de la solución a separar. Actualmente se encuentran en desarrollo membranas orgánicas, cerámicas que han efectuado separaciones que cubren más allá de lo estipulado en la norma ASTM D6751, sin embargo no se tienen aún aplicaciones a nivel industrial (Cao y col., 2008, Wang y col., 2009, Enrico, 2004). En el Anexo A se analiza a mayor detalle las bondades presentadas por el magnesol.

2.6 Ingeniería básica y de detalle de un proceso determinado

Estas son las principales fases en el desarrollo de un proyecto, en cuyo alcance deben estar bien definidas

2.6.1 Ingeniería básica

La ingeniería básica define los lineamientos generales e ideas básicas del proyecto. Estas ideas y definiciones del proyecto son los pilares en que se basará la ingeniería de detalle, para la ejecución de los planos constructivos. La ingeniería básica es desarrollada por un grupo pequeño de ingenieros en comparación con la ingeniería de detalle que requiere más personas dedicadas, que elaboran planos, especificaciones técnicas y documentación de licitación.

La ingeniería básica no es constructiva, con los planos disponibles en esta etapa no se pueden construir ni montar los equipos. Esta documentación es suficiente para evaluar la obra y los trabajos de montaje, con suficiente aproximación para lograr una cotización válida. En la ingeniería básica quedarán reflejados definitivamente todos los requerimientos de usuario, las especificaciones básicas, el cronograma de realización y la valoración económica. La ingeniería básica se desarrolla en dos etapas: la primera consiste en la toma de datos y elaboración de requerimientos de usuario y en la segunda se desarrolla el resto de trabajos descritos anteriormente.

Durante esta fase se definen los siguientes trabajos:

- Revisión detallada de la ingeniería conceptual y requerimientos del usuario.
- Hojas de datos de todas las áreas.
- Cálculo de cargas térmicas y caudal de aire en cada fase del proceso.
- Distribución de puntos de uso de servicios.
- Revisión de Layout, incluyendo áreas de servicios.
- Listas de consumos.
- Listas de equipos.

La aprobación de esta ingeniería supone una sólida base para el desarrollo de la ingeniería de detalle (Texta, 2013). Las etapas de la ingeniería básica se muestran en la Figura 2.14.

2.6.2 Ingeniería de detalle

La ingeniería de detalle o diseño de detalle es la fase en la que quedan definidos todos y cada uno de los subsistemas, componentes o partes que integran el proyecto, de tal manera que los documentos que lo desarrollan han de ser suficientes para llevarlo a la práctica, ya sea bajo la dirección de los mismos proyectistas que desarrollan la ingeniería básica o por otro equipo de ingeniería distinto. Se pueden observar las diversas etapas de la ingeniería de detalle en la Figura 2.15.

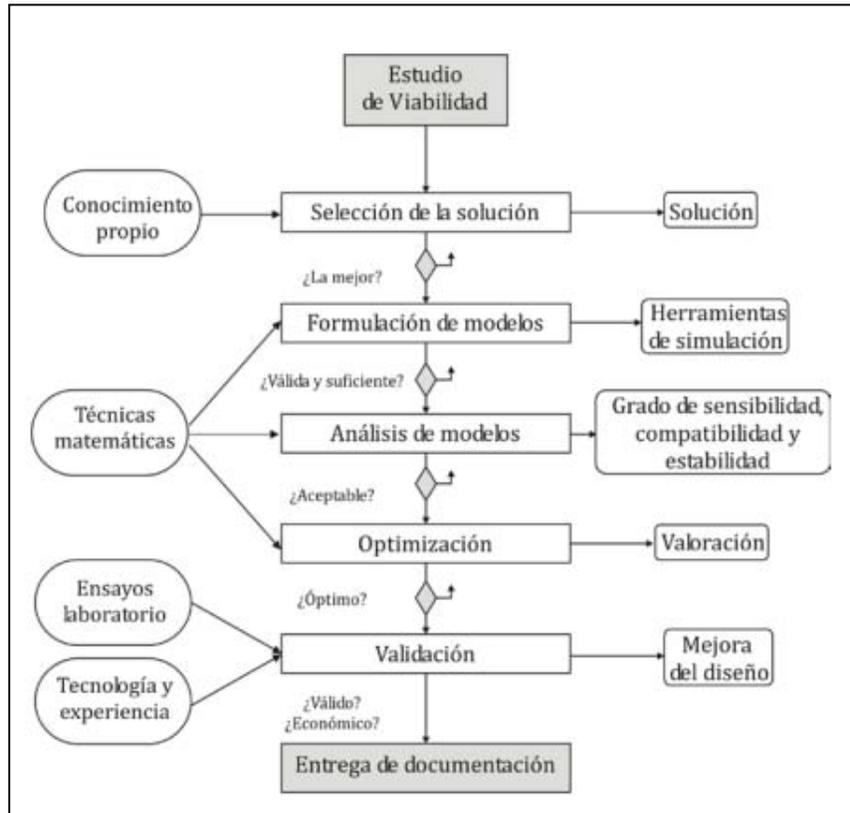


Figura 2.14 Etapas de la ingeniería básica (Nieto y Ruz, 2013)

La fase de ingeniería de detalle se diferencia de las demás fases creativas porque, así como en las otras fases los objetivos son los de analizar el problema y definir las soluciones más adecuadas, en esta fase, esas soluciones deben concretarse en respuestas únicas que han de describirse en su totalidad y con el detalle necesario para su posterior transformación en una realidad. En este sentido la precisión que se requiere es alta, no permitiendo errores importantes ni valores estimativos, aunque en ocasiones no es posible disponer de toda la información que garantice una elevada fiabilidad en los resultados del proyecto. En general, se puede considerar que un proyecto está bien calculado y diseñado en detalle cuando las desviaciones entre el presupuesto de inversión estimado y la inversión real que resulta tras la construcción del objeto del proyecto no son superiores a un 5%.

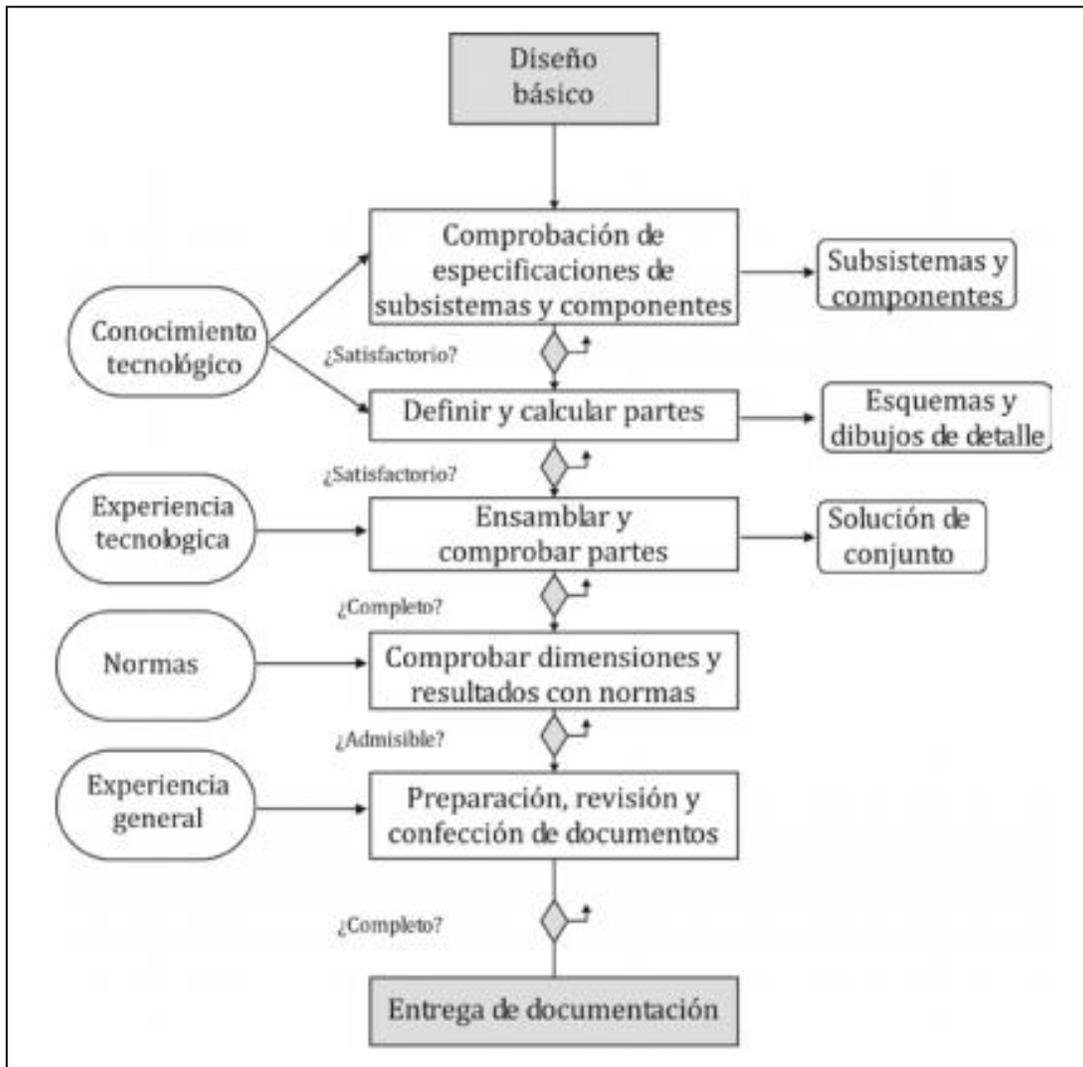


Figura 2.15 Etapas de la ingeniería de detalle (Nieto y Ruz, 2013)

2.7 Diagramas de flujo de plantas actuales en el mundo

El proceso de producción de biodiésel es relativamente nuevo en México, sin embargo hay otros países que tienen más experiencia en esta área. En el año 2011 (Boza y Saucedo) se tenían registradas 600 patentes relativas a innovaciones técnicas en la producción de biodiésel. Casi la mitad de ellas son propiedad de entidades o individuos localizados en China, destacando la Universidad Tsinghua (10 patentes), la Universidad East China Normal (8 patentes) y la Universidad Tecnológica Dalian (6 patentes). El segundo y tercer país en patentes en biodiésel son Estados Unidos (75 patentes) y Japón (71 patentes).

Existe una revista llamada “Biodiesel Magazine” que se encargar de publicar las noticias más relevantes de esta industria cada dos meses, o simplemente visitando su sitio en línea. En su sitio de internet se puede consultar un directorio de todas las plantas productoras de biodiésel en EE.UU. No todas las empresas listadas hacen de conocimiento público su proceso, en realidad son la minoría las que publican esa información, por lo que en esta sección se presentarán, diagramas de flujo de proceso de producción de biodiésel de Latinoamérica y España, donde está tomando mucha popularidad la producción de biodiésel.

En la Figura 2.16 se puede observar el diagrama de flujo de proceso que utiliza “Piedmont Biofuels: clean renewable fuels”. Su proceso consiste en deshidratar aceite comestible usado para llevarlo directamente al proceso de transesterificación en un reactor donde se deja reposar la mezcla reactiva terminada la reacción. El biodiésel formado es después lavado con agua, para ser filtrado y almacenado a continuación.

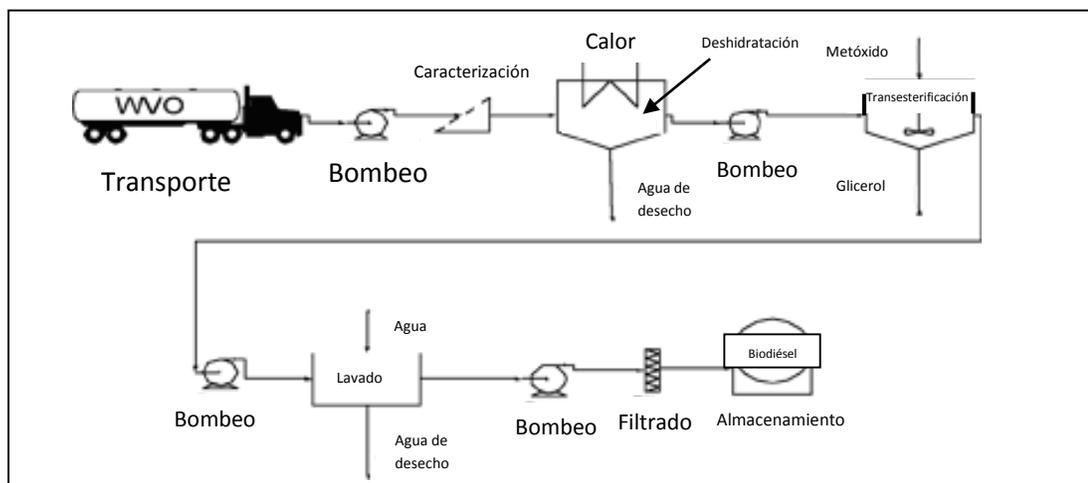


Figura 2.16 Diagrama de flujo de proceso de biodiésel de Piedmont Biofuels (PB, 2005)

En el portal español Miliarium, de referencia para la Ingeniería Civil, Construcción y Medio Ambiente, se publicaron las imágenes reportadas en la Figura 2.17 y 2.18 que consisten en el proceso de producción de biodiésel de manera discontinúa y continúa, respectivamente. Ambos procesos cuentan con el proceso típico de producción de biodiésel para una materia prima baja en ácidos grasos libres y consiste en efectuar la reacción de transesterificación, separar las fases y refinar el biodiésel para su almacenamiento.

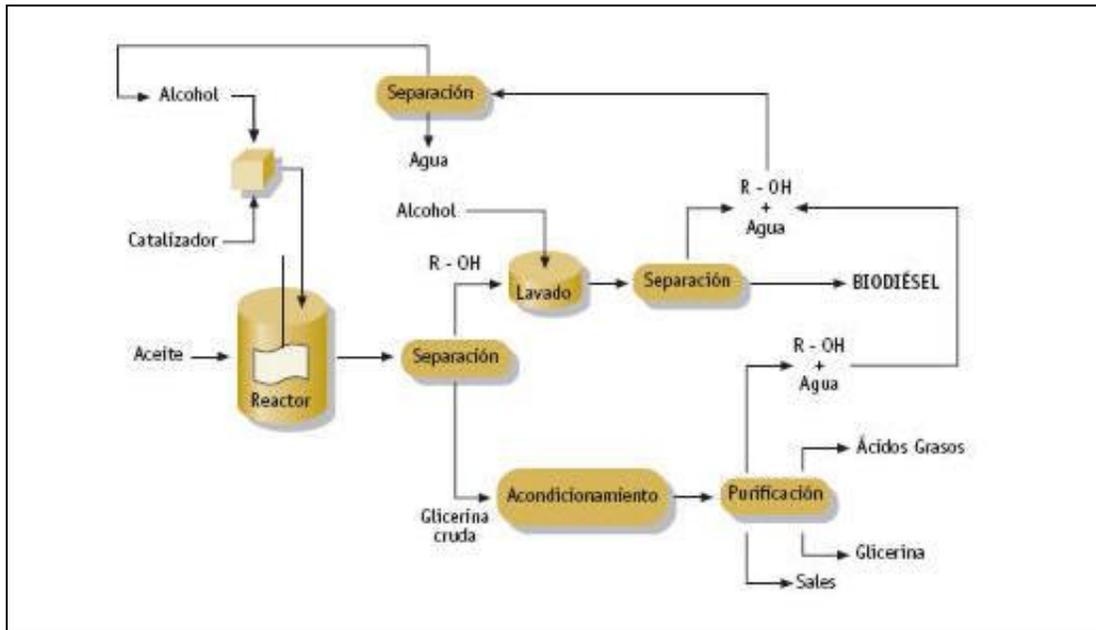


Figura 2.17 Diagrama de flujo de proceso discontinuo para la producción de biodiésel reportado por Miliarium (2008)

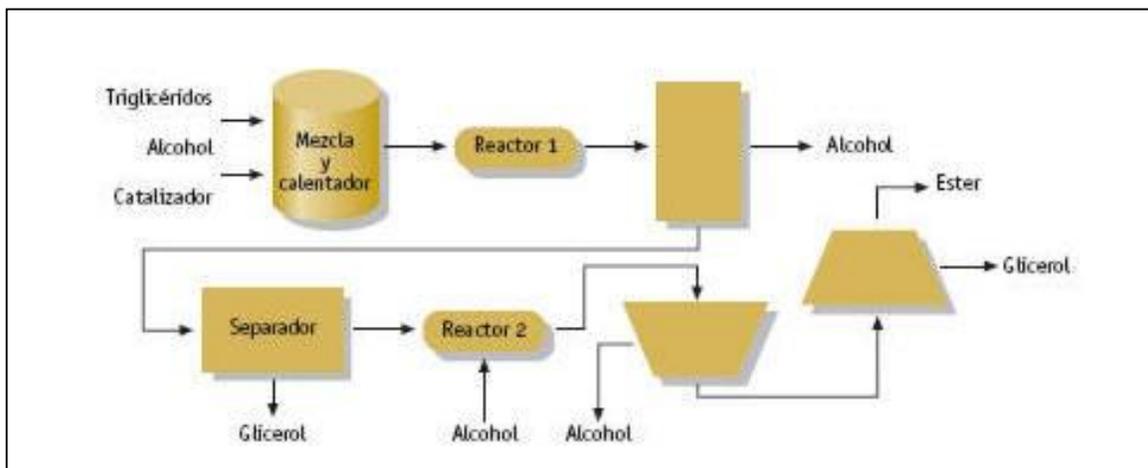


Figura 2.18 Diagrama de flujo de proceso continuo para la producción de biodiésel reportado por Miliarium (2008)

La empresa española, Green Fuels, hizo de conocimiento el proceso de producción en el que están basadas las plantas de reciclaje de aceites que comercializan y se muestra en la Figura 2.19. Manejan capacidades que van desde 500 hasta 25,000 L/día. Su proceso consiste en filtrar residuos sólidos de la materia prima para luego llevar a cabo la reacción de transesterificación. A continuación llevan a cabo un proceso de decantación del cual se envía el biodiésel a una torre de adsorción para

el refinamiento. Vuelven a realizar un filtrado de sólidos antes de almacenar el biodiésel.

La Figura 2.20 muestra el diagrama desarrollado por el Ing. Rodolfo Larosa que involucra un catalizador heterogéneo en la neutralización de ácidos grasos libres. El proceso de transesterificación en este proceso se cataliza en medio ácido y el resultado de la reacción es separado utilizando un tanque flash, previo a la decantación.

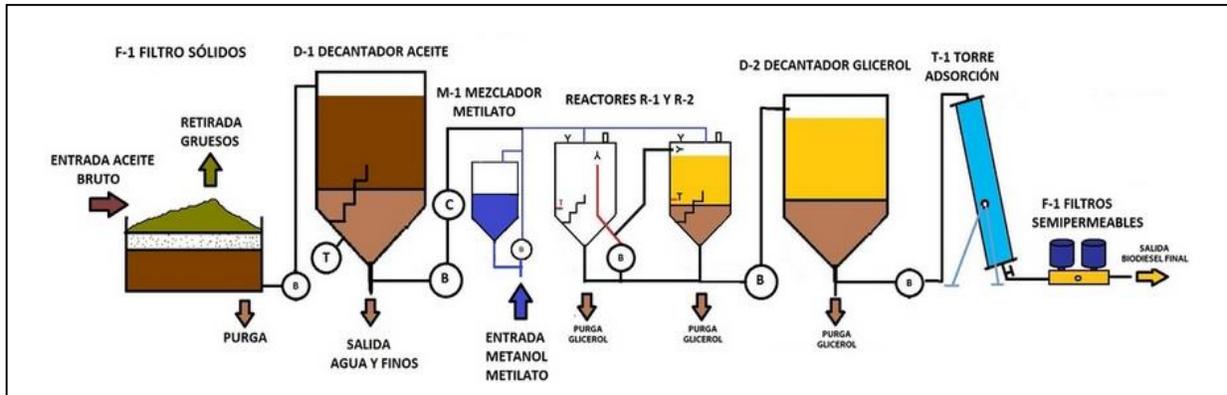


Figura 2.19 Diagrama de flujo de proceso para la producción de biodiésel reportado por Green Fuels (2012)

La Figura 2.21 presenta un diagrama de flujo de proceso para la producción de biodiésel reportado por la Compañía para la Investigación Energética (CIE) que consiste en mezclar, llevar a cabo la reacción, decantar y almacenar el biodiésel producido.

En general hay una gran diversidad de opciones para llevar a cabo el proceso de producción de biodiésel. Algunos de los diagramas presentados involucran procesos de índole más delicada, como el diseño de una torre de adsorción. Hay otros procesos muy sencillos, que lamentablemente no son capaces de producir un biodiésel que sea capaz de cumplir con la norma ASTM 6751. Los ejemplos aquí mostrados resultan en un punto de partida completo para el proceso productivo propuesto presentado más adelante.

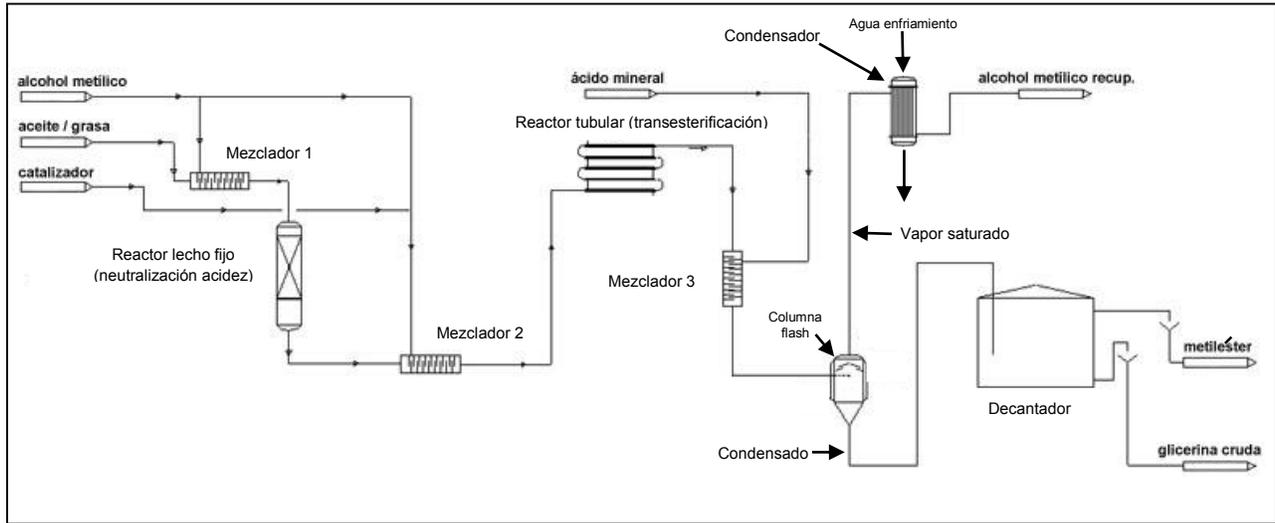


Figura 2.20 Diagrama de flujo de proceso para la producción de biodiésel (Larosa, 2001)

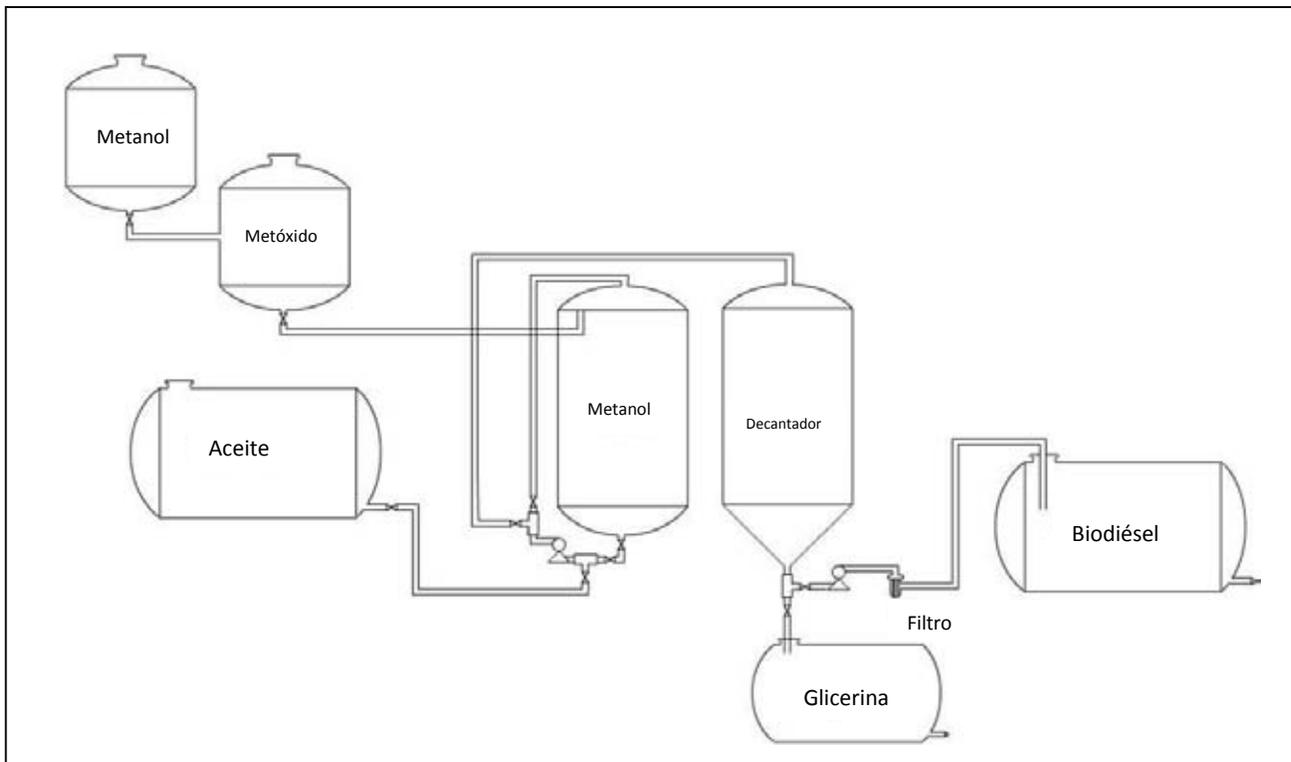


Figura 2.21 Diagrama de flujo de proceso para la producción de biodiésel reportado por la CIE (2009)

Capítulo 3. Metodología

3.1 Caso de estudio

Se desea diseñar una planta de producción de biodiésel a partir de aceites vegetales para abastecer y hacer funcionar camiones de RTP con energía renovable. El aceite vegetal que se utilizará como materia prima será aceite quemado de desecho de restaurantes de la ciudad de México, obteniendo una materia prima cuyo único costo es aquel que se requiere para transportarlo hacia la planta. Dadas las condiciones en las que se encuentra el aceite quemado, es necesario realizar un pretratamiento a la materia prima antes de iniciar el proceso de síntesis de biodiésel. El pretratamiento consiste en someter al aceite quemado a un proceso de filtrado de residuos sólidos, esterificación de ácidos grasos libres con ácido sulfúrico, eliminación de humedad en el aceite, ya que todos estos factores afectan el rendimiento del proceso principal. El producto debe cumplir con las especificaciones estipuladas en la norma ASTM D6751 de acuerdo a las especificaciones que se muestran en la Tabla 3.1.

Se desea que la planta produzca desde su arranque 2,000 L/día de biodiésel, para lo cual se utilizará el método de transesterificación con álcali en la parte principal del proceso, metanol (CH_3OH) como materia prima para la reacción e hidróxido de potasio (KOH) como catalizador para la misma. El metanol es el alcohol más simple y esto promueve la velocidad de reacción y rendimiento de la misma. Además el metanol contiene menores concentraciones de agua que el resto de los alcoholes, previendo así la reacción no deseada de saponificación. La potasa es más fácil de utilizar que la sosa y se disuelve en metanol con mucha más facilidad. En general, estas ventajas logran que estos dos reactivos sean los más usados a nivel mundial para llevar a cabo el proceso de producción de biodiésel por medio de la transesterificación alcalina.

En esta planta se implementarán tecnologías diversas con el propósito de que logren optimizar la purificación del producto para su posterior distribución. Se utilizará un proceso de centrifugación para la separación de los productos de transesterificación (biodiésel y glicerina), a las cuales se les retirará el exceso de metanol y se someterá al producto principal a un proceso de lavado en seco con

magnesol, con el fin de purificarlo y alcanzar las condiciones especificadas en la ya mencionada norma ASTM D6751.

3.2 Balance de materia

3.2.1 Propiedades físicas de las especies

En la Tabla 3.2 se muestran las propiedades físicas de las especies involucradas en el proceso de producción de biodiésel. Las propiedades del biodiésel fueron tomadas de National Biodiesel Board y los pesos moleculares de triglicéridos y ácidos grasos se obtuvieron de cálculos teóricos con datos de la simulación realizada por Zhang y col. (2003). En el Anexo B se encuentran las propiedades fisicoquímicas de todas las especies involucradas en el proceso, a mayor detalle.

Tabla 3.1 Requisitos detallados para Biodiésel B100 (ASTM D7561, 2004)

Propiedad	Método	Limites	Unidades
Punto Flash	D93	130.0 min	°C
Agua y sedimentos	D2709	0.050 máx.	% volumen
Viscosidad cinemática, 40°C	D445	1.9 – 6.0	mm ² /s
Ceniza sulfatada	D874	0.020 máx.	% masa
Sulfuros	D5453	0.05 máx.	% masa
Corrosión a banda de cobre	D130	No. 3 máx.	
Número de cetano	D613	47 mín.	
Punto de nube	D2500	Reportar	°C
Residuo de carbón	D4530	0.050 máx.	% masa
Número de ácidos	D664	0.80 máx.	mg KOH/g
Glicerina libre	D6584	0.020	% masa
Glicerina total	D6584	0.240	% masa
Contenido de fósforo	D4951	0.001 máx.	% masa
Temperatura de destilación	D1160	360 máx.	°C
Densidad a 288 K		875- 900	Kg/m ³

Tabla 3.2 Especies involucradas en el proceso de producción de biodiésel, propiedades físicas (NBB, 2014; Zhang y col., 2003).

Especie	Densidad [kg/m ³]	Masa molar [kg/ kgmol]
Agua	999.97	18.015
Metanol	791.80	32.040
H ₂ SO ₄	1,800.00	98.080
Triglicéridos	899.578	829.450
Ácidos grasos libres	902.335	276.480
Biodiésel	880.00	292.200
KOH	2,040.00	56.106
Glicerina	1,260.00	92.094

3.2.2 Pretratamiento

Para el balance de materia en esta sección se tomaron las siguientes consideraciones:

La alimentación de metanol al proceso contiene un 98% en volumen de metanol y el resto de agua; se realizó la debida conversión a porcentaje en peso. Por su parte, la alimentación de ácido sulfúrico concentrado contiene un 95% de pureza y el resto de agua.

La alimentación de aceite es la principal materia prima para el proceso, la cual, para fines del balance de materia, fue dividida en sus dos componentes principales, ácidos grasos libres y triglicéridos. El fin de esta separación es trabajar independientemente estos dos compuestos, pues el pretratamiento afecta únicamente a los ácidos grasos libres. La reacción que se lleva a cabo en React PT es de esterificación de ácidos grasos (Figura 3.1).

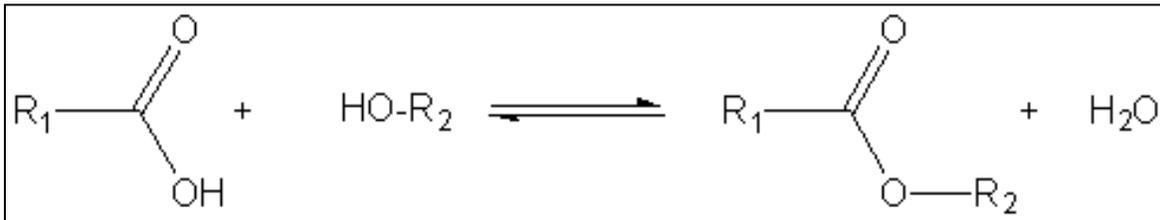


Figura 3.1 Reacción de esterificación

Zhang y col. (2003) indican que el contenido más común de ácidos grasos libres en aceites de desecho es de 6%. Freedman y col. (1984) indican que se puede asumir para fines del diseño de planta que la el aceite de desecho no contiene agua.

Para el cálculo de la composición de la corriente de salida del reactor de esterificación se asume una conversión del 81.9% de los ácidos grasos a biodiésel (Zhang y col., 2003).

La razón de alimentación molar al proceso de esterificación entre metanol y aceite es de 4:1, pues se considera una relación óptima para efectuar la esterificación (Vitthal y col., 2013). Por otra parte, la razón de alimentación de ácido con respecto al aceite sigue la regla empírica establecida por Abularch y Amurrio (2010) 1% en masa de ácido respecto a la alimentación de aceite. Los productos generados en la reacción son biodiésel y agua, de modo que la salida del reactor se compone de triglicéridos que fueron inertes en esta reacción, AGL que no reaccionaron por completo, metanol proveniente del exceso en la relación molar, ácido sulfúrico, que permanece con la misma cantidad que a la entrada, y los productos formados.

A la salida del reactor se envía la corriente de productos a una separadora centrifuga. Esta separa la corriente de productos del reactor en dos corrientes, una conformada por los componentes aceitosos (biodiésel, triglicéridos y AGL) y otra, que contiene agua y ácido sulfúrico disuelto en ella. En ambas corrientes existe una cantidad mayoritaria de metanol disuelto.

Para finalizar, se somete la corriente acuosa a un proceso de evaporación para extraer el metanol y recircularlo al proceso.

3.2.2.1 Diagrama simplificado

En la Figura 3.2 se muestra el diagrama simplificado para el proceso de pretratamiento del aceite. En esta parte del proceso, la parte dominante es la reacción de esterificación como ya se explicó previamente.

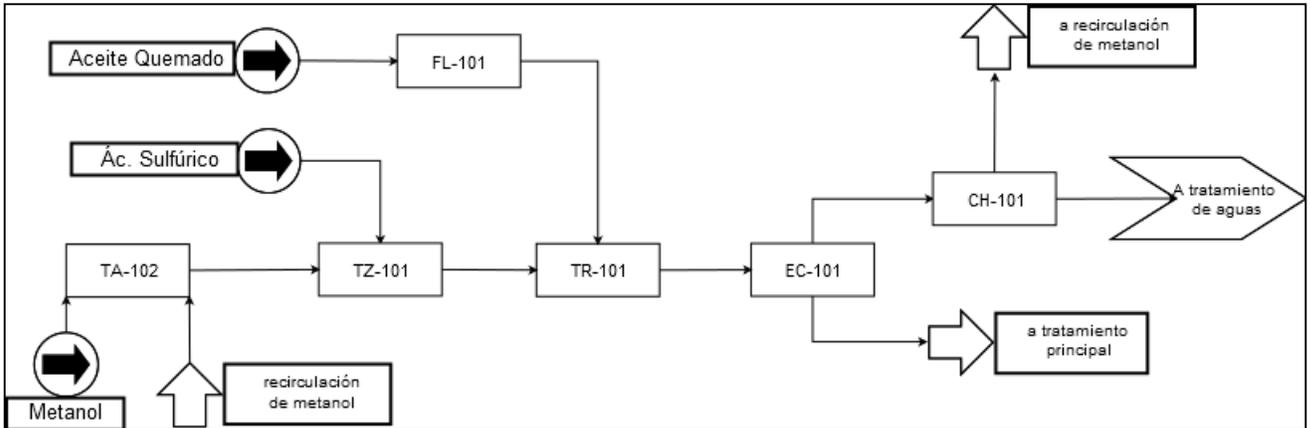


Figura 3.2 Diagrama simplificado para pretratamiento

3.2.2.2 Datos de corriente

La Tabla 3.3 incluye las composiciones de las especies involucradas en la alimentación al pretratamiento como se observa en el diagrama simplificado (Figura 3.2).

Tabla 3.3 Datos preliminares de corrientes en pretratamiento

Corriente	Especies	Composición (masa)
Metanol	Metanol	0.9749
	Agua	0.0251
Ácido sulfúrico	H ₂ SO ₄	0.9500
	Agua	0.0500
Aceite quemado	Triglicéridos	0.9400
	Ácidos grasos libres	0.0600

3.2.3 Proceso principal

Para el balance de materia de esta sección se tomaron las siguientes consideraciones:

La corriente de potasa contiene un 95% de hidróxido, mientras que el resto es agua. La corriente de aceite que ingresa al reactor es la misma que sale de la centrífuga en el pretratamiento.

Se consideró una conversión en el reactor de transesterificación de 92.1% para la reacción global principal (Darnoko y Cheryan, 2000; Dyneshwar y col., 2013) y de 100% para la reacción ácido base.

Para la alimentación de metanol al reactor se considera una relación molar 6:1 de metanol respecto a aceite como especifican Gole y Gogate (2012) y una proporción de 1% en masa de catalizador con respecto a la masa de aceite tratado.

La corriente de salida del reactor contiene los productos de la reacción de transesterificación y materia prima sin reaccionar, que se dirigen directamente al separador, en este caso una centrífuga, cuyo propósito es separar el biodiésel de la glicerina, enviando 95% de la totalidad del biodiésel por una corriente, y generando una corriente compuesta en un 50% de glicerina y el resto de metanol y otros componentes. Se asume que todo el sulfato de potasio e hidróxido de potasio se van por esta misma corriente.

La corriente conformada por glicerina pasa por un evaporador con el propósito de recuperar excesos de metanol para su posterior recirculación al sistema

3.2.3.1 Diagrama simplificado

En la Figura 3.3 se muestra el diagrama simplificado para el proceso principal de producción de biodiésel. En esta parte del proceso, la parte dominante es la reacción de transesterificación como ya se explicó anteriormente.

3.2.3.2 Datos de corriente

La Tabla 3.4 incluye las composiciones de las especies involucradas en la alimentación al proceso principal como se observa en el diagrama simplificado (Figura 3.3).

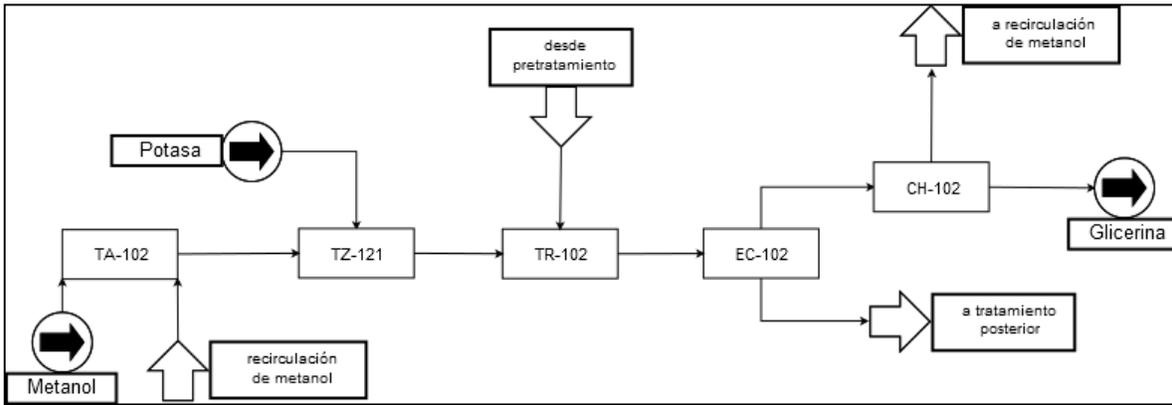


Figura 3.3 Diagrama simplificado para proceso principal

Tabla 3.4 Datos preliminares de corrientes en el proceso principal

Nombre de corriente	Especies	Composición (masa)
Metanol	Metanol	0.9749
	Agua	0.0251
Potasa	KOH	0.9500
	Agua	0.0500

3.2.4 Refinamiento del biodiésel

En esta parte se procede a limpiar la corriente de biodiésel obtenida en el proceso principal. Se tomaron las siguientes consideraciones para realizar el balance de materia:

A la corriente de biodiésel se le retira el metanol en exceso en la mayor medida posible, pues su presencia afecta al material de lavado en seco.

El metanol retirado se une con todas las corrientes evaporadas en las anteriores partes del proceso para su condensación y recirculación al proceso.

Una vez retirado el metanol la corriente de biodiésel ingresa a un tanque de lavado con magnesol, donde se retiran todas las impurezas que contenga y sale de acuerdo a las especificaciones de la norma (Atadashi y col., 2011).

3.2.4.1 Diagrama simplificado

En la Figura 3.4 se muestra el diagrama simplificado para el proceso de refinamiento de biodiésel. En esta parte del proceso, la parte dominante del proceso es el lavado de metanol.

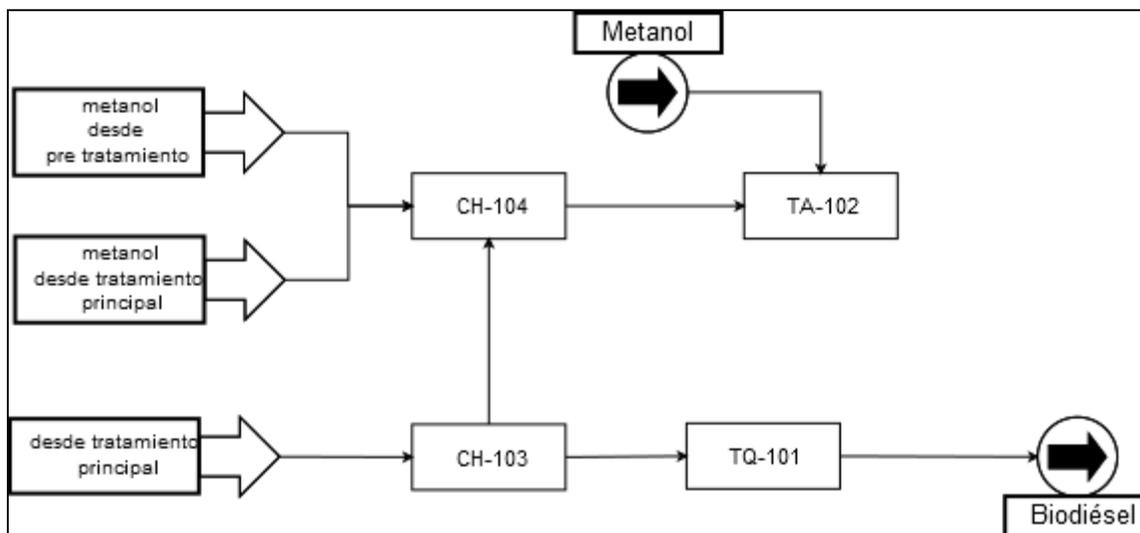


Figura 3.4 Diagrama simplificado para refinamiento

3.2.3.2 Datos de corriente

La Tabla 3.5 incluye las composiciones de las especies involucradas en la alimentación al proceso de refinamiento de biodiésel como se observa en el diagrama simplificado (Figura 3.4).

Tabla 3.5 Datos preliminares de corrientes en el proceso de refinamiento

Nombre de corriente	Especies	Composición (masa)
Metanol	Metanol	0.9749
	Agua	0.0251

La Tabla 3.6 incluye la información referente al balance de materia y energía realizado para el proceso completo. Las corrientes que aparecen en la tabla hacen referencia al diagrama subsecuente a la tabla, en la Figura 3.5 que incluye la representación gráfica del balance de masas. Parte de los resultados obtenidos del balance de materia se obtuvieron simulando el proceso en Aspen Hysys v8.4. En el Anexo C se encuentra la representación gráfica de dicha simulación.

Tabla 3.6 Balance de materia del proceso completo propuesto

Corriente	Flujo másico [kg/día]	Flujo molar [kgmol/día]	T [°C]	Comp. Metanol	Comp. Agua	Comp. H ₂ SO ₄	Comp. K ₂ S ₂ O ₄	Comp. KOH	Comp. Glicerol	Comp. Triglicéridos	Comp. AGL	Comp. MEAG
1	1,990.08	2.688	15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9400	0.0600	0.0000
2	1,990.08	2.688	15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9400	0.0600	0.0000
3	1,990.08	2.688	15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9400	0.0600	0.0000
4	336.00	10.733	15	0.9702	0.0298	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
5	19.92	0.248	15	0.0000	0.0500	0.9500	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
6	355.92	10.980	15	0.9160	0.0310	0.0531	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7	2,346.00	13.634	40	0.1342	0.0072	0.0081	0.0000	0.0000	0.0000	0.7974	0.0092	0.0441
8	2,109.72	6.655	20	0.0596	0.0004	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.8807	0.0102	0.0489
9	2,109.72	6.655	20	0.0596	0.0004	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.8807	0.0102	0.0489
10	236.28	6.979	20	0.8117	0.0686	0.0795	0.0000	0.0000	0.0000	0.0402	0.0000	0.0000
11	91.30	2.266	70	0.5886	0.0937	0.2111	0.0000	0.0000	0.0000	0.1067	0.0000	0.0000
12	144.98	4.714	70	0.9466	0.0534	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	300.00	9.677	15	0.9702	0.0298	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	22.20	0.527	15	0.0000	0.0500	0.0000	0.0000	0.9500	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	322.2	10.265	15	0.9039	0.0312	0.0000	0.0000	0.0648	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	2,438.88	15.953	40	0.0907	0.0046	0.0000	0.0002	0.0085	0.0415	0.0603	0.0089	0.7853
17	219.60	4.366	20	0.2956	0.0538	0.0000	0.0025	0.0946	0.4586	0.0067	0.0010	0.0872
18	181.73	3.038	85	0.1817	0.0320	0.0000	0.0030	0.1144	0.5542	0.0081	0.0012	0.1054
19	181.73	3.038	25	0.1817	0.0320	0.0000	0.0030	0.1144	0.5542	0.0081	0.0012	0.1054
20	2,219.28	11.640	20	0.0698	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0656	0.0096	0.8543
21	2,082.48	7.438	140	0.0105	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0699	0.0103	0.9089
22	1,892.88	6.478	138	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
23	1,892.88	6.478	25	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
24	37.87	1.328	85	0.8418	0.1582	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	136.80	4.202	140	0.9944	0.0056	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	319.65	9.902	104	0.9170	0.0830	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	319.65	9.902	15	0.9170	0.0830	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	316.35	10.507	15	0.9749	0.0251	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	636.00	20.410	15	0.9637	0.0363	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

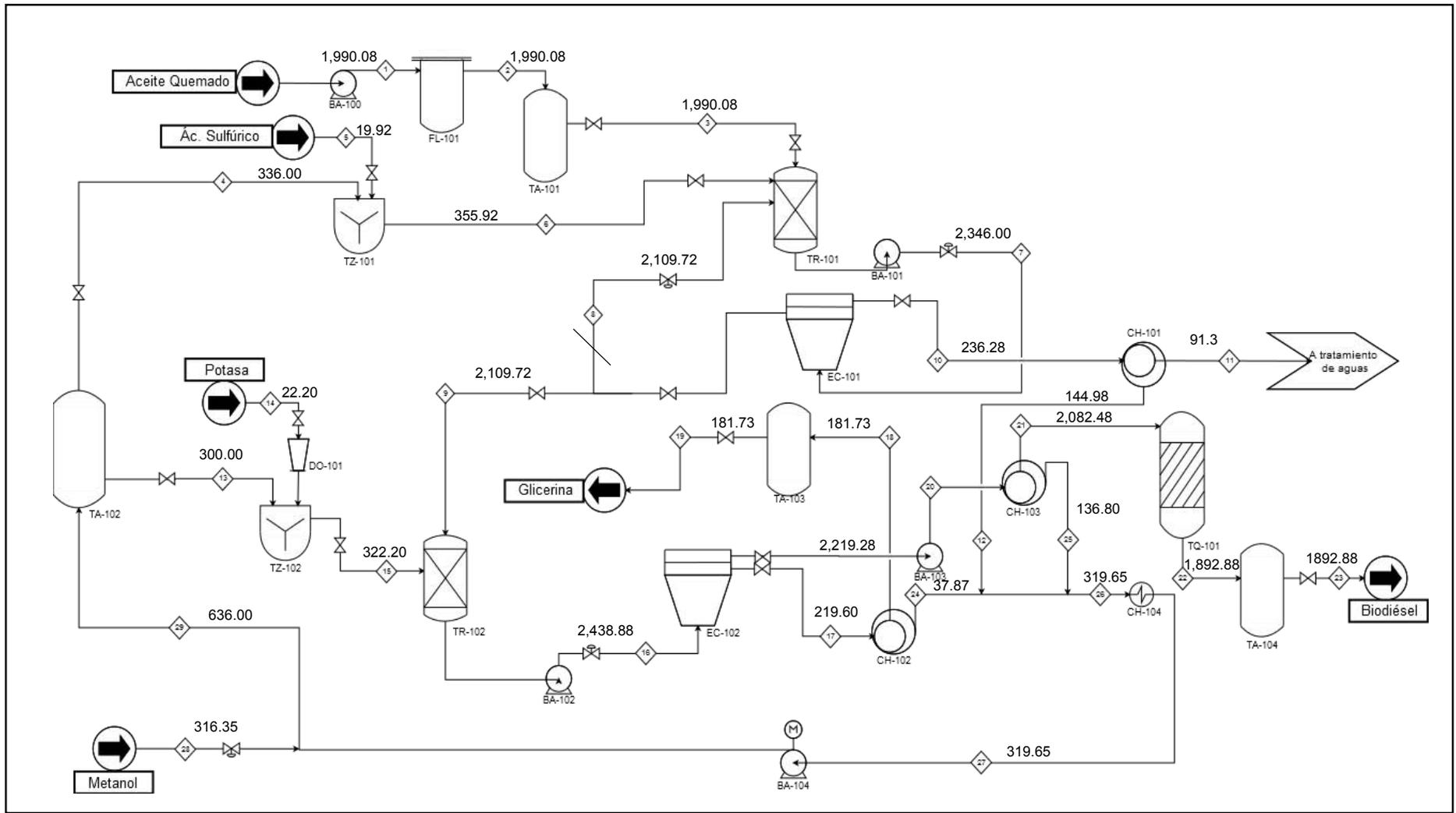


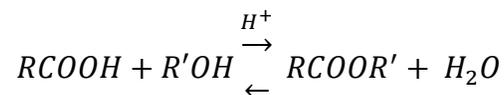
Figura 3.5 Representación gráfica del balance de masas

3.3 Esterificación

3.3.1 Reacción química

En todo proceso es de suma importancia la eficiencia y optimización de las diferentes variables: consumo de materias primas, consumo de energía, tiempo de proceso, menores requerimientos de los sistemas de purificación de productos y reciclo de materiales no reaccionados, disminución de productos indeseados, buena calidad y rendimiento del producto deseado.

La reacción de esterificación entre un ácido carboxílico y un alcohol, es reversible en medio ácido y termodinámicamente factible:



Cuya constante de equilibrio será:

$$K_e = \frac{[RCOOR'][H_2O]}{[RCOOH][R'OH]} \quad (3-1)$$

3.3.2 Equilibrio y cinética de la reacción

Para la mayoría de las reacciones de esterificación se presenta un $\Delta H_R \approx 3$ Kcal/mol (ligeramente endotérmica) y $\Delta G \approx -2$ Kcal/mol (Sánchez y Rodríguez, 1995). Esta información indica que, al tratarse de una reacción endotérmica, el aumentar la temperatura de reacción desplazará el equilibrio de reacción hacia los productos hasta alcanzar la temperatura de ebullición del alcohol o del ácido, que serían los componentes más volátiles involucrados en la reacción. La velocidad de reacción aumenta con el aumento de temperatura, de acuerdo con la ecuación de Arrhenius:

$$k_r = A e^{-\frac{E_a}{RT}} \quad (3-2)$$

Donde:

k_r = constante de velocidad E_a = energía de activación T = temperatura absoluta
A = factor preexponencial R = constante de los gases ideales

Observando la ecuación de la reacción general de esterificación, se pueden inferir diferentes métodos para desplazar el proceso hacia la formación de reactivos utilizando el principio de Le Châtelier:

1. Eliminación del agua por destilación azeotrópica.
2. Eliminación del agua por empleo de un agente o tamices moleculares.
3. Eliminación del agua o éster por destilación.
4. Adición en exceso de uno de los reactivos.

3.3.3 Efecto del alcohol

La estructura, peso molecular y tipo de alcohol, tiene marcada influencia en la velocidad de esterificación y grado de conversión en el equilibrio.

En la literatura se ha reportado que la reactividad disminuye en el siguiente sentido para los alcoholes: primarios>secundarios>terciarios. También en la medida que aumenta el peso molecular del alcohol, su reactividad disminuye. En la Tabla 3.7 se encuentra un registro del porcentaje de conversión correspondiente a cierto alcohol para una hora de reacción y al alcanzar el equilibrio, de igual forma se presenta la constante de equilibrio para la esterificación de ácido acético a 155 °C (Groggins, 1958).

La información experimental de la Tabla 3.7 demuestra que la reacción de esterificación se ve favorecida, en términos de conversión, en lo que más simple sea el alcohol utilizado. La molécula de metanol es la más sencilla de todos los alcoholes, seguida por el etanol, propanol, butanol, etc. La conversión a una hora y en el equilibrio muestra los valores máximos utilizando metanol y decrecen en lo que disminuye la sencillez de la molécula. Es por ello que para la esterificación, el mejor alcohol que se puede utilizar es metanol.

3.3.4 Efecto del ácido carboxílico

La estructura, peso molecular, tipos de sustituyentes en la cadena y cercanía de los mismos al carbono afectan definitivamente el carácter ácido del grupo carboxilo, lo que influye en la velocidad y rendimiento obtenido en las reacciones de esterificación. En la Tabla 3.8 se muestran los resultados reportados en la literatura de porcentajes de conversión a una hora de iniciada la reacción y al equilibrio, al igual que la constante de equilibrio para la esterificación de alcohol isobutílico a 155 °C.

3.3.5 Efecto del catalizador ácido

La fuerza ácida del catalizador influye definitivamente en la velocidad de reacción. Esta fuerza ácida puede medirse por la hidrólisis (reacción inversa a la esterificación) de un éster sencillo, por ejemplo acetato de metilo como se observa en la Tabla 3.9.

La concentración del catalizador también influye en la velocidad de esterificación aumentando proporcionalmente. A continuación se presenta la Figura 3.6 que muestra la influencia de la concentración del catalizador en la esterificación de ácido salicílico-metanol a 68 °C con una relación molar ácido/alcohol igual a 1/12. Se puede observar que a mayores concentraciones de ácido, se obtiene mayor conversión. También se puede observar este efecto en la Tabla 3.10 en la cual se compara el rendimiento obtenido utilizando ácido sulfúrico a diferentes concentraciones.

En el pretratamiento para la producción de biodiésel, esto representa que tiene que encontrarse la relación óptima de ácido para la conversión deseada, tomando en cuenta otros factores, como la cantidad de ácido que permanecerá en la mezcla y la cantidad de AGL que necesitan ser neutralizados. Ya se ha mencionado previamente que Abularch y Amurrio (2013) encontraron que utilizando ácido sulfúrico, la relación óptima de 1% en masa de ácido respecto a la alimentación de aceite.

Tabla 3.7 Porcentajes de conversión de esterificación de ácido acético sin catalizador a 155 °C utilizando diferentes alcoholes (Groggins, 1958)

Alcohol	Porcentaje de conversión		K _e
	1 hora	Equilibrio	
Metanol	55.59	69.59	5.2400
Etanol	46.95	66.57	3.9600
Propanol	46.92	66.85	4.0700
Butanol	46.85	67.30	4.2400
Alílico	35.72	59.41	2.1800
Bencílico	38.64	60.75	2.3900
Isopropanol	26.53	60.52	2.3500
2-butanol	22.59	59.28	2.1200
3-pentanol	16.93	58.66	2.0100

2-octanol	21.19	62.03	2.6700
Dialilcarbinol	10.31	50.12	1.0100
Mentol	15.29	61.49	2.5500
Trimetilcarbinol	1.43	6.19	0.0049
Dimetilpropilcarbinol	2.15	0.83	-
Fenol	1.45	8.64	0.0084
Timol	0.55	9.46	0.0192

Tabla 3.8 Porcentajes de conversión de esterificación de alcohol isobutílico con varios ácidos sin catalizador a 155 °C (Weast y col., 1987)

Ácido	Porcentaje de conversión		K _e	K _a *10 ⁻⁵
	1 hora	Equilibrio		
Fórmico	61.69	64.23	3.22	17.70
Acético	44.36	67.38	4.27	1.76
Propiónico	41.18	68.70	4.82	1.34
Butírico	33.25	69.52	5.20	1.54
Isobutírico	29.03	69.51	5.20	1.44
Metiletilacético	21.50	73.73	7.88	-
Trimetilacético	8.28	72.65	7.06	0.94
Dimetilacético	3.45	74.15	8.23	-
Fenilacético	48.82	73.87	7.99	5.20
α-fenilpropiónico	40.26	72.02	7.60	2.27
Cis-cinámico	11.55	74.61	8.63	13.00
Benzoico	8.62	72.57	7.00	6.46
P-toluóico	6.64	76.52	10.02	4.33

K_a: constante de disociación del ácido (25 °C/H₂O)

Tabla 3.9 Velocidad relativa de varios ácidos en la hidrólisis de acetato de metilo (Groggins, 1958)

Ácido	% de hidrólisis	Ácido	% de hidrólisis
Clorhídrico	100.0	Malónico	2.870
Bromhídrico	87.3	Succínico	0.496
Nítrico	91.5	Tartárico	2.30
Sulfúrico	54.7	Fórmico	1.310
Etilsulfúrico	98.7	Acético	0.345
Etanosulfúrico	97.9	Cloroacético	4.300
Bencenosulfúrico	99.0	Dicloroacético	23.000

Tabla 3.10 Estudio de la concentración del catalizador en la esterificación ácido acético-etanol a 74 °C (Suárez y col., 1989)

Catalizador	% en peso	Rendimiento
Ácido sulfúrico	0.50	35.86
Ácido sulfúrico	1.50	54.59
Ácido sulfúrico	1.75	54.43
Ácido sulfúrico	2.00	59.35
APTS	2.00	60.50
APTS	3.00	55.67

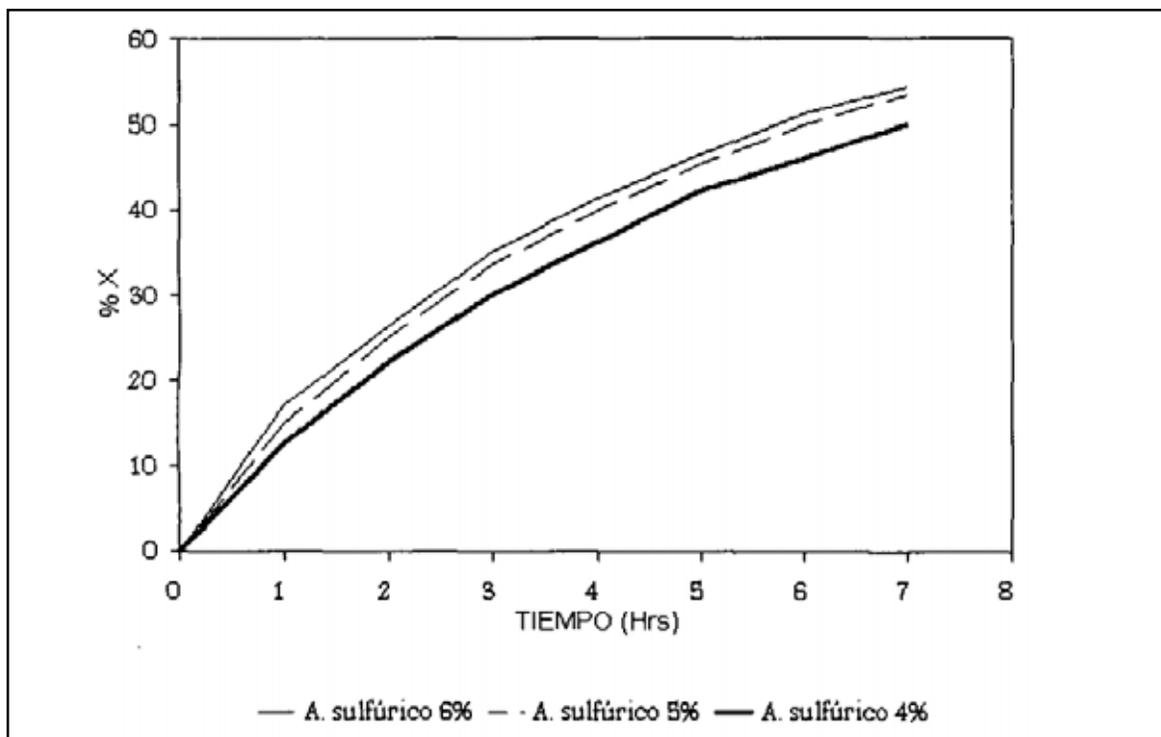


Figura 3.6 Influencia de la concentración del catalizador en la esterificación de ácido salicílico-metanol a 68 °C con una relación molar ácido/alcohol igual a 1/12 (Álvarez y col., 1989)

La relación molar entre ácido y alcohol afecta la velocidad de reacción (principio de Le Châtelier) pero no significativamente el rendimiento final de la reacción.

3.4 Transesterificación

Las principales variables que influyen en el rendimiento, conversión y cinética de la reacción de transesterificación son la calidad de la materia prima, el tipo y cantidad de catalizador, el tipo de alcohol, la relación molar alcohol/aceite y las condiciones de reacción como temperatura, presión y agitación.

Con respecto al estado actual de la tecnología para la producción de biodiésel, se puede decir que se trata de una tecnología probada, relativamente madura, en período de diseminación, capaz de aprovechar diversas materias primas y que ha alcanzado nivel comercial en varios países (Benjumea y col, 2004). La mayor parte del biodiésel producido en la actualidad se elabora mediante metanólisis en medio básico.

El metanol es el alcohol preferido en la producción de biodiésel por razones técnicas y económicas (Nimcevic y col., 2000). Una vez fijado el tipo de alcohol, la variable de interés es la cantidad de este reactivo a utilizar, la cual se expresa como relación molar metanol/aceite, RMA. Tal relación indica el exceso de alcohol a utilizar en la reacción. Para las condiciones estequiométricas, cero exceso de alcohol, el valor de dicha variable es tres.

El catalizador más utilizado a nivel industrial es la sosa debido a su bajo costo (Darnoko y Munir, 2000). Sin embargo, hay quienes utilizan potasa debido a que argumentan se obtiene mayor rendimiento utilizando menor cantidad de materia prima haciéndola una materia prima con mejor costo-beneficio. Teniendo fijo el catalizador, la variable de análisis más importante es la cantidad utilizada de éste. Tal cantidad se expresa comúnmente como porcentaje en peso respecto a la masa de aceite utilizada. Es importante mencionar que si la materia prima está dotada de una gran cantidad de ácidos libres y no se cuenta con algún pretratamiento, se tiene que considerar la cantidad de base extra para neutralizar dichos ácidos.

En un artículo publicado por Benjumea y col. (2004) se encontró que la concentración óptima de sosa es 0.6% en porcentaje peso en relación a la cantidad de aceite utilizada. En cambio, para la potasa encontraron que el punto óptimo corresponde a 1.1% en porcentaje peso.

En la Tabla 3.11 se presentan los valores óptimos para llevar a cabo la reacción de transesterificación utilizando aceite de camelina. Estos parámetros sirven de referencia para entender mejor el comportamiento de la reacción de transesterificación. A estas condiciones, Wu y Leung (2011) obtuvieron un rendimiento de producto de 95.8% con un rendimiento de EMAG de 98.4%.

Tabla 3.11 Parámetros óptimos encontrados por Wu y Leung (2011) para la reacción de transesterificación de biodiésel

Parámetros óptimos	
Variable	Valor
Concentración del catalizador	1% (masa)
Tiempo de reacción	70 min
Temperatura de reacción	50 °C
Relación metanol/aceite	8:1

En la Tabla 3.12 se muestran las propiedades del combustible obtenido y el contenido de EMAG a partir de diversas materias primas en condiciones óptimas reportadas. En la tabla mencionada se encuentran las condiciones óptimas de producción para nuestra materia prima de interés, aceite usado de cocina.

Tabla 3.12 Propiedades del combustible obtenido y el contenido de EMAG a partir de diversas materias primas en condiciones óptimas reportadas (Wu y Leung, 2011)

Materia prima	Densidad (g/cm ³)	Viscosidad cinemática (cst 40°C)	Valor ácido (mg KOH/g)	Condiciones de producción				Rendimiento EMAG %
				M	P (min)	T (°C)	C (m/m%)	
Semilla de camelina	0.884	3.67	0.354	8:1	70	50	1.00	98.4
Aceite de canola	0.880	4.15	0.370	6:2	120	65	1.00	95-96
Aceite de girasol	0.892	4.90	0.240	6:1	120	60	1.00	97.1
Aceite de cacahuete	0.849	4.42	0.280	6:0	120	60	0.50	89.0
Aceite de algodón	0.875	4.07	0.160	6:1	120	65	0.75	96.9
Jatropha curcas	0.870	4.78	0.496	20%	90	60	1.00	98.0
Aceite usado de cocina	-	4.00	0.150	7:1	20	60	1.10	94.6
Estándar internacional	ASTM D6751	-	1.9-6.0	0.8 máx	-	-	-	-
	EN 14214	0.86-0.9	3.5-5.0	0.5 máx	-	-	-	96.5 min

3.5 Cavitación hidrodinámica

La cavitación es un método de suministro de energía para reacciones químicas capaz de generar altas presiones y temperaturas en puntos localizados de la mezcla reactiva a condiciones ambientales (Ozonek & Lenik, 2011). La cavitación describe al fenómeno particular que ocurre dentro de un líquido cuando se somete a un campo de diferencias de presiones a través de una distancia y tiempo. Estos cambios causan en el interior del líquido una presión extremadamente baja, causando la formación de espacios, o “cavidades” de vacío, que se llenan inmediatamente con vapor proveniente del mismo líquido y gases disueltos en el mismo. Después, debido a una compresión violenta causada por la diferencia de presiones entre vapor y líquido, los vacíos implotan, causando un choque a altas velocidades entre las partículas que se encuentran aún en el líquido, con las partículas vaporizadas en los vacíos formados (Gole y col., 2013). El fenómeno de cavitación solo puede ocurrir en el interior de los líquidos, ya que es necesaria la presencia de una tensión superficial y algunas otras características propias de una fase líquida.

Para el caso de esta reacción, los efectos físicos de la cavitación, tal como la micro-emulsificación y turbulencia en el líquido, eliminan las resistencias a la transferencia de masa entre los reactivos. Existen distintos tipos de métodos para generar la cavitación, siendo el más común la cavitación acústica, la cual se genera haciendo pasar ondas ultrasónicas (frecuencia mayor a 16 kHz) a través del medio líquido, capaz de generar el proceso de cavitación en milisegundos con la limitación de no generar una densidad cavitacional uniforme, además de ser complicado de llevar a cabo a gran escala para procesos industriales (Gogate y Pandit, 2000).

Por otra parte, la cavitación hidrodinámica es más barata y simple, comparando con la cavitación acústica (Senthilkumar y col., 2000). En este método la cavitación se genera mediante el flujo de líquido a través de una geometría simple, como tubos venturi o rejillas huecas bajo condiciones controladas, que provocan un aumento súbito en la velocidad del líquido. Cuando la presión en el medio líquido cae por debajo de la presión de vapor del líquido, el líquido vaporiza, generando un gran

número de cavidades, que colapsarán cuando la presión se recupere después de la restricción mecánica implementada. Paralelamente se genera una alta turbulencia en el líquido, lo cual ayuda a reducir los problemas de transferencia de masa.

La manera en que se efectúa la cavitación hidrodinámica a gran escala se representa en la Figura 3.7. Con los reactivos en el interior del tanque cerrado, conectado a una bomba centrífuga de multietapas. Esta bomba es el dispositivo principal para generar la disipación de energía. La succión de la bomba se conecta con el fondo del tanque de reacción. La descarga de esta bomba se divide en dos ramas, las cuales ayudan a controlar la presión y flujo de la línea principal, la cual entra a la restricción mecánica, con la ayuda de las válvulas V2 y V3. Los indicadores de presión P1 y P2 se usan para medir la presión de entrada y de salida de la restricción respectivamente. La temperatura de operación del reactor se mantiene debajo del punto de ebullición del alcohol haciendo pasar agua de enfriamiento a través de una coraza que rodea al tanque. La circulación de agua se requiere para contrarrestar la disipación de energía calorífica que ocurre debido a los eventos cavitacionales (Gole y col., 2013).

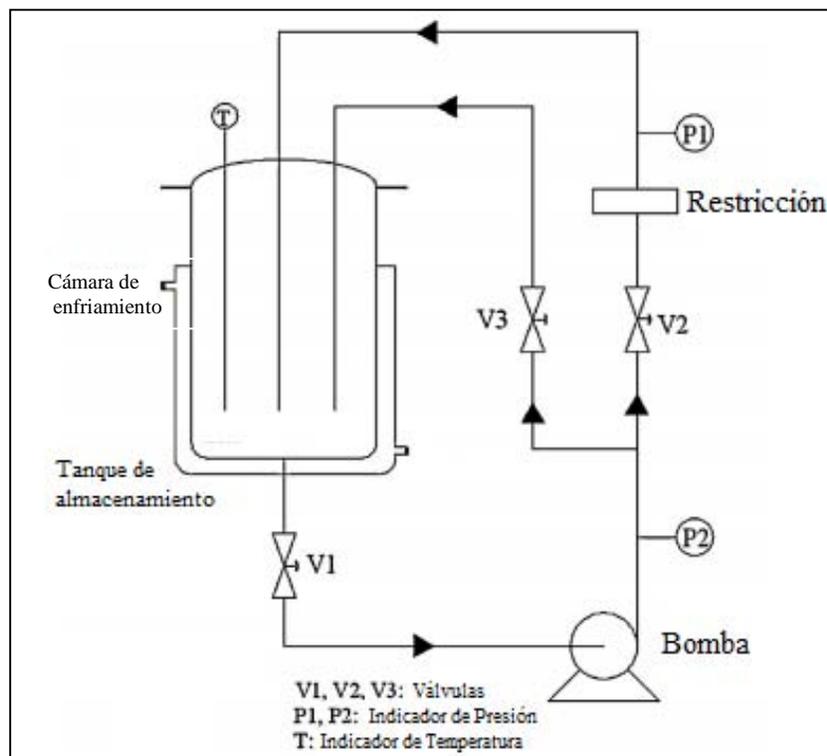


Figura 3.7 Representación esquemática de un reactor de cavitación hidrodinámica (Gole y col., 2013)

3.6 Diagrama de flujo de metodología

En la Figura 3.6 se presenta la metodología que se siguió durante la elaboración de este trabajo de tesis, así como las actividades más importantes realizadas durante cada etapa de la elaboración del mismo. Se presenta también un listado de los principales resultados obtenidos al término de cada etapa.

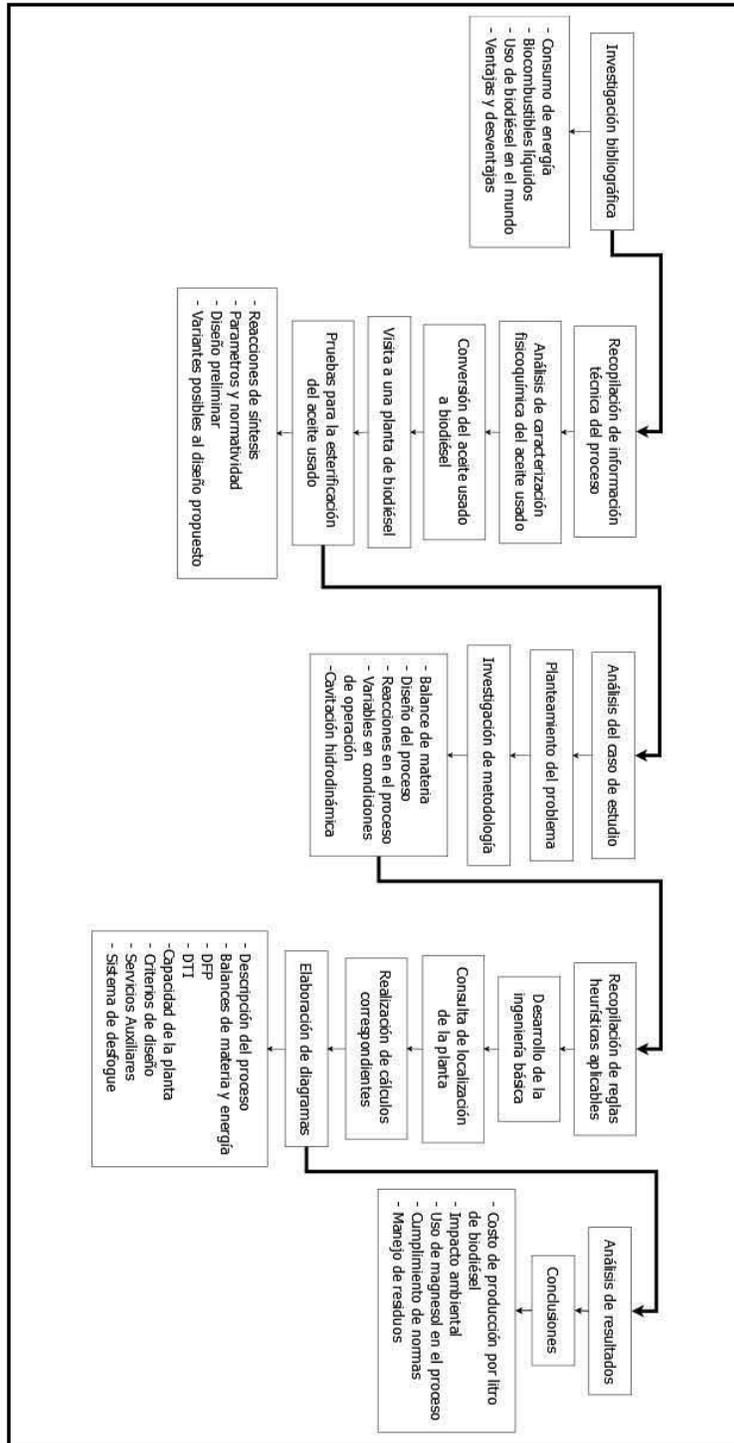


Figura 3.8 Metodología durante la elaboración de la tesis

Capítulo 4. Resultados

4.1 Reglas heurísticas

El uso de reglas heurísticas, conocidas también como reglas de pulgar, en el diseño de procesos es una práctica recurrente y valiosa tanto en la selección de equipos como en la realización de tareas específicas y en el establecimiento de valores razonables para muchas de las variables asociadas con la operación del proceso. Por ello, es importante presentar varias reglas heurísticas que fueron utilizadas en la realización del proceso productivo propuesto en este capítulo.

4.1.1 Bombas (Ríos y Mustafá, 2008)

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

$$HP = \frac{gpm * H * Sg}{3960 * \eta} \quad (4-1)$$

$$H = \frac{P_{Descarga} - P_{succión}}{\rho} \quad (4-2)$$

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.

η es la eficiencia del equipo en fracción.

Las presión de descarga se refiere a la bomba y la de succión al equipo, ambas en libras por pie cuadrado.

ρ es la densidad del líquido expresada en libras por pie cúbico.

b) La columna del 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 1.22 a 6.10 metros; la ecuación para determinar la columna normal de líquido en la succión es la siguiente:

$$NPSH_D = \frac{P_{Succión} - P_{vapor\ del\ líquido}}{\rho_{líquido}} \quad (4-3)$$

$NPSH_D$ es la columna del líquido disponible en la succión de la bomba.

$P_{\text{Succión}}$ es la presión en la succión de la bomba.

$P_{\text{vapor del líquido}}$ es la presión del vapor del líquido en la succión de la bomba.

$\rho_{\text{líquido}}$ es la densidad del líquido.

- c) En las bombas centrífugas de una etapa que manejen de 56.85 a 18,950 Lpm, la altura máxima de la columna de líquido en la descarga son 152.4 metros, para bombas con multi-etapas que manejan de 75.8 a 379,000 Lpm, la altura máxima de la columna de líquido en la descarga son 1674.4 metros. La eficiencia en función de flujo es de 45% a 379 Lpm, 70% a 1895 Lpm y 80% a 37,900 Lpm.
- 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 de descarga otra válvula de globo y una check para evitar daño a la bomba debido al retroceso del fluido
- f) Para la selección de bombas se considerarán las condiciones operativas normales y anormales de temperatura y presión, así como las características del fluido.

4.1.2 Tuberías y líneas de proceso

- 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 4.1.
- b) Las válvulas de control requieren disminuir la presión al menos 0.68 atm para un buen control volumétrico del fluido (CVG, 1989).
- c) Las válvulas de globo son usadas para gases, control del flujo volumétrico 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 (CVG, 1989).

Tabla 4.1 Criterios de velocidad y caídas de presión en líneas de proceso (CVG, 1989)

	Líquidos		Vapor o gas
	Descarga de bombas	Succión de bombas	
Velocidad (m/s)	$1.524+(0.1016*D)$	$0.396+(0.0508*D)$	$6.096*D$
Presión (atm/ 100 m de tubería)	0.4465	0.0893	0.1116

D es el diámetro interno del ducto en pulgadas

- d) El número de cédula es igual a 68.05 veces la presión interna en el ducto en atmósferas (atm) entre S que es la tensión de trabajo permisible (aproximadamente 702.4 kg/cm² para el acero al carbón 533.15 K), el número de cédula utilizado más comúnmente es 40 (CVG, 1989).
- 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 (CVG, 1989).
- f) Las válvulas de compuerta se colocarán en partes del proceso donde se requiera seccionar el flujo del fluido por aspectos de seguridad (CVG, 1989).

4.1.3 Reactores químicos

- 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 (Branan, 1998).
- b) Las proporciones óptimas en reactores de tanque agitado dictan que la medida del diámetro del tanque sea similar al nivel de líquido que alojará, pero a altas presiones se prefiere usar diámetros menores que el nivel del líquido por ser más económico. (Branan, 1998).
- 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 el tiempo necesario para lograr la homogeneidad, el cual es completado con 500 a 2,000 rpm de un agitador (Branan, 1998).

- d) Las reacciones relativamente lentas de líquidos son transportados en taques agitados continuos (Branan, 1998).
- e) Conversiones por debajo del 95% del equilibrio, el desempeño de cinco etapas de reactor continuo de tanque agitado se aproxima a un flujo pistón (Branan, 1998).

4.1.4 Servicios auxiliares

- a) En electricidad, los equipos con potencia de 1 a 100 HP requieren un potencia de 220 a 550 volts; cuando entregan una potencia de 200 a 2,500 HP, necesitan de 2,300 a 4,000 volts (Douglas, 1988).
- b) En vapor, la Tabla 4.2 relaciona temperatura y presión (Douglas, 1988).
- 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 (Douglas, 1988).

Tabla 4.2 Relación presión-temperatura de vapor de servicio (Douglas, 1988)

Presión (atm)	Temperatura (K)
1.02 – 2.04	394.26 – 408.15
10.55	458.71
27.22	504.26
40.83	526.48

- d) El aire de enfriamiento se suministra a 302.60 – 308.15 K.
- e) En combustibles gaseosos se consideran 1,055 kJ/SCF de 0.34 a 0.68 atm, o arriba de 1.70 atm para algunos tipos de quemadores, en combustible líquidos, 6.33 millones de kJ/barril.

4.1.5 Tanques de proceso

A continuación se presentan las reglas heurísticas más representativas para tanques de proceso (Peters y col., 2003):

- 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 de su dimensionamiento
- c) Los tanque separadores de líquidos, son diseñados para regular la velocidad de 5.08 a 7.52 cm cada minuto.
- d) Las temperaturas a las que se diseñan los tanques varía de 244.26 K a 616.48 K, la temperatura de operación aproximada es de 283.15 K, se usan márgenes de mayor seguridad cuando la temperatura está fuera de este intervalo.
- e) La presión de diseño es 10% o de 0.68 a 1.70 atm por arriba de la presión máxima de operación para altas presiones. La presión máxima de operación en turno es 1.70 atm por encima de la presión normal de operación. La presión de diseño de tanques operando de 0 a 0.68 atm y de 588.71 a 810.93 K es 2.72 atm.
- f) El espesor mínimo de las paredes es de 0.635 centímetros para tanques con 106.68 centímetros de diámetro, 0.81 centímetros de 106.68 a 152.4 centímetros de diámetro y 0.97 para 152.4 centímetros 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 Tabla 4.3, la tensión disminuye al incrementarse la temperatura.

Tabla 4.3 Tensión máxima permisible en materiales en función de temperatura
(Peters y col., 2003)

Temperatura (K)	244.26 a 616.48	672.04	727.60	819.93
Baja aleación de acero SA203 (atm)	1,275.9	1,064.9	649.8	170.1
Inoxidable tipo 302 (atm)	1,275.9	1,275.9	1,081.9	425.3

4.1.6 Tanques de almacenamiento

- a) Con capacidad menor a 3,785 litros, se colocan verticalmente sobre patas ancladas al suelo. Si su capacidad está en 3,785 y 37,854 litros, se colocan en forma horizontal en soportes de concreto y taques con capacidad mayor a 37,854 litros, se orientan verticalmente en bases de concreto (Peters y col., 2003).
- b) El borde libre en el tanque es de 15% para capacidades debajo de 1,893 litros y 10% arriba de 1,893 litros (Peters y col., 2003).
- 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 28,391 litros; los carros tanque de 130,597 litros y las barcazas de capacidades superiores (Peters y col., 2003).

4.1.7 Intercambiadores de calor

A continuación se presentan las reglas heurísticas más representativas para intercambiadores de calores (Peters y col., 2003):

- 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 1.91 centímetros, con espaciamiento triangular de 2.54 centímetros y 4.88 metros de largo; la longitud usada más comúnmente en las plantas de productos químicos y las refinerías petroleras es de 6.10 metros; en una coraza con un diámetro de 0.30 metros, se arreglan 9.29 metros cuadrados, en una de 0.61 metros de diámetro, 37.16 metros cuadrados y en 0.91 metros de diámetro, 102.19 metros 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 0.10 atm para calentamiento y de 0.20 a 0.60 atm para otros servicios.
- f) La temperatura mínimo es cercana a los 266.48 K con enfriadores normales, 260.93 K o menos con refrigerantes.

- g) La temperatura de entrada del agua es de 305.37 K, la salida máxima es de 322.04 K.
- h) Los coeficientes de transferencia de calor para propósitos de estimaciones en $\text{kJ}/[\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}]$; para agua líquida es de 3,066.26; condensadores 3,066.26, líquido-líquido 1,022.09; líquido-gas 102.21; gas-gas 102.21; rehervidor 4,088.35 La transferencia de calor en rehervidores es de 113,565.27 $\text{kJ}/[\text{h}\cdot\text{m}^2]$.
- i) Para enfriadores de aire, los tubos son de 1.9 a 2.5 centímetros, el coeficiente global de calor varía de 1,635.34 a 2,044.18 $\text{kJ}/[\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}]$ de superficie sin aislante]. La potencia del ventilador varía de 2 a 5 HP/ (MBU/h), la temperatura es aproximadamente de 283.15 K o más.
- j) La radiación de los calentadores a fuego directo es de 136,278.32 $\text{kJ}/[\text{h}\cdot\text{m}^2]$; la convección es de 45,426.11 $\text{kJ}/[\text{h}\cdot\text{m}^2]$. La velocidad del aceite frío en los tubos es de 1.8 m/s.

4.1.8 Evaporadores

- 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 3.66 a 18.29 metros de largo (Peters y col., 2003).
- b) En circulación forzada, la velocidad en los tubos varía de 4.6 a 6.1 m/s (Peters y col., 2003).
- c) La elevación del punto de ebullición al disolver sólidos, resultan en diferencias de 1.67 a 5.56 K respecto a la temperatura normal de ebullición (Peters y col., 2003).

4.1.9 Agitadores y mezcladores

Las intensidades de agitación con paletas en tanques de deflectores se miden por entrada de potencia y velocidades en el extremo del impulsor. Algunas mezclas requieren de 0.04 a 0.1 kW/m^3 y una velocidad de la punta de menos de 0.04 m/s. Agitación de mezclas de líquido-líquido requiere aproximadamente 1 kW/m^3 y una velocidad de la punta de 0.08 a 0.1 m/s (Couper y col., 2009).

Las proporciones típicas para un depósito de agitación con respecto al tanque de diámetro D son los siguientes: nivel de líquido $\approx D$; diámetro del impulsor de turbina

$\approx D/3$; impulsor nivel por encima del fondo $\approx D/3$, la anchura del impulsor cuchilla $\approx D/15$, cuatro deflectores verticales con anchura $\approx D/10$ (Couper y col., 2009).

Las burbujas de gas en la parte inferior de un tanque ocasionarán una agitación suave a una velocidad superficial de 0.3 m/s y agitación intensa a 1.2 m/s. La potencia para conducir una mezcla de un gas y un líquido pueden ser de 25 a 50% menor que la potencia para impulsar el líquido solo (Couper y col., 2009).

Los mezcladores en línea son adecuados cuando el tiempo de contacto de un segundo o dos es suficiente, con potencias de entrada de 0.02 a 0.04 kW/m³ (Couper y col., 2009).

El 95% de los problemas de mezclado son solucionados con tres tipos de impulsores, los cuales son: propelas, paletas y turbinas (Couper y col., 2009).

El diseño de un agitador no puede ser basándose solo en la información teórica disponible, se requiere de manera indispensable la experimentación en plantas piloto (Couper y col., 2009).

El diámetro del impulsor se encuentra directamente vinculado con la relación de flujo de la masa, un diámetro grande a baja velocidad da una relación de flujo de masa a turbulencia alta, y el diámetro pequeño a alta velocidad de giro da una relación pequeña (Couper y col., 2009).

4.2 Ingeniería básica

4.2.1 Proceso productivo propuesto

En la Figura 4.1 se muestra el diagrama de bloques del proceso productivo de biodiésel propuesto. El diagrama está basado en el diagrama de flujo lógico presentado en el Capítulo 3 y la justificación de las operaciones unitarias se encuentra más adelante.

El proceso consiste de una alimentación de ácido sulfúrico a temperatura ambiente (15 °C) y presión atmosférica (585 mmHg) y metanol a temperatura y presión atmosférica al mezclador TZ-101. El aceite es alimentado primero a un filtrador de sólidos FL-101 por medio de la bomba BA-100 para después ser depositado en el tanque TA-101 del que se trasladará el flujo necesario para alimentar el reactor TR-101.

La Figura 4.2 muestra el diagrama de flujo de proceso lógico para el proceso de producción de biodiésel a partir de aceite usado de cocina mediante cavitación hidrodinámica.

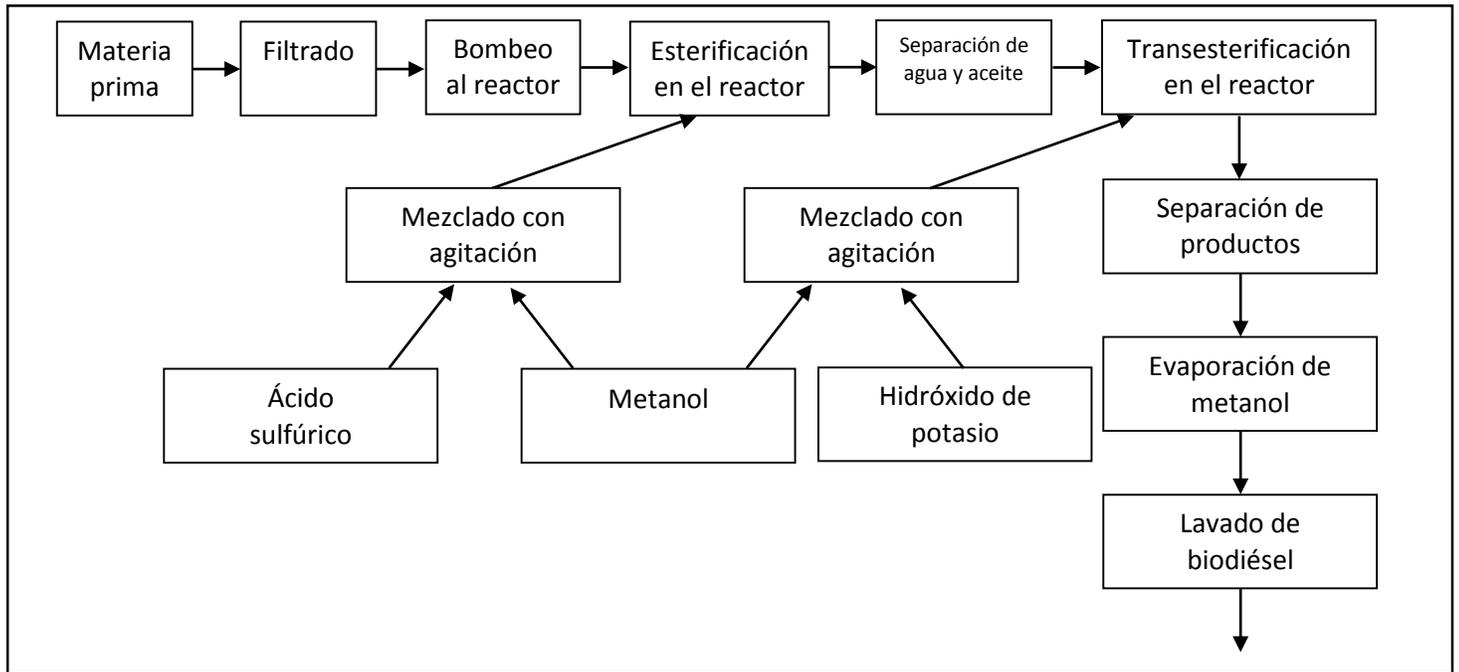


Figura 4.1 Diagrama de bloques del proceso productivo de biodiésel propuesto

El reactor de esterificación TR-101 es un reactor que utiliza la cavitación hidrodinámica, por lo que su operación asemeja a la de un reactor por lotes. El tiempo de reacción de este reactor depende del nivel de acidez (AGL) que tenga el aceite, por lo que si este valor es menor a 2 mg de KOH/g de aceite será necesario llevar a cabo la esterificación sólo una vez con un tiempo de reacción de 60 min., alimentando 4 moles de metanol por 1 mol de aceite, utilizando una concentración de catalizador de 1% en peso; para obtener una conversión de 81.9%. En cambio, si el nivel de acidez es muy elevado habrá que llevar a cabo la reacción de esterificación dos veces. La primer corrida de la reacción será igual a la descrita previamente, mientras que la segunda deberá tener una alimentación 1:1 molar, 1% en peso de catalizador y durará 50 min. para obtener una conversión de 60.1%. Este reactor operará incrementando su temperatura en un intervalo de 15 – 55 °C por el efecto de la cavitación y se controlará añadiendo una chaqueta sobre el reactor por la que se hace pasar un flujo de agua de enfriamiento. La presión

El efluente del reactor TR-101 es drenado utilizando la bomba BA-101 que lleva el fluido a la centrifuga EC-101 que separará la fase acuosa del aceite. Según un estudio realizado por la Universidad del Estado de Mississippi (Zappi y col., 2003) este proceso podría tardar 24 horas sin la centrifuga, por lo que añadiendo la centrifuga se evita la necesidad de una espera tan prolongada. La fase de aceite se deposita en el fondo y se abrirá la válvula V-109 para permitir su flujo de salida, una vez que toda la fase oleosa haya salido de la centrifuga, se cerrará la válvula V-109 y se abrirá la V-112 para permitir el drenado de la fase acuosa que se dirigirá hacia el evaporador de metanol CH-106 donde se espera recuperar gran parte de la materia prima de esa corriente.

La corriente de proceso limpia de ácido sulfúrico y agua se dirigirá hacia el reactor TR-102 donde se llevará a cabo la transesterificación. Este reactor también utilizará la cavitación hidrodinámica, tendrá un tiempo de reacción de 20 min., una alimentación molar de 1 mol de aceite por 6 de metanol y una concentración en peso de potasa de 1%. La conversión esperada en esta etapa es de alrededor de 92.1% y el efluente del reactor será drenado por la bomba BA-102 para alimentar la centrifuga EC-102.

La centrifuga EC-102 es utilizada para remover otro cuello de botella de este proceso, encontrado en la separación por gravedad de las fases aceitosa y de glicerina. La glicerina, que es la fase depositada en el fondo, es alimentada al evaporador de metanol CH-102 por el mismo proceso descrito en la centrifuga EC-101.

El biodiésel es después alimentado al evaporador CH-103 utilizando la bomba BA-103. Ahí se retira la mayor cantidad de metanol posible y se traslada a la torre de magnesol TQ-101 donde se llevará a cabo la limpieza de jabones, glicerol, sales y otras impurezas (sólidos) (Atadashi y col., 2011). El biodiésel efluente de este equipo estará en condiciones que cumplan con las normas americana y europea mencionadas previamente, por lo que se llevará al tanque de almacenamiento TA-104.

La glicerina separada en la centrifuga EC-101 es alimentada al evaporador de metanol CH-102.

El metanol recuperado en los evaporadores CH-101, CH-102 y CH-103 es mezclado en la misma corriente para hacerlo pasar por el condensador CH-104. La bomba BA-104 transporta el metanol al mezclador TZ-103 que tiene una entrada con metanol puro para compensar cualquier pérdida que haya habido durante el proceso de separación y limpieza.

El tanque TA-102 sirve como alimentación para los mezcladores TZ-101 y TZ-102 donde se mezclan con el catalizador respectivo (ácido sulfúrico y potasa) para servir de alimentación a los reactores TR-101 y TR-102.

Se consideró que el tiempo aproximado del lote debe de ser menor a 5 horas con veinticinco minutos, por lo que da tiempo de realizar 3 lotes consecutivos en un día, considerando 16 horas de trabajo al día. Consideramos que el tiempo de las dos reacciones en conjunto sería de 80 minutos, la filtración con magnesol 15 minutos, el tiempo de las dos centrifugas conjunto es de 30 minutos, los traslados a lo largo de la tubería en total sería de 90 minutos, la preparación del metóxido de potasio 30 minutos y la operación de los 3 evaporadores y un condensador 80 min. Estos tiempos consideran que una operación empieza a partir del término de la otra, eliminando esta suposición podría reducirse el tiempo del proceso completo significativamente.

4.2.2 Diagrama de flujo de proceso

Este proceso, como se muestran en la Figura 4.3, se lleva a cabo en dos niveles; de modo que se pueda ahorrar energía y costos ahorrando en la operación de bombas.

4.2.3 Justificación de las operaciones unitarias del proceso productivo

El proceso inicia desde el ingreso del aceite al sistema, se bombea a través de la bomba BA-100 para llevarlo al nivel superior de la planta, pasando primero por el filtro simplex FL-101, que removerá todos los residuos sólidos que contenga la carga de aceite, de modo que la materia ingresa libre de impurezas sólidas al tanque de almacenamiento TA-101, ubicado también en el nivel superior de la planta, y donde puede permanecer en el tiempo en que no se esté trabajando con la materia prima. El aceite fluye por gravedad hacia el nivel inferior de la planta, donde se encuentra el reactor de cavitación TR-101.

De manera paralela se prepara la mezcla reactiva para el proceso de esterificación. En el nivel superior de la planta se encuentra el tanque de almacenamiento de metanol TA-102. Una corriente de metanol proveniente del mismo, y dosificada por gravedad, se mezcla con una corriente de ácido sulfúrico concentrado en el tanque de mezclado TZ-101, ubicado en el nivel inferior de la planta, y el cual opera con un agitador mecánico accionado por un motor eléctrico de 220 V. Al terminar el proceso de mezclado se descarga el tanque y fluye la mezcla por presión hidrostática hacia el reactor TR-101.

El tanque TR-101 funciona por cavitación hidrodinámica, es un reactor por lotes que optimiza la velocidad del proceso y es capaz de operar a presión atmosférica y temperatura ambiente. El diagrama de este equipo se muestra en la Figura 4.4. En el diagrama se representan dos entradas, correspondientes a las dos corrientes de reactivos que ingresarán al tanque reactor. Una bomba extrae la mezcla reactiva y la hace recircular dentro del reactor para generar un mezclado entre los reactivos. A continuación se procede a recircular nuevamente la corriente de mezcla reactiva pero esta vez por una tubería paralela suministrando una alta presión a la corriente.

Esta segunda tubería tiene instalado tubo venturi a través del cual se hace pasar la mezcla y se genera la cavitación propiamente dicha. El fluido se hace pasar a una alta presión a través de la apertura estrecha del venturi, generando una caída de presión rotunda, provocando que partículas del fluido vaporicen, generando burbujas que se encuentran a una presión menor que el fluido mismo. Estas burbujas implotan, provocando un contacto de alta velocidad entre las moléculas de los reactivos y acelerando enormemente la velocidad de reacción.

Durante el transcurso de la reacción se alcanzan temperaturas que pueden hacer que el metanol en la mezcla reactiva vaporice, por lo que el reactor cuenta con una coraza a través de la cual circula agua de enfriamiento para mantener la mezcla debajo de los 60°C, temperatura límite a la que operará el reactor. El tiempo de reacción de este proceso es de 60 minutos, tras el cual se abre la válvula de salida del sistema y la misma bomba que se encargó de la cavitación (BA-101) transporta los productos hacia el siguiente bloque del proceso.

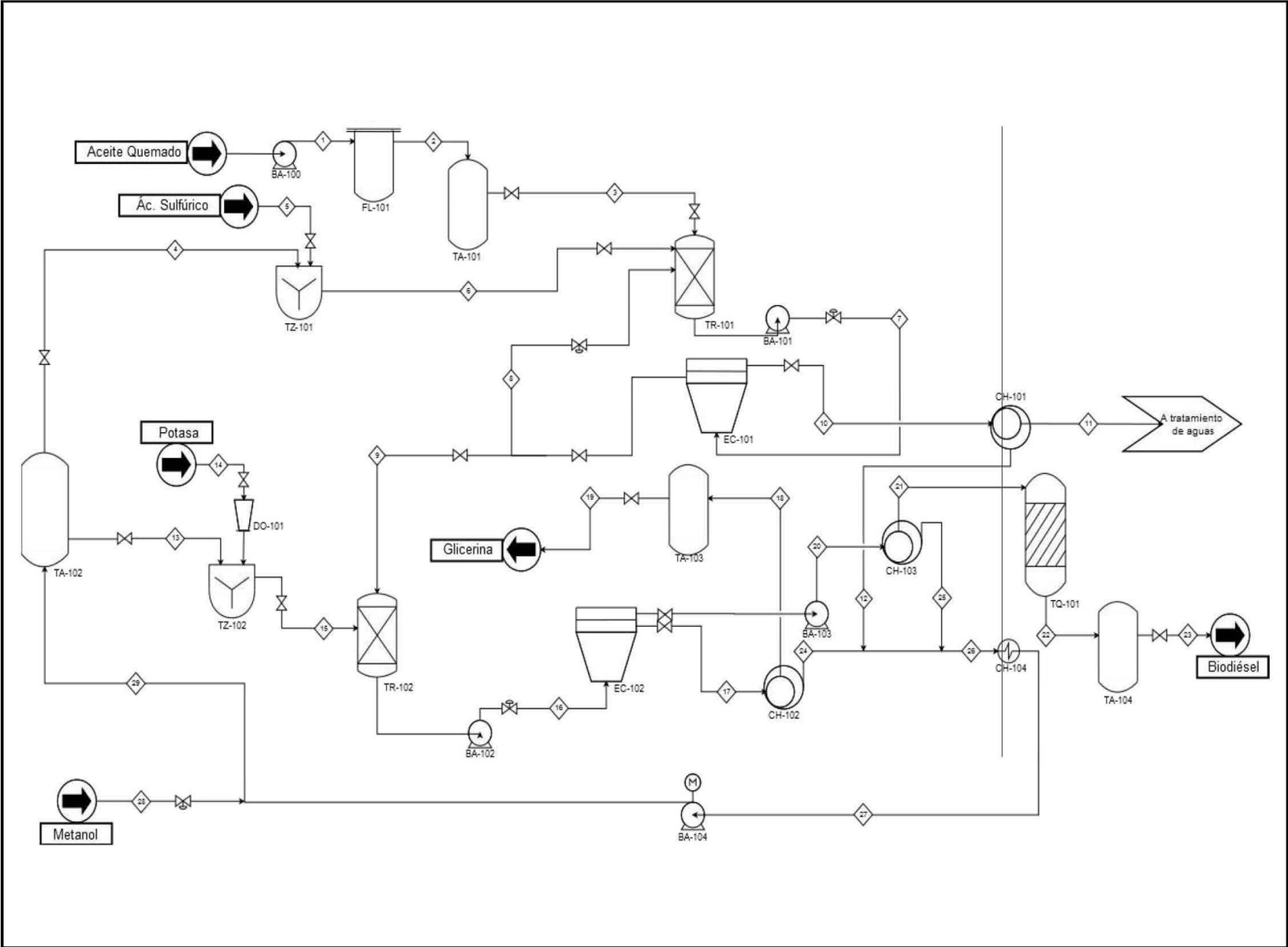


Figura 4.3 Diagrama de flujo de proceso

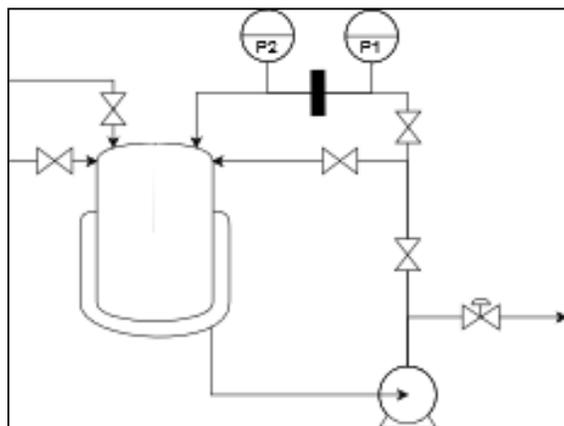


Figura 4. 4 Diagrama de operación reactor de cavitación

La corriente de productos contiene agua formada durante la reacción de esterificación, y su presencia afecta el rendimiento de la reacción principal, por lo que se envía la corriente hacia la separadora centrífuga EC-101, cuyo propósito es separar la fase acuosa, que contiene los iones ácidos disociados del catalizador de la fase oleosa. La centrífuga EC-101 se encuentra en el nivel superior de la planta.

La corriente acuosa (10), compuesta en su mayoría por agua y metanol, fluye por gravedad hacia el evaporador CH-101, donde se evapora el metanol en la mayor medida posible, evitando que arrastre grandes cantidades de agua. Después de la evaporación se generan las corrientes 11, principalmente agua ácida, que es enviada hacia tratamiento de agua; y la corriente 13, compuesta de metanol, que se mezcla con otras corrientes de metanol para su recirculación posterior al sistema.

La corriente oleosa (9) sale de la centrífuga por gravedad y pasa por un indicador donde se determina el pH de la corriente y el porcentaje de AGL provenientes del aceite. Si este porcentaje es mayor a 5% (2 mg de KOH / 1 g de aceite) la corriente reingresa al reactor de esterificación, esta vez durante 50 minutos. Si el porcentaje es menor a 5% se procede a la siguiente etapa del proceso y la corriente fluye hasta el reactor TR-102, el cual se encuentra en la parte inferior de la planta.

Por otra parte, se dosifica por gravedad metanol proveniente del tanque de almacenamiento TA-102 hacia el mezclador TZ-102, ubicado en el nivel inferior de la planta, mientras que la tolva DO-101 dosifica potasa sólida hacia el mismo tanque de mezclado. El tanque de mezclado funciona con un agitador accionado por motor eléctrico de 220 V.

La corriente de salida del mezclador TZ-102 ingresa también al tanque de reacción TR-102.

El reactor TR-102 opera de la misma forma que el reactor TR-101 para realizar la reacción mediante cavitación. El reactor TR-102 opera con la bomba BA-102 para realizar la cavitación, misma que bombea la mezcla reactiva al término de la reacción hacia el siguiente equipo de proceso, esta vez el tiempo de reacción es de 20 minutos.

Los productos a la salida de este equipo se conforman principalmente por biodiésel, glicerina y metanol. La bomba BA-102 se encarga de enviar estos productos hacia la separadora centrífuga EC-102, que se encuentra ubicada en el nivel superior de la planta y cuyo propósito es separar el biodiésel de la glicerina. Dos corrientes salen de este equipo, la corriente 17, conformada por glicerina y metanol, y la corriente 20, conformada por biodiésel y metanol.

La corriente 17 ingresa al evaporador CH-102, donde se retira el exceso de metanol (corriente 24) para su recirculación, y la corriente de glicerina (18) ingresa al tanque de almacenamiento TA-103, con salida hacia el límite de batería.

Por su parte la corriente 20, dosificada por la bomba BA-103, entra al evaporador CH-103, donde se extrae el metanol en exceso para su recirculación (corriente 25), mientras que el biodiésel procede al siguiente bloque del proceso.

Las corrientes de metanol vaporizado 12, 24 y 25 se juntan y se condensan en el intercambiador de calor CH-104. El metanol condensado se recircula mediante la bomba BA-104 hasta el tanque almacenamiento TA-102. A esta corriente se adiciona una corriente auxiliar de metanol concentrado comercial. Se homogeniza la concentración y la corriente resultante hacia el tanque de almacenamiento TA-102.

La corriente de biodiésel que sale del evaporador CH-103 ingresa hacia los tanques de lavado por magnesol TQ-101, donde el biodiésel se limpia y queda completamente libre de impurezas.

Una vez concluido este proceso, el biodiésel ingresa al tanque de almacenamiento TA-104 con salida al límite de batería.

4.2.4 Localización de la planta

El Sistema de Transporte Colectivo de la Ciudad de México tiene un espacio asignado para la ubicación de esta planta. El lugar elegido dispone de un área superficial de 800 m² y está disponible en el Encierro 33, ubicado en Azcapotzalco dentro de la Ciudad de México a contra espalda de la estación de Metro El Rosario.

Azcapotzalco cuenta con una población de 414,711 de habitantes con una densidad poblacional de 12,379.5 hab/km² (INEGI, 2010). Es considerada una zona urbana dentro del Plan Estatal de Desarrollo Urbano publicado por el Gobierno del Estado de México en julio de 2007.

El suelo de la delegación Azcapotzalco es de tipo *Feozem háplico* (INEGI, 1999). Los *Feozems* son suelos con una capa superficial oscura, algo gruesa, rica en materia orgánica y nutrientes. Son suelos que toleran exceso de agua, con drenaje, de fertilidad moderada y permeables. La subcategoría *háplico* conlleva ninguna otra propiedad especial (SEMARNAT, 2009).

La delegación cuenta con un área superficial de 33.74 km² y está situada a una altitud de 2240 msnm y está ubicada en 19°29' LN y 99°11' LO. La zona donde se encuentra el Encierro 33 está ubicada en llanura lacustre, que es una región plana que ha quedado al desaparecer un lago o laguna (INEGI, 1999).

4.2.4.1 Recurso hidrológico

La Zona Metropolitana de la Ciudad de México (ZMCM) se localiza en la parte sudoeste de la cuenca del Valle de México. Ésta abarca aproximadamente 50% de su territorio y sus características hidrológicas corresponden al relieve, clima, suelo y vegetación de esta región (INEGI, 2002).

Al ser una zona cercana al Trópico de Cáncer, la Ciudad de México registró una precipitación promedio de 746.58 mm anuales en el lapso 1982-2002. El periodo de mayor intensidad pluvial se presenta en los meses de mayo a octubre, con lluvias en forma de tormentas de corta duración que llegan a desbordar las alcantarillas y algunas ocasiones provocan encharcamientos de dimensiones considerables (INEGI, 2002).

La cuenca de México tiene una extensión de 9,568 km², se localiza entre tres regiones hidrológicas donde la mayor parte de su territorio se ubica en una de las más importantes del país, la del Pánuco (RH-26).

La cuenca RH-26 es la que se encuentra en la delegación Azcapotzalco y es una de las cinco regiones hidrológicas más importantes del país. Cuenta con una extensión a través de 84,956 km² en una corriente que fluye a lo largo de 510 km, con un gasto de 527 m³ de agua por segundo en su desembocadura al mar.

La cuenca principal de dicha región, es el río Moctezuma que provee la mayor proporción de agua para la industria del centro del país y principal abastecedor de la Ciudad de México. Su cauce está contaminado por descargas de aguas residuales de origen industrial, agropecuario y doméstico.

La delegación Azcapotzalco cuenta con 35 pozos de agua subterránea con 27 de ellos operacionales. Hay regiones de la Ciudad de México que se han visto afectadas por la extracción de agua subterránea en forma de hundimiento. El área superficial que corresponde a la delegación de interés no ha mostrado señas de hundimiento significativas, por lo que no es un factor crítico a considerar en los cimientos necesarios para los equipos.

La delegación cuenta con una red primaria de drenaje de casi 200 km, mientras que cuenta con casi 600 km de red secundaria de drenaje. En la Figura 4.5 se muestra la infraestructura para el agua potable en el Distrito Federal. En la Figura 4.6 se muestra la infraestructura de drenaje en el Distrito Federal. En la Figura 4.7 se muestran las plantas de tratamiento de aguas residuales en la Ciudad de México.

La planta de tratamiento de aguas más cercana es la que se encuentra en El Rosario que cuenta con un nivel de tratamiento de aguas terciario. El proceso básico de tratamiento de dicha planta es lodos activados convencional más filtración con arena grava y torres de carbón activado. El origen de la planta es el Ramal El Rosario y el destino de las aguas es para riego de áreas verdes de la delegación y llenado del parque Tezozomoc.

4.2.4.2 Estadísticas climatológicas

En el Valle de México se distinguen claramente dos temporadas: la de verano, con las lluvias de junio a octubre y clima cálido; y la invernal, de secas y clima frío, caracterizada por una humedad relativa baja. La temporada de secas se subdivide en dos: seca-caliente (marzo-mayo) distinguida por aire tropical seco y temperatura alta, mientras que la seca-fría tiene aire tipo polar con bajo contenido de humedad y temperatura (INEGI, 2002).

En la clasificación climática la delegación Azcapotzalco está caracterizada como $C_{(w_0)}$ que es un clima templado subhúmedo con lluvias en verano de menor humedad. La temperatura promedio registrada entre el año 1992 y 2001 para la localización elegida está entre 16 y 17 °C. La humedad relativa media registrada en el mismo periodo de tiempo para la misma zona está en el intervalo de 49 – 52%.

En la Figura 4.8 se muestra el campo de viento promedio vectorial en superficie dentro de la ZMCM.

La presión atmosférica de la delegación Azcapotzalco es la de la Ciudad de México que promedia en 585 mmHg (YW, 2014).

En la Figura 4.9 se muestra los valores máximos y mínimos de temperatura en la delegación de Azcapotzalco registrados a lo largo del año. En la Figura 4.10 se muestran los valores promedio de precipitación para cada mes en la misma delegación.

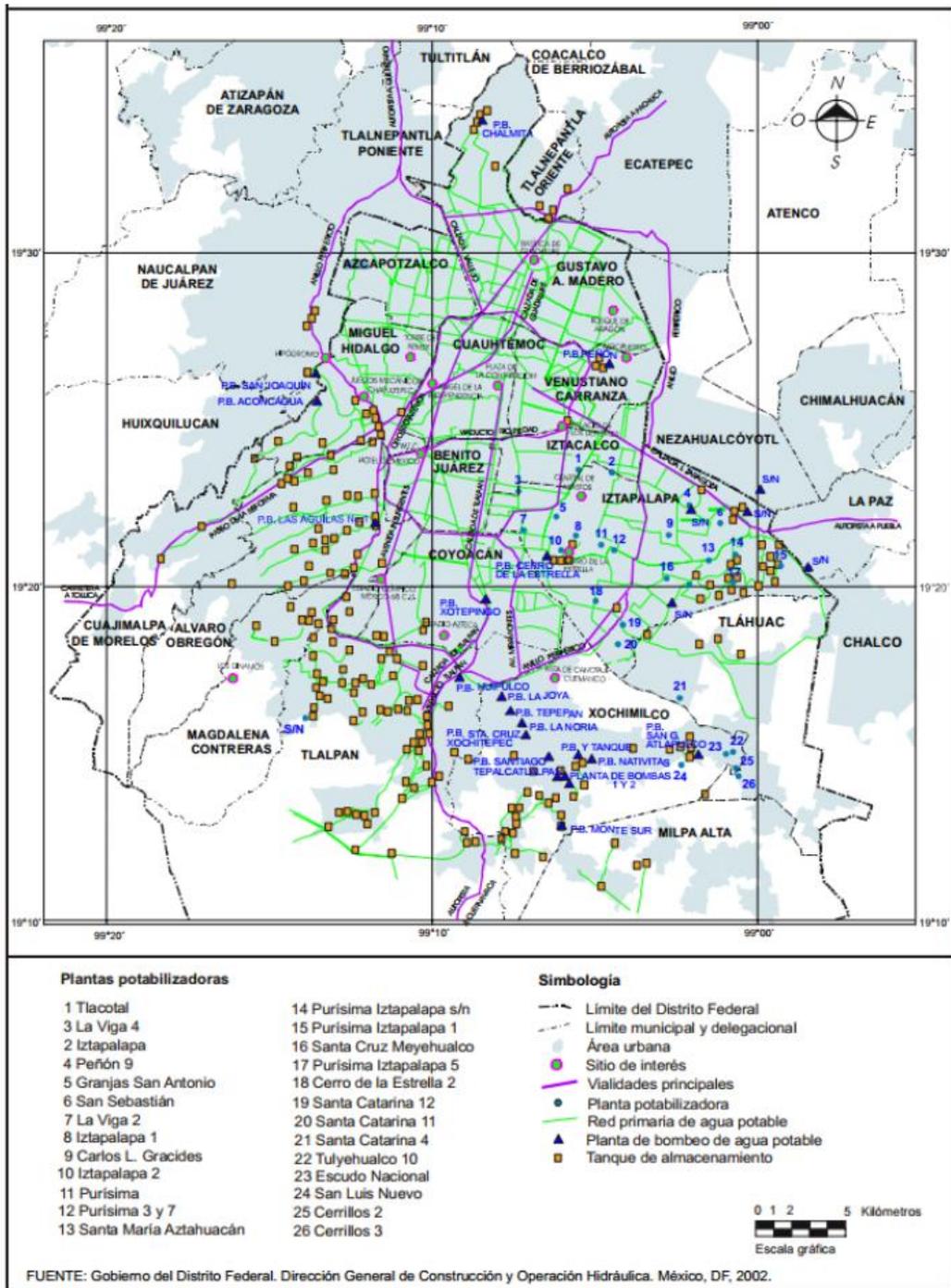


Figura 4.5 Infraestructura para el agua potable en el Distrito Federal (INEGI, 2002)

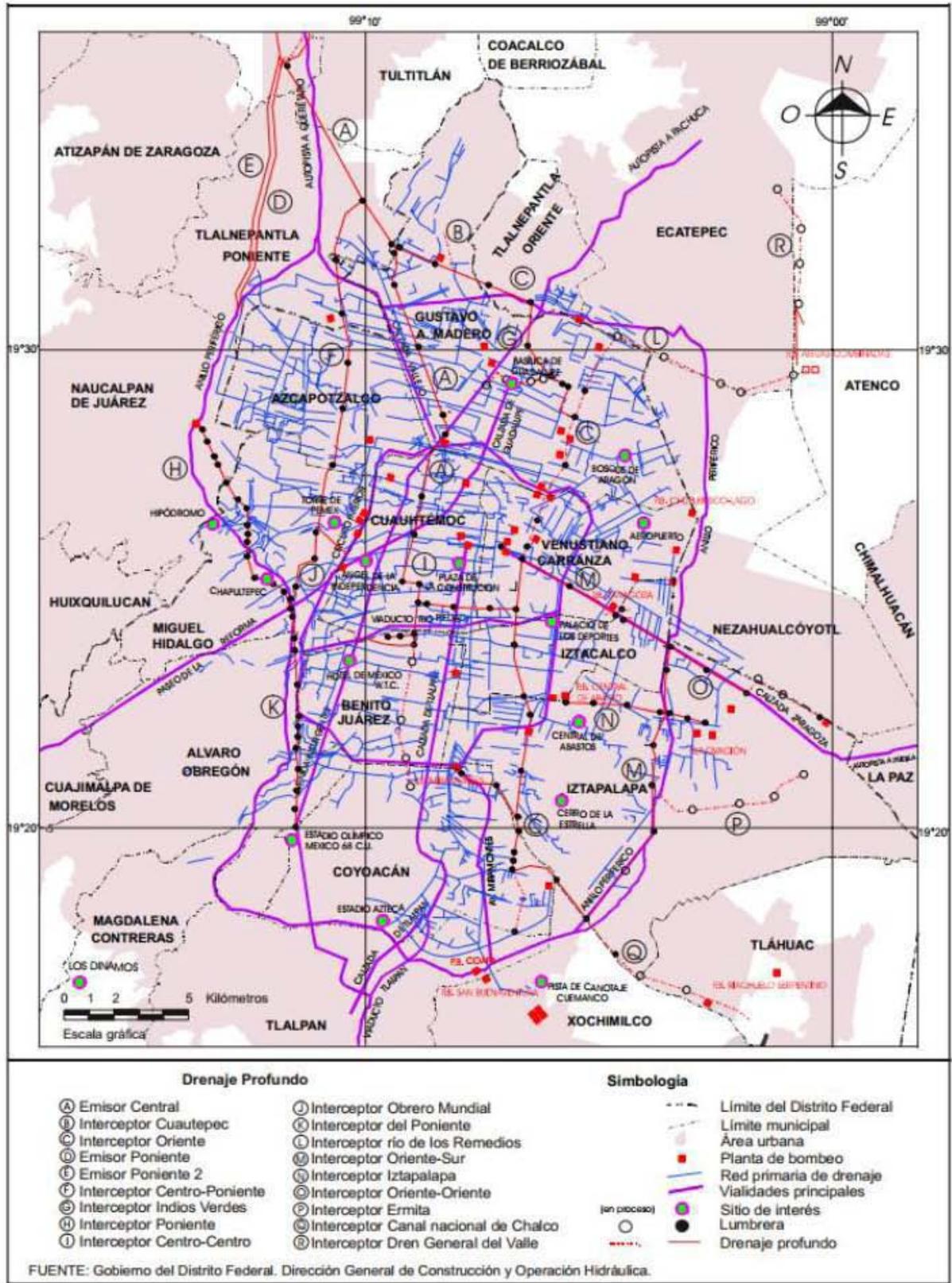


Figura 4.6 Infraestructura de drenaje del Distrito Federal (INEGI, 2002)

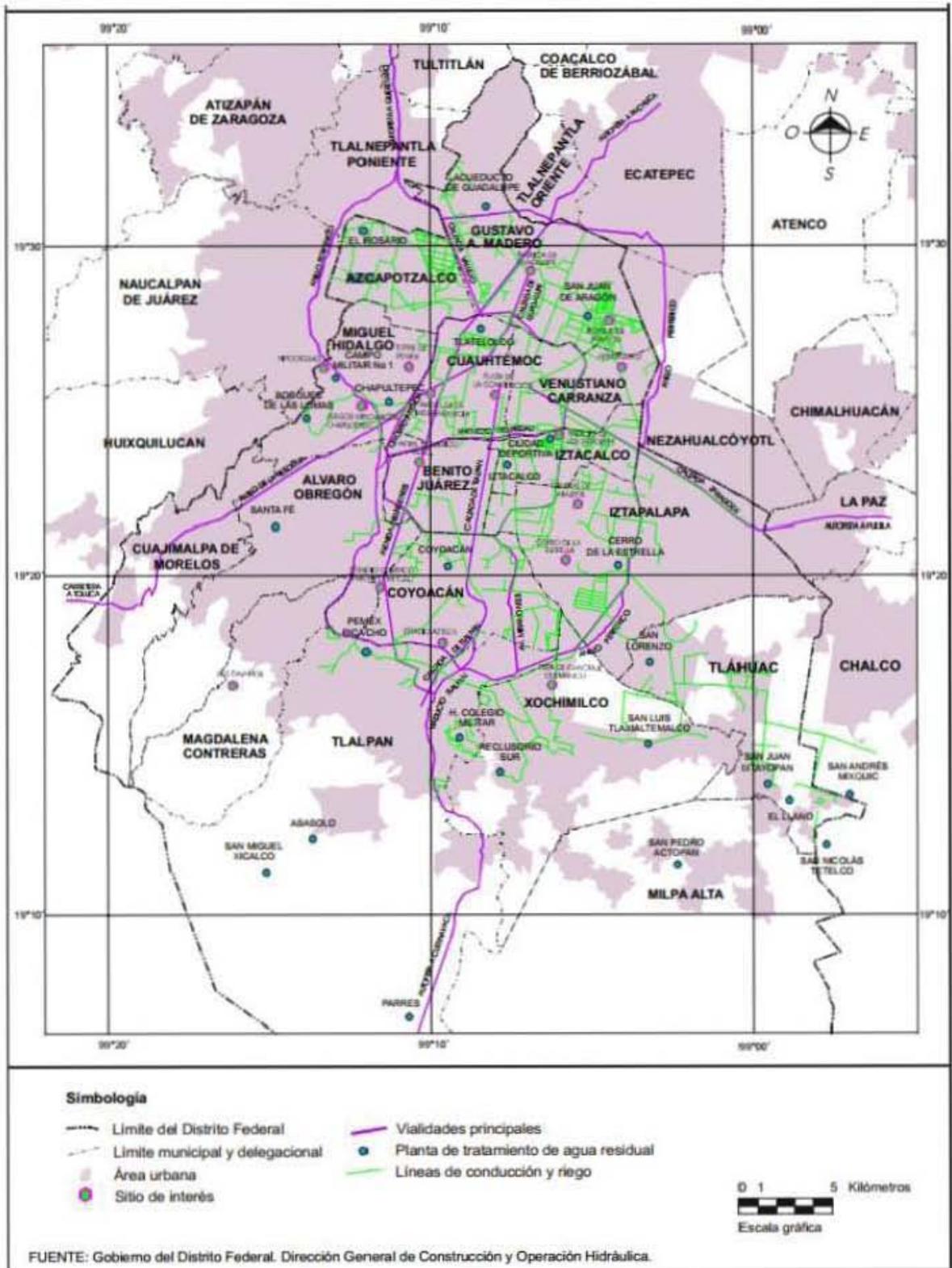


Figura 4.7 Plantas de tratamiento de aguas residuales en el Distrito Federal (INEGI, 2002)

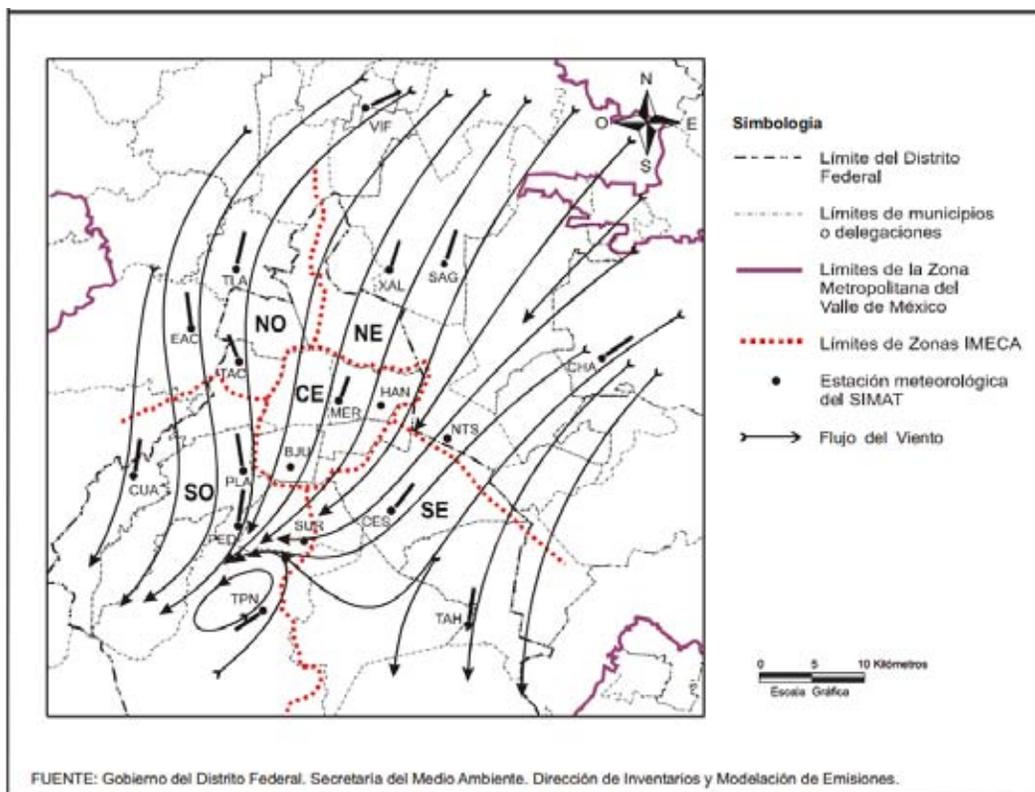


Figura 4.8 Campo de viento promedio vectorial en superficie dentro de la ZMCM (INEGI, 2002)

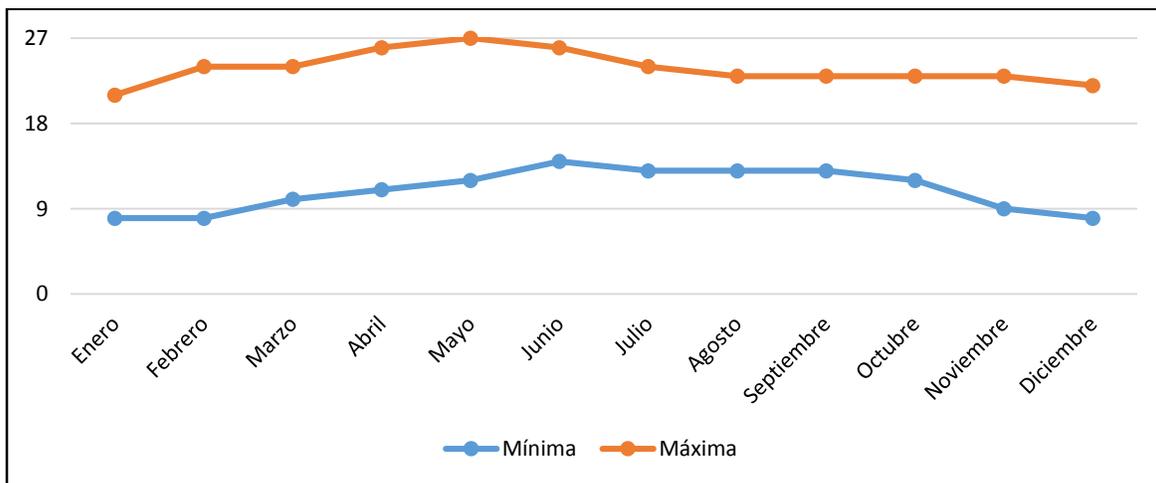


Figura 4.9 Valores máximos y mínimos promedio de temperatura en la delegación Azcapotzalco (YW, 2014)

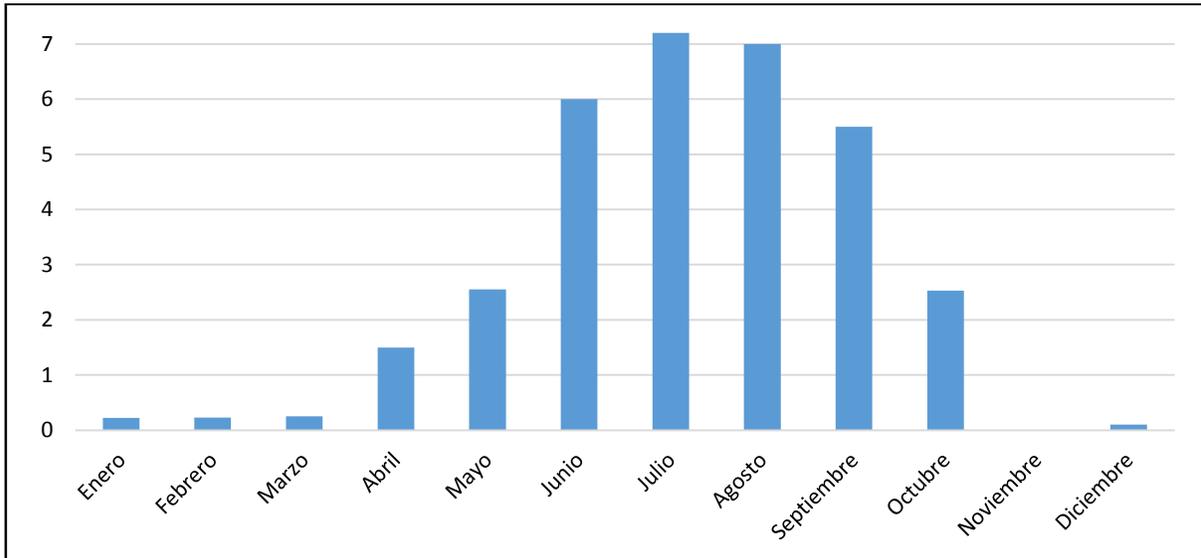


Figura 4.10 Valores promedio de precipitación para cada mes en la delegación Azcapotzalco (YW, 2014)

4.2.4.3 Datos sísmicos

La Secretaría de Gobernación tiene una regionalización sísmica de la República Mexicana en la cual se clasifica a la Ciudad de México como una zona de medio riesgo. Esta clasificación está hecha en función a la cantidad de sismos que se presentan (SEGOB, 2013).

El Servicio Sismológico Nacional (SSN) ha clasificado a la Ciudad de México en zonas sísmicas que son:

- Zona I. Firme o de lomas, localizada en las partes más altas de la cuenca del valle, está formada por suelos de alta resistencia y poco compresibles. La amplificación de las ondas sísmicas es reducida y los movimientos son de corta duración.
- Zona II. De transición, presenta características intermedias entre las Zonas I y III.
- Zona III. De lago, localizada en las regiones donde antiguamente se encontraban lagos (lago de Texcoco, Lago de Xochimilco). El tipo de suelo consiste en depósitos lacustres muy blandos y compresibles con altos contenidos de agua, lo que favorece la amplificación de las ondas sísmicas.

La delegación Azcapotzalco está ubicada en Zona II (SSN, 2014), por lo que no hay movimientos sísmicos demasiado significativos en la zona, sin embargo se deben considerar en los cimientos los elementos necesarios para evitar daños en los equipos a largo plazo.

4.2.5 Códigos y normas aplicables

Las normas y aspectos legales que se involucran en el presente proyecto se presentan a continuación, haciendo referencia a los documentos más importantes dentro del marco legal. Es importante resaltar el hecho que al no existir una norma específica para el biodiésel en México se debe recurrir a lo que establecen la norma americana y europea para biodiésel con el fin de tener un producto con una calidad y competitividad deseable.

En la elaboración de diagramas se toma como referencia el documento “Simbología de Equipo de Proceso” de la Unión 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. En el Anexo E se da una pequeña descripción de las normas mencionadas en este apartado.

Biodiésel

- ASTM D6751: Standard Specification for Biodiésel Fuel Blend Stock (B100) for Middle Distillate Fuels. Especificaciones estándares estadounidenses para la calidad de combustible biodiésel.
- EN 14214: Biofuel specifications. Estándar europeo para biocombustibles.

Equipos de proceso, control e instrumentación de planta

- NOM-020-STPS-2011. Recipientes sujetos a presión, recipientes criogénicos y generadores de vapor o calderas - funcionamiento-condiciones de seguridad.
- NOM-025-STPS-1991. Condiciones de iluminación en los centros de trabajo.
- NOM-026-STPS-2008. Colores y señales de seguridad e higiene, e identificación de riesgos por fluidos conducidos en tuberías.
- NRF-035-PEMEX-2012. Sistemas de tubería en plantas industriales-instalación y pruebas.

- NRF-050-PEMEX-2012. Bombas centrifugas.
- NRF-139-PEMEX-2012. Soportes para tuberías-diseño.
- NRF-148-PEMEX-2011. Instrumentos para medición de temperatura.
- NRF-242-PEMEX-2010. Instrumentos transmisores de temperatura
- NRF-243-PEMEX-2010. Instrumentos interruptores de nivel.

Instalaciones y servicios

- NOM-001-STPS-2008. Edificios, locales, instalaciones y áreas en los centros de trabajo-condiciones de seguridad.
- NOM-022-STPS-2008. Electricidad estática en los centros de trabajo-condiciones de seguridad.
- NOM-001-SEDE-2012. Instalaciones eléctricas (utilización)

Sistemas de detección, alarmas e instrumentos de seguridad

- NFPA 72. Código nacional de alarmas de incendio.
- NFPA 12. Norma para sistemas de extinción con CO₂.
- NFPA 13. Norma para la instalación de rociadores automáticos.
- NFPA 25. Norma para la inspección, prueba y mantenimiento de sistemas contra incendios a base de agua.
- NFPA 10. Norma para extintores portátiles.

Impacto ambiental

- 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-081-SEMARNAT-1994. Que establece los límites máximos permisibles de emisión de ruido de las fuentes fijas y su método de medición.
- NOM-085-SEMARNAT-1994. Fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones

- 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.

Seguridad ocupacional en construcción, arranque y operación de la planta

- NOM-002-STPS-2010. Condiciones de seguridad-prevención y protección contra incendios en los centros de trabajo.
- NOM-004-STPS-1999. Sistemas de protección y dispositivos de seguridad de la maquinaria y equipo que se utilice en los centros de trabajo.
- NOM-005-STPS-1998. Relativa a las condiciones de seguridad e higiene en los centros de trabajo para el manejo, transporte y almacenamiento de sustancias químicas peligrosas.
- NOM-010-STPS-1999. Condiciones de seguridad e higiene en los centros de trabajo donde se manejen, transporten, procesen o almacenen sustancias químicas capaces de generar contaminación en el medio ambiente laboral.
- NOM-017-STPS-2001. Equipo de protección personal-selección, uso y manejo en los centros de trabajo.
- NOM-018-STPS-2000. Sistema para la identificación y comunicación de peligros y riesgos por sustancias químicas peligrosas en los centros de trabajo.

4.3 Bases de diseño

4.3.1 Definición de la capacidad de la planta

Se establece la capacidad de la planta en 2,000 L/día. Esta capacidad está definida como función de algunas variables como el número de unidades de la Red de Transporte de Pasajeros del D.F. (RTP) que deberán ser satisfechas de combustible y la cantidad de desechos de aceite que se pueden obtener de las zonas aledañas a la planta, que se convertirá en materia prima para la planta. Considerando una densidad para el biodiésel de 880 kg/m^3 , esto resulta en 1,760 kg producidos al día y 580.8 toneladas al año, tomando en cuenta un periodo normal de operación en la planta de 330 días al año.

4.3.2 Especificaciones de cargas y productos

Los cálculos para al diseño de este proceso consideran que la materia prima que se alimenta está compuesta en un 94% de triglicéridos y el resto de ácidos grasos libres. Se considera que el contenido de agua en la materia prima ha sido removido y es despreciable. Para cumplir con estas condiciones, el aceite pre tratado que ingrese al proceso principal deberá contener un máximo de 1% en peso de humedad.

La materia prima es líquida a temperatura ambiente con composiciones variables en los triglicéridos por tratarse de mezclas de aceites comestibles. La masa molecular promedio de los triglicéridos que se consideró para los cálculos es de 899.578 kg/m^3 y la masa molecular promedio para los ácidos grasos libres (AGL) es de 902.335 kg/m^3 .

El alcohol que se utiliza para el proceso es metanol con pureza al 98% en volumen y una masa molar de 791.8 kg/m^3 , el ácido utilizado para el pre tratamiento de esterificación es ácido sulfúrico concentrado al 95% con una densidad de 1800 kg/m^3 , ambos en estado líquido a temperatura ambiente ($59 \text{ }^\circ\text{F}$). El álcali utilizado es hidróxido de potasio con una pureza del 95% en forma de escamas sólidas.

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 3.1; la densidad considerada con fines de cálculo es 880 kg/m^3

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

4.4 Criterios de diseño

4.4.1 Análisis de proceso

El aceite entra al tanque TA-101 pasando a través del filtro FL-101 impulsado por la bomba BA-100. Se propone utilizar como filtro, cualquier filtro convencional para aceite que pueda retirar partículas sólidas de micrómetros. En la Figura 4.11 se muestra el modelo #205 de filtros para aceites de la empresa Filtros y Servicios de México (FILSA).

El aceite es introducido al reactor TR-101 donde se mezcla con el metanol y ácido sulfúrico proveniente del mezclador TZ-101. El reactor inicia su operación en cuanto todo el líquido se encuentre en su interior y comienza el bombeo promovido por el equipo BA-101. La presión que se espera alcanzar justo en la descarga de la bomba es de 20 psi y el fluido que atraviesa el venturi, que es el dispositivo que promueve la cavitación, comienza a reaccionar y por lo mismo, a elevar su temperatura. La chaqueta por donde se hace pasar agua de enfriamiento mantiene el fluido dentro del tanque a una temperatura debajo de los 55 °C que es la temperatura de ebullición del metanol a esas condiciones de presión.



Figura 4.11 Filtro modelo #205 de la empresa FILSA (FILSA, 2014)

Una vez terminado el tiempo de reacción se bombea el fluido hacia la centrífuga EC-101 que separa la fase acuosa de la oleosa. La fase acuosa es enviada al

evaporador de metanol CH-101 que trabaja a una temperatura de 70 °C, que es la temperatura óptima obtenida para este equipo después de la simulación realizada en HYSYS. A estas condiciones es posible evaporar todo el metanol sin alcanzar una temperatura en la que se comprometa la evaporación del agua, permitiendo así recuperar gran cantidad de metanol que esté contaminado.

La fase aceitosa es analizada por un indicador de pH que registre el nivel de acidez (2 mg KOH/ 1 g de aceite) y así se pueda tomar la decisión de hacer una segunda esterificación o no. En el caso de que no sea necesario, se alimenta al reactor TR-102 en el que se llevará a cabo la transesterificación. El proceso de dicho reactor es similar al TR-101, con diferencias en la alimentación de metanol y catalizador. La proporción metanol/aceite es distinta y se considera el metanol que viene con el aceite, proveniente del exceso de la esterificación, para la alimentación de la corriente 15. La cantidad de potasa agregada también considera la cantidad de ácidos grasos libres que no reaccionaron en la esterificación, con el fin de que haya suficiente catalizador para llevar a cabo la reacción en las condiciones deseadas.

La mezcla reactiva resultante es bombeada a la centrifuga EC-102 que separará la fase de biodiésel del glicerol. El glicerol depositado es separado por decantación y típicamente tiene una composición de 50% en peso, por lo que es necesario hacerlo pasar por el evaporador de metanol CH-102 que opera a 80 °C para obtener la mayor pureza posible. No se encuentra dentro del alcance de este proyecto el tratamiento final que tiene que darse al glicerol para poder utilizarse como subproducto, sin embargo sólo tiene que neutralizarse la potasa utilizando ácido tánico o ácido acético. El glicerol puede ser ofrecido a alguna empresa de la industria de plásticos, farmacéuticos o cosméticos (Zappi y col., 2003).

El biodiésel es bombeado por la bomba BA-103 al evaporador CH-103 que opera a 120 °C. La corriente resultante, prácticamente pura de metanol, es introducida al equipo TQ-101 donde se mezcla el biodiésel con polvo de magnesol y se agitan por un intervalo de tiempo entre 10 y 20 minutos. En la salida del equipo, se filtra el magnesol y se obtiene biodiésel refinado que se almacena en el tanque TA-104. El magnesol es capaz de retirar prácticamente todos los residuos que pudieron haber quedado en el biodiésel en cualquier etapa del proceso propuesto, siendo la mejor

opción para realizar el refinado. La única inconveniencia que presenta este material, es que no se tiene mucha información de cómo funciona (Atadashi, 2011).

El metanol evaporado es juntado en la corriente 26, que se encuentra a 80 °C aproximadamente. Dicha corriente es introducida al condensador CH-104 que está diseñado para alcanzar 15 °C, asegurándonos que todo el metanol se encontrará en fase líquida y por lo tanto, la bomba BA-104 no tendrá ningún problema en su operación. El metanol es almacenado en el tanque TA-102 a temperatura y presión ambiente, que sirve como punto de partida para alimentar los mezcladores ya mencionados en el proceso.

4.4.2 Alternativas de proceso

La síntesis de biodiésel tiene un gran número de variantes en su proceso, se pueden utilizar ciertos equipos para ahorrar tiempo o cambiar de metodología para ahorrar recursos materiales. A continuación se presentan las principales características de algunas variantes del proceso.

Proceso principal Batch sin pre-tratamiento

Este proceso consiste únicamente en la transesterificación de triglicéridos por catálisis homogénea. Produce buenos resultados si se utiliza como materia prima aceite vegetal limpio. Se realiza en reactores cuya parte inferior tiene forma de cono. Al terminar el tiempo de reacción se deja asentar la mezcla reactiva durante aproximadamente 8 horas para lograr una separación eficiente de los dos productos (glicerina y biodiésel). Se realiza la separación de las fases y se procede a un lavado del biodiésel. Su principal desventaja es el cuello de botella que se presenta en la separación de las fases y que solo funciona con aceites vegetales limpios.

Proceso semi-continuo

Se pueden utilizar más variantes en el tipo de reactor para el proceso con el propósito de eliminar el tiempo de espera para el reactor Batch. Para este tipo de procesos se debe también implementar un equipo que elimine el cuello de botella producido por el tiempo de separación de las fases. Pueden implementarse reactores y condiciones que disminuyan el tiempo de reacción y operaciones mecánicas que eliminen el tiempo requerido para realizar la separación de las fases

Proceso con pre-tratamiento

Este proceso puede funcionar con aceites de tipo animal y aceites sucios dependiendo de las operaciones que se implementen. Consiste en extraer agua, sólidos y ácidos grasos del aceite que se desea utilizar como materia prima, que afectan el rendimiento de la reacción principal.

Remoción de sólidos

La presencia de sólidos en los aceites podría conllevar a un daño gradual a los equipos y tuberías de la planta por lo que se puede utilizar un filtro sencillo para que sean removidos, debido a que su tamaño de partícula no es muy pequeño.

Remoción de agua

Para retirar el agua del aceite se puede someter a calentamiento y evaporación de líquido, se puede utilizar un agente o malla desecante que retenga el agua o se puede extraer con un líquido inmiscible en aceite y afín al agua. De esta mezcla reactiva puede también aprovecharse la inmiscibilidad de los productos y las diferencias de sus densidades y utilizar una operación mecánica para separar las fases.

Remoción de AGL

La mejor opción para eliminar ácidos grasos, cuya presencia afecta el rendimiento del proceso principal es por medio de una reacción de esterificación, ya que mediante este proceso se pueden producir ésteres metílicos utilizando metanol como reactivo, mismos que constituyen la composición del biodiésel. Este proceso se realiza por catálisis ácida. Su principal deficiencia es que el ácido utilizado se mantiene durante el proceso y debe ser removido del mismo.

Catalizador en transesterificación

El proceso puede ser catalizado por un ácido o un álcali. El proceso por catálisis básica brinda altos rendimientos en tiempos de reacción aproximados a 1 hora. Sin embargo, ante la presencia de agua, entra la reacción competitiva de saponificación de los triglicéridos, por lo que esto puede destruir el rendimiento del proceso. Por lo anterior es importante remover el agua contenida en el aceite. El proceso catalizado por ácido no presenta esta competencia de reacciones, pero el tiempo en el que se

lleva a cabo puede ser de hasta 12 horas, por lo que representa pérdidas considerables en la producción del biodiésel. Por lo anterior se decide utilizar el proceso por catálisis básica, junto a un proceso de remoción de agua.

Separación mecánica de fases

Se puede implementar un equipo separador que disminuya el tiempo de separación de las fases producidas durante la transesterificación. Una de las opciones más viables es el uso de una centrífuga, que aprovecha la considerable diferencia en las densidades de ambas fases para realizar una separación más veloz.

Lavado de biodiésel

Este proceso consiste en la remoción de metanol, glicerina, ácidos y otras cosas disueltas en el biodiésel recién salido del reactor para limpiarlo y ponerlo a la venta. El proceso se puede realizar por medio húmedo, el cual consiste en hacer pasar una corriente de agua que disuelva todos los componentes necesarios. Las condiciones del agua que se utiliza pueden variar para obtener distintos resultados, usando agua normal, destilada o desionizada. Este proceso ofrece muy buenos resultados, pero consume una enorme cantidad de agua que permanece contaminada con las impurezas extraídas del biodiésel, además que según las condiciones de la misma, el costo puede elevarse demasiado.

Actualmente existen nuevas alternativas para realizar lavados en seco y evitar todas estas pérdidas de agua, como son resinas de intercambio iónico, magnesol o membranas. Las resinas de intercambio iónico se implementan para absorber componentes húmedos como metanol y remover remanentes de glicerina, jabones y iones disueltos en la mezcla. El magnesol actúa de manera muy similar a las resinas absorbiendo impurezas, sin embargo, se han reportado mejores resultados utilizando este material que con las resinas. La desventaja de ambos es que aún no se conoce suficiente información acerca de su proceso de operación, pues se desconoce la manera exacta en que funcionan. Las membranas para biodiésel ofrecen los mejores resultados en cuanto a purificación, sin embargo aún se encuentran en fase de desarrollo y una de sus desventajas es que no son fáciles de conseguir (Atadashi y col., 2011).

4.4.3 Variables principales de control del proceso

Control de presión

Debido a que el proceso de reacción se lleva a cabo en recipientes cerrados, se debe vigilar la presión de operación de cada equipo. Para controlar la presión se puede realizar una revisión electrónica o manual de los barómetros por un operario. La presión en el sistema no debe sobrepasar las 150 psig.

Se debe realizar la revisión de presión en los equipos TR-101 y TR-102, debido a la presencia de reactivos volátiles. También se debe controlar la presión en los tanques TZ-101 y TZ-102, ya que operan estando cerrados y contienen metanol, componente altamente volátil que se mezcla dentro de ellos. El tanque de almacenamiento de metanol TA-102 debe estar bajo constante revisión de presión. Por su parte los intercambiadores de calor CH deben tener indicadores de presión en la entrada debido a la pronta deformación que pueden sufrir por altas presiones a la entrada.

Control de temperatura

El control de temperatura es importante para la operación adecuada de los reactores e intercambiadores de calor. Puede también realizarse en forma manual o automática, manipulando el flujo de los servicios auxiliares de calentamiento.

Los principales puntos donde se debe controlar la temperatura se encuentran en el interior de los reactores TR-101 y TR-102. Este control se establece con el fin de evitar la vaporización del metanol y no afectar el rendimiento de la reacción. Este control deberá estar conectado a las válvulas de escape en caso de descuido, de modo que si se excede la temperatura, se permita el escape de los vapores generados. Este mismo sistema se implementa en el tanque de almacenamiento de metanol TA-102 para evitar su vaporización, evitando su pérdida o accidentes.

Las corrientes en los intercambiadores de calor CH contarán con controles de temperatura para garantizar la operación correcta de los intercambiadores.

Control de nivel

Todos los tanques de almacenamiento TA deben contener un indicador de nivel para conocer el contenido de líquido en su interior. Los mezcladores TZ-101 y TZ-

102, así como las centrífugas mecánicas EC-101 y EC-102 deben contar también con indicadores de nivel para evitar derrames en los recipientes.

Control de flujo

Todos los equipos de proceso deberán tener al menos un indicador de flujo en la descarga, para permitir la operación adecuada del proceso. Esto se realiza con el fin de adecuar las operaciones de transferencia de calor y las operaciones con formación de productos. El flujo se manipulará con válvulas colocadas antes de cada indicador, que puede ser revisado automática o manualmente.

Control de tiempo

Los reactores de cavitación TR-101 y TR-102, al ser reactores tipo Batch, contarán con indicadores de tiempo que indicarán mediante una alarma el término del tiempo de reacción, acto seguido abrirán una válvula de salida de la mezcla reactiva. La apertura puede ser manual o automática.

4.4.4 Características de servicios auxiliares

a) Energía Eléctrica

En México la energía eléctrica suministrada habitualmente es de 220, 380 y 440 (CFE, 2014). Los equipos donde se requiere utilizar este servicio son bombas y agitadores, cuyo rango de voltaje de trabajo se encuentra entre 110 y 220 V, por lo que se seleccionará este voltaje como el más adecuado para la planta. También se utilizará como servicio auxiliar de calentamiento en caso que falle el suministro de energía solar.

b) Agua de servicio

Esta agua se utilizará como medio de calentamiento, utilizando paneles solares para elevar su temperatura y recirculándola para evitar desperdicios de la misma. Se almacenará en un tanque para después pasar por los calentadores solares. El pH del agua de servicio debe estar entre 6 y 8, debe contener un máximo 2 g de sólidos disueltos totales por litro, alcalinidad entre 300g y 500g de carbonato de calcio por litro y dureza de 300g a 1,800g de carbonato de calcio por litro.

4.4.5 Especificaciones generales

Los equipos que aparecen en este proceso serán especificados en cuanto a nombre y clave de acuerdo a la “Simbología de equipo de proceso” de la unidad normativa técnica de PEMEX exploración y producción, de acuerdo a tipo de servicio que brinde cada uno. De acuerdo a esta simbología se utilizan dos letras mayúsculas para especificar de qué equipo se trata y el servicio que presta, se escribe un guion y a continuación el número consecutivo de equipos que hay en todo el proceso, si se requieren equipos similares de relevo se indican con una letra después de una diagonal.

Los tanques almacenadores de reactivos deberán estar equipados con material desecante para evitar que adsorban la humedad del aire.

El reactor de esterificación tiene una temperatura máxima de operación de 55 °C a presión atmosférica, debido a la temperatura de ebullición del metanol. De igual forma, el reactor de transesterificación operará a una temperatura máxima de 55 °C a presión atmosférica. Ambas reacciones son de carácter endotérmico, por lo que operarlos lo más cercano posible a la temperatura de ebullición del metanol promueve el rendimiento de la reacción. Ambos tipos de reactores serán alimentados mediante una serie de espreas con el propósito de esparcir la materia prima en forma de gotas pequeñas. El proceso de cavitación es altamente exotérmico y constantemente se eleva la temperatura, alcanzando fácilmente temperaturas relativamente elevadas. Ambos reactores serán cubiertos con una cámara de enfriamiento donde se circulará agua, con el fin de controlar la temperatura de reacción.

Los catalizadores ácido y básico se mezclan en metanol en el tanque mezclador que se denominarán TZ-101 y TZ-102 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.

Los tanques que ofrecen servicio de almacenamiento estarán orientados horizontalmente.

Las bombas con la que opera el equipo son bombas centrífugas, pues se manejan únicamente sustancias líquidas. La presión de succión en las bombas alimentadas

por la descarga de un tanque es la presión hidrostática del líquido en el tanque, que depende de la profundidad del tanque.

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 su baja conductividad térmica ($K = 5.622 \times 10^{-6}$ BTU/s-ft-R) y a que por su baja densidad ($\rho = 13.8$ lb/ft³), el peso no deforma los equipos o líneas del proceso. La empresa Owens Corning (2008) maneja en su catálogo espesores recomendados para aislamiento de tuberías utilizando Fiberglas, para este proceso el espesor recomendado sería de 2.54 cm.

4.5 Balances de energía del proceso

La materia prima y los reactivos se encuentran a temperatura ambiente, que en el sitio donde estará ubicada la planta promedia en 15 °C. Las corrientes de alimentación, como se muestran en la Figura 4.2, se encuentran por lo tanto a esa temperatura y son: 1, 5, 14 y 28.

Las corrientes 2, 3, 6 y 15 son tuberías en las que no se ve involucrado algún equipo que pueda modificar la temperatura y todas ellas provienen de algún equipo al que entraron a 15 °C, por lo que esa es la temperatura a la que se encuentran.

La corriente 29 es la unión de la corriente 28 proveniente de la alimentación de metanol a 15 °C y de la corriente 27 proveniente del condensador de metanol que opera a 15 °C. Por lo tanto, la corriente 29 está a temperatura ambiente. Las corrientes 4 y 13 provienen del tanque de metanol que se encuentra a temperatura ambiente, por lo que ésta es también la temperatura a la que se encontrarán.

Las corrientes 19 y 23 provienen de tanques de almacenamiento que no cuentan con ningún tipo de aislante térmico, por lo que se puede suponer que la temperatura de esas corrientes es igual a la ambiente.

La operación de los reactores de cavitación hidrodinámica provoca el calentamiento de la mezcla reactiva y puede llegar a alcanzar temperaturas elevadas. Por la naturaleza del metanol, tiene que controlarse la temperatura y limitarse a 50 °C para que éste no alcance su temperatura de ebullición. Las corrientes efluentes de los reactores son la 7 y 16, debido a la naturaleza endotérmica de la reacción es válido suponer que éstas reducen su temperatura a 40 °C.

Las corrientes 8, 9, 10, 17 y 20 son salidas de las centrifugas, que considerando un tiempo de residencia aproximado de una hora, podrían llegar a alcanzar temperaturas cercanas a la ambiente. Consideramos que un escenario cercano al peor posible es que reduzcan su temperatura a 20 °C. Esta consideración se hace, para determinar la carga térmica con la que se evaluarán los evaporadores de metanol y asegurarse de que haya margen suficiente en dichos equipos.

Los evaporadores tienen como propósito eliminar la mayor cantidad de metanol posible sin gran cantidad de trazas de agua. En la simulación realizada se encontró que la temperatura óptima para el evaporador CH-101 es de 70 °C. Para el evaporador CH-102 es de 85 °C y para el evaporador CH-103 es de 140 °C. El evaporador CH-101 maneja una corriente de agua, por lo que es más sensible su pureza a la temperatura y por lo mismo se debe de trabajar por debajo del punto de ebullición del agua.

Las corrientes efluentes del evaporador CH-101 son la 11 y 12 que se encuentran a 70 °C. Las corrientes efluentes del evaporador CH-102 son la 18 y 24 que se encuentran a 85 °C. Las corrientes efluentes del evaporador CH-103 son la 21 y 25 que se encuentran a 140 °C.

La corriente 26 es la unión de las tres corrientes provenientes de los evaporadores de metanol, por lo que su temperatura es de 104 °C.

La corriente 22 es efluente del tratamiento con magnesol que tiene una duración aproximada de 20 minutos y en ese tiempo no se cree posible una gran reducción de su temperatura, por lo que se considera una temperatura de 138 °C. El tanque de almacenamiento de metanol deberá de tener un recubrimiento con fines de seguridad y prevenir accidentes mientras permanezca a alta temperatura.

Las cargas térmicas calculadas de los evaporadores y condensador se presentan en la Tabla 4.6 y se calcularon utilizando las ecuaciones siguientes:

$$q = w Cp (T_{final} - T_{inicial}) \quad (4-4)$$

$$q = w \Delta H_{cambio\ de\ fase} \quad (4-5)$$

Donde:

q = flujo de calor (kJ/día)

T = temperatura (K)

w = flujo másico (kg/día)

ΔH = entalpía (kJ/kg)

C_p = calor específico de una sustancia (kJ/kg K)

La ecuación 4-4 se utiliza cuando no hay cambio de estado físico en el sistema que se está analizando y la 4-5 cuando se presenta un cambio de fase.

4.6 Capacidad de producción

La capacidad de producción de la planta será de 2,000 L de biodiésel al día que serán almacenados en el tanque TA-104, como se muestra en el balance de materia presentado en el Capítulo 3.

La producción de glicerol es de 100 kg por día por ser subproducto de la reacción de transesterificación dentro del reactor TR-102.

La cantidad de aceite usado que ingresa diario al tanque de acumulación TA-101 es de 1990 kg, este flujo másico de aceite usado al día se da para cubrir los requerimientos de producción.

El flujo de metanol a la entrada del mezclador TZ-101 es de 20 kg diarios y el de ácido sulfúrico es de 120 kg diarios que son necesarios para cubrir los requerimientos de la esterificación en el reactor TR-101.

La cantidad de hidróxido de potasio es de 21 kilos al día.

La capacidad de los tanques de proceso y almacenamiento se determina considerando el balance de materia para cada equipo, así como utilizando reglas heurísticas y criterios tomados de acuerdo a las condiciones y propiedades de cada una de las corrientes de entrada y salida, la capacidad de cada tanque se reporta en la Tabla 4.4. En el cálculo del volumen de los tanques de almacenamiento se consideró el volumen diario, mientras que en el resto de los equipos fue volumen del lote. El factor de sobrediseño que se consideró para cada tanque de proceso es de 15%.

La capacidad de las bombas de proceso con su potencia respectiva expresada en caballos fuerza o HP (por sus siglas en inglés, Horse Power) se muestra en la Tabla 4.5. Las bombas BA-101 y BA-102 no se especifican en la Tabla 4.5 debido a que son parte del equipo de cavitación. Este equipo será puesto a disposición de un especialista que se encargará de calcular los valores adecuados para dicho equipo

que debido a las presiones que maneja, seguramente tiene la potencia suficiente para satisfacer el servicio propuesto por nosotros.

En la Figura 4.12 se muestra la bomba Serie AEH de la empresa Sterling Fluid Systems Spain, S.A. que está diseñada para aplicaciones difíciles en todos los campos de la industria por lo que se aplican para el bombeo sin problemas de líquidos limpios, turbios o agresivos en condiciones difíciles. Este tipo de bomba es particularmente útil y eficiente para la naturaleza de nuestra materia prima. En la Figura 4.13 se muestra otro tipo de bomba que es particularmente útil para materiales corrosivos como la que podría necesitarse en el reactor TR-101.

Tabla 4.4 Capacidad de tanques de proceso en función del balance de materia

Clave del tanque	Capacidad del tanque (L)
TA-101	2,300
TA-102	750
TA-103	250
TA-104	2,200
TZ-101	180
TZ-102	160
EC-101	970
EC-102	1,000

Tabla 4.5 Potencia de bombas de proceso

Clave de la bomba	Potencia (HP)
BA-100	$1.04 \cdot 10^{-4}$
BA-101	-
BA-102	-
BA-103	$1.17 \cdot 10^{-4}$
BA-104	$1.41 \cdot 10^{-5}$



Figura 4.12 Bomba Serie AEH de la empresa SFSS (SIHI, 2014)

La capacidad de los evaporadores se hace en función de los requerimientos energéticos del proceso. En la Tabla 4.6 se muestra la capacidad energética BTU/h de cada equipo.



Figura 4.13 Bomba Wenert Pumpen SP de la empresa DMN (DMN, 2014)

Tabla 4.6 Capacidad energética de evaporadores y condensador

Clave del equipo	Capacidad energética (kJ/lote)
CH-101	65,261.31
CH -102	25,728.94
CH -103	195,740.97
CH -104	-142,212.54

4.7 Descripción del proceso

4.7.1 Número de equipos para un mismo servicio

Para cubrir necesidades de mantenimiento de la planta, o por precaución en caso de fallo de alguno de los equipos, se considera la instalación de un equipo relevo para cubrir el servicio de los procesos más importantes.

Todas las bombas de desplazamiento BA deberán contar con una bomba de relevo conectada paralelamente a la bomba original.

Los tanques de reacción TR-101 y TR-102 deben contar un tanque cerrado de relevo. Las bombas con las que trabajan, BA-101 y BA-102 contarán con un sistema de tuberías interconectadas que permitirán trabajar con un tanque u otro utilizando la misma bomba.

Los intercambiadores de calor CH-101, CH-102 y CH-103 deben también contar con un equipo de relevo, ya que su servicio es importante para la purificación de los productos y la recuperación de la materia prima que puede reutilizarse. De igual manera, debe haber un equipo de relevo para el intercambiador CH-104, donde se lleva a cabo la condensación del metanol recuperado y queda listo para su reutilización en el proceso. El resumen de esta sección se encuentra en la Tabla 4.7.

4.7.2 Lista de equipo

A continuación se presenta en la Tabla 4.8 que contiene la lista de equipos necesarios, así como el número requerido en total de cada equipo.

4.8 Servicios auxiliares del proceso

En el proceso intervienen principalmente servicios de enfriamiento, calentamiento y de electricidad con los cuales el proceso funcionará de la manera planeada.

Las subestaciones eléctricas suministrarán la energía requerida para echar a andar las 5 bombas con las que opera el proceso. De la misma forma, proveerán la energía eléctrica requerida a los motores de los agitadores mecánicos en los tanques de mezclado TZ-101 y TZ-102.

Tabla 4.7 Número de equipos para un mismo servicio

Equipo	Servicio	Número de equipos	Relevos
BA-100	Dosificación de aceite a la planta	2	1
BA-101	Cavitación TR-101	2	1
BA-102	Cavitación TR-102	2	1
BA-103	Suministro biodiésel a evaporador y TQ-101	2	1
BA-104	Recirculación de metanol condensado	2	1
TR-101	Reactor de esterificación	2	1
TR-102	Reactor de transesterificación	2	1
CH-101	Recuperador de metanol esterificación	2	1
CH-102	Recuperador de metanol en glicerina	2	1
CH-103	Recuperador de metanol en biodiésel	2	1
CH-104	Condensador de metanol recuperado	2	1

La corriente eléctrica también suministra la energía para la operación de las separadoras centrífugas EC-101 y EC-102 y para la tolva DO-101.

Para el caso de servicios de enfriamiento y calentamiento se utilizará la misma agua. La entrada de agua se dividirá en 3 corrientes. Dos de esas corrientes se dirigirán a la coraza de los reactores TR-101 y TR-102 respectivamente, y se utilizarán como medio de enfriamiento para los reactores. La tercera de estas corrientes entrará al condensador de metanol CH-104 para brindar el servicio de condensación y enfriamiento. A la salida de estos tres equipos, se juntan las corrientes de agua, que han aprovechado la energía de los equipos para elevar su temperatura e ingresan a un suministro de energía por paneles solares. Con la energía suministrada mediante estos paneles se eleva la temperatura del agua a aproximadamente 90°C. Posteriormente ingresa esta corriente de agua a una caldera pequeña donde se vaporiza para utilizarla como servicio de calentamiento. La corriente de vapor se

divide en tres flujos que se alimenta a los evaporadores de metanol CH-101, CH-102 y CH-103.

En la Figura 4.14 se presenta el diagrama de servicios auxiliares.

Tabla 4.8 Lista de equipos

Equipo	Características			Total
Bombas centrífugas	Nombre	Tipo	Potencia	5
	BA-100	Bomba de Aceite	¼ HP	
	BA-101	Bomba Cavitación	---	
	BA-102	Bomba Cavitación	---	
	BA-103	Bomba de Aceite	¼ HP	
	BA-104	Bomba de Agua	¼ HP	
Intercambiadores de Calor	Nombre	Servicio	Carga térmica (kJ/lote)	4
	CH-101	Evaporador	65,261.31	
	CH-102	Evaporador	25,728.94	
	CH-103	Evaporador	195,740.97	
	CH-104	Condensador	-142,212.54	
Tanques de almacenamiento	Nombre	Servicio	Capacidad (L)	5
	TA-101	Almacenamiento de aceite	2,300	
	TA-102	Almacenamiento de metanol	750	
	TA-103	Almacenamiento de glicerina	250	
	TA-104	Almacenamiento de biodiésel	2,200	
	TQ-101	Lavado con magnesol	2,200	
Tanques de mezclado	Nombre	Servicio	Capacidad (L)	2
	TZ-101	Mezclado de metanol y ácido	180	
	TZ-102	Mezclado de metanol y potasa	160	
Tanques de reacción	Nombre	Servicio	Capacidad (L)	2
	TR-101	Reactor de esterificación	750	
	TR-102	Reactor de transesterificación	750	
Filtro	Nombre	Servicio	Tipo	1
	FL-101	Filtrado de aceite	Simplex	
Separadora Centrífuga	Nombre	Servicio	Capacidad (L)	2
	EC-101	Separadora esterificación	970	
	EC-102	Separadora transesterificación	1,000	
Dosificador de material sólido	Nombre	Material dosificado	Tipo	1
	DO-101	Potasa	Tolva	

4.9 Tubería e instrumentación del proceso

La Figura 4.15 muestra el diagrama de tubería e instrumentación propuesto para el proceso que corresponde a nuestro caso de estudio. Ahí se encuentra una representación esquemática de lo que se describe en los siguientes párrafos.

4.9.1 Instrumentación en líneas y equipos

El tanque TA-101 cuenta con un indicador de nivel para asegurarse de que siempre se encuentre a condiciones normales de operación, de modo que no se encuentre vacío ni se trate de introducir aceite de más.

Después de la válvula V-100 se coloca un indicador de flujo para asegurarse que sólo la cantidad necesaria del lote de aceite sea enviada al reactor TR-101, la válvula V-101 está ahí para proporcionar el servicio mencionado.

Previo al mezclador TZ-101, en la corriente de alimentación de ácido sulfúrico se encuentra un indicador de flujo para asegurar que el flujo necesario sea introducido al sistema. La alimentación de metanol a este mezclador, proviene del tanque de metanol TA-102 que consecuentemente tiene un indicador de flujo para asegurar la cantidad de metanol que será necesaria para proceder con la esterificación, regulado con la válvula V-102. En el mezclador TZ-101 se encuentra un indicador de nivel que tiene como propósito que no se desborde dicho equipo. En caso de emergencia se pueden cerrar las válvulas V-102 y V-103 y abrir la V-104.

El reactor TR-101 cuenta con indicadores de nivel, temperatura, presión y tiempo. El objetivo de conocer el nivel es prevenir desbordes, mientras que el de presión es para reaccionar ante valores de presión fuera de los ordinarios, previendo así cualquier posible accidente. El indicador de temperatura es necesario para saber la cantidad de agua de enfriamiento que debe hacerse pasar en la coraza del equipo con el fin de prevenir la evaporación del metanol. El indicador del tiempo está ahí para controlar el tiempo de reacción que necesita el sistema para alcanzar la conversión deseada y así continuar con el lote.

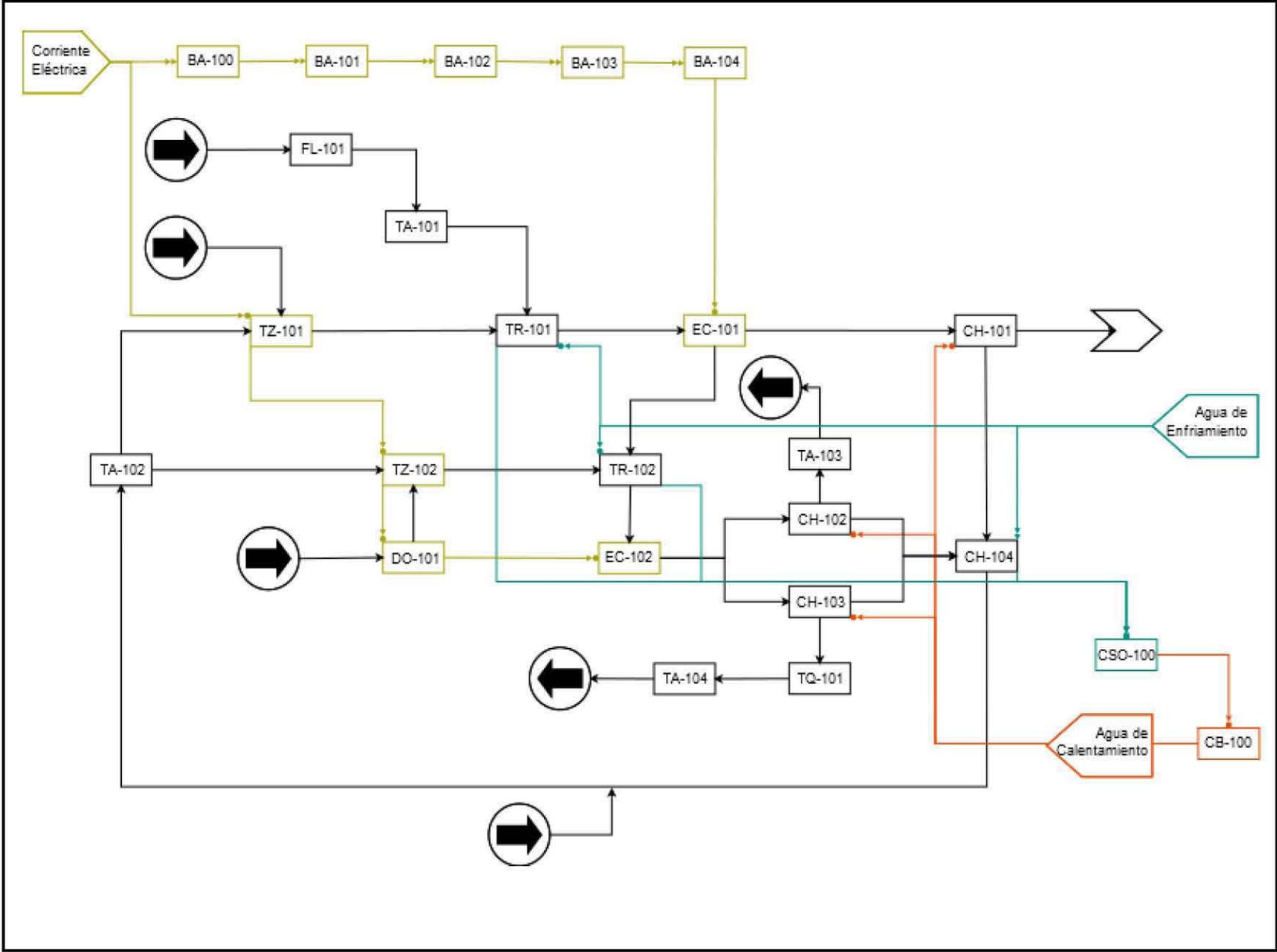


Figura 4.14 Diagrama de servicios auxiliares propuesto

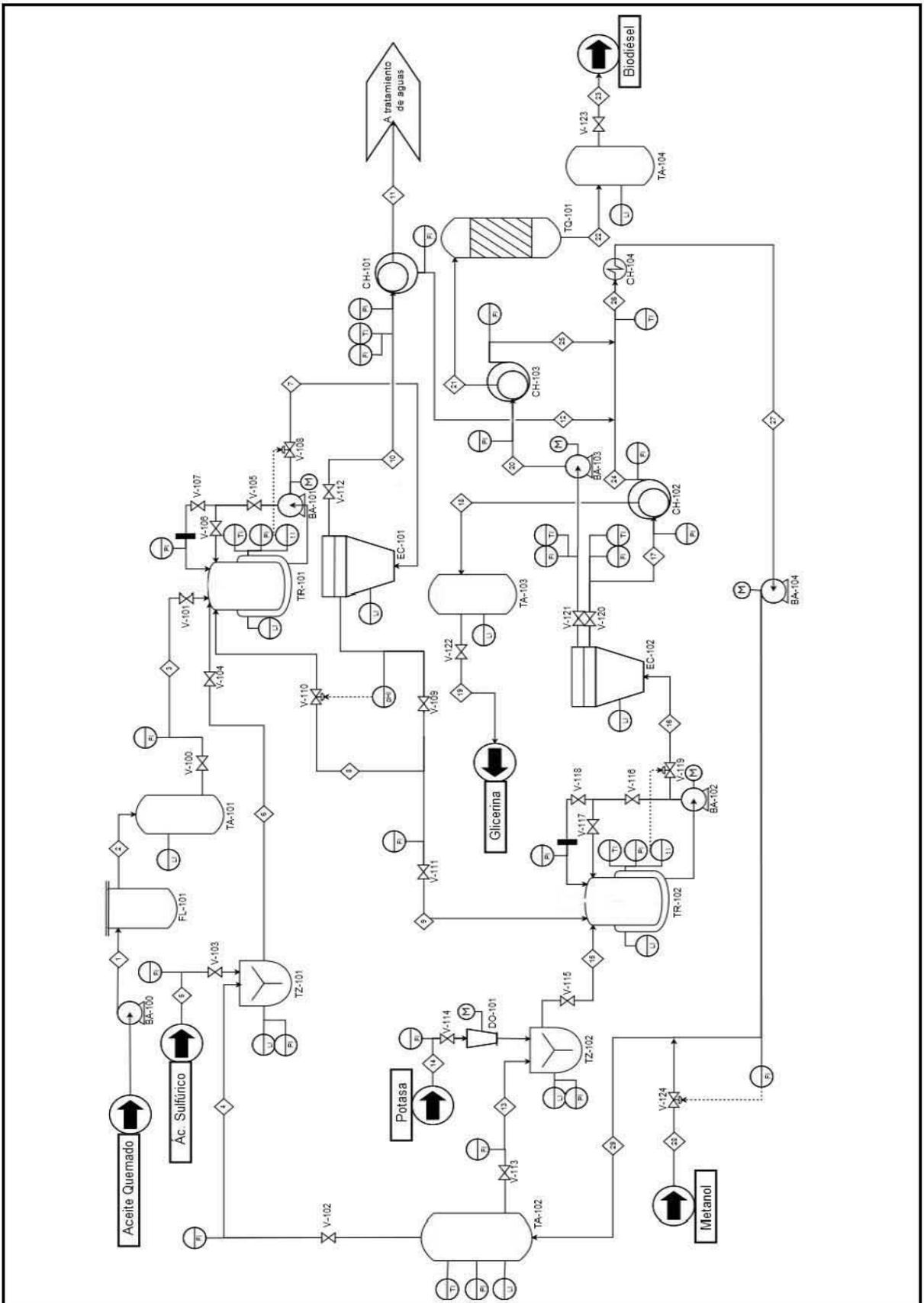


Figura 4.15 Diagrama de tubería e instrumentación propuesto

Posteriormente a la reacción, se cierra la válvula V-105 y se abre la V-108 para bombear hacia la centrífuga el producto de la reacción.

La centrífuga EZ-101 cuenta con un indicador de nivel para prevenir cualquier desborde. La fase aceitosa de la centrífuga es drenada abriendo la válvula V-109 que previamente tiene colocado un indicador mg de KOH. Ese indicador es necesario para medir la cantidad de ácidos grasos libres que se encuentran en el lote y si el valor es mayor a 5% en peso o mayor a un nivel de acidez de 2 mg de KOH por gramo de aceite, es necesario realizar nuevamente el proceso de esterificación.

Si se tiene un nivel de acidez inferior al mencionado en el punto anterior, se abre la válvula V-111 y se cierra la V-110 alimentando así el reactor TR-102.

La fase acuosa es drenada cerrando la válvula V-109 y abriendo la V-112 que consecuentemente presenta indicadores de temperatura y flujo para regular la corriente que entrará al evaporador de metanol CH-108.

El conjunto de equipos que alimentan el metanol (BA-106 y TZ-102) al reactor TR-102 es casi idéntico al mencionado previamente con la esterificación. La única diferencia yace en la alimentación de potasa al mezclador TZ-102, previo a la tolva hay un indicador de flujo que es necesario para regular la entrada de potasa al sistema. El reactor TR-102 cuenta los mismos indicadores que el reactor TR-101 para cumplir el mismo propósito. El conjunto de equipos que hacen la bomba BA-107 y la centrífuga EZ-102 es idéntico al de la bomba BA-104 y centrífuga EZ-101.

Posteriormente a la reacción, se cierra la válvula V-116 y se abre la V-119 para bombear hacia la centrífuga el producto de la reacción.

La fase aceitosa, el biodiésel, es separada en la centrífuga EZ-102 y es drenada por la bomba BA-103 que tiene en la salida indicadores de flujo y temperatura para anticipar el servicio del evaporador de metanol CH-106. El biodiésel continúa hacia el equipo TQ-101 que da el lavado final en seco a dicha sustancia para tenerlo en condiciones que cumplen con los parámetros objetivo utilizando magnesol. Se almacena el biodiésel final en el tanque de almacenamiento TA-104 que tiene un indicador de flujo para prevenir desbordes.

La fase de glicerol separada en la centrifuga tiene un evaporador de metanol símil al CH-106. Las corrientes de metanol producto de los evaporadores son enviadas al condensador CH-107 que tiene un indicador de temperatura para definir el servicio necesario. El metanol líquido es drenado por la bomba BA-104 que pasa por un indicador de flujo previo a la alimentación de metanol. Ese indicador sirve para conocer el metanol que tiene que alimentarse nuevamente al sistema para alimentar ambos reactores. El metanol es depositado en el tanque TA-102 que cuenta con indicadores de nivel, temperatura y presión.

4.9.2 Cálculo hidráulico de líneas de proceso

Las tuberías consisten de un área transversal circular por lo que su área puede expresarse como se muestra en la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi}{4} * D_i^2 \quad (4-6)$$

Donde D_i es el diámetro interno de la tubería en cuestión. La relación entre el flujo volumétrico y la velocidad de flujo del fluido puede relacionarse a la ecuación presentada anteriormente y de esta forma puede obtenerse el diámetro de la tubería.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (4-7)$$

La letra Q representa el flujo volumétrico y la v la velocidad de flujo del fluido. En la Tabla 4.9 se presentan las velocidades recomendadas en función de la densidad del fluido. Utilizando la heurística y las ecuaciones mencionadas en este apartado, puede calcularse el diámetro interno de las tuberías basándonos en el balance de materia obtenido a partir de la simulación realizada con el software Aspen Hysys V8.4.

Una vez calculado el diámetro interno se selecciona el valor del diámetro comercial con la medida subsecuente. En el caso de las tuberías que están en la succión de alguna bomba, se selecciona una medida más grande que la línea de descarga de la bomba.

En la Tabla 4.10 se presentan las corrientes de proceso con características importantes inherentes a cada una. El diámetro interno calculado se obtuvo considerando que sólo se harán tres lotes al día, con una carga inicial de aceite de

663.33 kg por lote. El tiempo considerado desde la entrada de este aceite, hasta la salida del producto final en base a este, es de 5 horas y 15 minutos. En la Tabla 4.14 se presenta los diámetros nominales propuestos para cada corriente, así como su cédula y material. El flujo másico por minuto se obtuvo considerando traslados de 3 minutos del punto de salida al de llegada, con excepción de dos corrientes donde se aumentó el tiempo con el fin de disminuir el tamaño del diámetro.

Tabla 4.9 *Velocidades recomendadas en función de la densidad (CVG, 1989)*

Densidad (kg/m ³)	Velocidad (m/s)
1,601.85	1.52 – 2.44
800.92	1.83 – 3.05
160.18	3.05 – 4.88
16.02	6.10 – 9.14
1.60	12.19 – 18.29
0.16	24.38 – 35.05

4.9.3 Especificación de tuberías

El manual de la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (por sus siglas en inglés, ASME) B31.3, con última actualización en octubre del 2009 tiene como propósito proveer información apropiada para el diseño de tuberías de proceso. En dicha guía, se encuentran apartados como diseño, selección de materiales, estándares, fabricación e instalación, etc. También se pueden encontrar anexos que ayudan a particularizar procesos y al ser un manual de reconocimiento internacional en el ámbito ingenieril, presentamos a continuación la información más relevante aplicable para nuestro proceso.

En el Apéndice C del manual ASME B31.3 se encuentra información para seleccionar el material de la tubería, basándose en los más comunes para la fabricación de tuberías y válvulas. Para el proceso propuesto aplica el bronce, que es utilizado generalmente en servicios de bajo riesgo (agua y aceite), acero al carbón, es la selección estándar para muchos servicios en los que la resistencia a

la corrosión no es tan crítica, y la aleación 20, que presenta alta resistencia al ácido sulfúrico en un amplio intervalo de concentraciones y temperaturas.

Tabla 4.10 Información de diferentes corrientes de proceso

Línea de proceso	Densidad del fluido (kg/m ³)	Masa por lote (kg/lote)	Flujo másico (kg/min)	Velocidad (m/s)	D _{interno} (cm)	Aislamiento térmico
1	915.13	663.33	221.11	2.79	4.29	No
2	915.13	663.33	221.11	2.79	4.29	No
3	908.41	663.33	221.11	2.79	4.29	No
4	801.40	111.99	37.33	2.44	2.01	No
5	1,863.43	6.63	2.21	2.84	0.30	No
6	827.83	118.62	39.54	2.52	2.01	No
7	932.43	781.95	260.65	2.84	4.57	No
8	932.43	704.40	234.80	2.84	4.34	No
9	931.31	704.40	234.80	2.84	4.34	No
10	846.74	77.55	25.85	2.58	1.57	No
11	892.55	29.40	9.80	2.72	0.91	No
12	1.12	48.15	12.04	12.19	13.84	Sí
13	801.40	100.97	33.66	2.44	1.91	No
14	2,034.34	7.03	2.34	3.10	0.28	No
15	797.72	108.00	36.00	2.43	1.98	No
16	951.66	812.41	270.80	2.90	4.57	No
17	942.21	72.76	24.25	2.87	1.37	No
18	900.24	60.57	22.59	2.74	1.40	No
19	900.24	60.57	22.59	2.74	1.40	No
20	911.61	739.64	246.55	2.78	4.55	No
21	819.34	701.05	233.68	2.49	4.93	No
22	814.06	631.63	210.54	2.48	4.70	No
23	814.06	631.63	210.54	2.48	4.70	No
24	0.96	12.62	1.66	12.19	5.33	Sí
25	0.96	38.60	12.87	12.19	14.99	Sí
26	0.96	101.92	11.47	12.19	14.02	Sí
27	802.53	101.92	30.47	2.44	1.80	No
28	800.60	110.08	40.54	2.44	2.11	No
29	801.40	212.00	71.01	2.44	2.77	No

*Se consideró un tiempo de traslado de 4 minutos.

**Se consideró un tiempo de traslado de 8 minutos.

Las aleaciones de bronce son económicas y están fácilmente disponibles. En algunos servicios pueden tener mejor resistencia a la corrosión que el acero al carbón. La desventaja que presentan generalmente es la limitada capacidad de soldadura que tienen (ASME, 2009).

El acero al carbón es económico y está fácilmente disponible. La desventaja que tiene es que generalmente tiene poca resistencia a la corrosión (ASME, 2009).

La aleación 20 tiene buena resistencia a la corrosión y usualmente se utiliza en el manejo de soda caustica, ácidos orgánicos, hidrocarburos clorados, etc. La mayor desventaja que presenta es su alto costo. Una alternativa a esta aleación es el acero al carbón tipo 316(L) que no está diseñado como tal para resistir la corrosión provocada por el ácido sulfúrico, pero es comúnmente utilizada para eso y es más económica que la aleación 20 (ASME, 2009).

El Apéndice B incluye las hojas de los fluidos de servicio que contienen datos para la selección apropiada del material de las tuberías de estos fluidos. La información encontrada es una recomendación basada en factores económicos y técnicos, por lo que otras opciones pueden ser factibles. La información ha sido resumida en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11 Selección de material en tuberías de fluidos de servicio (ASME, 2009)

Fluido	Material	Corrosión permisible (cm)	Presión máxima (kg/cm ²)	Temperatura máxima (K)
Sosa caustica	Acero al carbón	0.0787	14.06	366.48
Agua altamente contaminada	Acero inoxidable	0.000	14.06	PS-200
Agua sin tratamiento	Acero al carbón	0.0787	20.04	PS-101B
Agua de servicio	Acero al carbón	0.1600	20.04	PS-101C

Los fluidos que no cuentan con una temperatura máxima específica están referenciados a otro documento que se presenta a continuación en las Tablas 4.12-4.13. En esas tablas se relacionan la temperatura y presión de diseño, asignándose así valores mínimos de temperatura y presión de operación. Las letras encontradas en la clave indican el nivel de corrosión permisible que sirve para identificar el tipo

de cédula que se debe utilizar dependiendo del tipo de tubería que se utilice (con enrosque o sin enrosque).

Tabla 4.12 Parámetros de diseño de la clave PS-101 (ASME, 2009)

Clave	PS-101 (A,B,C,D)						
Presión de diseño (atm)	19.39	17.69	15.65	13.61	11.57	9.53	8.51
Temperatura de diseño (K)	310.93	366.48	422.04	477.59	533.15	588.71	616.48
Temperatura mínima (K)	244.26	244.26	244.26	244.26	244.26	244.26	244.26
Presión mínima de prueba (atm)	29.26	26.54	23.48	20.41	18.37	16.67	14.97
Presión máxima de prueba (atm)	55.80						

Independientemente del número de cédula recomendado por el ASME de acuerdo al tipo de tubería que puede encontrarse en el Apéndice A de la guía citada, se puede realizar un cálculo para estar seguros de elegir la cédula adecuada (CVG, 1989). La cédula comercial es 40 y suele ser necesario incrementarla a 80 o 160 si la presión de operación es alta. La siguiente ecuación determina el número mínimo de cédula para las tuberías del proceso:

$$No. \text{ cédula} = \frac{1000 * \text{presión interna}}{S} \quad (4-8)$$

La presión interna tiene que estar en libras por pulgada cuadrada manométrica (psig) y S es una constante inherente al material, que en el caso de acero al carbón tiene un valor de 10,000 lb/in² a 500 °F. Si se considera una presión interna máxima de 150 lb/in² se obtiene cédula 40 para todas las tuberías utilizando como material acero al carbón.

Tabla 4.13 Parámetros de diseño de la clave PS-200 (ASME, 2009)

Clave	PS-200 (A,B,C,D)						
Presión de diseño (atm)	15.65	13.27	11.91	10.89	9.87	9.53	8.51
Temperatura de diseño (K)	310.93	366.48	422.04	477.59	533.15	588.71	616.48
Temperatura mínima (K)	19.26	19.26	19.26	19.26	19.26	19.26	19.26
Presión mínima de prueba (atm)	23.48	20.07	18.03	17.35	16.67	17.01	15.65
Presión máxima de prueba (atm)	29.94 si NPS ≤ 15.24 cm, 24.50 si NPS > 15.24 cm						

En la Tabla 4.14 están las especificaciones de las líneas de proceso propuestas a partir de las recomendaciones hechas en el manual ASME B31.3.

Tabla 4.14 Especificaciones de las líneas de proceso

Línea de proceso	Diámetro nominal (in)	Diámetro nominal (cm)	Cédula	Material de construcción
1	2	5.08	40	Acero al carbón
2	2	5.08	40	Acero al carbón
3	2	5.08	40	Acero al carbón
4	1	2.54	40	Acero al carbón
5	1/4	0.64	-	Aleación 20
6	1	2.54	-	Aleación 20
7	2	5.08	-	Aleación 20
8	2	5.08	-	Aleación 20
9	2	5.08	40	Acero al carbón
10	3/4	1.91	-	Aleación 20
11	1/2	1.27	-	Aleación 20
12	6	15.24	40	Acero al carbón
13	1	2.54	40	Acero al carbón
14	1/4	0.64	40	Acero al carbón
15	1	2.54	40	Acero al carbón
16	2	5.08	40	Acero al carbón
17	3/4	1.91	40	Acero al carbón
18	3/4	1.91	40	Acero al carbón
19	3/4	1.91	40	Acero al carbón
20	2	5.08	40	Acero al carbón
21	2	5.08	40	Acero al carbón
22	2	5.08	40	Acero al carbón
23	2	5.08	40	Acero al carbón
24	2 1/2	6.35	40	Acero al carbón
25	6	15.24	40	Acero al carbón
26	6	15.24	40	Acero al carbón
27	3/4	1.91	40	Acero al carbón
28	1	2.54	40	Acero al carbón
29	1 1/4	3.18	40	Acero al carbón

4.10 Sistema de desfogue

El sistema de desfogue es un dispositivo de seguridad que elimina potenciales exposiciones a gases dañinos dentro del proceso. Todos los equipos que tengan encuentros con metanol, deberán estar conectados a dicho sistema como se muestra en la Figura 4.16.

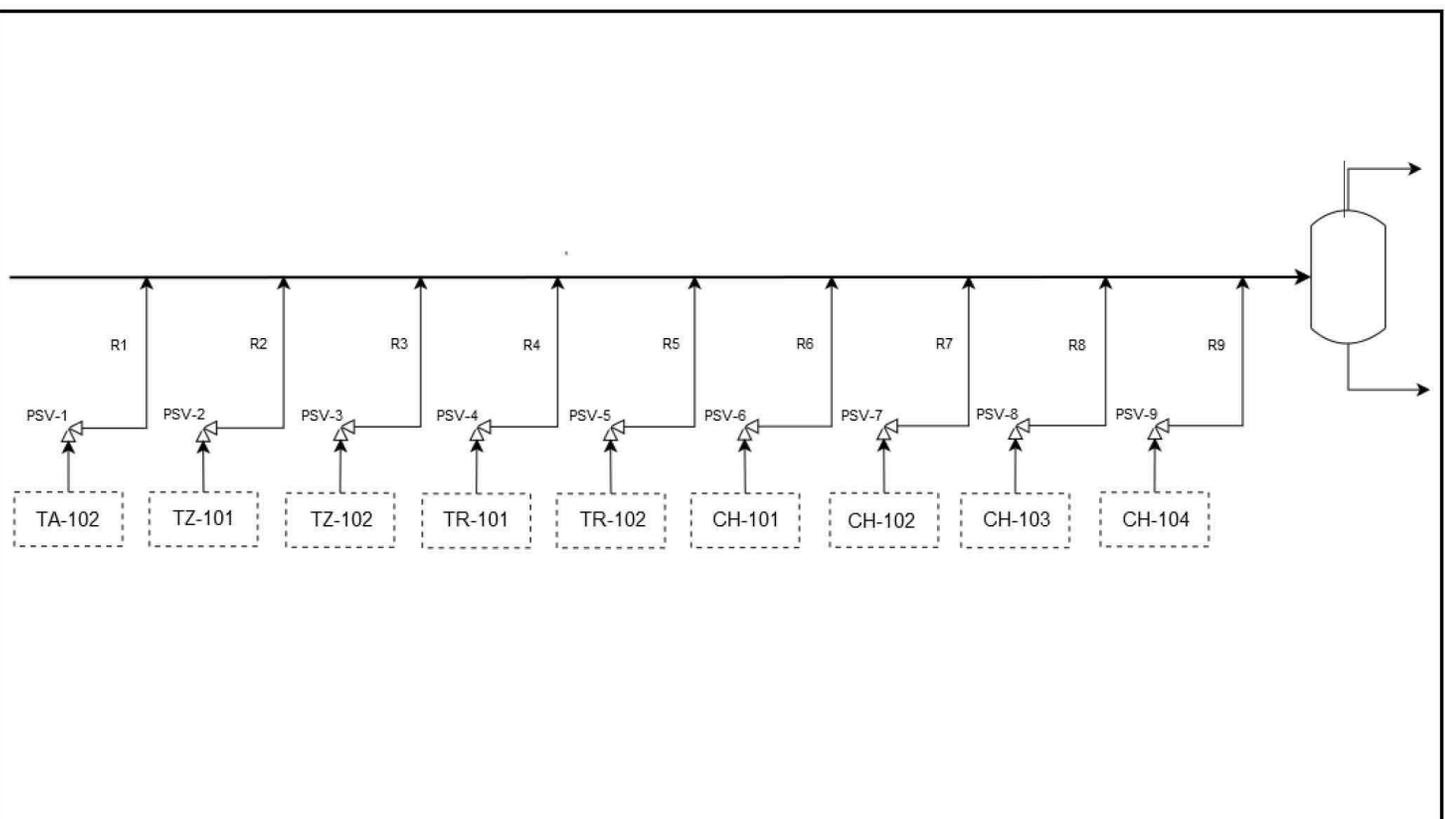


Figura 4.16 Diagrama del sistema de desfogue propuesto

4.11 Localización interna preliminar

En la Figura 4.17 se muestra un diagrama de localización preliminar de los equipos en el interior de la planta. Las distancias que aparecen, son lo mínimo necesario para cubrir espaciamiento reglamentario, para mantenimiento y para tránsito de personal. Usando este diseño, la planta deberá medir un mínimo de 25m de largo y 15m de ancho.

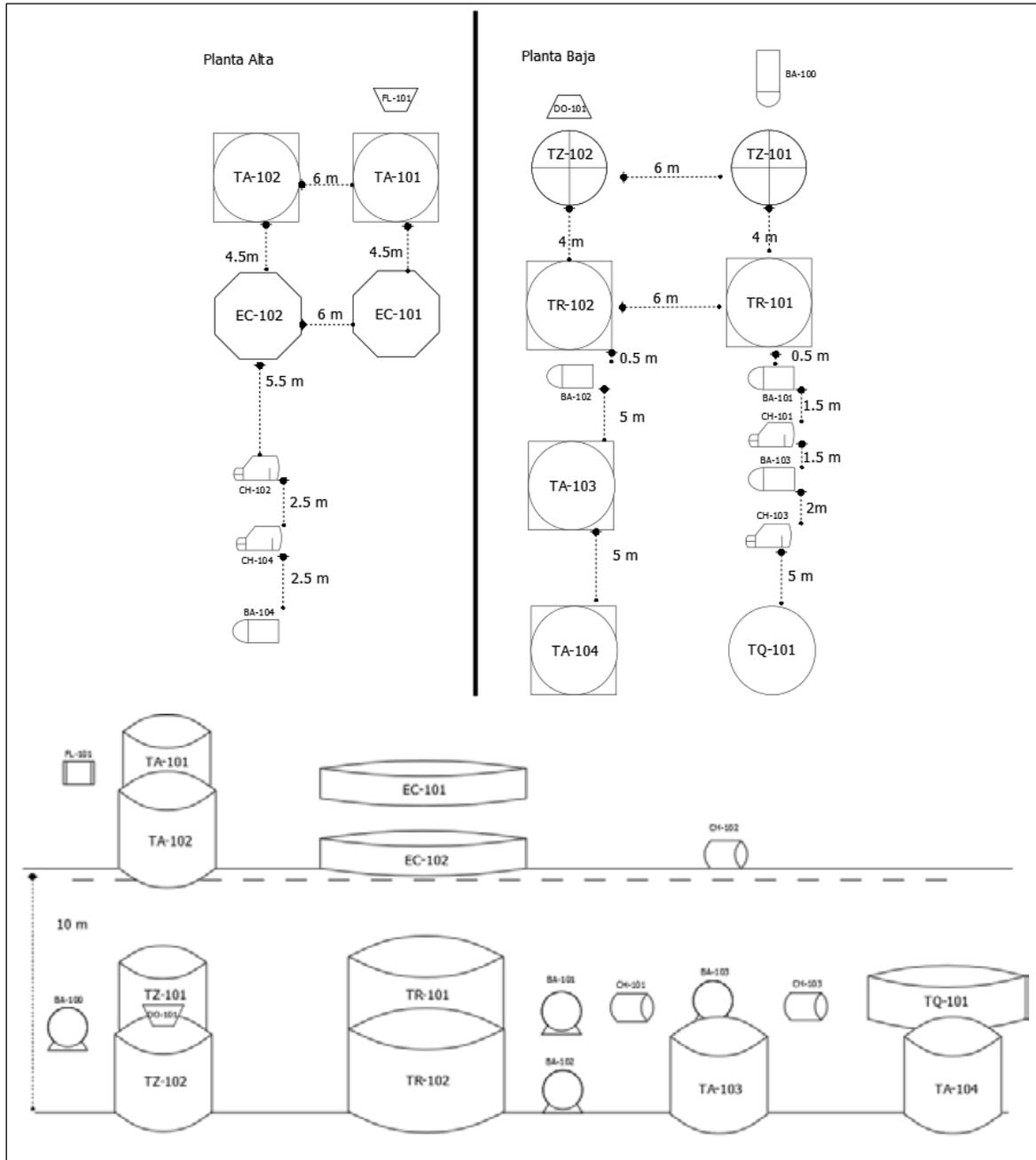


Figura 4.17 Diagrama preliminar de localización interna de equipos dentro de la planta

4.12 Factibilidad económica

En la Figura 4.18 se muestra el comportamiento del precio promedio de diésel por galón en la historia de Estados Unidos. Se puede observar un máximo en el año 2008 que alcanzó un valor de \$4.9 USD/gal y que la tendencia actual está en un promedio de \$4 USD/gal. El día 1 de diciembre de 2014 se encuentra el litro de diésel en \$0.9523 USD.



Figura 4.18 Comportamiento del precio promedio de diésel por galón en la historia de Estados Unidos (WA, 2014)

Se investigaron los precios por tonelada de ácido sulfúrico, metanol y potasa para poder calcular el costo del litro producido de biodiésel. Considerando solamente estos parámetros, se obtuvo un precio del litro de biodiésel de \$0.3801 USD. El precio obtenido de costo de biodiésel por litro, es menos de la mitad que el del diésel regular. Faltarían agregar otros parámetros en el cálculo del costo, como el suministro de energía eléctrica y los costos de transportación de las materias primas, sin embargo, hay estudios de viabilidad económica de plantas de biodiésel que analizan diferentes materias primas y en general, se ha comprobado que aquellas plantas que funcionan en base a aceite de desecho reducen sus costos de materia prima en un 80% (Zappi y col., 2003).

El consumo energético por equipo de la planta se muestra en la Tabla 4.15. A continuación se explican las consideraciones realizadas para armar la tabla mencionada.

La conversión de potencia en HP a kW se realizó multiplicando por el factor 0.746kW/1 HP.

La potencia en HP que aparece en las bombas para cavitación BA-101 y BA-102 es un estimado aproximado tomando como referencia que su potencia debe ser mayor que las bombas de transporte de líquidos. Su potencia real debe ser calculada por especialistas en cavitación y ajustar el valor de su requerimiento energético.

El consumo en kW de las separadoras centrífugas, agitadores y dosificadores fue obtenido de catálogos de ventas de compañías fabricantes de equipos industriales.

La conversión a kWh/día se realizó multiplicando por el número de horas que se operará la planta en un día. La planta operará 18 horas por cada día en un horario de carga de energía intermedia, por lo que el costo por kWh es de \$0.9294 para la región centro del país.

Tabla 4.15 Consumo energético calculado de la planta

Equipo	Potencia (HP)	Potencia (kW)	Consumo diario (kW h/día)
BA-100	0.25	0.1865	3.357
BA-101	10.00	7.4600	134.280
BA-102	10.00	7.4600	134.280
BA-103	0.25	0.1865	3.357
BA-104	0.25	0.1865	3.357
EC-101	-	25.0000	450.000
EC-102	-	25.0000	450.000
TZ-101	-	22.0000	396.000
TZ-102	-	22.0000	396.000
DO-101	-	1.1000	19.800
Total			1,990.431

Al día la planta estaría consumiendo aproximadamente energía equivalente a \$1,850.00 que incrementaría el precio por litro presentado previamente \$0.9245 MXN. El precio por litro sin considerar gastos energéticos es de \$5.5495 MXN/L y considerando el costo energético resulta en \$6.4740 MXN por litro. En México el litro de diésel se encuentra a \$14.20, por lo que el biodiésel producido se obtendría 55% más barato, sin considerar el costo de mano de obra en la planta.

Capítulo 5. Conclusiones

Se realizó la ingeniería básica de una planta de biodiésel para el Transporte Público de la Ciudad de México (RTP) con una producción de 2,000 L/día de biodiésel a partir de una mezcla de aceites comestibles vegetales de desecho.

Se logró proponer un proceso que hiciera uso de la cavitación hidrodinámica como método de reacción para los reactores químicos. Se determinaron las ventajas de usar este método para llevar a cabo la reacción química y cómo sería la operación de la planta en su versión más simplista con este equipo.

Además, se logró implementar un método de lavado para el biodiésel que permitiera reducir el uso de grandes cantidades de agua para refinar el combustible. Se logró proponiendo el uso de magnesol, que es un material que se usa actualmente en la producción doméstica de biodiésel y ha tenido mucho éxito dentro de ese ámbito. Como ya se mencionó previamente, no hay información certera de cómo es su funcionamiento, sin embargo las ventajas que presenta al proceso de producción de biodiésel lo hace un material de gran importancia para evitar el lavado convencional con agua de biodiésel.

Se presentó con anterioridad el precio final estimado de producción de biodiésel que ronda alrededor de \$6.4740 pesos mexicanos por litro, representando un ahorro significativo en comparación con el diésel, que se encuentra a \$14.20. Al utilizar una mezcla B20, donde se utiliza 1/5 parte de biodiésel por 4/5 partes de diésel, se lograría un ahorro económico mayor al 10% por cada tanque llenado. Esto no toma en cuenta la mejora en rendimiento del motor, que se ve en un mejor aprovechamiento del combustible y tampoco el costo de la mano de obra. En otras palabras: “los litros duran más”.

A su vez, el uso de biodiésel logra reducir las emisiones de gases contaminantes como CO_x y SO_x entre 15 y 20 por ciento. El hecho de que sea un combustible que no presenta azufre, ayuda a extender la vida útil de los convertidores catalíticos de los vehículos donde sea utilizado.

Sin embargo, la producción de biodiésel tiene desventajas para el medio ambiente como el agua ácida resultante de la reacción de esterificación. Además, el tener que usar metanol como reactivo y tenerlo en operación es peligroso, debido a la

naturaleza química y física de la especie. El uso de ácido sulfúrico también le atribuye cierto grado de riesgo a la operación de los equipos en los que se encuentre involucrada esta sustancia. Otro riesgo es la formación de metóxido de potasio al momento de disolver la potasa en el metanol, este gas es nocivo para quien lo respire y por lo mismo es necesario tener espacios ventilados y abiertos donde se realice dicha disolución.

En el uso de biodiésel dentro de los vehículos, se llegan a presentar desventajas como la gelación del combustible a bajas temperaturas. Puede llegar a presentar averías en mangueras de hule, que se encuentran dentro de los motores y es una sustancia que limpia la tierra depositada en el motor, por lo que se pueden llegar a tener que cambiar frecuentemente los filtros del motor.

Se determinó la cantidad de materia prima necesaria para producir 2,000 L/día (1,892 kg/día) de biodiésel. La cantidad necesaria de aceite usado de cocina es de 1,990 kg/día, de ácido sulfúrico 20 kg/día, de potasa 22 kg/día y de metanol 636 kg/día.

Se prevé que el proceso propuesto cumpla con las especificaciones marcadas en la norma ASTM D6751. La materia prima es sometida a un pretratamiento que asegura la homogeneidad de ésta antes de la reacción química principal. Después se le da el lavado correspondiente, asegurando que no haya trazas de metanol, glicerol y otras especies químicas. Esto se logra en gran medida, por medio de la separación mediante centrífuga de las especies líquidas inmiscibles, la evaporación de metanol subsecuente y el lavado de magnesol final. Sin embargo, es importante contar con un laboratorio de calidad que se compruebe las propiedades de la materia y de cómo va transformándose a lo largo del proceso hasta formar el producto final, asegurándose de que se encuentre en las condiciones necesarias para satisfacer los parámetros de la norma ASTM D6751.

Actualmente existe la Ley de Promoción y Desarrollo de los Bioenergéticos y su Reglamento, vigente a partir del 1 de febrero de 2008, enmendada el 18 de junio de 2009. Tiene como objetivo promover y desarrollar los Bioenergéticos en el país, con el fin de coadyuvar a la diversificación energética y desarrollo sustentable como condiciones que permitan garantizar el apoyo al campo mexicano. Esta iniciativa es

precedente al anteproyecto de ley que lleva por nombre, Reglamento de la Ley de Bioenergéticos, donde se busca que todos los productores de este tipo de sustancias, tengan un permiso emitido por la Secretaría de Energía para producir legalmente dichas sustancias. Este anteproyecto de Ley sería un trámite burocrático para operar la planta aunque hay otro anteproyecto de Ley, Aprovechamiento de las Energías Renovables, que abstiene a la producción de biodiésel del otro anteproyecto de Ley mencionado previamente. Además existe otro anteproyecto de Ley que tiene como objetivo regular el tipo de materia prima que se utiliza en la producción de biodiésel restringiendo sustancias extremadamente volátiles e inflamables. Este anteproyecto se estima que entre en vigor, no antes de 10 años por lo que se tendría que buscar un sustituto al metanol.

Anexo A. Magnesol

Descripción

Magnesol es el nombre comercial que recibe el silicato de magnesio sintético, utilizado como una alternativa para realizar un lavado en seco durante el proceso de fabricación del biodiésel. Su objetivo es remover jabones, glicerina y otros remanentes disueltos en el biodiésel que afectan su calidad, de modo que este producto cumpla con las condiciones requeridas por la norma ASTM D6751 al término de este lavado.

Procedimiento

Para realizar este lavado, se mezcla el magnesol con el biodiésel, de modo que el magnesol adsorbe jabones y contaminantes y finalmente se separan magnesol y biodiésel mediante sedimentación y filtración. Este lavado se puede realizar sin haber removido el metanol del biodiésel, sin embargo, si se realiza esta remoción antes del lavado, se ahorra una enorme cantidad en el magnesol requerido.

Algunos experimentos han determinado que el lavado por magnesol se realiza de manera más rápida y efectiva cuando el biodiésel se encuentra tibio.

Durante este proceso es importante realizar una separación efectiva entre el magnesol y el combustible, pues de lo contrario el combustible permanecerá con partículas abrasivas finas capaces de dañar los sistemas de combustible en motores.

En la Tabla A.1 se muestran los resultados obtenidos a partir de una comparación entre el desempeño del lavado con agua y el lavado con magnesol realizado a una mezcla de biodiésel obtenida a partir de una misma fuente de aceite de soya.

Datos de seguridad

El magnesol puede ser adquirido mediante la distribuidora de productos DALLAS, quienes especifican en su hoja de seguridad que debe consistir por lo menos en un 97% de silicato de magnesio. Especifica también que los productos de magnesol no son explosivos, inflamables o combustibles, así como levemente irritantes a los ojos, piel y sistema respiratorio. No requiere equipos especiales para manejarlo y puede tratarse su contacto o ingestión con lavados simples.

Físicamente, el magnesol es un polvo blanco inodoro insoluble en agua. Se sabe que es químicamente estable muy poco reactivo incapaz de polimerizar. El resto de propiedades físicas y químicas del magnesol no se especifican en su hoja de

seguridad. Se recomienda no mezclarse con otros materiales filtrantes como perlita o resinas para evitar que resulte en una mezcla pirofórica.

Las consideraciones de desecho del magnesol no son reguladas en la actualidad y son responsabilidad del usuario.

Tabla A.1 Resultados de lavado con agua y adsorbente para biodiésel de aceite de soya. (ISUOCAT, 2004)

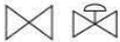
Especificación ASTM	ASTM D6751	Sin Tratar	Lavado con agua	1% Magnesol R60
Glicerina libre (%)	0.020 max	0.033	0.084	0.005
Glicerina total (%)	0.240 max	0.209	0.282	0.191
Punto Flash (°C)	130 min	>190	170	200
Sedimento (% vol)	0.050 max	0.10	0.15	0.04
Carbón residual (%)	0.050 max	<0.010	0.050	<0.010
Cenizas de azufre (%)	0.020 max	0.000	0.005	0.000
Viscosidad Cinem (cSt)	1.9 – 6.0	4.127	4.207	4.097
Cont. azufre (%)	0.05 max	0.00006	0.00014	0.00002
Número de cetonas	47 min	51.0	54.1	51.3
Punto nube (°C)	Reportar	0.0	0.0	0.0
Corrosión de cobre	No. 3 max	1a	1a	1a
Número Ácido (mgKOH/g)	0.80 max	0.32	0.31	0.27
Cont. Fósforo (%)	0.001 max	0.0007	0.0006	0.0005
Jabones (ppm)	Sin Especificar	651	13	4

Anexo B. Propiedades fisicoquímicas de las especies involucradas

Sustancia (líquido)	Densidad (kg/m ³)	Masa molar (kg/kgmol)	C _p 298K (J/kgmol K) ¹	T _{eb} (K)	P ⁰ 298K (kPa) ⁴	ΔH _{vap} (J/kgmol) ¹
Metanol	791.80	32.040	81,144.7316	307.85	16.831	3.7656
Agua	999.97	18.015	75,209.0453	375.15	3.1877	4.3874
Biodiésel	880.00	292.200	18,857.5526 - 48,111.8547 ²	461-616 ³	---	---
Glicerina	1,260.00	92.094	6,548.7572 ²	563.15	---	---

1. D.W. Green, R.H. Perry. Perry's Chemical Engineering Handbook, Octava edición. McGraw-Hill.
2. D.F. Borghi. C.R. Abreu, R. Guirardello, 2010. Thermochemical properties estimation for biodiesel related mixtures. EngOpt 2010.
3. D.P. Kothari, Et Al., 2011. Renewable Energy Sources and Emerging Technology. Eastern Economy Edition. Pag 318
4. J.M. Smith Et Al., 2004. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. 7th Edition. McGraw-Hill.

Anexo D. Simbología de equipo

Símbolo	Nomenclatura	Equipo
	VA-100	Válvula
	BA-100	Bomba Centrifuga
	CH-100	Evaporador
	CH-100	Intercambiador de Calor
	TA-100	Tanque de Almacenamiento
	TQ-100	Torre de Tratamiento Químico
	TR-100	Tanque de Reacción Química
	TZ-100	Tanque de Mezclado
	FL-100	Filtro Simplex
	DO-100	Dosificador
	TR-100	Tanque con Coraza
	EC-100	Separadora Centrifuga
	FI	Indicador de Flujo
	PI	Indicador de Presión
	TI	Indicador de Temperatura
	LI	Indicador de Nivel
	tI	Indicador de Tiempo
		Salida hacia Proceso Alterno
		Salida hacia Límite de Batería

Anexo E. Códigos y normas aplicables

- ASTM D6751: Éste estándar americano describe las especificaciones de calidad necesarias para biodiésel que será utilizado para mezclas con diésel. Se especifican también a detalle las técnicas que deben de ser utilizadas para la medición de las variables descritas en la misma.
- EN 14214: Éste estándar europeo describe las especificaciones de calidad necesarias para biodiésel que será utilizado para mezclas con diésel. Se especifican también a detalle las técnicas que deben de ser utilizadas para la medición de las variables descritas en la misma.
- NOM-020-STPS-2011. Establecer los requisitos de seguridad para el funcionamiento de los recipientes sujetos a presión, recipientes criogénicos y generadores de vapor o calderas en los centros de trabajo, a fin de prevenir riesgos a los trabajadores y daños en las instalaciones.
- NOM-025-STPS-1991. Establecer los requerimientos de iluminación en las áreas de los centros de trabajo, para que se cuente con la cantidad de iluminación requerida para cada actividad visual, a fin de proveer un ambiente seguro y saludable en la realización de las tareas que desarrollen los trabajadores.
- NOM-026-STPS-2008. Establecer los requerimientos en cuanto a los colores y señales de seguridad e higiene y la identificación de riesgos por fluidos conducidos en tuberías.
- NRF-035-PEMEX-2012. Establecer los requisitos que se deben cumplir en la Fabricación o construcción de Tubería para instalaciones terrestres o costa fuera de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.
- NRF-050-PEMEX-2012. Establecer los requisitos técnicos y documentales que deben cumplir las Bombas centrífugas que se contratan, adquieren o arriendan por Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.
- NRF-139-PEMEX-2012. Establecer los requisitos técnicos y documentales que deben cumplir en la ingeniería de soportes para tuberías en las instalaciones de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.
- NRF-148-PEMEX-2011. Establecer los requisitos técnicos y documentales para la adquisición de los Instrumentos para Medición de Temperatura a utilizarse en

las instalaciones industriales de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.

- NRF-242-PEMEX-2010. Esta norma de referencia establece los requisitos técnicos de diseño, fabricación, materiales, instalación, inspección y pruebas, almacenamiento y transporte, servicios y documentación de los instrumentos transmisores de temperatura electrónicos tipo inteligentes a utilizarse en las instalaciones industriales de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. Esta norma de referencia no aplica para instalaciones submarinas de aguas profundas.
- NRF-243-PEMEX-2010. Esta Norma de Referencia establece los requisitos técnicos de diseño, fabricación, materiales, instalación, inspección y pruebas, servicios, almacenamiento y transporte y documentación de los instrumentos interruptores de nivel a utilizarse en las instalaciones industriales de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. Esta Norma de Referencia contempla la indicación y detección de la posición de nivel en un recipiente mediante los instrumentos interruptores de nivel de contacto tipo flotador, desplazador, paleta rotatoria, vibracional, conductividad, magnético (magneto en flotador), capacitancia y/o admitancia, dispersión térmica y ultrasónico (de contacto), y los interruptores de nivel tipo ultrasónico (de no contacto). Esta Norma de Referencia no aplica para interruptores de nivel tipo radiación nuclear.
- NOM-001-STPS-2008. Establecer las condiciones de seguridad de los edificios, locales, instalaciones y áreas en los centros de trabajo para su adecuado funcionamiento y conservación, con la finalidad de prevenir riesgos a los trabajadores.
- NOM-022-STPS-2008. Establecer las condiciones de seguridad en los centros de trabajo para prevenir los riesgos por electricidad estática.
- NOM-001-SEDE-2012. El objetivo de esta NOM es establecer las especificaciones y lineamientos de carácter técnico que deben satisfacer las instalaciones destinadas a la utilización de la energía eléctrica, a fin de que ofrezcan condiciones adecuadas de seguridad para las personas y sus propiedades, en lo referente a la protección contra:
 - Las descargas eléctricas,
 - Los efectos térmicos,

- Las sobrecorrientes,
- Las corrientes de falla y
- Las sobretensiones.

El cumplimiento de las disposiciones indicadas en esta NOM promueve el uso de la energía eléctrica en forma segura; asimismo esta NOM no intenta ser una guía de diseño, ni un manual de instrucciones para personas no calificadas.

- NFPA 72. Inspeccionar adecuadamente, y por otra parte, evaluar la efectividad e implementación de la selección, equipos, especificaciones, diseño, instalación, pruebas, mantenimiento y usos de los sistemas de detección y alarma contra incendio.
- NFPA 12. Esta norma está hecha para el uso y guía de las personas encargadas de la compra, diseño, instalación, prueba, inspección, aprobación, listado, operación o mantenimiento de sistemas de extinción de incendios de dióxido de carbono, con el fin de que estos equipos funcionen de acuerdo a los requisitos durante su vida útil. Ninguna parte de esta norma tiene la intención de restringir nuevas tecnologías o disposiciones alternativas, siempre y cuando no se reduzca el grado de seguridad prescrito por la norma.
- NFPA 13. Analiza las recomendaciones y los requisitos mínimos para los diseños e instalaciones de los sistemas de rociadores automáticos contra incendios, así como de los sistemas de rociadores de protección de la exposición.
- NFPA 25. Conozca los protocolos apropiados de prueba, mantenimiento e inspección de sistemas de espuma, rociadores agua-espuma, redes y bombas contra incendios, tanques de almacenamiento de agua, hidrantes, monitores, sistemas de agua pulverizada y sistemas de rociadores automáticos.
- NFPA 10. Las estipulaciones de esta norma se dirigen a la selección, instalación, inspección, mantenimiento y prueba de equipos de extinción portátiles. Los requisitos dados aquí son los mínimos. Los extintores portátiles son una línea primaria de defensa para combatir incendios de tamaño limitado. Son necesarios aún cuando la propiedad está equipada con regaderas automáticas, red hidráulica y mangueras u otros equipos fijos de protección.
- NOM-001-SEMARNAT-1996. Las estipulaciones de esta norma se dirigen a la selección, instalación, inspección, mantenimiento y prueba de equipos de extinción portátiles. Los requisitos dados aquí son los mínimos. Los extintores portátiles son una línea primaria de defensa para combatir incendios de tamaño limitado. Son necesarios aún cuando la propiedad está equipada con regaderas automáticas, red hidráulica y mangueras u otros equipos fijos de protección.

- NOM-002-SEMARNAT-1996. Esta Norma Oficial Mexicana establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal con el fin de prevenir y controlar la contaminación de las aguas y bienes nacionales, así como proteger la infraestructura de dichos sistemas, y es de observancia obligatoria para los responsables de dichas descargas. Esta norma no se aplica a la descarga de aguas residuales domésticas, pluviales, ni a las generadas por la industria, que sean distintas a las aguas residuales de proceso y conducidas por drenaje separado.
- NOM-043-SEMARNAT-1993. Esta Norma Oficial Mexicana establece los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de partículas sólidas provenientes de fuentes fijas.
- NOM-081-SEMARNAT-1994. Esta Norma Oficial Mexicana establece los límites máximos permisibles de emisión de ruido que genera el funcionamiento de las fuentes fijas y el método de medición por el cual se determina su nivel emitido hacia el ambiente.
- NOM-085-SEMARNAT-1994. Establecer los niveles máximos permisibles de emisión de humo, partículas, monóxido de carbono (CO), bióxido de azufre (SO₂) y óxidos de nitrógeno (NO_x) de los equipos de combustión de calentamiento indirecto que utilizan combustibles convencionales o sus mezclas, con el fin de proteger la calidad del aire.
- NOM-002-CONAGUA-1995. Esta Norma Oficial Mexicana establece las especificaciones y métodos de prueba que debe cumplir la toma domiciliaria para el abastecimiento de agua potable, con el fin de preservar el recurso hidráulico, sin alterar sus propiedades fisicoquímicas.
- NOM-007-CONAGUA-1997. Esta Norma Oficial Mexicana establece los requisitos de seguridad que deben cumplirse en la construcción y operación de tanques de 3,000 m³ de capacidad o mayores, que contengan agua y que se utilicen en los Sistemas de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento.
- NOM-002-STPS-2010. Establecer los requerimientos para la prevención y protección contra incendios en los centros de trabajo.
- NOM-004-STPS-1999. Establecer las condiciones de seguridad y los sistemas de protección y dispositivos para prevenir y proteger a los trabajadores contra

los riesgos de trabajo que genere la operación y mantenimiento de la maquinaria y equipo.

- NOM-005-STPS-1998. Establecer las condiciones de seguridad e higiene para el manejo, transporte y almacenamiento de sustancias químicas peligrosas, para prevenir y proteger la salud de los trabajadores y evitar daños al centro de trabajo
- NOM-010-STPS-1999. Establecer medidas para prevenir daños a la salud de los trabajadores expuestos a las sustancias químicas contaminantes del medio ambiente laboral, y establecer los límites máximos permisibles de exposición en los centros de trabajo donde se manejen, transporten, procesen o almacenen sustancias químicas que por sus propiedades, niveles de concentración y tiempo de exposición, sean capaces de contaminar el medio ambiente laboral y alterar la salud de los trabajadores.
- NOM-017-STPS-2001. Establecer los requisitos mínimos para que el patrón seleccione, adquiera y proporcione a sus trabajadores, el equipo de protección personal correspondiente para protegerlos de los agentes del medio ambiente de trabajo que puedan dañar su integridad física y su salud.
- NOM-018-STPS-2000. Establecer los requisitos mínimos de un sistema para la identificación y comunicación de peligros y riesgos por sustancias químicas peligrosas, que de acuerdo a sus características físicas, químicas, de toxicidad, concentración y tiempo de exposición, puedan afectar la salud de los trabajadores o dañar el centro de trabajo.

Bibliografía

Abularch, E. y Amurrio D. 2010. Obtención de biodiésel a partir de aceite desechado de frituras. **Acta Nova**. 4(4): 514-534.

Alicio, T.V.R., Mendes, E.S., Pereira, N.C., Motta Lima, C. 2002. Membrane ultrafiltration of crude soybean oil. **Desalination**.148(1):99–102.

Álvarez, H., Carvajal, L., Caballo, L. y Sánchez, F. 1989. Estudio experimental de las características de un reactor de cochada (salicilato de metilo). Tesis de Licenciatura de Ingeniería Química. Universidad Nacional. Bogotá, Colombia.

ANIAME, 2006. Mercado Mexicano de Aceites y Grasas. Publicación de la Asociación Nacional de Industriales de Aceites y Mantecas Comestibles. Palenque, Chiapas. México.

ASME. 2009. ASME B31.3 Process Piping Guide. Publicación de la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos. EE.UU.

ASTM, 2014. ASTM D7651 Standard Specification for Biodiésel Fuel Blend Stock (B100) for Middle Distillate Fuels. Publicación de la American Section of the International Association for Testing Materials. EE.UU.

ASTM. 2014. Standard Specification for Biodiesel Fuel Blend Stock (B100) for Middle Distillate Fuels. Publicación de ASTM International. Philadelphia, EE.UU.

Atadashi, I., Aroua, M., Abdul, A. y Sulaiman, N. 2011. Refining technologies for the purification of crude biodiesel. **Applied Energy**. 88:4239-4251

BE, 2012. El Biodiésel. Publicación de BioEnergy, Nordtraube Perú S.A.C. Lima, Perú.

Benjumea, P., Agudelo, J. y Cano G. 2004. Estudio experimental de las variables que afectan la reacción de transesterificación del aceite crudo de palma para la producción de biodiésel. **Scientia et Technica Año X**. 24(1):169-174.

Berrios, M. y Skelton, R.L. 2008. Comparison of purification methods for biodiesel. ***Chemical Engineering Journal***. 144(3):459-465.

Biodiesel Fuel Online. Using Magnesol for Biodiesel.

Bradley, D. 2008. La ASTM International publica nuevas especificaciones para el biodiésel. Publicación por la ASTM International en español. EE.UU.

Branan, C. 1998. Rules of thumb for Chemical Engineers. Gulf Publishing Company. 2ª edición.

Boza, S. y Saucedo, A. 2011. Diálogo de políticas sobre desarrollo institucional e innovación en biocombustibles en América Latina y el Caribe. Publicación de la Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL) y de la Oficina Regional para América Latina y el Caribe de la Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO). Santiago, Chile.

Cao, P., Dube, M.A., Tremblay, A.Y. 2008. High-purity fatty acid methyl ester production from canola, soybean, palm, and yellow grease lipids by means of a membrane reactor. ***Biomass Bioenergy***. 32:1028–36.

CFE, 2014. Especificaciones técnicas. Publicación de la Comisión Federal de Electricidad. México, D.F. México.

Compañía para la Investigación Energética. 2009. Bioenergía. Publicación de la Compañía para la Investigación Energética. Quito, Ecuador.

CONAE, 2007. Dirección de Ahorro de Energía en el Transporte. Publicación de la Comisión Nacional para el Ahorro de Energía. México, D.F. México.

CONAGUA, 2014. Normas Oficiales Mexicanas. Publicación de la Comisión Nacional del Agua. México, D.F. México.

CONAPO, 2011. México en cifras. Publicación del Consejo Nacional de la Población. México, D.F. México.

- Couper, J., Penney, J. y Fair, J. 2009. Chemical Process Equipment: Selection and Design. Pág. 812. Gulf Professional Publishing. EE.UU.
- CVG, 1989. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. McGraw-Hill. México, D.F. México.
- Darnoko, D. y Cheryan, M., 2000. Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor. **J. Am. Oil Soc. Chem.** 77(12):1263–1267.
- DMN, 2014. Catálogo de bombas. Publicación de DMN Machinefabriek Noordwykerhout BV. Noordwijkerhout, Países Bajos.
- Douglas, J.1988. Conceptual Design of chemical process. McGraw-Hill, New York.
- Dube, M.A., Tremblay, A.Y., Liu, J. 2007 Biodiesel production using a membrane reactor. **Bioresour Technol.** 98(1):639–647.
- Dugan, J. 2007. A dry wash approach to biodiesel purification. Obtenido de la red mundial de información el día 10 de diciembre de 2014 de <http://biodieselmagazine.com/articles/1918/a-dry-wash-approach-to-biodiesel-purification/>.
- Dyneshwar, G., Aniruddha, B.P. y Virendra, K.R. 2013. Optimization of biodiesel production in a hydrodynamic cavitation reactor using used frying oil. **Ultrasonics Sonochemistry.** 20: 322-328.
- EC, 2000. Más limpios, pero el doble de caros que la gasolina. Publicación de Eroski Consumer. San Agustín, España.
- EFT, 2009. American and European Biodiésel Quality Standards. Publicación por EuroFuelTech. Salford, Reino Unido.
- EN, 2014. EN 14214 Biofuel specifications. Publicación de la European Committee for Standardization. Unión Europea.
- Enrico, D. 2004. Membrane reactors editorial. **Chem Eng Proc.**43:1101–2.

Escobar, P. I de N. 2009. Ingeniería básica de una planta de producción de biodiésel a partir de aceite de palma. Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. D.F. México.

FILSA, 2014. Filtros para aceite. Publicación de la empresa Filtros y Servicios de México. México, D.F. México.

Filtertechnic. Adsorbent purification of biodiesel. UK.

Freedman, B., Pryde, E.H. y Mounts, T.L. 1984. Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils. **J. Am. Oil Soc. Chem.** 61: 1638–1643.

GEM. 2007. Plan Estatal de Desarrollo Urbano. Publicación del Gobierno del Estado de México. Toluca, México.

Gogate, P.R. y Pandit, A.B. 2000. Engineering Design Methods for Cavitation Reactors II: Hydrodynamic Cavitation. **AIChE Journal.** 46: 1641-1649.

Gole, V., Naveen, K. y Gogate, P. 2012. Hydrodynamic cavitation as an efficient approach for intensification of synthesis of methyl esters from sustainable feedstock. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification.** 71:70-76

Gole, V.L. y Gogate, P.R. 2012. A review on intensification of synthesis of biodiesel from sustainable feed stock using sonochemical reactors. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification.** 53:1-9.

Gole, V.L., Naveen, K.R. y Gogate, P.R., 2013. Hydrodynamic cavitation as an efficient approach for intensification of synthesis of methyl esters from sustainable feedstock. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification.** 71:70-76.

Green Fuels. 2012. Nuestro último proyecto: Planta de reciclaje de aceites. Publicación por Green Fuels. Murcia, España.

Groggins, P. 1958. Unit Processes in Organic Synthesis. Mc Graw Hill Book Co. Nueva York, EE.UU.

Guerrero, R., Marrero, G. A. y Puch L. A. 2013. Economía de los biocombustibles líquidos. *Revista ICE*. 83(2):141-164.

Hernández, A.K. 2009. Planta de refinación y producción de biodiésel a partir de la transesterificación de aceites usados. Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química. Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México. México, D.F., México.

INEGI, 1999. Estadísticas del Medio Ambiente del Distrito Federal y Zona Metropolitana. Publicación del Instituto Nacional de Estadística y Geografía. México, D.F. México.

INEGI, 2002. Estadísticas del Medio Ambiente del Distrito Federal y Zona Metropolitana. Publicación del Instituto Nacional de Estadística y Geografía. México, D.F. México.

INEGI, 2010. Panorama sociodemográfico del Distrito Federal. Publicación del Instituto Nacional de Estadística y Geografía. México, D.F. México.

INEGI, 2012. Banco de Información económica (BIE). Publicación del Instituto Nacional de Estadística y Geografía. México, D.F. México.

INEGI, 2014. Banco de Información económica (BIE). Publicación del Instituto Nacional de Estadística y Geografía. México, D.F. México.

Jaruwat, P., Sangkorn, K., y Mali, H. 2010. Management of biodiesel waste water by the combined processes of chemical recovery and electrochemical treatment. *Energy Convers Manage*. 5(1)1:531–537.

Khan, A. 2002. Research in to biodiesel kinetic and catalysts development. Tesis de Licenciatura de Ingeniería Química. University of Queensland, Brisbane, Queensland, Australia.

Larosa, R. 2001. Proceso para la producción de biodiésel. Publicación de la empresa Zoe Tecno-Campo. Buenos Aires, Argentina.

León, J., Gasparini, R., Rodríguez, M., Huarte, G., Estrada, J. y Filgueiras E. 2009. Manual de biocombustibles. Publicación por la ARPEL. Montevideo, Uruguay.

Lin, L. y Rhee, K.C. 1997. Bench-scale membrane degumming of crude vegetable oil: process optimization. *J Membr Sci.* 134:101–8.

Luque, R., Herrero-Davila, L., Campelo, J. M., Clark, J. H., Hidalgo, J. M., Luna, D., Marinas, J. M. y Romero, A. A., 2008. Biofuels: a technological perspective. *Energy and Environmental Science.* 1(5):513-596.

Ma, F. y Hanna, M.A., 1999. Biodiesel production: a review. *Bioresour Technol.* 70(1):1–15.

Martínez, C. G., Ponce, R. F. y Reyes, L. T. 2007. Diseño del proceso químico a escala de laboratorio para la producción de biodiésel a partir de grasa de pollo. Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería y Arquitectura, Universidad de El Salvador. San Salvador, El Salvador.

Miliarium. 2008. Biodiésel. Publicación del portal Miliarum de referencia para la Ingeniería Civil, Construcción y Medio Ambiente. Madrid, España.

National Biodiesel Board, 2014. Biodiesel: General Properties. Publicación del Departamento de Energía de EE.UU. Washington, EE.UU.

Nelson, K. 2009. ASTM establece las normas para el biodiésel. Publicación por la ASTM International en español. EE.UU.

NFPA, 2014. Norms. Publicación de la National Fire Protection Association. EE.UU.

Nieto, A.M. y Ruz, F.A. 2013. Proyectos de Ingeniería. Notas para curso. Publicación de Universidad Politécnica de Cartagena. Cartagena, España.

Nimcevic, D., Puntigam, R., Wörgetter, M. y Grapes, R. 2000. Preparation of Rapeseed Oil Esters of Lower Aliphatic Alcohols. *JAOCs.* 77(3):1638-1643.

Ozonek, J. y Lenik, K., 2011. Effect of different design features of the reactor on hydrodynamic cavitation process. **Archives of Material Science and Engineering**. 52(2):112-117.

PB, 2005. Energy Balance. Publicación de Piedmont Biofuels: clean renewable fuels. Pittsboro, EE.UU.

PEMEX, 2014. Normas de Referencia Vigentes. Publicación de Petróleos Mexicanos. México, D.F. México.

Peters, M., Timmerhaus, K. y West, R. 2003. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Pág. 988. McGraw-Hill. 5ª Edición. México, D.F. México.

REMBIO, 2006. Áreas temáticas: Biocombustibles Líquidos. Publicación de la Red Mexicana de Bioenergía A.C. Morelia, Michoacán, México.

Retana, I. 2008. Transferencia tecnológica sobre las ventajas y desventajas de la utilización del biodiésel. Publicación del Instituto Nacional de Aprendizaje. San José, Costa Rica.

Ríos, L. y Mustafá, Y. 2008. Guías prácticas para los sistemas de flujo. **Scientia et Technica Año XIV**. 40: 250-255.

Rodríguez, H. H., 2013. Obtención de biodiésel a partir de aceites vegetales usados y catalizadores básicos. Academia Mexicana de Investigación y Docencia en Ingeniería Química (AMIDIQ). ISBN: 978-607-95593-1-1. Mazatlán, Sinaloa, México.

Rodríguez, J.F. 1995. Eliminación de metales alcalinos de polioles mediante intercambio iónico. Tesis de Doctorado. Universidad de Castilla-La Mancha, Ciudad Real, España.

SAGARPA, 2011. Producción de biodiésel. Publicación de la Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación. México, D.F. México.

Sánchez, F. y Rodríguez, G. 1995. Esterificación. En Ingeniería química – 30 años. Pág. 87-93. Departamento de Ingeniería Química, Universidad Nacional de Colombia. Santa Fe de Bogotá, D.C., Colombia.

Sandra, B.G. y Dejan, 2009. Design and optimization of purification procedure for biodiesel washing. **Chem Ind Chem Eng Quart.** 15(3):159-168. EE.UU.

SCNM, 2011. PIB anual nacional por actividad económica base 2003. Publicación del Sistema de Cuentas Nacionales de México de INEGI. México, D.F. México.

SEDE, 2014. Normas Oficiales Mexicanas. Publicación de la Secretaría Energía. México, D.F. México.

SEGOB, 2013. Zonas sísmicas en México. Publicación de la Secretaría de Gobernación. México, D.F. México.

SEMARNAT, 2008. Análisis integrado de las tecnologías, el ciclo de vida y la sustentabilidad de las opciones y escenarios para el aprovechamiento de la bioenergía en México. Publicación de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. México, D.F. México.

SEMARNAT, 2009. Ordenamiento ecológico del Estado de Durango. Publicación de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. Durango, México.

SEMARNAT, 2014. Normas Oficiales Mexicanas. Publicación de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. México, D.F. México.

SENER, 2012. Balance Nacional de energía 2011. Publicación de la Secretaría de Energía en colaboración de la Subsecretaría de Planeación Energética y Desarrollo Tecnológico. México, D.F. México.

Senthilkumar, P., Sivakumar, M. y Pandit, A. B. 2000. 'Experimental Quantification of Chemical Effects of Hydrodynamic Cavitation. *Chemical Engineering Science.* 55(9):1633-1639.

Serrano-Ruiz, J. C. y Luque, R. 2011. Biocombustibles líquidos: procesos y tecnologías. **Anales de Química**. 107(4):383-389.

SHCP, 2012. Registro de ingresos al sector público. Publicación de la Unidad de Planeación Económica de la Secretaría de Hacienda y Crédito Público. México, D.F. México.

SIE, 2014. Estadísticas Energéticas nacionales. Publicación del Sistema de Información Energética de la Secretaría de Energía. México, D.F. México.

SIHI, 2014. Catálogo de bombas. Publicación por el Grupo Sterling SIHI. Barcelona, España.

Silván, C. 2013. Evaluación de la calidad de biodiésel mediante métodos instrumentales y quimiometría. Tesis de Maestría de Ciencias. Instituto de Enseñanza e Investigación en Ciencias Agrícolas. H. Cárdenas, Tabasco, México.

SSN, 2014. Zonificación sísmica de la Ciudad de México. Publicación del Servicio Sismológico Nacional. México, D.F. México.

STPS, 2014. Normas Oficiales Mexicanas. Publicación de la Secretaría del Trabajo y Prevención Social. México, D.F. México.

Suárez, O., Villamil, S. y Conde, A. 1989. Producción de un adhesivo iónico a partir de ácido itacónico. Tesis de Licenciatura de Ingeniería Química. Universidad Nacional. Bogotá, Colombia.

Texta, J. 2013. Administración de proyectos. Notas para curso. Publicación del IMP, México, D.F. México.

Torossi, F. 2006. Reacciones en contexto: la transesterificación en la producción de biodiésel a partir de aceite de fritura usado. **Anales de Química**. 102(3):43-49.

TRS, 2008. Sustainable biofuels: prospects and challenges. Publicación de The Royal Society. Londres, Reino Unido.

Van Gerpen, JH. 2008. Commercial Biodiesel Production, Tesis de Licenciatura de Ingeniería Biológica y de Agricultura University of Idaho, Moscow, ID, USA Oilseed and Biodiesel Workshop Billings, Montana.

Vitthal, G., Naveen, K.R. y Parag, R.G. 2013. Hydrodynamic cavitation as an efficient approach for intensification of synthesis of methyl esters from sustainable feedstock. ***Chemical Engineering and Processing: Process Intensification***. 71: 70-76.

WA. 2014. Diesel price. Información obtenida de la base de datos de la empresa Wolfram Research Company a través de su portal Wolfram Alpha LCC. EE.UU.

Wang, Y., Wang, X., Liu, Y., Ou, S., Tan, Y., Tang, S. 2009. Refining of biodiesel by ceramic membrane separation. ***Fuel Proc Technol***. 90:422-7.

Weast, R., Astle, M. y Beyer, W., 1987. Handbook of Chemistry and Physics. Publicación de la editorial CRC Press. Florida, EE.UU.

Wu, X. y Leung, D.Y.C. 2011. Optimization of biodiesel production from camelina oil using orthogonal experiment. ***Applied Energy***. 88(1):3615-3624.

YW, 2014. Estadística del comportamiento del clima en la delegación Azcapotzalco de la Ciudad de México, México. Publicación de Yahoo! Weather. EE.UU.

Zapata, D., Martínez, I., Arenas, E. y Henao, C. 2007. Producción de biodiésel a partir de aceite crudo de palma: 1. Diseño y simulación de dos procesos continuos. ***Dyna rev.fac.nac.minas***. 74(151):71-82.

Zappi, M., Hernández, R., Sparks, D., Horne, J. y Brough, M. 2003. A Review of the Engineering Aspects of the Biodiesel Industry. Publicación de la Universidad del Estado de Mississippi. Mississippi, EE.UU.

Zhang, Y., Dubé, M.A., McLean, D.D. y Kates, M. 2003' Biodiesel production from waste cooking oil. Process design and technological assessmet. ***Bioresource technology***. 89(1):1-16.