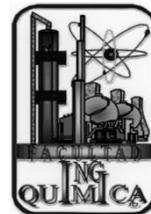




Benemérita Universidad Autónoma de Puebla
Facultad de Ingeniería Química
Colegio de Ingeniería Química



Licenciatura en Ingeniería Química

TESIS

Título de Tesis:

**ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN
DE BIODIESEL DE JATROPHA CURCAS**

Que presenta:

ROCÍO CHANTAL GALLEGOS GARCÍA

Para obtener el grado:

LICENCIADA EN INGENIERÍA QUÍMICA

Director de tesis:

DRA. MAYRA RUIZ REYES

H. Puebla de Z. febrero de 2023



BUAP

"HUP, 50 años de enseñanza y salud"

Oficio No. FIQ/DI/128/2023

Asunto: Asignación de Jurado por Tesis Profesional.

Mtro. Ricardo Valderrama Valdez
Director de Administración Escolar de la BUAP
Presente:

La que suscribe en su carácter de Directora de la Facultad de Ingeniería Química, se permite informar a usted de la ASIGNACIÓN DE JURADO por Tesis Profesional para obtener el título de la LICENCIATURA EN INGENIERÍA QUÍMICA de la alumna:

ROCIO CHANTAL GALLEGOS GARCÍA
Matricula: 201662775

Bajo el tema de Tesis Profesional denominado:

"ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE BIODIESEL DE JATROPHA CURCAS"

JURADO EXAMINADOR ASIGNADO

PRESIDENTE:	Dr. Álvaro Sampieri Croda
SECRETARIO:	Dr. Francisco Manuel Pacheco Aguirre
VOCAL:	Dra. Mayra Ruiz Reyes
FECHA DE EXAMEN:	6 de marzo de 2023
DÍA Y HORA:	Lunes 12:00 horas
MODALIDAD:	EN LINEA

Solicitando sirva citarlos con 5 días de anticipación según lo establece el reglamento de exámenes profesionales.

Sin otro particular, le reitero las seguridades de mi atenta y distinguida consideración.

Atentamente

"Pensar Bien, Para Vivir Mejor"
H. Puebla de Z., a 16 de Febrero de 2023

M.I.C. MA. GPE. TITA VÁZQUEZ ESPINOSA DE LOS MONTEROS
DIRECTORA

C.c.p. Archivo

AGRADECIMIENTOS

Mi mayor agradecimiento es a mi asesoría de tesis, la doctora Mayra Ruiz Reyes, profesora investigadora de la facultad de Ingeniería Química de la BUAP. Porque sin su paciencia y constancia puestos en este trabajo no lo hubiese logrado. Por ayudarme con sus consejos cuando más confundida me sentía. Muchas gracias por sus múltiples palabras de aliento, cuando más las necesite; gracias por corregirme, dedicarme el tiempo que fuera necesario y por compartirme su conocimiento, por ser tan comprensiva y por no quitar el dedo del renglón.

A mis docentes, por transmitirme sus conocimientos y enseñanzas, por ayudarme a crecer no solo académicamente, sino también por enseñarme a ser una mejor persona, sin todo lo aprendido no hubiera sido posible poder realizar este trabajo.

A mi mamá Virginia y a mi mamá Cande, por enseñarme a no rendirme, por su apoyo y amor incondicional, por ser tan comprensivas y estar para mí en todo momento y a mi padre por enseñarme a ser una persona independiente y ha no desistir, aunque el camino no fuera fácil.

A mis hermanos: Cesar, León, Dulce, Osvaldo y J. Carlos porque sin su ejemplo y ayuda no hubiera sido posible estudiar y llegar hasta donde me encuentro, gracias por estar siempre apoyándome y alegrando mi vida. En especial a mi hermano Rodrigo porque cuando nadie más lo hizo, él creyó en mí, a él le dedico el presente trabajo.

A mi amiga Aby por darme su apoyo incondicional desde la primera semana de clases, por ser mi mejor amiga en la vida, gracias por los trabajos, desvelos y tareas compartidas, pero sobre todo gracias por ayudarme cuando más lo necesite.

Gracias a Dios por darme la sabiduría y persistencia para poder realizar este trabajo y por poner en mi camino a todas las personas que lo hicieron posible.

GALLEGOS GARCÍA ROCÍO CHANTAL.

INDICE

1. Capítulo 1 INTRODUCCIÓN	6
1.1. Generalidades.....	7
1.2. Planteamiento del problema.....	7
1.3. Justificación	8
1.4. Objetivos.....	8
Objetivo General.	8
Objetivos específicos.....	8
1. Capítulo ANTESCEDENTES	9
2.1 Biodiesel.....	10
2.1.1. Características	10
2.1.2 Fuentes de materia prima para su obtención.	12
2.1.3 Usos, capacidad de producción y consumo nacional e internacional	14
2.1.4 Ventajas y desventajas.....	17
2.1.5 Normatividad.	18
2.2. Procesos de producción.....	19
2.2.1 Descripción del proceso a nivel industrial.	19
2.3. Exergía	22
2.4. Herramientas para el cálculo de exergía.	26
3. Capítulo METODOLOGÍA	27
3.1. Síntesis del sistema de separación.	28
3.1.1 Caracterización de la mezcla.....	28
3.1.2 Selección de las operaciones unitarias.	30
3.1.3 Elección del método termodinámico.....	34
3.2. Síntesis del proceso de separación.	35
3.2.1. Elección de los equipos.....	35
3.2.2. Análisis de sensibilidad.....	37
3.2.3. Estimación de Costos.....	41
4. Capítulo	45
RESULTADOS Y DISCUSION.	45
4.1. Simulación del proceso de destilación de biodiesel de jatropha curcas.....	46

4.1.1. Diagrama de flujo del proceso de destilación del biodiesel proveniente del aceite de Jatropha Curcas.	46
Figura 4.1.1 Diagrama de proceso para la separación del biodiesel de Jatropha Curcas.....	47
4.2. Análisis de desempeño del proceso.	49
4.2.1. Parámetros del proceso mediante análisis de sensibilidad.....	49
4.3. Viabilidad tecno-economica del proceso	55
5. Capítulo 5	59
Conclusiones	59
6. REFERENCIAS.....	61

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1.1 Propiedades fisicoquímicas del biodiésel de Jatrofa Curcas.	11
Tabla 2.1.2 Propiedades Fisicoquímicas de los esteres metílicos de Ácidos grasos.	11
Tabla 2.1.3 Producción y porcentaje de contenido de aceite de semillas oleaginosas no comestibles (Koh, et al., 2011).	13
Tabla 2.1.4 Propiedades fisicoquímicas del aceite de Jatropha Curcas (J.Achten, et al., 2008).....	13
Tabla 2.1.5 Composición de ácidos grasos del aceite de jatropha curcas (Berchmans & Hirata, 2008).	14
Tabla 2.1.6 Países productores de FAME y su producción en miles de millones de litros. .	16
Tabla 2.1.7 Plantas de producción de biodiésel en México (Fuente: REN21, Renewables 2019, Global Status Report.).	16
Tabla 2.1.8 Ventajas y desventajas del biodiesel de Jatrofa Curcas.....	17
Tabla 2.1.9 Especificaciones del biodiésel de EE. UU. y la UE (Jääskeläinen, 2009)	18
Tabla 2.2.1 Condiciones de transesterificación para la producción de biodiesel a partir del aceite de Jatrofa Curcas.	21
Tabla 3.1.1 Propiedades fisicoquímicas de la mezcla (National Center for Biotechnology Information, s.f.) & (Zhou & Liang, 2006).	28
Tabla 3.1.2 Continuación de la tabla 3.1.1	29
Tabla 3.1.3 Composición de la mezcla de alimentación	29
Tabla 3.1.4 Orden de los componentes de la mezcla de acuerdo con su volatilidad.....	30
Tabla 3.1.5 Tabla comparativa de las Propiedades de la mezcla (National Center for Biotechnology Information, s.f.).	35
Tabla 3.2.1 Composición y condiciones de las corrientes de alimentación.	37
Tabla 3.2.2 Datos utilizados para el cálculo de ecuaciones.....	44
Tabla 3.2.3 Variables utilizadas en la metodología.	¡Error! Marcador no definido.
Tabla 4.1.1 Corrientes de salida del proceso de separación del biodiesel de Jatropha Curcas	48
Tabla 4.1.2 Resultados del caso base.....	48
Tabla 4.3.1 Costos totales columna CDM	55
Tabla 4.3.2 Costos totales columna CDB.....	57

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.2.1 Materias primas involucradas en el proceso de transesterificación	19
Figura 2.2.2 Reacción de transesterificación de los triglicéridos. y las etapas de la transesterificación de los triglicéridos (Dhawane, et al., 2018).....	20
Figura 3.1.1 Diagrama de equilibrio para la mezcla: Metanol/Agua (0.2. 0.5 y 1 atm).	31
Figura 3.1.2 Diagrama de equilibrio para la mezcla: Metanol/Glicerol (0.2. 0.5 y 1 atm). ..	31
Figura 3.1.3 Diagrama de equilibrio para la mezcla: Metanol/ A. Oleico (0.2. 0.5 y 1 atm).	31
Figura 3.1.4 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Linoleico.	32
Figura 3.1.5 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Oleico.	32
Figura 3.1.6 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Esteárico.	33
Figura 3.1.7 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Palmítico.	33
Figura 3.1.8 Árbol de decisión para la elección del modelo termodinámico (Carlson,, 1996)	34
Figura 3.2.1 Diagrama de bloques del proceso de separación de biodiesel de jatropa curcas.	36
Figura 3.2.2 Columna de destilación.	38
Figura 3.2.3 Secuencia de cálculo de la exergía.	40
Figura 3.2.4 Diagrama para el cálculo de costos	44
Figura 4.1.1 Diagrama de proceso para la separación del biodiesel de Jatropha Curcas	47
Figura 4.2.1 Resultados Sensibilidad. Columna CDM.....	50
Figura 4.2.2 Resultados Sensibilidad. Columna CDB.....	50
Figura 4.2.3 Resultados sensibilidad columna CDM, W_min vs RR	51
Figura 4.2.4 Resultados sensibilidad columna CDB, LW vs RR.....	51
Figura 4.2.5 Análisis de exergía caso base, columna CDM.	52
Figura 4.2.6 Análisis de las curvas compuestas T-H, Columna CDM.....	53
Figura 4.2.7 Análisis de Etapas vs RR, Columna CDM.....	53
Figura 4.2.8 Análisis de Etapas vs RR, Columna CDB.....	54
Figura 4.2.9 Resultados sensibilidad columna CDB Exergía perdida y Factor Carnot vs Posición del plato de alimentación.	55
Figura 4.3.1 Análisis Costo vs RR, columna CDM.....	56
Figura 4.3.2 Análisis del costo fijo vs costo de servicios auxiliares, columna CDM.	56
Figura 4.3.3 Analisis costo vs RR, columna CDB	57
Figura 4.3.4 Análisis del costo fijo vs costo de servicios auxiliares, columna CDB.	58

1. Capítulo 1

INTRODUCCIÓN

1.1.Generalidades.

El uso desmedido de combustibles fósiles desarrolla muchos problemas, pero sin duda el más preocupante de todos es el cambio climático, ya que al aumentarse la temperatura de nuestro planeta se generan inundaciones, sequías, entre otros fenómenos que acaban por perjudicar a la población en general. El uso de combustibles hechos a base de biomasa representa una gran ventaja, ya que no altera el equipo de mantenimiento, no es tóxico, reduce los contaminantes de escape, elimina la irritabilidad en piel y ojos, no se necesitan convertidores, no altera el torque, mejora la lubricación, no contiene azufre, es biodegradable, reduce las emisiones de CO₂ y el rendimiento es similar, todas estas características ayudan a disminuir en gran medida los efectos provocados por los combustibles fósiles, sin embargo, aún se tienen muchas especulaciones acerca de qué tan rentable y eficientes son sus procesos de producción.

En el presente trabajo se realizó un estudio técnico-económico acerca del proceso de separación del biocombustible obtenido del aceite de *Jatropha curcas*, se realizó la búsqueda de información como las propiedades del aceite, heurísticas de diseño, así como trabajos experimentales que sirvieron como referencia para desarrollar la simulación de dicho proceso.

El software utilizado en el desarrollo de la simulación fue el Aspen Plus versión 8.8 en el que se introdujeron los datos de composición de la mezcla y las condiciones de operación de los equipos haciendo uso de las heurísticas de diseño y lo reportado por la literatura, también se realizaron diagramas Txy y diagramas ternarios que fueron de ayuda en la elección de las operaciones de separación de la mezcla, por último, se realizaron análisis de sensibilidad para evaluar el desempeño del proceso. Para la elección del modelo termodinámico se empleó el árbol de decisiones proporcionado por el software Aspen, para darle validez se compararon las propiedades fisicoquímicas de la mezcla con las reportadas por la literatura.

La descripción del proceso, así como el diagrama de flujo propuesto para el proceso se encuentran en el capítulo 4 de resultados donde se discute la eficiencia y costos del proceso.

1.2.Planteamiento del problema

El biodiésel es un combustible no tóxico y biodegradable que se puede mezclar con diésel mineral para crear una mezcla de diésel-biodiésel que contiene hasta un 7% de biodiésel que se puede utilizar en motores diésel no modificados. Sin embargo, para poder llevar a cabo esto es importante emplear Biodiésel destilado para evitar la presencia de compuestos que puedan generar incrustaciones en los filtros de los motores o reducir su rendimiento.

Desafortunadamente existen muy pocas plantas capaces de llevar a cabo la destilación del biodiesel, una de ellas se encuentra en reino unido. La planta de Motherwell, en Escocia, es la única planta que utiliza la tecnología de destilación, ampliamente considerada como el único proceso capaz de tomar materias primas variables y de baja calidad y convertirlas en biodiesel para lograr todos los aspectos de la norma EN14214 la cual se encarga de regular el uso de los biocombustibles.

1.3.Justificación

El diseño de procesos de separación para mezclas multicomponentes no convencional requiere de conocer directrices para la selección de variables operativas y de dimensionamiento que permitan el desarrollo de procesos que sean técnica y económicamente viables. Realizar pruebas experimentales a nivel laboratorio son poco representativas de sistemas a gran escala, y los estudios en plantas pilotos son demasiado costosos, por lo que el análisis basado en simulación son una alternativa viable para la caracterización de estos procesos con el fin de evaluar diferentes escenarios que permitan la generación de heurísticas o directrices de diseño.

1.4.Objetivos

Objetivo General.

Realizar el estudio técnico-económico del proceso para la destilación de biodiesel de *Jatropha Curcas*.

Objetivos específicos

1. Realizar la síntesis y la simulación del proceso de destilación de Biodiesel de *Jatropha Curcas*.
2. Evaluar los parámetros del proceso mediante análisis de sensibilidad.
3. Determinar la viabilidad técnico-económica del proceso.

1. Capítulo

ANTECEDENTES

2.1 Biodiesel.

La energía es uno de los recursos más importantes para la humanidad y su desarrollo sostenible, la mayoría de la energía consumida en gran parte del mundo proviene de fuentes fósiles como el petróleo, el carbón y el gas natural (Demirbas, 2005). Sin embargo, las emisiones de gases generadas por la combustión de estas fuentes de energía son una de las principales causas del cambio climático (Rahman, et al., 2014), sumando a esta problemática que las fuentes de combustibles fósiles no son renovables y en un futuro próximo ya no será posible depender de ellas, es por estas razones que en las últimas décadas se ha aumentado la búsqueda de fuentes alternativas que tal vez no puedan sustituir totalmente a los combustibles fósiles pero permitan reducir en gran medida su utilización y así contribuir a la disminución del cambio climático.

El combustible de biodiésel ha despertado recientemente un interés creciente y se ha recomendado encarecidamente como sustituto del diésel de petróleo. El biodiésel se refiere a un aceite vegetal o combustible diésel a base de grasa animal, que consiste en ésteres de alquilo de cadena larga (metilo, etilo propilo) o ésteres de alquilo de ácidos grasos (Patil & Deng, 2009) . Para obtener un biocombustible a partir de aceites vegetales es necesario modificar algunas de sus propiedades fisicoquímicas (por ejemplo, viscosidad, contenido de ácidos grasos libres, agua, entre otras) (Melo, et al., 2015), Al igual que el combustible diésel el biodiesel también tiene que cumplir con ciertos estándares para poder ser utilizado, es necesario llevar a cabo un proceso de separación con el fin de garantizar un uso seguro en los motores de combustión interna.

En la actualidad los biocombustibles líquidos se siguen afianzando como parte de una transición más limpia, los gobiernos cada vez buscan depender en menos medida de los combustibles fósiles y optar por nuevas tecnologías como los autos eléctricos, con un tiempo de masificación considerable, estos constituyen una alternativa ambientalmente más sostenible que los combustibles fósiles, sin grandes cambios técnicos. (Torroba, 2021).

2.1.1. Características

El biodiésel presenta varias ventajas en comparación con el diésel principalmente por sus propiedades, como el punto de inflamación, el contenido aromático y la biodegradabilidad. En la tabla 2.1.1 se presenta una comparativa de las propiedades del biocombustible de *Jatropha curcas* presentado por diversos autores [(Koh, et al., 2011), (De Oliveira, et al., 2009) & (Pandey, et al., 2012)], utilizados para el desarrollo de este trabajo de tesis y la tabla 2.1.2 para las propiedades de los esterres metílicos de ácidos grasos del biocombustible de *jatropha Curcas* (Rao, 2011) & (National Center for Biotechnology Information, n.d.).

La descomposición térmica del biodiesel producido a partir de aceite no comestible de *jatropha* en metanol supercrítico muestra que la descomposición térmica apareció a 350

°C y 15 min. Además, se observó que las cadenas de ácido graso afectadas por la temperatura fueron las de tipo oleico y linoleico. (Salar García, et al., 2016)

Tabla 2.1.1 Propiedades fisicoquímicas del biodiésel de *Jatropha Curcas*.

Propiedad	Unidades	May Ying Koh	Jefferson S.	Rana P. Singh
Densidad a 15 °C	g/cm ³	-	0.8826	-
Gravedad (15 °C)	-	0.86-0.88	-	0.86-0.933
Viscosidad	Cst	2.35-2.47 (mm ² /s)	4.016 (a 40 °C)	37-54.8 (a 30°C)
Poder Calorífico	Mj/Kg	39.65-41.63	41.72	37.83-42.05
Punto de Fluidez	°C	-6 a 2	-5	-3
Punto de inflamación	°C	-	117	210-240
Numero de Cetanos	-	60.74-63.27	-	38-51

Tabla 2.1.2 Propiedades Fisicoquímicas de los esteres metílicos de Ácidos grasos.

Compuesto	Densidad	Viscosidad	T. de Burbuja	P. de fusión	Composición	Solubilidad En Agua
	(gr/cm³)	(cst)	°C	°C		
Ácido Mirístico	0.8622	3.23	326.2	53.9	1.4	Insoluble
Ácido Palmítico	0.853	4.35	351.5	60	15.6	Insoluble
Acido Linoleico	0.85	4.48	365.2	-9	32.1	Insoluble
Ácido Oleico	0.895	-	360	13	40.8	Insoluble
Ácido Esteárico	0.9	9,87 mpas. (70 °C)	370	68	9.7	Insoluble
Ácido Araquídico	0.535 (33°C)	-	328	75	0.4	Insoluble

La recopilación de datos realizada acerca de las propiedades fisicoquímicas del biodiesel de *Jatropha curcas* es de suma importancia ya que nos permitirá hacer una comparativa de las proporcionadas en la literatura con las obtenidas a partir de la simulación

desarrollada en este trabajo de tesis y con ello poder sustentar que los resultados obtenidos son confiables.

Los datos contenidos en la tabla 2.1.2 fueron utilizados para poder llevar a cabo la caracterización de la mezcla en el desarrollo de la simulación. Además, datos como la temperatura de burbuja se utilizaron como uno de los puntos de referencia para poder proponer los cortes en el proceso de separación del biodiesel.

2.1.2 Fuentes de materia prima para su obtención.

Las materias primas para la obtención del biodiésel pueden dividirse en cultivos oleaginosos comestibles y no comestibles, como la soja, la colza, la jatropha, etc.; árboles oleaginosos, incluidos el pistacho chino y el aceite de palma; y otras grasas animales, así como alimentos de aceite residual (Huang, et al., 2012).

Los aceites comestibles como el aceite de soja, el aceite de colza, el aceite de palma, etc., se utilizan para la producción de biodiésel (Sharmaa, et al., 2008). Sin embargo, ya que estos aceites son utilizados también para consumo se dificulta su utilización para la producción de biodiesel, principalmente en países donde existe escases de aceites comestibles. Los aceites como el *Jatropha Curcas* no son aptos para el consumo humano debido a la presencia de algunos componentes tóxicos en los aceites. El aceite de *Jatropha* contiene esteres tóxicos de forbol por lo que se considera un aceite no comestible (Shah & Gupta, 2007). Los aceites como la *jatropha*, las microalgas, el neem, el *Karanja*, etc., están fácilmente disponibles en los países en desarrollo y son muy económicos en comparación con los aceites comestibles (Demirbas, 2009).

El género *Jatropha*, que pertenece a la familia Euphorbiaceae, contiene 175 especies conocidas, el nombre del género "*Jatropha*" se deriva de las palabras griegas *jatr'os* (médico) y *troph'e* (alimento) que envuelve sus usos medicinales. La primera aplicación comercial de esta "planta maravillosa" fue reportada desde Lisboa, donde el aceite de *jatropha*, importado de Cabo Verde, fue utilizado para producir jabón e iluminación de lámparas. Algunos de los tipos que producen aceite son: *Jatropha pohliana*, *Jatrofa gossypiifolia*, *Jatrofa multiida* y *J. curcas* que ha ganado importancia por varias razones (Heller, 1996).

Jatropha Curcas es un árbol resistente a la sequía, que se cultiva en América Central y del Sur, Asia sudoriental, India y África. Es fácil de establecer, crece casi en todas partes, incluso en suelos de grava, arenosos y salinos, produce semillas durante 50 años, además es considerado como uno de los cultivos oleaginosos no tradicionales con mayores perspectivas para la obtención de biodiesel (Behera, et al., 2010),. Como se observa en la tabla 2.1.3 esta semilla contiene un alto porcentaje de aceite en comparación con otras semillas oleaginosas no comestibles, lo que la hace apta para la producción de biocombustible líquido (Tiwari et al., 2007).

Tabla 2.1.3 Rendimiento y porcentaje de contenido de aceite de semillas oleaginosas no comestibles (Koh, et al., 2011).

Especies	fracción de aceite (%)	Rendimiento de semillas ($X10^6T/A$)
Jatropha	50-60	0.2
Mahua	35-40	0.2
Karanja	30-40	0.06
Castor	45-50	0.25
Linseed	35-45	0.15

El aceite de las semillas de jatropha curcas tiene propiedades valiosas como una baja acidez, buena estabilidad, baja viscosidad y mejores propiedades frías, Además, el aceite de jatropha tiene un número de cetano más alto en comparación con el diésel, lo que lo convierte en un buen combustible alternativo sin modificaciones requeridas en el motor (Ying Koh, et al., 2011).

Tabla 2.1.4 Propiedades fisicoquímicas del aceite de Jatropha Curcas (J.Achten, et al., 2008)

Características	Unidades	Rango
Gravedad específica	$gr\ cm^3$	0.860-0.933
Poder calorífico	$MJ\ kg^{-1}$	37.83-42.05
Punto de congelación	$^{\circ}C$	-3
punto de enturbiamiento	$^{\circ}C$	2
Punto de inflamación	$^{\circ}C$	210-240
Numero de cetano	-	38.0-51.0
índice de saponificación	$mg\ g^{-1}$	102.9-209.0
Viscosidad a 30 $^{\circ}C$	cst.	37.0-54.8
Ácidos grasos libres %	$kg\ kg^{-1}\times 100$	0.18-3.40
índice de acidez	$mg\ KOH\ g^{-1}$	0.92

La composición de ácidos grasos de semillas de Jatropha Curcas que se muestra en la tabla 2.1.4 incluye a los ácidos grasos oleico, linoleico, palmítico y esteárico, así como otros que se encuentran en menor cantidad. El ácido graso más prevalente en el aceite crudo de Jatropha Curcas (CJCO) es oleico, debido a que contiene 80.9% de ácidos grasos insaturados, CJCO tiene excelentes propiedades a baja temperatura (I. Riayatsyah, et al., 2022)

Tabla 2.1.5 Composición de ácidos grasos del aceite de *Jatropha curcas* (Berchmans & Hirata, 2008).

Ácido Graso	Formula	Nombre Sistémico	Estructura	WT %
Mirístico	$C_{14}H_{28}O_2$	Ácido tetradecanoico	14:0	0–0.1
Palmítico	$C_{16}H_{32}O_2$	Ácido hexadecanoico	16:0	14.1–15.3
Palmitoleico	$C_{16}H_{30}O_2$	cis-9-Hexadecanoico	16:1	0–1.3
Estearico	$C_{18}H_{36}O_2$	Octadecanoico	18:0	3.7–9.8
Oleico	$C_{18}H_{34}O_2$	cis-9-octadecanoico	18:1	34.3–45.8
Linoleico	$C_{18}H_{32}O_2$	cis-9, cis-12-octadecadienoico	18:2	29.0–44.2
Linolénico	$C_{18}H_{30}O_2$	cis-6, cis-9, cis-12-octadecatrienoico	18:3	0–0.3
Araquídico	$C_{20}H_{40}O_2$	Eicosanoico	20:0	0–0.3
Behénico	$C_{22}H_{44}O_2$	Docosanoico	22:0	0–0.2

Ecológicamente el cultivo de *Jatropha curcas* es una alternativa para reforestar suelos degradados y para controlar la erosión, así como una opción para diversificar los sistemas agrícolas (cultivos intercalados), (Behera, et al., 2010).

Por todo lo anteriormente descrito se puede observar que las semillas de *Jatropha curcas* destacan como una de las principales fuentes de materia prima para la obtención de biodiesel dadas las ventajas que presenta, no solo en su composición química sino también en los beneficios que representa la producción de la planta ya que, como se mencionó anteriormente no necesita condiciones específicas para su cultivo, además de no competir con la industria alimenticia ya que no es apta para consumo humano.

2.1.3 Usos, capacidad de producción y consumo nacional e internacional

El mayor uso dado a los biocombustibles es en el transporte, aunque algunos se pueden usar en generadores para producir electricidad y algunos otros podrían reemplazar eventualmente al propano y aceites de calentamiento (combustible para calefacción). En particular, el biodiésel se utiliza como combustible cuando cuenta con las características fisicoquímicas dentro de las normas establecidas Otra aplicación del biodiésel es usarlo en pequeña porción, en vez de emplear aditivos lubricantes, para mejorar la lubricidad de un combustible diésel (Román, s.f.).

Capacidad de producción de biodiesel.

Proyectos en los que se produce Biodiesel de *Jatropha curcas*:

La transformación de *Jatropha* en Chiapas se realiza en el Instituto de Energías Alternas del Estado (INER, Chiapas), por la empresa Biodiesel Chiapas, propiedad del gobierno del estado, en un proyecto piloto en el estado de Morelos. El INER reporta la producción del biodiesel, donde se ha obtenido, un rendimiento de 500 L de aceite por tonelada de semilla y de los cuales se obtienen 487 L de biodiesel, también informa que por una tonelada de biodiesel se generan 160 L de metanol residual y 210 de glicerina. (Avila-Soler, et al., 2018)

En Chiapas, el desarrollo del programa de biodiésel se denominó Chiapas Bioenergético e incluyó el establecimiento de cultivos, la extracción de aceite y la construcción y operación de plantas de producción de biodiésel. Las materias primas seleccionadas para abastecer estas plantas fueron aceite de *Jatropha Curcas L.* y aceite de palma. La capacidad instalada de producción de biodiesel en Chiapas es de 30,000 L/día, distribuidos en una planta ubicada en Tuxtla Gutiérrez de tecnología sueca, produciendo 2,000 L/día; otro en Puerto Chiapas consta de dos módulos de tecnología colombo-mexicana, que producen 8.000 L/día y un módulo de tecnología inglesa, que produce 20.000 L/día. Las plantas comenzaron a operar en 2009 y cerraron debido a un suministro insuficiente de materias primas (Montero, et al., 2015).

Estos casos de estudios sirven como base a este trabajo de tesis para poder tener referencias acerca de la capacidad de producción en una planta piloto y poder establecer una base de alimentación para el desarrollo de la simulación.

Producción y consumo internacional.

La producción y el consumo de biocombustibles líquidos han tenido un destacado crecimiento en los últimos veinte años. En particular, la producción de biodiésel y bioetanol, en forma conjunta, creció 928 % entre el año 2000 y el 2019 (Torroba, 2020). A continuación, se muestran los datos sobre la producción y consumo de biodiesel en México y el mundo.

El centro de estudios para el desarrollo rural sustentable y la soberanía alimentaria (CEDRSSA). Coloca a Estados Unidos como el principal productor de FAME, con alrededor de 7 mil millones de litros de FAME en 2018. Brasil contribuyó con 5 400 millones de litros a la producción mundial de FAME, por lo que también es un importante actor en el mercado de este tipo de biocombustible. (Centro de Estudios para el Desarrollo Rural Sustentable y la Soberanía Alimentaria., 2020)

Tabla 2.1.6 Países productores de FAME y su producción en miles de millones de litros.

País	FAME (MM de L)
Estados Unidos	6.9
Brasil	5.4
Indonesia	4
Alemania	3.5
Argentina	2.8
Francia	2.2
España	2
Tailandia	1.6
Italia	9
China	1
Polonia	1
países bajos	0.7

México no figura a nivel internacional en cuanto a producción de biodiesel se refiere, pero esto no quiere decir que no se esté implementando proyectos con el fin de impulsar la producción de biodiesel.

En el año 2015 el periódico Milenio realizó un reportaje acerca de la producción de biodiesel en México y destacó que se cuenta con seis plantas industriales de producción de biodiesel ubicadas en los estados de Chiapas, Michoacán y Nuevo León, que fueron diseñadas para procesar aceite de palma, *Jatropha Curcas* L., aceite de ricino y sebo animal como se muestra en la tabla 2.1.7, esto con el fin de convertirlo en la primera o segunda generación de biodiesel (Montero, et al., 2015).

Tabla 2.1.7 Plantas de producción de biodiesel en México (*Fuente: REN21, Renewables 2019, Global Status Report*).

Ubicación	Capacidad (L/día)	Materia	Inicio de la operación
Cadereyta, Nuevo León	50,000	Sebo de ternera WVO	2004
Morelia, Michoacán	No se informa	OMV	2006
Lázaro Cárdenas, Michoacán	24,600	<i>Jatropha Curcas</i>	2007
Tuxtla Gutiérrez, Chiapas	2,000	<i>Jatropha Curcas</i> , Aceite de palma africana WVO	2009
Puerto Chiapas	8,000	<i>Jatropha Curcas</i> , Aceite de palma africana WVO	2009
Puerto Chiapas	20,000	<i>Jatropha Curcas</i> , Aceite de palma africana WVO	2009

En lo referente al consumo nacional, México compró a Estados Unidos 2 240 toneladas de biodiesel en 2019, sin embargo, dichas importaciones han venido cayendo, durante los últimos años, de 20 440 toneladas en 2016 a 2 240 en 2019. (Centro de Estudios para el Desarrollo Rural Sustentable y la Soberanía Alimentaria., 2020)

Aunque en México si existe la producción y el consumo de biodiésel está claro que se necesita impulsar más este recurso para que en un futuro pueda ser tomado como una de las principales fuentes de energía y contribuir con el cuidado del medio ambiente.

2.1.4 Ventajas y desventajas

Aún en la actualidad se tienen ciertas especulaciones acerca de que tan viable es la producción, así como la utilización del biocombustible, es por eso que se considera importante recalcar cuales son las ventajas y desventajas que presenta. (Firoz, 2017) & (Pandey, et al., 2012)

Tabla 2.1.8 Ventajas y desventajas del biodiesel de *Jatropha Curcas*.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
Es una fuente de energía renovable por lo que contribuye a la conservación del medio ambiente	Falta de inversión y apoyo gubernamental para la realización de nuevos proyectos
El biodiesel tiene una mayor eficiencia de combustión, un mayor índice de cetano, una mayor biodegradabilidad y menos emisiones de monóxido de carbono.	Mayor consumo de energía, ya que además del consumo para su producción en planta también se consume energía en la siembra, fertilización y cosecha de las semillas.
La semilla utilizada para la producción del aceite de <i>Jatropha Curcas</i> se considera no apta para el consumo humano, no compite con la situación alimenticia.	El Biodiesel limpia la suciedad del motor, esta suciedad puede ser recogida en el filtro de combustible y se produce la obstrucción. Por lo tanto, los filtros deben cambiarse regularmente.
El biodiésel es más seguro de manejar porque es menos tóxico y fácil de almacenar que el petróleo.	Tiene un mayor costo de producción: el biodiésel es de aproximadamente uno y medio veces más caro que el petróleo diésel
Las propiedades del biodiesel y diésel son semejantes por lo que se pueden combinar y no es necesario realizar cambios en el motor.	

2.1.5 Normatividad.

Dentro de las especificaciones existentes para el biodiésel destacan las de la Sociedad Americana para Pruebas y Materiales (ASTM) y las del Comité Europeo de Normalización (CEN). Particularmente, la ASTM D6751 y la UNE EN14214 especifican la calidad del biodiésel puro mientras que la ASTM D7467 y EN 590 especifican las mezclas de biodiésel (Román, s.f.). En la tabla 2.1.9 se encuentran los rangos estándar establecidos para las diversas propiedades del biodiésel. Las propiedades que se indican en estas especificaciones incluyen el poder calorífico, número de cetano, densidad, viscosidad, contenido de agua, glicerina, entre otras.

Las normas de los Estados Unidos y la UE tienen importancia internacional; suelen ser el punto de partida para las especificaciones de biodiésel desarrolladas en otros países (Jääskeläinen, 2009).

Tabla 2.1.9 Especificaciones del biodiésel de EE. UU. y la UE (Jääskeläinen, 2009)

Propiedades	EN 14214 (2012)	ASTM (D6751)	EN 590 (2004)
Punto de inflamación mínimo	101 °C	93 °C	55 °C
Viscosidad cinemática	3.5-5.0 mm^2 / s	1.9-6.0 mm^2 / s	2,0-4.5 mm^2 / s
Densidad	860-900 kg/m^3	870-890 kg/m^3	820-845 kg/m^3
Numero de cetanos	51	47	51
Numero de acidez máximo	0.50 mg KOH / g	0.50 mg KOH / g	-
Agua máx..	500 mg / kg	-	200 mg / kg
Contenido de alcohol	0.20% peso metanol máx.	0.2 % peso metanol máx.	-
Glicerina total máx.	0.25% peso	0.240% peso	-

Al conocer los rangos establecidos para el biodiesel, se puede realizar una comparación con las propiedades del biodiesel obtenido para corroborar que cumpla con los estándares.

2.2. Procesos de producción.

2.2.1 Descripción del proceso a nivel industrial.

Las técnicas de procesamiento que se utilizan principalmente para convertir aceites vegetales, incluido el aceite de jatropha en combustible, son: pirólisis, micro emulsificación y la transesterificación (Parawira, 2010), La más comúnmente utilizada es la transesterificación.

La transesterificación (alcoholisis) es la reacción química que involucra triglicéridos y alcohol en presencia de un catalizador para formar ésteres y glicerol. Un catalizador se utiliza generalmente para mejorar y aumentar la velocidad de reacción y se pueda completar en un tiempo más corto. (Peterson, 1986). El tipo de catalizador utilizado puede ser un álcali, un ácido o una enzima (Demirbas, 2005).

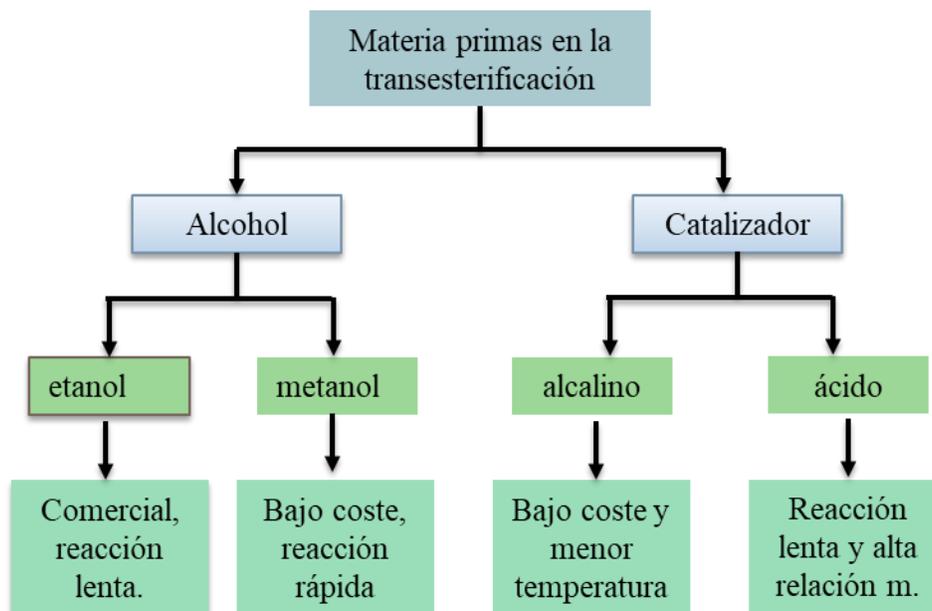


Figura 2.2.1 Materias primas involucradas en el proceso de transesterificación (Fangrui & Milford A. , 1999)

Las etapas de la transesterificación de los triglicéridos se describen en la figura 2.2.2 El proceso consiste en tres reacciones reversibles consecutivas. En primer lugar, el triglicérido reacciona con el alcohol para producir un diglicérido y el éster de ácidos grasos. Luego, el diglicérido formado en la primera reacción reacciona aún más con el alcohol para

formar otra molécula del éster de ácidos grasos y un monoglicérido. Esto luego reacciona con el alcohol para obtener glicerol y el éster de ácidos grasos (Koberg & Gedanken, 2013).

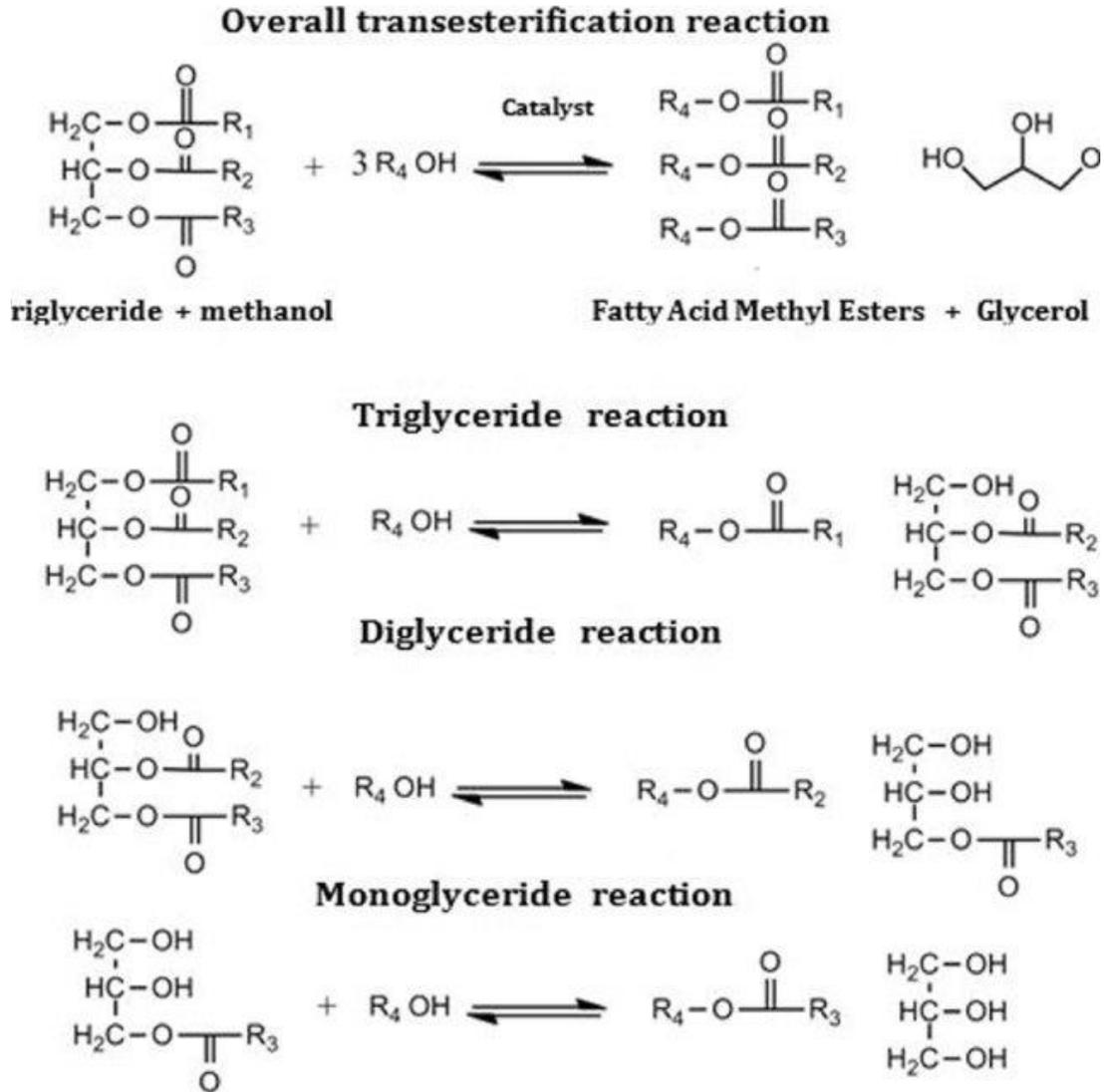


Figura 2.2.2 Reacción de transesterificación de los triglicéridos. y las etapas de la transesterificación de los triglicéridos (Dhawane, et al., 2018).

En la tabla 2.2.1 se ofrece una visión general de la producción de biodiésel a partir de *J. curcas* en diferentes condiciones. El proceso de transesterificación se ve afectado por varios parámetros de proceso que incluyen; presencia de humedad y ácidos grasos libres (FFA), tiempo de reacción, temperatura de reacción, catalizador y relación molar de alcohol y aceite, etc. (Fangrui & Milford A. , 1999).

Tabla 2.2.1 Condiciones de transesterificación para la producción de biodiesel a partir del aceite de *Jatropha Curcas*.

Tipo de Catalizador	Catalizador	Alcohol	Relación molar (alc/aceite)	Temp. de reacción °C	Duración (h)	Rendimiento	Productividad g Bio. / g cat.	Referencia
Alcalino	KOH (1.5 %peso)	Metanol	4.5:1	30	0.5	92	61.33	(Foidl, et al., 1996)
Alcalino	KOH (1.0%peso)	Etanol	8:1	45	5	90	18	(Kywe & Oo, 2009)
Alcalino	NaOH (1 %peso)	Metanol	6:1	65	1	92	92	(Kywe & Oo, 2009)
Alcalino	NaOH (1 %peso)	Metanol	20 % peso	60	1.5	98	65.33	(Chitra, et al., 2005)
Acido	H_2SO_4 (1 %peso)	Metanol	60 % peso	50	1	90	12.5	(Berchmans & Hirata, 2008)

Los productos de la reacción incluyen no solo biodiésel, sino también subproductos, glicerol, exceso de alcohol y trazas de agua. Todos estos subproductos deben excluirse para una mezcla perfecta de biodiésel, pero el orden de eliminación depende del proceso. La densidad del glicerol es mayor que la del biodiésel, y esta diferencia de propiedad es la clave para separar la mayor parte del coproducto de glicerol (Firoz, 2017), que puede separarse por sedimentación (Fangrui & Milford A., 1999)

la recuperación del glicerol también es importante debido a sus numerosas aplicaciones en los productos diarios (As, et al., 2004). El metanol residual suele recuperarse por destilación y reutilizarse (Nayak, et al., 2017). El agua residual también se elimina del biocombustible (Nayak, et al., 2017).

El hidróxido de sodio que fue elegido catalizador es sumamente corrosivo y puede causar quemaduras graves en todo tejido con el cual entra en contacto. Inhalar bajos niveles de hidróxido de sodio puede producir irritación de la nariz, la garganta y las vías respiratorias. (ROTH, 2020). Por esta razón es necesario poder neutralizar el hidróxido de sodio que es eliminado de la mezcla obtenida al producir biodiesel ya que, si este es desechado al medio ambiente, aun cuando esté diluido en agua, podría causar serios daños. Para neutralizar el hidróxido de sodio se puede utilizar un ácido (Atadashi, et al., 2011) como el Ácido Fosfórico.

La ventaja al utilizar esta sustancia es que la reacción de neutralización genera Na_3PO_4 , esta sustancia se puede recuperar en forma de cristales que se pueden remover por filtración, por lo que si existen descargas de agua están no afectaran al medio ambiente.

Una vez se separan los componentes no deseados, el biodiésel producido tiene baja viscosidad como los combustibles fósiles, esto debido a que se ha retirado uno de los componentes con mayor viscosidad (glicerol), además es totalmente miscible con diésel mineral en cualquier proporción, su punto de inflamación se reduce y se mejora el número de cetano.

Conocer el proceso para la obtención del biodiesel es de suma importancia ya que sirvió como base junto con las heurísticas de diseño para realizar propuestas sobre el diseño del proceso, además de respaldar algunos datos utilizados en el desarrollo de la simulación como, por ejemplo: la temperatura de operación y los componentes de la mezcla.

2.3.Exergía

La exergía es una propiedad que define el trabajo útil máximo que podría obtenerse de un sistema o flujo con un estado de referencia. El análisis de exergía es una herramienta muy útil que es utilizada en el diseño, la simulación y la evaluación del rendimiento de los sistemas energéticos de un proceso, un análisis de exergía permite calcular el valor de exergía de cada flujo para conocer la unidad de pérdida de exergía más grande en un sistema y por

lo tanto ver que tan eficiente resulta un proceso y si es posible indicar las posibilidades de mejoras termodinámicas (Sorin, et al., 1998), (Hepbasli, 2008) & (Mata-Torres, et al., 2019).

Dado que la exergía es una propiedad de gran utilidad dentro de cualquier proceso, es de igual importancia conocer la metodología para llevar a cabo su cálculo por lo que a continuación se presentan las ecuaciones utilizadas en de cálculo de la exergía (Seider, et al., 2009)

La primera y segunda leyes de la termodinámica se utilizan para derivar ecuaciones útiles para calcular el trabajo perdido de cualquier proceso. Se puede escribir un balance general de energía (primera ley de la termodinámica) para un sistema limitado por un volumen de control. Los flujos en ciertos estados fijos fluyen a velocidades fijas dentro o fuera del volumen de control, calor y trabajo se transfieren a velocidades fijas a través de los límites del volumen de control, la materia dentro del volumen de control experimenta cambios en cantidad y estado, y los límites del volumen de control se expanden o contraen. El balance de energía para tal volumen de control durante un período de tiempo, Δt , es:

$$\frac{\Delta(mU)_{sys}}{\Delta t} + \Delta(\dot{m}H)_{corrientes\ de\ agua} = \dot{Q}_0 - \sum_i \dot{Q}_i - \sum_i \dot{W}_i \quad (2.3.1)$$

Donde $\Delta(mU)_{sys}$ es el cambio en la energía interna del sistema, $\Delta(\dot{m}H)_{flowing\ streams}$ es la suma de los flujos de entalpía que salen del sistema menos la suma de los que entran en el sistema, \dot{Q}_0 es positivo para la transferencia de calor desde el entorno infinito a T_0 , al volumen de control, y \dot{Q}_i es positivo para la transferencia de calor al volumen de control de un depósito de calor a una temperatura T_i diferente de T_0 . El término $\sum_i \dot{W}_i$ es positivo para el trabajo realizado por el sistema en el entorno e incluye el trabajo mecánico del eje, el trabajo eléctrico y el trabajo resultante de la expansión (o contracción) del volumen de control contra el entorno ($P_{surr}\Delta V_{sys}$).

Al escribir un balance de entropía para un sistema considerando el volumen de control y el entorno se obtiene:

$$\frac{\Delta(mS)_{sys}}{\Delta t} + \Delta(\dot{m}S)_{corrientes\ de\ agua} - \frac{\dot{Q}_0}{T_0} - \sum_i \frac{\dot{Q}_i}{T_i} = \Delta\dot{S}_{irr} \quad (2.3.2)$$

Donde $\Delta(mS)_{sys}$ es el cambio de entropía del sistema, $\Delta(\dot{m}S)_{flowing\ streams}$ es la suma de los flujos de entropía que salen del sistema menos la suma de los que entran en el sistema, $-\frac{\dot{Q}_0}{T_0}$ es la tasa de disminución de la entropía del entorno infinito cuando el calor se transfiere desde el entorno infinito en T_0 al sistema en el volumen de control, y $-\sum_i \frac{\dot{Q}_i}{T_i}$ es la suma de las tasas de disminución de la entropía en los diversos depósitos de calor a diversas

temperaturas, T_i , que se utilizan para transferir calor al sistema. A diferencia de la energía, la entropía no se conserva. El término $\Delta\dot{S}_{irr}$ es el aumento de la entropía del universo debido al proceso. Es cero solo para un proceso reversible. De lo contrario, es positivo y es una medida de la irreversibilidad del proceso.

Aunque $\Delta\dot{S}_{irr}$ es una cantidad fundamental, tiene un uso práctico limitado debido a la dificultad para interpretar la importancia de su magnitud. Al igual que con otra cantidad termodinámica fundamental, el potencial químico; para $\Delta\dot{S}_{irr}$ es la disponibilidad (exergía), que surge naturalmente, como se mostrará a continuación, cuando se combinen la primera y la segunda ley de la termodinámica.

Para obtener disponibilidad, combine las Ec. (2.3.1) y (2.3.2) eliminando el \dot{Q}_0 . El resultado es

$$\frac{\Delta[m(U - T_0S)]_{sys}}{\Delta t} + \Delta[\dot{m}(H - T_0S)]_{corrientes\ de\ agua} - \sum_i \dot{Q}_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) + \dots$$

$$\sum_i \dot{W}_i + T_0\Delta\dot{S}_{irr} = 0 \quad (2.3.3)$$

En esta ecuación, en el segundo término en el lado izquierdo, vemos que la entalpía y la entropía aparecen juntas para formar un factor combinado que es similar a la energía libre de Gibbs. Sin embargo, la entropía se multiplica por la temperatura de estado muerto, T_0 , en lugar de la temperatura de flujo, T . Además, el primer término en el lado izquierdo se puede reescribir para dar la misma combinación, $H - T_0S$, sustituyendo la Ec. $H = U + PV$, la definición de entalpía, para la energía interna. El resultado es.

$$\frac{\Delta[m(U - T_0S - PV)]_{sys}}{\Delta t} + \Delta[\dot{m}(H - T_0S)]_{corrientes\ de\ agua} - \sum_i \dot{Q}_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) + \dots$$

$$\sum_i \dot{W}_i + T_0\Delta\dot{S}_{irr} = 0 \quad (2.3.4)$$

Ahora definimos una función de disponibilidad, B , para la combinación de entalpía y entropía en la Ec. (2.3.5):

$$B = H - T_0S \quad (2.3.5)$$

La función de disponibilidad puede ser referenciada a cualquier estado y no es una cantidad absoluta.

En la Ec. (2.3.3) que $\Delta\dot{S}_{irr}$ se multiplica por T_0 y que su producto tiene las unidades de flujo de energía. En consecuencia, se le da el nombre de trabajo perdido, $L\dot{W}$, o pérdida de disponibilidad o exergía:

$$L\dot{W} = T_0\Delta\dot{S}_{irr} \quad (2.3.6)$$

La sustitución de las Ec. (2.3.6) y (2.3.6) en la Ec. (2.3.7) da:

$$\frac{\Delta[m(B - PV)]_{sys}}{\Delta t} + \Delta[\dot{m}(B)]_{corrientes\ de\ agua} - \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i + \dots$$

$$\sum_i \dot{W}_i + L\dot{W} = 0 \quad (2.3.7)$$

Alternativamente, la Ec. (2.3.7) puede ser reorganizada a la siguiente forma:

$$\sum_i \dot{W}_i + L\dot{W} = -\frac{\Delta[m(B - PV)]_{sis}}{\Delta t} - \Delta[\dot{m}(B)]_{corrientes\ de\ agua} + \dots$$

$$\sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i \quad (2.3.8)$$

Para un proceso reversible, $\Delta\dot{S}_{irr}$ y, por lo tanto, $T_0\Delta\dot{S}_{irr}$ y $L\dot{W}$, son cero. Para un proceso irreversible, $\Delta\dot{S}_{irr}$ y $L\dot{W}$, son positivos. El trabajo perdido representa el flujo de energía (energía) perdido debido a irreversibilidades en el proceso. El trabajo perdido es mucho más fácil de relacionar que $\Delta\dot{S}_{irr}$.

Cuando el trabajo perdido es cero, el proceso es reversible y el balance de viabilidad puede utilizarse para determinar los requisitos de energía máximos o mínimos que provocan un cambio en la disponibilidad.

Independientemente de si una disponibilidad neta de calor o trabajo se transfiere hacia o desde un proceso, el balance de energía debe satisfacerse. Por lo tanto, los balances de energía y disponibilidad se utilizan juntos para determinar los requisitos de energía y las irreversibilidades que conducen a la pérdida de trabajo. Cuanto más eficiente sea un proceso, menor será el trabajo perdido.

Eficiencia termodinámica.

La eficiencia termodinámica de una operación o de todo un proceso depende de su objetivo principal y del trabajo perdido en lograr ese objetivo. Los objetivos difieren de una aplicación a otra. En los procesos químicos continuos que involucran reactores, separadores,

intercambiadores de calor y dispositivos de trabajo por eje, el objetivo principal es aumentar o disminuir la función de disponibilidad de los flujos que fluyen a través de los límites del sistema.

Para derivar expresiones generales de eficiencia termodinámica, escribimos la Ec. (2.3.7), el balance combinado de energía y entropía, en la forma:

$$L\dot{W} = - \sum_i \dot{W}_i - \Delta(\dot{m}B)_{\text{flowing streams}} + \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i - \frac{\Delta[m(B - PV)]_{\text{sis}}}{\Delta t} \quad (2.3.9)$$

La eficiencia termodinámica se calcula a partir de una de dos ecuaciones, si el signo es positivo, la eficiencia termodinámica es dado por:

$$\eta_{(+)\text{objetivo}} = \frac{\text{objetivo principal} - L\dot{W}}{\text{objetivo principal}} \quad (2.3.10)$$

Si el valor numérico del objetivo principal seleccionado es negativo, la eficiencia termodinámica viene dada por

$$\eta_{(+)\text{objetivo}} = \frac{\text{objetivo principal}}{\text{objetivo principal} - L\dot{W}} \quad (2.3.11)$$

2.4. Herramientas para el cálculo de exergía.

El desarrollo del análisis basado en el cálculo de la exergía puede realizarse de forma manual empleando las ecuaciones de balance de exergía aplicándolas a un proceso específico por ejemplo Sorin y Brodyansky propusieron por primera vez un nuevo método para el análisis de exergía de procesos de múltiples pasos conocido como análisis de distribución de carga de exergía (Sorin, et al., 1998), sin embargo, en la actualidad existen herramientas que pueden facilitar llevar a cabo este análisis. Aspen plus es un simulador que ya tiene precargadas las ecuaciones de estado que permiten calcular las propiedades termodinámicas necesarias para el cálculo de la exergía, también incluye las restricciones del proceso en específico por lo que además de facilitar su cálculo también nos permite tener resultados más exactos.

3. Capítulo METODOLOGÍA

Este capítulo está conformado por 2 partes, el primero “la síntesis del sistema de separación” en el que se realiza la caracterización de la mezcla proveniente del reactor para la obtención de biodiesel, a partir de la literatura revisada, las propiedades encontradas también serán de ayuda para la validación de la elección del modelo termodinámico. En la segunda parte se realiza la síntesis del proceso de separación para la obtención de biodiesel donde se seleccionan los equipos involucrados en el proceso de separación, la simulación del proceso de separación y el análisis de sensibilidad para la determinar su eficiencia.

3.1. Síntesis del sistema de separación.

3.1.1 Caracterización de la mezcla

En este trabajo de tesis se utilizaron como referencia las tablas 3.1.1 y 3.1.2 para definir la mezcla base, la cual contiene los esteres metílicos de ácidos grasos del biodiesel de *jatropha curcas*, metanol, glicerol e hidróxido de sodio como catalizador, la elección de estos componentes se fundamenta en lo que se encontró en la literatura revisada. La composición final de la mezcla alimentada en la simulación esta reportada en la tabla 3.1.3

Para la elección de algunos parámetros como la temperatura de alimentación (60°C) se tomó como referencia la tabla 2.1.9 la cual contiene diferentes condiciones y componentes utilizados para llevar a cabo el proceso de transesterificación del biodiesel.

Tabla 3.1.1 Propiedades fisicoquímicas de la mezcla (National Center for Biotechnology Information, s.f.) & (Zhou & Liang, 2006).

Compuesto	T. de Burbuja °C	Solubilidad	Polaridad
Metanol	67.4	Poco en agua y aceite	Polar
Glicerol	290	soluble en agua y alcoholes, ligeramente soluble en disolventes orgánicos como éteres y dioxanos, e insoluble en hidrocarburos	Polar
Agua	100	Muy soluble en etanol y acetona.	Polar
Hidróxido de sodio	1388	Soluble en agua, alcoholes y glicerol, insoluble en acetona y éter.	Polar
Aceite De J.C.	-	Insoluble en glicerol y agua	No Polar

Tabla 3.1.2 Continuación de la tabla 3.1.1.

Compuesto	T. de Burbuja °C	Solubilidad	Polaridad
Ácido Mirístico	362.2	prácticamente insoluble en agua; soluble en alcohol, cloroformo, éter.	Medianamente Polar
Ácido Palmítico	351.5	Insoluble en agua, Soluble en etanol, acetona, benceno, muy soluble en cloroformo.	Medianamente Polar
Ácido Esteárico	365.2	Insoluble en agua, Ligeramente soluble en etanol, benceno; soluble en acetona, cloroformo.	Medianamente Polar
Ácido Oleico	360	insoluble en agua; soluble en cloroformo; éter; aceites fijos y volátiles; alcohol; benceno.	Medianamente Polar
Ácido Linoleico	370	insoluble en agua, soluble en éter; soluble en alcohol, muy soluble en acetona, benceno.	Medianamente Polar
Ácido Araquídico	328	Casi insoluble en agua	Medianamente Polar

Tabla 3.1.3 Composición de la mezcla de alimentación.

Componente	Flujo masico (kg/h)
Metanol	1
Agua	0.0305
Hidróxido de sodio	0.1
Glicerol	0.8
Ácido Mirístico	0.0094
Ácido Palmítico	0.1226
Ácido Linoleico	0.2524
Ácido Oleico	0.321
Ácido Esteárico	0.0762
Ácido Araquídico	0.0047

Se observo en la tabla 3.1.2 que las temperaturas de burbuja de los componentes que resultan de la transesterificación tienen rangos de separación variados, por lo que fue necesaria más de una etapa de separación. Para realizar la síntesis del sistema de separación fue necesario realizar un análisis de los diagramas de equilibrio de acuerdo con lo recomendado por Turton et al. (2009), esto permitió seleccionar las operaciones unitarias necesarias.

3.1.2 Selección de las operaciones unitarias.

Como la corriente de alimentación se encuentra en fase líquida, los componentes a separar de la mezcla son: metanol, agua, glicerol e hidróxido de sodio.

Según las heurísticas mencionadas por (Turton, et al., 2009), la destilación suele ser el método más económico para separar líquidos, superior a la extracción, la cristalización por absorción u otros. sin embargo, la mezcla de alimentación contiene componentes que no son miscibles entre sí, por lo que se utilizó la destilación para componentes que sean miscibles entre sí y extracción para aquellos componentes que no lo sean.

Para poder establecer los cortes en el proceso de separación, como primer paso se ordenaron cada uno de los componentes que conforman la mezcla, del más volátil al más pesado, teniendo la siguiente estructura:

Tabla 3.1.4 Orden de los componentes de la mezcla de acuerdo con su volatilidad.

Componente	T. de Burbuja (°C)
Metanol	67.4
Agua	100
Glicerol	290
Ácido Mirístico	326.2
Ácido Araquídico	328
Ácido Palmítico	351.5
Ácido Oleico	360
Acido Linoleico	365.2
Ácido Esteárico	370
Hidróxido De Sodio	1388

Para poder validar esta afirmación se realizaron los análisis de los diagramas de equilibrio que se muestran a continuación.

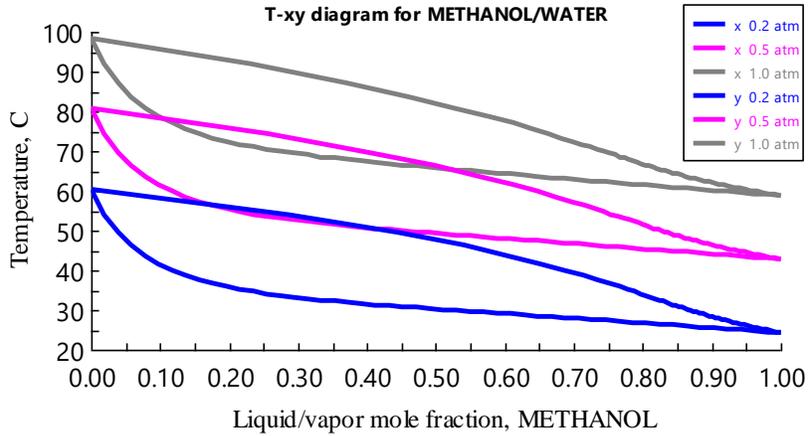


Figura 3.1.1 Diagrama de equilibrio para la mezcla: Metanol/Agua (0.2, 0.5 y 1 atm).

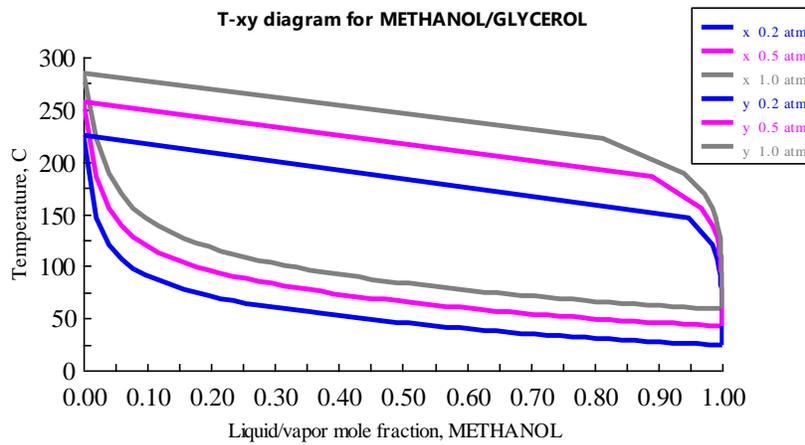


Figura 3.1.2 Diagrama de equilibrio para la mezcla: Metanol/Glicerol (0.2, 0.5 y 1 atm).

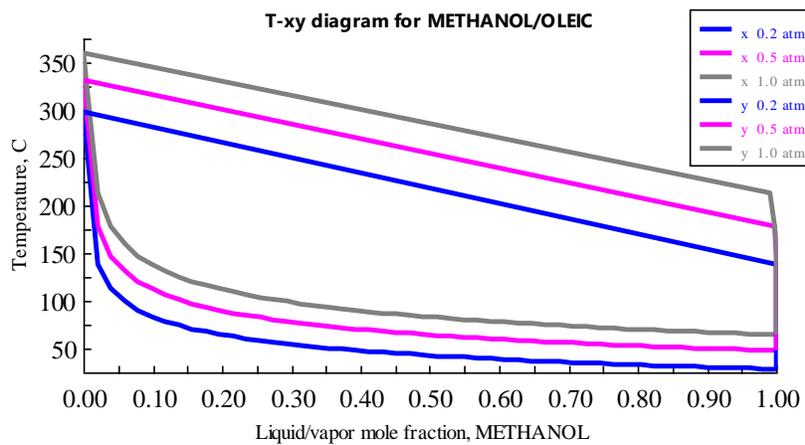


Figura 3.1.3 Diagrama de equilibrio para la mezcla: Metanol/ A. Oleico (0.2, 0.5 y 1 atm).

Ya que por heurística se menciona que lo óptimo es trabajar a una atmósfera se tomó este parámetro como presión de operación inicial para realizar los diagramas Txy, sin embargo, ya que a esa presión la temperatura del reboiler está cerca la temperatura de degradación térmica del biodiesel (350 °C) se bajó la presión. En la figura 3.1.2 se observó que con una presión de 0.2 atm la temperatura del reboiler alcanzada es de 225 °C que está por debajo de la temperatura de degradación térmica dando además un poco de libertad de variación a la temperatura.

En el diagrama de la figura 3.1.1 se eligieron de componentes clave el metanol y el glicerol ya que tiene una considerable diferencia en sus temperaturas de burbuja. En las figuras 3.1.2. y 3.1.3 se puede observar que las aperturas de ojivas y la ausencia de azeótropos facilitan la separación de los componentes por destilación simple. Aplicando las Heurísticas mencionadas por Turton se llevó a cabo en primer lugar la separación del componente más fácil, dejando al último la más difícil. Ya que los componentes ordenados adyacentes en la alimentación varían ampliamente en volatilidad relativa, se separaron los componentes en orden de volatilidad decreciente. (Turton, et al., 2009). Como se observa en la tabla 3.2 el metanol es el componente más volátil por lo que es el primer componente que se separó en la primera columna de destilación.

A partir de la tabla 3.1.1 “propiedades fisicoquímicas de la mezcla” se observó que hay zonas de baja solubilidad las cuales se demuestran con los siguientes diagramas ternarios.

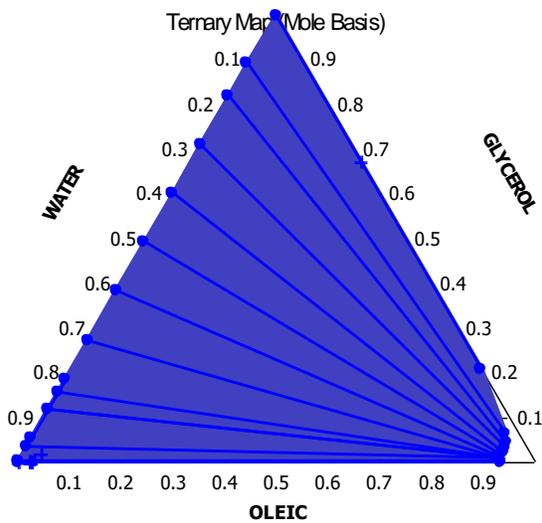


Figura 3.1.5 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Oleico.

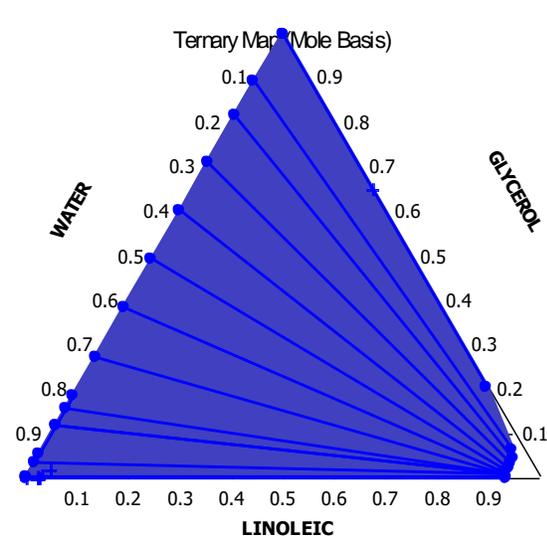


Figura 3.1.4 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Linoleico.

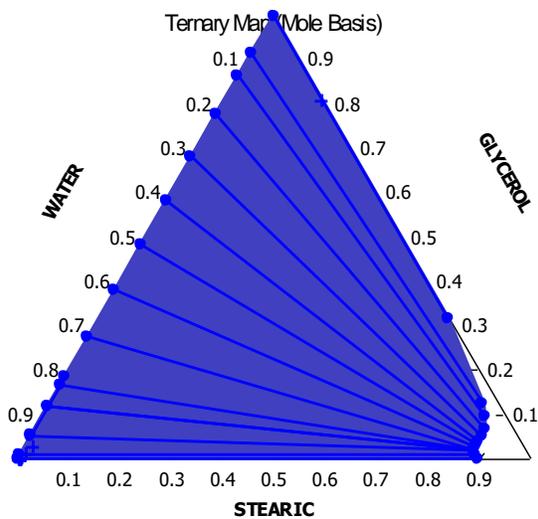


Figura 3.1.7 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Esteárico.

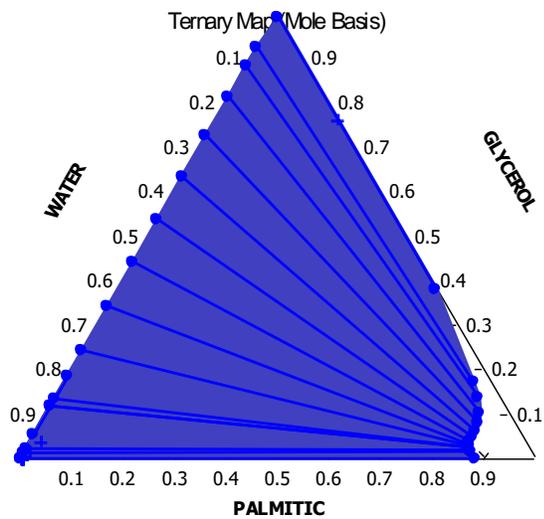


Figura 3.1.6 Diagrama ternario. Agua, Glicerol y Ácido Palmítico.

En los diagramas ternarios presentados en las figuras 3.1.4, 3.1.5, 3.1.6 y 3.1.7 se corroboro la presencia de una zona de baja solubilidad que corresponde a la existencia de líquido-líquido. Cuando hay una mezcla en la que puede formarse equilibrio líquido-líquido la operación recomendada es extracción. Por lo tanto, para separar el refinado (biodiesel, trazas de metanol y agua) del glicerol y el hidróxido de sodio se propuso una etapa de extracción, utilizando como solvente de extracción agua.

Ya que en la corriente del refinado todos los componentes son miscibles entre si se propuso utilizar como operación de separación la destilación. En esta etapa de separación se utilizó en la columna de destilación un condensador parcial ya que las temperaturas de burbuja del metanol y esteres del biodiesel tienen una diferencia significativa entre sí, por lo tanto, el producto es una mezcla líquido vapor.

En la etapa de extracción los componentes solubles en el agua que actúa como solvente son descargados en el extracto de esta etapa. Para llevar el tratamiento del hidróxido de sodio de la corriente de los fondos de la etapa de extracción se propuso llevar a cabo una reacción de neutralización utilizando ácido tetraoxofosfórico líquido a más de 42 °C (Centro Nacional de Información Biotecnológica, 2023), obteniendo como resultado Fosfato trisódico (Na_3PO_4) y agua (121 g/l, 20°C). El producto es una mezcla sólido-líquido, los sólidos son los cristales que se pueden remover por simple filtración, estos cristales pueden ser empleados como subproductos, el fosfato trisódico puede ser utilizado en reveladores fotográficos y detergentes (National Center for Biotechnology Information, s.f.), o utilizarlos como materia prima para la producción de nuevos productos como Na_2HPO_4 y $NaOH$, y los líquidos fueron alimentados a una columna de destilación para que si aún existen reactivos remanentes sean depurados y poder recuperar glicerol.

3.1.3 Elección del método termodinámico.

Los cuatro factores que debe considerar al elegir los métodos de propiedad son:

- la naturaleza de las propiedades de interés;
- la composición de la mezcla;
- el rango de presión y temperatura;
- la disponibilidad de parámetros.

Para poder elegir el modelo termodinámico adecuado se tomó en cuenta el árbol de decisiones proporcionado por el ingeniero E. C. CARLSON, ingeniero de plantilla en Aspen Technology.

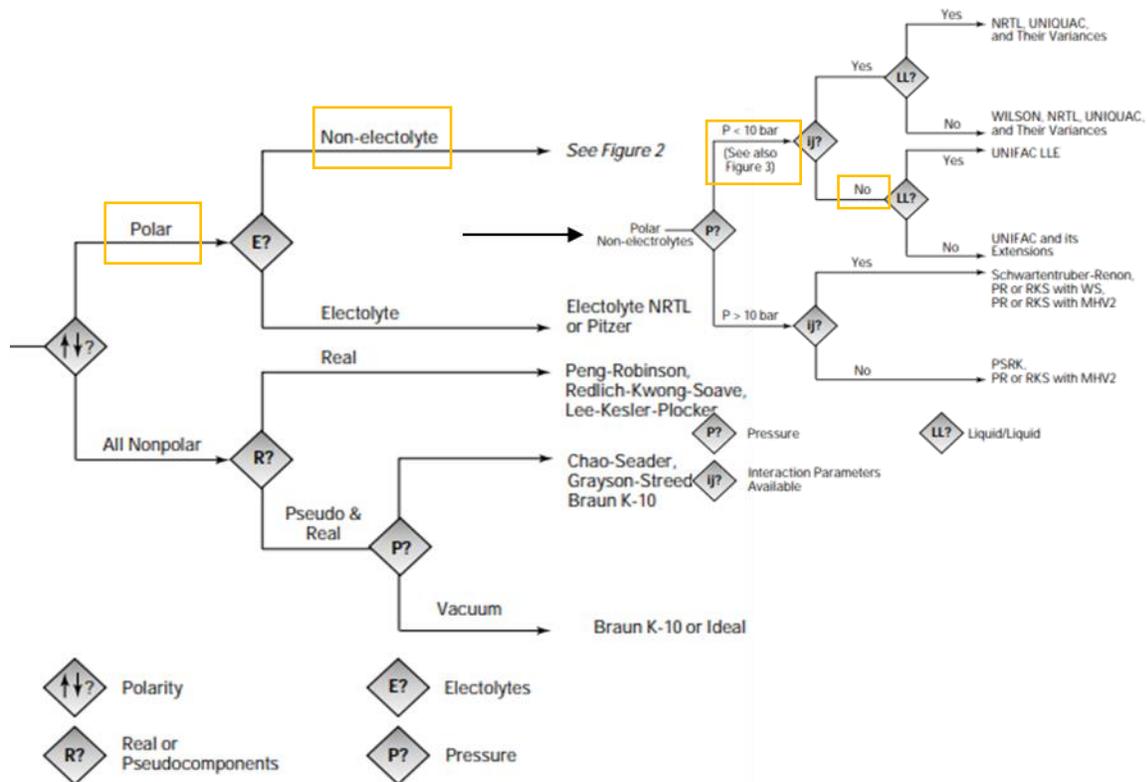


Figura 3.1.8 Árbol de decisión para la elección del modelo termodinámico (Carlson, 1996)

La elección del modelo termodinámico se vio influenciada tomando en consideración a los componentes que predominan en la mezcla que en este caso fue el metanol y el glicerol los cuales son polares, por lo que el modelo termodinámico que se utilizó fue BRWS.

Con el fin de validar que la elección del modelo termodinámico fue la correcta, se llevó a cabo la comparación de propiedades fisicoquímicas obtenidas del simulador con las encontradas en la literatura.

- Densidad
- Temperatura de Burbuja.

En la tabla 3.1.6 se muestran las propiedades de la mezcla obtenidas del simulador aspen plus, así como los reportados por la literatura.

Tabla 3.1.5 Tabla comparativa de las Propiedades de la mezcla (National Center for Biotechnology Information, s.f.).

Datos	Densidad		T. De Burbuja	
Unidades	<i>gr/cm³</i>		°C	
Compuesto	Aspen Plus	Literatura	Aspen Plus	Literatura
Metanol	0.79023	0.79	64.7	64.7
Agua	0.999	1	100	100
Hidróxido de sodio	2.153	2.1	1388	1388
Glicerol	1.18	1.261	287.85	290
Ácido Mirístico	0.9568	0.8622	326.2	326.2
Ácido Palmítico	0.9654	0.85	350	351.5
Ácido Linoleico	1.200	0.904	354.85	365.2
Ácido Oleico	1.201	0.898	359.85	360
Ácido Esteárico	0.981	0.94	374	370
Ácido Araquídico	0.995	0.535 (33°C)	395.38	328

Como puede observarse en la tabla 3.1.5 los datos reportados por el simulador Aspen plus y los encontrados en la literatura son casi iguales salvo algunos casos donde la diferencia es muy poca, aun así, los datos se encuentran dentro del margen de error, por lo que puede confirmarse que la elección del modelo termodinámico fue la indicada.

3.2. Síntesis del proceso de separación.

3.2.1. Elección de los equipos

Una vez que se establecieron las operaciones unitarias involucradas en este proceso de separación se procedió a la elección de los equipos. En el caso de las operaciones de destilación y extracción principales se propuso utilizar una columna de destilación empacada y una columna de extracción respectivamente, como equipos auxiliares se propuso un reactor

estequiométrico donde se lleva a cabo una reacción de neutralización y una torre de destilación adicional. En la figura 3.2.1 se presenta el diagrama de bloques propuesto a partir de los equipos anteriormente mencionados.

La presión del reboiler de la primera columna de destilación se estableció en 0.2 atm con el fin de no alcanzar la temperatura de degradación térmica de los componentes del biodiesel ya que esta presión es muy pequeña, la caída de presión es despreciable. Se tomo en cuenta que entre más pequeña es la presión, mayor es la energía que se consume, pero se decidió trabajar a vacío dadas las propiedades térmicas del biodiesel, en el caso de la columna de extracción ya que los componentes que son deseables separar de la mezcla (hidróxido de sodio y glicerol) son solubles en agua, esta se utiliza como solvente.

Como equipos auxiliares se utilizo una bomba y un intercambiador de calor con el fin de disminuir la temperatura de la corriente de salida de la primera columna antes de ser alimentada a la columna de extracción. También se utilizo un filtro para remover los cristales formados durante la reacción de neutralización.

Por último, en la segunda columna de destilación se utilizó un condensador parcial, este tipo de equipo se utiliza cuando ya se aumentó la presión de operación y aun no se logran alcanzar las temperaturas de ebullición deseadas o en casos donde uno de los componentes que salen de esa corriente es el de interés y sus temperaturas de burbuja son muy diferentes entre sí.

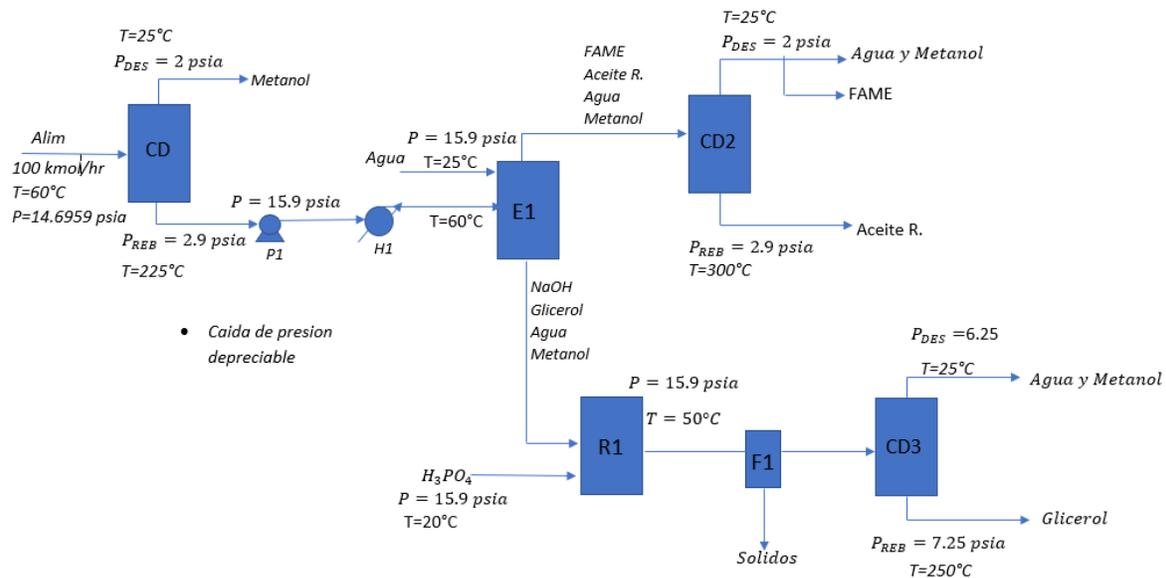


Figura 3.2.1 Diagrama de bloques del proceso de separación de biodiesel de *Jatropha curcas*.

Tabla 3.2.1 Composición y condiciones de las corrientes de alimentación.

Corriente	Equipo de alimentación	Condiciones de la alimentación	Componentes alimentados
ALIM	Columna de destilación CDM.	Presión: 1 atm, Temperatura: 60 °C. Caudal total: 100 kmol/hr.	Metanol, Agua, Hidróxido de sodio, Glicerol, Ácido Mirístico, Ácido Palmítico, Ácido Linoleico, Ácido Oleico, Ácido Esteárico y Ácido Araquídico.
AGUA	Columna de extracción EXTRACC.	Presión: 1.08 atm, Temperatura: 25 °C. Caudal total: 100 kmol/hr.	Agua.
H3PO4	Reactor estequiométrico NEUTR.	Presión: 1.08 atm, Temperatura: 20 °C. Caudal total: 50 kmol/hr.	Ácido tetraoxofosfórico.

3.2.2. Análisis de sensibilidad

La exergía, (a veces llamada A, del inglés availability) es el trabajo mínimo necesario para hacer pasar un sistema de un estado a otro, o, lo que es lo mismo, el trabajo máximo obtenible entre dos estados de un sistema. El nombre de exergía lo introdujo Rant en 1954 como sinónimo de la energía disponible (en inglés, Available energy) ya estudiada por Kelvin, Helmholtz y Gibbs. La exergía puede aprovecharse no sólo para producir trabajo, sino para producir calor, o frío, o en procesos de materiales (Martinez, 1992)

Debido a que la exergía es una propiedad termodinámica que depende de las variables de estado: temperatura y composición, se selecciono como variable a optimizar la relación de reflujo, por que, dado que la relación de reflujo tiene un efecto significativo sobre la demanda energética y así mismo el número de espacios de equilibrios requeridos para la separación de la mezcla, se consideró que esta variable define la eficiencia o el desempeño de la columna.

De acuerdo con la heurística mencionada por Sieder. La relación de reflujo óptima económica está en el rango de 1,2 a 1,5 veces de la relación de reflujo mínima, R_{min} (Seider, et al., 2009). La variación de la relación real dentro de este rango modifica el consumo energético tanto en el condensador como en el reboiler de la siguiente forma: A mayor relación de reflujo, mayor consumo energético, sin embargo, al incrementar la relación de reflujo se reduce el número de espacios físicos requeridos para la separación de los

componentes. Ello implica que el tamaño del equipo es más pequeño y a su vez se podrá incrementar la eficiencia de la columna de separación a partir de los datos de equilibrio que resultan de los diferentes valores de las relaciones de reflujo.

Es por ello por lo que para el análisis de sensibilidad se definió como variable a manipular la relación de reflujo molar dentro de 0.04 a 2 y como variable a monitorear será la eficiencia energética la cual para su determinación se elige la siguiente secuencia de cálculo.

La ecuación 3.1.1 se deriva de la primera ley de la termodinámica para sistemas abiertos, pero ya que esta ley solo establece los posibles cambios energéticos que puede haber en un proceso, pero no identifica si el proceso es reversible o irreversible se introduce la segunda ley de la termodinámica, que permite determinar el trabajo irreversible. La irreversibilidad para un proceso reversible es cero.

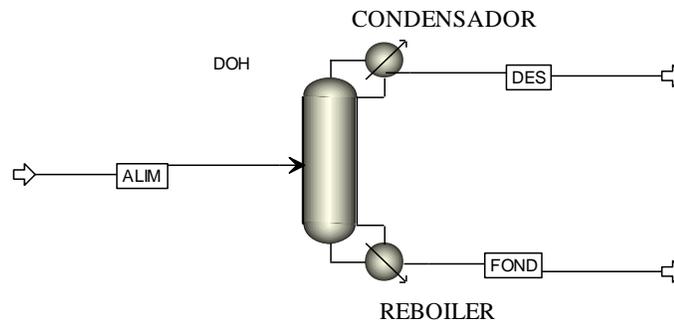


Figura 3.2.2 Columna de destilación.

Cálculo del trabajo irreversible.

$$DS_{IRR} = ND * SD + NB * SB + \left(\frac{QC}{TC}\right) - NF * SF - \left(\frac{QR}{TR}\right) \quad (3.2.1)$$

Donde:

ND es el flujo molar del destilado (mol/s)

SD es la entropía molar del destilado (cal/mol °k)

NB es el flujo molar de los fondos (mol/s)

SB es la entropía en los fondos (cal/mol °k)

QC es el calor del condensador (cal/s)

TC=TCOND-5 (temperatura del servicio auxiliar del condensador (°K))

NF es el flujo molar de la alimentación (mol/s)

SF es la entropía de la alimentación

QR es el calor del reboiler (cal/s)

TR=REB+5 (temperatura del servicio auxiliar del reboiler (°K))

Todas las variables anteriormente mencionadas fueron tomadas directamente del simulador.

A todo proceso irreversible se asocia una cierta cantidad de trabajo perdido, tomando el valor del trabajo irreversible se evaluó el trabajo perdido (LW) que se calcula con la ecuación 3.2.2

$$LW = T0 * DS_{IRR} \quad (3.2.2)$$

T0 es la temperatura ambiente(25°C) a la que se le suman 373.15 para su conversión a °K

La variable b (exergía) se calcula con la entalpia para cada uno de los flujos de entrada y salida, y la entropía multiplicada por la temperatura de los puntos de entrada y salida al proceso de calor, tomados de la simulación.

$$B = H - T0 * S \quad (3.2.3)$$

A partir de B se puede calcular el trabajo mínimo requerido (W_{MIN})

$$W_{MIN} = (N1 * BD1) + (N2 * BD2) + (NB * BB) - (NF * BF) \quad (3.2.4)$$

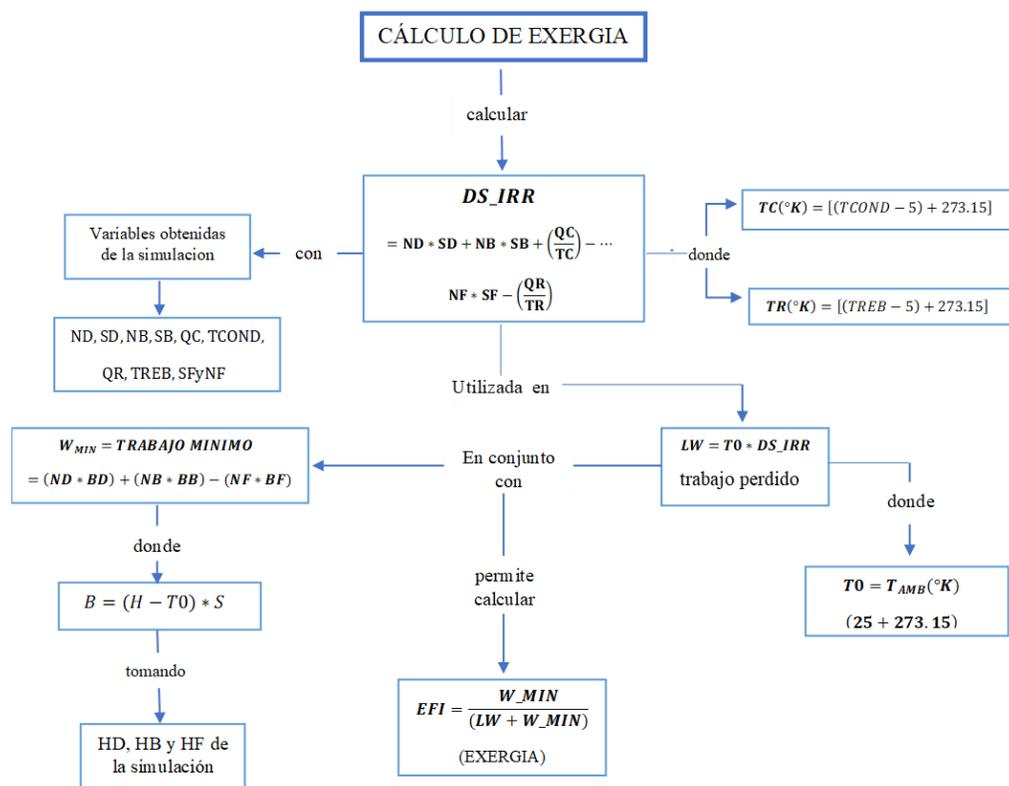
W_{MIN} es el trabajo mínimo que necesita la columna de separación para llevar a cabo la recuperación de los componentes más volátiles en el domo y la retención de los componentes pesados en el reboiler.

Por último, para calcular la Eficiencia del proceso se utiliza la ecuación 3.5, empleando el trabajo mínimo requerido y el trabajo perdido.

$$EFI = \frac{W_{MIN}}{LW + W_{MIN}} \quad (3.2.5)$$

En la figura 3.2.3 se muestra la secuencia de cálculo que se programó en el análisis de sensibilidad empleando un código en lenguaje Fortran.

Figura 3.2.3 Secuencia de cálculo de la exergía.



3.2.3. Estimación de Costos

La estimación de costos se llevó a cabo con dos metodologías, en una de ellas se calculó utilizando la herramienta Economics de Aspen Plus V8.8, la cual toma en cuenta los costos totales del proceso, que incluye:

- Costo del equipo
- Costos de instalación
- Costo de los servicios públicos

Para calcular los costos con la segunda metodología se realizó la programación en fortran utilizando las ecuaciones de Wallas donde solo se tomaron en cuenta: el costo fijo y el costo de los servicios auxiliares.

Utilizando la siguiente metodología.

Costo de la columna

$$C_t = 1.218(f_1 C_b + N f_2 f_3 f_4 C_t) \quad (3.2.6)$$

Donde

C_b es el costo base.

C_t es el costo de platos.

N es el número de platos.

f_1, f_2, f_3, f_4 son factores de corrección de costos.

Para el cálculo del costo base se tiene la ecuación 3.2.7

$$C_b = 1.218 \exp[7.123 + 0.1478(\ln W) + 0.02488(\ln W)^2 + \dots \\ 0.01580 \left(\frac{L}{D}\right) \ln \left(\frac{T_b}{T_D}\right)] \quad (3.2.7)$$

Donde

W es el espesor del material de construcción

L es la altura total

D es el diametro interno de la columna

T_b es la temperatura de operación del reboiler

T_D = Espesor del material de construcción

$$T_D = \frac{PR}{SE - 0.06P} \quad (3.2.8)$$

Donde

P es la presión de diseño.

R es el radio interno de la columna.

S es el factor de deformación.

E es la eficiencia.

P es la presión promedio.

Para calcular el costo de platos o empaque se utilizó la ecuación 3.2.9

$$C_t = 457.7 \exp(0.1739D) \quad (3.2.9)$$

Donde D es el diámetro interno de la columna

Servicios auxiliares

Para el cálculo de los servicios auxiliares se tiene la ecuación 3.2.10

$$C_{S,u} = a(CEPCI) + b(C_{S,f}) \quad (3.2.10)$$

Donde

$C_{S,u}$ es el precio de utilidad

a y b son coeficientes de costo de utilidad

$C_{S,f}$ es el costo base de la fuente de energía

CEPCI es el Índice de costos para actualizar el costo al año de referencia

Como servicio auxiliar se utilizó agua de enfriamiento.

En el caso del condensador.

$$a = 0.0001 + 3.0 \times 10^{-5} q^{-1}$$

$$b = 0.003$$

Donde q es flujo del agua del condensador en m^3/s

Para el cálculo del flujo de agua se utilizó la ecuación

$$m = \frac{q}{Cp\Delta T} \quad (3.2.11)$$

Donde

q es el calor removido en el condensador

m es el flujo del agua de enfriamiento

Cp es la capacidad calorífica del agua

ΔT =temperatura de salida – temperatura de entrada (18 °C)

Para el reboiler

$$a = 7.0 \times 10^{-7} Q_H^{-0.9} (T^{0.5}) \quad (3.2.12)$$

$$b = 6.0 \times 10^{-8} T^{0.5} \quad (3.2.13)$$

Donde

Q_H es el calor necesario para transferir

T es la temperatura del servicio auxiliar

Escalamiento de costos.

Una vez que se tiene el costo total de servicios auxiliares y el costo de la columna se tienen que actualizar multiplicando el costo total por el factor de escalamiento utilizando la siguiente ecuación:

$$C_{actual} = C_{ref} \frac{I_{actual}}{I_{ref}} \quad (3.2.14)$$

Donde I_{ref} es el índice del año de referencia, I_{actual} es el índice del año deseado, C_{actual} es el costo en el año de referencia y C_{ref} es el costo en el año deseado.

En la figura 3.2.4 se muestra la secuencia utilizada para el cálculo de costos (Ulrich & Vasudevan, 2006) (R, et al., 2010) (Chemical Engineering, 2015) y en la tabla 3.2.2 se muestran los datos utilizados en ecuaciones de la metodología (Metal Suppliers , 2022).

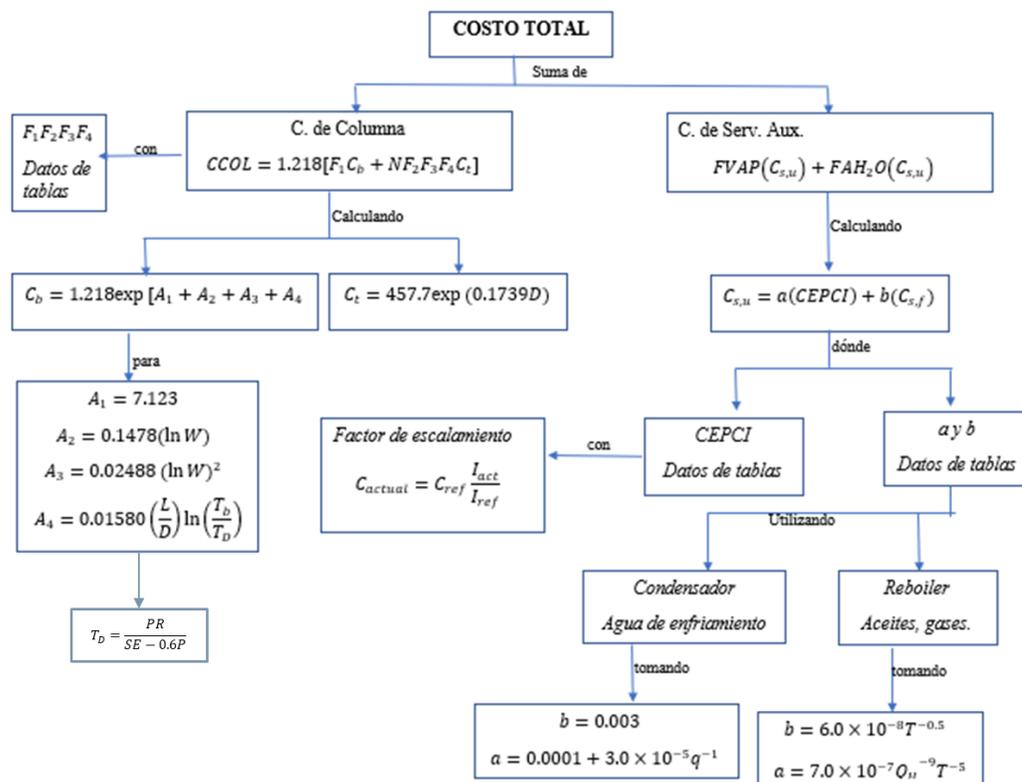


Figura 3.2.4 Diagrama para el cálculo de costos

Tabla 3.2.2 Datos utilizados para el cálculo de ecuaciones

	Variable	Unidades	Valor
Costo total de la columna	Material de construcción. SA240 304	-	-
	Densidad	lb/m ³	0.284
	Módulo de deformación	Psi	75000
	Eficiencia	-	0.85
	F ₁	-	2.1
	F ₂		1.401+0.0724D
	F ₃		0.95
	F ₃		2.25 + (1.414) ^N
Servicios Auxiliares	C _{S,f}	-	12
	CE2003	-	402
	CE2013	-	567.3

4. Capítulo RESULTADOS Y DISCUSION.

4.1. Simulación del proceso de destilación de biodiesel de jatropha curcas.

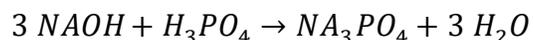
4.1.1. Diagrama de flujo del proceso de destilación del biodiesel proveniente del aceite de Jatropha Curcas.

La figura 4.1.1 representa el diagrama de proceso final obtenido de la simulación base que se realizó en el software Aspen Plus versión 8.8. La corriente de alimentación es una mezcla producto de la transesterificación del aceite de Jatropha Curcas, esta corriente "ALIM" fue alimentada a una columna de destilación empacada (CDM), el objetivo de esta columna fue la separación del metanol para posiblemente ser recirculado a la columna de destilación CDM, la cual trabajó con una relación de reflujo de 0.04, cuenta con 15 etapas; tiene una corriente de alimentación (ALIM) que proviene de un sistema de reacción y 2 corrientes producto: en el domo: MET. y en el fondo: F1

La corriente de los fondos F1 fue bombeada por la (P1) hacia un enfriador (H1) que trabaja a 60°C en donde disminuye la temperatura de la corriente antes de ser alimentada a una columna de extracción liquido-liquido (EXTRACC) donde se utilizó agua como solvente, esto con el fin de separar el glicerol y el hidróxido de sodio de los ácidos grasos de esteres metílicos. La columna de extracción trabajo con 6 etapas a 0.987 atm. Corriente producto en el domo: REF y Corriente producto en el fondo: HSG.

La columna de destilación (CDB) que se alimentó con la corriente del domo (REF) de la columna de extracción, trabajo con una relación de reflujo de 0.1275 y cuento con 20 etapas, en esta columna se utilizó un condensador parcial para la purificación del FAME que es el componente de interés de la mezcla alimentada. En esta columna se obtuvieron tres corrientes producto: en el domo OHH2O y BIOD y en el fondo: ACEITE.

Por último, la corriente de los fondos de la columna de extracción "HSG" fue alimentada a un reactor estequiométrico (RE1) donde se llevó a cabo su neutralización utilizando ácido tetraoxofosfórico. En el reactor fue llevada a cabo una reacción de neutralización:



La corriente de salida paso por un filtro para eliminar los cristales producto de la reacción y dirigir la corriente en fase liquida a una tercera columna de destilación que trabajo con una relación de reflujo de 2 y 6 etapas, esta columna tuvo 2 corrientes de salida: en el destilado H2OOH y los fondos GLICEROL.

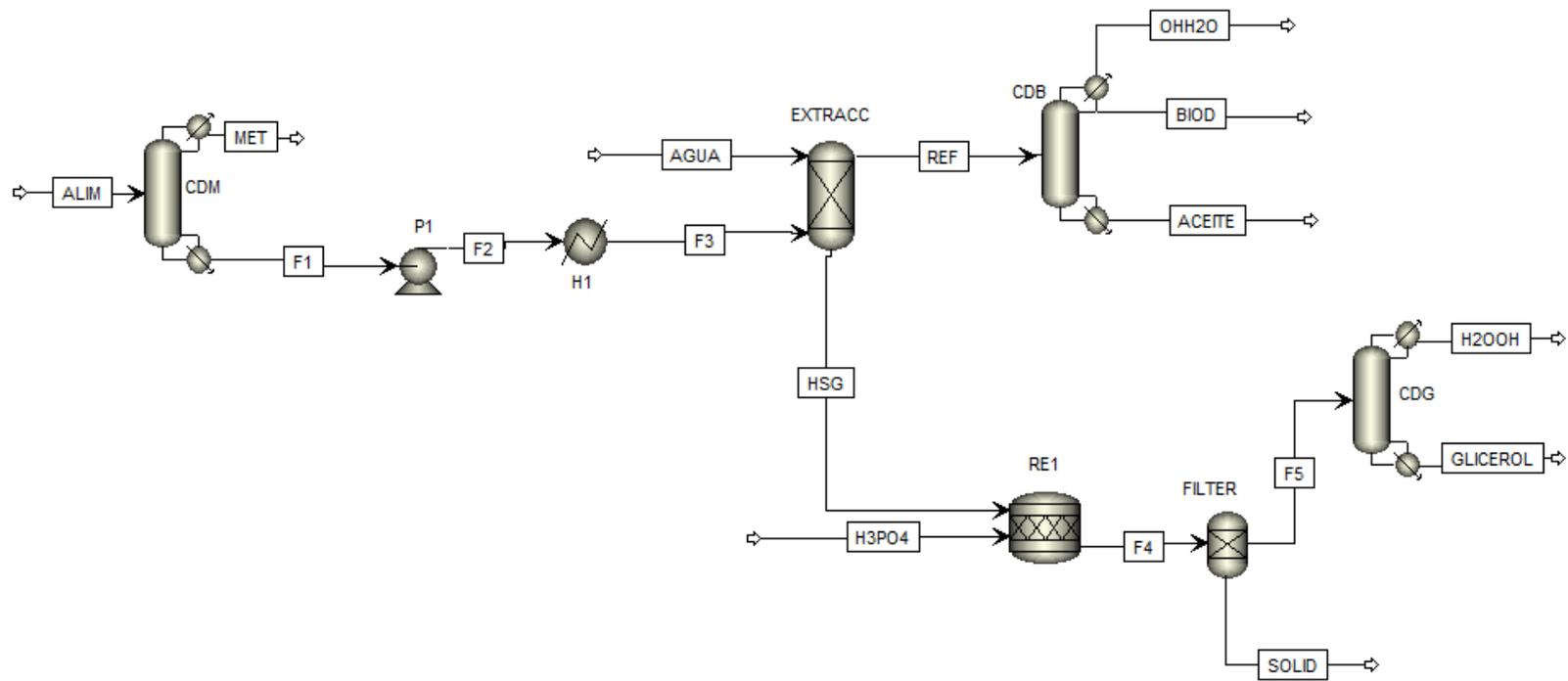


Figura 4.1.1 Diagrama de proceso para la separación del biodiesel de Jatropha Curcas

En la tabla 4.1.1 se presenta la composición final del producto, subproductos y remanentes Obtenidos en el proceso de separación de biodiesel.

Tabla 4.1.1 Corrientes de salida del proceso de separación del biodiesel de Jatropha Curcas

Corriente	MET	OHH2O	BIOD	ACEITE	H2OOH	GLICEROL	SOLID
Columna	CDM	CDB	CDB	CDB	CDG	CDG	FILTER
Fase	Vapor	Vapor	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Componentes	Fracción másica						
Metanol	0.6692	8.80E-15	1.37E-17	1.46E-37	0	0	0
Agua	0.0204	0.9770	0.0007	1.73E-23	0.5873	1.48E-09	0
NaOH	0	0	0	0.0002	0	0	0
Glicerol	0.3057	0.0001	5.02E-05	0.1015	0.4126	1	0
Mirístico	0.0001	0.0012	0.0127	5.90E-10	0	0	0.0023
Palmítico	0.0005	0.0055	0.1730	0.0003	0	0	0.0150
Linoleico	0.0025	0.0080	0.3547	0.0175	0	0	0.0126
Oleico	0.0012	0.0075	0.4149	0.3302	0	0	0.0173
Esteárico	4.04E-05	0.0004	0.0432	0.5029	0	0	0.0044
Araquídico	1.20E-07	2.11E-06	0.0006	0.0470	0	0	0.0001
Na3PO4	0	0	0	0	0	0	0.9480

Tabla 4.1.2 Condiciones de operación de las columnas de destilación

Columna	CDM	CDB	CDG
N de platos	15	20	6
Plato de A.	7	10	3
P Cond.	2 psia	0.1973 psia	0.3947 psia
Caída de P.	2 psia	0.2 psia	0.0986 psia

Tabla 4.1.3 Resultados del caso base

Variable	CDM	CDB	CDG
RR_{mol}	0.04	0.1275	2
LW	-5002	68449	101328
W_{MIN}	63466.422	29042.116	87114.9165
Eficiencia	1	0.297895	0.46228809

Como se observa en la tabla 4.1.3, se registraron mayores eficiencias para la primer y tercer columna de destilación, mientras que para la segunda columna se obtuvo una eficiencia baja, esto debido a que la dificultad en la separación se encuentra en los componentes más pesados de la mezcla lo que hace que los requerimientos de energía sean mayores.

Así mismo se observa que la temperatura del destilado de la primera columna es de 24°C, por lo que la temperatura de referencia es mas alta que la temperatura del punto de enfriamiento de la columna. Para que haya exergía disponible, el sistema independientemente de si enfría o calienta debe tener una temperatura más alta que la temperatura de referencia, lo que aumenta la posibilidad de que se generen exergías negativas y por ende provocar eficiencias negativas, por lo que, en este caso la temperatura de referencia para el calculo de las propiedades termodinámicas se modifico a una temperatura por debajo de la temperatura del destilado.

Una de las problemáticas que se presento durante el desarrollo de la simulación del proceso de separación fue precisamente la generación de exergías negativas, De acuerdo con la metodología propuesta por (Szargut, et al., 1998), menciona que a partir de las temperaturas de referencia propuestas se realiza el cálculo de las exergías y se toma el valor obtenido más grande y se adiciona a las exergías calculadas, estableciendo así una nueva línea base, esto con el fin de obtener exergías positivas de acuerdo con la metodología del balance exergético.

En el diseño de las secuencias de separación se tomó como restricción la temperatura de degradación, por lo que de acuerdo con los análisis de las propiedades fisicoquímicas y diagramas de equilibrio se encontró que las presiones requeridas para las columnas de destilación deben ser bajas.

4.2. Análisis de desempeño del proceso.

4.2.1. Parámetros del proceso mediante análisis de sensibilidad.

Para realizar los análisis de sensibilidad se realizó la secuencia de calculo que se muestra en la tabla 3.2.3, se estableció como variable a manipular la relación de reflujo y como variable objetivo la eficiencia obteniéndose los siguientes resultados.

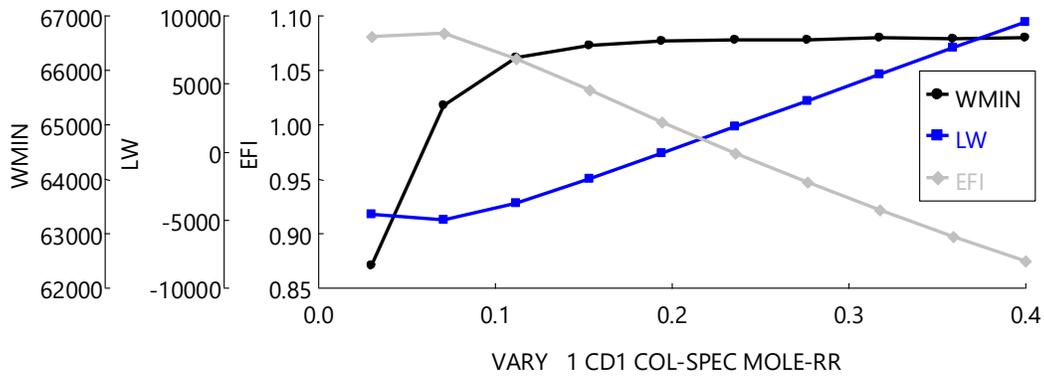


Figura 4.2.1 Resultados Sensibilidad. Columna CDM

En la columna CDM (Figura 4.2.1) se puede observar que al incrementar la relación de reflujo no hay un cambio significativo sobre la cantidad de energía útil (W_{min}) o la cantidad máxima de energía convertida en “trabajo de eje” que se puede producir a partir de la cantidad de calor suministrada al proceso a través del reboiler. Es decir, la cantidad de energía que consume la columna para alcanzar la composición deseada permanece prácticamente constante ante el aumento de RR, por lo que la energía excedente ($Q-W_s$) es removida en el condensador y esa energía removida del condensador es energía perdida por lo que se reduce la eficiencia de la columna. Los valores obtenidos fueron considerando que T_s del sumidero térmico del proceso (condensador) permanece constante.

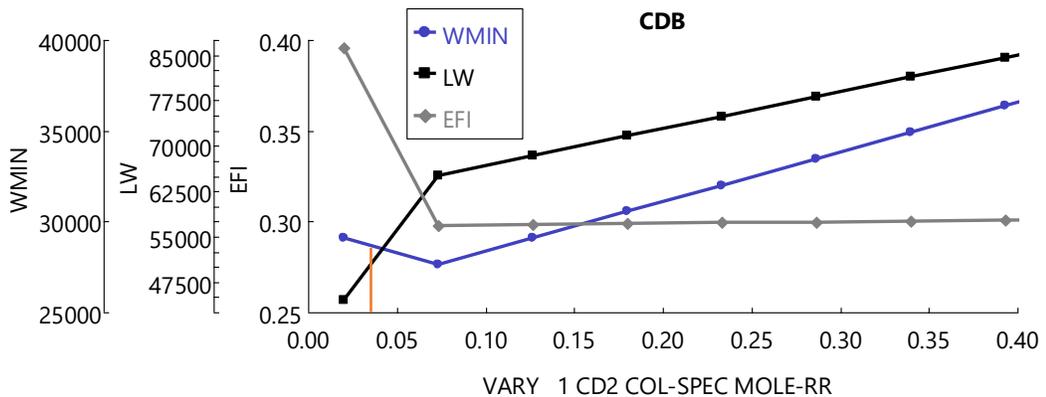


Figura 4.2.2 Resultados Sensibilidad. Columna CDB

En el caso de la columna CDB (Figura 4.2.2) entre más grande es la relación de reflujo mayor es la energía que se consume, por lo tanto, el reboiler evapora más masa, al evaporar mayor cantidad de masa la energía perdida en el evaporador es mayor, esto quiere decir que, si se reduce la relación de reflujo se está reduciendo la masa con la que se calienta o enfría en el condensador y el reboiler respectivamente, lo que hace que el proceso consuma menos

energía. Cuando se aumenta la relación de reflujo también aumenta la energía necesaria para llevar a cabo la separación por lo que la energía perdida también aumenta.

También puede observarse que si el valor de la RR se encuentra por debajo de 0.05, la magnitud de W_{min} es mayor a la de LW por lo que siempre el trabajo útil requerido para el proceso es más alto que la cantidad de energía perdida por la columna por lo tanto la eficiencia siempre será positiva e ira en aumento.

A continuación, se presentan los resultados obtenidos a partir de la variación de la posición del plato de alimentación, así como la relación de reflujo para la columna CDB.

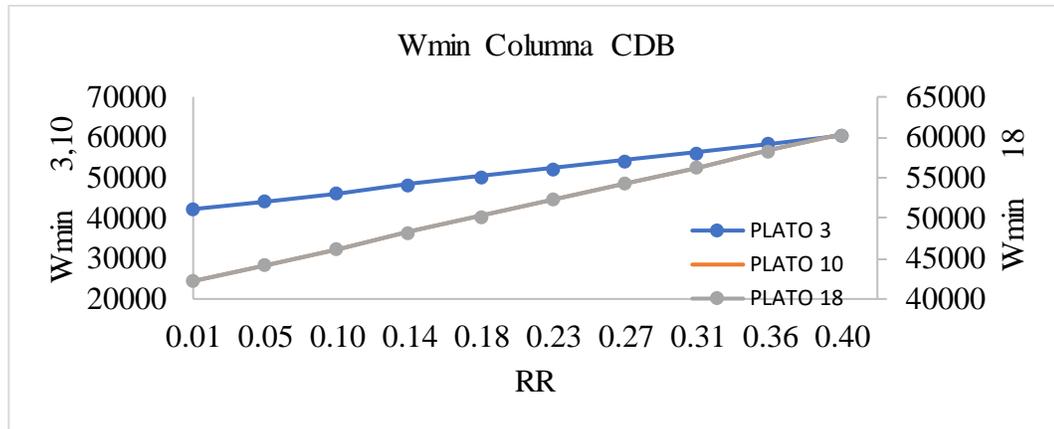


Figura 4.2.3 resultados sensibilidad columna CDM, W_{min} vs RR

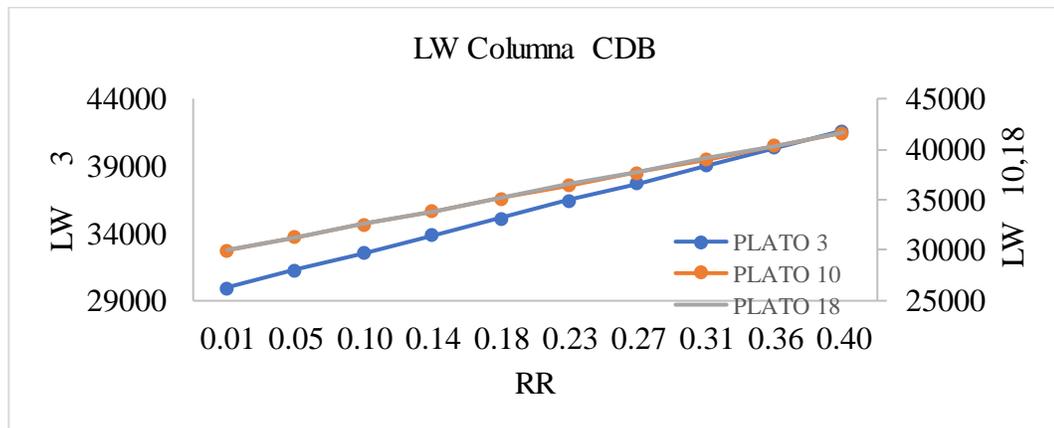


Figura 4.2.4 Resultados sensibilidad columna CDB, LW vs RR

En la columna CDM se muestra un cambio significativo de la eficiencia con respecto a dicho parámetro, el comportamiento del trabajo útil y el trabajo perdido son similares, aunque la magnitud del trabajo útil es mayor que la del trabajo perdido. La eficiencia en la columna CDB no presento un cambio significativo al variar la relación de reflujo, el comportamiento del trabajo útil y el trabajo perdido fue el mismo al variar la posición en el plato de alimentación para dicha columna

Análisis Térmico respecto al caso base

Curvas compuestas T-H

Para el caso base se realizó un análisis de exergía a lo largo de la columna de destilación obteniéndose el siguiente resultado. En la Figura 4.2.5 se observa que la mayor pérdida de exergía (63,680 cal/sec) se da en la etapa 7, esto puede deberse a una mala ubicación del plato de alimentación o configuración inicial de la columna (RR, condición térmica de la alimentación)

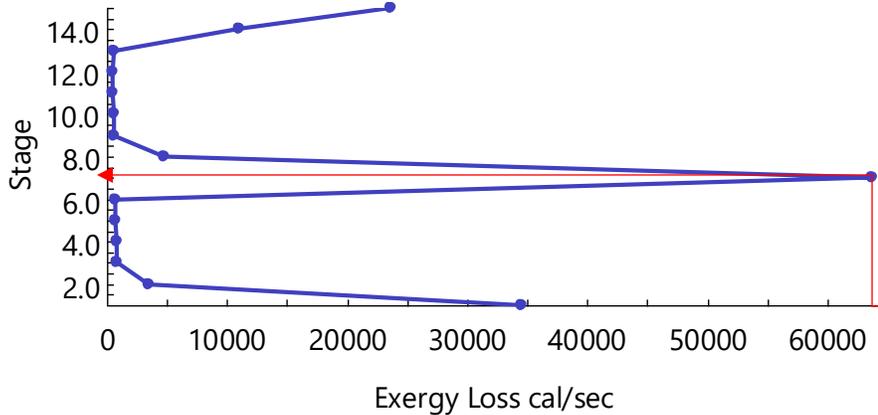


Figura 4.2.5 Análisis de exergía caso base, columna CDM.

Cabe mencionar que estos gráficos se obtienen a partir de la herramienta Thermal Análisis de Aspen Plus, comando que toma en cuenta el balance de energía del material que entra y sale de cada etapa a la condición térmica de cada etapa. Este análisis se complementa con el análisis de las curvas compuestas T-H (Figura 4.2.6), en el que se observa la desviación que se tiene respecto a la condición ideal teórica la cual corresponde a condición termodinámica mínima, se refiere a la operación de columna termodinámicamente reversible, condición que corresponde a la operación a Rmin, con Nmax y con calentadores y enfriadores colocados en cada etapa con cargas de calor apropiadas para que coincidan las líneas de operación y equilibrio.

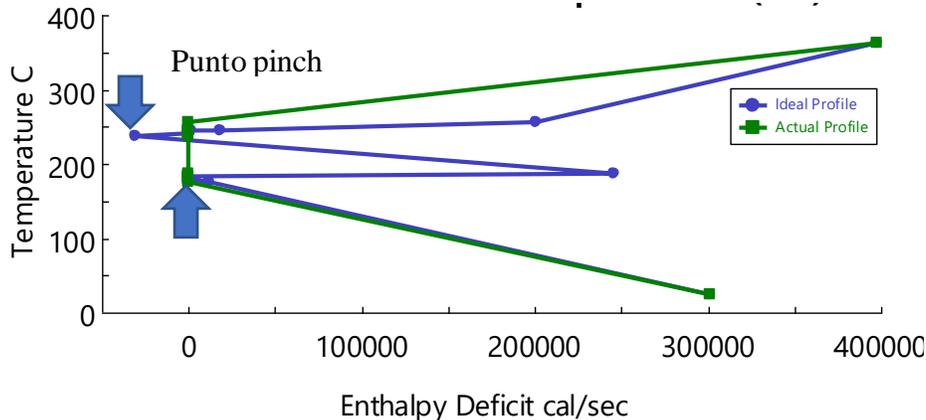


Figura 4.2.6 Análisis de las curvas compuestas T-H, Columna CDM

En esta gráfica el espacio horizontal entre el punto pinch y ordenada, representa el exceso de calor y por lo tanto el margen para la reducción de la relación de reflujo. En la Figura 4.2.7, se observa el resultado de curva compuesta al variar la RR. Al variar la RR se observa que a medida que se reduce la relación de reflujo, la curva compuesta se desplaza hacia la ordenada comportamiento similar a lo observado por Al-Muslim & H.Dincer (2005), por lo tanto, reducirá los requerimientos energéticos del rehervidor y del condensador; sin embargo, para conservar las especificaciones del rendimiento en la separación de los productos, el número de etapas debe aumentar. Es decir, la reducción de RR es favorable ya que se reduce los requerimientos energéticos sin embargo para mantener la composición máxima de recuperación de los productos se deberá de ajustar el tamaño de la columna. Para la mezcla de biodiesel trabajado en esta tesis el efecto de la RR no fue significativo, lo que respalda los resultados presentados en las Figuras 4.2.1 a 4.2.3.

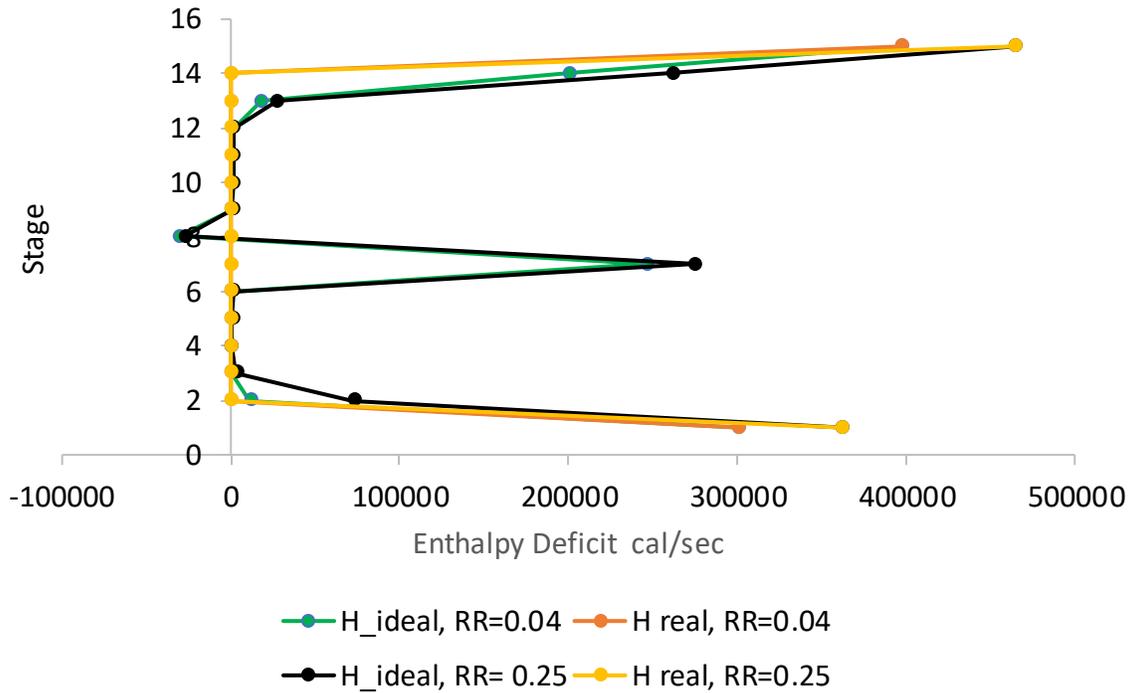


Figura 4.2.7 Análisis de Etapas vs RR, Columna CDM

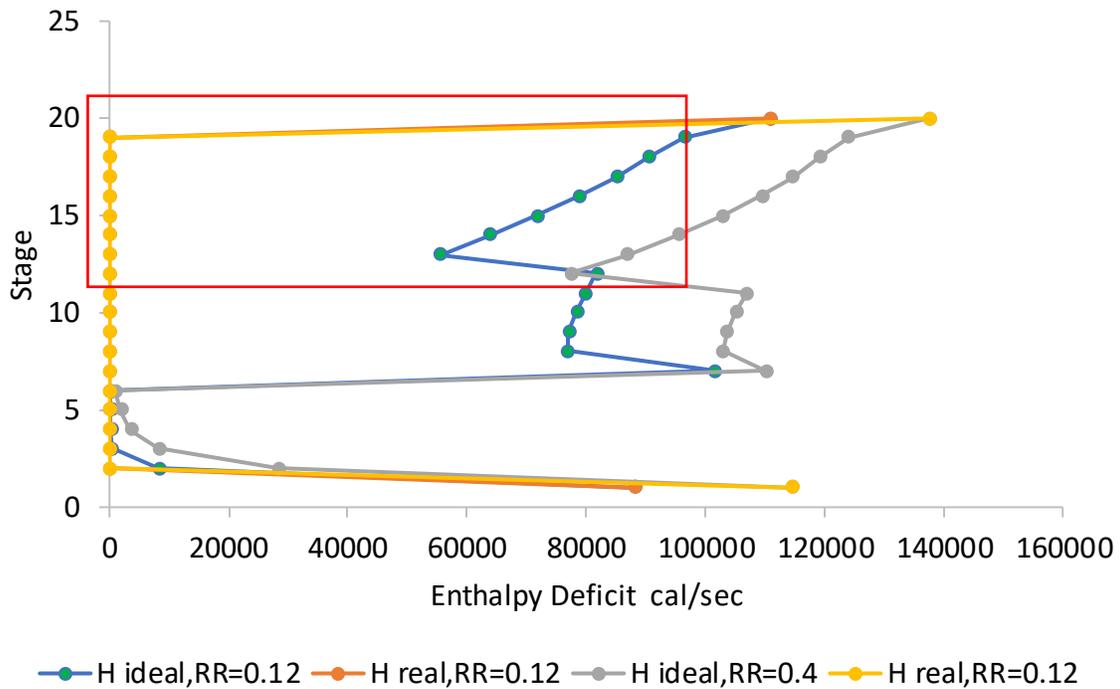


Figura 4.2.8 Análisis de Etapas vs RR, Columna CDB

Aplicando este mismo análisis a la columna CDB se obtiene el mismo resultado solo en cuanto a la correspondencia entre RR y la disponibilidad energética, sin embargo, el efecto es más pronunciado como se observa en la Figura 4.2.8.

El perfil correspondiente al comportamiento ideal representa los requisitos mínimos teóricos de calentamiento y enfriamiento. En este sentido se observa que la zona de mayor variación con respecto al comportamiento ideal es cerca del plato de alimentación hacia el reboiler en ambos casos, esto debido a que la dificultad en la separación se encuentra en los componentes más pesados de la mezcla.

Análisis del Factor Carnot

El Factor Carnot se basa en la aproximación práctica de condiciones termodinámicas mínimas y aprovecha las capacidades de los análisis térmicos e hidráulicos de las columnas de destilación para identificar los objetivos de las posibles modificaciones de la columna. El Factor Carnot es definido como:

$$CF = 1 - \left(\frac{T_{ref}}{T} \right)$$

En donde, T_{ref} es la temperatura de referencia (298.15 K, ASPEN PLUS), T , temperatura del sistema o en este caso: la etapa en la columna de destilación. Variando el plato de alimentación respecto al caso base se obtiene la siguiente figura. En la Figura 4.2.9 se observa que no hay un efecto en el factor Carnot respecto a la posición del plato de

alimentación, sin embargo, se observa que la etapa en donde se genera la mayor pérdida de exergía es en el plato de alimentación. Esto indica que el acondicionamiento térmico de la corriente de entrada puede ser una variable para la mejora del rendimiento del proceso, sin embargo, esta temperatura está determinada entre dos límites: 1) la temperatura de descarga del reactor y 2) Temperatura de burbuja a la presión de operación de la columna. Para este trabajo de tesis la temperatura de alimentación no se consideró como un grado de libertad del proceso. Ya que al variar la temperatura de la alimentación la región de baja solubilidad en donde coexiste el equilibrio LL compite con la volatilidad de la mezcla desestabilizando la columna de destilación a las condiciones de presión propuestas para este trabajo.

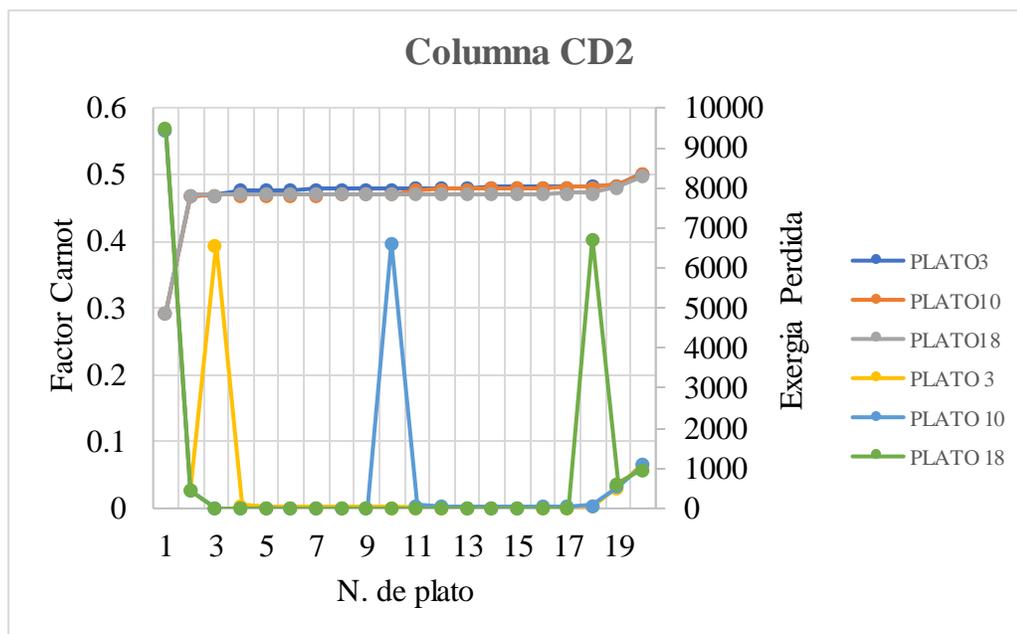


Figura 4.2.9 Resultados sensibilidad columna CDB Exergía perdida y Factor Carnot vs Posición del plato de alimentación.

4.3. Viabilidad tecno-economica del proceso

En la tabla 4.3.1 se presenta una comparación en el costo total variando la relación de reflujo para el caso base en el que el plato de alimentación está en la etapa 7. Se puede observar que la condición más alta se presenta con la relación de reflujo más grande y el costo más pequeño se presenta con la relación de reflujo de 0.025

Tabla 4.3.1 Costos totales columna CDM

RR	Costo
0.025	\$ 1,003,705.16
0.04	\$ 1,011,505.24
0.2	\$1,109,907.07

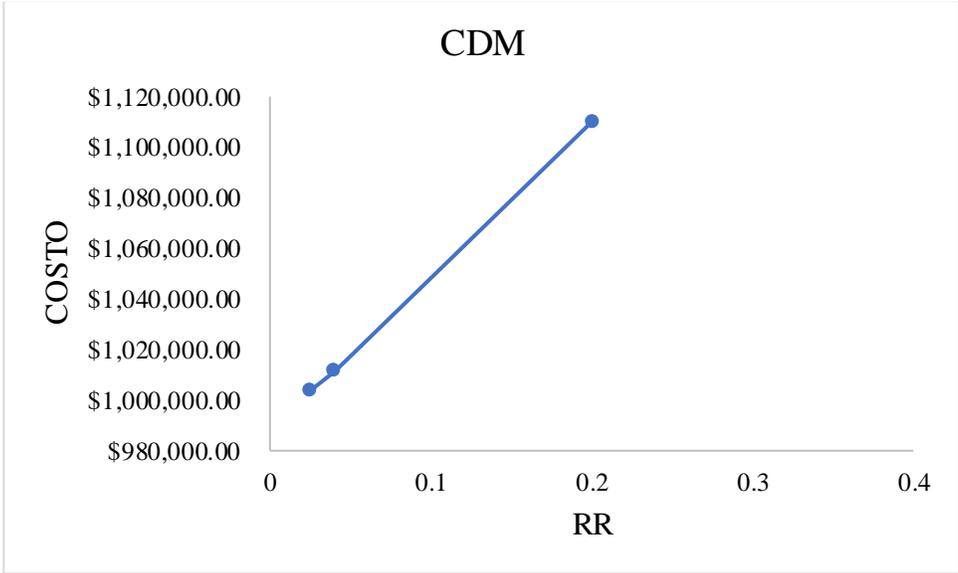


Figura 4.3.1 Análisis Costo vs RR, columna CDM

Realizando un análisis respecto al costo fijo y costo de servicios auxiliares se tiene el siguiente resultado.

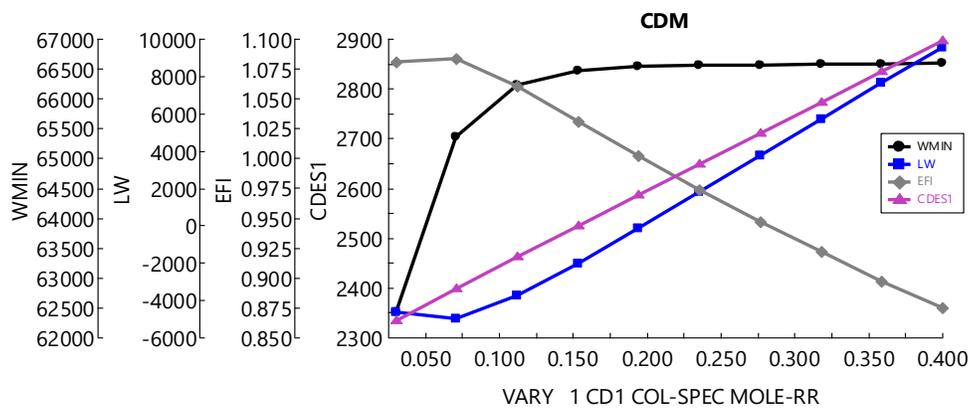


Figura 4.3.2 Análisis del costo fijo vs costo de servicios auxiliares, columna CDM.

Se obtuvieron los costos totales para las dos columnas principales involucradas en el proceso, al variar la relación de reflujo para la columna CDM se presenta una variación en el costo, La menor cantidad reportada (\$1,003,705.16) se obtuvo con la relación de reflujo más pequeña.

Para la columna CDB se realizó una comparación de los costos totales variando tanto la relación de reflujo como la posición del plato de alimentación, en este caso el menor costo se presentó con la RR más pequeña (0.01) y el plato de alimentación en la posición 18, mientras que el mayor costo se presentó al utilizar la mayor RR (0.4) y el plato de alimentación en la posición 3 y 10.

Tabla 4.3.2 Costos totales columna CDB

RR	Nalm 3	Nalm 10	Nalm 18
0.01	\$ 843,100.81	\$ 842,500.71	\$ 839,700.72
0.1275	\$ 843,100.81	\$ 843,100.81	\$ 842,900.82
0.4	\$ 912,801.06	\$ 912,801.06	\$ 912,401.06

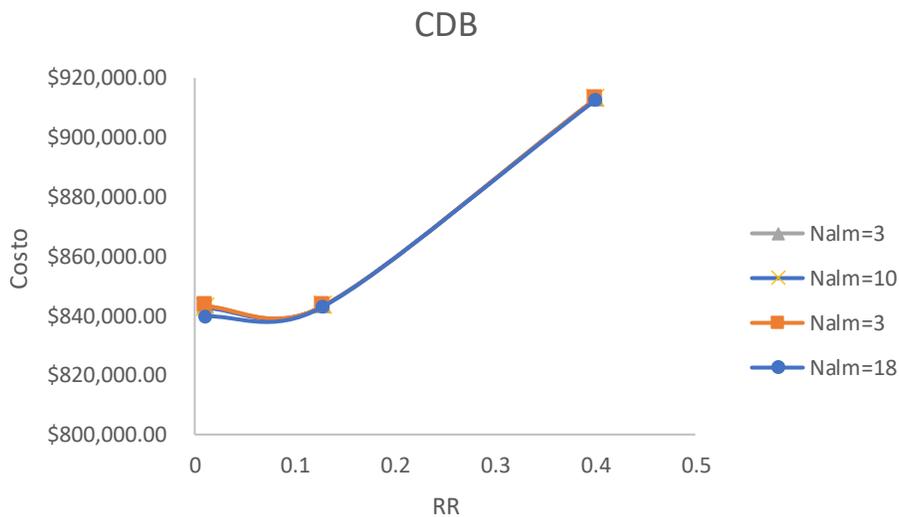


Figura 4.3.3 Analisis costo vs RR, columna CDB

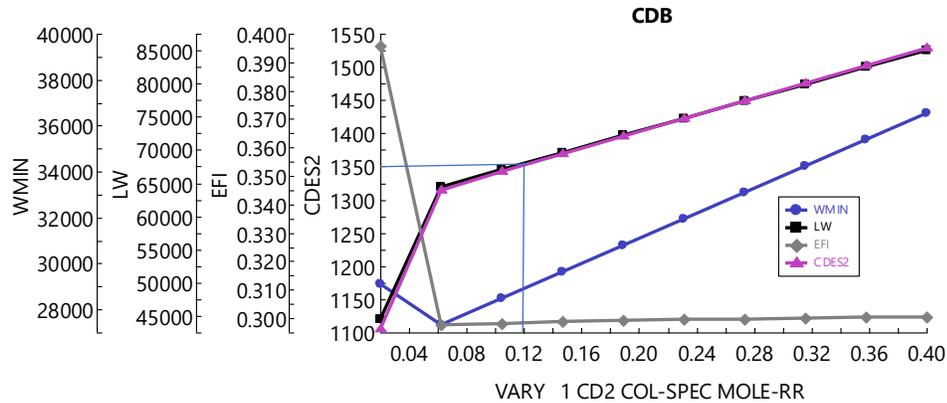


Figura 4.3.4 Análisis del costo fijo vs costo de servicios auxiliares, columna CDB.

En esta gráfica se observa el mismo comportamiento RR vs Costo respecto a lo observado en la columna CDM, evidenciando que el efecto de la posición del plato de alimentación en el costo se reduce al aumentar la RR. Esto coincide en cuanto a la heurística que indica que la RR tiene un efecto pronunciado en el costo de operación de una columna de destilación recomendando para todo diseño base el valor de 1.2Rmin o un valor entre 1.1Rmin -1.3Rmin. En ambos gráficos se observa una relación directa entre el costo y trabajo perdido

En la columna CDB el costo cambia solo al variar dos parámetros al mismo tiempo, ya que si solo se toma en cuenta la relación de reflujo el costo no presenta un gran cambio, el costo de la relación de reflujo y plato de alimentación base de la columna CDB es \$843100.812 el cual no presenta un gran incremento en comparación con el menor costo reportado (\$839700.718).

5. Capítulo

CONCLUSIONES

En este trabajo de tesis se llegaron a las siguientes conclusiones:

1. Integrando los datos obtenidos a partir de la revisión de la literatura al análisis fisicoquímico de las propiedades, se logró llevar a cabo la síntesis del proceso de separación del biodiesel de *Jatropha Curcas*, demostrando su factibilidad técnica al observar que la composición de la corriente de salida del FAME concuerda con las establecidas en las normas que regulan el uso del biodiesel.
2. A partir de los análisis de sensibilidad se logró identificar que ante el incremento de la RR en la mayoría de los casos existe una relación directa con el consumo energético provocando que la eficiencia disminuya, por lo que se recomienda el uso de RR pequeñas. Así mismo el análisis paramétrico permitió identificar que tan alejado está el comportamiento real de las columnas con respecto al comportamiento ideal, encontrándose en este caso que, para la columna CDB y CDM la condición térmica de la alimentación influye significativamente en la región donde se ubica la mayor pérdida de exergía. Por lo que a partir del análisis de las gráficas de Temperatura-entalpía y Factor Carnot se determinó que el plato de alimentación debe ubicarse mas cerca del condensador en ambos casos.
3. En cuanto al efecto de la RR se observa, que si tiene un efecto pronunciado en el costo de operación de las columnas CDB y CDM, en este caso ante el incremento de la relación de reflujo el costo total de la columna también aumenta. Para la columna CDB se observa que el efecto que tiene la posición del plato de alimentación se reduce ante el incremento de la relación de reflujo. Por lo que el mejor escenario se presenta cuando la relación de reflujo es pequeña y la posición del plato de alimentación se encuentra cerca del condensador.

6. REFERENCIAS

1. National Center for Biotechnology Information, n.d. *PubChem*. [Online] Available at: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/> [Accessed 23 Octubre 2022].
2. Al-Muslim & H.Dincer, I., 2005. Thermodynamic analysis of crude oil. *Int J Energy Res*, Volume 29, pp. 637-655.
3. As, R., Jayaraj, S. & Chandrasekharan, M., 2004. Biodiesel production from high FFA rubber seed oil. *Fuel*, 84(4), pp. 335-340.
4. Atadashi, I., Aroua, M. & A. , . A. A., 2011. Biodiesel separation and purification: A review. *Renewable Energy*, Volume 36, pp. 437-443.
5. Avila-Soler, E. et al., 2018. PRODUCCIÓN DE BIODIESEL DERIVADO DE LA JATROPHA: UN ESTUDIO. *Rev. Fitotec. Mex.*, Volume 41, pp. 461 - 468.
6. Behera, S. K. et al., 2010. Evaluation of plant performance of *Jatropha curcas* L. under different agro-practices for optimizing biomass – A case study. *Biomass and Bioenergy*, pp. 30-41.
7. Berchmans, H. J. & Hirata, S., 2008. Biodiesel production from crude *Jatropha curcas* L. seed oil with a. *Bioresource Technology*, 99(6), pp. 1716-1721.
8. Carlson,, E. C., 1996. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*, pp. 35-46.
9. Centro de Estudios para el Desarrollo Rural Sustentable y la Soberanía Alimentaria., 2020. *La producción y el comercio de los biocombustibles en México y el mundo*, Ciudad de México: Cámara de diputados.
10. Centro Nacional de Información Biotecnológica, 2023. *Pubchem*. [Online] Available at: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Phosphoric-Acid>. [Accessed 02 12 2022].
11. Chemical Engineering, 2015. Economic Indicators. *Chemical Engineering*.
12. Chitra, P., Venkatachalam, P. & Sampathrajan, A., 2005. Optimisation of experimental conditions for biodiesel production from alkali-catalysed transesterification of *Jatropha curcas* oil. *Energy for Sustainable Development*, Volume 9, pp. 13-18.
13. De Oliveira, J. S. et al., 2009. Characteristics and composition of *Jatropha gossypifolia*. *ScienseDirect*, Volume 33, p. 449–453.

14. Demirbas, A., 2005. Biodiesel production from vegetable oils via catalytic and non-catalytic supercritical methanol transesterification methods. *Progress in Energy and Combustion Science*, Volume 31, p. 31:466–87.
15. Demirbas, A., 2009. Potential Resources of Non-edible Oils for Biodiesel. *Energy Sources, Part B: Econ Plan Policy*, pp. 310-314.
16. Dhawane, S., Halder, G. N. & Tarkshwar, K., 2018. Avance reciente y prospectiva de catalizadores carbonosos heterogéneos en la transformación química y enzimática del biodiesel. *Conversión y gestión de energía*, Volume 167, p. 176–202.
17. Fangrui, M. & Milford A., H., 1999. Biodiesel production: a review. *Bioresource Technology*, Volume 70, pp. 1-15.
18. Firoz, S., 2017. A review: Advantages and Disadvantages of Biodiesel. *International Research Journal of Engineering and Technology (IRJET)*, 04(11).
19. Foidl, N. et al., 1996. *Jatropha curcas* L. as a source for the production of biofuel in Nicaragua. *Bioresource Technology*, October, 58(1), pp. 77-82.
20. Georgogianni, K. et al., 2009. Transesterification of rapeseed oil for the production of biodiesel using homogeneous and heterogeneous catalysis. *Fuel Processing Technology*, pp. 1016-1022.
21. Heller, J., 1996. Physic nut. *Jatropha curcas* L. *Promoting the conservation and use of underutilized and neglected crops. 1*.
22. Hepbasli, A., 2008. A key review on exergetic analysis and assessment of renewable energy resources for a sustainable future. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volume 12, p. 593–661.
23. Huang, D., Zhou, H. & Lin, L., 2012. Biodiesel: an Alternative to Conventional Fuel. *Energy Procedia*, Volume 16, pp. 1874-1885.
24. I. Riayatsyah, T. M. et al., 2022. Current Progress of *Jatropha Curcas* Commoditisation as Biodiesel Feedstock: A Comprehensive Review. *Frontiers in Energy Research*.
25. J.Achten, W. M. et al., 2008. *Jatropha* bio-diesel production and use. *Biomass and Bioenergy*, Volume 32, pp. 1063-1084.
26. Jääskeläinen, H., 2009. Estándares y propiedades del biodiesel. *Alternative Fuels*.
27. Jersey, Departamento de salud y servicios para personas mayores de New, 2004. Hoja informativa sobre sustancias peligrosas. *Departamento de salud y servicios para personas mayores de New Jersey*.
28. Koberg, M. & Gedanken, A., 2013. Capítulo 9 - Uso de radiación de microondas y SrO como catalizador para la conversión completa de aceites, aceites cocidos y microalgas en biodiesel. *Desarrollos nuevos y futuros en catálisis*, pp. 209-227.

29. Koh, M. Y., Mohd, T. I. & Ghazi, 2011. A review of biodiesel production from *Jatropha curcas* L. oil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volume 15, pp. 2240-2251.
30. Kywe, T. T. & Oo, M. M., 2009. Production of Biodiesel from *Jatropha* Oil (*Jatropha curcas*) in Pilot Plant. *Proc World Acad Sci Eng Technol* , p. 2070–3740.
31. Leung, D. Y. C., Wu, X. & Leung, M., 2010. A review on biodiesel production using catalyzed transesterification. *Applied Energy*, Volume 87, pp. 1083-1095.
32. Martinez, I., 1992. CAPÍTULO 3. Entropía y exergía. In: *TERMODINÁMICA BASICA Y APLICADA*. Madrid: DOSSAT S.A .
33. Mata-Torres, C., Zurita, A., Cardemil, J. M. & Escobar, R. A., 2019. ExergycostandthermoeconomicanalysisofaRankineCycle+Multi-EffectDistillationplantconsideringtime-varyingconditions. *EnergyConversionandManagement*, Volume 192, pp. 114-132.
34. Melo, E. et al., 2015. Emulsification of animal fats and vegetable oils for their use as a diesel engine fuel: an overview. *RENEWABLE & SUSTAINABLE ENERGY REVIEWS*, pp. 623-633.
35. Metal Suppliers , 2022. *Metal Suppliers Online*. [Online] Available at: <http://www.suppliersonline.com/propertypages/A51555.asp#top> [Accessed 15 12 2022].
36. Miao, X., Li, R. & Yao, H., 2009. Effective acid-catalyzed transesterification for biodiesel production. *Energy Conversion and Management*, Volume 50, pp. 2680-2684.
37. Montero, G. et al., 2015. Una visión general de la producción de biodiesel en México. In: K. Biernat, ed. *Biocombustibles estado y perspectivas*. s.l.:IntechOpen.
38. National Center for Biotechnology Información, n.d. *PubChem*. [Online] Available at: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Trisodium-phosphate#section=Information-Sources> [Accessed 22 11 2023].
39. Nayak, S. K., Behera, G. . R. & Mishra, P. C., 2017. Physio-chemical characteristics of Punnang oil and rice husk-generated producer gas. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 39(3), pp. 291-298.
40. Nayak, S. K., Behera, G. R., Mishra, P. C. & Kumar, A., 2017. Functional characteristics of *jatropha* biodiesel as a promising feedstock for engine application. *Energy Sources A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 1 February, 39(3), pp. 299-305.

41. Pandey, V. C. et al., 2012. *Jatropha curcas*: A potential biofuel plant for sustainable environmental. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volume 16, p. 2870–2883.
42. Parag Saxena, S. J. M. H. J., 2013. A review on prediction of properties of biodiesel and blends of biodiesel. *Procedia Engineering*.
43. Parawira, W., 2010. Biodiesel production from *Jatropha curcas*: A review. *Scientific Research and Essays*, 5(14), pp. 1796-1808.
44. Patil, P. & Deng, S., 2009. Optimization of biodiesel production from edible and nonedible vegetable oils. *Fuel*, p. 1302–6.
45. Peterson, C. L., 1986. Vegetable Oil as a Diesel Fuel. *the Electric Power and Processing Div.*
46. Rahman, M. et al., 2014. Performance and emission analysis of *Jatropha curcas* and *Moringa oleifera* methyl ester fuel blends in a multi-cylinder diesel engine. *Cleaner Production*, Volume 65, pp. 304-310.
47. Rahmath, Eng, S. & R., P., 2011. Biodiesel production from *Jatropha curcas*: a critical review. *Critical Reviews in Biotechnology*.
48. Rao, P. V., 2011. Experimental Investigations on the Influence of Properties of *Jatropha* Biodiesel on Performance, Combustion, and Emission Characteristics of a DI-CI Engine. *World Academy of Science, Engineering and Technology*, Volume 51, pp. 854-867.
49. R, C. J., W, R. P., R, F. J. & M, W. S., 2010. Costs of individual equipment. *Chemical Process Equipment Selection and Desing*.
50. Román, F. P., n.d. *REPORTE DE INTELIGENCIA TECNOLÓGICA*, s.l.: Intituto mexicano del petroleo.
51. ROTH, 2020. Ficha de datos de seguridad. *ROTH*, Issue 6771.
52. Salar García, M. et al., 2016. Análisis del efecto de la temperatura en el biodiesel de segunda generación producido a partir de aceite de *Jatropha curcas* L.. *Anuario de Jóvenes Investigadores*, Volume 9, p. 192:195.
53. Saxena, P., Jawale, S. & Joshipura, M. H., 2013. A review on prediction of properties of biodiesel and blends of biodiesel. *Procedia Engineering*, Volume 51, p. 395 – 402.
54. Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R. & Widagdo, 2009. *Product and Process Desing Principles*. Third Edition ed. s.l.:John Wiley & Sons, Inc..
55. Shah, S. & Gupta, M. N., 2007. Lipase Catalyzed Preparation of Biodiesel From *Jatropha* Oil in a Solvent Free System. *PROCESS BIOCHEMISTRY*, Volume 42, pp. 409-414.

56. Sharmaa, Y., B.Singha & S.N.Upadhyayb, 2008. Advancements in development and characterization of biodiesel: A review. *FUEL*, pp. 2355-2373.
57. Sorin, M., Lambert, J. & Paris, J., 1998. EXERGY FLOWS ANALYSIS IN CHEMICAL REACTORS. *Institution of Chemical Engineers*, Volume 76.
58. Szargut, J., Morris, D. R. & Steward, F. R., 1998. *Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*. s.l.:Hemisphere Publishing.
59. Torroba, A., 2021 . Atlas de los biocombustibles líquidos 2020-2021. *Instituto Interamericano de Cooperacion para la agricultura* .
60. Torroba, A., 2020. Atlas de los biocombustibles líquidos 2019-2020. *Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA)*.
61. Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B. & Shaeiwitz, J. A., 2009. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical*. Boston: Prentice Hall PTR.
62. Ulrich, G. D. & Vasudevan, P. T., 2006. Hou to Estimate Utility Costs. *Chemical Engineering* , pp. 66-69.
63. Ying Koh, M., Idaty Mohd, T. & Ghazi, 2011. A review of biodiesel production from *Jatropha curcas* L. oil. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.
64. Zhou, H. & Liang, H. L., 2006. Solubility of Multicomponent Systems in the Biodiesel Production by Transesterification of *Jatropha curcas* L. Oil with Methanol. *Journal of Chemical & Engineering Data*.