



**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 HIGUERILLA**

**Que presenta:**

**ABRIL HERNÁNDEZ GALINDO**

**Para obtener el grado:**

**LICENCIADA EN INGENIERÍA QUÍMICA**

**Director de tesis:**

**DRA. MAYRA RUIZ REYES.**

**H. Puebla de Z. febrero del 2023**



**BUAP**

"HUP, 50 años de enseñanza y salud"

Oficio No. FIQ/DI/113/2023  
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 del alumno:

**ABRIL HERNÁNDEZ GALINDO**  
Matricula: 201641584

Bajo el tema de Tesis Profesional denominado:

"Estudio Técnico-Económico del proceso de destilación de biodiésel de higuera"

**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  
**DIA Y HORA:** Lunes 10:00 horas  
**MODALIDAD:** EN LÍNEA

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 13 de Febrero de 2023

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

C.c.p. Archivo

Facultad  
de Ingeniería  
Química

Av. San Claudio s/n, Col. San  
Manuel, Ciudad Universitaria,  
Puebla, Pue. C. P. 72590  
01 (222) 229 55 00  
Exts. 7250 y 7251

## AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer a mi asesor de tesis, la Dra. Mayra Ruiz Reyes, profesora investigadora de Facultad de Ingeniería Química de la BUAP, por su dedicación y paciencia, sin sus palabras y correcciones precisas no hubiese podido llegar a esta instancia tan anhelada, por su laudable experiencia y consejos, porque a pesar de las horas de trabajo extenuante, siempre tuvo una actitud amable e inspiradora, acompañándome y guiándome en todo el proceso de investigación. Gracias por su guía y todos sus consejos, los llevare grabados para siempre en mi memoria de mi futuro profesional.

Son muchos los docentes que han formado mi camino universitario y a todos ellos quiero agradecerles por transmitirme el conocimiento necesario para poder estar aquí. Sin ustedes los conceptos solo serian palabras sin significado.

Quiero expresar mi agradecimiento a madre por ser la promotora de mis sueños, por haberme darme la oportunidad de estudiar con la tranquilidad de saber que cuento con su respaldo, a mi padre por siempre desear y anhelar siempre lo mejor para mí, gracias por cada consejo y enseñanza que me guiaron hasta este punto de mi vida.

Les agradezco a mis hermanos: Tania, Yazmín, David, Mónica y a mi novio Alejandro por estar siempre en mi vida no solo aportando buenas cosas, sino también por su gran apoyo en esta fuerte etapa de mi vida, por sus ánimos y por no perder la fe en que yo podría lograrlo.

Quiero agradecerle a mi amiga Chanti, la cual se ha convertido en cómplice y hermana, gracias por las horas compartidas, los trabajos realizados y sobre todo el apoyo moral que me ha brindado.

Agradezco a Dios por haber puesto en mi vida a las personas indicadas que me ayudaron a forjar mi camino, logrando llegar a este punto, por otorgarme una familia maravillosa, quienes han creído en mí siempre, dándome ejemplo de superación, humildad y sacrificio. A todos ellos les dedico el presente trabajo, porque han fomentado en mí, el deseo de superación y de triunfo en la vida. Espero contar siempre con su valioso e incondicional apoyo.

HERNÁNDEZ GALINDO ABRIL

## INDICE

Capítulo 1 .....	6
INTRODUCCIÓN.....	6
1.1 GENERALIDADES .....	7
1.2 Planteamiento del problema.....	8
1.3 Justificación .....	8
1.4 Objetivos generales y específicos .....	8
Capítulo 2 .....	9
ANTECEDENTES .....	9
2.1 Biodiésel .....	10
2.1.1 Características fisicoquímicas del biodiésel obtenido a partir de aceite de higuera.....	15
2.1.2 Usos, capacidad de producción y consumo nacional e internacional.....	17
2.1.3 Ventajas y Desventajas .....	18
2.1.4 Normas aplicadas al biodiésel .....	20
2.2 Proceso de producción de biodiesel.....	21
2.3 Exergía .....	25
2.3.1 Eficiencia termodinámica. ....	28
2.4 Herramientas para diseño y cálculo de exergía.....	29
Capítulo 3 METODOLOGÍA.....	30
3.1. Síntesis del sistema de separación .....	31
3.1.1 Caracterización de la mezcla .....	31
3.1.2 Análisis de propiedades fisicoquímicas.....	32
3.1.3 Selección de las operaciones unitarias .....	34
3.1.4 Elección del método termodinámico. ....	34
3.2 Síntesis de procesos de separación. ....	41
3.2.1 Elaboración del diagrama de bloques. ....	41
3.2.2 Elección de equipos .....	42
3.2.3 Condiciones de operación de los equipos.....	42
3.2.4 Análisis de Sensibilidad: Exergía.....	44
3.2.5 Estimación de costos. ....	49
Capítulo 4 RESULTADOS .....	53

4.1	Simulación del proceso de destilación de Biodiesel de higuera.....	54
1.4.1	Diagrama de Flujo del proceso de destilación del biodiesel proveniente del aceite de higuera.....	54
4.2	Parámetros del proceso mediante análisis de sensibilidad.....	57
4.3	Determinar la viabilidad técnica-económica del proceso. ....	65
5.	Conclusiones .....	68
	Bibliografía.....	69

## INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1.1 Proporción de ácidos grasos presentes en el aceite de higuera según la literatura.....	13
Tabla 2.1.2 Propiedades fisicoquímicas del aceite según la literatura .....	14
Tabla 2.1.3 Propiedades fisicoquímicas de los esteres metílicos del biodiésel de aceite de higuera.....	15
Tabla 2.1.4 Continuación de la Tabla 2.1.3 Propiedades fisicoquímicas de los esteres metílicos del biodiésel del aceite de higuera.....	16
Tabla 2.1.5 Ventajas y Desventajas del usos y producción del biodiésel (Agencia Iberoamericana para la difusión de la ciencia y la tecnología, s.f.), (Guo, et al., 2015), (Baudh, et al., 2015)). .....	19
Tabla 2.1.6 Especificación de las propiedades del Biodiésel según las normas ASTM y EN. ....	20
Tabla 2.2.1 Ventajas y características químicas presentes en los reactivos más utilizados para la reacción de transesterificación (Encinar, et al., 2011). ....	22
Tabla 2.2.2 Condiciones de transesterificación usando el aceite de higuera. ....	23
Tabla 2.2.3 Efectos de las impurezas del biodiésel (Berriosa & Skeltonb, 2008). ....	24
Tabla 3.1.1 Composición del biodiésel proveniente del aceite de higuera según la literatura.....	31
Tabla 3.1.2 Composición másica de la corriente fresca empleada en el sistema de separación. ....	32
Tabla 3.1.3 Propiedades fisicoquímicas de la mezcla reportadas en la literatura (National Center for Biotechnology Information, s.f.). ....	32
Tabla 3.1.4 Continuación de la Tabla 3.1.3 Propiedades fisicoquímicas de la mezcla reportadas en la literatura. ....	33
Tabla 3.1.5 Componentes ordenados por orden de volatilidad. ....	34
Tabla 3.1.6 Propiedades termodinámica de biodiésel de higuera consultado en la literatura vs las obtenidas con el simulador (Azizzadeh Hajlari, et al., 2019), (Scholz & Nogueira da Silva, 2008), (Azad, et al., 2016), ( Encinar, et al., 2011). ....	36
Tabla 3.1.7 Propiedades fisicoquímicas de los métil esteres del biodiésel de aceite de higuera obtenidas del simulador.....	36
Tabla 3.1.8 Continuación de la Tabla 3.1.7. Propiedades fisicoquímicas de los métil esteres del biodiésel de aceite de higuera obtenidas del simulador. ....	37
Tabla 3.1.9 Propiedades fisicoquímicas de los esteres metílicos del biodiésel de higuera consultado en la literatura vs las obtenidas con el simulador.....	37
Tabla 3.2.1 Equipos propuestos para el proceso de separación del biodiésel obtenido a partir del aceite de higuera. ....	42
Tabla 3.2.2 Composición y condiciones de la corriente de alimentación de CD1. ....	43
Tabla 3.2.3 Condiciones de operación de CD1, CD2 y CD3 .....	43
Tabla 3.2.4 Composición y condiciones de la corriente de alimentación del solvente al E1. ....	43
Tabla 3.2.5 Condiciones de operación E1. ....	44

Tabla 3.2.6 Composición y condiciones de operación de la corriente neutralizante del R1.	44
Tabla 3.2.7 Condiciones de operación de R1. ....	44
Tabla 3.2.8 Variables de seguimiento para el análisis de sensibilidad en el cálculo de la exergía. ....	46
Tabla 3.2.9 Continuación de la tabla 3.2.8 variables de seguimiento para el análisis de sensibilidad de la exergía.....	47
Tabla 3.2.10 Valores de las variables utilizadas en las ecuaciones de costos (Ulrich & Vasudevan, 2006). ....	51
Tabla 4.1.1 Resultado de la simulación del caso base.....	56
Tabla 4.1.2 Corrientes principales en el proceso de destilación de biodiesel obtenido a partir del aceite de higuera en el caso base. ....	56
Tabla 4.2.1 Perfiles de composición y temperatura de la columna CD2.....	64
Tabla 4.3.1 Costo de la columna CD1, con respecto al plato de alimentación y RR. ....	66
Tabla 4.3.2 Costo de la columna CD2, con respecto al plato de alimentación y RR. ....	66

# **Capítulo 1**

## **INTRODUCCIÓN**



## 1.1 GENERALIDADES

La energía que entra a un sistema o proceso está presente en el producto y subproductos que produce el sistema, ya que como lo menciona la primera ley de la Termodinámica la energía no se destruye, se transforma. Es posible examinar el desempeño de equipos conforme a las dos leyes fundamentales de la Termodinámica, introduciendo el concepto de exergía o trabajo útil máximo que puede obtenerse, conforme a la reversibilidad de los procesos y la forma en que las irreversibilidades destruyen dicha exergía. La exergía es un parámetro que mide la calidad de la energía, este puede emplearse para analizar la eficiencia energética en los procesos industriales. Con un análisis de exergía pueden compararse diferentes alternativas para comprobar cuál tiene el mayor rendimiento energético, lo que busca la exergía es medir cuanta de esta energía que se suministró al equipo o proceso se perdió en forma de calor, es una forma de poder evaluar que tan eficiente son las condiciones operativas en el sistema.

En la actualidad la demanda de combustible ha aumentado significativamente lo que conlleva una mayor demanda y consumo de energía a nivel mundial. Los combustibles derivados de petróleo son considerados hoy en día como insostenibles y con alta contribución a la contaminación ambiental, por lo que se busca ser sustituidos por fuentes de energías alternas. Los combustibles renovables a partir de biomasa como el biodiésel se presentan como una alternativa a la problemática, dentro de la amplia gama de materias primas disponibles para su producción, una que destaca de entre las demás es el aceite de higuera ya que de esta semilla se obtiene porcentajes elevados de aceite, sus propiedades favorecen la reacción y el biodiésel obtenido puede ser mezclado para obtener mejores rendimientos; sin embargo, hoy en día el costo de producción es alto por lo que estudios de optimización o diseño de las etapas de producción son de importancia para mejorar la viabilidad técnico-económica. Algunos de los problemas que enfrenta el uso del biodiésel es la presencia de impurezas que pueden reducir significativamente la vida útil de motores, provocando daños en los materiales de construcción, formar incrustaciones o corrosiones, por lo que, el proceso de separación tiene como objetivo retirar todas las sustancias que no son recomendables para promover en este caso el desarrollo eficiente del motor, que es su principal aplicación, el otro es la posibilidad de recuperar reactivos que quedan como remanentes en la corriente producto y recircularlos al proceso, mejorando así el desempeño y rendimiento de la producción de biodiésel.

Por lo que, en este trabajo de tesis se realiza el análisis de variables operativas en un sistema de separación para la purificación de biodiésel obtenido a partir de aceite de higuera, este análisis se realiza tomando como variable criterio la eficiencia exergética. El análisis se realiza a partir de corridas experimentales basadas en simulación, haciendo uso de Aspen Plus V8.8. Para ello se realiza la síntesis del modelo de simulación del proceso de separación a partir del manejo de heurísticas de diseño, análisis de propiedades fisicoquímicas y revisión de la literatura respecto a las características del biodiésel obtenido a partir de aceite de higuera.

## 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 pueda generar incrustaciones en los filtros de los motores o reducir su rendimiento. Existen normativas que regulan las características a los biocarburantes como por ejemplo la EN-14214 la cual establece los parámetros fundamentales como son: el contenido de éster final en el biodiésel, así como el contenido de mono-, di- y triglicéridos, glicerol, agua, metanol, etc. Sin embargo, los procesos que contemplan el uso de materias primas usadas como: aceite de fritura, grasas animales o aceites de alta acidez tienen la desventaja de que el cumplimiento de la normativa EN-14214 se convierte en una tarea muy complicada y se ven forzados a utilizar procesos de purificación del biodiésel final (Zean Consultores, 2010), incrementando significativamente el costo de producción.

## 1.3 Justificación

En comparación con los combustibles convencionales, el costo de producción del biodiesel es mayor, por lo que, identificar el impacto de las condiciones operativas en el costo exegético permitirá establecer directrices para la optimización del proceso. Así mismo, realizar pruebas experimentales a nivel laboratorio son poco representativas de sistemas a gran escala, y los estudios en plantas piloto 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 generales y específicos

**Objetivo general:** Realizar el estudio técnico-económico del proceso para la destilación de biodiésel de higuera.

**Objetivos específicos:**

1. Realizar la síntesis y la simulación del proceso de destilación de Biodiésel de higuera.
2. Evaluar los parámetros del proceso mediante análisis de sensibilidad.
3. Determinar la viabilidad técnica-económica del proceso.

# **Capítulo 2**

## **ANTECEDENTES**

## 2.1 Biodiésel

Para poder obtener combustibles fósiles se ha requerido mucho tiempo, por lo que es considerado un recurso no renovable. Hoy en día, la mayor parte del consumo energético está relacionado con el petróleo, el carbón y el gas natural. El agotamiento de las reservas de petróleo, los altos precios de este y la necesidad de limitar las emisiones de gases de efecto invernadero hacen que las fuentes de energía renovables sean más atractivas (Marchetti, et al., 2007).

Los recursos energéticos renovables, como la biomasa, la energía eólica, la energía solar, la energía geotérmica y el hidrógeno, desempeñan un papel importante en el suministro de las futuras necesidades energéticas (Azizzadeh, et al., 2019). Así mismo, la preocupación por el medio ambiente causada por la quema de combustibles fósiles ha llevado a los países a prestar mucha atención a la producción y el uso de combustibles alternativos, este combustible alternativo debe cumplir con características específicas como: ser técnicamente viable, económicamente competitivo, aceptable desde el punto de vista medioambiental y fácilmente disponible (Demirbas, 2013), el combustible biodiésel presenta un punto de oportunidad ante esta situación.

La transesterificación de un aceite o grasa con un alcohol monohídrico, da lugar a los correspondientes ésteres monoalquílicos, que se definen como biodiésel ( Knothe, 2005). Los combustibles de biodiésel poseen una mayor densidad y una menor compresibilidad en comparación con el combustible diésel convencional (Canakci & Sanli , 2008) (Montero, et al., 2015).

El biocombustible se clasifica como de primera, segunda o tercera generación dependiendo de las materias primas con las que se produce (Figura 2.1.1), de primera generación cuando se obtiene a partir de recursos alimentarios, de segunda generación cuando se produce a partir de residuos de biomasa o de cultivos energéticos no comestibles, y finalmente de tercera generación a partir de microalgas (Montero, et al., 2015), el uso del biodiésel permitirá buscar un equilibrio entre la agricultura, el desarrollo económico y el medio ambiente (Meher, et al., 2006).

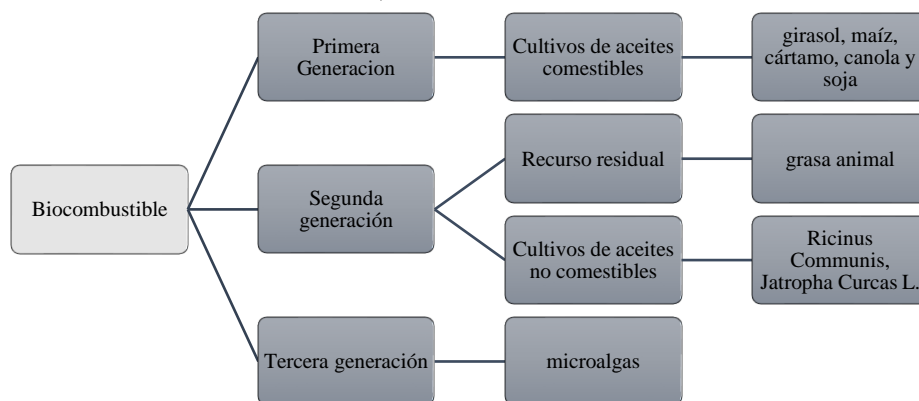


Figura 2.1.1 Clasificación del biocombustible

En comparación con el diésel, el biodiésel puede reducir el 78% de las emisiones de  $CO_2$ , teniendo en cuenta la reabsorción por las plantas. Además, reduce el 90% de las emisiones de humo y prácticamente elimina las emisiones de dióxido de azufre. Es importante destacar que el biodiésel puede utilizarse en cualquier motor de ciclo diésel con algunas adaptaciones (Rodríguez Guerrero, et al., 2013), las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) del biodiésel (B100) son 3 veces menores que las del petrodiesel (Lew P., et al., 2014). Los aspectos más importantes de la producción de biodiésel para garantizar un funcionamiento sin problemas en los motores diésel son: reacción de transesterificación completa, eliminación de glicerol, catalizador, alcohol y ácidos grasos libres (Demirbas, 2013), por ello es conveniente incluir procesos de separación que permitan llegar a las condiciones óptimas, los métodos de separación dentro de la ingeniería son una práctica común, en la que se ponen en contacto dos fases, estas pueden diseñarse y analizarse como procesos con etapas de equilibrio.

Ciertamente en los últimos años la producción de biodiésel ha aumentado (Figura 2.1.2), donde las principales materias primas son aceites vegetales comestibles tales como: el de girasol, soja, colza entre otros, sin embargo, esto ha suscitado preocupaciones medioambientales importantes, haciendo frente a estas preocupaciones se propone la utilización de aceites vegetales provenientes de plantas oleaginosas no comestibles, de esta manera se logra evitar la competitividad entre la industria energética y la industria alimentaria, en este sentido el biodiésel proveniente del aceite de higuera es considerado con gran potencial debido a que presenta características como: su alto poder calorífico, un alto número de cetano y alta estabilidad oxidativa (Scholz & Nogueira da Silva, 2008), (Keera, et al., 2018), teniendo un poder calorífico de  $38.34 \text{ MJ/Kg}$  y un número de cetano de 43.7 (Keera, et al., 2018).

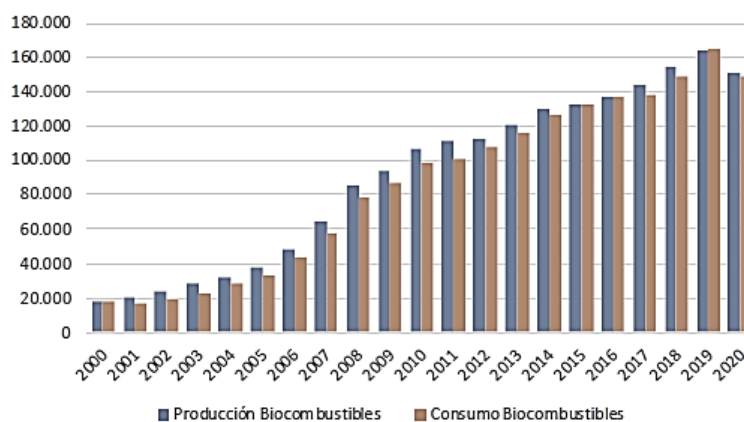


Figura 2.1.2 Evolución de la producción y el consumo de biocombustible líquido (en miles de  $m^3$ ) (Torroba, 2021).

Por lo tanto, se puede observar que seguir utilizando el combustible fósil como primera fuente de energía en el sector de automoción ya no resulta viable, ya que lidia no solo con su creciente escasez, sino con las consecuencias de su contaminación al medio ambiente, el uso

de biodiésel es una de las alternativas más prometedoras hoy en día, no solo por su significativa disminución en contaminantes si no porque es compatible con tecnología ya existente.

### Materia prima

Los aceites vegetales, grasas animales, lípidos de algas o aceite vegetal usado pueden ser utilizados para la producción de biodiésel (Guo, et al., 2015) . Las fuentes de aceite vegetal oleaginoso no comestible han sido investigadas para la producción de biodiésel, a fin de hacer frente a los retos sociales, económico y medioambientales que se derivan del uso del diésel. Existe una amplia gama de materias primas que están disponibles; algunas de ella son, *Ricinus communis*, *Jatropha*, Polanga, Árbol de caucho, Jojoba, entre alguna otras. Las propiedades de un combustible biodiésel como la calidad de ignición, el calor de combustión, el flujo en frío, la estabilidad oxidativa, la viscosidad y la lubricidad son determinadas por la estructura de sus ésteres grasos (Knothe, 2005). El biodiésel puede utilizarse en su forma pura (B100) o mezclado a cualquier nivel con petrodiésel para crear una mezcla. Las mezclas se denominan como "BXX", donde "XX" representa la fracción de biodiésel (Berman, et al., 2011).

Una materia prima favorable para la producción de biodiésel es el aceite de higuera, *Ricinus communis* L., (ricino, higuera, mamona, mamoeira, palma christi) el cual es miembro de la familia de los tártaros tropicales (Euphorbiaceae) y hoy en día se puede encontrar naturalizada y cultivada en todos los países templados del mundo, pero se cultiva sobre todo en países tropicales y subtropicales como India, China, Brasil, Argentina, Tailandia, Filipinas, etc. (Lavanya, et al., 2012), en la última década se ha observado un aumento en el índice de producción del aceite de higuera (Figura 2.1.3) (FAO, s.f.).

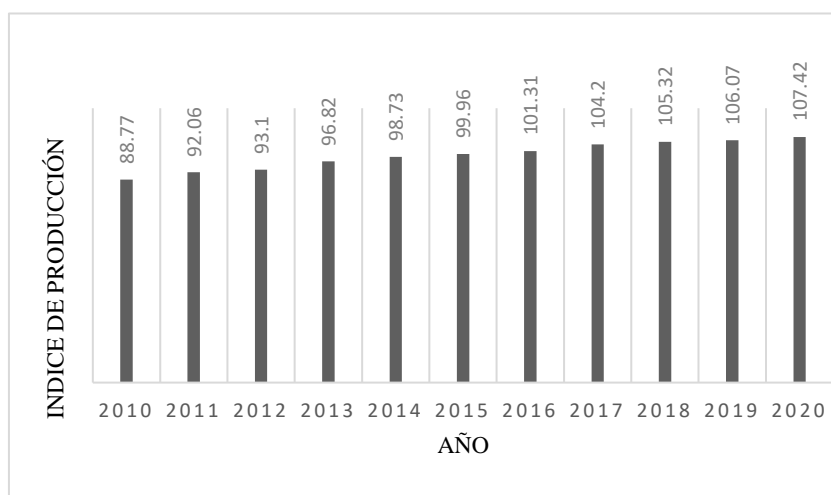


Figura 2.1.3 Índice de producción de aceite de higuera a nivel mundial (FAO, s.f.)

El aceite de ricino también conocido como aceite de higuera es un triglicérido de varios ácidos grasos y aproximadamente un 10% de glicerina. Los ácidos grasos consisten en aproximadamente un 80-90% de ácido ricinoleico, un 3-6% de linoleico, 2-4% de ácido oleico y 1-5% de ácidos grasos saturados (Scholz & Nogueira da Silva, 2006), (Baudh, et al., 2015), en la Tabla 2.1.1 se puede observar una comparativa entre distintos autores (Scholz & Nogueira da Silva, 2008), (Baudh, et al., 2015), (Hincapié, et al., 2011), (Omari, et al., 2015)). El aceite de higuera está disponible a bajo coste y la planta es conocida por tolerar diversas condiciones climáticas, es resistente a la sequía, tiene alta productividad de biomasa, tolerancia a los metales pesados, la salinidad, las plagas, los contaminantes orgánicos, etc (Baudh, et al., 2015). Además, puede cultivarse en tierras marginales, normalmente inadecuadas para los cultivos alimentarios. Una de las más grandes ventajas de la utilización del aceite de higuera para producir biodiésel es su solubilidad en alcohol a 30°C (Keera, et al., 2018), una acidez del aceite de  $\bar{\tau}$  1.8, lo que posibilita que la reacción de transesterificación se lleve a cabo en un solo paso, presentando una alta conversión de ésteres metílicos aproximadamente un 93% (Baudh, et al., 2015), existen límites para la presencia de dobles enlaces en el aceite que es usado como materia prima para el biodiésel, algunas especificaciones indican que no debe contener ácido linolénico ni ácido con cuatro dobles enlaces por encima del 12 % y 1% respectivamente, el aceite de higuera contiene un aproximado de 0.3% de ácido linolénico y no contiene ningún ácido graso con cuatro dobles enlaces (Lavanya, et al., 2012), su temperatura de degradación está en un rango de 309-531 °C (Conceicao, et al., 2007).

Tabla 2.1.1 Proporción de ácidos grasos presentes en el aceite de higuera según la literatura.

ÁCIDOS GRASOS		(Scholz & Nogueira da Silva, 2008)	(Baudh, et al., 2015)	(Hincapié, et al., 2011)	(Omari, et al., 2015)
<b>Ricinoleico</b>	C18:1-OH	82-90	89	89	87.7
<b>Oleico</b>	C 18:1	2-4	3	3	3.3
<b>Linoleico</b>	C 18:2	3-6	4.2	5	4.7
<b>Linolénico</b>	C 18:3	0.2-0.6	0.3	1	0.7
<b>Estearico</b>	C 18:0	-	1	1	1
<b>Palmítico</b>	C 16:0	1-1.05	1	1	1.1

El aceite de ricino tiene características que lo convierten en una materia prima atractiva, alternativa para el biodiésel, en la Tabla 2.1.2 se observa una comparativa entre distintos autores ( (Singh, 2011), ( Keera , et al., 2018), (National Center for Biotechnology Information, s.f.), (Kaur & Bhaskar, 2020)). El aceite de ricino está compuesto principalmente por ácido ricinoleico (ácido 12-hidroxi-cis-9-octadecenoico), el alto nivel de este ácido graso hidroxilado confiere propiedades únicas al aceite y al biodiésel producido a partir de él, debido a su gran solubilidad en alcohol, puede convertirse en biodiésel incluso a baja temperatura ( Keera , et al., 2018), así como facilitar la reacción incluso con el calentamiento, lo que reduce el coste de producción del biodiésel ( Bauddh, et al., 2015).

Tabla 2.1.2 Propiedades fisicoquímicas del aceite según la literatura

<b>Propiedad</b>	<b>Unidades</b>	<b>(Singh, 2011)</b>	<b>( Keera , et al., 2018)</b>	<b>(National Center for Biotechnology Information, s.f.)</b>	<b>(Kaur &amp; Bhaskar, 2020)</b>
<b><math>\nu</math> (40°C)</b>	cst	252	231.22	-	-
<b>IS</b>	mg KOH	178	-	178	178
<b>IA</b>	Mg KOH	<4	1.19	<4	<4
<b>Tf</b>	°C	>300	228	229	229
<b><math>\rho</math> (15-16°C)</b>	$\frac{g}{cm^3}$	-	0.9621	0.9621-0.9623	0.965
<b>Tco</b>	°C	-	-	-10	-
<b>Teb</b>	°C	-	-	312	-

$\nu$ :viscosidad cinemática; *IS*: punto de saponificación; Tf: punto de inflamabilidad; *IA*: punto de acidez;  $\rho$ : densidad

Como se puede observar el aceite de higuera como materia prima para el biodiésel presenta fenómenos interesantes, además de no competir con los aceites comestibles y que su cultivo no necesito altos insumos.



## 2.1.1 Características fisicoquímicas del biodiésel obtenido a partir de aceite de higuera

En la Tabla 2.1.3 y 2.1.4 se pueden observar las características fisicoquímicas de ésteres metílicos de ácidos grasos presentes en el biodiésel de aceite de higuera (National Center for Biotechnology Information, s.f.), este biodiésel presenta una temperatura de descomposición térmica máxima de 516 °C (Conceicao, et al., 2007), esta recopilación es importante para el desarrollo del presente trabajo de tesis ya que se realiza una comparativa entre los datos encontrados en la literatura con los obtenidos en el simulador Aspen Plus, para verificar la fiabilidad del Modelo termodinámico.

Tabla 2.1.3 Propiedades fisicoquímicas de los ésteres metílicos del biodiésel de aceite de higuera.

PROPIEDADES	ESTERES METÍLICOS		
	RICINOLEATO	PALMITATO	ESTEATO
<b>Fórmula</b>	C19H36O3	C17H34O2	C19H38O2
<b>Peso molecular</b>	312.49	270.5	298.5
<b>Densidad</b>	0.925 g/cm <sup>3</sup>	0.852 g/cm <sup>3</sup>	0.8498 g/cm <sup>3</sup>
<b>Punto de ebullición</b>	245 °C a 100 mm Hg	417 °C	370 – 443 °C
<b>Punto de fusión</b>	-29 °C	30 °C	37.77 °C
<b>Punto de inflamabilidad</b>	209 °C	-	152.77 °C
<b>Solubilidad</b>	Soluble en alcohol y éter	Insoluble en agua, muy soluble en alcoholes, cetonas, éter	Insoluble en agua, soluble en alcohol, éter y cloroformo
<b>Observación</b>	Se descompone en presencia de vapor de agua.		Cuando se calienta hasta su descomposición, emite un humo acre y humos irritantes.

Tabla 2.1.4 Continuación de la Tabla 2.1.3 Propiedades fisicoquímicas de los esteres metílicos del biodiésel del aceite de higuierilla

PROPIEDADES	ESTERES METILICOS			
	OLEATO	LINOLEATO	LINOLENATO	EICOSANATO
<b>Fórmula</b>	C19H36O2	C19H34O2	C19H32O2	C12H42O2
<b>Peso molecular</b>	296.5	295.5	292.5	326.56
<b>Densidad</b>	0.8739 g/cm <sup>3</sup> a 20 °C	0.883-0.893 g/cm <sup>3</sup>	0.925 g/cm <sup>3</sup>	-
<b>Punto de ebullición</b>	218.5 °C a 20 mmHg	207-208°C a 11 mmhg	182 °C a 3 mmHg	215- 216 °C a 10 mmHg
<b>Punto de fusión</b>	-19.9°C	-35 °C	-	54.5 °C
<b>Punto de inflamabilidad</b>	-	113 °C	-	-
<b>Solubilidad</b>	Insoluble en agua; miscible con alcohol etílico, éter; soluble en cloroformo.	-	Insoluble en agua	-
<b>Observación</b>	Coefficiente de viscosidad: 4.88, 2.62 y 1.64 cP a 30,60, y 90 °C respectivamente.	-	-	-

## 2.1.2 Usos, capacidad de producción y consumo nacional e internacional

La producción y el consumo de los biocombustibles se han incrementado en el mundo debido, principalmente, al uso que se les da en el sector de autotransporte, así como el reciente análisis e implementación en el sector de aviación (Torroba, 2021), esto ha sido impulsado por la formulación de políticas públicas que autorizan y, en muchos casos, promueven su uso.

Los cinco principales productores de biodiésel en el mundo son Estados Unidos (18 %), Indonesia (17 %), Brasil (13 %), Alemania (8 %) y Tailandia (4 %), el 40 % restante de la producción se distribuye entre el resto de los países del mundo (Torroba, 2021) (Figura 2.1.2.1), Estados Unidos y Brasil son los principales productores de FAME, con alrededor de 7 mil millones y 5 400 millones de litros respectivamente (CEDRSSA, 2020).

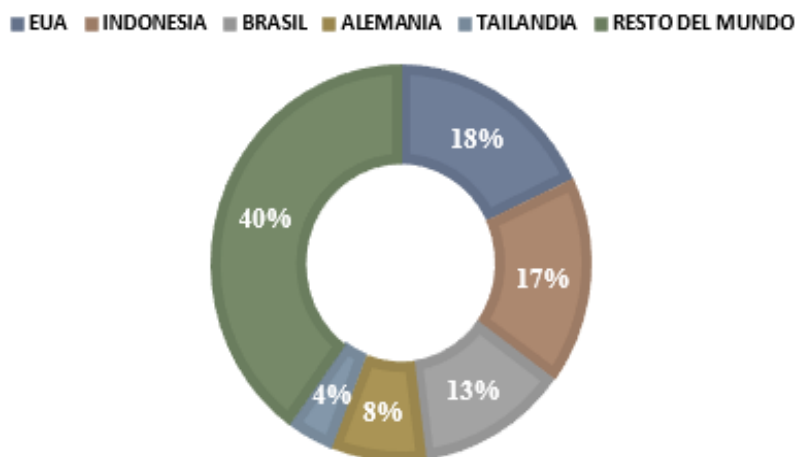


Figura 2.1.4 Distribución porcentual de la producción de biodiésel en el mundo en 2020. (Torroba, 2021)

En 2020 las materias primas más utilizadas en la producción de biodiésel fueron los aceites vegetales, entre los cuales se destacan el de palma, el de soja y el de colza. México cuenta con seis plantas industriales de producción de biodiésel ubicadas en los estados de Chiapas, Michoacán y Nuevo León, las cuales fueron diseñadas para procesar aceite de palma, *Jatropha Curcas L.*, aceite de higuera y sebo animal para ser convertido en biodiésel de primera o segunda generación (Montero, et al., 2015). El país tiene un gran potencial para la producción de biodiésel porque tiene una alta biodiversidad, una actividad agrícola intensiva y recursos de biomasa de residuos no explotados productivamente (Sheinbaum-Pardo, et al., 2013).

En México, la venta y uso de los biocombustibles como el biodiésel son permitidos cuando se cumple con los permisos y normas; sin embargo, en general, la producción y consumo de éstos es limitada (CEDRSSA, 2020), en febrero del 2020, se hizo pública la

estrategia para promover el uso de tecnologías y combustibles más limpios, entre los que se encuentran los biocombustibles. La estrategia incluye varias líneas de acción, entre las que se encuentran:

1. Facilitar el acceso al financiamiento para la producción de bioenergía sustentable.
2. Impulsar la inversión necesaria para atraer biocombustibles al mercado.
3. Fomentar la investigación científica sobre la producción de bioenergéticos y sus impactos económicos y ambientales.
4. Ampliar y fortalecer las normas de calidad de los combustibles de forma responsable, con la finalidad de permitir una transición ordenada al uso de tecnologías y combustibles más limpios.

El desarrollo de la industria del biodiésel en México muestra sus primeros pasos en el uso de tecnologías de biocombustibles de segunda generación. Actualmente, las universidades y los centros de investigación están llevando a cabo investigación y desarrollo de biodiésel enfocándose en el proceso de optimización, nuevos catalizadores, nuevas materias primas para la producción de biodiésel. En Chiapas, se desarrolló un programa de biodiésel al cual se le llamo “Chiapas Bioenergético” incluyó la plantación de cultivos, la extracción de aceite, 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 biodiésel 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). Sin embargo, se espera que la producción mexicana de biodiésel a partir de aceite de ricino supere los nueve millones de litros en 2030. En 2016, se produjeron en el país casi 4.3 millones de litros de biodiésel a base de aceite de ricino (Statista Inc., s.f.).

Tomando como base la literatura consultada se puede observar que una planta de biodiésel en México produce alrededor de 7,300 toneladas al año de biodiésel.

### **2.1.3 Ventajas y Desventajas**

El biodiésel es una opción para comenzar a descarbonizar el planeta, sin embargo, al igual que cualquier combustible tradicional procedente del petróleo presenta ventajas y desventajas a la hora de utilizarlo en los diversos procesos de aplicación como se muestra en la Tabla 2.1.5 ( Agencia Iberoamericana para la difusión de la ciencia y la tecnología, s.f.), (Guo, et al., 2015), ( Baudhh, et al., 2015)).

Tabla 2.1.5 Ventajas y Desventajas del usos y producción del biodiésel (Agencia Iberoamericana para la difusión de la ciencia y la tecnología, s.f.), (Guo, et al., 2015), (Baudh, et al., 2015)).

<b>VENTAJAS</b>	<b>DESVENTAJAS</b>
<b>Renovable y biodegradable por lo que contribuye con la preservación del medio ambiente.</b>	Uno de los principales problemas asociados al uso del biodiésel son las malas propiedades de flujo a baja temperatura.
<b>Emisiones de efecto invernadero más bajas.</b>	Mayor costo de inversión y/o producción.
<b>Se pueden hacer mezclas en todas las proporciones con petrodiesel.</b>	Mayor consumo de energía, además de su consumo para la producción en planta, se consume energía en la siembra y cosecha de las semillas.
<b>Posee propiedades similares a las del diésel.</b>	Falta de inversión y apoyo gubernamental para la realización de nuevos proyectos.
<b>Aumenta la vida de los motores, al poseer un poder lubricante mayor.</b>	Necesidad de ocupar grandes extensiones para la plantación de la materia prima.
<b>Tiene un punto de inflamación más alto, lo convierte en un combustible más seguro de usar, manejar y almacenar utilizando los depósitos y equipos de gasóleo existentes.</b>	En países no agrícolas la materia prima puede ser cara.
<b>Es compatible con los motores diésel existentes.</b>	
<b>No es nocivo para la salud humana ni para el planeta. Por ello, si hay derrames no causa grandes estragos.</b>	
<b>Favorecer el desarrollo de las poblaciones rurales que se dediquen a la producción de este biocombustible.</b>	

Tal como se pudo apreciar, las ventajas del uso y producción del biodiésel superan sus desventajas, motivo por el cual es posible afirmar que este se puede convertir en la principal fuente de energía no solo en el país sino en todo el mundo, de ser así, las emisiones contaminantes arrojadas por el sector automotriz se reducirían significativamente.

## 2.1.4 Normas aplicadas al biodiésel

La reacción de transesterificación que produce biodiésel también produce glicerol y como resultado, pequeñas cantidades de glicerol y compuestos intermedios pueden permanecer en el producto final del biodiésel inclusive después de la purificación, esto afecta la calidad general del combustible biodiésel. Por tanto, estos temas se abordan en las especificaciones de la norma ASTM (American Society for Testing and Materials) y en otras normas aplicables al biodiésel (Knothe, 2010). La exitosa introducción y comercialización del biodiésel en muchos países del mundo ha ido acompañada del desarrollo de normas para garantizar la alta calidad del producto y la confianza de los usuarios. Algunas normas sobre biodiésel son la ASTM D6751 (American Society for Testing and Material Standard) y la norma europea EN 14214, que se desarrolló a partir de normas ya existentes en algunos países europeos (Knothe, 2005), en la Tabla 2.1.6 se puede observar las especificaciones que debe cumplir el biodiésel para ser utilizado (Demirbas, 2013), (Rao, 2011)).

Tabla 2.1.6 Especificación de las propiedades del Biodiésel según las normas ASTM y EN.

		ASTM	EN 590: 2004	EN 14210: 2012
<b>Propiedad</b>	Unidades			
<b>Punto de inflamación</b>	°C	93	55	101
<b>Agua, máx.</b>	mg/kg		200	500
<b>Viscosidad cinemática</b>	mm <sup>2</sup> /s	1.9-6	2.0-4.5	3.5-5
<b>Densidad</b>	kg/m <sup>3</sup>	870- 890	820-845	860-900
<b>Contenido Éster</b>			5 % vol. máx. FAME	96.5 % min.
<b>Número de Cetano, min.</b>		47	51	51
<b>Número ácido, máx.</b>	mg KOH/g	0.5		0.50
<b>Éster metílico del ácido linolénico.</b>	% wt máx.			12.0
<b>Estabilidad oxidativa</b>		3 hrs min	6 hrs	8 hrs min
<b>Monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos.</b>	% wt máx.	MG 0.40	MG 0.70 DG 0.20 TG 0.20	
<b>Total, de glicerol, máx.</b>	% wt	0.240		0.25
<b>Grupo I metales (Na+K), max</b>	mg/kg	5		5
<b>Contenido de alcohol</b>	% wt metanol	0.2 máx.		0.20 máx.

Diversos son los factores que afectan la calidad del biodiésel después de la transesterificación, estos tienen que ver con la reacción, tipo de materia prima o la exposición a materiales extraños, los problemas técnicos que se presentan se pueden abordar a través de límites o especificaciones de las normativas, dando una base para que el biodiésel pueda ser seguro para alguna aplicación.

## 2.2 Proceso de producción de biodiesel

El biodiésel puede fabricarse por tres vías de producción: microemulsiones, craqueo térmico (pirólisis), y transesterificación. El método más rentable para la producción de biodiésel con mayor calidad es la transesterificación de aceites vegetales y grasas animales, esto debido a sus altos niveles de conversión y bajo tiempo de producción (Lew P., et al., 2014), no obstante, este proceso también presenta inconvenientes en la parte ambiental relacionadas con la falta de recuperación del catalizador y tratamiento de aguas residuales.

La reacción se divide en tres etapas: el triacilglicerol reacciona con el alcohol para formar el diacilglicerol, seguido de su reacción con el alcohol para formar el monoacilglicerol, que finalmente reacciona de nuevo con el alcohol para formar ésteres etílicos o metílicos y glicerol (Figura 2.2.1), la reacción precisa del uso de catalizadores, que se utilizan para mejorar las velocidades de reacción y permitir que el proceso se lleve a cabo a temperaturas y presiones moderadas (Rodríguez-Guerrero, et al., 2013), pueden ser de naturaleza ácida, alcalina o enzimática (Chilev & Simeonov, 2014).

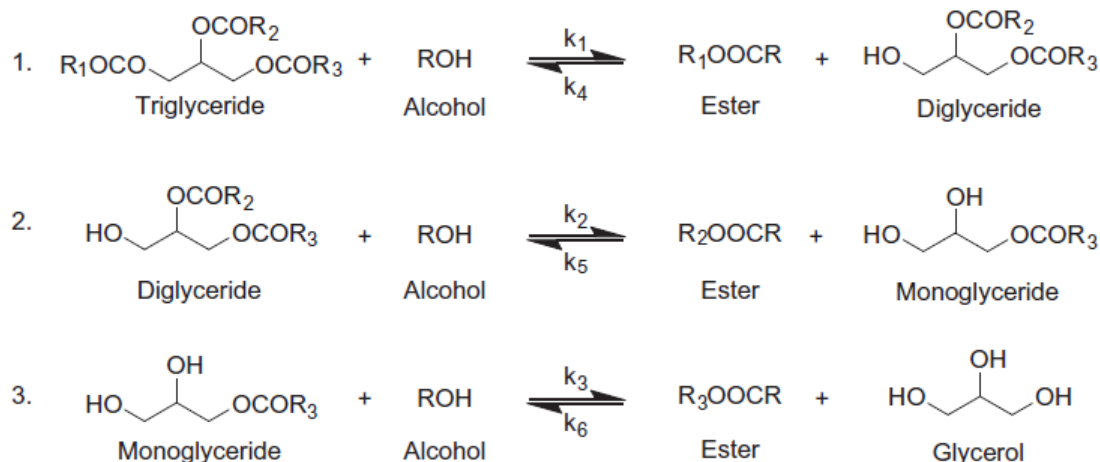


Figura 2.2.1 Vías de reacción por etapas para la producción de biodiésel (R es un pequeño grupo alquilo, R1, R2 y R3 son cadenas de ácidos grasos; k1, k2, k3, k4, k5, k6 son catalizadores químicos o enzimáticos (Lew P., et al., 2014).

En la Tabla 2.2.1 se pueden observar las ventajas y características químicas que poseen los reactivos necesarios más utilizados para llevar a cabo la transesterificación (Rodríguez Guerrero, et al., 2013), (Chilev & Simeonov, 2014) (Ramezani, et al., 2010)).

Tabla 2.2.1 Ventajas y características químicas presentes en los reactivos más utilizados para la reacción de transesterificación (Encinar, et al., 2011).

Reactivo	Alcohol	Tipo de catalizador
	METANOL	ALCALINO
<b>Ventajas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Menos costos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alta tasa de reacción.</li> <li>• Posibilita la utilización de menores moles de alcohol.</li> <li>• Menos corrosivos para los equipos industriales.</li> <li>• Fáciles de manejar.</li> <li>• Menor tiempo de reacción.</li> <li>• Presiones y temperaturas modernamente bajas.</li> </ul>
<b>Características químicas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cadena corta.</li> <li>• Polar</li> <li>• No forma azeótropos</li> <li>• Facilidad para su recuperación.</li> </ul>	

Como se puede observar las ventajas y características que contiene el metanol y los catalizadores alcalinos promueven su uso en el proceso de transesterificación a nivel industrial, por lo tanto, el biodiésel con rendimiento de 94-99 % es convencionalmente fabricado por medio de catálisis química (Lew P., et al., 2014), los catalizadores pueden ser hidróxidos y metóxidos alcalinos, siendo preferibles los hidróxidos por ser más baratos ( Kee Lam, et al., 2010), (Encinar, et al., 2011).

La reacción de transesterificación está condicionada por distintas variables como lo son: tipo y concentración de catalizador, materia prima, relación molar de alcohol y aceite, así como el efecto del tiempo y la temperatura (Ramezani, et al., 2010). En la Tabla 2.2.2 se puede observar las condiciones de la reacción de transesterificación usando como materia prima al aceite de higuera (Oliveira, et al., 2006), (Lima da Silva, et al., 2006), (Plentz Meneghetti, et al., 2006), ( Keera , et al., 2018), (Rodriguez Guerrero, et al., 2013) ( Keera , et al., 2018) (Zuleta, et al., 2012).



Tabla 2.2.2 Condiciones de transesterificación usando el aceite de higuera.

Autor	Ct	% Ct	OH	Rm OH/aceite	Temp.	Hrs	Rn
(Oliveira, et al., 2006)	NaOH	0.5-1.5 % wt	etanol	3:1	30-70 °C	5	90 %
(Lima da Silva, et al., 2006)	NaOH	0.5-1.5 % wt	etanol	12:1	30-80 °C		93.78%
(Plentz Meneghetti, et al., 2006)	CH <sub>3</sub> ONa	1 % wt	etanol	5:1	40 °C	Mayor tiempo	Rendimiento similar
			metanol			Menor tiempo	Rendimiento similar
(Keera, et al., 2018)	KOH	1	metanol	9:1	60 °C		92 %
(Lew P., et al., 2014)	NaOH	0.5-1.5 % wt	metanol	6:1	45-80 °C		94 % - 99%
	KOH						

Ct catalizador; % Ct porcentaje de catalizador; OH alcohol; rm razón molar; Temp. Temperatura; Hrs horas, Rn rendimiento.

Ningún proceso es 100% eficiente, por lo que se necesita una etapa de purificación para alcanzar los límites de pureza que establecen las normas, es necesario una cantidad significativa de purificación después de la reacción de transesterificación (Berriosa & Skeltonb, 2008), la vida del motor puede verse reducida por los altos niveles de impurezas (Tabla 2.2.1), uno de los objetivos es eliminar el exceso de metanol presente en el biodiésel, el metanol residual es extremadamente nocivo para el medio ambiente, la salud, el motor del automóvil y el almacenamiento del bicomcombustible. Para separar las impurezas del biodiésel se necesita un método de lavado usado para eliminar el exceso de contaminantes y los restos de productos químicos presentes en el biodiésel, el lavado con agua es muy eficaz ya que tanto el glicerol como el metanol son solubles en agua, además de tener la ventaja de eliminar las sales de sodio (Berriosa & Skeltonb, 2008), separar el glicerol es imperativo ya que de esta manera se disminuye de manera significativa la viscosidad del biodiésel colocándolo en un rango similar al de los combustibles fósiles.

Durante el proceso de separación del biodiésel se obtienen como corrientes de descarga efluentes con hidróxido de sodio, estos efluentes no pueden ser descargados de manera directa al ambiente, ya que se forma una base fuerte y puede ser corrosiva para algunos metales, además de los efectos negativos para la salud por su exposición; por ello es que se implementa una secuencia de tratamiento el cual implica la neutralización con ácidos, con ello lo que se busca es estabilizar los residuos antes de que sean desechados como productos finales del proceso, dentro de los ácidos que se usan como neutralizantes el más utilizado es el ácido fosfórico ya que permite recuperar el NaOH en forma más sencilla y el producto de la reacción  $Na_3PO_4$  puede utilizarse como fertilizante en la agricultura (Chilev

& Simeonov, 2014). El coste del biodiésel sigue siendo superior al del gasóleo convencional, el coste de producción puede reducirse utilizando procesos continuos y comercializando el glicerol subproducto de la producción de biodiésel (Rodríguez Guerrero, et al., 2013).

Dado que los biocombustibles pueden obtener un papel importante en el consumo energético, se suscitan preocupaciones ambientales de su producción, ya que se tiene un importante consumo de agua no solo en su proceso si no en los cultivos, dando solución a esto se pueden aprovechar fuentes de agua alternativas de riego, como lo son las aguas residuales, teniendo como resultado que cuando se utilizan aguas residuales para el riego del cultivo no se tiene ningún impacto negativo en la calidad del biodiésel (Tsoutsos, et al., 2013).

Tabla 2.2.3 Efectos de las impurezas del biodiésel (Berriosa & Skeltonb, 2008).

<b>IMPUREZA</b>	<b>EFEECTO</b>
<b>Ácidos grasos libres</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Corrosión</li> <li>• Baja estabilidad a la oxidación</li> </ul>
<b>Agua</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Corrosión</li> <li>• Crecimiento bacteriológico (bloqueo del filtro)</li> </ul>
<b>Metanol</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Valores bajos de densidad y viscosidad</li> <li>• Bajo punto de inflamación (problemas de transporte, almacenamiento y uso)</li> <li>• Corrosión de piezas de Al y Zn</li> </ul>
<b>Catalizador</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Depósitos en los inyectores (residuos de carbón)</li> <li>• Obstrucción del filtro (cenizas sulfatadas)</li> <li>• Debilitamiento del motor</li> </ul>
<b>Glicerol</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Problemas de sedimentación</li> </ul>

Como se observa la transesterificación presenta diversas ventajas al utilizar el metanol y el catalizador NaOH, esto reduce el tiempo de reacción, aumenta el rendimiento, entre algunos otros, es necesario una etapa de purificación después de la reacción de transesterificación para estar dentro de las normas, también es de utilidad para reducir la contaminación al medio ambiente con el uso de neutralizantes, de igual manera se logra disminuir costes de producción vendiendo los subproductos como el glicerol y recirculando al proceso algunos reactivos que se quedaron como remanentes en el biodiésel.

## 2.3 Exergía

Para lograr un desarrollo sostenible, el aumento de la eficiencia energética de los procesos desempeña un papel importante (Hepbasli, 2008), el análisis de la exergía ha sido ampliamente utilizado en el diseño, simulación y evaluación de rendimiento de sistemas de energía, este análisis se emplea para detectar y evaluar cuantitativamente las causas de la imperfección termodinámica en un determinado proceso. Por tanto, se puede identificar la unidad de pérdida de exergía más grande del sistema (Duan, et al., 2014), (Rosen & Dincer, 2003), (Didem & Gokcen, 2004), dando un panorama de donde hay posibilidades de una mejora termodinámica (Rosen & Dincer, 2003), ya que el funcionamiento en la carga energética de un proceso influye significativamente con los costes termo-económicos del producto final (Mata-Torres, et al., 2019), para lograrlo es necesario conocer el concepto de la exergía, de esta manera permitirá establecer una secuencia metodológica para su cálculo.

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. Conviene indicar que, aunque la exergía se ha definido como el trabajo mínimo necesario (o máximo obtenible), la exergía puede aprovecharse no sólo para producir trabajo, sino para producir calor, o frío (Martinez, 1992). Cuando la materia es llevada del estado uno, a una velocidad, elevación, composición, temperatura T y presión P, al estado dos, a una velocidad, elevación, composición, T y P diferentes, interesa determinar la cantidad máxima de trabajo útil que se puede extraer o la cantidad mínima de trabajo que se necesita.

Cuando se realiza un balance de exergía de un sistema, componente o subcomponente, se puede identificar el potencial de trabajo perdido causado por las irreversibilidades o destrucciones de exergía. Las irreversibilidades pueden explicarse por la fricción, las reacciones químicas, la transferencia de calor, entre otros procesos, que siempre generan entropía y destruyen la exergía (Mata-Torres, et al., 2019).

La primera y segunda ley de la termodinámica se utilizan para derivar ecuaciones útiles para calcular el trabajo perdido de cualquier proceso. Un balance energético general (primera ley de la termodinámica) puede escribirse para un sistema delimitado por el volumen de control. Las corrientes de flujo en ciertos estados fijos fluyen a velocidades fijas hacia o desde el volumen de control, el calor y el 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 se contraen, las ecuaciones a continuación presentadas son tomadas de (Seider, et al., 2003). El balance energético de un volumen de control de este tipo durante un periodo de tiempo,  $\Delta t$ , está dadas por:

$$\frac{\Delta(mU)_{sistema}}{\Delta t} + \Delta(\dot{m}H)_{corrientes} = \dot{Q}_0 - \sum_i \dot{Q}_i - \sum_i \dot{W}_i \quad \text{Ec. 2.3.1}$$

Donde:

$\Delta(mU)_{sistema}$  : es el cambio en la energía interna del sistema.

$\Delta(\dot{m}H)_{corrientes}$  : 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.

$\dot{Q}_i$  : es positivo para la transferencia de calor al volumen de control de un depósito de calor a una temperatura  $T_i$  diferente de  $T_0$ .

La Ecuación 2.3.1 ignora los cambios en la energía cinética y la energía potencial tanto para el sistema como para las corrientes.

$\sum_i \dot{W}_i$  : 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 ( $P_{surr}\Delta V_{sistema}$ ).

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

$$\frac{\Delta(mS)_{sistema}}{\Delta t} + \Delta(\dot{m}S)_{corrientes} - \frac{\dot{Q}_0}{T_0} - \sum_i \frac{\dot{Q}_i}{T_i} = \Delta\dot{S}_{irr} \quad \text{Ec. 2.3.2}$$

Donde:

$\Delta(mS)_{sistema}$  : cambio de entropía del sistema.

$\Delta(\dot{m}S)_{corrientes}$  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.

$\sum_i \frac{\dot{Q}_i}{T_i}$ : 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.

$\Delta\dot{S}_{irr}$  : es el aumento de entropía del universo debido al proceso, es cero solo para un proceso reversible. En caso contrario, es positivo y es una medida de la irreversibilidad del proceso.

Aunque  $\Delta\dot{S}_{irr}$  es una cantidad fundamental, su uso práctico es limitado debido a la dificultad para interpretar el significado de su magnitud, los ingenieros químicos prefieren utilizar una propiedad sustituta que es la disponibilidad (exergía), surge al combinar la primera y la segunda ley de la termodinámica.

Para derivar la disponibilidad (EXERGIA), se combinan las Ecuaciones (2.3.1) y (2.3.2) eliminando el  $\dot{Q}_0$ .

El resultado es:

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

$$\sum_i \dot{W}_i + T_0 \Delta \dot{S}_{irr} = 0 \quad \text{Ec. 2.3.3}$$

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:

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

$$\sum_i \dot{W}_i + T_0 \Delta \dot{S}_{irr} = 0 \quad \text{Ec. 2.3.4}$$

Ahora definimos una función de disponibilidad,  $B$ , para la combinación de entalpía y entropía en la ecuación 2.3.4:

$$B = H - T_0S \quad \text{Ec. 2.3.5}$$

La función de disponibilidad puede ser referenciada a cualquier estado y no es una cantidad absoluta. En la Ecuación 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,  $LW$ , pérdida de disponibilidad o exergía.

$$L\dot{W} = T_0 \Delta \dot{S}_{irr} \quad \text{Ec. 2.3.6}$$

La sustitución de las Ecuación 2.3.5 y 2.3.6 en la Ecuación 2.3.4 da:

$$\frac{\Delta[m(B - PV)]_{sistema}}{\Delta t} + \Delta[\dot{m}(B)]_{corrientes} - \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i + \sum_i \dot{W}_i + L\dot{W} = 0 \quad \text{Ec.2.3.7}$$

Alternativamente, la Ecuación 2.3.7 puede ser reorganizada a la siguiente forma:

$$\sum_i \dot{W}_i + L\dot{W} = -\frac{\Delta[m(B - PV)]_{sistema}}{\Delta t} - \Delta[\dot{m}(B)]_{corrientes} + \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i \quad \text{Ec.2.3.8}$$

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 perdida 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.

### 2.3.1 Eficiencia termodinámica.

Los balances de energía y de disponibilidad se utilizan conjuntamente para determinar las necesidades de energía y las irreversibilidades que conducen a la pérdida de trabajo.

La eficiencia termodinámica de una operación o de un proceso completo depende de su objetivo principal y del trabajo que se pierde en lograr ese objetivo. Los objetivos difieren de una aplicación a otra. Por ejemplo, el objetivo principal de un ciclo de refrigeración puede ser la transferencia de calor desde la corriente que se refrigera al refrigerante.

Para derivar expresiones generales de eficiencia termodinámica, escribimos la Ecuación 2.1.4.7, el balance combinado de energía y entropía, en la forma:

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

La eficiencia termodinámica se calcula a partir de una de dos ecuaciones, dependiendo del signo del término que representa el objetivo principal en el lado derecho de la Ecuación 2.3.9. Si el signo es positivo, la eficiencia termodinámica es dado por:

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

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

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

La aplicación de la Ecuación 2.3.11 siempre resulta en una eficiencia positiva que es igual o inferior a la unidad (es decir, 100%), porque el objetivo principal tiene un signo negativo y el trabajo perdido es mayor o igual a cero. Por otro lado, la Ecuación 2.3.10 puede

dar valores que van desde menos de cero hasta la unidad. Una eficiencia negativa resulta cuando el trabajo perdido es mayor que el valor absoluto del objetivo principal.

Como se puede observar este conocimiento es útil y necesario para identificar la eficiencia energética y/o oportunidades de conservación de energía, así como para dictar la energía adecuada para generar un producto específico (Mata-Torres, et al., 2019).

## **2.4 Herramientas para diseño y cálculo de exergía**

Para el desarrollo del análisis basado en el cálculo de exergía en los procesos se han utilizado diversas herramientas como lo son los softwares, entre la diversa disponibilidad de ellos se pueden mencionar a:

EES (Engineering Equation Solver) el cual permite resolver la exergía física para las corrientes de una planta (Mata-Torres, et al., 2019) (Palenzuela, et al., 2015), mediante ecuaciones de transferencia de energía y masa a flujo constante (Plentz Meneghetti, et al., 2006).

Por medio de simulaciones se puede obtener resultados más acercados a la realidad del proceso, estas indican en que a determinadas condiciones un equipo es más eficiente, dentro de los simuladores se puede encontrar a Aspen, una de las ventajas de usarlo es que tienen precargado ecuaciones de estado que pueden calcular las propiedades termodinámicas necesarias para el cálculo de la exergía (Araújo, et al., 2007), además de incluir ecuaciones ligadas al fenómeno que se desarrolla en los equipos, dentro del simulador se tiene acceso a herramientas como los análisis de sensibilidad en los que se puede variar diferentes parámetros de todo el sistema (Palenzuela, et al., 2015).

# **Capítulo 3**

# **METODOLOGÍA**



La metodología de este trabajo de tesis está conformada por dos etapas, en la primera etapa, se realiza la síntesis del sistema de separación, en este se llevó a cabo la revisión de la literatura para obtener información respecto a las características de la mezcla proveniente del sistema de reacción para la obtención del biodiésel, así como aquellas propiedades que serán importantes para la validación de la simulación, para finalmente realizar la síntesis del proceso de separación para la obtención del biodiésel, definiendo los equipos principales del proceso; en la segunda etapa, “Simulación del proceso de separación”, se realizó la simulación y análisis de sensibilidad correspondiente para evaluar el desempeño del proceso.

### 3.1. Síntesis del sistema de separación

#### 3.1.1 Caracterización de la mezcla

La mezcla base para este trabajo de tesis fue estructurada usando como referencia la literatura consultada, las condiciones de alimentación de 1 atm de presión y 60 °C fueron tomadas a partir de la referencia comparativa que se realiza en la Tabla 2.2.2 donde se indican las características que tienen diversas condiciones en la reacción de transesterificación, la mezcla que se usó contenía esteres metílicos obtenidos por la transesterificación del aceite de higuerilla (se usó como referencia la Tabla 3.1.1 (Dias , et al., 2013), (Zuleta, et al., 2012)), excedente de metanol, glicerol, trazas de agua y trazas de catalizador.

Tabla 3.1.1 Composición del biodiésel proveniente del aceite de higuerilla según la literatura.

<b>Métil Éster</b>	<b>(Dias , et al., 2013)</b> % w/w	<b>(Zuleta, et al., 2012)</b> %
<b>Palmitato</b>	1.09 ± 0.09	1.09
<b>Esteato</b>	0.94 ± 0.05	0.87
<b>Oleato</b>	3.70 ± 0.06	3.34
<b>Linoleato</b>	4.44 ± 0.01	4.87
<b>Ricinoleato</b>	89.93 ± 0.01	89.40
<b>Linoleanato</b>	-	0.44
<b>Eicosanato</b>	-	0.37

La mezcla final alimentada al sistema de separación se puede observar en la Tabla 3.1.2.

Tabla 3.1.2 Composición másica de la corriente fresca empleada en el sistema de separación.

<b>Componente</b>	<b>Composición [Fracc. Másica]</b>
<b>Metanol</b>	0.599
<b>Agua</b>	0.0688
<b>Glicerol</b>	0.0964
<b>Oleato</b>	0.0047
<b>Ricinoleato</b>	0.1343
<b>Esteato</b>	0.0180
<b>Eicosanato</b>	0.00079
<b>Linolenato</b>	0.00132
<b>Lineleato</b>	0.06481
<b>Palmitato</b>	0.01148
<b>NaOH</b>	3.9942e-05

### 3.1.2 Análisis de propiedades fisicoquímicas

Para la selección de las operaciones unitarias del proceso de separación se realizó un análisis de las propiedades fisicoquímicas y condiciones de equilibrio existentes, con el fin de identificar la formación de regiones de baja solubilidad, presencia de azeótropos o limitaciones del proceso de destilación. El objetivo de la Tabla 3.1.3 y 3.1.4 fue identificar las operaciones unitarias necesarias, se tomó en cuenta que en la destilación se aprovechan las diferencias en las volatilidades, mientras que en la extracción las distintas solubilidades, de acuerdo con las Tablas se observa que la solubilidad con respecto al agua, glicerol y el biodiésel es diferente, esto indica que existe una zona de baja solubilidad.

Tabla 3.1.3 Propiedades fisicoquímicas de la mezcla reportadas en la literatura (National Center for Biotechnology Information, s.f.).

<b>COMPUESTO</b>	<b>Polaridad</b>	<b>Miscibilidad</b>	<b>Temperatura de burbuja (Tb)</b>	<b>Solubilidad</b>
<b>Aceite de higuera</b>	No polar	Completa en alcohol	313 °C	Soluble en alcohol, insoluble con hidrocarburos alifáticos, es insoluble en grasa
<b>Metanol</b>	Medianamente polar	En: Agua, alcohol, esteres y cetonas	67.4 °C	Medianamente soluble en grasas y aceites

Tabla 3.1.4 Continuación de la Tabla 3.1.3 Propiedades fisicoquímicas de la mezcla reportadas en la literatura.

<b>COMPUESTO</b>	<b>Polaridad</b>	<b>Miscibilidad</b>	<b>Temperatura de burbuja (Tb)</b>	<b>Solubilidad</b>
<b>Agua</b>	Polar	Miscibles en alcohol	100 °C	Muy soluble en etanol, metanol y acetonas
<b>Hidróxido de sodio</b>	Polar	Muy miscible en agua	1388°C	En agua, etanol, metanol, glicerol
<b>Glicerol</b>	Polar	Completamente en agua	290 °C	En agua
<b>Oleato</b>	Polaridad menor al del alcohol.	En alcoholes y éter.	218 °C a 20 mm Hg	Insoluble en agua, soluble en cloroformo
<b>Linoleato</b>	Polaridad menor al del alcohol.		207-208 °C a 11 mm Hg	
<b>Linolenato</b>	Polaridad menor al del alcohol.		182 °C a 3 mm Hg	Insoluble en agua
<b>Eicosanato</b>	Polaridad menor al del alcohol		215-216 °C a 10 mm Hg	
<b>Ricinoleato</b>	Polaridad menor al del alcohol		245 °C a 100 mm Hg	Soluble en alcohol y éter.
<b>Palmitato</b>	Polaridad menor al del alcohol		185 °C/10 mmHg	Insoluble en agua, soluble en alcohol, cetonas.
<b>Esteato</b>	Polaridad menor al del alcohol.		370-443 °C	Insoluble en agua, soluble en alcohol, éter, cloroformo.

### 3.1.3 Selección de las operaciones unitarias

La corriente proveniente del sistema de reacción se encuentra en fase líquida, sin tener presencia de componentes no condensables, por lo que no será necesario incluir en el proceso de separación de una etapa de equilibrio (condensación parcial o destilación flash). Los componentes a remover de la mezcla biodiesel son: metanol, agua, hidróxido de sodio y glicerol. En la Tabla 3.1.5 se puede observar la mezcla ordenada desde el componente más volátil al más pesado, revelando que la diferencia de las temperaturas de los puntos de burbuja entre ellos es adecuada para proponerlos en un sistema de separación, ya sea por medio de “destilación” en relación con los componentes que son miscibles entre sí, y por “extracción” para los que no lo son.

Tabla 3.1.5 Componentes ordenados por orden de volatilidad.

COMPONENTES	TB °C [P=1 atm]
Metanol	64.7
Agua	100
Glicerol	290
Palmitato de metilo	185 °C/10 mmHg
Oleato de metilo	218 a 20 mm Hg
Linoleato de metilo	182 a 3 mm Hg
Linolenato de metilo	207-208 a 11 mm Hg
Esteato de metilo	370 - 443
Eicosanato de metilo	215- 216 10 mmHg
Ricinoleato de metilo	245 a 100 mm Hg
NaOH	1388

### 3.1.4 Elección del método termodinámico.

Una de las herramientas que se utilizaron para poder facilitar la toma de decisión del método termodinámico fue el árbol de decisión publicado por Aspen Technology, Inc. (Carlson, 1996) (Figura 3.1.1), este árbol está basado en cuatro factores de selección. Dentro de la mezcla de biodiésel los componentes predominantemente son polares, no electrolíticos, mezcla L-L, por lo que siguiendo esta ruta el método recomendado es el de UNIFAC LLE, sin embargo este modelo no permitía una correcta aplicación de la base de datos del Ricinoleato de Metilo, se eligió la versión la versión modificada de Dortmund de UNIFAC ya fue la que mejor predijo el comportamiento de la mezcla, para poder corroborar que el modelo termodinámico elegido es el correcto se compararon propiedades termodinámicas como: densidad específica, punto de inflamación y viscosidad proporcionada en los artículos consultados con los datos arrojados por el simulador ASPEN PLUS, el modelo final elegido fue la versión modificada de Dortmund de UNIFAC ya que fue la que mejor predijo el comportamiento de la mezcla.

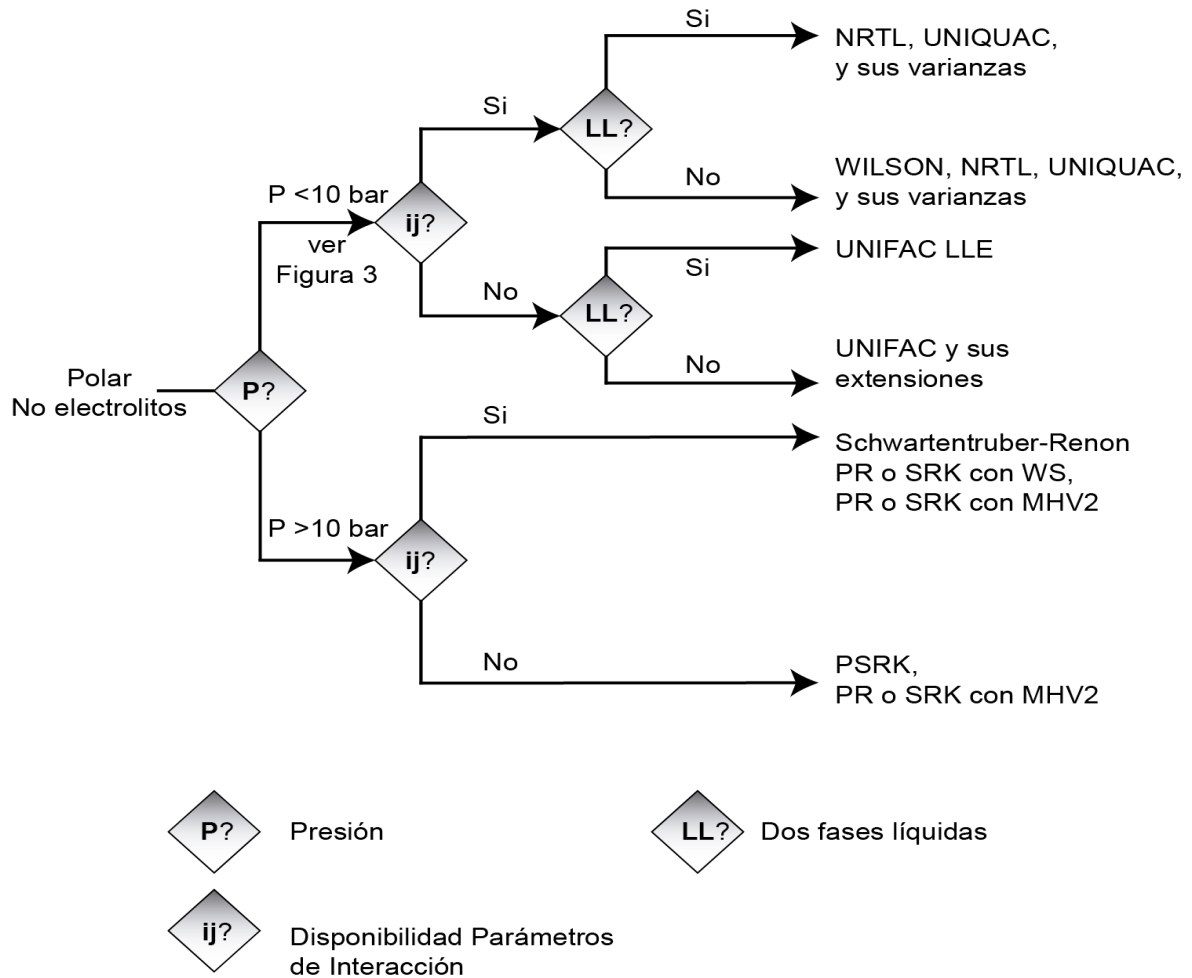


Figura 3.1.1 Árbol de decisión de Aspen Plus (Carlson, 1996).

En la Tabla 3.1.6, 3.1.7, 3.1.8, 3.1.9 se observa la comparativa entre las propiedades del biodiésel de higuera consultado en la literatura (Azizzadeh Hajlari, et al., 2019), (Scholz & Nogueira da Silva, 2008), (Azad, et al., 2016), (Encinar, et al., 2011), (National Center for Biotechnology Information, s.f.) contra el obtenido en el simulador Aspen Plus V8.8, de esta manera se verificó que el método termodinámico elegido está dentro del margen de error de los datos reportados.

Tabla 3.1.6 Propiedades termodinámica de biodiésel de higuera consultado en la literatura vs las obtenidas con el simulador (Azizzadeh Hajlari, et al., 2019), (Scholz & Nogueira da Silva, 2008), (Azad, et al., 2016), ( Encinar, et al., 2011).

PROPIEDAD	BIODIESEL DE ACEITE DE RICINO						
	(Azizzadeh Hajlari, et al., 2019)	(Scholz & Nogueira da Silva, 2008)	(Azad, et al., 2016)	( Encinar, et al., 2011)	Promedio	Desviación estándar	Simulador
<b>Viscosidad a 40°C [Cts.]</b>	10.5	14.5	-	14.85	13.28	±2.41	8.20
<b>Densidad (<math>\frac{g}{cm^3}</math>)</b>	0.926	0.9474	0.913-0.920	0.91716	0.9267	±0.014	0.905
<b>Gravedad específica</b>	0.913	-	-	-	-	-	-
<b>Temperatura de inflamación [°C]</b>	164	-	151	205	173.33	±28.18	-
<b>Cloud point [°C]</b>	-23	-	13.2	-	-	-	-
<b>Número de cetano</b>	43.7	50	-	36.91	43.53	±6.54	-
<b>Contenido de Métil Esteres (w/w%)</b>	-	-	-	94.66	-	-	-

Tabla 3.1.7 Propiedades fisicoquímicas de los métil esterres del biodiésel de aceite de higuera obtenidas del simulador.

Propiedad	Metil-Palmitato	Metil-Linolenato	Metil-Eicosanato
<b>Peso molecular</b>	270.456	292.462	-
<b>Tc [°C]</b>	489.05	496.25	-
<b>Pc [bar]</b>	12.35	13.29	
<b>Tb [°C]</b>	324.55	347	377.05
<b>Hvl [<math>\frac{cal}{mol}</math>]</b>	13745.1	15240.9	1.1891e+08

Tabla 3.1.8 Continuación de la Tabla 3.1.7. Propiedades fisicoquímicas de los métil esteres del biodiésel de aceite de higuera obtenidas del simulador.

Propiedad	Metil-Ricinoleato	Metil-Linoleato	Metil-Oleato	Metil-Esteato
<b>Peso molecular</b>	312.49	294.478	296.494	298.51
<b>Tc [°C]</b>	-	494.25	490.85	507.95
<b>Pc [bar]</b>	-	13.06	12.8	10.84
<b>Tb [°C]</b>	382.05	346	343.85	350.55
<b>Hvl <math>\left[\frac{cal}{mol}\right]</math></b>	12465.9	15144.6	15260.1	14485

Tabla 3.1.9 Propiedades fisicoquímicas de los esteres metílicos del biodiésel de higuera consultado en la literatura vs las obtenidas con el simulador.

Componente	Densidad $\frac{g}{cm^3}$		Presión crítica [bar]	
	Literatura	Simulador	Literatura	Simulador
<b>Metanol</b>	0.79	0.79023	79.54	80.84
<b>Agua</b>	1	1	220.6	220.64
<b>Glicerol</b>	1.261	1.18	75	75
<b>NaOH</b>	2.1	2.153		
<b>Metil-Palmitato</b>	0.853	0.8682	12.5	14.15
<b>Metil-Linolenato</b>	0.925	0.9025		13.29
<b>Metil-Linoleato</b>	0.893	0.891	12.9	13.06
<b>Metil-Oleato</b>	0.8739	0.877	12.68	12.8
<b>Metil-Ricinoleato</b>	0.925	1.5		
<b>Metil-Estereato</b>	0.8498	0.8662	11.46	10.84

En la tabla 3.1.9 se puede observar que las temperaturas de burbuja entre la literatura y la simulación son muy diferentes esto se debe ya que se encuentran reportadas a diferentes presiones.

Para poder elegir el corte adecuado para la separación se tomó como referencia la heurística que menciona que se deben elegir componentes clave a aquellos cuya separación resulta ser la más fácil, así mismo establecer los cortes preliminares en el sistema de separación y presión de operación en base a las regiones térmicas de equilibrio, se realizó el

análisis de los diagramas de equilibrio T-xy. En las Figuras 3.1.2-3.1.4 se muestran los diagramas de equilibrio tomando como base los componentes clave de la región de destilación de la mezcla biodiésel (componentes extremos de la región térmica), como se puede observar en los diagramas T-xy del Metanol y Metil-Ricinoleato (Figura 3.1.3) a bajas presiones ( $P < 1\text{ atm}$ ) la temperatura en el reboiler se aleja de las temperaturas de degradación térmica de los esteres metílicos

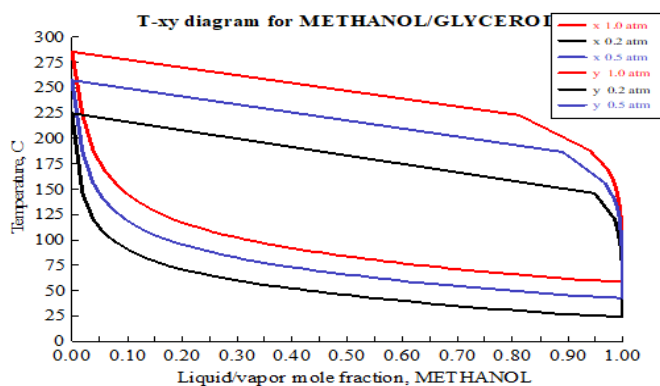
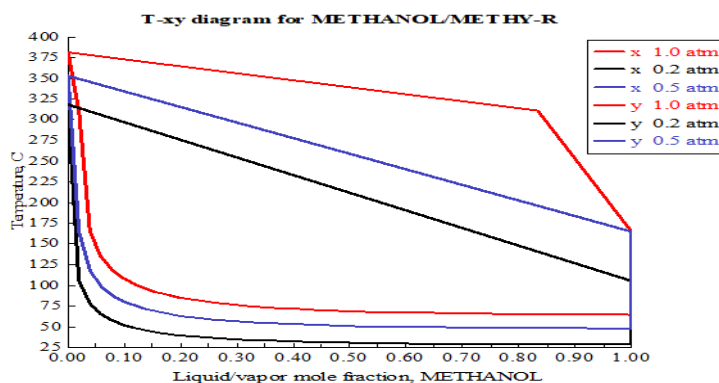
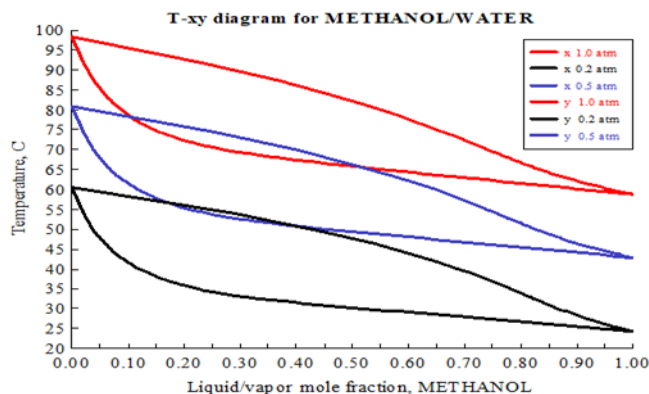


Figura 3.1.2 Diagrama T-xy [Metanol-Glicerol]  $P=1\text{ atm}; 0.5\text{ atm}; 0.2\text{ atm}$



3.1.3 Diagrama T-xy [Metanol – Ricinoleato de metilo]  $P=1\text{ atm}; 0.5\text{ atm}; 0.2\text{ atm}$



3.1.4 Diagrama T-xy [Metanol-Agua]  $P= 1\text{ atm}; 0.5\text{ atm}; 0,2\text{ atm}$ .

En la destilación se aprovechan las diferencias en las volatilidades, mientras que en la extracción las distintas solubilidades, de acuerdo con la Tabla 3.1.3 y 3.1.4 se observa que



la solubilidad con respecto al agua, glicerol y el biodiésel es diferente, esto indica que existe una zona de baja solubilidad lo cual se corrobora con los diagramas ternarios de las Figuras 3.1.5 – 3.1.8 en donde se analiza el comportamiento de los componentes predominantes en la mezcla. La extracción es recomendada cuando los componentes tienen volatilidades similares, forman azeótropos, son sensibles a la temperatura, no son volátiles o su destilación requiere gran consumo energético.

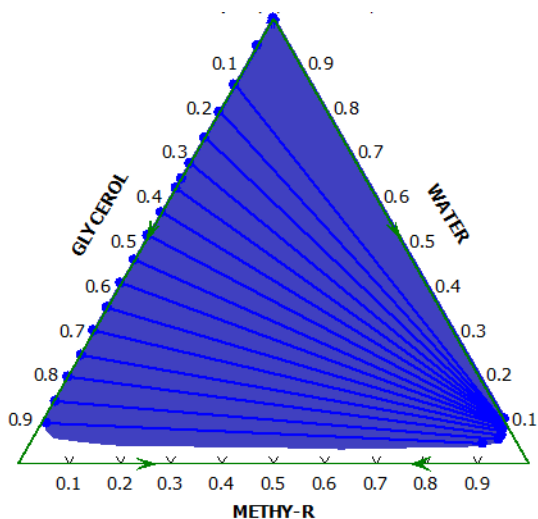


Figura 3.1.5 Diagrama ternario [Agua-Glicerol-M-Ricinoleato]

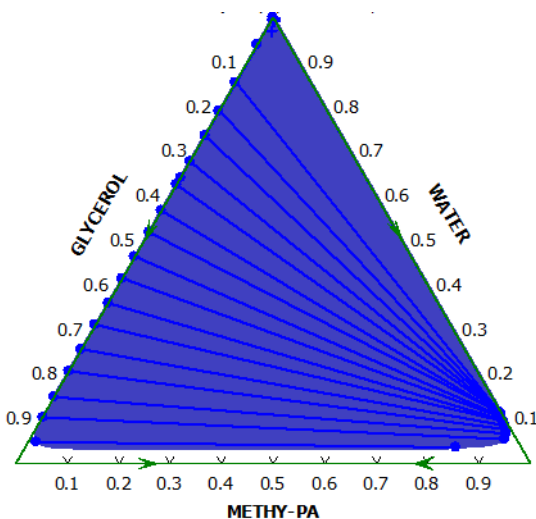


Figura 3.1.6 Diagrama ternario [Agua-Glicerol-M. Palmitato]

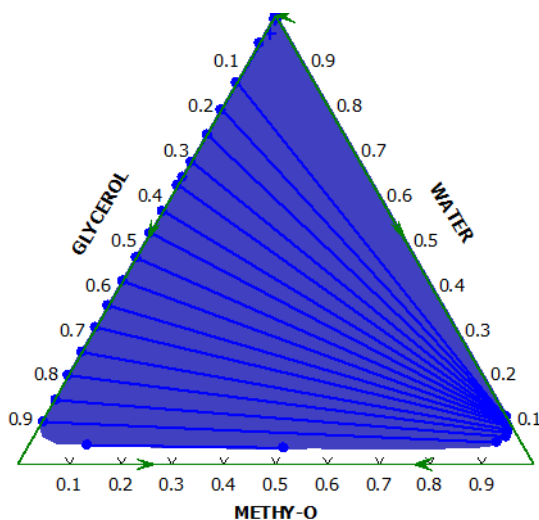


Figura 3.1.7 Diagrama ternario [Agua-Glicerol-M.Oleato]

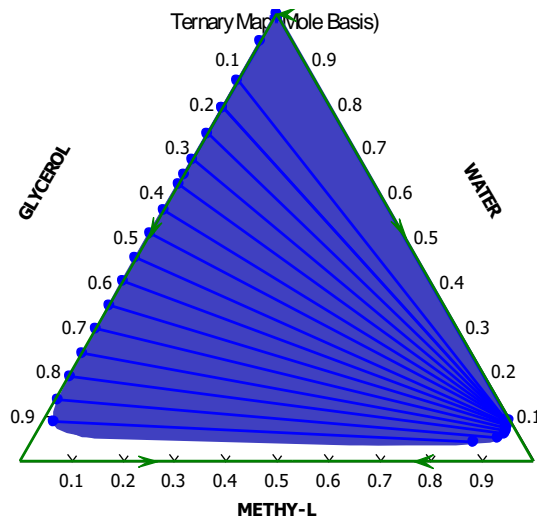


Figura 3.1.8 Diagrama ternario [Agua-Glicerol. M.Linoleato]

Para la separación de los componentes que son miscibles entre si se propone implementar Destilación. Para que la operación sea viable la concentración de los componentes clave debe de encontrarse entre 15 y 80 % w/w. y la volatilidad del componente clave debe ser  $> 1.2$ , como se observa a partir de la temperatura de burbuja entre el metanol y los componentes del biodiésel esto es factible.

En las tablas Tabla 3.1.4, se observa que, el metanol presenta una  $T_b$  muy diferente respecto a el aceite de higuierilla, esteres metílicos y los demás componentes miscibles en metanol, por lo que el metanol al ser el más volátil del grupo de interés es viable su remoción en la primera etapa por destilación, esto de acuerdo a la heurística mencionada por (Turton, et al., 1998) de que se debe realizar primero la separación más fácil, es decir, la que menos demanda de bandejas y reflujo tenga, por lo tanto se tomaron a metanol y glicerol como componentes clave en un primer corte. Esto mismo se puede corroborar al observar el comportamiento de los diagramas T-xy, se observa que para poder operar la columna de separación a una  $T_{min}$  (Temperatura en condensador) debe estar entre  $38^{\circ}\text{C}$ - $50^{\circ}\text{C}$  y poder emplear agua de enfriamiento como servicio auxiliar. Haciendo un análisis simplificado sobre los componentes claves del primer corte se observa que no hay presencia de azeótropos y que las etapas necesarias para la recuperación del componente clave ligero es mínima como se observa en la Figura 3.1.2 por lo que la primera columna de destilación tendrá como objetivo la recuperación del metanol presente en la corriente de alimentación al proceso.

En las Figura 3.3.3 y 3.3.4 se observa igualmente que no hay presencia de azeótropos y que la separación de las curvas de saturación de la fase líquido y vapor es amplia requiriendo una baja cantidad de etapas de equilibrio, por lo que la separación por destilación simple es viable. También se observa que para mantener temperaturas en el rebóiler alejada de la temperatura de degradación térmica de los esteres metílicos es necesario trabajar a presiones correspondientes a condiciones de vacío, evitando con esto cambios significativos en las características del biodiésel.

Debido a la presencia de zonas de baja solubilidad (Figura 3.1.5 a 3.1.8), característica de la presencia de ELL (equilibrio líquido-líquido), entre los componentes característicos del biodiésel, glicerol y NaOH se contempla anexar una etapa de separación basada en extracción empleando agua como solvente de extracción. En la etapa de extracción todo lo que es soluble en el solvente (agua) es descargado en el extracto de esta etapa, por lo que el NaOH y glicerol son los componentes de interés. El glicerol puede removerse del solvente de extracción por destilación, sin embargo, antes es recomendable retirar el NaOH de la mezcla para evitar incrustaciones o problemas de corrosión en la columna. Para que fuera posible eliminar el NaOH de los efluentes que salen como producto del proceso se propuso emplear ácido tetraoxofosórico o ácido fosfórico ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ), compuesto en fase líquida a más de  $42^{\circ}\text{C}$  considerado como un fuerte neutralizante, obteniendo como producto fosfato trisódico ( $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ), compuesto soluble en agua (121 g/l,  $20^{\circ}\text{C}$ ) (National Center for Biotechnology Information, s.f.), cristaliza con 8 y 12 moles de agua por lo que puede emplearse como agente secante obteniéndose cristales (forma hidratada), los cuales pueden ser separados de la mezcla remanente por filtración. Los cristales obtenidos pueden ser empleados como subproductos del proceso debido a sus aplicaciones en la industria del fosfato trisódico, o

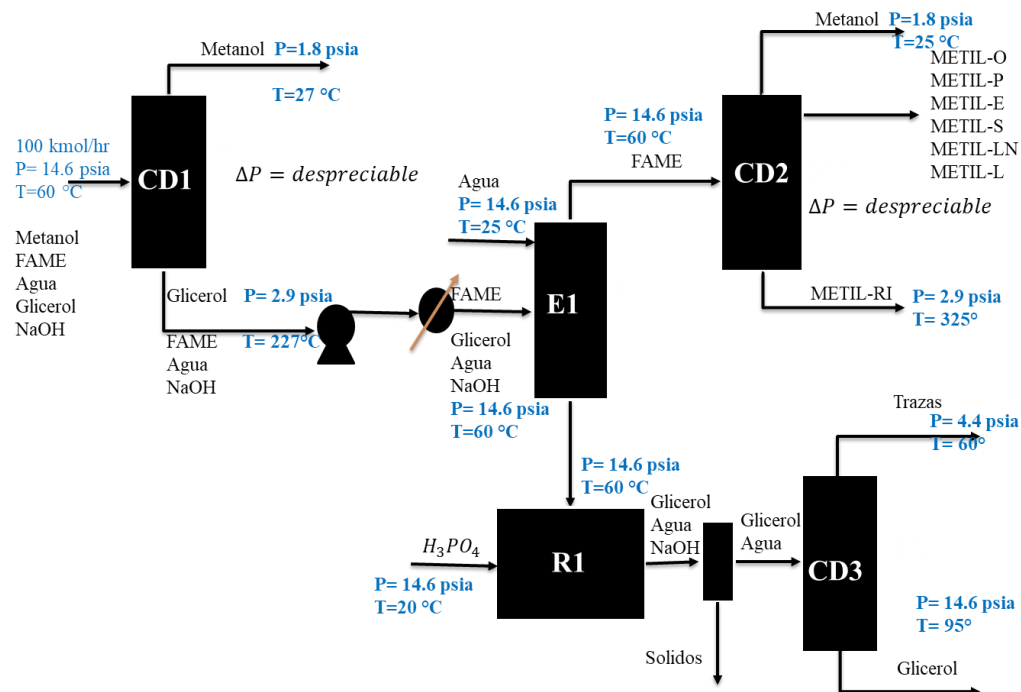
enviados a procesos alternos como materia prima para la obtención de nuevos productos como  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  y  $\text{NaOH}$ .

Dado que los componentes que salen de la etapa de extracción como refinando son miscibles entre si, se propuso implementar una segunda columna de destilación la cual tendrá como objetivo separar al Ricinoleato de metilo, componente que le otorga las características específicas que posee este biodiésel, con el diagrama T-xy mostrado en la Figura 3.1.3 la apertura en la ojiva indica que la separación por destilación es viables, indicando que se tiene que trabajar a presiones por debajo de la atmosférica alejándose de esta manera de la temperatura de degradación térmica del biodiésel, para ayudar a la rentabilidad del proceso, se propuso una etapa adicional de separación, donde el objetivo sea la obtención del glicerol, ya que este subproducto puede ser comercializado, haciendo uso de la Figura 3.1.4 la destilación es factible.

## 3.2 Síntesis de procesos de separación.

### 3.2.1 Elaboración del diagrama de bloques.

De acuerdo con lo que se analizó en las secciones anteriores, se llegó a la construcción del diagrama de bloques presentado en la Figura 3.2.1, donde se identifican preliminarmente las variables operativas, usando equipos auxiliares como la bomba e intercambiador, esto para lograr tener las condiciones adecuadas a la entrada del extractor y el filtro es utilizado para separar los sólidos del glicerol.



C1, C2 columnas de destilación; E1 equipo de extracción, R1 reactor.

Figura 3.2.1 Diagrama de bloques del sistema de separación del biodiésel obtenido a partir de aceite de higuierilla.

### 3.2.2 Elección de equipos

En la Tabla 3.2.1 se puede observar los equipos que fueron propuestos para el proceso de separación denotando la nomenclatura que se empleó para cada uno.

Tabla 3.2.1 Equipos propuestos para el proceso de separación del biodiésel obtenido a partir del aceite de higuerilla.

<b>Equipo</b>	<b>Nomenclatura</b>
<b>Columna de destilación</b>	CD1, CD2
<b>Columna de Extracción</b>	E1
<b>Reactor</b>	R1

La presión en la columna de destilación se trabajó con presiones máximas  $< 1$  atm. para evitar la degradación termina de los componentes del biodiésel tomando, la presión máxima en una columna de destilación se encuentra en el reboiler, las heurísticas indican que la caída de presión entre los fondos y el destilado es de 10 psia, sin embargo la caída de presión se tomó como despreciable ya que al realizar el cálculo la presión en el destilado era muy pequeña, por lo tanto se utilizó la heurística que menciona que en cada una de las etapas debe de tener una caída de presión de 0.1 psia. En la columna de extracción, la corriente de refinado que sale de la columna de extracción (todos aquellos que no son solubles en agua), son miscibles entre sí por lo que se propuso la utilización de otra columna de destilación, sin embargo, como las temperaturas de burbuja de los componentes presentes en la mezcla tiene una diferencia muy grande, se propuso la utilización de un condensador parcial, esta columna también se manejó con presión máximas  $< 1$  atm, para la neutralización de la corriente extracto se propuso emplear un reactor.

### 3.2.3 Condiciones de operación de los equipos.

Las Tabla 3.2.2, Tabla 3.2.4, Tabla 3.2.6 muestran la alimentación de materia prima que se propuso para la columna de destilación, columna de extracción y el reactor. Respectivamente, en las Tablas 3.2.3, Tabla 3.2.5 y Tabla 3.2.7 se muestran las condiciones de operación que se propusieron para la columna de destilación, columna de extracción y el reactor respectivamente.

Tabla 3.2.2 Composición y condiciones de la corriente de alimentación de CD1.

<b>Fujo molar total</b>	<b>100 kgmol/hr</b>
<b>Componente</b>	<b>Composición [Frac. Másica]</b>
<b>Metanol</b>	0.599
<b>Agua</b>	0.0688
<b>Glicerol</b>	0.0964
<b>Metil-O</b>	0.0047
<b>Metil-R</b>	0.1343
<b>Metil-S</b>	0.0180
<b>Metil-E</b>	0.0079
<b>Metil-Ln</b>	0.00132
<b>Metil-L</b>	0.06481
<b>Metil-Pa</b>	0.01148
<b>NaOH</b>	3.9942e-05
<b>Presión</b>	1.01 atm
<b>Temperatura</b>	60°C

Tabla 3.2.3 Condiciones de operación de CD1, CD2 y CD3

<b>Columna</b>	<b>CD1</b>	<b>CD2</b>	<b>CD3</b>
<b>Relación de reflujo</b>	0.01	0.06405	0.11556
<b>No de platos</b>	22	26	6
<b>Plato de alimentación</b>	10	11	3
<b>Presión en el condensador</b>	10 psia	11.6 psia	14.6 psia
<b>Caída de presión en la columna</b>	2 psia	1.45 psia	1.45 psia

Tabla 3.2.4 Composición y condiciones de la corriente de alimentación del solvente al E1.

<b>Flujo másico</b>	<b>100 kg/ hr</b>
<b>Temperatura</b>	25° C
<b>Presión</b>	1 .1 bar

Tabla 3.2.5 Condiciones de operación E1.

<b>No de etapas</b>	<b>6</b>
<b>Componente</b>	
<b>Agua</b>	Primera fase
<b>Metil-O</b>	Segunda fase
<b>Presión</b>	1 bar

Tabla 3.2.6 Composición y condiciones de operación de la corriente neutralizante del R1.

<b>Neutralizante</b>	<b><math>H_3PO_4</math></b>
<b>Flujo másico</b>	50 kg/ hr
<b>Componentes</b>	Fracción másica
<b>Agua</b>	0.8
<b><math>H_3PO_4</math></b>	0.2
<b>Temperatura</b>	20° C
<b>presión</b>	1 .1 bar

Tabla 3.2.7 Condiciones de operación de R1.

<b>Reacción</b>	<b><math>3 NaOH + H_3PO_4 \rightarrow Na_3PO_4 + 3 H_2O</math></b>
<b>Presión</b>	1.1 bar
<b>Temperatura</b>	50 °C

### 3.2.4 Análisis de Sensibilidad: Exergía

El cálculo de exergía se llevó a cabo para evaluar el desempeño en las columnas de destilación considerando que trabajan en flujo continuo y en estado estacionario. Para cada columna se determinó mediante experimentación basado en simulación las propiedades termodinámicas y especificaciones de las corrientes de alimentación y las corrientes producto (destilado y fondos). Los valores como caudales molares, fracciones molares, temperatura, presión, entalpía y entropía molares de cada una de las corrientes fueron empleadas para el cálculo de los balances energéticos, así mismo los flujos de calor que entran y salen a la columna a través de condensador y reboiler fueron considerados.

Para evaluar el cambio de las propiedades en las corrientes de cada columna de destilación ante una perturbación propia del proceso, fue llevado a cabo un análisis de sensibilidad en donde se modificó la relación de reflujo base molar (RR). Este parámetro fue seleccionado debido a que su magnitud influye tanto en el consumo energético como en la eficiencia de separación y dimensionamiento del equipo, por lo que en este trabajo es considerado como el parámetro o variable de diseño crítico en la optimización de las columnas de destilación.

De acuerdo con la primera ley de la termodinámica, se establece que los flujos de energía que entran al sistema son igual a la suma de los flujos de energía que salen del sistema (Ec. 3.2.1). La primera ley nos permite evaluar el cambio de energía de calor a trabajo, sin embargo, para poder evaluar la eficiencia energética es necesario considerar también la Ec. 3.2.2 que permite calcular la generación de entropía. En la Ec.3.2.2 se observa el balance de entropía, que incluye el ingreso y salida de entropía a partir de los flujos de materia, así como, los puntos de generación y consumo de calor correspondientes al reboiler y condensador respectivamente. El término  $\Delta S_{irr}$  representa el aumento de entropía debido a la irreversibilidad del proceso, este término debe ser siempre positivo, y es una medida de la ineficiencia termodinámica. El límite de este valor es cero (correspondiente a un proceso reversible)

- *Balance de energía:*

$$\sum_{system}^{out\ of} (nh + Q + W_s) - \sum_{system}^{in\ to} (nh + Q + W_s) = 0 \quad \text{Ec. 3.2.1}$$

- *Balance de entropía:*

$$\sum_{system}^{out\ of} \left( ns + \frac{Q}{T_s} \right) - \sum_{system}^{in\ to} \left( ns + \frac{Q}{T_s} \right) = \Delta S_{irr} \quad \text{Ec. 3.2.2}$$

Integrando la ecuación 3.2.2 y la ecuación 3.2.1 se obtiene la ecuación 3.3.3 que permite calcular el trabajo perdido (LW).

- *Balance Trabajo perdido (LW, Lost Work).*

$$\sum_{system}^{in\ to} \left[ nb + Q \left( 1 - \frac{T_0}{T_s} \right) + W_s \right] - \sum_{system}^{out\ of} \left[ nb + Q \left( 1 - \frac{T_0}{T_s} \right) + W_s \right] = LW \quad \text{Ec. 3.2.3}$$

Si se agrupan los términos y se reacomoda la ecuación se puede llegar a la siguiente expresión:

$$LW = T_0 \Delta S_{irr} \quad \text{Ec. 3.2.4}$$

Un concepto que se deduce a partir de la ecuación 3.3.3 es la función de disponibilidad (exergía),  $b$ , el cual se considera una función termodinámica definida a partir de la entalpía y la entropía de las corrientes del proceso.

$$b = h - T_0 s \quad \text{Ec. 3.2.5}$$

Ese término es una medida de la cantidad máxima de energía convertida a trabajo en un estado de referencia en su definición como se observa es similar a la energía libre de gibbs pero difiere en el término de temperatura el cual en este caso es la temperatura de referencia o del entorno. Esta definición puede ser empleada para calcular el trabajo mínimo requerido para el proceso de separación como se observa en la ecuación. 3.3.5.

- Trabajo mínimo requerido para la separación:

$$W_{min} = \sum_{system}^{out\ of} nb - \sum_{system}^{in\ to} nb \quad \text{Ec. 3.2.6}$$

Finalmente, la ecuación para determinar la eficiencia del proceso incluyendo el trabajo mínimo requerido y el trabajo perdido se muestra en la ecuación 3.3.7.

- Eficiencia

$$\eta = \frac{W_{min}}{LW + W_{min}} \quad \text{Ec. 3.2.7}$$

En la Tabla 3.2.8 y la Tabla 3.2.9 se muestran las variables de seguimiento en el análisis de sensibilidad para el cálculo de la exergía.

Tabla 3.2.8 Variables de seguimiento para el análisis de sensibilidad en el cálculo de la exergía.

<b>EQUIPO/ CORRIENTE</b>	<b>VARIABLES DE SEGUIMIENTO</b>
<b>RECMEOH</b>	Flujo molar del destilado ND (mol/seg)
<b>MEOHWAT</b>	
<b>FAME</b>	
<b>WATMEOH</b>	



Tabla 3.2.9 Continuación de la tabla 3.2.8 variables de seguimiento para el análisis de sensibilidad de la exergía.

<b>EQUIPO/ CORRIENTE</b>	<b>VARIABLES DE SEGUIMIENTO</b>
<b>RECMEOH MEOHWAT FAME WATMEOH</b>	Entropía del destilado SD (cal/mol K)
<b>BOT1 FAME-RI GLYCEROL</b>	Flujo molar de los fondos NB (mol/seg)
<b>BOT1 FAME-RI GLYCEROL</b>	Entropía de los fondos SB
<b>CD1, CD2, CD3</b>	Calor del condensador QC (cal/seg)
<b>CD1, CD2, CD3</b>	Temperatura del serv.aux del condensador TCOND (K)
<b>CD1, CD2, CD3</b>	Calor del reboiler QR (cal/seg)
<b>RECMEOH MEOHWAT FAME WATMEOH</b>	Temperatura del serv.aux del reboiler TREB (K)
<b>RECMEOH</b>	Entalpia del destilado HD (cal/mol)
<b>BOT1 FAME-RI GLYC</b>	Entalpia de los fondos HB (cal/mol)
<b>ALIMEN REF1 REF2</b>	Entalpia de la alimentación HF (cal/mol)
<b>ALIMEN REF1 REF2</b>	Entropía de la alimentación SF (cal/mol K)
<b>ALIMEN REF1 REF2</b>	Flujo molar de la alimentación NF (mol/seg)

En la Figura 3.2.2 se muestra la síntesis del cálculo de exergía en el proceso de separación del biodiésel se empleó un código en lenguaje fortran.

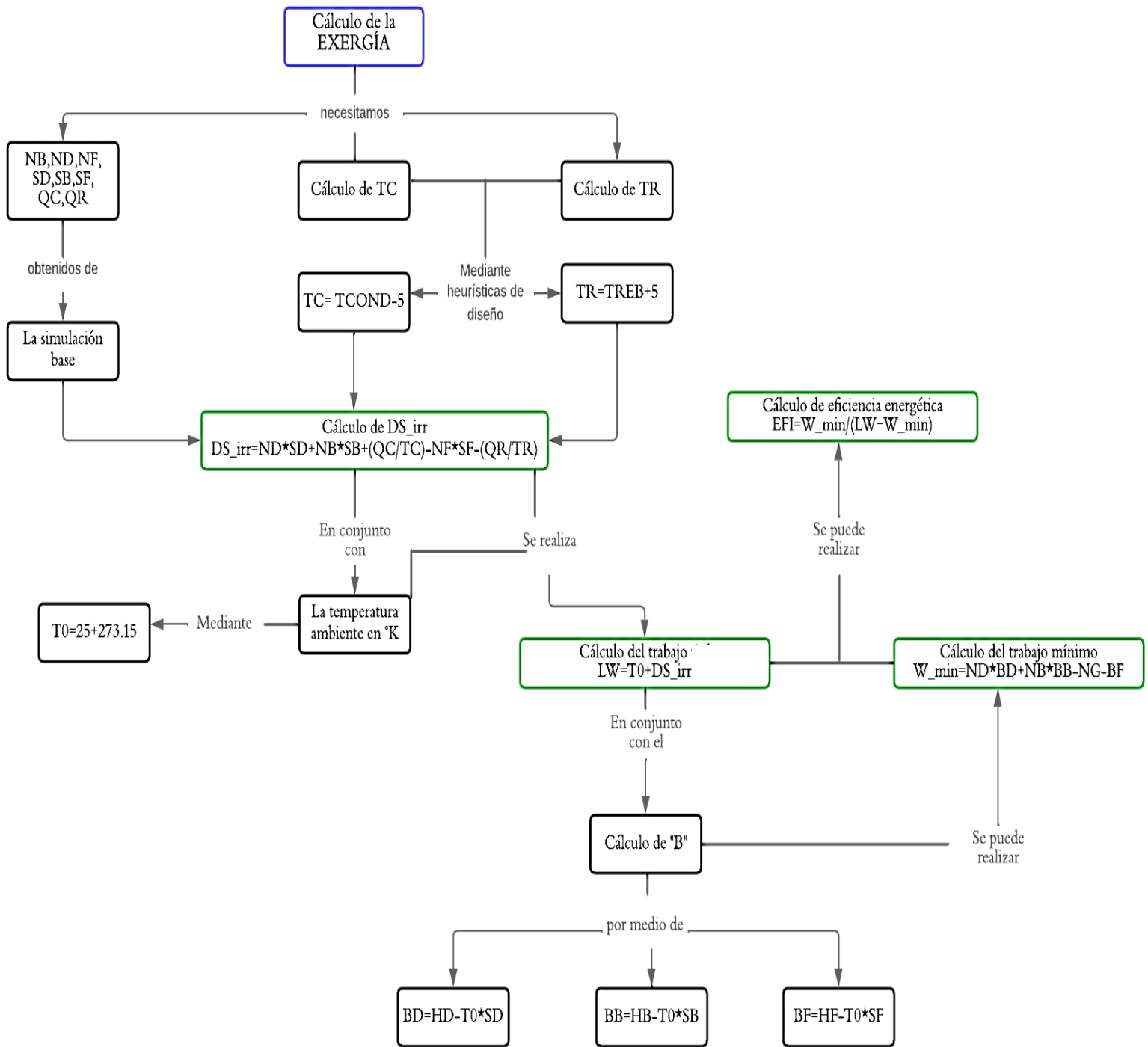


Figura 3.2.2 Diagrama para el cálculo de la exergía.

### 3.2.5 Estimación de costos.

Para la estimación de costo fue necesario la utilización de ecuaciones tomadas (R.Couper, et al., 2010) diseñadas específicamente para columnas de destilación donde encontramos:

$$C_t = 1.218 [f_1 C_b + N f_2 f_3 f_4 C_t + C_{pt}] \quad \text{Ec. 3.2.8}$$

donde:

$C_b$  = costo base (costo de la envolvente)

$C_t$  = costo de los platos o empaques

$C_{pt}$  = costo de los soportes

$N$  = número de platos

$f_1, f_2, f_3$  = factores de corrección de costos

Para este trabajo de tesis solo se tomaron en consideración el costo de la base y la de los platos, ya que la relación de reflujo impacta en el diámetro y la altura, el costo base está determinado por el peso del material de construcción ( $W$ ); se tomó como material de construcción al acero SA240 GRADO 316, el cual tiene como densidad de  $0.284 \frac{lb}{in^3}$  (Metal Suppliers Online, 1995-2022).

Ecuación para el cálculo de costo base:

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

Ec. 3.2.9

Donde:

$L$  = es la altura de la columna

$D$  = diámetro de la columna

$$TD = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

Ec. 3.2.10

Donde:

$T_b$  = Temperatura de operación del reboiler

$T_D$  = espesor a la presión promedio de la columna

$P$  = presión de diseño

$R$  = radio interno

S= módulo de deformación, el cual fue tomado del código A.S.M. E (R.Couper, et al., 2010).

E= eficiencia

Ecuación para el cálculo de costos debido al número de platos:

$$C_t = 457.7 \exp(0.1739 D) \quad \text{Ec. 3.2.11}$$

Para calcular la altura total de la columna, es necesario conocer la altura de las tapas, esta depende del tipo de geometría que posean, sin embargo, para este trabajo de tesis se emplearon heurísticas (Turton, et al., 1998), las cuales dicen que la altura que debe tener la columna después del primer plato es de 4 ft con ello evitar el arrastre de líquido hacia el condensador, y de 10 ft después del último plato para evitar que entre vapor al reboiler.

Para el costo de servicios auxiliares se utilizó la siguiente ecuación (Ulrich & Vasudevan, 2006):

$$C_{S,u} = a(CEPCI) + b(C_{S,f}) \quad \text{Ec. 3.2.12}$$

$C_{S,u}$  = precio de utilidad

$C_{S,f}$  = costo base de la fuente de energía, para este trabajo de tesis se tomó el valor de 12.

CEPCI= parámetro de inflación, (índice de costo para actualizar el costo al año de referencia) (Acces Intelligence LLC d/b/a PBI Media, 2015)

a, b son coeficientes para calcular el factor de costo unitario, en el condensador se utilizó agua de enfriamiento por lo que valores son:

$$a = 0.0001 + 3 \times 10^{-5} q^{-1} \quad \text{Ec. 3.2.13}$$

$$b = 0.003$$

Donde:

$q$  = flujo de agua de enfriamiento  $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

$$q = \frac{\text{calor removido en el condensador}}{cP\Delta T} \quad \text{Ec. 3.2.14}$$

$$\Delta T = (T_{\text{salida condensador}} - 18)$$

Y en caso del reboiler

$$a = 7 \times 10^{-7} Q_H^{-9} (T^{0.5}) \quad \text{Ec. 3.2.15}$$

$$b = 6 \times 10^{-8} T^{0.5} \quad \text{Ec. 3.2.16}$$

Donde:

$Q_H$  = capacidad total de calefacción auxiliar ( $kJ/s$ )

$T$  = temperatura del servicio auxiliar (K)

Para actualizar los costos a años más actuales se utilizó un índice de escalamiento dado por:

$$C_{actual} = C_{ref} \frac{I_{actual}}{I_{ref}} \quad \text{Ec. 3.2.17}$$

Donde:

$I_{ref}$  = índice del año de referencia

$I_{actual}$  = índice del año desea

$C_{actual}$  = costo del año de referencia

$C_{ref}$  = costo del año de deseado

En la tabla 3.2.10 se enlistan las variables utilizadas para el cálculo de las ecuaciones de costos.

Tabla 3.2.10 Valores de las variables utilizadas en las ecuaciones de costos (Ulrich & Vasudevan, 2006).

<b>Material</b>	<b>SA240 GRADO 316</b>
<b>Densidad</b> [ $\frac{lb}{in^3}$ ]	0.284
<b>Módulo de deformación S</b> [psi]	75000
$f_1$	2.1
$f_2$	$1.401 + 0.0724D$
$f_3$	0.95
$f_4$	$2.25/(1.0414)^N$
Eficiencia	0.85
$C_{S,f}$ [\$/GJ)	12
<b>CEPCI 2003</b>	402
<b>CEPCI 2013</b>	567.3

El cálculo de costo se llevó cabo mediante la herramienta Economics que ofrece el simulador Aspen Plus V 8.8 y mediante código programado en Fortran donde se realizaron comparativas mediante la relación de reflujo y la posición de los platos de alimentación se tomando en cuenta el costo fijo y el costo de los servicios auxiliares, el código se describe en la Figura 3.2.3.

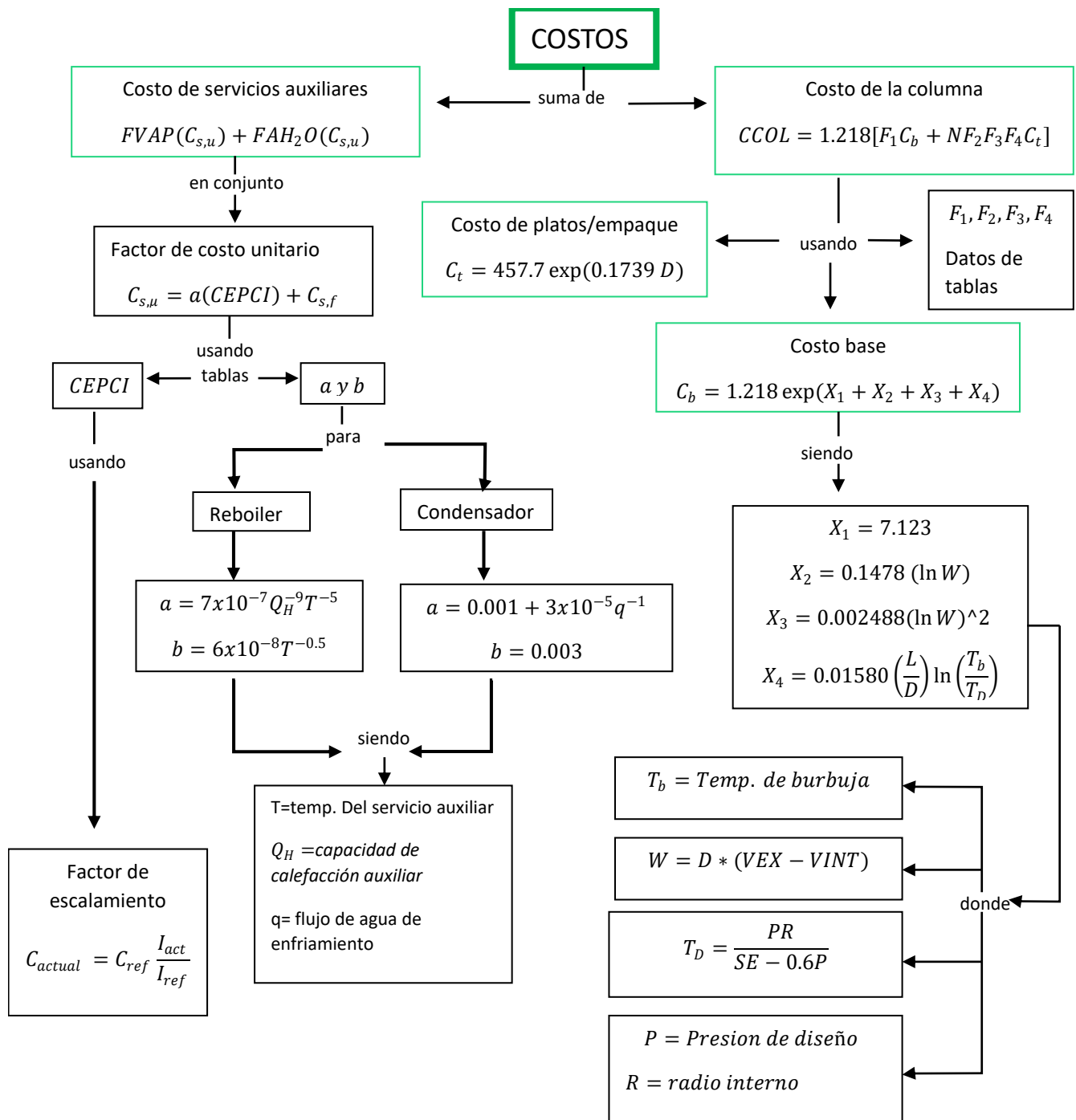


Figura 3.2.3 Diagrama para el cálculo de costos.

# **Capítulo 4**

## **RESULTADOS**

## 4.1 Simulación del proceso de destilación de Biodiesel de higuera

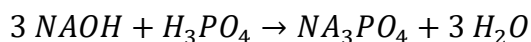
### 1.4.1 Diagrama de Flujo del proceso de destilación del biodiesel proveniente del aceite de higuera.

El diagrama de flujo del proceso consiste en una alimentación principal (ALIMEN) proveniente de la etapa de reacción. La alimentación al proceso fue enviada a una primera columna de separación por destilación (CD1), la cual su principal función fue recuperar el metanol excedente para su posible recirculación al proceso de reacción. La corriente remanente fue enviada a una columna de extracción líquido-líquido (EXT1), con el fin de remover la mayor cantidad de NaOH, glicerol y metanol remanente de la mezcla biodiésel. El biodiésel lavado fue enviado a una segunda columna de destilación (CD2) para recuperar el éster metílico de ácido graso (FAME). La fase acuosa obtenida en la columna de extracción fue enviada a un reactor para agotar el NaOH remanente, retirándolo en forma de sólidos de la mezcla para posteriormente recuperar por destilación el glicerol residual.

La columna de destilación CD1 trabajó con la corriente de alimentación ALIMEN proviene de un sistema de reacción; la columna contó con dos corrientes producto: RECMEOH y BOT1. La corriente producto BOT1 fue bombeada por PUMP1 hacia el intercambiador de calor HX1, el intercambiador tuvo como función principal disminuir la temperatura de la corriente; la corriente BOT3 se dirigió a una columna de extracción líquido-líquido (E1), su principal función fue realizar un lavado para retirar todas aquellas sustancias que son miscibles en agua, dejando así, a todos los compuestos orgánicos para un tratamiento final.

La columna E1 contó con dos entradas: 1) AGUA (solvente) y BOT3 (alimentación principal de la columna); y dos salidas: 1) REF1 (refinado), la cual se dirigió a una segunda columna de destilación (CD2) y 2) EXT1 (extracto), fue enviada a un reactor para neutralizar el remanente de NaOH, esta columna tuvo tres corrientes de salida: MEOHWHAT, FAME y FAME-RI, siendo esta última la corriente objetivo del proceso.

La corriente EXT1 es dirigida al equipo NEUTR, el cual es un reactor neutralizador que fue modelado con un RSTOIC. La función principal de este reactor fue neutralizar la mezcla EXT1 mediante la adición de  $H_3PO_4$ , esto para evitar daño por corrosión en los siguientes equipos y estabilizar los residuos del proceso antes de su descarga final. Para el cálculo de la cantidad necesaria de este  $H_3PO_4$  se empleó un calculador (herramienta disponible en Aspen), el cual determinó el número de moles estequiométricos requeridos en función de la cantidad de NaOH presente en la mezcla EXT1. Para la modelación se consideró que la reacción está limitada por el equilibrio termodinámico alcanzando una conversión del 100% a la temperatura de reacción ( $50^\circ C$ ) y una presión de 1.1 bar.



La descarga del reactor (EXT2) es dirigida a un tanque separador el cual representa un filtro. El bloque empleado para modelar fue el filtro este tuvo como objetivo solo resolver



el balance de masa, respecto a las corrientes producto: 1) SOLIDS, conformada por  $\text{NA}_3\text{PO}_4$ , y 2) AQU3, conformadas por los componentes volátiles que podrán ser separados por destilación en la columna CD3.

En la Figura 4.1.1 se puede observar el diagrama de flujo de proceso para la separación del biodiésel que se obtiene a partir del aceite de higuera, esto fue realizado con el simulador Aspen Plus V8.8, la línea de proceso encerrada en recuadro rojo representa el proceso de separación principal del biodiésel proveniente de aceite de higuera, tanto el reactor R1 como la columna CD3 son complementarios, la columna CD3 su función principal fue la recuperación de los reactivos remanentes, logrando así disminuir la proporción másica del efluente de descarga final del proceso.

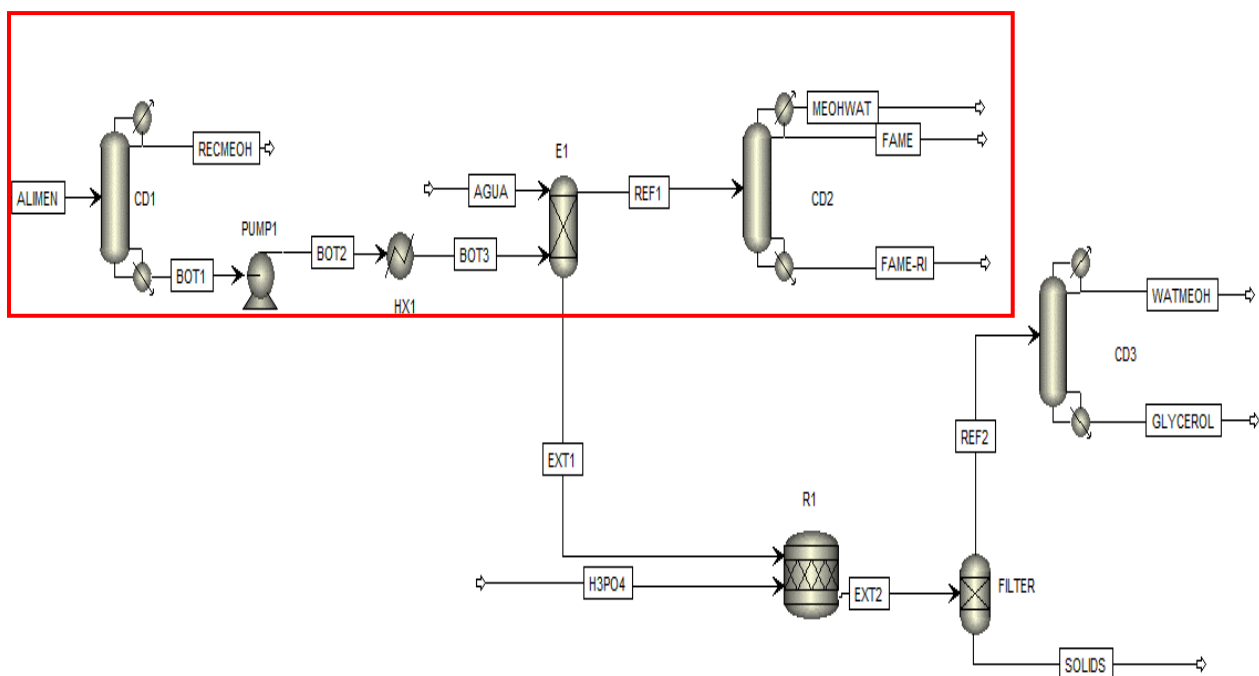


Figura 4.1.1 Diagrama de flujo del proceso de separación de biodiésel obtenido a partir del aceite de higuera.

En la Tabla 4.1.1 se muestran los resultados obtenidos en las columnas de destilación del caso base:

Tabla 4.1.1 Resultado de la simulación del caso base.

<b>Variable</b>	<b>CD1</b>	<b>CD2</b>	<b>CD3</b>
<b>RR_mol</b>	0.1	0.06405	0.11556
<b>Wmin</b>	32781	149738	21043
<b>LW</b>	1196	340784	75564
<b>EFI</b>	0.9648	0.3053	0.21782

RRmol: relación de reflujo molar; Wmin: Trabajo perdido; LW: Trabajo útil; EFI: exergía

En las Tabla 4.1.2 se presenta las corrientes principales del proceso de destilación de biodiésel obtenido a partir del aceite de higuierilla en el caso base.

Tabla 4.1.2 Corrientes principales en el proceso de destilación de biodiesel obtenido a partir del aceite de higuierilla en el caso base.

	<b>ME</b>	<b>FAME</b>	<b>MEWA</b>	<b>FAME-RI</b>	<b>S</b>	<b>WA</b>	<b>GLY</b>
<b>Equipo</b>	CD1	CD2	CD2	CD2	FILTER	CD3	CD3
<b>FRACCIÓN MASICA</b>							
<b>Metanol</b>	0.9568822	5.44E-05	0.0225229	1.25E-21	0	0.5249231	1.76E-10
<b>Agua</b>	0.0431137	2.16E-03	0.9533153	0	0	0.2315056	2.04E-06
<b>Glicerol</b>	1.53E-27	1.35E-32	2.82E-32	1.29E-12	0	0.2435713	0.999998
<b>Metil-O</b>	3.50E-12	0.0418066	6.98E-04	2.51E-07	0.0102518	0	0
<b>Na3PO4</b>	0	0	0	0	0.2985054	0	0
<b>Metil-R</b>	8.84E-12	0.1099263	5.67E-04	0.9999924	0.3754612	0	0
<b>Metil-S</b>	1.86E-09	0.1583098	3.00E-03	4.69E-07	0.0229867	0	0
<b>Metil-E</b>	3.65E-06	6.99E-03	1.86E-03	7.24E-22	5.11E-04	0	0
<b>Metil-Ln</b>	5.75E-11	0.0115908	2.79E-04	6.77E-09	8.11E-03	0	0
<b>Metil-L</b>	6.12E-09	0.5684516	0.0117901	6.82E-06	0.2354249	0	0
<b>Metil-Pa</b>	4.45E-07	0.100713	5.97E-03	2.70E-10	0.0487338	0	0
<b>NaOH</b>	1.29E-33	6.66E-48	1.92E-70	5.94E-14	0	0	0
<b>H3po4</b>	0	0	0	0	1.78E-05	0	0
<b>Densidad mol/cc</b>	0.0245368	2.81E-03	2.29E-05	3.20E-03	6.22E-03	0.0281326	0.0112469
<b>Densidad gm/cc</b>	0.7606804	0.8001769	4.27E-04	0.998952	1.501131	0.8825222	1.035772
<b>*T=15</b>							
<b>Densidad kg/cum</b>	810.1733	896.2998		1615.042	1546.281	945.6415	1280.921

S: SOLIDOS; WA: WATMEOH, GLY: GLICEROL, ME: RECMEOH, MEWA: MEOHWAT, FARI: FAME-RI.

## 4.2 Parámetros del proceso mediante análisis de sensibilidad.

Para la realización de los análisis de sensibilidad se estableció como variable a manipular la relación de reflujo y como variable objetivo la eficiencia. Para ello se utilizó la secuencia de cálculo mostrada en la Figura 3.2.2, utilizando las variables de seguimiento para el análisis que fueron mostradas en las Tablas 3.2.8, Tabla 3.2.9. Una dificultad adicional para la aplicación del método exergético se encuentra en la definición de la temperatura de referencia, este dato es necesario para el cálculo de las exergías, ya que este valor puede desencadenar la obtención de exergías negativas. La obtención de exergías negativas en algunos puntos del proceso contradice principios termodinámicos.

(Szargut, et al., 1988) propone resolver esta problemática adicionando a cada una de las corrientes exergéticas del sistema la mayor exergía negativa obtenida, cambiando la escala por descenso del sistema de referencia y convirtiendo todas las corrientes exergéticas negativas en términos positivos, procedimiento que se utilizó en este trabajo de tesis. En las Figuras 4.2.1-4.2.3 se muestra el comportamiento de la Exergía (EFI), LW, W\_MIN(  $W_{min}$  ) vs la relación de reflujo molar de la columna de destilación CD1, CD2 y CD3 respectivamente. En la columna CD1 presentada en la Figura 4.2.1 se observó el mejor comportamiento energético mientras que en la columna CD2 y CD3 presentadas en las figuras 4.2.2 y 4.2.3 se observó que la eficiencia es significativamente más pequeña. En la columna CD2 se pudo observar que la mayor parte de la exergía que se proporcionó al reboiler se perdió a través de la energía que se removió en el condensador, por lo que entre más calor se remueva del condensador más energía que se proporcionó a la columna no permaneció en la corriente.

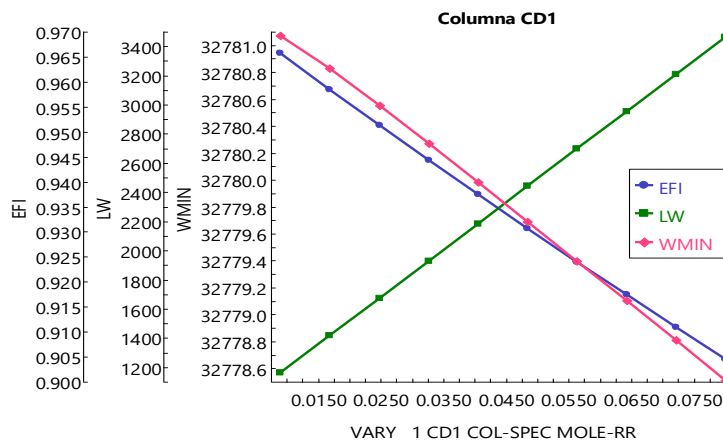


Figura 4.2.1 Grafico de la columna CD1 RRmolar vs la EFI, LW, W\_MIN.

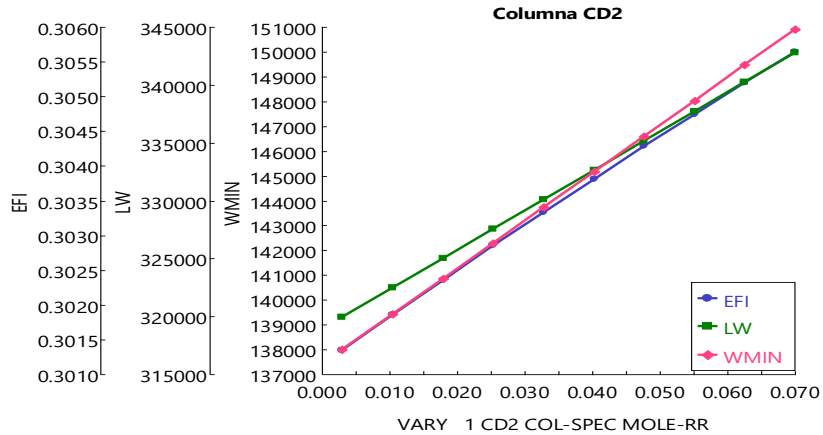


Figura 4.2.2 Gráfica de la columna CD2 RRmolar vs EFI, LW, W\_MIN.

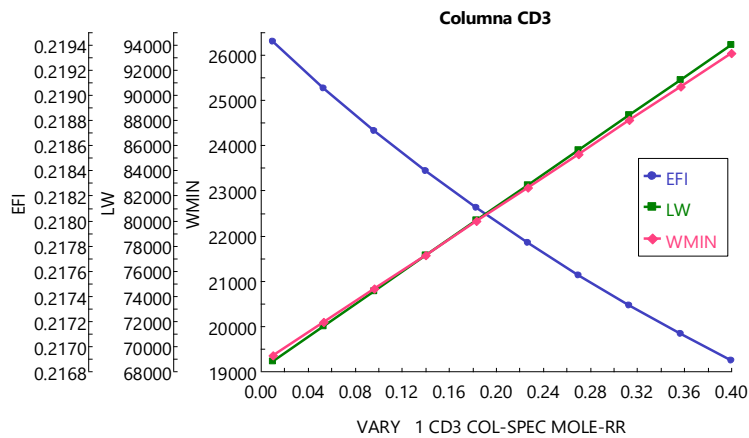


Figura 4.2.3 Gráfico de la columna CD3 RRmolar vs EFI, LW, W\_MIN.

La cantidad de energía removida en el condensador de la columna CD1 fue menor al de la CD2, por ello se puede apreciar la diferencia tan grande en la eficiencia de cada columna, mientras que en la CD1 se tienen eficiencias de 0.9 en la CD2 se tienen eficiencias de 0.3, en la CD2 se requirió una alta temperatura en el reboiler y bajas temperaturas en el condensador, esto ocurrió porque se adicionó mucho calor en el reboiler, por lo tanto se removió mucho calor en el condensador, por lo que implica el uso de servicios auxiliares, en consecuencia todo el calor que sale del condensador se convierte en una pérdida de exergía ya que este calor no se aprovechó para las siguientes etapas de separación. En las figuras 4.2.1 y 4.2.3 correspondientes a las columnas CD1 y CD3 se pudo observar que, al aumentar la relación de reflujo, la eficiencia decae y el trabajo perdido (LW) va en aumento, por lo que para estas columnas fue conveniente trabajar a relaciones de reflujo pequeñas reduciendo la cantidad de trabajo perdido, al comparar energéticamente los escenarios se puede observarse que, al aumentar la relación de reflujo, aumenta la eficiencia. Un comportamiento esperado respecto a la variación de la RR es el incremento del trabajo perdido, sin embargo, el efecto

de la RR en el trabajo perdido es mínimo a en la columna CD2, en donde se busca la separación del Ricinoleato de metilo, sustancia predominante de la mezcla biodiésel y con la temperatura de burbuja más alta (382.5°C). En este caso la diferencia térmica del Ricinoleato de metilo con respecto a los demás componentes facilita su recuperación en este en los fondos, requiriendo un menor número de etapas teóricas, alcanzando la concentración de equilibrio más fácilmente. Si consideramos que, al aumentar la RR se incrementa el TRH favorecemos el tiempo de contacto entre las fases dentro de la columna de destilación promoviendo el alcance de la composición de equilibrio, el cambio en la composición de los corrientes productos al aumentar RR no es significativo en la columna CD2.

Se observó que el cambio en la eficiencia, trabajo mínimo y trabajo perdido fue pequeño por lo que se decidió ampliar los rangos de variación de la RR para poder observar algún punto de inflexión que se pudiera presentar, para poder saber si el rango le elegido (0.001-0.8) afectara la pureza de los componentes predominantes de la mezcla se graficaron los comportamientos del Metanol y el Ricinoleato de metilo contra la RR en la CD1 (Figura 4.2.4) así como el Ricinoleato de metilo y Linoleato de Metilo contra RR para la CD2 ( Figura 4.2.5).

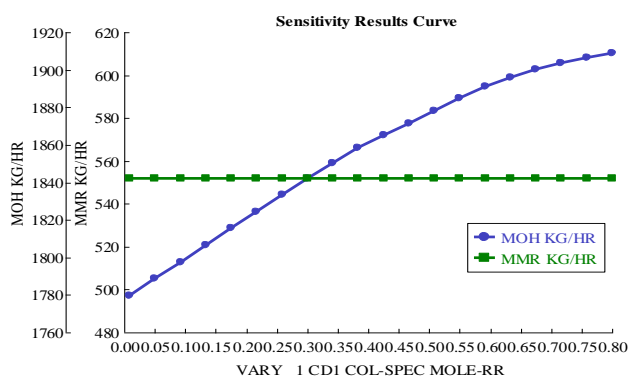


Figura 4.2.4 Gráfico de la columna CD1 RRmolar vs MOH, MMR

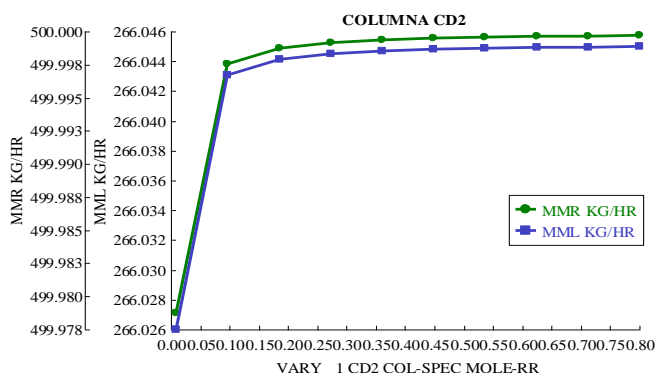


Figura 4.2.5 Gráfico de la columna CD2 RRmolar vs MMR MML

Como se puede observar en la Figuras 2.2.4 y 2.2.5 el cambio no es significativo por lo tanto las variaciones en las propiedades de las corrientes tampoco lo son, haciendo que la exergía no cambie significativamente dentro de la columna.

### Perdida de exergía a través de la columna.

Un análisis de la pérdida de exergía a lo largo de la columna de destilación permite analizar las irreversibilidades en la columna debido a la pérdida de cantidad de movimiento (fuerza impulsora de presión), pérdida térmica (fuerza impulsora de temperatura/mezcla) y pérdida de potencial químico (fuerza impulsora de transferencia de masa/mezcla).

Al ampliar el rango de variación de RR se observaron los siguientes perfiles:

PARA LA COLUMNA CD1

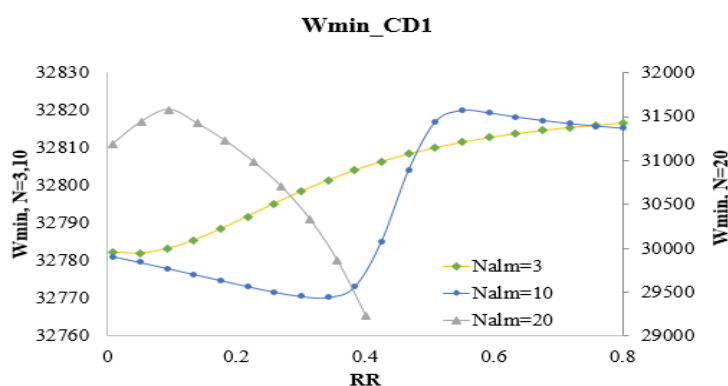


Figura 4.2.6 Gráfico de la CD1 RRmolar vs W\_MIN para Nalm=3,10 y 20.

En el gráfico mostrado en la Figura 4.2.6 se puede observar que al aumentar el rango de variación de la RR y los moviendo el plato de alimentación (Nalm) se pueden apreciar puntos de inflexión en los tres casos, una de las razones para no aumentar más la RR fue que se estableció un diámetro para la columna (1.5m) por tal motivo existe una cantidad de flujo máximo que se puede recircular a la columna para que no ocurra inundación, esto se puede observar cuando el plato de alimentación (Nalm) se encuentra en la posición 20, ya que la columna comenzó a presentar el fenómeno de inundación cuando la  $RR > 0.4$ , presentándose inestabilidades y oscilaciones, el plato de alimentación en la posición 3 y la posición 10 tuvieron más flexibilidad en el incremento de la RR. Como el plato de alimentación en la posición 20 mostró problemas al resolver el balance de masa se decidió graficar los perfiles de concentración mostrados en la Figura 4.2.7, donde se observaron oscilaciones (suben y bajan las concentraciones).

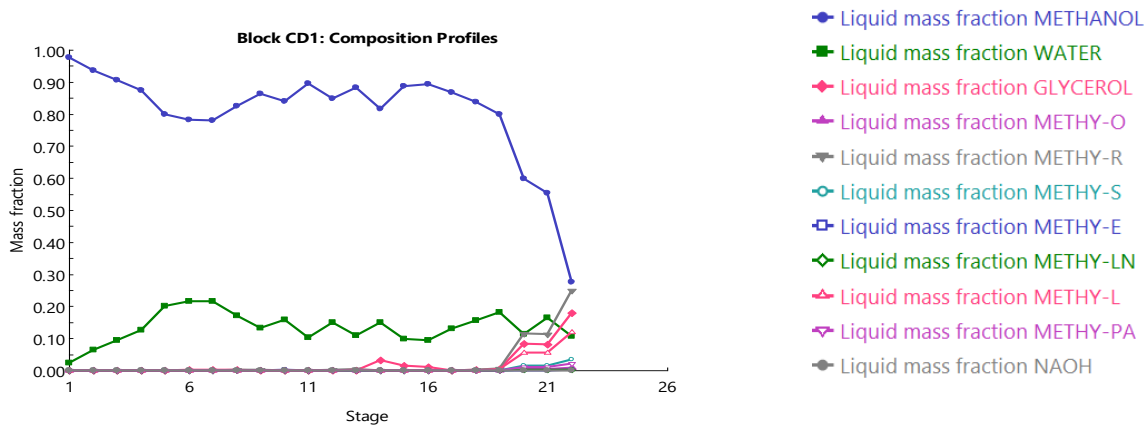


Figura 4.2.7 Gráfico de la CD1 para  $N_{alm}=20$ ; Etapas vs Concentración [Fracción másica].

En el gráfico presentado la Figura 4.2.7 se mostró una tendencia mayormente hacia abajo, estas oscilaciones provocan un cambio en las condiciones térmicas todo esto como consecuencia de la inundación de la columna, en la Figura 4.2.8.

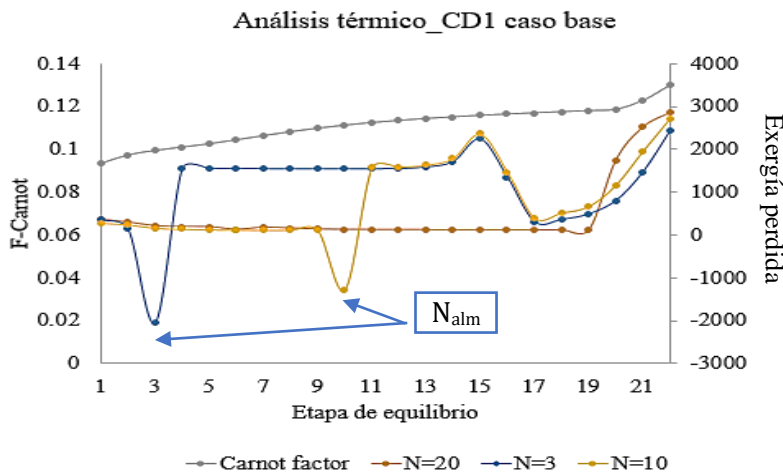


Figura 4.2.8 Gráfico de la CD1 Etapas de equilibrio vs F.Carnot, Exergía perdida.

En el gráfico se puede observar el comportamiento de la columna CD1 con respecto a las etapas de alimentación y el factor de Carnot, el cual es coeficiente para medir el grado de idealidad que puede tener un sistema, el teorema de Carnot establece que el rendimiento máximo que puede tener una máquina térmica lo da el ciclo Carnot, el comportamiento de este factor en la columna fue suavizado, mostrando un punto de inflexión cerca del reboiler zona en la que fue más inestable. Los puntos de inflexión mostrados en el comportamiento de los platos  $N=3,10$  con respecto a la exergía perdida fueron consecuencia de la exergía de la corriente de entrada, el comportamiento más suavizado se prestó cuando el plato de alimentación estaba cerca del reboiler, debido a que cuando la mezcla entra a la columna se ve favorecida a la cercanía con el reboiler ya que esta temperatura le permitió amortiguar los cambios térmicos, por lo que minimizaron los puntos de inflexión en comparación con los presentados en la etapa de alimentación 3 y 10.

Una de las prerrogativas que se plantearon fue que es el ¿qué ocurría con la composición con respecto a las gráficas antes presentadas?, en la Figura 4.2.9 se muestra el comportamiento.

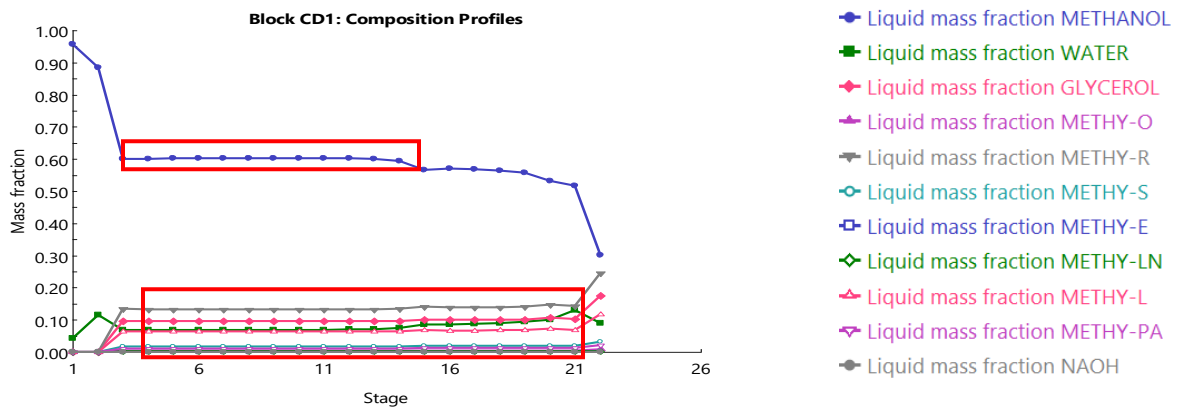


Figura 4.2.9 Perfil de composición de la columna CD1.

El perfil de composición mostrado en la Figura 4.2.9 presentó un comportamiento suavizado, teniendo la principal separación en los extremos, en la parte central de la columna (encerrada en los recuadros rojos) pareciera que no existe una separación significativa, esto debido a que la exergía perdida mayormente fue afectada por la zona del reboiler, sin embargo no fue posible reducir el número de platos en la columna aun cuando no se presentará una separación significativa debido a que la mezcla de la columna estuvo conformada por el equilibrio Líquido-Vapor y estas etapas permitieron mejorar la estabilidad en la transferencia de masa en donde coexistían la tres fases en equilibrio, por lo que se concluyó que la columna funcionaba debido a dos principios:

- La separación de los componentes debido a la volatilidad.
- El tiempo necesario para que la fase líquida estabilice su composición debido a los fenómenos de transferencia de masa que se dan debido a la volatilización y por la difusión de los componentes.

#### PARA LA COLUMNA CD2

En las Figuras 4.2.10-4.2.12 se puede observar el comportamiento de la columna CD2, RRmolar vs LW, Wmin y EFI contrastada con diferentes posiciones del plato de alimentación.



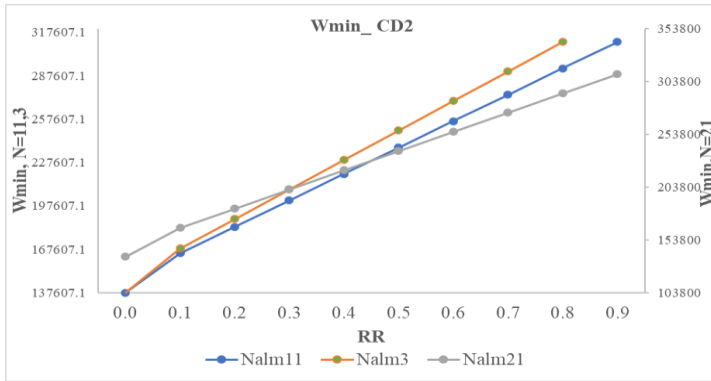


Figura 4.2.10 Gráfico de la CD2 RRmolar vs W\_MIN para Nalm=3,11 y 21

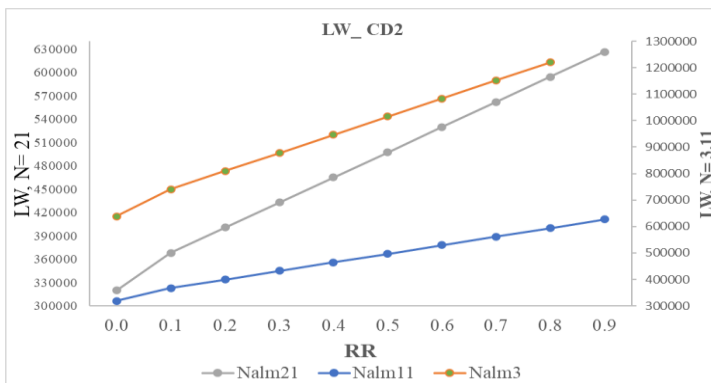


Figura 4.2.11 Gráfico de la CD2 RRmolar vs LW para Nalm=3,11 y 21

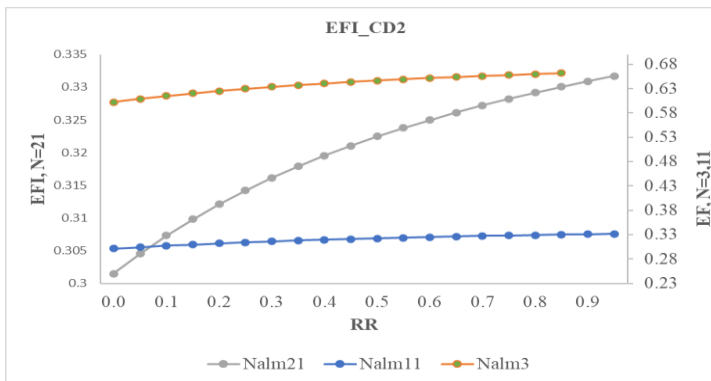
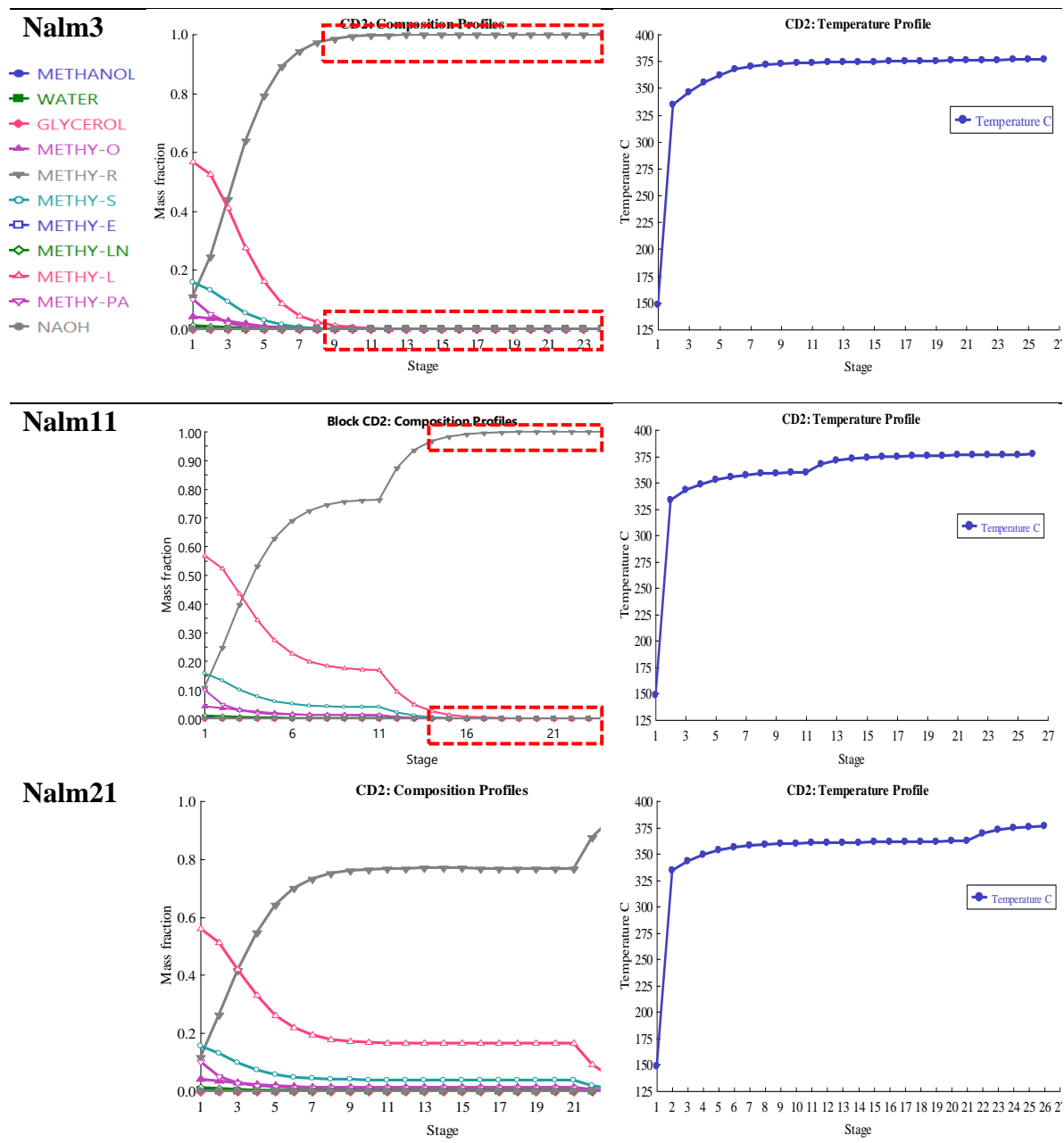


Figura 4.2.12 Gráfico de la CD2 RRmolar vs EFI para Nalm=3,11 y 21

En los gráficos de la columna CD2 aun cuando se amplió el rango de la RR y se movió de posición el plato de alimentación no se observaron puntos de inflexión, teniendo el mismo comportamiento. Como se pueden observar en los gráficos al aumentar la RR\_molar la energía necesaria para la separación que se está suministrando al reboiler está siendo utilizada en la columna, es decir que cuando se aumentó la RR también se aumentó la energía

necesaria para llevar a cabo la separación y como se removió mayor cantidad de calor en el condensador también se tuvo más energía perdida, sin embargo se observa que el trabajo perdido dentro de la columna es mayor al trabajo útil por lo tanto abra un punto donde la eficiencia comience a decrecer, sin embargo este fenómeno no fue posible observarlo antes de que la relación de reflujo inunde la columna. La eficiencia se ve favorecida cuando la posición del plato de alimentación se acerca al condensador, la RR no mostró cambios significativos, para poder observar que ocurre se buscaron variables que pudieran afectar a la eficiencia: siendo una opción los perfiles térmicos y la distribución de la composición respecto a los platos de alimentación Nalm 3, 11 y 21 respectivamente (Tabla 4.2.1).

Tabla 4.2.1 Perfiles de composición y temperatura de la columna CD2.



Se puede observar en las gráficas de composición presentadas en la Tabla 4.2.1 zonas (recuadros rojos) donde la concentración no cambio significativamente esto debido a que los cambios de temperatura a lo largo de la columna fueron pequeños, como se puede observar en los perfiles térmicos (columna tres de la tabla), la temperatura es uno de los parámetros que influye en la separación y tomando en cuenta que la caída de la presión dentro de la columna es despreciable entonces la temperatura es la que determina en mayor medida el grado de separación que se lleva a cabo. El gradiente térmico entre el condensador y el reboiler es lo que permitió la separación del Ricinoleato de metilo respecto a los demás metilos, cuando se movió el plato de alimentación se observó que la zona estable (recuadro rojo) se veían modificada estabilizándose después del plato de alimentación, el cambio brusco de composición se llevó a cabo en los extremos siendo estas etapas las más eficientes.

En la Figura 4.2.13 se observa el comportamiento de la columna CD2, etapas de equilibrio vs la exergía perdida y el Factor Carnot.

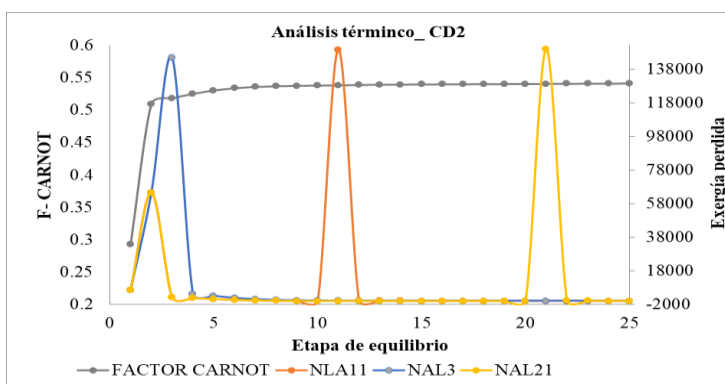


Figura 4.2.13 Gráfico de la CD2, etapas de equilibrio vs exergía perdida, Factor Carnot.

El factor Carnot es una factor teórico que introduce la relación de la irreversibilidades en un sistema, en el gráfico de la Figura 4.1.13 se puede observar que en la zona que esta después del condensador se encontró la principal irreversibilidad ya que el factor Carnot está ligada a los cambios brusco de temperatura y esta es una de las zonas en las que más exergía se perdió, los puntos de inflexión esta ligados a los platos de alimentación esto debido a la impacto que tuvo la condición térmica de la corriente de entrada.

### 4.3 Determinar la viabilidad técnica-económica del proceso.

En las tablas 4.3.1 se muestra las condiciones que se tienen en las columnas que reportaron el mejor comportamiento económico estos valores fueron generados con la herramienta Economics que proporciona el simulador Aspen Plus.

Tabla 4.3.1 Costo de la columna CD1, con respecto al plato de alimentación y RR.

RR	N3
0.009	\$671,322.123

Tabla 4.3.2 Costo de la columna CD2, con respecto al plato de alimentación y RR.

RR	N3
0.005	\$907,503.393

Los mejores valores respecto a costos se observaron a relaciones de reflujo pequeñas y cuando el plato de alimentación estaba cerca del condensador. Sin embargo, para observar una mejor variación se grafica el comportamiento con el código programado en Fortran. Considerando únicamente el costo fijo y el costo de servicios auxiliares, se realizó un análisis para determinar la correspondencia entre el balance exergético y el costo anualizado. En la que se observa que hay una relación directa entre el costo operativo y LW (ver figuras 4.3.1 y 4.3.2).

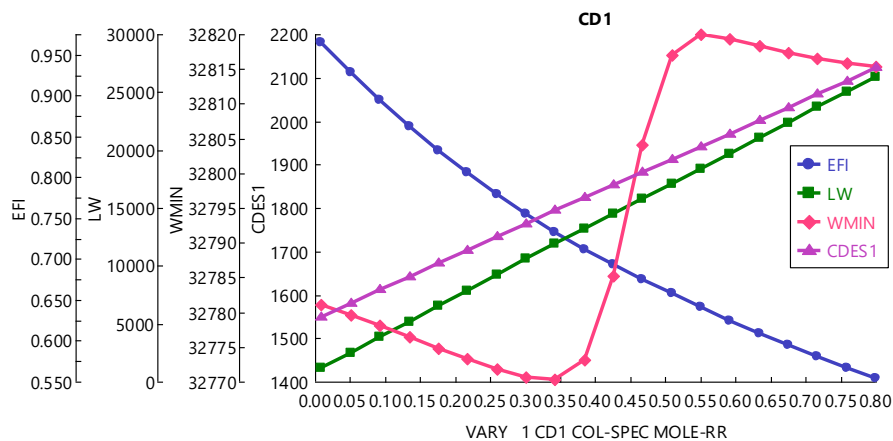


Figura 4.3.1 Relación del costo vs la relación de reflujo de la CD1.

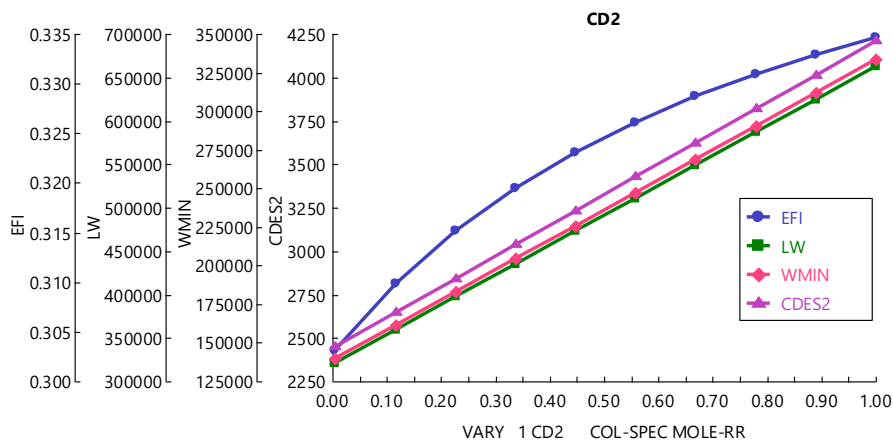


Figura 4.3.2 Relación del costo vs la relación de reflujo de la CD2.

Como se puede observar en las graficas de las Figuras 4.3.1. y 4.3.2 la relación directa entre el incremento en la relación de reflujo(RR) y el incremento de los costos fijo y operativo del equipo, por lo que podemos concluir que se valida el uso de las heurísticas, ya que estas indican que al aumentar la relación de reflujo el costo de la columna (Costo Fijo) y aumentando también los requerimientos auxiliares (costo operativo) por lo que si se quiere maximizar la eficiencia exergetica reduciendo la relación de reflujo, con ello también se reducirá el costo total de la columna.

## 5. Conclusiones

Esta tesis tuvo como objetivo el estudio técnico-económico del proceso de destilación de biodiesel de higuera, proceso que tendrá gran relevancia en años venideros, en este estudio se analizó la repercusión que tienen múltiples factores (relación de reflujo y posición del plato de alimentación) que contribuyen y/o condicionan en el consumo energético en columnas de destilación, cuyo análisis fue a través de diversos análisis de sensibilidad aplicados a las columnas. Las conclusiones del trabajo se listan a continuación:

1.- A partir de los datos recabados en la literatura integrándolos al análisis fisicoquímico de las propiedades, se logró hacer la síntesis del proceso de separación del biodiesel de higuera, demostrando su factibilidad técnica, al lograr la pureza de las corrientes de descarga del proceso, esto de acuerdo con las normas que regulan el uso del biodiesel.

2.- El análisis paramétrico ayudó a determinar la dependencia que existe de la relación de reflujo sobre la eficiencia de exergía, encontrándose una relación directa de estos parámetros en la mayoría de los escenarios, recomendando utilizar relaciones de reflujo pequeñas, observándose una dependencia en la posición del número de platos para aquellos escenarios en donde se obtiene el producto final (Ricinoleato de metilo), esto a consecuencia de las propiedades del componente predominante de la mezcla. Ayudando a identificar la región de operación, localizando condiciones límites debido a la formación de inundaciones en las columnas, se halló que la condición térmica de alimentación influye significativamente en la zona donde se tiene mayor pérdida de exergía. A partir del análisis de las gráficas de trabajo útil y factor Carnot se determinó que el plato de alimentación a la temperatura de 60 °C debía ubicarse cerca del condensador reduciendo los requerimientos energéticos.

3.- La relación de reflujo y la posición del plato de alimentación impacta directamente a los costos totales de las columnas, esto principalmente por el aumento en los servicios auxiliares requeridos, así como en el tamaño de la columna, obteniéndose los costos más bajos cuando las columnas operan a relación de reflujo pequeñas y teniendo el plato de alimentación cerca del condensador. Dentro de las alternativas para una disminución más relevante referente a costos exergéticos se propone para futuros trabajos combinar en una columna la extracción y destilación, mejorando con ello el proceso; una segunda alternativa es la utilización de lavados sólidos, sustituyendo al agua usada, disminuyendo el impacto que se pudiera suscitar por el uso de este recurso natural.

## Bibliografía

1. Atabani , A. y otros, 2012. A comprehensive review on biodiesel as an alternative energy resource and its characteristics. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volumen 16, pp. 2070-2093.
2. Baudhdh, K., Singh, K., Singh, B. & Singh, R. P., 2015. Ricinus communis: A robust plant for bio-energy and phytoremediation of toxic metals from contaminated soil. *Ecological Engineering*, Volumen 84, pp. 640-652.
3. Encinar, J. M. y otros, 2011. Synthesis and characterization of biodiesel obtained from castor oil transesterification. *European Association* , 1(9), p. 5.
4. Kee Lam, M., Teong Lee , K. & Rahman Mohame, A., 2010. Homogeneous, heterogeneous and enzymatic catalysis for transesterification of high free fatty acid oil (waste cooking oil) to biodiesel: A review. *Biotechnology Advances*, Volumen 28, pp. 500-518.
5. Keera , S., El Sabagh, S. & Taman, A., 2018. Castor oil biodiesel production and optimization. *Elsevier*, pp. 979-984.
6. Knothe, G., 2005. Dependence of biodiesel fuel properties on the. *Elsevier*, pp. 1059-1070.
7. Kusdiana, D. & Saka, S., 2001. Kinetics of transesterification in rapeseed oil to biodiesel fuel as treated in supercritical methanol. *Elsevier*, Volumen 80, pp. 693-698.
8. Rosen, M. & Dincer, I., 2003. Exergy methods for assessing and comparing thermal storage systems. *INTERNATIONAL JOURNAL OF ENERGY RESEARCH*, Volumen 27, pp. 415-430.
9. Szargut, J., Morris, D. R. & Steward, F. R., 1988. *Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*. s.l.: Hemisphere Publishing .
10. Zaharina, M. y otros, 2017. Effects of physicochemical properties of biodiesel fuel blends with alcohol on diesel engine performance and exhaust emissions. *Elsevier*, Volumen 79, pp. 475-493.
11. Acces Intelligence LLC d/b/a PBI Media, 2015. *Chemical Engineering*.
12. Agencia Iberoamericana para la difusión de la ciencia y la tecnología, s.f. *Tendrá la Benemérita Universidad Autónoma de Puebla planta productora de biodiesel*, México: s.n.
13. Araújo, A., Vasconcelos, L., Fossy, M. & Brito, R., 2007. Exergetic and Economic Analysis of an Industrial Distillation Column. *Brazil Journal of Chemical Engineering*, 24(3), pp. 461-469.

14. Azad, A. y otros, 2016. Prospects, feedstocks and challenges of biodiesel production. *Elsevier*, Issue 61, pp. 302-318.
15. Azizzadeh, S., Bahman, H. & Faizollahzadeh, S., 2019. Castor oil, a source for biodiesel. *Renewable Energy Focus*, Volumen 28.
16. Berman, P., Nizri, S. & Wiesman, Z., 2011. Castor oil biodiesel and its blends as alternative fuel. *Elsevier*, Volumen 35, pp. 2861-2866.
17. Berriosa, M. & Skelton, R., 2008. Comparison of purification methods for biodiesel. *Chemical Engineering Journal*, Volumen 144, p. 459-465.
18. Canakci, M. & Sanli, H., 2008. Biodiesel production from various feedstocks and their effects on the fuel properties. *J Ind Microbiol Biotechnol*, pp. 431-441.
19. Carlson, E. C., 1996. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *Chemical Engineering Progress*, pp. 35-46.
20. CEDRSSA, 2020. *La producción y comercio de biocombustibles en México y el mundo*, s.l.: s.n.
21. Chilev, C. & Simeonov, E., 2014. SIMULATION OF BIODIESEL PRODUCTION BY TRANSESTERIFICATION OF VEGETABLE. *Journal of Chemical Technology and Metallurgy*, Volumen 49, pp. 479-486.
22. Conceicao, M. y otros, 2007. Thermoanalytical characterization of castor. *Elsevier*, Volumen 11, pp. 964-976.
23. Demirbas, A., 2013. Characterization of Biodiesel Fuels Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and. En: *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*. s.l.: Taylor and Francis, pp. 888-896.
24. Dias, J. y otros, 2013. Biodiesel production from raw castor oil. *ELSEVIER*, Volumen 53, pp. 58-66.
25. Didem, E. & Gokcen, G., 2004. Exergy analysis and performance evaluation of kizildere Geothermal Power Plant, Turkey. *Int. J. Exergy*, 1(3), pp. 316-33.
26. Duan, L., Zhang, X. & Yang, Y., 2014. Exergy Analysis of a Novel SOFC Hybrid System with Zero-CO<sub>2</sub> Emission. Volumen 4, pp. 72-88.
27. Encinar, J. y otros, 2011. Synthesis and characterization of biodiesel obtained from castor oil transesterification. *RE&PQJ*, 1(9).
28. FAO, s.f. *Food and Agriculture Organization of the United Nations*. [En línea] Available at: <https://www.fao.org> [Último acceso: 11 2022].
29. Graboski, M. S. & McCormick, R. L., 1998. COMBUSTION OF FAT AND VEGETABLE OIL DERIVED FUELS IN. *Pergamon*, Volumen 24, pp. 125-164.



30. Gunstone, F. D., 2004. *The Chemistry of oils and fats*. Australia: Blackwell Publishing Ltd.
31. Guo, M., Song, W. & Buhain, J., 2015. Bioenergy and biofuels: History, status, and perspective. *Elsevier*, Volumen 42, pp. 712-725.
32. Hepbasli, A., 2008. A key review on exergetic analysis and assessment of renewable energy resources for a sustainable future. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volumen 12, pp. 593-661.
33. Hincapié, G., Mondragon, F. & López, D., 2011. Conventional and in situ transesterification of castor seed oil for biodiesel production. *Elsevier*, Volumen 90, pp. 1618-1623.
34. Jääskeläinen, H., 2009. Biodiesel Standards & Properties. *Alternative Fuels*.
35. Kaur, R. & Bhaskar, T., 2020. Potential of castor plant (*Ricinus communis*) for production of biofuels, chemicals, and value-added products. *Waste Biorefinery*, pp. 269-310.
36. Knothe, G., 2005. Dependence of biodiesel fuel properties on the structure of fatty acid alkyl esters. *Elsevier*, Volumen 86, pp. 1059-1070.
37. Knothe, G., 2010. Biodiesel fuel quality and the ASTM standard. *National Center for Agricultural*, Volumen 31.
38. Kuldeep, B., Kripal, S., Bhaskar, S. & Singh, R. P., 2015. *Ricinus communis*: A robust plant for bio-energy and phytoremediation of toxic metals from contaminated soil. *Elsevier*, Volumen 84, pp. 640-652.
39. Lavanya, C., Murthy, I., Nagaraj, G. & Murka, N., 2012. Prospects of castor (*Ricinus communis* L.) genotypes for biodiesel production in India. *Elsevier*, pp. 204-209.
40. Lew P., C., Hemanathan Kumar, K. & Vasudeo P, Z., 2014. Enzymatic biodiesel: Challenges and opportunities. *Applied Energy*, Volumen 119, p. 497–520.
41. Lima da Silva, N., Wolf Maciel, M. R., Benedito Batistella & Rubens Maciel Filho, C. & Maciel Filho, R., 2006. Optimization of Biodiesel Production From Castor Oil. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, pp. 405-414.
42. Maciel, C. Á., 2009. Biocombustibles: desarrollo histórico-tecnológico. *Economía Informa*, Julio-Agosto. Issue 359.
43. Martinez, I., 1992. Entropía y Exergía. En: *Termodinámica Básica y Aplicada*. Madrid: DOSSAT, S. A.
44. Mata-Torres, C., Zurita, A., Cardemil, J. M. & Escobar, R. A., 2019. Exergy cost and thermoeconomic analysis of a Rankine Cycle+Multi-Effect Distillation plant

- considering time-varying conditions. *Energy Conversion and Management*, Volumen 192, pp. 114-132.
45. Meher, L., Sagar, D. V. & Naik, S., 2006. Technical aspects of biodiesel production by transesterification—a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volumen 10, pp. 248-268.
  46. Metal Suppliers Online, 1995-2022. *Metal Suppliers Online: Material Property Data*. [En línea]  
Available at: <https://www.suppliersonline.com/propertypages/A51555.asp#top>  
[Último acceso: 2022].
  47. Montero, G. y otros, 2015. An Overview of Biodiesel Production in Mexico. En: *Biofuels*. s.l.:Krzysztof Biernat.
  48. National Center for Biotechnology Information, s.f. *PubChem*. [En línea]  
Available at: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov>  
[Último acceso: 26 10 2022].
  49. Oliveira, D. y otros, 2006. Optimization of Alkaline Transesterification of Soybean Oil and Castor Oil for Biodiesel Production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, pp. 533-560.
  50. Omari, A., Mgani, Q. & Mubofu, E., 2015. Fatty Acid Profile and Physico-Chemical Parameters of Castor Oils in Tanzania. *Science and Technology*, 5(4), pp. 10-30.
  51. Palenzuela, P., Zaragoza, D. & Alarcón Padilla, C., 2015. Characterisation of the coupling of multi-effect distillation plants to concentrating solar power plants. *Energy*, Volumen 82, pp. 986-995.
  52. Plentz Meneghetti, S. M. y otros, 2006. Biodiesel from Castor Oil: A Comparison of Ethanolysis versus Methanolysis. *Energy & Fuels*, 20(5), pp. 2262-2265.
  53. R.Couper, J., W.Roy, P., R. Fair, J. & M.Walas, S., 2010. Costs of individual equipment. En: *Chemical Process Equipment Selection and Desing*. Segunda ed. s.l.:Elsevier.
  54. Ramezani, K., Rowshanzamir, S. & Eikani, M., 2010. Castor oil transesterification reaction: A kinetic study. *Elsevier*, Volumen 35, pp. 4142,4148.
  55. 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. *Engineering and Technology*, Volumen 51, pp. 854-867.
  56. Riegelhaupt, E., Odenthal, J. & Janeiro, L., 2016. *Diagnóstico de la situación actual del*, México: Ecofys .

57. Rodriguez Guerrero, J. K., Filho Rubens, M. & Rosa, P., 2013. Production of biodiesel from castor oil using sub and supercritical ethanol: Effect of sodium hydroxide on the ethyl ester production. *Elsevier*, Volumen 83, pp. 124-132.
58. Scholz, V. & Nogueira da Silva, J., 2008. Prospects and risks of the use of castor oil as a fuel. *Biomass and Bioenergy* , Volumen 32, pp. 95-100.
59. Seider, W. D., Seader, J. & Lewin, D. R., 2003. *Product & Process Desing Principles*. Segunda ed. s.l.:Jonh Wiley and Sons, Inc..
60. Sheinbaum-Pardo, C., Calderón-Irazoque, A. & Ramirez Suarez , M., 2013. Potential of biodiesel from waste cooking oil in Mexico. *Biomass and bioenergy*, Volumen 56, pp. 230-238.
61. Singh, A., 2011. Castor oil-based lubricant reduces smoke emission in two-stroke engines. *Elsevier*, pp. 287-295.
62. Statista Inc., s.f. *Statista*. [En línea]  
Available at: <https://www.statista.com>  
[Último acceso: 28 10 2022].
63. Torroba, A., 2021. Biocombustibles líquidos: institucionalidad y formulación de políticas publicas. *Programa de Bioeconomía y Desarrollo Productivo del IICA*.
64. Torroba, M. A., 2021. Atlas de los biocombustibles líquidos 2020-2021. *Programa de Bioeconomía y Desarrollo Productivo del IICA*.
65. Tsoutsos, T. y otros, 2013. Effect of wastewater irrigation on biodiesel quality and productivity from castor and sunflower oil seeds. *Elsevier*, Volumen 57, pp. 211-215.
66. Turton, R., Bailie, R., Whiting, W. & Shaeiwitz, J., 1998. *Analysis, Synthesis and Desing of Chemical Processes*. Third ed. s.l.:Pearson .
67. Ulrich, G. D. & Vasudevan, P. T., 2006. How to Estimate Utility Costs. *Chemical Engineering*, p. 93.
68. Zean Consultores, 2010. *Canales Sectoriales*, s.l.: s.n.
69. Zuleta, E. C., Rios, L. A. & Benjumea, P. N., 2012. Oxidative stability and cold flow behavior of palm, sacha-inchi, jatropha and castor oil biodiesel blends. *Elsevier*, Volumen 102, pp. 96-101.