



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

ANÁLISIS EXERGÉTICO Y ENERGÉTICO DEL USO DE LA JATROPHA CURCAS COMO AGENTE ENERGÉTICO.

EXERGETIC AND ENERGETIC ASSESSMENT OF THE USE OF JATROPHA CURCAS AS ENERGETIC AGENT.

Daniel Gallego Posada.

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Minas, Departamento de Procesos y Energía
Medellín, Colombia
2013

ANÁLISIS EXERGÉTICO Y ENERGÉTICO DEL USO DE LA JATROPHA CURCAS COMO AGENTE ENERGÉTICO.

Daniel Gallego Posada.

Tesis presentada como requisito parcial para optar al título de:

Magister en Ingeniería Química.

Director:

Ph.D Héctor Iván Velásquez Arredondo.

Línea de Investigación:

Análisis Energético

Grupo de Investigación:

Bioprocesos y Flujos Reactivos.

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Minas, Departamento de Procesos y Energía
Medellín, Colombia
2013

*Toda nuestra ciencia,
comparada con la realidad,
es primitiva e infantil...
y sin embargo es lo más preciado
que tenemos.*

Albert Einstein.

Agradecimientos

Agradezco al profesor Héctor Iván Vélasquez Arredondo profesor asociado de la Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín quien como director de tesis brindo sus conocimientos y acompañamiento para llevarla a cabalidad, de igual forma agradezco al Departamento Administrativo de Ciencia, Tecnología e Innovación COLCIENCIAS quien con su apoyo económico a través del programa Jóvenes Investigadores permitió el curso y desarrollo de este trabajo.

Resumen

Debido al acelerado crecimiento poblacional a nivel mundial y por ende el alto consumo de insumos energéticos, la mayoría de ellos de origen fósil, surge la posibilidad de usar alternativas como la *Jatropha curcas* como insumo para procesos de conversión a biocombustibles. En este trabajo se desarrolló un análisis energético y exergético de cada una de las etapas de producción de biodiesel a partir del aceite de *Jatropha* y el uso de la biomasa en un ciclo Rankine para la producción de vapor y trabajo con el fin de determinar sus eficiencias y visualizar las irreversibilidades cada uno de ellos obteniendo resultados de eficiencia exérgica de 29.49%, 99.43%, 87.6%, 62.14% y 71% para los procesos de extracción, esterificación, transesterificación, combustión de biomasa y proceso global respectivamente, así mismo se obtienen de indicadores de renovabilidad de 0.78, 0.99, 0.83, 0.55 y 0.55 para cada uno de ellos.

Palabras claves: *Jatropha*, exergía, biodiesel

Abstract

Due to the rapid worldwide population growth and hence the high consumption of energy sources, most of them of fossil origin, raises the possibility of using alternatives such as *Jatropha Curcas* as input for biofuel conversion processes. This thesis develops an energy and exergy analysis of each stage of production of biodiesel from *Jatropha* oil and biomass combustion in a Rankine cycle for steam and work production in order to determine their efficiencies and display irreversibilities, exergetic efficiency results of 29.49%, 99.43%, 87.6%, 62.14% and 72% for extraction process, esterification, transesterification, biomass combustion and overall process respectively, also are obtained renewability indicators of 0.78, 0.99, 0.83, 0.55 and 0.55 for each of them.

Keywords: *Jatropha*, exergy, biodiesel.

Contenido

Resumen.....	V
Abstract	VI
Introducción.....	2
1. Marco Teórico.....	2
1.1. Jatropha Curcas.....	2
1.2. Extracción.....	7
1.3. Esterificación.....	7
1.4. Transesterificación.....	9
1.5. Conservación de energía para un volumen de control.....	10
1.6. Análisis energético de mezclas reactivas en régimen estacionario.....	12
1.7. El concepto de exergía.....	12
1.8. Exergía en la naturaleza.....	14
2. Descripción del proceso.....	17
3. Propiedades termodinámicas de los compuestos orgánicos usados en la producción de biodiesel.....	17
3.1. Peso molecular y fórmula química de las sustancias.....	17
3.2. Cálculo de la entalpía de las sustancias.....	20
3.3. Cálculo de la entropía.....	24
3.4. Cálculo del poder calorífico de los compuestos biomásicos.....	24
3.5. Cálculo de la entalpía de formación de los compuestos biomásicos.....	25
3.6. Cálculo de la exergía química.....	26
4. Evaluación exergética de los procesos.....	19

4.1. Evaluación exergética de la etapa de cultivo.	19
4.2. Evaluación exergética del proceso de extracción de aceite.	30
4.3. Evaluación exergética del proceso de esterificación.	34
4.4. Evaluación exergética del proceso de transesterificación.	38
4.5. Evaluación exergética de los procesos de purificación.	41
4.6. Evaluación exergética del proceso de utilidad de la biomasa residual.	47
5. Indicadores exergéticos.	30
6. Conclusiones y recomendaciones.	60
Bibliografía.	63

Lista de tablas.

Tabla 3-1: Porcentaje de ácidos grasos y su fórmula química.	19
Tabla 3-2: Composición molar, grupos constitutivos y de TG que componen el aceite de Jatropha. 19	
Tabla 3-3: Grupos constitutivos, composición molar y número de átomos de los esteres de biodiesel de Jatropha.....	19
Tabla 3-4: Grupos constitutivos de la glicerina [30].....	20
Tabla 3-5: Peso molecular y formula química de las sustancias.	20
Tabla 3-6: C_p de cada grupo molecular [32].....	21
Tabla 3-7: Valores de coeficiente de C_p y entalpia de formación para TG, AGL, biodiesel y glicerina. 22	
Tabla 3-8: Constantes para el cálculo de T_C y P_C	23
Tabla 4-1: Balance de masa en la etapa del cultivo	29
Tabla 4-2: Balance de exergía en el cultivo	30
Tabla 4-3: Balance de masa en el proceso de extracción.....	32
Tabla 4-4: Composición elemental de la biomasa de Jatropha.....	33
Tabla 4-5: Resultados de exergía química para las corrientes en el proceso de extracción.	33
Tabla 4-6: Balance de exergía en el proceso de extracción.....	34
Tabla 4-7: Balance de masa del proceso de esterificación.	36
Tabla 4-8: Balance de exergía en el proceso de esterificación.	37
Tabla 4-9: Balance de masa en el proceso de transesterificación.	40
Tabla 4-10: Balance de exergía en el proceso de transesterificación.....	40
Tabla 4-11: Balance de masa en el proceso de purificación de la glicerina.	42
Tabla 4-12: Balance de exergía en el volumen de control de para la purificación de glicerina..	43

Tabla 4-13: Balance de masa en el volumen de control del secado de biodiesel.	44
Tabla 4-14: Balance de exergía en el proceso de secado.	45
Tabla 4-15: Balance de masa en el proceso de destilación.	46
Tabla 4-16: Balance de exergía en el proceso de destilación.	47
Tabla 4-17: Composición molar de la biomasa.	48
Tabla 4-18: Balance de m en la caldera.	50
Tabla 4-19: Balance de exergía en el proceso de utilidad de la biomasa residual.	51
Tabla 5-1: Eficiencia energética de los procesos	54
Tabla 5-2: Eficiencia exergética de los procesos.	56
Tabla 5-3: Eficiencia Potencial.	58
Tabla 5-4: Indicador de renovabilidad.	59

Lista de Figuras.

Figura 0-1: Crecimiento poblacional, crecimiento de producto interno bruto y crecimiento en consumo energético primario [3].	2
Figura 0-2: Industrialización y crecimiento de la demanda energética [3].	2
Figura 1-1: Jatropha Curcas, flor, fruto y semillas [16].	6
Figura 1-2: Mecanismo de la esterificación de ácidos grasos con catalizador ácido.[1]	8
Figura 1-3: Ecuación general de la transesterificación de triglicéridos.	9
Figura 1-4: Etapas de la transesterificación de triglicéridos.	9
Figura 2-1: Esquema de la planta de producción de biodiesel.	17
Figura 4-1: Volumen de control etapa del cultivo.....	29
Figura 4-2: Diagrama de Sankey para el cultivo.....	30
Figura 4-3: Volumen de control para el proceso de extracción.	31
Figura 4-4: Diagrama de Sankey para el proceso de extracción.	34
Figura 4-5: Volumen de control para el análisis exergético del proceso de esterificación.	35
Figura 4-6: Diagrama de Sankey para el proceso de esterificación.....	38
Figura 4-7: Volumen de control para realizar el análisis del proceso de transesterificación.	38
Figura 4-8: Diagrama de Sankey para el proceso de transesterificación.....	41
Figura 4-9: Volumen de control para la purificación de glicerina.....	42
Figura 4-10: Diagrama de Sankey para el proceso de purificación de glicerina.	43
Figura 4-11: Volumen de control correspondiente a la purificación del biodiesel.	44
Figura 4-12: Diagrama de Sankey para el proceso de purificación de biodiesel.....	45
Figura 4-13: Volumen de control del proceso de destilación.....	46
Figura 4-14: Diagrama de Sankey para el proceso de destilación.....	47
Figura 4-15: Ciclo de potencia Rankine para el uso de la biomasa residual.	48

Figura 4-16: Volumen de control para el análisis de la caldera.....	49
Figura 4-17: Diagrama de Sankey para el ciclo Rankine.	51

Lista de símbolos y abreviaturas.

Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Undades SI
A	Área	m^2
B	Exergía	kJ
C_p	Capacidad Calorífica	$kJ/kg.K$
E	Energía	kJ
g	Energía libre de Gibbs	kJ
h	Entalpia	kJ
I	Irreversibilidades	k
m	Masa	Kg
N_k	Número del grupo constitutivo k	
P_c	Presión crítica	kPa
Q	Calor	kJ
s	Entropia	$kJ/kg.K$
T	Temperatura	K
u	Energía Interna	kJ
V	Velocidad	m/s
W	Trabajo	kJ
z	Altura	m

Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Undades SI
β	Coeficiente de exergía química	1
η	Eficiencia	%
λ	Indicador de Renovabilidad	1
ρ	Densidad	m^3/lt

Subíndices

Subíndice	Término
a	Aceite
al	Agua de lavado
$Ag - met$	Mezcla agua - metanol

Subíndice	Término
AS	Ácido Sulfúrico
b	Biodiesel
bm	Biomasa
b - met	Mezcla biodiesel - metanol
con	Condensados
des	Destruída
DE	Desactivación
e	Salidas
F	Insumos
gl-Met	Mezcla glicerina – metanol
fib	Fibra
fr	Fruto
HS	Hidróxido de Sodio
i	Entradas
Met	Metanol
MetE	Metanol estequimétrico
MetEster	Metanol estequimétrico esterificación
MetEtran	Metanol estequiométrico transesterificación
NR	No renovables
prod	Productos
react	Reactivos
SS	Sulfato de Sodio
vap	Vapor
w	Desechos

Superíndices

Superíndice	Término
CH	Química
R	Residual

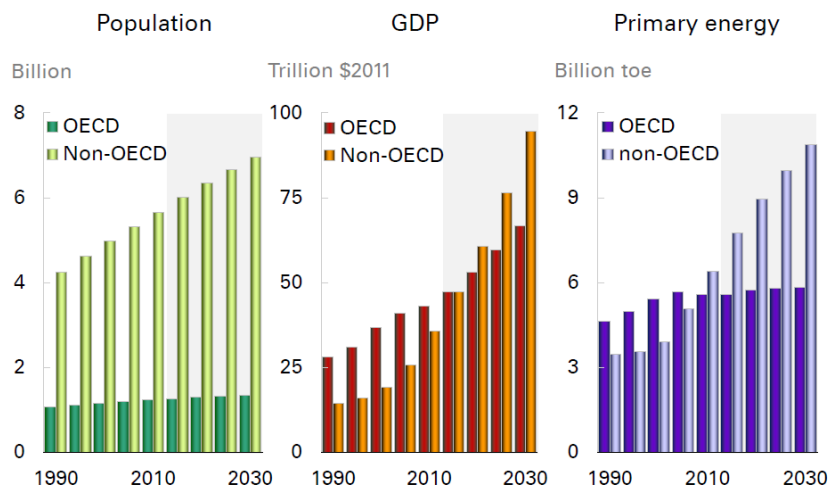
Abreviaturas

Abreviatura	Término
AG	Ácidos grasos
OCDE	Organización para la Cooperación y Desarrollo Económico.
TG	Triglicéridos

Introducción.

El consumo de energía ha incrementado continuamente a lo largo del último siglo como parte del crecimiento poblacional y a que más países se han ido industrializando desde 1900 [1]. Asumiendo un aumento de la población mundial de 1700 millones de personas y un crecimiento medio anual de la economía mundial del 3,5% para el periodo 2010 a 2035, se obtiene una demanda sin precedentes de servicios de energía y movilidad [2]. Los países no pertenecientes a la OCDE determinarán cada vez más la dinámica de los mercados energéticos. El 90% del aumento de la población, el 70% del incremento del producto económico y el 90% del alza de la demanda de energía de 2010 a 2035 serán atribuibles a los países no pertenecientes a la OCDE, como se observa en las figura 0-1 y 0-2.

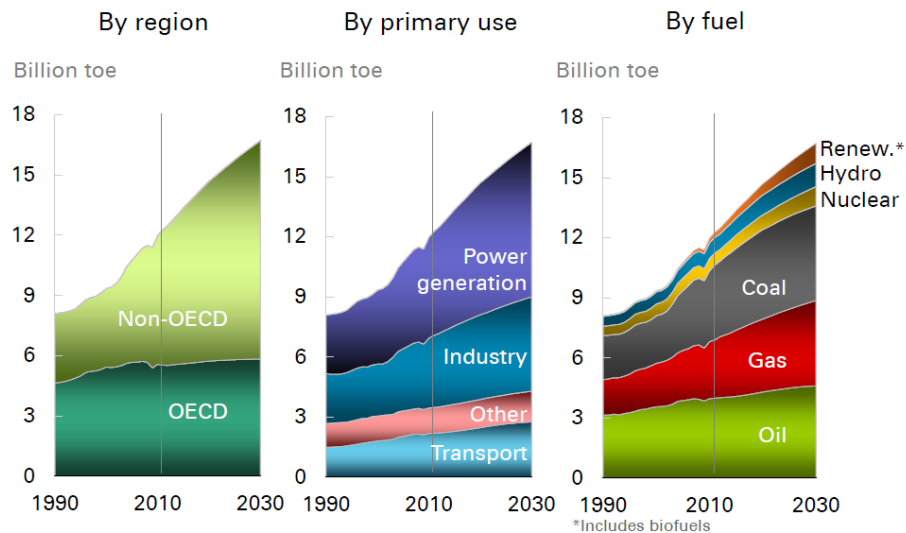
Figura 0-1: Crecimiento poblacional, crecimiento de producto interno bruto y crecimiento en consumo energético primario [3].



Los combustibles fósiles, especialmente el petróleo, es la fuente predominante de energía alrededor del mundo [1]. Sin embargo, las reservas de combustibles fósiles son limitadas y se

agotarán en un futuro cercano según el ritmo de consumo actual [1]. Aunque hay debates acerca del año exacto de pico de producción de crudo, generalmente se cree que este ocurrirá antes del 2025 después del cual es esperada una reducción significativa de la producción de petróleo [1].

Figura 0-2: Industrialización y crecimiento de la demanda energética [3].



Un continuo crecimiento de la energía hidráulica y la rápida expansión de la eólica y la solar ha cimentado la posición de las energías renovables como parte indispensable del mix energético; para 2035, las energías renovables suponen casi un tercio de la producción total de electricidad. El consumo de biomasa y de biocombustibles se cuadruplica, y cada vez serán mayores las cantidades que se comercialicen a escala internacional. Los recursos mundiales de bioenergía son más que suficientes para satisfacer el suministro previsto de biocombustibles y biomasa sin competir con la producción de alimentos, aunque es conveniente gestionar con delicadeza sus implicaciones para el uso del suelo. El rápido crecimiento de la energía renovable se sustenta en la caída de los costes tecnológicos, la subida de los precios de los combustibles fósiles y el establecimiento de un precio a las emisiones de CO₂ [4]. Los biocombustibles “bien hechos” pueden ser producidos en cantidades sustanciales. Sin embargo, deben ser derivados de materias primas producidas con un ciclo de vida de gases efecto invernadero mucho más bajo que el de los combustibles fósiles [5]. Las plantas que crecen en suelos degradados o marginales – donde los cultivos no comestibles enfocados a

biocombustibles pueden incrementar el hábitat para la vida salvaje, incrementar la captura de carbono en los suelos y reducir la erosión – deben ser considerados para la producción de estos [6].

La *Jatropha Curcas* aparece entonces como una planta ideal para producir biocombustibles de segunda generación, esto es, elaborados de residuos forestales o de agricultura y de cultivos no comestibles [6].

Actualmente, el mejoramiento de la eficiencia energética de los procesos y la disminución de las ineficiencias energéticas de los diferentes componentes, capturan la atención de los investigadores [7].

El análisis exergético combina la primera y la segunda ley de la termodinámica con el propósito de cuantificar las ineficiencias al interior de un proceso energético. Por medio de un análisis exergético, las pérdidas y destrucciones de trabajo útil que tienen lugar durante un proceso pueden ser determinadas para cada componente. El análisis exergético revela dos aspectos: la destrucción de exergía al interior de un componente del sistema, y la eficiencia exergética, cual a su vez muestra cuan efectivamente las fuentes de exergía suministradas a un componente han sido usadas. De esta manera, la localización y magnitud de las ineficiencias son obtenidas. Por lo tanto estas ineficiencias pueden ser disminuidas y el rendimiento de un proceso puede ser mejorado [7].

El objetivo de este trabajo fue realizar el análisis energético, exergético del proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de *Jatropha Curcas* y de los procesos de utilidad para la biomasa residual, con el propósito de determinar las eficiencias exergéticas de los procesos e indicadores de renovabilidad que nos permitan concluir la viabilidad del uso de esta planta como agente energético.

1. Marco Teórico.

1.1. Jatropha Curcas.

Jatropha curcas L. (nombre en latín) es conocida a menudo como *Jatropha*. Esta es una planta que produce semillas con alto contenido de aceite. Las semillas son tóxicas y en principio no comestibles [8].

La *Jatropha Curcas* es un árbol pequeño multipropósito o gran arbusto y es encontrada a través de la región tropical. Es una especie nativa de México y América Central, pero está ampliamente distribuida en tierras salvajes o semi cultivadas en Latino América, África, India y el Sur este de Asia [9].

Es una planta vigorosa, tolerante a la sequía y a las plagas y desagradable para los animales. Es plantada en países tropicales principalmente como una cobertura para protección de las tierras de cultivo de los bovinos, ovinos y caprinos [9].

Esta crece en regiones tropicales o sub tropicales, con límites de cultivación a 30°N y 35°S. Su alta adaptabilidad ecológica permite a la *J. Curcas* crecer en un amplio rango de condiciones climáticas desde semiáridas hasta húmedas (precipitaciones anuales que varían desde 300 hasta 3000 mm). Sin embargo, esta no crece en regiones con precipitaciones anuales menores a 950 mm y mayores condiciones de ambiente húmedo da como resultado una mayor productividad. Las condiciones adecuadas fueron encontradas con precipitaciones anuales por encima de 600 – 900 mm, con un óptimo a 1500mm. *J. Curcas* requiere una temperatura media anual entre 18°C y 28°C (con valores óptimos alrededor de 26 – 27°C), una temperatura mínima promedio por encima de 8 – 9°C, indica una clara falta de tolerancia a las heladas, y un

promedio de temperatura máxima entre 35°C y 45°C. La planta no es sensible a la duración del día [10].

La *J. Curcas* es capaz de crecer en un amplio rango de tipo de suelos, que van desde suelos aluviales a suelo laterítico rojo, inclusive en gravilla, arena, y suelos salinos. Suelos neutros (pH 6.0 – 8.0), bien drenados y aireados son preferibles, mientras que suelos con alto riesgo de anegamiento de agua, tales como el Vertisol u otras arcillas pesadas, no son adecuadas [10].

El género *Jatropha* pertenece a la tribu *Joannesieae* (o *Jatropheae*) de la subfamilia *Crotonoideae* en la familia *Euphorbiaceae* [10]. La planta puede alcanzar una altura de 3 m, pero bajo condiciones favorables esta puede crecer inclusive hasta 5 – 6 m [10].

El fruto (algunas veces llamadas capsulas) son verde-café ovoides, 2.0- 3.5 gr de peso, 4 cm de longitud, 3 cm de diámetro, y generalmente dividido en tres partes, cada una con una semilla. El pericarpio permanece fresco, indehiscente, y verde hasta que las semillas son maduras. Después de los 2 – 3 meses desde la formación de la fruta, cuando los frutos están completamente desarrollados y alcanzan la madurez, el epicarpio se seca, formando la cascara (algunas veces llamada capa de la fruta o cubierta de la fruta), y su color cambia de verde a amarillo, café, y finalmente negro. La cascara se abre parcialmente, pero las semillas no se desprenden. En un fruto maduro, la cascara es el 30 – 40% del peso total del fruto y las semillas son el 60 – 70 % remanente [10].

Las semillas, 2 – 3 por capsula, son negras, elipsoidales, triangular-convexas. 0,5 – 0,7 gr de peso, alrededor 2 cm de longitud y 1 cm de espesor. El 30 – 40% del peso total de la semilla consiste de una cubierta externa café – negra (algunas veces llamada hull o seed husk), mientras que el remanente 60 – 70% consiste del núcleo o almendra, el contenedor compacto y blanco de aceite [10].

Banković-Ilić, Stamenković y Veljković [11] reportan valores de contenido de aceite en la semilla de *Jatropha* que se encuentran en un rango de 40 – 60 % del peso de esta.

Para mejores producciones de aceite, las semillas debes ser cosechadas en su madurez [12].

La madurez es alcanzada a los 90 días después del florecimiento, pero las frutas no maduran todas al mismo tiempo. Por lo cual las frutas deben ser cosechadas manualmente a intervalos regulares, haciendo este paso un trabajo intensivo. El momento y duración del periodo de cosecha es probable que varíe de acuerdo a las condiciones estacionales de la localidad. En regiones semiáridas la cosecha se extiende sobre un periodo de 2 meses, lo cual implica

cosecha diaria o mensual. En situaciones de permanente humedad cosecha semanal puede ser necesaria durante todo el año [12].

Actualmente la producción de semillas maduras por ha por año no es conocida, ya que el monitoreo sistemático de la producción inicio recientemente. La producción depende de las características del sitio (precipitaciones, tipo de suelo y fertilidad), genética, edad de la planta y manejo (método de propagación, espaciamiento, poda, fertilización, irrigación, etc.). La *Jatropha Curcas* no ha sido sometida a un programa de crianza cuidadosa con selección sistemática y mejoras de germoplasma adecuado, por lo que esta es aun considerada una planta salvaje que exhibe gran variabilidad de productividad entre individuos. La producción anual de semillas puede variar de 0,2 kg a más de 2 kg por planta. Para áreas semiáridas y terrenos baldíos autores como Heller [13] proponen una producción factible de semillas secas de 2 – 3 toneladas por hectárea año, lo cual es confirmado por los datos de campo del autor Francis [14]. Cuando buenos sitios (buenos suelos y un promedio de lluvias anuales de 900 – 1200 mm) y/o optimas prácticas de manejo son usadas, 5 toneladas de semillas secas por hectárea año pueden ser alcanzadas. Jongschaap [15] concluye un rango de producción potencial de 1.5 – 7.8 toneladas de semillas secas por hectárea año.

Figura 1-1: *Jatropha Curcas*, flor, fruto y semillas [16].



1.2. Extracción

Previo a la extracción de aceite, las semillas tienen que ser separadas de la cascara manualmente o por medio de un descortezador. Después de esto la semilla debe ser descascarillada, separando la almendra de la coraza. Este proceso puede ser llevado a cabo manualmente o través de un descorazador. La importancia del descorazado depende del método de extracción adoptado y no siempre es obligatorio realizarlo [10].

En la actualidad, dos métodos han sido identificados para la extracción de aceite: 1) extracción mecánica y 2) la extracción química. Para la extracción mecánica, es posible usar prensas de tonillo sin fin [12]. Henning [17] dice que este tipo de extractoras extraen entre el 75-80% del aceite disponible. Pretratamientos en las semillas, como el precalentamiento, pueden incrementar la producción de aceite durante la extracción hasta un 91% [18]. En la extracción química el método n-hexano es el más común y tiene como resultado la más alta producción de aceite, pero también es la que toma más tiempo [12]. Esta consiste en una extracción sólido-líquido, la cual involucra la transferencia de una fracción soluble desde un material sólido a un solvente líquido (con o sin enzimas) [10].

Ofori-Boateng, Teong y JitKang [19] en su análisis exergético comparando ambos métodos concluyen que debido al alto contenido exergético del hexano como entrada dentro del proceso de extracción química, la eficiencia de este es menor comparativamente con la extracción mecánica, por tal razón será esta última la escogida para el análisis en este trabajo.

1.3. Esterificación.

Un AG es un ácido que ya ha sido separado de la molécula de glicerol. Esto es usualmente el resultado de la descomposición del aceite después de muchos ciclos de uso. Los AG crean cuatro problemas principales para uno de los pasos del proceso de producción (transesterificación) de biodiesel: 1. Más catalizador necesitará ser usado lo que conlleva a un costo más alto; 2. Jabón es formado, haciendo el lavado final de producto más difícil; 3. Agua es formada, lo cual retardará la reacción principal (transesterificación); 4. Los AG no son convertidos en combustible, reduciendo la producción. Cuando el aceite tiene menos de 2,5% de AG, los problemas mencionados anteriormente son despreciables por lo que se usa un proceso de un solo paso (transesterificación) [1].

Muchos métodos de pretratamiento han sido propuestos y establecidos, incluyendo la destilación con vapor, extracción por alcohol y la esterificación por catalizador ácido. Sin embargo, la esterificación de AG con metanol en presencia de catalizador ácido es el método más común aplicado ya que el proceso es simple y el catalizador ácido utiliza los AG en el aceite y los convierte en biodiesel [20].

El catalizador más comúnmente usado durante la esterificación es el ácido sulfúrico (H_2SO_4). El paso inicial es la protonización del ácido para dar un ion oxonio, lo cual puede someter una reacción de intercambio con el alcohol para dar el intermedio, y este a su vez puede perder un protón para convertirse en un éster. Cada paso en el proceso es reversible, pero en presencia de exceso de alcohol, la posición de equilibrio de la reacción es favorecida para completar la esterificación.

Jain y Sharman [21] reportan como condiciones óptimas para realizar la reacción de esterificación una cantidad de metanol correspondiente al 30% de aceite (v/v) a una temperatura de 65°C y una concentración de ácido sulfúrico, H_2SO_4 , del 1% con relación a la masa de aceite que entra en el proceso, estos valores son mostrados en la tabla 1-1.

Figura 1-2: Mecanismo de la esterificación de ácidos grasos con catalizador ácido.[1]

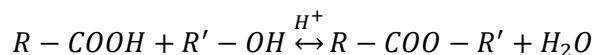


Tabla 1-1: Parámetros de reacción.

Parámetro	Esterificación	Transesterificación
Relación metanol – aceite (v/v)	30%	30%
Concentración de catalizador (p/p)	1% H_2SO_4	1% NaOH
Temperatura (°C)	65 ± 0.5	50 ± 0.5
Tiempo (min)	180	180

1.4. Transesterificación.

El método comúnmente usado para la producción de biodiesel es la transesterificación de aceite vegetales. Transesterificación, también llamada alcoholisis, es la reacción de triglicéridos con alcoholes para producir por ejemplo metil o etil ésteres y glicerina como un subproducto. Un catalizador es usualmente usado para mejorar la rata de reacción y producción. La reacción requiere exceso de alcohol para incrementar la eficiencia del proceso.

La reacción de transesterificación es representada por la ecuación general mostrada en la figura 1-3. Esta consiste en tres reacciones equivalentes, consecutivas y reversibles. Los triglicéridos son convertidos paso a paso a diglicéridos, monoglicéridos y finalmente glicerina. En cada paso de la reacción, una molécula de metil o etil éster es producida por cada molécula de metanol o etanol consumido. Las tres etapas de la reacción de transesterificación son mostradas en la figura 1-4 [22].

Para este tipo de reacción Jain y Sharman [21] a partir de su trabajo experimental reportan que los condiciones óptimas para la transesterificación son: un volumen de metanol correspondiente al 30% del volumen de aceite, una temperatura de 50°C y una concentración de hidróxido de sodio, NaOH, del 1% en relación a la mas de aceite que ingresa en este proceso.

Figura 1-3: Ecuación general de la transesterificación de triglicéridos.

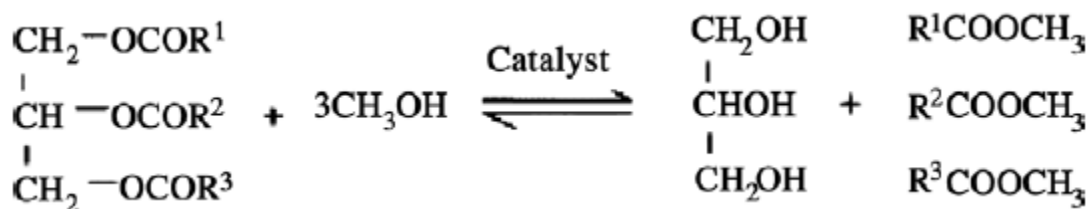
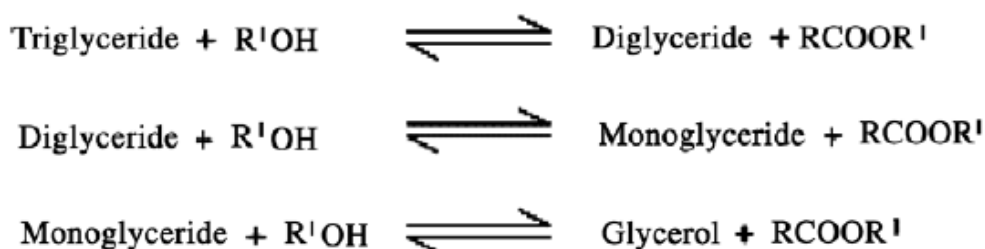


Figura 1-4: Etapas de la transesterificación de triglicéridos.



1.5. Conservación de energía para un volumen de control.

La energía es una propiedad extensiva, por lo tanto esta puede ser transferida hacia adentro o afuera de un volumen de control como resultado de que la masa cruce los límites de este. Ya que esta es la principal diferencia entre los sistemas cerrados y los volúmenes de control, el balance de energía en el volumen de control puede ser obtenido modificando el balance de energía de un sistema cerrado teniendo en cuenta estas transferencias de energía [23].

En consecuencia, el principio de conservación de energía aplicado a un volumen de control es [23]:

$$\left[\begin{array}{l} \text{Rata de cambio de la} \\ \text{energía contenida} \\ \text{dentro del volumen} \\ \text{de control en un tiempo } t \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Rata neta a la cual} \\ \text{la energía es transferida hacia} \\ \text{el volumen de control por} \\ \text{transferencia de calor al tiempo} \\ t \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Rata neta a la cual} \\ \text{la energía} \\ \text{es transferida} \\ \text{hacia afuera} \\ \text{del volumen} \\ \text{de control por} \\ \text{trabajo en un tiempo} \\ t \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Rata neta de transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{que entra al volumen} \\ \text{de control} \\ \text{acompañando los flujos} \\ \text{de masa} \end{array} \right] \quad (1.1)$$

Considerando una entrada y una salida en el volumen de control con flujo en una dimensión el balance de energía es [23]:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = Q - W + m_i \left(u_i + \frac{V_i^2}{2} + gz_i \right) - m_e \left(u_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (1.2)$$

Donde E_{vc} denota la energía del volumen de control en un tiempo determinado t . El término Q y W consideran, respectivamente, la transferencia de energía por calor y trabajo que cruzan los límites del volumen de control en el tiempo t . Los dos últimos términos de la ecuación tienen en cuenta la transferencia de energía interna, cinética, y potencial de las corrientes entrantes y salientes del volumen de control. Si no hay flujo másico de entrada o salida, los respectivos flujos másicos desaparecen y por consiguiente estos términos se hacen cero [23].

Considerando que el trabajo a las salidas y entradas del volumen de control está asociado a la presión del flujo de materia, la rata a la cual el trabajo es hecho por la fuerza normal debido a la presión es el producto de la fuerza normal, $p \cdot A$, y la velocidad del fluido, V [23].

Con esta consideración, el término de trabajo, W , de la ecuación de balance puede ser escrito como [23]:

$$W = W_{vc} + (p_e A_e) V_e - (p_i A_i) V_i \quad (1.3)$$

Donde, de acuerdo con la convención de signo para el trabajo, el término a la entrada tiene signo negativo debido a que la energía es transferida hacia el volumen de control. Un signo positivo precede al término del trabajo correspondiente a las salidas ya que la energía es transferida hacia afuera del volumen de control. Con $AV = \dot{m}v$, la anterior expresión para el trabajo puede ser escrita como [23]:

$$\dot{W} = W_{vc} + \dot{m}(p_e v_e) - \dot{m}_i(p_i v_i) \quad (1.4)$$

Sustituyendo la ecuación en la ecuación El balance de energía para un volumen de control resulta como [23]:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q}_{vc} - \dot{W}_{vc} + \dot{m}_i \left(u_i + p_i v_i + \frac{v_i^2}{2} + gz_i \right) - \dot{m}_e \left(u_e + p_e v_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (1.5)$$

Usando $h=u+pv$ y considerando que al volumen de control pueden ingresar y salir más de una corriente, la ecuación de balance es [23]:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q}_{vc} - \dot{W}_{vc} + \sum_i \dot{m}_i \left(u_i + p_i v_i + \frac{v_i^2}{2} + gz_i \right) - \sum_e \dot{m}_e \left(u_e + p_e v_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (1.6)$$

Cuando se considera un proceso en esta estable, las condiciones dentro del volumen de control y en sus límites no varían con el tiempo. Los flujos másicos y de energía transferidos por calor o trabajo también permanecen constantes. No hay acumulación de energía dentro del volumen de control, por lo cual el término $dE_{vc}/dt = 0$ [23].

1.6. Análisis energético de mezclas reactivas en régimen estacionario.

El balance de energía aplicado a sistemas químicamente reactivos en régimen estacionario, referido a la unidad de tiempo, es [24]:

$$\dot{Q} + \dot{W} = \sum_{prod} \dot{N}_i (\Delta h_{f,298}^o + \Delta h_i) - \sum_{reac} \dot{N}_i (\Delta h_{f,298}^o + \Delta h_i) \quad (1.7)$$

Donde $\Delta h_{f,298}^o$ representa la entalpía de formación a la temperatura y presión de referencia y $\Delta h = h_{T,P} - h_{298,1 atm}$ es la variación de entalpía sensible. Las variaciones de las energías cinética y potencial de las corrientes pueden despreciarse. Los valores numéricos de \dot{Q} y \dot{W} pueden ser, en general, positivos o negativos, dependiendo del sentido del flujo de energía en la frontera del sistema. Las reacciones pueden ser endotérmicas o exotérmicas según el signo de \dot{Q} cuando la ecuación es resuelta para hallar su valor [24].

1.7. El concepto de exergía.

Los diversos tipos de energía muestran diferentes calidades; estas diferencias se manifiestan en su habilidad de alimentar y manejar los procesos energéticos y ser convertidas en otras clases de energía. Por ejemplo, la calidad del calor depende de la temperatura de la fuente de calor; a mayor temperatura de la fuente de calor con respecto a la temperatura del ambiente; mayor es la proporción de calor que puede ser convertido en trabajo mecánico. La capacidad de realizar trabajo ha sido aceptada como una medida de la calidad de energía. Para encontrar el nivel de referencia correcto de esta cantidad, debemos considerar la parte que es desempeñada por el ambiente en relación con el proceso de energía [25].

El mantenimiento de la existencia y actividades humanas son posibles debido al uso de recursos naturales. Estos recursos son formas de materia que, en su composición química y/o parámetros de estado difieren distintivamente de los valores promedio de la naturaleza. Los parámetros de estado y la composición de los componentes que se encuentran comúnmente en la naturaleza deben, por lo tanto, ser aceptados como el nivel cero cuando se evalúa la utilidad práctica de la energía de las fuentes naturales y los portadores de energía producidos industrialmente. Esta cantidad ha sido definida por Szargut como : “La exergía es la cantidad de trabajo obtenible cuando alguna materia es llevada a un estado de equilibrio termodinámico

con los componentes comunes de los alrededores naturales por medio de un proceso reversible, involucrando solo interacciones con los componentes de la naturaleza mencionados anteriormente”[25].

Ya que la mayoría de los procesos industriales son principalmente procesos de conversión de energía, es imperioso abordar el problema de la producción sostenible de energía con el propósito de asegurar un uso eficiente de los recursos. Ahora, el enfoque de la seguridad ambiental esta gradualmente moviéndose hacia la eficiencia energética de los procesos industriales. El análisis exergético, también llamado análisis de segunda ley, es una herramienta científica adecuada para evaluar la sostenibilidad termodinámica de un proceso de producción. En realidad, no hay ningún proceso que tenga lugar de acuerdo a la primera ley de la termodinámica (la cual establece que la energía es conservada en todo el proceso) pero en casi todos los procesos, hay generación de entropía llevando a la destrucción de la parte correspondiente a la calidad de la energía llamada exergía. Por lo tanto, el concepto de energía no es de confianza en la justificación de la factibilidad termodinámica de un proceso de producción.

De acuerdo a Cornelisse [26], el balance general de exergía involucrando transferencia de masa para un volumen de control relacionando la generación de entropía con la destrucción de exergía es dada por:

$$\sum B_i - \sum B_e = B_{des} = T_0 S_{gen} = I \quad (1.8)$$

Donde los términos representan la exergía total de entrada, la exergía total de salida, la exergía total destruida, la generación de entropía y la irreversibilidad respectivamente. La ecuación (1) puede ser escrita como la ecuación (2) para involucrar la exergía debida a las interacciones de calor y trabajo:

$$\sum B_{calor} - \sum B_{trabajo} + \sum B_{masa,i} - \sum B_{masa,e} = B_{dest} = T_0 S_{gen} \quad (1.9)$$

Donde:

$$\sum B_{trabajo} = W \quad (1.10)$$

$$\Sigma B_{calor} = \Sigma \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q \quad (1.11)$$

$$\Sigma B_{masa,i} = (\Sigma_i m_i B_i)_i \quad (1.12)$$

$$\Sigma B_{masa,e} = (\Sigma_i m_i B_i)_e \quad (1.13)$$

Para procesos reales la exergía de entrada siempre excede la exergía de salida. Este desequilibrio es debido a las irreversibilidades, también llamada destrucción de exergía, y es representada como una función de la generación de entropía. El valor de exergía de las corrientes constantes de fluido que entran o dejan parte de un proceso es la mínima cantidad de energía o trabajo que puede ser obtenido de la corriente llevándola al equilibrio con el ambiente.

1.8. Exergía en la naturaleza.

Exergía, la cual se origina del contraste entre el sol y el espacio, lleva flujos de energía y materia sobre la superficie de la tierra. Hay más o menos un balance entre las entradas y salidas de energía, además una captura de despreciable de energía como combustibles fosiles y energía geotérmica. La temperatura promedio sobre la superficie de la tierra es determinada por, además de otras cosas, la cantidad de energía que se irradia hacia y desde la tierra. La materia es transportada por medio de incontables ciclos a través de sistemas en la tierra. Los periodos de circulación para estos ciclos de materia pueden variar desde fracciones de segundos hasta billones de años. Ejemplos de partes de dichos ciclos pueden ser los impulsos nerviosos en una celda y la minería en la sociedad [27].

Energía como luz solar alcanza la superficie de la tierra. Gran cantidad de esta es reflejada directamente, y por lo tanto no hace parte de proceso de conversión en la superficie de la tierra. La parte reflejada es omitida y la luz solar entrante es así la energía neta de entrada, la cual es convertida en la tierra, y a partir de esto esta deja la tierra como radiación térmica. La energía del flujo de la luz solar es sin embargo, consumida sobre la tierra. La radiación solar entrantes es relativamente radiación de onda corta y por lo tanto posee una alta calidad. La radiación solar saliente es, sin embargo, relativamente desordenada y de onda larga y por consiguiente de baja calidad. La totalidad de la tierra puede ser vista como una maquina inmensa trabajando

a partir de la exergía disponible debido al contraste entre el sol y el espacio. Debido a esto, todos los flujos de energía y materia son llevados a través de los sistemas sobre la superficie de la tierra, y así la vida puede ser creada y mantenida [27].

La exergía total entrante a la tierra desde el sistema sol/espacio es de una cantidad cercana a 13000 veces la exergía usada en la sociedad. Además la exergía usada en la tierra deriva del sol. Una fracción pequeña se origina de las fuerzas gravitacionales de la luna como efectos de la marea y del interior de la tierra como geotérmica, exergía nuclear y fósil. Cerca de un cuarto de la luz solar es reflejada hacia el espacio como luz. El resto de la exergía es absorbida por la tierra de la cual la gran mayoría es gradualmente destruida, pero durante esta destrucción se las arregla para conducir los sistemas viento/agua y la vida sobre la tierra. Las plantas convierten la exergía de la luz solar en exergía química, por medio de la fotosíntesis. La exergía química como biomasa pasa entonces a través de diferentes cadenas alimenticias en el ecosistema. La exergía que no puede ser utilizada por los organismos forma turba o sedimentos que gradualmente se convierten en stocks de petróleo o carbón. La materia tóxica es además guardada de los sistemas vivos en los depósitos de fósiles y minerales. Un pez envenenado por una sustancia tóxica caerá al fondo del océano junto con la sustancia tóxica removiéndola así de la biosfera. Stocks en la forma de materia orgánica viva y muerta sobre la tierra representan diferentes formas de almacenaje de exergía. Estos almacenamientos de exergía acumulan un potencial enorme de exergía, tales como un ambiente limpio y oxígeno en la atmósfera, los cuales son de crucial importancia para la evolución de la vida en aun más diversidad y complejidad. Se puede concluir que la evolución natural es forzada por la luz solar y su "autocreación" verdaderamente sostenible. El uso de exergía en la sociedad se origina en un 62% de los combustibles fósiles, el resto está compuesto principalmente de madera para construcción y papel, madera combustible, comida generación hidroeléctrica y depósitos nucleares. Por lo tanto, en conjunto, la exergía de la sociedad no es sostenible [27].

2. Descripción del proceso

En la figura 2-1 se presenta un esquema de la planta de producción de biodiesel usando el fruto de *Jatropha*. El primer volumen de control de interés es el proceso de extracción de aceite en el cual el fruto seco de *Jatropha* (corriente P-1) es depositado en la descortezadora para remover la cascara del fruto (corriente P-3) y extraer las semillas (corriente P-2). Las semillas son precalentadas o acondicionadas con vapor (corriente P-35) para favorecer la extracción de aceite. Las semillas acondicionadas (corriente P-4) pasan a través de un extractor de tornillos sin fin del cual se obtiene como producto el aceite de *Jatropha* (corrientes P-5, P-6 y P-7) y la biomasa residual o lo que se conoce como torta de semilla (corriente P-34).

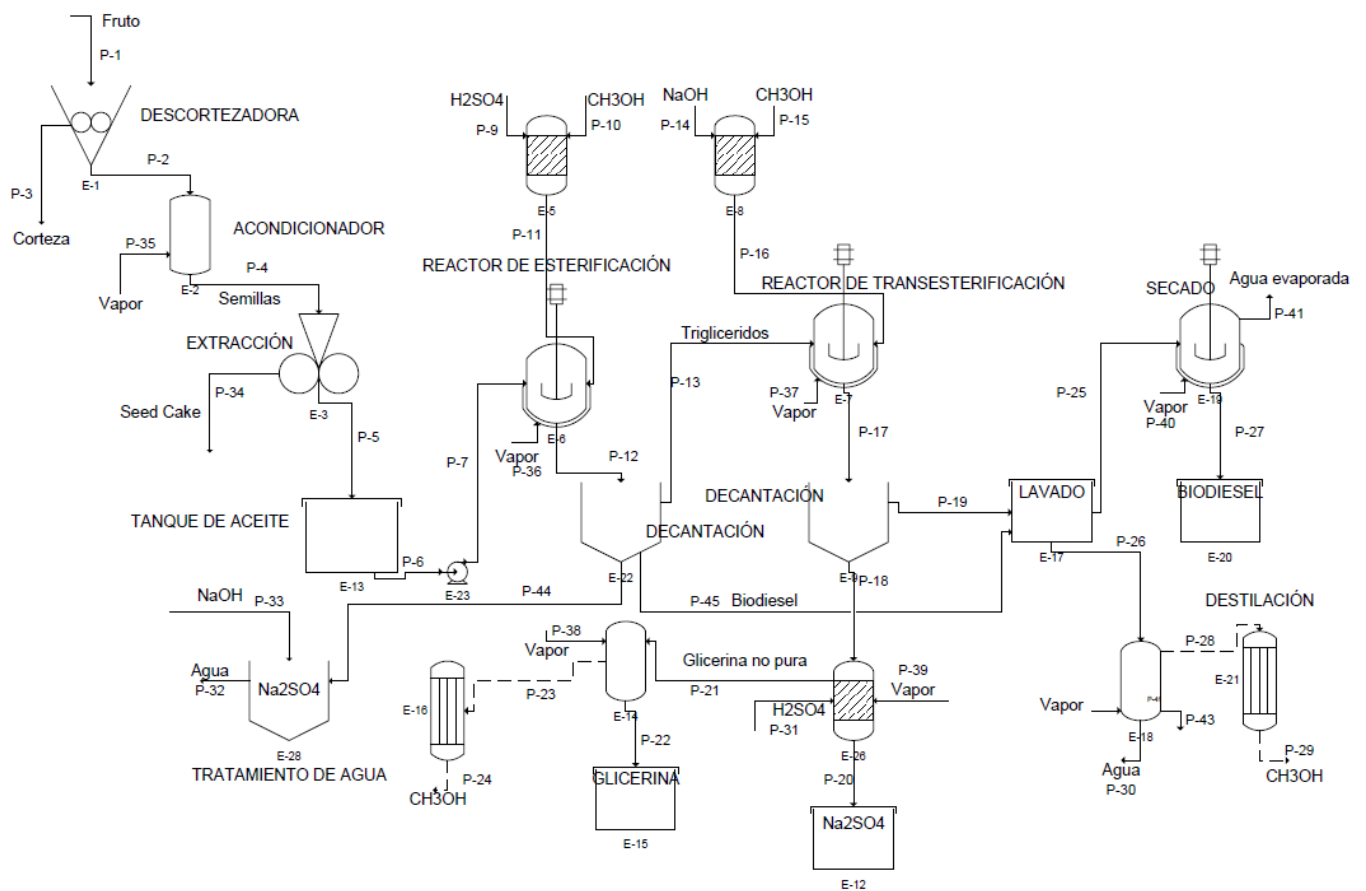
La segunda etapa de interés dentro del proceso de producción es el pre tratamiento del aceite el cual tiene como objetivo disminuir por debajo del 1% el contenido de ácidos grasos libres presentes en el aceite. Para este proceso se usa una reacción de esterificación en la cual inicialmente metanol (corriente P-9) y ácido sulfúrico (corriente P-8) son mezclados, esta mezcla (corriente P-11) y el aceite (corriente P-7) reaccionan en el reactor de esterificación el cual es calentado por vapor (corriente P-36) hasta los 65°C. La mezcla de agua – ácido sulfúrico, biodiesel – metanol y los triglicéridos (corriente P-12) son los productos de esta reacción los cuales son separados por decantación. El agua ácida (mezcla de ácido sulfúrico y agua) es enviada a una etapa de tratamiento donde se adiciona NaOH (corriente P-33) para controlar el pH; en este paso Na_2SO_4 y agua son obtenidos.

La tercera etapa de interés es la reacción de transesterificación donde los triglicéridos (corriente P-12) reaccionan con metanol (corriente P-15) y NaOH (corriente P-33) para producir biodiesel (corriente P-16) y glicerina (corriente P-17). Durante esta reacción, una mezcla de biodiesel, metanol, NaOH y glicerina (corriente P-17)

es obtenida, la mezcla glicerina – NaOH – metanol y biodiesel – metanol es separada por decantación. La glicerina es purificada en dos etapas; en la primera el NaOH es eliminado adicionando H_2SO_4 en un reactor calentado por vapor para obtener Na_2SO_4 y jabones, en la segunda etapa la glicerina es purificada mediante destilación para obtener metanol (corriente P-23) y glicerina pura (corriente P-22).

La mezcla de biodiesel – metanol (corrientes P-45 y P-19) son lavadas con agua obteniendo biodiesel húmedo y una mezcla de agua – metanol, el biodiesel húmedo (corriente P-25) es secado en un reactor calentado con vapor (corriente P-40) para obtener biodiesel puro (corriente P-27). El metanol es separado del agua (corriente P-30) por destilación.

Figura 2-1: Esquema de la planta de producción de biodiesel.



3. Propiedades termodinámicas de los compuestos orgánicos usados en la producción de biodiesel.

Son seis los compuestos orgánicos básicos en la producción de biodiesel: el aceite, los ácidos grasos libres, los triglicéridos, biodiesel, glicerina y la biomasa o fibra el fruto.

3.1. Peso molecular y formula química de las sustancias

El peso molecular de las sustancias es calculado usando (Ecuación 3.1)

$$PM = \sum x_i(12.001N_C + 1.008N_H + 15.9N_O) \quad (3.1)$$

La fórmula química equivalente $C_mH_nO_p$ es calculada usando las siguientes relaciones:

$$m = \sum_i x_i C_i \quad (3.2)$$

$$n = \sum_i x_i H_i \quad (3.3)$$

$$p = \sum_i x_i O_i \quad (3.4)$$

El porcentaje de participación de cada ácido graso y su fórmula química se muestra en (Tabla 3-1).

Tabla 3-1: Porcentaje de ácidos grasos y su fórmula química.

Ácido Graso	%[28]	Formula Química[29]
Palmitico	14.2	$C_{16}H_{32}O_2$
Oleico	43.1	$C_{18}H_{34}O_2$
Estearico	6.9	$C_{18}H_{36}O_2$
Linoleico	34.3	$C_{18}H_{32}O_2$

Asumiendo que la composición atómica de los triglicéridos no cambia entre aceites vegetales y que solo cambia su participación porcentual dentro de la composición del aceite, los valores de cada uno de los grupos constitutivos, la composición de átomos y la composición molar se muestran en (Tabla 3-2).

Tabla 3-2: Composición molar, grupos constitutivos y de TG que componen el aceite de *Jatropha*.

Triglicéridos	%	CH ₃	>CH ₂	>CH-	=CH-	COO	N _C	N _H	N _O
Palmítico	14.2	3	44	1	0	3	51	98	6
Oléico	43.1	3	44	1	6	3	57	104	6
Esteárico	6.9	3	50	1	0	3	57	110	6
Linoléico	34.3	3	38	1	12	3	57	98	6

Como las cadenas de esteres constitutivos del biodiesel tiene origen en los triglicéridos del aceite se puede asumir que el aceite tiene la misma composición molar del biodiesel. Así los grupos constitutivos, la composición molar y el número de átomos se muestran en (Tabla 3-3).

Tabla 3-3: Grupos constitutivos, composición molar y número de átomos de los esteres de biodiesel de *Jatropha*.

Esteres	%	CH ₃	>CH ₂	=CH-	-COO-	N _C	N _H	N _O
Palmítico	14.2	1	14	0	1	16	34	2
Oléico	43.1	1	14	2	1	18	36	2
Esteárico	6.9	1	16	0	1	18	38	2

Esteres	%	CH ₃	>CH ₂	=CH-	-COO-	N _C	N _H	N _O
Linoléico	34.3	1	12	4	1	18	34	2

Los grupos constitutivos de la glicerina son (Tabla 3-4)

Tabla 3-4: Grupos constitutivos de la glicerina [30].

>CH ₂	>CH-	OH	N _C	N _H	N _O
2	1	3	3	8	3

Los resultados del peso molecular y formula química de las sustancias se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 3-5: Peso molecular y formula química de las sustancias.

Sustancia	Biodiesel	TG	AGL	Glicerina
Formula Química	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	C ₅₆ H ₁₀₁ O ₆	C ₁₈ H ₃₃ O ₂	C ₃ H ₈ O ₃
Peso Molecular (Kg/mol)	0.296	0.871	0.277	0.270

3.2. Cálculo de la entalpía de las sustancias.

La entalpía de las sustancias es determinada por medio de la ecuación (7)[31], considerando un proceso de presión constante desde el estado de gas ideal al estado líquido en el cual se encuentran las sustancias.

$$= \overset{o}{h}_{f,298} + \int_{298}^T C_p dT + R \quad (3.5)$$

El cálculo de la entalpía de formación ($\overset{o}{h}_{f,298}$) y el valor de C_p son realizados por medio del método de contribución de grupos de Joback según las ecuaciones (8) y (9)[32].

$$\overset{o}{h}_{f,298} = \sum_i x_i (68.29 + \sum_k N_k f_{f,k})_i \quad (3.6)$$

$$C_p = \sum_i x_i (A + BT + CT^2 + DT^3)_i \quad (3.7)$$

La temperatura T debe estar en Kelvin y los coeficientes A, B, C y D son (Ecuación 3.8 a Ecuación 3.11).

$$A = \sum_k N_k C_{pak} - 37.93 \quad (3.8)$$

$$B = \sum_k N_k C_{pck} + 0.210 \quad (3.9)$$

$$C = \sum_k N_k C_{pck} - 3.91 \times 10^{-4} \quad (3.10)$$

$$D = \sum_k N_k C_{pak} + 2.06 \times 10^{-7} \quad (3.11)$$

Los valores de la entalpia de formación de cada grupo molecular ($h_{f,k}$) y los términos C_{pk} como contribución de cada grupo molecular de las sustancias se muestran en (Tabla 3-6). Los valores N_k representan el número de grupos moleculares de tipo k de cada componente de la sustancia.

Tabla 3-6: C_p de cada grupo molecular [32]

Grupo	C_{pak}	C_{pbk}	C_{pck}	C_{pdk}	f,k
CH3-	1.95×10^1	-8.08×10^{-3}	-1.53×10^4	-9.76×10^{-8}	-7,45
>CH2	-9.09×10^{-1}	-9.5×10^{-2}	5.44×10^5	1.19×10^{-8}	-20,64
>CH-	-23	0.24	2.65×10^{-4}	1.2×10^{-8}	37.97
=CH-	-8×10^1	-1.05×10^{-1}	9.63×10^{-5}	3.56×10^{-8}	-337.92
-COO-	2.45×10^1	4.02×10^{-2}	4.02×10^{-5}	-4.52×10^{-8}	-208.04
OH-	2.57	-6.91×10^{-2}	1.77×10^{-4}	-9.88×10^{-8}	29.89

Los resultados de los coeficientes del C_p para las sustancias se muestran en la tabla 3-7.

Tabla 3-7: Valores de coeficiente de C_p y entalpia de formación para TG, AGL, biodiesel y glicerina.

Sustancia	A (J/mol.K)	B (J/mol.K ²)	C (J/mol.K ³)	D (J/mol.K ⁴)
AGL	-24,324028	1,7335107	-0,001090735	2,77x10 ⁻⁰⁷
TG	-22,405794	5,28424	-0,003038407	6,4826x10 ⁻⁰⁷
Biodiesel	-4,982598	1,75	-0,000995869	2,09x10 ⁻⁰⁷
Glicerina	14,352	0,4327	-0,0002338	5,34x10 ⁻⁰⁸

El termino (h^R) de la ecuación (7) es calculado por medio de la función de discrepancia propuesta por Lee-Kesler, usando la ecuación (14)[32] [31].

$$\frac{h^R}{RT_C} = \frac{(h^R)^0}{RT_C} + w \frac{(h^R)^1}{RT_C} \quad (3.12)$$

Las funciones $\frac{(h^R)^0}{RT_C}$ y $\frac{(h^R)^1}{RT_C}$ están definidas para cada valor de temperatura reducida (T_r) y presión reducida (P_r). Los cálculos de la temperatura crítica (T_c) y presión crítica (P_c) es realizado por el método de contribución de grupos de Joback usando las siguientes relaciones [32].

$$T_c = \sum_i y_i T_{c,i} = \sum_i y_i \{ T_{b,i} [0.584 + 0.965(\sum_k N_k(tck)) - (\sum_k N_k(tck))^2]^{-1} \}_i \quad (3.13)$$

$$P_c = \sum_i y_i P_{c,i} = \sum_i y_i [0.113 + 0.0032N - \sum_k N_k(pck)]_i^{-2} \quad (3.14)$$

$T_{b,i}$ representa la temperatura de ebullición de las sustancias a presión de 1 atm y es calculada con (Ecuación 3.15)

$$T_{b,i} = 198 + \sum_k N_k(tbk) \quad (3.15)$$

Los valores de las constantes contributivas de cada grupo molecular para calcular T_c , P_c y $T_{b,i}$ se muestran en (Tabla 3-8).

Tabla 3-8: Constantes para el cálculo de T_C y P_C .

Grupo molecular	tbk (K)	tck (K)	pck (bar)	gfk (cal/mol)
CH3-	23.58	0.0141	-0.0012	-43.96
CH2	22.98	0.0189	0.00	8.42
=CH-	24.96	0.0129	-0.0006	48.53
COOH	169.09	0.0791	0.0077	-387.87

El factor acéntrico (w) es obtenido a partir de la ecuación (18).

$$w = -\frac{\ln(P_C/1.01325)+f^{(0)}}{f^{(1)}} \quad (3.16)$$

Las ecuaciones que definen el factor acéntrico, $f^{(0)}$ y $f^{(1)}$, son expresiones calculadas con las siguientes ecuaciones.

$$f^{(0)} = \frac{-5.97616\tau + 1.29874\tau^{1.5} - 0.60394\tau^{2.5} - 1.06841\tau^5}{T_{br}} \quad (3.17)$$

$$f^{(1)} = \frac{-5.03365\tau + 1.11505\tau^{1.5} - 5.41217\tau^{2.5} - 7.46628\tau^5}{T_{br}} \quad (3.18)$$

T_{br} y τ , corresponden a las siguientes expresiones:

$$T_{br} = \frac{T_b}{T_c} \quad (3.19)$$

$$\tau = 1 - T_{br} \quad (3.20)$$

3.3. Cálculo de la entropía.

La entropía es calculada a partir de la ecuación (22) realizando las mismas consideraciones que para el cálculo de la entalpia.

$$s = s_{f,298}^0 + \int_{298}^T C_p \frac{dT}{T} + s^R \quad (3.21)$$

Para el cálculo de la entropía e formación ($s_{f,298}^0$) se emplea la siguiente relación.

$$s_{f,298}^0 = \frac{h_f^0 - g_f^0}{T_0} \quad (3.22)$$

El término (g_f^0) representa la energía libre de Gibbs de formación, calculada usando el método de contribución de grupos de Joback con la siguiente expresión.

$$g_f^0 = \sum_i y_i g_{f,i}^0 = \sum_i y_i (53.88 + \sum_k N_k (gfk))_i \quad (3.23)$$

Los valores g_{fk} corresponden a la energía libre de Gibbs de cada tipo de molécula constitutiva de las sustancias. Los valores son presentados en la tabla 3-8. La entropía residual (s^R) de la ecuación (22) es calculada de igual forma que la entalpia residual por medio del método de cálculo de Lee-Kesler, usando la ecuación (25)

$$\frac{s^R}{R} = \frac{(s^R)^0}{R} + W \frac{(s^R)^1}{R} \quad (3.24)$$

3.4. Cálculo del poder calorífico de las compuestos biomásicos.

El poder calorífico define el contenido energético de un combustible y puede ser obtenido experimentalmente de forma analítica siempre que sea conocida la composición química

elemental de la sustancia. La ecuación (26) [33] será usada para obtener el poder calorífico superior de la biomasa residual.

$$PCS = 349.1C + 1178.3H + 100.5S - 103.4O - 151N - 21.1A \quad (3.25)$$

Donde C, H, S, O, N y A son respectivamente los porcentajes máxicos de carbono, hidrogeno, azufre, oxigeno, nitrógeno y ceniza en el combustible. La correlación puede ser usada cuando los porcentajes de los componentes se encuentran entre los siguientes valores:

$$0.00\% \leq C \leq 92.25\%$$

$$0.43\% \leq H \leq 25.15\%$$

$$0.00\% \leq O \leq 50.00\%$$

$$0.00\% \leq N \leq 5.60\%$$

$$0.00\% \leq S \leq 94.08\%$$

$$0.00\% \leq A \leq 71.4\%$$

El poder calorífico inferior (PCI) es calculado asumiendo que el agua formada del hidrogeno que hace parte de la composición del combustible se encuentra en fase vapor. La correlación que será usada se presenta en la siguiente ecuación [34].

$$PCI = PCS - 0.0894 \times 2442.3H \quad (3.26)$$

3.5. Cálculo de la entalpía de formación de los compuestos biomásicos.

Cuando se presentan reacciones químicas es necesario conocer la entalpía de formación para realizar los balances energéticos de los procesos. En este trabajo son analizados varios procesos donde ocurren reacciones químicas que involucran conversión de masa, tales como, esterificación, transesterificación, mezcla de catalizadores (H_2SO_4 y $NaOH$) con metanol y la

combustión. Para la biomasa residual del proceso de extracción es usada la entalpia de formación calculada por la ecuación (28) [34].

$$\Delta h_{f,298}^0 = PCS - (327.63C + 1417.94H + 92.57S + 158.67H_2O) \quad (3.27)$$

El PCS debe tener unidades de kJ/kg y los valores para C, H, S, H₂O deben estar en porcentajes. La relación anterior asume que solo CO₂, SO₂ y H₂O son producto de la combustión. Para las otras sustancias usadas como H₂SO₄, NaOH y Na₂SO₄ los datos fueron obtenidos de las tablas presentadas en el libro “*exergy analysis of termal, chemical, and metallurgical processes*”[25].

Para las sustancias como vapor de agua, agua, metanol y gases ideales como CO₂, H₂O, O₂ y N₂ las propiedades fueron obtenidas de la biblioteca de propiedades del software “*Engineering Equation Solver*”

3.6. Cálculo de la exergía química

La exergía química de los compuestos biomásicos es calculada por la ecuación (29)[25].

$$b^{CH} = \beta PCI \quad (3.28)$$

Los coeficientes β tienen diferentes expresiones dependiendo de la fase y composición química de las sustancias. Para la biomasa en fase solida compuesta de C, O y H, como lo es la biomasa del fruto de *Jatropha* será usada la siguiente expresión (30)[25].

$$\beta = \frac{1.0414 + 0.0177(H/C) - 0.3328(O/C)[1 + 0.0537(H/C)]}{1 - 0.4021(O/C)} \quad (3.29)$$

Para las sustancias biomásicas liquidas como biodiesel, glicerina, AGL y TG será usada la ecuación (31).

$$\beta = 1.0374 + 0.0159 \frac{H}{C} + 0.0567 \frac{O}{C} \quad (3.30)$$

Para las mezclas de sustancias el aceite (asumiendo que este es una mezcla de AGL y TG), agua – metanol y el fruto considerando que este es una mezcla de fibra AG y TG la exergía química b^{CH} se calcula con la siguiente relación [25].

$$b^{CH} = \sum_i x_i b_i^{CH} + RT_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (3.31)$$

Para los cuatro compuestos orgánicos básicos en la producción de biodiesel (TG, AGL, biodiesel y glicerina), b^{CH} también fue calculada por el método de contribución de grupos de Joback, haciendo uso de la siguiente ecuación (33)[25].

$$b^{CH} = \sum_i x_i b_i^{CH} = \sum_i x_i \left(\sum_k N_k b_k^{ch} \right)_i \quad (3.32)$$

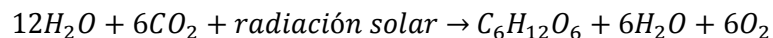
Los valores contributivos de cada grupo son presentados en la tabla 3-6. La diferencia en los resultados para los dos métodos descritos se encuentra en un intervalo del 1.5% y se muestran en la tabla 4-5.

4. Evaluación exergetica de los procesos.

4.1. Evaluación exergetica de la etapa de cultivo.

En la etapa de cultivo se realiza el análisis másico y exergetico con el propósito de determinar la cantidad de agua, dióxido de carbono, fertilizantes y radiación sola necesarios para el crecimiento de la planta y por consiguiente de la biomasa usada en el proceso de producción de biodiesel. Para este análisis se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- La cantidad de semillas producidas es de $3 t_{\text{semilla}} \text{ ha}^{-1} \cdot \text{año}^{-1}$ [12].
- La cantidad de fertilizantes necesarios para la producción de una tonelada de semillas serán: 34.3 kg N, 7.0 kg P y 31.6 kg K [35].
- Para producir una mol de aceite de Jatropha son necesarias 57 moles de CO_2 [15].
- La reacción química correspondiente a la fotosíntesis [36] es:

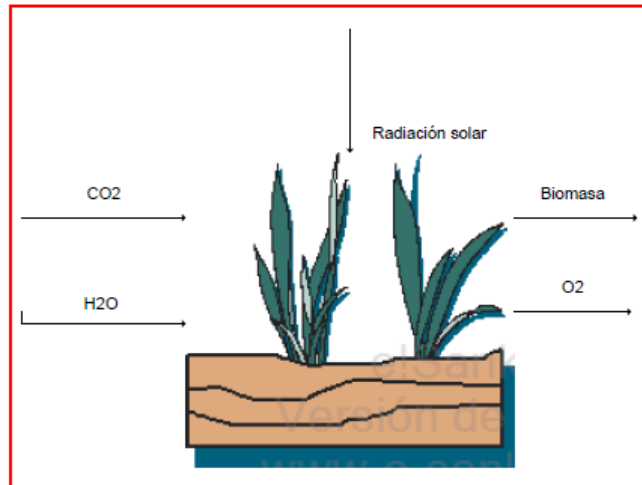


- La cantidad de radiación solar se asumirá como $1000 \text{ kWh} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{año}^{-1}$ [37] lo que da como resultado para nuestro caso $7.320 \times 10^6 \text{ GJ año}^{-1}$ de radiación solar que llegan a la cantidad de tierra necesaria para el crecimiento de los 1000 kg usados en el análisis, de esta cantidad según González [37] el 20% es lo que llega a las hojas de los cuales el 20% se pierde por reflexión dando como resultado 298200 GJ de los cuales el 50% corresponde a radiación de las longitudes onda adecuadas para que se verifique el proceso fotosintético. Quedan entonces 149100 GJ, de los cuales el 30% se convierte en biomasa. Quedan almacenados, por lo tanto, 44730 GJ, de los que la

propia planta consume un 40% en mantenerse viva. En consecuencia, lo que realmente se almacena anualmente son unos 26838 GJ.

- La masa base que ingresa al proceso es de 1000 kg de fruto.

Figura 4-1: Volumen de control etapa del cultivo.



Con los datos anteriores el balance de masa se muestra en la tabla 4-1.

Tabla 4-1: Balance de masa en la etapa del cultivo

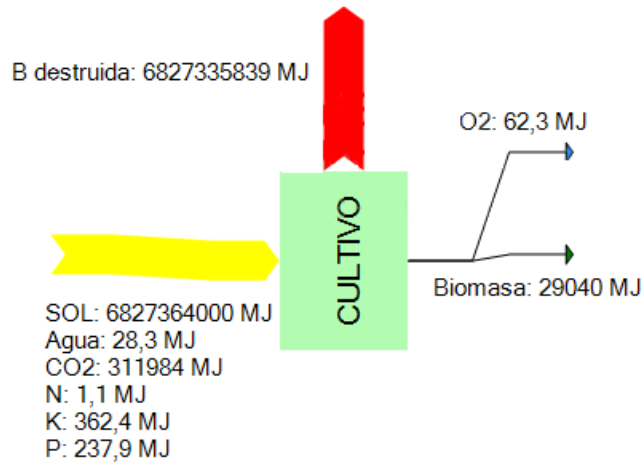
Balance de masa en el cultivo (kg/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Agua	565.2	Biomasa	1000
CO ₂	690.9	O ₂	502,4
N	20.92		
K	19.28		
P	4.27		

Para el balance de exergía se tienen en cuenta la exergía química de cada una de las sustancias. Para las entradas los valores de esta propiedad fueron sacados de las tablas de [25], mientras que para la biomasa fue calculada como una mezcla entre fibra y aceite por mediodo (ecuación 3.31). La exergía de la radiación solar fue calculada por medio de (Ecuación 4.1)[25].

$$\frac{B_{rs}}{h_{rs}} = 0.9327 \quad (4.1)$$

Tabla 4-2: Balance de exérgia en el cultivo

Balance de masa en el cultivo (MJ/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Agua	28.262	Biomasa	29040
CO ₂	311.984	O ₂	62.334
N	1.076	Exérgia Destruida	6827335839
K	362.38		
P	237.908		
Radiación Solar	6827364000		

Figura 4-2: Diagrama de Sankey para el cultivo.

4.2. Evaluación exérgica del proceso de extracción de aceite.

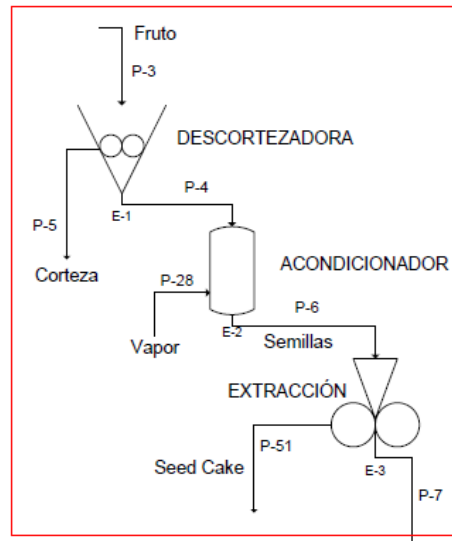
El análisis exérgico realizado al proceso de extracción de aceite corresponde al volumen de control mostrado en la figura 4-3 donde se incluyen los procesos de descortezamiento,

acondicionamiento de las semillas y extracción de aceite. Para el análisis de este volumen de control se consideran como corriente entrantes las siguientes:

- 1000 kg de fruto seco de *Jatropha Curca* como masa base para el desarrollo del análisis.
- 73.7 kg de vapor / tonelada de semillas en el proceso de acondicionamiento a una presión de 3 bar.
- Trabajo necesario para los procesos de: descortezamiento equivalente a 20 lt de aceite *Jatropha* para dar potencia al motor de un equipo con capacidad de 200 kg h^{-1} y la extracción la cual consume el 10% del aceite extraído para un equipo con la capacidad de producir entre 220 – 260 lt de aceite en 8 horas [10] con una eficiencia del 95% .

Y como flujos de salida se consideran la corteza, la torta de semillas o seed cake, aceite y condensados.

Figura 4-3: Volumen de control para el proceso de extracción.



Teniendo en cuenta las características del fruto de *Jatropha* mencionadas anteriormente en el numeral 1.1 y las consideraciones para este primer proceso el análisis se inicia realizando el balance de masa para este volumen de control:

$$1000 \text{ kg} * 0,39 = m_{\text{residualdescortezadora}} \quad (4.2)$$

$$m_{\text{residualdescortezadora}} = 390 \text{ kg} / t_{\text{fruto}} \quad (4.3)$$

Acondicionador.

$$0.0737 \text{ kg}_{\text{vapor}} / \text{kg}_{\text{semilla}} * 610 \text{ kg}_{\text{semilla}} / t_{\text{fruto}} = m_{\text{vapor}} \quad (4.4)$$

$$m_{\text{vapor}} = 44.957 \text{ kg}_{\text{vapor}}/t_{\text{fruto}} \quad (4.5)$$

Durante el proceso de acondicionamiento se considera que el 2% del vapor continua como condensado hacia el proceso de extracción haciendo parte de la biomasa.

Extractorora.

$$610 \text{ kg}_{\text{semilla}} / t_{\text{fruto}} * 0.4 * 0.095 = m_{\text{aceite}} \quad (4.6)$$

$$m_{\text{aceite}} = 231.8 \text{ kg}_{\text{aceite}} / t_{\text{fruto}} \quad (4.7)$$

$$m_{\text{residualextractora}} = 610 \text{ kg}_{\text{semilla}} / t_{\text{fruto}} - 231.8 \text{ kg}_{\text{aceite}} / t_{\text{fruto}} \quad (4.8)$$

$$m_{\text{residualextractora}} = 378.2 \text{ kg} / t_{\text{fruto}} \quad (4.9)$$

Tabla 4-3: Balance de masa en el proceso de extracción.

Masa de los flujos participes en el proceso de extracción (kg / t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Biomasa	1000	Masa residual descortezadora	390
		Masa residual extractora	378.2
		Aceite	231.8
Vapor	44.95	Condensados	44.05

Una vez realizado el balance de masa para el proceso de extracción procedemos a hallar la exergía para cada una de las corrientes involucradas en este volumen de control. Para la

biomasa se asumirá la composición elemental que se muestra en la tabla 4-4 identificada en [38].

Tabla 4-4: Composición elemental de la biomasa de Jatropha.

Composición elemental (% en peso)				
C	H	O	N	Ceniza
50.3	6.6	38.3	1.8	3.0

Los valores que se usaran en el análisis corresponderán a los obtenidos a partir de las respectivas ecuaciones del capítulo 3.

Los resultados se presentan en la tabla 4-5.

Tabla 4-5: Resultados de exergía química para las corrientes en el proceso de extracción.

Exergía Química de las corrientes en el proceso de extracción. (kJ/t _{fruto})			
	AGL	TG	Biomasa
β	1.048	1.042	1.137
b^{ch}	38786	39411	24279
b^{ch} Formula 33	39367	39612	--

El balance de exergía se realizó a partir de los cálculos realizados, asumiendo que las corrientes de entrada, exceptuando el vapor usado en el proceso de digestión, se encuentran a la temperatura y presión de referencia por lo cual no poseen exergía física.

$$B_{bm} + B_w + B_{vap} = B_{bmresidual} + B_a + B_{con} + B_{des} \quad (4.10)$$

Para este balance se considera que la biomasa residual tanto del proceso de descortezamiento como del proceso de extracción poseen la composición química mostrada en la tabla 4-4 y por consiguiente su exergía es la mostrada en la tabla 4-6.

El valor de la exergía del aceite es calculado por medio de (Ecuación 3.31) teniendo cuenta el porcentaje de participación de los AG y los TG dentro del aceite de Jatropha.

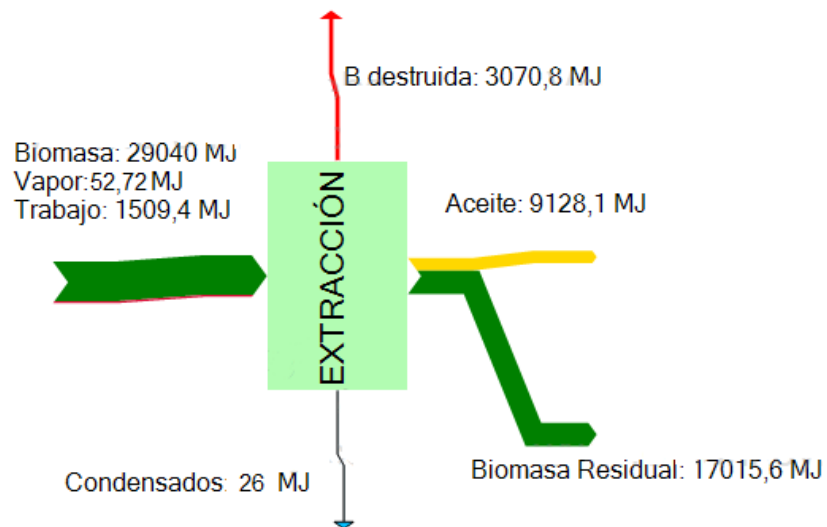
El valor de exergía correspondiente al trabajo consumido en los procesos de descortezamiento y extracción equivale al consumo energético de estos procesos.

Los resultados del balance se muestran en la tabla 4-6.

Tabla 4-6: Balance de exergía en el proceso de extracción.

Balance de exergía en el proceso de extracción. (MJ/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Biomasa	29040	Biomasa residual	17015.63
Vapor	52.724	Aceite	9128.05
Trabajo	1509.417	Condensados	25.995
		Exergía destruida	3070.81

Figura 4-4: Diagrama de Sankey para el proceso de extracción.



4.3. Evaluación exergetica del proceso de esterificación.

El volumen de control analizado para este caso corresponde a los procesos de esterificación y al tratamiento de las aguas residuales provenientes de este proceso.

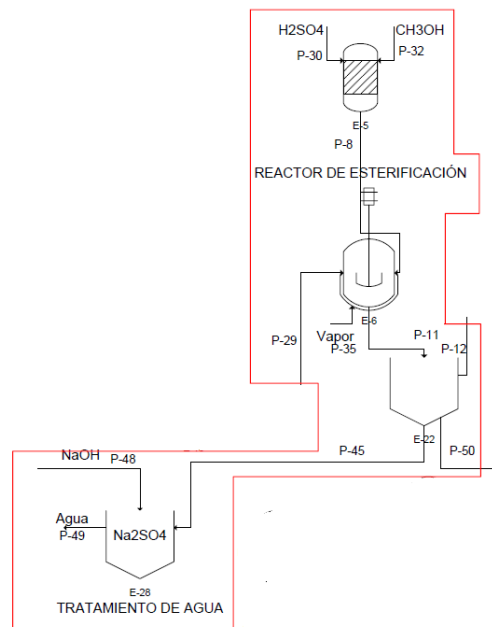
Para este volumen de control se deben hallar primero las cantidades de vapor y NaOH requeridos durante la reacción de esterificación y neutralización respectivamente. Para hallar la cantidad de vapor necesario en el proceso evaluamos por balance de primera ley el volumen de control teniendo cuenta la entalpía de formación de las sustancias involucradas.

$$m_{H_2SO_4} * h_{H_2SO_4}^o + m_{CH_3OH} * h_{CH_3OH}^o + m_a * h_a^o + m_{NaOH} * h_{NaOH}^o + Q_{reactor} + W = m_{TG} * (h_{TG}^o + h_{TG}^{338K} - h_{ref}) + m_b * (h_b^o + h_b^{338K} - h_{ref}) + m_{ag} * (h_{ag}^o + h_{ag}^{338K} - h_{ref}) + m_{Na_2SO_4} * h_{Na_2SO_4}^o + 0.1 * Q_{reactor} \quad (4.11)$$

Donde se asume que la entalpía del aceite corresponde a la suma de las entalpías de los AG y los TG, además de una pérdida de calor del 10% por las paredes del reactor.

$$m_{vap} * (h_{vap} - h_{con}) = Q_{reactor} \quad (4.12)$$

Figura 4-5: Volumen de control para el análisis exergético del proceso de esterificación.



Las corrientes que están involucradas en este volumen de control como corrientes de entrada son:

- 2.318 kg de ácido sulfúrico (H_2SO_4) por tonelada de fruto de Jatropha.
- 69.54 kg de metanol (CH_3OH) por tonelada de fruto.
- 1.89 kg de NaOH por tonelada de fruto.
- 11.59 kg de AG por tonelada de fruto.
- 220.2 kg de TG por tonelada de fruto
- 33.21 kg de vapor por tonelada de fruto.

Las corrientes de salida desarrollando el balance de masa en el volumen de control son:

- 12.43 kg de biodiesel por tonelada de fruto.
- 9.271 kg de condensador por tonelada de fruto.
- 1.60 kg de agua por tonelada de fruto procedente de la reacción de esterificación y del tratamiento de las aguas residuales.
- 220.2 kg de TG por tonelada de fruto.
- 3.358 kg de Na_2SO_4 por tonelada de fruto.
- 56.62 kg de metanol en exceso por tonelada de fruto.

Los resultados del balance de masa para este proceso de muestra en la tabla 4-7.

Tabla 4-7: Balance de masa del proceso de esterificación.

Balance de masa en el proceso de esterificación (kg/t_{fruto})			
Entradas		Salidas	
Ácido Sulfúrico	2.318	Agua	1.6074
Metanol	69.54	Metanol en exceso	56.62
AG	11.59	Biodiesel	12.43
TG	220.2	TG	220.2
Vapor	18.7	Condensados	18.71
NaOH	1.89	Na_2SO_4	3.358

El balance de exergía correspondiente a este volumen de control se muestra en (Ecuación 4.13)

$$B_{H_2SO_4} + B_{CH_3OH} + B_{AG} + B_{TG} + B_{vap} + B_{NaOH} + W = B_a + B_{CH_3OH} + B_b + B_{TG} + B_{con} + B_{Na_2SO_4} + B_{des} \quad (4.13)$$

Los valores de exergía de las sustancias biomásicas son calculados por medio de las ecuaciones mencionadas en el capítulo 3 y los valores de las sustancias conocidas como lo son el metanol, ácido sulfúrico, el sulfato de sodio y el agua son sacados del libro “*exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes*”.

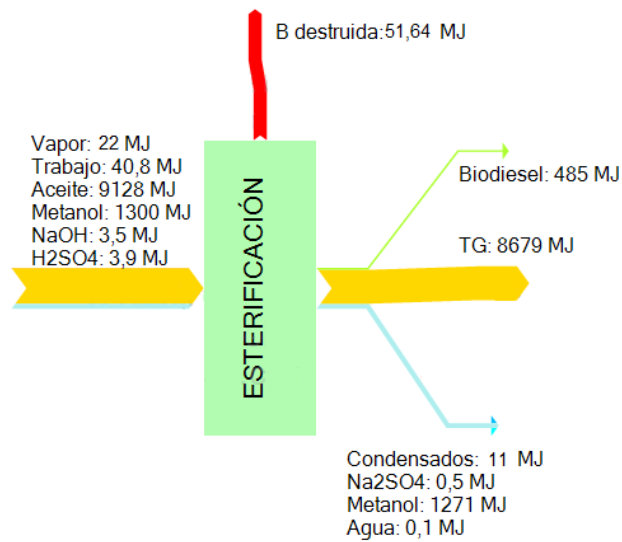
El trabajo consumido por agitación es calculado mediante la fórmula propuesta por Ascanio, Castro y Galindo [39].

$$P = V_{ac} \rho_{ac} \frac{dT}{dt} \quad (4.14)$$

Los resultados del balance exergético se muestran en la tabla 4-8.

Tabla 4-8: Balance de exergía en el proceso de esterificación.

Balance de exergía en el proceso de esterificación (MJ/t _{frutito})			
Entradas		Salidas	
H ₂ SO ₄	3.865	Agua	0.08037
Metanol	1300	Metanol en exceso	1271
Aceite	9128	Biodiesel	484.965
Vapor	21.929	TG	8679
NaOH	3.539	Condensados	11.033
Trabajo	40.797	Na ₂ SO ₄	0.5061
		Exergía destruida	51.64

Figura 4-6: Diagrama de Sankey para el proceso de esterificación.

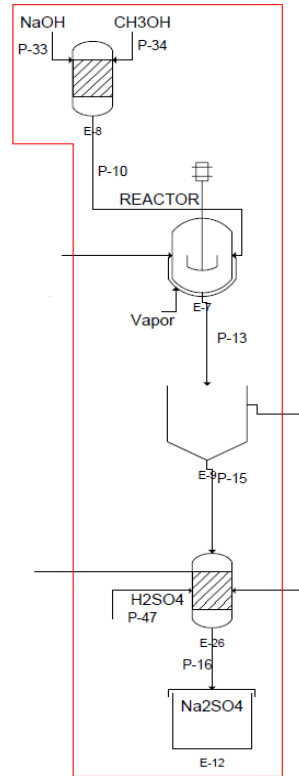
4.4. Evaluación exérgica del proceso de transesterificación.

El volumen de control a analizar para realizar el balance de exergía del proceso de transesterificación corresponde a la sección del proceso en la cual se realiza la reacción de transesterificación y el proceso de neutralización de la glicerina.

Como ocurrió con el proceso de esterificación, primero es necesario realizar un balance de energía para hallar la masa de vapor necesaria en los reactores de transesterificación y neutralización. Para este balance se usan las entalpías de formación de cada una de las corrientes que ingresan y salen del volumen de control.

$$\begin{aligned}
 m_{NaOH} * \overset{\circ}{h}_{NaOH} + m_{CH_3OH} * \overset{\circ}{h}_{CH_3OH} + m_{TG} * \overset{\circ}{h}_{TG} + m_{H_2SO_4} * \overset{\circ}{h}_{H_2SO_4} + Q &= m_{biodiesel} * \\
 (h_b^{\circ} + \overset{333K}{b} - \overset{ref}{}) + m_{CH_3OH \text{ en exceso}} * (h_{CH_3OH}^{\circ} + \overset{333K}{CH_3OH} - \overset{ref}{}) + m_{Na_2SO_4} * \overset{\circ}{h}_{Na_2SO_4} + m_{gl} * \\
 (h_{gl}^{\circ} + \overset{333K}{gl}) + 0.1 * Q & \quad (4.15)
 \end{aligned}$$

Figura 4-7: Volumen de control para realizar el análisis del proceso de transesterificación.



Los flujos de entrada que hacen parte de este volumen de control son:

- 220.2 kg de aceite correspondientes a los TG luego del proceso de esterificación usado como pre tratamiento en el cual reaccionaron los AG para ser convertidos en biodiesel.
- 2.202 kg de NaOH correspondiente al 1% por volumen de aceite que ingresa al proceso.
- 55.06 kg de metanol correspondiente al 30% del volumen de aceite que ingresa al proceso.
- 290.8 kg de vapor correspondientes a las necesidades de calentamiento en los reactores de transesterificación y neutralización.
- 2.69 kg de ácido sulfúrico necesario para neutralizar los efluentes que contienen la cantidad de NaOH usado en la reacción de transesterificación.

Tabla 4-9: Balance de masa en el proceso de transesterificación.

Balance de masa en el volumen de control de transesterificación (kg/t _{fruto}).			
Entradas		Salidas	
NaOH	2.202	Biodiesel	223.8
Metanol	55.06	Metanol en exceso	30.87
TG	220.2	Glicerina	69.76
H ₂ SO ₄	2.69	Na ₂ SO ₄	3.9
Vapor	285.4	Condensados	285.4
		Agua	0.99

El balance de exergía correspondiente a este volumen de control (Ecuación 4.18). El trabajo consumido por agitación es calculado nuevamente por (Ecuación 4.16).

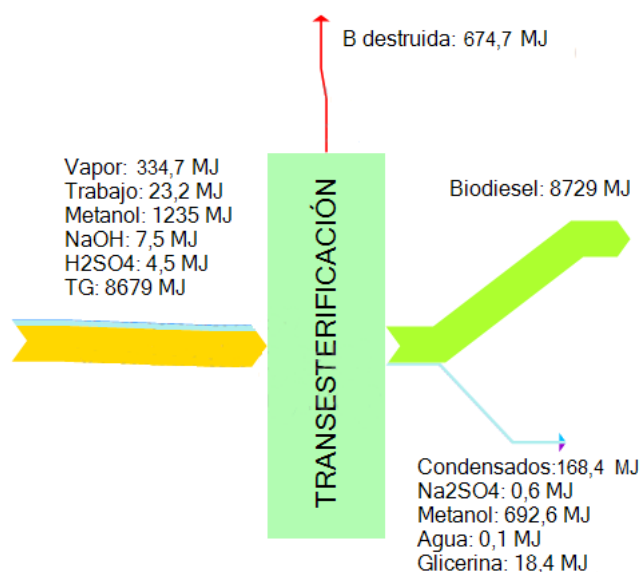
$$B_{NaOH} + B_{CH_3OH} + B_{TG} + B_{H_2SO_4} + B_{vap} + W = B_b + B_{CH_3OH \text{ en exceso}} + B_{gl} + B_{Na_2SO_4} + B_{con} + B_a + B_{des} \quad (4.16)$$

Para este balance se considera que los efluentes del reactor de neutralización como lo son la glicerina y el Na₂SO₄ salen a la temperatura del reactor (50°C) y por lo tanto su exergía corresponderá a la suma de su exergía física y química.

Los resultados se muestran en la tabla 4-10.

Tabla 4-10: Balance de exergía en el proceso de transesterificación.

Balance de exergía en el volumen de control de transesterificación (MJ/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
NaOH	7.491	Biodiesel	8729
Metanol	1235	Metanol en exceso	692.641
TG	8679	Glicerina	18.402
H ₂ SO ₄	4.485	Na ₂ SO ₄	0.5877
Vapor	334.718	Condensados	168.394
Trabajo	23.199	Agua	0.090
		Exergía destruida	674.77

Figura 4-8: Diagrama de Sankey para el proceso de transesterificación.

4.5. Evaluación exergética de los procesos de purificación.

En esta evaluación se consideran los procesos de purificación de glicerina, lavado de biodiesel, secado y posterior destilación para la recuperación del metanol.

El primer proceso a analizar es la purificación de la glicerina en donde se separan por destilación el metanol en exceso que sale junto con ella desde la reacción de transesterificación. Para este caso se asume que el 50% del metanol en exceso continúa en el proceso junto con la glicerina y el 50% restante continúa con el biodiesel.

En este proceso la mezcla se somete a un calentamiento 5°C por encima de la temperatura de ebullición del metanol (70°C) para realizar el proceso de destilación. Para conocer la cantidad de vapor necesario en este proceso se realiza un balance de primera ley al volumen de control considerando que la glicerina y el metanol ingresan a la temperatura del proceso de neutralización (50°C).

$$m_{\text{glicerina}} * h_{\text{glicerina}}^{323K} + m_{\text{CH}_3\text{OH}} * h_{\text{CH}_3\text{OH}}^{323K} + Q = m_{\text{glicerina}} * h_{\text{glicerina}}^{298K} + m_{\text{CH}_3\text{OH}} * h_{\text{CH}_3\text{OH}}^{298K} + 0.1Q \quad (4.17)$$

$$m_{\text{vap}}(h_{\text{vap}} - h_{\text{con}}) = Q \quad (4.18)$$

Los resultados del balance de masa se muestran en la tabla 4-11.

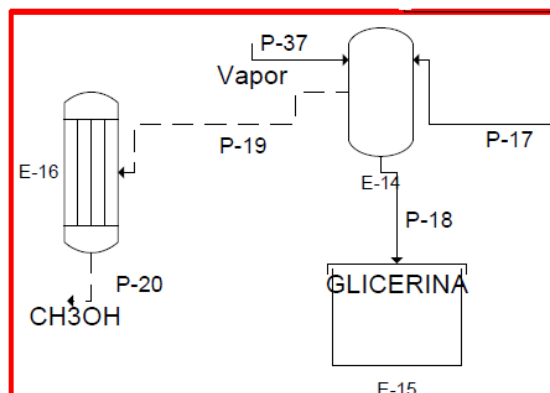
Tabla 4-11: Balance de masa en el proceso de purificación de la glicerina.

Balance de masa en el proceso de purificación de la glicerina (kg/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Glicerina	69.76	Glicerina	69.76
Metanol	15.43	Metanol	15.43
Vapor	6.431	Condensados	6.431

Para el desarrollo del balance de exergía de este volumen de control se considera tanto la exergía física como la exergía química ya que estas ingresan a una temperatura mayor a la de referencia, 50°C. Se considera que las sustancias de salida se encuentran a la temperatura de referencia.

$$B_{gl} + B_{met} + B_{vap} = B_{gl} + B_{met} + B_{con} + B_{des} \quad (4.19)$$

Figura 4-9: Volumen de control para la purificación de glicerina.

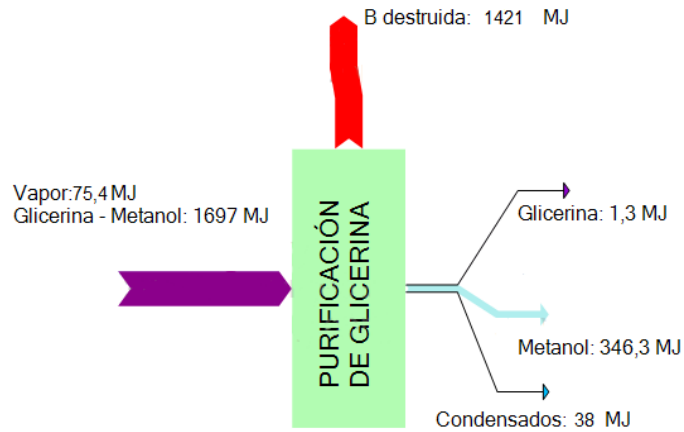


Los resultados del balance de exergía se muestran en la tabla 4-12.

Tabla 4-12: Balance de exergía en el volumen de control de para la purificación de glicerina.

Balance de exergía en la purificación de la glicerina (MJ/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Mezcla Glicerina - Metanol	1697	Glicerina	1.302
Vapor	75.42	Metanol	346.320
		Condensados	3.794
		Exergía destruida	1421

Figura 4-10: Diagrama de Sankey para el proceso de purificación de glicerina.



El segundo volumen de control a evaluar es el lavado y posterior secado del biodiesel para el cual se considera que la cantidad de agua utilizada en el lavado corresponde al 40% de la masa de biodiesel, con la cual se elimina el porcentaje de metanol presente en este. Esta cantidad de metanol será igual al 50% del metanol en exceso usado en la reacción de transesterificación y al 100% del metanol en exceso usado en el proceso de esterificación.

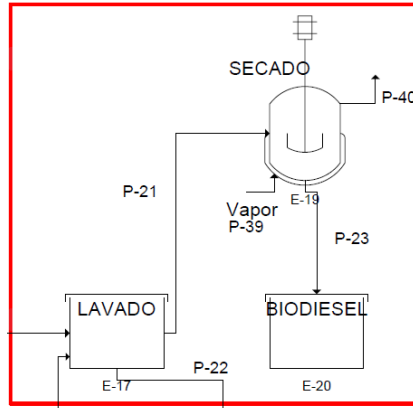
En el proceso de secado se asume que el 4% del agua de lavado continúa en el proceso por lo cual el biodiesel debe someterse a este proceso para su purificación.

Como primer paso se realiza el balance por primera ley del reactor de secado para determinar la cantidad de vapor necesario en este proceso.

$$m_b * h_b^{298K} + m_{ag} * h_{ag}^{298K} + Q = m_b * h_b^{378K} + m_{ag} * h_{ag}^{378K} + 0.1Q \quad (4.20)$$

$$m_{vap} * h_{vap} - m_{con} * h_{con} = Q \quad (4.21)$$

Figura 4-11: Volumen de control correspondiente a la purificación del biodiesel.



Los resultados del balance de masa se muestran en la tabla 4-13.

Tabla 4-13: Balance de masa en el volumen de control del secado de biodiesel.

Balance de masa en el secado de biodiesel (kg/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Biodiesel	236.2	Biodiesel	236.2
Metanol	72.05	Agua evaporada	3.77
Agua de lavado	94.48	Mezcla agua-metanol	162.75
Vapor	16.52	Condensados	16.52

Para el balance de exergía se utiliza la formula (32) para hallar la exergía de la mezcla agua-metanol, además se considera que la temperatura a la que se elevan las sustancia durante el proceso de secado es de 105°C con el fin de garantizar la evaporación total del agua que fue arrastrada con el biodiesel luego del proceso de lavado y que las sustancias, exceptuando el agua evaporada, se encuentran a la temperatura de referencia (298 K) luego de salir del proceso.

$$B_{b-met} + B_{met} + B_{al} + B_{vap} = B_b + B_{agevaporada} + B_{ag-met} + B_{con} + B_{des} \quad (4.22)$$

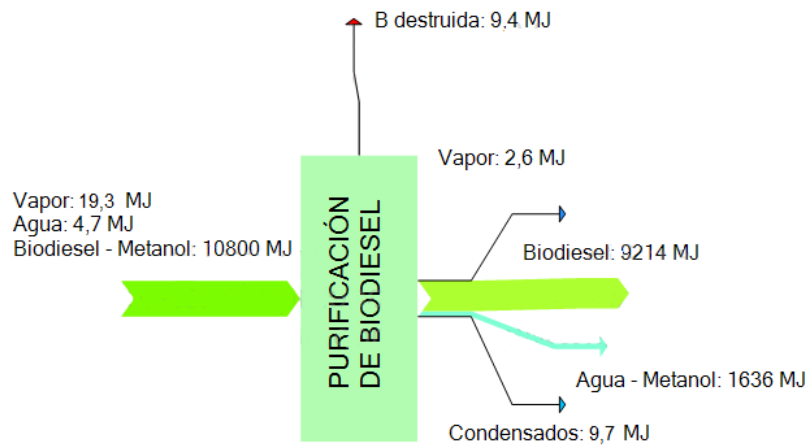
La exergía destruida en este caso corresponde al proceso de adición de calor para el secado del biodiesel.

Los resultados del balance de exergía se muestran en la tabla 4-14.

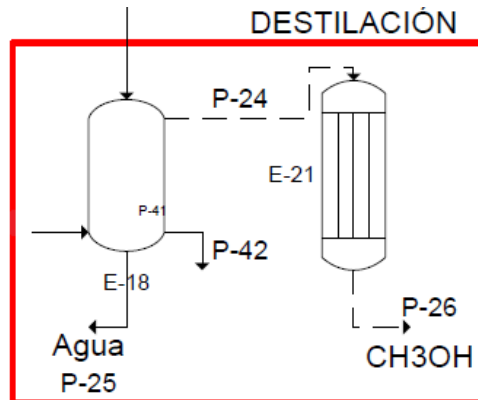
Tabla 4-14: Balance de exergía en el proceso de secado.

Balance de exergía en el proceso de secado de biodiesel (MJ/t _{fruto}).			
Entradas		Salidas	
Mezcla Biodiesel - Metanol	10800	Biodiesel	9214
Agua de lavado	4.724	Agua evaporada	2.627
Vapor	19.370	Mezcla agua-metanol	1636
		Condensados	9.745
		Exergía destruida	9.357

Figura 4-12: Diagrama de Sankey para el proceso de purificación de biodiesel.



El tercer proceso de purificación es la destilación de la mezcla agua – metanol proveniente del proceso de lavado de biodiesel. Como se hizo en el proceso de purificación de la glicerina la mezcla se calienta a una temperatura de 70°C para lograr la evaporación del metanol y por consiguiente la separación de las sustancias.

Figura 4-13: Volumen de control del proceso de destilación.

Nuevamente se realiza el balance de primera ley al volumen de control para hallar la cantidad de vapor necesaria para el calentamiento de la mezcla hasta la temperatura de destilación.

$$a_g * h_{a_g}^{298K} + m_{et} * h_{m_{et}}^{298K} + Q = a_a * h_{a_g}^{343K} + m_{e_t} * h_{m_{et}}^{343K} + 0.1Q \quad (4.24)$$

Los resultados del balance de masa se muestran en la tabla 4-15.

Tabla 4-15: Balance de masa en el proceso de destilación.

Balance de masa en el proceso de destilación (kg/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Agua-metanol	162.75	Agua	90.7
Vapor	33.34	Metanol	72.05
		Condensados	33.34

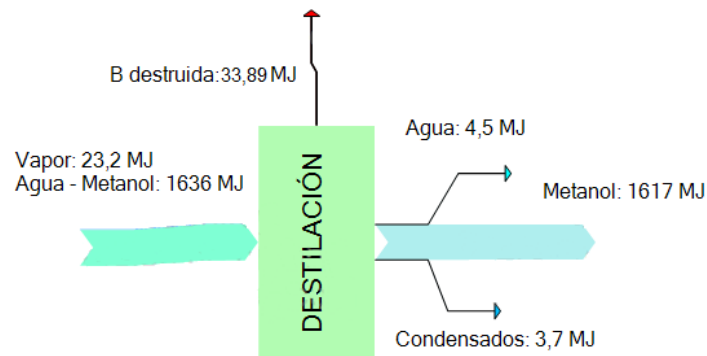
El balance de exergía es el siguiente:

$$B_{ag-met} + B_{vap} = B_{ag} + B_{met} + B_{con} \quad (4.23)$$

Los resultados se muestran en la tabla 4-16.

Tabla 4-16: Balance de exergía en el proceso de destilación.

Balance de exergía en el proceso de destilación (MJ/t _{fruto}).			
Entradas		Salidas	
Agua-metanol	1636	Agua	4.535
Vapor	39.101	Metanol	1617
		Condensados	19.671
		Exergía destruida	33.89

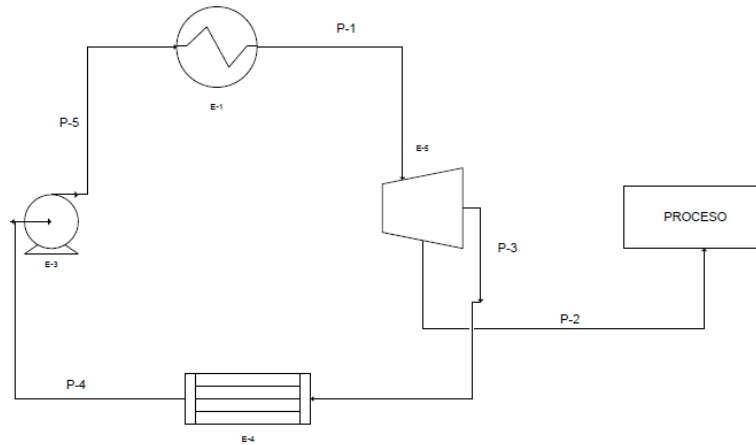
Figura 4-14: Diagrama de Sankey para el proceso de destilación.

4.6. Evaluación exérgica del proceso de utilidad de la biomasa residual.

El proceso de utilidad de la biomasa residual consta de un ciclo Rankine ideal donde la biomasa es quemada en su totalidad en una caldera supercrítica donde se genera vapor a una presión de 292 bar del cual la cantidad necesaria para el proceso de producción de biodiesel es expandido parcialmente en una turbina hasta la presión del proceso, 3 bar, el vapor restantes continua el proceso de expansión hasta una presión de 2,6 bar produciendo el trabajo necesario en el proceso de producción y generando un excedente que puede ser vendido a la red. Estas condiciones son tomadas en base a las propuestas por Pellegrini, de Oliveira y Burbano [40].

El volumen de control para este análisis se muestra en la figura 4-15.

Figura 4-15: Ciclo de potencia Rankine para el uso de la biomasa residual.



En este proceso es quemada la totalidad de la biomasa residual de los procesos de descortezamiento y extracción de aceite, 768.2 kg. Como parte inicial del análisis se realiza el balance estequiométrico de la combustión de la biomasa basado en la composición química (Tabla 4-4). De esta forma tendríamos la siguiente composición molar.

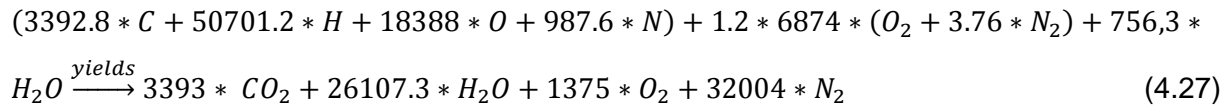
Tabla 4-17: Composición molar de la biomasa.

Composición molar de la biomasa.	
Elemento	Moles
C	3392.8
H	50701.2
O	18388
N	987.6

Por consiguiente la ecuación de balance sería la siguiente:

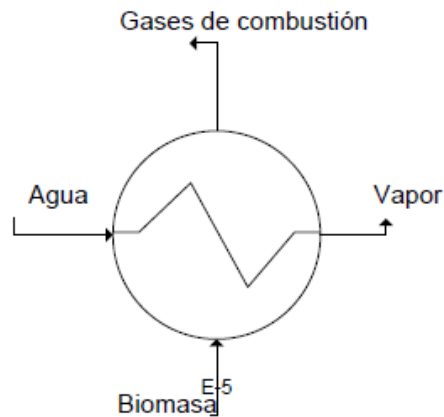
$$(3392.8 * C + 50701.2 * H + 18388 * O + 987.6 * N) + 1.2 * m_a * (O_2 + 3.76 * N_2) \xrightarrow{\text{yields}} m_b * CO_2 + m_c * H_2O + m_d * O_2 + m_e * N_2 \quad (4.26)$$

Se asume también que la humedad relativa en el aire es del 72% por cual las moles de agua presentes en el aire deben agregarse dentro del balance estequiométrico tanto en los reactivos como en los productos. Una vez resuelto el balance estequiométrico para la combustión completa de la biomasa obtenemos la siguiente ecuación.



Conociendo las cantidades másicas que participan dentro del proceso de combustión y asumiendo una pérdida de calor por las paredes de la caldera del 10%, se realiza un balance de primera ley tomando como volumen de control la caldera para así determinar la cantidad de vapor producido por esta.

Figura 4-16: Volumen de control para el análisis de la caldera.



El balance de primera ley es entonces:

$$m_{ag} * h_{aa} + m_{bm} * h_{bm} = m_{vap} * h_{vap} + m_{gases} * h_{gases} + E_{per} \quad (4.28)$$

Dónde:

$$m_{ag} = m_{vap} \quad (4.29)$$

Los resultados del balance se muestran en la tabla 4-18.

Tabla 4-18: Balance de m en la caldera.

Balance de masa en el proceso de combustión de la biomasa (kg)			
Entradas		Salidas	
Agua	17373	Vapor	17373
Biomasa	768.2	Gases de combustión	4515
Aire	3860		

Conociendo la cantidad de vapor producido y teniendo las condiciones de presión a las cuales este se encuentra al salir de la caldera y de la turbina se realiza un balance de primera ley tomando como volumen de control la turbina asumiendo que la eficiencia de esta es del 80% y considerando un proceso isoentrópico para así determinar la cantidad de trabajo que puede ser obtenido.

La ecuación de balance es la siguiente:

$$m_{vap} * (h_{vap,entrada} - h_{vap,salida}) = W \quad (4.30)$$

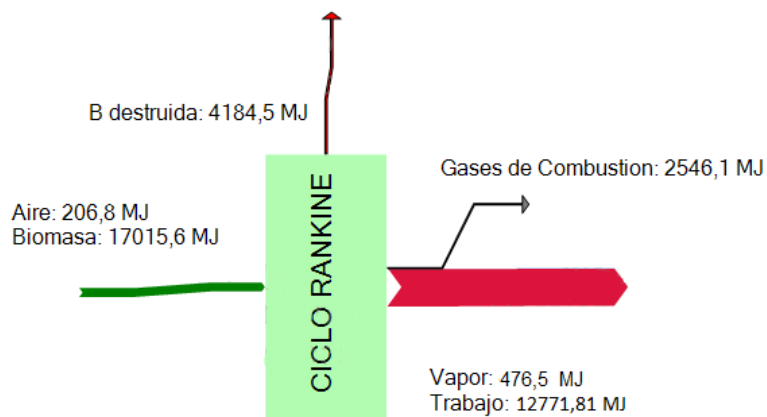
Así finalmente se desarrolla el balance de exergía en el proceso de utilidad de la biomasa residual, para este caso el vapor que se tienen en cuenta es el vapor que abandona el volumen de control para dirigirse hacia el proceso de producción de biodiesel.

$$m_{bm} * B_{bm} + m_{ar} * B_{ar} + m_{ag} * B_{ag} = m_{gases} * B_{gases} + m_{vap} * B_{vap} + W + B_{des} \quad (4.31)$$

Los resultados del balance de exergía se muestran en la tabla 4-19.

Tabla 4-19: Balance de exergía en el proceso de utilidad de la biomasa residual.

Balance de exergía en el proceso de utilidad de la biomasa. (MJ/t _{fruto})			
Entradas		Salidas	
Biomasa	17015.63	Gases de combustión	2546.074
Aire	206.760	Trabajo	12771.81
		Vapor	476.499
		Exergía destruida.	4184.46

Figura 4-17: Diagrama de Sankey para el ciclo Rankine.

5. Indicadores exergéticos.

Con el propósito de realizar una comparación entre los procesos de conversión involucrados en el proceso de producción y del proceso en su totalidad para determinar su comportamiento energético y ambiental desde el punto de vista de la sostenibilidad se realiza la evaluación de tres indicadores principalmente:

- *Eficiencia de primera ley η* , el cual evalúa como el contenido energético de las entradas o materia prima, ya sean renovable o no renovables es aprovechada usando balances de primera ley [41].

$$\eta = \frac{\sum_{j=1}^t E_j}{E_{in}} \quad (5.1)$$

Los procesos sobre los cuales se aplica este indicador corresponden a los principales del proceso de producción de biodiesel; extracción de aceite, esterificación y transesterificación al igual que al proceso completo dentro del cual se incluye el ciclo Rankine como parte del uso que se le da a la biomasa residual.

La eficiencia para el caso del proceso de extracción corresponderá a la siguiente fórmula.

$$\eta = \frac{PCI_a}{W_{consumido} + PCI_{fr} + E_{vap\ usado}} \quad (5.2)$$

Para el caso del proceso de esterificación se considerarán como productos del proceso los TG resultantes del proceso de pre tratamiento y el biodiesel resultante de la reacción de los AGL considerando como la energía que estos poseen igual a su poder calorífico inferior, de igual manera el aceite dentro de los elementos que hacen parte de los insumos se considerará como

la mezcla de TG y AGL, los demás elementos como ácido sulfúrico y NaOH no se tienen en cuenta ya que estos ingresan al proceso en las condiciones de referencia. La fórmula para la eficiencia de este proceso es la siguiente.

$$\eta = \frac{PCI_b + PCI_{TG}}{W_{consumido} + E_{vap\ usado} + PCI_{TG} + PCI_{AGL}} \quad (5.3)$$

Como en el caso anterior para la reacción de transesterificación el contenido energético correspondiente a los productos es igual al poder calorífico inferior del biodiesel producido y el correspondiente a los triglicéridos se considerará como la energía que estos poseen como parte de los insumos. La fórmula correspondiente a este proceso es.

$$\eta = \frac{PCI_b}{W_{consumido} + E_{vap\ usado} + PCI_{TG}} \quad (5.4)$$

Para el proceso de utilidad de la biomasa los productos que son tenidos en cuenta son el trabajo obtenido en la turbina sumado a la energía contenida el vapor que abandona el volumen de control para ser usado en el proceso de producción de biodiesel. Lo anterior obtenido a partir del calor entregado en la caldera.

$$\eta = \frac{W + E_{vp}}{E_{vap} - E_{ag}} \quad (5.5)$$

Finalmente para el proceso completo se consideran como productos el biodiesel producido de las reacciones de esterificación y transesterificación cuya valor energético corresponderá a su poder calorífico inferior más el trabajo producido en la planta de utilidades, el contenido energético del fruto como insumo del proceso se considera el poder calorífico inferior de la fibra, los TG y los AGL. La fórmula correspondiente es.

$$\eta = \frac{PCI_b + W_{producido}}{PCI_{fib} + PCI_{TG} + PCI_{AGL}} \quad (5.6)$$

Los resultados de las eficiencias energéticas de primera ley se muestran en la tabla 5-1.

Tabla 5-1: Eficiencia energética de los procesos

Eficiencia energética	
Proceso	η (%)
Extracción	30.48
Esterificación	99.5
Transesterificación	93.5
Planta de Utilidades	24.94
Proceso Completo	82.14

- *Eficiencia de segunda ley* η_{ex} , el cual evalúa el comportamiento del sistema al convertir el contenido exergético de los insumos en exergía presente en los productos [41].

$$\eta_{ex} = \frac{\sum_{j=1}^t B_j}{B_F} \quad (5.7)$$

A diferencia de los cálculos realizados anteriormente con la eficiencia energética basados en la primera ley de la termodinámica, para el caso de la eficiencia exergética se consideran los contenidos exergéticos de cada una de las sustancias que están involucradas dentro de cada uno de los procesos. Las fórmulas que definen las eficiencias exergéticas de cada uno de los procesos se muestran a continuación.

Para el proceso de extracción se consideran como productos el aceite extraído a partir del uso del fruto, el trabajo de descortezamiento y extracción y el uso del vapor de digestión.

$$\eta_{ex} = \frac{B_a}{W + B_{fr} + (B_v - B_c)} \quad (5.8)$$

En el proceso de esterificación los productos son el biodiesel producido por la reacción de los AGL y los TG puros obtenidos por esta misma reacción que posteriormente pasaran al proceso

de transesterificación, como insumos se consideran los TG, los AGL, el trabajo de agitación del reactor, el metanol estequiométrico necesario para la reacción, el ácido sulfúrico como catalizador, el calor necesario durante el proceso el cual está vinculado al vapor consumido y el NaOH usado para la neutralización de las aguas residuales. El Na₂SO₄ es restado a los insumos ya que para la generación de este es consumida exergía pero esta sustancia no hace parte ni de los productos ni de los insumos necesarios para la esterificación.

$$\eta_{ex} = \frac{B_b + B_{TG}}{B_{TG} + B_{AG} + W + (B_{vap} - B_{con}) + B_{MetE} + B_{AS} + B_{HS} - B_{SS}} \quad (5.9)$$

En la reacción de transesterificación tenemos como producto el biodiesel obtenido a partir de los triglicéridos, el metanol estequiométrico, el NaOH como catalizador, el calor necesario para la reacción y el trabajo de agitación en el reactor. Como parte de la neutralización de los afluentes es necesario el consumo de ácido sulfúrico dando como resultado Na₂SO₄ cuya exergía es restada a los insumos ya que su generación consume exergía pero al igual que la esterificación no hace parte de los productos esperados ni de los insumos necesarios.

$$\eta_{ex} = \frac{B_b}{B_{TG} + W + (B_{vap} - B_{con}) + B_{MetE} + B_{HS} + B_{AS} - B_{SS}} \quad (5.10)$$

Del proceso de purificación de la glicerina son obtenidas la glicerina y el metanol en exceso que fue arrastrado del proceso de transesterificación, los cuales son obtenidos a partir de la mezcla glicerina – metanol y el vapor necesario para la separación del metanol.

$$\eta_{ex} = \frac{B_{gl} + B_{Met}}{B_{gl-Met} + (B_{vap} - B_{con})} \quad (5.11)$$

En el lavado del biodiesel obtenemos biodiesel puro a partir de la mezcla biodiesel – metanol, el agua de lavado y el calor necesario en el proceso de secado.

$$\eta_{ex} = \frac{B_b}{B_{b-Met} + (B_{vap} - B_{con}) + B_{al}} \quad (5.12)$$

Para la destilación se tiene como producto el metanol recuperado a partir de la mezcla agua – metanol proveniente del lavado del biodiesel y del calor necesario para lograr la destilación además del trabajo de agitación el cual se asumirá que corresponde al 5% de la exergía de entrada de la mezcla agua - metanol.

$$\eta_{ex} = \frac{B_{ag-Met} - (B_{Met} + B_{ag})}{(B_{vap} - B_{con}) + B_w} \quad (5.13)$$

Para el proceso de utilidad de la biomasa los productos son el trabajo obtenido por la turbina sumado a la exergía contenida en el vapor que es consumido en el proceso de producción de biodiesel. A diferencia de la eficiencia de primera ley en este caso es considerada la exergía del aire necesario para realizar la combustión.

$$\eta_{ex} = \frac{W + B_{vap}}{B_{bm} + B_{ar}} \quad (5.14)$$

Para el caso del proceso completo se tiene como resultado el biodiesel de los procesos de esterificación y transesterificación así como el excedente de trabajo que se produce en la planta de utilidades usando los insumos necesarios en cada una de estas reacciones y el fruto de *Jatropha*. Para este caso no se tienen en cuenta ni el vapor ni el trabajo necesario en la planta de producción ya que este es generado dentro del volumen de control del proceso al hacer uso de la biomasa residual.

$$\eta_{ex} = \frac{B_b + W_{excedente}}{B_{MetEster} + B_{MetEtrans} + B_{AS} + B_{HS} + B_{fr}} \quad (5.15)$$

Los resultados de las eficiencias exergéticas de los procesos se muestran en la tabla 5-2.

Tabla 5-2: Eficiencia exergética de los procesos.

Eficiencia exergética de los procesos.	
Proceso	η_{ex} (%)
Extracción	29.49
Esterificación	99.43
Transesterificación	87.6
Purificación de Glicerina	19.65

Proceso	η_{ex} (%)
Lavado de biodiesel	85.14
Destilación	14.32
Planta de Utilidades	62.14
Proceso Completo	71

- *Eficiencia potencial de segunda ley* η_{pot} , la cual evalúa el potencial adicional de exergía deriva de sacar provecho a las corrientes de salida que no son consideradas como productos y efectivamente usados [41].

$$\eta_{pot} = \frac{\sum_{j=1}^{t+w} B_j}{B_F} \quad (5.16)$$

En el análisis de la eficiencia potencial solo se consideran los procesos de extracción y la transesterificación ya que son los únicos procesos que tienen afluentes que no son considerados como productos cuando se hace el análisis por la eficiencia de segunda ley, de igual forma se analiza el impacto en la eficiencia global del proceso al considerar la glicerina como producto de este. Las ecuaciones que determinan dicha eficiencia son las siguientes.

$$\eta_{pot} = \frac{B_a \ B_{fib}}{W+B_{fr}+(B_{vap}-B_{con})} \quad (5.17)$$

$$\eta_{pot} = \frac{B_b \ B_{gl}}{B_{TG} \ W+(B_{vap}-B_{con})+B_{MetE}+B_{HS} \ B_{AS}-B_{SS}} \quad (5.18)$$

$$\eta_{pot} = \frac{B_b \ W_{excedente} \ B_{gl}}{B_{MetEester} \ B_{MetEtrans} \ B_{AS} \ B_{HS} \ B_{fr}} \quad (5.19)$$

Los resultados del indicador de eficiencia potencial se muestran en la tabla 5-3.

Tabla 5-3: Eficiencia Potencial.

Eficiencia Potencial de los procesos.	
Proceso	η_{pot} (%)
Extracción	86.38
Transesterificación	87.6
Proceso completo	71

- *Indicador de renovabilidad* λ , el cual evalúa la renovabilidad del proceso de conversión de biomasa a biocombustibles [42].

$$\lambda = \frac{\sum_i (B_p)_i}{\sum_i (B_{NR})_i + \sum_i (B_{DE})_i + \sum_i (B_w)_i + B_{des}} \quad (5.20)$$

Dónde:

- B_p es la exergía asociada a los productos y subproductos.
- B_{NR} es la exergía no renovable consumida en el proceso de producción.
- B_{DE} es la exergía de desactivación para el tratamiento de los desechos, cuando estos son llevados a condiciones de equilibrio con el medio ambiente.
- B_w es la exergía de los desechos que no son tratados o desactivados.
- I es la exergía destruida dentro del sistema, castigada en el proceso por sus ineficiencias.

El valor numérico de λ puede variar entre cero e infinito. De acuerdo con los resultados, la evaluación ambiental basada en este indicador puede ser interpretada como:

- Procesos con $0 < \lambda < 1$ son considerados como no renovables y ambientalmente desfavorables. Esto es debido a que el contenido de exergía de los productos y subproductos es menor que la exergía consumida en el proceso.
- Para procesos internamente y externamente reversibles con entradas no renovables, los valores de B_{DE} , B_w y I deben ser iguales a cero y el valor de λ debe ser uno. Esto

significa que los recursos no renovables que son usados siempre tendrán un impacto ambiental.

- Si $\lambda > 1$, el proceso es ambientalmente favorable y, adicionalmente, incrementando λ implica que el proceso es más ambientalmente amigable. Esta situación puede pasar si las fuentes no renovables no son usadas y las entradas renovables son eficientemente usadas.
- Si $\lambda \rightarrow \infty$, el proceso es internamente y externamente reversible con entradas renovables.

Los resultados de este indicador se muestran en la tabla 5-4.

Tabla 5-4: Indicador de renovabilidad.

Indicador de renovabilidad de los procesos.	
Proceso	λ
Extracción	0.78
Esterificación	0.99
Transesterificación	0.83
Purificación de glicerina	0.046
Lavado de biodiesel	1.002
Destilación	0.96
Proceso de Utilidad	0.55
Proceso completo	0.55

6. Conclusiones y recomendaciones.

- La conversión de energía proveniente de la radiación solar por parte de la planta corresponde a un 0.36%.
- El rendimiento másico en el cultivo corresponde al 76% de los insumos usados.
- El rendimiento másico de la producción de aceite corresponde al 23% de la biomasa usada en el proceso.
- La mayor cantidad energética aprovechable del fruto de *Jatropha* se encuentra en la biomasa residual.
- Al hacer reaccionar los AG en el proceso de esterificación se obtiene un incremento en masa de 0.84 kg debido a que el grupo OH del metanol pasa a ser parte del biodiesel.
- La exergía destruida en el volumen de control de esterificación corresponde básicamente al enfriamiento de las sustancias que salen de este volumen de control y al trabajo consumido.
- Dentro del proceso de transesterificación la exergía destruida es mayor comparado con la esterificación debido a que es usada una cantidad mayor de vapor, adicionalmente las sustancias son enfriadas hasta la temperatura de referencia sin obtener provecho de ese contenido energético.
- La purificación de la glicerina corresponde al proceso con uno de los mayores valores de exergía destruida debido al no uso del calor con el que entran las sustancias a este proceso.
- Se puede evidenciar que se tiene un mayor contenido exergético en las mezclas de las sustancias comparado con sus contenidos exergéticos individuales.

- El proceso en su totalidad presenta una eficiencia energética cercana al 100% debido a que desde el punto de vista de la primera ley se está realizando una conversión completa del contenido energético de los insumos.
- El proceso de extracción es el proceso con menor eficiencia exerética debido al alto consumo de trabajo para la obtención del aceite y se convierte en un foco de interés para la reducción de sus irreversibilidades internas.
- El proceso con menor eficiencia exerética es el proceso de destilación debido al alto consumo exerético correspondiente al trabajo de agitación que fue asumido para el análisis y que supera significativamente la necesidad de vapor la separación.
- La esterificación muestra un porcentaje mayor de eficiencia comparada con la transesterificación debido a que los TG son considerados como productos de la primera. Si este no fuera el caso y solo el biodiesel fuera considerado como producto de esta reacción su eficiencia exerética sería del 5%.
- La disminución en la eficiencia exerética comparada con la eficiencia energética del proceso es evidente debido a la consideración del contenido energético de otras sustancias como el metanol, el ácido sulfúrico y el hidróxido de sodio durante la evaluación de la eficiencia.
- Al evaluar el indicador de eficiencia potencial se evidencia como crece sustancialmente la eficiencia del proceso de extracción debido a la consideración de la biomasa residual como producto de este proceso. Esto evidencia el alto contenido energético que posee la biomasa.
- El contenido de exergía presente en la glicerina no es significativo debido básicamente a la cantidad másica que se produce de esta durante la reacción de transesterificación en comparación con otras sustancias como el biodiesel por lo que su aporte en la eficiencia del proceso de transesterificación y el proceso global no es relevante.
- Se puede concluir que el mayor contenido energético se encuentra en la biomasa del fruto por lo cual explorar otras alternativas de uso y realizar un análisis de este tipo es necesarios con el propósito de encontrar la mejor alternativa.
- El proceso de lavado es el proceso con mayor índice de renovabilidad debido a que es el proceso con menor exergía destruida ya que casi todos sus insumos se convierten en productos o subproductos del proceso.

- El proceso con mayor exergía destruida es el ciclo Rankine propuesto debido a que los procesos de calentamiento y enfriamiento son los que presentan mayores irreversibilidades.
- Desarrollar investigaciones que permitan incrementar el contenido de aceite del fruto serían de alto impacto para este tipo de procesos de conversión a biodiesel ya que aumenta su producción y por ende el aprovechamiento del contenido energético del aceite.
- Aunque el indicador de renovabilidad del proceso no es favorable a eficiencia exergética global del proceso permite inferir que es una opción válida para el uso de la biomasa de *Jatropha* como agente energético debido al impacto ambiental que esta planta genera y el aprovechamiento que le da a suelos que no tienen un uso potencial.
- Realizar estudios de este mismo tipo involucrando otros procesos de uso de la biomasa como la producción de etanol para ser usado durante las reacciones de esterificación y transesterificación y con la generación de un excedente para ser consumido como biocombustible serían de gran importancia para validar el uso de la *Jatropha* como agente energético.

Bibliografía.

- [1] J. Cheng, *Biomass to Renewable Energy Processes*. Taylor & Francis, 2009.
- [2] «the world energy outlook 2011.pdf».
- [3] «2030_energy_outlook_booklet.pdf (objeto application/pdf)».
- [4] «World energy outlook 2012.pdf».
- [5] D. Tilman, R. Socolow, J. A. Foley, J. Hill, E. Larson, L. Lynd, S. Pacala, J. Reilly, T. Searchinger, y C. Somerville, «Beneficial biofuels—the food, energy, and environment trilemma», *Science*, vol. 325, n.º 5938, pp. 270–271, 2009.
- [6] M. Basili y F. Fontini, «Biofuel from *Jatropha curcas*: Environmental sustainability and option value», *Ecological Economics*, vol. 78, pp. 1-8, jun. 2012.
- [7] A. M. Blanco-Marigorta, J. Suárez-Medina, y A. Vera-Castellano, «Exergetic analysis of a biodiesel production process from *Jatropha curcas*», *Applied Energy*, vol. 101, pp. 218-225, ene. 2013.
- [8] «FACT > Fuels from Agriculture in Communal Technology - Internet». [En línea]. Disponible en: <http://www.fact-foundation.com/>. [Accedido: 08-jul-2012].

- [9] V. C. Pandey, K. Singh, J. S. Singh, A. Kumar, B. Singh, y R. P. Singh, «Jatropha curcas: A potential biofuel plant for sustainable environmental development», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 16, n.º 5, pp. 2870-2883, jun. 2012.
- [10] N. Contran, L. Chessa, M. Lubino, D. Bellavite, P. P. Roggero, y G. Enne, «State-of-the-art of the Jatropha curcas productive chain: From sowing to biodiesel and by-products», *Industrial Crops and Products*, vol. 42, n.º 0, pp. 202-215, mar. 2013.
- [11] I. B. Banković-Ilić, O. S. Stamenković, y V. B. Veljković, «Biodiesel production from non-edible plant oils», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 16, n.º 6, pp. 3621-3647, ago. 2012.
- [12] W. M. J. Achten, L. Verchot, Y. J. Franken, E. Mathijs, V. P. Singh, R. Aerts, y B. Muys, «Jatropha bio-diesel production and use», *Biomass and Bioenergy*, vol. 32, n.º 12, pp. 1063-1084, 2008.
- [13] J. Heller, *Physic Nut, Jatropha Curcas L.*, vol. 1. Bioversity International, 1996.
- [14] G. Francis, R. Edinger, y K. Becker, «A concept for simultaneous wasteland reclamation, fuel production, and socio-economic development in degraded areas in India: need, potential and perspectives of Jatropha plantations», en *Natural Resources Forum*, 2005, vol. 29, pp. 12–24.
- [15] R. E. E. Jongschaap, W. J. Corré, P. S. Bindraban, y W. A. Brandenburg, *Claims and Facts on Jatropha curcas L.* Plant Research International, 2007.
- [16] Siang, Chew Chong, «Jatropha curcas L.: Development of a new oil crop for biofuel.», Institute of Energy Economics, Japan, feb. 2009.

- [17]R. Henning, «The jatropha booklet», *GTZ-ASSP Project Zambia, Choma*, 2000.
- [18]P. Beerens, «Screw-pressing of Jatropha seeds for fuelling purposes in less developed countries», *Eindhoven University of Technology. Ministerio de Ambiente y Energía-MINAE-(2007).«Plan Nacional de Biocombustibles»*. Costa Rica, 2007.
- [19]C. Ofori-Boateng, L. Keat Teong, y L. JitKang, «Comparative exergy analyses of Jatropha curcas oil extraction methods: Solvent and mechanical extraction processes», *Energy Conversion and Management*, vol. 55, n.º 0, pp. 164-171, mar. 2012.
- [20]M. Y. Koh y T. I. Mohd. Ghazi, «A review of biodiesel production from Jatropha curcas L. oil», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 15, n.º 5, pp. 2240-2251, jun. 2011.
- [21]S. Jain y M. P. Sharma, «Biodiesel production from Jatropha curcas oil», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, pp. 3140-3147, dic. 2010.
- [22]N. C. Om Tapanes, D. A. Gomes Aranda, J. W. de Mesquita Carneiro, y O. A. Ceva Antunes, «Transesterification of Jatropha curcas oil glycerides: Theoretical and experimental studies of biodiesel reaction», *Fuel*, vol. 87, n.º 10-11, pp. 2286-2295, 2008.
- [23]M. J. Moran, H. N. Shapiro, D. D. Boettner, y M. Bailey, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*. John Wiley & Sons, 2010.
- [24]K. A. WARK, W. (Kenneth) Jr, y D. E. A. RICHARDS, *Termodinámica*. McGraw-Hill Interamericana de España S.L., 2001.
- [25]J. Szargut, D. R. Morris, y F. R. Steward, *Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes*. Hemisphere Publishing Corporation, 1988.

- [26]R. L. Cornelissen, *Thermodynamics and sustainable development; the use of exergy analysis and the reduction of irreversibility*. Universiteit Twente, 1997.
- [27]G. Wall y M. Gong, «On exergy and sustainable development—Part 1: Conditions and concepts», *Exergy, An International Journal*, vol. 1, n.º 3, pp. 128–145, 2001.
- [28]Chew Chong Siang, «Jatropha curcas: Development of a New Oil Crop for Biofuel», East Asian Bureau of Economic Research, 2009.
- [29]P. N. B. Hernández, J. R. A. Santamaría, y L. A. Rios, *Biodiésel: Producción, calidad y caracterización*. Universidad de Antioquia.
- [30]F. Ma y M. A. Hanna, «Biodiesel production: a review», *Bioresource technology*, vol. 70, n.º 1, pp. 1–15, 1999.
- [31]J. M. Smith, H. C. V. Ness, y M. M. Abbott, *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. McGraw-Hill Interamericana de España S.L., 2007.
- [32]B. Poling, J. Prausnitz, y J. O. Connell, *The Properties of Gases and Liquids*. McGraw-Hill Prof Med/Tech, 2000.
- [33]S. A. Channiwala y P. P. Parikh, «A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels», *Fuel*, vol. 81, n.º 8, pp. 1051–1063, 2002.
- [34]H. I. . Arredondo, *Avalia ao exergética e exergo-ambiental da produção de biocombustíveis*. 2009.

- [35]W. M. J. Achten, L. Verchot, Y. J. Franken, E. Mathijs, V. P. Singh, R. Aerts, y B. Muys, «Jatropha bio-diesel production and use», *Biomass and Bioenergy*, vol. 32, pp. 1063-1084, dic. 2008.
- [36]C. Mosquera y W. Xavier, «El Proceso De Fotosíntesis», ago. 2009.
- [37]J. G. Velasco, *Energías renovables*. Reverte, 2009.
- [38]R. Manurung, D. A. Z. Wever, J. Wildschut, R. H. Venderbosch, H. Hidayat, J. E. G. van Dam, E. J. Leijenhorst, A. A. Broekhuis, y H. J. Heeres, «Valorisation of Jatropha curcas L. plant parts: Nut shell conversion to fast pyrolysis oil», *Food and Bioproducts Processing*, vol. 87, n.º 3, pp. 187-196, sep. 2009.
- [39]G. Ascanio, B. Castro, y E. Galindo, «Measurement of Power Consumption in Stirred Vessels—A Review», *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 82, n.º 9, pp. 1282-1290, sep. 2004.
- [40]L. F. Pellegrini, S. de Oliveira Júnior, y J. C. Burbano, «Supercritical steam cycles and biomass integrated gasification combined cycles for sugarcane mills», *Energy*, vol. 35, n.º 2, pp. 1172-1180, feb. 2010.
- [41]S. Tonon, M. T. Brown, F. Luchi, A. Mirandola, A. Stoppato, y S. Ulgiati, «An integrated assessment of energy conversion processes by means of thermodynamic, economic and environmental parameters», *Energy*, vol. 31, n.º 1, pp. 149-163, ene. 2006.
- [42]H. I. Velásquez, S. De Oliveira, P. Benjumea, y L. F. Pellegrini, «Exergo-environmental evaluation of liquid biofuel production processes», *Energy*, vol. 54, pp. 97-103, jun. 2013.