

**ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL  
DE ACEITE DE PALMA**

**CAROLINA SIERRA RUBIO  
JOSÉ MAURICIO CASAS PACHÓN**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2011**

**ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL  
DE ACEITE DE PALMA**

**CAROLINA SIERRA RUBIO  
JOSÉ MAURICIO CASAS PACHÓN**

**Trabajo de grado presentado para obtener el título de  
Ingeniero Químico**

**Director**

**Dr. Sc. VIATCHESLAV KAFAROV**

**Co – Director**

**Ing. WILMER ARTURO JAIMES MEZA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2011**

*A mi familia por apoyarme en mis logros alcanzados y los no alcanzados, por brindarme todo su cariño y comprensión, por no dejar de creer siempre en mi y hacer posible mis estudios que son un legado muy importante.*

*A mi pareja, hijo y compañero de proyecto por su paciencia y comprensión ya que hicieron posible este trabajo.*

*A los profesores, que me brindaron sus conocimientos, tiempo y experiencia para formarme como persona de bien y como una buena profesional.*

*Carolina Sierra Rubio*

*A Dios y la Virgen María, quienes siempre han estado a mi lado.*

*A mis padres, José Casas y Alcira Pachón, por su gran apoyo y  
confianza depositados en mi.*

*A mis hermanitas, Lizeth, Claudia y Cristina, por ser lo que más  
quiero en mi vida.*

*A mis tíos, tías, primos y amigos por contribuir de una u otra  
manera al logro de esta etapa de mi vida.*

*A la UIS por la formación que me brindó.*

*Mauricio Casas*

## **AGRADECIMIENTOS**

A la universidad Industrial de Santander por ofrecernos la oportunidad de llevar a cabo nuestros estudios.

Al Dr. Sc Viatcheslav Kafarov por la colaboración ofrecida durante la ejecución de este proyecto.

Al ingeniero Wilmer Arturo Jaimes Meza, por guiarnos durante el desarrollo de este trabajo. Sus enseñanzas, orientación, respaldo y estímulo permanente, fueron fundamentales para la realización de esta tesis.

A la escuela de Ingeniería Química de la UIS y a todos sus docentes por aportar en gran medida a nuestra formación profesional.

Y a todas aquellas personas que aportaron su granito de arena para la culminación de nuestros estudios de ingeniería química, agradecemos todo el apoyo.

Bucaramanga, Mayo de 2011

## TABLA DE CONTENIDO

	pág.
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>18</b>
<b>1. GENERALIDADES</b>	<b>20</b>
<b>1.1 PALMA AFRICANA</b>	<b>20</b>
<b>1.1.1 Aceite de Palma</b>	<b>20</b>
<b>1.2 BIODIESEL</b>	<b>21</b>
<b>1.2.1 Definición, Especificaciones y Materias Primas</b>	<b>21</b>
<b>1.2.2 Reacciones en la Producción de Biodiesel</b>	<b>21</b>
<b>1.2.2.1 Reacciones de Transesterificación de Triglicéridos</b>	<b>21</b>
<b>1.2.2.2 Reacciones de Esterificación de Ácidos Grasos Libres (Agl)</b>	<b>22</b>
<b>1.2.3 Catalizadores</b>	<b>22</b>
<b>1.2.4 Producción Industrial de Biodiesel</b>	<b>23</b>
<b>1.3 PRINCIPIOS TERMODINÁMICOS</b>	<b>24</b>
<b>1.4 ANÁLISIS EXERGÉTICO</b>	<b>24</b>
<b>1.4.1 Exergía</b>	<b>24</b>

<b>1.4.1.1 Exergía Física o de un Flujo de Materia</b>	<b>25</b>
<b>1.4.1.2 Exergía Química</b>	<b>25</b>
<b>1.4.1.3 Exergía de un Flujo de Calor</b>	<b>25</b>
<b>1.4.2 Balance Exergético</b>	<b>26</b>
<b>1.4.3 Volumen de Control</b>	<b>26</b>
<b>1.4.4 Irreversibilidades</b>	<b>26</b>
<b>1.4.5 Eficiencias</b>	<b>27</b>
<b>2. METODOLOGÍA DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO</b>	<b>28</b>
<b>2.1 DESCRIPCIÓN DE LA METODOLOGÍA DE ANÁLISIS</b>	<b>28</b>
<b>2.1.1 Descripción de la Planta</b>	<b>28</b>
<b>2.1.3 Ambiente del Sistema</b>	<b>32</b>
<b>2.1.4. Idealizaciones</b>	<b>33</b>
<b>2.1.5 Análisis con la Primera Ley</b>	<b>33</b>
<b>2.1.6 Análisis Exergético</b>	<b>34</b>
<b>2.1.7. Eficiencias Exergéticas y Otros Parámetros de Evaluación</b>	<b>34</b>
<b>3. RESULTADOS Y ANÁLISIS</b>	<b>36</b>

<b>3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	<b>36</b>
<b>3.2 FLUJOS DE EXERGÍA</b>	<b>37</b>
<b>3.3 IRREVERSIBILIDADES Y EFICIENCIAS DE LOS EQUIPOS</b>	<b>39</b>
<b>3.4 ANÁLISIS GLOBAL DEL PROCESO</b>	<b>43</b>
<b>4. CONCLUSIONES</b>	<b>47</b>
<b>5. RECOMENDACIONES</b>	<b>48</b>
<b>6. REFERENCIAS</b>	<b>49</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>54</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>59</b>

## LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de bloques del proceso diseñado	29
Figura 2. Fracción de exergía destruida ( $v_{Ed}$ ) de todos los componentes	41
Figura 3. $v_{Ed}$ sin tener en cuenta las torres de destilación	42
Figura 4. Irreversibilidades por etapas	42
Figura 5. Irreversibilidades por etapas sin tener en cuenta la separación de la glicerina	43
Figura 6. Diagrama de flujo de exergía de la planta estudiada	44
Figura 7. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso	45
Figura 8. Distribución de la exergía de salida a través del proceso	46

## LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Descripción de los tipos de catálisis	23
Tabla 2. Composición del aceite crudo de palma usada en la simulación	30
Tabla 3. Equipos usados en la producción de biodiesel	32
Tabla 4. Efic. Exer. de la bomba, intercambiador de calor y enfriador	35
Tabla 5. Condiciones de operación de las principales corrientes	36
Tabla 6. Composición del biodiesel obtenido	37
Tabla 7. Especificaciones del biodiesel obtenido en la simulación	37
Tabla 8. Flujos de exergía de las principales corrientes	38
Tabla 9. Flujos de exergía debido a corrientes de potencia	38
Tabla 10. Flujos de exergía debido a corrientes de calor	39
Tabla 11. Irreversibilidades y eficiencias en cada equipo	40

## LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Planta de producción de biodiesel	60
Anexo B. Exergía de las sustancias involucradas	64
Anexo C. Formulas de eficiencias exergéticas	65
Anexo D. Condiciones de operación de los flujos	67
Anexo E. Exergía de los flujos	70
Anexo F. Exergía del recurso y del producto en cada equipo	71

## RESUMEN

**TITULO:** ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL DE ACEITE DE PALMA\*

**AUTORES:** Carolina Sierra Rubio, José Mauricio Casas Pachón\*\*

**PALABRAS CLAVES:** Biodiesel, Exergía, Irreversibilidades, Eficiencia.

**DESCRIPCIÓN:** En el presente trabajo, la metodología del análisis exergético fue aplicado a un proceso de producción de biodiesel a partir de aceite de palma, con el objetivo de identificar la ubicación y la magnitud de las irreversibilidades y la eficiencia exergética en cada uno de los equipos. La metodología utilizada en este trabajo fue propuesto por Rodoreda. Con el fin de obtener los flujos de masa y energía, un proceso continuo de transesterificación alcalina homogénea fue diseñado y simulado mediante el software Aspen Hysys 2.006,5 (simulador de procesos industriales). La capacidad de la planta se fijó en 80.000 toneladas/año de biodiesel, que es un tamaño promedio de las plantas para la producción de biodiesel en Colombia. El proceso se dividió en las siguientes etapas, el pretratamiento del aceite crudo de palma (esterificación de ácidos grasos), reacción de transesterificación de los triglicéridos con metanol y NaOH como catalizador, y finalmente el sistema de separación, que corresponden a la recuperación de metanol, el lavado y purificación de biodiesel y glicerol. Para el análisis exergético, el Ambiente Estable de Referencia (AER) se definió a 25 ° C y 1 atm, cada equipo de proceso se tomó como sistema de control de volumen. También se consideró operación en estado estacionario. Los resultados obtenidos muestran que las irreversibilidades del proceso de producción de biodiesel son 74623 MJ/h, donde el 45% es la transferencia de calor al medio ambiente (calor residual), y alrededor del 94% de esta irreversibilidad está presente en el sistema de separación, en particular la separación de glicerina fue el principal sumidero de exergía, ya que trabaja a una presión de vacío. La eficiencia exergética de la planta fue de 78%, siendo la relación de exergía útil (biodiesel y glicerol) y la exergía total empleada en el proceso.

---

\*Trabajo de grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química.

Director: Dr.Sc Viatcheslav Kafarov Co-director: Wilmer Arturo Jaimes Meza

## ABSTRACT

**TITLE:** EXERGY ANALYSIS OF A BIODIESEL PRODUCTION PLANT PALM OIL \*

**AUTHORS:** Carolina Sierra Rubio, José Mauricio Casas Pachón\*\*

**KEY WORDS:** Biodiesel, exergy, irreversibility, efficiency

**DESCRIPTION:** In the present work, the Exergy Analysis methodology was applied to a biodiesel production process from palm oil, with the aim to identify the location and magnitude of the irreversibilities, and the exergetic efficiency in each one of the equipments. The methodology used in this work was proposed by Rodoreda. In order to get the mass and energy flows, a continuous process of homogeneous alkaline transesterification was designed and simulated using the software Aspen Hysys 2006.5 (industrial process simulator). The plant capacity was set in 80.000 tons/year of biodiesel, that is an average size for plants for biodiesel production in Colombia. The process was divided into following stages; the pretreatment of the crude palm oil (esterification of fatty acid), triglycerides transesterification reaction with methanol and NaOH as catalyst, and finally the separation system, which correspond to methanol recovery, and the washing and purification of biodiesel and glycerol. For the exergy analysis, the Reference Stable Environment (RSE) was defined at 25 °C and 1 atm, and each process equipment was taken as volume control system. Also a steady state operation was considered. The results obtained shows that the irreversibilities of the biodiesel production process are 74623 MJ/h where 45% is the heat transfer to environment (waste heat), and around 94% of this irreversibility is present in the separation system, specifically the glycerol separation was the main exergy sink because it operates at vacuum pressure. The exergetic efficiency of plant was 78% and this was calculated as the ratio of usefully exergy (biodiesel and glycerol) and the total exergy in the process.

---

\* Degree Project

\*\* Physicochemical Engineerings Faculty. Chemical Engineering School.

Director: Dr.Sc Viatcheslav Kafarov Co-director: Wilmer Arturo Jaimes Meza

## INTRODUCCIÓN

La dependencia de combustibles de origen fósil como fuente de energía a través del tiempo ha conllevado al agotamiento y aumento de los precios del petróleo; su efecto en el calentamiento global (causado por los gases de efecto invernadero) y la contaminación ambiental, lo que ha generado nuevas tendencias que promueven realizar investigaciones sobre el uso de alternativas energéticas, encaminadas al desarrollo de productos cuyo impacto ambiental sea reducido. Por consiguiente, se ha producido un gran interés en los aceites vegetales y grasas animales para elaborar biocombustibles como el biodiesel, el cual es biodegradable y posee un bajo perfil de emisión, lo que lo hace amigable con el medio ambiente [1].

Con el fin de identificar las pérdidas termodinámicas y los impactos ambientales, la aplicación de un análisis de exergía al estudio de procesos o sistemas permite proponer mejoras ingenieriles a los mismos y hacer más eficiente la utilización de recursos. La exergía es una propiedad que determina el potencial de trabajo útil de una cantidad determinada en cierto estado específico, esto puede emplearse para analizar la eficiencia energética real de los procesos industriales.

Distintos autores han realizado una revisión histórica de la aparición, desarrollo teórico y aplicación del concepto de exergía y del análisis exergético [2,3]. Liu y Wepfer [4], en 1986, hacen una recopilación bibliográfica exhaustiva, recogiendo numerosas referencias de las aportaciones más recientes.

Una revisión completa de la aplicación del método exergético en el análisis de plantas térmicas y químicas ha sido realizada por Kotas [5]. Este autor aporta un amplio examen tanto de las posibles aplicaciones del análisis exergético (auditoría energética, estimación de costes, optimización termoeconómica, síntesis de procesos, etc) como de las herramientas y técnicas utilizadas (criterios de eficiencia, diagramas, tablas, coeficientes, etc.).

Tsatsaronis [3] hace una revisión sistemática de las distintas metodologías, que combinando técnicas de optimización económica con el análisis exergético, se orientan a la consecución de los siguientes objetivos: optimización del diseño, operación y/o mantenimiento de los sistemas energéticos y determinación de los costes de los flujos internos y productos de una instalación (balance económico). Talens et al. [6] sugieren el uso del análisis de flujo de exergía al proceso de producción de biodiesel como una herramienta de evaluación ambiental para contabilizar los residuos y las emisiones, determinar la eficiencia exergética, comparar los sustitutos y otros tipos de energía.

Este proyecto tiene como objetivo la descripción y aplicación de una metodología para la realización de un análisis exergético de una planta de producción de biodiesel a partir de aceite de palma (diseñada y simulada con ayuda del software de procesos Aspen Hysys 2006.5), examinando el desempeño de los equipos conforme a la primera y segunda ley de la termodinámica e introduciendo el concepto de flujo de exergía y la forma en que se destruye dicha exergía.

Este documento se encuentra estructurado de la siguiente manera: en el primer capítulo se tratan conceptos fundamentales referentes a la producción de biodiesel, principios termodinámicos y lo relacionado con el método de análisis exergético. En el segundo capítulo, se describe la metodología llevada a cabo para la aplicación del análisis exergético a una planta de producción de biodiesel. En el tercer capítulo, se muestran los flujos de exergía, eficiencias exergéticas, irreversibilidades y demás resultados obtenidos con su respectivo análisis. Por último están las conclusiones, recomendaciones, bibliografía y los anexos en los cuales se presentan cálculos, figuras e información adicional que complementan los capítulos anteriores.

## 1. GENERALIDADES

En la actualidad, la alta demanda de combustibles líquidos y la necesidad de disminuir los efectos contaminantes de dichos combustibles, promueven el estudio y desarrollo de nuevas fuentes energéticas de origen vegetal (palma, higuera, soya, etc) debido a que poseen un efecto menos contaminante que los de origen fósil y permiten reducir la dependencia de los mismos [1].

### 1.1 PALMA AFRICANA

La palma de aceite es una planta tropical propia de climas cálidos que crece en tierras por debajo de los 500 metros sobre el nivel del mar. Su origen se ubica en el golfo de Guinea en el África occidental. De ahí su nombre científico, *Elaeis guineensis* Jacq. y su denominación popular: Palma Africana. Colombia es el primer productor de palma de aceite en América Latina y el cuarto en el mundo, tiene como fortaleza un gremio que cuenta con sólidas instituciones, como la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite (FEDEPALMA) y el Centro de Investigación en Palma de Aceite (CENIPALMA).

**1.1.1 Aceite de Palma:** Se obtiene por la extracción mecánica del fruto de la palma y se puede complementar por extracción con solventes. Ocupa el segundo lugar en la producción mundial, después del aceite de soya. El aceite crudo presenta una coloración anaranjada rojiza por su alto contenido de carotenos. Tiene una apariencia semisólida por su alto punto de fusión (33 – 40 °C). En su composición de ácidos grasos predomina el ácido palmítico (40 – 48 %) y el oleico (36 – 44 %), encontrándose en menor porcentaje los demás ácidos grasos como son el esteárico (0 – 0.5 %), linolénico (3.5 – 6.5 %) y linoléico (6.5 – 12.0 %) [7,8].

## **1.2 BIODIESEL**

**1.2.1 Definición, Especificaciones y Materias Primas:** La ASTM (American Society for Testing and Materials), define biodiesel como “ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de lípidos renovables tales como aceites vegetales o grasa de animales y que se emplea en motores diesel o en calderas de calefacción”.

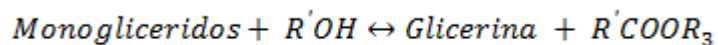
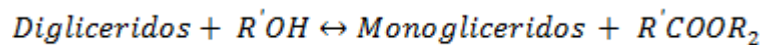
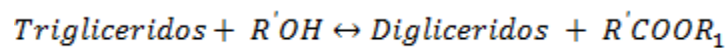
El biodiesel se obtiene a partir de materias primas agrícolas (aceites vegetales), grasas animales y aceites o grasas usados [9]. Como cualquier otro combustible necesita disponer de unas especificaciones que enumere las propiedades y garantice la calidad de producto. Además, debe cumplir los requisitos para los combustibles minerales de automoción, los requerimientos específicos y los métodos de control para la comercialización y distribución de ésteres metílicos de ácidos grasos, los cuales se encuentran en la norma EN 14214 y las especificaciones para el biodiesel en Colombia se encuentran en la Norma Técnica Colombiana 5444.

### **1.2.2 Reacciones en la Producción de Biodiesel**

**1.2.2.1 Reacciones de Transesterificación de Triglicéridos:** El método utilizado comercialmente para la obtención de biodiesel es la transesterificación (también llamada alcoholísis). Se basa en la reacción de moléculas de triglicéridos con alcoholes de bajo peso molecular (metanol, etanol, propanol, butanol) para producir ésteres y glicerina [10-13]. La reacción de transesterificación se desarrolla en una proporción molar de alcohol a triglicérido de 3 a 1 (reacciona tres moles de alcohol con una mol de triglicérido), hay que añadir una cantidad adicional de alcohol para desplazar la reacción hacia la formación del éster metílico. Además, la formación de la glicerina, inmiscible con los ésteres metílicos, juega un papel

muy importante en el desplazamiento de la reacción hacia la derecha, alcanzándose conversiones cercanas al 100%.

A continuación se presentan las diferentes reacciones intermedias reversibles que tienen lugar en la transesterificación, en donde el triglicérido es convertido consecutivamente en diglicérido, monoglicérido y glicerina. En cada reacción un mol de éster metílico es liberado.



**1.2.2.2 Reacciones de Esterificación de Ácidos Grasos Libres (AGL):** El proceso más común para obtener los esteres es el calentamiento de una mezcla de alcohol y los AGL del aceite crudo en presencia de ácido sulfúrico, utilizando el reactivo más económico en exceso para aumentar el rendimiento y desplazar el equilibrio hacia la derecha (esterificación de Fischer) [14]. El ácido sulfúrico sirve en este caso tanto de catalizador como de sustancia higroscópica que absorbe el agua formada en la reacción, o en ocasiones es sustituido por ácido fosfórico concentrado. Los catalizadores que se utilizan en este tipo de reacción, son ácidos o enzimáticos.

**1.2.3 Catalizadores:** Los catalizadores empleados en el caso de la transesterificación pueden ser ácidos homogéneos o heterogéneos (Zeolitas, Resinas Sulfónicas,  $SO_4/ZrO_2$ ,  $WO_3/ZrO_2$ ), básicos homogéneos (KOH, NaOH) o enzimáticos (Lipasas: *Cándida*, *Penicillium*, *Pseudomonas*); de todos ellos, los que se suelen utilizar a escala comercial son los catalizadores homogéneos básicos ya que actúan mucho más rápido y además permiten operar en condiciones moderadas [13, 15].

En la tabla 1 se muestra brevemente una descripción de los diferentes tipos de catálisis que se pueden emplear en la reacción de transesterificación.

Tabla 1. Descripción de los tipos de catálisis.

<b>TIPO DE CATÁLISIS</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
<b>Básica (homogénea)</b>	Las transesterificaciones proceden a velocidades más rápidas que las con catalizador ácido. En cuanto a las relaciones molares, se pueden utilizar relaciones menores que resultan en altas conversiones de aceite vegetal a éster [16]. Tienen la desventaja de formar jabón cuando el aceite contiene altas cantidades de AGL y agua
<b>Acida (homogénea)</b>	Los más utilizados son HCl y H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . Una de las ventajas es que pueden esterificar los AGL presentes en el aceite, y algunas desventajas es que son lentas y requiere un incremento de la temperatura [15, 16].
<b>Enzimática</b>	Las enzimas más utilizadas son las lipasas intracelulares y extracelulares en medio acuosos o no, debido a que son catalizadores muy efectivos. La conversión varía entre 61% y 100%, dependiendo del alcohol y aceite utilizado [13]. La aplicación de este método aún no es viable comercialmente, debido a que posee cinéticas relativamente lentas, y los costos son demasiado elevados. [17]
<b>Heterogénea</b>	Simplifica y economiza el proceso de purificación, por que separa fácilmente los productos y los reactivos, además los problemas de corrosión y tratamiento de desechos líquidos se eliminan del proceso. La desventaja es el difícil control de la temperatura para reacciones altamente exotérmicas, limitaciones de transferencia de masa de reactantes y productos, además de los requerimientos de altas resistencias mecánicas para el catalizador [18].

Fuente: Informe de Vigilancia Tecnológica. Biocarburantes líquidos: Biodiesel y Bioetanol. 2006

**1.2.4 Producción Industrial de Biodiesel:** El biodiesel se produce a partir de la conversión de los triglicéridos presentes en los aceites vegetales (aceite de palma, soya, higuera, colza, girasol y ricino) en ésteres de metilo o etilo a través de un proceso llamado transesterificación. En este proceso se obtiene como subproducto la glicerina que puede ser purificada y utilizada en las industrias farmacéutica, cosmética y de alimentos. Las propiedades físicas y químicas del

biodiesel dependerán directamente del aceite o grasa del cual provengan y del alcohol que se emplee para su elaboración.

La producción de biodiesel es un proceso conceptualmente simple, donde el aceite vegetal de características conocidas, se encuentra almacenado en la torre de aceite; así mismo se introduce el catalizador ácido o básico con el metanol a una temperatura de 65°C aproximadamente, después de horas de agitación constante los triglicéridos reaccionan completamente con el alcohol para formar biodiesel y glicerina [19].

### **1.3 PRINCIPIOS TERMODINÁMICOS**

La Primera Ley de la Termodinámica es una expresión del principio de conservación de energía, este principio afirma que la energía es una propiedad termodinámica y que durante una interacción, la energía puede cambiar de una forma a otra, pero de forma que la cantidad total de energía siempre permanece constante [20].

La segunda ley de la termodinámica se puede enunciar de diferentes formas equivalentes, desde el punto de vista de la ingeniería, tal vez la más importante es en relación con la eficiencia limitada de las máquinas térmicas. Expresada en forma simple, la segunda ley afirma que no es posible construir una máquina capaz de convertir por completo, de manera continua, la energía térmica en otras formas de energía [21].

### **1.4 ANÁLISIS EXERGÉTICO**

**1.4.1 Exergía:** La exergía es definida por Szargut como la máxima cantidad de trabajo obtenible cuando un flujo de energía es llevado de su estado inicial a un estado de equilibrio termodinámico a condiciones ideales a través de un proceso

reversible [22]. Es decir, la exergía es la máxima cantidad de trabajo que puede ser extraído por un consumidor de energía externo durante una interacción entre el sistema y sus alrededores hasta que se ha alcanzado el equilibrio. La exergía es una propiedad que determina el potencial de trabajo útil de una cantidad de energía determinada en cierto estado especificado.

**1.4.1.1 Exergía física o de un flujo de materia:** La exergía física está asociada a diferencias de presión y temperatura. Es el trabajo que se puede obtener sometiendo a la sustancia a procesos físicos reversibles desde temperatura y presión inicial, hasta el estado determinado por la presión y la temperatura del entorno [23, 24].

**1.4.1.2 Exergía química:** La exergía química está asociada a diferencias en la composición. Es el trabajo que se puede obtener de una sustancia que se encuentra a la presión y temperatura del entorno, si alcanza un estado de equilibrio termodinámico mediante reacciones químicas.

**1.4.1.3 Exergía de un flujo de calor:** Si un depósito a la temperatura  $T$  cede un calor  $Q$ , se debe conocer el trabajo útil máximo que puede obtenerse con la sola intervención del depósito a temperatura ambiente  $T_0$  [23, 25]. De acuerdo con la Segunda ley el rendimiento máximo de la conversión energética es,  $1 - T_0 / T$ , luego la cantidad de exergía que posee el flujo de calor  $Q$ , se determina con la ecuación (1).

$$E_Q = Q \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad (1)$$

Por ende, el contenido exergético de un flujo de calor es tanto menor cuanto más se aproxima  $T$  a  $T_0$ .

**1.4.2 Balance Exergético:** El análisis exergético es un método que permite estudiar la eficiencia energética real de cualquier sistema, mediante la aplicación de las leyes de la termodinámica. Por ello, es considerada una herramienta de análisis y diagnóstico de sistemas, útil en el diseño de soluciones que busquen reducir el uso innecesario de recursos, y por ende los impactos generados, orientando así hacia la búsqueda del desarrollo sostenible [26]. El análisis exergético, calcula la magnitud de la destrucción de exergía en cada componente durante el proceso.

La ecuación (2) utilizada para el análisis exergético es el balance de exergía en estado estacionario [23].

$$E_d = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) Q_j - \sum W + \sum m_e e_e - \sum m_s e_s \quad (2)$$

El primer término del lado derecho de la ecuación corresponde a la exergía debido al flujo de calor, el segundo término es el trabajo realizado sobre o por el sistema en este caso la exergía es igual al flujo energético [25], y los dos últimos términos son las exergías de las corrientes de flujo que entran y salen del sistema en estudio. El término  $E_d$  representa la exergía destruida que se genera en un proceso irreversible. En un proceso reversible la exergía destruida es cero.

**1.4.3 Volumen de control:** Con el fin de aplicar el método de análisis exergético a un sistema, éste debe ser dividido convenientemente en volúmenes de control, pudiendo ser la frontera de cada uno real o imaginaria [23], y de esta manera evaluar la exergía que entra y sale en forma de energía o flujos de materia (que realiza trabajo útil) y la que es destruida por las irreversibilidades [27].

**1.4.4 Irreversibilidades:** La causa de la destrucción de exergía son las irreversibilidades de los sistemas; un proceso irreversible es cuando no hay forma

de regresarlo, esto es, que no hay medios por los cuales el sistema y sus alrededores pueden ser exactamente restaurados a sus respectivos estados iniciales [21, 26]. Los procesos reversibles son una idealización ya que cualquier sistema real siempre es irreversible. Un proceso se dice que es reversible si es posible que regresando cada paso del mismo se restablezcan exactamente a su estado inicial respectivo del sistema y el medio.

**1.4.5 Eficiencias:** Se define la eficiencia exergética  $\varepsilon$  como la proporción entre el producto ( $E_p$ ) y el recurso ( $E_r$ ) de un sistema expresados en términos de la exergía, como se representa en la ecuación (3).

$$\varepsilon = \frac{E_p}{E_r} \quad (3)$$

La exergía del producto se refiere al resultado producido por el sistema, es decir, la definición de producto debe ser consistente con el objetivo de operar el sistema; mientras que la exergía del recurso se refiere a la exergía utilizada para generar el producto [23,27].

## 2. METODOLOGÍA DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO

En este capítulo se desarrolla la metodología del análisis exergético, aplicado a una planta de producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma (ACP).

### 2.1 DESCRIPCIÓN DE LA METODOLOGÍA DE ANÁLISIS

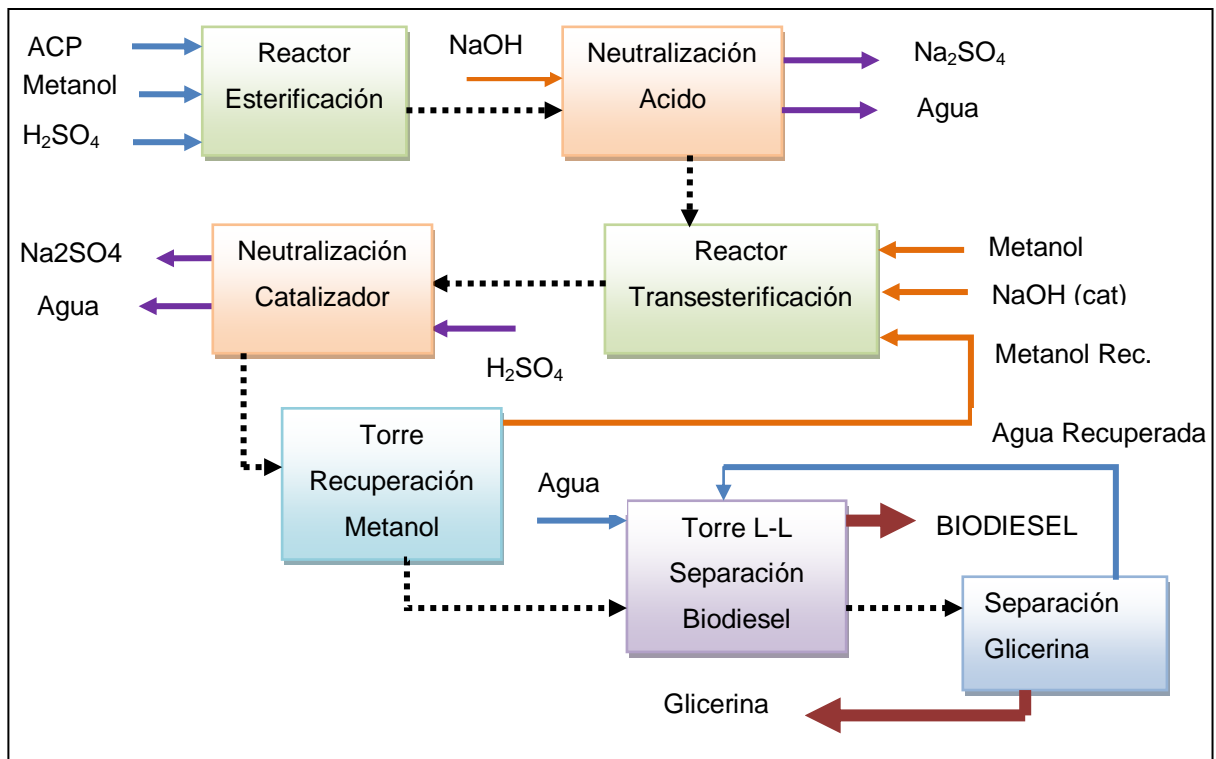
El procedimiento que se llevó a cabo para la aplicación del análisis exergético fue el propuesto por Rodoreda [25]:

1. Realizar una descripción tanto del sistema como del proceso en estudio.
2. Dividir adecuadamente el sistema en volúmenes de control mediante fronteras claramente delimitadas.
3. Definir el ambiente estable de referencia (AER).
4. Efectuar las idealizaciones necesarias para desarrollar un modelo manejable.
5. Calcular los flujos de masa y energía por medio de un análisis de primera ley.
6. Calcular los flujos de exergía y la destrucción de exergía en cada equipo.
7. Especificar y calcular las eficiencias exergéticas y otros parámetros de evaluación de cada equipo.
8. Elaborar un diagrama de flujo exergético.
9. Identificar la locación y magnitud de los principales sumideros de exergía.

**2.1.1 Descripción de la planta:** El método de análisis de exergía en este trabajo fue aplicado a una planta de producción de biodiesel a partir de ACP, simulada por medio del software de procesos Aspen Hysys 2006.5. La planta fue diseñada para una capacidad instalada de producción de 80000 ton/año de biodiesel.

El diseño de la planta en Hysys se llevó a cabo siguiendo el procedimiento que se muestra en la figura 1.

Figura 1. Diagrama de bloques del proceso diseñado.



Fuente: Los autores

Se tuvieron en cuenta los seis triglicéridos de mayor porcentaje en el ACP: PLO<sup>1</sup>, PLP, OOO, POO, POP y PPP. En la tabla 2 se muestra la composición peso a peso con la que se trabajó en la simulación. Esta composición se obtuvo según lo reportado en el libro de Frank D. Gustone [7] para el aceite de palma, despreciando el porcentaje de los triglicéridos que se encuentran en menor cantidad. De igual manera se consideró una acidez del 3% en peso de ácido palmítico [28].

<sup>1</sup> Triglicéridos formados por los ácidos grasos correspondientes a P= ácido palmítico, O= ácido oleico y L= ácido linoléico.

Tabla 2. Composición del aceite crudo de palma usada en la simulación.

% p/p	Compuesto
11,3	PLO
12,7	PLP
6,6	OOO
26,2	POO
33	POP
7,2	PPP
3	Acido palmítico

Fuente: Vegetable Oils in Food Technology: Composition, Properties and Uses.

La mayoría de los compuestos se encontraron en la librería de Aspen Hysys. Para el caso de los triglicéridos se estimaron sus propiedades críticas por el método de contribución de grupos propuesto por Constantinou y Gani [29].

Se escogieron 4 modelos termodinámicos debido a la diversidad y naturaleza de cada sustancia de la siguiente manera, para la fase líquida fue el modelo de actividad NRTL, puesto que se tienen compuestos altamente polares como el metanol y la glicerina [9]; para la fase vapor se empleó la ecuación de Peng-Robinson, para el caso de flujos con alto contenido de triglicéridos se utilizó el modelo de ecuación de estado BWRS y para corrientes con gran porcentaje en metilésteres se empleó el modelo semiempírico de Chao Seader [30].

Las etapas de mayor importancia en el proceso de producción de biodiesel se describen a continuación (ver diagrama de flujo, anexo A):

**Pretratamiento de los AGL presentes en el ACP.** La reacción de esterificación se llevó a cabo en un reactor CSTR a 60 °C y 265 kPa, con una relación molar de metanol/ácido palmítico de 17:1, en presencia de ácido sulfúrico puro, obteniéndose una conversión de 97%. Se utilizó el modelo de primer orden en el que el factor de frecuencia y la energía de activación de la ecuación de Arrhenius están dados por  $A = 1,27 \text{ s}^{-1}$  y  $E_a = 13300 \text{ kJ/Kmol}$ , propuesto por Sendzikiene et al. [31].

**Transesterificación de los triglicéridos.** Esta etapa se desarrolló a 65 °C y 470 kPa en un reactor CSTR, en presencia de hidróxido de sodio puro, con una relación molar de metanol/aceite de 9:1 para garantizar una conversión alta de los triglicéridos alrededor del 97,8% [19]. El modelo cinético usado fue el reportado por Sit et al. [32]. El modelo considera la reacción global como irreversible y se representa de la siguiente manera:

$$-r = \frac{dC_{tg}}{dt} = kC_{tg}C_{msoh}$$

Donde  $C_{tg}$  = concentración de triglicéridos gmol/L;  $C_{msoh}$  = concentración de metanol gmol/L;  $-r$  = velocidad de reacción gmol/(L-s). El factor de frecuencia y la energía de activación de la ecuación de Arrhenius están dadas por:  $A = 9,1534 \times 10^6$  1/(gmol-s) y  $E_a = 60701$  kJ/Kmol.

**Lavado de biodiesel.** Este procedimiento se simuló mediante una columna de extracción líquido-líquido, utilizando agua como agente extractor a 20 °C y 120 kPa [19], con una relación molar de agua/biodiesel sin lavar de 65 para que el biodiesel cumpliera con los requisitos de la norma ASTM [15].

**Recuperación de metanol.** Esta etapa fue simulada por una torre de destilación a 60 °C y 150k Pa, con una relación de reflujo molar de 2,3 (condiciones obtenidas de los métodos cortos de torres "Short-Cut"), recuperándose el 97,8% del metanol entrante a la torre.

**Separación de la glicerina.** Esta etapa se lleva a cabo con el fin de recuperar y recircular el agua a la torre de extracción líquido-líquido, y por lo tanto separar la

glicerina. La relación de reflujo molar se fijó en 2, obteniéndose un porcentaje de recuperación del ciento por ciento del agua a la entrada de la torre.

**2.1.2 Especificaciones de los Volúmenes de Control:** En este trabajo los volúmenes de control estudiados son los componentes del proceso de producción de biodiesel (tabla 3). Por otro, lado quedan fuera de este análisis las tuberías. La frontera de cada volumen de control corresponde a la frontera física de cada equipo.

Tabla 3. Equipos usados en la producción de biodiesel.

CANTIDAD	DESCRIPCIÓN
13	Bombas
1	Reactor de esterificación
1	Reactor de transesterificación
1	Reactor de neutralización de ácido sulfúrico
1	Reactor de neutralización del catalizador básico
7	Mezcladores
2	Intercambiadores - calentadores
5	Intercambiadores - enfriadores
2	Decantadores
2	Columnas separación metanol
1	Columna separación glicerina
2	Válvulas
1	Columna extracción líquido- líquido
4	Enfriadores

Fuente: Los autores

**2.1.3 Ambiente del Sistema:** A lo largo de este estudio, el AER se define por medio de los valores estándar de temperatura y presión ambiental de 25 °C y 1 atmósfera, respectivamente. Estos valores son muy cercanos a los de la temperatura promedio anual y presión atmosférica en la ciudad de Bucaramanga, los cuales son de 23 °C y 1 atm, respectivamente, según lo reporta la sección de datos generales en la página web de la ciudad [33].

**2.1.4. Idealizaciones:** Con el propósito de llevar a cabo el análisis, en este trabajo se hace las siguientes idealizaciones:

- ❖ El estudio se restringe al caso en que la planta opera en estado estacionario. De modo tal que, los problemas de carácter dinámico quedan fuera de los objetivos de esta tesis.
- ❖ Los efectos de la energía cinética y potencial de los flujos másicos de las corrientes que entran o salen de determinado volumen de control se desprecian, debido a que los cambios en estas formas de energía resultan insignificantes comparados con los cambios en la entalpia de los flujos másicos de las mismas corrientes. Por consiguiente, los términos de exergía cinética y potencial se omiten.
- ❖ Se considera que todos los equipos de la planta operan adiabáticamente a excepción de los dos reactores de neutralización y el de transesterificación; y los cuatro enfriadores (coolers).

**2.1.5 Análisis con la Primera Ley:** Haciendo un análisis con la primera ley se obtienen los valores del trabajo utilizado por las bombas, el calor suministrado (rehervidor) y liberado (condensador) en las torres de destilación, la transferencia de calor en los intercambiadores de calor, el calor para mantener la temperatura en los reactores que trabajan isotérmicamente entre otros.

Las ecuaciones fundamentales utilizadas en el análisis energético son los balances de masa (4) y energía (5) para un volumen de control en estado estacionario, como siguen:

$$\sum m_e = \sum m_s \quad (4)$$

$$0 = Q - W + \sum m_e (h_e) - \sum m_s (h_s) \quad (5)$$

**2.1.6 Análisis Exergético:** Por medio del análisis exergético se calcula la magnitud de la destrucción de exergía en cada componente durante el proceso. La ecuación (2) es utilizada para éste análisis en cada volumen de control.

La exergía de flujo específica viene dada por la ecuación (6), donde  $E_f$  es la exergía física y  $E_q$  es la exergía química del flujo.

$$E = E_f + E_q = (h - h_o) - T_o(s - s_o) + E_q \quad (6)$$

La exergía química específica de cada sustancia involucrada en el proceso fue calculada según lo reporta Ayres and Ayres [34] y Szargut et al. [22] (ver anexo B). Para el caso de la exergía química de las mezclas, se definió como la suma de las exergías químicas de las sustancias que forman la mezcla además de la pérdida de exergía debido a la mezcla de sustancias [6], según lo representa la ecuación (7).

$$E_{q \text{ mezcla}} = \sum_i [y_i E_i + RT_o y_i \ln (y_i)] \quad (7)$$

**2.1.7. Eficiencias Exergéticas y Otros Parámetros de Evaluación:** El parámetro usado habitualmente para evaluar el funcionamiento termodinámico de un sistema es la eficiencia térmica, definida en términos generales como la proporción entre la energía en la forma final deseada y la energía suministrada al sistema. En esta definición, las cantidades de energía se comparan sin hacer referencia a la calidad de ésta. Por otro lado, manejando el concepto de exergía, la calidad de la energía puede compararse. La eficiencia exergética se define en términos generales como muestra la ecuación (3).

Es importante tener en cuenta que la exergía del recurso no es necesariamente la suma de toda la exergía que entra o que sale del sistema (ver tabla 4).

Tabla 4. Eficiencia exergética de la bomba, intercambiador de calor y enfriador [23].

EQUIPO	EFICIENCIA EXERGÉTICA	
BOMBA	$\varepsilon = \frac{E2 - E1}{W}$	<b>E1</b> = Flujo de exergía a la entrada. <b>E2</b> = Flujo de exergía a la salida. <b>W</b> = Potencia de la bomba
INTERC. DE CALOR	$\varepsilon = \frac{E4f - E3f}{E1c - E2c}$	<b>E1c</b> = Flujo de exergía de la corriente caliente que entra. <b>E2c</b> = Flujo de exergía de la corriente caliente que sale. <b>E4f</b> = Flujo de exergía de la corriente fría que sale. <b>E3f</b> = Flujo de exergía de la corriente fría que entra.
ENFRIADOR	$\varepsilon = 0$	La eficiencia es cero, debido a que su objetivo es disipar calor sin obtener ningún producto.

Fuente: : Fundamentals of Engineering Thermodynamics, 2006.

Las ecuaciones de las eficiencias exergéticas para cada equipo de la planta estudiada en este trabajo se resumen en el anexo C.

La eficiencia exergética es una medida válida para comparar el funcionamiento de equipos afines dentro de un mismo sistema o de sistemas diferentes. Sin embargo, en el caso en que no sea apropiado utilizar una eficiencia exergética para evaluar el funcionamiento (como en el caso del condensador), pueden utilizarse la destrucción de la exergía en determinado equipo ( $E_{di}$ ) y compararse con la destrucción de exergía en todo el sistema ( $E_{ds}$ ), como se representa en la ecuación (8).

$$v_{Ed} = \frac{E_{di}}{E_{ds}} \quad (8)$$

### 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

#### 3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN

En la tabla 5 se muestra, las condiciones de operación de las principales corrientes másicas que entran y salen del proceso, cada una con su respectiva entalpia y entropía molar, reportadas por el simulador.

Tabla 5. Condiciones de operación de las principales corrientes.

Corriente	Flujo Molar [kgmol/h]	Condiciones Operacionales			
		Temp. [K]	Presión [kPa]	Entalpia Molar [MJ/kmol]	Entropía Molar [MJ/kmol-K]
110 (Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	0,96	423,2	101,3	74,2	3,6
149 (glicerina)	13,55	445,1	30,0	-590,0	0,1
ACEITE CRUDO	11,87	298,2	101,3	-1862,8	2,0
Acido para Neutralizar	0,20	298,2	101,3	-941,8	-0,2
Agua de Reposición	2,36	298,2	101,3	-284,9	7e-3
Biodiesel	33,24	293,2	202,6	-756,8	0,5
Catalizador NaOH	0,36	298,2	101,3	-156,1	-0,1
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,96	298,2	101,3	-799,0	0,01
METANOL	18,52	298,2	101,3	-239,4	0,05
Metanol Transesterificación	16,82	298,2	101,3	-242,0	0,02
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,60	303,2	190,0	-188,3	1,1
NaOH-	2,05	298,2	101,3	-156,1	-0,1

Fuente: Los autores

De la anterior tabla, se infiere que de 9374 kg/h (11,87 kmol/h) de ACP se obtiene 9260 kg/h (33,23 kmol/h) de biodiesel con una pureza de 99%. Además, como subproducto principal del proceso se produce 13,54 kmol/h de glicerina (corriente "149") con una pureza de 81% en peso y una temperatura de 444,8 K. Las condiciones de operación de los flujos restantes se encuentran en el anexo D.

La composición y propiedades del biodiesel obtenido en la simulación se muestran en la tabla 6 y 7, respectivamente.

Tabla 6. Composición del biodiesel obtenido.

<b>Compuesto</b>	<b>Composición en peso</b>	<b>Compuesto</b>	<b>Composición en peso</b>
M-Palmitato	52,84%	OOO*	0,03%
M-Linoleato	7,84%	POO*	0,00%
M-Oleato	37,54%	PPP*	0,04%
Metanol	0,90%	H2O	0,71%
Acido palmítico	0,10%		

Fuente: Los autores

El biodiesel se encuentra dentro del rango que establece las normas internacionales (ASTM y EN 14214), especificaciones que se pueden medir y calcular con el simulador Aspen Hysys.

Tabla 7. Especificaciones del biodiesel obtenido en la simulación

<b>Propiedad</b>	<b>Simulación</b>	<b>ASTM</b>	<b>EN- 14214</b>
mg NaOH max/kg B100	0,00	0,8	0,5
mg agua/kg B100	458,2	500	500
%w glicerina total	0,00	0,24	0,25
%w metanol	0,00	-	0,2
%w triglicéridos	0,21	-	0,2
densidad (15 °C) kg/m <sup>3</sup>	877,3	-	860-900
viscosidad (40 °C) mm <sup>2</sup> /s	2,39	1.9-6.0	3.5-5.00
%w min B100	99,54	-	96,5

Fuente: Los autores

### 3.2 FLUJOS DE EXERGÍA

Utilizando la ecuación (6), se calculó la exergía para todas las corrientes del proceso teniendo en cuenta el AER mencionado anteriormente. La exergía química específica para los diferentes compuestos involucrados en el proceso se calcularon por el método propuesto por Szargut et al. [22]. Estos valores se emplearon en la ecuación (7) para el cálculo de la exergía química de cada corriente en el proceso.

Tabla 8. Flujos de exergía de las principales corrientes.

Corriente	EXERGÍA FÍSICA [MJ/kmol]	EXERGÍA QUÍMICA [MJ/kmol]	EXERGÍA DE FLUJO [MJ/h]
110 (Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	12,24	18,13	29,03
149 (glicerina)	8,68	1851,58	25212,68
ACEITE CRUDO	0,00	31431,12	373042,22
Acido para Neutralizar	0,00	139,75	28,06
Agua de Reposición	0,00	0,77	1,82
Biodiesel	0.47	11149,25	370623
Catalizador NaOH	0,00	77,43	28,08
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,00	139,75	133,57
METANOL	0,00	702,99	13022,87
Metanol Transesterificación	0,00	702,99	11823,95
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,012	5	3,01
NaOH-	0,00	77,43	159,02

Fuente: Los autores

La exergía de flujo de las principales corrientes se muestra en la tabla 8, aquí se aprecia que la exergía física de algunas corrientes es cero, debido a que se encuentran a condiciones ambientales, lo que significa que no poseen trabajo útil disponible respecto al AER. Las exergías de flujo de todas las corrientes másicas en el proceso se definen en el anexo E.

En la tabla 9, se exponen los flujos de exergía debido a la potencia (trabajo) requerida por las bombas, en el cual la exergía de flujo es idéntica al flujo de energía, debido a que puede ser aprovechada en su totalidad para realizar trabajo.

Tabla 9. Flujos de exergía debido a corrientes de potencia.

CORRIENTE	Flujo Energía [MJ/h]	EXERGÍA [MJ/h]	CORRIENTE	Flujo Energía [kJ/h]	EXERGÍA [MJ/h]
Q-102	0,25	0,25	Q-116	0,21	0,21
Q-103	3,14	3,14	Q-119	0,27	0,27
Q-105	1,03	1,03	Q-120	1,30	1,30
Q-106	6,48	6,48	Q-121	1,30	1,30
Q-107	0,05	0,05	Q-122	5,9	5,9
Q-110	2,88	2,88	Q-125	6,02	6,02
Q-112	1,3E-3	1,3E-3			

Fuente: Los autores

Con base en la primera ley de la termodinámica se obtuvieron los flujos de calor empleados o producidos por los condensadores y rehervidores de las torres de destilación, enfriadores (coolers) y reactores del proceso (tomados de la simulación), y utilizando la ecuación (1) se calculó su respectiva exergía como se especifica en la tabla 10.

Tabla 10. Flujos de exergía debido a corrientes de calor

<b>CORRIENTE</b>	<b>Flujo Calor [MJ/h]</b>	<b>Temperatura referencia [K]</b>	<b>Temperatura [K]</b>	<b>EXERGÍA [MJ/h]</b>
<b>Q-104</b>	295,80	298,2	303,2	4,88
<b>Q-108</b>	10879,83	298,2	328,5	1006,01
<b>Q-109</b>	10867,92	298,2	358,1	1820,67
<b>Q-111</b>	2262,05	298,2	338,2	267,58
<b>Q-113</b>	26,52	298,2	303,2	0,44
<b>Q-114</b>	9438,49	298,2	337,6	1103,95
<b>Q-115</b>	16128,78	298,2	559,3	7530,96
<b>Q-117</b>	213,36	298,2	323,2	16,51
<b>Q-123</b>	367870,37	298,2	403,4	95977,78
<b>Q-124</b>	360713,06	298,2	325,7	30493,07
<b>Q-126</b>	211,32	298,2	333,2	22,20
<b>Q-127</b>	7190,53	298,2	293,2	-122,64
<b>Q-128</b>	1719,83	298,2	483,2	658,53

Fuente: Los autores

La exergía de la corriente “Q-127” es negativa debido a que la fuente (enfriador) de este flujo de energía esta a 293,2 K, siendo menor a la temperatura de referencia (298,15 K), de modo tal que el ambiente realiza trabajo sobre el sistema.

### **3.3 IRREVERSIBILIDADES Y EFICIENCIAS DE LOS EQUIPOS**

En este proyecto fueron calculadas la generación de irreversibilidades y la eficiencia exergética para cada equipo en el proceso (tabla 11). Las especificaciones de exergía del recurso y del producto en cada volumen de control se hallan en el anexo F.

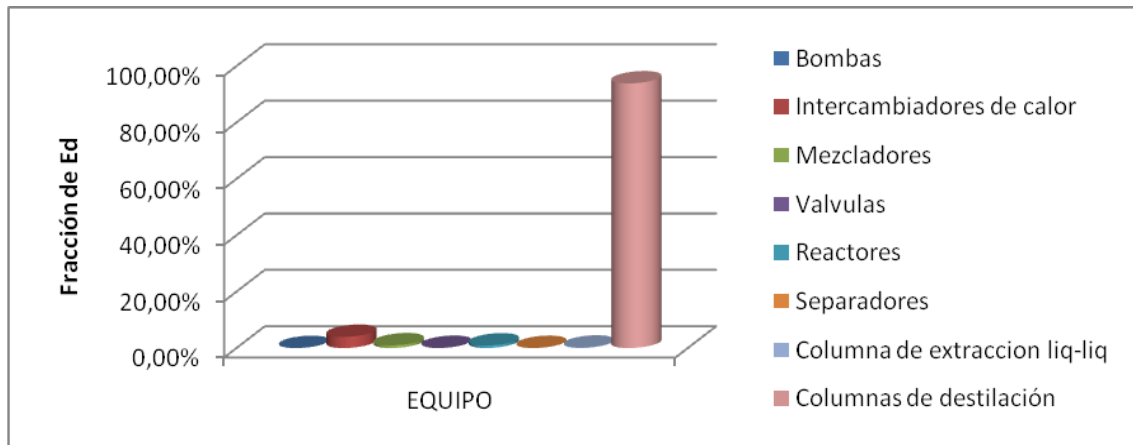
Tabla 11. Irreversibilidades y eficiencias en cada equipo.

EQUIPO	IRREV. [MJ/h]	EFICIENCIA [%]	EQUIPO	IRREV. [MJ/h]	EFICIENCIA [%]
P-101	0,04	84,54%	E-111	71,2	0,00%
P-102	0,8	74,98%	E-107	8,43	0,00%
P-103	0,3	75,08%	MIX-101	9,45	99,93%
P-104	1,1	82,37%	MIX-102	51,7	99,99%
P-105	0,01	77,13%	MIX-103	647,5	99,86%
P-106	0,3	89,85%	MIX-104	12,	99,98%
P-107	5e-4	58,70%	MIX-106	0,84	100,00%
P-108	0,02	89,75%	MIX-107	0,06	100,00%
P-109	0,04	84,57%	MIX-105	3,21	100,00%
P-110	0,32	74,79%	VLV-100	38,1	99,99%
P-111	0,56	57,11%	VLV-101	0,97	100,00%
P-112	1,48	74,89%	CSTR-101	8,29	100,00%
P-113	1,38	76,99%	CSTR-102	395,9	99,91%
E-100 [C]	292,9	63,41%	CRV-101	211,8	99,95%
E-101 [E]	260,2	3,84%	CRV-102	62,7	99,99%
E-102 [C]	909,8	33,86%	V-100	14,7	96,69%
E-103 [E]	65,6	39,05%	V-101	8,76	100,00%
E-104 [E]	170,7	23,68%	T-102	125,4	89,68%
E-105 [E]	53,7	38,84%	T-100	786,2	94,42%
E-106 [E]	828,1	22,78%	T-101	4240,4	87,01%
E-109	2.96	0,00%	T-103	65030	18,20%
E-110	304,9	0,00%			

Fuente: Los autores

A partir del diagrama de la figura 2, se observa que el componente que tiene mayor influencia en la destrucción de exergía en todo el proceso son las columnas de destilación, con un porcentaje de 94% del total de irreversibilidades. Esto se debe a la irreversibilidad de transferencia de calor tanto en el rehervidor como en el condensador de cada columna. Así mismo, se aprecia en la tabla 10, que la columna T-103 presenta la mayor irreversibilidad en todo el proceso, cuya finalidad es la recuperación del agua de lavado del biodiesel y separar la glicerina, operando a presión por debajo de la atmosférica.

Figura 2. Fracción de exergía destruida ( $v_{Ed}$ ) de todos los componentes.



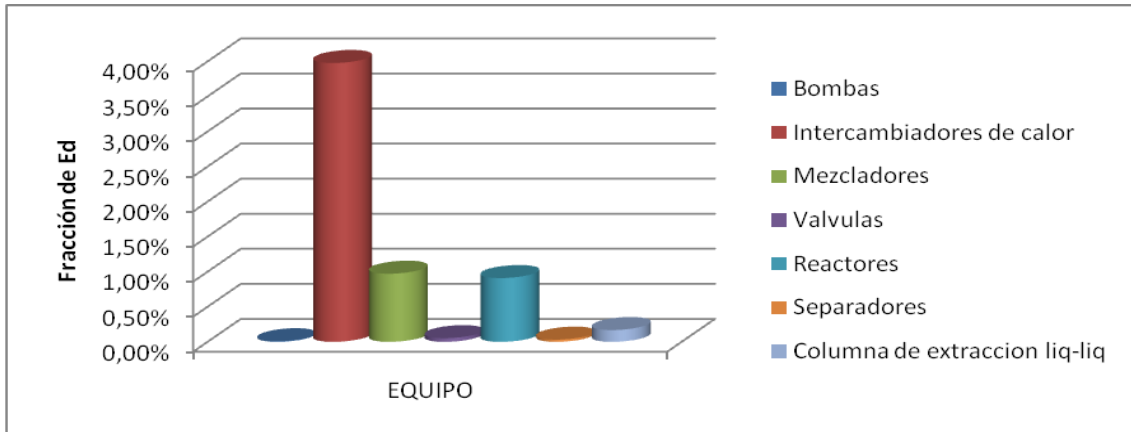
Fuente: Los autores

Exceptuando la exergía destruida por las columnas de destilación, la figura 3 muestra claramente la participación de los demás componentes con respecto a la destrucción total de exergía en el proceso. Allí se aprecia que los intercambiadores son los componentes que presentan más irreversibilidades después de las torres de destilación, debido a la transferencia de calor de los servicios industriales y la corriente principal.

Adicionalmente, cabe mencionar que los mezcladores y reactores representan alrededor del 2% de las irreversibilidades totales del proceso, debido a que se genera entropía por el hecho de operar cada equipo, lo que implica una disminución de la capacidad de realizar trabajo y consecuentemente la destrucción de exergía.

La destrucción de exergía por parte de las bombas es insignificante (ver figura 3) de aproximadamente del 0.01% del total de irreversibilidades del sistema, esta destrucción de exergía se produce por la ineficiencia de las bombas, fricción o turbulencia del fluido.

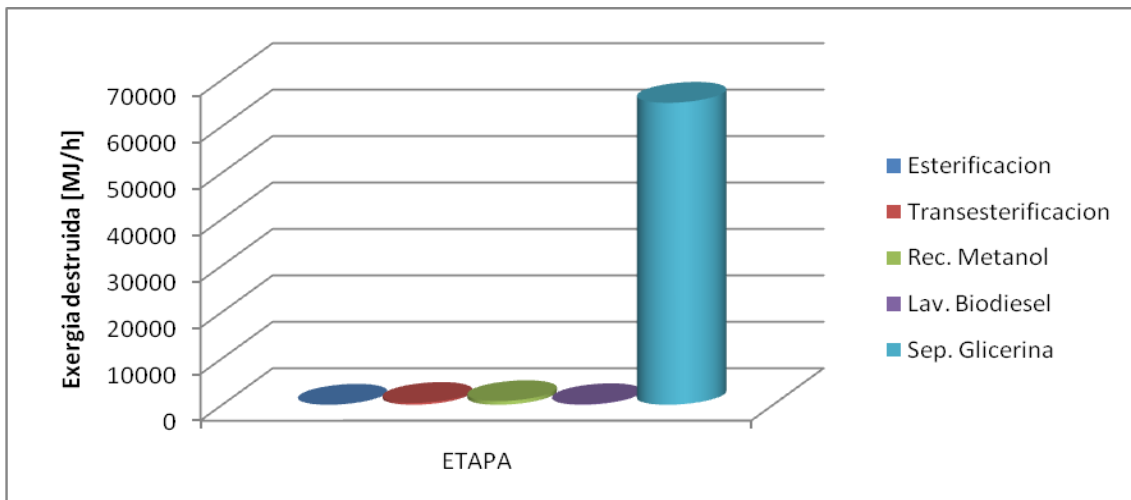
Figura 3.  $v_{Ed}$  sin tener en cuenta las torres de destilación.



Fuente: Los autores

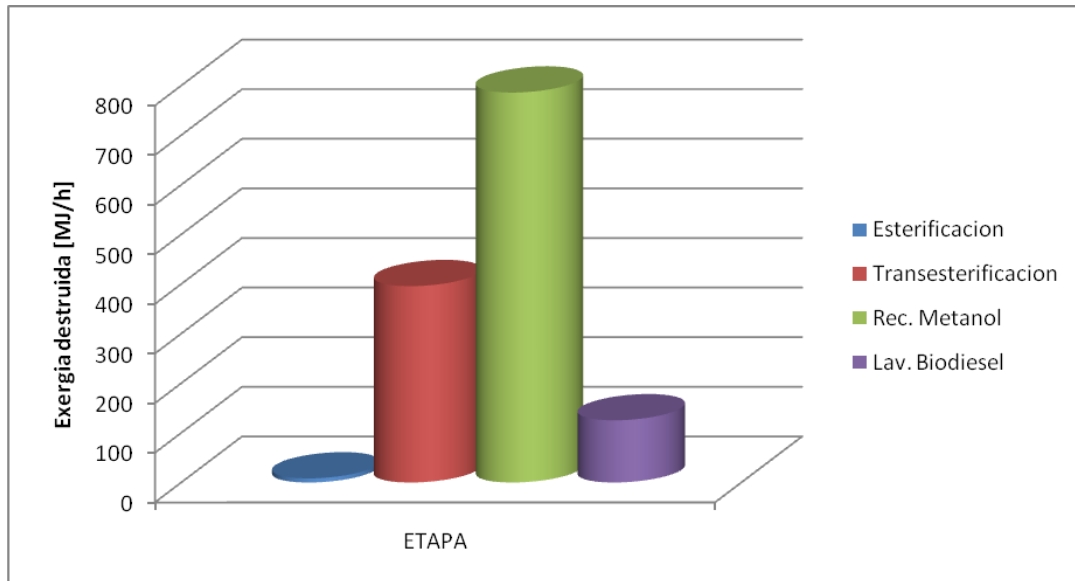
La figura 4 muestra que la separación de la glicerina (y al mismo tiempo recuperación del agua de lavado de biodiesel) es la que provoca más irreversibilidades, aproximadamente 65.030 MJ/h, esto se debe a las condiciones de operación específicas de presión por debajo de la atmosférica, además de la transferencia de calor en el rehervidor, condensador y cuerpo de la torre.

Figura 4. Irreversibilidades por etapas.



Fuente: Los autores

Figura 5. Irreversibilidades por etapas sin tener en cuenta la separación de la glicerina



Fuente: Los autores

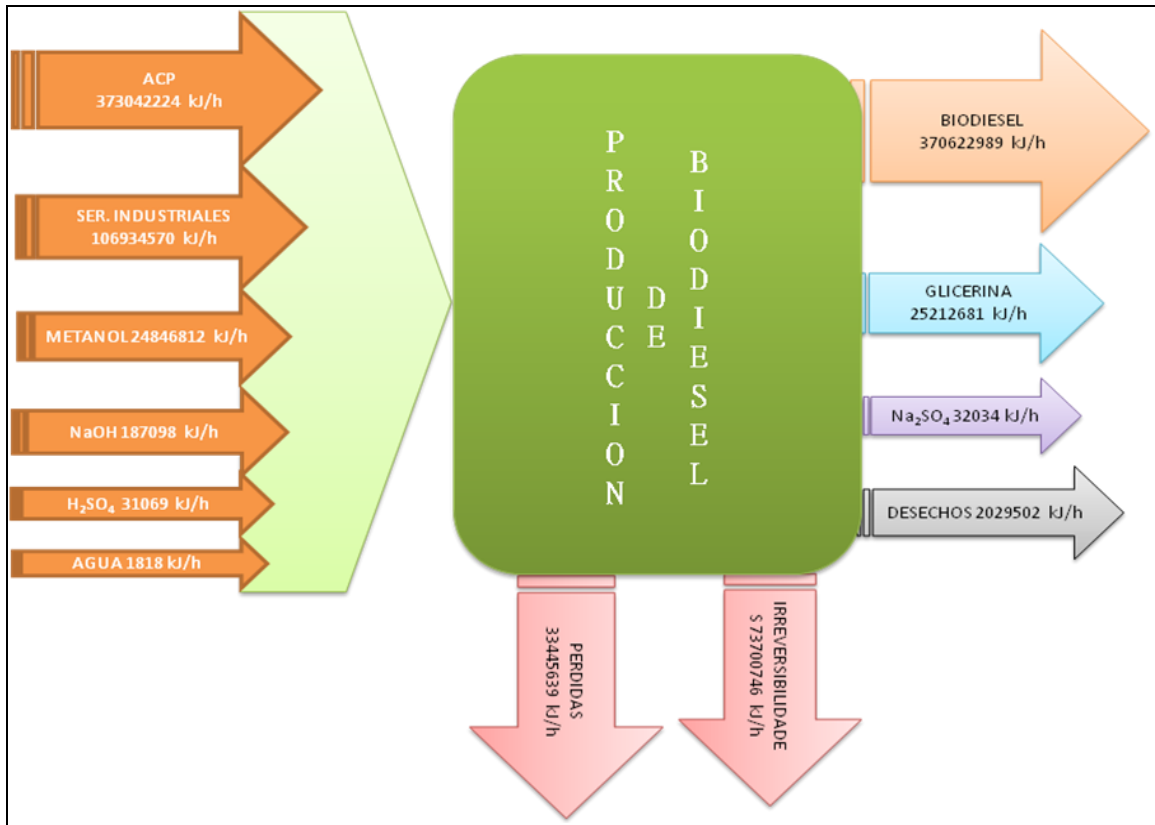
### 3.4 ANÁLISIS GLOBAL DEL PROCESO

La manera como se distribuye la exergía de entrada al sistema a través del proceso se muestra en los diagramas de pai (figuras 7 y 8) y en el diagrama de Grassman (figura 6) el cual se construyó a partir de los valores de la exergía del ACP, servicios industriales, metanol, ácido sulfúrico y agua.

A partir de una cuidadosa observación de los diagramas de pai (figuras 7 y 8), se hacen las siguientes consideraciones:

- El 73,86% de la exergía de entrada al sistema está representado por el ACP, el cual lleva a pensar que casi toda esta exergía es transformada y/o adquirida por el biodiesel, debido a que éste representa el 73,38% de la exergía a la salida del proceso, ver figura 6.

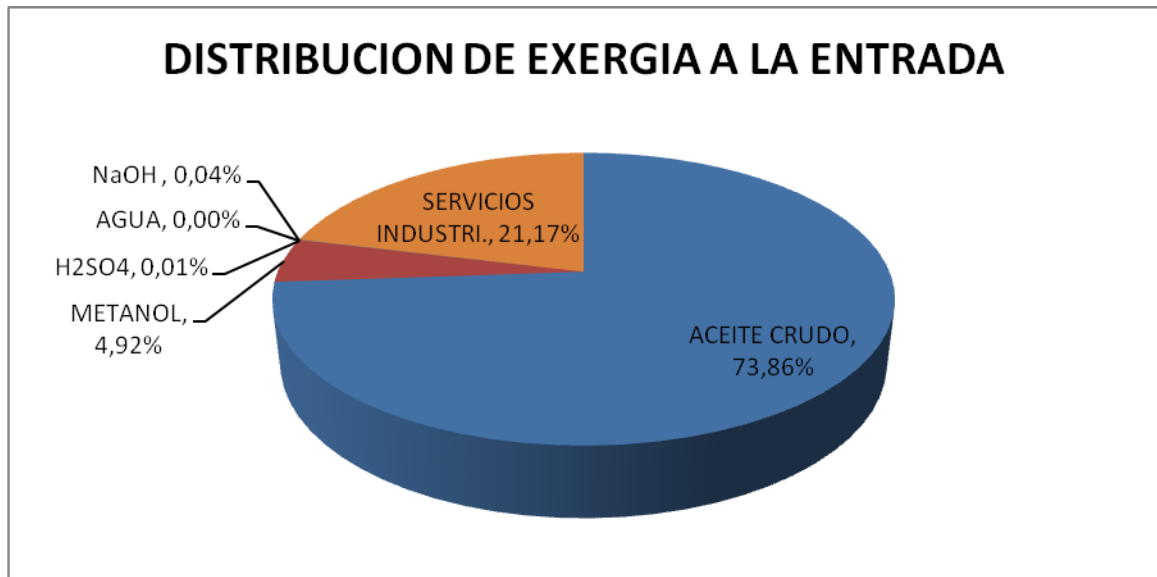
Figura 6. Diagrama de flujo de exergía de la planta estudiada.



Fuente: Los autores

- La participación del hidróxido de sodio, el agua y el ácido sulfúrico con respecto a la exergía de entrada al sistema, es insignificante, pues sus flujos molares y exergía química son pequeños en comparación con las demás corrientes involucradas.
- El total de exergía destruida (irreversibilidades) en el sistema corresponde al 14,59% de la exergía de entrada, en el que participa cada uno de los equipos de la planta.

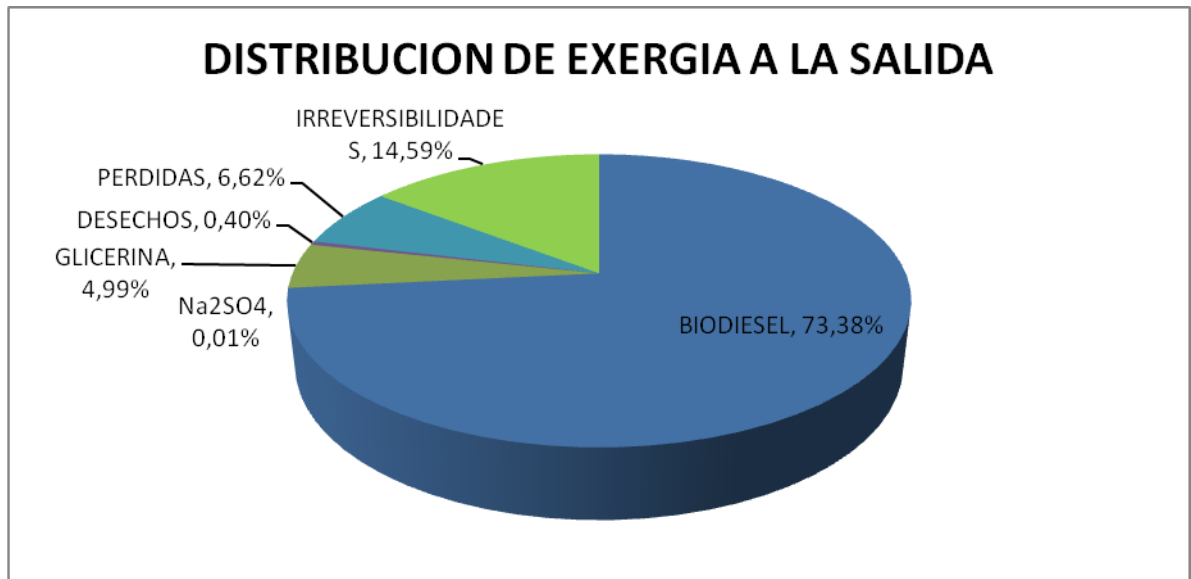
Figura 7. Distribución de la exergía de entrada a través del proceso.



Fuente: Los autores

- La exergía que se pierde en todo el sistema es relativamente pequeña del 6,2%, ésta hace referencia a la exergía principalmente de los flujos de calor liberados a la atmosfera; sin embargo, con el fin de reducir este porcentaje, se puede plantear la idea y entrar a analizar la utilización de estos flujos de calor para fines industriales o domésticos.
- La glicerina como subproducto valioso representa el 5% de la exergía de entrada, en donde la etapa de obtención de este subproducto presenta irreversibilidades de alrededor de 2.5 veces mayor a la exergía del flujo de glicerina. Por consiguiente, es necesario realizar mejoras tecnológicas o verificar con otro sistema de separación para obtención de glicerina con el fin de reducir la destrucción de exergía en esta etapa del proceso.

Figura 8. Distribución de la exergía de salida a través del proceso.



Fuente: Los autores

Para la planta estudiada en esta tesis, la exergía del biodiesel (370.623 MJ/h) es menor que la exergía de entrada contenida en el ACP (373.042 MJ/h), lo cual contrasta con lo reportado por Talens et al. [6]; esta diferencia se cree que es debido a factores tales como: la composición del ACP y biodiesel, métodos de estimación de propiedades, entre otros.

La eficiencia exergética del sistema global fue de 78,4%, la cual se definió como el cociente entre la exergía útil (biodiesel y glicerina) y la exergía total utilizada. Esta eficiencia puede mejorarse con ajustes en el proceso tal como la acidez del ACP, contenido de impurezas en ACP, incrementando así la exergía útil (calidad) a la entrada. Adicionalmente, la pérdida de exergía debido a la transferencia de calor al ambiente puede ser minimizada mediante la reutilización del calor en el proceso, reduciendo así al mínimo el suministro de energía.

#### 4. CONCLUSIONES

- Con la aplicación de la metodología del análisis exergético a la producción de biodiesel a partir de aceite de palma fue posible ubicar aquellas etapas del proceso donde existen los mayores sumideros de energía, siendo el sistema de separación las más influyentes (representan el 94% de las irreversibilidades totales), especialmente la columna de separación de la glicerina debido a que ésta trabaja a presión por debajo de la atmosférica y la pérdida por transferencia de calor al entorno es alta.
- Se calcularon las irreversibilidades totales en 74.623 MJ/h durante el proceso de producción de biodiesel teniendo como base calculo 80.000 Ton/año; en el que el 45% corresponde a pérdidas por calor difundido al entorno, por esta razón el rendimiento exergético del proceso puede ser mejorado planteando el uso de este tipo de calor en servicios industriales.
- La eficiencia exergética del proceso de producción de biodiesel a partir de aceite de palma es del 78%, sin embargo para mejorar la eficiencia se deben tener en cuenta aspectos tales como la calidad del ACP, condiciones de los servicios industriales, especificaciones de los equipos, entre otros.

## 5. RECOMENDACIONES

Para posteriores análisis exergeticos en plantas de producción de biodiesel se recomienda:

- Realizar un análisis exergo-económico del sistema así como también un análisis del impacto medioambiental del mismo, con el fin de tener un enfoque más completo de los lugares donde deben dirigirse los esfuerzos de mejoramiento.
- Emplear la metodología de la integración energética como una herramienta adicional para minimizar o reducir gastos por servicios industriales.

## 6. REFERENCIAS

- [1] MARTÍNEZ, Diego y JAIMES, Wilmer. Aplicación de la metodología análisis de ciclo de vida “de la cuna a la cuna” al biodiesel producido a partir de aceite de palma africana en Sabana de Torres. Bucaramanga, 2009, 25 p. Tesis (Ingeniería Química). Universidad Industrial de Santander.
- [2] KESTIN, J. Availability: the concept and associated terminology. En: Energy. Vol. 5, (1980), p. 679-692.
- [3] TSATSARONIS, G.A. Review of exergoeconomics Methodologies. IV International Symposium of Second Law analysis of thermal systems. Roma, 1987
- [4] WEPFER, W.J. Application of the second law to the analysis of energy systems. Ph. D. Thesis, University of Wisconsin, 1979
- [5] KOTAS, T.J. Exergy method of thermal and chemical plant analysis (review paper). En: Chem. Eng. Res. Des., Vol 64, (1986).
- [6] TALENS, Laura et al. Exergy Analysis Applied to Biodiesel Production. EN: Resources Conservation y Recycling. Barcelona, España, Vol. 51 (2007) p. 397–407.
- [7] GUNSTONE, Frank D. Vegetable Oils in Food Technology: Composition, Properties and Uses. 1 ed. Canada: Blackwell Publishing Ltda, 2002. p. 61 – 62.
- [8] TAN, C. et al. Extraction and Physicochemical Properties of Low Free Fatty Acid Crude Palm Oil. En: Food Chemistry. Malaysia, 113 (2009) p. 645–650.

- [9] ZHANG, Y. et al. Biodiesel Production from Waste Cooking oil: 1 Process Design and technological assessment. En: Bioresource Technology 89. 2003 Review. p. 1-16
- [10] GERPEN, J. et al. Biodiesel Production Technology. National Renewable Energy Laboratory. July 2004. p. 34 – 40.
- [11] AVILA, A. et al. Cinética de la Transesterificación de la Oleína de Palma Africana con Etanol. En: Interciencia. Marzo 2008, Vol. 33 N° 3.
- [12] DARNOKO, D. Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor. En: JAOCS, Vol. 77, no. 12 (2000). p. 1263 – 1267.
- [13] MARCHETTI, J. et al. Possible methods for biodiesel production. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews 11 (2007). p. 1300–1311.
- [14] MAZO, P. et al. Esterificación de los Ácidos Grasos Libres del Aceite Crudo de Palma. Calentamiento convencional vs Microondas. En Scientia et Technica Año XIII, No. 35, Agosto de 2007. Universidad Tecnológica de Pereira. p. 461 – 465.
- [15] GARCIA C., Juan y GARCIA L., José. Informe de Vigilancia Tecnológica. Biocarburantes líquidos: Biodiesel y Bioetanol. Madrid: Universidad Rey Juan Carlos, 2006. p. 32 – 65.
- [16] LOAIZA, F. Cinética de la Reacción de Transesterificación del Aceite de Higuierilla en la Obtención de Biodiesel. 2003. Universidad Nacional de Colombia.
- [17] FUKUDA, H. et al. Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils. En: Bioscience and Bioengineering. Vol. 92, No. 5, 2001. p. 405-416.

- [18] KIM, H. et al. Transesterification of vegetable oil to biodiesel using heterogeneous base catalyst. En: Catalysis Today. Vols. 93-95, 1 September 2004. p. 315-320.
- [19] ZAPATA, C. et al. Producción de Biodiesel a Partir de Aceite Crudo de Palma: 1. Diseño y Simulación de Dos Procesos Continuos. En: Dyna. Medellín, Vol. 74, No. 151. (marzo 2007) p. 71 – 82.
- [20] DINCER, I. y CENGEL, Y. Energy, entropy concepts and their roles in thermal engineering. Entropy (3). (2001). pp. 116-149.
- [21] PORTES, F. MARTINEZ, J. Fundamentos Termodinámicos Para Ingeniería Química. Universidad Autónoma de Santo Domingo. (1988). p. 105 – 140.
- [22] SZARGUT, J. et al. Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes. En: Hemisphere. New York, (1988). p. 315 – 325.
- [23] SHAPIRO, H. y MORAN, M. Exergy Analysis. En: Fundamentals of Engineering Thermodynamics. 5 ed. John Wiley & Sons Ltd, (2006). p. 272 – 315.
- [24] UC – MAY, E. ROCHA. J. Análisis de Exergía en Columnas de Destilación. En: Tecnol. Ciencia Ed. Vol. 24, No. 2. (2009). p. 117 – 126.
- [25] RODOREDA, M. Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor. Universidad de las Américas Puebla, Departamento de Física y Matemáticas. México, 2005.
- [26] LOZANO, M. Metodología para el Análisis Exergético de Calderas de Vapor en Centrales Térmicas. Universidad de Zaragoza. Septiembre de 1987.

- [27] ORELLANA, A. Análisis Exergético de Bienes de Equipo. Escuela técnica superior de ingeniería industrial de Barcelona. Año 2009. p. 13 – 31.
- [28] FANGRUI, M. y MILFORD, Hanna. Biodiesel Production: a Review. En: Bioresource Technology. Vol. 70, (febrero 1999). p. 1 – 15.
- [29] CONSTANTINO, L. y GANI, R. New Group Contribution Method for Estimating Properties of Pure Compounds. En: AIChE Journal. Dinamarca. October 1994 Vol. 40, No. 10.
- [30] RIVERO, R. et al. The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions: Calculation and Application. En: Int.J. Applied Thermodynamics, Vol.2 (No.3) pp.115-123, September-1999.
- [31] SENDZIKIENE, Egle et al. Kinetics of free fatty acids esterification with methanol in the production of biodiesel fuel. En: European Journal of Lipid Science and Technology. Weinheim, Alemania. Vol. 106. N°12 s.f.; p. 831-836.
- [32] SIT, Cheng et al. Kinetic study on transesterification of palm oil. En: Journal of Oil Palm Research. Kuala Lumpur. Vol.16. N°2 (Dic. 2004); p. 19-29.
- [33] Datos climatológicos de la ciudad de Bucaramanga. Disponible en: <http://www.bucaramanga.gov.co/Contenido.aspx?Param=9>.
- [34] AYRES, R. AYRES, W. Accounting for resources 2: the life cycle of materials. Cheltenham, UK and Lyme MA: Edward Elgar; 1999.

[35] AGUDELO, J.; BENJUMEA, P. Biodiesel de aceite crudo de palma colombiano: aspectos de su obtención y utilización. Medellín: Universidad de Antioquia, 2004. p. 13-40.

[36] MINER, Carl; DALTON, N.N. Glycerol. New York: Reinhold Publishing Corporation. New York. 1953. p. 116.

[37] BAILEY, Alton. Aceites y grasas industriales. 2. ed. Barcelona: Reverté, 1984. p. 58, 388, 128-129, 59-87, 495.

[38] Proyecto de Norma Técnica Colombiana de 100/04. Biodiesel para uso en Motores Diesel. Especificaciones.

[39] HEPBASLI, A. A Key Review on Exergetic Analysis and Assessment of Renewable Energy Resources for a Sustainable Future. En: Renewable & Sustainable Energy Reviews. Turquía. 12 (2008). p. 593–66.

## BIBLIOGRAFÍA

AGUDELO, J.; BENJUMEA, P. Biodiesel de aceite crudo de palma colombiano: aspectos de su obtención y utilización. Medellín: Universidad de Antioquia, 2004. p. 13-40.

AVILA, A. et al. Cinética de la Transesterificación de la Oleína de Palma Africana con Etanol. En: Interciencia. Marzo 2008, Vol. 33 N° 3.

AYRES, R. AYRES, W. Accounting for resources 2: the life cycle of materials. Cheltenham, UK and Lyme MA: Edward Elgar; 1999.

BAILEY, Alton. Aceites y grasas industriales. 2. ed. Barcelona: Reverté, 1984. p. 58, 388, 128-129, 59-87, 495.

CONSTANTINO, L. y GANI, R. New Group Contribution Method for Estimating Properties of Pure Compunds. En: AIChE Journal. Dinamarca. October 1994 Vol. 40, No. 10.

DARNOKO, D. Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor. En: JAOCS, Vol. 77, no. 12 (2000). p. 1263 – 1267.

Datos climatológicos de la ciudad de Bucaramanga. Disponible en: <http://www.bucaramanga.gov.co/Contenido.aspx?Param=9>.

DINCER, I. y CENGEL, Y. Energy, entropy concepts and their roles in thermal engineering. Entropy (3). (2001). pp. 116-149.

FANGRUI, M. y MILFORD, Hanna. Biodiesel Production: a Review. En: Bioresource Technology. Vol. 70, (febrero 1999). p. 1 – 15.

FUKUDA, H. et al. Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils. En: Bioscience and Bioengineering. Vol. 92, No. 5, 2001. p. 405-416.

GARCIA C., Juan y GARCIA L., José. Informe de Vigilancia Tecnológica. Biocarburantes líquidos: Biodiesel y Bioetanol. Madrid: Universidad Rey Juan Carlos, 2006. p. 32 – 65.

GERPEN, J. et al. Biodiesel Production Technology. National Renewable Energy Laboratory. July 2004. p. 34 – 40.

GUNSTONE, Frank D. Vegetable Oils in Food Technology: Composition, Properties and Uses. 1 ed. Canada: Blackwell Publishing Ltda, 2002. p. 61 – 62.

HEPBASLI, A. A Key Review on Exergetic Analysis and Assessment of Renewable Energy Resources for a Sustainable Future. En: Renewable & Sustainable Energy Reviews. Turquia. 12 (2008). p. 593–66.

KESTIN, J. Availability: the concept and associated terminology. En: Energy. Vol. 5, (1980), p. 679-692.

KIM, H. et al. Transesterification of vegetable oil to biodiesel using heterogeneous base catalyst. En: Catalysis Today. Vols. 93-95, 1 September 2004. p. 315-320.

KOTAS, T.J. Exergy method of thermal and chemical plant analysis (review paper). En: Chem. Eng. Res. Des., Vol 64, (1986).

LOAIZA, F. Cinética de la Reacción de Transesterificación del Aceite de Higuera en la Obtención de Biodiesel. 2003. Universidad Nacional de Colombia.

LOZANO, M. Metodología para el Análisis Exergético de Calderas de Vapor en Centrales Térmicas. Universidad de Zaragoza. Septiembre de 1987.

MARCHETTI, J. et al. Possible methods for biodiesel production. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews 11 (2007). p. 1300–1311.

MARTÍNEZ, Diego y JAIMES, Wilmer. Aplicación de la metodología análisis de ciclo de vida “de la cuna a la cuna” al biodiesel producido a partir de aceite de palma africana en Sabana de Torres. Bucaramanga, 2009, 25 p. Tesis (Ingeniería Química). Universidad Industrial de Santander.

MAZO, P. et al. Esterificación de los Ácidos Grasos Libres del Aceite Crudo de Palma. Calentamiento convencional vs Microondas. En Scientia et Technica Año XIII, No. 35, Agosto de 2007. Universidad Tecnológica de Pereira. p. 461 – 465.

MINER, Carl; DALTON, N.N. Glycerol. New York: Reinhold Publishing Corporation. New York. 1953. p. 116.

ORELLANA, A. Análisis Exergético de Bienes de Equipo. Escuela técnica superior de ingeniería industrial de Barcelona. Año 2009. p. 13 – 31.

PORTES, F. MARTINEZ, J. Fundamentos Termodinámicos Para Ingeniería Química. Universidad Autónoma de Santo Domingo. (1988). p. 105 – 140.

RIVERO, R. et al. The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions: Calculation and Application. En: Int.J. Applied Thermodynamics, Vol.2 (No.3) pp.115-123, September-1999.

RODOREDA, M. Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor. Universidad de las Américas Puebla, Departamento de Física y Matemáticas. México, 2005.

SENDZIKIENE, Egle et al. Kinetics of free fatty acids esterification with methanol in the production of biodiesel fuel. En: European Journal of Lipid Science and Technology. Weinheim, Alemania. Vol. 106. N°12 s.f.; p. 831-836.

SHAPIRO, H. y MORAN, M. Exergy Analysis. En: Fundamentals of Engineering Thermodynamics. 5 ed. John Wiley & Sons Ltd, (2006). p. 272 – 315.

SIT, Cheng et al. Kinetic study on transesterification of palm oil. En: Journal of Oil Palm Research. Kuala Lumpur. Vol.16. N°2 (Dic. 2004); p. 19-29.

SZARGUT, J. et al. Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes. En: Hemisphere. New York, (1988). p. 315 – 325.

TALENS, Laura et al. Exergy Analysis Applied to Biodiesel Production. EN: Resources Conservation y Recycling. Barcelona, España, Vol. 51 (2007) p. 397–407.

TAN, C. et al. Extraction and Physicochemical Properties of Low Free Fatty Acid Crude Palm Oil. En: Food Chemistry. Malaysia, 113 (2009) p. 645–650.

TSATSARONIS, G.A. Review of exergoeconomics Methodologies. IV International Symposium of Second Law analysis of thermal systems. Roma, 1987

UC – MAY, E. ROCHA. J. Análisis de Exergía en Columnas de Destilación. En: Tecnol. Ciencia Ed. Vol. 24, No. 2. (2009). p. 117 – 126.

WEPFER, W.J. Application of the second law to the analysis of energy systems. Ph. D. Thesis, University of Wisconsin, 1979

ZAPATA, C. et al. Producción de Biodiesel a Partir de Aceite Crudo de Palma: 1. Diseño y Simulación de Dos Procesos Continuos. En: Dyna. Medellín, Vol. 74, No. 151. (marzo 2007) p. 71 – 82.

ZHANG, Y. et al. Biodiesel Production from Waste Cooking oil: 1 Process Design and technological assessment. En: Bioresource Technology 89. 2003 Review. p. 1-16

# ANEXOS

## ANEXO A. SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

### CAPACIDAD DE LA PLANTA

Zapata et al. [19] reportaron que con un porcentaje de sustitución del 15%, la demanda de biodiesel para la ciudad de Medellín sería de 90000 ton/año en el año 2008 y 100000 ton/año en el 2014; por otro lado para Cali estas cantidades llegarían a 72000 ton/año y 80000 ton/año, respectivamente, y para Bogotá considerando este mismo porcentaje, conseguiría las 160000 ton/año para el 2008 y 175000 ton/año para el 2014. En este trabajo se decide trabajar con 80000 ton/año como capacidad de planta instalada, debido a permite cubrir en gran porcentaje la demanda individual de Cali y Medellín, la demanda conjunta de Bucaramanga y Barranquilla y de igual manera aportar aproximadamente un 50 – 60% de la demanda de Bogotá; para lo cual esta cantidad representa un valor real para desarrollar los objetivos de este trabajo.

### PROPIEDADES DE LOS COMPUESTOS

Tabla A1. Propiedades de los triglicéridos utilizando el método de contribución de grupos.

Comp.	PNE <sup>2</sup> [K]	Peso Molec.	Densidad Liquida* [lb/ft <sup>3</sup> ]	Tc <sup>3</sup> [K]	Pc <sup>4</sup> [kPa]	Vc <sup>5</sup> [ft <sup>3</sup> /lbmole]	Acentricidad*
PLO	821,8351	857,39	58,86916	969,0223	350	50,1703	0,288029
PLP	814,9686	831,35	58,85484	962,5707	361	48,64166	0,305471
OOO	828,4845	885,45	58,87655	974,9317	337	51,95668	0,265163
POO	821,8414	859,41	58,86917	968,6908	348	50,42835	0,285033
POP	814,975	833,37	58,85486	962,2272	359	48,90003	0,302863
PPP	807,8699	807,33	58,82601	955,5244	371	47,37171	0,321463

\*Los valores fueron estimados por el simulador HYSYS.

<sup>2</sup> Punto Normal de Ebullición.

<sup>3</sup> Temperatura critica

<sup>4</sup> Presión critica

<sup>5</sup> Volumen critico

Se decidió usar NaOH por encima de KOH, debido a que es más económico y requiere menos cantidades para alcanzar niveles de conversión similares [31].

## **DISEÑO DEL PROCESO**

Dentro de los principales equipos utilizados para la simulación en estado estacionario, se encuentran bombas, mezcladores, reactores CSTR, reactores de conversión, separadores solido/liquido, torres de destilación y de extracción liquido-liquido, intercambiadores de calor y enfriadores.

Como decantadores (separadores liquido/solido) se utilizaron separadores simples, con el fin de evitar presencia de sólidos en las unidades de operación posteriores, dichas unidades se definieron para efectuar una separación perfecta, es decir, que la corriente liquida de salida no presentara sólidos. Para los reactores y los separadores liquido/solido se consideraron operaciones isobáricas; sin embargo para los intercambiadores de calor se especificó una caída de presión de 70 kPa,

El diseño de las torres de destilación y extracción líquida-liquida presentes en el proceso, se desarrollaron en el simulador, especificando en cada una un número de etapas de modo que permitiera efectuar tanto los objetivos de separación deseados para el proceso, como la convergencia numérica de la simulación. En el caso especial de las torres de destilación, se hizo un estimativo inicial del número de platos, del plato de alimentación y de la relación de reflujo externa, por medio de torres Short-Cut, que son bloques de cálculo incluido dentro del simulador, fundamentado en el método Fenske-Underwood-Gilliland y que están encaminados particularmente al diseño de torres de destilación simples. Consecutivamente, contando con dicho estimativo previo, se simularon las torres de destilación, que son las que se muestran en el PFD<sup>6</sup> del proceso (figura A1).

---

<sup>6</sup> Diagrama de flujo

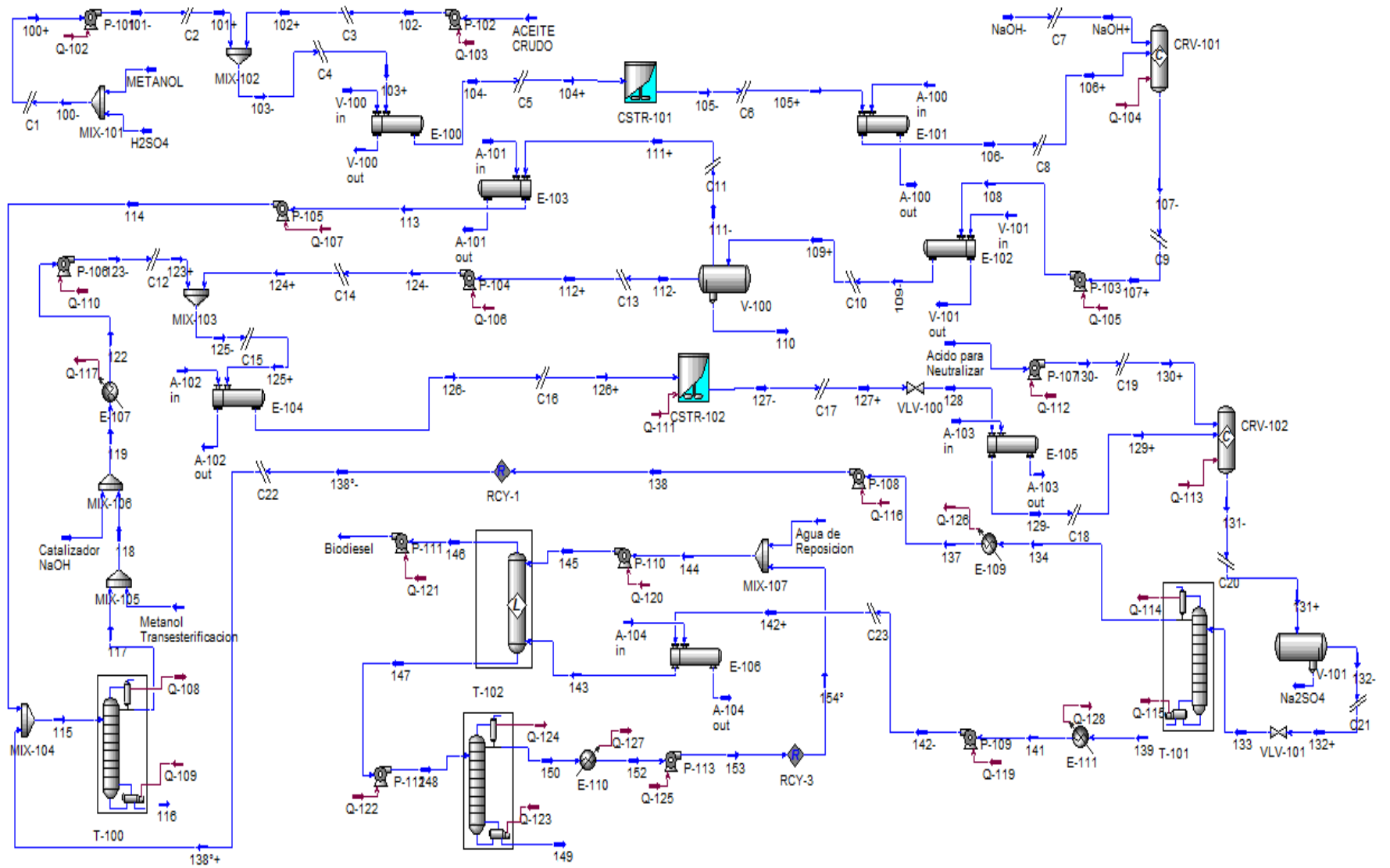


Figura A1. Diagrama del flujo de la planta de producción de biodiesel.

Las condiciones de operación del proceso diseñado estuvieron sujetas a las restricciones de descomposición térmica de los compuestos. Para el biodiesel una temperatura de descomposición de 250°C [9]. Para la glicerina, se consideró una temperatura de 204.44°C, de acuerdo a lo reportado por Miner [36]. La mayor temperatura a la que se sometieron los triglicéridos fue de 65°C, la cual se encuentra por debajo del punto de humo (temperatura a la cual se empiezan a observar los productos de la descomposición) de aceites sin ácidos grasos libres, según reporta Bailey [37].

Las tablas A2 y A3 muestran la composición másica de la corriente que sale de los reactores de esterificación y transesterificación respectivamente.

Tabla A2. Composición a la salida del reactor de esterificación.

Compuesto	Composición en peso	Compuesto	Composición en peso
M-Palmitato	2,86%	POO	24,41%
Metanol	5,56%	POP	30,75%
A. palmítico	0,09%	PPP	6,71%
PLO	10,53%	H2O	0,19%
PLP	11,83%	H2SO4	0,93%
OOO	6,15%		

Tabla A3. Composición a la salida del reactor de transesterificación

Compuesto	Composición en peso	Compuesto	Composición en peso
M-Palmitato	36,9%	OOO	0,1%
M-Linoleato	6,0%	POO	0,4%
M-Oleato	28,7%	POP	0,5%
Metanol	19,2%	PPP	0,1%
Acido palmítico	0,1%	NaOH	0,2%
PLO	0,2%	Glicerina	7,5%
PLP	0,2%		

## ANEXO B. EXERGÍA DE LAS SUSTANCIAS INVOLUCRADAS

Tabla B1. Exergía química de cada sustancia.

Sustancia	Exergía Química (Bch) [kJ/kmol]
<b>M-Palmitato</b>	10794770
<b>M-Linoleato</b>	11784610
<b>M-Oleato</b>	11944270
<b>Metanol</b>	702990
<b>Acido Palmítico</b>	10088510
<b>PLO</b>	34141510
<b>PLP</b>	32992010
<b>OOO</b>	35450670
<b>POO</b>	34301170
<b>POP</b>	33151670
<b>PPP</b>	32002170
<b>H2O</b>	770 liq. 9340 vap.
<b>NaOH</b>	77430
<b>H2SO4</b>	139750
<b>Na2SO4</b>	18130
<b>Glicerina</b>	1726820

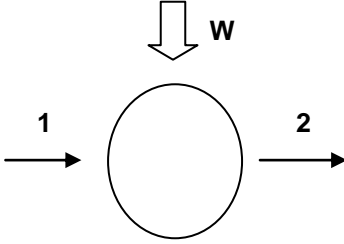
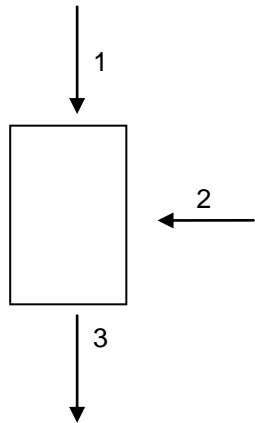
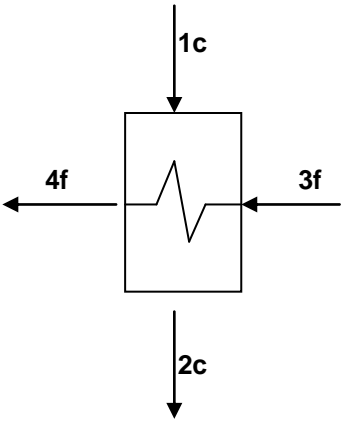
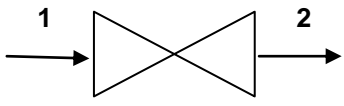
Los valores de la tabla anterior se calcularon con la siguiente ecuación [22]:

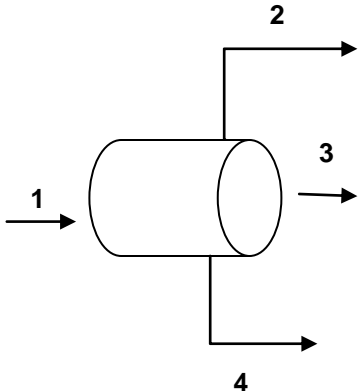
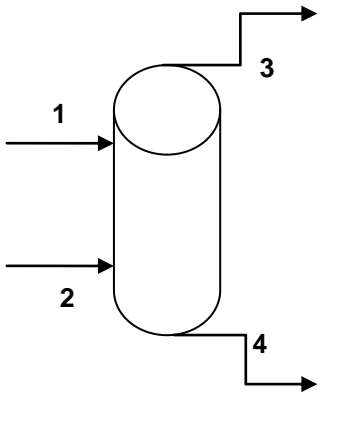
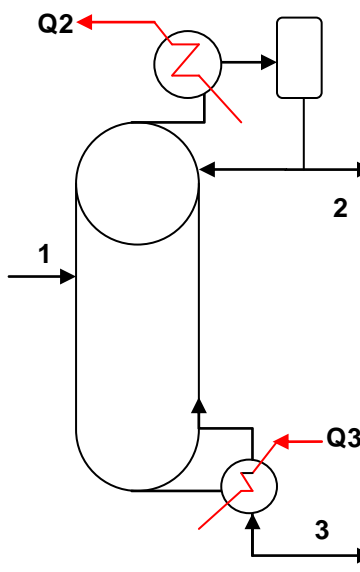
$$E_i = \Delta G_{Fo} + \sum_i N_i e_i$$

La energía libre de Gibbs de formación no disponible de algunas sustancias se calculo por el método de contribución de grupos [29].

## ANEXO C. FORMULAS DE EFICIENCIAS EXERGÉTICAS

Tabla C1. Eficiencia exergética de cada equipo estudiado [23].

EQUIPO	DIAGRAMA	EFICIENCIA EXERGÉTICA
BOMBA		$\epsilon = \frac{E_2 - E_1}{W}$
MEZCLADOR		$\epsilon = \frac{m_2 (E_3 - E_2)}{m_1 (E_1 - E_3)}$
INTERCAMBIADOR		$\epsilon = \frac{E_{4f} - E_{3f}}{E_{1c} - E_{2c}}$
VÁLVULAS		$\epsilon = \frac{E_2}{E_1}$

<p style="text-align: center;"><b>SEPARADOR</b></p>		$\epsilon = \frac{(E2 + E3 + E4)}{E1}$ $\epsilon = \frac{E_{\text{producto deseado}}}{E1}$
<p style="text-align: center;"><b>COLUMNA DE EXTRACCIÓN</b></p>		$\epsilon = \frac{(E3 + E4)}{(E1 + E2)}$ $\epsilon = \frac{E_{\text{producto deseado}}}{(E1 + E2)}$
<p style="text-align: center;"><b>COLUMNA DE DESTILACIÓN</b></p>		$\epsilon = \frac{(E2 + E3 + EQ2)}{(E1 + EQ3)}$ $\epsilon = \frac{E_{\text{producto deseado}}}{(E1 + EQ3)}$

## ANEXO D. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS FLUJOS

Tabla D1. Condiciones de operación de los todos los flujos másicos del proceso.

Corriente	Flujo Molar [kgmol/h]	Condiciones Operacionales			
		Temperatura [K]	Presión [kPa]	Entalpia Molar [kJ/kgmol]	Entropía Molar [kJ/kgmol-K]
100+	19,5	298,2	101,3	-272934	12
100-	19,5	298,2	101,3	-266888	47
101+	19,5	298,2	335,0	-266883	57
101-	19,5	298,2	335,0	-272921	12
102+	11,9	298,3	335,0	-1873485	1874
102-	11,9	298,3	335,0	-1862510	2024
103+	31,3	298,3	335,0	-904018	729
103-	31,3	298,3	335,0	-875129	750
104+	31,3	333,2	265,0	-884205	792
104-	31,3	333,2	265,0	-852095	849
105+	31,3	332,1	265,0	-864906	813
105-	31,3	332,1	265,0	-884199	803
106+	31,3	308,2	195,0	-869399	783
106-	31,3	308,2	195,0	-878068	798
107*	0,0	303,2	101,3	-203915	177
107+	33,4	303,2	101,3	-808616	881
107-	33,4	303,2	101,3	-812220	817
108	33,4	303,2	171,3	-808585	881
109+	33,4	423,2	101,3	-727071	1071
109-	33,4	423,2	101,3	-725391	1114
110	1,0	423,2	101,3	74244	3592
111+	20,4	423,2	101,3	-202472	201
111-	20,4	423,2	101,3	-202349	155
112+	12,1	423,2	101,3	-1667195	2458
112-	12,1	423,2	101,3	-1674018	2415
113	20,4	323,2	101,3	-245468	75
114	20,4	323,2	150,0	-245465	75
115	97,2	330,9	150,0	-238307	71
116	5,2	358,2	150,0	-263476	64
117	92,0	332,1	70,0	-235918	35
118	108,8	332,0	70,0	-236863	32
119	109,2	331,9	70,0	-236594	32

122	109,2	323,2	70,0	-238549	26
123+	109,2	323,3	540,0	-236013	79
123-	109,2	323,3	540,0	-238522	26
124+	12,1	423,3	540,0	-1659923	2429
124-	12,1	423,3	540,0	-1666658	2458
125+	121,3	381,1	540,0	-378267	312
125-	121,3	381,1	540,0	-377978	332
126+	121,3	338,2	470,0	-388768	288
126-	121,3	338,2	470,0	-389005	282
127+	121,3	338,2	470,0	-417766	177
127-	121,3	338,2	470,0	-407423	214
128	121,3	339,8	285,0	-417766	178
129+	121,3	308,2	215,0	-426308	151
129-	121,3	308,2	215,0	-426308	151
130+	0,2	298,1	190,0	-941826	-160
130-	0,2	298,1	190,0	-941826	-160
131+	121,5	303,2	190,0	-427378	153
131-	121,5	303,2	190,0	-427378	153
132+	120,9	303,2	190,0	-428565	148
132-	120,9	303,2	190,0	-428565	148
133	120,9	303,2	101,3	-428565	148
134	76,8	341,8	101,3	-234792	38
137	76,8	333,2	101,3	-237544	30
138	76,8	333,2	150,0	-237542	30
138°+	76,8	333,2	150,0	-236409	70
138°-	76,8	333,2	150,0	-237542	30
139	44,1	550,1	170,0	-583070	778
141	44,1	483,2	170,0	-622083	703
142+	44,1	483,2	190,0	-644471	632
142-	44,1	483,2	190,0	-622077	703
143	44,1	308,2	120,0	-744994	377
144	2871,9	293,2	101,3	-284951	5
145	2871,9	293,2	120,0	-284950	5
146	33,2	293,2	110,0	-756825	462
147	2882,7	294,5	120,0	-286491	6
148	2882,7	294,5	202,6	-286489	6
149	13,6	445,1	30,0	-590016	144
150	2869,2	316,0	15,0	-282444	14
152	2869,2	293,2	15,0	-284951	5
153	2869,2	293,2	101,3	-284948	5

<b>154°</b>	2869,5	293,2	101,3	-284951	5
<b>A-100 in</b>	361,3	298,2	101,3	-284903	7
<b>A-100 out</b>	361,3	313,2	51,3	-283761	10
<b>A-101 in</b>	383,3	298,2	101,3	-284903	7
<b>A-101 out</b>	383,3	328,2	81,3	-282619	14
<b>A-102 in</b>	684,0	298,2	101,3	-284903	7
<b>A-102 out</b>	684,0	323,2	81,3	-282999	13
<b>A-103 in</b>	680,2	298,2	101,3	-284903	7
<b>A-103 out</b>	680,2	318,2	51,3	-283380	11
<b>A-104 in</b>	1664,1	298,2	101,3	-284903	7
<b>A-104 out</b>	1664,1	333,2	81,3	-282240	15
<b>ACEITE CRUDO</b>	11,9	298,2	101,3	-1862774	2024
<b>Acido para Neutralizar</b>	0,2	298,2	101,3	-941832	-160
<b>Agua de Reposición</b>	2,4	298,2	101,3	-284903	7
<b>Biodiesel</b>	33,2	293,2	202,6	-756785	462
<b>Catalizador NaOH</b>	0,4	298,2	101,3	-156054	-135
<b>H2SO4</b>	1,0	298,2	101,3	-799036	12
<b>METANOL</b>	18,5	298,2	101,3	-239434	47
<b>Metanol Transesterificación</b>	16,8	298,2	101,3	-242030	16
<b>Na2SO4</b>	0,6	303,2	190,0	-188319	1141
<b>NaOH+</b>	2,1	298,2	101,3	-83417	-106
<b>NaOH-</b>	2,1	298,2	101,3	-156054	-135
<b>V-100 in</b>	158,5	723,2	1115,0	-226036	137
<b>V-100 out</b>	158,5	463,2	1065,0	-236306	119
<b>V-101 in</b>	284,2	723,2	1115,0	-226036	137
<b>V-101 out</b>	284,2	473,2	1065,0	-235813	120

## ANEXO E. EXERGÍA DE LOS FLUJOS

Tabla E1. Flujos de exergía de cada corriente másica del proceso.

Corriente	EXERGÍA DE FLUJO [kJ/h]	Corriente	EXERGÍA DE FLUJO [kJ/h]	Corriente	EXERGÍA DE FLUJO [kJ/h]
100+	13146979	123-	76467682	148	42551324
100-	13146979	124+	373492923	149	25212681
101+	13089111	124-	373749648	150	17793374
101-	13147191	125+	450051092	152	17611043
102+	373006687	125-	448539581	153	17615678
102-	373044578	126+	448799245	154°	17518783
103+	385774310	126-	449827406	A-100 in	278212
103-	386044086	127+	449702879	A-100 out	288613
104+	386174516	127-	448403325	A-101 in	295168
104-	386281788	128	449664760	A-101 out	337166
105+	386316894	129+	449577029	A-102 in	526660
105-	386166229	129-	449577029	A-102 out	579624
106+	386037043	130+	28063	A-103 in	523750
106-	386046246	130-	28063	A-103 out	557821
107+	386012757	131+	449541977	A-104 in	1281346
107-	385989132	131-	449541977	A-104 out	1525705
108	386013528	132+	449547734	ACEITE CRUDO	373042224
109+	386587606	132-	449547734	Acido para Neutralizar	28062
109-	386479315	133	449546766	Agua de Reposición	1818
110	29027	134	54009878	Biodiesel	370622989
111+	12765385	137	53984717	Catalizador NaOH	28082
111-	12770590	138	53984908	H2SO4	133566
112+	373744304	138°+	53997469	METANOL	13022865
112-	373773222	138°-	54000737	Metanol Transesterificación	11823947
113	12657826	139	397723529	Na2SO4	3007
114	12657868	141	396993800	NaOH+	159016
115	66643066	142+	396845359	NaOH-	159016
116	2029502	142-	396994028	V-100 in	4669272
117	64642050	143	395772899	V-100 out	3868950
118	76462789	144	17520681	V-101 in	8374238
119	76490025	145	17521656	V-101 out	6998677
122	76465089	146	370622245		
123+	75694194	147	42546909		

## ANEXO F. EXERGÍA DEL RECURSO Y DEL PRODUCTO EN CADA EQUIPO

Tabla F1. Balance exerético en cada bomba.

BOMBAS	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA SIMPLE <sup>7</sup> [%]	EFICIENCIA [%]
P-101	13147229	13147191	39	100,0%	84,5%
P-102	373045363	373044578	785	100,0%	75,0%
P-103	386013784	386013528	256	100,0%	75,1%
P-104	373750792	373749648	1144	100,0%	82,4%
P-105	12657881	12657868	12	100,0%	77,1%
P-106	76467975	76467682	293	100,0%	89,9%
P-107	28063	28063	1	100,0%	58,7%
P-108	53984930	53984908	22	100,0%	89,7%
P-109	396994069	396994028	42	100,0%	84,6%
P-110	17521984	17521656	329	100,0%	74,8%
P-111	370623549	370622989	559	100,0%	57,1%
P-112	42552804	42551324	1480	100,0%	74,9%
P-113	17617064	17615678	1385	100,0%	77,0%

Tabla F2. Balance exerético en cada intercambiador de calor.

INTERCAMBIADORES	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Perdida exergía [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA SIMPLE [%]	EFICIENCIA [%]
E-100 [C]	390443582	390150738	0	292844	99,9%	63,4%
E-101 [E]	386595106	386334859	0	260247	99,9%	3,8%
E-102 [C]	394387766	393477993	0	909774	99,8%	33,9%
E-103 [E]	13060553	12994993	0	65560	99,5%	39,0%
E-104 [E]	450577752	450407030	0	170722	100,0%	23,7%
E-105 [E]	450188510	450134850	0	53660	100,0%	38,8%
E-106 [E]	398126705	397298604	0	828101	99,8%	22,8%
<b>ENFRIADORES</b>						
E-109	54009878	53984717	22201	2960	0,0%	0,00%
E-110	17793374	17611043	-122642	304973	0,0%	0,00%
E-111	397723529	396993800	658529	71200	0,0%	0,00%
E-107	76490025	76465089	16506	8430	0,0%	0,00%

<sup>7</sup> Se define como la relación entre toda la exergía que sale y toda la exergía que entra en determinado volumen de control.

Tabla F3. Balance exergético en cada mezclador.

MEZCLADORES	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA SIMPLE [%]	EFICIENCIA [%]
MIX-101	13156431	13146979	9452	99,9%	98%
MIX-102	386095798	386044086	51712	100,0%	100,0%
MIX-103	449187117	448539581	647536	99,9%	99,8%
MIX-104	66655338	66643066	12271	100,0%	99,1%
MIX-106	76490872	76490025	847	100,0%	99,6%
MIX-107	17516987	17516927	59	100,0%	99,4%
MIX-105	76465997	76462789	3207	100,0%	513,0%

Tabla F4. Balance exergético en cada válvula.

VÁLVULAS	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA [%]
VLV-100	449702879	449664760	38118	100,0%
VLV-101	449547734	449546766	968	100,0%

Tabla F5. Balance exergético en cada reactor.

REACTORES	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Perdida exergía [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA [%]
CSTR-101	386174516	386166229	0	8287	100,0%
CSTR-102	448799245	448403325	267579	395920	99,9%
CRV-101	386200938	385989132	0	211805	99,9%
CRV-102	449605091	449542414	437	62677	100,0%

Tabla F6. Balance exergético en cada decantador.

SEPARADORES	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA SIMPLE [%]	EFICIENCIA [%]
V-100	386587606	386572839	14766	100,00%	96,69%
V-101	449541977	449550741	8764	100,00%	100,00%

Tabla F7. Balance exergético en la columna de extracción líquido-líquido.

COLUMNA DE EXTRACCIÓN LIQUIDO - LIQUIDO	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA SIMPLE [%]	EFICIENCIA [%]
T-102	413294555	413169154	125401	100,0%	89,7%

Tabla F8. Balance exergético en cada torre de destilación.

COLUMNAS DE DESTILACIÓN	Exergía recurso [kJ/h]	Exergía producto [kJ/h]	Perdida exergía [kJ/h]	Destrucción exergía [kJ/h]	EFICIENCIA SIMPLE [%]	EFICIENCIA [%]
T-100	68463739	67677563	1006011	786176	98,9%	94,42%
T-101	457077723	452837360	1103953	4240363	99,1%	87,01%
T-103	138529099	73499120	30493065	65029979	53,1%	18,20%