

**ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BODIESEL
DE HIGUERILLA USANDO CATÁLISIS ACIDA HOMOGÉNEA Y ETANOL**

**LADY JOHANA BAUTISTA URRUTIA
JOHNNEIDER CORTES CELIS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

**ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL
DE HIGUERILLA USANDO CATÁLISIS ACIDA HOMOGÉNEA Y ETANOL**

**LADY JOHANA BAUTISTA URRUTIA
JOHNNEIDER CORTES CELIS**

Trabajo de Grado para optar al título de Ingeniero Químico

Director

Viatcheslav Kafarov

Ingeniero Químico Ph.D.

Codirector

Wilmer Arturo Jaimes M.

Ingeniero Químico

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

Esta tesis es una parte de mi vida y comienzo de otras etapas por esto y más, le agradezco a Dios por darme la oportunidad de realizar un sueño que me trace cuando niña.

A mis padres, por ser fuente de inspiración, apoyo, comprensión y amor. Sus principios, valores y ejemplo; me han enseñado a luchar por lo que quiero. Les dedico este y todos los triunfos que me quedan por conseguir, porque me dieron la vida y son el pilar fundamental en mi formación y educación como persona.

A la Universidad Industrial de Santander por enseñarme desde el primer día de clases los conocimientos que me han permitido crecer a nivel profesional.

A mis profesores porque cada uno de ellos con sus palabras, conocimientos y consejos, guiaban mi formación a la excelencia para llegar a ser un profesional integral de éxito.

Son muchas las personas que han formado parte de mi vida profesional a las que me encantaría agradecerles su amistad, consejos, apoyo, ánimo y Compañía en los momentos más difíciles de mi vida, en especial a Johnneider Cortes por aguantarme en toda la carrera.

Lady Johana Bautista Urrutia

A mi Dios y a mi señor Jesús por estar siempre a mi lado y por no dejar que pierda la fe en las cosas

A mi madre Yadiris Celis Simanca, a mis hermanos y a toda mi familia por el gran amor, cariño y apoyo que me dieron durante esta gran etapa, y sobre todo por siempre creer en mí.

A la Universidad Industrial de Santander y a sus profesores que me brindaron su tiempo, conocimiento y experiencia para formarme tanto profesionalmente y como personalmente.

A mis amigos, en especial a Johana Bautista porque las buenas amistades duran para toda la vida no importa lo que pase.

Johnneider Cortes Celis

AGRADECIMIENTOS

A la escuela de Ingeniería Química de la UIS y a sus profesores por la formación profesional brindada.

Al Dr. Viatcheslav Kafarov por la colaboración dada durante la realización de este proyecto.

Al Ingeniero Wilmer Arturo Jaimes Meza por ayudarnos y guiarnos durante todo el desarrollo del proyecto. Su orientación, enseñanzas y paciencia fueron fundamentales para el debido desarrollo de la tesis.

A la Universidad Industrial de Santander por permitir realizar nuestros estudios en esta gran institución.

Y a todas las personas las cuales nos apoyaron y colaboraron en el desarrollo del proyecto.

Bucaramanga, Agosto de 2012

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	17
1. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA	20
1.1 DISEÑO DE LA PLANTA	20
1.2 ANÁLISIS EXERGÉTICO	23
2. ANÁLISIS Y RESULTADOS	26
2.1 CONDICIONES Y PROPIEDADES	26
2.2 DATOS EXERGÉTICOS	27
2.3 DATOS DE IRREVERSIBILIDAD Y EFICIENCIA	29
3. CONCLUSIONES	36
4. RECOMENDACIONES	37
5. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	38
ANEXOS	43

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de la Metodología General.	20
Figura 2. Etapas de la Planta.	21
Figura 3. Fracción de exergía destruida de todos los equipos	30
Figura 4. Fracción de exergía destruida de algunos equipos	31
Figura 5. Fracción de irreversibilidades por etapas	32
Figura 6. Fracción de exergía a la entrada del proceso	33
Figura 7. Fracción de exergía a la salida del proceso	34
Figura 8. Reacción de transesterificación	44
Figura 9. Simulación del Proceso en Hysys	51

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Propiedades y condiciones de las principales corrientes del proceso.	26
Tabla 2. Comparación de las normas internacionales.	27
Tabla 3. Flujos de exergía de las principales corrientes.	28
Tabla 4. Flujos de exergía debido a corrientes de potencia.	28
Tabla 5. Flujos de exergía debido a corrientes de calor.	29
Tabla 6. Eficiencias e irreversibilidades de algunos equipos.	29
Tabla 7. Exergía química de sustancias puras.	46
Tabla 8. Exergía química de sustancias complejas.	47
Tabla 9. Composición en Masa de biodiesel.	49
Tabla 10. Flujo de exergía de las corrientes del proceso.	52
Tabla 11. Eficiencias e irreversibilidades de los equipos.	53

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A: Transesterificación por catálisis homogénea y etanol	44
ANEXO B: Exergía química	46
ANEXO C: Simulación del proceso	48
ANEXO D. Tablas del proceso	52

NOMENCLATURA

- B*** Exergía [kJ/h]
- B^f*** Exergía física [kJ/h]
- B^q*** Exergía química [kJ/h]
- B^c*** Exergía cinética [kJ/h]
- B^p*** Exergía potencial [kJ/h]
- b^f*** Exergía Física [kJ/kmol]
- b^q*** Exergía Química [kJ/kmol]
- h*** Entalpía [kJ/kmol]
- T*** Temperatura [K]
- s*** Entropía [kJ/kmol*K]
- ΔG_{f_o}** Energía libre de Gibbs estándar de formación de la sustancia [kJ/kmol]
- N_i*** La fracción molar del elemento *i* en el compuesto
- b_i*** Exergía química del elemento *i* del compuesto [kJ/kmol]
- y_i*** La fracción molar de la sustancia *i* en la mezcla
- \bar{b}_i** Exergía química del compuesto de la mezcla [kJ/kmol]
- R*** La constante ideal de los gases
- Subíndices
- o*** Ambiente Estable de Referencia (AER)
- m*** Mezcla

RESUMEN

TITULO: ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BODIESEL DE HIGUERILLA USANDO CATÁLISIS ACIDA HOMOGÉNEA Y ETANOL.*

AUTORES: Lady Johana Bautista Urrutia, Johnneider Cortes Celis**

PALABRAS CLAVES: Exergía, Biodiesel, Irreversibilidades y Aceite de Higuierilla.

DESCRIPCIÓN: El presente trabajo se realizó con el objetivo de desarrollar un análisis exergético a una planta de producción de biodiesel a partir de aceite de higuierilla para encontrar las mayores irreversibilidades y pérdidas exergéticas. Con el fin de obtener los flujos de masa y los valores de las propiedades necesarias para éste análisis, el proceso fue diseñado y simulado mediante el software ASPEN HYSYS v7.1. La planta procesa 11022,3 kg/h de aceite de ricino del cual obtiene 9314,9 kg/h de biodiesel. La principal etapa del proceso es la transesterificación la cual se realiza a 80°C, 1 atm de presión y una relación molar de etanol y aceite de 30:1; seguidamente se realizan procesos de separación con el objetivo de obtener un Biodiesel que cumple las normas internacionales, glicerol crudo con un porcentaje en masa de 90% y etanol con el fin de reciclarlo a la corriente principal. El análisis exergético se efectuó en base al concepto general de exergía el cual se define como la suma de la exergía física de la corriente y la exergía química de ésta; adicionalmente la exergía destruida se halla de un balance de las exergías que intervienen en un volumen de control (equipo de operación). Los resultados muestran que las irreversibilidades del proceso son 77402 MJ/h, estas están presentes mayormente en las etapas de separación de biodiesel, glicerol y etanol, con un porcentaje de 41,7%, 23,2% y 23,8% respectivamente; la eficiencia exergética de la planta es de 62,5%, definiendo ésta como la relación de exergía útil y la exergía total empleada.

*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 HIGUERILLA'S BIODIESEL PRODUCTION PROCESS USING HOMOGENEOUS ACID CATALYSIS AND ETHANOL.*

AUTHORS: Lady Johana Bautista Urrutia, Johnneider Cortes Celis.**

KEY WORDS: Exergy, Biodiesel, Irreversibilities and Castor Oil.

DESCRIPTION: This work was done with the objective to develop an exergy analysis to a biodiesel production plant of castor oil to find the greatest irreversibilities and exergy losses. In order to obtain the mass flows and the values of the properties necessary for this analysis, the process was designed and simulated by software v7.1 ASPEN HYSYS. The plant processes 11022.3 kg/h of castor oil which obtained 9314,9 kg/h of biodiesel. The main step of the process is the transesterification which is performed at 80 ° C, 1 atm pressure and a molar ratio of ethanol and oil of 30:1, followed by separation processes in order to obtain a biodiesel who fulfills the international standards, crude glycerol with a mass percentage of 90% and ethanol to recycle it to the mainstream. An exergy analysis was performed based on general concept of exergy which is defined as the sum of the physical exergy of the stream and the chemical exergy of this, additionally the irreversibility is a balance of the exergies involved in a volume of control (operating unit). The results show that the irreversibilities in the process are 77402 MJ / h, these are present mostly in the separation steps of biodiesel, glycerol and ethanol, with a percentage of 41,7%, 23,2% and 23,8% respectively, the exergetic efficiency of the plant is 62,5%, defining this as the ratio of useful exergy and total exergy used.

*Degree Project

**Physicochemical Engineerings Faculty. Chemical Engineering School.

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

INTRODUCCIÓN

Desde el principio de los tiempos, el hombre se ha preocupado por estar en una constante búsqueda de fuentes de energía que satisfagan sus necesidades, y una de ellas es por el carácter no renovable de los combustibles fósiles, la alta participación del sector transporte en el consumo total de energía primaria y en la contaminación atmosférica urbana, estas se han convertido en las fuerzas que impulsan la investigación mundial sobre combustibles alternativos para motores, especialmente aquellos derivados de la biomasa [1]. Una de estos combustibles alternativos es el biodiesel, el cual puede ser obtenido en la actualidad por distintos tipos de materias primas, y una de ellas es el aceite de ricino ya que representa una opción viable, debido a que es extraído de la semilla de higuera (*Ricinus communis*), una planta endémica de zonas tropicales y subtropicales, que crece en forma silvestre, no requiere de condiciones especiales para su cultivo (humedad, temperatura, etc.) y es vista como maleza. Además, la semilla de esta planta no es comestible, a diferencia de las otras materias primas utilizadas para la producción de biodiesel (soya, girasol y canola), por lo tanto, no implicaría competir con la industria alimentaria, aspecto por el cual ha sido muy criticada la producción de este biocombustible.

La capacidad de los recursos naturales para permitir la realización de procesos térmicos, químicos y biológicos se debe a la desviación de su estado y de su composición con respecto al estado y la composición del entorno. Por ello, la medida del máximo trabajo que se puede obtener bajo condiciones ambientales, puede ser aceptada como una medida para la evaluación de los recursos naturales, esta cantidad ha sido nombrada exergía [2]. Los orígenes de la exergía se encuentran primero en su base, la formulación de la segunda ley de la termodinámica, que sucedió gracias al trabajo de Carnot y de Clausius [3], la aplicación de los conceptos anteriores es lo que llamamos análisis exergético.

Este análisis surge como una combinación de la primera y la segunda leyes de la termodinámica y muestra la imperfección termodinámica del proceso, incluyendo todas las pérdidas de calidad de energía, las cuales no son consideradas en un balance de energía. Por medio de este análisis es posible identificar las áreas ya sea de un proceso o de una cadena de producción, de potencial de mejoramiento energético y así contribuir a un uso más eficiente de la energía. También es posible la comparación entre diferentes productos y, por lo tanto, diferentes tecnologías, para localizar la opción con una mayor eficiencia en la utilización de la energía y de los recursos naturales. Esto hace que la exergía sea un buen indicador, ya que una eficiencia exergética alta se traduce en una menor cantidad de exergía desperdiciada y, por lo tanto, un menor daño al ambiente [4].

Las primeras contribuciones del análisis exergético se encuentran en los trabajos realizados por G. Gouy, A. Stodola, J.W.Gibbs y F. Bosnjakovic [5]. Tiempo después, el francés G. Gouy y el alemán A. Stodola formularon de manera independiente una ley que determina la pérdida de la capacidad de producir trabajo debido a la irreversibilidad termodinámica, lamentablemente esta ley no causó mucho interés en un principio [6]. Las primeras publicaciones basadas en esta ley fueron hechas por Jouget [7], Darrieus [8] y Keenan [9].

En 1953, el alemán E. Schmidt se refiere a la exergía como " Technische Maximale Arbeit" (trabajo técnico máximo). En 1955, el francés Gibert nombra a la exergía como "Energie non Degradée en Chaleur" (energía no degradada a calor) y propone su aplicación en estudios para el ahorro de energía en procesos industriales [10]. Durante el periodo de 1960-1970, el análisis de exergía fue desarrollado principalmente en Europa, a principios de la década de los sesenta fueron establecidos los fundamentos del "Método de Exergía", como un desarrollo integrado de los principios de la termodinámica a sistemas industriales reales. Los primeros en este desarrollo fueron: Bosnjakovic, Trepp, Bachr, Brodyanskii y Tribus, pero después de 1980 el interés en este análisis se incrementó de manera

considerable en América [10]. El autor Kotas realizó algunos aportes acerca del análisis exergético en la década de los ochenta, él presenta los conceptos y principios de la exergía, también ha desarrollado metodologías para cuantificar las irreversibilidades generadas en los procesos térmicos y químicos, también ha desarrollado una metodología para evaluar las eficiencias exergéticas de los dispositivos del sistema. También establece la diferencia entre el análisis energético y exergético, así como las diversas formas de la exergía: física, química, cinética, potencial [11].

Este proyecto tiene como objetivo principal realizar un análisis exergético del proceso de producción de biodiesel de higuera usando catálisis ácida homogénea y etanol. El proceso fue simulado con el software ASPEN HYSYS v7.1 con el propósito de realizar el balance de masa y energético presente en cada etapa y así poder estimar los valores de propiedades termodinámicas como la entropía y la entalpía, datos que son necesarios para la aplicación de la metodología de análisis exergético.

1. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA

En la figura 1 se muestra un esquema de la metodología general la cual se usó para el correcto desarrollo de esta tesis.

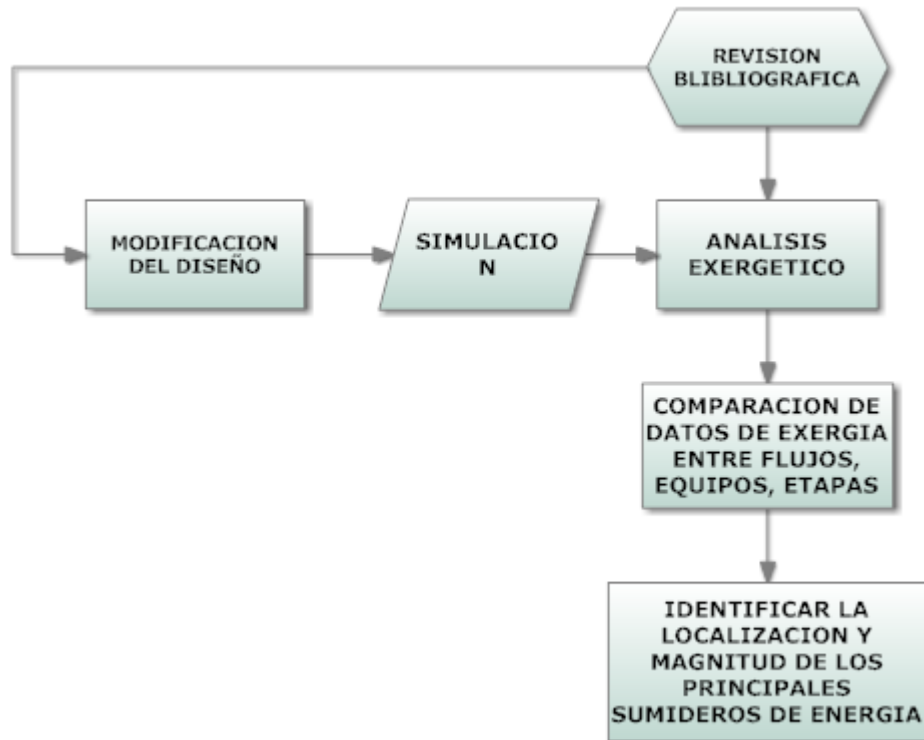


Figura 1. Diagrama de la Metodología General.

1.1 DISEÑO DE LA PLANTA

Las condiciones que se tuvieron en cuenta en el momento del diseño de la planta de procesamiento de aceite de higuera fueron en primer lugar que la capacidad de producción mínima debía ser de 80000 toneladas anuales de biodiesel, la cantidad de aceite de higuera necesario para cumplir con la producción se calculó por medio de estequiometría de la reacción de transesterificación. En

segundo lugar se debería garantizar que la composición del biodiesel cumpliera con las normas ASTM D-6751 y EN-14214.

En este trabajo se modificó el diseño de una planta para la producción de biodiesel, la cual se simuló en el software Aspen Hysys v7.1 con el fin de estimar las propiedades necesarias para realizar el análisis exergético. Para la simulación de la planta se definieron los compuestos químicos a ingresar, la elección del modelo termodinámico, la capacidad de producción de la planta y las condiciones de trabajo de los equipos. En la figura 2 se resumen las etapas del proceso que se ingresaron en el simulador.

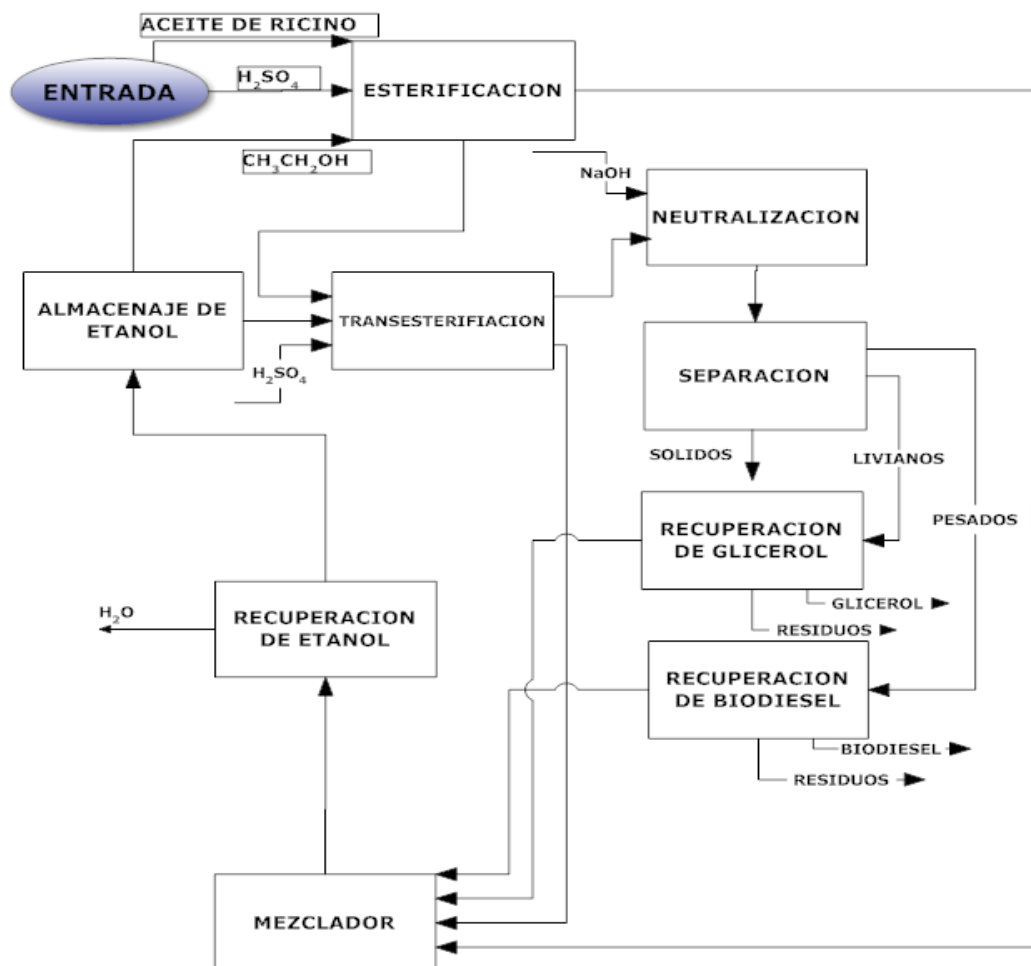


Figura 2. Etapas de la Planta.

El proceso inicia con el ingreso de aceite de ricino y etanol al reactor de esterificación donde se busca disminuir el porcentaje de concentración de los ácidos grasos que estarán presentes en la corriente de biodiesel final; posteriormente al pre-tratamiento anterior, se realiza la etapa de transesterificación entre el triglicérido (triricinoleína) y el alcohol (etanol) a temperatura y presión de reacción de 80 °C y 1 atm, donde se obtiene el producto principal biodiesel. Consecutivamente a la etapa de transesterificación se neutraliza el ácido sulfúrico (catalizador) con una base fuerte como el NaOH, así evitando daños en equipos posteriores.

En la etapa de separación, se dan tres fases; una primera fase constituida mayormente por el glicerol, una segunda fase constituida principalmente por biodiesel y una tercera fase conformada en su mayoría por sólidos disueltos de sulfato de sodio producto de la neutralización; la separación se realiza aprovechando la diferencia de densidades entre las fases; posteriormente la corriente entra a una batería de separación conformada por torres de destilación y separadores flash con el fin de obtener un biodiesel que cumpla con las normas nombradas anteriormente y un glicerol con un porcentaje mínimo en masa del 90%. Por último se realiza una batería de separación del etanol que no reacciona en las etapas anteriores para luego realizar un reciclaje de este ya que la proporción de éste utilizada en el proceso es grande.

Se utilizó la base de datos de Aspen Hysys v7.1 para introducir los compuestos que intervienen en el proceso, sin embargo, fue necesario crear algunos componentes hipotéticos para aquellos que no estaban disponibles, el método que sigue el simulador para estimar las propiedades críticas y el punto normal de ebullición fue el de contribución de grupos propuesto por Constantinou y Gani. En el anexo C se presenta una descripción más detallada de la simulación.

1.2 ANÁLISIS EXERGÉTICO

El análisis exergético es una herramienta que nos permite conocer la magnitud de la destrucción de exergía. Las etapas que se siguieron para el desarrollo del análisis exergético son:

- Obtención de propiedades termodinámicas por medio del simulador aspen Hysys v7.1
- Especificar el ambiente estable de referencia (AER).
- Simplificar el problema por medio de idealizaciones razonables.
- Dividir el sistema en volúmenes de control adecuados para el análisis.
- Cálculos de flujos de masa y energía por medio de la definición de la primera ley de la termodinámica y principio de conservación de masa.
- Calculo de los distintos flujos de exergía física y química.
- Realización del balance de exergía y determinación de la exergía destruida.
- Cálculos de eficiencias exergéticas.

Es necesario definir el AER especificando la temperatura y presión de éste, para proceder a realizar el cálculo de la entropía, entalpia y demás propiedades termodinámicas que se quieran calcular a esas condiciones. En este caso la temperatura y presión del AER fue de 25°C y 1 atm respectivamente.

En este trabajo se quiere calcular la cantidad de exergía destruida, para realizar este cálculo es necesario hacer un balance de exergía global en un volumen de control, el balance se puede ver en la ecuación 1 [12].

$$B_{entra} + B_{calor} + B_{trabajo} = B_{sale} + B_{perdida} + B_{destruida} \quad (1)$$

En ausencia de efectos magnéticos, nucleares, eléctricos y tensión superficial, la exergía de un flujo total es la suma de la exergía física, química, cinética, y potencial como se logra apreciar en la ecuación 2, sin embargo solo es necesario tener en cuenta el aporte de la exergía física y química debido a que la exergía cinética y potencial en comparación son despreciables en magnitud [13, 14].

$$B = B^f + B^q + B^c + B^p \quad (2)$$

La *exergía física* es el trabajo que se puede obtener sometiendo a la sustancia a procesos físicos reversibles desde la temperatura y presión iniciales, hasta el estado determinado por la presión y la temperatura del entorno, se puede calcular a partir de la ecuación 3 [13, 15].

$$b^f = (h - h_o) - T_o(s - s_o) \quad (3)$$

La *exergía química* 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. La exergía química de la mayoría de compuestos se encuentra en la literatura, sin embargo cuando no se encuentra es posible calcularlo por medio de la aproximación expresada en la ecuación 4 [13, 14].

$$b^q = \Delta G_{f_o} + \sum N_i b_i \quad (4)$$

La exergía química de una mezcla es definida como la suma de las exergías químicas de las sustancias que la componen, más la contribución exergética debido a la mezcla de las sustancias en condiciones ideales; como se puede

observar en la ecuación 5, usada por Pellegrini L., y otros autores en sus trabajos [13, 16, 22].

$$b_m^q = \sum y_i \bar{b}_i + RT_o \sum y_i \ln(y_i) \quad (5)$$

La exergía perdida en el sistema es debida a la transferencia de calor entre el sistema y los alrededores sin embargo en este trabajo se consideraron que los equipos operan adiabáticamente por lo tanto la exergía perdida es nula.

Es importante resaltar que para las fuentes de energía se definen los coeficientes de conversión de exergía. En el caso de los combustibles el contenido exergético es estimado multiplicando el poder calorífico neto por un coeficiente apropiado. Este coeficiente puede ser usado para estimar la exergía química de cualquier combustible a partir de su poder calorífico o entalpia. El coeficiente exergético de la electricidad es considerado igual a 1; por lo tanto, 1 kJ de energía eléctrica corresponde a 1 kJ de flujo exergético [14]. La exergía asociada a la transferencia de energía en forma de calor depende de la temperatura a la que se produce en relación con la temperatura del AER [17].

$$B_{calor} = \sum \left(1 - \frac{T_o}{T}\right) Q \quad (6)$$

Se define la eficiencia exergética (ε) como la proporción entre el producto y el recurso de un sistema expresados en términos de la exergía [13]. El producto B_p se refiere al resultado deseado producido por el sistema y el recurso B_r se refiere precisamente a los recursos utilizados para generar el producto.

$$\varepsilon = \frac{B_p}{B_r} \quad (7)$$

2. ANÁLISIS Y RESULTADOS

2.1 CONDICIONES Y PROPIEDADES

En la tabla 1 se muestra las condiciones de operación y las propiedades de entalpía y entropía de las principales corrientes que intervienen en el proceso reportadas por la simulación en HYSYS, que son necesarias para el análisis exergético.

Tabla 1. Propiedades y condiciones de las principales corrientes del proceso.

Corriente	Flujo Molar (kmol/h)	Entalpía Molar (MJ/kmol)	Entropía Molar (kJ/kmol*K)
Aceite de Ricino	12,66	-2.261,89	1779,03
Almacenaje H ₂ SO ₄	109,88	-310,60	8,50
Almacenaje Etanol	54,01	-278,14	12,87
Hidróxido de Sodio 1	33,90	-215,37	-26,84
Hidróxido de Sodio 2	3,42	-214,21	-27,46
Fase Glicerol Final	4,06	-531,58	326,79
Biodiesel Final	29,46	-854,40	578,51

La planta realiza el tratamiento de 11022,3 kg/h de aceite de ricino, el cual se obtiene 9314,9 kg/h de biodiesel como producto principal y 375,6 kg/h de glicerol al 90,8% en masa como producto secundario.

El biodiesel obtenido cumple con las normas internacionales (ASTM D-6751 y EN-14214); En la Tabla 2 se presenta la comparación de algunas propiedades del biodiesel con respecto a las normas mencionadas.

Tabla 2. Comparación de las normas internacionales

Propiedad	Unidad	Simulación	EN- 14214	ASTM D-6751
Densidad 15 C	g/cm ³	0,90	0,86-0,90	-
Contenido de Agua	mg/kg	500	500 máx.	500 máx.
Numero Acido	mg KOH/g	0,480	0,5 máx.	0,8 máx.
Glicerina Total	% masa	0,003	0,25 máx.	0,24 máx.
Contenido de Etanol	% masa	0,00	0,20 máx.	-
Monoglicéridos	% masa	0,55	0,80 máx.	-
Diglicéridos	% masa	0,026	0,20 máx.	-
Triglicéridos	% masa	0,005	0,20 máx.	-
Contenido de Ester	% masa	98,8	96,5 min.	-

2.2 DATOS EXERGÉTICOS

La exergía física de cada corriente presente el proceso se calculó utilizando la ecuación (3) teniendo en cuenta las condiciones del ambiente estable de referencia mencionado anteriormente. La exergía química de las sustancias más complejas se calculó por la ecuación (4), el valor de exergía de algunas sustancias comunes ya tienen valores pre-establecidos; estos valores se usaron en la ecuación (5) para el cálculo de exergía química de cada corriente del proceso.

Utilizando la ecuación (2) se obtuvo la exergía total de cada corriente, la exergía total de las corrientes principales del proceso se muestra en la tabla 3, en el anexo D se muestran las demás corrientes del proceso. Algunos valores de exergía física de algunas corrientes involucradas en el proceso tienen un valor de cero, esto es debido a que sus condiciones (temperatura y presión) son iguales a las del AER lo cual significa que no poseen trabajo útil.

Tabla 3. Flujos de exergía de las principales corrientes.

Corriente	Exergía Física (MJ/h)	Exergía Química Total (MJ/h)	Exergía Total (MJ/h)
Aceite de Ricino	0	420113,9	420113,9
Almacenaje H ₂ SO ₄	0	1688,7	1688,7
Almacenaje Etanol	0	76887,4	76887
Hidróxido de Sodio 1	0	1059,1	1059,4
Hidróxido de Sodio 2	0	108,1	108,1
Fase Glicerol Final	46,2	7769,9	7816,1
Biodiesel Final	37,8	358583,3	358621,1

En la tabla 4 se exponen los flujos de exergía debido a un trabajo eléctrico (potencia) requerido por las bombas usadas en el proceso, en la cual se puede apreciar que el flujo de exergía es igual al flujo de potencia esto es debido a que toda la energía puede ser utilizada para realizar trabajo útil.

Tabla 4. Flujos de exergía debido a corrientes de potencia.

Flujos de Potencia	Potencia(kW)	Exergía (kJ/h)
Q - B1	0.10	387,2
Q - B2	0.08	322,3
Q - B3	1.48	5341,8
Q - 2	0.09	346,8
Q - 107	0.29	1035,2

El valor de energía de los flujos de calor se presenta en la tabla 5; estos calores intervienen en equipos tales como reactores, en rehervidores y condensadores de las torres de destilación; utilizando la ecuación (6) y el valor de energía de los

calores se calculó su respectivo valor de exergía especificado también en la tabla 6.

Tabla 5. Flujos de exergía debido a corrientes de calor

Corrientes Energía	Valor (MJ/h)	Exergía (MJ/h)
Q - cond 1	19345,8	3529,1
Q - rebo 1	20642	8998,9
Q - cond 2	25538,9	3922,9
Q - rebo 2	28157,6	13124
Q - cond 3	39996,7	3868,8
Q - rebo 3	36960,8	5595
Q - cond 4	3832,6	564,9
Q - rebo 4	10851,6	5736
Q - RX1	1088	160,8
Q - RX2	90	13,2
Q - RX	3099,9	484,1

2.3 DATOS DE IRREVERSIBILIDAD Y EFICIENCIA

En la tabla 6 se muestra el cálculo de la irreversibilidad (destrucción de exergía) y la eficiencia de algunos equipos del proceso. El cálculo de la irreversibilidad se realizó tomando como volumen de control a cada equipo y continuamente aplicando la ecuación 1. Los resultados de los demás equipos se presentan en el anexo D.

Tabla 6. Eficiencias e irreversibilidades de algunos equipos

EQUIPO	IRREVERSIBILIDAD (MJ/h)	EFICIENCIA	EQUIPO	IRREVERSIBILIDAD (MJ/h)	EFICIENCIA
V - 102	114,9	99,9%	T - 100	5083,5	98,7%
VLV - 102	40,1	99,9%	MIX - 100	84,1	99,9%
E-105	1056,1	96,5%	T - 104	16569,2	94,7%
P-105	46,2	99,7%	CRV - 100	2232,1	99,7%

En el proceso de la planta se presenta un valor de irreversibilidad total igual a 77402 MJ/h. En base a la tabla 6 se realiza un análisis de porcentajes de irreversibilidades presentes en cada grupo de equipos que intervienen en el proceso con el fin de caracterizarlos, estos porcentajes se presentan en la figura 3.

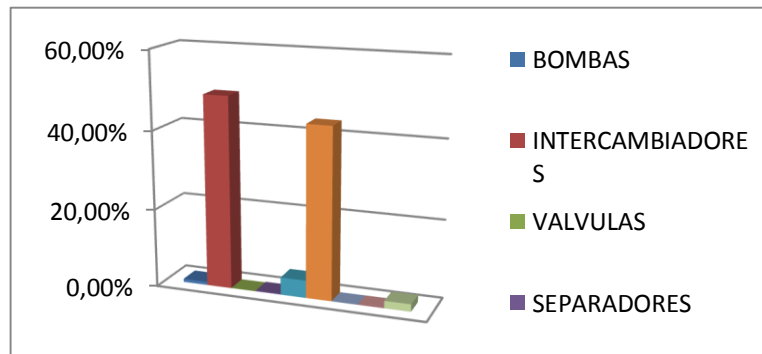


Figura 3. Fracción de exergía destruida de todos los equipos

En la figura 3 logra apreciar que los mayores porcentajes de irreversibilidades se encuentran en los siguientes equipos: torres de destilación y en los intercambiadores de calor con un valor de 43,5% y 48,9% respectivamente; esto se debe a la transferencia de calor que hay en los intercambiadores, y en los condensadores y rehervidores presentes en la torre de destilación.

Exceptuando a los intercambiadores de calor y a las torres de destilación, en la figura 4 se logra apreciar mucho mejor la fracción de exergía destruida por los demás equipos que intervienen en el proceso tales como bombas, válvulas, separadores, reactores, divisores, destiladores flash y mezcladores.

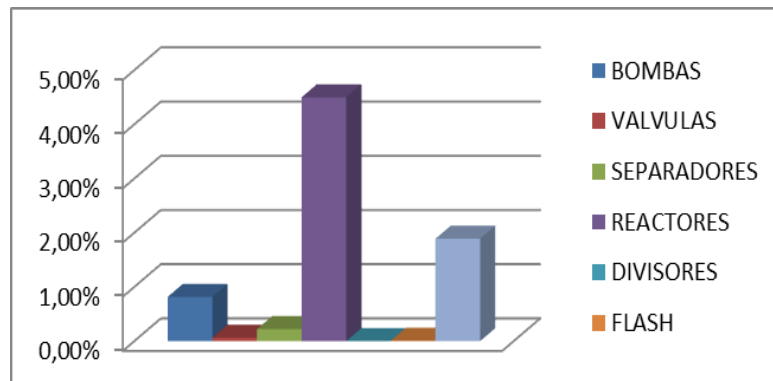


Figura 4. Fracción de exergía destruida de algunos equipos

Los reactores y los mezcladores presentan fracciones de 4,50% y 1,89% respectivamente; con respecto a los valores más representativos estas fracciones se considerarían pequeñas pero significativas debido a que se generan nuevos productos y nuevas mezclas, esto debido a la generación de entropía por la operación de equipo lo cual se concluye en poca posibilidad de generar trabajo.

Las fracciones restantes son de los equipos bombas, válvulas, separadores, flash y divisores los cuales corresponden a 0,82%, 0,06%, 0,22%, 0,01% y 0,00% respectivamente; estas irreversibilidades se deben a la fricción y al proceso de compresión presente en las bombas, el proceso de expansión en las válvulas y a la separación dependiendo del equilibrio en los separadores y flash; el valor de 0,00% en los divisores hace referencia a que solo hay una división de corriente en el cual no se genera exergía ni se destruye.

Para realizar un análisis exergético por etapas del proceso, se definieron 5 etapas principales:

ETAPA 1: Esterificación - Transesterificación

ETAPA 2: Neutralización catalizador - Separación liquido liviano y pesado, y residuo sólido.

ETAPA 3: Separación Glicerol.

ETAPA 4: Separación Biodiesel.

ETAPA 5: Separación y Reciclo Etanol.

De acuerdo a la definición de las etapas anteriores, en la figura 5 se presentan los porcentajes de éstas.

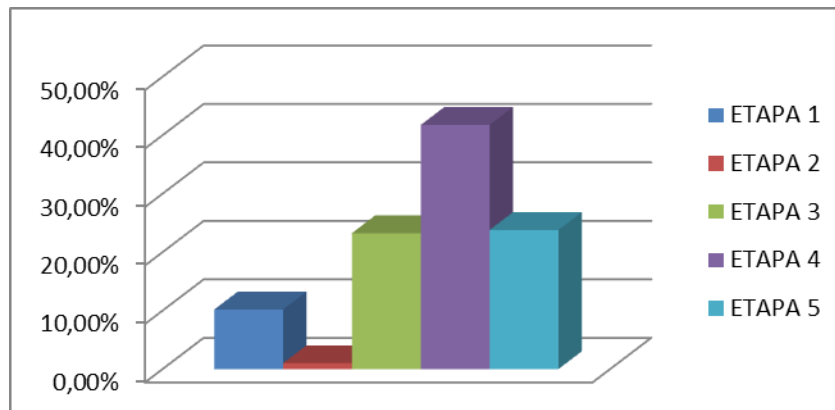


Figura 5. Fracción de irreversibilidades por etapas

De la figura anterior se aprecia que los mayores porcentajes de irreversibilidad se presentan en las etapas 3, 4 y 5; esto debido a que en estas etapas se presentan procesos de separación y purificación de productos útiles tales como el biodiesel y glicerol; y productos para su reciclo tales como el etanol; la separación de estos productos implicaba el uso de equipos en los cuales el gasto energético es muy alto, como intercambiadores de calor y torres de destilación.

En especial la etapa 4 el porcentaje de irreversibilidad es el más alto con un valor de 41,76%, esto se debe a que el biodiesel final debía cumplir ciertas condiciones de pureza para poder ser útil. En la etapa 3 el porcentaje es de 23,25% en respuesta a que se obtuvo un glicerol crudo con el fin de que fuera un subproducto al cual se le sacara utilidad. Por último en la etapa 5 el porcentaje es de 23,80% debido a que en la separación del etanol se presentaba la sustancia agua lo cual implicaba la separación de un azeótropo, el gasto energético en la separación es alto ya que ésta se tiene que realizar a presiones menores que la atmosférica. El

porcentaje de las etapas 1 y 2 en comparación a las demás etapas son porcentajes pequeños a causa que en éstas se presentan equipos tales como reactores y bombas, en los cuales la destrucción de exergía es mínima.

La forma como se distribuyen los flujos de exergía a la entrada se muestra en la figuras 6.

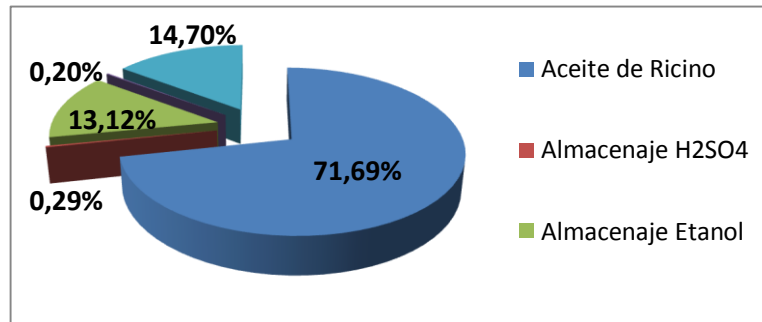


Figura 6. Fracción de exergía a la entrada del proceso

De 586.026 MJ/h de exergía que entra al sistema de la planta, la mayor contribución de exergía al proceso está dada por el aceite de ricino el cual es un porcentaje del 71,69%, seguida por la participación del etanol (13,12%) la cual se considera alta porque el flujo másico utilizado en el proceso de éste es alto; la exergía aportada por los servicios industriales hace referencia a servicios de calentamiento, enfriamiento, potencia para bombas y serpentines de calentamiento. Los flujos de exergía de ácido sulfúrico e hidróxido de sodio con respecto a los de más flujos son insignificantes ya que el flujo másico y exergía química de éstos utilizados en el proceso es pequeño en comparación con las demás corrientes involucradas.

Las fracciones de los flujos de exergías que salen del sistema de la planta son presentadas en la figura 7.

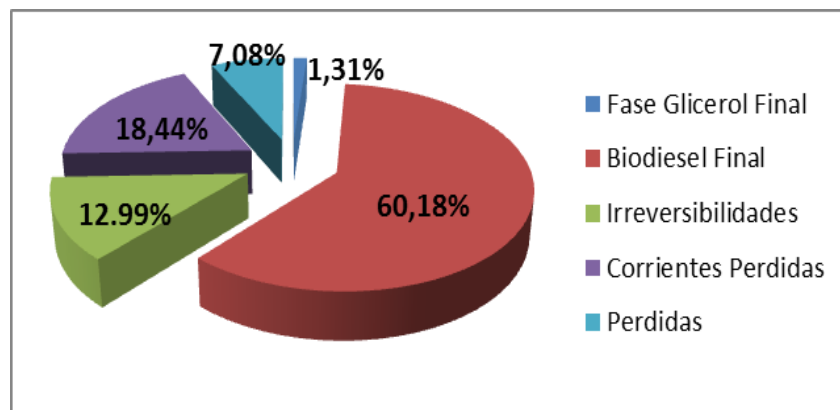


Figura 7. Fracción de exergía a la salida del proceso

La exergía total destruida en el proceso compete el 12,99% esto se debe a las irreversibilidades de los equipos en el proceso; la fracción de exergía debido a pérdidas (7,08%) corresponde a calores perdidos en el ambiente y servicios industriales no reutilizados, y la fracción de corrientes perdidas (18,44%) hace referencia a subproductos sólidos y corrientes crudas de separación; como alternativa se podría analizar la posibilidad de reutilización de algunos calores perdidos y servicios industriales no reutilizados con el fin de aumentar la eficiencia exergética de la planta.

De los productos útiles de este proceso tenemos el biodiesel el cual compone el 60,18% la cual es una cantidad considerable, y comparándola con la cantidad de exergía aportada por el aceite ricino se podría decir que casi toda la exergía aportada por éste fue transformada y/o adquirida por el biodiesel. El glicerol tiene un porcentaje de 1,31% de exergía lo cual es una cantidad pequeña considerando que en el proceso de purificación se utiliza alrededor de 2,3 veces más la exergía final de éste, lo cual no es muy viable energéticamente.

La eficiencia exergética global del proceso se definió como el cociente del valor de exergía de los productos útiles de la planta (Biodiesel y Glicerol) y el valor de la exergía total de entrada o utilizada mencionada anteriormente; el valor de este cociente es igual a 62,5 %. Este porcentaje de eficiencia puede ser mejorado

realizando mejoras en el proceso de separación o verificar otro sistema de separación con el fin de reducir las irreversibilidades presentes en esta etapa, y minimizando la pérdida de calor al ambiente

3. CONCLUSIONES

Aplicando la metodología de análisis exergético a la planta de producción de biodiesel de higuera, se determinó que de la producción de 9314,9 kg/h de biodiesel se producen irreversibilidades con un valor total de 77402 MJ/h, la cual hace referencia a la exergía que se pierde al ambiente, éste valor compete un porcentaje del 13% del flujo total de exergía que entra al sistema de la planta.

A partir del análisis se identificó que las mayores irreversibilidades se presentan en las etapas de separación de los productos de interés (biodiesel, glicerol y etanol para reciclo) en comparación a las etapas de los sistemas de reacción de la planta; del valor total de las irreversibilidades competen el 88,8% de éste, esto se debe a que los sistemas de separación están conformados por baterías de torres de destilación, intercambiadores de calor y destiladores flash, equipos que realizan un gasto energético grande para la obtención de productos con porcentaje de pureza alto, teniendo en cuenta que algunas etapas de separación trabajan con presiones menores que la atmosférica.

La eficiencia exergética del proceso de producción de biodiesel de higuera es de 62,5%, el porcentaje restante hace referencia a corrientes de residuos de procesos y servicios industriales; de tal forma que si se le diera reutilización a algunas de estas corrientes, el porcentaje de eficiencia podría aumentar un poco.

4. RECOMENDACIONES

Realizar un estudio de aprovechamiento de residuos producidos en el proceso, y un análisis de aprovechamiento de energía de la red de intercambiadores con el fin de aumentar la eficiencia energética y exergética de la planta.

Implementar mejoras en los sistemas de separación o proponer sistemas alternos que permitan reducir el gasto energético en la obtención de los productos de interés, con el fin de disminuir irreversibilidades y pérdidas de calor al ambiente lo cual se vería reflejado en un aumento de la eficiencia exergética.

5. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- [1] MARTINEZ Diego, 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] SZARGUT, J. 2005. **Exergy method: technical and ecological applications**. WIT PRESS. Southampton, England.
- [3] GARCIA – ARANDA, C. 2003. **Análisis de exergía y desarrollo sustentable: ejercicio de evaluación para una planta de amoniaco**. Tesis de maestría. UNAM, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. Facultad de Química. México, D.F. México.
- [4] WALL, G., GONG, M. 2001. **On exergy and sustainable development – part 2: Indicators and methods**. Exergy, on international Journal. 4: 217-233
- [5] SANTOYO – HERNÁNDEZ, J. 2006. **Sustentabilidad del sector petrolero en México aplicando el método de análisis de exergía**. Tesis de maestría, UNAM, Programa de maestría y doctorado en energía. Facultad de Ingeniería. México, D.F. México.
- [6] DEBOUFRE, W.L. 1925. **Analysis of power-plant performance based on the second law thermodynamics**. Mechanical engineering. 47(5) 426-428.
- [7] JOUGET, E. 1907. The theorem of Mr. Gouy and some of its application. Rev. Mech. 2: 213-238.
- [8] DARRIEUS, G. 1930. **Définition du rendement thermodynamique des turbines à vapeur**. Rev. General de l'Electricite. 27(25): 963-968.

- [9] KEENAN, J.H. 1932, **a stream chart for second's law analysis**. Mech. Eng. ASME.54 (3):195-204.
- [10] RIVERO, R., MONTERO-ALPINEZ, G., PULIDO, R. 1990. **Terminología para la aplicación del método de exergía**. Revista de IMIQ. 17: 7-11.
- [11] KOTAS T.J., Exergy method of thermal and chemical plant analysis (review paper), En: Chem, Eng. Res. Des. Volume 64 - 1986.
- [12] LEO Teresa J. RASO Miguel A., NAVARRO Emilio, **Comparative exergy analysis of direct alcohol fuel cells using fuel mixtures**, Journal of Power Sources 2011, Vol. 196, pág. 1178 - 1183.
- [13] DINCER Ibrahim; CENGEL Yunus A., **Energy, entropy and exergy concepts and their roles in thermal engineering**, Entropy 2001, Vol. 2, pág 259.265
- [14] TALENS Laura, VILLALBA Gara, GABARRELL Xavier, **Exergy analysis applied to biodiesel production**, Resource Conservation and Recycling 2007, Vol. 51, pág 390-395
- [15] WALL G., **Exergy flows in industrial processes**, Energy 1988, Vol. 13, núm. 2, Page. 197 - 208.
- [16] PELLEGRINI LF, OLIVEIRA S., **Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification**, Energy 2007, Vol. 32, pág 314-327.
- [17] BILGEN E., TAKAHASHI H., **Exergy analysis and experimental study of heat pump systems**, International Journal of Exergy 2002, Vol. 2, pág. 259.265
- [18] PLENTZ Meneghetti, SIMONI M., et al., **Biodiesel from castor oil: comparison of ethanolysis versus methanolysis**, Energy & fuels 2006, 20, pág. 2262-2265.
- [19] FRANCA Bruno B., et. Al, **Liquid-Liquid equilibrium for castor oil biodiesel, glycerol, alcohol**, J. chem. Eng. Data. 2008.

[20] RIVERO R., GARFIAS M., **Standard chemical exergy of elements updated**, Elsevier, 2006.

[21] PELLEGRINI LF, OLIVEIRA S., **Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification**, Elsevier, 2007.

[22] OJEDA K., KAFAROV V. **Exergy analysis of enzymatic hydrolysis reactors for transformation of lignocellulosic biomass to bioethanol**. Chemical Engineering Journal. 2009. Vol. 154. Page 390-395.

[23] GOODWIN, James G. Jr., LOPEZ, Dora E., **Esterification and transesterification using modified zirconia catalyst**, Applied catalysis, 2008, pag 76-83.

AGUDELO ANDRÉS, AGUDELO JOHN, BENJUMEA PEDRO, **Diagnóstico exergético del proceso de combustión en un motor diesel**, REV. FAC. Ing. Univ. Antioquia N.º 45 PP. 41-53. Septiembre, 2008.

ARDILA JAIME Jorge Andrés, **Caracterización del biodiesel producido a partir de higuera y evaluación de las variables de proceso sobre el porcentaje de glicerina**, 2008, Trabajo de grado (Ingeniero Químico), Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería Química.

BABICL A., GARCÍA L., VEGA J., FORMÓSE A., CORES A., **análisis de la operación del horno alto mediante la exergía térmica**, CONSEJO superior de investigaciones científicas licencia creative commons 3.0 España (BY-NC), <http://revistademetalurgia.revistas.csic.es>.

BENAVIDES Alirio, BENJUMEA Pedro, PASHOVA Veselina, **El biodiesel de aceite de higuera como combustible alternativo para motores diesel**, DYNA 2007, ISSN 0012-7353.

BRICEÑO Yolanda, PRADA Azucena, **Diseño y construcción de una planta piloto para la obtención de aceite de higuera**, Bucaramanga, 1980, 140 p. Trabajo de grado (Ingeniero Químico), Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería Química.

CARRARETTO C., MACOR A., MIRANDOLA A., STOPPATO A., **Biodiesel as alternative fuel: Experimental analysis and energetic evaluations**, Energy, 2004.

FANGRUI & HANNA, MILFORD A., **Biodiesel production: a review**, Bioresource Technology, 1999.

FUKUDA Hideki, KONDO Akihiko, **Biodiesel fuel production by transesterification of oils**, Journal of bioscience and bioengineering, 2001.

GARCIA Carlos Mario, **Simulación de una planta de producción y purificación de biodiesel a partir de aceite de palma y etanol usando el simulador comercial HYSYS PLANT 3.2**, Bucaramanga, 2007, Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería Química.

GONZALES Julián, MORENO Leonel, **Producción y purificación de biodiesel y glicerina, a partir de aceites vegetales y cinética de la reacción de transesterificación**, Trabajo de Grado (Ingeniero Químico), Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería Química.

HSUAN Chang, **Exergy analysis and exergoeconomic analysis of an ethylene process**, Department of c, r.o.c chemical engineering, Tamkang University Tamsui, Taipei, Taiwan, 251.

KUMAR Avinash Agarwal, **Biofuels (alcohols and biodiesel) applications as fuels for internal combustions engines**, Progress in energy and combustion science, 2007.

PLENTZ Meneghetti, SIMONI M., et al., **Biodiesel from castor oil: comparison of ethanolysis versus methanolysis**, Energy & fuels 2006.

SALAZAR Federico G., **Exergía en procesos homeostáticos**, Facultad De Ingeniería - Universidad Rafael Landívar ISSN: 2076-3166 Revista Electrónica No. 14.

ANEXOS

ANEXO A: TRANSESTERIFICACION POR CATALISIS HOMOGENEA Y ETANOL

La reacción de transesterificación con alcoholes ligeros de aceites vegetales tiene que realizarse en presencia de un catalizador que puede ser homogéneo (ácido o básico) o heterogéneo. Los catalizadores ácidos homogéneos tienen un rendimiento alto, con una desventaja la cual es que la reacción es muy lenta, y requiere condiciones de operación (Temperatura y Presión) muy altas.

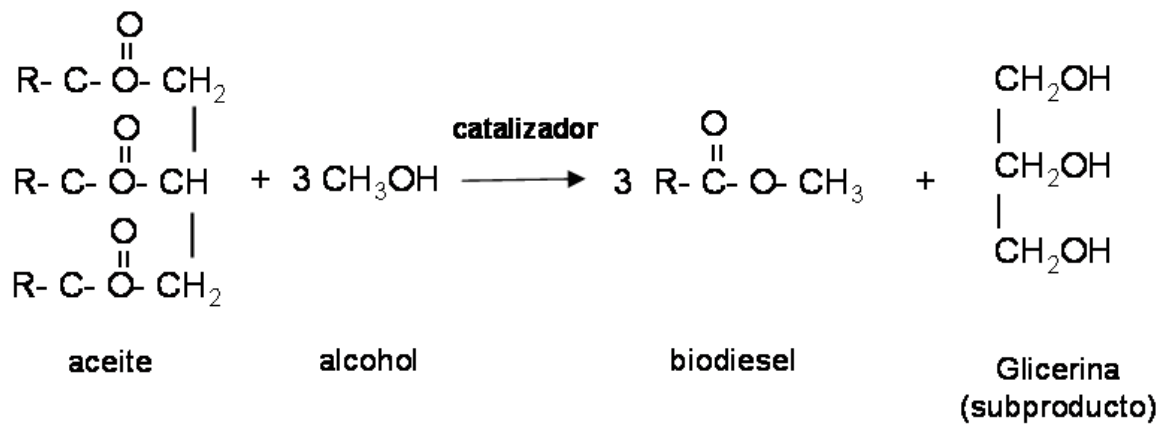


Figura 8. Reacción de transesterificación.

Los catalizadores ácidos pueden llevar a cabo reacciones de esterificación y transesterificación. Los tiempos de reacción son lentos en comparación con la catálisis alcalina, lo cual constituye en una limitante importante. Algunos catalizadores en fase homogénea más conocidos son el ácido sulfúrico, el HCL, BF_3 y H_3PO_4 , éstos conllevan problemas por los aspectos de corrosión y las dificultades relacionadas con la separación y purificación de los productos.

ETANOL: VENTAJAS Y DESVENTAJAS

Para el alcohol escogido para la transesterificación, etanol, se presentan algunas ventajas frente al uso del metanol como lo son:

- Produce biodiesel con mayor índice de cetano y mayor lubricidad comparado con el biodiesel metílico.
- Se produce a partir de biomasa, por lo tanto produce un combustible 100% renovable.
- No es tan tóxico como el metanol.
- Menor riesgo de incendios.

Pero también presenta unas desventajas:

- Los ésteres etílicos poseen mayor afinidad a la glicerina dificultando las etapas de separación.
- Posee azeotropía, cuando se mezcla con agua, con esto su deshidratación requiere mayores gastos energéticos y más equipos.
- Los equipos del proceso de la planta con ruta metílica son cerca de un cuarto de volumen de los equipos para ruta etílica, para una misma producción y una cantidad.

Una de las variables que afecta el rendimiento del proceso es la relación molar del alcohol y los triglicéridos. La transesterificación es una reacción de equilibrio que necesita un exceso de alcohol para conducir el equilibrio al lado derecho (producción de ésteres).

ANEXO B: EXERGIA QUIMICA

En la tabla 7, se presentan los valores de las exergías químicas de algunas sustancias puras comunes [20, 21].

Tabla 7. Exergía química de sustancias puras

Compuesto	kJ/kg
Na ₂ SO ₄	150,7
NaOH	1935,7
H ₂ SO ₄	1424,8
Agua	173,1
Vapor de Agua	518,3
Nitrógeno	25,7
Metano	52,1
CO ₂	457,6
CO	709,3

En la tabla 8, se presentan los valores de las exergías químicas de los compuestos más complejos presentes en el proceso. Este valor fue hallado según la ecuación 4.

Tabla 8. Exergía química de sustancias complejas

Compuesto	MJ/kmol
E-ricinoleato	12623
Etanol	1423,4
Glicerol	1797,3
Ácido Linoleico	11424,
Ácido Esteárico	11566,1
Ácido Oleico	11484,6
Ácido 1C16 Oic	10331,2
Triricinoleina	35503,5
Diglicerido	24271,9
Monoglicerido	13040,2
Ester Linoleico	12698,4
Ester Esteárico	12942,1
Ester Oleico	12820,2
Ester 1C16	11612,3

Estos valores de las tablas anteriores se usan en la ecuación 5, con el fin de hallar valor del flujo de exergía química presente en cada corriente del proceso.

ANEXO C: SIMULACION DEL PROCESO

Para la producción de biodiesel se tomó como materia prima el aceite de higuera que fue refinado en un proceso anterior. Se inicia el proceso de obtención del biodiesel con el almacenamiento del aceite de higuera refinado para luego hacerlo reaccionar con el etanol en presencia de un catalizador ácido homogéneo como es el ácido sulfúrico. Este proceso fue simulado con el software de procesos HYSYS v7.1, usando el modelo termodinámico UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) y el modelo NRTL (Non Random Two Liquids) [19].

SISTEMA DE REACCION

Para la reacción se tomó como referencia las relaciones reportadas por Plentz Meneguetti, Simoni M. [18]. La relación molar entre el aceite de ricino y el catalizador es de 10:2 respectivamente, la temperatura y presión de reacción es de 80 °C y 1 atm. Para lograr esto se hace un calentamiento del aceite en un intercambiador de tubo y carcasa, también se debe mezclar el ácido sulfúrico con el etanol previamente para que entren como una sola corriente al reactor de transesterificación. Este reactor utiliza un serpentín de calentamiento que asegura que en el reactor se maneje siempre una temperatura de 80 °C para lograr conversiones altas. Para asegurar altas conversiones y desplazar el equilibrio de la reacción hacia el lado derecho (productos) se toma una relación molar entre el etanol y el aceite de ricino de 30:1 respectivamente, obteniendo una conversión de reacción de 75% [23], seguidamente la corriente de productos del reactor de transesterificación es llevada a un reactor en donde el ácido sulfúrico reacciona con una base fuerte (NaOH) con el fin de neutralizar este ácido para así evitar problemas de corrosión en equipos posteriores.

SISTEMA DE SEPARACION DE FASES

Mediante un decantador se logra separar las 3 fases que se obtienen en el después del sistema de reacción las cuales son una fase de líquido rica en

glicerol, una segunda fase líquida rica en biodiesel y una fase sólida disuelta (sal) producida por la neutralización del ácido sulfúrico. Esta separación se logra gracias al uso de los coeficientes binarios de interacción calculado mediante el modelo UNIQUAC, para el biodiesel y el etanol, y la fase de glicerol [19].

PURIFICACION DE LA FASE RICA EN BIODIESEL

La fase rica en biodiesel es enviada a una columna de destilación en donde se recupera la mayor cantidad de agua y etanol que se presenta en esta fase, mediante un sistema de evaporadores se logra separar el biodiesel obtenido de las trazas de glicerol aún existentes en esta fase gracias a un sistema de decantadores que precede este proceso de evaporación, obteniendo un biodiesel de composición presentada en la tabla 9 y que cumple con la normas internacionales presentadas en la tabla 3.

Tabla 9. Composición en Masa de biodiesel.

Compuesto	% en Masa
E-ricinoleato	98.38
Glicerina	0.003
Agua	0.05
Esteres	0.422
NaOH	0.34
Ácidos Grasos	0.204
Monoglicéridos	0.55
Diglicéridos	0.026
Triglicéridos	0.005

PURIFICACION DE LA FASE RICA EN GLICEROL

La fase rica en glicerol es enviada a un sistema de destilación el cual se encargan de recuperar la mayoría de porcentaje de agua y etanol presente en esta fase, mediante un sistema de evaporadores se retira las trazas de otros componentes presentes en esta fase con el fin de obtener un glicerol crudo con un porcentaje en masa de 90%.

RECUPERACION DE ETANOL

Debido a la relación de alcohol y aceite que se utilizó, se maneja un exceso bastante considerable de alcohol lo cual se hace necesario para el beneficio de todo el proceso recuperar ese alcohol y reciclarlo para así mantener siempre la misma relación y sacarle provecho al flujo de éste; se mezclan todas las corrientes de alcohol y agua provenientes de procesos anteriores y son llevadas a una válvula y posteriormente a una torre de destilación la cual me separa el alcohol del agua. Posteriormente se recicla la corriente de alcohol obtenida en la torre para ser mezclado con la corriente de etanol fresco.

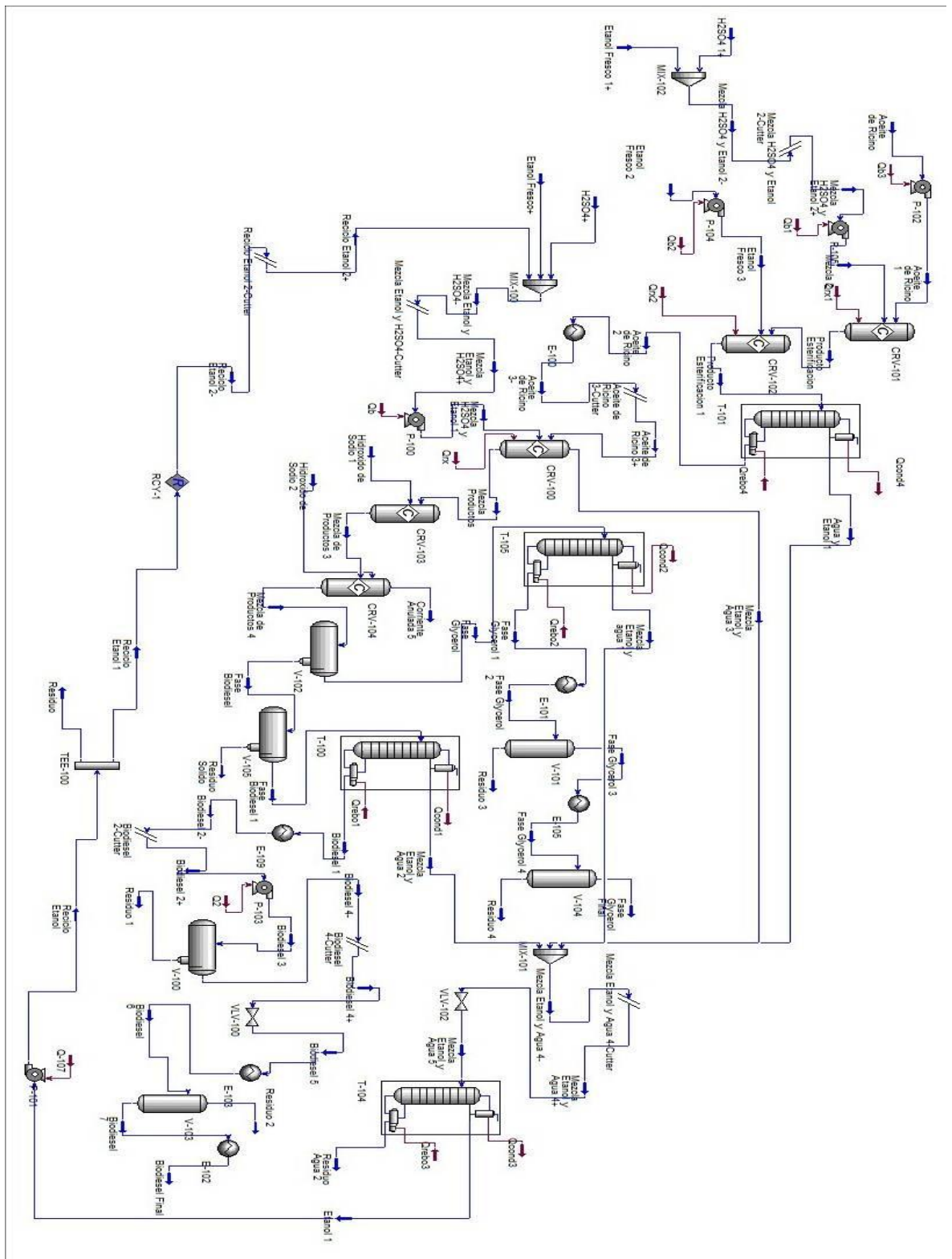


Figura 9. Simulación del Proceso en Hysys

ANEXO D. TABLAS DEL PROCESO

Tabla 10. Flujo de exergía de las corrientes del proceso

Corriente	Flujo de Exergía (MJ/h)	Corriente	Flujo de Exergía (MJ/h)
Aceite de Ricino 1	420.065,8	Residuo Solido	416,7
H2SO4 1	138,3	Mezcla Etanol y H2O 2	36.150,40
Mezcla H2SO4 Y Etanol 2	17.184,2	Mezcla Etanol y H2O 4	310.928
Mezcla 2	17.138,3	Mezcla Etanol y H2O 5	310.887,80
Etanol Fresco 1	17.081,4	Residuo H2O 2	21.371,30
Producto Esterificación	436.856,4	Etanol 1	291.542
Etanol Fresco 2	17.081,4	Reciclo Etanol	291.075,9
Etanol Fresco 3	17.037	Residuo	14.553,7
Producto Esterificación 1	453.778,1	Reciclo Etanol 1	276.522,1
Agua y Etanol 1	32.562,8	Biodiesel 1	363.673,4
Etanol Fresco	42.724,6	Biodiesel 2	363.535,4
H2SO4	1.550,4	Biodiesel 3	363.514,1
Reciclo Etanol 2	276.410,5	Residuo 1	398,8
Mezcla Etanol y H2SO4	320.601,3	Biodiesel 4	363.117,6
Mezcla H2SO4 Y Etanol 1	320.601,3	Biodiesel 5	363.108,5
Aceite de Ricino 2	423.650,4	Biodiesel 6	364.382,8
Aceite de Ricino 3	421.413,8	Residuo 2	4.502,7
Mezcla Etanol y H2O 3	66.568,1	Biodiesel 7	359.877,1
Mezcla Productos	673.699	Agua	1.257,4
Mezcla de Productos 3	674.179,8	Vapor de Agua	1.477,4
Mezcla de Productos 4	674.252,7	Agua 1	12.883,3
Fase Glicerol	274.567,4	Agua 2	1.680,2
Mezcla Etanol y H2O 1	176.989,4	Agua 3	9.744,2
Fase Glicerol 1	97.446,1	Agua 4	1.710,3
Fase Glicerol 2	98.098,6	Agua 5	971,7
Residuo 3	67.429,1	Agua 6	172,6
Fase Glicerol 3	30.668	Gas 1	11.066,5
Fase Glicerol 4	30.410,9	Gas 2	7.729,1
Residuo 4	22.596	Gas 3	16.125,5
Fase Biodiesel	399.800,2	Gas 4	15.118,6
Fase Biodiesel 1	399,437,5		

Tabla 1. Eficiencias e irreversibilidades de los equipos

EQUIPO	IRREVERSIBILIDAD (MJ/h)	EFICIENCIA	EQUIPO	IRREVERSIBILIDAD (MJ/h)	EFICIENCIA
E-109	8.171,8	97,7%	CRV - 101	508,5	99,8%
P-104	44,6	99,7%	CRV - 102	128,5	99,9%
P-102	53,4	99,9%	CRV - 103	578,2	99,9%
P-103	21,6	99,9%	CRV - 104	35,2	99,9%
P-101	467,2	99,8%	TEE - 100	0	100%
E-100	2.016,6	99,5%	TEE - 101	0	100%
E-103	6.568,8	98,2%	TEE - 102	0	100%
VLV - 100	9,1	100%	V - 101	1,4	100%
T - 101	2.735,9	99,4%	V - 103	3	100%
V - 100	2,3	100%	V - 104	1,4	100%
E-101	7.602,1	93,3%	E-102	12.459	96,5%
V - 105	54,1	100%	MIX - 101	1,3	99,5%
T - 105	9.332,9	96,7%	MIX - 102	35,5	99,7%
V - 102	114,9	99,9%	T - 100	5.083,5	98,7%
VLV - 102	40,1	99,9%	MIX - 100	84,1	99,9%
E-105	1.056,1	96,5%	T - 104	16.569,2	94,7%
P-105	46,2	99,7%	CRV - 100	2.232,1	99,7%