

# BIODIESEL A PARTIR DE BIOETANOL Y ACEITE DE PALMA. ESTUDIO TECNOECONÓMICO

## BIODIESEL FROM BIOETHANOL AND PALM OIL. TECHNO- ECONOMIC STUDY

JENNYFER RAMOS-ABRIL

*Ingeniera Química, Universidad del Valle, Colombia, jennyferiquinivalle@yahoo.es*

JUAN CORTÉS-GÓMEZ

*Ingeniero Químico, Universidad del Valle, Colombia, juancortes@ymail.com*

NILSON MARRIAGA-CABRALES

*Ingeniero Químico, M. Sc. Profesor asociado. Universidad del Valle, Colombia, nilson.marriaga@univalle.edu.co*

Recibido para revisar Abril 3 de 2009, aceptado Septiembre 8 de 2009, versión final Septiembre 21 de 2009

**RESUMEN:** El biodiesel representa una alternativa tecnológica para disminuir el consumo de combustibles fósiles. La transesterificación de aceites vegetales con metanol es la ruta más utilizada industrialmente por presentar alta conversión de triglicéridos y por la disponibilidad y precio de este alcohol. El metanol proviene fundamentalmente de metano, un insumo fósil; mientras que el bioetanol es renovable por lo que su uso representaría una mejor opción ambiental. Se analizó la prefactibilidad técnico-económica de la producción de biodiesel utilizando bioetanol y aceite de palma como materias primas. Se analizaron dos procesos (catálisis básica y ácida) con ayuda del simulador *Aspen Plus*<sup>TM</sup>. Se simuló el biodiesel tomando como molécula representativa el oleato de etilo y se establecieron las propiedades de la mezcla ajustando el modelo NRTL a partir de datos experimentales del equilibrio líquido-líquido. El proceso resultaría rentable implementando la ruta catalítica ácida homogénea ( $H_2SO_4$ ) siempre que la conversión sea superior a 95%.

**PALABRAS CLAVE:** Biodiesel, bioetanol, oleato de etilo, transesterificación, prefactibilidad.

**ABSTRACT:** Biodiesel has become a technologic choice to decrease the fossil fuel consumption. Vegetal oils transesterification with methanol is the more used pathway, from the commercial viewpoint, due to the high conversion of triglycerides and the availability and price of alcohol. Methanol is generated essentially from a fossil fuel like methane; whereas bioethanol is renewable and because of this, its use would represent a better environmental option. The techno-economic prefeasibility of the biodiesel production, by using bioethanol and palm oil like raw materials, was analyzed. Two processes (acid and alkaline catalysis) were studied by using the *Aspen Plus* simulator software. The biodiesel was simulated by taking the ethyl oleate as the representative molecule, and the properties of the mixture were established by fitting the NRTL model from the experimental data of the liquid-liquid equilibrium. The process would become profitable by implementing the homogenous acid catalytic pathway ( $H_2SO_4$ ) whenever the conversion is higher than 95%.

**KEYWORDS:** Biodiesel, bioethanol, ethyl oleate, transesterification, prefeasibility.

### 1. INTRODUCCIÓN

El interés actual por disminuir el consumo de combustibles fósiles convierte al biodiesel en una alternativa sumamente atractiva. El uso de mezclas con biodiesel en un motor diesel convencional reduce en una proporción sustancial los hidrocarburos no quemados,

reduce las emisiones de CO y de material particulado [1].

El biodiesel está definido como alquil-ésteres de ácidos grasos derivados de aceites vegetales como el aceite de palma, aceite de soya o aceite de ricino que reaccionan con un alcohol (metanol

o etanol). El aceite de palma podría ser la materia prima adecuada comparada con otros aceites vegetales aunque actualmente exista alguna percepción negativa [2].

Usando metanol se han desarrollado varias rutas para la producción de biodiesel. Entre éstas, la transesterificación con alcali es la más utilizada por presentar alta conversión de triglicéridos a su correspondiente metil-éster en tiempos de reacción cortos [3-6].

El metanol proviene fundamentalmente de metano, un insumo fósil; mientras que el etanol se obtiene de productos agrícolas y es renovable. Esto convierte al metil-éster en un biocombustible parcialmente sostenible mientras que el etil-éster representaría un biocombustible verdaderamente renovable.

Para la obtención de metil-ésteres se ha reportado suficiente información [7-12] en comparación con los escasos reportes existentes para la producción de etil-ésteres. No obstante, se ha logrado la síntesis de bioetanol y *Brassica Carinata* como aceite vegetal alternativo, alcanzando rendimientos cercanos al 98 % [13].

Marchetti et al [14,15] estudiaron la cinética catalítica ácida para la obtención de etil-ésteres (oleato de etilo) a partir de aceite de palma, alcanzando conversiones superiores al 95%. Asimismo, se ha estudiado la cinética de la transesterificación de aceite de palma con etanol catalizada con lipasa inmovilizada presentando algunos desafíos aun por resolver [16].

Incluso se han explorado rutas no catalíticas usando etanol supercrítico logrando rendimientos cercanos al 79 %; sin embargo, la temperatura de reacción debería incrementarse hasta 349 °C [17].

Hasta ahora, no se han reportado estudios en los que se investigue la prefactibilidad técnico-económica del proceso de producción de etil-ésteres (biodiesel). Entendiendo por prefactibilidad la síntesis y diseño conceptual del proceso unido al análisis económico correspondiente.

El propósito de este estudio fue establecer un esquema de procesamiento, las condiciones de operación y los indicadores económicos asociados al proceso de producción de biodiesel

utilizando como materias primas bioetanol y aceite de palma.

Se encontró que a través de la ruta ácida ( $H_2SO_4$ ) y operando a: presión atmosférica, 45°C y relación másica de 5.14% (catalizador/ ácidos grasos) se alcanza la máxima rentabilidad (TIR = 42%).

## 2. METODOLOGÍA

Se examinaron dos rutas químicas para la obtención de biodiesel (catálisis ácida y catálisis básica homogéneas) utilizando el simulador de procesos *Aspen Plus*. Las condiciones de reacción: presión, relación másica catalizador/aceite y relación molar etanol/aceite se tomaron de la literatura [14]. La temperatura de reacción se fijó por medio de un análisis de sensibilidad en el que se evaluaron los costos asociados a la purificación del biodiesel en función de la conversión alcanzada en la transesterificación.

Para la purificación del producto se simularon distintos esquemas de destilación garantizando un recobro de 99 % y una pureza de 99.5 % p/p para el biodiesel. La base de diseño se fijó en 685,000 litros/día de biodiesel (200,000 toneladas/año) con base en la demanda del biocombustible para Bogotá, estimada en 160,000 toneladas/año. [10]

**Ajuste de parámetros.** Se consideró al ácido oléico como ácido graso representativo de los triglicéridos del aceite de palma. Se predijeron los parámetros físicos y químicos de la molécula de oleato de etilo (etil-éster) por contribución de grupos con ayuda de la herramienta *property estimation* de *Aspen Plus*, aportando también las constantes de Antoine para el oleato [18]. Se ajustaron los parámetros de interacción binaria de los modelos termodinámicos NRTL y UNIQUAC y se evaluó el desempeño de cada uno con base en las composiciones en el equilibrio líquido-líquido del sistema: etanol-agua-triglicéridos-ácidos grasos de aceite de palma [19].

**Síntesis de procesos.** A partir de los diagramas de flujo para cada ruta, obtenidos a través de meticulosas simulaciones, se realizó un análisis económico preliminar considerando los costos de

capital, servicios industriales, materias primas, productos y subproductos. Así que se seleccionó la ruta ácida homogénea debido a que presentó una tasa interna de retorno más favorable comparada con la ruta básica. Para esta ruta se evaluó la conveniencia de deshidratar el etanol que no reaccionó para recircularlo al proceso (caso base) frente a la posibilidad de venderlo como etanol diluido.

**Costos de equipos.** Se estimaron las dimensiones de los principales equipos de proceso apoyados en reglas heurísticas y se utilizó la herramienta *CapCost* [20] para establecer los costos preliminares de compra e instalación. Para esto se fijó el valor del indicador de costos (*Cepci Index*) en 499.6 para el 2008. Finalmente se realizó un análisis económico teniendo en cuenta los costos del terreno, planta física, capital de trabajo, nómina estimada, depreciación, impuestos establecidos para Colombia (tabla 1), costos de materias primas y productos (tabla 2) y el costo estimado de los servicios industriales: vapor, electricidad, gas natural y agua de enfriamiento [21].

**Tabla 1.** Indicadores económicos

Table 1. Economical index	
Indicador	%
Tasa de interés	29.75
Tasa de inflación	6
Impuesto de renta	35
Parafiscales	9

**Tabla 2.** Costos materia prima y productos

**Table 2.** Raw material and products costs

MATERIA PRIMA / PRODUCTO	VALOR
Aceite de palma	\$/ Mton 3708654
Acido oleico	\$/ Mton 3957693
Etanol anhidro	\$/ gln 7179
Glicerina	\$/ Mton 3957693
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	\$/ Kg 2872
NaOH	\$/ Lb 942
CaO	\$/ Kg 1000
CaSO <sub>4</sub>	\$/ Kg 2000
NaSO <sub>4</sub>	\$/ Kg 1600
BIODIESEL	\$/ gln 6910

Fuente: [www.icispricing.com](http://www.icispricing.com) [22]

**Ruta básica.** Se diseñó un proceso continuo catalizado con NaOH. Debido a la alta acidez del aceite [23] se incluyó una etapa de

pretratamiento para evitar la saponificación. La reacción de esterificación se estudió conforme los parámetros cinéticos establecidos por Marchetti [24]. En las simulaciones se alimentó el reactor con aceite crudo de palma, etanol anhidro y ácido sulfúrico (R-101 en la figura 1). En el reactor los ácidos grasos alcanzaron una conversión del 98% p/p convirtiéndose en etil-ésteres.

El producto de R-201 se alimentó a la torre de separación etanol-aceite (T-101) donde se separó el etanol del biodiesel y demás residuos (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y aceite). A la torre de separación de biodiesel-aceite (T-102) se alimentó la corriente de fondo de T-101. En ésta se separó el biodiesel del aceite para enviarse posteriormente a transesterificación. La razón molar de destilado al alimento se varió hasta que el recobro de biodiesel alcanzó 99.9 % y se varió la relación de reflujo hasta que el contenido de aceite en la corriente de cima no superó 0.01 %.

El aceite de palma, libre de ácidos grasos, se cargó con etanol anhidro y NaOH al reactor R-101 donde ocurrió la transesterificación (conversión de 98% de aceite en biodiesel). La cinética de reacción se analizó conforme los parámetros establecidos por Leevijit [25] y Marchetti [14].

El producto de la reacción se envió al separador S-201. El producto de cima se envió a la torre T-201 donde se recuperó completamente el etanol; se varió la relación de reflujo hasta que el contenido de biodiesel en la corriente de cima no superó el 0.01 %.

En el reactor R-301 se neutralizó el NaOH; La corriente libre de Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> se envió a la torre T-301 donde se separó la glicerina formada en R-201. La relación molar destilado a alimento se varió hasta que el recobro de glicerina alcanzó 99.9 % al igual que el de biodiesel y se varió la relación de reflujo hasta que el contenido de glicerol en la corriente de cima no superó el 0.01 %.

La corriente de fondo de la torre T-301 se envió a la torre T-302 donde se separó el biodiesel, con una pureza del 99.8%, del aceite que no reaccionó; la carga térmica del rehervidor y la relación de reflujo se varió hasta que el recobro de biodiesel alcanzó 99.9 % con una pureza

superior al 99.5%, tal como lo exige la norma ASTM D-6751.

Se simuló la deshidratación del etanol por medio de destilación extractiva con la glicerina recuperada en el proceso. En T-304 se alcanzó una concentración de etanol de 99.9% con relación másica 2:1 de glicerol. La temperatura del glicerol se fijó manteniendo una diferencia de 35°C con la corriente de etanol que se alimentó.

Ya que el mercado actual de glicerina se encuentra saturado, no se consideró la venta de la glicerina obtenida como subproducto; sin embargo estudios ya han demostrado que ésta puede ser usada como combustible aportando 16 MJ/kg [26]. Dado que se recuperan 2,300 kg/h de glicerina, se estableció su uso como biocombustible en el proceso para disminuir el consumo de combustible fósil en los quemadores de los hornos.

**Ruta ácida.** En el caso base se consideró  $H_2SO_4$  como catalizador y se recurrió a los parámetros cinéticos suministrados por Marchetti [24]. Se simuló un reactor estequiométrico dependiente de la conversión del ácido oleico, considerando una conversión total de los triglicérido a ácidos grasos libres.

El mejor esquema de separación obtenido consta de tres torres de destilación y una de destilación extractiva con glicerina (figura 2).

El producto del reactor de transesterificación R-101 se alimentó a la torre de despojamiento T-101 donde se separó el etanol diluido del biodiesel y  $H_2SO_4$ . La carga térmica del rehervidor se varió hasta que el recobro de etanol alcanzó 99.9 % y se varió la relación de reflujo hasta que el contenido de biodiesel en la corriente de cima no superó el 0.01 %.

La cima de T-101 se alimentó a la torre de extracción T-201 donde se alimentó también glicerol en una relación másica 2:1. La temperatura del glicerol se fijó manteniendo una diferencia de 35°C con la corriente de etanol alimentada.

El fondo de T-201 se llevó a la torre de regeneración de glicerol (T-202) el fondo (glicerina al 96%) se recirculó al proceso. La carga térmica del rehervidor se varió hasta que el

recobro de etanol alcanzó 99.9 % al igual que el de glicerina y se varió la relación de reflujo hasta que el contenido de glicerol en la corriente de cima no superó el 0.01 %.

Por otro lado la corriente de biodiesel que sale por el fondo de T-101 pasa por un reactor de neutralización R-102. La corriente libre de catalizador se alimenta a la torre de purificación (T-102) donde la carga térmica del rehervidor y la relación de reflujo se varió hasta que el recobro de biodiesel alcanzó 99.9 % con una pureza superior al 99.5%.

**Análisis económico.** Se determinó el flujo de caja y la tasa interna de retorno para varios escenarios variando la tasa de inflación anual: 6%, 10%, 14% y 20%; además se variaron los costos de capital aumentando y disminuyendo hasta un 20%.

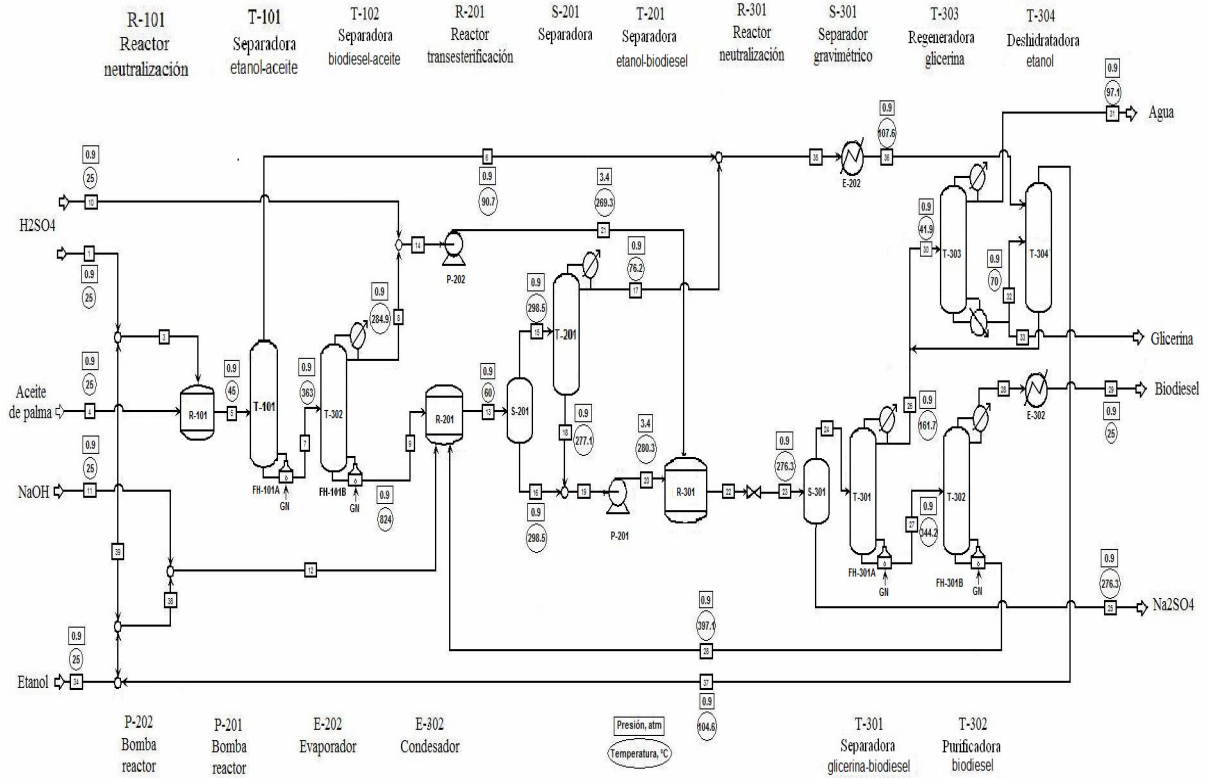
### 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

Si bien la composición del aceite de palma incluye varios ácidos (tabla 3) un estudio realizado para clarificar el mecanismo de la transesterificación de varios aceites, utilizando química cuántica computacional, reveló que la energía de activación de la reacción no depende significativamente de la longitud de la cadena del triglicérido ni del número de enlaces dobles [27]. Según esto y tomando en cuenta el alcance del presente estudio, se consideró válido el uso de la molécula de ácido oleico y la molécula de oleato de etilo para representar el curso de la reacción.

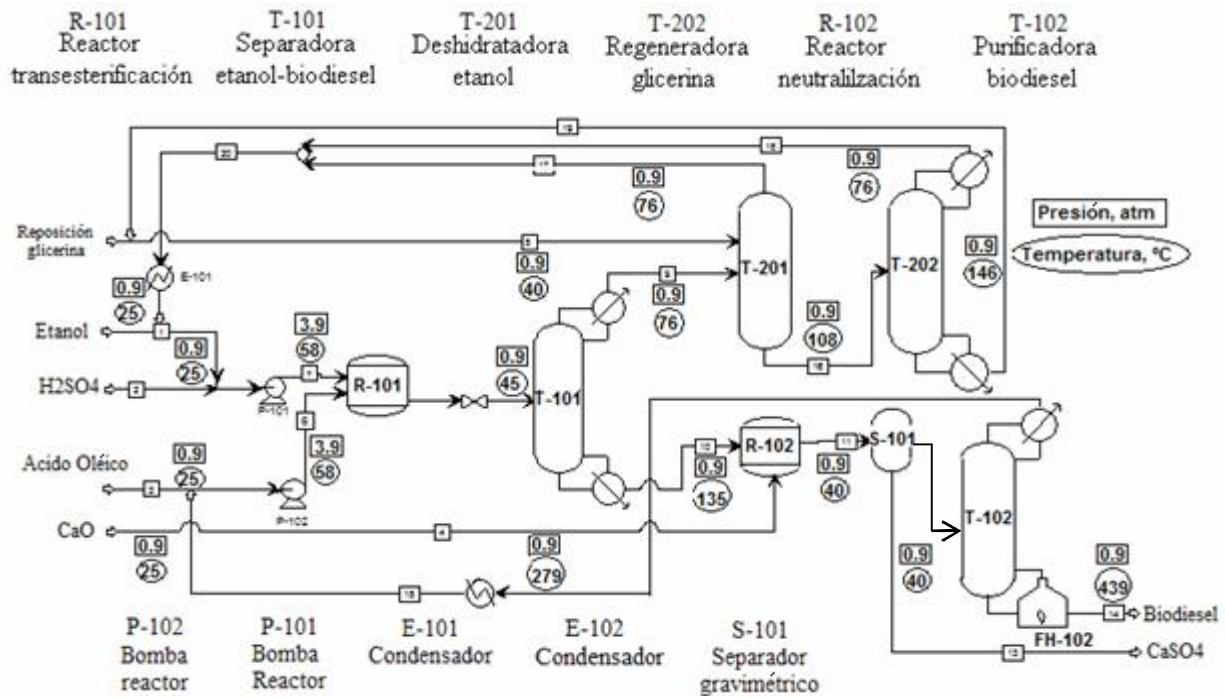
**Tabla 3.** Composición de ácidos grasos del aceite de palma [9]

**Table 3.** Fatty acid composition of palm oil

NOMBRE	% MASICO
Ácido láurico	< 0.5
Ácido Mirístico	0.5 - 2.0
ÁcidoPalmitico	39.3 - 47.5
Ácido Palmitoléico	< 0.6
Ácido Estéarico	3.5 - 6.0
Ácido Oléico	36.0 - 44.0
Ácido Linoléico	9.0 - 12.0
Ácido linolénico	< 0.5
Ácido Araquídico	< 0.1



**Figura 1. Catálisis Básica**  
**Figure 1. Basic catalyst**



**Figura 2. Catálisis ácida**  
**Figure 2. Acid catalyst**

**Ajuste de parámetros.** Se evidenció que el modelo NRTL, ajustado con las composiciones del ácido oléico en el equilibrio, presenta mayor exactitud (figura 3) comparado con el modelo UNIQUAC. Si bien los dos modelos tienden a subestimar los valores calculados, se comprobó que el modelo NRTL ajustado alcanza una desviación estándar de 1.3 en la composición; mientras que el UNIQUAC ajustado alcanzó una desviación superior a 31. La desviación estándar fue calculada como:

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n}} \quad (1)$$

Donde  $S$  es la desviación estándar,  $x_i$  es la composición calculada con el modelo,  $\bar{x}$  es la composición experimental y  $n$  es el número total de datos.

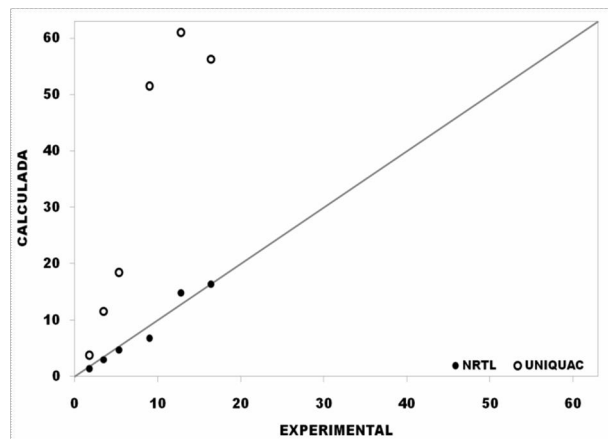


Figura 3. Composición de ácido oléico  
Figure 3. Oleic acid composition

Esto coincide con lo reportado por Gonçalves y Meirelles [19] quienes encontraron que, a valores elevados de acidez en el aceite, las desviaciones son menores con el modelo NRTL. También revelaron que, cuando los niveles de acidez son bajos, el modelo UNIQUAC subestima los coeficientes de distribución para el ácido oleico y los sobrestima para el ácido palmítico.

**Análisis de rutas químicas.** La ruta básica necesitaría de dos reactores con tiempos de reacción de 3h y 2h respectivamente para alcanzar 98% de conversión; mientras que con catálisis ácida solo necesitaría de un reactor con un tiempo de residencia de 3h. La ruta ácida

consumiría 200 kg/h adicionales de etanol en comparación con los reactores del proceso básico. Por otro lado, el rendimiento de biodiesel fue similar para ambas rutas: 1.03 toneladas biodiesel/tonelada aceite (ruta básica) y 1.07 toneladas biodiesel/tonelada aceite (ruta ácida).

**Consumo energético.** La ruta ácida presentó mayor consumo energético en la etapa de separación: 72 MMBTU/h (MM=millones) equivalentes a \$10,500 millones/año mientras que la ruta básica mostró 57 MMBTU/h equivalentes a \$ 2,000 millones/año. Se consideró el consumo de vapor de calderas de baja presión como fuente de calor y gas natural como combustible. Las grandes diferencias en los costos para suplir la demanda energética, se deben a que la ruta básica suplir el 50% de la demanda con la quema de la glicerina producida. Por otra parte, para el agua de enfriamiento los consumos fueron cercanos (3,593 gpm ruta ácida y 3,932 gpm ruta básica).

**Costos de capital preliminares.** La gran diferencia en costos de capital (figura 4) se encontró en la etapa de separación. Los costos de servicios industriales (SI) tanto en reacción como en separación, al igual que las anualidades pagadas por costos de capital (AC) en la etapa de reacción, no proporcionaron un criterio decisivo. Sin embargo, la diferencia de anualidad por costos de capital en la etapa de separación fue cercana a \$14,600 millones de pesos.

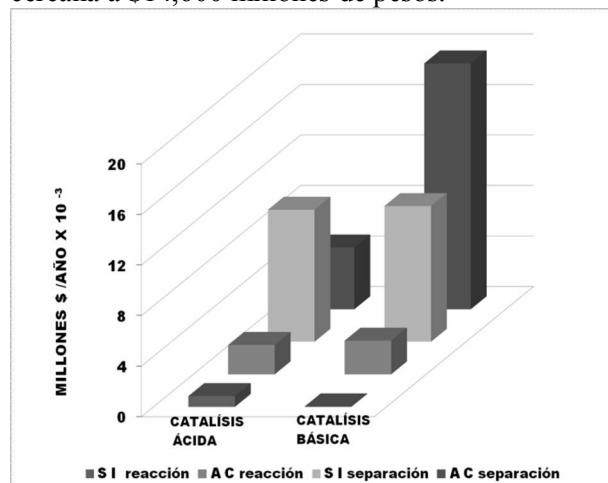
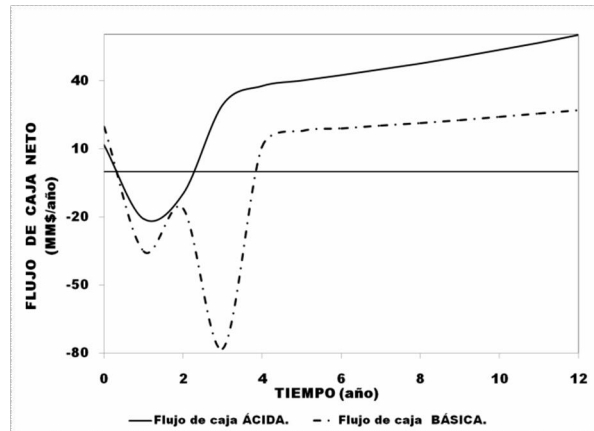


Figura 4. Comparación de costos anuales  
Figure 4. Annual cost comparison

Los flujos netos de caja del proceso con la ruta ácida fueron mayores a lo largo del tiempo (figura 5). Asimismo, esta ruta presentó menores tiempos con flujos de caja negativos (dos años) comparado con la opción básica (cuatro años).



\*(MMS: Miles de millones de pesos)

**Figura 5.** Rutas ácida vs ruta básica  
**Figure 5.** Acid catalyst and basic catalyst

Las tasas de retorno, calculadas con base en los parámetros consignados en la tabla 4, demostraron que la ruta ácida presenta indicadores económicos más favorables que la ruta básica; además la ruta básica consume un 270% más combustible fósil en los hornos en comparación con la ruta ácida.

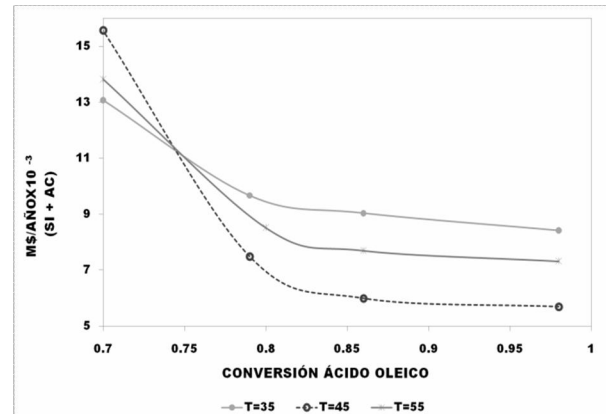
**Tabla 4.** Costos de capital y servicios industriales  
**Table 4.** Capital and industrial service costs

ITEM		BÁSICA	ÁCIDA
Costo capital,	MMS*	94.01	40.83
Anuales inversión,	MMS/año	29.25	12.71
Costo biodiesel ,	\$/gal	6910	6910
Costo Agua de enfriamiento,	MMS/año	0.24	0.23
Costo vapor de calentamiento,	MMS/año	0.98	7.50
Costo gas natural,	MMS/año	9.57	3.69
Inflación,	%	6.00	6.00
TIR,	%	11	160
Tasa de financiamiento,	%	29.75	29.75

\* MMS: Miles de millones de pesos

**Análisis cinético de la ruta ácida.** El incremento en la conversión de ácidos grasos con la temperatura se hizo menos notorio en la medida

que aumentó el tiempo de reacción. Sin embargo, el efecto de esta conversión sobre los costos asociados al consumo de servicios industriales, en la etapa de separación, mostró una alta sensibilidad (figura 6); encontrándose variaciones de \$6,000 hasta \$16,000 millones/año. A menor conversión de ácidos grasos se dificultaría separar y purificar el biodiesel debido al incremento en la composición de materias primas que no reaccionaron.



**Figura 6.** Conversión vs. costos de servicios industriales y anualidades de capital

**Figure 6.** Conversion vs. industrial service costs and capital costs by year

El menor consumo de servicios industriales se alcanzó operando el reactor a 45°C en un rango de conversión de 75% a 98%; esto concuerda con lo reportado por Marchetti et al [24]: tiempo de residencia de 150 minutos, relación molar alcohol/ácidos grasos (S) de 6.1 y 2.1% en peso de catalizador referido a la masa de aceite. Así mismo, se encontró que a mayor relación molar de catalizador/ácidos grasos (N=5.14 %) se obtiene mayor conversión (hasta de 98 % másico) con menor tiempo de residencia.

**Etapa de separación.** Con el esquema propuesto (figura 2) se lograría recobrar el 99 % del biodiesel producido por la reacción y 98.1 % del etanol que no reaccionó. Asimismo, se lograría obtener biodiesel con las especificaciones exigidas por las normas internacionales ASTM D-6751 y vigiladas por el Ministerio de Minas y Energía en Colombia.

**Deshidratación de etanol.** La deshidratación de etanol se simuló en la Torre T-201; se alimentó etanol como vapor proveniente del condensador

parcial de la torre T-101, la columna operó con una relación másica de 2:1 glicerina a etanol diluido y 11 etapas. Se alcanzó un recobro del 86.7% por la cima con una concentración de 99.9% de etanol.

En la torre T-202, donde se regeneró la glicerina, se logró un recobro global del 99% de etanol; esta columna opera con una relación molar destilado a alimento de 0.15, produciéndose glicerina con 96% de pureza en 7 etapas teóricas.

El consumo energético, en la regeneración de la glicerina, alcanzó valores cercanos a 260 kJ/kg de etanol anhidro. Uyazán et al [28] simularon este proceso alcanzando consumos energéticos en la regeneración de 240 kJ/kg de etanol anhidro. Sin embargo, fijaron la presión de operación de la columna en 15 mmHg alcanzando 8 °C en el condensador lo que imposibilita el uso de agua de enfriamiento.

Un comparativo económico, considerando la compra de etanol anhidro como materia prima y la posterior venta de etanol diluido (90%) como subproducto (figura 7) frente a la deshidratación y reutilización de etanol, mostró que los costos de consumo de servicios industriales se incrementan en \$492 millones y los costos anuales de capital se incrementan en \$1,160 millones. No obstante, los costos asociados al consumo de materia prima disminuyen en \$ 98,000 millones/año.

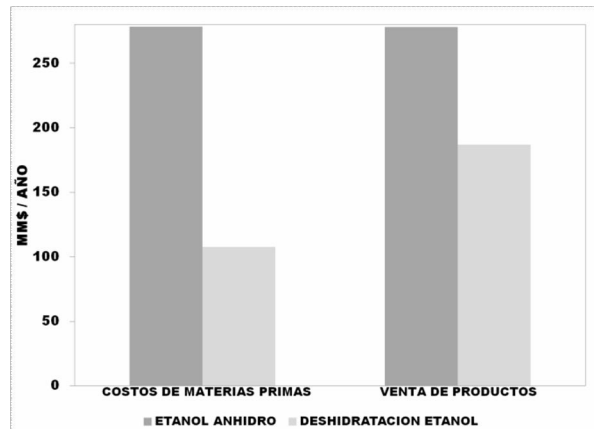


Figura 7. Comparación de costos anuales  
Figure 7. Annual costs comparison

Los efectos económicos de comprar etanol anhidro como materia prima solo se evidencian en los costos asociados al arranque y puesta en marcha de la planta.

Al consumir etanol anhidro se alcanzan mejores ingresos que la opción de consumir etanol hidratado (superior en \$92,000 millones). No obstante, esto no compensa el incremento en los costos de la materia prima durante la vida del proyecto (figura 8).

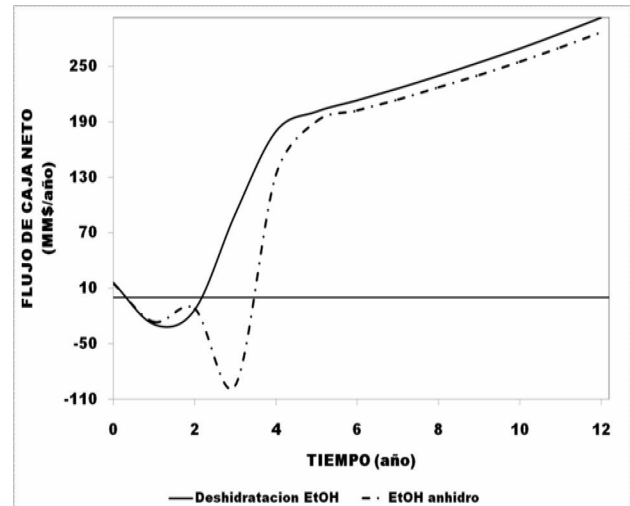


Figura 8. Etanol deshidratado vs. etanol anhidro  
Figure 8. Dehydration ethanol and anhidride ethanol

**Análisis de rentabilidad.** Para el caso base (inflación 6 %) la tasa interna de retorno fue de 42 %. Al variar las tasas de inflación: 10%, 14% y 20% se obtuvo los flujos de caja para cada uno de los escenarios planteados (figura 9).

Los flujos netos de caja aumentan gradualmente considerando inflaciones del 6% hasta el 14% y de forma brusca cuando se consideró el caso de 20% de inflación. Estos aumentos se deben a que, de la misma forma en que aumentan los gastos financieros, y los gastos de operación, aumentan los ingresos por venta de productos. Las tasas internas de retorno obtenidas en cada escenario fueron de 41%, 48% y 52%, respectivamente.

Un análisis de sensibilidad variando hasta en un 20% los costos de capital (-20% a + 20%), mostró que las tasas internas de retorno no presentan mayor sensibilidad, obteniéndose tasas desde 33%, hasta 53% según el caso.



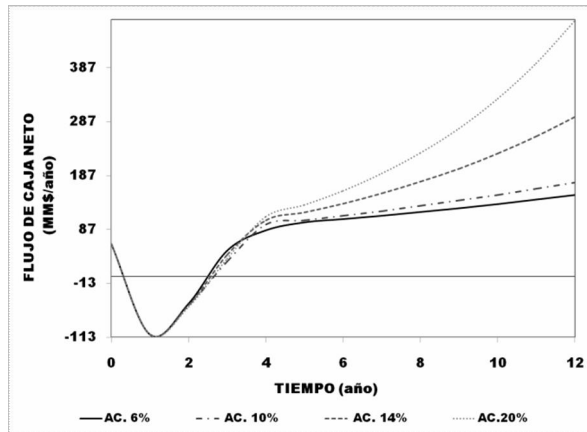


Figura 9. Efectos en el flujo de caja  
Figure 9. Cash flow effects

#### 4. CONCLUSIONES

Implementando la ruta catalítica ácida homogénea ( $H_2SO_4$ ) el proceso resultaría rentable alcanzando valores, para la tasa interna de retorno, cercanos a 42%. La viabilidad económica del proceso se consigue cuando las conversiones son superiores a 95%. De lo contrario, los costos operativos relacionados con la purificación del biodiesel se incrementan hasta en un 270 %. El proceso sigue siendo factible incluso si la inflación se incrementa hasta 20% (tasa interna de retorno de 52%).

Se evidenció que para el sistema: etanol-agua-triglicéridos-ácidos grasos de aceite de palma, el modelo NRTL ajustado con datos experimentales presenta mayor exactitud (desviación estándar: fase rica en aceite 1.3) comparado con el modelo UNIQUAC (desviación estándar: fase rica en aceite 31.5).

#### REFERENCIAS

[1] MURUGESAN A., UMARANI C., SUBRAMANIAN R. and NEDUNCHEZHIAN N. Biodiesel as an alternative fuel for diesel engines—A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (2009) pp. 653–662.

[2] TAN K.T., LEE K.T., MOHAMED A.R. and BHATIA S.. Palm oil: Addressing issues and towards sustainable development. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (2009) pp. 420–427.

[3] BARNWAL B.K and SHARMAN M.P. Prospects of Biodiesel production from vegetables oils in India. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. (2005) pp. 363–378.

[4] SRIVASTAVA A and PRASAD R. Triglycerides – based diesel fuels. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. (2000) pp. 111.

[5] MA F, CLEMENTS L. D, and HANNA M.A. Biodiesel production: a review. *Bioresource Technology*. (1999) pp. 69, 289.

[6] MURUGESAN A., UMARANI C., CHINNUSAMY T.R., KRISHNAN M., SUBRAMANIAN R. and NEDUZCHEZHAIN N. Production and analysis of bio-diesel from non-edible oils—A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (2009) pp. 825–834.

[7] ZHANG Y, DUBÉ M.A and MCLEN D.D, KATES M. Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. *Biosource Technology*. (2003) pp. 1–16.

[8] ZHANG Y, DUBÉ M.A, MCLEN D.D and KATES M. Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Process design and technological assessment. *Biosource Technology*. (2003) pp. 229 - 240.

[9] ZAPATA C, MARTÍNEZ I, CASTIBLANCO E y HENAO C. Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 1Diseño y simulación de dos procesos continuos. *Dyna Año 74, N° 151*, (2007) pp. 71–82.

[10] ZAPATA C, MARTÍNEZ I, CASTIBLANCO E y HENAO C. Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 1 simulación. *Dyna, Año 74, N° 151*, (2007) pp. 83–96.

[11] WEST A, POSARAC D and ELLIS N. Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant. *Bioresource Technology*. (2008) pp. 6587–6601.

- [12] AL-ZUHAIR S., LING F.W. and JUN L.S. Proposed kinetic mechanism of the production of biodiesel from palm oil using lipase. *Process Biochemistry* (2007) pp. 951–960.
- [13] BOUAID A., MARTINEZ M. and ARACIL J. Production of biodiesel from bioethanol and Brassica carinata oil: Oxidation stability study. *Bioresource Technology* (2009) pp. 2234–2239.
- [14] MARCHETTI J.M and ERRAZU. A.F. Possible methods for biodiesel production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. (2007) pp. 1300-1311.
- [15] MARCHETTI J.M, ERRAZU. A.F and MIGUEL V.U. Techno-economic study of different alternatives for biodiesel production. *Fuel Processing Technology* (2008) pp. 740 – 748
- [16] CHEIRSILPA B., H-KITTIKUNA A. and LIMKATANYUB S. Impact of transesterification mechanisms on the kinetic modeling of biodiesel production by immobilized lipase. *Biochemical Engineering Journal* (2008) pp. 261–269.
- [17] GUI M.M., LEE K.T. and BHATIA S. Supercritical ethanol technology for the production of biodiesel: Process optimization studies. *Journal of Supercritical Fluids* (2009) Vol. 49, Issue 2, June 2009, pp 286-292.
- [18] OYKYJ J., SVDOVA J., WILHOIT R., FRENKEL M. and HALL K. Vapor pressure and Antoine constants for oxygen containing compounds. pp 193-209
- [19] GONÇALVES C and MEIRELLES A. Liquid-liquid equilibrium data for the system palm oil + fatty acids + ethanol + water at 318.2K. *Fluid phase equilibria* (2004) pp. 139 – 150
- [20] Hoja de cálculo incluida en el libro de texto. “Analysis, synthesis, and design of chemical processes”. R Turton, R Bailie, W Whiting and J Shaeiwitz. 2nd ed ( 2003).
- [21] TURTON R and BAILIE R. Analysis, synthesis, and design of chemical processes. 2nd ed. Prentice Hall. (2003) pp 197.
- [22] Informe de precios de sustancias químicas. Disponible en: [www.iscispricing.com](http://www.iscispricing.com). Visitada por última vez: febrero 15 de 2009.
- [23] FEDEPALMA. Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite. La palma de aceite 2003. [On line] Disponible en: <http://www.fedepalma.org/palma.htm> Visitada por última vez: enero 28 de 2009.
- [24] MARCHETTI J,M, PEDERNERA M,N, SCHBIB N.S and ERRAZU A.F. Kinetic study of the direct esterification of oleic acid with ethanol in the presence of triglycerides. EN:XXII Confederación internacional de ingenieros químicos IACChE (2006). 17 p.
- [25] LEEVIJIT T, TONGURAI C, WISUTMETHANGOON W, PRATEEPCHAIKUL G and ALLEN M. A second order kinetics of palm oil transesterification. *Sustainable energy and environment*. (2004) pp. 277 – 281.
- [26] METZGER B. Glycerol combustion. [M. Sc Thesis], Mechanical Engineering. North Carolina State University, EUA, (2007). 53 p.
- [27] ASAKUMA A, MAEDA A, KURAMOCHI B and FUKUI A. Theoretical study of the transesterification of triglycerides to biodiesel fuel. *Fuel* 88 (2009) pp. 786–791.
- [28] UYAZÁN A, GIL. I, AGUILAR J, RODRÍGUEZ G y CAICEDO L. Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: simulación del proceso con glicerol. *Revista de ingeniería e investigación* vol 26. (2006) pp. 45 – 50.