

PRODUCCIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE CRUDO DE PALMA: 1. DISEÑO Y SIMULACIÓN DE DOS PROCESOS CONTINUOS

BIODIESEL PRODUCTION FROM CRUDE PALM OIL: 1. DESIGN AND SIMULATION OF TWO CONTINUOUS PROCESSES

CARLOS DAVID ZAPATA

Ingeniero Químico. Universidad Pontificia Bolivariana. Medellín. Colombia. carlosdavidzapata@yahoo.com

IVÁN DARÍO MARTÍNEZ

Ingeniero Químico. Universidad Pontificia Bolivariana. Medellín. Colombia. ivandmartinezruiz97@yahoo.com

ERIKA ARENAS CASTIBLANCO

Universidad Pontificia Bolivariana. Medellín. Colombia. erika.arenas@upb.edu.co

CARLOS ANDRÉS HENAO URIBE

Docente facultad de Ingeniería Química. Universidad Pontificia Bolivariana. Medellín. Colombia. cahenao@upb.edu.co

Recibido para revisar 21 de Marzo de 2006, aceptado 6 de Abril de 2006, versión final 10 de Noviembre de 2006

RESUMEN: Se diseñaron y simularon dos procesos continuos de transesterificación alcalina de aceite crudo de palma para la producción de biodiesel, empleando el simulador de procesos HYSYS™. El primero de ellos incluye un pretratamiento de neutralización de los ácidos grasos libres y el segundo, una esterificación con condiciones ácidas. Se realizó una evaluación tecnológica para establecer un análisis comparativo entre ambos procesos. Del mismo, se concluyó que el gasto de materias primas es mayor para el proceso con preneutralización de los ácidos grasos. También se encontró que el segundo proceso, con esterificación previa, genera mayor cantidad de biodiesel para una misma cantidad de aceite crudo de entrada.

PALABRAS CLAVE: Biodiesel. Biocombustibles. Diseño de procesos. Simulación de procesos. Transesterificación. Aceite crudo de palma.

ABSTRACT: Two continuous transesterification processes for biodiesel production from crude palm oil were designed and simulated, using the HYSYS™ process simulator. The first one includes a pretreatment of the free fatty acids via neutralization and the second one via an esterification with acidic conditions. To establish a comparative analysis between both processes, a technological assessment was carried out. It was concluded that the raw materials consumption is greater for the process with free fatty acids neutralization. It was found, also, that the second process, with previous esterification, generates more biodiesel for an equal amount of crude oil of inlet.

KEYWORDS: Biodiesel. Biofuels. Process design. Process simulation. Transesterification. Crude palm oil.

1. INTRODUCCIÓN

El proceso más utilizado para la producción de biodiesel es la transesterificación, la cual se refiere a la reacción entre un aceite o grasa y un

alcohol en un medio catalizado, para producir ésteres alquílicos de ácidos grasos (i.e. biodiesel) y glicerol o glicerina. La Figura 1 muestra la

reacción que transforma las moléculas de triglicéridos, grandes y ramificadas, en moléculas de ésteres alquílicos, lineales, no ramificadas, de menor tamaño y muy similares a las del petrodiesel [1].

Los alcoholes empleados deben ser de bajo peso molecular; entre éstos, el más utilizado es el metanol debido a su bajo costo, seguido por el etanol [2].

Los procesos de producción de biodiesel pueden ser por lotes o continuos. Los primeros, han sido ampliamente estudiados tanto a nivel de laboratorio como industrial y en la bibliografía se reportan condiciones de operación detalladas.

Van Gerpen et al. presentan una buena recopilación de esquemas de proceso tanto por lotes como continuos [3]. Los procesos continuos pueden emplear bien sea reactores de tanque agitado CSTR (continuous stirred tank reactor) como tubulares PFR (plug flow reactor). Un esquema de proceso típico es el uso de varios CSTR en serie. Después de que parte de la glicerina producida se sedimenta en el primer reactor, la reacción en el segundo es bastante rápida. Gran cantidad de procesos emplean mezcladores estáticos o bombas para aumentar la

intensidad de mezclado de la corriente que ingresa al reactor. El uso de reactores PFR ofrece menores tiempos de residencia, del orden de 6-10 min., aunque debe garantizarse que el diseño de los reactores brinde el grado de agitación necesario para obtener conversiones adecuadas. Asimismo, pueden instalarse en un arreglo secuencial que permita la sedimentación de la glicerina.

Las investigaciones que reportan información detallada de las condiciones de operación de procesos continuos son escasas. Zhang et al. realizaron el diseño, simulación y evaluación económica de varios procesos continuos con catálisis ácida y básica [2].

La producción de biodiesel en Colombia todavía no supera la etapa de planta piloto. Con el presente trabajo se pretende, a través de un análisis comparativo, analizar la viabilidad técnica de dos procesos continuos para la producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma, teniendo en cuenta la carencia de estudios de este tipo en el ámbito nacional. Dicho análisis constituye una herramienta de información para contribuir al futuro montaje en Colombia de un programa de sustitución de diesel tradicional por biodiesel.

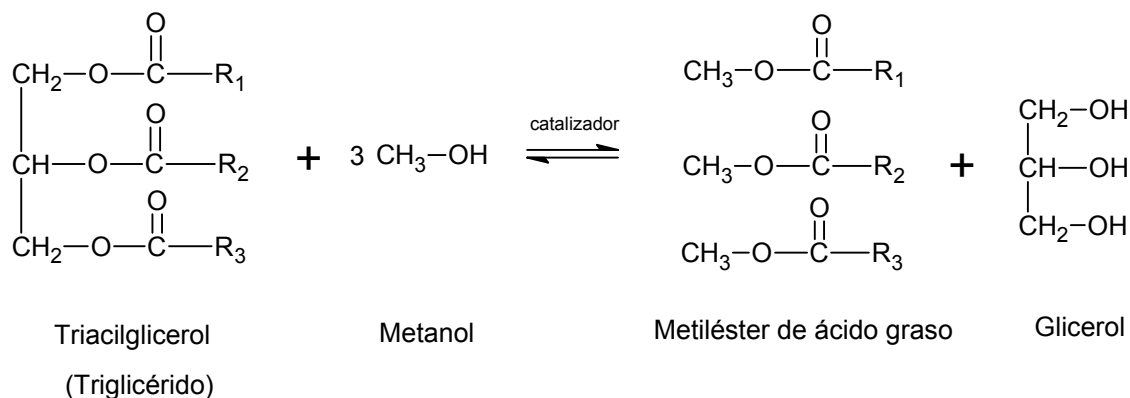


Figura 1. Reacción de transesterificación de un triglicérido para producir biodiesel.
Figure 1. Triglyceride transesterification reaction to produce biodiesel.

2. METODOLOGÍA

Los dos procesos diseñados emplean como método la transesterificación tradicional con catálisis básica. La diferencia entre ambos radica en el tipo de pretratamiento de los ácidos grasos libres. Para el primer proceso (P1) se utilizó la neutralización alcalina, mientras que para el segundo (P2) se empleó una esterificación catalizada por ácido. El diseño y la simulación se realizaron empleando el simulador de procesos HYSYS™ v3.2 de Aspen Technology Inc.

2.1 Capacidad de la planta

Corredor et al. afirman que considerando un escenario optimista, es decir, con un porcentaje de sustitución del 15%, la demanda de biodiesel para Medellín sería de 90.000 ton/año en el año 2008 y de 100.000 ton/año en el 2014. Para Cali estas cifras llegarían a 72.000 ton/año y 80.000 ton/año, respectivamente. Por otro lado, la demanda para Bogotá, considerando este mismo porcentaje, alcanzaría las 160.000 ton/año en el 2008 y las 175.000 ton/año en el 2014 [4]. El porcentaje de sustitución que se adopte en la legislación determinará en último término las capacidades de las plantas que se deberán construir. Sin embargo, el estudio de Corredor permite inferir que una capacidad de planta de 100.000 ton/año permitiría cubrir completamente, y en cualquier escenario, la demanda individual de Cali y Medellín, la demanda conjunta de Barranquilla y Bucaramanga, e igualmente podría aportar aproximadamente un 50-60% de la demanda de Bogotá para un porcentaje de sustitución del 15%. Por esta razón, se decidió trabajar con tal cantidad como capacidad de planta instalada. Además, puesto que la evaluación económica (Parte 2 del artículo) del presente trabajo, no constituye en sí un estudio detallado de factibilidad, sino una “estimación de estudio”, la cifra de 100.000 ton/año representa un valor realista para desarrollar los objetivos aquí trazados.

2.2 Simulación de procesos

La Figura 2 muestra un diagrama de bloques que representa ambos procesos. Para el proceso 1 (P1) el reactivo de pretratamiento es el NaOH mientras que para el proceso 2 (P2) es el metanol.

Para la simulación, se consideraron los tres triglicéridos de mayor porcentaje en el aceite crudo de palma: tripalmitina, trioleína y trilinoleína. En la Tabla 1 se muestra la composición con que se trabajó en la simulación. Dicha composición se obtuvo a partir de la composición reportada por Benjumea et al. para el aceite crudo de palma colombiano, despreciando los porcentajes de los otros triglicéridos que se encuentran en menor cantidad en el aceite [5]. También se consideró una acidez del 3.8% en peso, expresada como contenido de ácido palmítico.

Tabla 1. Composición del aceite crudo de palma especificada en la simulación.

Table 1. Crude palm oil composition used in the simulation.

Compuesto	% en peso
Tripalmitina	47.14
Trioleína	37.52
Trilinoleína	11.54
Ácido palmítico	3.8

El biodiesel obtenido fue una mezcla de los metilésteres correspondientes a cada uno de los triglicéridos: metil palmitato, metil oleato y metil linoleato.

La mayoría de compuestos se encontraron en la librería de componentes de HYSYS™. Para los compuestos no disponibles, se empleó la herramienta *Hypo Manager* con el fin de crear los mismos a partir de sus propiedades. Se crearon seis compuestos hipotéticos: tres fluidos (triglicéridos) y tres sólidos: palmitato de sodio, ácido fosfórico y fosfato de sodio. Tanto el hidróxido de sodio,

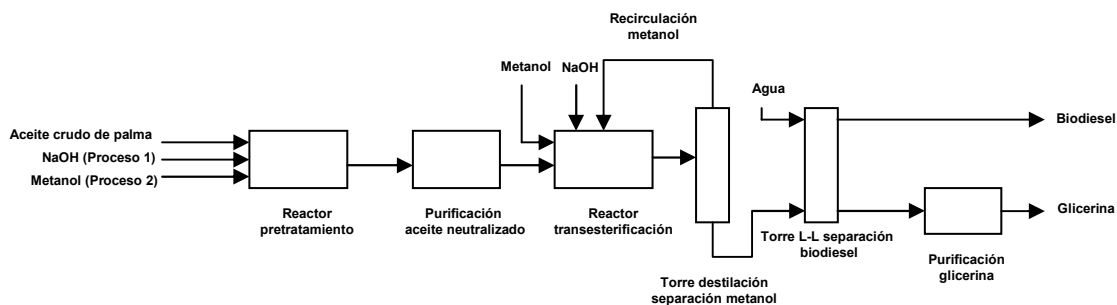


Figura 2. Diagrama de bloques de los procesos diseñados.
Figure 2. Block diagram for the designed processes.

como el metanol y el ácido sulfúrico se consideraron como materias primas puras puesto que los procesos requieren condiciones anhidras. El ácido fosfórico se especificó como una solución acuosa al 85% wt.

Aunque la sal que se genera como subproducto cuando se usa KOH como catalizador, puede ser aprovechada para producir fertilizantes, se prefirió usar NaOH porque es menos costoso y requiere menores cantidades para alcanzar niveles de conversión similares [5]. Además, el KOH no se encuentra disponible en la librería de componentes del simulador HYSYSTM.

El modelo termodinámico escogido para la fase líquida fue el modelo de actividad NRTL (*non-random two liquids*), ya que se tienen compuestos altamente polares como el metanol y la glicerina [2]. Para la fase vapor se empleó la ecuación de Peng-Robinson.

Los coeficientes de interacción binaria no disponibles en la librería del simulador fueron estimados con el método UNIFAC (*Universal Functional Group Activity Coefficient*) para equilibrio líquido-líquido

El modelo cinético utilizado para la reacción de esterificación fue el reportado por Sit et al. quienes estudiaron la reacción con aceite crudo de palma e hidróxido de sodio [6].

El modelo considera la reacción global como irreversible y tiene la siguiente forma:

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

Donde C_{tg} = Concentración de triglicéridos [=] gmol/l ; C_{meoh} = Concentración de metanol [=] gmol/l ; $-r$ = Rata de reacción [=] gmol/(l-s). El factor de frecuencia y la energía de activación de la ecuación de Arrhenius están dadas por: $A = 9.1534 \times 10^6$ l/(gmol-s) y $E_a = 60701$ kJ/kmol.

Para la reacción de esterificación del ácido palmítico, se empleó el modelo de primer orden propuesto por Sendzikiene et al. con los siguientes parámetros: $A = 1.27$ s⁻¹, $E_a = 13300$ kJ/kmol [7].

2.3 Diseño de procesos

Las principales unidades de proceso empleadas para la simulación en estado estacionario fueron bombas, intercambiadores de calor, separadores sólido/líquido, separadores líquido/vapor (*flash*), reactores PFR, torres de destilación y de extracción líquida.

Se utilizaron enfriadores y calentadores como equipos de intercambio de calor. Como separadores sólido/líquido se usaron separadores simples, disponibles en la librería de HYSYSTM. Para evitar problemas de presencia de sólidos en las unidades de operación aguas abajo, dichos equipos se especificaron para efectuar una separación perfecta, es decir, para que la corriente líquida de salida no contuviera sólidos. En la simulación no se tuvo en cuenta la eficiencia de platos de las torres, dejándose fija en 100%. Se evitó la operación en vacío, teniendo en cuenta los altos costos operativos que derivan de la misma. Para los reactores, los intercambiadores de calor y los separadores

sólido/líquido se especificó una caída de presión de 70 kPa.

El diseño de las torres de extracción líquida y destilación presentes en ambos procesos, se llevo a cabo en el simulador, especificando en cada una un número de etapas tal que permitiera cumplir, tanto los objetivos de separación deseados para el proceso, como la convergencia numérica de la simulación. Para las torres de destilación, se hizo un estimativo inicial del número de platos, del plato de alimentación y de la relación de reflujo externa, mediante el uso de torres *Short-Cut*, que son bloques de cálculo contenidos dentro del simulador, basados en el método Fenske-Underwood-Gilliland y que están orientados específicamente al diseño de torres de destilación simples. Posteriormente, contando con dicho estimativo previo, se simularon las torres rigurosas, que son las que se muestran en los PFD de ambos procesos.

Las condiciones de operación de los procesos diseñados estuvieron sujetas a las restricciones de descomposición térmica de los compuestos. Zhang et al. reporta una temperatura de 250°C para el biodiesel [2]. Para la glicerina, se consideró una temperatura de 204.44°C, de acuerdo a lo reportado por Miner [8]. La mayor temperatura a la que se sometieron los triglicéridos fue de 230°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 [9].

3. RESULTADOS

3.1 Descripción del Proceso 1

La Figura 3 muestra el diagrama de flujo del P1 (PFD). En la Tabla 2 se muestra una lista con los equipos principales de ambos procesos. La corriente CPO (aceite crudo de palma) se mezcla con la corriente NaOH pretrat.

El flujo másico de esta última corriente fue ajustado para que la conversión de la reacción de neutralización fuera total. Luego de la mezcla, el intercambiador E-100 aumenta la temperatura de la corriente 104 a 65°C. A estas condiciones, el NaOH reacciona con el ácido palmítico para formar palmitato de sodio (un jabón) y agua [9]. El reactor requiere calentamiento (corriente Q103) para mantener su temperatura en 65°C puesto que la reacción es endotérmica. La mezcla que sale del reactor pasa al separador X-100 donde se separa el sólido de la mezcla. Posteriormente la corriente líquida de aceite 106 libre de ácido palmítico y con 11.5% wt de agua pasa a un sistema de secado por evaporación instantánea (*flash*) en el que se remueve el agua del aceite neutralizado. La corriente de vapor 109 contiene el 99.5% del flujo másico de agua que ingresa al separador líquido/vapor en la corriente 108. La pérdida por masa de aceite que se evapora y sale en la corriente 109 es del 0.12%. Luego la corriente Aceite neutralizado con una composición de triglicéridos del 100% wt es bombeada a la zona de reacción.

De acuerdo al tipo de reacción global (individual e irreversible) se realizó el análisis de diseño de la zona de reacción. Se ajustó una relación molar alcohol/aceite de 10.2:1 para garantizar una conversión total de los triglicéridos. El tipo de reactor de transesterificación seleccionado fue PFR puesto que ofrece un alto nivel de concentraciones de reactivos.

Se asume que dicho reactor ofrece el grado de agitación necesario para que se dé la reacción de manera óptima. En la simulación también se consideró el uso de un reactor CSTR, con el que se obtuvieron las mismas condiciones de composición del efluente de reacción y un volumen de reactor ligeramente mayor.

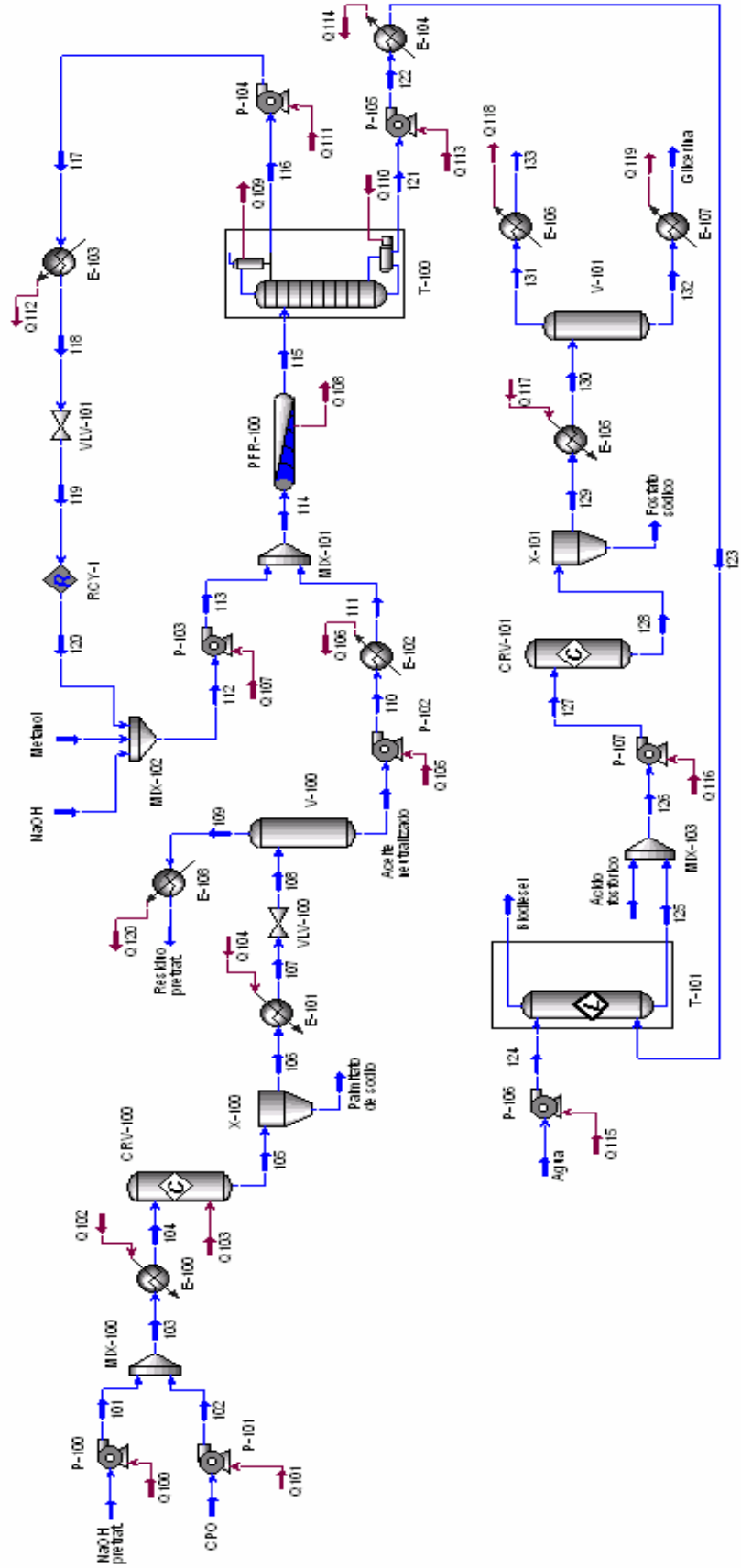


Figura 3. PFD del Proceso 1: Transesterificación convencional con catalisis básica y prettamiento de los ácidos grasos libres.
Figure 3. Process 1 PFD: Conventional alkali-catalyzed transesterification with pretreatment of the free fatty acids via neutralization.

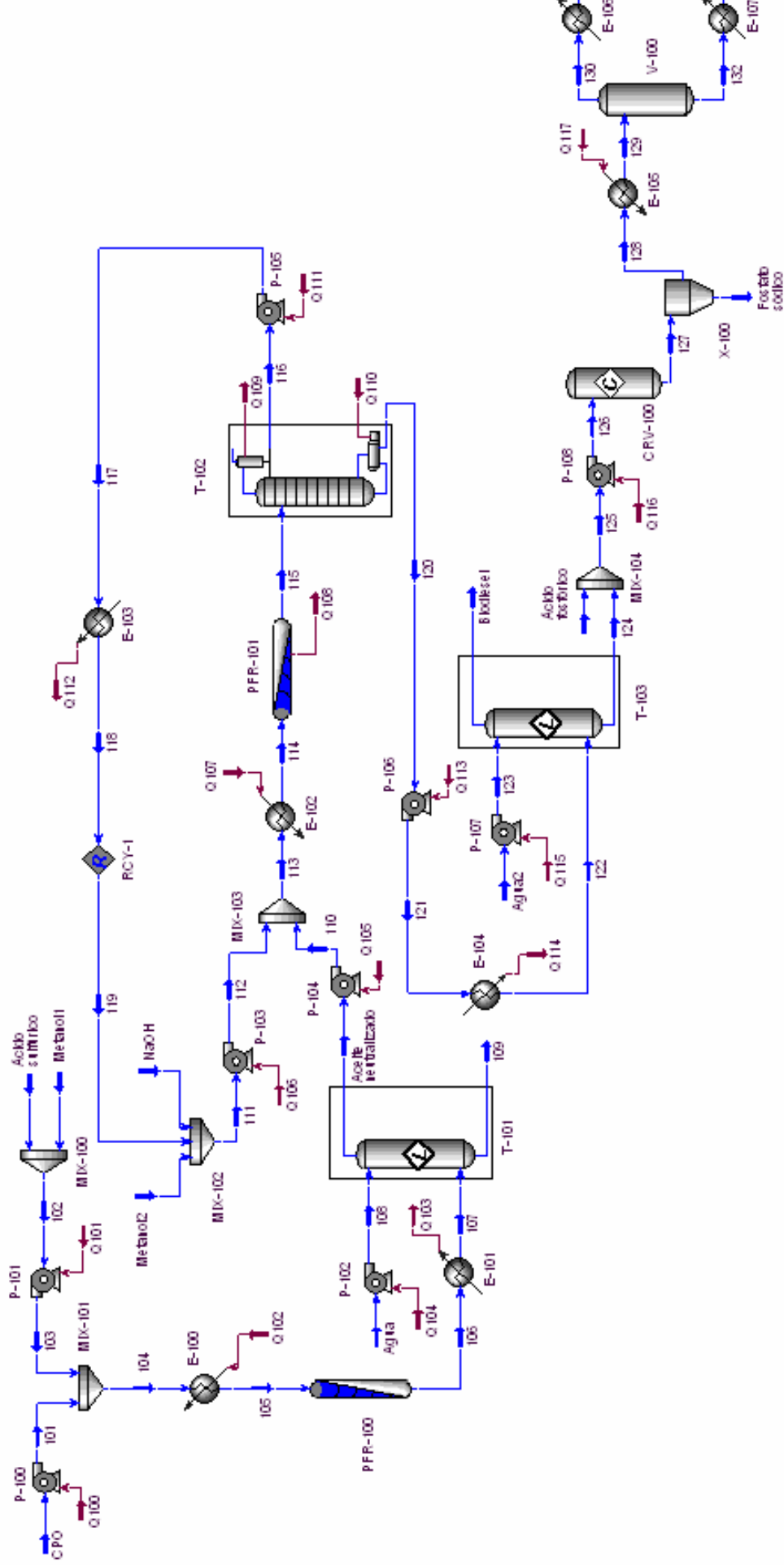


Figura 4. PFD del Proceso 2: Transesterificación convencional con catalisis básica y pretreamiento de esterificación de los ácidos grasos libres.
Figure 4. Process 2 PFD: Conventional alkali-catalyzed transesterification with pretreatment of the free fatty acids via an esterification.

Tabla 2. Lista de equipos principales de ambos procesos.
Table 2. Main equipment list for both processes.

Proceso 1			Proceso 2		
Código	Descripción	Tipo	Código	Descripción	Tipo
P-100	Bomba NaOH pretratamiento	Rotatoria	P-100	Bomba alimentación aceite	Centrífuga de una etapa
P-101	Bomba alimentación aceite	Centrífuga de una etapa	P-101	Bomba metanol/ácido pretratamiento	Rotatoria
P-102	Bomba aceite neutralizado	Centrífuga de una etapa	P-102	Bomba agua torre L-L pretrat.	Rotatoria
P-103	Bomba metanol-NaOH	Centrífuga de una etapa	P-103	Bomba metanol-NaOH	Centrífuga de una etapa
P-104	Bomba reciclo metanol	Centrífuga de una etapa	P-104	Bomba aceite neutralizado	Centrífuga de una etapa
P-105	Bomba fondos torre destilación	Centrífuga de una etapa	P-105	Bomba reciclo metanol	Centrífuga de una etapa
P-106	Bomba agua a torre extracción	Rotatoria	P-106	Bomba fondos torre destilación	Centrífuga de una etapa
P-107	Bomba reactor neutralización NaOH	Centrífuga de una etapa	P-107	Bomba agua a torre L-L biodiesel	Rotatoria
PFR-100	Reactor transesterificación	Cabeza flotante	P-108	Bomba reactor neutralización NaOH	Centrífuga de una etapa
E-100	Intercambiador de calor	Doble tubo	PFR-100	Reactor esterificación	Cabeza flotante
E-101	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	PFR-101	Reactor transesterificación	Cabeza flotante
E-102	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	E-100	Intercambiador de calor	Doble tubo
E-103	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	E-101	Intercambiador de calor	Múltiples tubos
E-104	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	E-102	Intercambiador de calor	Doble tubo
E-105	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	E-103	Intercambiador de calor	Múltiples tubos
E-106	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	E-104	Intercambiador de calor	Múltiples tubos
E-107	Intercambiador de calor	Doble tubo	E-105	Intercambiador de calor	Múltiples tubos
E-108	Intercambiador de calor	Doble tubo	E-106	Intercambiador de calor	Múltiples tubos
E-1000	Rehervidor T-100	Kettle	E-107	Intercambiador de calor	Doble tubo
E-2000	Condensador T-100	Cabeza flotante	E-1000	Rehervidor T-102	Kettle
CRV-100	Reactor pretratamiento	Tanque agitado	E-2000	Condensador T-102	Cabeza flotante
CRV-101	Reactor neutralización soda	Tanque agitado	CRV-100	Reactor neutralización soda	Tanque agitado
X-100	Separador sólido/líquido palmitato	Separador centrífugo	X-100	Separador sólido/líquido fosfato	Separador centrífugo
X-101	Separador sólido/líquido fosfato	Separador centrífugo	V-100	Separador líquido/vapor glicerina	Recipiente vertical
V-100	Separador líquido/vapor agua	Recipiente horizontal	T-101	Torre de extracción líquida pretrat.	Torre de platos
V-101	Separador líquido/vapor glicerina	Recipiente vertical	T-102	Torre de destilación	Torre de platos
T-100	Torre de destilación	Torre de platos	T-103	Torre de extracción líquida biodiesel	Torre de platos
T-101	Torre de extracción líquida	Torre de platos			

Se prefirió la operación isotérmica sobre la adiabática puesto que con esta última la corriente de salida del reactor estaba a 262°C, valor de temperatura superior al de descomposición térmica del biodiesel. Se eligió trabajar a 65°C, según lo reportado en la bibliografía. Puesto que la reacción es en fase líquida, el efecto de la presión sobre la conversión es prácticamente despreciable.

La corriente 114 de entrada al reactor se encuentra a 65°C y 470 kPa. La corriente de salida 115 a 65°C, 400 kPa, con un flujo de 16049 kg/h y la siguiente composición másica: 72.24 % metilésteres (biodiesel), 0.15 % NaOH, 7.84 % glicerina y 19.77 % metanol. Para alcanzar la conversión total se necesitó un reactor de coraza y tubos de 3 m³ con 509 tubos de 5 cm de diámetro interno, 5 mm de espesor y 3 m de largo.

La zona de separación está compuesta por tres sub-zonas. En la primera se separa el metanol del efluente de reacción para ser recirculado al reactor. En la segunda, se separan los metilésteres de la glicerina y en la última etapa

se purifica la glicerina, subproducto de la reacción de transesterificación.

El metanol es el compuesto más volátil en la corriente de salida del reactor, con un coeficiente de distribución $K=1.558$, seguido por la trioleína con $K=0.00043$. La relación entre ambos, sugiere que un condensador parcial (*flash*) bastaría para separar el metanol.

Sin embargo, aunque en la simulación se obtuvieron buenos resultados de composición con un condensador parcial, la cantidad recuperada no fue óptima, por lo que se empleó una torre de destilación de 4 etapas teóricas con una relación de reflujo de 1.35. De esta manera se logró recuperar el 99.4% del metanol entrante a la Torre T-100, recircularlo puro en la corriente 116 y mezclarlo con la corriente de reposición (Metanol). La caída de presión de la torre se especificó en 9 kPa, según normas heurísticas de diseño. Los fondos de la torre, corriente 121, se enfriaron a 35°C y se bombearon a la torre de extracción líquida T-101. En la torre T-101 de cuatro etapas teóricas, se logró recuperar todo el flujo másico de metilésteres de la corriente 123

utilizando agua como solvente extractor. La corriente Biodiesel obtenida tiene una composición de 11.96 %wt metil-linoleato, 38.94 %wt metil-oleato y 49.04 %wt metil-palmitato. El flujo de solvente (corriente Agua) se especificó en 2450 kg/h para cumplir la especificación de concentración de Na en el biodiesel. La torre se trabajó a 120 kPa, con una caída de presión de 10 kPa.

Los fondos de la torre T-101 se mezclan con la corriente Ácido fosfórico que es una solución acuosa al 85 %wt de ácido, cuyo flujo másico se especificó de manera tal que neutralizara todo el hidróxido de sodio presente en la corriente 125. La mezcla se bombea al reactor CRV-101 y luego pasa al separador sólido/líquido X-101 en el que se separa todo el fosfato sódico generado en la reacción. Como en el separador X-100, la separación se especificó como ideal. Por último, la corriente 129 de composición 33.69 %wt glicerina y 65.83 %wt agua pasa a un sistema de separación por evaporación instantánea en el que se recupera el 84% del flujo másico de glicerina, obteniéndose 1115 kg/h de glicerina al 95 %wt como subproducto.

3.2 Descripción del Proceso 2

La Figura 4 muestra el diagrama de flujo del P2 (PFD). En la zona de pretratamiento, el aceite crudo de palma se somete a una reacción de esterificación del ácido palmítico catalizada por ácido, para producir metil-palmitato y agua. La corriente de aceite crudo, con las mismas especificaciones del P1, se mezcla con la corriente de metanol acidificada 102. El flujo másico de metanol (corriente Metanol1) se ajustó en 58 kg/h para obtener una conversión de ácido palmítico en el reactor de 99.3%. La corriente Ácido sulfúrico contiene H₂SO₄ puro, con un flujo másico de 1% del flujo total de aceite crudo, según lo reportado por Sendzikiene et al. La mezcla se bombea al intercambiador E-100 que aumenta la temperatura a 60°C. Dicha temperatura se fijó como temperatura de reacción a partir de las condiciones experimentales reportadas en el estudio cinético [7]. Aunque la concentración de ácido del aceite crudo empleada en el presente trabajo, 0.135 mol/l (3.8 %wt), es inferior a la mínima con que

se trabajó en el estudio cinético consultado (0.162 mol/l), se supuso que el modelo era válido para esta concentración debido a la ausencia de más información sobre la cinética de la esterificación de ácidos grasos libres.

Para la reacción de esterificación (individual e irreversible) se utilizó un PFR adiabático de coraza y tubos con un volumen de 2.2 m³, 280 tubos de 5 cm de diámetro interno, 5 mm de espesor y 4 m de largo. La corriente 106 sale del reactor a 59.32°C y 265 kPa con una composición de 3.9 %wt metil-palmitato, 0.026 %wt ácido palmítico, 0.26 %wt agua, 0.98 %wt H₂SO₄ y el porcentaje restante aportado por los triglicéridos. El efluente pasa a la torre de extracción líquida T-101 donde se le remueve el agua y el ácido sulfúrico. En la torre T-101 se efectúa una extracción en siete etapas teóricas con agua como solvente extractor. La torre opera a 35°C, tiene una presión de entrada de 195 kPa y una caída de presión de 10 kPa. El flujo de solvente se ajustó en 1120 kg/h con lo que se logró extraer prácticamente todo el ácido sulfúrico y el agua de la corriente 107. La pérdida de masa de triglicéridos en la torre fue de 1.62%. La corriente Aceite neutralizado que sale de la parte superior de la torre pasa a la zona de reacción.

El análisis de la zona de reacción para este proceso es igual al del P1, así como las condiciones de presión y temperatura de reacción. Se utilizó una relación molar alcohol/aceite de 9.8:1 para obtener una conversión total de triglicéridos. Para alcanzar esta conversión se requirió un reactor de coraza y tubos de 2.8 m³ con 475 tubos de 5 cm de diámetro interno, 5 mm de espesor y 3 m de largo. La composición másica del efluente de reacción es la siguiente: 71.38 % metilésteres (biodiesel), 0.019 % ácido palmítico, 0.1365 % NaOH, 7.434 % glicerina, 21.02 % metanol y 0.0034 % agua.

El esquema de la zona de separación del P2 es idéntico al del P1. Las diferencias radican en algunas condiciones de operación. En la torre de destilación T-102, con 26 etapas teóricas y una relación de reflujo de 2, se separa el 99.4 % del metanol que ingresa en la corriente 115 y se recircula puro en la corriente 116. Se especificó

una presión de 130 kPa en el rehervidor y una caída de presión de 29 kPa en el cuerpo de la torre.

Los fondos de la torre T-102 se bombean al intercambiador E-104 donde son enfriados a 35°C; luego pasan a la torre de extracción T-103. Empleando cuatro etapas teóricas, se logró recuperar todo el flujo másico de metilésteres de la corriente 122 utilizando agua como solvente extractor. La corriente Biodiesel obtenida tiene una composición de 11.51 %wt metil-linoleato, 37.48 %wt metil-oleato y 50.92 %wt metil-palmitato. El flujo de solvente (corriente Agua2) se especificó en 2522 kg/h para cumplir la especificación de concentración de Na en el biodiesel. La torre se trabajó a 120 kPa, con una caída de presión de 10 kPa. La neutralización de la soda se da de igual manera que en el P1. La corriente 129 de composición 32.71 %wt glicerina y 66.71 %wt agua pasa a un sistema de separación por evaporación instantánea en el que se recupera el 81.41% del flujo másico de glicerina, obteniéndose 1063 kg/h de glicerina al 95 %wt como subproducto.

3.3 Especificaciones del biodiesel obtenido.

Las especificaciones del biodiesel obtenido en las simulaciones mediante ambos procesos se muestran en la Tabla 3. La única propiedad que no alcanzó el valor mínimo requerido por la norma fue la viscosidad cinemática, lo que se explica probablemente por el alto contenido de metil-linoleato, un compuesto insaturado. Sin embargo, en las investigaciones experimentales realizadas en el país con aceite crudo de palma se han obtenido valores aceptables de viscosidad [5]. Debe tenerse en cuenta, además, que en las simulaciones sólo se trabajó con los tres triglicéridos principales del aceite de palma y puesto que la viscosidad depende de la

naturaleza química de los compuestos, es posible que se presenten diferencias con los valores experimentales reportados. Para todas las propiedades, excepto la viscosidad y el contenido de agua, se trabajó con la norma europea EN 14214 que es, en general, más exigente en cuanto a requerimientos de calidad que el estándar ASTM D 6751.

3.4 Análisis comparativo.

Mediante el P1 se obtuvo una corriente de biodiesel de 11,600 kg/h equivalente a una producción anual de 100,228 ton considerando 360 días de operación de la planta. Para el P2 se obtuvo una corriente de 11,907 kg/h equivalente a una producción de 102,876 ton/año considerando la misma cantidad de días de trabajo. Es decir, el P2 genera mayor cantidad de biodiesel para una misma cantidad de aceite crudo de entrada puesto que, en el proceso previo de esterificación, los ácidos grasos son convertidos a biodiesel.

Ambos procesos presentan un número similar de equipos. Las dimensiones de los mismos también están en el mismo orden de magnitud excepto para la torre de destilación (Ver parte 2 del presente artículo). Para la torre T-102 en el P2 se requirieron 26 etapas teóricas, en vez de 4 como sucedió para el P1. Esto se debe, probablemente, a la presencia del ácido palmítico, que no se encontraba en el efluente del P1.

En lo referente a materiales de construcción, las condiciones de proceso permiten, para la mayoría de equipos de ambos procesos, utilizar acero al carbón. No obstante, la presencia de ácido sulfúrico en la zona de pretratamiento del P1 implica el uso de acero inoxidable, lo que eleva el costo de los equipos. Por otro lado, el P1 requiere dos separadores sólido/líquido frente a uno del P2.

Tabla 3. Especificaciones del biodiesel obtenido en las simulaciones.**Tabla 3.** Specifications of the biodiesel obtained in the simulations.

Propiedad	Unidad	Valor obtenido		Límites		Estándar/norma
		Proceso 1	Proceso 2	Mínimo	Máximo	
Contenido de alquilesteres	%wt	99.94	99.91	96.5	-	EN 14214
Concentración de Na	mg/kg	2.14	2.10	-	5	EN 14214
Contenido de agua	%vol	0.0466	0.0432	-	0.05	ASTM D 6751
Viscosidad cinemática a 40°C	mm ² /s (cSt)	1.77	1.73	1.9	6	ASTM D 6751
Contenido de metanol	%wt	0.00127	0.00159	-	0.2	EN 14214
Densidad a 15°C	kg/m ³	880.1	880.1	860	900	EN 14214
Contenido metil-linoleato	%wt	11.96	11.51	-	12	EN 14214
Glicerol total	%wt	0	0	-	0.25	EN 14214
Número ácido	mg KOH/g	0	0.06	-	0.5	EN 14214

Aunque el P2 requiere un mayor consumo de metanol y de ácido sulfúrico adicional, la demanda de hidróxido de sodio del P1 compensa y supera dichos costos. Sin embargo, el P2 requiere el tratamiento de la corriente 109 que contiene el ácido sulfúrico de la reacción de esterificación.

La recuperación de este compuesto no se consideró, por lo que dicha corriente se trató como un efluente líquido peligroso; el tratamiento del mismo implica un aumento en los costos operativos y debe considerarse a la hora de diseñar una planta acorde con la legislación ambiental.

4. CONCLUSIONES

Se diseñaron y simularon dos procesos continuos de transesterificación con catálisis básica para la producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma. El uso de simuladores de procesos como HYSYSTM resulta ser una herramienta bastante útil para el diseño y la evaluación de plantas de producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma.

El biodiesel obtenido en las simulaciones presentó buenas especificaciones de calidad, excepto para el valor de viscosidad, lo que se explica probablemente por las suposiciones referentes a la composición química del aceite crudo, realizadas con el fin de simplificar el modelo de simulación.

Los dos procesos diseñados tienen un número similar de equipos. La principal diferencia entre ambos se encuentra en la etapa de destilación del metanol no reaccionante. Las dimensiones de la torre empleada para dicho fin son considerablemente mayores en el P2 que en el P1.

Aunque se comprobó la viabilidad técnica de ambos procesos, una evaluación financiera posterior resulta indispensable para determinar la rentabilidad de los mismos. Dicha evaluación se expondrá en la segunda parte del artículo.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a los ingenieros Pedro Benjumea, Lesmes Corredor y Luís Suárez por su asesoría técnica en la elaboración del presente trabajo.

REFERENCIAS

- [1] CRESPO, VICENTE; MARTÍNEZ, M Y ARACIL, J. Biodiesel: Una alternativa real al gasóleo mineral. En: Ingeniería Química. Madrid (Mar. 2001); p. 135-145.
- [2] ZHANG, Y. et al. Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. En: Bioresource technology. New York. N°89 (2003); p. 1-16.
- [3] VAN GERPEN, J. et al. Biodiesel production technology. Report for the National

Renewable Energy Laboratory. USA: Department of Energy, 2004. p. 30-42.

[4] CORREDOR, LESMES; FLÓREZ, ÁNGELA Y MORENO, PATRICIA. Estudio de prefactibilidad para la implementación de un programa nacional de biodiesel a partir de aceite de palma africana. Barranquilla: Universidad del Norte, 2004.

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

[6] 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.

[7] SENDZIKIENE, EGGLE 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.

[8] MINER, CARL; DALTON, N.N. Glycerol. New York: Reinhold publishing corporation. New York. 1953. p. 116.

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