

PRODUCCIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE CRUDO DE PALMA: 2. EVALUACIÓN ECONÓMICA

BIODIESEL PRODUCTION FROM CRUDE PALM OIL: 2. ECONOMIC ASSESSMENT

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

Instituto de Energía y Termodinámica. 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 realizó la evaluación económica de dos procesos continuos de producción de biodiesel a partir de aceite crudo palma. Se calcularon los costos de capital, operativos y de manufactura para ambos procesos. Como criterios de evaluación económica se utilizaron la tasa interna de retorno (TIR) y el valor presente neto (VPN). Se efectuó un análisis de sensibilidad para estudiar el efecto de los precios de las materias primas y los productos sobre la rentabilidad. Ambos procesos requieren una inversión de capital fijo del orden de 2 millones de dólares ($\pm 25\%$) y un costo total de manufactura de 2.2 dólares/galón. El proceso con neutralización previa de los ácidos grasos libres presentó una mayor rentabilidad en todos los escenarios evaluados.

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

ABSTRACT: The economical assessment of two continuous processes for biodiesel production from crude palm oil was carried out. The capital, operative and manufacturing costs were calculated for both processes. As profitability evaluation criteria, the discounted cash flow rate of return (DCFROR) and the net present value (NPV) were used. A price sensitivity analysis was performed. Both processes require a capital cost of 2 million dollars ($\pm 25\%$) and a total manufacturing cost of 2.2 dollars/gallon. The process with previous neutralization of the free fatty acids showed a greater profitability in all the economic scenarios evaluated.

KEYWORDS: Biodiesel. Biofuels. Process design. Process Economic assessment. Transesterification. Crude palm oil.

1. INTRODUCCIÓN

En el primer artículo del presente estudio se expuso el diseño de dos procesos continuos de producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma. Asimismo, se efectuó la simulación de ambos, empleando HYSYSTM v3.2 de Aspen Technology Inc., y se realizó una evaluación tecnológica para establecer un análisis

comparativo entre los mismos. El primer proceso (P1) incluye un pretratamiento de neutralización de los ácidos grasos libres, y el segundo (P2) una esterificación bajo condiciones ácidas. Para ambos procesos se escogió una capacidad de planta instalada de 100,000 ton/año. El principal objetivo del presente artículo es realizar una evaluación financiera de cada uno de los procesos diseñados. A partir de los resultados, se

determina la alternativa más rentable. Un posterior análisis de sensibilidad muestra el comportamiento de la rentabilidad ante diferentes escenarios económicos.

2. ANTECEDENTES

Diversos procesos continuos de producción de biodiesel han sido evaluados económicamente en varias investigaciones. Zhang et al. presentan la evaluación de cuatro procesos continuos a partir de aceite de canola, tanto virgen como de desecho, diseñados empleando el simulador HYSYSTM [1].

Por otra parte, Haas et al. realizaron la evaluación económica de una planta que emplea aceite de soya crudo como materia prima. La planta fue diseñada empleando el simulador ASPEN PLUS (2001) y su esquema de proceso se expone en detalle. En dicha investigación se obtuvo un costo de producción de biodiesel de US \$2.0/gal. También se encontró que el costo de las materias primas constituye el factor de mayor porcentaje en el costo global de producción, con un 88% del mismo. El trabajo incluye, además, un análisis de sensibilidad que muestra el impacto de los precios del aceite y de la glicerina, sobre el costo de producción del biodiesel [2].

En la revisión bibliográfica realizada, no se encontraron evaluaciones económicas de plantas con procesos continuos, que empleen aceite de palma como materia prima.

3. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE PROCESO

Como paso previo y necesario para la evaluación financiera, se realizó el dimensionamiento de los equipos incluidos en ambos procesos. En la Tabla 1 se presentan los resultados del mismo.

En esta etapa, se utilizaron algunas de las herramientas del simulador HYSYSTM, así como algoritmos de diseño para otros equipos tales como las torres de extracción líquida y los reactores de conversión. Los reactores PFR de ambos procesos se dimensionaron como intercambiadores de calor de coraza y tubos.

Para los separadores sólido/líquido no se efectuó un procedimiento de dimensionamiento como tal, debido al desconocimiento de propiedades de los sólidos tales como el tamaño de partícula, que resultan indispensables para dicho fin. Ante tal situación, se decidió buscar diferentes tipos de separadores disponibles en el mercado, entre los cuales las centrífugas de discos se muestran como una opción adecuada para cumplir los objetivos de separación.

3.1 Dimensionamiento del Proceso 1

Para este proceso, el material de construcción elegido en la mayoría de los casos fue el acero al carbón ya que puede usarse cuando la concentración de NaOH es inferior al 50 %wt, entre la temperatura ambiente y 95°C. Para las bombas, el material escogido fue el acero colado, excepto para la bomba P-100 que alimenta el hidróxido de sodio. El material de fabricación del separador centrífugo es acero inoxidable.

Aunque la eficiencia adiabática (isentrópica) de las bombas puede variar con la capacidad (caudal), se decidió, por simplicidad, considerar una eficiencia estándar de 75% para todas las bombas. Igualmente, aunque la eficiencia del motor depende de su tamaño, se tomó, por la misma razón, una eficiencia del 90% para todos ellos. El dimensionamiento de las bombas se realizó extrayendo los datos de potencia de eje suministrados por HYSYSTM. De acuerdo a la cabeza de presión y a la capacidad, se seleccionó el tipo de bomba.

El área de los intercambiadores de calor se calculó teniendo en cuenta si se presentaban o no cambios de fase en las corrientes de proceso.

Para los procesos sin cambio de fase, se tomó el valor de UA reportado por el simulador y con el valor del coeficiente global de transferencia U, tomado de Branan, se halló el área de intercambio [3]. Para los procesos con cambio de fase, se calculó el área total a partir de las áreas de intercambio de cada región termodinámica. Dichas áreas se hallaron con el ΔT_{LM} y el valor de los flujos de calor (Q) de cada región, dados por el simulador.

Tabla 1. Dimensionamiento de equipos de proceso.
Table 1. Process equipment sizing.

Proceso 1				Proceso 2			
Código	Descripción	Tipo	Capacidad	Código	Descripción	Tipo	Capacidad
P-100	Bomba NaOH pretratamiento	Rotatoria	Weje (kW) 0.0065	P-100	Bomba alimentación aceite	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 1.4833
P-101	Bomba alimentación aceite	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 1.752	P-101	Bomba metanol/ácido pretratamiento	Rotatoria	Weje (kW) 0.0155
P-102	Bomba aceite neutralizado	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 2.417	P-102	Bomba agua torre L-L pretrat	Rotatoria	Weje (kW) 0.0366
P-103	Bomba metanol-NaOH	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 0.791	P-103	Bomba metanol-NaOH	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 1.0079
P-104	Bomba reciclo metanol	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 0.189	P-104	Bomba aceite neutralizado	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 1.7297
P-105	Bomba fondos torre destilación	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 0.474	P-105	Bomba reciclo metanol	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 0.1218
P-106	Bomba agua a torre extracción	Rotatoria	Weje (kW) 0.008	P-106	Bomba fondos torre destilación	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 0.3729
P-107	Bomba reactor neutralización NaOH	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 0.448	P-107	Bomba agua a torre L-L biodiesel	Rotatoria	Weje (kW) 0.0083
PFR-100	Reactor transesterificación	Cabeza flotante	A (m ³) 239.86	P-108	Bomba reactor neutralización NaOH	Centrífuga de una etapa	Weje (kW) 0.4540
E-100	Intercambiador de calor	Doble tubo	A (m ²) 3.62	PFR-100	Reactor esterificación	Cabeza flotante	A (m ³) 175.93
E-101	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 26.47	PFR-101	Reactor transesterificación	Cabeza flotante	A (m ³) 223.84
E-102	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 13.30	E-100	Intercambiador de calor	Doble tubo	A (m ²) 3.08
E-103	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 13.61	E-101	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 21.15
E-104	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 45.02	E-102	Intercambiador de calor	Doble tubo	A (m ²) 5.56
E-105	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 10.76	E-103	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 15.06
E-106	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 32.56	E-104	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 46.00
E-107	Intercambiador de calor	Doble tubo	A (m ²) 4.97	E-105	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 11.21
E-108	Intercambiador de calor	Doble tubo	A (m ²) 0.484	E-106	Intercambiador de calor	Múltiples tubos	A (m ²) 33.72
E-1000	Rehervidor T-100	Kettle	A (m ²) 35.47	E-107	Intercambiador de calor	Doble tubo	A (m ²) 4.75
E-2000	Condensador T-100	Cabeza flotante	A (m ²) 97.55	E-1000	Rehervidor T-102	Kettle	A (m ²) 47.20
CRV-100	Reactor pretratamiento	Tanque agitado	D (m),L(m) 2.50	E-2000	Condensador T-102	Cabeza flotante	A (m ²) 137.83
CRV-101	Reactor neutralización soda	Tanque agitado	D (m),L(m) 0.67	CRV-100	Reactor neutralización soda	Tanque agitado	D (m),L(m) 0.67
X-100	Separador sólido/liq palmıtato	Separador centrífugo	Capacidad nominal (kg/h) 18750	X-100	Separador sólido/liq fosfato	Separador centrífugo	Capacidad nominal (kg/h) 12500
X-101	Separador sólido/liq fosfato	Separador centrífugo	Capacidad nominal (kg/h) 12500	V-100	Separador líquido/vapor glicerina	Recipiente vertical	D (m),L(m) 1,067
V-100	Separador líquido/vapor agua	Recipiente horizontal	D (m),L(m) 0.914	T-101	Torre de extracción líquida pretrat.	Torre de platos	D (m),L(m) 0.26
V-101	Separador líquido/vapor glicerina	Recipiente vertical	D (m),L(m) 1,067	T-102	Torre de destilación	Torre de platos	D (m),L(m) 1,372
T-100	Torre de destilación	Torre de platos	D (m),L(m) 1,219	T-103	Torre de extracción líquida biodiesel	Torre de platos	D (m),L(m) 0.43
T-101	Torre de extracción líquida	Torre de platos	D (m),L(m) 0,43				

De acuerdo a las áreas obtenidas se escogió el tipo de intercambiador. Tanto para los tubos como para la coraza se trabajó con el mismo material de construcción.

Los servicios industriales seleccionados fueron agua de enfriamiento, vapor de alta y de baja presión. En la Tabla 2 se muestran las condiciones de dichos servicios.

Tabla 2. Condiciones de operación de los fluidos térmicos.

Table 2. Operating conditions of thermal fluids.

Fluido térmico	Entrada	Salida
Agua de enfriamiento	T=30°C P atm	T=40°C
Vapor de baja presión	600 kPa Vapor saturado	Líquido saturado
Vapor de alta presión	4200 kPa Vapor saturado	Líquido saturado

El reactor de neutralización de los ácidos grasos libres (CRV-100) se consideró de tanque agitado puesto que éste implica un menor costo de capital frente a un reactor de flujo tapón del mismo tamaño. Además, dado que la reacción es irreversible y rápida, la conversión es relativamente independiente del volumen del reactor. Debido a la ausencia de datos cinéticos, el dimensionamiento se realizó de manera tal, que se garantizara un tiempo de residencia de 3 minutos, de acuerdo a lo reportado por Bailey [4]. De igual manera se procedió con el reactor de neutralización de la soda cáustica (CRV-101), empleando el mismo tiempo de residencia. La potencia de agitación se calculó de acuerdo con lo expuesto por Henao [5].

Los separadores líquido/vapor fueron dimensionados por HYSYSTM. El separador V-100 se trabajó de configuración horizontal puesto que el proceso requiere gran cantidad de acumulación de líquido. El separador V-101 se trabajó de configuración vertical.

La torre de destilación T-100 se dimensionó empleando la herramienta *Tray Sizing* del simulador HYSYSTM. Se especificaron platos de válvulas de acero al carbón. La torre de extracción líquida T-101 se dimensionó

siguiendo el algoritmo de diseño recomendado por Henao [5].

3.2 Dimensionamiento del Proceso 2

Debido a la presencia de ácido sulfúrico, para todos los equipos de la zona de pretratamiento se eligió el acero inoxidable como material de construcción. Para las bombas se empleó el acero colado y para el resto de equipos el acero al carbón. El dimensionamiento de todos los equipos se realizó siguiendo los mismos procedimientos descritos para el P1.

4. EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación realizada se basa en el método de los costos modulares de Guthrie que se fundamenta en la relación que existe entre el costo de capital de una planta química y el costo de adquisición de sus equipos [5-6].

4.1 Costos de capital

De acuerdo con la clasificación de los tipos de estimación de costos de capital realizada por Turton et al., la estimación económica realizada en el presente trabajo puede ser considerada como una “estimación de estudio” [6]. Este tipo de estimación utiliza como información la lista de todos los equipos principales y a partir de un dimensionamiento aproximado, se determinan los costos.

El costo total de capital se calcula multiplicando el costo total de los equipos por ciertos factores para tener en cuenta otros costos como la mano de obra de instalación, los materiales asociados a la instalación, las contingencias, el terreno y las instalaciones auxiliares. La información del proceso es extraída del PFD y no se requiere un nivel de detalle superior (e.g. diagramas PID, diagramas de elevación y *plot plan*, etc.).

Este tipo de estimación tiene un rango de exactitud de +30% a -20%, i.e. que puede esperarse que el costo real de la planta esté entre un 30% por encima y un 20% por debajo del costo predicho. De acuerdo a lo anterior, este trabajo no constituye un estudio de factibilidad de una planta química como tal, pero sirve como

análisis comparativo entre dos alternativas de proceso y arroja, de manera aproximada, el costo de capital de los mismos.

En las Tablas 3 y 4 se muestran los resultados de los cálculos de costos de capital para los dos procesos diseñados. A menos que se especifique lo contrario, todos los valores monetarios en este trabajo están expresados en dólares estadounidenses.

Las correlaciones utilizadas para el cálculo de los costos fueron tomadas de Turton et al. [6]. Como índice de precios, se trabajó con el *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* de Febrero de 2005. Con éste se corrigieron los costos para tener en cuenta el efecto de la inflación, puesto que las correlaciones trabajan con un CEPCI de mediados de 1996 equivalente a 382. Para las centrífugas de discos, se utilizó un precio promedio de 100.000 dólares, de acuerdo a los valores de mercado consultados.

Como resultados generales se observa que el Proceso 1 (P1) requiere una inversión de capital fijo (ICF) menor que la del Proceso 2 (P2) aunque los valores son muy similares. Para el P1 la ICF es de US\$2'001.647 mientras que para el P2 es de US\$2'062.380. Los costos del terreno (L) son US\$127.319 y US\$119.067 respectivamente.

El costo de los equipos de bombeo es prácticamente el mismo para ambos procesos, y representa el 10% del costo modular total C_{MT} . Lo mismo ocurre con el reactor de transesterificación y los intercambiadores de calor, que representan aproximadamente un 7% y un 13% del costo total respectivamente. Los equipos que más aportan al C_{MT} son los separadores centrífugos, con un 25.1% para el P1 y un 53.1% para el P2. Para estos equipos se supuso un factor de costo modular (F_{CM}) de 3.5.

Haciendo un análisis por zonas, se observa que para el P1, los equipos de la zona de pretratamiento (todos los equipos hasta antes de la bomba P-102) tienen un costo modular de US\$815.555 frente a US\$581.764 para el P2 (equipos hasta antes de la bomba P-104).

Aunque el reactor de pretratamiento de esterificación del P2 tiene un costo bastante significativo puesto que su material de construcción es acero inoxidable, el costo de la centrífuga de separación del palmitato sódico en el P1 hace que ésta zona sea US\$233.791 más costosa que la del P2.

El equipo que más contribuye al aumento de la diferencia de la ICF entre los dos procesos es la torre de destilación del P2, puesto que tiene 26 platos y un costo modular de US\$681.384 (incluyendo rehervidor y condensador) frente a US\$298.954 y 4 platos de la torre del P1.

La zona de separación aguas abajo de la torre de destilación de ambos procesos, es prácticamente la misma y tiene un costo modular total de US\$960.000, lo que representa aproximadamente el 70% del costo modular total de ambos procesos.

Teniendo en cuenta el elevado costo de los separadores centrífugos, sería adecuado para futuros estudios, investigar a fondo otras alternativas de equipos que no resulten tan costosas para la separación del fosfato de sodio, en la purificación de la glicerina.

4.2 Costos operativos

El cálculo de costos operativos se realizó siguiendo la metodología expuesta por Henao, la cual se fundamenta en la relación que existe entre estos costos: la inversión de capital fijo (ICF), el costo de materias primas (C_{MP}), el costo de tratamiento de residuos (C_{TR}), el costo de servicios industriales (C_{SI}) y el costo de mano de obra operativa (C_{MOO}) [5].

Como precio del aceite crudo de palma se tomó la referencia CIF Rotterdam actualizada a octubre de 2005, con un valor de US\$452.5/ton (US\$1.58/galón). Para el metanol se tomó una proyección del precio a 2006 de US\$270/ton suministrada por la empresa Interquím S.A. que provee a nivel nacional este producto.

Table 3. Costos de capital del Proceso 1: Transesterificación convencional con catálisis básica y pretratamiento de neutralización de los ácidos grasos libres (Valores monetarios en dólares americanos).

Table 3: Process 1 capital costs: Conventional alkali-catalyzed transesterification with pretreatment of the free fatty acids via neutralization (Monetary values in US dollars).

Bombas																								
Código	F _M	F _{cm} =B1+B2*Fp ⁿ ; F _{cm} ^o = B1+B2										C _{eq} ^o = (IPact/Preff)*10 ⁴ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)						C _M F _{cm} *C _{eq} ^o						
		C1	C2	C3	C4	C5	P (barg)	Fp	B1	B2	F _{cm}	F _{cm} ^o	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _M	C _M ^o			
P-100	2.00	0.0231	0.7154	0.2615	--	3.60	1.00	1.8	1.51	4.82	3.31	3.6949	0.359	0.0537	0.01	382	488.2	\$1,839.04	\$9,864.16	\$	6,087.22	\$		
P-101	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	3.60	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	1.752	382	488.2	\$5,590.81	\$25,259.30	\$	18,505.59	\$		
P-102	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	4.40	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	2.417	382	488.2	\$6,234.91	\$28,169.31	\$	20,637.54	\$		
P-103	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	3.70	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	0.791	382	488.2	\$4,317.76	\$19,507.66	\$	14,291.80	\$		
P-104	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	4.21	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	0.189	382	488.2	\$2,820.04	\$12,740.92	\$	9,334.32	\$		
P-105	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	0.90	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	0.474	382	488.2	\$3,686.82	\$16,657.05	\$	12,203.37	\$		
P-106	1.40	0.0231	0.7154	0.2615	--	0.10	1.00	1.8	1.51	3.914	3.31	3.6949	0.359	0.0537	0.008	382	488.2	\$1,891.64	\$7,403.87	\$	6,261.32	\$		
P-107	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	3.00	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	0.448	382	488.2	\$3,625.77	\$16,351.22	\$	12,001.29	\$		
Intercambadores de calor																								
Código	F _M	F _{cm} =B1+B2*Fp ⁿ ; F _{cm} ^o = B1+B2										C _{eq} ^o = (IPact/Preff)*10 ⁴ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)						C _M F _{cm} *C _{eq} ^o						
		C1	C2	C3	C4	C5	P (barg)	Fp	B1	B2	F _{cm}	F _{cm} ^o	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _M	C _M ^o			
PR-100	1.00	--	--	0	--	3.70	1.00	1.8	1.5	3.30	3.3	3.4338	0.1445	0.1079	239.86	382	488.2	\$0,000.19	\$9,027.02	\$	99,027.02	\$		
E-100	1.00	0	0	0	--	5.00	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	3.0238	0.0603	0	3.62	382	488.2	\$1,399.08	\$2,728.20	\$	2,728.20	\$		
E-101	1.00	0.6209	-0.9274	0.3369	--	4.00	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.9658	0	13.30	382	488.2	\$3,769.06	\$7,365.50	\$	7,349.57	\$		
E-102	1.00	0	0	0	--	4.40	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.9658	0	13.30	382	488.2	\$1,939.31	\$3,781.66	\$	3,781.66	\$		
E-103	1.00	0	0	0	--	1.21	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.9658	0	13.61	382	488.2	\$1,992.70	\$3,866.27	\$	3,866.27	\$		
E-104	1.00	0	0	0	--	0.90	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.9658	0	45.02	382	488.2	\$6,294.88	\$12,275.01	\$	12,275.01	\$		
E-105	1.00	0.6209	-0.9274	0.3369	--	41.00	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.9658	0	10.76	382	488.2	\$1,579.44	\$3,086.55	\$	3,079.91	\$		
E-106	1.00	0	0	0	--	0.71	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	3.0238	0.0603	0	32.56	382	488.2	\$4,603.69	\$9,777.19	\$	9,777.19	\$		
E-107	1.00	0	0	0	--	0.71	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	3.0238	0.0603	0	4.97	382	488.2	\$1,426.16	\$2,781.02	\$	2,781.02	\$		
E-108	1.00	0	0	0	--	0.71	1.00	1.95	1.21	1.95	1.95	3.0238	0.0603	0	0.484	382	488.2	\$1,239.27	\$2,416.57	\$	2,416.57	\$		
E-1000	1.00	-0.04139	0.04139	0	--	41.00	1.06	1.8	1.5	3.39	3.3	3.5638	0.1906	0.1107	35.47	382	488.2	\$6,347.99	\$5,423.12	\$	53,948.37	\$		
E-2000	1.00	--	--	--	--	0.71	1.00	1.8	1.5	3.30	3.3	3.4338	0.1445	0.1079	97.55	382	488.2	\$17,241.29	\$	56,896.25	\$	56,896.25	\$	
Recipientes a presión																								
Código	F _M	F _{cm} =B1+B2*Fp ⁿ ; F _{cm} ^o = B1+B2										C _{eq} ^o = (IPact/Preff)*10 ⁴ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)						C _M F _{cm} *C _{eq} ^o						
		C1	C2	C3	C4	C5	P (barg)	Fp	B1	B2	F _{cm}	F _{cm} ^o	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _M	C _M ^o			
CRV-100	1.00	--	--	--	--	2.90	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.6237	0.5262	0.2146	2.50	382	488.2	\$9,025.00	\$38,085.51	\$	38,085.51	\$		
CRV-101	1.00	--	--	--	--	3.00	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.5253	0.5678	0.2085	1.84	382	488.2	\$6,006.99	\$25,349.50	\$	25,349.50	\$		
V-100	1.00	--	--	--	--	0.00	1.00	1.62	1.47	3.09	3.09	3.6592	0.5905	0.1106	3.20	382	488.2	\$5,944.04	\$18,367.08	\$	18,367.08	\$		
V-101	1.00	--	--	--	--	0.70	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.6237	0.5262	0.2146	3.73	382	488.2	\$12,107.19	\$51,092.35	\$	51,092.35	\$		
T-100	1.00	--	--	--	--	0.00	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.6898	0.58115	0.16076	2.70	382	488.2	\$11,448.97	\$48,314.67	\$	48,314.67	\$		
T-101	1.00	--	--	--	--	0.20	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.4069	0.57155	0.2452	3.65	382	488.2	\$8,202.27	\$34,613.57	\$	34,613.57	\$		
Platos de torres																								
Código	F _M	F _{cm} =B1+B2*Fp ⁿ ; F _{cm} ^o = B1+B2										C _{eq} ^o = (IPact/Preff)*(K1+K2+A*K3*(A)^2)						C _M F _{cm} *C _{eq} ^o *F _q						
		C1	C2	C3	C4	C5	P (barg)	Fp	B1	B2	F _{cm}	F _{cm} ^o	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _M	C _M ^o			
T-100	--	--	--	--	--	0.00	--	--	--	1.20	1.20	235.0000	19.8000	75.07	1.219	382	488.2	\$454.33	\$	5,452.01	\$	5,452.01	\$	
T-101	--	--	--	--	--	0.20	--	--	--	1.20	1.20	235.0000	19.8000	75.07	0.43	382	488.2	\$315.48	\$	3,755.72	\$	3,755.72	\$	
Separadores sólido líquido																								
Código	F _M	F _{cm} =B1+B2*Fp ⁿ ; F _{cm} ^o = B1+B2										C _{eq} ^o = (IPact/Preff)*10 ⁴ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)						C _M F _{cm} *C _{eq} ^o						
		C1	C2	C3	C4	C5	P (barg)	Fp	B1	B2	F _{cm}	F _{cm} ^o	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _M	C _M ^o			
X-100	--	--	--	--	--	--	--	--	--	3.5	3.5	--	--	--	--	--	--	--	\$100,000.00	\$	350,000.00	\$	350,000.00	\$
X-101	--	--	--	--	--	--	--	--	--	3.5	3.5	--	--	--	--	--	--	--	\$100,000.00	\$	350,000.00	\$	350,000.00	\$
Costos totales																								
C _{WT} =1.18(ΣC _{MHR})		\$ 1,556,028.53										ICF=C _M *C _M +0.35(ΣC _{MHR})						\$ 2,001,647.14	L=0.1(ΣC _{MHR})	\$ 127,319.60	ICF _L =C _M *C _M +0.25(ΣC _{MHR})	\$ 1,874,327.54		

Tabla 4. Costos de capital del Proceso 2: Transesterificación convencional con catalisis básica y pretratamiento de esterificación de los ácidos grasos libres (Valores monetarios en dólares americanos).

Table 4. Process 2 capital costs: Conventional alkali-catalyzed transesterification with pretreatment of the free fatty acids via an esterification. (Monetary values in US dollars).

Bombas																								
Código	F _m	F _{cm} =B1+B2*Fp*F _m , F _{cm} ^o = B1+B2					C _{eq} ^o = (Pact/IPref)*10 ⁶ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)					C _m =F _{cm} *C _{eq} ^o												
		B1	B2	Fp	F _{cm} ^o	F _{cm}	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _m	C _m ^o									
P-100	2.40	0.1682	0.3477	0.4841	--	1.00	1.8	1.51	5.424	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	1.48	382	468.2	\$5,289.70	\$28,691.33	\$ 17,508.91					
P-101	2.00	0.0231	0.7154	0.2615	--	1.00	1.8	1.51	6.949	3.31	3.6949	0.3590	0.0577	0.02	382	468.2	\$2,414.13	\$9,866.79	\$ 6,858.15					
P-102	1.40	0.1682	0.3477	0.4841	--	1.00	1.8	1.51	3.914	3.31	3.6949	0.3590	0.0577	0.04	382	468.2	\$2,414.13	\$9,448.91	\$ 7,990.78					
P-103	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	1.01	382	468.2	\$4,664.11	\$21,072.45	\$ 15,438.20					
P-104	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	1.73	382	468.2	\$5,567.00	\$25,151.72	\$ 18,426.78					
P-105	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	0.12	382	468.2	\$2,501.23	\$11,300.54	\$ 8,279.06					
P-106	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	0.37	382	468.2	\$3,431.26	\$15,502.42	\$ 11,357.46					
P-107	1.40	0.0231	0.7154	0.2615	--	1.00	1.8	1.51	3.914	3.31	3.6949	0.3590	0.0577	0.01	382	468.2	\$1,866.76	\$7,424.02	\$ 6,278.36					
P-108	1.80	0.1682	0.3477	0.4841	--	1.00	1.8	1.51	4.518	3.31	3.5793	0.3208	0.0285	0.45	382	468.2	\$3,639.13	\$16,441.60	\$ 12,045.53					
Intercambidores de calor																								
Código	F _m	F _{cm} =B1+B2*Fp*F _m , F _{cm} ^o = B1+B2					C _{eq} ^o = (Pact/IPref)*10 ⁶ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)					C _m =F _{cm} *C _{eq} ^o												
		B1	B2	Fp	F _{cm} ^o	F _{cm}	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _m	C _m ^o									
PF-100	3.00	--	--	--	--	1.00	1.8	1.5	6.30	3.3	3.4338	0.1445	0.1079	175.83	382	468.2	\$ 24,581.13	\$ 154,861.10	\$ 81,117.72					
PF-101	1.00	--	--	--	--	1.00	1.8	1.5	3.30	3.3	3.4338	0.1445	0.1079	223.84	382	468.2	\$ 28,679.94	\$ 94,843.81	\$ 51,643.61					
E-100	3.00	0	0	0	--	1.00	0.74	1.21	4.37	1.95	2.0238	0.0603	0	3.08	382	468.2	\$ 3,855.66	\$ 6,954.90	\$ 2,701.64					
E-101	3.00	0	0	0	--	1.00	0.74	1.21	4.37	1.95	2.1138	0.0603	0	21.15	382	468.2	\$ 3,094.70	\$ 13,261.62	\$ 5,917.68					
E-102	1.00	0	0	0	--	1.00	0.74	1.21	1.95	1.95	3.0238	0.0603	0	5.56	382	468.2	\$ 1,435.83	\$ 2,799.66	\$ 2,799.66					
E-103	1.00	0	0	0	--	1.00	0.74	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.0603	0	46.00	382	468.2	\$ 2,186.25	\$ 4,263.19	\$ 4,263.19					
E-104	1.00	0	0	0	--	1.00	0.74	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.0603	0	46.00	382	468.2	\$ 2,186.25	\$ 4,263.19	\$ 4,263.19					
E-105	1.00	0.6209	-0.9274	0.3369	--	1.00	0.74	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.0603	0	11.21	382	468.2	\$ 1,644.20	\$ 3,213.09	\$ 3,206.18					
E-106	1.00	0	0	0	--	1.00	0.74	1.21	1.95	1.95	2.1138	0.0603	0	33.72	382	468.2	\$ 4,761.68	\$ 9,285.28	\$ 9,285.28					
E-107	1.00	0	0	0	--	1.00	0.74	1.21	1.95	1.95	3.0238	0.0603	0	4.75	382	468.2	\$ 1,422.27	\$ 2,773.42	\$ 2,773.42					
E-1000	1.00	-0.04139	0.04139	0	--	1.00	1.06	1.8	1.5	3.39	3.3	3.5638	0.1906	0.1107	47.20	382	468.2	\$ 19,117.08	\$ 64,810.90	\$ 63,086.36				
E-2000	1.00	--	--	--	--	1.00	1.8	1.5	3.30	3.3	3.4338	0.1445	0.1079	137.83	382	468.2	\$ 21,141.49	\$ 69,766.93	\$ 69,766.93					
Recipientes a presión																								
Código	F _m	F _{cm} =B1+B2*Fp*F _m , F _{cm} ^o = B1+B2					C _{eq} ^o = (Pact/IPref)*10 ⁶ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)					C _m =F _{cm} *C _{eq} ^o												
		B1	B2	Fp	F _{cm} ^o	F _{cm}	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _m	C _m ^o									
CRV-100	1.00	--	--	--	--	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.525294	0.567846	0.208462	1.84	382	468.2	\$ 6,006.99	\$ 25,349.50	\$ 25,349.50					
V-100	1.00	--	--	--	--	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.6237	0.5262	0.2146	3.734	382	468.2	\$ 12,117.21	\$ 51,134.63	\$ 51,134.63					
T-101	4.00	--	--	--	--	1.00	2.5	1.72	9.38	4.22	3.3392	0.5538	0.2851	5.50	382	468.2	\$ 9,859.50	\$ 92,482.08	\$ 41,607.08					
T-102	1.00	--	--	--	--	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.7221	0.6080	0.1345	15.850	382	468.2	\$ 54,156.34	\$ 228,539.77	\$ 228,539.77					
T-103	1.00	--	--	--	--	1.00	2.5	1.72	4.22	4.22	3.42721	0.576875	0.23323	3.85	382	468.2	\$ 8,575.48	\$ 36,188.54	\$ 36,188.54					
Platos de torres																								
Código	F _m	F _{cm} =B1+B2*Fp*F _m , F _{cm} ^o = B1+B2					C _{eq} ^o = (Pact/IPref)*(K1+K2*A+K3*(A)^2)					C _m =F _{cm} *C _{eq} ^o *N*Fq												
		B1	B2	Fp	F _{cm} ^o	F _{cm}	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _m	C _m ^o									
T-101	--	--	--	--	--	--	--	--	2.00	2.00	235.0000	19.8000	75.07	0.3	382	468.2	\$300.56	\$8,415.63	\$601.12					
T-102	--	--	--	--	--	--	--	--	1.20	1.20	235.0000	19.8000	75.07	1.372	382	468.2	\$494.52	\$15,429.10	\$593.43					
T-103	--	--	--	--	--	--	--	--	1.20	1.20	235.0000	19.8000	75.07	0.43	382	468.2	\$315.48	\$3,785.72	\$378.57					
Separadores sólido liquido																								
Código	F _m	F _{cm} =B1+B2*Fp*F _m , F _{cm} ^o = B1+B2					C _{eq} ^o = (Pact/IPref)*10 ⁶ *(K1+K2*log(A)+K3*(log(A))^2)					C _m =F _{cm} *C _{eq} ^o												
		B1	B2	Fp	F _{cm} ^o	F _{cm}	K1	K2	K3	A	IP ref	IP act	C _{eq} ^o	C _m	C _m ^o									
X-100	--	--	--	--	--	--	--	--	3.5	3.5	--	--	--	--	--	--	\$ 100,000.00	\$ 350,000.00	\$ 350,000.00					
X-100	--	--	--	--	--	--	--	--	3.5	3.5	--	--	--	--	--	--	\$ 1,394,614.00	\$ 1,190,673.25	\$ 1,190,673.25					
Costos totales																								
C _{mt} =1.18(ΣC _{m(kt)})	\$	1.645.644.52					ICF=C _{mt} *C _{mt} *0.35(ΣC _{m(kt)} ^o)					\$	2.062.380.15		L=0.1(ΣC _{m(kt)} ^o)		\$	119.067.32		ICF _L =C _{mt} *0.25(ΣC _{m(kt)} ^o)		\$	1.943.312.83	

Para el ácido sulfúrico se consideró un precio de US\$90/ton, que es el valor máximo que ha alcanzado este producto en el mercado internacional hasta octubre de 2005. Los precios de las demás materias primas fueron tomados como un valor promedio de los suministrados por varios proveedores locales.

Los precios de los servicios industriales así como el costo del tratamiento de residuos fueron tomados de Turton y actualizados con el índice de precios ya mencionado [6]. Para la energía eléctrica se tomó un valor de 200 pesos/kWh.

En lo referente a la mano de obra operativa, se tomaron los valores de número de operarios por equipo por turno ($L_{S(K)}$) reportados por Turton. Para los separadores centrífugos se consideró un $L_{S(K)}$ de 0.2. Se consideró un salario anual promedio por operario (Sop) de US\$8.300, una operación de 360 días al año, lo que conduce a un valor de 1080 turnos de operación/año (τ_Y). Así mismo se tomó un valor de cantidad de trabajo de un operario por año ($L_{Y(op)}$) de 245 turnos. Para el funcionamiento de cualquiera de las dos plantas se requieren 16 operarios trabajando tiempo completo y uno medio tiempo.

Para el P1 se obtuvo un valor de costo operativo anual total sin incluir la depreciación (COT_d) de US\$66'066.760 y para el P2 de US\$68'460.266. Como se observa en la Tabla 5, el P1 requiere un gasto mayor por concepto de materias primas, puesto que aunque el P2 requiere un mayor consumo de metanol y de ácido sulfúrico adicional, el P1 requiere una elevada cantidad de hidróxido de sodio que compensa y supera dichos costos. Sin embargo, la gran diferencia en cuanto a costos operativos entre ambos procesos se encuentra en el costo por tratamiento de residuos industriales. El P2 requiere el tratamiento de la corriente 109 que contiene el ácido sulfúrico de la reacción de esterificación. En este trabajo no se consideró la recuperación de este compuesto por lo que se trató como un efluente líquido peligroso. Esta situación hace que el tratamiento de los residuos del P2 sea US\$2'273.773/año más costoso que para el P1, lo que implica un aumento notable en el costo operativo total.

Los costos de los productos son una de las variables críticas que afectan la rentabilidad de los proyectos. Para ambos procesos, el precio para el biodiesel se tomó como US\$570/ton lo que equivale a un precio de 4.367 pesos/galón (tomando 2.320 pesos = 1 dólar). Para la glicerina al 95%, se tomó un valor de US\$1.200/ton de acuerdo a lo reportado por Zhang et al. [1].

Los precios de los otros dos subproductos, el palmitato de sodio y el fosfato de sodio se fijaron de acuerdo a lo consultado con algunos proveedores locales.

4.3 Costos de manufactura

El costo total de manufactura sin depreciación (COM_d) para una planta nueva esta dado por la siguiente ecuación [6]:

$$\frac{COT_d}{Producción} = \frac{0.18ICF + 2.73C_{MOO} + 1.23(C_{MP} + C_{TR} + C_{SI})}{Producción}$$

De acuerdo a lo anterior, se calculó el COM_d del biodiesel para ambos procesos (Tabla 6). Dichos valores son similares ya que el mayor costo operativo total COT_d del P2 se ve compensado por la producción adicional generada en el proceso de esterificación.

4.4 Flujos de caja

Para ambos proyectos se fijó un horizonte de vida de 2 años de construcción y 15 años de operación, una tasa de impuestos del 35%, una tasa mínima de retorno (TMR) del 20% (aproximadamente 13 puntos porcentuales por encima de la DTF a octubre de 2005).

En el cálculo de la depreciación se utilizó el método de la línea recta a 10 años. Para los precios de los productos considerados anteriormente, se obtuvieron los dos flujos de caja que se muestran en las Tablas 7 y 8.

Tabla 5. Costos operativos de proceso (Valores en dólares).
Table 5. Process operating costs (Monetary values in US dollars).

Proceso 1					
Costos de materias primas (C _{MP})					
Materia prima	Consumo anual F _{MP} (kg/año)	Precio P _{MP} (\$/kg)	C _{MP} (\$/año)		
Acetate crudo de palma	\$103.768.376,90	\$	46.955.191,45394		
Melanol	\$11.498.524,95	\$	3.104.601,73618		
Hidróxido de sodio	\$620.601,75	\$	601.501,08564		
Acido fosfórico	\$197.262,86	\$	170.040,58549		
Total C_{MP} (\$/año)			\$ 50.831.324,86124		
Costos de tratamiento de residuos industriales (C _{RI})					
Tipo	Generación anual F _{RI} (kg/año)	Precio P _{RI} (\$/kg)	C _{RI} (\$/año)		
Agua secado acetate pretrat.	404.146,43	\$	17.865,60379		
Agua con glicerina	22.633.411,50	\$	1.022.207,46112		
Total C_{RI} (\$/año)			\$ 1.020.103,06491		
Costos de servicios industriales (C _{SI})					
Tipo	Consumo anual F _{SI} (kg/año)	Precio P _{SI} (\$/kg)	C _{SI} (\$/año)		
Vapor de alta presión	105.006.443,15	\$	1.117.216,052		
Vapor de baja presión	8.224.285,48	\$	66.966,823		
Agua de enfriamiento	6.352.321.102,60	\$	52.349,478		
Agua de proceso (Solvente)	21.168.463,67	\$	1.041,488		
Tipo	Consumo anual kW hora/año	Precio P _{SI} (\$/kW hora)	C _{SI} (\$/año)		
Energía eléctrica	352.804,99	\$	30.411,79		
Total C_{SI} (\$/año)			\$ 1.267.985,63		
Costos de mano de obra operativa (C _{MO})					
Equipo	N _k	L _{opk}	L _{SIk} N _k		
Bombas	8	0	0		
Reactores	3	0,5	1,5		
Intercambiadores	11	0,1	1,1		
Recipientes	2	0	0		
Torres	2	0,35	0,7		
Separadores sólido/líquido	2	0,2	0,4		
L ₃₋₂ L _{opk} N _k	3,70	1080			
Sop	\$ 8.300,00	245			
Nop	16,31	\$ 135.374,69			
Total C_{MO} (\$/año)			\$ 135.374,69		
Costos operativos sin depreciación y costo por depreciación					
COT _d	\$ 66.066.760,38		168.689,48		
Total V (\$/año)			\$ 75.312.745,074		
Ingreso por venta de productos (V)					
Tipo	Producción F _{Prod} (kg/año)	Precio P _{Prod} (\$/kg)	V _{Prod} (\$/año)		
Biodiesel (99,9%)	100.227.763,07	\$ 0,5700	\$ 57.129.824,948		
Glicerina (95%)	9.830.278,35	\$ 1,20	\$ 11.556.334,015		
Parafina de sodio	4.281.224,47	\$ 1,50	\$ 6.421.836,70		
Fosfato de sodio	280.476,65	\$ 0,73	\$ 204.749,412		
Total V (\$/año)			\$ 75.312.745,074		

Proceso 2					
Costos de materias primas (C _{MP})					
Materia prima	Consumo anual F _{MP} (kg/año)	Precio P _{MP} (\$/kg)	C _{MP} (\$/año)		
Acetate crudo de palma	103.768.376,90	\$	46.955.191,45		
Melanol	11.893.736,28	\$	0,27	\$ 3.208.608,80	
Hidróxido de sodio	196.992,00	\$	0,733	\$ 144.395,14	
Acido fosfórico	160.955,96	\$	0,862	\$ 138.433,73	
Acido sulfúrico	1.037.664,00	\$	0,09	\$ 93.389,76	
Total C_{MP} (\$/año)			\$ 50.540.018,88		
Costos de tratamiento de residuos industriales (C _{RI})					
Tipo	Generación anual F _{RI} (kg/año)	Precio P _{RI} (\$/kg)	C _{RI} (\$/año)		
Efluente ácido pretratamiento	12.622.480,37	\$	0,17635	\$ 2.251.219,48	
Agua con glicerina	23.546.900,47	\$	0,04428	\$ 1.042.656,75	
Total C_{RI} (\$/año)			\$ 3.293.876,23		
Costos de servicios industriales (C _{SI})					
Tipo	Consumo anual F _{SI} (kg/año)	Precio P _{SI} (\$/kg)	C _{SI} (\$/año)		
Vapor de alta presión	101.774.463,39	\$	0,01064	\$ 1.082.829,40	
Vapor de baja presión	8.016.742,06	\$	0,00814	\$ 65.277,12	
Agua de enfriamiento	6.465.668.549,19	\$	0,000082	\$ 53.283,74	
Agua de proceso (Solvente)	31.467.865,54	\$	0,0000462	\$ 1.548,22	
Tipo	Consumo anual kW hora/año	Precio P _{SI} (\$/kW hora)	C _{SI} (\$/año)		
Energía eléctrica	180.759,88	\$	0,0862	\$ 15.561,50	
Total C_{SI} (\$/año)			\$ 1.218.519,99		
Costos de mano de obra operativa (C _{MO})					
Equipo	N _k	L _{opk}	L _{SIk} N _k		
Bombas	9	0	0		
Reactores	3	0,5	1,5		
Intercambiadores	10	0,1	1		
Recipientes	1	0	0		
Torres	3	0,35	1,05		
Separadores sólido/líquido	1	0,2	0,2		
L ₃₋₂ L _{opk} N _k	3,75	1080			
Sop	\$ 8.300,00	245			
Nop	16,53	\$ 137.204,08			
Total C_{MO} (\$/año)			\$ 137.204,08		
Costos operativos sin depreciación y costo por depreciación					
COT _d	\$ 66.089.037,71				
Total V (\$/año)			\$ 69.854.188,42		
Ingreso por venta de productos (V)					
Tipo	Producción F _{Prod} (kg/año)	Precio P _{Prod} (\$/kg)	V _{Prod} (\$/año)		
Biodiesel (99,9%)	102.876.408,68	\$ 0,570	\$ 58.639.552,95		
Glicerina (95%)	9.182.082,40	\$ 1,20	\$ 11.018.488,88		
Fosfato de sodio	288.693,96	\$ 0,73	\$ 196.146,59		
Total V (\$/año)			\$ 69.854.188,42		

Tabla 6. Costos totales de manufactura del biodiesel sin incluir la depreciación.
Table 6. Biodiesel total manufacturing costs without depreciation.

Proceso	Capacidad (Ton/año)	COM_d (US\$/kg)	COM_d (US\$/galón)
1	100.228	0.659	2.195
2	102.876	0.665	2.215

Ambos proyectos resultan atractivos para el inversionista puesto que la TIR supera a la TMR y tienen valor presente neto (VPN) positivo. Comparando ambos VPN, US\$17.870.773 para el P1 frente a US\$1.251.262 del P2, el P2 resulta como la alternativa más rentable por un amplio margen. Esta conclusión está sujeta a la suposición de que todos los subproductos (glicerina, fosfato y palmitato sódicos) podrán ser comercializados y vendidos a los precios fijados. Dicha suposición se debe justificar con un estudio de mercado adecuado que se sale del alcance de este trabajo. Sin embargo, en el numeral siguiente se muestra el efecto que tendrían otros eventuales escenarios sobre la rentabilidad de ambos proyectos.

Cabe mencionar que para los cálculos se tomó una tasa de impuestos del 35% para efectos de comparación entre ambos procesos. No obstante, por tratarse de un biocombustible, la legislación tributaria es especial y en el país todavía no ha sido definida. Para futuros estudios de

factibilidad, deben tenerse en cuenta otros rubros que afectan el precio final de venta al consumidor tales como los impuestos, la tarifa de transporte y los márgenes de ganancia para los distribuidores mayoristas y minoristas.

5. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

El precio de las materias primas y de los productos es la principal variable que afecta el costo de producción y la rentabilidad de un proceso de producción de biodiesel. Zhang et al. reportan que aproximadamente entre el 70-95% del costo total de producción esta representado por el costo de las materias primas. A continuación se analiza el efecto de ciertas condiciones y variables sobre la rentabilidad de los dos procesos diseñados. En primer lugar, para el P1, si no se considera la venta del palmitato sódico, se obtiene un VPN de US\$4.317.766,55 y una TIR del 58.62% lo que muestra el enorme efecto que tiene la venta de dicho subproducto sobre la rentabilidad.

Tabla 7. Cálculo de los flujos de caja, valor presente neto VPN y tasa interna de retorno TIR para el Proceso 1 (Valores en dólares).
Table 7. Cash flow, net present value (NPV) and discounted cash flow rate of return (DCFROR) for the Process 1 (Monetary values in US dollars).

(n)	V(n)	COTd(n)	CDep (n)	Cimp(n)	ICF(n)	S(n)=0,1(ICFL)	L(n)	WCRReq(n)	WCRRec(n)	FC(n)	FC(n)(1+TMR) ⁻ⁿ	FC(n)(1+TIR) ⁻ⁿ
0					\$127.319,60					-\$127.319,60	-\$127.319,60	-\$127.319,60
1					\$1.124.596,52					-\$1.124.596,52	-\$937.163,77	-\$477.545,40
2					\$749.731,02			\$374.865,51		-\$1.124.596,52	-\$780.969,81	-\$202.793,49
3	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$6.068.931,37	\$3.512.113,06	\$464.692,87
4	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$2.926.760,89	\$197.325,83	\$197.325,83
5	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$2.438.967,40	\$83.791,87	\$83.791,87
6	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$2.032.472,84	\$35.581,13	\$35.581,13
7	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$1.693.727,36	\$15.109,07	\$15.109,07
8	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$1.411.439,47	\$6.415,87	\$6.415,87
9	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$1.176.199,56	\$2.724,42	\$2.724,42
10	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$980.166,30	\$1.156,89	\$1.156,89
11	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$816.805,25	\$491,26	\$491,26
12	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.177.053,33						\$680.671,04	\$208,61	\$208,61
13	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.236.094,64						\$561.707,64	\$87,72	\$87,72
14	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.236.094,64						\$468.089,70	\$37,25	\$37,25
15	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.236.094,64						\$390.074,75	\$15,82	\$15,82
16	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.236.094,64						\$325.062,29	\$6,72	\$6,72
17	\$75.312.745,07	\$66.066.760,38	\$168.689,48	\$3.236.094,64	\$187.432,75	\$127.319,60			\$374.865,51	\$6.699.507,92	\$301.968,56	\$3,18
										VPN	\$17.870.772,92	0,00
										TIR	135,50%	

Tabla 8. Cálculo de los flujos de caja, valor presente neto VPN y tasa interna de retorno TIR para el Proceso 2 (Valores en dólares).
Table 8. Cash flow, net present value (NPV) and discounted cash flow rate of return (DCFROR) for the Process 2 (Monetary values in US dollars).

(n)	V(n)	COTd(n)	CDep (n)	Cimp(n)	ICF(n)	S(n)=0,1(ICFL)	L(n)	WCRReq(n)	WCRRec(n)	FC(n)	FC(n)(1+TMR) ⁻ⁿ	FC(n)(1+TIR) ⁻ⁿ
0					\$119.067,32					-\$119.067,32	-\$119.067,32	-\$119.067,32
1					\$1.165.987,70					-\$1.165.987,70	-\$971.656,41	-\$879.040,45
2					\$777.325,13			\$388.662,57		-\$1.165.987,70	-\$809.713,68	-\$662.710,35
3	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$559.762,93	\$414.469,47
4	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$466.469,11	\$312.469,36
5	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$388.724,25	\$235.571,28
6	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$323.936,88	\$177.597,66
7	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$269.947,40	\$133.891,23
8	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$224.956,17	\$100.940,86
9	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$187.463,47	\$76.099,52
10	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$156.219,56	\$57.371,58
11	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$130.182,97	\$43.252,55
12	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$426.661,94						\$967.270,34	\$108.485,81	\$32.608,18
13	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$487.876,30						\$906.055,98	\$84.683,51	\$23.027,60
14	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$487.876,30						\$70.569,59	\$17.360,55	\$17.360,55
15	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$487.876,30						\$58.807,99	\$8.807,99	\$8.807,99
16	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$487.876,30						\$49.006,66	\$4.006,66	\$4.006,66
17	\$69.854.198,42	\$68.460.266,14	\$174.898,15	\$487.876,30	\$194.331,28	\$119.067,32			\$388.662,57	\$1.608.117,16	\$72.483,06	\$13.202,95
										VPN	\$1.251.261,92	0,00
										TIR	32,64%	

Para los análisis siguientes no se tendrá en cuenta la venta del mismo, con el objetivo de realizar una comparación menos arriesgada entre ambos procesos.

En las Figuras 1 y 2 se muestra el efecto del precio del aceite sobre la rentabilidad. Para este análisis se tomaron los demás precios mostrados en la Tabla 5, los cuales se dejaron constantes así como las demás variables de los flujos de caja.

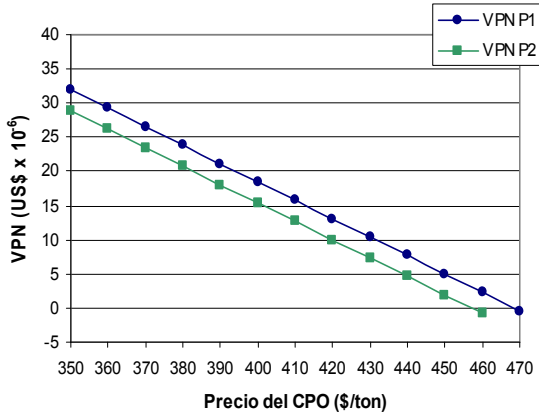


Figura 1. Efecto del precio del aceite crudo de palma (CPO) sobre el VPN.

Figure 1. Effect of the crude palm oil (CPO) price on the NPV.

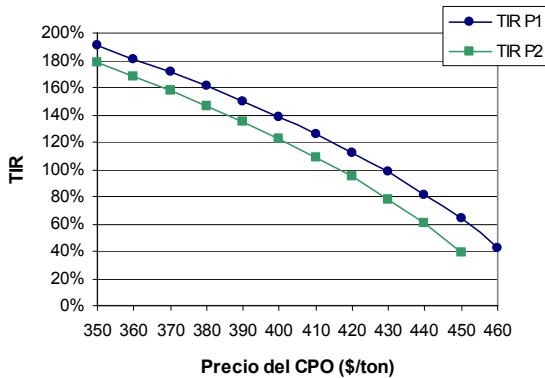


Figura 2. Efecto del precio del aceite crudo de palma (CPO) sobre la TIR.

Figure 2. Effect of the crude palm oil (CPO) price on the DCFROR.

Para el P2, el precio del aceite que hace el VPN cero bajo las condiciones dadas es US\$457.145, mientras que para el P1 es US\$468.53. Para cualquier precio del aceite, el P1 presenta una mayor rentabilidad.

Dejando el valor del precio del aceite constante en US\$452.5/ton para el P1, el precio mínimo del biodiesel que genera rentabilidad es de US\$549.6/ton, lo que equivale a 4247 pesos/galón (considerando 1 dólar = 2320 pesos). Para el P2 es de US\$564.2/ton lo que equivale a 4360 pesos/galón.

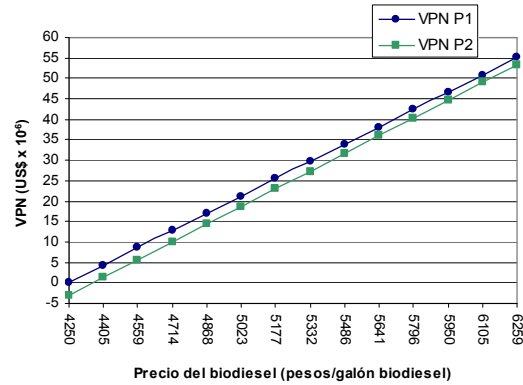


Figura 3. Efecto del precio del biodiesel sobre el VPN.

Figure 3. Effect of the biodiesel price on the NPV.

Las Figuras 3 y 4 muestran el efecto del precio del biodiesel sobre el VPN y la TIR respectivamente. Otra de las variables que modifican la rentabilidad de manera notable es el precio de la glicerina. Tomando un precio del biodiesel de US\$570/ton, el valor mínimo de dicho precio que genera rentabilidad para el P1 es de US\$987.56/ton, mientras que para el P2 es de US\$1135.43/ton, lo que da una idea del mayor potencial económico del P1.

Considerando las condiciones de precios inicialmente planteadas para el P1, i.e. un valor de US\$1.200/ton para la glicerina y de US\$570/ton para el biodiesel, se genera un VPN de US\$4.317.766,55.

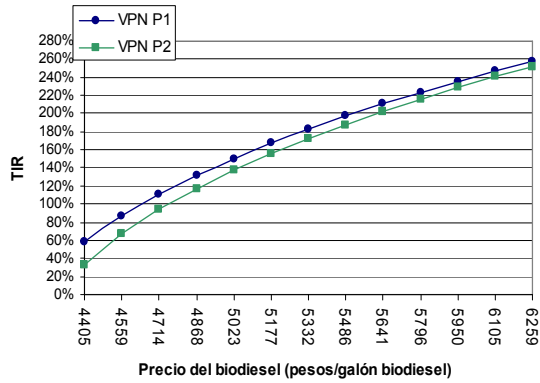


Figura 4. Efecto del precio del biodiesel sobre la TIR.

Figure 4. Effect of the biodiesel price on the DCFROR.

La Figura 5 muestra cómo debe variar el precio del biodiesel ante un cambio en el precio de la glicerina, de manera tal, que se siga generando dicho VPN. Se puede ver que para una disminución en el precio de la glicerina de aproximadamente US\$200, el precio de la tonelada de biodiesel debe aumentar unos US\$20 para amortiguar dicho descenso.

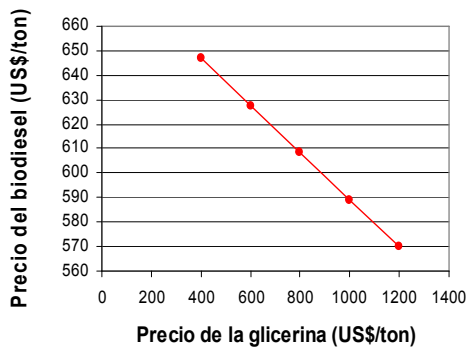


Figura 5. Efecto del cambio en el precio de la glicerina sobre el precio del biodiesel para obtener un mismo VPN en el P1.

Figure 5. Effect of the glycerine price change on the biodiesel price to obtain a given NPV in the P1.

CONCLUSIONES

Los dos procesos diseñados con capacidad aproximada de 100.000 ton/año (715.000 barriles/año) requieren una inversión de capital fijo del orden de 2 millones de dólares (± 25%). El proceso con pretratamiento de neutralización

de los ácidos grasos libres (P1) presenta un costo operativo anual aproximado de 66 millones de dólares frente a 68.4 millones del P2. Para ambos procesos se obtuvo un costo total de manufactura de 2.2 dólares/galón. Este costo todavía resulta muy superior al costo internacional de manufactura del diesel que se encuentra alrededor de 0.38 dólares/galón. Cabe mencionar que los procesos diseñados en este trabajo no fueron optimizados, lo que podría reducir apreciablemente el costo total de manufactura.

De los dos procesos diseñados, el que genera más rentabilidad en todos los escenarios económicos evaluados es el P1 con una tasa interna de retorno de 58.62% frente a 32.64% del P2. Para el P1, el precio mínimo del biodiesel que genera rentabilidad, con un precio del aceite crudo de palma de US\$ 452.5/ton, es de 4.247 pesos/galón. Aunque en la actualidad este valor es mayor al del ACPM, resulta inferior al que se espera una vez se desmonte el subsidio de este último, el cual estaría alrededor de 5.500 pesos/galón.

NOMENCLATURA

C_M	Costo modular de un equipo
C_{Eq}^o	Costo de adquisición de referencia del equipo
F_{CM}	Factor de costo modular
K_1, K_2, K_3	Constantes para el cálculo del costo de adquisición de referencia del equipo
A_K	Parámetro característico que indica la capacidad del equipo
B_1, B_2	Constantes para el cálculo del factor de costo modular
F_P	Factor de presión
F_M	Factor de material
C_1, C_2, C_3	Constantes para el cálculo del factor de presión
P	Presión
T	Temperatura
U	Coefficiente global de transferencia de calor U
A	Área de transferencia de calor
ΔT_{LM}	Delta de temperatura logarítmico medio
Q	Flujo de calor
PFD	Diagrama de flujo de proceso
D	Diámetro

L	Longitud	$FC_{(n)}$	Flujo de caja, año "n"
Weje	Potencia del eje	$V_{(n)}$	Ingresos por ventas, año "n"
C_M°	Costo modular de referencia de un equipo	$C_{Imp(n)}$	Pago de impuestos a la renta, año "n"
F_{CM}°	Factor de costo modular de referencia	$S_{(n)}$	Ingresos por venta de activos fijos por el valor de salvamento
C_{MT}	Costo modular total	$L_{(n)}$	Ingresos por venta del terreno de la planta
C_{MG}	Costo modular global	$WC_{Req(n)}$	Capital de trabajo requerido
ICF	Inversión de capital fijo o costo de capital	$WC_{Rec(n)}$	Capital de trabajo recuperado
IPC	Índice de precios del consumidor	i, TMR	Tasa de descuento
IPP	Índice de precios del productor	VPN	Valor presente neto
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index	TIR	Tasa interna de retorno
N	Número de platos	COM_d	Costo total de manufactura sin depreciación
F_q	Factor de corrección del precio por plato		
C_{MP}	Costos de materia prima		
C_{TR}	Costos de tratamiento de residuos		
C_{SI}	Costos de servicios industriales		
C_{MOO}	Costos de mano de obra operativa		
COT	Costo operativo total		
COT_d	Costo operativo total sin incluir la depreciación		
F_{MP}	Flujo anual de materia prima		
F_R	Flujo anual de residuos		
F_{SI}	Flujo anual de servicios industriales		
P_{MP}	Precio de materia prima		
P_R	Precio del tratamiento de residuos		
P_{SI}	Precio del servicio industrial		
N_{Op}	Número de operarios que trabajan tiempo completo		
S_{Op}	Salario anual promedio por operario		
L_S	Cantidad de trabajo operativo para mantener en funcionamiento la planta completa durante un turno		
$L_{S(k)}$	Cantidad de trabajo operativo para mantener en funcionamiento un equipo del tipo "k" durante un turno		
N_k	Número de equipos del tipo "k" que existen en la planta		
L_Y	Cantidad de trabajo operativo para mantener en funcionamiento la planta completa durante un año		
τ_Y	Número de turnos de operación de la planta durante un año		
$L_{Y(Op)}$	Cantidad de trabajo operativo que un operador realiza durante un año		

REFERENCIAS

- [1] ZHANG, Y. et al. Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis. En: Bioresource technology. New York. N°90 (2003); p. 229-240.
- [2] HAAS, M. et al. A process model to estimate biodiesel production costs. En: Bioresource technology. New York. N°97 (2006); p. 671-678.
- [3] BRANAN, CARL. Soluciones prácticas para el ingeniero químico. 2. ed. México: McGraw-Hill, 2000. p. 32.
- [4] BAILEY, ALTON. Aceites y grasas industriales. 2. ed. Barcelona: Reverté, 1984. p. 495.
- [5] HENAO, CARLOS. Simulación y evaluación de procesos químicos. Medellín: Universidad Pontificia Bolivariana, 2005. p. 4-7, 4-66 - 4-82, 5-1 - 5-43. (Sin editar).
- [6] TURTON, RICHARD et al. Analysis, synthesis and design of chemical processes. New Jersey: Prentice Hall, 1998. p. 39-75, 679-694.