

## **ASPECTOS ECONOMICOS DE LA IMPLEMENTACION DE LA TECNOLOGIA DE PRODUCCION DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA**

### **8.1 INTRODUCCION.**

La producción de metil y etil-ésteres de aceites vegetales ha sido estudiada por numerosas entidades en todo el mundo. La oportunidad que ofrece este producto en el campo de los combustibles automotrices genera un interés comercial cada vez más importante por los métodos de producción del denominado “biodiesel”.

En este capítulo presenta el proceso de producción de biodiesel a partir de aceite de palma y metanol o etanol, por vía catálisis alcalina, al nivel de ingeniería conceptual y básica, presentando las consideraciones técnicas más relevantes para el diseño de una planta de producción de 150 mil toneladas por año del combustible en cuestión. Se realiza un análisis financiero para ofrecer un panorama del comportamiento de las variables técnicas y económicas en la inversión, necesaria para la implementación del proyecto de inserción de biodiesel en Colombia.

## 8.2 EVALUACION TECNICA

### 8.2.1 Bases del diseño


El proyecto de biodiesel en Colombia para reemplazar el 10% del diesel convencional, implica la producción de 300 mil toneladas por año de este combustible, con la demanda del año 2002, partiendo de aceite de palma y metanol anhidro o etanol anhidro. De acuerdo a las experiencias de CORPODIB en este tipo de proyectos, derivados del desarrollo del proyecto de alcoholes carburantes, se prevé que la puesta en marcha de la planta de biodiesel se haga realidad para el año 2007. Las proyecciones de la demanda para ese año son del orden de las 450 mil toneladas. De igual manera se prevé un desarrollo progresivo del proyecto, principalmente por la percepción del riesgo de los inversionistas; por lo cual el diseño del programa parte de la construcción inicial de una planta de 150 mil toneladas/año, quedando espacio para la ampliación de la capacidad hasta completar un mínimo de 3 plantas de igual capacidad. Este esquema puede ser el más apropiado para hacer viable el proyecto. Los resultados así encontrados son aplicables a una eventual aceleración del programa en un escenario de total apoyo del proyecto por parte del gobierno nacional.

En la evaluación se utilizarán dos vías de producción, a partir de metanol y a partir de etanol como materias primas. El metanol es la tecnología más utilizada actualmente, especialmente en Europa; sin embargo, debido a que en Colombia no se produce este alcohol y a que es fabricado por vía síntesis, fundamentalmente a partir de gas natural, se plantea la producción de biodiesel también a partir de etanol, el cual puede elaborarse localmente por fermentación de biomasa, caña de azúcar, yuca y otros insumos agrícolas. Esta última vía favorece la reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub> y el apalancamiento del proyecto a través del mecanismo de desarrollo limpio MDL del protocolo de Kioto.

Como materias primas, se utilizarán aceite de palma crudo y metanol etanol, además de hidróxido de sodio como catalizador. Los productos de la planta serán metil o etil-éster de aceite de palma también llamado biodiesel, y glicerol al 80% de pureza. Las cantidades involucradas se observan en el numeral 8.2.6.1 para el caso de utilizar metanol, y en el numeral 8.2.7.1 en el caso de utilizar etanol.

### **8.2.2 Localización.**


Debido a que la Empresa Colombiana de Petróleos, ECOPETROL, cuenta ya con una infraestructura y logística para la distribución del combustible diesel a través de poliductos, es recomendable desde el punto de vista económico y logístico que la mezcla B-10<sup>1</sup> se realice cerca de la refinería de Barrancabermeja. Este hecho ofrece como opciones de ubicación de la planta de producción de biodiesel dos lugares que se analizan a continuación:

 **San Alberto (Cesar) y alrededores:** El sitio de siembra de palma de aceite más cercano a Barrancabermeja es el municipio de San Alberto. Las plantas de extracción de aceite se ubicarán lo más cerca posible de las siembras para evitar la formación de ácidos grasos libres en el fruto antes de la extracción, y de esta manera asegurar la calidad del aceite crudo obtenido. La localización de la planta de biodiesel en San Alberto (Cesar), cerca de las plantas extractoras, representa ventajas en la calidad del aceite utilizado, pues al estar más fresco, posee un contenido de ácidos grasos mínimo, que beneficia al proceso. Por otro lado, al tener un tiempo menor de transporte, la inclusión de humedad y/o microorganismos también se reduce. Sin embargo, esta localización requiere de un montaje de infraestructura industrial, suministro de servicios y capacitación de mano de obra, necesarios para una operación similar a la de una refinería de petróleo. Por otro lado, se incurriría en un gasto adicional de transporte, puesto que las materias primas diferentes al aceite

---

<sup>1</sup> 10% de biodiesel y 90% de diesel.

deberán trasladarse desde un puerto<sup>2</sup> hasta la planta, y los productos finales, biodiesel y glicerol, deberán de igual manera transportarse hasta Barrancabermeja en el caso del primero, y a puertos o centros de distribución en el caso del segundo.

 Refinería de Barrancabermeja y alrededores: En este punto, las materias primas diferentes al aceite pueden transportarse fácilmente utilizando el puerto sobre el río Magdalena, o la infraestructura vial, sin el costo adicional que representaría llevarlas a San Alberto. Los costos de inversión y de mantenimiento pueden verse reducidos debido a las capacidades industriales instaladas que se encuentran en la ciudad como Ferticol y el complejo (CIB), teniendo la posibilidad de comprar algunos de los servicios necesarios para el funcionamiento de la planta. Un aspecto muy importante para el inversionista es la seguridad que existe en Barrancabermeja en el entorno de las plantas de refinación y su posición estratégica en el país.

Los puntos más relevantes en la selección de la localización, pueden resumirse a continuación:

Tabla 8. 1 Aspectos a tener en cuenta en la selección de la ubicación de la planta.

<b>Punto de análisis</b>	<b>San Alberto</b>	<b>Barrancabermeja</b>
<b>Transporte</b>	Altos costos por materias primas diferentes al aceite y por productos.	Costos aceptables
<b>Seguridad</b>	Baja.	Media-alta
<b>Materia prima</b>	Optima calidad del aceite crudo. Las demás materias primas no varían con el tiempo de transporte.	Requiere control de calidad del aceite crudo para el proceso.
<b>Servicios</b>	Se requiere instalar los servicios	Posibilidad de compra de servicios;

<sup>2</sup> En caso de utilizar metanol, la cantidad necesaria será importada, así que deberá recorrer una distancia apreciable antes de llegar a cualquier ubicación, siendo la ruta de acceso más fácil, para llegar hasta Barrancabermeja por el río Magdalena, y para llegar a San Alberto, por carretera desde la costa atlántica. En caso de utilizar etanol, éste sería de producción nacional y llegaría por carretera a la planta.

<b>industriales</b>	industriales	sinergia desde el punto de vista del empleo de generación existente.
<b>Personal</b>	Deberá contratarse en otro lugar	Existe personal capacitado para operación y mantenimiento.
<b>Impacto social</b>	Medio. La planta puede modificar aspectos de la vida cotidiana de los habitantes.	Mínimo, ya existe una infraestructura industrial tradicional.

Fuente: Corpodib.

La ubicación en San Alberto se favorece desde el punto de vista de la calidad de la materia prima principal, y la ubicación en Barrancabermeja es mejor por seguridad y costos de operación, lo cual tiene un impacto mayor sobre los costos. Debido a esto, los diseños y análisis de esta evaluación, se realizan teniendo en cuenta que la planta de producción de biodiesel se ubicará en la ciudad de Barrancabermeja.

### **8.2.3 Producción de metil o etil-éster de aceite de palma.**

La transesterificación de aceites vegetales para producir biodiesel se lleva a cabo de manera catalítica por diversas vías; en cada una de ellas se presentan modificaciones en las condiciones de reacción y mecanismos de separación. En general, se realiza una mezcla de la materia prima a esterificar (aceites vegetales y/o animales) con alcohol metílico o etílico, para luego ser conducida a un reactor donde se produce la reacción en presencia de un catalizador. De las rutas químicas, la más utilizada es la catálisis alcalina, en la que para llevar a cabo la reacción, se utiliza una sustancia inorgánica alcalina mezclada con el alcohol, por lo general hidróxidos o carbonatos de sodio o potasio. El alcohol junto con el catalizador son mezclados con el aceite en un reactor (continuo o por lotes) a una temperatura entre 323 y 353 K. La reacción genera glicerol y biodiesel. Éste es el proceso industrialmente más desarrollado y empleado, y es el que ha sido seleccionado para implementar en el diseño de la planta de producción de biodiesel de aceite de palma. Las ventajas más relevantes de esta tecnología son:

369

- Los catalizadores utilizados son baratos, y menos corrosivos que los catalizadores ácidos.
- Se alcanzan conversiones superiores al 99%.
- La cinética de reacción es más rápida que en las otras tecnologías (a excepción de la supercrítica), lo que asegura un volumen menor de los reactores.
- La separación de los productos se realiza a condiciones moderadas de temperatura y presión.

La desventaja de este mecanismo de producción es que requiere de la ausencia total de agua, puesto que ésta induce una hidrólisis en el reactor con la consecuente formación de jabones a partir del catalizador y de ácidos grasos libres o aceite, además de pérdidas de éster por solubilización en las aguas de lavado utilizadas en la purificación del biodiesel.

Una revisión de las plantas para la producción de biodiesel, muestra que este proceso cuenta con experiencia desarrollada, y es posible técnica y económicamente a escala industrial. Por lo anterior, el diseño de la planta para producción de biodiesel a partir de aceite de palma utiliza este método, con las recomendaciones y condiciones sugeridas por el Palm Oil Research Institute of Malaysia, PORIM, que ha trabajado los últimos quince años en el desarrollo de mecanismos de producción de biodiesel a partir de aceite de palma crudo, y actualmente tiene en funcionamiento una planta piloto que produce 3700 toneladas anuales de biodiesel. Esta tecnología es utilizada ampliamente en Europa y los Estados Unidos para la obtención a escala industrial de biodiesel a partir de aceite de colza y girasol, entre otros.

## 8.2.4 Materias primas.

### 8.2.4.1 Aceite de palma.

De las oleaginosas que se podrían utilizar para la producción de biodiesel, la palma de aceite es la más promisoría en el país, puesto que posee una agremiación fuerte, una curva de aprendizaje en producción ya desarrollada, y logística de transporte que le ofrecen ventajas competitivas notables. Por estos motivos, entre otros, el aceite de palma crudo ha sido seleccionado como la materia prima fundamental en el proceso de producción de biodiesel<sup>3</sup>. Según la Industrial Agraria la Palma S.A., INDUPLAMA, las principales características físico-químicas del aceite de palma extraído mecánicamente son:

Tabla 8. 2 Propiedades del aceite de palma.

CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS		
CARACTERÍSTICA	MÁXIMO	MÍNIMO
Punto de fusión (K)	313.15	303.15
Densidad a 313.15/298.15 K	0.876	0.868
Índice de yodo	58	50
Materia insaponificable (%)	1	
Acidez como ácido palmítico (%)	5	
Índice de refracción a 313.15°C	1.4590	1.4560
Índice de saponificación	205	195
Humedad e impurezas (%)	1	
Poder calorífico (J/Kg.)	36,950	
Punto de chispa (K)	553.15	
Viscosidad absoluta a 313.15K (Kg./m*s)	0.0378	
a 343.15K (Kg/m*s)	0.0136	
Índice de cetano	35	

Fuente: Modificado de: "Industrial Agraria la Palma s.a. Departamento Industrial, ficha de productos "

La influencia de estas características en el proceso de producción se resume a continuación:

<sup>3</sup> La ampliación de los aspectos relacionados con la parte agrícola del proyecto, se encuentra en la sección del plan agrícola para la implementación del programa de biodiesel.

- Punto de fusión: Respecto a los aceites utilizados convencionalmente para producción de biodiesel a nivel mundial, el aceite de palma crudo posee dos desventajas principales, su elevado punto de fusión y el contenido de ácidos grasos libres. La temperatura de cambio de fase sólido a líquido es cercana a la temperatura ambiente promedio, lo cual se debe tener en cuenta en los sistemas de almacenamiento del aceite, que deben estar provistos de sistemas de calentamiento, para que en los lapsos de tiempo en que la temperatura ambiente disminuya por debajo del punto de fusión, se pueda mantener al aceite en estado líquido, con un valor de viscosidad suficiente para poder ser bombeado al proceso.
- Densidad: Este valor se tiene en cuenta para la determinación de los volúmenes de equipos y caudales manipulados.
- Índice de yodo: Esta prueba se realiza como indicativo del número de insaturaciones en el aceite, es decir de cuántos enlaces dobles se encuentran en las cadenas del triglicérido<sup>4</sup>; un alto índice de yodo es un indicativo de un alto contenido de insaturados. Este valor es importante, porque el proceso seleccionado para la producción de biodiesel destruye únicamente alrededor del 10% de los insaturados y los B-carotenos del aceite, lo cual es desventajoso en el producto final, pues éste tipo de enlaces y sustancias disminuyen el número de cetano<sup>5</sup>. Ya que el aceite de palma crudo es el aceite vegetal que mayor número de insaturaciones y B-carotenos contiene, el número de cetano del biodiesel producido puede disminuir drásticamente. Sin embargo los metil o etil-ésteres obtenidos a partir de ésta materia prima pueden alcanzar valores en el número de cetano de hasta 65, mientras que el estándar del biodiesel es de 50. Ésta elevación es debida a la amplia longitud de las cadenas moleculares en el producto<sup>6</sup>. De manera tal, que si el aceite crudo utilizado tiene un índice de yodo alto, el biodiesel producido tenderá a reducir su número de cetano.

---

<sup>4</sup> Para el caso en que el aceite se encuentre en buenas condiciones, y no se hayan presentado oxidaciones o degradaciones que produzcan aldehidos y cetonas.

<sup>5</sup> La ventaja de un número de cetano alto radica en que el proceso de arranque del motor es más suave, con menor tendencia al cascabeleo, además de duplicar el poder de lubricación. Probst, 2001.

<sup>6</sup> Van Gemen, Jon.



- Material insaponificable: Puesto que una de las principales aplicaciones de los aceites vegetales es la producción de jabones, este dato se incluye como parámetro de control para estas industrias. Para el caso de la producción de biodiesel, se debe tener en cuenta que el material saponificable es equivalente a la cantidad de aceite que puede reaccionar para formar metil-ésteres. El valor de material insaponificable debe ser equivalente a la humedad e impurezas, de lo contrario, se estaría manipulando una materia prima con materiales no susceptibles de transformarse en biodiesel.
- Acidez: De las características presentadas, es de especial interés la acidez, o la fracción de ácidos grasos libres, puesto que esta fracción debe ser eliminada en una unidad anterior a la transesterificación, para evitar que dichos ácidos reaccionen con el catalizador alcalino utilizado, consumiendo parte de dicho catalizador y formando jabones que son indeseables en las operaciones de separación, puesto que inducen la solubilización del biodiesel en las fases acuosas de lavado, y por consiguiente una pérdida de producto.
- Índice de refracción: Para el caso de la producción de biodiesel, no tiene relevancia este parámetro.
- Índice de saponificación: La evaluación de este parámetro puede servir para la determinación del peso molecular promedio del aceite.
- Humedad e impurezas: La formación de jabón mencionada anteriormente se debe básicamente a una hidrólisis inducida por la presencia de agua. Por este motivo, se requiere de la utilización de un alcohol anhidro en la reacción. Sin embargo, debido a que la humedad incluida en el aceite crudo es difícil de retirar y a que no se realiza una operación de deshidratación anterior a la reacción, la humedad es un parámetro de control importante en la calidad de la materia prima, que no deberá superar el 1%.
- Poder calorífico: Este valor influirá en el poder calorífico del producto final de manera mínima, puesto que en la reacción no se alcanza una conversión del 100%, así que el biodiesel contendrá una pequeña fracción de aceite.
- Punto de chispa: Para la producción de biodiesel, estos parámetros no tiene relevancia, pues la temperatura más alta de la planta es de 523K (250°C).

- Viscosidad: Los valores de viscosidad del aceite crudo son relativamente altos, lo que influye en la potencia requerida para el bombeo a los reactores.
- Índice de cetano: De igual manera que con el poder calorífico, el aceite remante hará un aporte al número de cetano al biodiesel. A mayor número de cetano en el aceite, mayor será el del biodiesel.

La composición de triglicéridos del aceite de palma utilizado para los diseños es el siguiente:

Tabla 8. 3 Composición del aceite de palma

COMPOSICIÓN DEL ACEITE DE PALMA		
GLICÉRIDO	Porcentaje en peso	Peso molecular
Laureina	0.1	638.38
Mistirina	1.0	723,.4
Oleína	40.6	885.4
Palmitina	42.8	807.29
Linolenina	0.2	882.37
Linoleina	10.7	882.36
Estearina	4.6	891.45

Fuente: Modificado de "Biodiesel: The Use of Vegetable Oils and Their Derivatives as Alternative Diesel Fuels"

De estos valores se obtiene un peso molecular promedio de 847.9 para el aceite y de 285.9 para los ácidos grasos libres, valores utilizados para el diseño de los equipos que se muestra en el anexo 8.1.

Es de anotar que los rendimientos y consumos en el proceso dependen fuertemente del peso molecular del aceite utilizado, pues es éste valor y la estequiometría los que determinan las relaciones másicas a utilizar<sup>7</sup>. Si se realiza una comparación con el aceite de colza, se producirán 0.002 kilogramos más de biodiesel por tonelada de aceite que utilizando aceite de palma, puesto que el aceite de colza tiene un peso molecular mucho menor. El cambio en el peso

<sup>7</sup> Una molécula de aceite reacciona con tres de metanol para formar una molécula de glicerol y tres de metil-éster.

molecular involucrado en el desprendimiento de la molécula de glicerol del triglicérido, y la adición de tres radicales metilo provenientes del alcohol a las cadenas resultantes, es de tan solo una unidad; por supuesto al hacer una relación entre las materias primas y los productos, hay un impacto mayor en una molécula de menor peso molecular. Se puede concluir, que aunque la relación másica aceite/ biodiesel es casi igual para cualquier aceite, la variación se ve reflejada en el consumo de alcohol y producción de glicerol por tonelada de aceite, que son mayores a medida que el peso molecular de la materia prima es menor.

Puesto que todas las fracciones del aceite de palma crudo son susceptibles de transesterificación, no se debe prestar una atención especial a realizar una separación previa, sin embargo, se debe tener en cuenta que algunos de estos glicéridos elevan el punto de fusión del aceite a un nivel superior a la temperatura ambiente (293.15 K), haciéndose necesario mantener un sistema de calentamiento en algunos sitios de la planta.

#### 8.2.4.2 Metanol anhidro.

El alcohol metílico es la materia prima para transesterificación más simple y ligera. Por su pequeño volumen molecular reduce ampliamente los impedimentos estéricos en la reacción con el aceite de palma, lo cual se ve reflejado en una velocidad de reacción más alta en comparación con otros alcoholes. Además de esto, posee una ventaja relevante frente al etanol, que es el segundo alcohol más utilizado para producir biodiesel, ya que el precio del metanol anhidro es 1.9 veces menor al del etanol.

Las propiedades más importantes del metanol anhidro son las siguientes:

Tabla 8. 4 Datos físicos del metanol.

DATOS FÍSICOS DEL METANOL	
Estado físico	Líquido
Aroma	Ligero aroma a alcohol
Umbral de aroma (ppm)	2,000
Inicio de irritación (ppm)	1,000
Apariencia	Clara sin color
Gravedad especifica	0.792
Punto de congelamiento(K)	175.35
Punto de ebullición normal (K)	337.65
Presión de vapor a 293.15 K (Pa)	12,800
Densidad de vapor a 288.15 K	1.105
Tasa de evaporación (acetato de butilo = 1)	2.1
Peso molecular	32.04
Volátiles, porcentaje por volumen (%)	100
Solubilidad en agua a 293.15 K	Soluble
pH	No aplicable
Calor de combustión (KJ/mol)	723
Calor de vaporización (KJ/mol)	39.2
Punto de inflamación (K)	285.15
Temperatura de auto ignición (K)	737.15

Fuente: Modificado de "Methanol data shet en [www. ull.chemistry.uakron.edu](http://www.ull.chemistry.uakron.edu)"

De estas características se deben destacar su punto de ebullición normal y el punto de inflamación, puesto que la gran mayoría de las secciones de la planta operará a más de 313 K (40°C). Esto significa que la presión de vapor del metanol será alta en las mezclas a manipular, lo que puede generar fugas que, al estar a una temperatura mayor 285.15 K (12°C), pueden generar un incendio.

A pesar de presentar ventajas significativas para la velocidad del proceso, el metanol conlleva además a la toma de precauciones especiales en las construcciones de los equipos en la planta de producción, pues sus características toxicológicas así lo demandan. Se deberán tener en cuenta entre otros factores los siguientes:

- Los tanques de almacenamiento deberán poseer protección catódica, polos a tierra y detectores de fugas, y deberán construirse a 50 metros de cualquier otra instalación. Además, se deberá ubicar un muro de contención.
- Las bombas de proceso deberán tener sellos mecánicos que eviten cualquier tipo de fugas.
- A partir de la mezcla de metanol con aceite, todos los equipos trabajaran a una presión ligeramente superior a la atmosférica, pero deberán estar sellados para evitar la salida de vapores de cualquier tipo.
- Las instalaciones de la planta deberán poseer un sistema eficiente de ventilación, que evite la acumulación de vapores de metanol, que puedan causar daños a los trabajadores, o una posible inflamación.

Para la producción de biodiesel en el país, ésta materia prima deberá ser importada, adquiriéndose a un precio de 267 US\$ por tonelada

#### 8.2.4.3 Etanol anhidro.

Frente al metanol, el etanol posee la ventaja de que puede ser producido por fermentación a partir de materias primas agrícolas como caña de azúcar, yuca, y maíz entre otros, lo que se traduce en una sostenibilidad en el tiempo; además, su uso como carburante para gasolinas ha generado un interés particular en esta sustancia por parte de numerosas entidades. Al provenir de fuentes vegetales, al igual que el aceite de palma, el biodiesel producido con estas dos materias primas generaría una emisión de dióxido de carbono al ambiente neta igual a cero. Sin embargo, posee dos desventajas principales; la primera es que la velocidad de reacción de éste alcohol para producir biodiesel es más pequeña que la que se obtiene utilizando etanol, y la segunda es su precio, que es mayor al doble del precio del alcohol metílico.

Las propiedades más importantes del etanol anhidro son las siguientes:

Tabla 8. 5 Datos físicos del etanol.

DATOS FÍSICOS DEL ETANOL	
Estado físico	Líquido
Aroma	Aroma a alcohol
Umbral de aroma (ppm)	10
Apariencia	Clara sin color
Gravedad específica	0.79
Punto de congelamiento(K)	159
Punto de ebullición normal (K)	351.65
Presión de vapor a 293.15 K (Pa)	7,87
Densidad de vapor a 288.15 K	1.6
Tasa de evaporación (acetato de butilo = 1)	2.1
Peso molecular	46.07
Volátiles, porcentaje por volumen (%)	100
Solubilidad en agua a 293.15 K	Soluble
pH	No aplicable
Calor de combustión (KJ/mol)	1367
Calor de vaporización (KJ/mol)	40.6
Punto de inflamación (K)	286
Temperatura de auto ignición (K)	696

Fuente: Modificado de "Ethanol data shet en [www. ull.chemistry.uakron.edu](http://www.ull.chemistry.uakron.edu)"

De estas características se deben destacar el punto de inflamación, puesto que la gran mayoría de las secciones de la planta operará a más de 313 K (40°C). Esto significa que la presión de vapor del etanol será alta en las mezclas a manipular, lo que puede generar fugas que, al estar a una temperatura mayor 285.15 K (12°C), pueden generar un incendio.

Como precauciones adicionales para el diseño se deben tener en cuenta las siguientes:

- Los tanques de almacenamiento deberán poseer protección catódica, polos a tierra y detectores de fugas.

- Las bombas de proceso deberán tener sellos mecánicos que eviten cualquier tipo de fugas.
- A partir de la mezcla de etanol con aceite, todos los equipos trabajaran a una presión ligeramente superior a la atmosférica, pero deberán estar sellados para evitar la salida de vapores.
- Las instalaciones de la planta deberán poseer un sistema eficiente de ventilación, que evite la acumulación de vapores de etanol, que puedan causar daños a los trabajadores, o una posible inflamación.

Para la producción de biodiesel en el país, el etanol será de producción nacional obtenido por fermentación de caña de azúcar o yuca, adquiriéndose a un precio de 424 US\$ por tonelada (1.28 US\$/gal).

#### 8.2.4.4 Hidróxido de sodio – soda cáustica.

El catalizador seleccionado para la reacción de transesterificación es el hidróxido de sodio. Sus ventajas sobre otras sustancias catalíticas se basan en que las velocidades de reacción son más altas, es fácil de conseguir en el mercado, y las sustancias generadas en las etapas de purificación, debido a la presencia del hidróxido, son fáciles de retirar o no presentan inconvenientes como impurezas incluidas en los productos. Sin embargo, se deberán considerar dos aspectos en la manipulación de esta sustancia: el primero, que antes de realizarse la solución, la soda en estado sólido debe mantenerse en condiciones anhidras, pues la hidratación y solubilización genera altas cantidades de calor, lo cual puede causar daños en los recipientes contenedores.

El segundo aspecto a considerar es que las soluciones de hidróxido de sodio poseen pH entre 10 y 13, que son bastante corrosivas, por lo cual las tuberías de conducción de metanol-hidróxido deberán ser construidas con materiales resistentes a valores altos de pH.

## 8.2.5 Productos.

### 8.2.5.1 Biodiesel.

Biodiesel es el nombre genérico para los metil o etil-ésteres producidos por transesterificación de un triglicérido de origen vegetal o animal. Según el PORIM, las propiedades del biodiesel de aceite de palma obtenido según el método seleccionado, se comparan con los estándares del biodiesel como lo muestra la siguiente tabla:

Tabla 8. 6 Comparación de propiedades entre el biodiesel de palma y el estándar del biodiesel.

PROPIEDAD	BODIESEL DE ACEITE DE PALMA		ESTÁNDAR DEL BODIESEL		
	Procedimiento de prueba	Valor típico	Procedimiento de prueba	Valor mínimo	Valor Máximo
Densidad a 288.15 K (Kg/m <sup>3</sup> )	ASTM D1298	870	--	--	--
Viscosidad cinemática a 313.15 K (mm <sup>2</sup> /s)	ASTM D455	4.44 e-9	ASTM 455	1.9 e-9	6.0e-9
Flash point (K)	ASTM D93	447.15	ASTM 93	373.15	--
Residuo de carbón – destilación 10%- (%)	ASTM D189	0.11	ASTM 4530	--	0.05
Número de cetano	ASTM D613	62.4	ASTM 613	40	--
Cenizas (%)	--	--	ASTM 874	--	0.02
Agua	ASTM D95	0.1(%wt)	ASTM 1796	Agua y sedimento	0.05 (%vol)
Total sedimentos (mg/kg)	ASTM D473	0.00	--	--	--
Corrosión de cobre -3h a 333.15K	--	--	ASTM 130	--	Nº 3b
Índice de neutralización (mg KOH/g)	--	--	ASTM 664	--	0.8



Monoglicéridos (%)	GC	0.75 – 1.25	--	--	--
Di glicéridos (%)	GC	0.27 – 0.51	--	--	--
Triglicéridos (%)	GC	0.45 – 1.11	--	--	--
Glicerol libre (%)	--	--	GC	--	0.2
Glicerol total (%)	--	--	GC	--	0.4
Índice de yodo		51.0 – 55.3	--	--	--

Fuente: Modificado de: "Chen Kien Yoo et al. Production technology of palm diesel."

El alto valor de índice de cetano que puede obtenerse en el biodiesel a partir del aceite de palma, se debe al gran tamaño de las cadenas moleculares de los metil-ésteres resultantes, como ya se ha mencionado.

#### 8.2.5.2 Glicerina.

La glicerina o glicerol es un coproducto del proceso de transesterificación, que debido a su amplio uso en la industria en general, se presenta como una oportunidad adicional de ganancia realizando una serie de operaciones de purificación a bajo costo.

Tabla 8. 7 Propiedades del glicerol.

DATOS FÍSICOS DEL GLICEROL	
Apariencia	Líquido incoloro viscoso
Olor	Sin olor
Punto de fusión (K)	290.95
Punto de ebullición (K)	563.15
Presión de vapor (Pa)	0.026
Densidad de vapor (aire=1)	3.17
Gravedad específica	1.261
Solubilidad en agua	Soluble

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Viscosidad a 298.15 K (P)	9.64
Índice de refracción (a 298.125 K)	1.4758
Tasa de evaporación (acetato de butilo =1)	Nula
% de volátiles en volumen a 298.15 K	0
pH	Ligeramente básico
Calor de combustión (KJ/Kg)	-18,050
Calor de vaporización (KJ/Kg)	670

Fuente: Modificado de Glycerine data sheet en [www.ull.chemistry.uakron.edu](http://www.ull.chemistry.uakron.edu)

Las propiedades anteriores se refieren al glicerol puro, algunos de estos valores se emplearon para el dimensionamiento de algunas unidades de proceso. La calidad del glicerol no es función de las materias primas utilizadas, ésta depende del proceso de purificación que se seleccione. El glicerol que se producirá en la planta estará al 80% en peso, con 15% de agua y 5% de impurezas que son jabón y cloruro de sodio.

## 8.2.6 Diseño de la planta de producción de biodiesel utilizando metanol como materia prima

### 8.2.6.1 Consumos y rendimientos utilizando metanol.

El balance de materias primas, insumos y productos del proceso utilizando metanol como materia prima, por tonelada de biodiesel es como sigue:

Tabla 8. 8 Insumos y productos por tonelada de biodiesel utilizando metanol.

INSUMOS	CONSUMO
Aceite de palma crudo	1,011 Ton
Metanol anhidro	128.6 kg
NaOH catalizador	4.47 kg
Ácido clorhídrico (37%)	4.05 kg
PRODUCTOS	PRODUCCION
Glicerina (al 83%)	110.5 kg
Biodiesel	1 Ton

Fuente: Corpodib

Tabla 8. 9 Consumo de servicios por tonelada de biodiesel utilizando metanol.

SERVICIO	CONSUMO	VOLUMEN
Agua de proceso	358.6 kg	0.36 m <sup>3</sup>
Vapor de calentamiento	315.2 kg	17 m <sup>3</sup>
Agua de enfriamiento	18.05 Ton	18.05 m <sup>3</sup>

Fuente: Corpodib

Estas cantidades tienen en cuenta las siguientes condiciones del proceso:


- Porcentaje de humedad en el aceite de palma crudo, de 0.7%
- Conversión del 99% de ácidos grasos libres a metil-éster en el reactor catalítico empacado de esterificación.
- Contenido de ácidos grasos libres en el aceite de palma crudo, de 4%.






- Reacción de esterificación a 303,975 Pa (3 atm) y 353 K (80°C).
- Relación molar metanol/ácidos grasos libres igual a 6 en el reactor de esterificación
- Primer reactor de transesterificación a 345 K (72°C) y 101,325 Pa (1 atm).
- Segundo reactor de transesterificación a 344 K (71°C) y 101,325 Pa (1 atm).
- 85% de conversión en el primer reactor de transesterificación, y 90% de conversión en el segundo.
- Relación molar metanol/aceite igual a 6 en el primer reactor de transesterificación, y 16.08 en el segundo.
- Conversión global del proceso igual a 98.5%.
- Ácido clorhídrico utilizado al 37% de concentración peso a peso.
- Biodiesel producido al 98.5%, 1.4% de aceite y 750 ppm de agua.
- Glicerina producida al 83.5%, con 1.6% de metanol, 11.6% de agua, 0.2% de jabón y 2.9% de cloruro de sodio.
- 330 días de trabajo al año.

#### 8.2.6.2 Descripción del proceso de producción de biodiesel utilizando metanol.

Para la producción de biodiesel, el proyecto requiere del procesamiento del fruto de la palma africana en plantas extractoras para el suministro de aceite a la planta de producción de biodiesel. El desarrollo de la fase agrícola necesario para el fomento de este cultivo se presenta en la sección “plan agrícola para la implementación del programa de biodiesel”, desarrollado en este mismo estudio.

La transformación del aceite de palma y el método de producción de biodiesel seleccionado se ilustra en el diagrama de flujo de la figura 8.1. Como se observa, la planta de producción de biodiesel contará con seis secciones básicas:

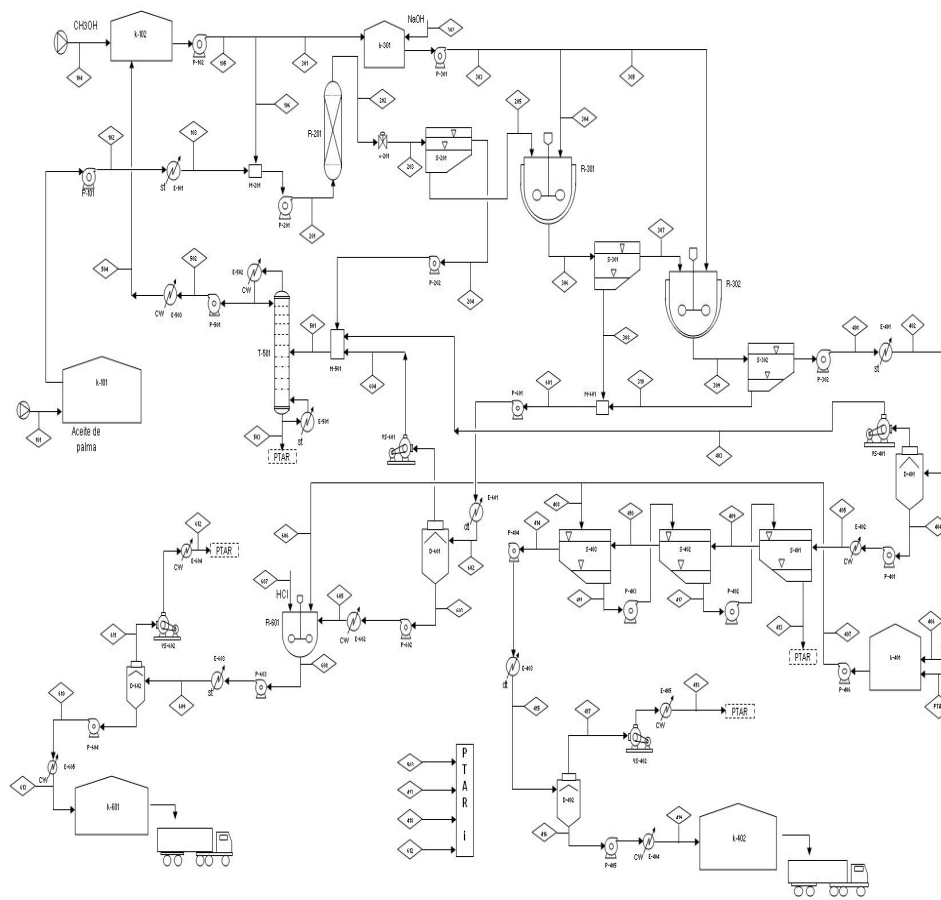
 Recepción, almacenamiento y acondicionamiento del aceite crudo.

-  Esterificación de ácidos grasos libres.
-  Transesterificación del aceite crudo.
-  Purificación y almacenamiento de biodiesel.
-  Purificación y almacenamiento de glicerol.
-  Destilación y reciclaje de metanol.

Aunque en el proceso se requiere de una sección previa de extracción de aceite, se considera en principio que la planta se abastecerá directamente del aceite crudo y que el procesamiento del fruto se realizará en otras instalaciones. Lo anterior obedece, entre otras, a las siguientes razones: 1) Las plantas de extracción de aceite de palma deberán ubicarse de manera estratégica cerca de las plantaciones, con el fin de no comprometer la calidad de la materia prima. El número de ácidos grasos libres presentes en el aceite, cuyo efecto en la producción de biodiesel ya se ha descrito, se incrementa en función del tiempo en el cual los frutos tardan en ser procesados luego de ser cosechados. 2) Por otro lado, la logística para el transporte de los racimos es más complicada que la requerida para el transporte del aceite crudo, lo cual se refleja directamente en los costos. 3) Además, la logística de distribución de los residuos del proceso de extracción, utilizados actualmente para la obtención de abonos agrícolas, se facilita si el proceso se encuentra más cerca de las plantaciones. 4) Por último, el procesamiento del fruto genera otros productos que pueden ser comercializados o reprocesados para la generación de productos de mayor valor agregado que involucra una actividad comercial en otros mercados.

A continuación se describirá el proceso de producción haciendo referencia a la figura 8.1

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**



BALANCE DE MATERIA (TON/AÑO)										
...	Acetate	Metanol	Ester	Glicerol	Agua	H <sub>2</sub> O	AcL	AcR	Jabón	TOTAL
101	144589	0	0	0	1062	0	6068	0	151689	
102	144589	0	0	0	1062	0	6068	0	151689	
103	144589	0	0	0	1062	0	6068	0	151689	
104	0	13295	0	0	0	0	0	0	13295	
105	0	39162	0	0	209	0	0	0	39371	
106	0	4079	0	0	21	0	0	0	4100	
201	144589	4079	0	0	1063	0	6068	0	151738	
202	144589	3406	6301	0	1461	0	61	0	151788	
203	144589	3406	6301	0	1461	0	61	0	151788	
204	0	3365	0	0	1461	0	0	0	4826	
205	144589	341	6301	0	0	0	61	0	151722	
301	0	36384	0	0	180	0	0	0	36564	
302	0	0	0	0	0	671	0	0	671	
303	0	36384	0	0	180	0	0	0	36564	
304	0	32433	0	0	166	0	0	0	32599	
305	0	2651	0	0	14	51	0	0	2716	
306	21695	18945	129769	13345	170	612	65	184491		
307	21695	16524	129769	731	0	342	0	36	163368	
308	0	8320	0	12614	170	270	0	29	21444	
309	2169	10963	149379	2650	14	393	0	36	160003	
310	0	1752	0	2065	14	64	0	6	3979	
401	2169	9171	149379	756	0	328	0	31	161633	
402	2169	9171	149379	756	0	328	0	31	161633	
403	0	8710	691	3	0	0	0	0	9404	
404	2169	461	149687	752	0	328	0	31	152428	
405	2169	461	149687	752	0	328	0	31	152428	
406	0	0	0	0	53780	0	0	0	53780	
407	0	0	0	0	53780	0	0	0	53780	
408	0	0	0	0	53089	0	0	0	53089	
409	2169	0	149687	602	302	263	0	24	152446	
410	2169	0	149687	180	302	79	0	7	152424	
411	0	0	0	180	30699	79	0	7	31095	
412	0	0	0	602	30699	263	0	24	31698	
413	0	461	0	752	92598	328	0	31	93300	
414	2169	0	149687	0	302	0	0	0	151558	
415	2169	0	149687	0	302	0	0	0	151558	
416	2169	0	147719	0	112	0	0	0	150000	
417	0	0	966	0	188	0	0	0	1154	
418	0	0	966	0	188	0	0	0	1154	
419	2169	0	147719	0	112	0	0	0	150000	
501	0	21291	691	849	1471	0	0	0	24403	
502	0	19687	0	0	201	0	0	0	20088	
503	0	1524	691	849	1271	0	0	0	4355	
504	0	19687	0	0	201	0	0	0	20088	
601	0	10112	0	14709	194	334	0	35	25374	
602	0	10112	0	14709	194	334	0	35	25374	
603	0	496	0	13663	173	334	0	35	14902	
604	0	9816	0	845	11	0	0	0	10472	
605	0	496	0	13663	173	334	0	35	14902	
606	0	0	0	0	2860	0	0	0	2860	
607	0	0	0	0	304	0	0	0	608	
608	0	496	0	13663	3036	0	0	35	18491	
609	0	496	0	13663	3036	0	0	35	18491	
610	0	267	0	13667	1940	0	0	35	16567	
611	0	229	0	6	1669	0	0	0	1904	
612	0	267	0	13667	1940	0	0	35	16567	
PTAR	0	2215	1660	1607	53636	328	0	31	59476	

- E-401: Evaporador metanol-agua
- E-402: Evaporador metanol-agua
- D-601: Evaporador flash de metanol-glicerina
- D-602: Evaporador flash de metanol-glicerina
- E-101: Calentador de aceite
- E-401: Calentador de metanol
- E-402: Entrador de ester
- E-403: Calentador de ester-agua
- E-404: Entrador de biodiesel
- E-405: Refinador de agua
- E-501: Refinador de metanol
- E-502: Condensador de metanol
- E-503: Entrador de metanol
- E-601: Calentador de metanol
- E-602: Entrador de glicerina
- E-603: Calentador de glicerina-agua
- E-604: Condensador de agua
- E-605: Entrador de glicerina
- M-101: Tanque de aceite crudo
- M-102: Tanque de metanol
- M-301: Tanque de catalizador
- M-401: Tanque de agua de proceso
- M-402: Tanque de biodiesel
- M-601: Tanque de metanol
- M-602: Tanque de glicerina
- M-603: Tanque de metanol-agua
- M-604: Tanque de metanol-agua
- M-605: Tanque de metanol-agua
- P-101: Bomba de ester
- P-102: Bomba de metanol
- P-201: Bomba para esterificación
- P-202: Bomba para metanol-agua
- P-301: Bomba de metanol
- P-302: Bomba de metanol
- P-401: Bomba para metanol
- P-402: Bomba para metanol
- P-403: Bomba para metanol
- P-404: Bomba para metanol
- P-405: Bomba para metanol
- P-406: Bomba para metanol
- P-501: Bomba para metanol
- P-601: Bomba para metanol
- P-602: Bomba para metanol
- P-603: Bomba para metanol
- P-604: Bomba para metanol
- PTAR: Planta de tratamiento de agua
- R-201: Reactor de esterificación
- R-301: Reactor de transesterificación
- R-302: Reactor de transesterificación
- R-601: Reactor de neutralización
- S-201: Separador de fase orgánica
- S-202: Separador de fase orgánica
- S-301: Separador de fase orgánica
- S-302: Separador de fase orgánica
- S-401: Separador de fase orgánica
- S-402: Separador de fase orgánica
- S-403: Separador de fase orgánica
- T-501: Torre de destilación de metanol
- V-201: Válvula de sistema de vacío
- VS-401: Evaporador #1
- VS-402: Evaporador #2
- VS-601: Evaporador #3
- VS-602: Evaporador #4

FECHA: Noviembre de 2002

REALIZA: CORPODIB

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGIA Y PRODUCCION LIMPIA**

**PROYECTO**  
PROGRAMA ESTRATEGICO PARA LA PRODUCCION DE BIODIESEL  
-COMBUSTIBLE AUTOMOTRIZ A PARTIR DE ACEITES VEGETALES-

**FIGURA No. 8.1**

**TITULO:**  
PLANTA DE PRODUCCION DE 15000 TON/AÑO DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y METANOL ANHIDRO - BALANCE DE MATERIA-

Figura 8.1 Diagrama de flujo del proceso y balance de materia (Ton/año) utilizando metanol.

#### 8.2.6.2.1 Almacenamiento de materias primas.

El aceite de palma crudo llegará a las instalaciones de la planta en camiones que descargarán el producto en un sistema de bombeo que finaliza en un patio de tanques de almacenamiento (K-101), éste consta de tres tanques de 1,700 m<sup>3</sup> de capacidad (12 mil barriles aproximadamente), volumen suficiente para que la planta pueda funcionar durante tres días sin abastecimiento de materia prima. Ya que el aceite de palma posee un punto de fusión relativamente alto, dichos tanques estarán dotados cada uno con un serpentín de calentamiento con vapor, para mantener las unidades entre 308 y 313 K (35 y 40°C) logrando que la materia prima permanezca en estado líquido y alcance el valor de viscosidad que disminuya el gasto de potencia en el bombeo hacia la siguiente etapa.

El metanol anhidro también llegará a la planta en carro tanques, y se mantendrá almacenado en una sección de dos tanques verticales (K-102) que poseerán las características de seguridad mencionadas en el numeral 9.2.4.2. Estos tanques tendrán una capacidad de 752 m<sup>3</sup> cada uno (4,700 barriles aproximadamente), stock equivalente a diez días.

#### 8.2.6.2.2 Esterificación de ácidos grasos libres.

Todos los aceites vegetales poseen un porcentaje de ácidos grasos libres, puesto que los triglicéridos pueden descomponerse de acuerdo a las condiciones de almacenamiento. En el caso del aceite de palma, este índice alcanza el 5%. Esto representa una desventaja en el proceso de transesterificación, puesto que los ácidos forman jabones con el hidróxido de sodio, generándose una pérdida de biodiesel debido a la formación de emulsiones en la fase de lavado, lo cual hace necesario, además, un gasto mayor de soda. Para evitar estos inconvenientes se

debe realizar un pretratamiento con el objetivo de eliminar dichos ácidos. Esta etapa no se realiza en las plantas de producción de biodiesel en general, pues los aceites utilizados convencionalmente poseen un nivel muy bajo de ácidos grasos. Sin embargo, dado que el aceite de palma alcanza concentraciones de ácidos grasos libres de hasta el 10%, se hace necesario el tratamiento. La ruta convencional es realizar una esterificación del ácido utilizando el mismo alcohol que se empleará luego para producir biodiesel, empleando un catalizador ácido. Dicho catalizador es por lo general ácido sulfúrico; pero en este proceso, se debe deshidratar el aceite, llevar a cabo la reacción en un medio homogéneo y luego realizar una evaporación instantánea; todo esto implica un costo de operación elevado y una disminución en la calidad del aceite. El PORIM y el Institute Français du Petrole (IFP) han trabajado en el desarrollo de una metodología de catálisis heterogénea alimentada continuamente. Dicho método ya ha sido implementado en plantas piloto con éxito. La esterificación vía catálisis heterogénea es la tecnología que se ha seleccionado para el pretratamiento del aceite crudo. El orden de operación se describe a continuación:

El aceite crudo será llevado a un calentador (E-101) por la acción de una bomba centrífuga (P-101); el intercambiador que utiliza vapor elevará la temperatura del aceite hasta 363K (90°C), punto ligeramente superior al necesario para la etapa de esterificación. El metanol también será bombeado (P-102) para dividirse en dos corrientes, una hacia la etapa de esterificación y otra para la preparación del catalizador necesario en la fase de transesterificación. La primera corriente de metanol, se mezclará con el aceite crudo en un mezclador estático (M-201); la mezcla resultante ingresa a un reactor empacado con catalizador de zinc soportado en alúmina u óxido de hierro<sup>8</sup> (R-201), allí se lleva a cabo una esterificación de los ácidos grasos libres, con un tiempo de residencia de una hora. La reacción genera agua y metil-ésteres de características similares al biodiesel que se producirá más adelante. Esta reacción se realiza a cabo a una presión de 304 kPa (3 atm) y una temperatura de 361 K (88°C). Se dispondrá de dos



reactores de condiciones similares, debido a que el catalizador deberá renovarse dos veces al año.

Es importante realizar la mezcla de metanol y aceite crudo antes del reactor, pues la vida útil del catalizador disminuye al contacto del aceite sin la presencia del alcohol. El efluente del reactor pasa por una válvula de expansión (V-201) para alcanzar la presión atmosférica y luego ingresar en un tanque separador de fases (S-201) donde se retira el agua formada junto con una fracción de metanol en la fase pesada para ser purificada (corriente 204); la fase liviana, que se compone de aceite, metil-éster, metanol y ácidos grasos que no reaccionaron, se lleva a la siguiente sección de la planta.

#### 8.2.6.2.3 Transesterificación.

El aceite se transforma en metil-éster (biodiesel) por medio de un proceso catalítico homogéneo utilizando metanol en exceso como agente reaccionante e hidróxido de sodio como catalizador; estos dos últimos se mezclan en un tanque (K-301) fabricado en acero inoxidable 316 para resistir la corrosión generada por la soda. La mezcla obtenida se bombea (P-201) hacia los reactores de transesterificación.

La experiencia del PORIM ha demostrado que la reacción de transesterificación del aceite de palma debe llevarse a cabo en dos etapas, y la purificación de los productos, biodiesel y glicerol, se debe realizar en presencia del metanol, de lo contrario la reacción se invertiría generándose de nuevo triglicéridos. Para el diseño de la planta, en la primera etapa, el aceite y la corriente de metanol son mezclados vigorosamente hasta obtener una suspensión homogénea. Esta operación se realiza en un reactor de tanque agitado (R-301) donde se mantendrá una temperatura de 345 K (72°C). Entonces, el efluente del reactor pasa a un separador donde se forman dos fases líquidas (S-301). La fase pesada (corriente

---

<sup>8</sup> Más detalles del catalizador en el anexo 8.1 de diseño de reactores.

308), que se lleva a purificación, contiene glicerina y metanol como principales componentes; y la liviana se conforma de biodiesel, metanol, glicerina y aceite que no reaccionó. Esta última corriente se lleva a un segundo reactor de tanque agitado (R-302), que tiene las mismas características del anterior, pero con una mayor capacidad. Allí se agrega una fracción de metanol y catalizador fresco. Puesto que el efluente de este equipo es similar al del primer reactor de transesterificación, también se realiza una separación de fases (tanque S-302), de donde la fase pesada se une con la del anterior separador en un mezclador (M-501) y se lleva a purificación; la fase liviana, que contiene el biodiesel, pasa a la sección de purificación. Este esquema de producción puede alcanzar un 99.5% de conversión de aceite de palma a biodiesel con algunas modificaciones.

#### 8.2.6.2.4 Purificación del biodiesel.

La corriente retirada del tercer separador de fases, se bombea (P-302) y se calienta en un intercambiador hasta 442K (E-401) para realizar una evaporación instantánea al vacío (D-401), aprovechando que la temperatura de ebullición del metanol es cuatro o cinco veces menor que la del glicerol y la del metil-éster. De esta manera, el metanol se retira en fase vapor a 432K (159°C) y 50kPa (0.5 atm) para luego ser purificado. En esta operación se pierde el 0.46% de biodiesel en la fase vapor y la corriente líquida efluente (404) posee 0.3% de metanol.

Después de enfriarse hasta 355K (E-402), la mezcla de biodiesel que contiene de 0.45 a 0.5% en peso de glicerina, y de 0.4 a 0.45% de otras materias contaminantes, se lava con agua en una proporción 1 a 3, en un sistema de tres sedimentadores a contracorriente (S-401,402,403) que operan a 351, 340 y 324K (78.5, 67.9 y 51.4 °C). El agua utilizada en este proceso se bombea de dos tanques de almacenamiento (K-401) de 950 m<sup>3</sup> cada uno (6 mil barriles, stock de diez días). En los lavados, el agua arrastra las impurezas solubles y se separa del biodiesel por diferencia de densidad, para reciclarla a la planta de tratamiento. El

biodiesel que se retira de la capa superior en estas etapas arrastra de 1,500 a 2,000 ppm de agua<sup>9</sup>, contenido que debe reducirse a menos de 1,000 ppm, valor que es el máximo reportado para el buen funcionamiento del combustible. Para realizar la deshidratación, el éster es bombeado (P-404) a un calentador (E-403) que eleva la temperatura a 523 K (250°C), para expandirse en un evaporador instantáneo (D-402) que funciona a 30 kPa de presión (0.3 atm) y 504K (231°C) donde el biocombustible alcanza un valor de 750 ppm de agua. Allí, se retira la fracción de agua, en la que se pierde el 0.65% del biodiesel. Esta última corriente se condensa (E-405) y se lleva a tratamiento. Finalmente el biodiesel se enfría hasta 313K (40°C) y se bombea a la sección de almacenamiento (P-405 y K-402), que se compone de tres tanques de 3,160 m<sup>3</sup> (stock de diez días) con serpentines que mantienen el contenido sobre los 398 K. Con este procedimiento el biodiesel alcanza una pureza entre el 98 y el 99%.

#### 8.2.6.2.5 Purificación de glicerina.

Las fracciones pesadas que se retiran en los separadores posteriores a la transesterificación, se mezclan, y la corriente resultante se calienta (E-601) hasta los 515K (243°C), y se llevan a un vaporizador instantáneo (D-601) que funciona a 50kPa (0.5 atm) donde se retira el metanol. La corriente en fase vapor arrastra el 6.1% del glicerol, mientras que la corriente líquida mantiene un contenido de 3.3% de metanol. A la glicerina, que contiene agua, metanol, jabones y catalizador, se le agrega agua en una proporción 1 a 5 en un tanque agitado (R-601), para facilitar la dilución del ácido que neutralizara los restos de catalizador. Dicha agua proviene de los tanques de almacenamiento mencionados anteriormente. En el mismo reactor, se agrega ácido clorhídrico al 37% peso a peso, para neutralizar la soda. Esta operación tiene un tiempo de residencia de una hora. La mezcla resultante es bombeada (P603) a un calentador (E-603) donde alcanza una temperatura de 454K (181°C), para ser sometida a una evaporación instantánea (D-602) a 378K (105°C), donde se retira parte del agua junto con una pérdida del

---

<sup>9</sup> Según estudios realizados por Lenoir Christian en la Universidad Católica de Argentina, Facultad de Ciencias Físicas,

0.03% del glicerol en la fase vapor, que se condensa y se lleva a tratamiento (E-604). Finalmente, La glicerina es bombeada (P-604) y enfriada (E-605) hasta 313K (40°C) para ser almacenada en un tanque de 440 m<sup>3</sup> (2,700 barriles, stock de diez días). De esta manera, se obtiene un producto de 83.5% de glicerina, con impurezas de metanol (1.6 %), jabón (0.2%) y NaCl (2.9%).

#### 8.2.6.2.6 Purificación de metanol y reciclo.

La corriente retirada como fase pesada después del reactor de esterificación, junto con la corriente de vapor de metanol que se le despoja al biodiesel y la que se le excluye a la glicerina, se mezclan (M-501) generando una corriente que contiene 87.6% de metanol, 6.1% de agua, 2.8% de biodiesel y 3.5% de Glicerol. Dicha corriente se lleva a una torre de destilación (T-501) donde el agua junto con el glicerol y el éster se retiran por la parte inferior para ser llevados a tratamiento. El metanol se lleva a una pureza del 99.4%, se enfría hasta 313 K (E-503) y se recircula a los tanques de almacenamiento (K-102).

#### 8.2.6.3 Balances de materia y energía utilizando metanol.

Las principales sustancias que se ven involucradas en el proceso son: aceite de palma crudo, ácidos grasos libres, metanol, hidróxido de sodio, metil-éster, agua, jabones, ácido clorhídrico y cloruro de sodio. El balance de materia en toneladas por año se presenta en la figura 8.1. En éste, no se hace referencia directa al cloruro de sodio, pues este sólo se encuentra en las corrientes 608, 609, 610 y 613, ni al ácido clorhídrico que sólo se encuentra en la corriente 607. Las fracciones másicas de cada una de las corrientes se presentan a continuación.

Tabla 8. 10 Fracciones másicas del proceso.

<b>FRACCIONES MASICAS</b>								
<b>corriente</b>	<b>Aceite</b>	<b>Metanol</b>	<b>Éster</b>	<b>Glicerol</b>	<b>Agua</b>	<b>NaOH</b>	<b>AGL<sup>10</sup></b>	<b>Jabón</b>
<b>101</b>	0.953	0.000	0.000	0.000	0.007	0.000	0.040	0.000
<b>102</b>	0.953	0.000	0.000	0.000	0.007	0.000	0.040	0.000
<b>103</b>	0.953	0.000	0.000	0.000	0.007	0.000	0.040	0.000
<b>104</b>	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>105</b>	0.000	0.995	0.000	0.000	0.005	0.000	0.000	0.000
<b>106</b>	0.000	0.995	0.000	0.000	0.005	0.000	0.000	0.000
<b>201</b>	0.928	0.026	0.000	0.000	0.007	0.000	0.039	0.000
<b>202</b>	0.928	0.022	0.040	0.000	0.009	0.000	0.000	0.000
<b>203</b>	0.928	0.022	0.040	0.000	0.009	0.000	0.000	0.000
<b>204</b>	0.000	0.677	0.000	0.000	0.323	0.000	0.000	0.000
<b>205</b>	0.956	0.002	0.042	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>301</b>	0.000	0.995	0.000	0.000	0.005	0.000	0.000	0.000
<b>302</b>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000
<b>303</b>	0.000	0.976	0.000	0.000	0.005	0.019	0.000	0.000
<b>304</b>	0.000	0.976	0.000	0.000	0.005	0.019	0.000	0.000
<b>305</b>	0.000	0.976	0.000	0.000	0.005	0.019	0.000	0.000
<b>306</b>	0.118	0.102	0.703	0.072	0.001	0.003	0.000	0.000
<b>307</b>	0.133	0.065	0.796	0.004	0.000	0.002	0.000	0.000
<b>308</b>	0.000	0.389	0.000	0.589	0.008	0.013	0.000	0.001
<b>309</b>	0.013	0.066	0.901	0.017	0.000	0.002	0.000	0.000
<b>310</b>	0.000	0.451	0.000	0.528	0.003	0.016	0.000	0.002
<b>401</b>	0.013	0.057	0.923	0.005	0.000	0.002	0.000	0.000
<b>402</b>	0.013	0.057	0.923	0.005	0.000	0.002	0.000	0.000
<b>403</b>	0.000	0.926	0.074	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>404</b>	0.014	0.003	0.975	0.005	0.000	0.002	0.000	0.000
<b>405</b>	0.014	0.003	0.975	0.005	0.000	0.002	0.000	0.000
<b>406</b>	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
<b>407</b>	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
<b>408</b>	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
<b>409</b>	0.014	0.000	0.978	0.004	0.002	0.002	0.000	0.000
<b>410</b>	0.014	0.000	0.982	0.001	0.002	0.001	0.000	0.000
<b>411</b>	0.000	0.000	0.000	0.004	0.995	0.002	0.000	0.000
<b>412</b>	0.000	0.000	0.000	0.012	0.983	0.005	0.000	0.000
<b>413</b>	0.000	0.009	0.000	0.014	0.970	0.006	0.000	0.001
<b>414</b>	0.014	0.000	0.984	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000
<b>415</b>	0.014	0.000	0.984	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000
<b>416</b>	0.014	0.000	0.985	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000
<b>417</b>	0.000	0.000	0.837	0.000	0.163	0.000	0.000	0.000

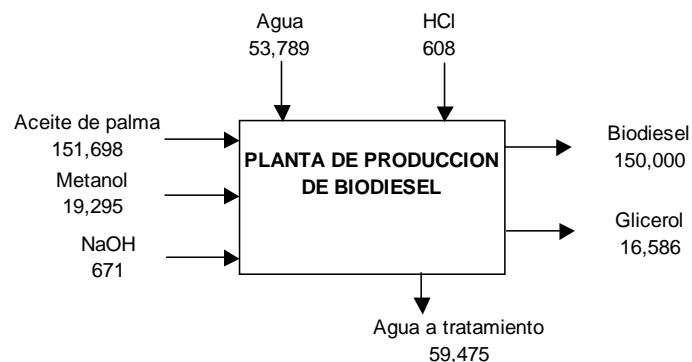
<sup>10</sup> AGL: Ácidos grasos libres

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

418	0.000	0.000	0.837	0.000	0.163	0.000	0.000	0.000
419	0.014	0.000	0.985	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000
501	0.000	0.877	0.028	0.035	0.060	0.000	0.000	0.000
502	0.000	0.990	0.000	0.000	0.010	0.000	0.000	0.000
503	0.000	0.352	0.159	0.196	0.293	0.000	0.000	0.000
504	0.000	0.990	0.000	0.000	0.010	0.000	0.000	0.000
601	0.000	0.399	0.000	0.580	0.007	0.013	0.000	0.001
602	0.000	0.399	0.000	0.580	0.007	0.013	0.000	0.001
603	0.000	0.033	0.000	0.930	0.012	0.022	0.000	0.002
604	0.000	0.918	0.000	0.081	0.001	0.000	0.000	0.000
605	0.000	0.033	0.000	0.930	0.012	0.022	0.000	0.002
606	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
607	0.000	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000	0.000
608	0.000	0.027	0.000	0.750	0.195	0.000	0.000	0.002
609	0.000	0.027	0.000	0.750	0.195	0.000	0.000	0.002
610	0.000	0.016	0.000	0.835	0.117	0.000	0.000	0.002
611	0.000	0.120	0.000	0.003	0.876	0.000	0.000	0.000
612	0.000	0.120	0.000	0.003	0.876	0.000	0.000	0.000
613	0.000	0.016	0.000	0.835	0.117	0.000	0.000	0.002
PTAR	0.000	0.037	0.028	0.027	0.902	0.006	0.000	0.001

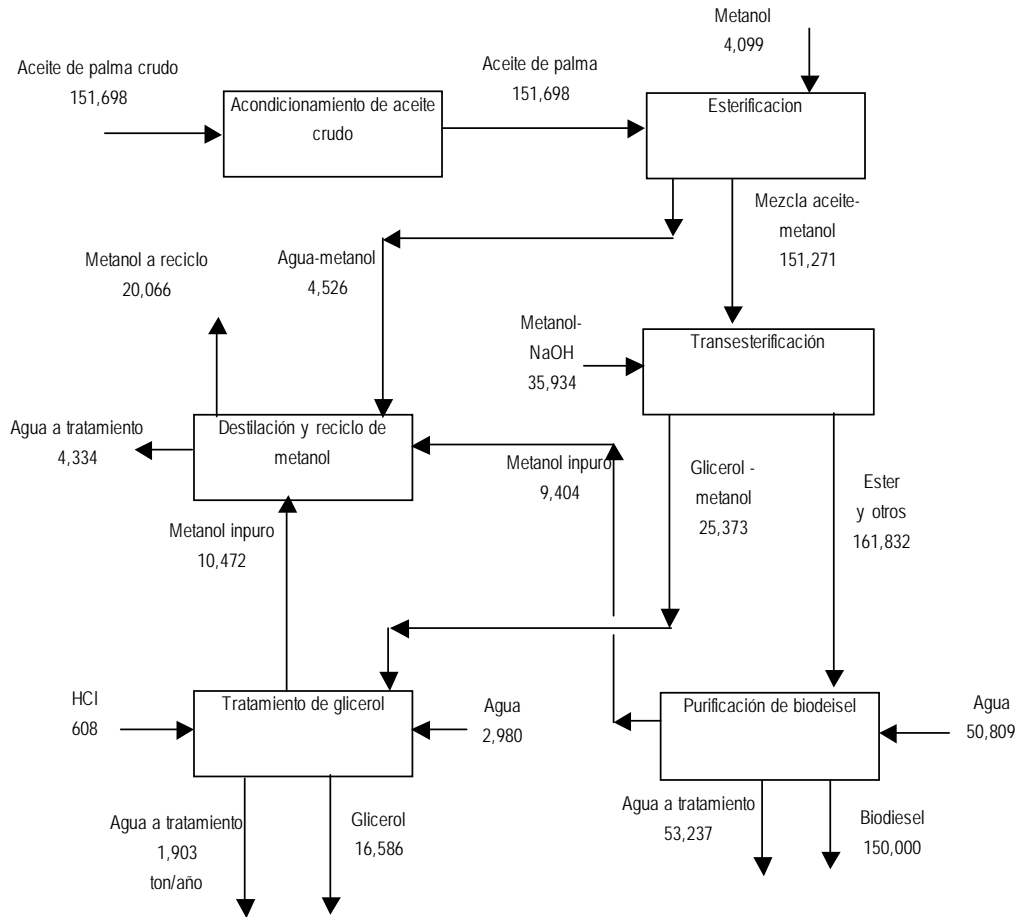
Fuente: Corpodib.

Los diagramas de bloques general y por secciones de la planta se observan a continuación:



Fuente: Corpodib.

Figura 8. 2 Diagrama de bloques general (Ton/año) utilizando metanol.



Fuente: Corpodib.

Figura 8. 3 Diagrama de bloques por secciones (Ton/año) utilizando metanol.

Después de realizarse el cálculo de las necesidades termodinámicas de cada una de las etapas, el balance de energía da como resultado las siguientes condiciones de temperatura y presión para cada una de las corrientes.

Tabla 8. 11 Condiciones de temperatura y presión para cada corriente de proceso utilizando metanol.

Corriente	Temperatura (K)	Presión (Pa)	Corriente	Temperatura (K)	Presión (Pa)	Corriente	Temperatura (K)	Presión (Pa)
<b>101</b>	298	101,325	<b>309</b>	345	121,590	<b>418</b>	343	101,325
<b>102</b>	313	202,650	<b>310</b>	345	121,590	<b>419</b>	313	101,325
<b>103</b>	363	202,650	<b>401</b>	345	121,590	<b>501</b>	348	101,325
<b>104</b>	298	101,325	<b>402</b>	442	151,988	<b>502</b>	338	101,325
<b>105</b>	298	202,650	<b>403</b>	433	50,663	<b>503</b>	358	101,325
<b>106</b>	298	202,650	<b>404</b>	433	50,663	<b>504</b>	313	101,325
<b>201</b>	361	303,975	<b>405</b>	355	101,325	<b>601</b>	346	121,590
<b>202</b>	361	303,975	<b>406</b>	298	101,325	<b>602</b>	516	151,988
<b>203</b>	359	121,590	<b>407</b>	298	101,325	<b>603</b>	441	50,663
<b>204</b>	359	121,590	<b>408</b>	298	101,325	<b>604</b>	441	50,663
<b>205</b>	359	121,590	<b>409</b>	352	101,325	<b>605</b>	336	101,325
<b>301</b>	298	202,650	<b>410</b>	341	101,325	<b>606</b>	298	101,325
<b>302</b>	298	---	<b>411</b>	325	101,325	<b>607</b>	298	101,325
<b>303</b>	307	121,590	<b>412</b>	341	101,325	<b>608</b>	328	101,325
<b>304</b>	307	121,590	<b>413</b>	352	101,325	<b>609</b>	455	151,988
<b>305</b>	307	121,590	<b>414</b>	325	101,325	<b>610</b>	378	50,663
<b>306</b>	347	121,590	<b>415</b>	523	151,988	<b>611</b>	378	50,663
<b>307</b>	347	121,590	<b>416</b>	505	30,398	<b>612</b>	343	101,325
<b>308</b>	347	121,590	<b>417</b>	505	30,398	<b>613</b>	318	101,325

Fuente: Corpodib.

#### 8.2.6.4 Dimensionamiento y selección de equipos de proceso.

Los equipos principales de proceso pueden dividirse en ocho clasificaciones diferentes, tanques, bombas de proceso, intercambiadores de calor, reactores, sedimentadores, vaporizadores instantáneos, torre de destilación y sistemas de vacío. El detalle del dimensionamiento y la metodología de cálculo empleada en cada caso se presentan en el anexo 8.1.

El tipo de equipo para cada caso se seleccionó con base en la información recolectada de diferentes plantas de producción de biodiesel. De esta manera, los reactores exceptuando el de esterificación, son del tipo tanque agitado y de alimentación continua; los sedimentadores son tanques cilíndricos, y las



evaporaciones se realizan en tanques tipo ciclón. Debido a que la potencia requerida en el proceso no es elevada, todas las bombas son de tipo centrífugo al igual que las unidades de generación de vacío.

Para los materiales de construcción se seleccionó acero al carbón, acero inoxidable 304 y acero inoxidable 316, teniendo en cuenta los niveles de corrosión de las corrientes y las recomendaciones de los fabricantes.

Las tablas que se presentan a continuación resumen las principales características de los equipos más relevantes en el proceso.

Tabla 8. 12 Principales características de los equipos más relevantes de la planta utilizando metanol como materia prima.

EQUIPO	CÓDIGO	LARGO (m)	DIÁMETRO (m)	ALTURA (m)
<b>ALMACENAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS</b>				
Tanques de aceite crudo	K-101	--	13	14.3
Tanques de metanol	K-102	--	9.86	10.85
<b>ESTERIFICACIÓN DE ACIDOS GRASOS LIBRES</b>				
Calentador de aceite	E-101	2.06	0.49	--
Reactores de esterificación	R-201	--	2.18	7.18
Separador de fases de esterificación	S-201	--	4.83	5.31
<b>TRANSESTERIFICACIÓN</b>				
Tanque de preparación de catalizador	K-301	--	1.93	2.12
Reactor de transesterificación 1	R-301	--	3.53	4.59
Separador de fases de transesterificación 1	S-301	--	4.83	5.31
Reactor de transesterificación 2	R-302	--	3.85	5.00
Separador de fases de transesterificación 2	S-302	--	3.58	3.94
<b>PURIFICACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE BIODIESEL</b>				
Calentador de éster-metanol	E-401	2.98	0.69	--
Evaporador instantáneo de metanol-éster	D-401	--	1.80	5.41
Enfriador de éster	E-402	1.89	0.64	--
Tanques de almacenamiento de agua	K-401	--	10.66	11.72
Separador de fases de lavado 1	S-401	--	3.20	3.52
Separador de fases de lavado 2	S-402	--	3.20	3.52
Separador de fases de lavado 3	S-403	--	3.19	3.51
Calentador de éster-agua	E-403	4.28	0.99	--
Evaporador instantáneo de agua-éster	D-402	--	0.85	2.56
Condensador de agua evaporada 1	E-405	1.87	0.25	--
Enfriador de biodiesel	E-404	5.11	0.99	--
Tanques de almacenamiento de biodiesel	K-402	--	15.90	17.51

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

RECICLO DE METANOL				
Torre de destilación de metanol	T-501	--	1.00	4.00
Rehervidor torre de destilación	E-501	1.25	0.44	--
Condensador torre de destilación	E-502	1.35	0.49	--
Enfriador de metanol	E-503	3.00	0.39	--
PURIFICACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE GLICEROL				
Calentador de glicerol-metanol	E-601	3.20	0.84	--
Evaporador instantáneo de metanol-glicerol	D-601	--	1.84	7.37
Enfriador de glicerol crudo	E-602	2.04	0.39	--
Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	----	--	2.20	2.42
Reactor de neutralización	R-601	--	1.35	1.49
Calentador de glicerol-agua	E-603	1.97	0.54	--
Evaporador instantáneo de agua-glicerol	D-602	--	1.20	4.81
Condensador de agua evaporada 2	E-604	2.83	0.69	--
Enfriador de glicerol	E-605	2.24	0.51	--
Tanques de almacenamiento de glicerol	K-601	--	8.21	9.04

Fuente: Corpodib.

#### 8.2.6.5 Unidades de servicios industriales.

Para el funcionamiento de las unidades de proceso, se requiere de la instalación y puesta en marcha de los siguientes sistemas de proceso:

##### 8.2.6.5.1 Caldera de vapor.

Cuatro de los intercambiadores de calor, junto con los serpentines de los tanques de aceite y biodiesel, utilizan como fluido de calentamiento vapor de media presión a 602 K (625 °F o 329°C) y 2.7Mpa (400 psia). Para suministrar este requerimiento es necesaria la adquisición y montaje de una caldera acuatubular que genere 6.04 toneladas de vapor por hora. Este equipo podrá funcionar de acuerdo a las facilidades del sitio, con gas o fuel oil. Este equipo involucra la implementación de trampas de vapor en los equipos que lo consumen, junto con un sistema de recolección de condensados que serán llevados a un tanque de almacenamiento con un stock de dos horas, para luego ser tratados y recirculados.

#### 8.2.6.5.2 Torre de enfriamiento.

Para reducir el contenido calórico del agua utilizada en enfriamiento, se instalará una torre de enfriamiento de circulación forzada, para el tratamiento de 342 toneladas por hora de agua, reduciendo la temperatura del agua de 317 a 305.3 K utilizando aire a una temperatura de 298 K con una humedad relativa del 80%. El agua de enfriamiento será llevada desde un tanque diseñado para un stock de dos horas, hasta los equipos con una bomba de 8 kW (10.7 HP); desde las unidades de proceso el agua irá directamente a la torre de enfriamiento, y de allí al tanque para ser recirculada.

#### 8.2.6.5.3 Planta de tratamiento de aguas de residuales.

La producción del biodiesel a partir de metanol involucra el consumo de 6.8 toneladas por hora de agua que se contamina con metanol al 3.7%, éster al 2.7%, glicerol al 2.7%, NaOH al 0.55% y jabón al 0.05%. Para evitar un mayor consumo de agua, se debe construir una planta de tratamiento que elimine dichas impurezas, y pueda recircular del 40 al 50% del agua que ingresa (3.4 toneladas por hora) hacia los tanques de almacenamiento.

## 8.2.7 Diseño de la planta de producción de biodiesel utilizando etanol como materia prima.

### 8.2.7.1 Consumos y rendimientos utilizando etanol

El balance de materias primas, insumos y productos del proceso utilizando etanol como materia prima, por tonelada de biodiesel es como sigue:

Tabla 8. 13 Insumos y productos por tonelada de biodiesel utilizando etanol.

INSUMOS	CONSUMO
Aceite de palma crudo	0.964 Ton
Etanol anhidro	164.8 kg
NaOH catalizador	4.83 kg
Ácido clorhídrico (37%)	4.69 kg
PRODUCTOS	PRODUCCION
Glicerina (al 83%)	109.3 kg
Biodiesel	1 Ton

Fuente: Corpodib

Tabla 8.14 Consumo de servicios por tonelada de biodiesel utilizando metanol.

SERVICIO	CONSUMO	VOLUMEN
Agua de proceso	359.3 kg	0.36 m <sup>3</sup>
Vapor de calentamiento	528.4 kg	28.5 m <sup>3</sup>
Agua de enfriamiento	22.01 Ton	22.01 m <sup>3</sup>

Fuente: Corpodib







Estas cantidades tienen en cuenta las siguientes condiciones del proceso:

- Porcentaje de humedad en el aceite de palma crudo, de 0.7%
- Conversión del 99% de ácidos grasos libres a metil-éster en el reactor catalítico empacado de esterificación.
- Contenido de ácidos grasos libres en el aceite de palma crudo, de 4%.
- Reacción de esterificación a 303,975 Pa (3 atm) y 353 K (80°C).
- Relación molar etanol/ácidos grasos libres igual a 6 en el reactor de esterificación

- Primer reactor de transesterificación a 345 K (72°C) y 101,325 Pa (1 atm).
- Segundo reactor de transesterificación a 344 K (71°C) y 101,325 Pa (1 atm).
- 85% de conversión en el primer reactor de transesterificación, y 90% de conversión en el segundo.
- Relación molar etanol/aceite igual a 6 en el primer reactor de transesterificación, y 16.08 en el segundo.
- Conversión global del proceso igual a 98.5%.
- Ácido clorhídrico utilizado al 37% de concentración peso a peso.
- Biodiesel producido al 98.5%, 1.4% de aceite y 750 ppm de agua.
- Glicerina producida al 82.5%, con 3% de etanol, 13.4% de agua, 0.2% de jabón y 3.4% de cloruro de sodio.
- 330 días de trabajo al año.

#### 8.2.7.2 Descripción del proceso de producción utilizando etanol.

La transformación del aceite de palma y el método de producción de biodiesel seleccionado se ilustra en el diagrama de flujo de la figura 8.4. Como se observa, la planta de producción de biodiesel contará con seis secciones básicas:

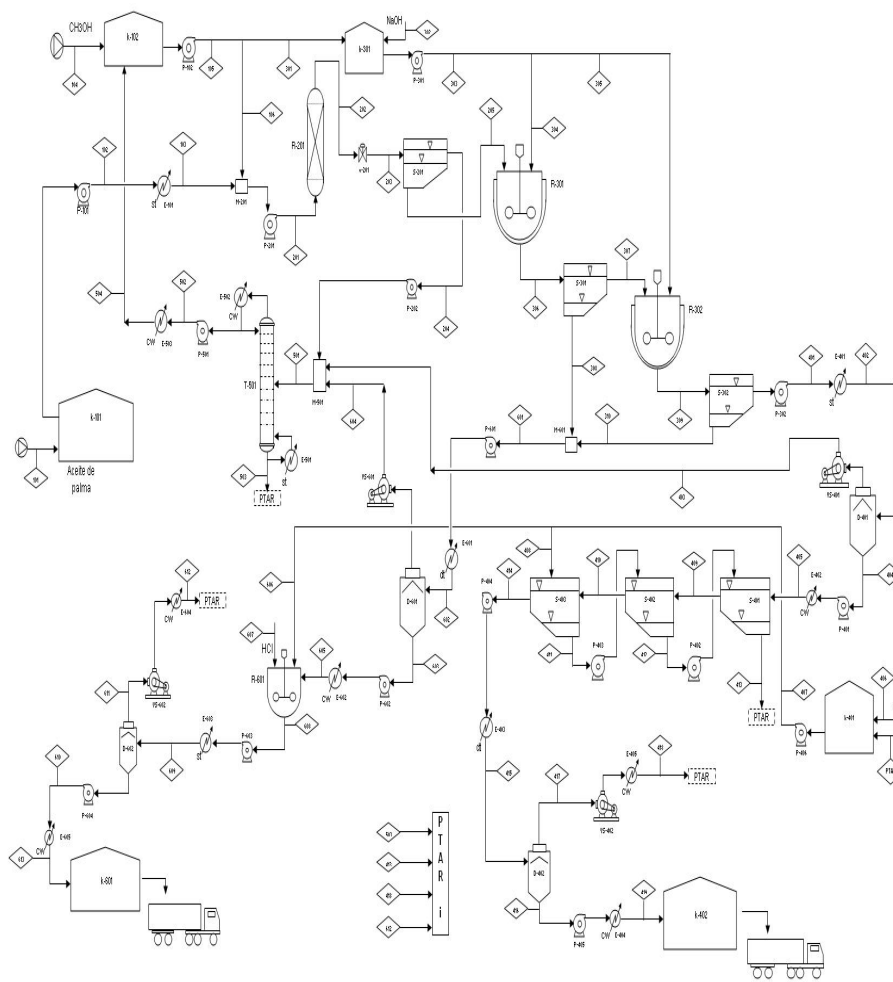
-  Recepción, almacenamiento y acondicionamiento del aceite crudo.
-  Esterificación de ácidos grasos libres.
-  Transesterificación del aceite crudo.
-  Purificación y almacenamiento de biodiesel.
-  Purificación y almacenamiento de glicerol.
-  Destilación y reciclaje de etanol.

Aunque en el proceso se requiere de una sección previa de extracción de aceite, se considera en principio que la planta se abastecerá directamente del aceite crudo y que el procesamiento del fruto se realizará en otras instalaciones. Lo anterior obedece, entre otras, a las siguientes razones: 1) Las plantas de

extracción de aceite de palma deberán ubicarse de manera estratégica cerca de las plantaciones, con el fin de no comprometer la calidad de la materia prima. El número de ácidos grasos libres presentes en el aceite, cuyo efecto en la producción de biodiesel ya se ha descrito, se incrementa en función del tiempo en el cual los frutos tardan en ser procesados luego de ser cosechados. 2) Por otro lado, la logística para el transporte de los racimos es más complicada que la requerida para el transporte del aceite crudo, lo cual se refleja directamente en los costos. 3) Además, la logística de distribución de los residuos del proceso de extracción, utilizados actualmente para la obtención de abonos agrícolas, se facilita si el proceso se encuentra más cerca de las plantaciones. 4) Por último, el procesamiento del fruto genera otros productos que pueden ser comercializados o reprocesados para la generación de productos de mayor valor agregado que involucra una actividad comercial en otros mercados.

A continuación se describirá el proceso de producción haciendo referencia a la figura 8.4

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**



BALANCE DE MATERIA TON/AÑO										
no.	Acete	Metanol	Ester	Glicerol	Agua	NaOH	ADL	Jabón	TOTAL	
101	144989	0	0	0	1082	0	6088	0	151698	
102	144989	0	0	0	1082	0	6088	0	151698	
103	144989	0	0	0	1082	0	6088	0	151698	
104	0	19285	0	0	0	0	0	0	19285	
105	0	39162	0	0	201	0	0	0	39363	
106	0	4078	0	0	21	0	0	0	4100	
201	144989	4078	0	0	1083	0	6088	0	152758	
202	144989	3465	8301	0	1481	0	81	0	152786	
203	144989	3465	8301	0	1481	0	81	0	152786	
204	0	3885	0	0	1481	0	0	0	4366	
205	144989	341	8301	0	0	0	81	0	151272	
301	0	35384	0	0	180	0	0	0	35564	
302	0	0	0	0	0	0	871	0	871	
303	0	35384	0	0	180	0	0	0	35564	
304	0	32433	0	0	156	621	0	0	33210	
305	0	2851	0	0	14	51	0	0	2916	
306	21865	18945	128789	13345	170	812	0	85	189449	
307	21865	18945	128789	731	0	342	0	36	190388	
308	0	8323	0	12814	170	270	0	29	21464	
309	2186	18963	148379	2050	14	383	0	36	189880	
310	0	1752	0	2095	14	64	0	8	3870	
401	2186	8171	148379	756	0	338	0	31	189103	
402	2186	8171	148379	756	0	338	0	31	189103	
403	0	8170	891	3	0	0	0	0	9064	
404	2186	461	148887	752	0	338	0	31	152428	
405	2186	461	148887	752	0	338	0	31	152428	
406	0	0	0	0	0	0	0	0	53786	
407	0	0	0	0	0	0	0	0	53786	
408	0	0	0	0	0	0	0	0	53786	
409	2186	0	0	0	0	0	0	0	53786	
410	2186	0	0	0	0	0	0	0	53786	
411	0	0	0	180	30889	79	0	7	91076	
412	0	0	0	602	30889	293	0	24	91889	
413	0	461	0	752	35288	338	0	31	32090	
414	2186	0	148887	0	302	0	0	0	151168	
415	2186	0	148887	0	302	0	0	0	151168	
416	2186	0	147719	0	156	0	0	0	150000	
417	0	0	889	0	158	0	0	0	1048	
418	0	0	889	0	158	0	0	0	1048	
419	2186	0	147719	0	112	0	0	0	150000	
501	0	3138	691	849	1471	0	0	0	24430	
502	0	19887	0	0	251	0	0	0	20088	
503	0	754	691	849	1371	0	0	0	4226	
504	0	19887	0	0	251	0	0	0	20088	
601	0	498	0	13883	2838	131	0	35	18481	
602	0	10112	0	14738	154	334	0	35	25374	
603	0	10112	0	14738	154	334	0	35	25374	
604	0	498	0	13883	173	334	0	35	14802	
605	0	3916	0	845	11	0	0	0	13872	
606	0	498	0	13883	173	334	0	35	14802	
607	0	0	0	0	2880	0	0	0	2880	
608	0	0	0	0	324	0	0	0	324	
609	0	498	0	13883	2838	131	0	35	18481	
610	0	498	0	13883	2838	131	0	35	18481	
611	0	227	0	13857	1540	0	0	35	16587	
612	0	228	0	0	1688	0	0	0	1804	
613	0	228	0	0	1688	0	0	0	1804	
614	0	227	0	13857	1540	0	0	35	16587	
PTAR	0	2215	1680	1637	53638	338	0	31	58476	

- |                                   |                                 |                                  |                                 |                                |                             |                                  |                                   |                                  |                        |                        |                                |                                 |                             |                              |                       |                        |                       |                       |                       |                       |
|-----------------------------------|---------------------------------|----------------------------------|---------------------------------|--------------------------------|-----------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|----------------------------------|------------------------|------------------------|--------------------------------|---------------------------------|-----------------------------|------------------------------|-----------------------|------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| E-401                             | E-402                           | E-601                            | E-602                           | E-101                          | E-401                       | E-402                            | E-403                             | E-404                            | E-405                  | E-601                  | E-602                          | E-603                           | E-601                       | E-602                        | E-603                 | E-604                  | E-605                 | V-101                 | V-102                 | V-301                 |
| Evaporador flash de metanol-agua  | Evaporador flash de agua-etanol | Evaporador flash de metanol-agua | Evaporador flash de agua-etanol | Calentador de aceite           | Calentador de ester-metanol | Enfriador de ester               | Calentador de ester-agua          | Enfriador de biodiesel           | Condensador de agua    | Pelentrador de metanol | Calentador de glicerol-metanol | Enfriador de glicerol           | Calentador de glicerol-agua | Condensador de vapor de agua | Enfriador de glicerol | Tanque de aceite crudo | Tanque de metanol     | Tanque de metanol     | Tanque de metanol     | Tanque de calificador |
| V-401                             | V-402                           | V-501                            | M-501                           | M-601                          | P-101                       | P-102                            | P-201                             | P-301                            | P-302                  | P-401                  | P-402                          | P-403                           | P-404                       | P-405                        | P-406                 | P-501                  | P-601                 | P-602                 | P-603                 |                       |
| Tanque de proceso de biodiesel    | Tanque de glicerol              | Tanque de metanol                | Mixador de metanol-agua         | Mixador de metanol-agua        | Bomba de aceite             | Bomba de metanol                 | Bomba para esterificación         | Bomba de metanol-agua            | Bomba de metanol-agua  | Bomba de metanol-agua  | Bomba de metanol-agua          | Bomba de metanol-agua           | Bomba de metanol-agua       | Bomba de metanol-agua        | Bomba de metanol-agua | Bomba de metanol-agua  | Bomba de metanol-agua | Bomba de metanol-agua | Bomba de metanol-agua | Bomba de metanol-agua |
| R-604                             | PTAR                            | R-201                            | R-301                           | R-302                          | R-601                       | S-301                            | S-301                             | S-302                            | S-401                  | S-402                  | S-403                          | T-501                           | V-101                       | V-5-401                      | V-5-401               | V-5-401                | V-5-601               | V-5-601               |                       |                       |
| Bomba de refinamiento de glicerol | Planta de tratamiento de aguas  | Reactor de esterificación        | Reactor de transesterificación  | Reactor de transesterificación | Reactor de neutralización   | Separador de fase primer reactor | Separador de fase segundo reactor | Separador de fase tercer reactor | Separador de lavador 1 | Separador de lavador 2 | Separador de lavador 3         | Torre de destilación de metanol | Válvula de regulación       | Sistema de vacío             | Sistema de vacío      | Sistema de vacío       | Sistema de vacío      | Sistema de vacío      | Sistema de vacío      |                       |

FECHA: Noviembre de 2002      REALIZA: CORPODIB

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA**

PROYECTO  
PROGRAMA ESTRATÉGICO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL  
COMBUSTIBLE AUTOMOTRIZ A PARTIR DE ACEITES VEGETALES

FIGURA No. 8.1

TÍTULO:  
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE 16000 T/AÑO DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y METANOL ANHIDRO - BALANCE DE MATERIA

Figura 8. 4 Diagrama de flujo del proceso y balance de materia (Ton/año) utilizando etanol.

#### 8.2.7.2.1 Almacenamiento de materias primas.

El aceite de palma crudo llegará a las instalaciones de la planta en camiones que descargarán el producto en un sistema de bombeo que finaliza en un patio de tanques de almacenamiento (K-101), éste consta de tres tanques de 1,700 m<sup>3</sup> de capacidad (12 mil barriles aproximadamente), volumen suficiente para que la planta pueda funcionar durante diez días sin abastecimiento de materia prima. Ya que el aceite de palma posee un punto de fusión relativamente alto, dichos tanques estarán dotados cada uno con un serpentín de calentamiento con vapor, para mantener las unidades entre 308 y 313 K (35 y 40°C) logrando que la materia prima permanezca en estado líquido y alcance el valor de viscosidad que disminuya el gasto de potencia en el bombeo hacia la siguiente etapa.

El etanol anhidro también llegará a la planta en carro tanques, y se mantendrá almacenado en una sección de dos tanques verticales (K-102) que poseerán las características de seguridad mencionadas en el numeral 9.2.4.3. Estos tanques tendrán una capacidad de 752 m<sup>3</sup> cada uno (4,700 barriles aproximadamente), stock equivalente a diez días.

#### 8.2.7.2.2 Esterificación de ácidos grasos libres.

Todos los aceites vegetales poseen un porcentaje de ácidos grasos libres, puesto que los triglicéridos pueden descomponerse de acuerdo a las condiciones de almacenamiento. En el caso del aceite de palma, este índice alcanza el 5%. Esto representa una desventaja en el proceso de transesterificación, puesto que los ácidos forman jabones con el hidróxido de sodio, generándose una pérdida de biodiesel debido a la formación de emulsiones en la fase de lavado, lo cual hace necesario, además, un gasto mayor de soda. Para evitar estos inconvenientes se debe realizar un pretratamiento con el objetivo de eliminar dichos ácidos. Esta



etapa no se realiza en las plantas de producción de biodiesel en general, pues los aceites utilizados convencionalmente poseen un nivel muy bajo de ácidos grasos. Sin embargo, dado que el aceite de palma alcanza concentraciones de ácidos grasos libres de hasta el 10%, se hace necesario el tratamiento. La ruta convencional es realizar una esterificación del ácido utilizando el mismo alcohol que se empleará luego para producir biodiesel, empleando un catalizador ácido. Dicho catalizador es por lo general ácido sulfúrico; pero en este proceso, se debe deshidratar el aceite, llevar a cabo la reacción en un medio homogéneo y luego realizar una evaporación instantánea; todo esto implica un costo de operación elevado y una disminución en la calidad del aceite. El PORIM y el Institute Français du Petrole (IFP) han trabajado en el desarrollo de una metodología de catálisis heterogénea alimentada continuamente. Dicho método ya ha sido implementado en plantas piloto con éxito. La esterificación vía catálisis heterogénea es la tecnología que se ha seleccionado para el pretratamiento del aceite crudo. El orden de operación se describe a continuación:

El aceite crudo será llevado a un calentador (E-101) por la acción de una bomba centrífuga (P-101); el intercambiador que utiliza vapor elevará la temperatura del aceite hasta 363K (90°C), punto ligeramente superior al necesario para la etapa de esterificación. El etanol también será bombeado (P-102) para dividirse en dos corrientes, una hacia la etapa de esterificación y otra para la preparación del catalizador necesario en la fase de transesterificación. La primera corriente de etanol, se mezclará con el aceite crudo en un mezclador estático (M-201); la mezcla resultante ingresa a un reactor empacado con catalizador de zinc soportado en alúmina u óxido de hierro<sup>11</sup> (R-201), allí se lleva a cabo una esterificación de los ácidos grasos libres, con un tiempo de residencia de una hora. La reacción genera agua y etil-ésteres de características similares al biodiesel que se producirá más adelante. Esta reacción se realiza a cabo a una presión de 304 kPa (3 atm) y una temperatura de 361 K (88°C). Se dispondrá de dos reactores de condiciones similares, pues se estima que el catalizador deberá renovarse dos

veces al año, así que para no detener la actividad de la planta para realizar la renovación, uno de los reactores continuará en operación. Es importante realizar la mezcla de etanol y aceite crudo antes del reactor, pues la vida útil del catalizador disminuye al contacto del aceite sin la presencia del alcohol. El efluente del reactor pasa por una válvula de expansión (V-201) para alcanzar la presión atmosférica y luego ingresar en un tanque separador de fases (S-201) donde se retira el agua formada junto con una fracción de etanol en la fase pesada para ser purificada (corriente 204); la fase liviana, que se compone de aceite, etil-éster, etanol y ácidos grasos que no reaccionaron, se lleva a la siguiente sección de la planta.

#### 8.2.7.2.3 Transesterificación.

El aceite se transforma en etil-éster (biodiesel) por medio de un proceso catalítico homogéneo utilizando etanol en exceso como agente reaccionante e hidróxido de sodio como catalizador; estos dos últimos se mezclan en un tanque (K-301) fabricado en acero inoxidable 316 para resistir la corrosión generada por la soda. La mezcla obtenida se bombea (P-201) hacia los reactores de transesterificación.

La experiencia del PORIM ha demostrado que la reacción de transesterificación del aceite de palma debe llevarse a cabo en dos etapas, y la purificación de los productos, biodiesel y glicerol, se debe realizar en presencia del etanol, de lo contrario la reacción se invertiría generándose de nuevo triglicéridos. Para el diseño de la planta, en la primera etapa, el aceite y la corriente de etanol son mezclados vigorosamente hasta obtener una suspensión homogénea. Esta operación se realiza en un reactor de tanque agitado (R-301) donde se mantendrá una temperatura de 345 K (72°C). Entonces, el efluente del reactor pasa a un separador donde se forman dos fases líquidas (S-301). La fase pesada (corriente 308), que se lleva a purificación, contiene glicerina y etanol como principales

---

<sup>11</sup> Más detalles del catalizador en el anexo 8.2 de diseño de reactores.

componentes; y la liviana se conforma de biodiesel, etanol, glicerina y aceite que no reaccionó. Esta última corriente se lleva a un segundo reactor de tanque agitado (R-302), que tiene las mismas características del anterior, pero con una mayor capacidad. Allí se agrega una fracción de etanol y catalizador fresco. Puesto que el efluente de este equipo es similar al del primer reactor de transesterificación, también se realiza una separación de fases (tanque S-302), de donde la fase pesada se une con la del anterior separador en un mezclador (M-501) y se lleva a purificación; la fase liviana, que contiene el biodiesel, pasa a la sección de purificación. Este esquema de producción puede alcanzar un 99.5% de conversión de aceite de palma a biodiesel con algunas modificaciones.

#### 8.2.7.2.4 Purificación del biodiesel.

La corriente retirada del tercer separador de fases, se bombea (P-302) y se calienta en un intercambiador hasta 442K (E-401) para realizar una evaporación instantánea al vacío (D-401), aprovechando que la temperatura de ebullición del etanol es tres o cuatro veces menor que la del glicerol y la del etil-éster. De esta manera, el etanol se retira en fase vapor a 414.2K (141°C) y 50kPa (0.5 atm) para luego ser purificado. En esta operación se pierde el 0.18% de biodiesel en la fase vapor y la corriente líquida efluente (404) posee 0.5% de etanol.

Después de enfriarse hasta 355K (E-402), la mezcla de biodiesel que contiene de 0.45 a 0.5% en peso de glicerina, y de 0.4 a 0.45% de otras materias contaminantes, se lava con agua en una proporción 1 a 3, en un sistema de tres sedimentadores a contracorriente (S-401,402,403) que operan a 351, 340 y 324K (78.5, 67.9 y 51.3 °C). El agua utilizada en este proceso se bombea de dos tanques de almacenamiento (K-401) de 950 m<sup>3</sup> cada uno (6 mil barriles, stock de diez días). En los lavados, el agua arrastra las impurezas solubles y se separa del biodiesel por diferencia de densidad, para reciclarla a la planta de tratamiento. El biodiesel que se retira de la capa superior en estas etapas arrastra de 1,500 a

2,000 ppm de agua <sup>12</sup>, contenido que debe reducirse a menos de 1,000 ppm, valor que es el máximo reportado para el buen funcionamiento del combustible. Para realizar la deshidratación, el éster es bombeado (P-404) a un calentador (E-403) que eleva la temperatura a 523 K (250°C), para expandirse en un evaporador instantáneo (D-402) que funciona a 30 kPa de presión (0.3 atm) y 504K (231°C), donde el biocombustible alcanza un valor de 420 ppm de agua. Allí, se retira la fracción de agua, en la que se pierde el 0.65% del biodiesel. Esta última corriente se condensa (E-405) y se lleva a tratamiento. Finalmente el biodiesel se enfría hasta 313K (40°C) y se bombea a la sección de almacenamiento (P-405 y K-402), que al igual que el almacenamiento de aceite, se compone de tres tanques de 3,160 m<sup>3</sup> (stock de diez días) con serpentines que mantienen el contenido sobre los 398 K. Con este procedimiento el biodiesel alcanza una pureza entre el 98 y el 99%.

#### 8.2.7.2.5 Purificación de glicerina.

Las fracciones pesadas que se retiran en los separadores posteriores a la transesterificación, se mezclan, y la corriente resultante se calienta (E-601) hasta los 513K (239°C), y se llevan a un vaporizador instantáneo (D-601) que funciona a 50kPa (0.5 atm) donde se retira el etanol. La corriente en fase vapor arrastra el 3% del glicerol, mientras que la corriente líquida mantiene un contenido de 0.57% de etanol. A la glicerina, que contiene agua, etanol, jabones y catalizador, se le agrega agua en una proporción 1 a 5 en un tanque agitado (R-601), para facilitar la dilución del ácido que neutralizara los restos de catalizador. Dicha agua proviene de los tanques de almacenamiento mencionados anteriormente. En el mismo reactor, se agrega ácido clorhídrico al 37% peso a peso, para neutralizar la soda. Esta operación tiene un tiempo de residencia de una hora. La mezcla resultante es bombeada (P603) a un calentador (E-603) donde alcanza una temperatura de 454K (181°C), para ser sometida a una evaporación instantánea (D-602) a 378K (105°C), donde se retira parte del agua junto con una pérdida del

---

<sup>12</sup> Según estudios realizados por Lenoir Christian en la Universidad Católica de Argentina, Facultad de Ciencias Físicas,

0.3% del glicerol en la fase vapor, que se condensa y se lleva a tratamiento (E-604). Finalmente, La glicerina es bombeada (P-604) y enfriada (E-605) hasta 313K (40°C) para ser almacenada en un tanque de 440 m<sup>3</sup> (2,700 barriles, stock de diez días). De esta manera, se obtiene un producto de 82.5% de glicerina, con impurezas de etanol (2.8 %), jabón (0.2%) y NaCl (3.4%).

#### 8.2.7.2.6 Purificación de etanol y reciclo.

La corriente retirada como fase pesada después del reactor de esterificación, junto con la corriente de vapor de etanol que se le despoja al biodiesel y la que se le excluye a la glicerina, se mezclan (M-501) generando una corriente que contiene 93.8% de etanol, 4.07% de agua, 0.82% de biodiesel y 1.27% de Glicerol. Dicha corriente se lleva a una torre de destilación (T-501) que opera a 50 kPa (0.5 atm) donde el agua junto con el glicerol y el éster se retiran por la parte inferior para ser llevados a tratamiento. El etanol se lleva a una pureza del 99.4%, se enfría hasta 313 K (E-503) y se recircula a los tanques de almacenamiento (K-102).

#### 8.2.7.3 Balances de materia y energía utilizando etanol.

Las principales sustancias que se ven involucradas en el proceso son: aceite de palma crudo, ácidos grasos libres, etanol, hidróxido de sodio, etil-éster, agua, jabones, ácido clorhídrico y cloruro de sodio. El balance de materia en toneladas por año se presenta en la figura 8.4. En éste, no se hace referencia directa al cloruro de sodio, pues este sólo se encuentra en las corrientes 608, 609, 610 y 613, ni al ácido clorhídrico que sólo se encuentra en la corriente 607. Las fracciones másicas de cada una de las corrientes se presentan a continuación.

Tabla 8. 15 Fracciones másicas del proceso.

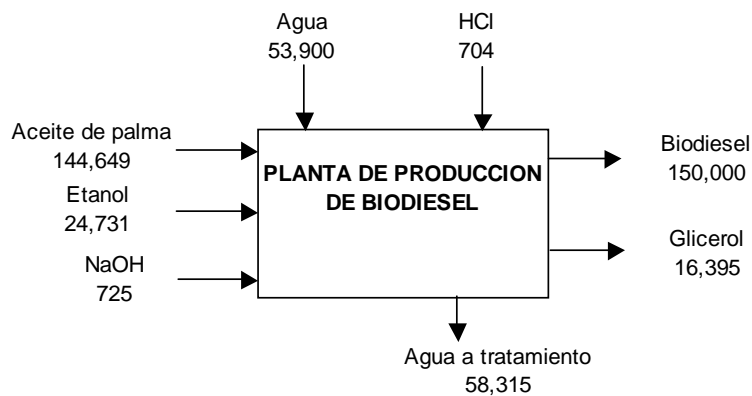
corriente	Aceite	Etanol	Ester	Glicerol	Agua	NaOH	AGL	Jabón
101	0.953	0.000	0.000	0.000	0.007	0.000	0.040	0.000
102	0.953	0.000	0.000	0.000	0.007	0.000	0.040	0.000
103	0.953	0.000	0.000	0.000	0.007	0.000	0.040	0.000
104	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
105	0.000	0.996	0.000	0.000	0.004	0.000	0.000	0.000
106	0.000	0.996	0.000	0.000	0.004	0.000	0.000	0.000
201	0.919	0.036	0.000	0.000	0.007	0.000	0.039	0.000
202	0.919	0.030	0.042	0.000	0.009	0.000	0.000	0.000
203	0.919	0.030	0.042	0.000	0.009	0.000	0.000	0.000
204	0.000	0.746	0.000	0.000	0.254	0.000	0.000	0.000
205	0.953	0.003	0.043	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
301	0.000	0.996	0.000	0.000	0.004	0.000	0.000	0.000
302	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000
303	0.000	0.982	0.000	0.000	0.004	0.014	0.000	0.000
304	0.000	0.982	0.000	0.000	0.004	0.014	0.000	0.000
305	0.000	0.982	0.000	0.000	0.004	0.014	0.000	0.000
306	0.109	0.136	0.683	0.067	0.001	0.003	0.000	0.000
307	0.126	0.074	0.794	0.004	0.000	0.002	0.000	0.000
308	0.000	0.521	0.000	0.458	0.007	0.013	0.000	0.001
309	0.012	0.089	0.881	0.016	0.000	0.002	0.000	0.000
310	0.000	0.501	0.000	0.480	0.006	0.013	0.000	0.001
401	0.012	0.079	0.902	0.004	0.000	0.002	0.000	0.000
402	0.012	0.079	0.902	0.004	0.000	0.002	0.000	0.000
403	0.000	0.977	0.023	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
404	0.014	0.005	0.974	0.005	0.000	0.002	0.000	0.000
405	0.014	0.005	0.974	0.005	0.000	0.002	0.000	0.000
406	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
407	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
408	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
409	0.014	0.000	0.979	0.004	0.002	0.002	0.000	0.000
410	0.014	0.000	0.983	0.001	0.002	0.001	0.000	0.000
411	0.000	0.000	0.000	0.003	0.995	0.002	0.000	0.000
412	0.000	0.000	0.000	0.011	0.983	0.005	0.000	0.000
413	0.000	0.016	0.000	0.014	0.964	0.006	0.000	0.000
414	0.014	0.000	0.984	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000
415	0.014	0.000	0.984	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000
416	0.014	0.000	0.986	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
417	0.000	0.000	0.843	0.000	0.157	0.000	0.000	0.000
418	0.000	0.000	0.843	0.000	0.157	0.000	0.000	0.000
419	0.014	0.000	0.986	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
501	0.000	0.938	0.008	0.013	0.041	0.000	0.000	0.000
502	0.000	0.993	0.000	0.000	0.007	0.000	0.000	0.000
503	0.000	0.300	0.104	0.161	0.435	0.000	0.000	0.000

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

504	0.000	0.993	0.000	0.000	0.007	0.000	0.000	0.000
601	0.000	0.518	0.000	0.461	0.007	0.013	0.000	0.001
602	0.000	0.518	0.000	0.461	0.007	0.013	0.000	0.001
603	0.000	0.006	0.000	0.951	0.014	0.027	0.000	0.003
604	0.000	0.973	0.000	0.027	0.000	0.000	0.000	0.000
605	0.000	0.006	0.000	0.951	0.014	0.027	0.000	0.003
606	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	0.000	0.000
607	0.000	0.000	0.000	0.000	0.500	0.000	0.000	0.000
608	0.000	0.005	0.000	0.761	0.201	0.000	0.000	0.002
609	0.000	0.005	0.000	0.761	0.201	0.000	0.000	0.002
610	0.000	0.003	0.000	0.826	0.134	0.000	0.000	0.002
611	0.000	0.022	0.000	0.030	0.949	0.000	0.000	0.000
612	0.000	0.022	0.000	0.030	0.949	0.000	0.000	0.000
613	0.000	0.003	0.000	0.826	0.134	0.000	0.000	0.002
PTAR	0.000	0.028	0.027	0.021	0.918	0.006	0.000	0.000

Fuente: Corpodib.

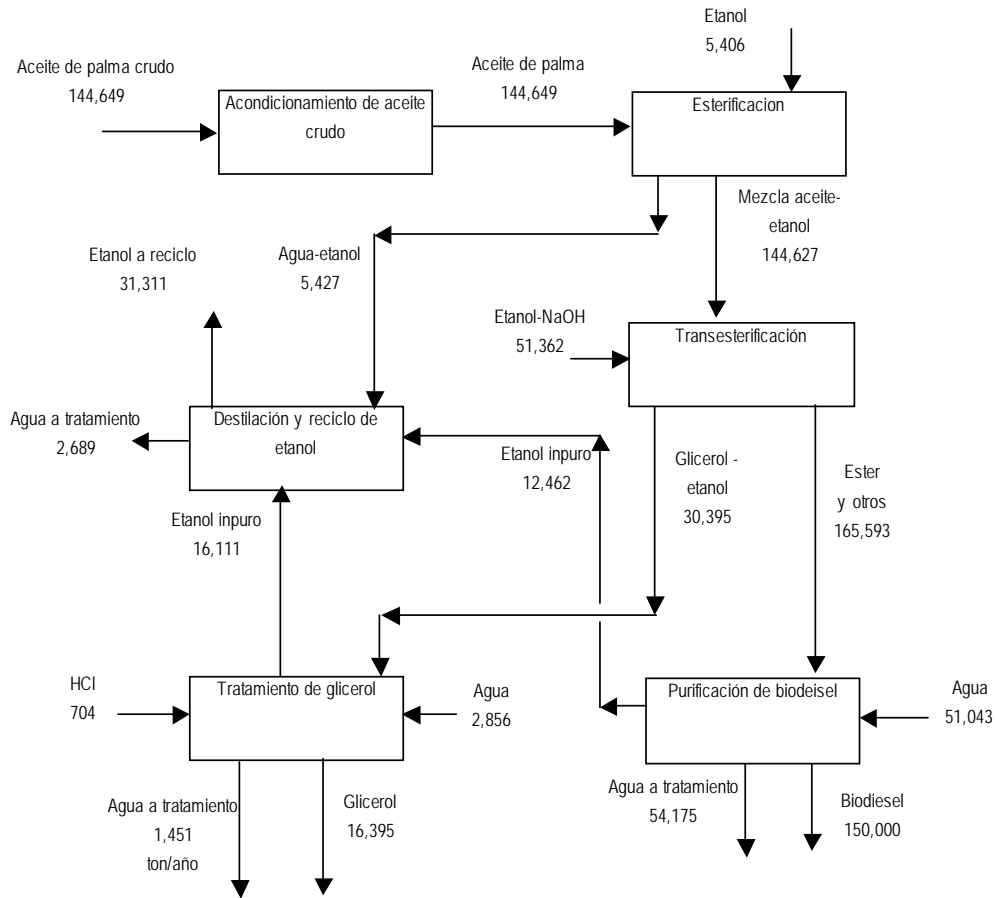
Los diagramas de bloques general y por secciones de la planta se observan a continuación:



Fuente: Corpodib.

Figura 8. 5 Diagrama de bloques general (Ton/año) utilizando etanol.

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**



Fuente: Corpodib.

Figura 8. 6 Diagrama de bloques por secciones (Ton/año) utilizando etanol.

Después de realizarse el cálculo de las necesidades termodinámicas de cada una de las etapas, el balance de energía da como resultado las siguientes condiciones de temperatura y presión para cada una de las corrientes.



Tabla 8.16 Condiciones de temperatura y presión para cada corriente de proceso, utilizando etanol.

Corriente	Temperatura (K)	Presión (Pa)	Corriente	Temperatura (K)	Presión (Pa)	Corriente	Temperatura (K)	Presión (Pa)
<b>101</b>	298	101,325	<b>309</b>	340	121,590	<b>418</b>	343	101,325
<b>102</b>	313	202,650	<b>310</b>	340	121,590	<b>419</b>	313	101,325
<b>103</b>	363	202,650	<b>401</b>	340	121,590	<b>501</b>	359	101,325
<b>104</b>	298	101,325	<b>402</b>	427	151,988	<b>502</b>	338	50,663
<b>105</b>	298	202,650	<b>403</b>	414	50,663	<b>503</b>	358	50,663
<b>106</b>	298	202,650	<b>404</b>	414	50,663	<b>504</b>	313	101,325
<b>201</b>	360	303,975	<b>405</b>	355	101,325	<b>601</b>	341	121,590
<b>202</b>	360	303,975	<b>406</b>	298	101,325	<b>602</b>	513	151,988
<b>203</b>	358	121,590	<b>407</b>	298	101,325	<b>603</b>	425	50,663
<b>204</b>	358	121,590	<b>408</b>	298	101,325	<b>604</b>	425	50,663
<b>205</b>	358	121,590	<b>409</b>	352	101,325	<b>605</b>	336	101,325
<b>301</b>	298	202,650	<b>410</b>	341	101,325	<b>606</b>	298	101,325
<b>302</b>	298	---	<b>411</b>	324	101,325	<b>607</b>	298	101,325
<b>303</b>	304	121,590	<b>412</b>	341	101,325	<b>608</b>	328	101,325
<b>304</b>	304	121,590	<b>413</b>	352	101,325	<b>609</b>	443	151,988
<b>305</b>	304	121,590	<b>414</b>	324	101,325	<b>610</b>	378	50,663
<b>306</b>	342	121,590	<b>415</b>	523	151,988	<b>611</b>	378	50,663
<b>307</b>	342	121,590	<b>416</b>	505	30,398	<b>612</b>	343	101,325
<b>308</b>	342	121,590	<b>417</b>	505	30,398	<b>613</b>	318	101,325

Fuente: Corpodib.

#### 8.2.7.4 Dimensionamiento y selección de equipos de proceso.

Los equipos principales de proceso pueden dividirse en ocho clasificaciones diferentes, tanques, bombas de proceso, intercambiadores de calor, reactores, sedimentadores, vaporizadores instantáneos, torre de destilación y sistemas de vacío. El detalle del dimensionamiento y la metodología de cálculo empleada en cada caso se presentan en el anexo 8.2

El tipo de equipo para cada caso se seleccionó con base en la información recolectada de diferentes plantas de producción de biodiesel. De esta manera, los reactores exceptuando el de esterificación, son del tipo tanque agitado y de alimentación continua; los sedimentadores son tanques cilíndricos, y las evaporaciones se realizan en tanques tipo ciclón. Debido a que la potencia

requerida en el proceso no es elevada, todas las bombas son de tipo centrífugo al igual que las unidades de generación de vacío.

Para los materiales de construcción se seleccionó acero al carbón, acero inoxidable 304 y acero inoxidable 316, teniendo en cuenta los niveles de corrosión de las corrientes y las recomendaciones de los fabricantes.

Las tablas que se presentan a continuación resumen las principales características de los equipos más relevantes en el proceso.

Tabla 8.17 Principales características de los equipos más relevantes de la planta utilizando etanol como materia prima.

EQUIPO	CÓDIGO	LARGO (m)	DIÁMETRO (m)	ALTURA (m)
<b>ALMACENAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS</b>				
Tanques de aceite crudo	K-101	--	13	14.3
Tanques de etanol	K-102	--	9.86	10.85
<b>ESTERIFICACIÓN DE ACIDOS GRASOS LIBRES</b>				
Calentador de aceite	E-101	2.72	0.39	--
Reactores de esterificación	R-201	--	2.19	7.21
Separador de fases de esterificación	S-201	--	3.82	4.20
<b>TRANSESTERIFICACIÓN</b>				
Tanque de preparación de catalizador	K-301	--	1.93	2.12
Reactor de transesterificación 1	R-301	--	4.63	6.02
Separador de fases de transesterificación 1	S-301	--	5.33	5.86
Reactor de transesterificación 2	R-302	--	4.81	6.25
Separador de fases de transesterificación 2	S-302	--	3.98	4.37
<b>PURIFICACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE BODIESEL</b>				
Calentador de éster-etanol	E-401	2.58	0.59	--
Evaporador instantáneo de etanol-éster	D-401	--	1.89	5.68
Enfriador de éster	E-402	2.2	0.54	--
Tanques de almacenamiento de agua	K-401	--	10.66	11.72
Separador de fases de lavado 1	S-401	--	3.20	3.53
Separador de fases de lavado 2	S-402	--	3.20	3.53
Separador de fases de lavado 3	S-403	--	3.20	3.53
Calentador de éster-agua	E-403	4.16	0.99	--
Evaporador instantáneo de agua-éster	D-402	--	0.99	2.97
Condensador de agua evaporada 1	E-405	2.11	0.25	--
Enfriador de biodiesel	E-404	5.11	0.99	--
Tanques de almacenamiento de biodiesel	K-402	--	15.90	17.51
<b>RECICLO DE METANOL</b>				
Torre de destilación de etanol	T-501	--	1.6	7.00

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Rehervidor torre de destilación	E-501	3.08	0.44	--
Condensador torre de destilación	E-502	2.64	0.49	--
Enfriador de etanol	E-503	5.27	0.34	--
<b>PURIFICACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE GLICEROL</b>				
Calentador de glicerol-etanol	E-601	3.04	0.84	--
Evaporador instantáneo de etanol-glicerol	D-601	--	1.89	7.55
Enfriador de glicerol crudo	E-602	3.27	0.25	--
Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	----	--	2.20	2.42
Reactor de neutralización	R-601	--	1.33	1.46
Calentador de glicerol-agua	E-603	1.47	0.44	--
Evaporador instantáneo de agua-glicerol	D-602	--	1.10	4.42
Condensador de agua evaporada 2	E-604	4.46	0.44	--
Enfriador de glicerol	E-605	2.82	0.39	--
Tanques de almacenamiento de glicerol	K-601	--	8.21	9.04

Fuente: Corpodib.

#### 8.2.7.5 Unidades de servicios industriales.

Para el funcionamiento de las unidades de proceso, se requiere de la instalación y puesta en marcha de los siguientes sistemas de proceso:

##### 8.2.7.5.1 Caldera de vapor.

Cuatro de los intercambiadores de calor, junto con los serpentines de los tanques de aceite y biodiesel, utilizan como fluido de calentamiento vapor de media presión a 602 K (625 °F o 329°C) y 2.7Mpa (400 psia). Para suministrar este requerimiento es necesaria la adquisición y montaje de una caldera acuatubular que genere 10 toneladas de vapor por hora. Este equipo podrá funcionar de acuerdo a las facilidades del sitio, con gas o fuel oil. Este equipo involucra la implementación de trampas de vapor en los equipos que lo consumen, junto con un sistema de recolección de condensados que serán llevados a un tanque de almacenamiento con un stock de dos horas, para luego ser tratados y recirculados.

##### 8.2.7.5.2 Torre de enfriamiento.

Para reducir el contenido calórico del agua utilizada en enfriamiento, se instalará una torre de enfriamiento de circulación forzada, para el tratamiento de 416.9

toneladas por hora si se utiliza etanol, reduciendo la temperatura del agua de 317 a 305.3 K utilizando aire a una temperatura de 298 K con una humedad relativa del 80%. El agua de enfriamiento será llevada desde un tanque diseñado para un stock de dos horas, hasta los equipos con una bomba de 8 kW (10.7 HP); desde las unidades de proceso el agua irá directamente a la torre de enfriamiento, y de allí al tanque para ser recirculada.

#### 8.2.7.5.3 Planta de tratamiento de aguas de residuales.

La producción del biodiesel a partir de de etanol consume 6.8 toneladas por hora de agua que se contamina con 2.84% de etanol, 2.7% de éster, 2% de glicerol, 0.56% de NaOH y 0.04% de jabón. Para evitar un mayor consumo de agua, se debe construir una planta de tratamiento que elimine dichas impurezas, y pueda recircular del 40 al 50% del agua que ingresa (3.4 toneladas por hora) hacia los tanques de almacenamiento.

### **8.2.8 Planificación de actividades de construcción e instalación.**

Los proyectos de producción de biodiesel alrededor del mundo, reportan que el período necesario par la realización de las actividades de ingeniería, diseño, compras y construcción de una planta con una capacidad entre 120 mil y 160 mil toneladas por año, es de dieciocho meses. Las actividades generales para llevar a cabo la construcción de la planta de producción de biodiesel, junto con los períodos estimados para cada operación previa, se presentan en el cronograma del anexo 8.3.

### 8.3 EVALUACIÓN FINANCIERA PARA LA PLANTA UTILIZANDO METANOL COMO MATERIA PRIMA.

Para la determinación del comportamiento financiero del proyecto, se mostrarán los diferentes componentes involucrados en la inversión inicial y posteriormente se resumirán los costos de operación para ilustrar el flujo de caja. Con base en estos datos, se realizará un análisis de precio anual equivalente, y otros de sensibilidad de las variables que más influyen en la tasa interna de retorno. Además, se presentarán algunas observaciones acerca del comportamiento financiero del proyecto respecto al costo del aceite crudo y del precio del biodiesel. Todos los cálculos se han realizado en dólares para desprestigiar el efecto de la devaluación.

#### 8.3.1 Inversión de capital.

##### 8.3.1.1 Equipos de proceso

Para iniciar, se determinó el costo de inversión asociado a los equipos de proceso e instalaciones de servicios industriales. El resumen se presenta a continuación:

Tabla 8.18 Costo de los equipos de proceso.

EQUIPO	CÓDIGO	COSTO (US\$)
Tanques de aceite crudo	K-101	651,600
Serpentines tanques de aceite crudo	--	4,080
Tanques de metanol	K-102	486,800
Bomba de aceite crudo	P-101	12,200
Calentador de aceite	E-101	34,000
Bomba de metanol	P-102	9,600
Mezclador de metanol y aceite crudo	M-201	1,200

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Bomba para esterificación	P-201	13,500
Reactores de esterificación	R-201	50,400
Válvula de expansión	V-201	300
Separador de fases de esterificación	S-201	31,000
Tolva de almacenamiento de soda	----	4,700
Tanque de preparación de catalizador	K-301	53,800
Bomba de metanol-catalizador	P-301	9,500
Reactor de transesterificación 1	R-301	117,700
Separador de fases de transesterificación 1	S-301	36,100
Reactor de transesterificación 2	R-302	124,400
Separador de fases de transesterificación 2	S-302	31,300
Bomba de suministro a separación	P-302	18,100
Calentador de éster-metanol	E-401	77,200
Evaporador instantáneo de metanol-éster	D-401	19,000
Sistema de vacío evaporador metanol-éster	VS-401	27,000
Bomba para purificación de biodiesel	P-401	15,600
Enfriador de éster	E-402	48,200
Tanques de almacenamiento de agua	K-401	504,000
Bomba para agua de proceso	P-406	6,700
Separador de fases de lavado 1	S-401	30,300
Bomba de lavados 2	P-402	6,100
Separador de fases de lavado 2	S-402	30,300
Bomba de lavados 1	P-403	6,100
Separador de fases de lavado 3	S-403	30,300
Bomba para secado de biodiesel	P-404	11,200
Calentador de éster-agua	E-403	213,000
Evaporador instantáneo de agua-éster	D-402	11,800
Sistema de vacío evaporador agua-éster	VS-402	12,700
Condensador de agua evaporada 1	E-405	17,800
Bomba para almacenamiento de biodiesel	P-405	12,800
Enfriador de biodiesel	E-404	246,000
Tanques de almacenamiento de biodiesel	K-402	651,600
Serpentines tanques de biodiesel	--	2,100
Bomba de metanol-agua	P-202	4,600
Mezclador-condensador de metanol-agua	M-501	1,200
Torre de destilación de metanol	T-501	24,400
Rehervidor torre de destilación	E-501	13,800
Condensador torre de destilación	E-502	24,100
Bomba de reciclo de metanol	P-501	7,900
Enfriador de metanol	E-503	31,800
Mezclador de fases pesadas de reacción	M-601	1,200

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Bomba para evaporación de metanol-glicerol	P-601	11,000
Calentador de glicerol-metanol	E-601	120,000
Evaporador instantáneo de metanol-glicerol	D-601	22,400
Sistema de vacío evaporador metanol-glicerol	VS-601	28,200
Bomba para purificación de glicerol	P-602	6,300
Enfriador de glicerol crudo	E-602	25,900
Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	---	75,600
Reactor de neutralización	R-601	46,600
Bomba para concentración de glicerol	P-603	7,200
Calentador de glicerol-agua	E-603	37,800
Evaporador instantáneo de agua-glicerol	D-602	15,000
Sistema de vacío evaporador agua-glicerol	VS-602	14,500
Condensador de agua evaporada 2	E-604	74,000
Bomba para almacenamiento de glicerol	P-604	6,600
Enfriador de glicerol	E-605	35,800
Tanques de almacenamiento de glicerol	K-601	79,000
Caldera de vapor de media presión	--	800,000
Torre de enfriamiento de agua	--	373,200
Planta de tratamiento de aguas	PTAR	250,000
<b>TOTAL</b>		<b>5,810,300</b>

Fuente: El Corpodib.

### 8.3.1.2 Costo de capital.

Para la determinación del costo de capital, se utilizaron los métodos de Weaber y Bauman en "Biblioteca del Ingeniero Químico"<sup>13</sup>, y Vilbrant en "Chemical Engineering plant desing"<sup>14</sup>, que parten de los costos de los equipos de proceso para llegar a la inversión total. Los resultados se presentan a continuación:

<sup>13</sup> PERRY, Robert y CHILTON, Cecil. 5ed. McGrawHill. México, 1991. Capítulo 25.

<sup>14</sup> VILBRANT, Frank. Chemical Engineering Plant Design. 3ed. McGrawHill, NewYork, 1949.



Tabla 8.19. Costo de capital.

<b>COSTO DE LA INVERSIÓN</b>	
<b>COSTOS DIRECTOS (US\$)</b>	
Equipos de proceso	5,810,300
Sub-estación eléctrica	256,300
Carreteras y andenes	102,500
Instalación de equipos	1,316,700
Estructuras en concreto	427,300
Tuberías, ductos e instalación	1,538,000
Accesorios eléctricos e instalación	991,200
Aislamiento térmico e instalación	461,400
Instrumentación e instalación	734,800
Pintura y mano de obra	157,200
Terreno	48,000
<b>COSTOS INDIRECTOS (US\$)</b>	
Ingeniería	393,000
Diseño	683,600
Compras	47,900
Contabilidad, construcción e ingeniería de costos	47,900
Viajes y viáticos	51,300
Comunicaciones y papelería	51,300
Gastos de la oficina central	512,700
Operaciones y construcciones temporales en el terreno	393,000
Herramientas de construcción	598,100
Personal de la oficina en el terreno	188,000
Nómina en el terreno	444,300
Impuestos y seguros	341,800
Materiales y mano de obra de construcción	222,200
Contratistas	512,700
Imprevistos	85,400
<b>TOTAL</b>	<b>16,416,900</b>

Fuente: Corpodib

### 8.3.2 Costos de operación.

#### 8.3.2.1 Costos fijos.

Los costos fijos se refieren a las obligaciones que se deben cancelar independientemente de la producción, éstos son, la nómina, el mantenimiento de los equipos y los servicios empleados por las instalaciones, junto con los insumos de oficina y limpieza. El mantenimiento se estimó como el 5% del costo de los equipos, y los servicios como el 5% de la nómina; ésta última tuvo en cuenta el personal total empleado en las instalaciones, en producción, supervisión, vigilancia, oficinas, servicios generales y dirección, como se muestra a continuación:

Tabla 8.20 Nómina de la planta.

<b>EMPLEADOS</b>			
Sección	Cantidad	Salarios mínimos	Total anual (US\$)
Producción	48	1.5	149,100
Supervisión	12	1.8	44,700
Vigilancia	12	1.1	27,350
Oficinas	8	1.5	24,840
Servicios generales	6	1.1	13,660
Ingeniería	6	2.2	27,330
Dirección	3	6	37,260

Fuente: Corpodib.

Para la determinación de la depreciación, se utilizó el método lineal a diez años, aplicado a los equipos de proceso, instalaciones de servicios industriales, planta de tratamiento de aguas de proceso y residuales y subestación eléctrica.

#### 8.3.2.2 Costos variables.

En esta categoría se incluyeron todos los costos que influyen en la producción de la siguiente manera:

- Materias primas: Aceite crudo, metanol anhidro, hidróxido de sodio y ácido clorhídrico.
- Transporte: Costo de llevar el aceite crudo y el metanol hasta la planta.
- Electricidad: Costo de la electricidad utilizada en las bombas, sistemas de vacío, agitadores, torre de enfriamiento e iluminación.
- Catalizador sólido de la sección de esterificación: Costo asociado a la reposición del catalizador dos veces por año en los dos reactores de pretratamiento.
- Generación de vapor: Costos de los requerimientos para los fluidos de calentamiento.
- Agua de proceso y de servicios: Costo de la compra del agua de proceso fresca necesaria, y del agua requerida para reponer las pérdidas en las líneas de vapor y en la torre de enfriamiento.
- Tratamiento de aguas y de residuos: Costo del tratamiento del agua de proceso y disposición de los residuos sólidos de la planta de tratamiento.
- Insumos para tratamiento: Insumos químicos necesarios para el tratamiento del agua de proceso y de servicios.

### 8.3.3 Caso base.

Para la determinación de los costos y posterior determinación del flujo de caja del proyecto, se realizó una síntesis de las variables más determinantes en los egresos e ingresos. Los valores de dichas variables se presentan a continuación:

Tabla 8.21 Valores principales utilizados en el caso base.

<b>VARIABLES CASO BASE</b>			
Salario mínimo (US\$)	115	Costo del KW-h (US\$/kW-h)	0.033
Factor prestacional	1.5	Costos de mantenimiento (US\$/año)	290,533
Precio del aceite (US\$/ton)	327	Costo de servicios (US\$/año)	16,208
Precio del metanol (US\$/ton)	267	Valor de venta del biodiesel (US\$/ton)	369.4
Precio del NaOH (US\$/ton)	193	Valor de venta del glicerol (US\$/ton)	800
Precio del HCl (US\$/ton)	300	Costos de transporte US\$/año	1,575,156

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Precio del agua (US\$/ton)	0.04	Meses del capital de trabajo	3
Precio del catalizador (US\$/ton)	14,000	Interés del préstamo (%)	12
Precio insumos trat. Aguas (US\$/ton agua)	0.005	Años de pago del préstamo	7
Costo tratamiento aguas (US\$/ton agua)	0.06	Equity (%)	25
Costo tratamiento de residuos (US\$/año)	25,000	Impuestos sobre utilidades (%)	35
Costo generación de vapor (US\$/ton)	9.67	Interés del inversionista (%)	15

Fuente: Corpodib.

El valor de venta del biodiesel equivale a 1.24 US\$/gal. Este valor se determinó de acuerdo a las consideraciones del capítulo 1, que corresponde a un sobreprecio del diesel del 4%

### 8.3.3.1 Flujo de caja del proyecto.

Empleando todos los valores mencionados hasta el momento, se elaboró el siguiente flujo de caja que se presenta en el anexo 8.4.

### 8.3.3.2 Rentabilidad del proyecto.

El análisis del flujo de caja arroja los siguientes indicadores financieros:

**TIR: 24.41 %**

**VPN: 7'415,700 US\$ (para un 15%)**

Estos valores indican que el proyecto es viable y rentable.

### 8.3.3.3 Costo anual equivalente.

A continuación, se presenta una tabla donde se relaciona el costo anual equivalente de cada uno de los componentes de los costos, junto con su porcentaje de aporte al total de los egresos y su contribución al costo de producción por tonelada de biodiesel.

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Tabla 8.22 Costo anual equivalente de producción de biodiesel.

<b>APORTE DE COSTOS (US\$)</b>				
ITEM	COSTO ANUAL EQ.	PORCENTAJE	COSTO/Ton BIODIESEL	COSTO/GAL BIODIESEL
<b>COSTOS VARIABLES</b>				
Materia Prima				
Aceite de palma	49,605,525	75.840	330.70	1.089
Metanol	5,151,847	7.876	34.35	0.113
NaOH	129,585	0.198	0.86	0.003
HCl	182,625	0.279	1.22	0.004
<b>TOTAL MATERIAS PRIMAS</b>	<b>55,069,582</b>	<b>84.194</b>	<b>367.13</b>	<b>1.209</b>
Costos de operación				
Insumos químicos	236,707	0.362	1.58	0.005
Tratamientos de agua y residuos	28,569	0.044	0.19	0.001
Transporte	1,575,156	2.408	10.50	0.035
Electricidad	22,028	0.034	0.15	0.000
Catalizador sólido	1,158,703	1.772	7.72	0.025
Vapor	1,216,990	1.861	8.12	0.027
Agua de proceso y servicios	12,042	0.018	0.08	0.000
Laboratorio	48,624	0.074	0.32	0.001
Seguros	82,085	0.125	0.55	0.002
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES</b>	<b>59,450,487</b>	<b>90.892</b>	<b>396.34</b>	<b>1.305</b>
<b>COSTOS FIJOS</b>				
Personal de planta	234,738	0.359	1.56	0.005
Personal administrativo	89,424	0.137	0.60	0.002
Mantenimiento	290,516	0.444	1.94	0.006
Servicios	16,208	0.025	0.11	0.000
Insumos de operación	48,624	0.074	0.32	0.001
Depreciación	303,333	0.464	2.02	0.007
<b>TOTAL COSTOS FIJOS</b>	<b>982,843</b>	<b>1.503</b>	<b>6.55</b>	<b>0.022</b>
<b>COSTOS DEL CAPITAL</b>				
Costo de capital	820,846	1.255	5.47	0.018
Impuestos	2,699,808	4.128	18.00	0.059
Pagos a capital e intereses	1,757,362	2.687	11.72	0.039
<b>TOTAL COSTOS DE CAPITAL</b>	<b>5,278,015</b>	<b>8.069</b>	<b>35.19</b>	<b>0.116</b>
<b>TOTAL</b>	<b>65,408,013</b>	<b>100</b>	<b>436.05</b>	<b>1.436</b>

Fuente: Corpodib.

El crédito aportado por el glicerol, es de 88.46 US\$/Ton de biodiesel (0.29 US\$/gal), así que el valor de producción de biodiesel es de 347.6 US\$/Ton (1.145 US\$/gal).

#### **8.3.4 Análisis de sensibilidad.**

Se realizó un análisis de sensibilidad para las ocho variables financieras más determinantes en la tasa interna de retorno, junto a cuatro variables técnicas para observar su influencia. Se calculó el valor de la TIR variando el equity, el precio de venta del biodiesel, el costo del aceite, el costo del metanol, los costos de transporte, el valor de venta del glicerol, el año de cancelación del préstamo, la inversión inicial, los costos de operación, además de la relación molar metanol/ácidos grasos libres en el reactor de esterificación, la relación molar en el primer reactor de transesterificación, la conversión de los ácidos grasos libres y la conversión de aceite a biodiesel. Los gráficos resultantes pueden apreciarse en el anexo 8.6.

En el resultado del análisis de las variables financieras, se puede destacar:

- Un 76% de los costos de producción del biodiesel corresponde a los costos de aceite de palma crudo; por tanto es necesario vincular al sector productivo de la palma como inversionista del proyecto y/o sostener contratos de suministro de aceite de palma para evitar fluctuaciones en el precio de la materia prima que puedan hacer inviable el proyecto
- De igual manera, el precio de venta del biodiesel es determinante en la factibilidad del proyecto y deberán discutirse mecanismos de estabilización de su precio. El aumento en un dólar por tonelada para el biodiesel (0.0033 US\$/gal) eleva la TIR en 0.9 puntos aproximadamente.

- El metanol no tiene un efecto tan marcado; por cada diez dólares por tonelada de aumento en su precio, se reducen 0.9 puntos del TIR.
- Los análisis realizados para el equity, el período del préstamo, los costos de operación y el costo de capital, muestran que estas variables no influyen de manera determinante en el proyecto, mostrando un caso base de comportamiento financiero óptimo.

Respecto a las variables técnicas los resultados arrojan las siguientes conclusiones:

- En el caso de la relación molar metanol/aceite para la primera fase de transesterificación, la curva es descendente respecto a la TIR. Esto se debe a que al utilizarse un mayor exceso, los requerimientos de volumen para los equipos de separación y la cantidad de calor que debe ser aportada al sistema para la purificación del biodiesel, aumentan, lo cual incide directamente en el costo de capital y los costos de operación. El valor utilizado ha sido reportado por el PORIM como el óptimo que asegura un buen comportamiento de la reacción.
- El comportamiento de la TIR respecto a la conversión lograda en la esterificación de los ácidos grasos libres es descendente, debido a que una mayor conversión implica un volumen de reactor mayor y una mayor cantidad de catalizador. El 99% de conversión seleccionado, se encuentra en el punto donde la curva disminuye más drásticamente. Es de anotar que la selección de un valor menor al seleccionado, implica una disminución en la calidad del glicerol obtenido, por causa de un aumento en la cantidad de jabones incluidos en las corrientes de proceso.
- La Tasa Interna de Retorno, aumenta a medida que la conversión global de aceite a biodiesel también aumenta. Esto se debe a que a pesar de que los

reactores aumentan su volumen, la cantidad de materia prima necesaria disminuye, y ya que los costos debido al aceite crudo son del 75%, la rentabilidad mejora. Sin embargo, no se puede seleccionar un valor mayor al 99%, pues es éste el máximo valor obtenido a escala industrial utilizando aceite de palma como materia prima.



## 8.4 EVALUACIÓN FINANCIERA PARA LA PLANTA UTILIZANDO ETANOL COMO MATERIA PRIMA.

Para la determinación del comportamiento financiero del proyecto, se mostrarán los diferentes componentes involucrados en la inversión inicial y posteriormente se resumirán los costos de operación para ilustrar el flujo de caja. Con base en estos datos, se realizará un análisis de precio anual equivalente, y otros de sensibilidad de las variables que más influyen en la tasa interna de retorno. Además, se presentarán algunas observaciones acerca del comportamiento financiero del proyecto respecto al costo del aceite crudo y del precio del biodiesel. Todos los cálculos se han realizado en dólares para desprestigiar el efecto de la inflación.

### 8.4.1 Inversión de capital.

#### 8.4.1.1 Equipos de proceso

Para iniciar, se determinó el costo de inversión asociado a los equipos de proceso e instalaciones de servicios industriales. El resumen se presenta a continuación:

Tabla 8.23 Costo de los equipos de proceso.

EQUIPO	CÓDIGO	COSTO (US\$)
Tanques de aceite crudo	K-101	651,600
Serpentines tanques de aceite crudo	--	4,080
Tanques de etanol	K-102	486,800
Bomba de aceite crudo	P-101	12,260
Calentador de aceite	E-101	30,000
Bomba de etanol	P-102	11,300
Mezclador de metanol y aceite crudo	M-201	1,200
Bomba para esterificación	P-201	13,560
Reactores de esterificación	R-201	50,700
Válvula de expansión	V-201	300

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Separador de fases de esterificación	S-201	31,980
Tolva de almacenamiento de soda	----	4,700
Tanque de preparación de catalizador	K-301	56,600
Bomba de etanol-catalizador	P-301	10,310
Reactor de transesterificación 1	R-301	183,100
Separador de fases de transesterificación 1	S-301	39,000
Reactor de transesterificación 2	R-302	190,200
Separador de fases de transesterificación 2	S-302	32,500
Bomba de suministro a separación	P-302	18,200
Calentador de éster-etanol	E-401	52,400
Evaporador instantáneo de etanol-éster	D-401	19,930
Sistema de vacío evaporador etanol-éster	VS-401	30,260
Bomba para purificación de biodiesel	P-401	15,600
Enfriador de éster	E-402	40,600
Tanques de almacenamiento de agua	K-401	504,000
Bomba para agua de proceso	P-406	6,760
Separador de fases de lavado 1	S-401	30,320
Bomba de lavados 2	P-402	6,100
Separador de fases de lavado 2	S-402	30,300
Bomba de lavados 1	P-403	6,100
Separador de fases de lavado 3	S-403	30,300
Bomba para secado de biodiesel	P-404	11,200
Calentador de éster-agua	E-403	207,800
Evaporador instantáneo de agua-éster	D-402	12,500
Sistema de vacío evaporador agua-éster	VS-402	14,150
Condensador de agua evaporada 1	E-405	18,380
Bomba para almacenamiento de biodiesel	P-405	12,800
Enfriador de biodiesel	E-404	246,200
Tanques de almacenamiento de biodiesel	K-402	651,600
Serpentines tanques de biodiesel	--	2,100
Bomba de etanol-agua	P-202	5,000
Mezclador-condensador de etanol-agua	M-501	1,200
Torre de destilación de etanol	T-501	34,600
Rehervidor torre de destilación	E-501	20,890
Condensador torre de destilación	E-502	34,430
Bomba de reciclo de etanol	P-501	8,900
Enfriador de etanol	E-503	36,260
Mezclador de fases pesadas de reacción	M-601	1,200
Bomba para evaporación de etanol-glicerol	P-601	11,150
Calentador de glicerol-etanol	E-601	115,000
Evaporador instantáneo de etanol-glicerol	D-601	23,000
Sistema de vacío evaporador metanol-	VS-601	33,500

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

glicerol		
Bomba para purificación de glicerol	P-602	6,300
Enfriador de glicerol crudo	E-602	21,100
Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	---	75,600
Reactor de neutralización	R-601	46,600
Bomba para concentración de glicerol	P-603	7,200
Calentador de glicerol-agua	E-603	25,100
Evaporador instantáneo de agua-glicerol	D-602	14,160
Sistema de vacío evaporador agua-glicerol	VS-602	13,000
Condensador de agua evaporada 2	E-604	48,650
Bomba para almacenamiento de glicerol	P-604	6,600
Enfriador de glicerol	E-605	30,700
Tanques de almacenamiento de glicerol	K-601	79,000
Caldera de vapor de media presión	--	958,200
Torre de enfriamiento de agua	--	416,200
Planta de tratamiento de aguas	PTAR	250,000
<b>TOTAL</b>		<b>6,145,500</b>

Fuente: El Corpodib.

#### 8.4.1.2 Costo de capital.

Para la determinación del costo de capital, se utilizaron los métodos de Weaver y Bauman en "Biblioteca del Ingeniero Químico"<sup>15</sup>, y de Vilbrant en "Chemical Engineering plant desing"<sup>16</sup>, que parten de los costos de los equipos de proceso para llegar a la inversión total. Los resultados se presentan a continuación:

<sup>15</sup> PERRY, Robert y CHILTON, Cecil. 5ed. McGrawHill. México, 1991. Capítulo 25.

<sup>16</sup> VILBRANT, Frank. Chemical Engineering Plant Desing. 3ed. McGrawHill, NewYork, 1949.

Tabla 8.24. Costo de capital.

<b>COSTO DE LA INVERSION</b>	
<b>COSTOS DIRECTOS (US\$)</b>	
Equipos de proceso	6,145,500
Sub-estación eléctrica	271,100
Carreteras y andenes	108,450
Instalación de equipos	1,392,700
Estructuras en concreto	451,870
Tuberías, ductos e instalación	1,626,750
Accesorios eléctricos e instalación	1,048,350
Aislamiento térmico e instalación	488,000
Instrumentación e instalación	777,200
Pintura y mano de obra	166,290
Terreno	49,100
<b>COSTOS INDIRECTOS (US\$)</b>	
Ingeniería	415,700
Diseño	723,000
Compras	50,600
Contabilidad, construcción e ingeniería de costos	50,600
Viajes y viáticos	54,250
Comunicaciones y papelería	54,250
Gastos de la oficina central	542,250
Operaciones y construcciones temporales en el terreno	415,750
Herramientas de construcción	632,650
Personal de la oficina en el terreno	198,850
Nómina en el terreno	469,950
Impuestos y seguros	361,500
Materiales y mano de obra de construcción	234,980
Contratistas	542,250
Imprevistos	90,380
<b>TOTAL</b>	<b>17,362,200</b>

Fuente: Corpodib

## 8.4.2 Costos de operación.

### 8.4.2.1 Costos fijos.

Los costos fijos se refieren a las obligaciones que se deben cancelar independientemente de la producción, éstos son, la nómina, el mantenimiento de los equipos y los servicios empleados por las instalaciones, junto con los insumos de oficina y limpieza. El mantenimiento se estimó como el 5% del costo de los equipos, y los servicios como el 5% de la nómina; ésta última tuvo en cuenta el personal total empleado en las instalaciones, en producción, supervisión, vigilancia, oficinas, servicios generales y dirección, como se muestra a continuación:

Tabla 8.25 Nómina de la planta.

<b>EMPLEADOS</b>			
Sección	Cantidad	Salarios mínimos	Total anual (US\$)
Producción	48	1.5	149,100
Supervisión	12	1.8	44,700
Vigilancia	12	1.1	27,350
Oficinas	8	1.5	24,840
Servicios generales	6	1.1	13,660
Ingeniería	6	2.2	27,330
Dirección	3	6	37,260

Fuente: Corpodib.

Para la determinación de la depreciación, se utilizó el método lineal a diez años, aplicado a los equipos de proceso, instalaciones de servicios industriales, planta de tratamiento de aguas de proceso y residuales y subestación eléctrica.

### 8.4.2.2 Costos variables.

En esta categoría se incluyeron todos los costos que influyen en la producción de la siguiente manera:

- Materias primas: Aceite crudo, etanol anhidro, hidróxido de sodio y ácido clorhídrico.
- Transporte: Costo de llevar el aceite crudo y el etanol hasta la planta.
- Electricidad: Costo de la electricidad utilizada en las bombas, sistemas de vacío, agitadores, torre de enfriamiento e iluminación.
- Catalizador sólido de la sección de esterificación: Costo asociado a la reposición del catalizador dos veces por año en los dos reactores de pretratamiento.
- Generación de vapor: Costos de los requerimientos para los fluidos de calentamiento.
- Agua de proceso y de servicios: Costo de la compra del agua de proceso fresca necesaria, y del agua requerida para reponer las pérdidas en las líneas de vapor y en la torre de enfriamiento.
- Tratamiento de aguas y de residuos: Costo del tratamiento del agua de proceso y disposición de los residuos sólidos de la planta de tratamiento.
- Insumos para tratamiento: Insumos químicos necesarios para el tratamiento del agua de proceso y de servicios.

### 8.4.3 Caso base.

Para la determinación de los costos y posterior determinación del flujo de caja del proyecto, se realizó una síntesis de las variables más determinantes en los egresos e ingresos. Los valores de dichas variables se presentan a continuación:

Tabla 8.26 Valores principales utilizados en el caso base.

<b>VARIABLES CASO BASE</b>			
Salario mínimo (US\$)	115	Costo del KW-h US\$/kW-h)	0.033
Factor prestacional	1.5	Costos de mantenimiento (US\$/año)	307,275
Precio del aceite (US\$/ton)	327	Costo de servicios (US\$/año)	16,200
Precio del etanol (US\$/ton)	424	Valor de venta del biodiesel (US\$/ton)	399.1
Precio del NaOH (US\$/ton)	193	Valor de venta del glicerol (US\$/ton)	800
Precio del HCl (US\$/ton)	300	Costos de transporte US\$/año	1,566,300

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

Precio del agua (US\$/ton)	0.04	Meses del capital de trabajo	3
Precio del catalizador (US\$/ton)	14,000	Interés del préstamo (%)	12
Precio insumos trat. Aguas (US\$/ton agua)	0.005	Años de pago del préstamo	7
Costo tratamiento aguas (US\$/ton agua)	0.06	Equity (%)	25
Costo tratamiento de residuos (US\$/año)	25,000	Impuestos sobre utilidades (%)	35
Costo generación de vapor (US\$/ton)	9.67	Interés del inversionista (%)	15

Fuente: Corpodib.

El valor de venta del biodiesel equivale a 1.34 US\$/gal. Este valor se determinó de acuerdo a las consideraciones del capítulo 1, que corresponde a un sobreprecio del diesel del 5%, seleccionado para mantener la rentabilidad de la planta.

#### 8.4.3.1 Flujo de caja del proyecto.

Empleando todos los valores mencionados hasta el momento, se elaboró el siguiente flujo de caja que se presenta en el anexo 8.5.

#### 8.4.3.2 Rentabilidad del proyecto.

El análisis del flujo de caja arroja los siguientes indicadores financieros:

**TIR: 25.27 %**

**VPN: 8'508,800 US\$ (para un 15%)**

La utilidad del caso etanol está condicionada a un mayor precio de venta del B-10.

Si las dos alternativas, metanol/etanol, se comparan con el mismo precio del B-10, se presenta una variación de la TIR del caso etanol a 7.13%. Lo anterior puede llevar al inversionista a la utilización de metanol como materia prima, aún en el caso de considerar ventas de bonos de CO<sub>2</sub>.

#### 8.4.3.3 Costo anual equivalente.

A continuación, se presenta una tabla donde se relaciona el costo anual equivalente de cada uno de los componentes de los costos, junto con su

**CORPORACION PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA Y PRODUCCIÓN LIMPIA  
CORPODIB**

porcentaje de aporte al total de los egresos y su contribución al costo de producción por tonelada de biodiesel.

Tabla 8.27 Costo anual equivalente de producción de biodiesel.

<b>APORTE DE COSTOS (US\$)</b>				
ITEM	COSTO ANUAL EQ.	PORCENTAJE	COSTO/Ton BODIESEL	COSTO/GAL BODIESEL
<b>COSTOS VARIABLES</b>				
Materia Prima				
Aceite de palma	47,300,534	68.163	315.34	1.039
Etanol	10,486,134	15.111	69.91	0.230
NaOH	139,998	0.202	0.93	0.003
HCl	211,431	0.305	1.41	0.005
<b>TOTAL MATERIAS PRIMAS</b>	<b>58,138,097</b>	<b>83.781</b>	<b>387.59</b>	<b>1.277</b>
Costos de operación				
Insumos químicos	396,892	0.572	2.65	0.009
Tratamientos de agua y residuos	28,499	0.041	0.19	0.001
Transporte	1,566,274	2.257	10.44	0.034
Electricidad	45,684	0.066	0.30	0.001
Catalizador sólido	1,173,176	1.691	7.82	0.026
Vapor	1,546,481	2.228	10.31	0.034
Agua de proceso y servicios	14,491	0.021	0.10	0.000
Laboratorio	48,624	0.070	0.32	0.001
Seguros	86,811	0.125	0.58	0.002
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES</b>	<b>63,045,030</b>	<b>90.852</b>	<b>420.30</b>	<b>1.384</b>
<b>COSTOS FIJOS</b>				
Personal de planta	234,738	0.338	1.56	0.005
Personal administrativo	89,424	0.129	0.60	0.002
Mantenimiento	307,275	0.443	2.05	0.007
Servicios	16,208	0.023	0.11	0.000
Insumos de operación	48,624	0.070	0.32	0.001
Depreciación	320,831	0.462	2.14	0.007
<b>TOTAL COSTOS FIJOS</b>	<b>1,017,101</b>	<b>1.466</b>	<b>6.78</b>	<b>0.022</b>
<b>COSTOS DEL CAPITAL</b>				
Costo de capital	868,111	1.251	5.79	0.019
Impuestos	2,923,262	4.213	19.49	0.064
Pagos a capital e intereses	1,860,521	2.681	12.40	0.041
<b>TOTAL COSTOS DE CAPITAL</b>	<b>5,651,894</b>	<b>8.145</b>	<b>37.68</b>	<b>0.124</b>
<b>TOTAL</b>	<b>69,393,193</b>	<b>100</b>	<b>462.62</b>	<b>1.524</b>

Fuente: Corpodib.



El crédito aportado por el glicerol, es de 87.44 US\$/Ton de biodiesel (0.29 US\$/gal), así que el valor de producción de biodiesel es de 375.2 US\$/Ton (1.236 US\$/gal).

#### **8.4.4 Análisis de sensibilidad.**

Se realizó un análisis de sensibilidad para las ocho variables financieras que se consideraron más determinantes en la tasa interna de retorno, junto a cuatro variables técnicas para observar su influencia. Se calculó el valor de la TIR variando el equity, el precio de venta del biodiesel, el costo del aceite, el costo del etanol, los costos de transporte, el valor de venta del glicerol, el año de cancelación del préstamo, la inversión inicial, los costos de operación, además de la relación molar etanol/ácidos grasos libres en el reactor de esterificación, la relación molar en el primer reactor de transesterificación, la conversión de los ácidos grasos libres y la conversión de aceite a biodiesel. Los gráficos resultantes pueden apreciarse en el anexo 8.7.

En el resultado del análisis de las variables financieras, se puede destacar:

- Un 68% de los costos de producción del biodiesel corresponde a los costos de aceite de palma crudo; por tanto es necesario vincular al sector productivo de la palma como inversionista del proyecto y/o sostener contratos de suministro de aceite de palma para evitar fluctuaciones en el precio de la materia prima que puedan hacer inviable el proyecto
- De igual manera, el precio de venta del biodiesel es determinante en la factibilidad del proyecto y deberán discutirse mecanismos de estabilización de su precio. El aumento en un dólar por tonelada para el biodiesel (0.0033 US\$/gal) eleva la TIR en 0.7 puntos aproximadamente.

- El etanol no tiene un efecto tan marcado; por cada diez dólares por tonelada de aumento en su precio, se reducen 1.21 puntos del TIR.
- Los análisis realizados para el equity, el período del préstamo, los costos de operación y el costo de capital, muestran que estas variables no influyen de manera determinante en el proyecto, mostrando un caso base de comportamiento financiero óptimo.

Respecto a las variables técnicas los resultados arrojan las siguientes conclusiones:

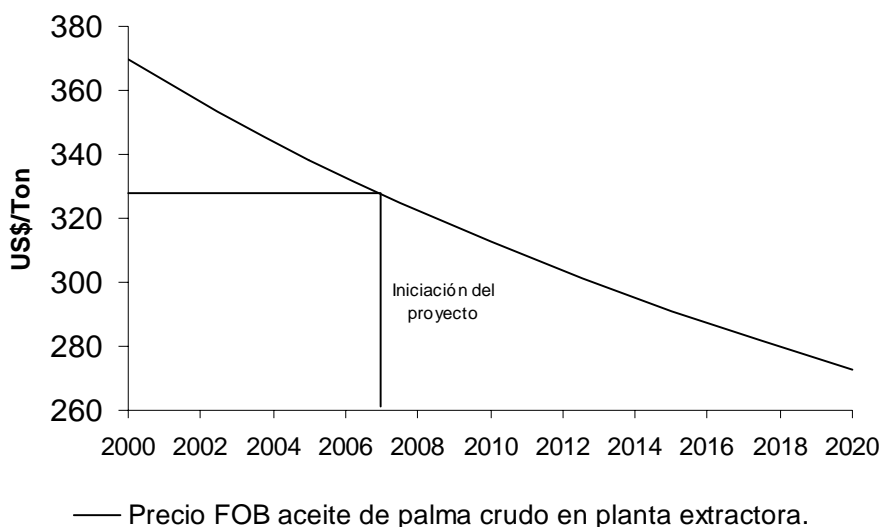
- En el caso de la relación molar etanol/aceite para la primera fase de transesterificación, la curva es descendente respecto a la TIR. Ésto se debe a que al utilizarse un mayor exceso, los requerimientos de volumen para los equipos de separación y la cantidad de calor que debe ser aportada al sistema para la purificación del biodiesel, aumentan, lo cual incide directamente en el costo de capital y los costos de operación
- El comportamiento de la TIR respecto a la conversión lograda en la esterificación de los ácidos grasos libres es descendente, debido a que una mayor conversión implica un volumen de reactor mayor y una mayor cantidad de catalizador. El 99% de conversión seleccionado, se encuentra en el punto donde la curva disminuye más drásticamente. Es de anotar que la selección de un valor menor al seleccionado, implica una disminución en la calidad del glicerol obtenido, por causa de un aumento en la cantidad de jabones incluidos en las corrientes de proceso.
- La Tasa Interna de Retorno, aumenta a medida que la conversión global de aceite a biodiesel también aumenta. Ésto se debe a que a pesar de que los reactores aumentan su volumen, la cantidad de materia prima necesaria disminuye, y ya que los costos debido al aceite crudo son del 68%, la

rentabilidad mejora. Sin embargo, no se puede seleccionar un valor mayor al 99%, pues es éste el máximo valor obtenido a escala industrial utilizando aceite de palma como materia prima.

## 8.5 DESARROLLO DEL PROYECTO.

El momento de inicio de operaciones de la planta depende de tres factores principales, el precio del aceite crudo de palma<sup>17</sup>, la disponibilidad de esa materia prima y el precio de venta de la mezcla B-10 al consumidor final. La compra del aceite de palma crudo para el proyecto depende del precio de oportunidad, es decir, la planta puede operar importando aceite, o comprándolo al valor FOB en las extractoras nacionales. Para ello se debe tener en cuenta la evolución de dicho precio a través del tiempo como lo presenta el siguiente gráfico:

EVOLUCIÓN DEL PRECIO DEL ACEITE DE PALMA CRUDO.



Fuente: Datos obtenidos de: "Fedepalma. Visión y estrategias de la palmicultura colombiana 2000-2020: Lineamientos para la formulación de un plan indicativo para el desarrollo de la palma de aceite. Bogotá, 2000."

Gráfico 8.1 Evolución del precio FOB en planta extractora del aceite de palma crudo.

<sup>17</sup> Actualmente en Colombia éste precio es de 385 US\$/Ton.

La tendencia prevista para el precio del aceite de palma en el mercado internacional es de una disminución que parte de los valores actuales que superan los 350 dólares por tonelada, para ubicarse por debajo de los 300 dólares en la próxima década. De ésta manera la economía del proyecto crece en la medida en que el aceite pierde precio en el mercado internacional. Los incentivos al inversionista por parte del gobierno, son indispensables durante los primeros 8 o 10 años del proyecto; de allí en adelante las condiciones económicas le permitirán operar sin dichos incentivos.

Corpodib estima que la mezcla B-10 se comience a utilizar por ley, en forma similar a los alcoholes carburantes para gasolinas, dos años después de que éstos últimos combustibles se empleen en todo el país, es decir, en el año 2007. El caso base de éste análisis se basa en dicha fecha, para lo cual la gráfica muestra un valor de la proyección del aceite de palma crudo que tenderá a los 327 US\$/Ton.

Respecto a la disponibilidad del aceite de palma, actualmente se exportan alrededor de 150 mil toneladas, valor que puede suplir la demanda de la primera planta. Se espera que para el año 2007 se puedan exportar más de las 300 mil toneladas<sup>18</sup>, es decir, que para ese año podrían entrar en operación dos de las tres plantas necesarias para el proyecto; la última entraría en operación para el 2011, cuando la producción excedente de aceite supere las 450 mil toneladas anuales.

El precio de venta de la mezcla diesel-biodiesel (B-10), determinado según el esquema discutido en detalle en el capítulo 3, es un factor determinante en la fase inicial del proyecto. Para observar su efecto se ha hecho un análisis a fin de establecer el nivel de sobreprecio que se debería dar al B-10 para adelantar la ejecución del proyecto antes o después del año 2007; estos elementos se presentan en detalle en los anexos 8.8 y 8.9. De esta manera se hace posible fijar

---

<sup>18</sup> Dato estimado por Fedepalma.

políticas por parte del gobierno para contar más rápidamente con los beneficios de tipo social y de desarrollo del sector agrícola.

Se realizó un modelamiento cuyos resultados se presentan en el anexo 8.8 para el caso de utilizar metanol como materia prima, y en el anexo 8.9 para el caso del etanol. Una variable importante la representa la evolución del precio del ACPM en los próximos años; analizándolo desde ésta óptica, existirían dos opciones para hacer factible el proyecto: la primera es trasladar los costos del combustible al consumidor, elevando su precio a valores del mercado. La segunda es trasladar parte del actual subsidio que paga ECOPETROL, al productor del biodiesel. De cualquier manera, ésta última opción se haría en beneficio de la producción nacional y como un aporte a los programas de paz.

## 8.6 CONCLUSIONES.

Los resultados obtenidos son un indicativo de la viabilidad de la implementación de la producción de biodiesel a partir de aceite de palma en el territorio Colombiano. Numerosos estudios acerca de la producción de metil o etil ésteres de aceites vegetales en todo el mundo, han demostrado que es posible el montaje de plantas de producción de biodiesel, con la intención de reemplazar el combustible utilizado actualmente por otro con un desempeño más beneficioso desde el punto de vista ambiental. Los análisis realizados también ofrecen un referente acerca del comportamiento financiero de este tipo de industria, obteniéndose una oportunidad atractiva al inversionista.

- ☞ El estudio demuestra que es factible técnica y económicamente la construcción de una planta de biodiesel de 150 mil toneladas anuales de capacidad a partir de aceite de palma, con una inversión estimada de 16 millones de dólares para el caso del uso de metanol y 17 millones de dólares en caso de utilizar etanol.
- ☞ Los precios del aceite de palma son determinantes en la viabilidad del proyecto. Los pronósticos establecen una reducción de dicho precio a futuro, señalando el 2007 como el año más apropiado para la iniciación del proyecto. Para ese año se proyectan precios de 320 a 330 dólares por tonelada de aceite y se obtendrían tasas de retorno superiores al 20%, que son las necesarias para generar condiciones atractivas para el inversionista en Colombia.
- ☞ Un aumento en el precio del ACPM es una condición necesaria para hacer viable la producción de biodiesel, o en su defecto crear un mecanismo para trasladar el actual subsidio al productor del biocombustible. Utilizando un valor de venta de la mezcla B-10 de 1 US\$/gal, la magnitud del aumento es del orden del 4% para la operación con metanol, y del 5% para la operación con

etanol. Las condiciones mínimas de incremento para mantener la rentabilidad del proyecto sobre un valor del 15% se observan en los anexos 8.8 y 8.9.

- ☞ El cambio de materia prima de metanol a etanol, implicaría un aumento en la inversión inicial, puesto que los reactores requerirían un volumen mayor debido a una velocidad de reacción mas baja para el segundo alcohol. Sin embargo, el aumento en el costo de capital se vería compensado con una disminución en los riesgos de la operación, y un control menos riguroso para las bombas, los tanques, las válvulas y los separadores, que podrían trabajar con sistemas de sellado mas económicos, pues el etanol no presenta un riesgo toxicológico comparable al del metanol. Además, la sección de almacenamiento podría realizarse con tanques provistos con sistemas de ventilación y control de incendios, menos rigurosos en sus variables de operación.
- ☞ Emplear etanol, implica además un aumento en los costos de operación pues este alcohol es 1.5 veces más costoso que el metanol, lo cual se ve reflejado en la necesidad de aumentar el sobrecosto en la venta del B-10 para mantener la rentabilidad de la planta de producción de biodiesel. Por otro lado, la utilización de etanol es interesante, pues su producción sería de origen nacional a partir de biomasa, caña de azúcar o yuca; además de que este alcohol puede acceder a mayores beneficios de los otorgados por el mecanismo de desarrollo limpio (créditos MDL) establecidos en el protocolo de Kioto por su reducción en las emisiones netas de dióxido de carbono a la atmósfera.
- ☞ Es más factible comenzar la operación de la planta utilizando metanol como materia prima puesto que para mantener la rentabilidad del proyecto se requiere de un incremento menor en el precio de venta de la mezcla B-10. Se podrá hacer un cambio en la materia prima a etanol anhidro, en la medida en que el precio del diesel aumente y el del aceite de palma disminuya.
- ☞ Existe una oportunidad de mejorar la tasa interna de retorno, realizando una purificación más rigurosa del glicerol producido. La inversión necesaria en



dichas instalaciones puede superar el millón de dólares. Se podría vender el glicerol en un grado USP, a 1,780 dólares por tonelada. Esta opción es atractiva económicamente, pero requiere de un detallado estudio de mercado, debido a que la comercialización de glicerina USP está fuertemente controlada por unos pocos productores en el mercado internacional. La opción es exportar la glicerina cruda al mercado de refinados.