

**DISEÑO CONCEPTUAL DE UN PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE
BIODIESEL A PARTIR DE ALGUNOS ACEITES VEGETALES
COLOMBIANOS**

**ÁNGELA MARÍA ARBELÁEZ MARÍN
MARCELA PATRICIA RIVERA QUIROZ**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS
ESCUELA DE INGENIERÍA
UNIVERSIDAD EAFIT
MEDELLÍN
2007**

**DISEÑO CONCEPTUAL DE UN PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE
BIODIESEL A PARTIR DE ALGUNOS ACEITES VEGETALES
COLOMBIANOS**

**ÁNGELA MARÍA ARBELÁEZ MARÍN
MARCELA PATRICIA RIVERA QUIROZ**

**Proyecto de grado para optar al título de
Ingenieras de Procesos**

**ASESOR
JAIME ALBERTO ESCOBAR ARANGO
Ingeniero Químico**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS
ESCUELA DE INGENIERÍA
UNIVERSIDAD EAFIT
MEDELLÍN
2007**

Nota de aceptación

Jurado

Jurado

Jurado

Ciudad y fecha

A Dios por permitirnos continuar el proceso de aprendizaje a lo largo de nuestras vidas.

Nuestras familias por su apoyo incondicional.

Nuestros amigos, por permitirnos compartir cada momento experiencias personales y profesionales, que contribuyen hoy a nuestra formación integral.

AGRADECIMIENTOS

Jaime Alberto Escobar Arango, Ingeniero químico. Profesor Universidad EAFIT.

Pedro Nel Benjumea, Ingeniero de Petróleos, MSc en Ingeniería del Gas natural, Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín, Facultad de Minas, Instituto de Energía.

Personal de los laboratorios de Ingeniería de Procesos, Édgar Arbeláez, Jhon Estrada y Mauricio Londoño.

Personal del laboratorio de crudos y derivados Ingeniería de Petróleos, Alirio Benavides.

Álvaro López De Mesa, Ingeniero Químico, Jefe de carrera Ingeniería de Procesos Universidad EAFIT

Kevin G. Molina, Msc. Ingeniero Químico, Profesor Universidad EAFIT

Paula Andrea Zapata C, Ingeniera de Procesos.

Catalina Giraldo E, candidata a Msc. Profesora Universidad EAFIT.

Alex Armando Sáez V, candidato a Doctorado. Profesor Universidad EAFIT.

Marcela Mora V, Msc Ingeniero Químico Profesora Universidad EAFIT.

CONTENIDO

| | |
|--|------------|
| <i>LISTA DE TABLAS</i> | <i>I</i> |
| <i>LISTA DE FIGURAS</i> | <i>III</i> |
| <i>LISTA DE GRÁFICOS</i> | <i>IV</i> |
| <i>LISTA DE ANEXOS</i> | <i>V</i> |
| <i>RESUMEN</i> | <i>VI</i> |
| <i>INTRODUCCIÓN</i> | <i>1</i> |
| <i>OBJETIVOS</i> | <i>2</i> |
| GENERAL | 2 |
| ESPECÍFICOS | 2 |
| 1. MARCO TEÓRICO | 3 |
| 1.1 ANTECEDENTES | 3 |
| 1.2 BIOCOMBUSTIBLES | 3 |
| 1.2.1 Biodiesel | 4 |
| 1.2.2 Demanda de biodiesel en Colombia | 5 |
| 1.3. MATERIAS PRIMAS | 7 |
| 1.3.1. Aceites vegetales | 8 |
| 1.3.1.1 Fuentes de obtención de aceites vegetales en Colombia. | 8 |
| 1.3.2 Alcoholes | 10 |
| 1.3.3 Catalizadores | 11 |
| 1.3.3.1 Catalizadores enzimáticos | 11 |
| 1.3.3.2 Catalizadores heterogéneos | 12 |
| 1.3.3.3 Catalizadores homogéneos | 12 |
| □ Catalizadores ácidos | 12 |
| □ Catalizadores básicos | 13 |
| 1.4 OBTENCIÓN DE BIODIESEL | 15 |
| 1.4.1 Variables que influyen en la reacción de transesterificación | 16 |
| 1.4.1.1 Pureza y calidad de los reactivos | 16 |
| 1.4.1.3 Tipo de alcohol | 17 |
| 1.4.1.4 Tipo y cantidad de catalizador | 17 |
| 1.4.1.5 Temperatura y tiempo de reacción. | 18 |
| 1.4.1.6 Agitación | 18 |
| 1.5 RUTAS PARA OBTENCIÓN DE BIODIESEL | 19 |

| | |
|--|-----------|
| 1.5.1 Etapas del proceso de obtención de biodiesel. | 20 |
| 1.6 CARACTERÍSTICAS Y CALIDAD DE BIODIESEL | 21 |
| 2. DISEÑO METODOLÓGICO | 23 |
| 2.1 Ubicación | 23 |
| 2.2 Selección de variables | 24 |
| 2.2.1 Aceite | 24 |
| 2.2.2 Catalizador. | 26 |
| 2.2.3 Tipo de alcohol | 26 |
| 2.2.4 Tiempo y temperatura de reacción | 27 |
| 2.2.5 Agitación | 27 |
| 2.2.6 Variable de respuesta | 27 |
| 2.3 Diseño de experimentos | 27 |
| 2.4 Cantidad de reactivos | 29 |
| 2.5 Montaje experimental. | 30 |
| 2.5.1 Preparación del metóxido. | 30 |
| 2.5.2 Reacción de transesterificación | 30 |
| 2.5.3. Separación de biodiesel y glicerina. | 32 |
| 2.5.4 Lavado | 33 |
| 2.5.5 Secado. | 34 |
| 2.6 Pruebas de calidad del biodiesel | 35 |
| 3. ANÁLISIS DE RESULTADOS | 37 |
| 3.1 Análisis de apariencia del biodiesel | 37 |
| 3.2 Análisis estadístico. | 40 |
| 3.3 Análisis de rendimiento | 44 |
| 3.4 Análisis de densidad del biodiesel | 47 |
| 3.5 Análisis de destilación del biodiesel | 48 |
| 3.6 Análisis de otras propiedades del biodiesel. | 51 |
| 3.7 Ensayo del biodiesel en el motor. | 52 |
| 4. DISEÑO CONCEPTUAL | 53 |
| 4.1 CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN Y TIPO DE PROCESO | 53 |
| La producción diaria por cada reactor en el proceso es de: | 54 |
| 4.2 RUTA QUÍMICA DEL PROCESO | 55 |
| 4.3 REQUERIMIENTOS DEL PROCESO | 55 |
| 4.3.1 Materias primas | 56 |

| | |
|---|----|
| 4.3.2 Servicios _____ | 56 |
| 4.4 PLOT PLANT Y RESTRICCIONES PARA EL LAYOUT _____ | 56 |
| 4.5 Diagrama general de entrada y salidas _____ | 59 |
| 4.5 Diagrama general de entrada y salidas _____ | 59 |
| 4.6 Diagrama genérico de bloques (GBFD) _____ | 59 |
| 4.8 BALANCES DE MASA Y ENERGÍA _____ | 60 |
| 4.8.1 Balance de materia _____ | 61 |
| 4.8.1.1 Balance en el mezclador de metanol y potasa cáustica (M-101) _____ | 61 |
| 4.8.1.2 Balance en el reactor (R-101) _____ | 61 |
| 4.8.1.3 Balance en la centrífuga para separación biodiesel- glicerina (C-101) _____ | 62 |
| 4.8.1.4 Balance en el tanque de mezclado biodiesel agua (TK-102) _____ | 62 |
| 4.8.1.5 Balance en la centrífuga para lavado (C-101) _____ | 62 |
| 4.8.1.6 Balance en tanque de secado (S-101) _____ | 62 |
| 4.8.2 Balance de energía _____ | 63 |
| 4.8.2.1 Bombas _____ | 63 |
| 4.8.2.2 Sistema reactor- intercambiador _____ | 64 |
| 4.8.2.3 Balance en secador _____ | 67 |
| 4.9 Alternativas para el proceso y selección de equipos _____ | 68 |
| 4.9.1 Mezclado de materias primas _____ | 68 |
| <input type="checkbox"/> Preparación de metóxido y mezcla con aceite _____ | 68 |
| <input type="checkbox"/> Adición independiente al reactor _____ | 68 |
| 4.9.2 Reacción _____ | 69 |
| 4.9.3 Separación _____ | 69 |
| 4.9.4 Lavado _____ | 70 |
| <input type="checkbox"/> Lavado de burbujas _____ | 70 |
| <input type="checkbox"/> Lavado general por centrifugación _____ | 70 |
| <input type="checkbox"/> Lavado por agitación _____ | 70 |
| <input type="checkbox"/> Lavado por niebla _____ | 71 |
| 4.9.5 Secado _____ | 71 |
| 4.9.6 Bombas _____ | 71 |
| 4.9.7 Agitadores _____ | 72 |
| Tanques de mezclado (metanol y KOH) (M-101) _____ | 73 |
| Reactor (R-101) _____ | 74 |
| Centrífuga (C-101) _____ | 74 |

| | |
|--|-----------|
| Tanque de secado (TK-101) | 74 |
| Tanque de mezcla biodiesel-agua (TK-101) | 75 |
| Intercambiadores (E-101) | 75 |
| 4.10 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO | 75 |
| 4.11 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO (PFD) | 77 |
| 5. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD | 80 |
| 5.1 Inversiones | 80 |
| 5.1.2. Inversión en muebles y enseres | 82 |
| 5.1.3 Inversiones diferidas | 82 |
| 5.2 Depreciaciones y amortizaciones | 82 |
| 5.3 Costos de operación | 83 |
| 5.3.1. Costos directos | 83 |
| 5.3.1.1 Materia prima | 83 |
| 5.3.1.2 Mano de obra directa. | 84 |
| 5.3.2 Costos indirectos | 85 |
| 5.3.2.1 Mano de obra indirecta | 85 |
| 5.3.2.1 Servicios | 85 |
| 5.4 Gastos administración y ventas | 86 |
| 5.5 Gastos Varios | 86 |
| 5.6 Capital de trabajo | 86 |
| 5.7 Ingresos | 87 |
| 5.8 Proyección de flujo de caja | 87 |
| CONCLUSIONES | 92 |
| RECOMENDACIONES | 94 |
| BIBLIOGRAFÍA | 95 |

LISTA DE TABLAS

| | |
|---|----|
| Tabla 1 Proyección de la demanda de biodiesel en Colombia (En barriles por día) (<i>Contraloría general de la republica, sector minas y energía, 2005</i>)..... | 7 |
| Tabla 2 Propiedades del biodiesel según ASTM D-6751 (Benjumea, 2004)..... | 22 |
| Tabla 3 Especificación de calidad para el diesel corriente Colombiano | 22 |
| Tabla 4 Producción de aceite de palma crudo en toneladas | 24 |
| Tabla 5 Rendimiento en producción de aceite por hectárea (Aguilar, 2006) | 25 |
| Tabla 6 Factores y niveles del diseño de experimento | 28 |
| Tabla 7 Diseño de experimentos | 29 |
| Tabla 8 Propiedades del biodiesel | 36 |
| Tabla 9 Tabla ANOVA | 40 |
| Tabla 10 Resumen estadístico..... | 43 |
| Tabla 11 Cantidades de reactivos adicionada por corridas | 45 |
| Tabla 12 Resultados obtenidos después de la reacción de transesterificación | 45 |
| Tabla 13 Rendimiento del proceso | 46 |
| Tabla 14 Pérdidas en el proceso | 47 |
| Tabla 15 Densidad del biodiesel..... | 48 |
| Tabla 16 Propiedades del biodiesel | 51 |
| Tabla 17 Servicios requeridos por el proceso | 56 |
| Tabla 18 Áreas de la planta de producción de biodiesel..... | 58 |
| Tabla 19 Balance en mezclador (metanol y KOH)..... | 61 |
| Tabla 20 Balance en reactor | 61 |
| Tabla 21 Balance centrífuga en separación | 62 |
| Tabla 22 Balance tanque de mezclado biodiesel-agua | 62 |
| Tabla 23 Balance centrífuga en lavado | 62 |
| Tabla 24 Balance tanque de secado..... | 63 |
| Tabla 25 Resumen bombas del proceso..... | 64 |
| Tabla 26 Dimensiones Tanques de mezclado | 74 |
| Tabla 27 Dimensiones reactores de transesterificación | 74 |
| Tabla 28 Dimensiones Centrífuga de separación y lavado..... | 74 |
| Tabla 29 Dimensiones tanque de secado | 75 |
| Tabla 30 Dimensiones Tanque de mezclado biodiesel y agua | 75 |
| Tabla 31 Dimensiones intercambiadores de calor..... | 75 |
| Tabla 32 Tablas de corriente del proceso | 78 |
| Tabla 33 Costos de equipos | 81 |
| Tabla 34 Costos de obras físicas y terreno..... | 81 |
| Tabla 35 Inversiones Diferidas..... | 82 |
| Tabla 36 Depreciaciones y amortizaciones | 83 |
| Tabla 37 Costos de materia prima | 83 |
| Tabla 38 Requerimiento de Personas por equipo | 84 |
| Tabla 39 Costos de mano de obra directa | 85 |
| Tabla 40 Costos mano de obra indirecta..... | 85 |
| Tabla 41 Costos de servicios del proceso..... | 85 |
| Tabla 42 Gastos de administración y ventas..... | 86 |

| | |
|--|----|
| Tabla 43 Gastos varios..... | 86 |
| Tabla 48 Flujo de caja del proyecto puro | 88 |
| Tabla 49 Indicadores de rentabilidad del proyecto..... | 90 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1 Influencia de catalizadores básicos en la reacción de transesterificación (Aracil, 2003)..... | 14 |
| Figura 2 Ecuación general de transesterificación (Meher <i>et al.</i> , 2004)..... | 15 |
| Figura 3 Etapas de la reacción de transesterificación (Meher <i>et al.</i> , 2004)..... | 15 |
| Figura 4 Metanolisis de triglicéridos..... | 16 |
| Figura 5 Reacción de neutralización de ácidos grasos libres..... | 16 |
| Figura 6 Diagrama general del procesos de obtención de biodiesel..... | 21 |
| Figura 7 Etapas del diseño metodológico..... | 23 |
| Figura 8 Formación del metóxido..... | 30 |
| Figura 9 Montaje para reacción de transesterificación..... | 31 |
| Figura 10 Adición del metóxido..... | 32 |
| Figura 11 Separación de biodiesel y glicerina..... | 33 |
| Figura 12 Lavado del biodiesel..... | 34 |
| Figura 13 Secado del biodiesel..... | 35 |
| Figura 14 Biodiesel purificado..... | 35 |
| Figura 15 Montaje prueba de destilación del biodiesel..... | 36 |
| Figura 16 Apariencia biodiesel obtenido en la corrida 6..... | 39 |
| Figura 17 Apariencia biodiesel obtenido en la corrida 7..... | 39 |
| Figura 18 Apariencia biodiesel obtenido en la corrida 10..... | 40 |
| Figura 19 Esquema de vías para ubicación de la planta..... | 55 |
| Figura 20 Plot plant para el proceso de obtención de biodiesel..... | 57 |
| Figura 22 Diagrama general de entradas y salidas..... | 59 |
| Figura 23 Diagrama genérico de bloques..... | 59 |
| Figura 24 Diagrama de bloques de proceso..... | 60 |
| Figura 24 Sistema de reacción..... | 64 |
| Figura 25 Secador de biodiesel..... | 67 |
| Figura 26 Centrifuga de separación y lavado..... | 70 |
| Figura 27 Bomba desplazamiento positivo de engranaje..... | 71 |
| Figura 28 Bomba centrífuga..... | 72 |
| Figura 29 Agitador tipo ancla..... | 72 |
| Figura 30 Agitador tipo ventilador..... | 73 |
| Figura 31 Diagrama de flujo de proceso (PFD)..... | 77 |

LISTA DE GRÁFICOS

| | |
|--|----|
| Gráfico 1 Emisiones de Biodiesel (EPA 2002) | 5 |
| Gráfico 2 Proyección del mercado de Diesel en Colombia (<i>Contraloría general de la republica, sector minas y energía, 2005</i>)..... | 6 |
| Gráfico 3 Muestras sin sólidos ni geles de acuerdo al % de catalizador | 37 |
| Gráfico 4 Muestras con sólidos ni geles de acuerdo al % de catalizador | 38 |
| Gráfico 5 Intervalos de rendimiento para diferentes % de catalizador | 41 |
| Gráfico 6 Interacción entre el % de catalizador y la relación molar alcohol/aceite | 42 |
| Gráfico 7 Efecto de los valores medios para cada nivel de las variables | 43 |
| Gráfico 8 Curva de destilación del biodiesel Muestra 11 | 48 |
| Gráfico 9 Curva de destilación del biodiesel Muestra 6 | 49 |
| Gráfico 10 Curva de destilación Diesel colombiano | 50 |

LISTA DE ANEXOS

| | |
|---------------|-----|
| ANEXO 1 | 100 |
| ANEXO 2 | 101 |
| ANEXO 3 | 103 |

RESUMEN

En este trabajo se estudia la producción de biodiesel a partir de aceite de palma crudo mediante la transesterificación con metanol en medio básico, empleando como catalizador hidróxido de potasio.

El proceso de producción de biodiesel comprende las siguientes etapas: Reacción de transesterificación catalítica en medio básico con metanol, separación, lavado y secado del biodiesel. La reacción de transesterificación se lleva a cabo a escala de laboratorio (4 litros) durante una hora y media con agitación. Después de la reacción se obtiene biodiesel como producto principal y glicerina como subproducto los cuales son separados por decantación. El biodiesel una vez separado es lavado con agua y luego secado a una temperatura de 110°C para eliminar el contenido de agua presente.

Se realiza un diseño de experimentos para encontrar las mejores condiciones del proceso en donde se obtenga el mayor rendimiento. Las variables analizadas en este estudio son la relación molar alcohol/aceite y el porcentaje de catalizador empleado con el fin de observar su influencia en el rendimiento del proceso. El rendimiento se determina mediante la relación entre la masa del biodiesel obtenido (ya purificado) y la masa de aceite empleada para su obtención.

El mayor rendimiento del proceso que se obtiene es de 84,14% para una relación molar alcohol/aceite 6:1 y un porcentaje de catalizador de 0,5% con respecto al peso del aceite.

Finalmente se desarrolla el diseño conceptual de una planta a nivel industrial con capacidad de 40.000 toneladas por año. Para el escalado y condiciones del proceso se tomaron como bases los resultados obtenidos en la parte experimental.

INTRODUCCIÓN

Actualmente uno de los desafíos medioambientales que afronta la humanidad a nivel mundial es el calentamiento de la atmósfera, dicho factor se debe entre otros, al gran incremento en el uso de combustibles fósiles y automotores en las ciudades, los cuales emiten altas cantidades de gases a la atmósfera tales como el dióxido de carbono, metano, óxido de azufre etc.

Existen muchas razones en todo el mundo para interesarse por el estudio y producción del biodiesel, debido a que éste permite reducir la dependencia de combustibles fósiles, es una oportunidad para que los países se diversifiquen de acuerdo a sus recursos naturales, ayuda a estimular mercados agrícolas y reducir pobreza en áreas rurales proporcionando trabajos para personas de bajos recursos, además es compatible con la infraestructura existente de distribución de diesel por lo tanto no requiere inversiones muy grandes de abastecimiento. También es más amigable con el medio ambiente y es una alternativa para reducir gases de CO₂, CO, material particulado y hacer una contribución al protocolo de Kyoto.

Debido a las razones mencionadas anteriormente y a la gran necesidad de disminuir el consumo de los combustibles fósiles no renovables, se quiere estudiar la posibilidad de obtener otras fuentes de combustibles alternativos como el biodiesel. Basados en la utilización de recursos naturales de nuestro país tales como: aceite de palma, algodón, aceites usados, etc.

OBJETIVOS

GENERAL

Desarrollar el diseño conceptual de un proceso para la obtención de biodiesel a partir de aceites vegetales colombianos, basado en ensayos experimentales a nivel de laboratorio que permitan determinar las variables óptimas del proceso para la obtención de un producto de buena calidad.

ESPECÍFICOS

- Definir la mejor alternativa desde el punto de vista de las materias primas (Aceites vegetales) utilizables para el proceso de fabricación del biodiesel, por medio de un análisis comparativo de las ventajas y desventajas de cada una de ellas con el fin de presentar alternativas que contribuyan a disminuir la dependencia de combustibles fósiles y permitir un desarrollo socio-económico del país.
- Determinar las variables de diseño más relevantes para el proceso de obtención de biodiesel, con un desarrollo experimental llevado a cabo en el laboratorio para encontrar las condiciones óptimas bajo las cuales se realiza el escalado del proceso.
- Construir el diagrama de flujo del proceso (PFD) y demás elementos (Tabla de corriente, descripción del proceso, tabla de utilities, descripción de equipos), de acuerdo al escalado de las mediciones realizadas en las pruebas experimentales para definir claramente los requerimientos del proceso como equipos, cantidad de materia prima y utilities empleados.
- De acuerdo a un análisis de rentabilidad calcular los costos de producción del proceso de fabricación del biodiesel, para encontrar la viabilidad del proyecto a escala industrial.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 ANTECEDENTES

En el mundo, diversos países están fomentando, para el sector del transporte, el uso de biocombustibles, los cuales pueden ser aptos para motores de gasolina (bioalcoholes) o para motores diesel (aceites vegetales). A este último grupo, se le conoce con el nombre de biodiesel, que hoy es usado en más de 20 países del mundo, entre ellos: Austria, Alemania y otros países de Europa Central, Estados Unidos y Argentina; y Países tropicales como Malasia e Indonesia.

En Colombia, el Grupo de Recursos y Procesos Térmicos de la Facultad de Minas de la Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín, bajo la coordinación del profesor Pedro Nel Benjumea H, ha desarrollado varias investigaciones con respecto a la obtención de un biocombustible mediante la transesterificación de aceite de palma.

Más recientemente CORPOICA en conjunto con empresas como Bioderivados, y Colombiana de Biocombustibles, entre otras, vienen desarrollando estudios para analizar la viabilidad del aceite de higuera como materia prima para la producción de biodiesel.

En la ciudad de Bogotá fue realizado un proyecto sobre la elaboración de biodiesel a partir de aceites de fritura usados, el cual tuvo como objetivos el montaje de un programa de reciclaje de aceites y grasas en la ciudad y la evaluación a nivel experimental de la producción de biodiesel.

1.2 BIOCOMBUSTIBLES

Los biocombustibles son alcoholes, éteres, ésteres y otros compuestos orgánicos, producidos a partir de biomasa, como las plantas herbáceas y leñosas, residuos de la agricultura y actividad forestal, y en gran cantidad de desechos industriales, como los desperdicios de la industria alimenticia.

El término biomasa hace referencia a toda materia que puede obtenerse a través de fotosíntesis. La mayoría de las especies vegetales utilizan la energía solar para crear azúcares, partiendo de sustancias simples como el agua y el dióxido de carbono, almacenando esta energía en forma de moléculas de glucosa, almidón, aceite, etc.

Entre los biocombustibles se pueden incluir el bioetanol, biodiesel, biometanol, entre otros. Los más desarrollados y empleados son el bioetanol y el biodiesel (Stratta, 2000).

1.2.1 Biodiesel

Históricamente el término biodiesel se ha empleado para referirse a toda clase de combustibles alternativos como: Aceites vegetales, mezcla de aceites vegetales con gasóleo, microemulsiones de aceites vegetales, productos de pirólisis de aceites vegetales, ésteres metílicos y etílicos preparados a partir de aceites vegetales o grasa de animales (Ramadhas, 2004). Sin embargo, con la creciente producción y desarrollo de los ésteres metílicos y etílicos, como combustible diesel, el término biodiesel se refiere cada vez más a dichos ésteres (Crepo, 2001).

La ASTM (American Society for Testing and Materials), define biodiesel como ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de lípidos renovables tales como aceites vegetales o grasa de animales y que se emplea en los motores de ignición por compresión .

El biodiesel puede ser producido partiendo de materias primas agrícolas (aceites vegetales y/o grasas de animales) y aceite o grasas de fritura usados (Larosa, 2001).

El empleo del biodiesel puede ser puro, designado como B100 o mezclado con el combustible diesel, designado como BXX, donde XX representa el porcentaje de biodiesel en la mezcla. La proporción más frecuente es B20, que representa un 20% de biodiesel y un 80% de diesel (NBB, 2006).

Desde el punto de vista de inflamabilidad y toxicidad, el biodiesel es más seguro que el diesel proveniente del petróleo (Aguilar, 2006); además es biodegradable, ya que el biodiesel está formado por cadenas hidrocarbonadas que forman ésteres con dos átomos de oxígeno, lo que lo hace biológicamente activo; a diferencia del diesel convencional que no es biodegradable, ya que está formado por una mezcla de alcanos, alcanos ramificados, cicloalcanos e hidrocarburos aromáticos, los cuales son difíciles de degradar. Zhang, mostró que el biodiesel derivado del aceite de colza y de soja, poseen una biodegradabilidad de 88,49% en 28 días.

En cuanto a las características lubricantes, éstas se mejoran al adicionar biodiesel al petrodiesel, el combustible lubrica algunas partes móviles de las bombas diesel y de los inyectores (Larosa, 2005).

La combustión del biodiesel es generalmente más eficiente en cuanto a su relación estequiométrica aire/combustibles (Zhang, 2003); adicionalmente el biodiesel presenta un balance energético positivo. El balance energético para un combustible renovable es la cantidad de energía necesaria para producir el biocombustible, comparado con la energía liberada por éste cuando se quema; en el estudio realizado por los departamentos de agricultura y energía de los Estados Unidos, mostró que por cada unidad de energía necesaria para

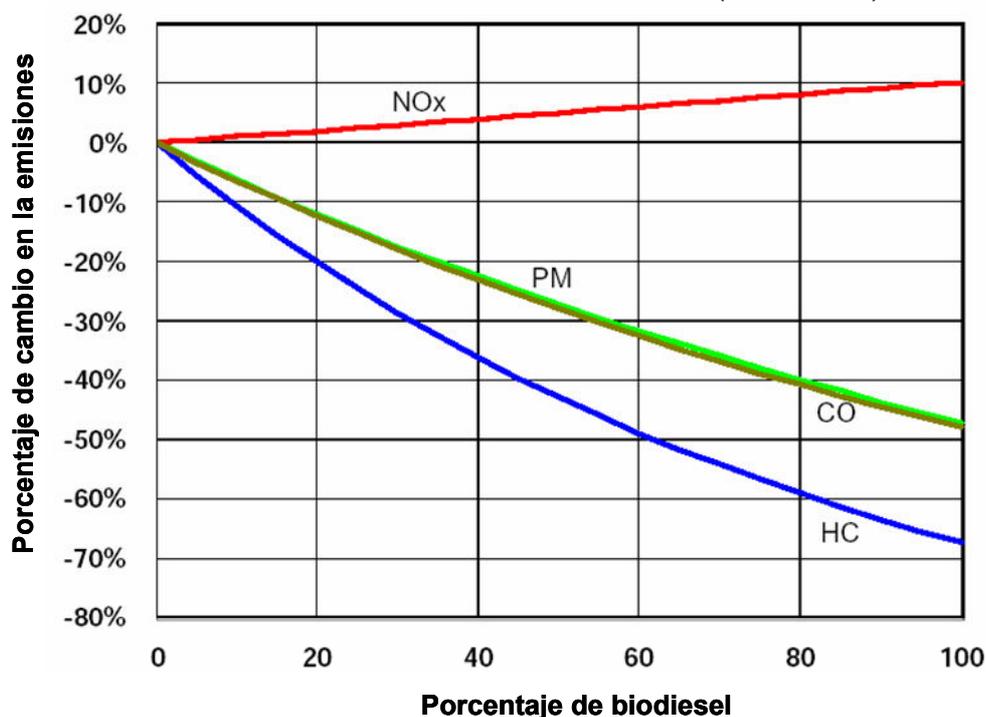
producir biodiesel a partir de aceite de soya, se ganan 3,24 unidades de energía (Larosa, 2005).

Algunas de las desventajas del biodiesel a nivel técnico son: Problemas de fluidez a bajas temperaturas (menores a 0 °C), escasa estabilidad oxidativa (vida útil / período máximo de almacenamiento inferior a seis meses), incompatible con una serie de plásticos y derivados del caucho natural (eventual sustitución de algunos componentes del motor: mangueras, juntas, sellos, diafragmas, partes de filtros y similares) (López, 2006).

En la Agencia de Protección del Medio Ambiente (Environment Protection Agency (EPA)) en los Estados Unidos el biodiesel se encuentra registrado como combustible y como aditivo para combustible.

En el Gráfico 1 se observan las ventajas del biodiesel en cuanto a las emisiones, excepto la de óxido de nitrógeno donde compite en desventaja con el diesel convencional.

Gráfico 1 Emisiones de Biodiesel (EPA 2002)



NOx: óxidos de nitrógeno PM: Material particulado CO: Monóxido de carbono HC: Hidrocarburos

1.2.2 Demanda de biodiesel en Colombia

Para determinar los requerimientos de biodiesel en Colombia es necesario conocer la demanda de diesel y el porcentaje de mezcla que se reglamente mediante la legislación. La ley 939 de 2004 estimula la producción y

comercialización de biocombustibles de origen vegetal o animal para uso en motores diesel. En el país se encuentra en estudio la propuesta de implementar mezclas entre B5 y B30 para su utilización como combustible en vehículos.

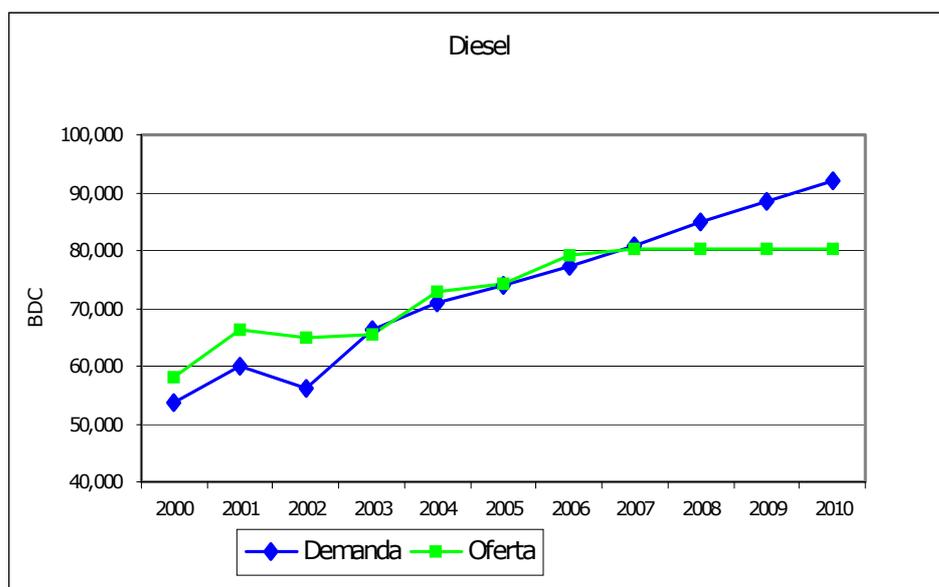
En Colombia el diesel es uno de los tres combustibles de origen fósil que se emplea en el sector de transporte. Tanto la gasolina como el diesel representan casi un 80% del total de los combustibles derivados del petróleo que se consumen anualmente en Colombia.

El diesel ha ganado participación dentro del consumo total; esta situación se origina por varios factores tales como: Aumento relativo de precio en la gasolina debido al cambio en las políticas de precios de los combustibles a finales de los 90, la disminución del consumo de gasolina, el contrabando de combustibles y la lenta reducción de los subsidios al consumo del diesel en comparación con la gasolina (UPME, 2006).

La capacidad de producción de las refinerías colombianas es limitada, tanto que el País importa combustible diesel para atender la demanda (actualmente se importan entre 4 y 8 Kbd¹ de diesel) y además contempla el aumento de la capacidad de refinación existente (Contraloría General de la República, Sector minas y energía, 2005).

En el Gráfico 2 se presenta las proyecciones del mercado de diesel en Colombia; en la demanda no se incluye el diesel marino.

Gráfico 2 Proyección del mercado de diesel en Colombia (*Contraloría General de la República, Sector minas y energía, 2005*)



¹ Kbd: Miles de barriles diarios

En el Gráfico 2 se observa que cada vez es mayor el déficit de diesel en el país, por lo tanto, el incremento en las importaciones para poder satisfacer toda la demanda de este combustible.

Teniendo en cuenta la demanda de diesel en el país, en la Tabla 1 se presenta la demanda de biodiesel para cada uno de los porcentajes de mezclas contemplados hasta el momento en Colombia.

Tabla 1 Proyección de la demanda de biodiesel en Colombia² (En barriles por día) (Contraloría General de la República, Sector minas y energía, 2005)

| | 2006 | 2010 | 2011 | 2012 | 2013 | 2014 | 2015 |
|--------------------------------|--------|--------|--------|--------|---------|---------|---------|
| Importaciones de diesel | 3.576 | 29.018 | 32.737 | 36.600 | 40.528 | 44.386 | 48.336 |
| Demanda de diesel | 7.326 | 91.994 | 95.713 | 99.576 | 103.504 | 107.362 | 111.312 |
| % de biodiesel | | | | | | | |
| B5 | 3.866 | 4.600 | 4.785 | 4.978 | 5.175 | 5.368 | 5.565 |
| B10 | 7.732 | 9.199 | 9.571 | 9.957 | 10.350 | 10.736 | 11.131 |
| B20 | 15.465 | 18.399 | 19.142 | 19.915 | 20.700 | 21.472 | 22.262 |
| B30 | 23.198 | 27.598 | 28.714 | 29.873 | 31.051 | 32.207 | 33.394 |

Teniendo en cuenta la Tabla 1, se observa que la utilización de biodiesel no reduciría la demanda del ACPM, sólo aliviaría parcialmente el déficit que se presenta, ni siquiera una mezcla del 30% con biodiesel (B30) ayudaría a suplir las necesidades de importación.

1.3. MATERIAS PRIMAS

Como se mencionó anteriormente, el biodiesel se puede obtener a partir de aceites vegetales y grasas de animales, aunque los aceites vegetales se han convertido en una alternativa atractiva debido a sus beneficios medioambientales y el hecho que se producen de recursos renovables.

Además del aceite o grasa, se requiere de un alcohol y un catalizador para poder convertir los aceites y grasas en ésteres alquílicos.

Esta sección se enfoca principalmente en los aceites vegetales, su naturaleza química y las posibles fuentes en el país, además de los diferentes tipos de alcohol y catalizador que pueden ser empleados teniendo en cuenta sus características.

² Las cifras presentadas en la Tabla 1 no contemplan la ampliación de la refinería de Cartagena.

1.3.1. Aceites vegetales

Desde el punto de vista químico los aceites se definen como ésteres de ácidos grasos con glicerina. La glicerina, por poseer tres grupos OH puede estar mono, bi o triesterificada por los ácidos grasos; si los tres ácidos grasos, son idénticos el producto es un triglicérido simple y si son diferentes es un triglicérido mixto. El aceite vegetal esta constituido principalmente por triglicéridos; tanto los mono y diglicéridos, constituyen una parte muy pequeña del aceite (Bailey, 1951).

Las diferencias de estabilidad (tendencia a la oxidación), el comportamiento, la plasticidad, el estado físico, el índice de yodo, la temperatura de solidificación, etc. de los aceites se debe fundamentalmente a la presencia y a la concentración de los ácidos grasos constituyentes (Badui, 1999).

1.3.1.1 Fuentes de obtención de aceites vegetales en Colombia.

En Colombia existe una amplia gama de alternativas como materia prima vegetal de donde se puede extraer aceite, dentro de ésta se destacan: La palma de aceite, la soya, el ajonjolí, el algodón, la higuera, el maíz, la canola, el girasol, el coco y las olivas, entre otros.

De los productos mencionados anteriormente, existen cuatro cultivos principales de donde se puede obtener aceite vegetal estos son: Palma de aceite, soya, ajonjolí y algodón.

En el año 2004, de las 261.965 hectáreas dedicadas a los cultivos mencionados, el 60% correspondió a palma africana, 25% a algodón, 13% a soya y 2% a ajonjolí.

Los productos con peores resultados en la balanza son aquellos que han presentado el mayor volumen de importaciones, aceite de soya en bruto, fríjol, soya y aceite de girasol en bruto, estos productos suman un déficit comercial de US\$ 139 millones en 2003.

En términos de crecimiento de los rendimientos obtenidos, en los últimos diez años en cuanto a los cuatro cultivos, las ganancias más significativas se dieron en algodón, en él se presentó un aumento del 2% en la cantidad de aceite obtenida por hectárea, seguido por palma con un crecimiento de 1,4%, soya con 1,1% y ajonjolí 0,9%. Sin embargo, dichas ganancias no tuvieron mayor impacto en los niveles de producción alcanzados, con excepción de palma, debido a que las áreas cultivadas disminuyeron a un ritmo mayor que el del crecimiento en los rendimientos.

La producción de semillas y frutos oleaginosos en términos de aceite se vio afectada negativamente, con excepción del fruto de palma, debido a la

disminución en las áreas cultivadas, el mayor decrecimiento en los últimos diez años se presentó en el caso de ajonjolí, con una reducción del 12,6% anual en los volúmenes producidos, seguido por soya con 7,4% y algodón con 5,6%. La producción de fruto de palma por su parte aumentó al 4,8% anual (Espinal *et al.*, 2005).

Teniendo en cuenta la disposición de cultivos y el crecimiento en cuanto al rendimiento, en nuestro país el mayor porcentaje lo ocupa la palma y el algodón por tal motivo, se enfocará el estudio hacia estas dos fuentes de aceite vegetal para su empleo como materia prima para la producción de biodiesel.

- *Palma de aceite o palma africana.* La palma de aceite es una planta tropical propia de climas cálidos que crece en tierras por debajo de los 500 metros sobre el nivel del mar. Su origen se ubica en el golfo de Guinea en el África occidental. De ahí su nombre científico, *Elaeis guineensis Jacq.*, y su denominación popular: palma africana de aceite (FEDEPALMA, 2006).

De la palma se pueden obtener dos tipos de aceites, aceite de palma a partir de la pulpa de la fruta y aceite de palmiste a partir de la semilla. El aceite de palma posee un contenido de ácidos grasos saturados ligeramente mayor que el de insaturado y puede separarse en dos fases una de ellas líquida a condiciones ambientes llamada oleina y la otra semisólida denominada estearina (FEDEPALMA, 2006).

En cuanto al cultivo de la palma de aceite en Colombia se ha mantenido un crecimiento sostenido. A mediados de la década de 1960 existían 18.000 hectáreas en producción y hoy existen más de de 150.000 hectáreas en 54 municipios del país distribuidos en cuatro zonas productivas:

Norte: Magdalena, norte del Cesar, Atlántico, Guajira
Central: Santander, Norte de Santander, sur del Cesar, Bolívar
Oriental: Meta, Cundinamarca, Casanare, Caquetá
Occidental: Nariño

- *Algodón.* El cultivo se realiza en época de invierno bajo. En Colombia, por su condición de país tropical, el algodón es un producto agrícola de ciclo semestral por lo que se logran dos temporadas algodonerías en el año: la temporada “Costa - Meta”, que inicia sus siembras entre septiembre y octubre y recolecta la producción entre diciembre y marzo del siguiente año; y la temporada del “Interior”, que inicia sus siembras a comienzos del año y cosecha su producción entre julio y septiembre, en los departamentos de Caldas, Cauca, Cundinamarca, Huila, Risaralda, Tolima y Valle del Cauca (Espinal *et al.*, 2005).

Es importante precisar que es de la semilla de donde se extrae el aceite y que ésta es un subproducto de la fibra de algodón; la semilla contiene hasta 20% de aceite. El aceite crudo tiene una apariencia oscura y necesita de una refinación química para purificarlo. Prácticamente no contiene ácido

linolénico, y un 50 a 58% de su composición es de ácido linoléico que es un ácido polinsaturado (ACOSINU, 2006).

Otra de las materias primas que se pueden emplear en la producción de biodiesel es el aceite de fritura usado, lo cual es una alternativa muy atractiva, si se tiene en cuenta el bajo costo de la materia prima y además el aporte a solucionar un problema medioambiental asociado a la disposición final de residuos y tan sólo se incurriría en algunos costos de recolección, transporte y almacenamiento de la misma.

El aceite usado debe ser tratado antes de iniciar el proceso de transesterificación, el cual comienza con filtración del aceite para remover residuos sólidos contenidos en él, luego es necesario desacidificarlo y por último secarlo a una temperatura entre 100 y 104°C; en algunos casos el aceite se seca con sulfato de magnesio (Felizardo, 2005).

1.3.2 Alcoholes

Los alcoholes empleados en el proceso de transesterificación de aceites vegetales son primarios y secundarios con cadena de 1-8 carbonos. Entre los alcoholes que pueden ser empleados en este proceso se encuentran: Metanol, etanol, propanol, butanol y amilalcohol, de los cuales el metanol y el etanol son los más utilizados.

El metanol y el etanol no son miscibles en los triglicéridos a temperatura ambiente y es necesario realizar una agitación mecánica para favorecer la transferencia de masa, sin embargo en el transcurso de la reacción se da la formación de emulsiones, las cuales, en el caso de la metanólisis, son fáciles y rápidamente disueltas, formando una capa inferior rica en glicerol y una superior rica en ésteres metílicos. En el caso de la etanólisis, estas emulsiones son más estables convirtiendo el proceso de separación y purificación de ésteres etílicos en algo más complejo (Meher *et al.*, 2004).

Cuando se emplean alcoholes como el etanol es más complicada la recuperación del alcohol puro dentro del mismo proceso, debido al azeótropo que forma con el agua (Gerpen, 2004).

Una de las desventajas del metanol es su origen, ya que se obtiene a partir de gas natural, el cual es de origen fósil. Este último aspecto no contribuiría a los aspectos ambientales y de sostenibilidad, pues el biodiesel no sería del todo bio, por tener un componente fósil aportado por el alcohol (Benjumea, 2006).

1.3.3 Catalizadores

Los catalizadores empleados en el proceso de producción de biodiesel pueden ser homogéneos, heterogéneos y enzimáticos. Los catalizadores homogéneos son solubles en el medio de reacción, es decir se encuentran en una sola fase, sea líquida o gaseosa; por el contrario en la catálisis heterogénea, existen dos fases y una superficie de contacto (Aracil, 2003).

Los catalizadores homogéneos pueden ser ácidos o bases. Dentro de los más utilizados se encuentran los siguientes ácidos y bases fuertes:

Bases: Hidróxido de sodio (NaOH), hidróxido de potasio (KOH), metóxido de sodio (CH_3ONa) y metóxido de potasio (CH_3OK).

Ácidos: Ácido sulfúrico (H_2SO_4), ácido sulfónico (HSO_3), ácido fosfórico (H_3PO_4).

Los catalizadores heterogéneos más comunes son: Resinas de intercambio aniónico, resinas de intercambio catiónico, óxidos metálicos (MgO, CaO), zeolitas, ácidos de Lewis (SnCl), catalizadores de titanio y catalizadores de zirconio.

Los catalizadores enzimáticos más utilizados son las lipasas, una de las más conocidas en el proceso de transesterificación es la Candida Antarctica (Novozym 435) (Aracil, 2003).

A continuación se presentan las características, ventajas y desventaja de los diferentes tipos de catalizador que pueden ser empleados en el proceso de obtención de biodiesel.

1.3.3.1 Catalizadores enzimáticos

Se pueden utilizar lipasas intracelulares y extracelulares, ambas son catalizadores efectivos en las reacciones de transesterificación ya sea en medio acuoso o no.

Empleando lipasa como catalizador es más fácil de recuperar la glicerina que cuando se utilizan ácidos y bases, sin la necesidad de utilizar procesos complejos; además el contenido de ácidos grasos libres en el aceite no es problema ya que son convertidos completamente a metiléster. Otra ventaja significativa es que la conversión alcanzada es similar a la que se obtiene con procesos catalizados por ácidos o bases. Los valores de conversión utilizando lipasas como catalizador varían entre 61% y 100% dependiendo del alcohol y aceite utilizado.

El problema de este tipo de catalizador es que los costos son demasiado elevados (Fukuda, 2001).

1.3.3.2 Catalizadores heterogéneos

La utilización de este tipo de catalizadores simplifica y hace más económico el proceso de purificación, por la fácil separación de los productos y reactivos, además se eliminan los problemas de corrosión y tratamiento de desechos líquidos. (Kim *et al.*, 2004)

Las desventajas que presentan los catalizadores heterogéneos es el difícil control de la temperatura para reacciones muy exotérmicas, limitaciones de transferencia de masa de reactantes y productos, además de los requerimientos de altas resistencias mecánicas para el catalizador.

Los catalizadores heterogéneos en ocasiones deben ser preparados y en este proceso se debe tener mucho cuidado asegurando que los componentes de este tipo de catalizador, tales como: Especies activas, promotores físicos y promotores químicos, cumplan con sus características (Barrera, 2006).

1.3.3.3 Catalizadores homogéneos

Esta clase de catalizadores tiene mayor uso a nivel industrial, debido a su bajo costo. Entre las ventajas de realizar una catálisis homogénea se encuentra: Velocidad de reacción elevada, condiciones moderadas de presión y temperatura y utilización de casi todas las moléculas del catalizador en la reacción. En cuanto al rendimiento alcanzado puede llegar hasta un 98%, dependiendo de qué aceite o grasa se emplee (Aracil, 2003).

En estudios realizados acerca de la transesterificación de aceite de girasol con metanol, utilizando hidróxido de potasio como catalizador se alcanzaron rendimientos mayores al 96% (Antolín, 2002).

El proceso llevado a cabo con catalizadores homogéneos presenta ciertos problemas o desventajas como son la formación de jabones por la saponificación de ácidos grasos, necesidad de purificación y remoción de los productos de la reacción y problemas de corrosión cuando se utilizan catalizadores ácidos (Aracil, 2003).

• Catalizadores ácidos

Las reacciones catalizadas con ácidos dan como resultado rendimientos altos, pero tienen algunas desventajas y es que son lentas, requieren temperaturas por encima de los 100 °C y más de tres horas para conseguir una conversión completa (Schurchard, 1997).

En el estudio realizado sobre la metanólisis de aceite de soya, en presencia de 1% de H_2SO_4 , relación molar alcohol/aceite 30:1 y temperatura de 60 °C, se observó que la conversión completa se consiguió en 20 horas; realizando butanólisis a 117 °C y etanólisis a 78 °C; usando la misma cantidad de alcohol y catalizador, la conversión se completo a las 3 y 18 horas respectivamente. (Meher *et al.*, 2004)

El exceso de alcohol mejora la conversión de la reacción de transesterificación en general, pero cuando se emplean catalizadores ácidos, este exceso hace que la recuperación del glicerina sea más difícil, ya que las cantidades de alcohol empleado son bastante grandes comparadas con otro tipo de catalizador (Relaciones de 30:1).

En general el catalizador ácido mas empleado es ácido sulfúrico, un 1% de H_2SO_4 con relación a la cantidad de aceite, es buena cantidad para obtener una conversión de 99% con un tiempo de alrededor de 50 horas (Marchetti, 2005).

Una de la ventajas de los catalizadores ácidos es que pueden esterificar los ácidos grasos libres presentes en el aceite; por esta razón se aconseja, utilizar catalizadores ácidos cuando el aceite tiene alto contenido de ácidos grasos libres (Journey to Forever, 2005).

• **Catalizadores básicos**

Cuando se emplean catalizadores básicos, las reacciones son más rápidas que cuando se emplean catalizadores ácidos, el tiempo de reacción oscila entre una hora y una hora y media alcanzando rendimientos altos (98%) y con temperaturas menores a 100 °C. (Meher *et al.*, 2004). Los catalizadores básicos son los más usados a nivel industrial, dado que las reacciones son más rápidas y además son menos corrosivos que los compuestos ácidos (Fangrui y Hanna, 1999).

La desventaja de estos catalizadores básicos es la formación de jabón, cuando el aceite contiene altas cantidades de ácidos grasos libres y de agua, por lo que se debe agregar la cantidad adecuada de base para neutralizar los ácidos grasos libres, ya que el exceso o falta de catalizador ocasiona la formación de jabones (Fukuda, 2001).

Cuando el porcentaje de ácidos grasos es 5%, la reacción puede ser catalizada con una base, pero se debe agregar una cantidad adicional de catalizador para su neutralización; cuando los niveles de ácidos grasos libres ya están por encima del 5% se presentan inconvenientes en las reacciones catalizadas con bases, ya que la formación de jabón inhibe la separación de los metilésteres de la glicerina y durante el lavado del biodiesel se presenta formación de emulsiones. Para estos casos donde el nivel de ácidos grasos libres es superior a 5% se debe utilizar catalizadores ácidos (Gerpen, 2004).

Las bases más empleadas a nivel industrial en procesos de obtención de biodiesel son el hidróxido de sodio, hidróxido de potasio y metóxido de sodio. El metóxido de sodio es un poco más costoso que los hidróxidos, pero es más activo y se consiguen rendimientos altos (> 98%) con tiempos de reacción menores (30 minutos), aún si se emplea en bajas concentraciones (0,5%), el problema con estos catalizadores es que requieren la ausencia total de agua, lo cual lo hace inapropiados para procesos industriales típicos.

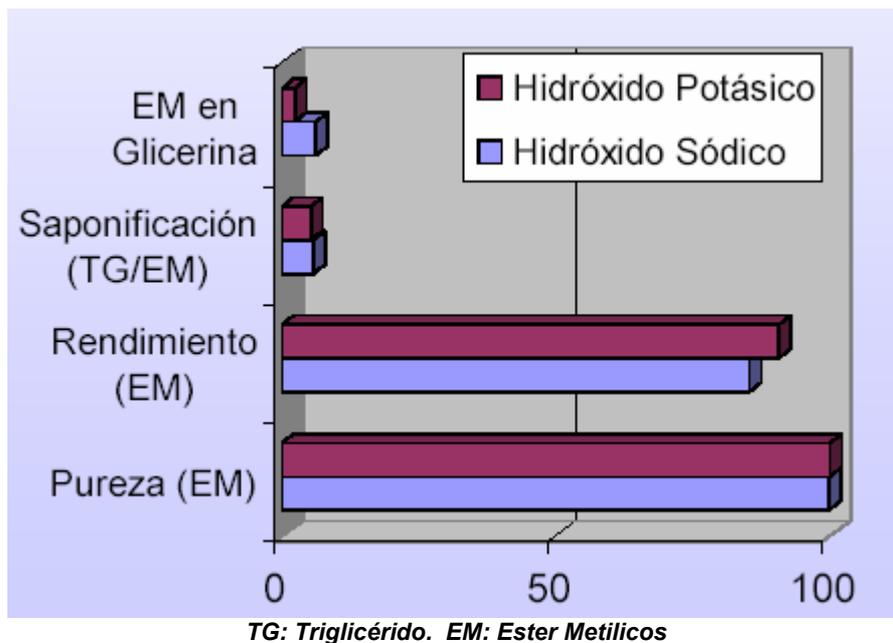
Los hidróxidos como el NaOH y el KOH, son más baratos pero menos activos, sin embargo son una muy buena alternativa, ya que se pueden conseguir conversiones similares a la de los metóxidos (CH_3ONa), incrementando su concentración a 1 ó 2% (Schurchard, 1997).

El NaOH es más fuerte que el KOH, por lo general se emplean cantidades similares, pero siempre más de KOH. El KOH es más fácil de utilizar y puede proporcionar fertilizantes de potasio como subproducto, si al final se neutraliza el producto con ácido fosfórico (Darnoko *et al.*, 2000).

El problema del NaOH es que en ocasiones forma una masa pastosa, dificultando la separación de los productos. En cuanto al KOH éste se disuelve mejor en el metanol (Journey to Forever, 2006).

En la Figura 1, se presentan las diferencias entre los dos catalizadores (NaOH y KOH), en cuanto a su influencia en la reacción de transesterificación.

Figura 1 Influencia de catalizadores básicos en la reacción de transesterificación (Aracil, 2003)



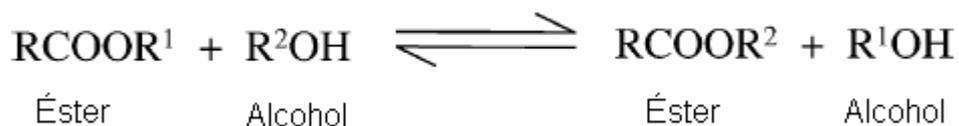
En la figura anterior se observa que se obtiene un mayor rendimiento empleando KOH como catalizador, además hay menor formación de jabón y menos pérdidas de éster metílicos en la glicerina.

1.4 OBTENCIÓN DE BIODIESEL

La vía para la obtención de biodiesel es la transesterificación de aceites y grasas con un alcohol de bajo peso molecular, en presencia de un catalizador adecuado (Crespo, 2001). El proceso de transesterificación, también se conoce como alcoholísis, cuando se emplea metanol por ejemplo se le llama metanólisis.

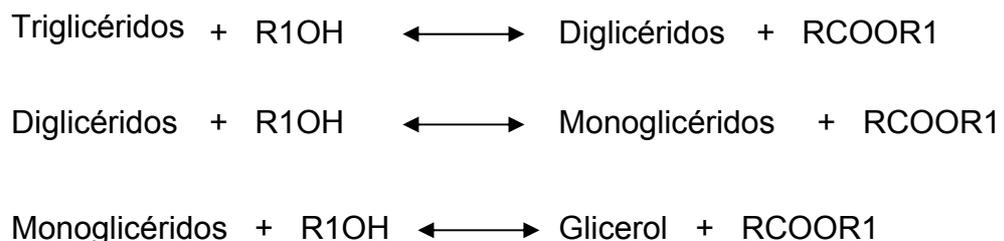
La reacción de transesterificación consiste en el desplazamiento de un alcohol de un éster por otro, es un proceso similar a la hidrólisis, excepto que el alcohol es usado en vez de agua. Este proceso se utiliza para reducir la alta viscosidad de los triglicéridos (Meher *et al.*, 2004). La Figura 2 representa la ecuación general de la reacción de transesterificación.

Figura 2 Ecuación general de transesterificación (Meher *et al.*, 2004)



La reacción de transesterificación es reversible y se emplea un exceso de alcohol para desplazar el equilibrio hacia la formación de ésteres. El modelo que más se ajusta de cinética de reacción, es el de pseudo-segundo orden, en la etapa inicial de la reacción, seguido de un primer o cero orden (Darnoko, 2000). Químicamente, el mecanismo de transesterificación consiste en tres reacciones consecutivas reversibles, el triglicérido es convertido consecutivamente en diglicérido, monoglicérido y glicerol. En cada reacción se libera una mol de éster metílico (Crespo, 2001). En la Figura 3 se presentan las etapas de la reacción de transesterificación, los productos finales que se obtienen son alquilésteres de los ácidos grasos del aceite o grasa y glicerol.

Figura 3 Etapas de la reacción de transesterificación (Meher *et al.*, 2004)



La Figura 4 representa la metanolisis de los triglicéridos y la Figura 5 una de las reacciones secundarias que se puede presentar con la catálisis básica, como lo es la neutralización de los ácidos grasos libres.

Figura 4 Metanolisis de triglicéridos

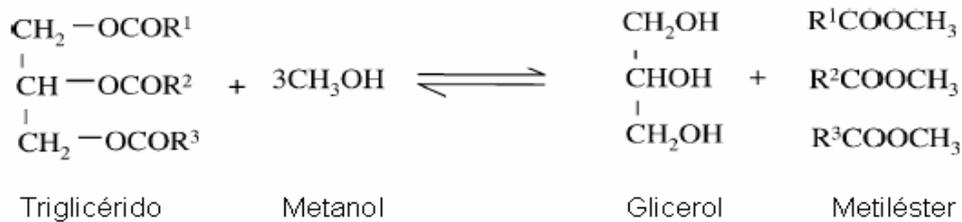
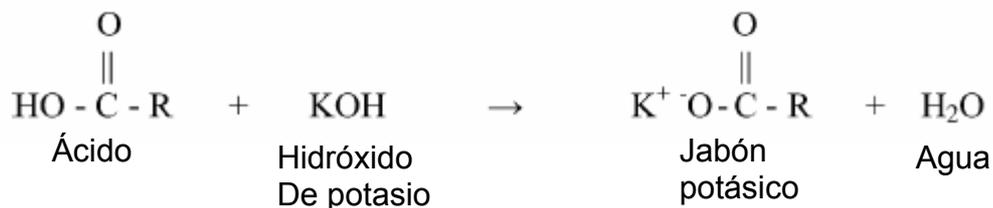


Figura 5 Reacción de neutralización de ácidos grasos libres.



1.4.1 Variables que influyen en la reacción de transesterificación

Las variables de mayor influencia en la reacción de transesterificación son la pureza y calidad de los reactivos, la relación molar alcohol/aceite, el tipo de alcohol, tipo y cantidad de catalizador, además de la temperatura, el tiempo de reacción y la agitación (Meher *et al.*, 2004).

1.4.1.1 Pureza y calidad de los reactivos

Para la obtención de un producto (biodiesel) de buena calidad es necesario que el aceite empleado sea lo más refinado posible, debe estar exento de material sólido libre y en suspensión; además poseer bajo contenido de ácidos grasos, en especial cuando se emplean catalizadores homogéneos, ya que el exceso de estos ácidos se puede ver reflejado en una baja eficiencia de reacción. Adicionalmente el contenido de gomas y material insaponificable debe ser bajo (Zapata, 2003).

El aceite y las otras sustancias empleadas en la reacción (catalizador y alcohol) deben ser esencialmente anhidros, ya que el agua favorece la formación de jabones por saponificación, dificultando la purificación del biodiesel (Crespo, 2001).

Cuando se emplean catalizadores básicos, como el hidróxido de sodio o de potasio, no se deben dejar expuestos al aire ya que absorbe humedad y dióxido de carbono de la atmósfera, volviéndose más húmedos y carbonatados (Dabdoud, 2004).

1.4.1.2 Relación molar alcohol/aceite

La relación molar alcohol/aceite es una de las variables de mayor importancia y mayor influencia en el rendimiento de la reacción de transesterificación. Según la estequiometría se requieren tres moles de alcohol y una mol de triglicérido, para obtener tres moles de ésteres alquílicos de ácidos grasos y una mol de glicerol (Vicente *et al.*, 2006), pero se debe utilizar un exceso de alcohol para desplazar el equilibrio hacia la formación de alquilésteres.

La relación molar alcohol/aceite recomendada en la literatura varía desde 6:1 hasta 543:1, sin embargo, la alta relación molar dificulta la separación de la glicerina. La relación molar óptima, se debe determinar experimentalmente, ya que depende del tipo y calidad del aceite empleado como materia prima (Pashova, 2004).

1.4.1.3 Tipo de alcohol

Los alcoholes más empleados para la reacción de transesterificación son el metanol y etanol; aunque suele emplearse más el metanol debido a sus ventajas químicas y a su bajo costo con respecto a los demás alcoholes.

El alcohol juega un papel muy importante en la transferencia de masa, en el caso de la metanólisis por ejemplo ni el metanol es soluble en los triglicéridos, ni los ésteres metílicos en la glicerina. Sin embargo, el metanol es soluble en los ésteres metílicos y la glicerina. Por lo que durante los primeros minutos de reacción, se observa un sistema formado por dos fases, que se transforma en una fase homogénea al formarse los ésteres metílicos, pero vuelven a aparecer las dos fases, tan pronto se forman cantidades considerables de glicerina (Crespo, 2001).

Es difícil comparar la formación de etilésteres con la formación de metilésteres, especialmente por la formación de emulsiones, que en el caso de la etanólisis son más estables (Meher *et al.*, 2004).

1.4.1.4 Tipo y cantidad de catalizador

El uso de catalizador normalmente mejora la reacción, la proporción y el rendimiento. Si no se empleara catalizador, la temperatura de reacción debería estar por encima de 250°C (Benjumea, 2004). La naturaleza del catalizador es primordial, pues determina los límites de composición con respecto a la materia prima. Adicionalmente, las condiciones y operaciones de separación

posteriores a la reacción son determinadas por la naturaleza del catalizador usado (Loteró, 2005).

Los catalizadores que se emplean comúnmente en el proceso de transesterificación son básicos tales como metóxidos e hidróxidos de sodio y potasio; aunque existen investigaciones en donde se emplean otros tipos de catalizador como MgO, CaO, ZnO, ZrO₂ (Barrera, 2006).

La cantidad de catalizador varía dependiendo del tipo de catalizador que se emplee. Para los catalizadores básicos se reportan valores desde 0.3 a 2%; porcentaje peso con respecto a la cantidad de aceite empleado.

1.4.1.5 Temperatura y tiempo de reacción.

La transesterificación puede ocurrir a diferentes temperaturas dependiendo del aceite que se emplee. A medida que la temperatura aumenta, también lo hace el rendimiento de la reacción, sin embargo, después de un determinado tiempo la diferencia entre temperaturas no afecta de manera considerable el rendimiento (Meher *et al.*, 2004). Por lo general la reacción de transesterificación se lleva a cabo cerca del punto de ebullición del alcohol (60-70 °C), sin embargo, esta reacción ha sido estudiada con temperaturas que varían desde 25 hasta 250°C (Pashova, 2004).

En cuanto al tiempo de reacción, a medida que éste crece, se incrementa la conversión de la reacción; además puede variar dependiendo del catalizador empleado (Fangrui y Hanna, 1999). Los valores de tiempo reportados en la literatura varían en el rango de 30 minutos hasta 20 horas. Darnoko *et al.* encontraron experimentalmente en la transesterificación básica del aceite de palma con metanol, que el avance de la reacción es casi nulo para tiempos superiores a una hora y media.

1.4.1.6 Agitación

La agitación es una variable de mucho cuidado, ya que el aceite es inmisible con el alcohol. Es necesario garantizar la agitación para que se dé el mezclado entre las dos fases y se pueda llevar a cabo la reacción sin limitaciones por transferencia de masa. La agitación debe garantizar un régimen turbulento, es decir, números de Reynolds mayores a 10.000.

Los valores para la velocidad de agitación, empleados en diferentes investigaciones oscilan entre 150 y 600 rpm (Noureddini, 1997).

1.5 RUTAS PARA OBTENCIÓN DE BIODIESEL

Son muchos los estudios y las investigaciones que se han desarrollado para la obtención de biodiesel aprovechando gran variedad de materias primas de todo el mundo y empleando distintos métodos, llegando a una escala industrial en varios países.

La producción de biodiesel es bien conocida, hay tres rutas básicas a nivel industrial para la producción de alquilésteres de aceites y grasas. Estas son: (López, 2006)

- Transesterificación catalítica del aceite en medio básico con alcohol.
- Transesterificación catalítica directa del aceite en medio ácido con metanol.
- Conversión del aceite en ácidos grasos en una primera etapa y luego ésteres metílicos mediante transesterificación con catálisis ácida.

En la sección de materias primas se explican las ventajas y desventajas de cada uno de los diferentes catalizadores empleados en el proceso de transesterificación. Cabe mencionar que la mayor parte del biodiesel producido actualmente es por medio de la reacción catalítica en medio básico, ya que es más conveniente y económica debido a las siguientes razones:

- Condiciones operativas moderadas de presión (atmosférica) y temperatura.
- Altos rendimientos de conversión (hasta 98%) con tiempos de residencia relativamente cortos y muy pocas reacciones secundarias.
- Conversión directa al producto final en una sola etapa de reacción.
- Posibilidad de utilizar materiales convencionales (acero al carbono) en la construcción de equipos, por la baja agresividad química de los reactivos empleados.

Existen también otras rutas para la obtención de biodiesel, que aún se encuentran en desarrollo e investigación tales como:

- Transesterificación de aceite empleando catalizadores heterogéneos. (Zeolitas, alumina y óxidos metálicos).
- Transesterificación de aceite con catalizadores enzimáticos.
- Transesterificación supercrítica no catalítica.

Se ha iniciado el desarrollo de un proceso alternativo al catalítico y que realiza la transesterificación con metanol supercrítico, en ausencia de catalizador y con mínima producción de efluentes, debido que los procesos catalizados por álcalis (NaOH, KOH) o por ácido (H₂SO₄) demandan etapas de lavado para eliminar el catalizador y esto produce grandes cantidades de efluentes.

A altas temperaturas ($T > T_c = 235 \text{ }^\circ\text{C}$) el metanol supercrítico forma una fase homogénea con los triglicéridos, algo que no ocurre en otros procesos convencionales. Algunas ventajas de este proceso son: Los glicéridos y ácidos grasos libres reaccionan con velocidades equivalentes, la homogeneidad de fase elimina los problemas difusivos, el proceso tolera grandes porcentajes de agua en la alimentación; mientras que los procesos catalíticos requieren de la eliminación del agua en la alimentación y en etapas intermedias para prevenir la desactivación del catalizador y se eliminan etapas de proceso para remover el catalizador (Vera *et al.*, 2004).

1.5.1 Etapas del proceso de obtención de biodiesel.

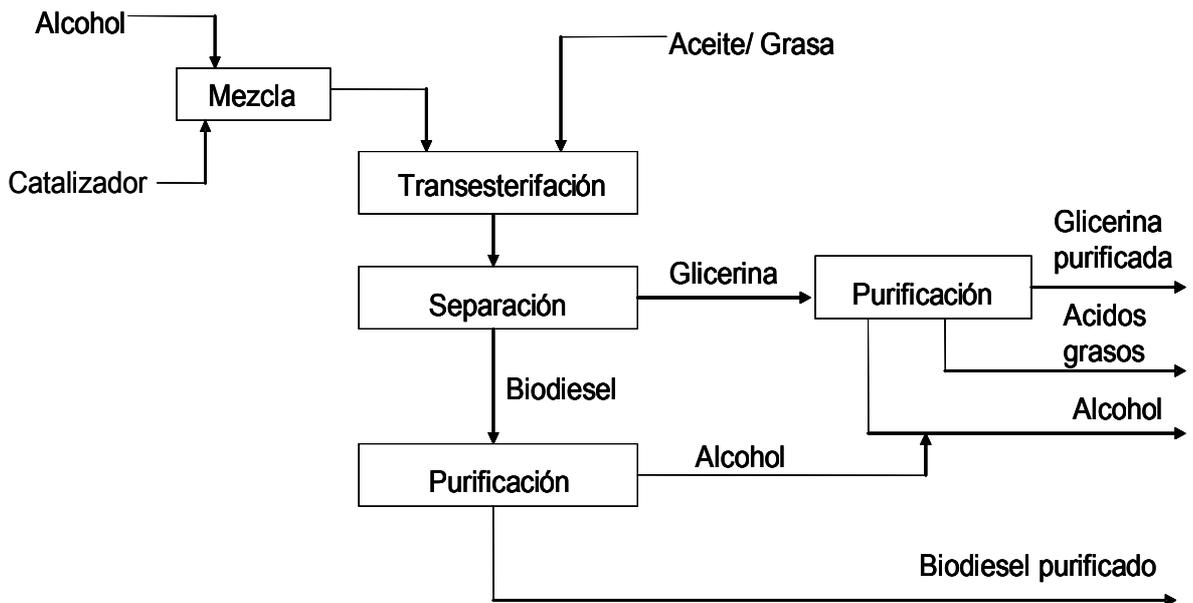
El proceso de obtención de biodiesel por la vía alcalina consta principalmente de 6 etapas básicas, las cuales son: (Agudelo y Benjumea, 2005)

- **Mezcla alcohol y/o catalizador.** La base empleada como catalizador es previamente disuelta en el alcohol con ayuda de agitación, para posteriormente mezclarse con el aceite. La reacción de mezclado es exotérmica.
- **Reacción de transesterificación.** La mezcla alcohol-catalizador y el aceite, son mezclados y con ayuda de agitación se promueve el contacto entre los reactivos y de esta manera dar lugar a la reacción de transesterificación. Esta reacción se lleva a cabo a una temperatura determinada y generalmente a presión atmosférica.
- **Separación.** Al finalizar la reacción hay una mezcla de glicerina y alquilésteres (biodiesel), los cuales son separados por decantación al cabo de varias horas. La glicerina por su mayor densidad queda en el fondo del tanque.
- **Lavado del biodiesel.** Cuando ya se ha separado el biodiesel de la glicerina, ambos son lavados con agua con el fin de retirar los residuos de metanol y jabones formados por las reacciones secundarias. En ocasiones se agrega un ácido para neutralizar los alquilésteres.
- **Secado del biodiesel.** Una vez lavado el biodiesel este debe ser secado con el fin de eliminar el remanente de agua. El secado tiene un tiempo y temperatura determinada.

- **Purificación de la glicerina.** Las características y propiedades que tiene la glicerina una vez se separa del biodiesel, no permiten su aplicación directamente debido a su alta alcalinidad y contenido de metanol, por lo que debe someterse a un proceso de purificación.

En la Figura 6 se presenta el proceso general para la obtención de biodiesel descrito en las etapas anteriores.

Figura 6 Diagrama general del proceso de obtención de biodiesel



1.6 CARACTERÍSTICAS Y CALIDAD DE BIODIESEL

El biodiesel está constituido principalmente, por mezcla de ésteres metílicos, pero también puede contener resto de jabones, glicerina, glicéridos (mono-, di, y triglicéridos), ácidos grasos libres, catalizadores, sustancias insaponificables, y agua. La presencia de estos componentes minoritarios en mayor o menor medida son los que determinan la calidad del biodiesel. Por esto se definen las cantidades que debe tener el biodiesel para cada una de estas sustancias.

El biodiesel también debe cumplir las especificaciones de los combustibles minerales de automoción, gasóleo A y calefacciones, gasóleo C (Crespo, 2001).

Se han definido diversas normas para el control de calidad del biodiesel. En la Tabla 2 se presentan las especificaciones del biodiesel según ASTM D-6751 donde se especifican las condiciones de calidad que debe cumplir para ser mezclado con el diesel convencional.

En la Tabla 3 se presentan las especificaciones del diesel colombiano.

Tabla 2 Propiedades del biodiesel según ASTM D-6751 (Benjumea, 2004)

| Biodiesel (B100) | | | | |
|------------------------------------|--------------------|--------------------|-------------------------|---------------|
| Propiedades | Método ASTM | Unidades | Especificaciones | |
| | | | Mínimo | Máximo |
| Punto de inflamación | D 93 | °C | 130.0 | |
| Agua y sedimentos | D 2709 | % masa | | 0.05 |
| Viscosidad cinemática a 40°C | D 445 | mm ² /s | 1.9 | 6.0 |
| Cenizas sulfatadas | D 874 | % masa | | 0.02 |
| Azufre | D 5453 | %masa | | 0.05 |
| Corrosión al cobre 3h a 50°C | D 130 | | | 3 |
| Número de cetano | D 613 | | 47 | |
| Punto de fluidez | D 2500 | °C | Reportar | |
| Micro-carbón residual (10% fondos) | D 4530 | % masa | | 0.05 |
| Número ácido | D 664 | mg de KOH/g | | 0.8 |
| Glicerina libre | D 6584 | % masa | | 0.02 |
| Glicerina total | D 6584 | % masa | | 0.240 |
| Contenido de fósforo | D 4951 | % masa | | 0.001 |
| Destilación | D 1160 | °C | | |
| Temperatura 90% destilado | | | | 360 |

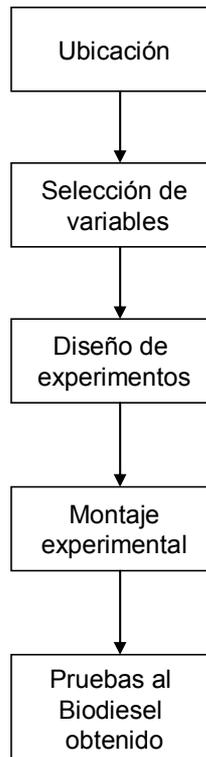
Tabla 3 Especificación de calidad para el diesel corriente Colombiano

| DIESEL CORRIENTE (ACPM) | | | | |
|--------------------------------|--------------------|--------------------|-------------------------|---------------|
| Propiedades | Método ASTM | Unidades | Especificaciones | |
| | | | Mínimo | Máximo |
| Azufre total | D 4294 | g/100g | | 0.45 |
| Aromáticos | D 5186 | m/100ml | | 35 |
| Índice de cetano | D 4737 | | 45 | |
| Corrosión al cobre, 3h a 50 °C | D 130 | | | |
| Color ASTM | D 1500 | | | 3 |
| Micro-carbón residual | D 4530 | g/100g | | 0.20 |
| Viscosidad Cinemática 40 °C | D 445 | mm ² /s | 1.9 | 5 |
| Gravedad API | D 4052 | °API | Reportar | |
| Destilación | D86 | | | |
| Punto inicial de ebullición | | °C | Reportar | |
| Temp. 50% destilado | | °C | | 300 |
| Temp. 90% destilado | | °C | | 360 |
| Punto final de ebullición | | °C | | 390 |
| Agua y sedimentos | D 1796 | ml/100ml | | 0.05 |
| Punto de fluidez | D 5949 | °C | | 4 |
| Punto de inflamación | D 93 | °C | 52 | |
| Cenizas | D 482 | g/100g | | 0.01 |

2. DISEÑO METODOLÓGICO

El diseño metodológico Consta de las siguientes etapas:

Figura 7 Etapas del diseño metodológico



En esta sección se expone la metodología empleada para la obtención de biodiesel a nivel de laboratorio, y así posteriormente definir el diseño conceptual del proceso teniendo en cuenta los resultados obtenidos. El trabajo se inicia con la selección de variables de estudio que tienen mayor influencia en la reacción de transesterificación y los rangos de variación para el seguimiento de algunas de éstas, tomando como base los datos reportados en la literatura. Luego, se define el diseño de experimentos para evaluar las variables consideradas y se presenta el montaje experimental realizado en el laboratorio para cada una de las etapas de la obtención de biodiesel.

2.1 Ubicación

El montaje experimental para la obtención de biodiesel se realiza en el laboratorio de fenómenos químicos de la universidad EAFIT y el análisis del producto obtenido es realizado en el laboratorio de crudos y derivados facultad de Minas de la Universidad Nacional, sede Medellín.

2.2 Selección de variables

Teniendo en cuenta lo planteado en la sección 1.3.1, las variables que tienen mayor influencia en la reacción de transesterificación son: la pureza y calidad de los reactivos, la relación molar alcohol/aceite, el tipo de alcohol, tipo y cantidad de catalizador, además de la temperatura, el tiempo de reacción y la agitación.

Las variables que se toman como factores principales para evaluar en los ensayos experimentales son la relación molar alcohol/aceite y la cantidad de catalizador empleada ya que aparte del aceite empleado, son las que más influyen en la calidad del biodiesel.

2.2.1 Aceite

A nivel individual, el producto que mayor participación tiene en el total de la producción industrial de la cadena es el aceite crudo de palma con el 43,1%, al que le siguen los aceites mezclados para mesa y cocina (13,5%), las margarinas (9,4%), los aceites de origen vegetal hidrogenados (8,4%) y el aceite de soya refinado (7%).

Actualmente Colombia es el cuarto productor mundial de palma de aceite y el primero en el continente. Una de las desventajas que hay que tener en cuenta es que el cultivo de palma, es de tardío rendimiento, las producciones significativas de aceite de palma empiezan a obtenerse a los cinco años de haber sembrado la palma.

En la Tabla 4 se presenta la producción de aceite de palma crudo en los últimos años, para cada una de las zonas donde se encuentran los cultivos de palma de aceite.

Tabla 4 Producción de aceite de palma crudo en toneladas
(FEDEPALMA, 2006)

| Zona | 2001 | 2002 | 2003 | 2004 | 2005 | Part. % |
|--------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| Oriental | 197.443 | 185.667 | 167.094 | 206.666 | 207.656 | 30,9 |
| Norte | 155.517 | 143.395 | 160.073 | 183.759 | 194.310 | 28,9 |
| Central | 122.041 | 123.619 | 122.835 | 156.446 | 181.694 | 27,0 |
| Occidental | 72.570 | 75.719 | 76.632 | 83.518 | 88.937 | 13,2 |
| Total | 547.571 | 528.400 | 526.634 | 630.388 | 672.597 | 100,0 |

Como se observa en la Tabla 4, la producción de aceite de palma ha estado en aumento continuamente, lo que hace que este producto sea una buena alternativa para su utilización en la producción de biodiesel en el País.

En cuanto a la producción de aceite de algodón en Colombia es muy baja y más si se compara con la del aceite de palma. Sólo existen dos extractoras de

aceite de algodón en todo el País, una ubicada en el departamento de Córdoba y la otra en el Departamento de Tolima que sólo inició su operación en marzo de 2006.

La semilla de algodón en País es empleada en su mayoría como alimento para el ganado y en muy pequeñas proporciones para la extracción del aceite.

En cuanto al empleo de los aceites usados actualmente en Colombia no se percibe una secuencia de abastecimiento, lo cual puede afectar la producción directamente, además otra desventaja es que estos aceites contienen altos porcentajes de ácidos grasos libres, incluso más que los aceites vegetales crudos, estos ácidos se forman al cocinar el aceite y entre más veces se reutilice, mayor será su contenido de ácidos grasos. Por lo tanto, se debe realizar un pre-tratamiento al aceite para garantizar la buena calidad del biodiesel.

Entre los aspectos a considerar en la selección de la materia prima aparte de la disponibilidad es el rendimiento de las cosechas para la producción del aceite. En la Tabla 5 se muestra el rendimiento por hectárea sembrada de algunas plantas oleaginosas.

Tabla 5 Rendimiento en producción de aceite por hectárea (Aguilar, 2006)

| Planta | Kg. de aceite/hectárea |
|---------------|-------------------------------|
| Maíz | 145 |
| Algodón | 273 |
| Soya | 375 |
| Linaza | 402 |
| Girasol | 800 |
| Cacahuete | 890 |
| Colza | 1000 |
| Ricino | 1188 |
| Coco | 2260 |
| Palma | 5000 |

De la tabla anterior se observa que el mayor rendimiento que se obtiene por hectárea cosechada lo da la palma, 13 veces más que la soya y 18 veces mayor que el algodón. Lo que representa una diferencia significativa a nivel de producción.

En cuanto al rendimiento de los alquilésteres obtenidos dependiendo del aceite empleado, se tiene que utilizando aceite de palma como materia prima se alcanzan rendimientos del orden de 96.5% y 98% (May *et al*, 2004), con aceite de algodón del orden de 90% (Yanevich, 2003), y con aceite de fritura usado hasta un 98%, después de su tratamiento (Zhang, 2003).

Teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente, el aceite crudo de palma es el seleccionado para la obtención de biodiesel en este proceso, ya que es el más apropiado debido a que es el cultivo de mayor importancia en términos de área cultivada, rendimiento por hectárea e infraestructura industrial para la extracción del aceite, con respecto a otros como el algodón y aceite usado. Adicionalmente, es el único cultivo que no ha visto reducida su producción en el país durante los últimos años, por el contrario ésta viene incrementándose de manera importante.

2.2.2 Catalizador.

De los tres grandes grupos de catalizadores (homogéneos, heterogéneos y enzimáticos) que se pueden utilizar en el proceso de obtención de ésteres alquílicos (Biodiesel), se eligieron los catalizadores homogéneos ya que son los menos costosos y los de más fácil manipulación en cuanto a las condiciones de reacción (temperatura y presión moderadas), además se obtienen rendimientos altos (98%) y a escala industrial son los más desarrollados.

Entre los catalizadores homogéneos, el tipo de catalizador escogido es el básico debido a que el tiempo y la temperatura de reacción, son mucho menores, al igual que las cantidades de alcohol utilizadas, con respecto a los ácidos, estas diferencias son significativas entre los dos tipos de catalizador. Por ejemplo las cantidades de alcohol utilizadas cuando se trabaja con catalizadores ácidos son 5 veces más que cuando se emplea catalizadores básicos. No se tuvo en cuenta en la escogencia del catalizador, la cantidad empleada, que es otra variable importante en el proceso, porque con ambos tipos de catalizadores (ácidos y bases), se utilizan cantidades similares que varían en rangos de 0,5 a 5% con relación a la cantidad de aceite.

El hidróxido de potasio es el catalizador seleccionado para el proceso de obtención de biodiesel. Aunque se tiene que usar un poco más que si se utilizara NaOH, su manipulación es más fácil y se obtienen mejores rendimientos (Ver Figura 1, pág 15). Las condiciones de temperatura, presión y relación molar alcohol/aceite son las mismas empleándose cualquiera de dos catalizadores. En cuanto al costo es similar entre ambos catalizadores.

2.2.3 Tipo de alcohol

Los alcoholes más empleados son el etanol y metanol, especialmente el metanol por sus ventajas químicas y físicas (Polaridad y cadena corta) que puede reaccionar rápidamente con los triglicéridos y en la mayoría de los países el metanol es el de más bajo costo (Fangrui y Hanna, 1999).

El rendimiento de los ésteres etílicos es menor comparado con el de los ésteres metílicos y la separación con la glicerina es mejor cuando se emplea metanol (Meher et al., 2004). Al usar etanol se requiere una mayor temperatura y un mayor tiempo de reacción (Benjumea, 2006).

El etanol es un candidato atractivo porque proviene de biomasa y biológicamente más aceptable en el medio ambiente (Loterio, 2005). Pero se debe tener en cuenta que el alcohol seleccionado debe ser esencialmente anhidro (0.1 – 0.3 wt% de contenido de agua o menor), ya que el contenido de agua en las materias primas promueve la hidrólisis de los ésteres a ácidos grasos libres y por lo tanto la formación de jabones. (Journey to Forever, 2006). Debido al azeótropo que presenta el etanol con el agua resulta más difícil garantizar la condición anhidra.

Cabe mencionar que el metanol es mucho más peligroso en cuanto a su manejo, debido a que es una sustancia tóxica, además hay riesgos de explosión por su alta inflamabilidad. Se deben tener medidas de seguridad para el manejo de esta sustancia (Health and Safety Executive, 2006).

El metanol es el alcohol que se empleará para la obtención de biodiesel, por su mayor reactividad (la molécula es mucho más simple), su menor costo comparado con el etanol, mayor rendimiento y facilidad en la purificación del biodiesel, teniendo los respectivos cuidados para el manejo y almacenamiento de esta sustancia.

2.2.4 Tiempo y temperatura de reacción

Para estas dos variables se toma un valor fijo basado en la literatura (Darnoko, 2000). La temperatura a la cual se lleva a cabo el proceso de obtención de biodiesel es de 60 °C, teniendo en cuenta que el punto de ebullición del metanol a la presión atmosférica del Valle del Aburrá es de 64 °C. El tiempo de reacción determinado es de una hora y media.

2.2.5 Agitación

Para la velocidad de agitación, se tomó un valor en el intervalo reportado en la literatura, cercano al límite inferior (120- 600 rpm), de 200 rpm.

2.2.6 Variable de respuesta

En este estudio se determina como variable de respuesta el rendimiento, el cual se expresa como la relación entre la masa del biodiesel obtenido (ya purificado) y la masa de aceite empleada para su obtención.

2.3 Diseño de experimentos

El modelo que se emplea para la obtención de biodiesel es un modelo factorial 3^k compuesto por 2 o más factores y algunas restricciones; en donde k son los factores y el 3 representa los tres niveles de cada factor; en este caso $k=2$.

Los diseños factoriales causan experimentos más eficientes, pues cada observación proporciona información sobre todos los factores.

Entre los modelos factoriales se toma el modelo factorial estadístico para dos factores los cuales son cantidad de catalizador y relación alcohol/aceite. Las restricciones para el sistema son la temperatura, revoluciones por minuto, y presión y tiempo de reacción.

En la Tabla 6 se presentan los valores de cada nivel para los factores mencionados anteriormente.

Tabla 6 Factores y niveles del diseño de experimento

| Factores | Nombre de los factores | Número de niveles | Niveles | Unidades |
|-----------------|-------------------------------|--------------------------|----------------|---------------------|
| A | Cantidad de catalizador | 3 | 0.5, 1, 1.5 | Porcentaje por peso |
| B | Relación molar Alcohol/aceite | 3 | 6, 10, 12 | Mol/Mol |

Los niveles de cada factor son seleccionados teniendo en cuenta la literatura. Para la cantidad de catalizador, se encuentra que los valores generalmente varían en un rango de 0,5% a 2%, siendo el valor óptimo 1%, para este caso se quiere observar qué ocurre con valores por debajo y por encima del óptimo y si la variación es significativa en cuanto al rendimiento de la reacción (Darnoko *et al.*, 2000).

Para la relación molar alcohol/ aceite, se encuentra que una relación de 6:1 es adecuada, debido a que se obtienen buenas conversiones, en algunos casos se dice que es una relación óptima para la reacción de transesterificación y que con relaciones por debajo de ésta puede que la reacción no se complete.

También se encuentra que se obtienen buenos resultados con relaciones molares que varían entre 9:1 y 12:1, y cuando se utilizan relaciones de 15:1 en adelante se presentan dificultades en la separación de la glicerina y los metilésteres (Meher *et al.*, 2004).

Teniendo en cuenta la información anterior se decidió tomar valores que se encuentran entre los óptimos.

Para el diseño factorial mencionado anteriormente se tiene un total de 3^2 tratamientos y se realiza una réplica por cada una, ya que se cuenta con la limitante del tiempo y los costos del proyecto, por lo que en total se tienen 18 experimentos. Se emplea el software de MINITAB® para desarrollar el diseño estadístico, obtener la relación entre las variables y el análisis de los resultados.

En la Tabla 7 se presentan las combinaciones arrojadas por el software para el desarrollo de los experimentos. Como se mencionó anteriormente, la respuesta del diseño de experimentos debe ser el máximo rendimiento del proceso, procurando que el biodiesel obtenido sea de buena calidad.

Tabla 7 Diseño de experimentos

| Corrida | % de catalizador (KOH) | Relación molar alcohol/aceite |
|---------|------------------------|-------------------------------|
| 1 | 1 | 6:1 |
| 2 | 1 | 10:1 |
| 3 | 1 | 12:1 |
| 4 | 0,5 | 12:1 |
| 5 | 0,5 | 10:1 |
| 6 | 0,5 | 6:1 |
| 7 | 1,5 | 12:1 |
| 8 | 1 | 6:1 |
| 9 | 1,5 | 6:1 |
| 10 | 0,5 | 10:1 |
| 11 | 0,5 | 6:1 |
| 12 | 1 | 12:1 |
| 13 | 1,5 | 10:1 |
| 14 | 1,5 | 10:1 |
| 15 | 1 | 10:1 |
| 16 | 0,5 | 12:1 |
| 17 | 1,5 | 6:1 |
| 18 | 1,5 | 12:1 |

2.4 Cantidad de reactivos

Aceite de palma crudo: Para cada ensayo se emplean 600 g. La cantidad de aceite es la misma para todas las corridas. En el anexo 1 se especifican las características principales del aceite de palma, el cual fue suministrado por la Universidad Nacional, sede Medellín.

Metanol: La cantidad de cada corrida varía según la relación molar alcohol/aceite especificada. El metanol empleado es grado analítico y el proveedor es Merck.

Catalizador (KOH): Esta cantidad también es variable en las corridas y depende del porcentaje establecido en cada una de ellas. El KOH es en escamas al 98%, comprado en Protokímica.

En el anexo 2 se presentan los cálculos realizados para la cantidad de catalizador y la cantidad de metanol empleada.

2.5 Montaje experimental.

En el montaje experimental realizado, se llevaron a cabo las siguientes etapas para la obtención de biodiesel: Preparación del metóxido, reacción de transesterificación, separación de biodiesel y glicerina, lavado del biodiesel y secado del biodiesel.

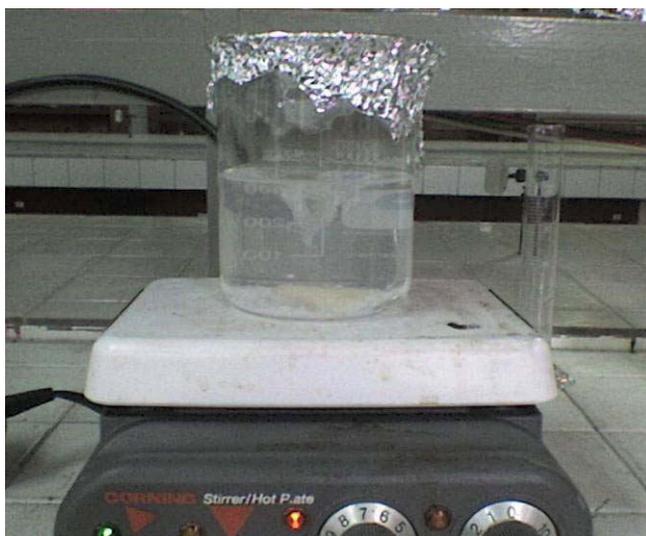
2.5.1 Preparación del metóxido.

Para la preparación del metóxido, se pesan las cantidades especificadas en cada corrida de KOH y metanol, luego se mezclan y con ayuda de agitación las escamas de catalizador se disuelven en el metanol, formando el metóxido de potasio.

El peso del catalizador adicionado (KOH) corresponde al porcentaje de catalizador especificado en el diseño más la cantidad necesaria para neutralizar los ácidos grasos libres presentes en el aceite.

En la Figura 8 se ilustra el montaje para la preparación del metóxido.

Figura 8 Formación del metóxido.



2.5.2 Reacción de transesterificación

Para la reacción de transesterificación se utiliza un reactor de cuatro bocas con capacidad de 4000 ml, agitador tipo ancla, manta de calentamiento, condensador de bola, termómetro de mercurio y termómetro de inmersión.

En la Figura 9 se muestra en montaje realizado para la reacción de transesterificación.

Condiciones de operación:

Temperatura: 60 °C (+1 y 2 °C), en ocasiones la temperatura se incrementaba en uno ó dos grados centígrados, debido a que el sistema de calentamiento es controlado manualmente)

Presión: 0 Psig

Agitación: 200 rpm

Tiempo de reacción: 90 min.

Para llevar a cabo la reacción de transesterificación, se carga el aceite de palma crudo al reactor y se precalienta a una temperatura aproximada de 40°C, con el fin de ayudar a que se alcance rápidamente la temperatura de reacción. Mientras se está realizando el precalentamiento del aceite se debe estar preparando el metóxido, para que una vez se obtengan los 40°C, se adicione al reactor. En la Figura 10 se ilustra la adición del metóxido al reactor.

Figura 9 Montaje para reacción de transesterificación

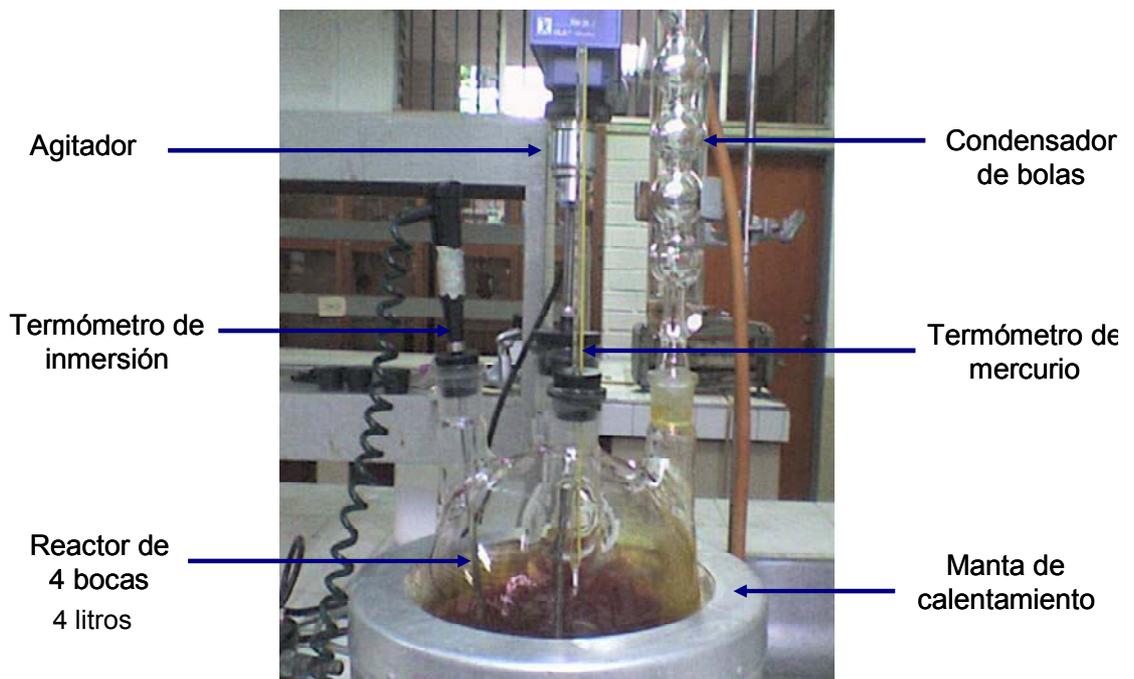


Figura 10 Adición del metóxido



Después de adicionar el metóxido, se espera que la temperatura llegue a los 60°C y se deja por 90 minutos, para garantizar que se complete la reacción.

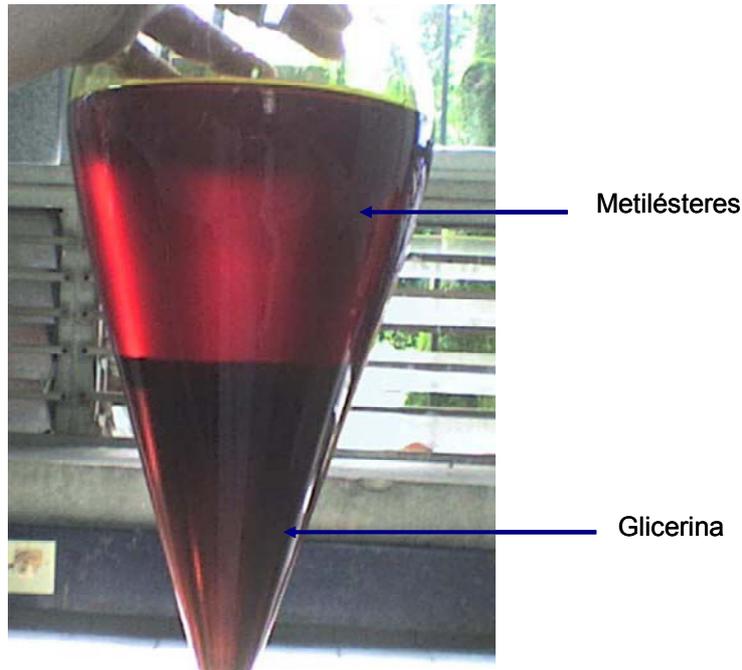
2.5.3. Separación de biodiesel y glicerina.

Para la separación del biodiesel se utiliza un embudo de separación con capacidad de un litro.

Una vez cumplido el tiempo de reacción se vierten los productos en el embudo y se dejan un tiempo mínimo de 12 horas, para garantizar la buena separación entre fases. (Los tiempos no fueron iguales para todas las corridas, variaron entre 17 y 47 horas, debido a que en ocasiones el tiempo de separación se cumplía en horarios nocturnos y se esperaba hasta el día siguiente para separar los productos.).

En la Figura 11 se muestra las dos fases formadas, la fase superior de color rojizo son los metilésteres (biodiesel), y la fase inferior de color café es la glicerina. Las fases son extraídas y pesadas.

Figura 11 Separación de biodiesel y glicerina



Condiciones de operación:

Temperatura: 25°C

Presión: 0 Psig

Tiempo de separación: Mínimo 12 horas

2.5.4 Lavado

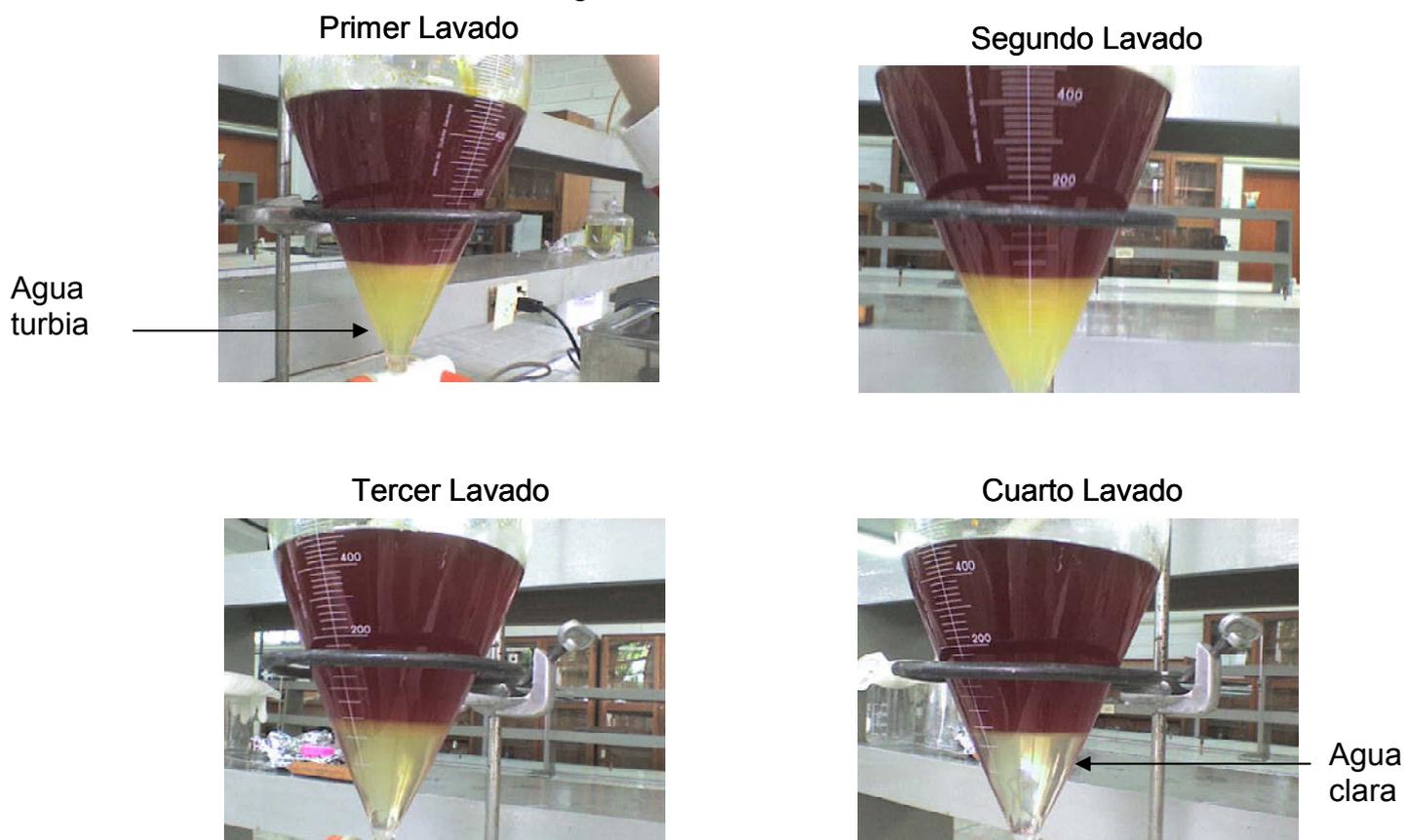
Para el lavado del biodiesel se utiliza un embudo de separación con capacidad de un litro.

Una vez el biodiesel es separado de la glicerina debe ser lavado porque puede tener contenidos de catalizador, metanol, jabones y glicéridos sin reaccionar. Para el lavado se utilizó una cantidad de agua correspondiente a la tercera parte del biodiesel obtenido; el agua se agregó en 4 lavados.

En cada lavado el agua se agrega lentamente para que atraviese el biodiesel y arrastre hacia el fondo las impurezas, luego son separadas del biodiesel, este procedimiento se repite 4 veces, en el último lavado el agua debe salir clara a diferencia del primero que es muy turbia. El tiempo de cada lavado depende de lo que se demore separando el agua con las impurezas del biodiesel.

En la Figura 12 se ilustran los cuatro lavados realizados al biodiesel observándose la diferencia del agua de lavado entre el primer (agua turbia) y último lavado (agua clara).

Figura 12 Lavado del biodiesel



Condiciones de operación:

Temperatura: 25°C

Presión: 0 Psig

Tiempo de lavado: Depende de cada metiléster

2.5.5 Secado.

Para la etapa de secado del biodiesel se emplea un erlenmeyer en un baño de maría con aceite cristal. En la Figura 13 se ilustra el montaje para esta etapa. El biodiesel es secado para eliminar el contenido de agua que queda del lavado; se deja secar hasta que no se observe burbujeo y adquiera un color rojizo transparente, el tiempo de secado varía de acuerdo a cada metiléster.

Figura 13 Secado del biodiesel



Condiciones de operación:

Temperatura: 110°C

Presión: 0 Psig

Tiempo de secado: Depende de cada metiléster

El biodiesel seco se deja enfriar y se pesa para luego ser almacenado, en la Figura 14 se muestra la apariencia del biodiesel terminado.

Figura 14 Biodiesel purificado



2.6 Pruebas de calidad del biodiesel

Para determinar la calidad del biodiesel obtenido se le realiza a cada una de las muestras una prueba de densidad. A la muestra seleccionada, teniendo en cuenta el rendimiento y la apariencia, se le realiza la prueba de destilación basada en el método ASTM D 86 y la determinación de propiedades presentadas en la siguiente tabla.

Tabla 8 Propiedades del biodiesel

| ANÁLISIS | UNIDAD | NORMA |
|-----------------------|---------------|--------------|
| Agua por destilación | % vol | ASTM D 95 |
| Gravedad API a 60 °F | N.A | ASTM D 287 |
| Índice de cetano | N.A | ASTM 976 |
| Poder calorífico | Btu / Lb | ASTM D 240 |
| Punto de inflamación | °C | ASTM D 93 |
| Punto de nube | °C | ASTM D 94 |
| Viscosidad cinemática | cST | ASTM D 445 |

En la Figura 15 se muestra el montaje empleado para la prueba de destilación.

Figura 15 Montaje prueba de destilación del biodiesel



3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

En esta sección se presenta el análisis dividido en dos partes, un análisis cualitativo y un análisis cuantitativo.

3.1 Análisis de apariencia del biodiesel

De acuerdo con la literatura (Benjumea, 2006), el biodiesel obtenido a partir de aceite de palma crudo es totalmente líquido de color rojizo y transparente sin ningún contenido de sólidos ni geles.

De las 18 muestras obtenidas 6 cumplen en gran medida con las características del biodiesel obtenido de aceite de palma crudo, (muestras: 3, 5, 6, 8, 11, 16), puesto que no presentan contenido de sólidos ni de geles y, son totalmente transparentes; las muestras 1 y 2, de igual forma no contienen sólidos ni geles, pero no son transparentes. La 10 muestras restantes (4, 7, 9, 10, 12, 13, 14, 15, 17, 18), contienen sólidos y geles, pero en menor proporción que la fase líquida, la cual es totalmente transparente excepto para las muestras 7 y 18.

Teniendo en cuenta los resultados de la apariencia del biodiesel, se observa que el % de catalizador influye en la estabilidad del combustible debido a que con cantidades iguales de KOH, se presentan características similares de apariencia, como se observa en el Gráficos 3 y 4 para los valores más bajos de porcentaje de catalizador, hay mejor estabilidad del combustible porque el número de muestras que no presentan contenidos de sólidos ni de geles es mayor cuando se emplea un % de catalizador de 0,5 y 1%, a diferencia de cuando se emplea 1,5% donde todas las muestras contienen sólidos y geles.

Gráfico 3 Muestras sin sólidos ni geles de acuerdo al % de catalizador

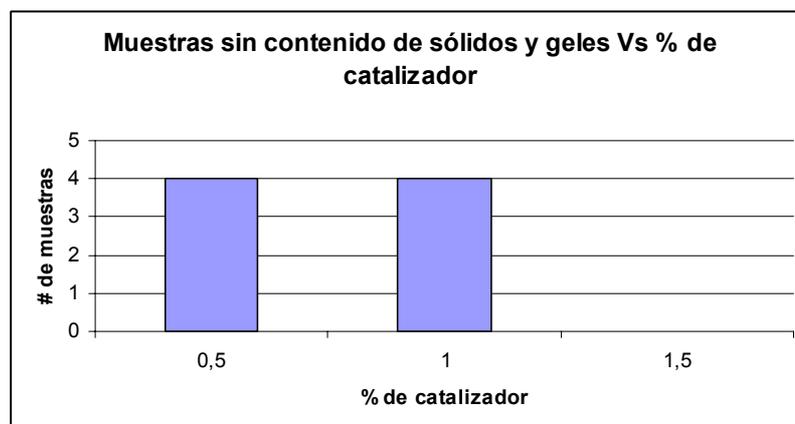
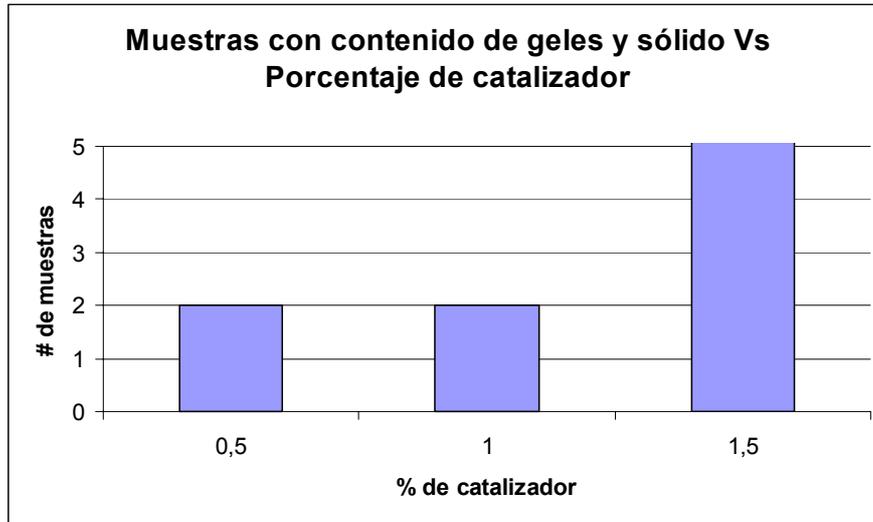


Gráfico 4 Muestras con sólidos y geles de acuerdo al % de catalizador



Cuando la cantidad de catalizador empleada en la reacción de transesterificación es más de la requerida, se pueden formar mayores cantidades de jabón por la reacción de neutralización de ácidos grasos libres y estos jabones provocan el aumento en la formación de geles en el biodiesel.

Para la relación molar alcohol/aceite no se encuentra una tendencia definida en cuanto a la cantidad de metanol empleado y la formación de geles y sólido en el biocombustible, por lo que se infiere que no es una variable de gran influencia en la apariencia del biodiesel.

Las muestras que están opacas como la 1 y 2 son porque tienen mucho contenido de agua, ya que la opacidad es un indicativo de que en los metilésteres hay presencia de agua. Lo que se debe a que el tiempo de secado de estas dos muestras fue de 30 minutos y que para el resto los tiempos fueron por encima de 60 minutos. Por lo tanto, el tiempo de secado es otra de las variables del proceso que influye en la apariencia del biodiesel en cuanto a su transparencia

Sólo para las muestras 6, 7, 9, y 13 las réplicas presentan reproducibilidad, en cuanto a la apariencia que presenta el biodiesel.

En el anexo 3 se da a conocer una descripción detallada para cada una de las muestras y en las Figuras 16, 17 y 18 se presentan las muestras 6, 7 y 10 respectivamente.

Figura 16 Apariencia biodiesel obtenido en la corrida 6



Figura 17 Apariencia biodiesel obtenido en la corrida 7

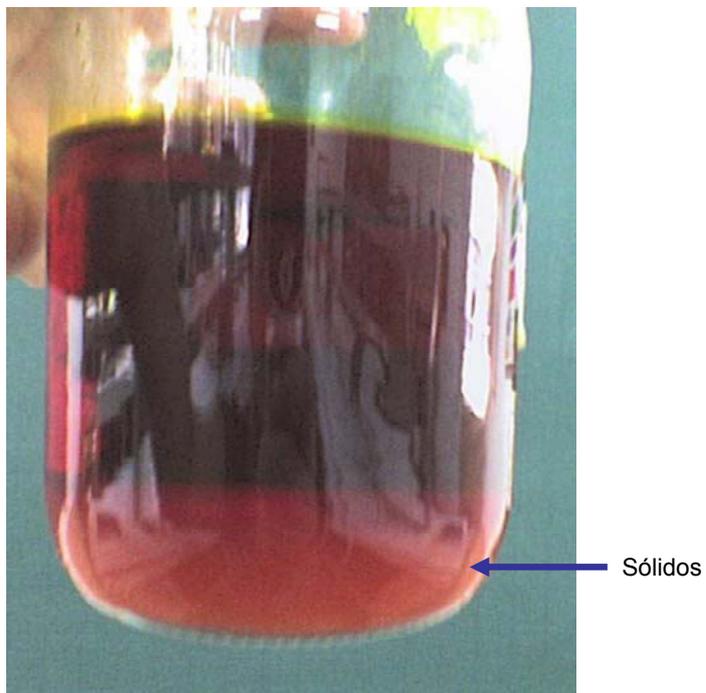
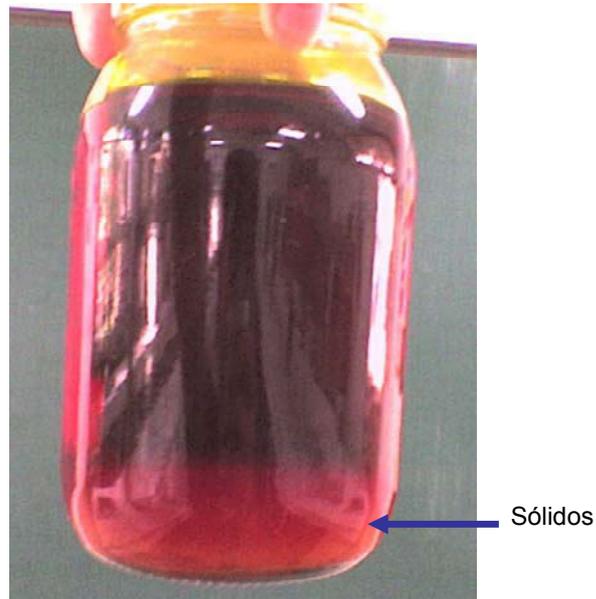


Figura 18 Apariencia biodiesel obtenido en la corrida 10



Los siguientes análisis son de tipo cuantitativo.

3.2 Análisis estadístico.

Para el análisis estadístico se empleó el software MINITAB®, el cual nos permite observar la relación entre las variables estudiadas (% de catalizador, relación molar alcohol/aceite y rendimiento del proceso).

Condiciones para el análisis estadístico

- Factor bajo estudio: Rendimiento
- Nivel de confianza: 95%
- Nivel de significancia (α) : 0.05

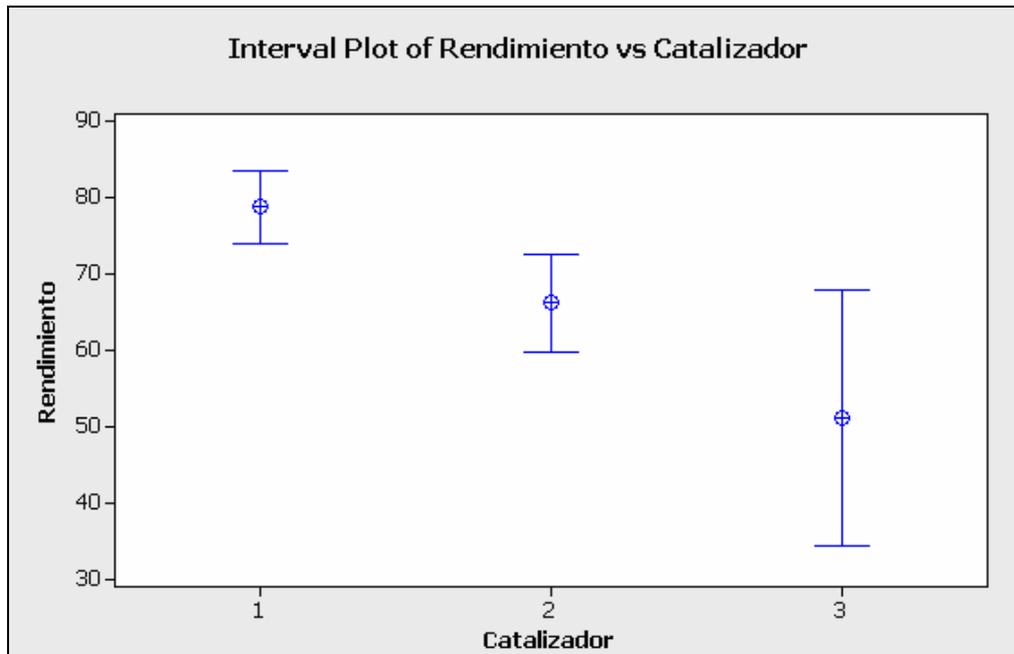
Tabla 9 Tabla ANOVA

| Fuente | Grados de libertad | Suma de cuadrados | Cuadrado medio | F | P |
|-------------------------------------|--------------------|-------------------|----------------|-------|-------|
| Catalizador | 2 | 2311,76 | 1155,80 | 11,63 | 0,003 |
| Alcohol | 2 | 521,30 | 260,65 | 2,62 | 0,127 |
| Interacción: Alcohol-catalizador | 4 | 158,92 | 39,73 | 0,4 | 0,804 |
| Residual | 9 | 894,22 | 99,36 | | |
| Total | 17 | 3886,20 | | | |

Debido a que el valor P para el % de catalizador es menor que el nivel de significancia, esta variable tiene un efecto estadísticamente significativo sobre el rendimiento del proceso.

En el Gráfico 5 de intervalos múltiples se observa el % de de catalizador con el cual se obtiene mayor rendimiento del proceso.

Gráfico 5 Intervalos de rendimiento para diferentes % de catalizador

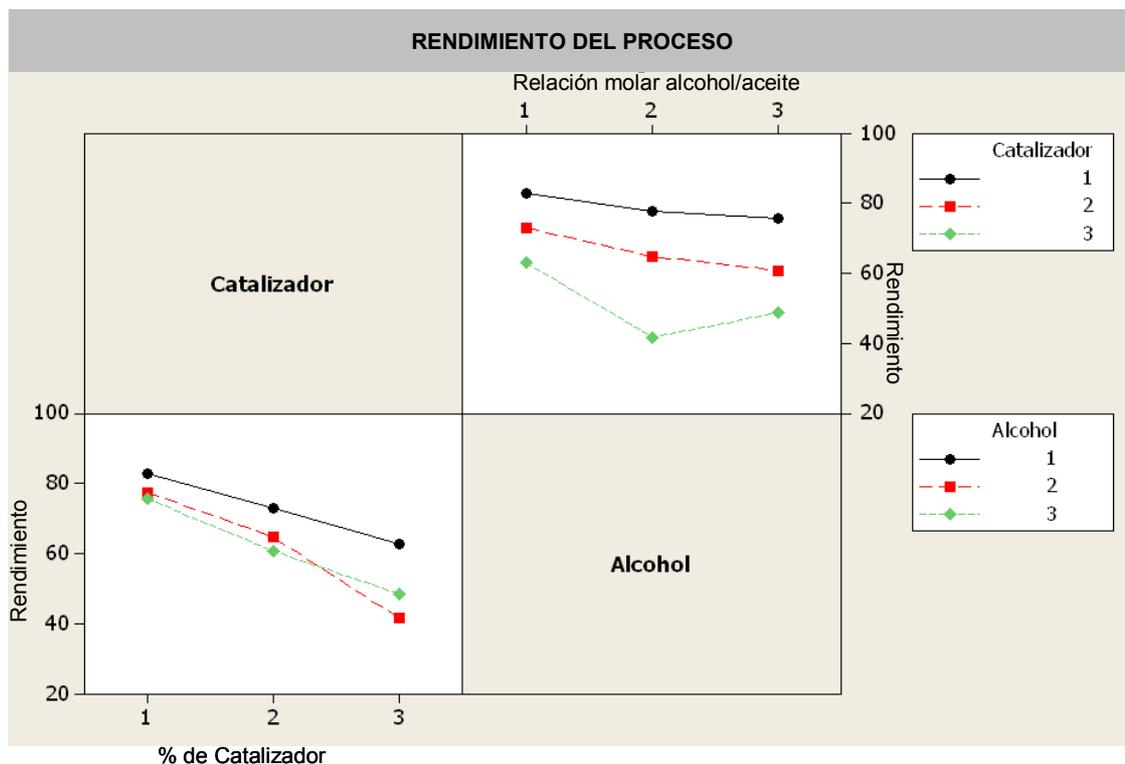


- 1: Corresponde a un porcentaje de catalizador 0,5 %
- 2: Corresponde a un porcentaje de catalizador 1 %
- 3: Corresponde a un porcentaje de catalizador 1,5 %

Del Gráfico 5 se observa que cuando se tiene un % de catalizador de 0,5 con respecto a la masa de aceite agregada, se consiguen mayores rendimientos para el proceso y el rango no es tan variable, como sucede cuando el porcentaje de catalizador es de 1,5% donde se obtienen los menores rendimientos y un rango más amplio.

En el siguiente gráfico se presenta la interacción entre las variables estudiadas (relación molar alcohol/aceite y % de catalizador)

Gráfico 6 Interacción entre el % de catalizador y la relación molar alcohol/aceite



Para la relación molar alcohol/aceite se tienen los valores de 1, 2 y 3 corresponden a los siguientes valores:

- 1: Relación molar alcohol/aceite = 6:1
- 2: Relación molar alcohol/aceite = 10:1
- 3: Relación molar alcohol/aceite = 12:1

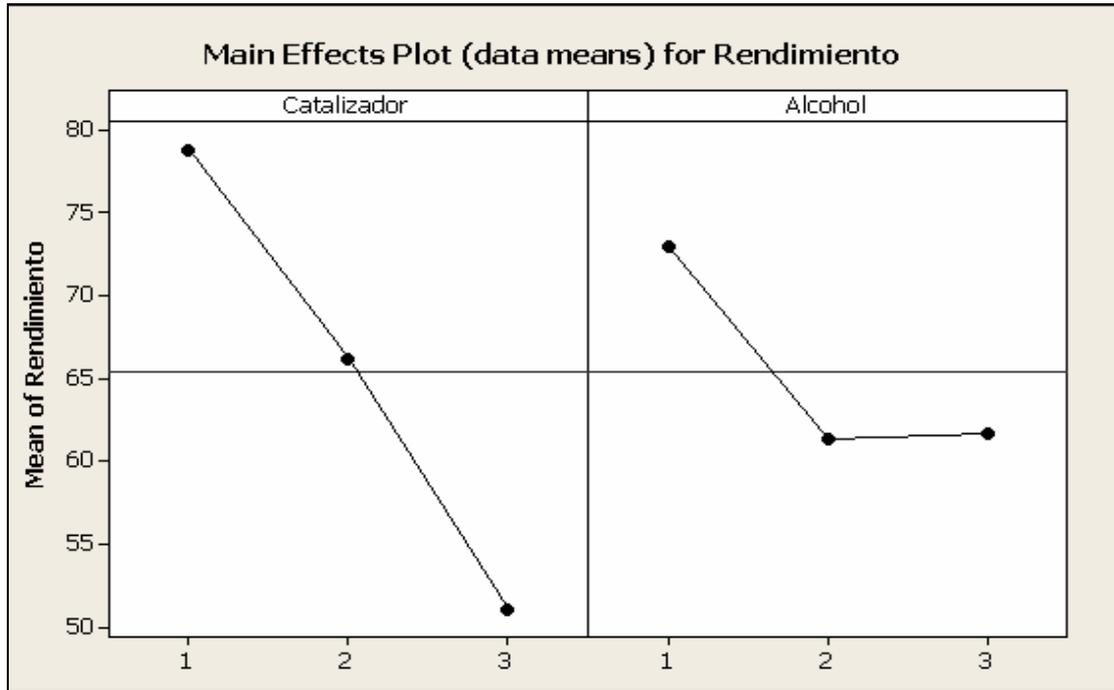
Del Gráfico 6 en el primer cuadrante, se observa que para un porcentaje de catalizador de 0,5% (1) y 1% (2), a medida que aumenta la relación molar alcohol/aceite el rendimiento del proceso disminuye. Para un porcentaje de catalizador de 1,5% (3) a medida que aumenta relación molar alcohol/aceite disminuye el rendimiento pero solo hasta una relación molar de 10%, de ahí en adelante el rendimiento aumenta de nuevo hasta un máximo de 50%.

En el tercer cuadrante se observa que para los tres casos de relación molar alcohol/aceite 6:1 (1), 10:1(2), 12:1(3), a medida que aumenta el porcentaje de catalizador el rendimiento disminuye.

Finalmente se percibe que los mejores rendimientos del proceso se obtienen cuando la relación molar alcohol/aceite es de 6:1 y el % de catalizador es de 0.5%.

En el Gráfico 7 se analiza el efecto en el rendimiento de las medias de cada tratamiento en sus diferentes niveles

Gráfico 7 Efecto de los valores medios para cada nivel de las variables



Con el gráfico anterior se corrobora que para un % de catalizador de 1,5 % se obtienen los más bajos rendimientos en el proceso; obteniéndose un rendimiento promedio 50,58%. Los valores más altos de rendimiento se obtienen con un porcentaje de catalizador de 0,5% (78,8%)

Para una relación molar alcohol/aceite de 6:1 se obtienen los mayores rendimientos del proceso (72,47%) y los menores con una relación de 10:1 (61,38%)

En la Tabla 10 se presenta el resumen estadístico de las variables estudiadas.

Tabla 10 Resumen estadístico

| Variable | Promedio | Desv. estándar | Varianza | Mínimo | Máxima |
|-------------|----------|----------------|----------|--------|--------|
| Rendimiento | 65.36 | 15.12 | 228.60 | 28.12 | 84.14 |
| Alcohol | 10:1 | 0.840 | 0.706 | 6:1 | 12:1 |
| Catalizador | 1 | 0.840 | 0.76 | 0.5 | 1.5 |

De la tabla anterior se observa que en rendimiento promedio para el proceso tiene un valor de 65.36%.

3.3 Análisis de rendimiento

El rendimiento del proceso se determina mediante la relación entre el peso del biodiesel seco y el peso del aceite. El peso de catalizador y del metanol no se tiene en cuenta debido a que éstos son retirados en la etapa de lavado.

El mayor rendimiento en el proceso es de 84,14% (ver tabla 13), el cual corresponde a la corrida 11 donde se emplean un porcentaje de catalizador de 0,5% y relación molar alcohol/aceite de 6:1. Para la corrida 6 (réplica), se obtuvo un rendimiento de 81,81%; en general empleando una relación molar de 6:1 y un porcentaje de catalizador de 0,5% se obtuvo un rendimiento promedio en el proceso de 83%.

El porcentaje de catalizador es una variable de gran influencia en el rendimiento del proceso ya que entre menor es el % de catalizador empleado en la reacción de transesterificación, mayor es el rendimiento alcanzado. Para el % de catalizador de 0,5 se obtuvieron rendimientos superiores a 70%, lo cual se debe a que a medida que aumenta el porcentaje de catalizador, aumenta la formación de jabón y éstos hacen que el rendimiento disminuya y en ocasiones que no se logre la reacción si la cantidad formada es alta.

La relación molar alcohol/aceite es de igual forma inversa al rendimiento del proceso porque cuando se emplea una relación molar de 6:1 se obtienen los mayores rendimientos en el proceso de transesterificación de aceite de palma.

Cuando se emplea una relación molar alcohol/aceite alta (12:1) se obtienen mayores pérdidas en el lavado (ver Tabla 14); lo cual hace que el rendimiento sea más bajo debido a que entre mayor sea la cantidad remanente de metanol aumenta el volumen en la fase de biodiesel el cual disminuye al ser lavado afectando directamente el rendimiento.

En la Tabla 11 se muestran el peso de cada materia prima y el neto cargado para cada uno de los ensayos.

La Tabla 12 contiene los resultados de las cantidades obtenidas de biodiesel y glicerina después de la reacción de transesterificación y el porcentaje de biodiesel, con relación al total producido.

Tabla 11 Cantidades de reactivos adicionada por corridas

| CORRIDA | CANTIDAD DE ACEITE (g) | CANTIDAD DE METANOL (g) | CANTIDAD DE KOH (g) | TOTAL CARGADO (g) |
|---------|------------------------|-------------------------|---------------------|-------------------|
| 1 | 604,3 | 130,52 | 12,49 | 747,31* |
| 2 | 600,4 | 217,85 | 12,3 | 830,55 |
| 3 | 600,5 | 261,5 | 12,3 | 874,3 |
| 4 | 600,4 | 261,3 | 9,2 | 870,9 |
| 5 | 600,2 | 217,7 | 9,2 | 827,1 |
| 6 | 600,9 | 130,8 | 9,2 | 740,9 |
| 7 | 599,8 | 261,1 | 15,3 | 876,2 |
| 8 | 602,5 | 130,6 | 12,3 | 745,4 |
| 9 | 600,2 | 131,1 | 15,2 | 746,5 |
| 10 | 600,2 | 217,8 | 9,3 | 827,3 |
| 11 | 602,1 | 130,6 | 9,2 | 741,9 |
| 12 | 600,9 | 261,2 | 12,2 | 874,3 |
| 13 | 600,9 | 217,9 | 15,2 | 834 |
| 14 | 599,6 | 218 | 15,2 | 832,8 |
| 15 | 601,9 | 217,8 | 12,3 | 832 |
| 16 | 599,9 | 261,4 | 9,3 | 870,6 |
| 17 | 601,2 | 130,7 | 15,1 | 747 |
| 18 | 601 | 261,3 | 15,2 | 877,5 |

Tabla 12 Resultados obtenidos después de la reacción de transesterificación

| CORRIDA | RELACIÓN MOLAR METANOL/ ACEITE | % DE KOH | PESO DE BIODIESEL (g) | PESO DE GLICERINA (g) | TOTAL PRODUCIDO (g) | PORCENTAJE DE BIODIESEL |
|---------|--------------------------------|----------|-----------------------|-----------------------|---------------------|-------------------------|
| 1 | 6:1 | 1 | 448,52 | 265,48 | 714* | 62,82 |
| 2 | 10:1 | 1 | 433,62 | 378,7 | 812,32 | 53,38 |
| 3 | 12:1 | 1 | 453,52 | 402,2 | 855,72 | 53,00 |
| 4 | 12:1 | 0,5 | 525,9 | 327,7 | 853,6 | 61,61 |
| 5 | 10:1 | 0,5 | 496,32 | 312,7 | 809,02 | 61,35 |
| 6 | 6:1 | 0,5 | 502,3 | 220,6 | 722,9 | 69,48 |
| 7 | 12:1 | 1,5 | 405,7 | 454,32 | 860,02 | 47,17 |
| 8 | 6:1 | 1 | 446,12 | 282,7 | 728,82 | 61,21 |
| 9 | 6:1 | 1,5 | 394,22 | 336,8 | 731,02 | 53,93 |
| 10 | 10:1 | 0,5 | 527,5 | 285,7 | 813,2 | 64,87 |
| 11 | 6:1 | 0,5 | 506,8 | 212,3 | 719,1 | 70,48 |
| 12 | 12:1 | 1 | 428,2 | 428,3 | 856,5 | 49,99 |
| 13 | 10:1 | 1,5 | 363,32 | 453,28 | 816,6 | 44,49 |
| 14 | 10:1 | 1,5 | 224,42 | 592,8 | 817,22 | 27,46 |
| 15 | 10:1 | 1 | 456,4 | 357,3 | 813,7 | 56,09 |
| 16 | 12:1 | 0,5 | 525,32 | 328,2 | 853,52 | 61,55 |
| 17 | 6:1 | 1,5 | 390,9 | 339 | 729,9 | 53,56 |
| 18 | 12:1 | 1,5 | 269 | 594,3 | 863,3 | 31,16 |

* Las diferencias obtenidas entre el total cargado y el total producido, son debidas básicamente a las perdidas del producto por reenvases para determinar el peso de cada fase.

El mayor porcentaje de metiléster obtenido después de la reacción, se presentó cuando se empleó una cantidad de catalizador de 0,5% y una relación molar de 6:1 con un valor de 70,48%, que corresponde a la corrida 11. Lo que corrobora que entre menor sea el porcentaje de catalizador y la relación molar alcohol/aceite, mayor es la cantidad de biodiesel obtenida.

En la Tabla 13 se presentan los pesos de biodiesel lavado y seco y el rendimiento total del proceso, para cada una de las corridas realizadas.

En la Tabla 14 se muestran las pérdidas del proceso por el lavado del biodiesel con respecto al biodiesel obtenido después de la reacción.

Tabla 13 Rendimiento del proceso

| CORRIDA | RELACIÓN MOLAR METANOL / ACEITE | % DE KOH | PESO DE BIODIESEL (g) | PESO DE BIODIESEL LAVADO (g) | PESO DE BIODIESEL SECO (g) | RENDIMIENTO DEL PROCESO |
|---------|---------------------------------|----------|-----------------------|------------------------------|----------------------------|-------------------------|
| 1 | 6:1 | 1 | 448,52 | 426 | 424,66 | 73,97 |
| 2 | 10:1 | 1 | 433,62 | 351,1 | 348,3 | 61,06 |
| 3 | 12:1 | 1 | 453,52 | 342,9 | 338,8 | 59,39 |
| 4 | 12:1 | 0,5 | 525,9 | 426,7 | 415,8 | 72,90 |
| 5 | 10:1 | 0,5 | 496,32 | 428,1 | 421,9 | 73,99 |
| 6 | 6:1 | 0,5 | 502,3 | 476,8 | 467 | 81,81 |
| 7 | 12:1 | 1,5 | 405,7 | 375,2 | 362 | 63,53 |
| 8 | 6:1 | 1 | 446,12 | 418,3 | 412,3 | 72,03 |
| 9 | 6:1 | 1,5 | 394,22 | 356,1 | 349,2 | 61,24 |
| 10 | 10:1 | 0,5 | 527,5 | 480,7 | 463,9 | 81,36 |
| 11 | 6:1 | 0,5 | 506,8 | 489,1 | 481,3 | 84,14 |
| 12 | 12:1 | 1 | 428,2 | 388,3 | 355,3 | 62,24 |
| 13 | 10:1 | 1,5 | 363,32 | 327,2 | 315,3 | 55,23 |
| 14 | 10:1 | 1,5 | 224,42 | 166,4 | 160,2 | 28,12 |
| 15 | 10:1 | 1 | 456,4 | 413,6 | 391,7 | 68,50 |
| 16 | 12:1 | 0,5 | 525,32 | 489,8 | 448,1 | 78,63 |
| 17 | 6:1 | 1,5 | 390,9 | 356,8 | 352 | 61,63 |
| 18 | 12:1 | 1,5 | 269 | 203,2 | 192,7 | 33,75 |

Tabla 14 Pérdidas en el proceso

| CORRIDA | RELACIÓN MOLAR METANOL / ACEITE | % DE KOH | % DE PÉRDIDAS POR LAVADO (g) |
|---------|---------------------------------|----------|------------------------------|
| 1 | 6:1 | 1 | 5,02 |
| 2 | 10:1 | 1 | 19,03 |
| 3 | 12:1 | 1 | 24,39 |
| 4 | 12:1 | 0,5 | 18,86 |
| 5 | 10:1 | 0,5 | 13,75 |
| 6 | 6:1 | 0,5 | 5,08 |
| 7 | 12:1 | 1,5 | 7,52 |
| 8 | 6:1 | 1 | 6,24 |
| 9 | 6:1 | 1,5 | 9,67 |
| 10 | 10:1 | 0,5 | 8,87 |
| 11 | 6:1 | 0,5 | 3,49 |
| 12 | 12:1 | 1 | 9,32 |
| 13 | 10:1 | 1,5 | 9,94 |
| 14 | 10:1 | 1,5 | 25,85 |
| 15 | 10:1 | 1 | 9,38 |
| 16 | 12:1 | 0,5 | 6,76 |
| 17 | 6:1 | 1,5 | 8,72 |
| 18 | 12:1 | 1,5 | 24,46 |

3.4 Análisis de densidad del biodiesel

En la Tabla 15 se presentan los valores de densidad obtenidos en cada uno de los ensayos realizados.

Teniendo en cuenta los valores de densidad (Ver Tabla 15) obtenidos para la densidad todas las muestras están dentro del rango que indica la norma ASTM D 1298 (0,86 – 0,90 g/cm³). La densidad es una propiedad que no garantiza que el biodiesel obtenido sea de buena calidad pero se toma para comparar unas muestras con otras, debido a que hay muestras que cumplen con la densidad estipulada pero su apariencia no es la adecuada.

Las muestras a pesar de contener sólidos presentan una densidad dentro del intervalo acordado por la norma ASTM D 1298 para un biodiesel de buena calidad; lo cual puede deberse a que los sólidos se encuentran en menor proporción que la fase líquida rica en metiléster.

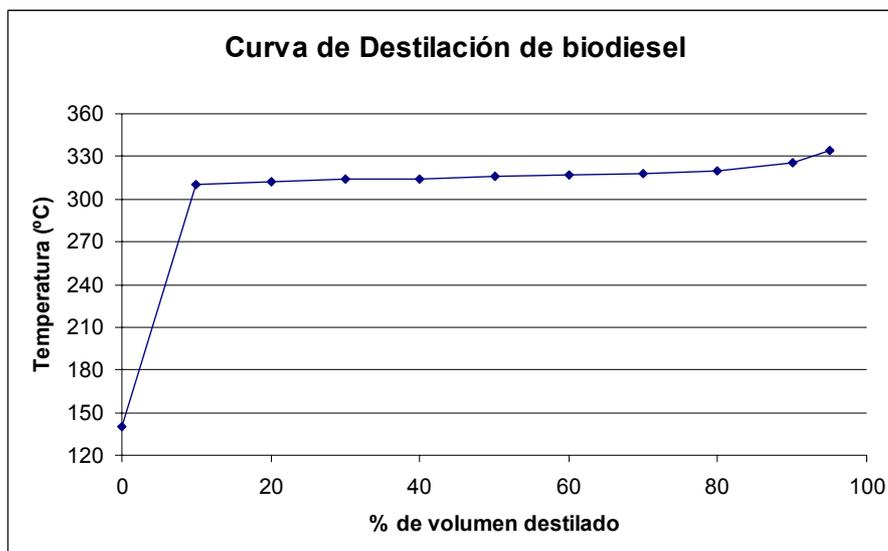
Tabla 15 Densidad del biodiesel

| Corrida | Densidad g/cm ³ |
|---------|----------------------------|
| 1 | 0,868 |
| 2 | 0,868 |
| 3 | 0,868 |
| 4 | 0,868 |
| 5 | 0,867 |
| 6 | 0,869 |
| 7 | 0,869 |
| 8 | 0,868 |
| 9 | 0,868 |
| 10 | 0,868 |
| 11 | 0,868 |
| 12 | 0,871 |
| 13 | 0,870 |
| 14 | 0,870 |
| 15 | 0,870 |
| 16 | 0,868 |
| 17 | 0,868 |
| 18 | 0,870 |

3.5 Análisis de destilación del biodiesel

La destilación es una prueba cualitativa que ayuda a determinar la calidad del biodiesel, teniendo en cuenta las volatilidades de cada uno de los componentes presentes en la muestra. En el Gráfico 8 se presenta la curva de destilación realizada a la muestra 11, la cual es la seleccionada porque cumple con las características de apariencia, densidad y fue con la que se obtuvo un mayor rendimiento.

Gráfico 8 Curva de destilación del biodiesel Muestra 11



En el Gráfico 9 se presenta la curva de destilación realizada a la muestra 6 la cual es la réplica de la muestra 11.

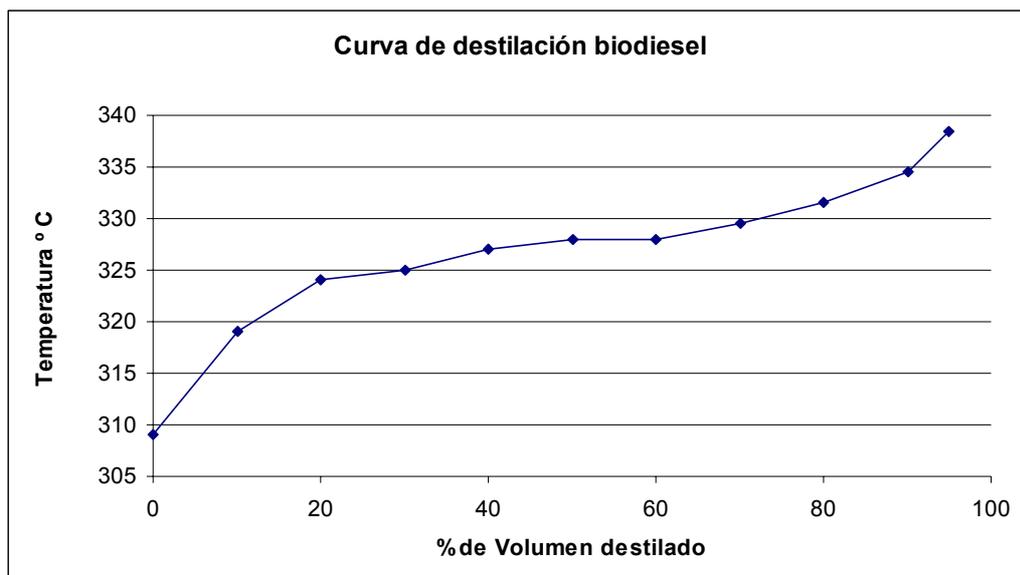
En el Gráfico 10 se muestra la curva de destilación para el diesel colombiano donde se presentan los límites de acuerdo al % de volumen destilado. El rango de ebullición varía entre 180 y 390°C

Como la muestra destilada biodiesel y el diesel derivado del petróleo, son mezclas multicomponentes, no ebulen a una temperatura fija, sino en un intervalo de temperatura definido por un punto inicial y un punto final (Benjumea, 2006).

Teniendo en cuenta los Gráficos 6 y 7, se observa que la muestra 11 aún contiene cantidades apreciables de agua ya que el punto inicial de ebullición es muy bajo 140 °C y un biodiesel de buena calidad debe tener mínimo un punto inicial de 300 °C., por lo que se puede decir que el biodiesel no es totalmente puro. A diferencia de la muestra 6 (réplica de la muestra 11) se encuentra que cumple con las especificaciones de la norma ya que su punto inicial es de 309°C.

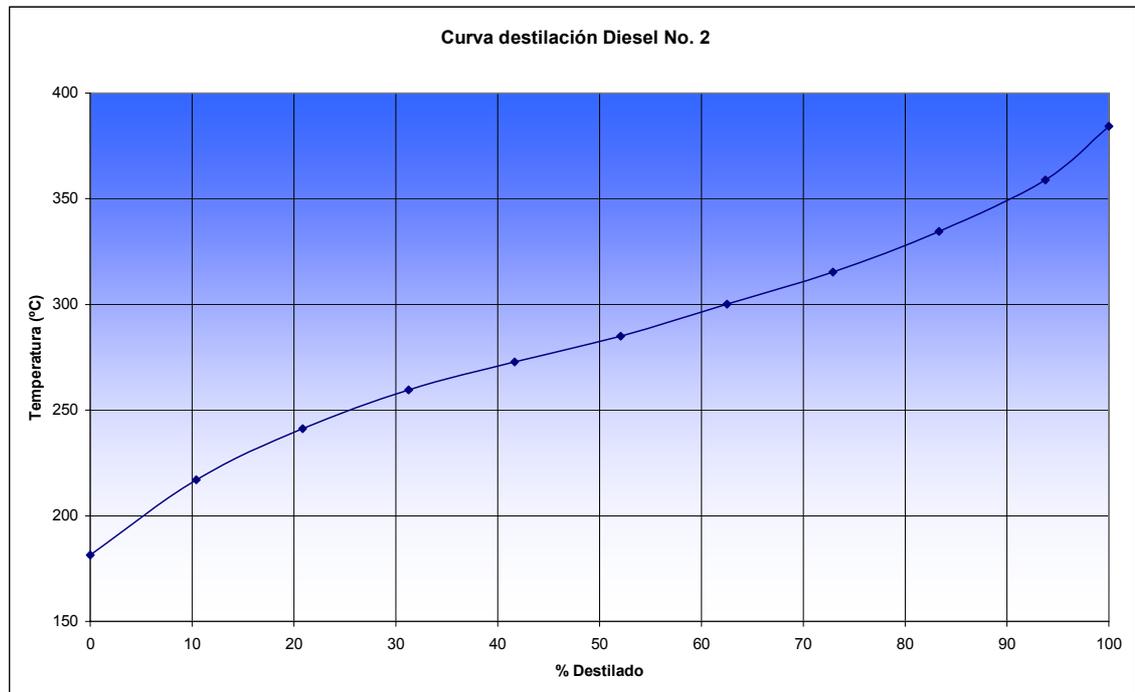
Comparando los Gráficos 8 y 9 se encuentra que la muestra 11 tiene una pendiente poco inclinada a partir del 10% de volumen recuperado, igual que para la muestra 6, pero ésta desde su punto inicial hasta su punto final. La poca inclinación de la pendiente se debe a que los metilésteres producidos a partir de los ácidos grasos de los triglicéridos presentes en el aceite de palma, son muy similares.

Gráfico 9 Curva de destilación del biodiesel Muestra 6



Como se observa en el Gráfico 10 la pendiente del diesel convencional es mucho más empinada, debido a que el intervalo de temperaturas de ebullición es mas amplio, lo cual se debe a que la variedad de hidrocarburos que componen el diesel convencional son diferentes entre sí.

Gráfico 10 Curva de destilación diesel colombiano



Se puede observar que el biodiesel de la muestra 6 y 11 cumple con el valor de temperatura exigido para el 90% de destilado ya que según la norma ASTM D1160 para el biodiesel (ver tabla 4) debe ser máximo 360 °C y la obtenida en la destilación de la muestra de biodiesel es de 326 °C.

El valor del punto final de ebullición obtenido para las muestras 6 y 11 es de 338,5 y 334 °C respectivamente, por lo que se cumple con lo estipulado por la norma ya que debe ser máximo 390 °C. Además la obtención de un punto final de ebullición a presión atmosférica indica la ausencia de moléculas de gran tamaño como mono, di y triglicéridos en el biodiesel.

3.6 Análisis de otras propiedades del biodiesel.

En la Tabla 16 se muestran los resultados de cada una de las propiedades indicadas, las cuales fueron determinadas para la muestra 6, anteriormente se mencionó que esta prueba se realizaría para la muestra 11, pero debido a inconvenientes en el laboratorio de la Universidad Nacional, sede Medellín (derrame de muestra) se le hacen las pruebas a la réplica (muestra 6).

Tabla 16 Propiedades del biodiesel

| PROPIEDAD | UNIDAD | NORMA | RESULTADO | ESTÁNDAR |
|-----------------------|--------|------------|-----------|------------|
| Agua por destilación | % vol | ASTM D 95 | 0.2 | Máx. 0,05% |
| Gravedad API a 60 °F | N.A | ASTM D 287 | 29.2 | Mín.32 |
| Índice de cetano | N.A | ASTM 976 | 46.42 | Mín.47 |
| Poder calorífico | Btu/Lb | ASTM D 240 | 17139 | Min. 16000 |
| Punto de inflamación | °C | ASTM D 93 | 39 | Mín. 130 |
| Punto de nube | °C | ASTM D 94 | 15 | Reportar |
| Viscosidad cinemática | cST | ASTM D 445 | 4.723 | 1.9 - 6 |

Teniendo en cuenta los datos encontrados en el laboratorio para la muestra 6 de biodiesel, se observa que el punto de inflamación está por debajo de la especificación mínima que debe cumplir, lo que indica que el producto contiene compuestos de media volatilidad como agua por lo tanto, el biodiesel no está bien purificado.

El contenido de agua permitido para el biodiesel debe ser de 0.05% máximo, para este caso es de 0.2, lo cual corrobora que la muestra no está bien purificado y aún tiene gran contenido de agua.

De acuerdo con la base de datos del laboratorio de crudos y derivados de la Universidad Nacional los valores de gravedad API para el biodiesel obtenido a partir de aceite de palma crudo, se encuentran entre un rango de 32 y 34 grados API. El biodiesel obtenido (muestra 6) presenta un valor por debajo de los rangos reportados, lo cual indica que el biodiesel de la muestra 6 posee una densidad mayor; teniendo en cuenta que la gravedad API es inversamente proporcional a la densidad.

El biodiesel obtenido (muestra 6) no cumple con el valor mínimo del índice de cetano establecido por la norma (mín. 47), pero el valor no está muy lejano de del límite.

El poder calorífico de la muestra se encuentra dentro de los valores reportados por la literatura, debido a que están dentro del rango entre 17.000 y 19.000 BTU/Lb (Benjumea 2006). Lo cual garantiza sus propiedades de combustión.

El valor de la viscosidad cinemática se encuentra dentro del rango especificado para el biodiesel (ver tablas 4 y 5).

3.7 Ensayo del biodiesel en el motor.

Aunque el objetivo directo del proyecto no era realizar el ensayo en el motor, los autores manifiestan que se tuvieron inconvenientes para desarrollar dicho ensayo, debido a que el motor con que se contaba inicialmente no cumplía las especificaciones requeridas para el empleo de este combustible y se gestionó el préstamo de otros equipos posteriormente, pero no se contó con la disponibilidad necesaria.

4. DISEÑO CONCEPTUAL

El producto del diseño conceptual, como su nombre lo indica, es un concepto y se refiere a la combinación de principios físicos, químicos y biológicos, que satisfacen la función o propósito, las características, atributos, restricciones y deseos, después de analizar y escoger la mejor entre las alternativas. Las decisiones que se toman en la etapa del diseño conceptual son cruciales para el éxito o fracaso del proceso como tal y son las de mayor impacto desde el punto de vista económico (Escobar, 2005).

Para poder llevar a cabo un diseño conceptual es necesario definir el tipo de proceso (continuo o batch), las corrientes de entradas y salidas para poder llevar a cabo los balances de masa y energía y de esta manera elaborar el diagrama de flujo del proceso (PFD) (Turton, 2003).

4.1 CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN Y TIPO DE PROCESO

Se seleccionó la planta con una capacidad de producción de 40.000 toneladas por año y con la posibilidad de ampliación. Para definir esta capacidad se tuvo en cuenta la demanda de biodiesel reportada en el numeral 1.6, ya que con la capacidad de producción definida, se podría cubrir el 15% demanda del biocombustible en Colombia para una mezcla de 5 % de biodiesel hasta el 2015. Además se tomaron como base las capacidades de las plantas pequeñas que iniciaran su producción en el año 2007. Por ejemplo, la planta de Codazzi Cesar que tiene una capacidad de 30.000 galones diarios, lo que se traduce en cerca de 37.000 toneladas por año (Dinero, 2006).

El proceso será tipo batch debido a que con este tipo de procesos se puede alcanzar mayor flexibilidad en caso de requerir algunas modificaciones en el producto.

A continuación se presenta el cálculo del tamaño de lote para cumplir con una producción anual de 40.000 toneladas de biodiesel.

Para el cálculo del lote se asume que los días de trabajo anual son de 330 días, ya que se tienen en cuenta los días de parada por mantenimiento e imprevistos.

$$40.000 \frac{\text{ton}}{\text{año}} * 1 \frac{\text{año}}{330 \text{días}} = 121,2 \frac{\text{ton}}{\text{días}}$$

Se tendrán 5 reactores para producir las 121, 2 toneladas por día, ya que un solo reactor de esta capacidad tendría complicaciones para el mantenimiento y la propia operación. Además empleando varios reactores se tiene mayor versatilidad en el proceso facilitando su mantenimiento operación y control.

La producción diaria por cada reactor en el proceso es de:

$$\frac{121,2 \frac{\text{ton}}{\text{dia}}}{5 \text{reactoes}} = 25 \frac{\text{ton}}{\text{dias} * \text{reactor}}$$

El tiempo que demora un lote es de 2,25 horas, los lotes por día por reactor son de:

$$\frac{24 \text{horas}}{\text{dia}} * \frac{1 \text{lote}}{2,25 \text{horas}} = 11 \frac{\text{lotes}}{\text{dia}}$$

Teniendo en cuenta lo anterior, el tamaño de un lote es de:

$$\frac{25 \text{ton}}{\text{días} * \text{reactor}} * \frac{1 \text{dia}}{11 \text{lotes}} = 2,27 \frac{\text{ton}}{\text{lotes} * \text{reactor}}$$

La planta estará ubicada en el departamento de Magdalena, específicamente en el municipio de Ciénaga. Se decidió por este lugar, debido a diversos factores: en este Municipio se cuenta con una planta de extracción y refinación de aceite de palma FAMAR S.A., lo cual hace que el costo del transporte de aceite de palma sea más barato. Ciénaga se encuentra a menos de 30 minutos de la ciudad de Santa Marta y con miras en la exportación de biodiesel, la ciudad cuenta con una zona portuaria la cual se comunica el resto del país por las carreteras troncales del Caribe y del Magdalena Medio.

La infraestructura portuaria actual está conformada por: Sociedad Portuaria de Santa Marta (S.P.S.M.), American Port Company (Drummond) y C.I. Prodeco. Además de estos puertos, desde ya se están adelantando gestiones para la instalación de otros puertos marítimos a ubicarse en Palermo, Ciénaga y Pozos Colorados (Romero *et al.*, 2006).

Figura 19 Esquema de vías para ubicación de la planta



4.2 RUTA QUÍMICA DEL PROCESO

En este proceso se empleará la transesterificación catalítica del aceite en medio básico con metanol.

4.3 REQUERIMIENTOS DEL PROCESO

Dentro de los requerimientos principales para un proceso se encuentran las materias primas y los servicios empleados. A continuación se mencionan cada uno de los requerimientos para el proceso de producción de biodiesel.

Las razones por las cuales fueron escogidas las materias primas descritas a continuación, se expusieron en el 2.2 en la selección de variables.

4.3.1 Materias primas

Aceite de palma crudo

Metanol (99,9%)

Hidróxido de potasio (98% de pureza)

4.3.2 Servicios

En la Tabla 17 se muestran los servicios empleados en el proceso de producción de biodiesel.

Tabla 17 Servicios requeridos por el proceso

| Servicio | Descripción |
|---------------------------|--|
| Agua de enfriamiento (cw) | 30 °C. La temperatura de retorno no es mayor a 45 °C. |
| Agua de caldera | pH= 10 – 11,5 %O ₂ = 0 |
| Vapor de agua | Lps (3 – 5 barg) |
| Energía eléctrica | 110 V, 220 V, 440 V |
| Aire comprimido | 6-10 barg (áreas de mantenimiento y válvulas de control) |
| Combustible | Gas propano |

4.4 PLOT PLANT Y RESTRICCIONES PARA EL LAYOUT

Para todo diseño de procesos se debe determinar el plot plant ya que es importante conocer de forma clara la distribución de cada una de las partes que componen la planta y además tener en cuenta los espacios para ampliaciones futuras dentro de la misma.

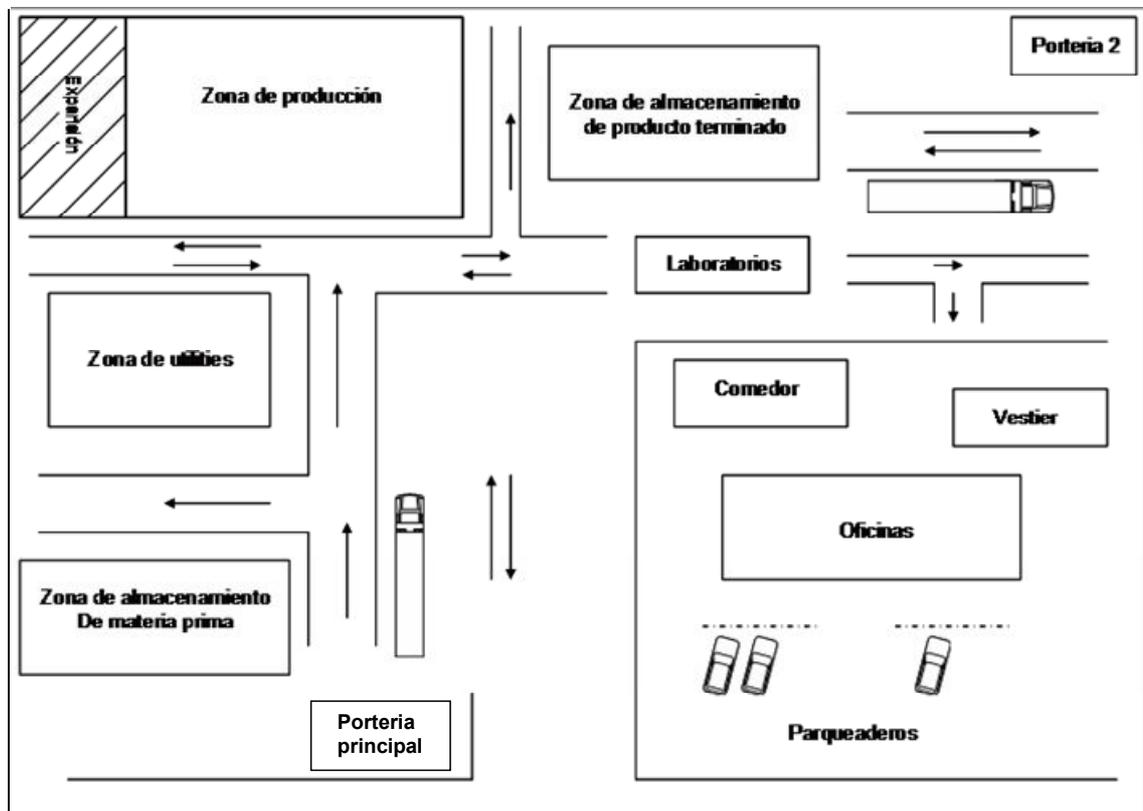
A continuación se determinan las restricciones a tener en cuenta para el layout y en la Figura 20 se muestra el plot plant para el proceso de obtención de biodiesel a partir de aceite de palma crudo.

Para el layout se tendrán presentes las siguientes restricciones:

- Las tuberías estarán a la altura de 3 m, agrupadas según el fluido que contenga.
- El espacio mínimo entre la unidad de procesos y la unidad de servicio debe ser de 100 pies (30,48 m) (Manual industrial, 2004).

- El espacio mínimo entre la unidad de proceso y los tanques de almacenamiento de producto es de 150 pies (45,72 m) (Manual industrial, 2004).
- La caldera estará situada cerca del área de producción (pero no dentro) con el fin ahorrar transporte y disminuir pérdidas (Herazo,2004).
- Los cuartos de control no deben estar expuestos a incendios o explosiones. De no ser así, deben estar diseñados para resistir la sobrepresión de una explosión potencial. La distancia mínima entre cuarto de control y el reactor es de 50 pies (15,24 m) (Francés, 2004).
- Los equipos de la planta tendrán un espacio mínimo de 1,5 m para su mantenimiento de acuerdo con el tamaño del equipo (Francés,2004).
- El espacio mínimo entre tanques de líquidos combustibles debe ser igual a un cuarto de la suma de los diámetros (Francés,2004).
- Los talleres, estacionamientos de vehículos o áreas donde se concentren grandes grupos de personas, como en el caso de oficinas, se consideran como “áreas con fuentes de ignición incontrolables”, razón por la cual, estos lugares no deben ubicarse cerca de las áreas de proceso, almacenamiento o de carga y descarga de productos peligrosos (Francés,2004).

Figura 20 Plot plant para el proceso de obtención de biodiesel



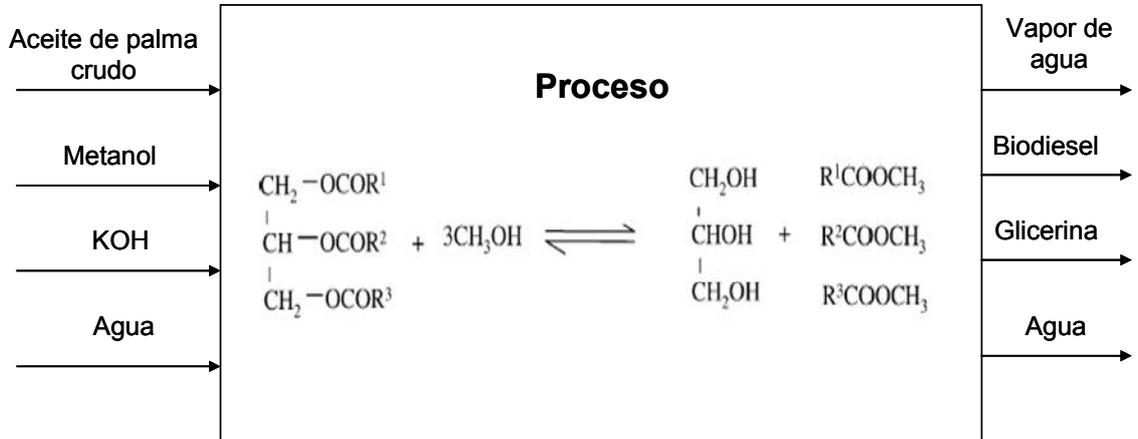
Para cada una de las zonas presentadas en el plot plant se tienen las siguientes dimensiones:

Tabla 18 Áreas de la planta de producción de biodiesel

| UNIDAD | ÁREA (m²) |
|--|-----------------------------|
| Planta | 250 |
| Zona de utilities | 90 |
| Zona de almacenamiento de materia prima | 120 |
| Zona de almacenamiento de producto terminado | 100 |
| Oficinas | 60 |
| Vestier | 20 |
| Comedor | 50 |
| Laboratorios | 30 |

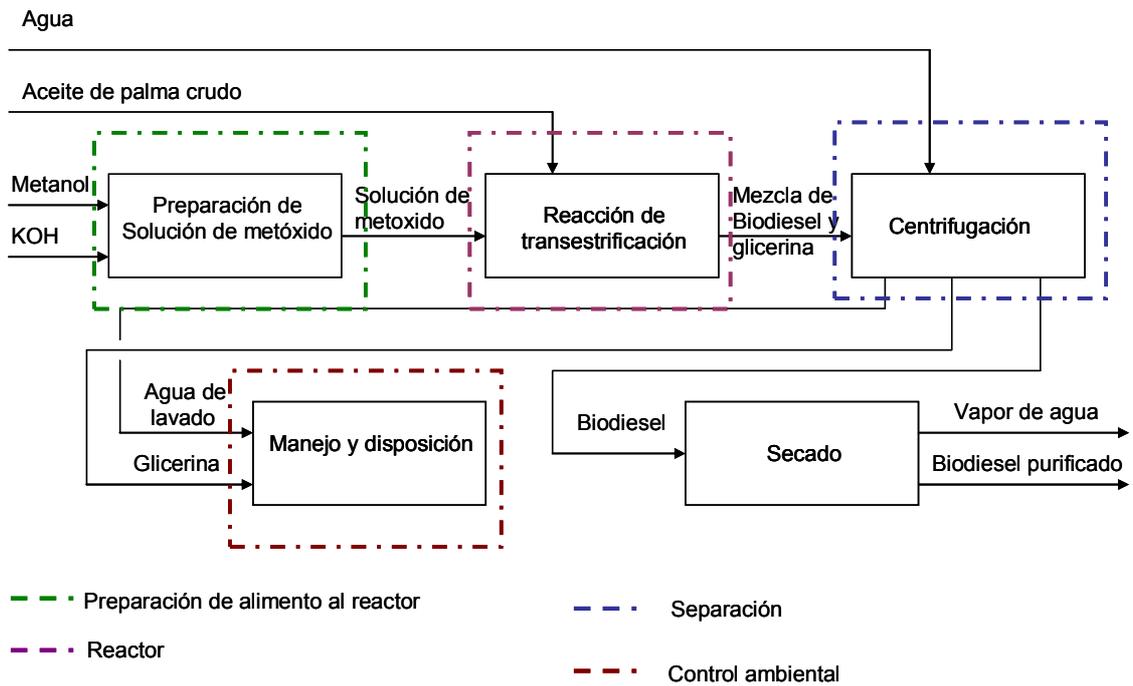
4.5 Diagrama general de entrada y salidas

Figura 21 Diagrama general de entradas y salidas



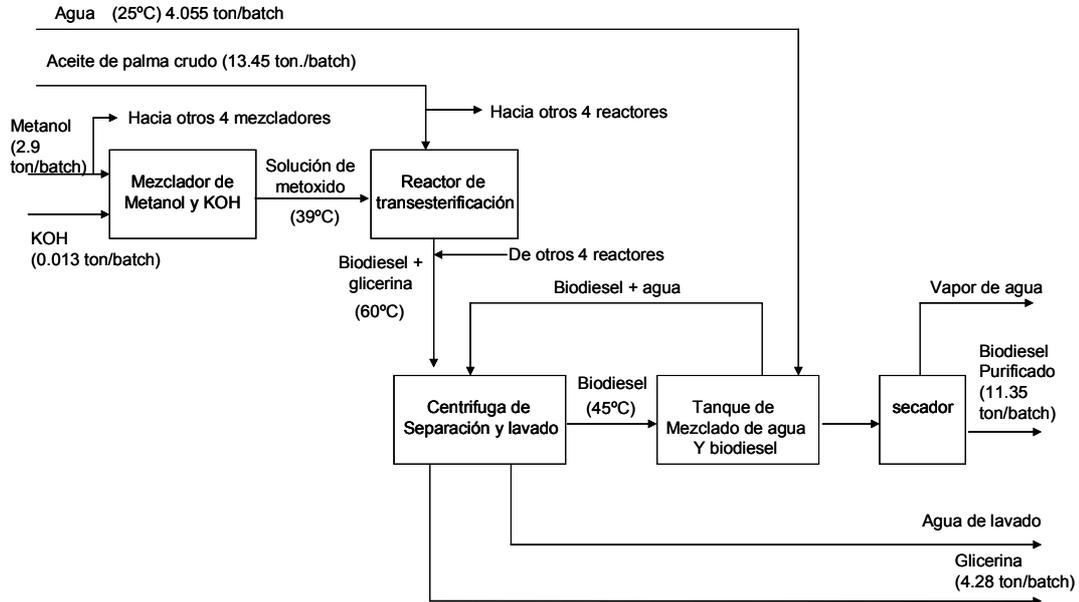
4.6 Diagrama genérico de bloques (GBFD)

Figura 22 Diagrama genérico de bloques



4.7 Diagrama de bloques (BFD)

Figura 23 Diagrama de bloques de proceso



El tamaño de lote total corresponde a la suma de la cantidad por lote de cada reactor 11.35 toneladas, teniendo en cuenta que el número de lotes por día es de 11 se tiene:

$$11.35 \text{ ton/lote} * 11 \text{ lotes/día} = 124.85 \text{ ton/ día} * 330 \text{ días/año} = 41.000 \text{ ton/año}$$

4.8 BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

Las variables que se tuvieron en cuenta como parámetro para desarrollar el diseño y escalado del proceso son las siguientes:

6:1 Relación molar alcohol/aceite
Cantidad de catalizador: 0.5%
Presión atmosférica
Temperatura: 60 ° C

Los balances de materia para un lote se escalaron teniendo en cuenta el mayor rendimiento obtenido para el proceso, el cual equivale al 84,14% (determinado en el numeral 3.1).

A continuación se presentan los resultados de los balances en el proceso de obtención de biodiesel a partir de aceite de palma crudo.

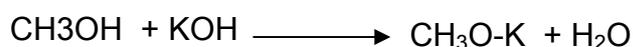
4.8.1 Balance de materia

En los procesos por lotes, como es el caso, no se analizan los flujos sino la masa que entra y que sale de cada equipo; sin embargo dicha masa se va a representar con la letra F, dependiendo de cada corriente. La unidad de masa empleada es tonelada.

Los códigos de los equipos presentados en cada balance corresponden al diagrama de flujo presentado en la página 77.

4.8.1.1 Balance en el mezclador de metanol y potasa cáustica (M-101)

Reacción:



Consideraciones de reacción: Se asume que todo el KOH se convierte, relación 1:1. Reactivo límite KOH y el metanol esta en exceso.

Entradas = salidas

Tabla 19 Balance en mezclador (metanol y KOH)

| Sustancias | Cantidad (Ton) |
|---------------------|----------------|
| <i>Entradas</i> | |
| Metanol | 0,587 |
| KOH | 0,013 |
| <i>Salidas</i> | |
| Metanol | 0,57 |
| Metóxido de potasio | 0,0162 |
| Agua | 0,0042 |

4.8.1.2 Balance en el reactor (R-101)

Tabla 20 Balance en el reactor

| Sustancias | Cantidad (Ton) |
|-----------------------|----------------|
| <i>Entradas</i> | |
| Solución de metóxido* | 0,6 |
| Aceite de palma | 2,69 |
| Metanol evaporado | 0,041 |
| <i>Salidas</i> | |
| Biodiesel | 2,474** |
| Glicerina | 0,816** |
| Metanol condensado | 0,041 |

* Metanol+metóxido de potasio+agua

** contiene trazas de metanol, catalizador y jabones.

4.8.1.3 Balance en la centrífuga para separación biodiesel- glicerina (C-101)

La entrada a la centrífuga es la suma de las corrientes que salen de cada uno de los reactores. Se asume que de cada reactor sale la misma cantidad ya que operan a las mismas condiciones.

Tabla 21 Balance en la centrífuga de separación

| Sustancias | Cantidad (Ton) |
|-----------------------------|-----------------------|
| <i>Entradas</i> | |
| Mezcla biodiesel+ glicerina | 16,45 |
| <i>Salidas</i> | |
| Biodiesel | 12,15 |
| Glicerina+biodiesel* | 4,28 |

* Perdidas en la separación

4.8.1.4 Balance en el tanque de mezclado biodiesel agua (TK-102)

El lavado se realiza en cuatro etapas, en la Tabla 21 se presenta las cantidades para un lavado. La cantidad total de agua es 1/3 de la cantidad de biodiesel a lavar.

Tabla 22 Balance tanque de mezclado biodiesel-agua

| Sustancias | Cantidad (Ton) |
|-----------------------|-----------------------|
| <i>Entradas</i> | |
| Biodiesel | 12,15 |
| Agua | 1,014 |
| <i>Salidas</i> | |
| Mezcla biodiesel-agua | 13,16 |

4.8.1.5 Balance en la centrífuga para lavado (C-101)

Tabla 23 Balance centrífuga en lavado

| Sustancias | Cantidad (Ton) |
|-----------------------|-----------------------|
| <i>Entradas</i> | |
| Mezcla biodiesel-agua | 13,16 |
| <i>Salidas</i> | |
| Biodiesel | 12,04* |
| Agua | 1,12 |

*Hay pérdidas en el lavado

4.8.1.6 Balance en tanque de secado (S-101)

Las cantidades de las corrientes de entrada de la Tabla 23 son las correspondientes al último lavado.

Tabla 24 Balance en tanque de secado

| Sustancias | Cantidad (Ton) |
|-----------------|----------------|
| <i>Entradas</i> | |
| Biodiesel | 11,56 |
| <i>Salidas</i> | |
| Biodiesel | 11,38 |
| Vapor de agua | 0,18 |

4.8.2 Balance de energía

4.8.2.1 Bombas

Consideraciones:

- Estado estacionario.
- El cambio en la energía cinética y potencial es despreciable.

$$Q = W$$

$$W = \frac{1,67 * f * (P_2 - P_1)}{\varepsilon_{sh} * \varepsilon_{dr}} \quad (\text{Ec. 1})$$

Donde:

f : flujo volumétrico (m³/min.)

E_{sh}: Eficiencia de la bomba (Turton, 2003).

E_{dr}: Eficiencia del motor (Turton, 2003).

Reemplazando en la ecuación 1 para la bomba P-101 se tiene:

$$W = \frac{1,67 * 0.4952 * (1.55 - 1.013)}{0.7 * 0.9} = 0.709 \text{ Kw}$$

De igual manera se realiza el cálculo para las demás bombas. En la siguiente tabla se presenta un resumen para cada una de ella con sus condiciones de operación principales.

Tabla 25 Resumen bombas del proceso

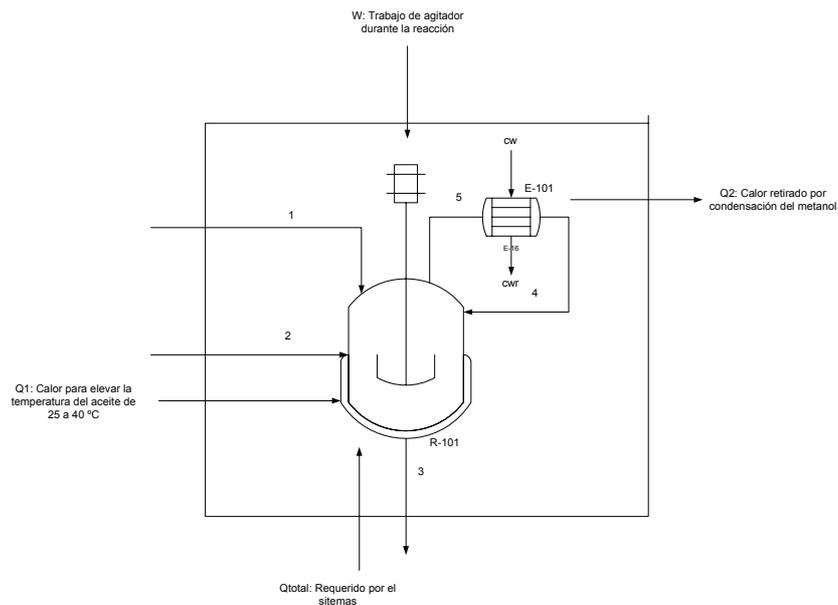
| Variable | Equipos | | | | | |
|--------------------------|-------------------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| | P-101 | P-102 | P-103 | P-104 | P-105 | P-106 |
| P1 (bar) | 1,013 | 1,013 | 1,013 | 1,5 | 1,013 | 1,013 |
| P2 (bar) | 1,546 | 1,477 | 1,243 | 3 | 3 | 1,520 |
| f (m ³ /min.) | 0,495 | 0,123 | 0,076 | 0,020 | 0,553 | 0,890 |
| E _{sh} | 0,7 | 0,45 | 0,45 | 0,45 | 70 | 70 |
| E _{dr} | 0,9 | 0,9 | 0,9 | 0,9 | 0,9 | 0,9 |
| W(w) | 709 | 237 | 72 | 125 | 29 | 12 |
| Q(W) | 709 | 237 | 72 | 125 | 29 | 12 |
| Tipo de equipo | Desplazamiento positivo - engranaje | centrifuga | centrifuga | centrifuga | centrifuga | centrifuga |
| Tiempo de cargue (min) | 30 | 30 | 10 | 10 | 10 | 15 |

4.8.2.2 Sistema reactor- intercambiador

Consideraciones:

- Estado estacionario.
- El cambio en la energía potencial y cinética no es significativo.
- El sistema se encuentra aislado, lo cual hace que el calor perdido por convección hacia los alrededores sea muy pequeño.

Figura 24 Sistema de reacción



La nomenclatura empleada no corresponde a las corrientes del proceso.

Q1= Calor empleado para elevar temperatura del aceite de palma de 25 a 40°C.

Q2= Calor retirado para condensar el metanol.

Qtotal= calor total requerido por el sistema

W=Trabajo realizado durante la reacción de transesterificación.

W1= Trabajo realizado durante el calentamiento del aceite.

A continuación se presenta la ecuación de balance de energía, para encontrar el calor necesario para el calentamiento del aceite de palma hasta 40 °C.

Cálculo de Q1

$$Q1 = mCp_{aceite} * \Delta T \quad (\text{Ec. 2})$$

Cp aceite = 0.3 J/g*°C (hallado experimentalmente en calorímetro)

W1= 1.962.000 J (Calculado a partir de heurística para reactores. Tabla 9.17, Turton, 2003)

La potencia óptima requerida para un reactor de mezclado, con un volumen ocupado por el líquido de 3.728 m³, está entre 0.1-0.3 KW/ m³ y si existe transferencia de calor, es 3 veces la cantidad encontrada (heurística para reactores. Tabla 9.17, Turton, 2003)

$$0.2 \frac{KW}{m^3} * 3 = 0.6 \frac{KW}{m^3}$$

$$0.6 * 3.728m^3 = 2.2368$$

$$2.2368 * 1000 \frac{J}{s} * 5400s = 12078.720J$$

$$Q1 = 10.178.550 J$$

Cálculo de Q2

Para el cálculo de Q2 se tiene la siguiente ecuación para el balance de energía

$$Q2 = mCp_{metanol} * \Delta T \quad (\text{Ec. 3})$$

La masa de metanol se calcula a partir del ensayo realizado en el laboratorio, escalando las pérdidas obtenidas.

$$Cp \text{ Metanol} = 2.47 \text{ J/g}^\circ\text{C} \text{ (Smith, Van Ness, Abbott, 2003,)} \quad \Delta T = -23.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

$Q_2 = -2.240.099 \text{ J}$, a partir de Q_2 la masa de agua de enfriamiento requerida para un reactor.

$$m_{cw} = \frac{Q_2}{Cp_{agua} * \Delta T} = 115 \text{ g.}$$

$Cp_{agua} = 4.18 \text{ J/g}^\circ\text{C}$ (Smith, Van Ness, Abbott, 2003,) $\Delta T = 5^\circ\text{C}$

La masa total de cw para los 5 reactores es de 575 g.

Cálculos de los intercambiadores de calor:

En la ecuación 4 se expresa el balance de energía para los intercambiadores de calor.

$$Q = U * A * \Delta T_{LMTD} \quad (\text{Ec. 4})$$



$$LMTD = \frac{15.8 - 38}{\ln\left(\frac{15.8}{38}\right)} = 25.29^\circ\text{C}$$

$U = 324.000 \text{ N/m}^2$ (Calculado a partir de heurística para intercambiadores. Tabla 9.11, Turton, 2003)

$$A = \frac{2240099 \text{ J}}{324000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} * 25.3^\circ\text{C}} = 0.29 \text{ m}^2$$

Cálculo de Q Total

$$Q_{total} = (m_3 * h_3) + Q_2 + \Delta H_{rxn} - (m_1 * h_1) - (m_2 * h_2) - W + Q_1$$

$m =$ Masa de las corrientes

$h =$ Entalpía

$W = 14.784.000 \text{ J}$ (Calculado a partir de heurística para reactores. Tabla 9.17, Turton, 2003)

$$\Delta H_{rxn} = \Delta H_{rxn} + \sum \nu_i * Cp * (T - 298)$$

ν_i = Coeficiente estequiométrico normalizado

$$\Delta H_{rxn} = 412661366,9 \text{ J}$$

$(m_1 * h_1) = m_1 * \sum (X_i * Cp_i * (T - T_{ref}))$, de igual forma para $(m_2 * h_2)$ y $(m_3 * h_3)$, la temperatura de referencia empleada es de 25 °C

Cp Solución de metóxido, Cp fase de biodiesel, Cp fase glicerina, se hallaron experimentalmente en el calorímetro.

$$Q \text{ total} = 512.623.803 \text{ J}$$

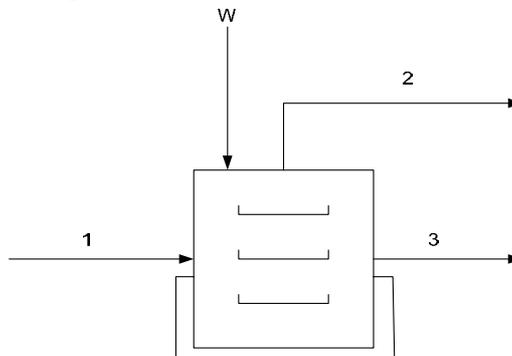
Masa de vapor a baja presión requerida para un reactor.

$$masa_{vapor} = \frac{Q_{total}}{\lambda_{vapor_lps}} = 254 \text{ Kg.}, \quad \lambda_{vapor_lps} = 2020200 \text{ J/Kg. (Smith, Van Ness, Abbott, 2003)}$$

Masa total para los 5 reactores es 1270 Kg.

4.8.2.3 Balance en secador

Figura 25 Secador de biodiesel



$$Q \text{ total} = (m_3 * h_3) + (m_2 * h_2) - (m_1 * h_1) - W = 1569.651.000 \text{ J}$$

m= Masa de las corrientes

h= Entalpía

W= 88.344 KJ (Calculado a partir de heurística para reactores. Tabla 9.17, Turton, 2003)

$$(m_1 * h_1) = m_1 * \sum (X_i * Cp_i * (T - T_{ref})) \text{ igual para } (m_3 * h_3)$$

Para $(m_2 * h_2)$ se tiene:

$h_2 = C_{p_{agua}} * (100 - 25) + C_{p_{agua}} * \lambda_{vaporizacion} + C_{p_{agua}} (110 - 100)$, Hay calor latente y calor sensible.

Masa de vapor de baja presión requerida para el secador

$$masa_{vapor} = \frac{Q_{total}}{\lambda_{vapor_lps}} = 777 \text{ Kg.}$$

4.9 Alternativas para el proceso y selección de equipos

El proceso se llevará a cabo empleando 5 reactores batch como se mencionó en el numeral 4.1, se emplean 2 tanques de mezclado, para poder facilitar el abastecimiento adecuado de materias primas a los cinco reactores y para que los costos de capital sean más bajos ya que si se emplea un mezclador para cada reactor, estos estarían subutilizados en varias etapas del proceso.

Con dos mezcladores se podría abastecer el proceso sin generar cuellos de botella, ya que se parte del hecho de que los cinco reactores no se están cargando al mismo tiempo sino que se considera la siguiente configuración:

2 reactores en proceso de reacción.
1 reactor descargando.
2 reactores en proceso de cargue.

De acuerdo a la situación planteada, cuando se están cargando los reactivos (10 minutos) el tiempo de carga es inferior al tiempo de descargue (30 minutos) y al tiempo de reacción (90 minutos). Además una vez terminada la descarga del reactor, el cargue del metóxido proveniente del mezclador no se puede hacer inmediatamente ya que se carga primero el aceite para realizar el proceso de precalentamiento (8 minutos). Lo cual daría un mayor tiempo de holgura, en caso tal de que se requiera modificar la configuración planteada.

4.9.1 Mezclado de materias primas

- **Preparación de metóxido y mezcla con aceite**

En esta alternativa el metanol anhidro es mezclado en un tanque agitado con KOH y así obtener la solución de metóxido para posteriormente adicionarla al reactor y mezclarla con el aceite.

- **Adición independiente al reactor**

El metanol anhidro y la potasa se cargan al reactor a mismo tiempo que el aceite y se inicia el calentamiento y agitación para dar lugar a la reacción.

El mezclado de materias primas se desarrollara en 2 etapas, primero se prepara el metóxido y posteriormente se adiciona la solución homogénea al reactor, esto con el fin de facilitar el contacto entre los componentes al inicio de la reacción y la solubilidad de los mismos.

Para la preparación del metóxido, se utiliza un tanque de forma cilíndrica y agitado con capacidad de 1,27 m³; el tanque esta aislado ya que se libera calor por la reacción. El material del tanque es de acero inoxidable 304, ya que es fácil de conseguir debido a su popularidad y contiene cromo y níquel para dar un excelente balance entre resistencia a la corrosión y facilidad de trabajar.

4.9.2 Reacción

Para esta etapa no se cuenta con otra alternativa en cuanto a condiciones del proceso debido a que se determinó la ruta química como transesterificación catalítica en medio básico con metanol, la cual se lleva a cabo a condiciones de presión atmosférica y temperatura cercana al punto de ebullición del metanol. En el numeral 2.2.4 se explica porque se eligió una temperatura de 60° C.

El reactor seleccionado es un reactor batch, por el tipo de proceso empleado y además en el reactor batch se puede obtener una gran conversión, es versátil y de fácil mantenimiento.

El reactor es de forma cilíndrica enchaquetado, agitado y con una capacidad de 6,21 m³. Se emplea LPS para calentamiento. El reactor se encuentra aislado para disminuir las pérdidas de calor al ambiente. El material del reactor es de acero inoxidable 304, ya que es fácil de conseguir debido a su popularidad y contiene cromo y níquel para dar un excelente balance entre resistencia a la corrosión y facilidad de trabajar.

4.9.3 Separación

La separación del biodiesel y la glicerina se puede llevar a cabo mediante la decantación, dejando la mezcla en un tanque por un tiempo superior a 12 horas y por diferencias de densidades obtener las dos sustancias o mediante la centrifugación, el cual es un proceso de separación que utiliza la acción de la fuerza centrífuga para promover la aceleración de partículas en una mezcla, logrando la separación entre las sustancias gracias a una rotación rápida. La separación se logra con una fuerza del orden de 1.000 a 20.000 veces mayor que la gravedad (Lenntech, 2006).

Independientemente del equipo empleado la separación del biodiesel y la glicerina se lleva a cabo a temperatura ambiente y presión atmosférica.

La etapa de separación del biodiesel y glicerina se llevará a cabo mediante la centrifugación, ya que es una operación más rápida que la decantación y permite mayor productividad; para lo cual se seleccionó una centrifuga de la firma Westfalia Separator, que puede ser empleada para separación y lavado del

biodiesel. La referencia del equipo es RSE60-01-576, con una capacidad máxima de 200 ton/ día, con una temperatura máxima de 65 °C y un motor de tres fases AC 18,5 Kw.

A continuación se presenta la centrífuga descrita anteriormente.

Figura 26 Centrífuga de separación y lavado



4.9.4 Lavado

A continuación se describen los cuatro tipos de lavado más empleados a nivel industrial (Journey to Forever, 2006).

- **Lavado de burbujas**

En el lavado con burbujas se ponen agua y biodiesel en el tanque de lavado. Tiene que haber entre 1/4 y 1/2 más de agua que de biodiesel. Las burbujas de aire (que deben ser pequeñas) suben atravesando primero el agua y luego el biodiesel. Cada gota queda cubierta por una fina película de agua y la eleva a través del biodiesel, lavándolo por el camino. Cuando la burbuja llega a la superficie estalla y deja una pequeña gota de agua que vuelve al fondo atravesando de nuevo el biodiesel y lavándolo más.

- **Lavado general por centrifugación**

Al biodiesel se le adiciona una corriente de agua con una cantidad correspondiente a un 1/3 ó 1/2 de la cantidad de biodiesel a lavar y se separa el agua del biodiesel por medio de centrifugación. La cantidad de agua se puede agregar en varios lavados.

- **Lavado por agitación**

Consiste en adicionar agua al biodiesel y agitar durante un tiempo (aproximadamente 1 hora) y de esta manera ir retirando las impurezas.

- **Lavado por niebla**

El lavado con niebla consiste en rociar una nube de pequeñas gotas que caen sobre la superficie sin perturbar el líquido y lo atraviesan arrastrando al fondo las impurezas

Para el proceso se realizará el lavado general por centrifugación, ya que es más rápido y se obtiene una buena separación entre el biodiesel y el agua. El lavado con burbujas es lento, oxida el combustible y puede ocultar una reacción incompleta al igual que el lavado por niebla. El lavado por agitación es menos lento que el de burbuja pero si la reacción no se ha completado correctamente el biodiesel corre el riesgo de emulsionarse (Journey to Forever, 2006).

El equipo empleado en esta etapa es el mismo equipo en el que se realiza la separación, cuyas características se describieron anteriormente en el numeral 4.9.3.

4.9.5 Secado

Para esta etapa no se cuenta con otra alternativa en cuanto a condiciones del proceso. Se eligió una temperatura de 110°C ya que con esta se garantiza la evaporación del agua. Con temperaturas más altas se podrían descomponer los carotenos (antioxidantes), los cuales son compuestos que contribuyen a la estabilidad del biodiesel. (Zapata, 2003).

El secador es un tanque cilíndrico enchaquetado y agitado con el fin de tener un calentamiento uniforme. El utility empleado para calentamiento es vapor a baja presión. El secador está aislado para disminuir las pérdidas de calor al ambiente. El material del secador es acero al carbón.

A continuación se describen el tipo de bombas y agitadores seleccionados para el proceso de obtención de biodiesel.

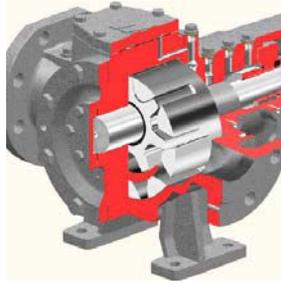
4.9.6 Bombas

Aceite de palma(P-102).

Se empleará una bomba de desplazamiento positivo de engranaje ya que ésta permite manejar fluidos de altas y bajas viscosidades. Además son de fácil mantenimiento, operación confiable y alta eficiencia.

El material de las bombas es acero inoxidable (Jonson pump, 2006)

Figura 27 Bomba desplazamiento positivo de engranaje

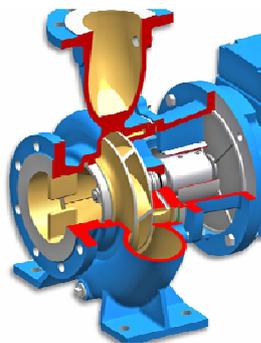


Metanol, solución metóxido, Agua, biodiesel para lavado y secado (P-101,P-103, P-104,P-105, P-106)

Se empleará una bomba centrífuga ya que éstas bombas tienen una gran holgura ofrecida al paso de los fluidos, las ventajas primordiales de una bomba centrífuga son la simplicidad, el bajo costo inicial, el flujo uniforme (sin pulsaciones), el pequeño espacio necesario para su instalación, los costos bajos de mantenimiento, el funcionamiento silencioso y su capacidad de adaptación para su uso con impulsos por motor o turbina. Además tiene gran capacidad por el poco rendimiento a bajo flujo y por eso su empleo está limitado a las grandes plantas. No exigen gran espacio y para líquidos no viscosos los rendimientos son comparables a los de otros tipos para mayores capacidades.

El material de las bombas es acero inoxidable (Jonson pump, 2006)

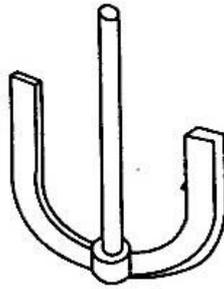
Figura 28 Bomba centrífuga



4.9.7 Agitadores

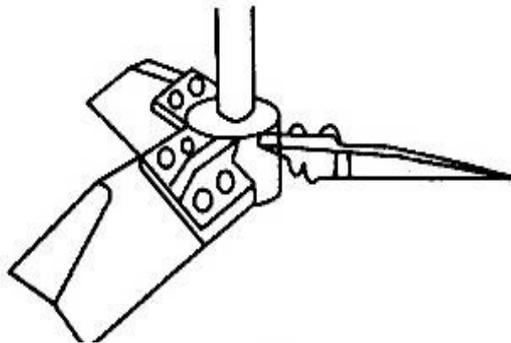
Agitador para reactor batch: El agitador utilizado es tipo ancla ya que permite trabajar a altas viscosidades, barre todo el volumen del vessel permitiendo una correcta homogenización y evitando estratificaciones (Walas, 1999).

Figura 29 Agitador tipo ancla



Agitador para el secador y tanque de mezclado: El agitador empleado es tipo ventilador, debido a que éstos se usan extensivamente para altos flujos y aplicaciones de bajo corte, se emplea mucho en actividades de intercambio de calor, mezclado y suspensión de sólidos (Walas, 1999).

Figura 30 Agitador tipo ventilador



4.9.8 Intercambiadores

Los intercambiadores seleccionados para condensar los vapores de metanol son de tubos concéntricos, ya que el área de transferencia de calor es menor de 10 m^2 (heurística Tabla 9.3. Turton 1999).

Seguidamente se presenta un resumen de las dimensiones generales de los equipos seleccionados.

Tanques de mezclado (metanol y KOH) (M-101)

Se emplean 2 tanques de mezclado.

Consideraciones:

Se toma como relación $L=3D$ de acuerdo a la heurística de vessel (Turton, 1999)

El líquido ocupa un 60% del volumen total del tanque, porque hay agitación.

El tanque tiene una forma cilíndrica.

Las dimensiones de cada uno son:

Tabla 26 Dimensiones de los tanques de mezclado

| | |
|--------------------------|---------------------|
| Volumen total del tanque | 1,27 m ³ |
| Diámetro | 0,81 m |
| Altura | 2,44 m |

Reactor (R-101)

Se emplean 5 reactores tipo batch.

Consideraciones:

El reactor tendrá una forma cilíndrica.

El líquido ocupará un 60% del volumen total de la zona cilíndrica.

Las dimensiones de cada uno son:

Tabla 27 Dimensiones de los reactores de transesterificación

| | |
|---------------|---------------------|
| Volumen total | 6,21 m ³ |
| Diámetro | 1,38 m |
| Altura | 4,14 m |

Centrífuga (C-101)

Se emplea una centrífuga, las dimensiones son:

Tabla 28 Dimensiones de la centrífuga de separación y lavado

| | |
|--------|--------|
| Ancho | 1,4 m |
| Altura | 1,85 m |

Tanque de secado (TK-101)

Se emplea un tanque de secado.

Consideraciones:

Se toma como relación $L=3D$ de acuerdo a la heurística de vessel (Turton, 1999).

El líquido ocupará un 60% del volumen total del tanque, porque es agitado.

El tanque tendrá una forma cilíndrica.

Dimensiones para el tanque de secado son:

Tabla 29 Dimensiones del tanque de secado

| | |
|----------|----------------------|
| Volumen | 13.63 m ³ |
| Diámetro | 1.8 m |
| Altura | 5.39 m |

Tanque de mezcla biodiesel-agua (TK-101)

Consideraciones:

Se toma como relación $L=3D$ de acuerdo a la heurística de vessel (Turton,1999)

El líquido ocupará un 70% del volumen total del tanque, no es agitado

Tabla 30 Dimensiones del tanque de mezclado biodiesel y agua

| | |
|----------|-------------------|
| Volumen | 21 m ³ |
| Diámetro | 2 m |
| Altura | 6 m |

Intercambiadores (E-101)

Tabla 31 Dimensiones intercambiadores de calor

| | |
|--------------------------------|---------------------|
| Área de transferencia de calor | 0,29 m ² |
| Diámetro de tubo | 0,019 m |
| Longitud de tubo | 2,5 m |

4.10 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de producción de biodiesel obtenido a partir del aceite de palma, por medio de una reacción de transesterificación básica con potasa cáustica y metanol inicia cargando metanol (corriente 2) y KOH (corriente 5) en el mezclador (M-101) para obtener la solución de metóxido. (En el proceso se cuentan con 2 mezcladores en total).

El aceite de palma es cargado al reactor (R-101) y calentado hasta una temperatura de 40 °C. Cuando se alcanza esta temperatura se agrega la solución de metóxido (corriente 4) al reactor para llevar a cabo la reacción de transesterificación a una temperatura de 60 °C y a presión atmosférica durante un tiempo de 90 minutos.

El proceso tiene 5 reactores, de los cuales una vez se completa el tiempo de reacción, las 5 corrientes se descargan en un tanque de mezclado (TK-101),

que inmediatamente transfiere la mezcla a una centrífuga (C-101), para separar el biodiesel de la glicerina, el biodiesel separado (corriente 11) se lleva a un tanque (TK-102) donde es mezclado con el agua para ser lavado (corriente 14) y nuevamente es llevado a la centrífuga para separar el biodiesel y el agua. El mezclado de agua y biodiesel se repite cuatro veces. La glicerina y el agua de lavado son tratadas posteriormente.

Luego del cuarto lavado el biodiesel (corriente 19) es enviado al secador (S-101), para eliminar el contenido de agua presente. El secado se lleva a cabo a una temperatura de 110 °C durante un tiempo de 3 a 4 horas con agitación de 60 rpm. El biodiesel seco (corriente 20), es enviado a la zona de almacenamiento en el tanque de recepción de producto terminado.

4.11 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO (PFD)

Figura 31 Diagrama de flujo de proceso (PFD)

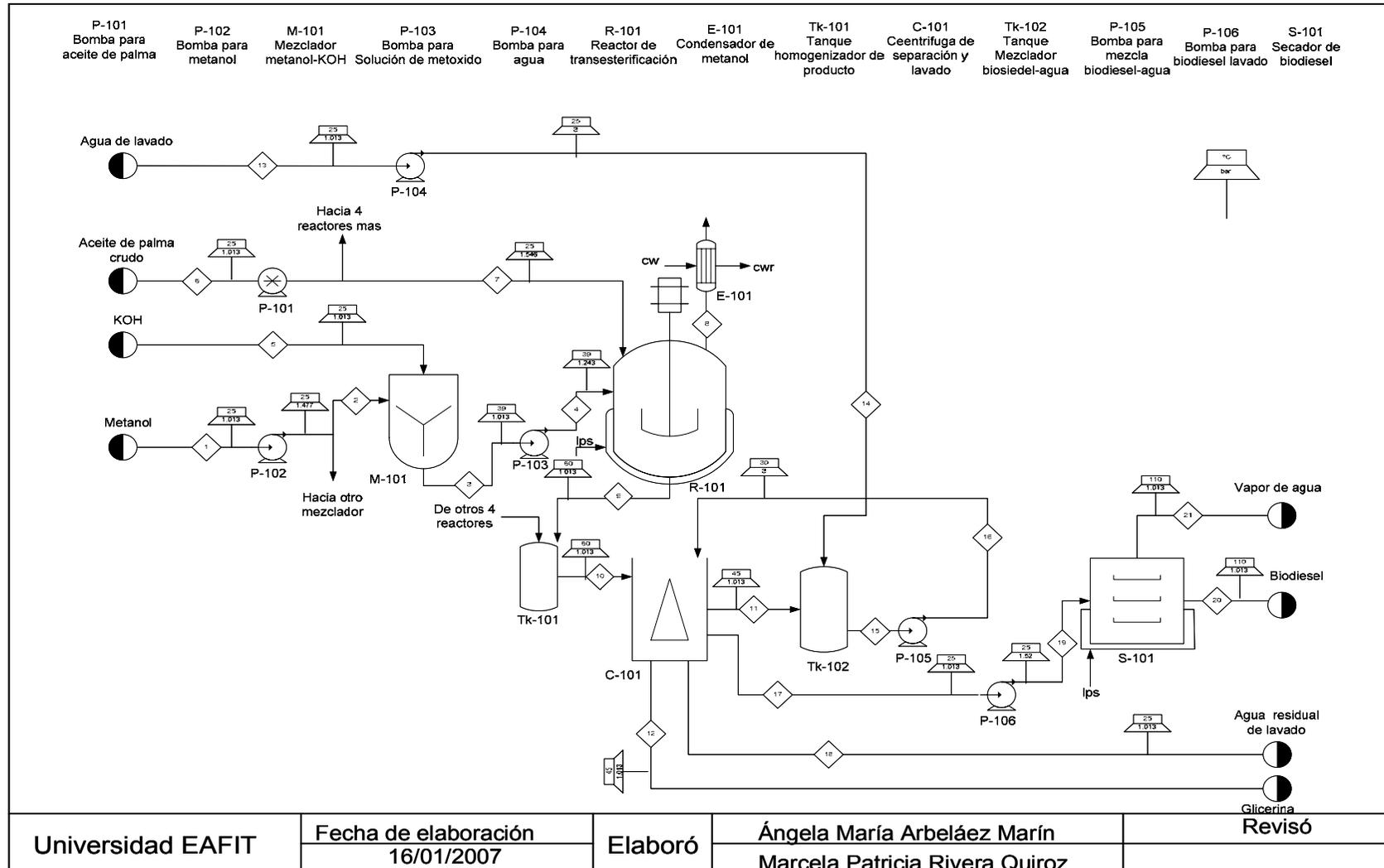


Tabla 32 Tablas de corriente del proceso

| Corriente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|---|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| Temperatura(°C) | 25 | 25 | 39 | 39 | 25 | 25 | 25 | 60 | 60 |
| Presión (bar) | 1,013 | 1,477 | 1,013 | 1,243 | 1,013 | 1,013 | 1,546 | 1,013 | 1,013 |
| Masa (Toneladas) | 0,587 | 0,587 | 0,6 | 0,6 | 0,013 | 13,45 | 2,69 | 0,041 | 3,29 |
| Fracción peso de cada componente | | | | | | | | | |
| Metanol | 1 | 1 | 0,966 | 0,966 | | | | 1 | 1 |
| agua | | | 0,007 | 0,007 | | | | | |
| Metóxido | | | 0,027 | 0,027 | | | | | |
| KOH | | | | | 1 | | | | |
| Aceite de palma | | | | | | 1 | 1 | | |
| Biodiesel | | | | | | | | | 0,752 |
| Glicerina | | | | | | | | | 0,248 |
| Agua de lavado | | | | | | | | | |
| Vapor de agua | | | | | | | | | |

| Corriente | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|---|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura(°C) | 50 | 45 | 45 | 25 | 25 | 30 |
| Presión (bar) | 1,013 | 1,013 | 1,013 | 1,013 | 3 | 1,013 |
| Masa (Toneladas) | 16,45 | 12,15 | 4,28 | 1,014 | 1,014 | 13,16 |
| Fracción peso de cada componente | | | | | | |
| Metanol | | | | | | |
| Agua | | | | 1 | 1 | 0,08 |
| Metóxido | | | | | | |
| KOH | | | | | | |
| Aceite de palma | | | | | | |
| Biodiesel | 0,74 | 1 | | | | 0,92 |
| Glicerina | 0,26 | | 1 | | | |
| Agua de lavado | | | | | | |
| Vapor de agua | | | | | | |

| Corriente | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 |
|---|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura(°C) | 30 | 25 | 25 | 25 | 110 | 110 |
| Presión (bar) | 3 | 1,013 | 1,013 | 1,52 | 1,101 | 1,013 |
| Masa (Toneladas) | 13,16 | 11,56 | 4,5 | 11,56 | 11,38 | 0,18 |
| Fracción peso de cada componente | | | | | | |
| Metanol | | | | | | |
| Agua | 0,08 | | | | | |
| Metóxido | | 0,02 | | 0,02 | | |
| KOH | | | | | | |
| Aceite de palma | | | | | | |
| Biodiesel | 0,92 | 0,98 | | 0,98 | 1 | |
| Glicerina | | | | | | |
| Agua de lavado | | | 1 | | | |
| Vapor de agua | | | | | | 1 |

5. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD

El análisis de rentabilidad permitirá definir si el proyecto es económicamente viable o no, por lo cual se debe hacer un flujo de caja para calcular los indicadores económicos.

A continuación se presentan los resultados para el cálculo de diferentes elementos necesarios para realizar el flujo de caja:

Los costos están basados en la producción pronosticada por año de biodiesel que corresponde a 40.000 ton.

Es importante tener presente la siguiente información, para saber las consideraciones tenidas en cuenta:

- Se trabaja con una tasa de impuesto en Colombia para el año 2007 de 34% (Portafolio, 2006).
- Los costos de producción se calcularán en el flujo del proyecto empleando un valor para la inflación de 4,85%.
- Se asume que las ventas tendrán un aumento del 4% anual, teniendo en cuenta el aumento de la demanda de diesel en Colombia.
- El valor de desecho o de salvamento del proyecto equivale al 40% de las inversiones iniciales.

5.1 Inversiones

5.1.1 Inversiones fijas: Equipos, obras físicas, terreno, muebles y enseres.

Equipos

En la Tabla 33 se presentan los costos de capital de los equipos para el proceso de obtención del biodiesel

Tabla 33 Costos de equipos

| EQUIPOS | CANTIDAD | VALOR UNITARIO* | VALOR TOTAL |
|--|----------|-----------------|----------------------|
| Mezclador de metanol y KOH (M-101) | 5 | \$8.921.808 | \$44.609.040 |
| Reactores (R-101) | 5 | \$27.350.862 | \$136.754.310 |
| Centrífuga (C-101) | 1 | \$ 72.345.000 | \$ 72.345.000 |
| Tanque de mezclado agua-biodiesel (TK-101) | 1 | \$70.802.382 | \$70.802.382 |
| Secador (S-101) | 1 | \$49.343.742 | \$49.343.742 |
| Bomba centrífuga (P-102) | 1 | \$5.905.578 | \$5.905.578 |
| Bomba centrífuga (P-103) | 5 | \$5.905.578 | \$29.527.890 |
| Bomba centrífuga (P-104) | 1 | \$5.905.578 | \$5.905.578 |
| Bomba centrífuga (P-105) | 1 | \$5.905.578 | \$5.905.578 |
| Bomba centrífuga (P-106) | 1 | \$5.905.578 | \$5.905.578 |
| Bomba desplazamiento positivo (P-101) | 1 | \$8.307.432 | \$8.307.432 |
| Total | | | \$435.312.108 |

* Los costos se hallaron empleando Capcost y con valor de T.R.M de \$2.226; excepto para la centrífuga cuyo valor fue dado por la firma Westfalia Separator

Obras y terrenos

En la Tabla 34 se presentan los costos de terrenos y obras.

Tabla 34 Costos de obras físicas y terreno

| UNIDAD | ÁREA (m ²) | COSTO DE CONSTRUCCIÓN(\$) * |
|---|--------------------------|-----------------------------|
| Planta | 250 | \$80.500.000 |
| Zona de utilities | 90 | \$28.980.000 |
| Zona de almacenamiento de materia prima | 120 | \$38.640.000 |
| Zona de almacenamiento de producto terminado | 100 | \$32.200.000 |
| Oficinas | 60 | \$19.320.000 |
| Vestier | 20 | \$6.440.000 |
| Comedor | 50 | \$16.000.000 |
| Laboratorios | 30 | \$9.660.000 |
| Área total construida | 720 m² | |
| Costo total de construcción | | \$231.840.000 |
| Costo del terreno (1000 m²) | | \$46.000.000** |
| Total | | \$ 277.000.000 |

* Asumiendo un costo \$322.000/m² ** Costo \$46.000/ m² (Bancolombia, 2006)

5.1.2. Inversión en muebles y enseres

Las inversiones en muebles y equipos de oficina (teléfonos, computadores, impresoras, escritorios, y demás muebles de oficina) serán de \$20.000.000. Este valor fue tomado en base a cálculos realizados para proyectos similares.

5.1.3 Inversiones diferidas

Las inversiones diferidas equivalen a los gastos preoperativos (Estudio de factibilidad del Proyecto) y los gastos de puesta en marcha (Capacitación de personal, Capacitación de personal, Estudio legal, Software)

Tabla 35 Inversiones Diferidas

| Activos Intangibles | Valor |
|--------------------------------------|---------------------|
| Estudio de factibilidad del Proyecto | \$9.500.000 |
| Capacitación de personal | \$9.000.00 |
| Estudio legal | \$25.000.000 |
| Software | \$10.000.000 |
| Total Activos Intangibles | \$53.500.000 |

5.2 Depreciaciones y amortizaciones

Con base en las inversiones iniciales se procede a calcular los montos anuales de depreciación y amortización de tales inversiones, empleando el método de línea recta, teniendo en cuenta que la maquinaria y equipo se deprecian a 10 años, las obras civiles a 20 años, los muebles y enseres a 5 años.

En la Tabla 36 se presenta el valor de la depreciación de los activos para cada año.

Tabla 36 Depreciaciones y amortizaciones

| | |
|-----------------------------|--------------------------|
| | Total a Depreciar |
| Maquinaria y Equipos | \$435.312.108 |
| Obras civiles | \$231.840.000 |
| Muebles y enseres | \$ 20.000.000 |
| | Total a Amortizar |
| Activos intangibles | \$53.500.000 |

5.3 Costos de operación

Los costos de producción estimados son los correspondientes al primer año de operación de la planta.

5.3.1. Costos directos

Dentro de los costos directos se tienen en cuenta los costos de materia prima y los costos de mano de obra directa. No se tiene en cuenta el empaque como tal debido a que el biodiesel se transportará en carrotanques atendiendo a las normas colombianas NTC 1692 y 2801 (transporte de mercancía peligrosa)

5.3.1.1 Materia prima

En la Tabla 37 se presentan los costos de materia prima correspondientes a las cantidades necesarias para un año de producción. El costo de metanol y KOH es sin incluir el transporte.

Tabla 37 Costos de materia prima

| Materia prima | Valor | Cantidad | Total |
|----------------------|------------------|-------------------|-------------------|
| Aceite de palma | \$1.173Kg* | 48.824.000 Kg. | \$57.270.552.000 |
| Metanol | \$2.500/litros** | 13.508.861 litros | \$33.772.152.500 |
| KOH | \$2.550/Kg***. | 236.000 Kg | \$590.000.000 |
| Total | | | \$ 91.632.704.500 |

* FEDEPALMA

** Bioderivados

*** Químicos industriales

El total de los costos de materia prima en un año es de \$107.598.152.500

5.3.1.2 Mano de obra directa.

Para el cálculo de la mano de obra del proceso, se realizan las siguientes consideraciones (Turton, 1999):

- Operación de 330 días, 24 horas, turnos de 8 horas.
- 49 semanas hábiles de trabajo: (52 semanas/año – 3 semanas vacaciones/año)
- Número y tipo de equipos

$$\text{Turnos por persona anuales: } 49 \frac{\text{semanas}}{\text{año}} * 6 \frac{\text{turno}}{\text{semana}} = 294 \frac{\text{turnos}}{\text{año}}$$

$$\text{Turnos para operación anual: } 330 \frac{\text{días}}{\text{año}} * 3 \frac{\text{turnos}}{\text{día}} = 990 \frac{\text{turnos}}{\text{año}}$$

Personas necesarias para cubrir 990 turnos:

$$\frac{990 \text{turnos/año}}{294 \text{turnos/año} - \text{persona}} = 3.37 \text{ Personas}$$

En la Tabla 38 se presentan los requerimientos de personas por equipos en el proceso.

En la Tabla 39 se muestran los gastos incurridos por la mano directa, para un mes.

Tabla 38 Requerimiento de Personas por equipo

| Equipo | Cantidad | Personas por equipo por turno | Personas por Turno |
|-------------------------|-----------------|--------------------------------------|---------------------------|
| Intercambiadores | 5 | 0,1 | 0,5 |
| Vessels | 7 | 0 | 0 |
| Bombas | 10 | 0 | 0 |
| Reactor | 5 | 0,5 | 2,5 |
| Total | | | 3 |

$$\text{Mano de obra} = 3.37 * 3 = 11 \text{ Personas}$$

Tabla 39 Costos de mano de obra directa

| Mano de obra directa | # de empleados | Salario base | Factor prestacional | Total mes |
|----------------------|----------------|--------------|---------------------|-------------|
| Operarios | 11 | \$433.700* | 1.7 | \$8.110.190 |

* Portafolio, 2007

Los gastos de mano de obra durante un año son de:

$$\$10.322.060^* \cdot 12 = \mathbf{\$97.322.280 / \text{año}}$$

5.3.2 Costos indirectos

5.3.2.1 Mano de obra indirecta

La mano de obra indirecta está compuesta por 2 Ingenieros de planta y 3 supervisores, 2 mecánicos.

Tabla 40 Costos mano de obra indirecta

| CARGO | Ingenieros | Supervisores | Operarios mantenimiento |
|------------------------------|---------------------|--------------|-------------------------|
| Salario base (\$) | \$ 2.000.000 | \$ 800.000 | \$433.700 |
| Factor prestacional | 1.5 | 1.5 | 1.5 |
| Total mes | \$6.800.000 | \$3.600.000 | \$1.301.100 |
| Total año | \$81.600.000 | \$43.200.000 | \$15.613.200 |
| Total mano de obra indirecta | \$140.413.200 / año | | |

5.3.2.1 Servicios

Tabla 41 Costos de servicios del proceso

| Servicio | Cantidad (año) | Valor | Total(año) |
|------------------|-----------------------------|---------------------------------|----------------------------|
| Cw* | 2.09 m ³ | 6.7 \$US/1000 m ³ ** | \$30.31 ³ |
| Lps* | 7.430.610 Kg. | 6.62 \$US/1000 Kg** | \$109.229.967 ¹ |
| Agua (acueducto) | 14.720 m ³ | \$1146/m ³ *** | \$16.869.120 |
| Energía | 285120 KWh | \$155/ KWh**** | \$44.193.600 |
| TOTAL | \$ 170.292.717 / año | | |

*cw: agua de enfriamiento lps: vapor de baja presión (3-5 bar)

** Turton, 1999

*** Tarifa industrial Metroagua

**** Tarifa industrial Electricaribe

³ T.R.M.= \$2.226 (Portafolio, 2007)

5.4 Gastos administración y ventas

Tabla 42 Gastos de administración y ventas

| Cargo | Gerente administrativo y financiero | Secretaria | Jefe de producción | Jefe de ventas y compras |
|-----------------------------|-------------------------------------|-------------|--------------------|--------------------------|
| Salario base (\$) | \$3.000.000 | \$500.000 | \$2.000.000 | \$1.500.000 |
| Factor prestacional | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 |
| Total mes | \$4.500.000 | \$750.000 | \$3.000.000 | \$2.250.000 |
| Total año | \$54.000.000 | \$9.000.000 | \$36.000.000 | \$27.000.000 |
| Tota mano de obra indirecta | \$126.000.000 / año | | | |

5.5 Gastos Varios

Tabla 43. Gastos varios

| Gastos Varios | \$/mes |
|-----------------------------|---------------------|
| Transporte | 1.500.000 |
| Limpieza y jardinería | 1.000.000 |
| Mensajería | 1.500.000 |
| Seguridad y vigilancia | 2.000.000 |
| Total gastos varios | 6.000.000 |
| Total gastos varios por año | \$72.000.000 |

5.6 Capital de trabajo

El capital de trabajo se determina con el método del periodo de desfase, teniendo en cuenta una recuperación de cartera de 30 días (N_d). partiendo de la base de que se trabajan 330 días al año.

$$C_T = (C_a/330)*N_d$$

Donde:

C_a : Costo anual de operación.

C_T : Capital de trabajo.

N_d : Número de días de desfase.

Los costos anuales de operación se determinan en el numeral 5.3 y son de \$92.040.732.697

El costo de capital de trabajo invertido es de:

$$C_T = (\$92.040.732.697/330)*30 =\$8.367.339.336$$

El capital de trabajo es alto debido a que dentro de los costos anuales de operación se encuentran los costos de materia prima los cuales son demasiado elevados \$ 91.632.704.500.

5.7 Ingresos

Los factores a considerar para la determinación de los ingresos por ventas son básicamente el precio y la cantidad vendida.

Las ventas anuales estimadas se realizaron teniendo en cuenta la demanda de biodiesel (numeral 1.2.2), por lo que las ventas del primer año equivalen a 33.000 Ton/anuales (646 barriles/día, 27144 gal/día).

Se asume un precio para el biodiesel de \$6713.025/ galón (Moreno, 2006).

5.8 Proyección de flujo de caja

En la Tabla 12 se presenta la proyección del flujo de caja para un periodo de 10 años y una tasa de oportunidad de 15%.

Tabla 44 Flujo de caja del proyecto puro

| Periodo | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|------------------------------------|--------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Ventas | | \$ 66.509.494.720 | \$ 69.169.874.509 | \$ 71.936.669.489 | \$ 74.814.136.269 | \$ 77.806.701.719 |
| Costos directos | | \$ 91.730.026.780 | \$ 96.178.933.079 | \$ 100.843.611.333 | \$ 105.734.526.483 | \$ 110.862.651.017 |
| Costos indirectos | | \$ 310.705.917 | \$ 325.775.154 | \$ 341.575.249 | \$ 358.141.649 | \$ 375.511.519 |
| Gastos de Admón. y ventas. | | \$ 126.000.000 | \$ 132.111.000 | \$ 138.518.384 | \$ 145.236.525 | \$ 152.280.497 |
| Gastos varios | | \$ 72.000.000 | \$ 75.492.000 | \$ 79.153.362 | \$ 82.992.300 | \$ 87.017.427 |
| Depreciaciones | | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 |
| Amortizaciones | | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 |
| Utilidad antes de impuesto | | -\$ 25.793.711.187 | -\$ 27.606.909.934 | -\$ 29.530.662.049 | -\$ 31.571.233.898 | -\$ 33.735.231.950 |
| Impuesto | | -\$ 8.769.861.804 | -\$ 10.490.625.775 | -\$ 11.221.651.579 | -\$ 11.997.068.881 | -\$ 12.819.388.141 |
| Utilidad neta | | -\$ 17.023.849.384 | -\$ 17.116.284.159 | -\$ 18.309.010.470 | -\$ 19.574.165.017 | -\$ 20.915.843.809 |
| Depreciaciones | | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 | \$ 59.123.210 |
| Amortizaciones | | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 |
| Inversión inicial | \$ 785.812.108 | | | | | |
| Valor de salvamento | | | | | | |
| Inversión en capital de trabajo | \$ 8.367.339.336 | | | | | |
| Recuperación de capital de trabajo | | | | | | |
| Flujo de Efectivo | -\$ 9.153.151.444 | -\$ 16.959.376.174 | -\$ 17.051.810.949 | -\$ 18.244.537.260 | -\$ 19.509.691.807 | -\$ 20.851.370.599 |

| Periodo | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|------------------------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|
| Ventas | \$ 80.918.969.788 | \$ 84.155.728.580 | \$ 87.521.957.723 | \$ 91.022.836.032 | \$ 94.663.749.473 |
| Costos directos | \$ 116.239.489.592 | \$ 121.877.104.837 | \$ 127.788.144.421 | \$ 133.985.869.426 | \$ 140.484.184.093 |
| Costos indirectos | \$ 393.723.828 | \$ 412.819.433 | \$ 432.841.176 | \$ 453.833.973 | \$ 475.844.920 |
| Gastos de Admón. y ventas. | \$ 159.666.101 | \$ 167.409.907 | \$ 175.529.287 | \$ 184.042.457 | \$ 192.968.517 |
| Gastos varios | \$ 91.237.772 | \$ 95.662.804 | \$ 100.302.450 | \$ 105.167.119 | \$ 110.267.724 |
| Depreciaciones | \$ 55.123.210 | \$ 55.123.210 | \$ 55.123.210 | \$ 56.456.543 | \$ 55.123.210 |
| Amortizaciones | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 |
| Utilidad antes de impuesto | -\$ 36.025.620.713 | -\$ 38.457.741.610 | -\$ 41.035.332.821 | -\$ 43.767.883.485 | -\$ 46.659.988.990 |
| Impuesto | -\$ 13.689.735.871 | -\$ 14.613.941.812 | -\$ 15.593.426.472 | -\$ 16.631.795.724 | -\$ 17.730.795.816 |
| Utilidad neta | -\$ 22.335.884.842 | -\$ 23.843.799.798 | -\$ 25.441.906.349 | -\$ 27.136.087.761 | -\$ 28.929.193.174 |
| Depreciaciones | \$ 55.123.210 | \$ 55.123.210 | \$ 55.123.210 | \$ 56.456.543 | \$ 55.123.210 |
| Amortizaciones | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 | \$ 5.350.000 |
| Inversión inicial | | | | | |
| Valor de salvamento | | | | | \$ 314.324.843 |
| Inversión en capital de trabajo | | | | | |
| Recuperación de capital de trabajo | | | | | \$ 8.367.339.336 |
| Flujo de Efectivo | -\$ 22.275.411.632 | -\$ 23.783.326.588 | -\$ 25.381.433.139 | -\$ 27.074.281.218 | -\$ 20.187.055.785 |

En la Tabla 13 se presentan los indicadores de rentabilidad (VPN y TIR) calculados para el proyecto.

Tabla 45 Indicadores de rentabilidad del proyecto.

| INDICADOR | |
|------------------|---------------------|
| VPN | -\$ 109.890.251.536 |
| TIR | --- |

Teniendo en cuenta la Tabla 12 observa que no hay utilidades, por lo tanto la TIR para este proyecto no se puede determinar, lo que quiere decir que el proyecto no es viable financieramente, esto se reafirma porque el otro indicador de rentabilidad que es el VPN es menor que cero, lo cual indica que la inversión inicial no alcanza a ser recuperada en un período de diez años.

Uno de los principales factores por el cual el proyecto no es rentable es el elevado costo de las materias primas, que corresponden al 99% de los costos de operación total.

Los ingresos anuales nunca sobrepasan el valor de los costos y gastos del proceso, ya que las ventas no aumentan significativamente año a año puesto que se asume aumentan de acuerdo a la demanda del diesel.

Como inicialmente la ley permite un 5% de biodiesel en la mezcla con diesel, los ingresos se calcularon para cubrir un 15% de la demanda de biodiesel en Colombia para la mezcla mencionada anteriormente, si se aumentará el porcentaje de biodiesel en la mezcla cubriendo el mismo porcentaje de demanda se podrían obtener mayores ingresos.

Otro aspecto que podría aumentar los ingresos sería el aumento en el precio del biodiesel, sin embargo esta opción podría acarrear grandes consecuencias en cuanto a la competitividad, ya que su precio estaría muy por encima con respecto al precio del diesel tradicional.

Teniendo en cuenta que los costos de producción anual son de \$92.040.732.697 y la cantidad a producir de biodiesel es 40.000 toneladas/año, el costo por tonelada de producto es de \$2.301.018/ tonelada, lo que equivale a \$7.908/ galón.

Con un costo de producción de \$7.908/ galón y un precio de venta de \$6713.025/ galón a nivel nacional el margen de contribución es negativo. (-\$1.195/galón)

Mirando la situación a nivel internacional, para un precio promedio de biodiesel de \$US 3.31/galón⁴ (\$7.352/galón), el margen de contribución es mayor (-\$ 556/ galón) con respecto al nacional pero de igual forma sigue siendo negativo.

Tomando como base el precio de venta nacional del diesel que es en promedio \$5.010/galón, el margen de contribución es de - \$2.898/ galón y con el precio internacional del diesel que es de \$US 1.6/galón⁵, se obtienen un margen de - \$4.354/galón.

De acuerdo a los márgenes de contribución calculados basados en los precios de ventas del biodiesel y el diesel, se observa que para ninguna de las situaciones éste toma un valor positivo lo que indica que los ingresos por ventas no alcanzan a cubrir los costos de producción. Por lo tanto se deben que buscar estrategias de apoyo para la disminución de los costos de producción (incentivos gubernamentales y fiscales).

Hay que tener en cuenta, que el precio de biodiesel varía dependiendo la fuente obtenida y de su porcentaje en mezcla con el diesel.

⁴ U.S. Department of Energy. Energy and Renewable Energy. Report, October 2006

⁵ http://209.85.165.104/search?q=cache:wvNs23VspYJ:www.minec.gob.sv/default.asp%3Fid%3D115%26mnu%3D42+precio+internacional+del+diesel+2007&hl=es&ct=clnk&cd=3&gl=co&lr=lang_es

CONCLUSIONES

1. La mejor alternativa como materia prima para la producción de biodiesel identificada hasta el momento es el aceite de palma, no solo por sus características en cuanto a rendimiento por hectárea sino por la infraestructura con la que cuenta el país en cultivos y empresas extractoras.
2. Se deben conocer claramente propiedades como la acidez del aceite empleado, para determinar la cantidad y el tipo de catalizador a usar, con el fin de neutralizar la mayor cantidad de ácidos grasos libres y evitar el contenido de éstos en el biocombustible para garantizar su calidad.
3. Se pudo percibir la influencia en el rendimiento del proceso de las variables estudiadas (relación molar alcohol/aceite y porcentaje de catalizador), siendo el porcentaje de catalizador la variable de mayor impacto.
4. Las condiciones óptimas encontradas de las variables analizadas para el proceso de obtención de biodiesel a partir de aceite de palma crudo, empleando KOH como catalizador son: 6:1 de relación molar alcohol/aceite y 0,5% de catalizador, dando como resultado un rendimiento de 84,14%. Comparando con otras investigaciones realizadas (Zapata, 2003) el rendimiento encontrado para condiciones similares (6:1 de relación molar alcohol/aceite y 0,8% de catalizador) es de 83.57 % aproximadamente, lo que indica que el valor del rendimiento concuerda con lo reportado en la literatura.
5. Las muestras analizadas (6 y 11) en general cumplen con las especificaciones para el biodiesel. En cuanto a la apariencia del combustible obtenido, cumplen con las características más significativas que representan este combustible (color, turbidez, y contenido de sólidos), sin embargo, propiedades como el contenido de agua y punto de inflamación no se cumplen, por lo que se concluye que la etapa de secado no se realizó de manera adecuada, para lo cual se recomienda profundizar en este proceso.
6. El alto contenido de agua en las muestras se debe a que el tiempo de secado no fue el suficiente debido a que los tiempos solo se variaron entre 90 y 105 minutos, además no se garantizó un calentamiento uniforme debido a que no hubo agitación, debido a que el montaje con

que se contaba no era el adecuado, porque no se disponía en el momento de equipos de agitación adicionales

7. Una vez se tenga controlada la etapa de reacción, las etapas más críticas del proceso que inciden directamente en la calidad del producto son la etapa de lavado y secado, en las cuales hay que tener en cuenta condiciones como tiempo y temperatura.
8. Para desarrollar el escalado del proceso, se toma como base el rendimiento, el cual fue una variable importante para poder obtener un diagrama de flujo preliminar del proceso y desarrollar el diseño conceptual.
9. Aunque el proyecto es técnicamente viable, los costos de operación son significativamente altos, lo que ocasiona que la rentabilidad obtenida al décimo año de operación no sea lo suficientemente atractiva para desarrollar el proyecto.
10. Lo que más influye en los elevados costos de producción es el costo de las materias primas empleadas, debido a que insumos como el metanol y KOH deben ser de alta pureza; viéndose una gran diferencia entre el costo de estos insumos y el ingreso por ventas. (Costo de insumos: 91.632 millones de pesos y ingresos por ventas: 66. 509 millones de pesos)

RECOMENDACIONES

1. En cuanto al alcohol utilizado se recomienda hacer un estudio empleando etanol, el cual podría favorecer la seguridad del proceso y obtenerse de una fuente renovable o biomasa y no de combustible fósil. Es importante corroborar experimentalmente lo expuesto en la literatura, con respecto a las condiciones del proceso (tiempo, temperatura, separación de biodiesel – glicerina), teniendo en cuenta también un catalizador que compense la reacciones lentas.
2. En la etapa de purificación se recomienda que el tiempo de secado sea mayor (entre 3 y 4 horas) y se emplee agitación constante para que no existan puntos muertos en el proceso y la eliminación de agua sea más eficiente.
3. Para futuros estudios sería de gran aporte cuantificar las cantidades de metanol, catalizador y glicerina en el biocombustible.

Recomendaciones económicas y ambientales:

4. El agua retirada después del proceso de lavado, presenta un contenido importante de catalizador y glicerina, este desecho se puede utilizar en formación de jabones y obtención de fertilizantes al ser tratado con ácido fosfórico.
5. La glicerina obtenida luego de la separación es de baja pureza, por lo que se requiere un proceso de purificación para poder utilizarla en sus aplicaciones industriales, lo que podría generar un ingreso adicional en el caso de ser rentable, sirviendo de apalancamiento financiero del proyecto.
6. Es importante a la hora de desarrollar un proyecto de biocombustibles tener en cuenta el equilibrio ambiental, ya que este tipo de proyectos puede impulsar una expansión de monocultivos, haciendo que tierras fértiles que producen alimentos, se concentren en la producción de materias primas para los biocombustibles, aumentando la deforestación, extinción de especies y desequilibrio ambiental.

BIBLIOGRAFÍA

AGUDELO J., BENJUMEA P. (2004) Biodiesel de aceite crudo de palma Colombiano: Aspectos de su obtención y utilización.

AGUILAR J. (2006) Biodiesel, ejemplo notable de combustible alternativo. Energía al debate.

ANTOLIN G., TINAUT F.V., BRICEÑO Y., CASTAÑO V., PEREZ C., RAMIREZ A.I. (2002) Optimisation of biodiesel production by sunflower oil transesterification. Technology 83 (2002) Pág, 111–114

ARACIL J. (2003) Proceso de producción de biodiesel, materias primas y alternativas. Universidad Complutense de Madrid.

BARRERA D. (2006) Evaluación de las propiedades de superficie del óxido de zinc y su actividad catalítica en la transesterificación de aceite de palma con metanol. Universidad de los ANDES.

BAYLEI A. (1951) Industrial oil and fats. Segunda edición

BENJUMEA P., AGUDELO J., BENAVIDES A. (2004) análisis de calidad de los biogaseos de aceite de palma e higuera. Energética 31, pp. 11-21.

BADUI S. (1999) Química de los alimentos Editorial Person México.

CONTRALORÍA GENERAL DE LA NACIÓN, Sector minas y energía. Informe: BIOETANOL y BODIESEL: LOS COMBUSTIBLES ECOLÓGICOS EN COLOMBIA. (2005)

CRESPO G., MARTÍNEZ M., ARACIL J. (2001). Biodiesel: Una alternativa real al gasóleo mineral. En Ingeniería Química, Marzo (2001). 135 – 145

DABDOUB M. (2004) Transesterification of Vegetable oils employing ethanol. University of São Paulo.

DARNOKO D., CHERYAN M. (2000) Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor. JAOCS. Vol, 77, nº 12. (2000)

DINERO No 251 . Biodiesel sector en combustión. Abril 14 de 2006. Pág. 38

ECO-SUR Ficha técnica Hidróxido de potasio. Disponible en: http://www.ecosur.net/sust._varias/ hidroxido_de_potasio.html. Hidróxido de potasio Consulta: 20 de septiembre 2006

ECO-SUR Ficha técnica metanol. Disponible en: http://www.ecosur.net/sust._varias/metanol.html. Metanol. Consulta: 20 de septiembre 2006

ESCOBAR, J (2005). EL DISEÑO CONCEPTUAL. Curso Diseño de Procesos. Medellín, Colombia. Universidad EAFIT.

ESPINAL C. (1998) Competitividad de la cadena de oleaginosas, aceites y grasas vegetales y animales.

FANGRUI M., MILFORD A. (1999) Biodiesel production: a review1. Bioresource Technology 70

FEDEPALMA. (2006) Federación nacional de cultivadores de palma de aceite. Disponible en: <http://www.fedepalma.org/index.shtm>

FELIZARDO P., CORREIA M., RAPOSO I., MENDES J., BERKEMEIER R., BORDADO J. (2006) Production of biodiesel from waste frying oils. Waste Management 26 (2006) 487–494

FOON C., MAY C., LIANG Y., NGAN M., BASIRON Y. (2003) Palm Biodiesel: Gearing Towards Malaysian Biodiesel Standards.

FRANCÉS E. (2004) Espaciamientos mínimos y criterios para la distribución de instalaciones industriales en centros de trabajo de petróleos mexicanos y organismos subsidiarios.

FUKUDA H., KONDO A., NODA H. (2001) Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils. JOURNAL OF BIOSCIENCE AND BIOENGINEERING Vol. 92, No. 5, 405-416. (2001)

GARCÍA J., GARCÍA J. (2006) Biocarburantes líquidos: Biodiesel y bioetanol. Fundación para el conocimiento Madrid CEIM.

GERPEN J. (2004) Biodiesel processing and production. Fuel Processing Technology

HEALTH AND SAFETY EXECUTIVE. (2006) Domestic production of biodiesel - health and safety warning. Disponible en: <http://www.hse.gov.uk/pubns/biodiesel.htm>. Consulta: Septiembre 2006

HERAZO C. (2004) Introducción a la distribución de plantas. Facultad de minas, Universidad Nacional de Colombia.

JONSON PUMP (2006). Positive displacement pumps: Gear pumps. Centrifugal pumps. Disponible en: <http://www.johnson-pump.com/>. Consulta: 17 Diciembre 2006

JOURNEY TO FOREVER (2005). Haz tu propio biodiesel Disponible en: http://journeytoforever.org/es/biodiesel_fabricar.html. Consulta: 19 Agosto 2006

KIM H., KANGA B., KIM M., PARK Y., KIM D., LEE J., LEE K. (2004) Transesterification of vegetable oil to biodiesel using heterogeneous base catalyst. *Catalysis Today* 93–95 (2004) 315–320

LAROSA R. (2001) Proceso para la producción de biodiesel y refinación de glicerina.

LAROSA R. (2005) Situación actual del biodiesel. En *Ingeniería química*. Febrero (2005), p. 97-104.

LENNTECH (2006) Centrifugación y centrifugadores. Disponible en: <http://www.lenntech.com/espanol/centrifugacion.htm>. Consulta: Diciembre 2006

LÓPEZ G. (2006) Biodiesel: Perfiles de negocios. Internacional red IV.E CYTED.

LOTERO E., LIU Y., LOPEZ D (2005) Synthesis of Biodiesel via Acid catalysis. *Engineering Chem. Res.* 5353-5363.

MANUAL. GENERAL RECOMMENDATIONS FOR SAPACING. INDUSTRIAL RISK INSURERS. (2000)

MARCHETTI J.M., MIGUEL V.U., ERRAZU A.F. (2005) Possible methods for biodiesel production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*

MAY C., NGAN M., YOO C. MAJID R., CHUNG A., NANG H., FOON C., LIANG Y., WEI P. (2004) Palm Diesel: Green and Renewable Fuel from Palm Oil.

MEHER L.C., VIDYA D., NAIK S.N. (2006) Technical aspects of biodiesel production by transesterification—a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 10: 248–268

MORENO H. (2006.) XXVII Congreso nacional de ingeniería. La interconexión de Colombia con el mundo. Medellín Agosto 30 de 2006.

NACIONAL BORRAD OF BIODIESEL. (NBB) (2006). Disponible en: <http://www.biodiesel.org/>. Consulta: Agosto 2006

NOUREDDINI H., ZHU D. (1997) Kinetics transesterification of soybean oil. University of Nebraska.

PASHOVA V., ACEVEDO A., LÓPEZ C. (2004) El biodiesel a partir de aceites vegetales: Una fuente de nuevas bioindustrias. En *TECNO LÓGICAS* N° 13, Diciembre 2004. p. 9-25

PORTAFOLIO (2007). Tasa de impuesto a la renta. Indicadores económicos. Disponible en: www.portafolio.com.co Consulta: 5 de enero 2007.

RAMADHAS A.S., JAYARAJ S., MURALEEDHARAN C. (2005) Biodiesel production from high FFA rubber seed oil. *Fuel* 84 (2005), Pág. 335–340

ROMERO C., CLEVES H., AGUAS R. (2006) Plan de ciencia, tecnología e innovación de la universidad del Magdalena.

SCHUCHARDTA U., SERCHELIA R., MATHEUS R. (1998) Transesterification of Vegetable Oils: a Review. *J. Braz. Chem. Soc.*, Vol. 9, No. 1, Pág. 199-210,

STRATTA J. (2000) BIOCOMBUSTIBLES: los aceites vegetales como constituyentes principales del biodiesel.

TURTON R., BAILIE R., WHITING W., SHAEIWITZ J. (1999). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. Primera edición. Estados Unidos. Editorial Prentice Hall.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. (2002) A Comprehensive Analysis of Biodiesel Impacts on Exhaust Emissions, Draft Technical Report. EPA 402-P-02-001. Octubre (2002)

UPME (UNIDAD DE PLANEACIÓN DE MINERO ENERGÉTICA. Boletín mensual edición número 76. Octubre de 2006

VERA C. R., D'IPPOLITO S. A., PIECK C. L., PARERA J. M. (2004) Optimización de un proceso de producción de biodiesel basado en transesterificación supercrítica no catalítica. Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica (INCAPE). Universidad Nacional del Litoral. (2004)

VICENTE G., MARTÍNEZ M., ARACIL M. (2006) Optimisation of integrated biodiesel production. Part I. A study of the biodiesel purity and yield. *Bioresource Technology*

WALAS S., (1990). *Mixing and Agitation. Chemical Process Equipment: Selection and Design*. U.S.A. Butterworth-Heinemann. Pág. 287.

WESFALIA SEPARATOR. SEPARATORS. Disponible en: <http://www.westfalia-separator.com/en/>. Consulta: 19 Diciembre 2006.

YANEVICH C., BRACHNA D., SÁNCHEZ C., MATTEA M. (2003) Biodiesel de aceite de algodón. Universidad Nacional del Nordeste y Universidad Nacional de Río Cuarto, Argentina.

ZAPATA P., MENDOZA R., (2003) Obtención de biocombustible mediante la transesterificación de aceite de palma con metanol. Universidad Nacional Sede Medellín.

ZHANG Y., DUB_E M.A., MCLEAN D.D., KATES M. (2003) Review Paper. Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. Bioresource Technology 89 (2003) 1–16

ANEXO 1

2 - LCYB - FO - 001 - 05

REPORTE DE RESULTADOS

LCYB - RE

- 010

INFORMACION MUESTRA

| | |
|--------------------|----------------------------|
| FECHA DE SOLICITUD | |
| SOLICITADO | SI |
| PRODUCTO | Muestra de Aceite de Palma |

RESULTADOS

| ANALISIS | UNIDADES | NORMA | RESULTADO | ESPECIFICACION | |
|----------------------------------|----------|---------------------|-----------|----------------|-----|
| | | | | MIN | MAX |
| ACIDEZ, ÁCIDO PALMÍTICO | % P/P | ASTM D 1980 - 98 | 4,741 | | |
| SAPONIFICACIÓN | mg KOH/g | ASTM D 5558 - 01 | 199,48 | | |
| MATERIAL INSAPONIFICABLE | mg KOH/g | ASTM D 1965 - 98 | 15,6 | | |
| PESO MOLECULAR | g/mol | | | | |
| PESO MOLECULAR POR CRIOSCOPIA | g/mol | | | | |
| INDICE DE YODO | cg/g | ASTM D 5554 - 01 | | | |
| METANOL | % P/P | | | | |
| MONO - GLICÉRIDOS | % P/P | ASTM D 6584 - 00 | | | |
| DI - GLICÉRIDOS | % P/P | ASTM D 6584 - 00 | | | |
| TRI - GLICÉRIDOS | % P/P | ASTM D 6584 - 00 | | | |
| GLICERINA LIBRE | % P/P | ASTM D 6584 - 00 | | | |
| METILÉSTERES | % P/P | AOAC 963.22 | | | |
| PESO MOLECULAR POR CROMATOGRAFÍA | g/mol | | | | |
| HUMEDAD POR KARL FISCHER | % | ASTM D 4377 - 00 | | | |

ANEXO 2

A continuación se presenta el cálculo de las cantidades de materia prima empleadas en los ensayos experimental.

Se toma como base las condiciones empleadas en la corrida 6.

Relación molar Metanol/aceite = 6:1

Cantidad de catalizador = 0.5 %

Cantidad de aceite = 600 g.

Cantidad de metanol:

PM aceite de palma = 881.69g/mol

$$\text{Moles}_{\text{aceite}} = \frac{\text{g.}_{\text{aceite}}}{\text{PM}_{\text{aceite}}} = \frac{600\text{g}}{881.69\frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 0,681\text{mol}_{\text{aceite}}$$

$$\text{Moles}_{\text{metanol}} = \text{mol}_{\text{aceite}} * \text{Relacion} \frac{\text{metanol}}{\text{aceite}} = 0,681 * 6 = 4,1\text{mol}_{\text{metanol}}$$

$$\text{g.}_{\text{metanol}} = \text{mol}_{\text{metanol}} * \text{PM}_{\text{metanol}} = 4.1 * 32 = 130,7\text{g.}$$

Cantidad de KOH:

Se requiere 0.5 % con respecto a la cantidad de aceite mas la cantidad requerida para neutralizar los ácidos grasos libres presentes en el aceite.

Cantidad de KOH necesaria para neutralizar los ácidos grasos libres:
(Benjumea, 2006)

$$\text{Peso de KOH} = \frac{\% \text{ de Acidez} \left(\frac{\text{g. de ácido palmítico}}{\text{g de muestra}} \right)}{100 * \text{PM de ácido palmítico}} * \text{PM KOH} \left(\frac{\text{g. de KOH}}{\text{Mol de KOH}} \right) * \text{g. de muestra}$$

% de Acidez = 4.741(ver ANEXO 1 ficha técnica aceite de palma)

$$\text{Peso de KOH} = \frac{4.741 \left(\frac{\text{g. de ácido palmítico}}{\text{g de muestra}} \right)}{100 * 256 \left(\frac{\text{g. de ácido palmítico}}{\text{mol de ácido palmítico}} \right)} * 56.1 \left(\frac{\text{g. de KOH}}{\text{Mol de KOH}} \right) * 600 \text{ g. de muestra} = 6,234\text{g}$$

Cantidad de catalizador con respecto al peso del aceite.

$$\text{g. de KOH} = \frac{600 \text{ g. de aceite} * 0.5}{100} = 3\text{g}$$

g. de KOH totales = 6.234g. + 3g = 9.234g.

| <i>Materia prima</i> | <i>Cantidad (g)</i> |
|-----------------------------|----------------------------|
| Aceite de palma | 600 |
| Metanol | 130.7 |
| KOH | 9.234 |

ANEXO 3

Descripción de la apariencia del biodiesel obtenido

Muestra 1: Condiciones, 1% de catalizador y relación 6:1. La apariencia de ésta muestra es bastante opaca, líquida totalmente y no presenta sólidos ni geles. La muestra 8 que es la réplica de la muestra 1, es más transparente y en cuanto a sólidos y geles presentes es igual a la muestra 1.

Muestra 2: Condiciones, 1% de catalizador y relación 10:1. No tiene presencia de sólidos ni geles, está totalmente líquida pero presenta un poco de opacidad. La réplica (muestra 15), tiene mucha diferencia, ya que no es totalmente líquida, hay presencia de sólidos y geles, los cuales están en menor cantidad que la fase líquida y se depositan en el fondo del recipiente. La parte líquida es rojiza y transparente.

Muestra 3: Condiciones, 1% de catalizador y relación 12:1. La muestra es totalmente líquida de color rojizo transparente, sin presencia de sólidos ni geles. La muestra 12 que se obtuvo bajo las mismas condiciones, es totalmente diferente debido a que en esta muestra hay presencia de sólidos y geles. La fase líquida es de color rojizo transparente y está en mayor proporción que los sólidos.

Muestra 4: Condiciones, 0,5% de catalizador y relación 12:1. Se visualizan dos fases, una rojiza transparente en la parte superior y sólidos en la parte inferior; éstas dos fases se encuentran en la misma proporción. También se observaron pequeñas cantidades de gel. La muestra 16 que es la réplica de la muestra 4 presenta una apariencia muy diferente, debido a que no hay presencia de sólidos ni geles y la muestra es totalmente transparente y de color rojizo.

Muestra 5: Condiciones, 0,5% de catalizador y relación 10:1. Se observa la muestra totalmente transparente y de color rojizo no presenta sólidos ni geles. La réplica (muestra 10), presenta sólidos y geles pero en pequeñas cantidades; la parte líquida es totalmente transparente y de color rojizo.

Muestra 6: Condiciones, 0,5% de catalizador y relación 6:1. Esta muestra es de color rojizo totalmente líquida y transparente (no hay presencia de gel ni de sólidos). La muestra 11 (réplica) presenta las mismas condiciones que la muestra 6.

Muestra 7: Condiciones, 1,5% de catalizador y relación 12:1. Se observan dos fases una de sólido que se encuentran en el fondo en menor proporción que la fase líquida; esta última es de color rojizo pero bastante opaca, además hay presencia de geles. La muestra 18 que se obtuvo bajo las mismas condiciones presenta igual apariencia que la muestra 7.

Muestra 9: Condiciones, 1,5% de catalizador y relación 6:1. Hay presencia de sólidos en pequeñas cantidades y se observan geles. La parte líquida es

transparente y de color rojizo. La muestra 17 (réplica) presenta las mismas características de la muestra 9.

Muestra 13: Condiciones, 1,5% de catalizador y relación 10:1. Hay presencia de sólidos y geles. La fase líquida es de color rojizo transparente y está en mayor proporción que los sólidos presentes. La muestra 14 (réplica) presenta las mismas condiciones.