

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATOLICA DE VALPARAISO  
FACULTAD DE INGENIERIA  
ESCUELA INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE  
INGENIERO CIVIL QUIMICO

**“DISEÑO CONCEPTUAL DE PLANTA PILOTO  
PARA PRODUCCION DE BIODIESEL A PARTIR  
DE GRASAS ANIMALES”**

**Alumno: Hugo Cristián Villaseñor Neira**

Profesor Guía:  
José Torres Titus

**Julio 2.010**

## Resumen

El informe que a continuación se presenta contiene la investigación de la producción de biodiesel a partir de grasas animales utilizando metóxido de sodio como catalizador, desarrollada en los laboratorios de la Universidad de Talca. Así como también el desarrollo del diseño de una planta piloto para la producción de 1.000 litros de biodiesel, para llevar a cabo la investigación anteriormente nombrada para la empresa Pacific Chemical Ltda.

La producción del biodiesel se lleva a cabo por medio de las etapas de la reacción de transesterificación en medio básico, separación, lavado y secado del biodiesel. Para ello se realizó un montaje a escala de laboratorio, con el fin de dar curso a la reacción de transesterificación utilizando grasas fundidas previamente analizadas para determinar las cantidades de reactivos a utilizar para dicha reacción. La reacción de transesterificación se llevo a cabo por un tiempo de dos horas bajo agitación constante y sometida a un baño térmico a 75 °C. El producto de la reacción de transesterificación son metiléster (biodiesel) y glicerol como subproducto, los cuales son separados por gravedad en un decantador, para posteriormente someter al biodiesel a la etapa de lavado y secado pasando finalmente al almacenamiento de este. A las muestras almacenadas se les sometió a análisis como determinación de densidad, viscosidad, índice de cetano, calor de combustión, sometimiento de las muestras de biodiesel a GC (Gas Chromatography) y cálculo de rendimiento de reacción.

Una vez obtenido los análisis se procedió a realizar los balances de masa y energía asociados a la reacción de transesterificación para seguir con el diseño mecánico de la planta piloto para una producción de 1000 [L], determinando el material a utilizar en los estanques como en el reactor, espesores, así como también los elementos que constituyen a cada uno de estos.

Finalmente se procedió a realizar un análisis de rentabilidad para ver el capital estimado de inversión resultando de US\$2.869.021,19 aplicando métodos para estimar estas, así como el capital para la elaboración del producto y terminar con un flujo de caja que determine la viabilidad del proyecto en base a indicadores económicos, el cual resulta no viable debido a que se obtiene un VAN de US\$-30.183.793,86, el cual puede mejorar hasta el punto de

hacerlo viable económicamente, si se llegase a obtener una mejora en el rendimiento de la reacción (sobre 90%) aplicando nueva tecnología como es el uso de lipasas, consiguiendo de esta manera un aumento en los ingresos ó bien si este proyecto fuese dirigido a empresas que cuentan con la materia prima (mataderos).

## Indice de Contenidos

<b>1. Objetivos</b>	<b>1</b>
<b>1.1 Objetivo General</b>	<b>1</b>
<b>1.2 Objetivos Específicos</b>	<b>1</b>
<b>2. Introducción</b>	<b>2</b>
<b>3. Marco Teórico</b>	<b>4</b>
<b>3.1 Definición.</b>	<b>4</b>
<b>3.2 Características.</b>	<b>5</b>
3.2.1 Ventajas.	6
3.2.2 Desventajas.	6
<b>3.3 Producción a nivel mundial.</b>	<b>7</b>
<b>3.4 Biodiesel en Chile.</b>	<b>8</b>
<b>3.5 Materias primas.</b>	<b>9</b>
3.5.1 Grasas.	9
3.5.1.1 Producción de grasas en Chile.	10
3.5.1.2 Alcoholes.	11
<b>4. Obtención de Biodiesel</b>	<b>13</b>
<b>4.1 Transesterificación.</b>	<b>13</b>
4.1.1 Catálisis básica. <sup>9, 10</sup>	14
4.1.2 Catálisis ácida. <sup>9, 10</sup>	14
4.1.3 Catálisis enzimática. <sup>9</sup>	14
4.1.4 Variables que afectan la reacción de transesterificación.	15
4.1.4.1 Pureza de reactivos. <sup>9</sup>	15
4.1.4.2 Relación molar alcohol/aceite. <sup>11</sup>	15
4.1.4.3 Agitación.	16
<b>4.2 Decantación.<sup>12</sup></b>	<b>16</b>
<b>4.3 Lavado.<sup>10, 12, 13</sup></b>	<b>16</b>
<b>4.4 Secado del biodiesel.<sup>12</sup></b>	<b>17</b>
<b>5. Materiales, Equipos y Métodos</b>	<b>18</b>
<b>5.1 Materiales y equipos.</b>	<b>18</b>
5.1.1 Reactivos.	18
5.1.2 Materiales de vidrio.	18
<b>5.2 Métodos analíticos.</b>	<b>18</b>
5.2.1 Caracterización grasas.	18
5.2.2 Métodos para la determinación de la calidad del biodiesel.	19
<b>5.3 Manejo de las materias primas.</b>	<b>20</b>
5.3.1 Extracción de las grasas de matadero.	21
5.3.2 Extracción de las grasas de carnicerías.	21
<b>5.4 Obtención biodiesel.</b>	<b>21</b>

5.4.1	Pretratamiento materia prima.	21
5.4.2	Preparación de reactivos.	22
5.4.3	Reacción de transesterificación.	22
5.4.4	Agitación.	23
5.4.5	Separación glicerina.	23
5.4.6	Lavado biodiesel.	24
5.4.7	Secado biodiesel.	24
5.4.8	Análisis del biodiesel.	25
<b>5.5</b>	<b>Resultados.</b>	<b>26</b>
5.5.1	Resultados análisis para la grasa.	26
5.5.2	Resultados análisis para biodiesel.	26
5.5.2.1	Densidad.	27
5.5.2.2	Viscosidad.	27
5.5.2.3	Número de cetano.	28
5.5.2.4	Calor de combustión.	30
5.5.2.5	Rendimiento de la reacción.	31
<b>6.</b>	<b>Diseño Planta Piloto</b>	<b>32</b>
<b>6.1</b>	<b>Diseño reactor de Transesterificación.</b>	<b>33</b>
6.1.1	Capacidad y material de construcción.	33
6.1.2	Condiciones de operación.	33
6.1.3	Dimensionamiento reactor transesterificación.	34
6.1.4	Diseño mecánico.	36
6.1.4.1	Espesor de pared reactor.	36
6.1.4.2	Espesor de cabezales.	36
6.1.5	Condiciones de reacción. <sup>17</sup>	37
6.1.5.1	Calor requerido por medio de la reacción.	37
6.1.6	Sistema de agitación y mezcla. <sup>16</sup>	39
6.1.7	Sistema de calentamiento.	40
6.1.7.1	Tiempo de calentamiento del medio.	43
6.1.8	Condensador de metanol.	44
6.1.8.1	Balace de energía.	45
6.1.8.2	Flujo de agua.	45
6.1.8.3	Cálculo de la diferencia media de temperatura.	46
6.1.8.4	Proceso de diseño térmico del condensador vertical.	46
6.1.8.5	Condensador vertical establecido.	47
6.1.9	Equipos auxiliares.	48
6.1.9.1	Equipo preparación catalizador.	48
6.1.9.2	Equipo de fundición y almacenamiento de grasas.	50
6.1.9.3	Separación.	51
6.1.9.4	Equipo de lavado.	52
6.1.9.5	Equipo de secado.	52
6.1.9.6	Almacenamiento de biodiesel.	53
6.1.9.7	Almacenamiento de glicerina.	54
6.1.9.8	Selección de bombas.	54
6.1.9.9	Filtros.	55
<b>8.</b>	<b>Análisis de rentabilidad</b>	<b>55</b>
8.1	Capital de inversión.	56
8.2	Costo del producto.	57
8.3	Flujo de caja.	58
<b>9.</b>	<b>Conclusiones</b>	<b>62</b>

<b>10. Bibliografía</b>	<b>64</b>
<b>11. Nomenclatura</b>	<b>67</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>71</b>
<b>Anexo A</b>	<b>71</b>
<b>Anexo B</b>	<b>74</b>
<b>Anexo C</b>	<b>77</b>
<b>Anexo D</b>	<b>107</b>
<b>Anexo E</b>	<b>158</b>
<b>Anexo F</b>	<b>165</b>

## Indice de Figuras

<i>Figura 1. Emisiones Biodiesel (EPA 2.002)</i>	5
<i>Figura 2. Producción de ganado a nivel nacional</i>	10
<i>Figura 3. Grasa fundida</i>	21
<i>Figura 4. Preparación metóxido de sodio</i>	22
<i>Figura 5. Transesterificación</i>	22
<i>Figura 6. Separación metiléster-glicerina</i>	23
<i>Figura 7. Lavado Biodiesel</i>	24
<i>Figura 8. Secado Biodiesel en rotavapor</i>	25
<i>Figura 9. Biodiesel purificado</i>	25
<i>Figura 10. Gráfica índice de cetano</i>	29
<i>Figura 11. Flowsheet Producción de Biodiesel</i>	32
<i>Figura 12. Esquema de Componentes reacción de transesterificación</i>	35
<i>Figura 13. Esquema sistema de calentamiento</i>	42
<i>Figura 14. Centrifuga de discos AC 1.500</i>	52

## Indice de Tablas

<i>Tabla 1. Comparación diesel v/s biodiesel</i>	4
<i>Tabla 2. Características diesel y biodiesel</i>	5
<i>Tabla 3. Productores de biodiesel a nivel mundial</i>	8
<i>Tabla 4. Cabezas de ganado y cantidad de grasa</i>	11
<i>Tabla 5. Análisis de grasas</i>	26
<i>Tabla 6. Adecuación de grasas</i>	26
<i>Tabla 7. Densidades biodiesel</i>	27
<i>Tabla 8. Viscosidades muestras de biodiesel</i>	28
<i>Tabla 9. Índice cetano muestras</i>	29
<i>Tabla 10. Calores de combustión</i>	30
<i>Tabla 11. Rendimientos de reacción muestras</i>	31
<i>Tabla 12. Balance masa reacción transesterificación</i>	34
<i>Tabla 13. Dimensiones agitador</i>	40
<i>Tabla 14. Características sistema de calentamiento</i>	42
<i>Tabla 15. Características condensador vertical</i>	47
<i>Tabla 16. Equipo preparación catalizador</i>	49
<i>Tabla 17. Características equipo fundición de grasas</i>	50
<i>Tabla 18. Características equipo de secado</i>	52
<i>Tabla 19. Almacenamiento biodiesel</i>	53
<i>Tabla 20. Almacenamiento glicerina</i>	54
<i>Tabla 21. Costo equipos principales</i>	56
<i>Tabla 22. Costos directos</i>	56
<i>Tabla 23. Costos indirectos</i>	57
<i>Tabla 24. Costos directos</i>	58
<i>Tabla 25. Costos indirectos</i>	58
<i>Tabla 26. Gastos generales empresa</i>	58
<i>Tabla 27. Flujo de caja neto</i>	60

# 1. Objetivos

## 1.1 Objetivo General

- Desarrollo técnico de una planta piloto de biodiesel a partir de grasas animales utilizando metóxido de sodio como catalizador.

## 1.2 Objetivos Específicos

- Recopilación de antecedentes, en lo referente al uso de distintos catalizadores para la producción de biodiesel.
- Montaje de equipos y reactivos necesarios a nivel de laboratorio.
- Evaluación de rendimiento y propiedades del producto obtenido.
- Diseño conceptual de planta piloto.
- Evaluación económica.

## 2. Introducción

Uno de los problemas más grande que vive la humanidad hoy en día es el calentamiento global, producido en mayor parte por la utilización de combustibles fósiles, el cual debido a su gran flexibilidad es utilizado para la generación de electricidad, parque automotriz, uso industrial y comercial. La energía suministrada por los combustibles fósiles se aproxima al 90% de la energía requerida en el mundo, de esta cerca del 30% corresponde a carbón y el resto a derivados del petróleo. De esta forma, el creciente ritmo de uso de este tipo de combustible garantizaría la disponibilidad de reservas de petróleo hasta el año 2.050. Por lo mencionado anteriormente, sumado a los altos precios mundiales de la energía y consecuencias medio ambientales, es que se ha generado un gran interés por buscar un reemplazante para parte de los combustibles fósiles por etanol o biodiesel.

El interés mundial por la producción de biodiesel se basa a que este permite reducir la dependencia de combustibles fósiles, reducir las emisiones de gases contaminantes hacia la atmósfera, como oportunidad para que los países se diversifiquen acorde a sus recursos naturales estimulando mercados agrícolas y disminuir pobreza en áreas rurales proporcionando trabajo.

En Chile el escenario de producción de energías alternativas provenientes de fuentes renovables no convencionales se ve promovido debido a que forma parte de uno de los cinco ejes de la política medioambiental del Ministerio de Agricultura. El alto precio del petróleo y el avance en el desarrollo de etanol y biodiesel contribuyen a aumentar el atractivo de la agricultura para focalizar inversiones, con respecto a la producción pecuaria en Chile la producción de carne en vara el año 2.007 fue de 982.222,2 [ton] lo que se traduce en 78.577,77 [ton] de grasa a un rendimiento del 69%, se obtendrían 54.218,65 [ton/año] de biodiesel, representando un volumen de 65.546,01 [m<sup>3</sup>/año].

El biodiesel se perfila como el combustible renovable más adecuado para reemplazar al petróleo debido a sus similitudes físico-químicas y que además presenta como un plus su baja toxicidad y ser biodegradable.

El uso de biocombustibles no implicaría necesariamente una baja en el precio del diesel ó la gasolina de origen fósil, pero si una menor dependencia de estos, lo que se traduciría en una menor importación de petróleo lo que permitiría una estabilidad del precio en el tiempo.

### 3. Marco Teórico

#### 3.1 Definición.

El término “Biodiesel” corresponde a un derivado de los aceites vegetales o grasas animales, obtenido por medio de la reacción de transesterificación de los triglicéridos que se encuentran presentes en estos, con un alcohol en presencia de un catalizador (homogéneo u heterogéneo) para formar ésteres grasos (Biodiesel) y glicerol.

El biodiesel puede ser utilizado como sustituto o aditivo del diesel convencional en sistemas de calentamiento o motores diesel, ahora dependiendo de su pureza puede ser ocupado directamente en motores de ignición o compresión, o en mezclas del 10% ó 20% designados respectivamente como B10 y B20 (BXX). A diferencia de los combustibles tradicionales (carbón, petróleo, gas) el biodiesel presenta la ventaja de tener un impacto notorio en la reducción de emisiones gaseosas nocivas, como el dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), y sulfatos que son los principales componentes de la lluvia ácida.

El biodiesel es el primer y único combustible alternativo que posee una evaluación de emisiones y efectos potenciales sobre la salud de las personas aprobado por la E.P.A. (Environmental Protection Agency). La tabla 1 promulgada por la E.P.A. el año 2002<sup>1</sup> muestra una comparación de las emisiones en un motor diesel convencional con uno utilizando una mezcla de 20% de biodiesel (B20), en tanto la figura 1 muestra las ventajas del biodiesel en cuanto a emisiones, a excepción de las emisiones del óxido de nitrógeno la cual presenta una desventaja en comparación al diesel convencional.

**Tabla 1. Comparación diesel v/s biodiesel**

<b>Contaminantes del aire</b>	<b>B20 (%)</b>
<i>Oxidos de nitrógeno</i>	<b>+2.0</b>
<i>Material particulado</i>	<b>-10.1</b>
<i>Monóxido de carbono</i>	<b>-11.0</b>
<i>Hidrocarburos</i>	<b>-21.1</b>

**E. P. A. 2002**

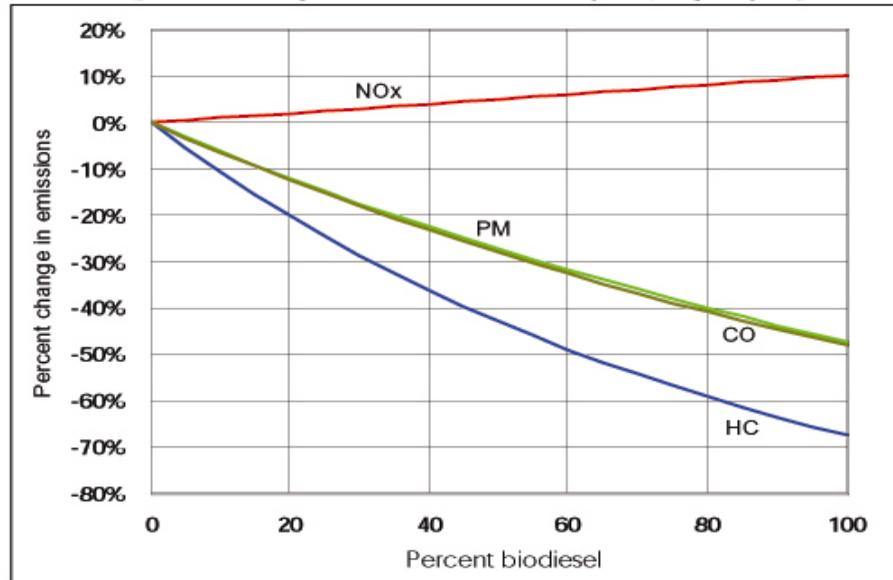


Figura 1. Emisiones Biodiesel (EPA 2.002)

### 3.2 Características.

El biodiesel es un combustible renovable derivado de los aceites vegetales o grasas animales, que según la ASTM (American Society Testing Materials) es definido como ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de insumos grasos renovables como aceites vegetales o grasas animales. El término *bio* hace referencia a su naturaleza renovable y biológica a diferencia del combustible diesel tradicional derivado del petróleo y el término *diesel* hace su referencia al uso de este en motores de este tipo.<sup>2</sup> En la tabla nº 2 se muestran las características típicas del biodiesel y del diesel.

Tabla 2. Características diesel y biodiesel

Propiedad	Biodiesel	Diesel
-----------	-----------	--------

<i>Composición</i>	<i>Ester metílico de ácidos grasos</i> $C_{12} - C_{22}$	<i>Hidrocarburos</i> $C_{10} - C_{21}$
<i>Poder calorífico inferior [kcal/kg]</i>	9.500	10.800
<i>Viscosidad cinemática [cst] (40 °C)</i>	3,5 – 5,0	3,0 – 4,5
<i>Peso específico</i>	0,875 – 0,900	0,850
<i>Azufre [P/p]</i>	0	0,2
<i>Punto ebullición [°C]</i>	190 – 340	180 – 335
<i>Punto escurrimiento [°C]</i>	120 – 170	60 – 80
<i>Punto inflamación [°C]</i>	-15/+16	-35/+15
<i>Número de cetano</i>	48 – 60	46
<i>Relación esteq.<sup>aire</sup>/combustible</i>	13,8	15

Fuente: ASTM

### 3.2.1 Ventajas.

1. Es un combustible 100% ecológico, ya que se compone de compuestos vegetales.
2. No posee azufre, que es el causante de la lluvia ácida, además de ser causante de enfermedades respiratorias y cáncer.
3. Posee un mayor punto de inflamación, con lo cual en caso de accidente su combustión tardía en comparación al diesel.
4. Es biodegradable, por lo cual en caso de accidente no se produce contaminación (se degrada biológicamente el 85% en cuatro semanas).
5. Mayor lubricidad (favorece el circuito de alimentación y de la bomba de inyección).
6. No se requieren mayores cambios para motores diesel convencionales para su uso, obteniéndose similares rendimientos.
7. Viabiliza el autoabastecimiento al productor agropecuario (en términos de microeconomía).

### 3.2.2 Desventajas.

1. Alto punto de solidificación, por lo que su uso en motores a bajas temperaturas puede ocasionar obstrucciones.
2. Produce un mayor consumo debido a que posee un menor poder calorífico y combustiona más tarde que el diesel.
3. Generación de un coproducto (glicerina), que debe ser retirado antes de utilizar el combustible.
4. Escasa estabilidad oxidativa (periodo máximo de almacenamiento inferior a seis meses). Se puede evitar eliminando todo el alcohol y agua del combustible.

### 3.3 Producción a nivel mundial.

Debido a la alta demanda energética mundial, es que se hace hincapié en la búsqueda y el uso de energías alternativas no contaminantes, es por ello que los países pertenecientes a la Unión Europea, en especial Alemania, son los grandes productores de biodiesel a nivel mundial, seguido por Estados Unidos. En cambio, en América Latina los pioneros son los países de Brasil, Argentina y Colombia. En la tabla nº3 se resumen los principales productores, así como insumos y usos que estos les dan.

Tabla 3. Productores de biodiesel a nivel mundial

País	Año	Producción [ML/año]	Insumos	Uso
<i>Alemania</i>	2.005	1,920	<i>Acetate de cocina reciclado, girasol y raps</i>	<i>Vehículos (B100).</i>
<i>Francia</i>	2.005	0,511	<i>Acetate de cocina reciclado, girasol y raps</i>	<i>Mezcla B2 para vehículos y B30 para flotas cautivas.</i>
<i>Estados Unidos</i>	2.005	0,290	<i>Más del 90% de soya y el resto de aceites gastados y grasa animal.</i>	<i>B100, B20 y B2 principalmente flotas cautivas y venta al público.</i>
<i>Italia</i>	2.005	0,227	<i>Girasol y acetate de cocina reciclado.</i>	<i>B100 en su mayoría y B20, calefacción.</i>
<i>China</i>	2.004	0,138	<i>Raps, acetate de algodón y aceites reciclados</i>	<i>Exportado a Hong Kong.</i>
<i>Austria</i>	2.005	0,030	<i>Raps y acetate de cocina reciclado</i>	<i>A partir de raps como B100 y de acetate gastado como mezcla</i>

**Fuentes: F. O. Licht's World Ethanol and Biofuels report (2005)**

Como se ilustra en la tabla, Alemania es el mayor productor de biodiesel a escala mundial, llegando a representar el 60% de la producción, correspondiendo al 10% de su superficie total cultivada<sup>3</sup>. Europa es el líder en producción de biodiesel, pero Estados Unidos se va acercando con gran rapidez a Alemania llegando a producir en el año 2006, 946 millones de litros por año<sup>4</sup>.

### 3.4 Biodiesel en Chile.

La producción de biodiesel en Chile no ha sido fácil, debido principalmente por la falta de materia prima., a la escasa tierra para el cultivo a gran escala y también al poco incentivo por parte de los productores a dejar tierra para la producción de biocombustibles, debido esto a que se obtiene un mejor precio como alimento para las salmoneras, por otro lado el

uso de aceites gastados y desechos como las grasas animales son compradas por la industria para la fabricación de alimento para animales y humano. Sin embargo, la producción de biodiesel en Chile esta abocada mayormente a estudios y convenios entre privados y universidades, entre ellas destacar la planta piloto de biodiesel a partir de raps, obra a cargo de la universidad de la Frontera (UFRO), Molino Gorbea y Copec, proyecto financiado por FONDEF (Conicyt) en la cual se producen 200 litros diarios<sup>5</sup>.

El gobierno chileno en el año 2008 organizó un seminario internacional “Jatropha Chile 2008” en el cual expusieron funcionarios del gobierno y expertos en la materia de países como Brasil, Argentina, Colombia, entre otros. En la ocasión el ministro de energía Marcelo Tokman anunció que la presidenta Michelle Bachelet creó una Comisión Asesora Interministerial en materia de Biocombustibles, cuya misión será asesorar a cada una de las Secretarías de Estado e Instituciones Públicas en acciones concretas, planes y acciones y medidas para el desarrollo de la cadena de valor y otras actividades relativas a la implementación de estas nuevos combustibles en el mercado nacional<sup>6</sup>, es así como se generaron las “Especificaciones de calidad, producción, importación, transporte, almacenamiento, distribución y comercialización de bioetanol y biodiesel”.

### 3.5 Materias primas.

El biodiesel es un combustible obtenido mediante un proceso sustentable a partir de materias primas renovables, a diferencia de los derivados del petróleo, que dependen de reservorios fósiles no renovables, por esta razón, se dice que el biodiesel tiene un efecto positivo sobre el ciclo del carbono (Ver Anexo B). Como se ha mencionado anteriormente el biodiesel puede obtenerse de aceites vegetales o grasas animales, además de alcohol y un catalizador para poder convertir los aceites y grasas en ésteres alquílicos.

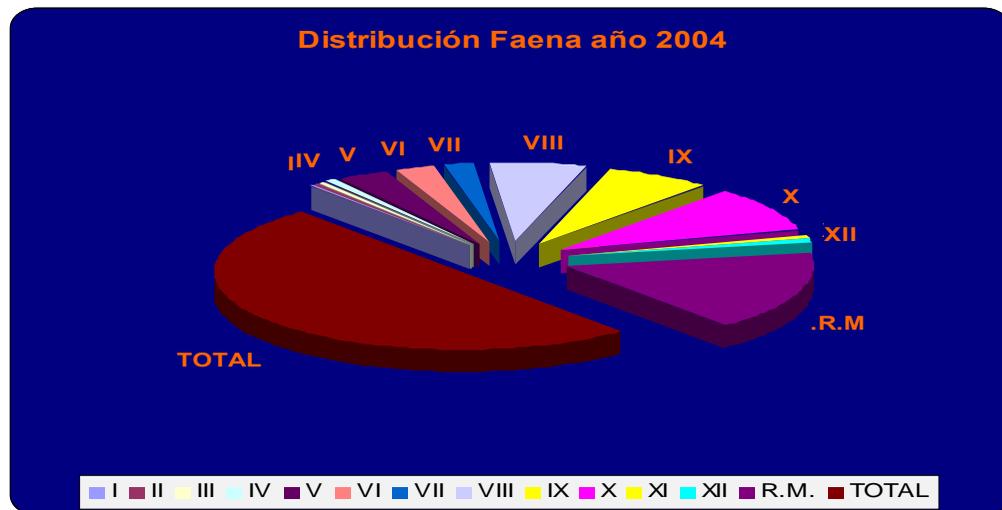
#### 3.5.1 Grasas.

Las grasas son sustancias de origen vegetal o animal, que consisten predominantemente en mezclas de ésteres de la glicerina con los ácidos grasos, es decir, triglicéridos. En general,

el término grasa se utiliza para referirse al estado sólido de los aceites a temperatura ordinaria. En general las grasas están constituidas principalmente por triglicéridos y en menor cantidad por mono y diglicéridos.<sup>7</sup>

### 3.5.1.1 Producción de grasas en Chile.

En Chile la producción de ganado faenado el año 2004 fue 826.304 cabezas, localizándose la mayor concentración en orden descendente en las regiones metropolitana, décima, novena y octava conformando entre ellas el 78,7% de la producción nacional (Fig. 2.), en contraste con el año 1984 donde estas representaron un 70,7% del total nacional.



**Figura 2. Producción de ganado a nivel nacional**

*Fuente: SAG*

Con respecto a las cabezas de ganado faenadas y conociendo que por cabeza se obtiene cerca de un 8% de grasa, los kilos de grasa disponibles para la producción de biodiesel sería de un total de 66.053,92 [ton] tal como lo muestra la tabla 4.

**Tabla 4. Cabezas de ganado y cantidad de grasa**

<b>Región</b>	<b>Volumen (Cabezas)</b>	<b>Grasa [ton.]</b>
<b>I</b>	<b>2.738</b>	<b>219,04</b>
<b>II</b>	<b>8.019</b>	<b>641,52</b>
<b>III</b>	<b>174</b>	<b>13,92</b>
<b>IV</b>	<b>16.108</b>	<b>1.288,64</b>
<b>V</b>	<b>55.691</b>	<b>4.455,28</b>
<b>VI</b>	<b>40.923</b>	<b>3.223,44</b>
<b>VII</b>	<b>30.100</b>	<b>2.408</b>
<b>VIII</b>	<b>107.491</b>	<b>8.599,28</b>
<b>IX</b>	<b>112.044</b>	<b>8.963,52</b>
<b>X</b>	<b>155.534</b>	<b>12.442,72</b>
<b>XI</b>	<b>9.369</b>	<b>749,52</b>
<b>XII</b>	<b>12.611</b>	<b>1.008,88</b>
<b>R.M.</b>	<b>275.502</b>	<b>22.040,16</b>
<b>TOTAL</b>	<b>826.304</b>	<b>66.053,92</b>

*Fuente: SAG*

### 3.5.1.2 Alcoholes.

Los alcoholes utilizados para la producción de biodiesel, específicamente en el proceso de transesterificación, son preferentemente el metanol y etanol.

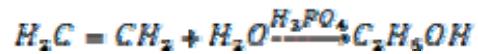
El metanol es un hidrocarburo derivado del gas natural, compuesto por carbón, hidrógeno y oxígeno. Es un líquido incoloro, neutro, polar e inflamable. Es miscible con el agua, alcoholes, ésteres y con la mayoría de los solventes orgánicos, pero es poco soluble en grasas y aceites.<sup>8</sup>

El metanol se obtiene en grandes cantidades a partir del gas de agua o también llamado gas de síntesis por medio de la reacción.

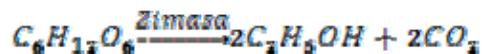


Entre los procesos para la obtención de metanol se encuentra el BASF que utiliza un catalizador de  $Cr_2O_3$  —  $ZnO$  a  $350\text{ }^\circ\text{C}$  y  $300\text{ Atm}$ . Y el proceso ICI, el cual utiliza un catalizador de  $CuO$ ,  $ZNO$ ,  $Al_2O_3$ , a  $75\text{ Atm}$ . Y  $250\text{ }^\circ\text{C}$ .<sup>9</sup>

El etanol o alcohol etílico se produce en grandes cantidades para la industria química y bebidas alcohólicas mediante la hidratación del etileno usando un exceso de vapor de agua a presión a  $300\text{ }^\circ\text{C}$  y utilizando ácido fosfórico como catalizador.



ó por fermentación de caldos azucarados que contienen glucosa, fructosa, sacarosa, etc, en presencia de levaduras que contienen el complejo enzimático “zimasa”.



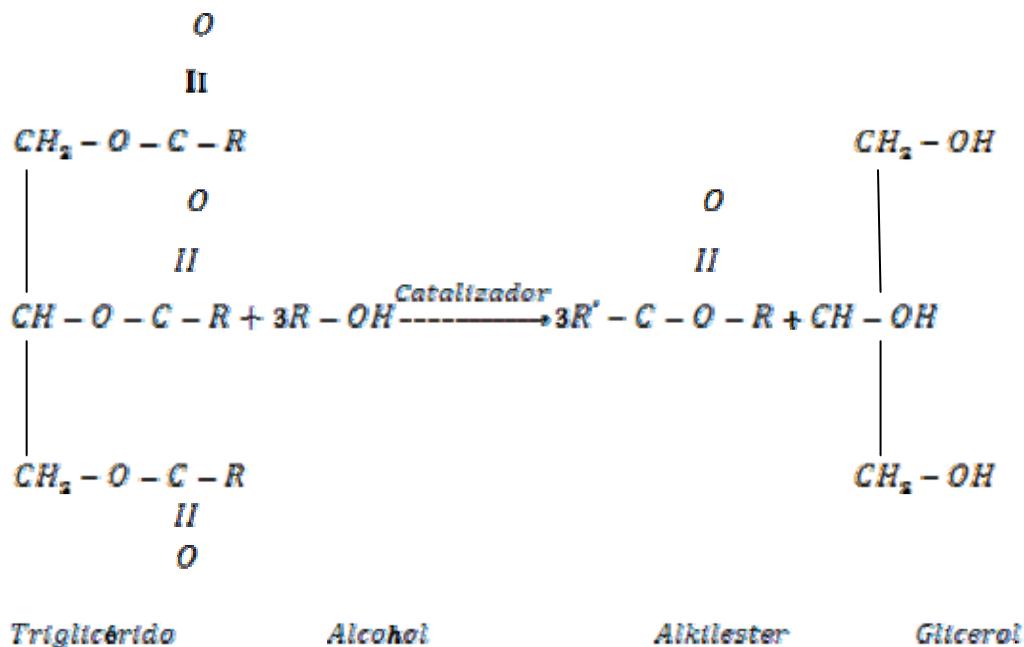
, esta fermentación se lleva a cabo añadiendo levadura al caldo azucarado e incubando a temperaturas cercanas de los  $30\text{ }^\circ\text{C}$  por tiempos que van de las 15 a 20 horas.<sup>9</sup>

## 4. Obtención de Biodiesel

### 4.1 Transesterificación.

La obtención del biodiesel se efectúa por medio de la reacción de transesterificación de aceites y grasas con un alcohol de bajo peso molecular, obteniéndose un éster de cuyas propiedades químicas y termodinámicas son similares al diesel y glicerina como subproducto.

De esta manera la reacción de transesterificación es la siguiente:



La reacción de transesterificación es de tipo reversible y por lo general el equilibrio tiende a desplazarse hacia los reactivos, para lo cual se debe agregar un exceso (alcohol) ó retirar uno de los productos generados, para que de esta forma el equilibrio se desplace hacia la derecha (productos) en presencia de un catalizador que puede ser básico, ácido ó enzimático.

#### 4.1.1 Catálisis básica.<sup>9, 10</sup>

Los catalizadores homogéneos básicos son los más utilizados a nivel industrial en la transesterificación, debido a que actúan más rápido que los catalizadores ácidos y permiten trabajar en condiciones moderadas, con tiempos de reacción que oscilan entre una hora y una hora y media con temperaturas inferiores a los 100 °C.

La desventaja de estos catalizadores radica en la formación de jabones (saponificación) debido al alto contenido de ácidos grasos libres (AGL), agua y otras impurezas, por lo que se requiere que exista un pre-tratamiento de la materia prima. Además se necesita de tratamientos posteriores del biodiesel para eliminar impurezas como restos de catalizador, alcohol entre otros. Por su parte la glicerina también deberá ser purificada dependiendo del grado de pureza que se desee obtener.

Entre los catalizadores básicos utilizados, se encuentran el hidróxido de sodio (NaOH), hidróxido de potasio (KOH) y metóxido de sodio (CH<sub>3</sub>ONa), en el cual el metóxido es el que presenta la mayor actividad obteniendo altos rendimientos (85%), menores tiempos de reacción, pero a un mayor costo en referencia a los hidróxidos ya mencionados.

#### 4.1.2 Catálisis ácida.<sup>9,10</sup>

Los catalizadores ácidos dan como resultado rendimientos altos (80%), pero las reacciones son lentas, además de necesitar temperaturas por sobre los 100 °C y más de tres horas para realizar la conversión, pero con la ventaja de que con esta no se forman jabones. Entre los ácidos empleados para la catálisis ácida se encuentran el ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), ácido sulfónicos (R-SO<sub>3</sub>H) y ácido clorhídrico (HCl).

#### 4.1.3 Catálisis enzimática.<sup>9</sup>

La catálisis enzimática es llevada a cabo por medio de lipasas que pueden actuar en un medio acuoso o no acuoso en la reacción de transesterificación, esta reacción se lleva a

cabo aplicando un solvente poco polar y la lipasa inmovilizada sobre resinas de intercambio aniónico macroporosas. Se caracterizan por tener conversiones similares a la de los procesos catalizados por ácidos y bases, por operar a bajas temperaturas (menos de 50 °C), elevados grados de acidez y posibilidad de recuperar la lipasa inmovilizada. Como inconveniente se tiene el alto precio de las lipasas. Entre las lipasas utilizadas se encuentran la *Cándida Antártica*, *Rhizomucor Miehei*, *Cándida Rugosa*.

#### 4.1.4 Variables que afectan la reacción de transesterificación.

Las variables que más afectan la reacción de transesterificación tienen referencia a la calidad y pureza de reactivos, así como también los tiempos y temperatura de reacción.

##### 4.1.4.1 Pureza de reactivos.<sup>9</sup>

El aceite, que para este caso es grasa fundida, debe ser lo más refinada posible, o sea libre de material sólido o en suspensión, así como también, debe estar libre de agua para evitar la saponificación y lo que conlleva con esta que es la formación de jabones. Otro punto a destacar, es que el aceite debe tener un bajo contenido de ácidos grasos libres (menor a 3%) ,<sup>11</sup> ya que esta afecta directamente a la conversión de la reacción.

##### 4.1.4.2 Relación molar alcohol/aceite.<sup>11</sup>

Una de las relaciones más importantes que afectan el rendimiento de la reacción. Como se mencionó anteriormente, la reacción de transesterificación es una reacción reversible y que tiende el equilibrio a desplazarse hacia los reactivos, por ende necesita un exceso de alcohol para desplazar este equilibrio hacia los productos. La relación óptima entregada por la literatura de alcohol/aceite es de 6:1. A relaciones molares mayores se favorece la solubilidad de la glicerina y por ende disminuye el rendimiento de la reacción.

#### 4.1.4.3 Agitación.

La agitación cumple con la función de garantizar la mezcla entre las dos fases y poder llevar a cabo de esta forma la transferencia de masa, las velocidades de agitación recomendadas varían entre los 600 a 700 r.p.m.<sup>12</sup>

#### 4.2 Decantación.<sup>12</sup>

La separación o decantación es la primera etapa para la recuperación del biodiesel y ocurre por diferencia de densidad entre ambas fases, en la cual la fase rica en glicerol debido a la constante agitación aplicada durante la transesterificación es dispersada en finas gotas dentro de la mezcla. La separación se lleva a cabo utilizando decantadores, que son equipos cilíndricos, con la característica de ser altos y estrechos. Manejando la relación altura/diámetro se pueden reducir los tiempos de decantación. La otra alternativa es utilizar centrifugas donde la separación es más efectiva y ocurre en un menor tiempo, pero lleva un costo energético asociado.

#### 4.3 Lavado.<sup>10, 12, 13</sup>

El lavado consiste en la remoción con agua de trazas de jabón, catalizador y metanol producidos durante la transesterificación una o más veces. En el lavado se pueden aplicar dos métodos:

- *Lavado mediante agitación:* Consiste en agregar agua en una proporción del 10% del volumen del biocombustible sin lavar. Posteriormente se debe agitar suavemente y luego dejar decantar por 8 horas, tiempo en el cual se retirará el agua e impurezas del fondo.
- *Lavado mediante burbujas:* Consiste en aplicar aire utilizando una bomba y una piedra difusora en un tanque de lavado el cual contendrá aproximadamente el 30% del volumen del biodiesel sin lavar. Las burbujas formadas ascenderán primero atravesando el agua donde quedarán con una pequeña película de agua y

posteriormente pasará a través del biodiesel lavándolo en su recorrido, cuando esta llega a la superficie estalla y deja una gota de agua que vuelve al fondo lavándolo por segunda vez. Este proceso se debe efectuar por el transcurso de seis horas, para luego retirar el agua.

- *Lavado mediante centrífuga:* Consiste en agregar agua en una proporción de un 1/3 del volumen del biodiesel sin lavar contenido en la centrífuga, para posterior a este paso realizar el lavado mediante la centrifugación hasta que el agua de lavado no muestre un cambio de color muy significativo en la característica incolora del agua. Por lo general la etapa de lavado se concluye en tres etapas de lavado.

Luego de la etapa de lavado se recomienda calentar el biodiesel para eliminar restos de agua y alcohol que todavía permanezcan en él, constituyendo de esta forma la etapa de secado del biodiesel.

#### 4.4 Secado del biodiesel.<sup>12</sup>

Para el secado del biodiesel se recomiendan varias modalidades, entre ellas los secadores al vacío que permiten evaporar el agua a temperaturas más bajas que la de su punto de ebullición.

Otra alternativa es poner en contacto el biodiesel con algún medio calefactor ya sea por medio de un serpentín o por un recipiente enchaquetado.

## 5. Materiales, Equipos y Métodos

### 5.1 Materiales y equipos.

El montaje experimental para la obtención de biodiesel se llevó a cabo en el laboratorio de físico-química del Instituto de Química y Recursos Naturales de la Universidad de Talca.

#### 5.1.1 Reactivos.

Los reactivos utilizados en el presente proyecto se detallan en el Anexo C.

#### 5.1.2 Materiales de vidrio.

Al igual que los reactivos estos se describen en el Anexo C.

### 5.2 Métodos analíticos.

Para la caracterización del biodiesel se utilizaron las Normas ASTM. También se utilizaron métodos cromatográficos para determinar componentes del biodiesel obtenido, como glicerina y metilésteres, en tanto para la caracterización de la materia prima se utilizaron métodos de la A.O.C.S.

#### 5.2.1 Caracterización grasas.

- *Determinación de la acidez (ácidos grasos libres):* se basa en disolver los ácidos grasos libres de la muestra disuelta en un solvente apropiado, con una solución de hidróxido de sodio valorada en presencia de un indicador. Un índice alto indica la presencia de una elevada cantidad de ácidos grasos libres. Esta determinación se basa en la norma A.O.C.S. Ver Anexo C.

- *Índice de yodo:* este índice representa una medida del estado de insaturación de los ácidos grasos y corresponde a los gramos de yodo que pueden fijar bajo las condiciones del método, 100 gramos de materia grasa. Para realizar este método se requiere de un reactivo (Wij's) el cual fue preparado en laboratorio según metodología AOAC. Ver Anexo C.

### 5.2.2 Métodos para la determinación de la calidad del biodiesel.

Para la determinación de las propiedades del biodiesel se usaron las normas ASTM, de las cuales no todas fueron posibles realizar debido a que muchos de estos análisis requieren de equipos específicos.

- *Determinación de la densidad:* la densidad se define como la razón de la masa por unidad de volumen. La norma ASTM D6751 no regula la densidad para el biodiesel. Para este caso se tomo como referencia la norma europea EN 14213, la cual especifica un rango de 860-900 [Kg. /m<sup>3</sup>] a 15 °C. La determinación de la densidad se realizó utilizando un picnómetro.
- *Determinación de la viscosidad:* la viscosidad expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa,<sup>14</sup> esta se infiere midiendo el tiempo que fluye por efecto de la gravedad un volumen fijo de muestra por un tubo capilar por un viscosímetro calibrado a una temperatura determinada. La viscosidad cinemática se obtiene a partir de la viscosidad absoluta, ya que, la viscosidad cinemática se expresa como el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. Para la medición de la viscosidad se utilizó un viscosímetro de Oswald sobre un baño térmico a 40 °C.
- *Determinación del punto de inflamación (flash point):* el punto de inflamación, es la temperatura mínima a la cual los vapores del biodiesel se queman al ser pasados por una llama. Para este método se utiliza una muestra la cual es calentada en un equipo especial denominado Pensky-Martens Closed Cup Apparatus.
- *Determinación de agua y sedimentos:* se determina por centrifugación con mini tubos graduados. El objetivo de este método es medir la cantidad de agua en equilibrio con el biodiesel previamente secado. El agua no debe superar los 0,05% en volumen.

- *Determinación de cenizas sulfatadas*: este método consiste en carbonizar una determinada cantidad de biodiesel para posteriormente ser tratada con ácido sulfúrico y llevarla hasta los 775 °C hasta peso constante. Este método indica la cantidad de metales residuales presentes en el biodiesel provenientes principalmente del catalizador utilizado en el proceso.
- *Número de cetano*: el índice de cetano tiene relación con el tiempo en que se inyecta el carburante hasta el comienzo de su combustión, mientras más elevado sea el número de cetano menor es el retraso de la ignición y mejor es la calidad de la combustión. Por el contrario, aquellos que tienen un bajo número de cetano requieren mayor tiempo para la ignición y una vez lograda esta los combustibles se queman muy rápidos. Para determinar el índice de cetano se utilizó el método analítico ASTM D976. Ver Anexo C.
- *Determinación del punto de enturbamiento (Cloud Point)*: el punto de enturbamiento es un parámetro que determina la operabilidad del biocombustible en zonas frías y corresponde a la temperatura a la cual aparece una “nube” de cristales cuando se somete el biodiesel a enfriamiento.
- *Determinación de glicerina*: la glicerina total, que corresponde a la suma de la glicerina libre y la glicerina ligada. Un índice alto de glicerina indica una reacción de transesterificación incompleta, que puede llevar a incrustaciones y formación de depósitos en boquillas de inyección, pistones y válvulas.
- *Determinación del calor de combustión*: la determinación del calor de combustión se desarrolló por calorimetría, que es la medida de calor involucrada en una transformación<sup>n15</sup> en una bomba calorimétrica Parr a volumen constante. Ver anexo C.

### 5.3 Manejo de las materias primas.

Las grasas fueron compradas en el matadero “Planta Faenadora Talca HN”, en carnicerías (grasa fundida) y supermercados de la ciudad de Talca.

Las propiedades organolépticas, como el color de estas ya fundidas variaban de amarillo oscuro (turbio) a café, además de presentar restos cárneos.

### 5.3.1 Extracción de las grasas de matadero.

Para la extracción de las grasas de matadero y supermercados se dispuso de estas en una olla y calentadas a baño maría a 80 °C revolviendo cada cierto tiempo con el fin de que estas no se peguen a la pared de la olla. Una vez terminado el proceso se dispuso a pasar las grasas por coladores para atrapar los restos de carne contenido en las grasas fundidas.

### 5.3.2 Extracción de las grasas de carnicerías.

Para las grasas compradas en carnicerías estas se sometieron a calentamiento directo a la llama debido a que en estas vendían solamente la grasa con la cantidad mínima de restos cárneos.

## 5.4 Obtención biodiesel.

### 5.4.1 Pretratamiento materia prima.

De acuerdo a lo descrito en el punto 5.3.



**Figura 3. Grasa fundida**

#### 5.4.2 Preparación de reactivos.

La preparación del metóxido de sodio se lleva a cabo bajo agitación vigorosa hasta que todo el hidróxido de sodio se haya disuelto en el metanol. La producción de metóxido de sodio corresponde a una reacción exotérmica, por lo cual se deben tomar las precauciones del caso, ya sea de trabajar bajo campana, uso de guantes y evitar aspirar vapores producidos.



**Figura 4. Preparación metóxido de sodio**

#### 5.4.3 Reacción de transesterificación.

La reacción de transesterificación es la reacción para la obtención del biodiesel. La temperatura y tiempo de reacción se toman valores propuestos por literatura<sup>12</sup>, por lo tanto el tiempo y temperatura seleccionadas serán de 2 horas y de 75 °C respectivamente.



**Figura 5. Transesterificación**

#### 5.4.4 Agitación.

La agitación según literatura<sup>12</sup> debe de ser de alrededor del 600 a 700 RPM. Para la experiencia en laboratorio la velocidad de agitación no se pudo fijar debido a que el equipo de agitación no contaba con medidor de velocidad, por lo tanto la reacción se realizó con agitación vigorosa evitando la salpicación.

#### 5.4.5 Separación glicerina.

La separación de la glicerina se logró dejando decantar por un tiempo de 8 horas en envases de vidrio debido a que la glicerina es insoluble con el metiléster, tiempo durante en la cual la glicerina por tener una mayor densidad ( $1.261 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$ ) que el metiléster ( $860 \text{ [Kg./m}^3\text{]}$ ) precipita y se deposita en el fondo del envase.



**Figura 6. Separación metiléster-glicerina**

#### 5.4.6 Lavado biodiesel.

El lavado se realiza para eliminar restos de jabón, trazas de metanol, catalizador, y triglicéridos sin reaccionar que contenga el metiléster producto de la reacción de transesterificación. El lavado efectuado en laboratorio se realizó utilizando una bomba de membrana conectada a una piedra difusora y puesta en el depósito del metiléster que contiene un volumen de agua igual a 1/3 del volumen del biodiesel. El proceso de lavado se realizó como promedio 3 veces por un tiempo de media hora cada uno y se detuvo hasta notar un cambio no muy significativo en la característica incolora del agua.



**Figura 7. Lavado Biodiesel**

#### 5.4.7 Secado biodiesel.

Luego de la etapa de lavado del biodiesel, se procedió a la etapa de secado de este para eliminar el agua residual. Para este proceso se utilizó un equipo rotavapor en el cual el baño maría se puso a 110 °C sin vacío y a 90 °C aplicando vacío. El proceso termina una vez cuando no se observe burbujeo en el metiléster.



**Figura 8. Secado Biodiesel en rotavapor**

#### 5.4.8 Análisis del biodiesel.

Una vez secado el biodiesel se deja enfriar y se almacena para someter este a pruebas y ensayos de calidad de acorde a las normas ASTM.



**Figura 9. Biodiesel purificado**

## 5.5 Resultados.

Una vez llegada la materia prima se procedió a realizar los análisis mencionados en el punto 5.2.1 y para el biodiesel en el punto 5.2.2

### 5.5.1 Resultados análisis para la grasa.

Una vez extraídas las grasas se procedió a realizar los análisis correspondientes arrojando los resultados mostrados en la tabla 5.

**Tabla 5. Análisis de grasas**

<b>Técnica</b>	<b>Grasa Matadero</b>	<b>Grasa carnicerías</b>
<i>Indice de acidez (% de ácido oleico)</i>	<b>9,54</b>	<b>8,39</b>
<i>Indice de yodo</i>	<b>44,43</b>	<b>45,8</b>

### 5.5.2 Resultados análisis para biodiesel.

Los análisis para el biodiesel se hicieron para 5 muestras de biocombustibles con las siguientes condiciones de operación:

**Tabla 6. Adecuación de grasas**

<b>Muestra</b>	<b>Metanol/aceite</b>	<b>Masa NaOH [gr.]</b>	<b>Vol. Grasa [ml.]</b>
<i>Muestra 1</i>	<b>5/1</b>	<b>2,28</b>	<b>500</b>
<i>Muestra 2</i>	<b>5/1</b>	<b>1,83</b>	<b>400</b>
<i>Muestra 3</i>	<b>5/1</b>	<b>1,83</b>	<b>400</b>
<i>Muestra 4</i>	<b>5/1</b>	<b>2,28</b>	<b>500</b>
<i>Muestra 5</i>	<b>5/1</b>	<b>2,42</b>	<b>530</b>

### 5.5.2.1 Densidad.

La determinación de la densidad se realizó utilizando un picnómetro y los resultados obtenidos fueron los siguientes:

**Tabla 7. Densidades biodiesel**

<b>Muestra</b>	<b>Densidad [kg/m<sup>3</sup>]</b>
<i>Muestra 1</i>	<b>862</b>
<i>Muestra 2</i>	<b>862</b>
<i>Muestra 3</i>	<b>858</b>
<i>Muestra 4</i>	<b>858</b>
<i>Muestra 5</i>	<b>829</b>

, teniendo en cuenta los valores de la densidad para el biodiesel (Ver anexo A), de los valores que arrojaron las muestras se puede inferir que sólo la muestra 1 y 2 caen bajo los estándares permitidos por la norma europea (860-900 [Kg/m<sup>3</sup>]).

### 5.5.2.2 Viscosidad.

La viscosidad fue medida utilizando un viscosímetro de Oswald a 40 °C, tomando como referencia la densidad del agua a dicha temperatura. Para la determinación de las viscosidades se utilizaron las siguientes fórmulas y se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\eta_1 = \frac{\eta_2 \times \rho_1 \times t_1}{\rho_2 \times t_2} \quad (1)$$

$$\gamma_1 = \frac{\rho_1}{\eta_1} \quad (2)$$

**Tabla 8. Viscosidades muestras de biodiesel**

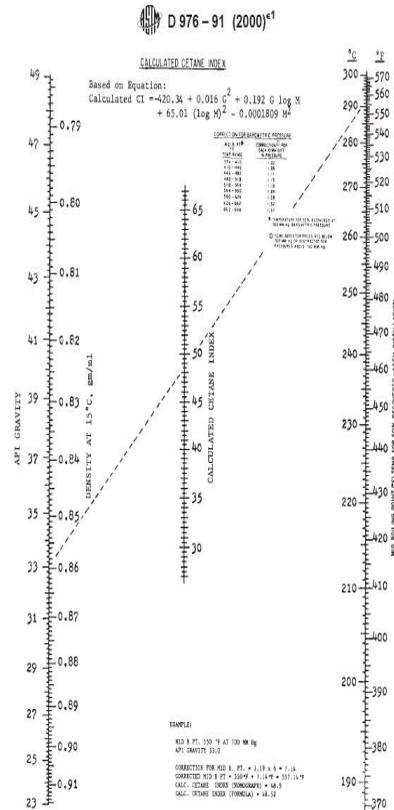
<b>Muestra</b>	<b>Tiempo [seg]</b>	<b>Viscosidad [mm<sup>2</sup>/seg]</b>
<i>Muestra 1</i>	<i>47,63</i>	<i>3,57</i>
<i>Muestra 2</i>	<i>41,17</i>	<i>3,09</i>
<i>Muestra 3</i>	<i>35,13</i>	<i>2,64</i>
<i>Muestra 4</i>	<i>37,3</i>	<i>2,80</i>
<i>Muestra 5</i>	<i>36,4</i>	<i>2,73</i>

, de los resultados obtenidos para la viscosidad se pueden apreciar que todas las medidas de viscosidades caen dentro del rango permitido por la norma ASTM D6751

#### 5.5.2.3 Número de cetano.

El número de cetano se calculó utilizando el método analítico D976, por medio de la siguiente fórmula o ya bien de modo de utilización del método gráfico.

$$I.C. = 454,74 - 1.641,416 \times \rho + 774,74 \times \rho^2 - 0,554 \times B^i + 97,803 \times (\log B^i)^2 \quad (3)$$



**Figura 10. Gráfica índice de cetano**

**Tabla 9. Índice cetano muestras**

Muestra	Índice de cetano
<b>Muestra 1</b>	<b>49,29</b>
<b>Muestra 2</b>	<b>47,88</b>
<b>Muestra 3</b>	<b>51,40</b>
<b>Muestra 4</b>	<b>46,90</b>
<b>Muestra 5</b>	<b>56,25</b>

, de las muestras analizadas todas cumplen con el mínimo requerido por la norma ASTM D6751.

#### 5.5.2.4 Calor de combustión.

El calor de combustión fue determinado por calorimetría utilizando una bomba calorimétrica Parr, para lo cual se incurrió en la calibración del calorímetro para luego proceder a medir los calores de combustión para las muestras dadas.

- Calibración calorímetro.

$$K = - \left( \frac{m_{ac.benz} \times \Delta U_{ac.benz} + m_{alambre} \times \Delta U_{alambre} + m_{agua} \times C_{p_{agua}} \times \Delta T}{\Delta T} \right) \quad (4)$$

- Calor combustión muestra problema.

$$\Delta U_{prabi} = - \left( \frac{m_{agua} \times C_{p_{agua}} \times \Delta T + K \times \Delta T + m_{alambre} \times \Delta U_{alambre}}{m_{prabi}} \right) \quad (5)$$

**Tabla 10. Calores de combustión**

Muestra	Calor de combustión [cal/gr]
<i>Muestra 1</i>	9.929,14
<i>Muestra 2</i>	9.868,4
<i>Muestra 3</i>	9.737,09
<i>Muestra 4</i>	9.795,79
<i>Muestra 5</i>	9.048,43
<i>Petróleo</i>	10.886,46

, para los calores de combustión de las muestras analizadas se puede inferir que estas cumplen con los estándares permitidos para el biodiesel, en este caso por la norma europea EN 14213 (Ver Anexo A).

#### 5.5.2.5 Rendimiento de la reacción.

El rendimiento de la reacción se toma calculando la razón entre la cantidad de masa real producida con la cantidad de masa teórica (Anexo C). Para esto se tiene que los rendimientos de la reacción para las muestras son:

**Tabla 11. Rendimientos de reacción muestras**

<b>Muestra</b>	<b>Rendimiento (%)</b>
<i>Muestra 1</i>	<i>68,63</i>
<i>Muestra 2</i>	<i>68,87</i>
<i>Muestra 3</i>	<i>58,55</i>
<i>Muestra 4</i>	<i>52,69</i>
<i>Muestra 5</i>	<i>61,37</i>

, de la tabla 11, se puede concluir que el mayor rendimiento se obtiene en la muestra 2, la cual además, es la que cumple con todos los estándares de los análisis que se realizaron en laboratorio dadas por las normas ya mencionadas anteriormente.

## 6. Diseño Planta Piloto

Los procesos involucrados en la planta piloto de producción de biodiesel a partir de grasas animales utilizando metóxido de sodio como catalizador quedan ilustrados en el siguiente flowsheet (fig. 11).

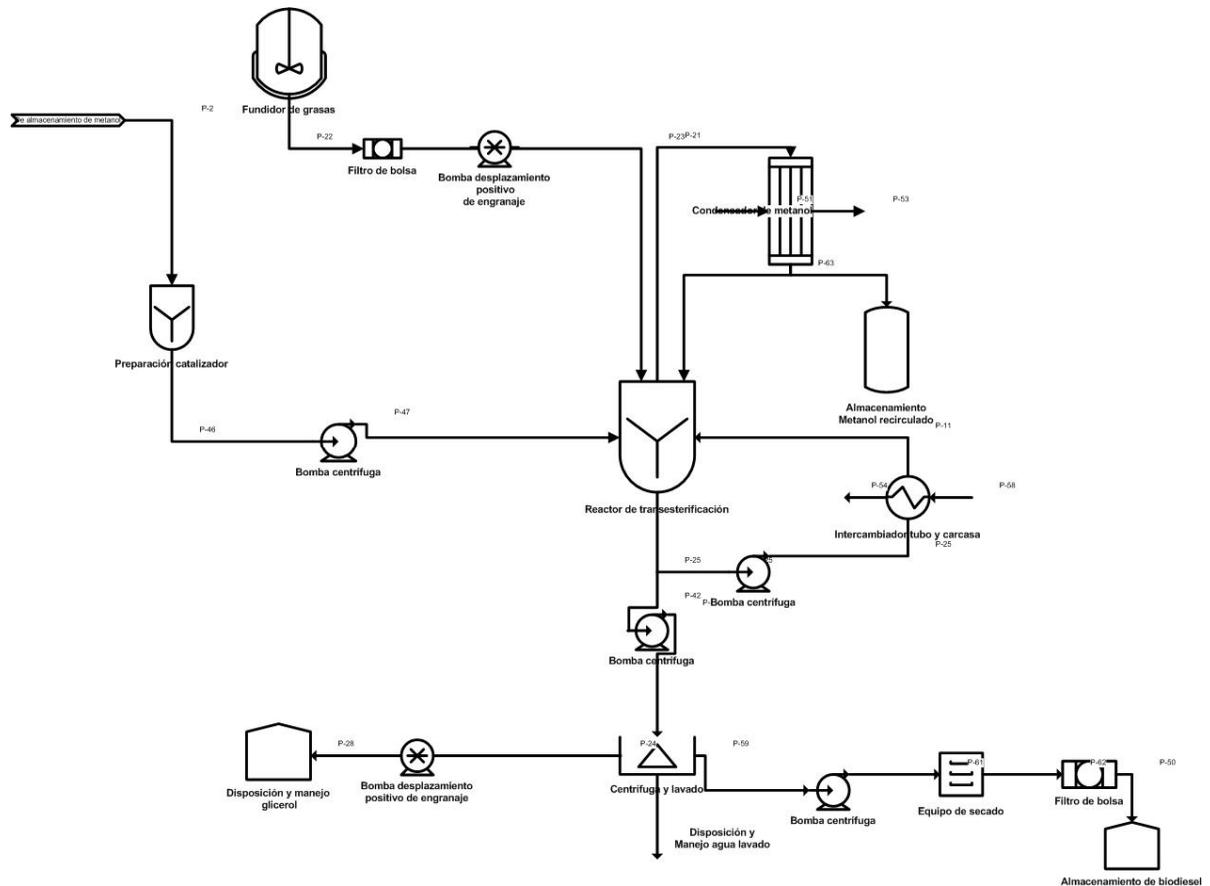


Figura 11. Flowsheet Producción de Biodiesel

El equipo principal del proceso mostrado en la figura anterior es un reactor que debe constar con sistema de calentamiento, agitación, controlador de temperatura y presión y condensador para recircular los vapores de alcohol (metanol). Como equipos adicionales se encuentran estanques para el almacenamiento del biocombustibles (estanque plástico) y para la glicerina, estanques de almacenamiento para catalizador con sistema de agitación, estanque para almacenamiento para grasa fundida (recipiente enchaquetado) con sistema de agitación, equipo de decantación y equipo de lavado con agua con sistema de aireación.

El sistema de calentamiento del reactor se llevará a cabo por medio de serpentín utilizando vapor, en cambio el sistema de calentamiento para la fundición de grasas se efectuará calentando el recipiente enchaquetado con algún tipo de aceite térmico específico. Otros equipos considerados son bombas para la alimentación de metanol, catalizador y aceite hacia reactor, como también bomba para alimentación de biodiesel desde el decantador hacia etapa de lavado y bomba para alimentación hacia estanque de almacenamiento de biodiesel.

## 6.1 Diseño reactor de Transesterificación.

### 6.1.1 Capacidad y material de construcción.

La capacidad del reactor para la planta piloto se determinó para la producción de un volumen de 1000 litros, bajo un régimen de proceso tipo batch que es del tipo más económica para bajos volúmenes y además de presentar mayor flexibilidad en caso de requerir modificación al proceso. En cuanto al material de construcción se seleccionó acero inoxidable AISI 304 debido a su gran resistencia a la corrosión atmosférica y ácidos grasos libres,<sup>23</sup> gracias a su contenido de cromo y níquel, además de presentar buena disponibilidad dentro del mercado nacional.

### 6.1.2 Condiciones de operación.

El diseño del reactor debe soportar diferentes condiciones de acidez del aceite y niveles de excesos de metanol. La temperatura de operación del reactor se estima en 75 °C, por lo que el material seleccionado para su confección debe soportar el cambio de temperatura normal a la temperatura de operación, así como también las presiones que van del orden de la atmosférica a la presión de diseño (30 psi). Además el reactor debe contar con sistema de agitación, deflectores, sistema de calentamiento con su respectivo sistema de control, salida de vapor, reflujo de condensado y condensador para recuperar los gases en exceso para que de esta manera se mantenga la reacción desplazada hacia la derecha (productos).

### 6.1.3 Dimensionamiento reactor transesterificación.

El reactor para la etapa de transesterificación se dimensionó para la producción de 1000 litros de biodiesel, considerando las condiciones obtenidas en los ensayos de laboratorio, o sea, para obtener rendimientos de 69% los cuales fueron explicitados en el capítulo 5. Por lo tanto, teniendo presente los datos para la producción de biocombustible, el rendimiento de la reacción, pesos moleculares, estequiometría de la reacción y la relación molar metanol/aceite, se obtiene el balance de masa correspondiente reportado en la tabla 12.

**Tabla 12. Balance masa reacción transesterificación**

Compuesto	Entrada (Kg.)	Entrada (L.)	Salida (Kg.)	Salida (L.)
<i>Triglicérido</i>	1.284,17	1.487,61	398,09	461,15
<i>Metanol</i>	232,05	293,73	135,37	171,35
<i>Metiléster</i>	-----	-----	858	1.000
<i>Glicerol</i>	-----	-----	92,06	73,08

De acuerdo al balance de masa, el volumen húmedo para el reactor es de 1781,34 litros que corresponde al volumen de reactantes, por lo tanto:

$$V_R = 1.781,34 \text{ [L]}$$

, ahora aplicando un factor de seguridad, que quiere decir que el volumen húmedo corresponde al 75% del volumen total del reactor<sup>18</sup>, entonces:

$$V_{TR} = \frac{1.781,34}{0,75}$$

$$V_{TR} = 2.375,12 \text{ [L]}$$

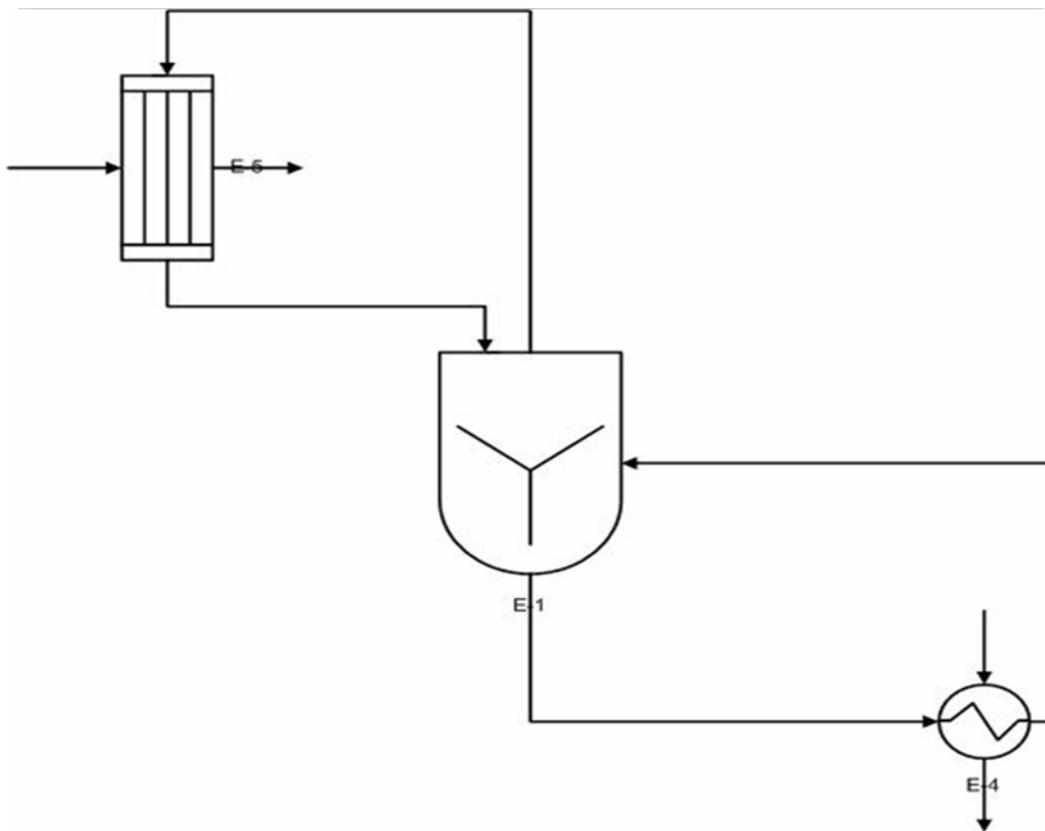
Por lo tanto, por conveniencia de cálculo el volumen del estanque se fijará en 2.400 litros y para el dimensionamiento del reactor se establece una relación altura diámetro (H/D) de 2, por ende las dimensiones del reactor serán:

$$V_{TR} = \frac{\pi \times D^2 \times h}{4} \quad (6)$$

$$\frac{H}{D} = 2 \Rightarrow H = 2 \times D \quad (7)$$

$$D = 1,15 \text{ [m]}$$

$$H = 2,3 \text{ [m]}$$



**Figura 12. Esquema de Componentes reacción de transesterificación**

Los cálculos del balance de masa, así como los cálculos de las dimensiones del reactor y planta se muestran en el Anexo D.

#### 6.1.4 Diseño mecánico.

##### 6.1.4.1 Espesor de pared reactor.

Para calcular los espesores de las paredes del reactor como de los cabezales, se utilizaron las ecuaciones de ASME de la sección VIII división 1<sup>19</sup> (American Society Mechanical Engineers), bajo condiciones de presión interna. El reactor operará a presión atmosférica, lo que implica para entonces determinar la presión de diseño, que según recomendación de Megyesy,<sup>20</sup> debe ser de 30 p.s.i. ó 10% más que la presión de operación, cual fuese mayor.

$$t = \frac{P_D \times r}{\sigma_{adm} \times E - 0,6 \times P_D} \quad (8)$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

##### 6.1.4.2 Espesor de cabezales.

- Cabezal superior: el cabezal superior es del tipo elipsoidal debido a que este tipo de cabezal ofrece un ara superficial para la instalación de accesorios, además de ser el más utilizado para recipientes de mediano y pequeño diámetro.<sup>20</sup> El espesor de este tipo de cabezal se calcula de la siguiente manera:

$$t = \frac{P_D \times D}{2 \times \sigma_{adm} \times E - 0,2 \times P_D} \quad (9)$$

$$t_{std} = 4 \text{ [mm]}$$

- Cabezal inferior: el cabezal inferior es del tipo toriesférico el cual posee la menor área, por ende hay un menor gasto de material y es más resistente a los esfuerzos en comparación a los elípticos, su espesor es calculado de la como sigue:

$$t = \frac{F_D \times L \times M}{2 \times \sigma_{adm} \times E - 0,2 \times F_D} \quad (10)$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

### 6.1.5 Condiciones de reacción.<sup>17</sup>

#### 6.1.5.1 Calor requerido por medio de la reacción.

El calor requerido va a estar dado por el calor sensible que se tiene al llevar la reacción desde 25 °C a 75 °C, y el calor de reacción la cual es endotérmica, por lo tanto, el balance de energía estará dado por:

$$Q_{rr} = Q_r + \Delta H_r^0 \quad (11)$$

- Calor del medio de la reacción: el calor de la mezcla se rige por la ecuación de calor mostrada a continuación:

$$Q_p = m_m \times C_{p_m} \times \Delta T \quad (12)$$

, donde

$$C_{p_m} = X_{TG} \times C_{p_{TG}} + X_{MeOH} \times C_{p_{MeOH}} \quad (13)$$

$$C_{p_{TG}} = 0,4715 + 0,00117 \times t \quad (14)$$

, de esta manera

$$C_{p_{TG}} = 2,21 \left[ \frac{KJ}{Kg \times K} \right]$$

$$Cp_m = 2,28 \left[ \frac{KJ}{Kg \times K} \right]$$

$$Q_r = 172.849,08 [KJ]$$

- Calor de reacción: el calor de reacción puede ser calculado por la diferencia de los calores de combustión de reactivos y productos de la reacción de transesterificación calculándolos a 25 °C.

$$\Delta H_{cTG}^{\circ} = -39.557,69 \left[ \frac{KJ}{kg} \right] \quad [E. Batley]$$

$$\Delta H_{cME}^{\circ} = -40.510,51 \left[ \frac{KJ}{kg} \right] \quad [determinado en laboratorio]$$

$$\Delta H_{cMeOH}^{\circ} = -22.706,25 \left[ \frac{KJ}{kg} \right] \quad [R. Felder]$$

$$\Delta H_{cC_3H_8O_3}^{\circ} = -18.055,43 \left[ \frac{KJ}{kg} \right] \quad [R. Felder]$$

$$\Delta H_c^{\circ} = 31.910,52 \left[ \frac{KJ}{kg} \right] \times 858 [kg]$$

$$\Delta H_c^{\circ} = 27.379.226,16 [KJ]$$

Por lo tanto el calor total requerido por la reacción de transesterificación según la ecuación 11 es:

$$Q_{rr} = 172.849,08 + 27.379.226,16$$

$$Q_{rr} = 27.552.075,24 [KJ]$$

### 6.1.6 Sistema de agitación y mezcla.<sup>16</sup>

La agitación se refiere al movimiento inducido de un material en forma específica, generalmente con un modelo circulatorio dentro de un contenedor, mientras que la mezcla es una distribución al azar de dos o más fases inicialmente separadas. Para este caso, el sistema de agitación se efectuará por medio de un sistema de paletas que es el tipo más antiguo de mezclador y consiste en una ó varias paletas unidas a un eje horizontal, vertical o inclinado dentro de un recipiente. De esta manera el material que se mezcla es empujado o arrastrado alrededor del recipiente siguiendo una trayectoria circular. Además el sistema contará con placas deflectoras con lo que permite trabajar más lentamente con las paletas. El sistema de agitación girará a una velocidad de 700 R.P.M. velocidad a la cual fue efectuada la reacción en laboratorio, será construido de acero AISI 304 y fue dimensionado por medio de las relaciones de Olney y Carlson,<sup>17</sup> obteniendo las siguientes dimensiones para paletas y deflectores:

$$\frac{D_a}{D_e} = \frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_e} = 1 \qquad \frac{J}{D_e} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E_g}{D_a} = 1 \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

- Cálculo de potencia necesaria: Para el cálculo de potencia se utilizará la densidad promedio de la reacción dada por:

$$\rho_m = X_{TG} \times \rho_{TG} + X_{CH_3OH} \times \rho_{CH_3OH} \quad (15)$$

$$\rho_m = 810 \left[ \frac{Kg}{m^3} \right]$$

La potencia del agitador está dada por la ecuación de Olney y Carlson.<sup>17</sup>

$$C.V. = \alpha \times D_a^{4,7} \times n^{2,85} \times \rho^{0,85} \times \mu^{0,15} \quad (16)$$

, donde la viscosidad a utilizar es la viscosidad promedio de la mezcla.

$$\mu_m = X_{TG} \times \mu_{TG} + X_{CH_3OH} \times \mu_{CH_3OH} \quad (17)$$

$$\mu_{TG} = 0,041 \text{ [Pa} \times \text{seg]} \quad \text{[E. Bailey]}$$

$$\mu_{CH_3OH} = 0,00055 \text{ [Pa} \times \text{seg]} \quad \text{[Methanex]}$$

$$\mu_m = 0,03493 \text{ [Pa} \times \text{seg]}$$

$$\alpha = 0,00720 \quad \text{[Perry]}$$

$$C.V. = 15,03 \text{ [CV]}$$

$$C.V. = 11,05 \text{ [KW]}$$

Considerando un 30% de pérdidas mecánicas,<sup>21</sup> la potencia real será por lo tanto de:

$$C.V. = 19,26 \text{ [HP]}$$

**Tabla 13. Dimensiones agitador**

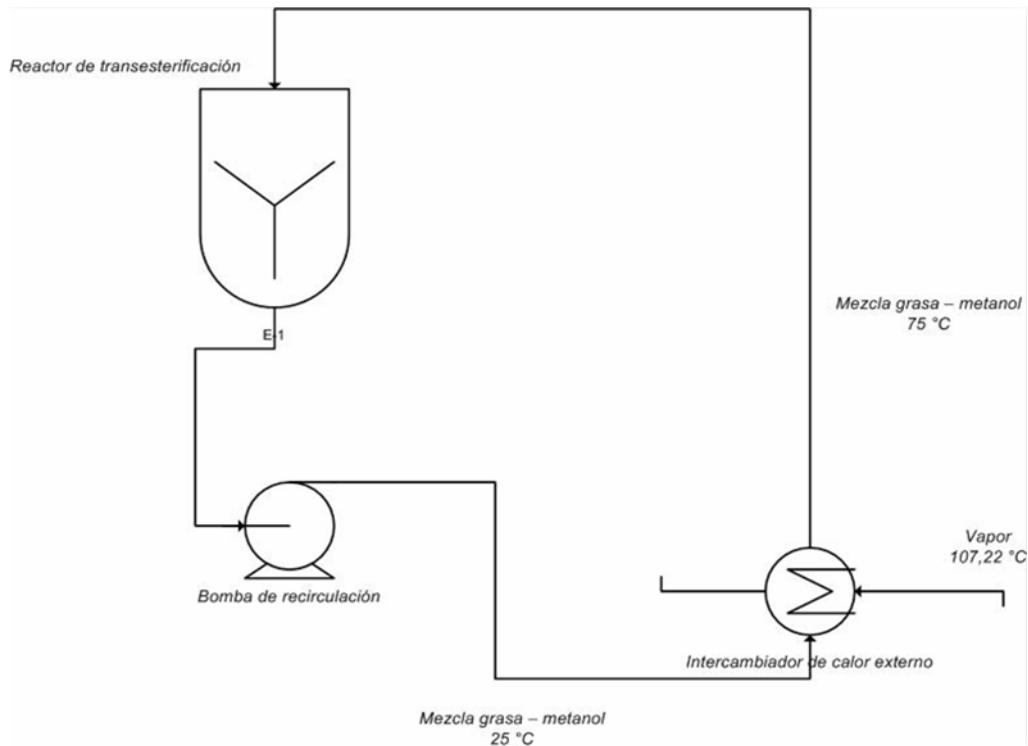
Dimensiones	Valor	Unidades
<i>Diámetro agitador (<math>D_a</math>)</i>	<b>38</b>	<b>[cm]</b>
<i>Diámetro fondo estanque (<math>E_a</math>)</i>	<b>38</b>	<b>[cm]</b>
<i>Ancho paleta (<math>W</math>)</i>	<b>8</b>	<b>[cm]</b>
<i>Ancho deflector (<math>J</math>)</i>	<b>10</b>	<b>[cm]</b>
<i>Largo paleta (<math>L</math>)</i>	<b>10</b>	<b>[cm]</b>
<i>Potencia real</i>	<b>19,26</b>	<b>[HP]</b>

#### 6.1.7 Sistema de calentamiento.

El sistema de calentamiento para proporcionar la temperatura requerida por el medio de la reacción de transesterificación se realizará por medio de un intercambiador de calor externo, utilizando vapor como medio de calentamiento a 300 [°F], el cual circulará por dentro de los

tubos a modo de precaución, debido al efecto de corrosión que presenta el condensado frente a partes metálicas confinando este sólo a los tubos y no a ambos si el vapor llegase a circular por carcasa. En cambio la solución se hará circular por carcasa. El intercambiador que se usará para calentar la mezcla de grasa, alcohol y catalizador hasta la temperatura de operación (75 °C) será un intercambiador de tubos y carcasa con circulación forzada. Para el diseño del intercambiador externo se tomaron las siguientes suposiciones<sup>22</sup>:

- I. U constante para la superficie y todo el proceso.
- II. Flujo de líquido constante.
- III. Calores específicos constantes para todo el proceso.
- IV. El medio calefactor (vapor) tiene una entrada de temperatura constante.
- V. La agitación produce una temperatura uniforme en todo el lote.
- VI. No hay cambios parciales de fase.
- VII. Pérdidas de calor despreciables.



**Figura 13. Esquema sistema de calentamiento**

El calor a suministrar por el sistema de calentamiento estará dado por la suma de los calores de combustión y el calor de la mezcla grasa – metanol y corresponde a 26.114.328,61 [BTU].

$$Q_{rr} = Q_r + \Delta H_c^{\circ} \quad (18)$$

$$Q_{rr} = 26.114.328,61 \text{ [BTU]}$$

Por lo tanto el intercambiador externo seleccionado se resume en la tabla 14.

**Tabla 14. Características sistema de calentamiento**

Dimensiones	Valor	Unidad
<i>Díámetro externo tubo</i>	$\frac{3}{4}$	[pulg]
<i>Díámetro interno tubo</i>	0,652	[pulg]
<i>Area externa tubo</i>	0,1963	[pie <sup>2</sup> /pie]

<i>Largo intercambiador</i>	<b>32</b>	<b>[pie]</b>
<i>Número de tubos</i>	<b>1.337</b>	-----
<i>Número de pasos</i>	<b>1</b>	-----
<i>Arreglo de tubos</i>	<i>Triangular</i>	-----
<i>Pitch</i>	<b>15/16</b>	<b>[pulg]</b>
<i>Clearance</i>	<b>0,1875</b>	<b>[pulg]</b>
<i>Diámetro interno carcasa</i>	<b>39</b>	<b>[pulg]</b>
<i>Espaciado deflectores</i>	<b>778</b>	<b>[pulg]</b>
<i>Número de cruces</i>	<b>5</b>	-----
<i>Area de transferencia</i>	<b>8.649,76</b>	<b>[pie<sup>2</sup>]</b>
<i>Coefficiente total limpio</i>	<b>40,29</b>	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Coefficiente total de diseño</i>	<b>35,59</b>	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Factor de obstrucción*</i>	<b>0,0030</b>	$\left[ \frac{hr \times pie^2 \times ^\circ F}{BTU} \right]$
<i>Factor de obstrucción calculado</i>	<b>0,0032</b>	$\left[ \frac{hr \times pie^2 \times ^\circ F}{BTU} \right]$

\* Aceites vegetales y pesados. Tabla 10 – 9. Perry

#### 6.1.7.1 Tiempo de calentamiento del medio.

El tiempo de calentamiento del medio es calculado mediante la expresión de Bowman, Mueller y Nagle, extendida a intercambiadores de calor externo a contracorriente por Fisher, quienes derivaron una expresión para calentar lotes agitados por la inmersión de un serpentín, en las cuales se toman las siguientes consideraciones:<sup>22</sup>

- U es constante para el proceso y toda la superficie.
- El flujo de líquido es constante.
- Calores específicos constantes para el proceso.
- Temperatura de entrada del medio calefactor constante.
- La agitación produce distribución uniforme de la temperatura en el lote.
- No existe cambio de fase.
- Pérdidas de calor despreciables.

A partir de estas consideraciones el tiempo de calentamiento de la reacción se toma considerando una temperatura del vapor de entrada de 150 °C, por lo tanto el tiempo se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right) = \frac{w \times cp \times (K - 1)}{M \times cp} \times \theta \quad (19)$$

, donde

$$K = \exp\left(\frac{U \times A}{w \times cp}\right) \quad (20)$$

$$\theta = 1,7 \text{ [min]}$$

#### 6.1.8 Condensador de metanol.

El objetivo del equipo de condensación es recuperar el vapor de metanol saturado y su exceso durante la reacción de transesterificación, el cual entra en contacto con una superficie cuya temperatura está por debajo de la de saturación, de forma tal que se mantenga el equilibrio desplazado hacia la derecha de la reacción. Debido a que la reacción de transesterificación se realiza a la temperatura de 167 °F (75 °C), se asegura la evaporación completa del metanol, el cual tiene una temperatura de ebullición de 148,46 °F (64,7 °C). Por esta razón, el condensador diseñado será un condensador de reflujo en el cual el líquido volátil regresa continuamente al recipiente de reacción manteniendo de esta manera el equilibrio requerido por la reacción.

Para el diseño del condensador se tomaron las siguientes suposiciones:

- El vapor a condensar se considera como metanol puro 100%.
- Velocidad de condensación constante durante todo el proceso.
- Pérdidas de calor despreciables.
- El condensador se encuentra en contracorriente verdadera.
- La temperatura de entrada del medio de enfriamiento es de 68 °F.

- La temperatura de salida del medio de enfriamiento es de 120 °F.

El condensador diseñado, es un condensador de tubos verticales, donde la condensación se llevará a cabo por fuera de los tubos utilizando como medio de enfriamiento agua y su material de construcción será de acero al carbono debido a que este es apto para trabajar con metanol<sup>23</sup>.

El condensador contará con tubos BWG arreglados en forma triangular que permiten colocar más tubos que un arreglo en cuadro, por ende, proporcionando superficies de transferencia mayores para igual diámetro de carcasa.

#### 6.1.8.1 Balance de energía.

La cantidad de metanol a condensar según el balance de masa es de 135,37 [Kg.] y utilizando la ecuación 19 para determinar el flujo por unidad de tiempo se obtiene que son 10.658,21 [libras/hora], por lo que el calor será:

$$Q = m_{\text{MEOH}} \times \lambda_{\text{MEOH}} \quad (21)$$

$$\lambda_{\text{MEOH}} = 520 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right]$$

$$Q = 5.542.269,2 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \right]$$

#### 6.1.8.2 Flujo de agua.

El agua disponible según suposición se encuentra a 20 °C, el calor específico se toma como  $1 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \times \text{°F}} \right]$ , por lo tanto la cantidad necesaria para la condensación está dada por:

$$Q = m_{\text{H}_2\text{O}} \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T_{\text{H}_2\text{O}} \quad (22)$$

$$m_{H_2O} = 106.582,10 \left[ \frac{lb}{hr} \right]$$

#### 6.1.8.3 Cálculo de la diferencia media de temperatura.

La diferencia media de temperatura entre dos corrientes se utiliza para estimar un área necesaria para la transferencia de calor utilizando la ecuación 23, que para este caso es de un flujo a contracorriente:

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \quad (23)$$

$$LMTD = 62,47 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

#### 6.1.8.4 Proceso de diseño térmico del condensador vertical.

El proceso del diseño consta de conocer todas las condiciones de proceso y las propiedades físicas a las temperaturas definidas, además de especificar el diámetro de los tubos, el largo, la disposición geométrica y el Pitch de estos.

El proceso de cálculo del diseño térmico del condensador comienza con darse un valor del coeficiente global de transferencia de calor ( $U_D$ ) según literatura, para que de esta manera obtener el área de transferencia de calor y con esta área calcular el número de tubos teóricos y seleccionar el número de tubos reales para determinar con ello el número de pasos del condensador requerido. Con estos datos se vuelve a recalculer el área y se comprueba mediante la ecuación general integrada de Fourier ( $Q=U_D \cdot A \cdot LMTD$ ) el coeficiente global de transferencia de calor dado al comienzo. Posteriormente se procede al

cálculo los coeficientes de película tanto para la carcasa como para el lado de los tubos, determinar con estos el coeficiente de transferencia de calor limpio y con los coeficientes de transferencia de calor calcular el factor de obstrucción que permite el equipo, el cual deberá ser mayor o igual para que el equipo sea conveniente.

Finalmente se procede al cálculo de las caídas de presión para los lados de la carcasa y el lado de los tubos, las cuales para este caso resultaron ser despreciables debido al bajo flujo de metanol y por eso no se muestra en la tabla 15.

#### 6.1.8.5 Condensador vertical establecido.

**Tabla 15. Características condensador vertical**

<b>Dimensiones</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
<i><b>Diámetro externo tubo</b></i>	<b>3/4</b>	<b>[pulg]</b>
<i><b>Diámetro interno tubo</b></i>	<b>0,62</b>	<b>[pulg]</b>
<i><b>Area externa tubo</b></i>	<b>0,1963</b>	<b>[pie<sup>2</sup>/pie]</b>
<i><b>Larga tubo</b></i>	<b>8</b>	<b>[pie]</b>
<i><b>Número de tubos</b></i>	<b>506</b>	-----
<i><b>Número de pasos</b></i>	<b>2</b>	-----
<i><b>Arreglo de tubos</b></i>	<b>Triangular</b>	-----
<i><b>Pitch</b></i>	<b>15/16</b>	<b>[pulg]</b>

<i>Clearance</i>	0,1875	[pulg]
<i>Diámetro interno carcasa</i>	25	[pulg]
<i>Espaciado deflectores</i>	20	[pulg]
<i>Número de cruces</i>	5	-----
<i>Área de transferencia</i>	794,62	[pie <sup>2</sup> ]
<i>Coefficiente total limpio</i>	156,65	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Coefficiente total de diseño</i>	111,67	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Factor de obstrucción*</i>	$1 \times 10^{-3}$	$\left[ \frac{hr \times pie^2 \times ^\circ F}{BTU} \right]$
<i>Factor de obstrucción calculado</i>	$2,57 \times 10^{-3}$	$\left[ \frac{hr \times pie^2 \times ^\circ F}{BTU} \right]$

\* Gases orgánicos, Tabla 10 – 9, Perry

De acuerdo al factor de obstrucción obtenido se concluye que el condensador es apto para la operación en cuestión.

#### 6.1.9 Equipos auxiliares.

Los equipos auxiliares están conformados por el estanque para la preparación del catalizador, estanque para fundir grasas, equipo de separación biodiesel-glicerina, equipo de lavado y secado de biodiesel.

##### 6.1.9.1 Equipo preparación catalizador.

En este equipo se lleva a cabo la preparación del catalizador (metóxido de sodio) necesario para la reacción de transesterificación. El proceso requiere de 293,73 [L] de metanol considerando el exceso requerido para la reacción de transesterificación y de hidróxido de sodio una cantidad de 58,01 [Kg]. El equipo debe contar con un sistema de agitación que

logre romper las lentejas de hidróxido de sodio y así solubilizar estas en el alcohol a temperatura ambiente. Además como medida de seguridad el estanque debe disponer de una contención secundaria (dique) para evitar derrames y riesgo de incendio.

El dimensionamiento del equipo se establece determinando el volumen total del reactor en 430 [L], utilizando un factor de seguridad de 75% del volumen húmedo. La relación altura diámetro (H/D) se establece en 2.

Para la agitación se establece un agitador de 4 aspas con una velocidad de agitación de 800 RPM, construido de acero AISI 304 debido a que el metóxido es corrosivo con la mayoría de los metales a temperatura ambiente excepto plomo, magnesio y platino, es que el material seleccionado para la construcción del agitador y del estanque es acero AISI 304 ya que está compuesto de carbono, manganeso, silicio, cromo y níquel. Las medidas del agitador y el estanque se resumen en la tabla 16.

**Tabla 16. Equipo preparación catalizador**

<b>Dimensiones</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
<i>Volumen estanque</i>	<b>430</b>	<b>[L]</b>
<i>Diámetro estanque</i>	<b>0,65</b>	<b>[m]</b>
<i>Altura sección cilíndrica</i>	<b>1,3</b>	<b>[m]</b>
<i>Espesor sección cilíndrica</i>	<b>4</b>	<b>[mm]</b>
<i>Espesor cabezal superior</i>	<b>12</b>	<b>[mm]</b>
<i>Espesor cabezal inferior</i>	<b>4</b>	<b>[mm]</b>
<i>Diámetro agitador (<math>D_a</math>)</i>	<b>22</b>	<b>[cm]</b>
<i>Distancia fondo estanque (<math>E_c</math>)</i>	<b>22</b>	<b>[cm]</b>
<i>Ancho paleta (<math>W</math>)</i>	<b>4,4</b>	<b>[cm]</b>
<i>Ancho deflector (<math>J</math>)</i>	<b>5,41</b>	<b>[cm]</b>
<i>Largo paleta (<math>L</math>)</i>	<b>5,5</b>	<b>[cm]</b>

<i>Velocidad agitador (n)</i>	<b>800</b>	<b>[RPM]</b>
<i>Potencia real</i>	<b>1,10</b>	<b>[HP]</b>

#### 6.1.9.2 Equipo de fundición y almacenamiento de grasas.

Para el dimensionamiento del equipo de almacenamiento de las grasas, el volumen requerido para la producción de 1000 [L] de biodiesel, debe ser de 1487,61 [L] de grasa en estado líquido. Para aquello el estanque constará con un sistema de calentamiento de tipo chaqueta debido a que se necesita una limpieza frecuente del estanque en cuestión y un sistema de agitación que permita un barrido inferior y lateral para romper la grasa solidificada cuando se requiera y así mejorar la transferencia de calor y poder licuar la grasa. Para ello el fondo del estanque es plano para que el agitador cumpla efectivamente su función. Además este deberá contar con una tapa en la parte superior para poder cargar el estanque, además de un manhole para limpiar el estanque de los restos cárneos y de una salida inferior para la grasa fundida la cual deberá pasar a través de filtros para asegurar la inexistencia de restos cárneos e impurezas.

- Sistema de calentamiento por medio de chaqueta. El sistema de calentamiento será por medio de una chaqueta la cual calentará y fundirá las grasas en estado sólido por medio de vapor. La temperatura a la cual se debe calentar la carga será de 70 °C. Los datos para el equipo de fundición se resumen en la tabla 17.

**Tabla 17. Características equipo fundición de grasas**

<b>Dimensiones</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
<i>Volumen estanque</i>	<b>1,985</b>	<b>[L]</b>
<i>Diámetro estanque</i>	<b>1,08</b>	<b>[m]</b>
<i>Altura sección cilíndrica</i>	<b>2,16</b>	<b>[m]</b>
<i>Espesor sección cilíndrica</i>	<b>5</b>	<b>[mm]</b>
<i>Espesor fondo (plano)</i>	<b>18</b>	<b>[mm]</b>
<i>Espesor tope (elíptico)</i>	<b>5</b>	<b>[mm]</b>
<i>Diámetro agitador (<math>D_a</math>)</i>	<b>0,36</b>	<b>[m]</b>

<i>Velocidad agitador (n)</i>	<b>80</b>	<b>[RPM]</b>
<i>Area transferencia chaqueta</i>	<b>17,7</b>	<b>[pie<sup>2</sup>]</b>
<i>Coefficiente total limpio</i>	<b>300,15</b>	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Coefficiente total de diseo</i>	<b>120,12</b>	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Factor de obstrucción</i>	<b><math>5 \times 10^{-2}</math></b>	$\left[ \frac{pie^2 \times hr \times ^\circ F}{BTU} \right]$

### 6.1.9.3 Separación.

La separación del biodiesel y la glicerina puede realizarse mediante equipos de decantación por gravedad o bien, mediante equipos centrífugos. Para este caso, el método de separación del biodiesel y la glicerina se llevará a cabo mediante un equipo centrífugo el cual ocupa la acción de la fuerza centrífuga para promover la aceleración de las partículas en una mezcla, logrando de esta manera la separación de las sustancias en cuestión mediante una rotación rápida. Además la centrifugación versus la separación por gravedad es una operación más rápida lo que permite tener una mayor productividad.

La separación del biodiesel y la glicerina se llevará a cabo a temperatura ambiente y presión atmosférica.

La centrifuga seleccionada es una centrífuga de discos con tambor autolimpiante Flottweg AC 1.500 que puede ser utilizada tanto para la etapa de separación como para la etapa de lavado. Las funciones de control y monitorización de este tipo de centrífugas son realizadas por un sistema tipo PLC.



**Figura 14. Centrifuga de discos AC 1.500**

#### 6.1.9.4 Equipo de lavado.

La etapa de lavado, como se mencionó en el punto anterior se realizará por medio del mecanismo de centrifugación en donde el agua agregada corresponderá a un tercio del volumen del biodiesel a lavar, hasta que no ocurra un cambio significativo en las propiedades del agua como su color incoloro.

#### 6.1.9.5 Equipo de secado.

El equipo de secado se utiliza para retirar trazas de agua y alcohol que no fueron eliminados durante el proceso de lavado. El equipo de secado constará con un sistema de calentamiento por vapor a 107 °C, asegurando de esta forma el total retiro del agua y alcohol que pudiera estar presente a la entrada del secador. Además el sistema de secado constará con un sistema de agitación para permitir una mejor distribución del calor. El material de construcción será acero al carbono SA-283 grado C, y el diseño del estanque tendrá una relación altura/diámetro de 2. Las especificaciones del equipo de secado entregan en la tabla 18.

**Tabla 18. Características equipo de secado**

Dimensiones	Valor	Unidades
Volumen estanque	1.562	[L]

<i>Diámetro estanque</i>	<b>1</b>	<b>[m]</b>
<i>Altura sección cilíndrica</i>	<b>2</b>	<b>[m]</b>
<i>Espesor sección cilíndrica</i>	<b>5</b>	<b>[mm]</b>
<i>Espesor cabezal superior</i>	<b>5</b>	<b>[mm]</b>
<i>Espesor cabezal inferior</i>	<b>23</b>	<b>[mm]</b>
<i>Diámetro agitador (<math>D_a</math>)</i>	<b>33</b>	<b>[cm]</b>
<i>Distancia fondo estanque (<math>B_a</math>)</i>	<b>33</b>	<b>[cm]</b>
<i>Ancho paleta (<math>W</math>)</i>	<b>0,22</b>	<b>[m]</b>
<i>Ancho deflector (<math>\varphi</math>)</i>	<b>8,33</b>	<b>[cm]</b>
<i>Largo paleta (<math>L</math>)</i>	<b>8,33</b>	<b>[cm]</b>
<i>Velocidad agitador (<math>n</math>)</i>	<b>100</b>	<b>[RPM]</b>
<i>Area transferencia chaqueta</i>	<b>16,40</b>	<b>[pie<sup>2</sup>]</b>
<i>Coefficiente total limpio</i>	<b>230,75</b>	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Coefficiente total de diseño</i>	<b>113,24</b>	$\left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$
<i>Factor de obstrucción</i>	<b><math>5 \times 10^{-3}</math></b>	$\left[ \frac{hr \times pie^2 \times ^\circ F}{BTU} \right]$

#### 6.1.9.6 Almacenamiento de biodiesel.

Para el almacenamiento del biodiesel se utilizarán estanques cilíndricos vertical de polietileno de 1.000[L] de capacidad. Este estanque cuenta con una tapa de registro con válvula de presión o venteo, que asegura una total protección al producto almacenado, además de poseer paredes homogéneas lo que facilita la instalación de fittings de distintas características y materiales.

**Tabla 19. Almacenamiento biodiesel**

<b>Dimensiones</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
<i>Volumen</i>	<b>1.000</b>	<b>[L]</b>
<i>Altura</i>	<b>1.340</b>	<b>[mm]</b>
<i>Diámetro</i>	<b>1.060</b>	<b>[mm]</b>

#### 6.1.9.7 Almacenamiento de glicerina.

La glicerina, una vez concluida la etapa de decantación, pasará por filtros para eliminar restos de impurezas producto del proceso de transesterificación y será almacenada en un estanque de tapa atornillable bicapa aquatank de 500 [L] de volumen marca Infraplast.

**Tabla 20. Almacenamiento glicerina**

Dimensiones	Valor	Unidades
<i>Volumen</i>	<b>500</b>	<b>[L]</b>
<i>Altura</i>	<b>1,070</b>	<b>[m]</b>
<i>Diámetro</i>	<b>0,86</b>	<b>[m]</b>

#### 6.1.9.8 Selección de bombas.

- *Grasa fundida, sistema recirculación y transporte de glicerol:* Se emplearán bombas de desplazamiento positivo de engranaje ya que estas permiten el trabajo con fluidos de altas y bajas viscosidades, que para este caso la viscosidad.

El material de construcción de la bomba deberá ser de acero inoxidable<sup>23</sup>

- *Biodiesel a centrífuga, biodiesel a secado, catalizador, agua, metanol:* Para el transporte de estos fluidos se utilizarán bombas del tipo centrífugas debido a que estas son fáciles de adecuar al tipo de procesos requerido. Este tipo de bombas se caracterizan por ser el tipo de bomba más utilizado, tienen una construcción mecánica simple (sólo una parte móvil), son de bajo costo comparadas con otras bombas de igual capacidad, requieren poco espacio, pueden operar a altas velocidades (sobre 4.000 rpm), flujo uniforme (sin pulsaciones), son de operación suave.

El material de construcción de las bombas será al igual que la bomba de desplazamiento positivo de acero inoxidable.

#### 6.1.9.9 Filtros.

La filtración es la separación de partículas sólidas de un fluido haciendo pasar este por un medio filtrante sobre el que se depositan los sólidos. Los filtros que se utilizarán serán para la salida de grasa fundida y para la entrada de biodiesel a estanque de almacenamiento. El tipo de filtro será un filtro de bolsa los cuales se caracterizan por manejar líquidos con alto contenido de sólido o líquidos con alta viscosidad<sup>26</sup>.

## **8. Análisis de rentabilidad**

El análisis de rentabilidad se efectúa realizando un flujo de caja para calcular los indicadores económicos y con ellos deliberar la rentabilidad del proyecto.

Los costos en los cuales se basa el flujo de caja se basan para una operación de 8.000 litros diarios lo que al año se traduce en 2.064 [ton/año]

Para realizar el flujo de caja se tomo en consideración las siguientes informaciones:

- La tasa de impuesto es de 17% (SII).
- Se supone un valor de desecho de 40% del capital directo.

Los cálculos correspondiente a este punto se encuentran en el anexo E

### 8.1 Capital de inversión.

Para realizar la estimación sobre el capital de inversión de la planta se siguió el método de Lang (porcentajes), en donde, en primer lugar se calculó el valor de los equipos principales utilizando gráficos. Los costos de los equipos principales se muestran en la tabla 21 y el capital de inversión como capital de trabajo se muestra en la tabla 22.

**Tabla 21. Costo equipos principales**

Equipos	Costo US\$ (FOB)
Reactor con sistema de agitación	41.624,07
Condensador	190.281
Equipo preparación de catalizador	15.460,37
Equipo fundidor de grasas enchaquetado	21.406,66
Centrífuga	99.920,21
Contenedor de glicerina	134,02
Bombas	35.564,51
Intercambiador de calor	99.483,33
Contenedor de biodiesel	173,74
Contenedor agua lavado	173,74
<b>Total</b>	<b>504.221,65</b>

**Tabla 22. Costos directos**

Item	Porcentaje	Costo US\$
Costo equipos (FOB)	100	504.221,65
Instalación	39	196.646,44
Instrumentación y control	26	131.097,63
Cañerías	31	156.308,71

Sistema eléctrico	10	50.422,17
Edificios	29	146.224,28
Mejoras de terrenos	12	60.506,60
Instalaciones de servicios	55	277.321,91
<b>Total costos directos</b>	<b>302</b>	<b>1.522.749,38</b>

**Tabla 23. Costos indirectos**

Item	Porcentaje	Costo US\$
Ingeniería y supervisión	32	161.350,93
Gastos de construcción	34	171.435,36
<b>Total costos directo e indirecto</b>	<b>420</b>	<b>2.117.730,93</b>
Utilidad contratista (cerca del 5% costo directo e indirecto)	21	105.886,55
Contingencias (cerca del 10% costo directo e indirecto)	42	211.773,09
<b>Total capital fijo</b>	<b>483</b>	<b>2.435.390,57</b>
<b>Capital de trabajo (cerca del 15% capital total de inversión)</b>	<b>86</b>	<b>433.630,62</b>
<b>Inversión capital total</b>	<b>569</b>	<b>2.869.021,19</b>

## 8.2 Costo del producto.

El costo del producto se refiere a los gastos y desembolsos desde la fabricación hasta la colocación en el mercado del producto en cuestión. Para la estimación del costo de producción se tomaron las siguientes consideraciones.

- La hora hombre se estimó en \$1.500.
- El dólar se estimó con un valor de \$564.
- La planta operará 300 días al año.
- La planta operará las 24 horas al día.
- Existirán 3 turnos de 8 horas cada uno.
- Para calcular las necesidades de personal se utilizó el método de Wessel para planta tipo Batch.
- La planta tendrá una vida útil de 10 años
- Método de depreciación: Línea recta.

**Tabla 24. Costos directos**

Materia prima	US\$
✓ Grasa	726.342
✓ Metanol	116.959,68
✓ Soda cáustica	83.534,40
<b>Total</b>	<b>926.836,08</b>
Personal	92.419,54
Supervisión	13.862,93
Servicios generales	597.707,30
Mantenimiento y reparación	219.185,15
Suministro de operación	32.877,77
Gasto de laboratorio	13.862,93
<b>Total</b>	<b>1.896.751,70</b>

**Tabla 25. Costos indirectos**

Depreciación	91.364,96
Seguros	24.353,91
Impuestos locales	414.016,40
<b>Total</b>	<b>529.735,27</b>

<b>Gastos grales. Planta</b>	<b>195.280,57</b>
------------------------------	-------------------

**Tabla 26. Gastos generales empresa**

Gastos administración	23.104,88
Ventas (11% CTP)	378.661,21
Investigación y desarrollo (5% CTP)	172.118,73
Intereses	143.451,06
Imprevistos (3% CTP)	103.271,24
<b>Total</b>	<b>820.607,13</b>

<b>CTP</b>	<b>3.442.374,67</b>
------------	---------------------

### 8.3 Flujo de caja.

En la tabla 27 se presenta la proyección del flujo de caja para un periodo de 10 años, suponiendo un valor de venta del litro de biodiesel correspondiente al 10% menos del precio de venta del petróleo (\$494).



		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos por ventas	+		1.848.000	1.848.000	1.848.000	1.848.000	1.848.000	1.848.000	1.848.000	1.848.000	1.848.000	1.848.000
Egresos operacionales	-		5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89	5.710.400,89
<b>Utilidad operacional</b>	=		<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>	<b>-3.862.400,89</b>
Depreciación	-		91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96
Interés	-		143.451,06	143.451,06	143.451,06	143.451,06	143.451,06	143.451,06	143.451,06	143.451,06	143.451,06	143.451,06
<b>Renta gravables</b>	=		<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>	<b>-4.097.217</b>
Impuestos (17%)	-		-696.527	-696.527	-696.527	-696.527	-696.527	-696.527	-696.527	-696.527	-696.527	-696.527
Depreciación	+		91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96	91.364,96
Inversión	-	2.869.021,19										
Valor de salvamento	+											267.021,86
Capital de trabajo	+	433.630,62										433.630,62
<b>Flujo de caja neto</b>	=	<b>-3.302.651,81</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-3.309.325</b>	<b>-2.608.673</b>
							<b>VAN</b>					
							<b>-30.183.793,86</b>					

Tabla 27. Flujo de caja neto

Teniendo en cuenta el flujo de caja negativo para cada año, el proyecto no sería viable económicamente según procedimiento del valor actual neto (VAN), el cual entrega valores negativos lo que indica que la inversión inicial no se alcanza a recuperar al cabo de diez años. Por otra parte al no presentar utilidades al final de cada año el TIR no puede ser determinado.

## 9. Conclusiones

- Si bien Chile presenta cómo la opción más rentable para producir biodiesel el aceite de raps, la producción de este a partir de grasas animales no deja de ser una buena alternativa debido a que la materia prima disponible se encuentra en todas las regiones del país y no limitada entre las regiones octava a décima región, lo cual puede presentar un interesante foco laboral a nivel regional.
- Se deben conocer muy bien las propiedades de las grasas a utilizar, como el índice de acidez por ejemplo, para que, de esta manera poder determinar las cantidades exactas de catalizador a utilizar y así impedir la formación de jabones en la reacción de transesterificación afectando la calidad del biodiesel.
- Si bien las muestras de biodiesel cumplen con la mayoría de los análisis realizados así como también en su apariencia, se necesitan más análisis para poder determinar de mejor forma la calidad del biodiesel, como por ejemplo el cloud point (punto de enturbamiento), determinación de agua, cenizas sulfatadas, etc.
- Para realizar el escalado del proceso de producción de biodiesel a nivel piloto fue fundamental el rendimiento de la reacción el cual fue una variable de gran importancia para determinar los flujos y volúmenes a utilizar para el diseño de la planta piloto.
- Aunque el proyecto no es viable económicamente, es por ello que se hace imperiosa la forma de mejorar el rendimiento de la reacción o buscar otro tipo de catalizador como el uso de lipasas para disminuir el costo del litro de biodiesel para hacerlo competitivo con el petróleo.
- Los altos costos se explican por las materias primas empleadas las cuales deben ser de alta pureza, además de no existir un precio fijo por el kilo de grasa en mataderos, los cuales forman parte de los desechos de estos y de los costos de producción del biodiesel los cuales son muy superiores a los ingresos obtenidos año a año.

- Los ingresos pueden verse incrementados si en el flujo de caja se considerara la venta de glicerina la cual debe ser purificada para su venta, permitiendo de esta forma una reducción en el costo de la utilidad operacional y por ende en la utilidad neta.
- Otra forma de hacer rentable el proyecto es aumentando el precio de venta del litro de biodiesel, pero este acarrea el problema que no lo hace competitivo con el petróleo ya que su precio sería muy superior a este último.

## 10. Bibliografía

1. EPA. **A Comprehensive Analysis of Biodiesel Impacts on Exhaust Emissions**. Draft Technical Report. Octubre 2002.
2. Knothe, Gerhard. Et al. **The Biodiesel Handbook**. AOCS Press, Section 7, 2.005.
3. <http://www.eia.doe.gov>, Marzo 2.009.
4. <http://www.emerging-markets.com/biodiesel>, Marzo 2.009
5. [http://www.lanacion.cl/prontus\\_noticias\\_v2/site/artic/20081111/pags/20081111204232.html](http://www.lanacion.cl/prontus_noticias_v2/site/artic/20081111/pags/20081111204232.html), Marzo 2.009.
6. [www.cne.cl](http://www.cne.cl), Marzo 2.009.
7. Bailey, Alton. **Aceites y Grasas Industriales**. 2<sup>da</sup> edición. Ed. Reverté S.A.1.951.
8. Methanex Corporation. **Información técnica y manejo seguro para el uso de metanol**. Septiembre 2.006.
9. Primo, Eduardo. **Química Orgánica Básica Aplicada, de la Molécula a la Industria**. Tomo I. Ed. Reverté S.A. 1.996.
10. [www.biodisol.com](http://www.biodisol.com). Marzo 2.009.
11. García, Juan y García, José. **Biocarburantes Líquidos: Biodiesel y Bioetanol**. Capítulo 4, disponible en Internet, <http://www.madrimasd.org>. Abril 2.009.

12. [www.journeytoforever.com/biodiesel](http://www.journeytoforever.com/biodiesel). Mayo 2.008.
13. Homer, Ian y Hunter, Evelyn. **Biodiesel, Métodos Artesanales para su Producción**. Facultad de ciencias agronómicas Universidad de Chile. Revista Antumapu, año 1, número 1. 2.007.
14. Crane. **Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías**. 15<sup>a</sup> edición, Ed. McGraw-Hill, Capítulo 1. 1.976.
15. Rodríguez, Jorge. **Introducción a la termodinámica con algunas aplicaciones de ingeniería**. 1<sup>a</sup> Edición. Universidad Tecnológica Nacional Argentina. 2.003.
16. Vaneskaian, Alfredo. **Administración de la Producción**. Curso administración de la Universidad de la República Uruguay 2.005.
17. Perry, John H. **Manual del Ingeniero Químico**. Tomo II, 3<sup>era</sup> edición, Ed. UTEHA, México, 1.959.
18. Baasel, W.D. **Preliminary Chemical Engineering Plant Design**. 1<sup>a</sup> edición. Ed. Elsevier.1.974.
19. ASME. **Rules for Construccin of Pressure Vessels**. Sección 8, división 1. 1.999.
20. Megyesy, Eugene. **Manual de Recipientes a Presión: Diseño y Cálculo**. Ed. Limusa. 1.992.
21. McCabe, W. Et al. **Operaciones Unitarias en Ingeniería Química**. 4<sup>ta</sup> edición. McGraw-Hill. 1.991.
22. Kern, Donald. **Procesos de Transferencia de Calor**. 1<sup>a</sup> edición. Ed. Continental. 1.999.

23. Peters, Max y Timmerhaus, Klaus. **Plant design and Economics for Chemical Engineers**. 4<sup>ta</sup> edición. Ed. McGraw-Hill. 1.991.
24. Reklaitis, G.V. **Balance de materia y Energía**. 1<sup>a</sup> edición. Ed. McGraw-Hill. 1.989.
25. Shackelford, James y Alexander William. **Materials Science and Engineering Handbook**. 3<sup>era</sup> edición. CRC Press. 2.001.
26. [www.aquamarket.com](http://www.aquamarket.com). Junio 2.010.
27. Universidad de Chile, Jérôme Hervé Lamoureux – Memoria de título “Diseño conceptual de una planta de biodiesel” – 2.007.

## 11. Nomenclatura

Símbolo	Definición
$A_c$	Area de transferencia de calor
$A$	Indice de acidez
$a'_F$	Area flujo tubos
$a_s$	Area transferencia carcasa
$a_t$	Area transferencia tubos
$B'$	Punto medio de ebullición
$B$	Espaciamiento deflectores
$C$	Clearance
$C_{p_{agua}}$	Capacidad calorífica agua
$C_{p_m}$	Capacidad calorífica mezcla
$C_{p_{MeOH}}$	Capacidad calorífica metanol
$C_{p_{TG}}$	Capacidad calorífica grasa
$CTP$	Costo total del producto
$C.V.$	Potencia
$D$	Diámetro
$D_a$	Diámetro agitador
$D_e$	Diámetro equivalente
$E$	Factor eficiencia soldadura
$E_s$	Distancia fondo estanque agitador
$f$	Factor de fricción
$H$	Altura
$H_{liq}$	Altura líquido
$h_i, h_o$	Coeficiente de película interno y externo
$h_{io}$	$h_i$ referido al diámetro externo del tubo
$I$	Indice de yodo
$I.C.$	Indice de cetano
$J$	Ancho deflector
$K$	Constante calibración bomba Parr
$k$	Conductividad térmica

---

<i>L</i>	Largo
<i>LMTD</i>	Diferencia media logarítmica de temperatura
<i>M<sub>aceite</sub></i>	Masa grasa fundida
<i>M<sub>grasa</sub></i>	Masa grasa
<i>M<sub>M</sub></i>	Masa muestra
<i>M<sub>teorM</sub></i>	Masa teórica muestra
<i>M<sub>NaOH</sub></i>	Masa hidróxido de sodio
<i>m<sub>acbenz</sub></i>	Masa ácido benzoico
<i>m<sub>agua</sub></i>	Masa de agua
<i>m<sub>alambre</sub></i>	Masa alambre
<i>m<sub>H<sub>2</sub>O</sub></i>	Masa agua
<i>m<sub>m</sub></i>	Masa Mezcla
<i>m<sub>MeOH</sub></i>	Masa metanol
<i>m<sub>v</sub></i>	Masa vapor
<i>N</i>	Normalidad
<i>N<sub>t</sub></i>	Número de tubos
<i>N + 1</i>	Número de cruces
<i>n</i>	Revoluciones por minuto
<i>n<sub>aceite</sub></i>	Moles de grasa fundida
<i>n<sub>p</sub></i>	Número de pasos
<i>P<sub>D</sub></i>	Presión de diseño
<i>P<sub>T</sub></i>	Pitch
<i>PM<sub>ME</sub></i>	Peso molecular biodiesel
<i>PM<sub>MeOH</sub></i>	Peso molecular metanol
<i>PM<sub>TG</sub></i>	Peso molecular grasa
<i>Q<sub>r</sub></i>	Calor del medio de reacción
<i>Q<sub>rr</sub></i>	Calor reacción de transesterificación
<i>R<sub>D</sub></i>	Coefficiente de obstrucción
<i>r</i>	Radio
<i>S.G.</i>	Gravedad específica
<i>T<sub>1</sub></i>	Temperatura entrada fluido caliente
<i>t</i>	Espesor de pared
<i>t<sub>a</sub></i>	Temperatura media

---

---

$t_{std}$	Espesor estandarizado
$t_w$	Temperatura de pared
$t_1$	Temperatura entrada fluido frío
$t_2$	Temperatura salida fluido frío
$U_C, U_D$	Coefficiente de transferencia de calor limpio y de diseño
$V$	Volumen
$V_H$	Volumen húmedo
$V_{esp}$	Volumen específico
$V_M$	Volumen muestra
$V_{MeOH}$	Volumen metanol
$V_{TR}$	Volumen reactor
$VAN$	Valor actual neto
$W$	Ancho paleta
$X_{MeOH}$	Fracción peso metanol
$X_{TG}$	Fracción peso grasa
$\alpha$	Parámetro dependiente del diseño del rodete
$\gamma$	Viscosidad cinemática
$\gamma_{ME}$	Viscosidad cinemática biodiesel
$\eta$	Viscosidad dinámica
$\eta_{ME}$	Viscosidad dinámica biodiesel
$\theta$	Tiempo
$\lambda_{MeOH}$	Calor latente metanol
$\lambda_v$	Calor latente vapor
$\mu$	Viscosidad dinámica
$\mu_m$	Viscosidad mezcla
$\mu_v$	Viscosidad vapor
$\rho$	Densidad
$\rho_{grasa}$	Densidad grasa
$\rho_M$	Densidad muestra
$\rho_{ME}$	Densidad biodiesel
$\rho_{MeOH}$	Densidad metanol
$\rho_m$	Densidad mezcla
$\sigma_{adm}$	Tensión admisible

---

---

$\Delta H_c^\circ$	Calor de combustión
$\Delta H_{cTG}^\circ$	Calor combustión grasa
$\Delta H_{cME}^\circ$	Calor combustión biodiesel
$\Delta H_{cMeOH}^\circ$	Calor combustión metanol
$\Delta H_{cC_3H_8O_3}^\circ$	Calor combustión glicerol
$\Delta H_r^\circ$	Calor de reacción
$\Delta H_{rBto}^\circ$	Calor reacción de transesterificación
$\Delta P_r$	Caída de presión por retorno
$\Delta P_s$	Caída de presión lado carcasa
$\Delta P_t$	Caída de presión lado tubos
$\Sigma_{react}$	Suma calores de combustión de reactivos
$\Sigma_{prod}$	Suma calores de reacción de productos

---

# ANEXOS

## Anexo A

A continuación se presentan las especificaciones de calidad para biodiesel que deberán ser cumplidas por los productos nacionales e importados.

Las especificaciones que deberá cumplir el biodiesel para su comercialización como producto puro y uso en mezclas con petróleo diesel son las siguientes:

**Tabla A- 1. Normas chilenas para calidad biodiesel.**

Propiedad	Unidad	Valor	Método
Densidad a 15°C	[gr/cm <sup>3</sup> ]	0,860- 0,900	NCh 822 ó NCh 2395
Viscosidad (40 °C)	[mm <sup>2</sup> /seg]	3,5-5,0	NCh 1950
Punto de inflamación	[°C]	Min. 130	NCh 69
Punto de escurrimiento	[°C]	Máx. -1	NCh 1963
Punto de enturbamiento	[°C]	Informar	ASTM D 2500
Azufre total	Ppm.	Máx. 50	NCh 1896
Residuos de C. Conradson	% masa	Máx. 0,05	ISO 10370, ASTM D4530
Número de cetano	-----	Min. 50	NCh 1987
Cenizas sulfatadas	% masa	Máx. 0,02	ISO 3987
Agua y sedimentos	% volumen	Máx. 0,05	NCh 1982
Corrosión lámina Cu	Grado corrosión	Máx. N°2	NCh 70
Valor neutralización	[MgKOH /gr]	Máx. 0,5	EN 14104
Contenido de ester	% masa	Min. 96,5	EN 14103
Número de yodo	[gr.yodo /100 gr]	Máx. 120	EN 14111
Acido linoleico-Metiléster	% masa	Máx. 12	EN 14103
Contenido de metanol (v)	% masa	Máx. 0,20	EN 14110
Glicerina libre	% masa	Máx. 0,20	EN 14105, EN 14106
Glicerina total	% masa	Máx. 0,25	EN 14105
Monoglicéridos	% masa	Informar	EN 14105
Diglicéridos	% masa	Informar	EN 14105
Triglicéridos	% masa	Informar	EN 14105
Fósforo	[mg /kg]	Máx. 10	EN 14107, ASTM D 5185

Contenido alcalino (Na+K)	[mg /kg ]	Máx. 5	EN 14108,EN 14109
Contenido metales (Ca+Mg)	[mg /kg ]	Máx. 5	ASTM D 5185
Estabilidad a oxidación	Horas	Min. 6	EN 14112

**Tabla A- 2. Normas ASTM D6751.**

Propiedad	Unidad	Valor	Método
Flash point	[°C]	Min. 130	D 93
Agua y sedimentos	% volumen	Máx. 0,050	D 2709
Viscosidad cinemática	[mm <sup>2</sup> /seg]	1,9-6,0	D 445
Cenizas sulfatadas	% masa	Máx. 0,02	D 874
Azufre	% masa	Máx. 0,0015	D 5453
Corrosión lámina Cu		Máx. N°3	D 130
Número de cetano		Min. 47	D 613
Punto de enturbamiento	[°C]	Informar	ASTM D 2500
Residuos de Carbono	% masa	Máx. 0,050	D 4530
Índice de acidez	[MgKOH /gr]	Máx. 0,80	D 664
Glicerina libre	% masa	Máx. 0,020	D 6584
Glicerina total	% masa	Máx. 0,240	D 6584
Fósforo	[mg /kg ]	Máx. 0,001	ASTM D 4951
Temperatura destilación	[°C]	Máx. 360	D 1160

**Tabla A- 3. Normas europeas EN 14213.**

Propiedad	Unidad	Valor	Método
Contenido de esteres	% masa	Min. 96,5	EN 14103

Densidad, 15 °C	$[kg/m^3]$	860-900	EN ISO 3675
Viscosidad, 40 °C	$[mm^2/seg]$	3,5-5,0	EN 3104
Flash point	$[°C]$	Min. 120	ISO 3679
Contenido azufre	$[mg/kg]$	Máx. 10	ISO 20846
Residuos de carbono	% masa	Máx. 0,30	ISO 10370
Cenizas sulfatadas	% masa	Máx. 0,02	ISO 3987
Contenido de agua	$[mg/kg]$	Máx. 500	ISO 12937
Contaminación total	$[mg/kg]$	Máx. 24	EN 12662
Estabilidad a oxidación	Horas	Min. 4	EN 14112
Indice de acidez	$[MgKOH/gr]$	Máx. 0,50	EN 14104
Número de yodo	$[gr.yodo/100gr]$	Máx. 130	EN 14111
Contenido de FAME	% masa	Máx. 1	
Monoglicéridos	% masa	Máx. 0,80	EN 14105
Diglicéridos	% masa	Máx. 0,20	EN 14105
Triglicéridos	% masa	Máx. 0,20	EN 14105
Glicerina libre	% masa	Máx. 0,02	EN 14105
Filtro en frío	$[°C]$	Informar	EN 116
Punto de gota	$[°C]$	0	ISO 3016
Calor de combustión	$[MJ/Kg]$	35	DIN 51900-1

**FAME: Fatty Acyd Methyl ester.**

## Anexo B

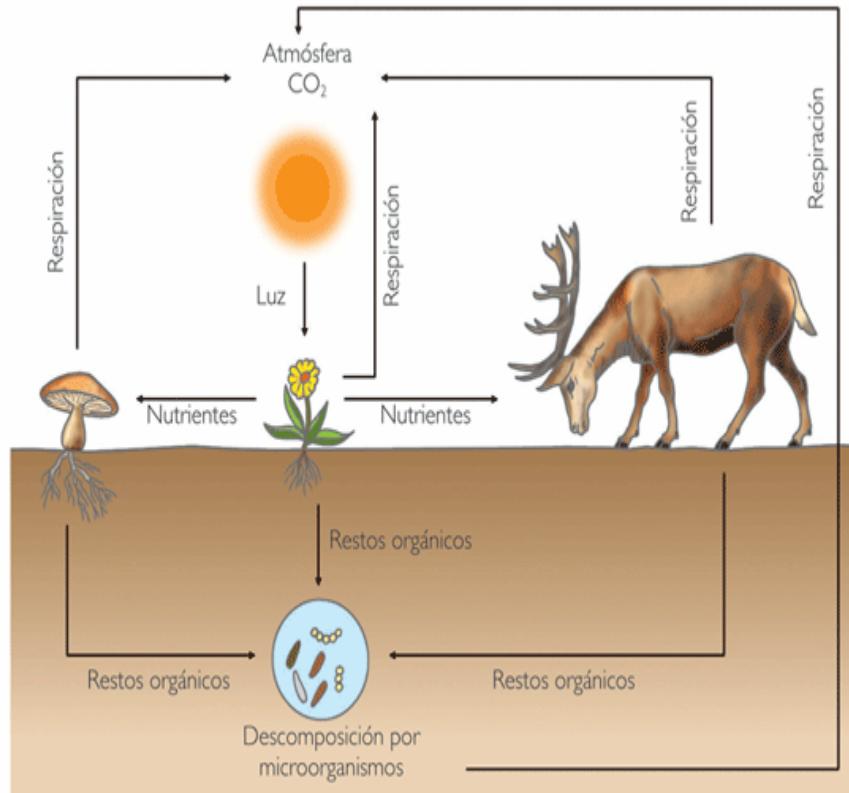
### El ciclo abierto del Carbono

El carbono es uno de los elementos más abundantes del Universo: sin embargo, en la Tierra no es tan abundante. El 98,6% del carbono se encuentra en rocas sedimentarias, bien en forma de especies inorgánicas, como carbonatos y, sobre todo, como piedra caliza, es decir, como carbonato de calcio,  $\text{CaCO}_3$  (3/4 partes del carbono de la corteza terrestre), o bien como carbono orgánico disperso (1/4 parte del carbono de la corteza terrestre). La suma de los contenidos de carbono de todos los demás depósitos (atmósfera, biota, combustible, fósiles, compuestos disueltos, etc.) representa solo el 1,4% del total de carbono que existe en el medio. Este carbono presente en las rocas sedimentarias está básicamente inmovilizado.

El carbono presente en la atmósfera en forma de dióxido de carbono representa solo el 0,02% del carbono contenido en la corteza terrestre. La atmósfera y la biota están continuamente intercambiando enormes cantidades de dióxido de carbono: Las plantas lo absorben, utilizándolo en la fotosíntesis, proceso en el que el carbono inorgánico se transforma en hidratos de carbono (moléculas de alto contenido energético, que son uno de los constituyentes de todos los seres vivos). Este proceso constituye la base de toda la vida sobre la Tierra, dado que es la única forma mediante la cual la energía entra en los ecosistemas, y lo llevan a cabo tanto en las plantas, que toman el dióxido de carbono directamente de la atmósfera, como el plancton marino, que lo toma del agua, en forma de bicarbonato. Cerca de la mitad del carbono fijado de esta forma por las plantas vuelve a la atmósfera mediante la respiración, pero una parte muy importante pasa a la cadena alimentaria: Los animales herbívoros ingieren plantas, y algo del carbono que comen queda almacenado en sus tejidos. La cantidad de carbono pasa del nivel de los productos primarios (plantas) al siguiente nivel, el de los herbívoros, es muy pequeña, del orden del 1%. Finalmente, los animales carnívoros comen a los herbívoros y, de nuevo, pasa sólo del orden de uno por ciento de carbono a este nuevo nivel.

Los procesos de respiración y de descomposición de la materia orgánica muerta por microorganismos producen cantidades significativas de dióxido de carbono, aunque una parte pequeña del carbono vuelve a la atmósfera en forma de metano. A veces, sin embargo, cuando mueren los seres vivos, los compuestos reducidos de carbono no se descomponen y este carbono reducido puede entonces acabar en los sedimentos. Parte de

este carbono biológico sedimentario se ha transformado, a lo largo del tiempo y mediante distintos procesos, en combustibles fósiles, es decir, en petróleo, gas natural y carbón.



**Figura B- 1. Ciclo del Carbono.**

En los océanos, el carbono está presente, mayoritariamente, en forma de iones bicarbonato, con cantidades muy pequeñas carbonato y de dióxido de carbono disuelto. La cantidad de carbono presente en los océanos constituye el 1,1% del carbono de la corteza terrestre. También hay cantidades de carbono comparativamente pequeñas en forma de compuestos orgánicos solubles o de biomasa. Entre la atmósfera y la superficie de los océanos se producen intercambios de carbono en los que sólo participan las zonas superficiales de los océanos. El tiempo característico de mezcla entre las zonas superficiales y las zonas más profundas de los océanos es del orden de un centenar de años, y éste es un proceso en el que intervienen, principalmente, las corrientes marinas, aunque hay una contribución importante de los seres vivos: los organismos de la superficie de los océanos producen esqueletos y caparazones de carbonato de calcio que caen al fondo de los océanos cuando mueren.

Los seres humanos producimos dióxido de carbono al utilizar los combustibles fósiles para obtener energía, al calcinar la piedra caliza para obtener cemento y transformar las tierras. Las cantidades emitidas durante el año 2.000 debidas a las dos primeras actividades fueron de 6.611 millones de toneladas de carbono: 3,4% tuvo su origen en la calcinación de la piedra caliza y, el resto, en el uso de combustibles fósiles. La transformación de las tierras también aporta cantidades importantes de dióxido de carbono, a través de la quema de bosques para obtener tierras adicionales para cultivar. En 1.991, su contribución fue de 1.120 millones de toneladas de carbono, el 18% de las emisiones debidas a actividades industriales.

Estas aportaciones de dióxido de carbono a la atmósfera son pequeñas comparadas con los flujos naturales que se producen entre la atmósfera y la biota o los océanos pero, a pesar de ello, la concentración de dióxido de carbono en la atmosfera ha ido aumentando en los últimos años, lo que puede provocar un calentamiento global como consecuencia de la intensificación del efecto invernadero.

## **Anexo C**

**Tabla C- 1. Reactivos.**

Reactivo	Marca
Acido acético glacial	J.T Backer
Acido clorhídrico	Merck
Hidróxido de sodio	Merck
Metanol	Merck
Cloroformo p.a.	Merck
Fenoltaleina	Merck
Acido sulfúrico	JT Baker
Etanol	Equilab (comercial p.a.)
Almidón	Arquimed (comercial p.a.)
Yoduro de potasio p.a.	Merck
Dicromato de potasio	Merck
Carbonato de sodio	Merck
Tiosulfato de sodio	Merck

**Tabla C- 2. Equipos utilizados.**

Equipo	Marca	Modelo
Agitador magnético con calefactor	Thomas	752 <sup>a</sup>
Agitador mecánico	VELP	Scientific
Balanza analítica	Precisa	120 <sup>a</sup>
Rotavapor con baño maría	BUCHI	RE 111
Bomba de membrana	Thomas	2522C-02
Cromatógrafo de gases-MS	Perkin Elmer	Autosystem
Estufa	Memmert	DL-30
pH metro	Orion	370
Refrigerador	Cimet-Sindelen	21M

**Tabla C- 3. Materiales utilizados.**

Material	Volumen	Unidad
----------	---------	--------

Balón de tres bocas	1000	ml
Pipetas	2	ml
	5	
	10	
	25	
	50	
Buretas	50	ml
Probetas	10	ml
	20	
	50	
Vaso precipitado	5	ml
	25	
	50	
	250	
	1000	
Matraz de aforo	50	l
	100	
Espátulas	-----	-----
Papel filtro	-----	-----
Pisetas	-----	-----
Termómetros	-----	-----
Pinzas metálicas	-----	-----
Baquetas de vidrio	-----	-----
Botellas de vidrio	-----	-----
Piedra difusora	-----	-----
Vidrio reloj	-----	-----



**Figura B- 1. Bomba Parr**



**Figura B- 2. Bomba Parr.**



**Figura B- 3. Bomba de aire.**



**Figura B-4. Agitador mecánico.**



**Figura B-5. Estufa calefactora.**



**Figura B-6. Cromatógrafo de gases.**



**Figura B-7. Cromatógrafo de gases.**



**Figura B-8. Balanza analítica.**



**Figura B-9. pH metro.**



**Figura B-10. Rotavapor.**



**Figura B-11. Agitador calefactor.**



**Figura B-11. Agitador calefactor.**

## **LIPIDOS - DETERMINACION DE LA ACIDEZ (ACIDOS GRASOS LIBRES)**

### **Método volumétrico**

#### **1.- ALCANCE Y CAMPO DE APLICACION**

El método es aplicable a aceites vegetales crudos y refinados, aceites marinos y grasas vegetales.

#### **2.- PRINCIPIO**

Se basa en neutralizar los ácidos grasos libres de la muestra disuelta en un solvente apropiado, con una solución de hidróxido de sodio valorada en presencia de un indicador.

#### **3.- MATERIAL Y EQUIPO**

- 3.1.- Balanza de precisión, con sensibilidad de 0.01 g
- 3.2.- Bureta o microbureta
- 3.3.- Placa calefactora o baño termorregulado
- 3.4.- Matraz erlenmeyer de 250 ml

#### **4.- REACTIVOS**

- 4.1.- Etanol (95 %) neutralizado con solución de hidróxido de sodio que se utilizará en la valoración de la muestra, en presencia de fenolftaleína, hasta color rosado pálido persistente
- 4.2.- Solución de fenolftaleína al 1 % en etanol
- 4.3.- Solución de hidróxido de sodio 0.1 N

## 5.- PROCEDIMIENTO

- 5.1.- Pesar 7.05 g para aceites crudos o 56.4 g para aceites refinados
- 5.2.- Agregar 50 ml de etanol previamente neutralizado y 0.5 ml de fenolftaleína
- 5.3.- Calentar a 60-65 °C para homogeneizar la solución
- 5.4.- Titular con hidróxido de sodio 0.1 N hasta color rosado persistente al menos por 30 seg.

## 6.- EXPRESION DE RESULTADOS

$$6.1 \quad A = \frac{V_1 \times N \times 282}{P_1}$$

A : Acidez expresada en % de ácido oleico

V<sub>1</sub>: Volumen de NaOH gastado, en ml

N : Normalidad del NaOH

P<sub>1</sub>: Peso de la muestra, en gramos

282: Peso molecular del ácido oleico

## 8.- NOTAS

- 8.1.- En caso de grasas sólidas, se recomienda utilizar la mezcla etanol - éter etílico (1 + 1) previamente neutralizado, como disolvente
- 8.2.- En caso de muestras oscuras usar como indicador azul de álcali

## 9. - BIBLIOGRAFIA

- 9.1. - Official Methods of Analysis A.O.A.C. 15<sup>th</sup> Edition. USA (1990)
- 9.2. - A.O.C.S. Official Method Ca 5a-40 (1989)

## LIPIDOS -INDICE DE YODO

### Método de Wijs

#### 1.- ALCANCE Y CAMPO DE APLICACION

Este método es aplicable a todos los aceites y grasas

#### 2.- PRINCIPIO

Representa una medida del estado de insaturación de los ácidos grasos y corresponde a los gramos de yodo que pueden fijar bajo las condiciones del método, 100 gramos de materia grasa.

#### 3.- MATERIAL Y EQUIPO

3.1.- Balanza analítica, sensibilidad 0.1 mg

3.2.- Erlenmeyer de 250 ml

#### 4.- REACTIVOS

4.1.- Tetracloruro de carbono o cloroformo p.a.

4.2.- Solución de Wijs 0.1 M

4.3.- Solución acuosa de almidón al 1 %

4.4.- Solución de yoduro de potasio al 15 %, recién preparada

4.5.- Solución de tiosulfato de sodio 0.1 N

Disolver 26 g de  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \times 5 \text{H}_2\text{O}$  y 200 mg de carbonato de sodio en 1000 ml de agua destilada recientemente hervida y fría.

##### 4.5.1.- Estandarización del tiosulfato de sodio 0,1 N.

4.5.1.1.- Pesarse exactamente 210 mg de estándar primario de dicromato de potasio, previamente pulverizado y secado a 120 °C por 4 horas y disolver en 100 ml de agua en un matraz erlenmeyer de 500 ml con tapa esmerilada.

- 4.5.1.2.- Disolver el dicromato de potasio, remover la tapa y agregar cuidadosamente 3 g de yoduro de potasio, 2 g de bicarbonato de sodio y 5 ml de ácido clorhídrico concentrado.
- 4.5.1.3.- Tapar, mezclar y dejar reposar en la oscuridad 10 minutos.
- 4.5.1.4 - Enjuagar la tapa y las paredes interiores del matraz con agua y titular el yodo liberado con la solución de tiosulfato hasta que esté levemente amarilla
- 4.5.1.5.- Agregar 3 ml de la solución de almidón al 1 % y continuar titulado hasta que desaparezca el color azul
- 4.5.1.6.- Realizar por lo menos tres determinaciones y promediarlas.
- 4.5.1.7.- Calcular la normalidad.
- 4.5.1.8.- Reestandarizar la solución frecuentemente.

## 5.- PROCEDIMIENTO

- 5.1.- Pesar en un recipiente adecuado (dedal de vidrio u otro) la cantidad de muestra de acuerdo a su probable índice de yodo según la tabla siguiente:

**Tabla C- 4. Valores de referencia índice de yodo.**

INDICE DE YODO	GRAMOS DE MUESTRA
3	10.6-8.5
10	3.2-2.5
20	1.6-1.3
40	0.8-0.6
120	0.3-0.2
200	0.2-0.1

- 5.2.- Introducir en el erlenmeyer de 500 ml
- 5.3.- Agregar 20 ml de Tetracloruro de carbono o cloroformo y 25 ml de solución de Wijs, tapar y agitar
- 5.4.- Preparar un blanco simultáneamente
- 5.5.- Guardar los matraces en un lugar oscuro por media hora a  $25 \pm 5$  °C

5.6.- Agregar 20 ml de solución de yoduro de potasio y 100 ml de agua destilada

5.7.- Titular con la solución de tiosulfato de sodio, agitando vigorosamente. Antes que desaparezca completamente el color amarillo, agregar 1 ml de la solución de almidón y continuar con la valoración hasta la desaparición del color azul.

## 6.- EXPRESION DE RESULTADOS

$$I = - \frac{(V_1 - V_2) \times N \times 0,1269}{P} \times 100$$

Donde:

- I : índice de yodo
- V<sub>1</sub> : volumen de tiosulfato de sodio gastados en el blanco, en ml
- V<sub>2</sub> : volumen de tiosulfato de sodio gastados en la muestra, en ml
- N : normalidad de la solución de tiosulfato de sodio
- P : peso de la muestra, en gramos
- 0.1269 : peso de un miliequivalente de yodo, en gramos

## 7. - BIBLIOGRAFIA

7.1. - A.O.C.S. Official Method Tg 1a-64 (1983)

7.2. - Official Methods of Analysis A.O.A.C. (1990)

- Indice de acidez grasa de matadero.

*Masa grasa = 10,026 [gr]*

*Volumen NaOH = 3,2 [ml]*

*Normalidad NaOH = 0,106 [N]*

$$A = \frac{V_1 \times N \times 282}{R_1}$$

$$A = \frac{3,2 \times 0,106 \times 282}{10,026}$$

$$A = 9,54$$

- Indice de yodo grasa de matadero.

*V<sub>1</sub> = 55,6 [ml]*

*V<sub>2</sub> = 43,3 [ml]*

*N = 0,1 [N]*

*P = 0,3513 [gr]*

$$I = - \frac{(V_1 - V_2) \times N \times 0,1269}{P} \times 100$$

$$I = \frac{(55,6 - 43,3) \times 0,1 \times 0,1269}{0,3513} \times 100$$

$$I = 44,43$$

- Indice de acidez grasa carnicería.

*Masa grasa = 10,0775 [gr]*

*Volumen NaOH = 3 [ml]*

*Normalidad NaOH = 0,1 [N]*

$$A = \frac{V_1 \times N \times 282}{P_1}$$

$$A = \frac{3 \times 0,1 \times 282}{10,0775}$$

$$A = 8,39$$

- Indice de yodo grasa de matadero.

*V<sub>1</sub> = 55,6 [ml]*

*V<sub>2</sub> = 42,5 [ml]*

*N = 0,1 [N]*

*P = 0,3629 [gr]*

$$I = - \frac{(V_1 - V_2) \times N \times 0,1269}{P} \times 100$$

$$I = \frac{(55,6 - 42,5) \times 0,1 \times 0,1269}{0,3629}$$

$$I = 45,8$$

Cálculo de cantidades de materia prima empleada para los ensayos muestra 1.

$$M_{\text{NaOH}} = 2 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{MeOH}} / \text{aceite} = 5/1$$

$$M_{\text{aceite}} = 456,9 \text{ [gr]}$$

$$n_{\text{aceite}} = 0,516$$

- Cantidad de metanol.

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{n_{\text{aceite}} \times M_{\text{MeOH}} / \text{aceite} \times PM_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}}$$

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{0,516 \times 5 \times 32}{0,79}$$

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} \approx 105 \text{ [ml]}$$

- Cantidad de NaOH para neutralizar.

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \text{acidez} \times PM_{\text{NaOH}} \times \text{gr. muestra}}{PM_{\text{ácido}} \times 100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{9,54 \times 40 \times 456,9}{282 \times 100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = 6,18 \text{ [gr]}$$

- Cantidad de NaOH para catalizador (0,5%).

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \times M_{\text{aceite}}}{100}$$

$$M_{NaOH} = \frac{0,5}{100} \times 456,9 = 2,28 \text{ [gr]}$$

Cálculo de cantidades de materia prima empleada para los ensayos muestra 2.

$$M_{NaOH} = 2 \text{ [gr]}$$

$$M_{MeOH} / \text{aceite} = 5/1$$

$$M_{\text{aceite}} = 365,52 \text{ [gr]}$$

$$n_{\text{aceite}} = 0,413$$

- Cantidad de metanol.

$$V_{MeOH} = \frac{n_{\text{aceite}} \times M_{MeOH} / \text{aceite} \times PM_{MeOH}}{\rho_{MeOH}}$$

$$V_{MeOH} = \frac{0,413 \times 5 \times 32}{0,79}$$

$$V_{MeOH} \approx 84 \text{ [ml]}$$

- Cantidad de NaOH para neutralizar.

$$M_{NaOH} = \frac{\% \text{ácidos} \times PM_{NaOH} \times \text{gr. muestra}}{PM_{\text{ácido}} \times 100}$$

$$M_{NaOH} = \frac{9,54 \times 40 \times 365,52}{282 \times 100}$$

$$M_{NaOH} = 4,95 \text{ [gr]}$$

- Cantidad de NaOH para catalizador (0,5%).

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \times M_{\text{aceite}}}{100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{0,5}{100} \times 365,52 = 1,83 \text{ [gr]}$$

Cálculo de cantidades de materia prima empleada para los ensayos muestra 3.

$$M_{\text{NaOH}} = 2 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{MeOH}} / \text{aceite} = 5/1$$

$$M_{\text{aceite}} = 365,52 \text{ [gr]}$$

$$n_{\text{aceite}} = 0,413$$

- Cantidad de metanol.

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{n_{\text{aceite}} \times M_{\text{MeOH}} / \text{aceite} \times PM_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}}$$

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{0,413 \times 5 \times 32}{0,79}$$

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} \approx 84 \text{ [ml]}$$

- Cantidad de NaOH para neutralizar.

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \text{acidez} \times PM_{\text{NaOH}} \times \text{gr. muestra}}{PM_{\text{ácido}} \times 100}$$

$$M_{NaOH} = \frac{9,54 \times 40 \times 365,52}{282 \times 100}$$

$$M_{NaOH} = 4,95 \text{ [gr]}$$

- Cantidad de NaOH para catalizador (0,5%).

$$M_{NaOH} = \frac{\% \times M_{aceite}}{100}$$

$$M_{NaOH} = \frac{0,5}{100} \times 365,52 = 1,83 \text{ [gr]}$$

Cálculo de cantidades de materia prima empleada para los ensayos muestra 4.

$$M_{NaOH} = 2 \text{ [gr]}$$

$$MeOH / aceite = 5/1$$

$$M_{aceite} = 465,9 \text{ [gr]}$$

$$n_{aceite} = 0,516$$

- Cantidad de metanol.

$$V_{CH_3OH} = \frac{n_{aceite} \times MeOH / aceite \times PM_{CH_3OH}}{\rho_{CH_3OH}}$$

$$V_{CH_3OH} = \frac{0,516 \times 5 \times 32}{0,79}$$

$$V_{CH_3OH} \approx 105 \text{ [ml]}$$

- Cantidad de NaOH para neutralizar.

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \text{acidez} \times PM_{\text{NaOH}} \times \text{gr. muestra}}{PM_{\text{aceite}} \times 100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{9,54 \times 40 \times 456,9}{282 \times 100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = 6,18 \text{ [gr]}$$

- Cantidad de NaOH para catalizador (0,5%).

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \times M_{\text{aceite}}}{100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{0,5}{100} \times 456,9 = 2,28 \text{ [gr]}$$

Cálculo de cantidades de materia prima empleada para los ensayos muestra 5.

$$M_{\text{NaOH}} = 2 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{eOH}} / \text{aceite} = 5/1$$

$$M_{\text{aceite}} = 484,31 \text{ [gr]}$$

$$n_{\text{aceite}} = 0,547$$

- Cantidad de metanol.

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{n_{\text{aceite}} \times M_{\text{eOH}} / \text{aceite} \times PM_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}}$$

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{0,547 \times 5 \times 32}{0,79}$$

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} \approx 111 \text{ [ml]}$$

- Cantidad de NaOH para neutralizar.

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \text{ácidos} \times PM_{\text{NaOH}} \times \text{gr. muestra}}{PM_{\text{ácido}} \times 100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{9,54 \times 40 \times 484,31}{282 \times 100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = 6,55 \text{ [gr]}$$

- Cantidad de NaOH para catalizador (0,5%).

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{\% \times M_{\text{aceite}}}{100}$$

$$M_{\text{NaOH}} = \frac{0,5}{100} \times 484,31 = 2,42 \text{ [gr]}$$

Cálculo de análisis realizados.

- Viscosidad muestra 1.

$$\rho_{H_2O}(40^\circ C) = 992,215 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\mu_{H_2O}(40^\circ C) = 0,6529 \text{ [cp]}$$

$$\rho_{ME1} = 0,862 \left[ \frac{gr}{cm^3} \right]$$

Tabla C- 5. Tiempos en viscosímetros de Ostwald.

Tiempo [seg]	Agua	Biodiesel
1	8,7	47,7
2	8,8	47,4
3	8,8	47,8
<b>Promedio</b>	<b>8,77</b>	<b>47,63</b>

$$\frac{\eta_{ME1}}{\eta_{H_2O}} = \frac{\rho_{ME1} \times t_{ME1}}{\rho_{H_2O} \times t_{H_2O}}$$

$$\eta_{ME1} = \frac{0,862 \times 47,63 \times 0,006529}{0,9922 \times 8,77}$$

$$\eta_{ME1} = 3,08 \times 10^{-2} \left[ \frac{gr}{cm \times seg} \right]$$

$$\gamma_{ME1} = \frac{\eta_{ME1}}{\rho_{ME1}}$$

$$\gamma_{ME1} = 3,57 \left[ \frac{mm^2}{seg} \right]$$

- Viscosidad muestra 2.

$$\rho_{H_2O}(40^\circ C) = 992,215 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\mu_{H_2O}(40^\circ C) = 0,6529 \text{ [cp]}$$

$$\rho_{ME2} = 0,862 \left[ \frac{gr}{cm^3} \right]$$

Tabla C- 6. Tiempos en viscosímetros de Ostwald.

Tiempo [seg]	Agua	Biodiesel
1	8,7	40,8
2	8,8	41,4
3	8,8	41,3
<i>Promedio</i>	<i>8,77</i>	<i>41,17</i>

$$\frac{\eta_{ME2}}{\eta_{H_2O}} = \frac{\rho_{ME2} \times t_{ME2}}{\rho_{H_2O} \times t_{H_2O}}$$

$$\eta_{ME2} = \frac{0,862 \times 41,17 \times 0,006529}{0,9922 \times 8,77}$$

$$\eta_{ME2} = 2,66 \times 10^{-2} \left[ \frac{gr}{cm \times seg} \right]$$

$$\gamma_{ME2} = \frac{\eta_{ME2}}{\rho_{ME2}}$$

$$\gamma_{ME2} = 3,09 \left[ \frac{mm^2}{seg} \right]$$

- Viscosidad muestra 3.

$$\rho_{H_2O}(40^\circ C) = 992,215 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\mu_{H_2O}(40^\circ C) = 0,6529 \text{ [cP]}$$

$$\rho_{MEB} = 0,858 \left[ \frac{gr}{cm^3} \right]$$

Tabla C- 7. Tiempos en viscosímetros de Ostwald.

Tiempo [seg]	Agua	Biodiesel
1	8,7	36,3
2	8,8	34,6
3	8,8	34,5
<b>Promedio</b>	<b>8,77</b>	<b>35,13</b>

$$\frac{\eta_{MEB}}{\eta_{H_2O}} = \frac{\rho_{MEB} \times t_{MEB}}{\rho_{H_2O} \times t_{H_2O}}$$

$$\eta_{MEB} = \frac{0,858 \times 35,13 \times 0,006529}{0,9922 \times 8,77}$$

$$\eta_{MEB} = 2,26 \times 10^{-2} \left[ \frac{gr}{cm \times seg} \right]$$

$$\gamma_{MEB} = \frac{\eta_{MEB}}{\rho_{MEB}}$$

$$\gamma_{MEB} = 2,64 \left[ \frac{mm^2}{seg} \right]$$

- Viscosidad muestra 4.

$$\rho_{H_2O}(40^\circ C) = 992,215 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\mu_{H_2O}(40^\circ C) = 0,6529 \text{ [cp]}$$

$$\rho_{MEA} = 0,858 \left[ \frac{gr}{cm^3} \right]$$

Tabla C- 8. Tiempos en viscosímetros de Ostwald.

Tiempo [seg]	Agua	Biodiesel
1	8,7	37,1
2	8,8	37,5
3	8,8	37,3
<i>Promedio</i>	<i>8,77</i>	<i>37,30</i>

$$\frac{\eta_{MEA}}{\eta_{H_2O}} = \frac{\rho_{MEA} \times t_{MEA}}{\rho_{H_2O} \times t_{H_2O}}$$

$$\eta_{MEA} = \frac{0,858 \times 37,30 \times 0,006529}{0,9922 \times 8,77}$$

$$\eta_{MEA} = 2,40 \times 10^{-2} \left[ \frac{gr}{cm \times seg} \right]$$

$$\gamma_{MEA} = \frac{\eta_{MEA}}{\rho_{MEA}}$$

$$\gamma_{MEA} = 2,80 \left[ \frac{mm^2}{seg} \right]$$

- Viscosidad muestra 5.

$$\rho_{H_2O}(40^\circ C) = 992,215 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\mu_{H_2O}(40^\circ C) = 0,6529 \text{ [cp]}$$

$$\rho_{MEB} = 0,829 \text{ [g}^r\text{/cm}^3\text{]}$$

Tabla C- 9. Tiempos en viscosímetros de Ostwald.

Tiempo [seg]	Agua	Biodiesel
1	8,7	36,5
2	8,8	36,3
3	8,8	36,4
<b>Promedio</b>	<b>8,77</b>	<b>36,40</b>

$$\frac{\eta_{MEB}}{\eta_{H_2O}} = \frac{\rho_{MEB} \times t_{MEB}}{\rho_{H_2O} \times t_{H_2O}}$$

$$\eta_{MEB} = \frac{0,829 \times 36,40 \times 0,006529}{0,9922 \times 8,77}$$

$$\eta_{MEB} = 2,27 \times 10^{-2} \left[ \frac{\text{g}^r}{\text{cm} \times \text{seg}} \right]$$

$$\gamma_{MEB} = \frac{\eta_{MEB}}{\rho_{MEB}}$$

$$\gamma_{MEB} = 2,73 \left[ \frac{\text{mm}^2}{\text{seg}} \right]$$

- Viscosidad muestra petróleo.

$$\rho_{H_2O}(40^\circ C) = 992,215 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu_{H_2O}(40^\circ C) = 0,6529 \text{ [cp]}$$

$$\rho_{\text{petróleo}} = 0,837 \left[ \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \right]$$

Tabla C- 10. Tiempos en viscosímetros de Ostwald.

Tiempo [seg]	Agua	Biodiesel
1	8,7	20,9
2	8,8	21
3	8,8	20,8
<i>Promedio</i>	<i>8,77</i>	<i>20,90</i>

$$\frac{\eta_{\text{petróleo}}}{\eta_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{\rho_{\text{petróleo}} \times t_{\text{petróleo}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}} \times t_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$\eta_{\text{petróleo}} = \frac{0,837 \times 20,90 \times 0,006529}{0,9922 \times 8,77}$$

$$\eta_{\text{petróleo}} = 1,31 \times 10^{-2} \left[ \frac{\text{gr}}{\text{cm} \times \text{seg}} \right]$$

$$\gamma_{\text{petróleo}} = \frac{\eta_{\text{petróleo}}}{\rho_{\text{petróleo}}}$$

$$\gamma_{\text{petróleo}} = 1,57 \left[ \frac{\text{mm}^2}{\text{seg}} \right]$$

- Indice de cetano muestra 1.

Tabla C- 11. Puntos medios de temperatura.

Muestra	Pto. Medio ebullición [°C]	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]
<i>Muestra 1</i>	<i>299</i>	<i>0,862</i>
<i>Muestra 2</i>	<i>290,1</i>	<i>0,862</i>

<b>Muestra 3</b>	<b>305,1</b>	<b>0,858</b>
<b>Muestra 4</b>	<b>277,8</b>	<b>0,858</b>
<b>Muestra 5</b>	<b>276</b>	<b>0,829</b>

$$I.C. = 454,74 - 1.641,416 \times \rho + 774,74 \times \rho^2 - 0,554 \times B' + 97,803 \times (\log B')^2$$

$$I.C. = 454,74 - 1.641,416 \times 0,862 + 774,74 \times 0,862^2 - 0,554 \times 299 + 97,803 \times (\log 299)^2$$

$$I.C. = 49,29$$

- Indice cetano muestra 2.

$$I.C. = 454,74 - 1.641,416 \times 0,862 + 774,74 \times 0,862^2 - 0,554 \times 290,1 + 97,803 \times (\log 290,1)^2$$

$$I.C. = 47,88$$

- Indice cetano muestra 3.

$$I.C. = 454,74 - 1.641,416 \times 0,858 + 774,74 \times 0,858^2 - 0,554 \times 305,1 + 97,803 \times (\log 305,1)^2$$

$$I.C. = 51,40$$

- Indice cetano 4.

$$I.C. = 454,74 - 1.641,416 \times 0,858 + 774,74 \times 0,858^2 - 0,554 \times 277,8 + 97,803 \times (\log 277,8)^2$$

$$I.C. = 46,90$$

- Indice de cetano 5.

$$I.C. = 454,74 - 1.641,416 \times 0,829 + 774,74 \times 0,829^2 - 0,554 \times 276 + 97,803 \times (\log 276)^2$$

$$I.C. = 56,25$$

- Calor de combustión muestra 1.

$$M_{ac.benz} = 1,0039 \text{ [gr]}$$

$$\Delta U_{ac.benz} = 6.318 \text{ [cal/gr]}$$

$$M_{alambre} = 0,002844 \text{ [gr]}$$

$$\Delta U_{alambre} = 1.400 \text{ [cal/gr]}$$

$$M_{H_2O} = 2.000 \text{ [gr]}$$

$$Cp_{H_2O} = 1 \left[ \frac{\text{cal}}{\text{gr} \times ^\circ\text{C}} \right]$$

$$\Delta T = 2,52 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$K = - \left( \frac{m_{ac.benz} \times \Delta U_{ac.benz} + m_{alambre} \times \Delta U_{alambre} + m_{agua} \times Cp_{agua} \times \Delta T}{\Delta T} \right)$$

$$K = -4518,50 \text{ [cal]}$$

Tabla C- 12. Datos cálculo calor de combustión.

Muestra	$\Delta T$	Masa alambre	Masa problema
Muestra 1	3,4	0,002844	0,862
Muestra 2	3,38	0,004266	0,862
Muestra 3	3,32	0,005	0,858
Muestra 4	3,34	0,005	0,858
Muestra 5	2,98	0,002844	0,829
Petróleo	3,62	0,003571	0,837

$$\Delta U_{probl} = - \left( \frac{m_{agua} \times Cp_{agua} \times \Delta T + K \times \Delta T + m_{alambre} \times \Delta U_{alambre}}{m_{probl}} \right)$$

$$\Delta U_1 = - \left( \frac{2.000 \times 1 \times 3,4 - 4.518,50 \times 3,4 + 0,002844 \times 1.400}{0,862} \right)$$

$$\Delta U_1 = 9.929,14 \text{ [cal/gr]}$$

- Calor de combustión muestra 2.

$$\Delta U_2 = - \left( \frac{2.000 \times 1 \times 3,38 - 4.518,50 \times 3,4 + 0,004266 \times 1.400}{0,862} \right)$$

$$\Delta U_2 = 9.868,40 \text{ [cal/gr]}$$

- Calor combustión muestra 3.

$$\Delta U_3 = - \left( \frac{2.000 \times 1 \times 3,32 - 4.518,50 \times 3,4 + 0,005 \times 1.400}{0,858} \right)$$

$$\Delta U_3 = 9.737,09 \text{ [cal/gr]}$$

- Calor combustión muestra 4.

$$\Delta U_4 = - \left( \frac{2.000 \times 1 \times 3,34 - 4.518,50 \times 3,4 + 0,005 \times 1.400}{0,858} \right)$$

$$\Delta U_4 = 9.795,79 \text{ [cal/gr]}$$

- Calor combustión muestra 5.

$$\Delta U_5 = - \left( \frac{2.000 \times 1 \times 2,98 - 4.518,50 \times 3,4 + 0,002844 \times 1.400}{0,829} \right)$$

$$\Delta U_5 = 9.048,43 \text{ [cal/gr]}$$

- Calor combustión petróleo.

$$\Delta U_{\text{petróleo}} = - \left( \frac{2.000 \times 1 \times 3,62 - 4.518,50 \times 3,4 + 0,003571 \times 1.400}{0,837} \right)$$

$$\Delta U_{\text{petróleo}} = 10.886,46 \text{ [cal/gr]}$$

- Rendimiento de reacción muestra 1.

$$M_{M1} = V_{M1} \times \rho_{M1}$$

$$M_{M1} = 350 \times 0,862 = 301,7 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{teoM1}} = M_{\text{grasa}} \times \rho_{\text{grasa}} \times \frac{\text{mol TG}}{885,46 \text{ gr TG}} \times \frac{3 \text{ mol ME}}{1 \text{ mol TG}} \times \frac{284 \text{ gr ME}}{\text{mol ME}}$$

$$M_{\text{teoM1}} = 500 \times 0,9138 \times \frac{1}{885,46} \times 3 \times 284$$

$$M_{\text{teoM1}} = 439,63 \text{ [gr]}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{M_{\text{real}}}{M_{\text{teo}}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{301,7}{439,63} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = 68,63 \%$$

- Rendimiento reacción muestra 2.

$$M_{M2} = V_{M2} \times \rho_{M2}$$

$$M_{M2} = 281 \times 0,862 = 242,22 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{teoM2}} = M_{\text{grasa}} \times \rho_{\text{grasa}} \times \frac{\text{mol TG}}{885,46 \text{ gr TG}} \times \frac{3 \text{ mol ME}}{1 \text{ mol TG}} \times \frac{284 \text{ gr ME}}{\text{mol ME}}$$

$$M_{\text{teoME}} = 400 \times 0,9138 \times \frac{1}{885,46} \times 3 \times 284$$

$$M_{\text{teoME}} = 351,71 \text{ [gr]}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{M_{\text{real}}}{M_{\text{teo}}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{242,22}{351,71} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = 68,87 \%$$

- Rendimiento reacción muestra 3.

$$M_{\text{Me}} = V_{\text{Me}} \times \rho_{\text{Me}}$$

$$M_{\text{Me}} = 240 \times 0,858 = 205,92 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{teoME}} = M_{\text{grasa}} \times \rho_{\text{grasa}} \times \frac{\text{mol TG}}{885,46 \text{ gr TG}} \times \frac{3 \text{ mol ME}}{1 \text{ mol TG}} \times \frac{284 \text{ gr ME}}{\text{mol ME}}$$

$$M_{\text{teoME}} = 400 \times 0,9138 \times \frac{1}{885,46} \times 3 \times 284$$

$$M_{\text{teoME}} = 351,71 \text{ [gr]}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{M_{\text{real}}}{M_{\text{teo}}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{205,92}{351,71} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = 58,55\%$$

- Rendimiento reacción muestra 4.

$$M_{\text{Me}} = V_{\text{Me}} \times \rho_{\text{Me}}$$

$$M_{\text{Me}} = 270 \times 0,858 = 231,66 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{teoM4}} = M_{\text{grasa}} \times \rho_{\text{grasa}} \times \frac{\text{mol TG}}{885,46 \text{ gr TG}} \times \frac{3 \text{ mol ME}}{1 \text{ mol TG}} \times \frac{284 \text{ gr ME}}{\text{mol ME}}$$

$$M_{\text{teoM4}} = 500 \times 0,9138 \times \frac{1}{885,46} \times 3 \times 284$$

$$M_{\text{teoM4}} = 439,63 \text{ [gr]}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{M_{\text{real}}}{M_{\text{teo}}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{231,66}{439,63} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = 52,69 \%$$

- Rendimiento reacción muestra 5.

$$M_{\text{M5}} = V_{\text{M5}} \times \rho_{\text{M5}}$$

$$M_{\text{M5}} = 345 \times 0,829 = 286,01 \text{ [gr]}$$

$$M_{\text{teoM5}} = M_{\text{grasa}} \times \rho_{\text{grasa}} \times \frac{\text{mol TG}}{885,46 \text{ gr TG}} \times \frac{3 \text{ mol ME}}{1 \text{ mol TG}} \times \frac{284 \text{ gr ME}}{\text{mol ME}}$$

$$M_{\text{teoM5}} = 530 \times 0,9138 \times \frac{1}{885,46} \times 3 \times 284$$

$$M_{\text{teoM5}} = 466,01 \text{ [gr]}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{M_{\text{real}}}{M_{\text{teo}}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{286,01}{466,01} \times 100$$

$$\text{Rendimiento} = 61,37\%$$

Tabla C- 13. Tabla resumen rendimientos.

Muestra	Masa real [gr]	Masa teórica [gr]	Rendimientos (%)
---------	----------------	-------------------	------------------

<i>Muestra 1</i>	<b>301,7</b>	<b>439,63</b>	<b>68,63</b>
<i>Muestra 2</i>	<b>242,22</b>	<b>351,71</b>	<b>68,87</b>
<i>Muestra 3</i>	<b>205,92</b>	<b>351,71</b>	<b>58,55</b>
<i>Muestra 4</i>	<b>231,66</b>	<b>439,63</b>	<b>52,69</b>
<i>Muestra 5</i>	<b>286,01</b>	<b>466,01</b>	<b>61,37</b>

## Anexo D

*Producción = 1.000 [L]*

*Relación  $\frac{\text{metanol}}{\text{grasa}} = \frac{5}{1}$*

*$PM_{TG} = 885,46 \text{ [g}^r/\text{g}^r\text{mol]}$*

*$PM_{ME} = 284 \text{ [g}^r/\text{g}^r\text{mol]}$*

$$\text{Densidad Biodiesel} = 860 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right]$$

$$\text{Densidad glicerol} = 1.261 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right]$$

$$\text{Densidad grasa} = 0,9138 \left[ \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \right]$$

$$\text{Densidad metanol} = 0,79 \left[ \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \right]$$

$$\text{Moles de biodiesel para producción de 1.000 [L]} = 3.021,13$$

$$\text{Rendimiento de reacción} = 69 \%$$

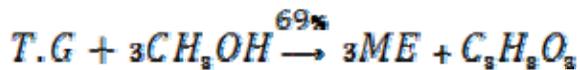


Tabla D- 1. Balance de moles en transesterificación.

Compuesto	Entra [mol]	Reacciona [mol]	Sale [mol]
<i>Tiglicérido</i>	1.450,29	1.000,7	449,59
<i>Metanol</i>	7.251,45	3.021,13	4.230,32
<i>Metiléster</i>	-----	-----	3.021,13
<i>Glicerol</i>	-----	-----	1.000,7

- Reactivos necesarios para la reacción (masa).

$$\text{Grasa} = 1.450,29 \times 885,46 = 1284,17 \text{ [kg]}$$

$$\text{Metanol} = 7.251,45 \times 32 = 232,05 \text{ [kg]}$$

$$\text{Total} = 1.516,22 \text{ [kg]}$$

- Reactivos necesarios para la reacción (volumen).

$$\text{Grasa} = 452,34 \rightarrow 524 \text{ [ml]} \quad (\text{analogía realizada por experiencia en laboratorio})$$

$$1284,173 \rightarrow X \text{ [ml]}$$

$$X = 1.487,61 \text{ [L]}$$

$$V_{CH_3OH} = \frac{232,05}{0,79} = 293,73 \text{ [L]}$$

- Volumen entrada reactor.

$$V_{ER} = 1.487,61 + 293,73 = 1781,34 \text{ [L]}$$

- Salida de reactor (masa).

$$\text{Grasa} = 449,59 \times \frac{885,46}{1.000} = 398,09 \text{ [Kg]}$$

$$\text{Metanol} = 4.230,32 \times \frac{32}{1.000} = 135,37 \text{ [Kg]}$$

$$\text{Biodiesel} = 3.021,13 \times \frac{284}{1.000} = 858 \text{ [Kg]}$$

$$\text{Glicerol} = 1.000,7 \times \frac{92}{1.000} = 92,06 \text{ [Kg]}$$

- Salida reactor (volumen).

$$\text{Grasa} = 398,09 \times \frac{524}{452,34} = 461,15 \text{ [L]}$$

$$\text{Metanol} = \frac{135,37}{0,79} = 171,35 \text{ [L]}$$

$$\text{Biodiesel} = \frac{858}{0,860} = 997,68 \text{ [L]}$$

$$\text{Glicerol} = \frac{92,06}{1,261} = 73,08 \text{ [L]}$$

- Diseño reactor.

$$\text{Volumen húmedo} = 1.781,34 \text{ [L]}$$

$$\text{Factor de seguridad} = 75\%$$

$$\text{Volumen reactor} = \frac{1.781,34}{0,75} = 2.375,12 \approx 2.400 \text{ [L]}$$

$$\text{Relación altura/diámetro} = 2$$

$$\text{Volumen cilindro} = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$H = 2 \times D$$

$$\text{Volumen cilindro} = \frac{\pi \times 2 \times D^3}{4}$$

$$2,4 = \frac{2 \times \pi \times D^3}{4}$$

$$D = 1,15 \text{ [m]}$$

$$H = 1,15 \times 2 = 2,3 \text{ [m]}$$

- Presión de diseño.

$$\rho_m = X_{TG} \times \rho_{TG} + X_{CH_2OH} \times \rho_{CH_2OH}$$

$$\rho_m = 0,85 \times 0,9138 + 0,15 \times 0,79$$

$$\rho_m = 0,895 \text{ [gr/cm}^3\text{]} = 895 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$$

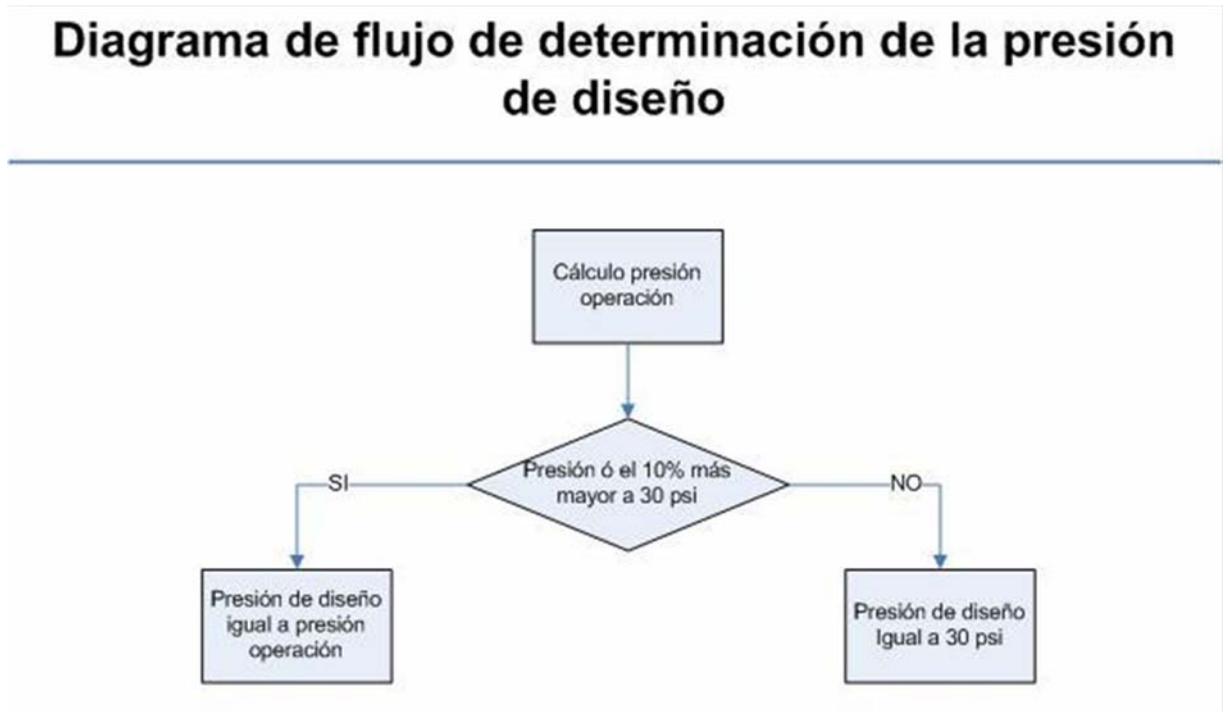
$$P_D = \rho_m \times g \times h + P_{atm}$$

$$P_D = 895 \times 9,8 \times 2,3 + 101.325$$

$$P_D = 121.498,3 \text{ [Pa]} = 17,62 \text{ [psi]}$$

Por lo tanto, según criterio Magyesy ilustrado en el siguiente diagrama de flujo:

Fig. D-1.



- *Cálculo de espesores.*
- *Cilindro.*

**Material de construcción: acero inoxidable AISI 304**

**Tensión límite elástico = 75.000 [psi]**

**Factor de seguridad (f) = 3 (f, metales ASME  $\geq 3$ )**

**Tensión admisible ( $\sigma_{adm}$ ) = 25.000 [psi]**

**Radio =  $D/2 = 45,27/2 = 22.63$  [pulg]**

**Criterio error =  $r/t_{std} \geq 5$  (ASME)**

**Factor eficiencia soldadura ( $E$ ) = 0,5 [0; 1]**

**Espesor corrosión ( $t_c$ ) = 3 [mm] [1 a 3 mm]**

$$t = \frac{P_D \times r}{\sigma_{adm} \times E - 0,6 \times P_D}$$

$$t = \frac{30 \times 22,63}{25.000 \times 0,5 - 0,6 \times 30}$$

$$t = 0,05 \text{ [pulg]} = 1,38 \text{ [mm]}$$

$$t = 1,38 + 3 = 4,38 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

- *Cabezal toriesférico (fondo).*

**Material de construcción: acero inoxidable AISI 304**

$$t = \frac{P_D \times L \times M}{2 \times \sigma_{adm} \times E - 0,2 \times P_D}$$

$$M = \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{L}{tcr}} \right)$$

- Recomendaciones ASME:

$$L \leq D$$

$$L/tcr \leq 16,67$$

Para mercado nacional

$$tcr \geq 100 \text{ [mm]}$$

$$L = 1.150 \text{ [mm]}$$

$$t_{cr} = 100 \text{ [mm]}$$

$$L/t_{cr} \leq 16,67$$

$$L \leq 1.667 \text{ [mm]}$$

$$M = \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{1.150}{100}} \right)$$

$$M = 1,59$$

$$t = \frac{30 \times 1,59 \times 22,63}{2 \times 25.000 \times 0,5 - 0,2 \times 30}$$

$$t = 0,09 \text{ [pulg]} = 2,21 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 2,21 + 3 = 5,21 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

- *Cabezal elipsoidal (tope).*

**Material de construcción: acero inoxidable AISI 304**

$$t = \frac{P_D \times r}{2 \times \sigma_{adm} \times E - 0,2 \times P_D}$$

$$t = \frac{30 \times 22,63}{2 \times 25.000 \times 0,5 - 0,2 \times 30}$$

$$t = 0,03 \text{ [pulg]} = 0,69 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 0,69 + 3 = 3,69 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 4 \text{ [mm]}$$

Cálculos de calores requeridos por medio de la reacción.

$$\text{Masa total} = 1.516,22 \text{ [kg]}$$

$$X_{TG} = 0,85$$

$$X_{CH_3OH} = 0,15$$

$$\text{Temperatura promedio} = 50 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

- Calor mezcla.

$$Q_m = m_m \times Cp_m \times \Delta T$$

$$Cp_m = X_{TG} \times Cp_{TG} + X_{CH_3OH} \times Cp_{MeOH}$$

$$Cp_{TG} = 0,4715 + 0,00117 \times t \quad [\text{E. Batley}]$$

$$Cp_{TG} = 0,4715 + 0,00117 \times 50$$

$$Cp_{TG} = 0,53 \left[ \frac{\text{cal}}{\text{gr} \times ^\circ\text{C}} \right] = 2,21 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{kg} \times ^\circ\text{K}} \right]$$

$$Cp_{MeOH} = 2,710 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{kg} \times ^\circ\text{K}} \right]$$

$$Cp_m = 0,85 \times 2,21 + 0,15 \times 2,710$$

$$Cp_m = 2,28 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{kg} \times ^\circ\text{K}} \right]$$

$$Q_m = 1.516,22 \times 2,28 \times (75 - 25)$$

$$Q_m = 172.849,08 \text{ [KJ]}$$

- Calor de reacción.

➤ Determinación calores de formación a partir de calores de combustión.

Tabla D- 2. Calores de combustión.

Compuesto	Calor de combustión	Unidades
Biodiesel	-40.510,51	[KJ/kg]
Grasa	-39.557,69	[KJ/kg]

Metanol	-22.706,25	[KJ/kg]
Glicerina	-18.055,43	[KJ/kg]

$$\Delta H_r^{\circ} = \Sigma_{\text{react}} - \Sigma_{\text{prod}}$$

$$\Delta H_r^{\circ} = -39.557,69 + 3 \times (-22.706,25) - (3 \times (-40.510,51) + (-18.055,43))$$

$$\Delta H_r^{\circ} = 31.910,52 \text{ [KJ/kg]}$$

$$\Delta H_{r,\text{Bio}}^{\circ} = \Delta H_r^{\circ} \times \text{kg.ME}$$

$$\Delta H_{r,\text{Bio}}^{\circ} = 31.910,52 \times 858$$

$$\Delta H_{r,\text{Bio}}^{\circ} = 27.379.226,16 \text{ [KJ]}$$

$$Q_{rr} = Q_r + \Delta H_{r,\text{Bio}}^{\circ}$$

$$Q_{rr} = 172.849,08 + 27.379.226,16$$

$$Q_{rr} = 27.552.075,24 \text{ [KJ]}$$

Sistema de agitación.

$$\frac{D_a}{D_e} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{H}{D_e} = 1$$

$$\frac{J}{D_e} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E_s}{D_a} = 1$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$D_e = 1,15 \text{ [m]}$$

$$D_a = 1,15 / 3 = 0,38 \text{ [m]}$$

$$E_s = 0,38 \times 1 = 0,38 \text{ [m]}$$

$$W = 0,38 / 5 = 8 \text{ [cm]}$$

$$I = 1,15 / 12 = 10 \text{ [cm]}$$

$$L = 0,38 / 4 = 10 \text{ [cm]}$$

- Cálculo de potencia.

$$C.V. = \alpha \times D_a^{4,7} \times n^{2,85} \times \rho^{0,85} \times \mu^{0,15}$$

$$n = 700 \text{ [RPM]} = 11,67 \text{ [rev/seg]}$$

$$\rho_m = X_{TG} \times \rho_{TG} + X_{CH_3OH} \times \rho_{CH_3OH}$$

$$\rho_{TG} = 0,9138 \text{ [gr/cm}^3\text{]}$$

$$\rho_{MeOH} = 0,79 \text{ [gr/cm}^3\text{]}$$

$$\rho_m = 810 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu_m = X_{TG} \times \mu_{TG} + X_{CH_3OH} \times \mu_{CH_3OH}$$

$$\mu_{TG} = 0,041 \text{ [Pa} \times \text{seg]}$$

$$\mu_{CH_3OH} = 0,00055 \text{ [Pa} \times \text{seg]}$$

$$\mu_m = 0,03493 \text{ [Pa} \times \text{seg]}$$

$$\alpha = 0,00720 \text{ [Ferry]}$$

$$C.V. = 0,00720 \times 0,38^{4,7} \times 11,67^{2,85} \times 810^{0,85} \times 0,03493^{0,15}$$

$$C.V. = 15,03 \text{ [CV]}$$

$$C.V. = 11,05 \text{ [KW]} = 14,81 \text{ [HP]}$$

Considerando un 30% de pérdidas mecánicas.

$$C.V. = 14,81 \times 1,3$$

$$C.V. = 19,26 \text{ [HP]}$$

Diseño térmico sistema de calentamiento (intercambiador de tubo y carcasa).

$$Largo = 32 \text{ [pie]}$$

$$Masa \text{ en estanco} = 1.525,83 \text{ [kg]} = 3.363,88 \text{ [lb]}$$

$$Calor \text{ requerido} = 26.114.328,61 \text{ [BTU]}$$

Material de construcción: *acero inoxidable AISI 304*

$$\lambda_v = 910 \text{ [BTU/lb]}$$

$$Cp_m = 2,29 \text{ [KJ/kg} \times K] = 1,76 \text{ [BTU/lb} \times ^\circ\text{F]}$$

$$Temperatura \text{ entrada} = 75 \text{ [}^\circ\text{C]} = 167 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$Temperatura \text{ salida} = 121,1 \text{ [}^\circ\text{C]} = 250 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$Temperatura \text{ de vapor} = 300 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

Tubos  $\frac{3}{4}$ " de 18 BWG, arreglo triangular, 39" de diámetro interno de carcasa.

$$\text{Número de pasos} = 1$$

$$Pitch = \frac{15}{16} \text{ [pulg]}$$

$$Q = m \times cp_m \times \Delta T$$

$$26.114.328,61 = m \times 1,76 \times (250 - 167)$$

$$m = 178.767,31 \text{ [lb/hr]}$$

$$Q = m_v \times \lambda_v$$

$$26.114.328,61 = m_v \times 910$$

$$m_v = 28.697,06 \text{ [lb/hr]}$$

$$LMTD = \frac{(T_v - t_1) - (T_v - t_2)}{\ln \frac{T_v - t_1}{T_v - t_2}}$$

$$LMTD = \frac{(300 - 167) - (300 - 250)}{\ln \frac{300 - 167}{300 - 250}}$$

$$LMTD = 84,84 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$U_D = 40 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right] \quad (\text{Supuesto, tabla 8, Kern})$$

$$A_c = \frac{Q}{LMTD \times U_D}$$

$$A_c = \frac{26.114.328,61}{84,84 \times 40}$$

$$A_c = 7.695,17 [pie^2]$$

$$N_c = \frac{A_c}{L \times Sup. \text{ lineal}}$$

$$N_c = \frac{7.695,17}{32 \times 0,1963}$$

$$N_c = 1.225,03 \text{ tubos teóricos}$$

$$N_c = 1.377 \text{ tubos reales}$$

$$A_c = N_c \times L \times Sup. \text{ lineal}$$

$$A_c = 1.377 \times 32 \times 0,1963$$

$$A_c = 8.649,76 [pie^2]$$

$$U_D = \frac{Q}{LMTD \times A_c}$$

$$U_D = \frac{26.114.328,61}{84,84 \times 8.649,76}$$

$$U_D = 35,59 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

- Tubos (vapor).

$$\alpha'_F = 0,334 \text{ [pulg}^2\text{]} \quad (\text{Tabla 10, Kern})$$

$$\alpha_r = \frac{N_s \times \alpha'_c}{144 \times n_p}$$

$$\alpha_r = \frac{1,377 \times 0,334}{144 \times 1}$$

$$\alpha_r = 3,19 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$G_r = \frac{m_v}{\alpha_r}$$

$$G_r = \frac{28.697,06}{3,19}$$

$$G_r = 8.995,94 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{hr} \times \text{pie}^2} \right]$$

$$\mu_v = 0,015 \times 2,42 = 0,0363 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{hr} \times \text{pie}} \right] \quad (\text{Figura 15, Kern})$$

$$D_I = \frac{0,652}{12} = 0,054 \text{ [pulg]} \quad (\text{Tabla 10, Kern})$$

$$Re = \frac{G_r \times D_I}{\mu_v}$$

$$Re = \frac{8.995,94 \times 0,054}{0,0363}$$

$$Re = 13.382,39$$

$$h_{io} = 1.500 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{pie}^2 \times ^\circ\text{F}} \right]$$

Caída de presión.

$$f = 0,00020 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pulg}^2} \right] \quad (\text{Figura 26, Kern})$$

$$V_{exp} = 6,47 \left[ \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}} \right] \quad (\text{Tabla 7, Kern})$$

$$\rho = \frac{1}{6,47} = 0,15 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$$

$$S.G. = \frac{0,15}{62,4} = 2,4 \times 10^{-3}$$

$$\Delta P_f = \frac{f \times G_f^2 \times L \times n_p}{5,22 \times 10^{10} \times D_f \times S.G.}$$

$$\Delta P_f = \frac{0,00020 \times 8.995,94^2 \times 20 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,054 \times 2,4 \times 10^{-2}}$$

$$\Delta P_f = 0,047 \text{ [psi]}$$

- Carcasa (mezcla grasa-metanol).

$$B = 12 \times L/S$$

$$B = 77 \text{ [pulg]}$$

$$C = P_T - \phi_N$$

$$C = 15/16 - 3/4$$

$$C = 0,1875 \text{ [pulg]}$$

$$\alpha_s = \frac{DI \times C \times B}{144 \times P_T}$$

$$\alpha_s = \frac{39 \times 0,1875 \times 77}{144 \times 0,9375}$$

$$\alpha_s = 4,17 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$G_s = \frac{W_m}{\alpha_s}$$

$$G_s = \frac{178.767,31}{4,17}$$

$$G_s = 42.869,86 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{hr} \times \text{pie}^2} \right]$$

$$t_a = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_a = \frac{167 + 255}{2}$$

$$t_a = 208,5 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$\mu_m = 84,5 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \times \text{hr}} \right]$$

$$D_e = 4 \times \left( \frac{0,86 \times P_T^2}{2} - \frac{\pi \times \phi_N^2}{8} \right)$$

$$D_e = 4 \times \left( \frac{0,38 - 0,22}{1,18} \right)$$

$$D_e = \frac{0,53}{12} = 0,04 \text{ [pie]}$$

$$Re = \frac{D_e \times G_s}{\mu_m}$$

$$Re = \frac{0,04 \times 42.869,86}{84,5}$$

$$Re = 20,29$$

$$h_o = \frac{1,86 \times k}{D_e} \times (Re)^{0,688} \times \left( \frac{Cp_m \times \mu_m}{k} \right)^{1/8}$$

$$h_o = 0,64 \times 5,23 \times 12,37$$

$$h_o = 41,40 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

Caída de presión.

$$f = 0,020 \left[ \frac{pie^2}{pulg^2} \right]$$

$$S.G = \frac{\rho_m}{\rho_{H_2O}} = \frac{810}{1.000} = 0,81$$

$$N + 1 = \frac{12 \times L}{B} = \frac{12 \times 32}{77} = 5$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times Df \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times S.G \times D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,020 \times 42.869,86^2 \times 3,25 \times 5}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,81 \times 0,06}$$

$$\Delta P_s = 0,12 \text{ [psi]}$$

- *Coeficientes.*

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = \frac{1.500 \times 41,40}{1.500 + 41,40}$$

$$U_c = 40,29 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{40,29 - 35,59}{40,29 \times 35,59}$$

$$R_d = 0,0032 \left[ \frac{hr \times pie^2 \times ^\circ F}{BTU} \right] \quad ; R_{dpermisida} = 0,0030$$

- Tiempo calentamiento solución.

$$\ln \left( \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) = \frac{W \times cp_m}{m_m \times cp_m} \times \left( \frac{K_1 - 1}{K_1} \right) \times \theta$$

$$K_1 = \exp \left( U_c \times A_c / m_m \times cp_m \right)$$

$$K_1 = \exp \left( 40,29 \times 8.649,76 / 178.767,31 \times 1,76 \right)$$

$$K_1 = 3,02$$

$$\ln \left( \frac{300 - 167}{300 - 250} \right) = \frac{178.767,31 \times 1,76}{3.363,88 \times 1,76} \times \left( \frac{3,02 - 1}{3,02} \right) \times \theta$$

$$\theta = 0,028 [hr] \times 60 = 1,7 [min]$$

Condensador vertical para metanol.

$$L = 8 \text{ [pfe]}$$

$$M_{MeOH} = 9.948 \text{ [lb/hr]}$$

$$\lambda_{MeOH} = 520 \text{ [BTU/lb]}$$

$$Cp_{H_2O} = 1 \text{ [BTU/lb} \times \text{°F]}$$

$$\text{Entrada de agua} = 68 \text{ [°F]}$$

$$\text{Salida agua} = 120 \text{ [°F]}$$

$$\frac{298,48}{0,028} = 10.658,21 \text{ [lb/hr]}$$

$$Q = M_{MeOH} \times \lambda_{MeOH}$$

$$Q = 10.658,21 \times 520$$

$$Q = 5.542.269,2 \text{ [BTU/hr]}$$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{(167 - 120) - (149 - 68)}{\ln\left(\frac{167 - 120}{149 - 68}\right)}$$

$$LMTD = 62,47 \text{ [°F]}$$

- Cantidad de agua requerida.

$$Q = m_{H_2O} \times c_{p_{H_2O}} \times \Delta T_{H_2O}$$

$$5.542.269,2 = m_{H_2O} \times 1 \times (120 - 68)$$

$$m_{H_2O} = 106.582,10 \text{ [lb/hr]}$$

$$U_D = 100 \text{ [BTU/hr} \times \text{pte}^2 \times \text{°F}]$$

$$A_c = \frac{Q}{U_D \times LMTD}$$

$$A_c = \frac{5.542.269,10}{100 \times 62,47}$$

$$A_c = 887,19 \text{ [pte}^2\text{]}$$

$$N_t = \frac{A_c}{L \times \text{Sup. lineal}}$$

$$N_t = \frac{887,19}{8 \times 0,1963}$$

$$N_t = 564,95 \text{ tubos teóricos}$$

$$N_t = 506 \text{ tubos reales}$$

Condensador seleccionado será de 2 pasos, tubos de 3/4 “, arreglo triangular, 25 de diámetro interno de carcasa, pitch 15/16”.

$$A_c = N_t \times L \times \text{Sup. lineal}$$

$$A_c = 506 \times 8 \times 0,1963$$

$$A_c = 794,62 \text{ [pte}^2\text{]}$$

$$U_D = \frac{Q}{A_c \times LMTD}$$

$$U_D = \frac{5.542.269,2}{794,62 \times 62,46}$$

$$U_D = 111,67 \text{ [BTU/hr} \times \text{pte}^2 \times \text{°F}]$$

- Carcasa (metanol).

$$B = L/5$$

$$B = \frac{8 \times 12}{5}$$

$$B = 20 \text{ [pie]}$$

$$C = P_T - \phi_N$$

$$C = 15/16 - 3/4$$

$$C = 0,1875 \text{ [pulg]}$$

$$N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$$

$$N + 1 = 5$$

$$\alpha_s = \frac{DI \times C \times B}{144 \times P_T}$$

$$\alpha_s = \frac{25 \times 0,1875 \times 20}{144 \times 15/16}$$

$$\alpha_s = 0,69 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$G_s = \frac{M_{MeOH}}{\alpha_s}$$

$$G_s = \frac{10.658,21}{0,69}$$

$$G_s = 15.446,68 \text{ [lb/hr} \times \text{pie}^2\text{]}$$

$$T_{MeOH} = 149 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$\mu_{MeOH} = 0,011 \times 2,42 = 0,027 \text{ [lb/hr} \times \text{pie}]$$

$$D_e = 4 \times \left( \frac{0,86 \times P_T^2 - \frac{\pi \times \phi_N^2}{8}}{\pi \times \phi_N / 2} \right)$$

$$D_e = 4 \times \left( \frac{0,38 - 0,22}{1,18} \right)$$

$$D_e = 0,55/12 = 0,04 \text{ [pie]}$$

$$Re = \frac{D_e \times G_s}{\mu_{MeOH}}$$

$$Re = \frac{0,04 \times 15.446,68}{0,027}$$

$$Re = 22.883,97$$

$$f = 0,002 \left[ \frac{pte^2}{pulg^2} \right]$$

$$P = 14,7 \text{ [psi]}$$

$$PM_{MeOH} = 32 \left[ \frac{lb}{lbmol} \right]$$

$$T_{MeOH} = 608,67 \text{ [°R]}$$

$$P \times PM_{MeOH} = \rho_{MeOH} \times R \times T$$

$$14,7 \times 32 = \rho_{MeOH} \times 10,73 \times 608,67$$

$$\rho_{MeOH} = 7,2 \times 10^{-2} \left[ \frac{lb}{pte^3} \right]$$

$$S.G = \frac{7,2 \times 10^{-2}}{62,4} = 1,15 \times 10^{-3}$$

$$D_s = \frac{D_i}{12}$$

$$D_s = \frac{25}{12}$$

$$D_s = 2,08 \text{ [pte]}$$

Caída presión.

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S.G}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,002 \times 15.446,68^2 \times 2,08 \times 5}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,04 \times 1,15 \times 10^{-3}}$$

$$\Delta P_s = 1,03 \text{ [psi]}$$

- Tubos (agua).

$$\alpha'_F = 0,182 \text{ [pulg}^2] \quad (\text{tabla 10, Kern})$$

$$a_c = \frac{N_c \times a'_F}{144 \times n_p}$$

$$a_c = \frac{506 \times 0,182}{144 \times 2}$$

$$a_c = 0,32 \text{ [pulg}^2\text{]}$$

$$G_c = \frac{M_{H_2O}}{a_c}$$

$$G_c = \frac{106.582,10}{0,32}$$

$$G_c = 333.069,06 \text{ [lb/hr} \times \text{pie}^2\text{]}$$

$$v_{H_2O} = \frac{G_c}{3.600 \times \rho_{H_2O}}$$

$$v_{H_2O} = \frac{333.069,06}{3.600 \times 62,4}$$

$$v_{H_2O} = 1,48 \text{ [pie}^3\text{/seg]}$$

$$t_a = \frac{68 + 120}{2}$$

$$t_a = 94 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$\mu_{H_2O} = 0,75 \times 2,42 = 1,81 \text{ [lb/hr} \times \text{pie}^2\text{]}$$

$$D = \frac{0,482}{12} = 0,04 \text{ [pie]}$$

$$Re = \frac{D \times G_c}{\mu_{H_2O}}$$

$$Re = \frac{0,04 \times 333.069,06}{1,81}$$

$$Re = 7.360,64$$

$$h_c = 500 \text{ [BTU/hr} \times \text{pie}^2 \times \text{ }^\circ\text{F}] \quad (\text{figura 25, Kern})$$

$$h_{i0} = 440 \times 1,04$$

$$h_{i0} = 458 \text{ [BTU/hr} \times \text{pie}^2 \times \text{ }^\circ\text{F}]$$

Caída de presión.

$$f = 0,0003 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pul}^2} \right]$$

$$\Delta P_f = \frac{f \times G_c^2 \times L \times n_p}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S.G}$$

$$\Delta P_f = \frac{0,0003 \times 310,875^2 \times 8 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 5,17 \times 10^{-2} \times 1}$$

$$\Delta P_f = 0,20 \text{ [psi]}$$

Caída de presión por retorno.

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n_p \times v_{H_2O} \times 62,5}{S.G \times 2 \times g^2}$$

$$\Delta P_r = 4 \times 1 \times 0,022$$

$$\Delta P_r = 0,088 \text{ [psi]}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_f + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 0,29 \text{ [psi]}$$

- *Coefficientes*

$$h_o = 200 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{pie}^2 \times ^\circ\text{F}} \right]$$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \times (t_s - t_a)$$

$$t_w = 94 + \frac{200}{200 + 429,87} \times (149 - 94)$$

$$t_w = 111,46 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$t_f = \frac{T_a + t_w}{2}$$

$$t_f = \frac{149 + 111,46}{2}$$

$$t_f = 130,23 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$k_f = 0,114 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{pie} \times ^\circ\text{F}} \right]$$

$$S.G = 0,79$$

$$\mu_f = 0,39 \text{ [cp]}$$

$$G' = \frac{10.658,21}{3,14 \times 506 \times 0,75 / 12} = 107,33$$

$$h \times \left( \frac{\mu_f^2}{k_f^3 \times \rho_f^3 \times g} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,5 \left( \frac{4 \times G'}{\mu_f} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

$$h \times 8,4 \times 10^{-4} = 0,20$$

$$h = h_o = 238,09 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{pie}^2 \times ^\circ\text{F}} \right]$$

- *Coeficiente total limpio.*

$$U_o = \frac{238,09 \times 458}{238,09 + 458}$$

$$U_o = 156,65 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{pie}^2 \times ^\circ\text{F}} \right]$$

- *Factor de obstrucción.*

$$R_D = \frac{156,65 - 111,67}{156,65 \times 111,67}$$

$$R_D = 2,57 \times 10^{-3} \left[ \frac{\text{hr} \times \text{pie}^2 \times ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \right] \quad \left[ (R)_{D\text{permitido}} = 1 \times 10^{-3}, \text{Perry} \right]$$

Equipo preparación catalizador.

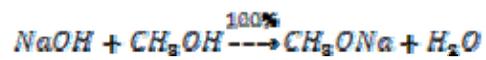
*Relación molar metanol / aceite = 5/1*

*Entrada reactor metanol = 7.251,45 [mol]*

*Entrada reactor de grasa = 1.450,29 [mol]*

*$\rho_{NaOH} = 2,1 \text{ [g}^r/\text{cm}^3\text{]}$*

*Suponiendo 100% conversión*



**Tabla D- 3. Balance reacción de catalizador.**

Compuesto	Entra [mol]	Reacciona [mol]	Sale [mol]
<i>NaOH</i>	<b>1450,29</b>	<b>1450,29</b>	-----
<i>CH<sub>2</sub>OH</i>	<b>1450,29</b>	<b>1450,29</b>	-----
<i>CH<sub>2</sub>ONa</i>	-----	-----	<b>1450,29</b>
<i>H<sub>2</sub>O</i>	-----	-----	<b>1450,29</b>

- *Cantidades necesarias para preparación catalizador.*

*Hidróxido de sodio = 58,01 [kg]*

*Volumen hidróxido de sodio = 27,62 [L]*

*Metanol = cant. catalizador [kg] + rel.  $\frac{5}{1} \times \frac{32}{1.000}$*

*Metanol = 46,41 + (7.251,45 - 1450,29)  $\times \frac{32}{1.000}$*

*Metanol = 232,05 [kg]*

*Volumen metanol = 293,73 [L]*

- *Diseño mecánico.*

*$V_H = V_{NaOH} + V_{MeOH}$*

*$V_H = 321,35 [L]$*

*Factor de seguridad = 75%*

*$V = 428,47 \approx 430 [L]$*

*$H/D = 2$*

$$V = \frac{\pi \times D^3}{2}$$

*$0,86 = \pi \times D^3$*

*$D = 0,65 [m]$*

*$H = 1,3 [m]$*

*Presión de diseño = 30 [psi]*

- *Espesor (cilindro).*

*Material de construcción = acero inoxidable AISI 304*

*Tensión límite elástico = 75.000 [psi]*

*Factor de seguridad (f) = 3 (f, metales ASME  $\geq 3$ )*

Tensión admisible ( $\sigma_{adm}$ ) = 25.000 [psi]

Radio =  $0,65/2 = 0,325$  [m] = 12,8 [pulg]

Factor eficiencia soldadura (E) = 0,5 [0; 1]

Espesor corrosión ( $t_c$ ) = 3 [mm] [1 a 3]

$$t = \frac{P_D \times r}{\sigma_{adm} \times E - 0,6 \times P_D}$$

$$t = \frac{30 \times 12,8}{25.000 \times 0,5 - 0,6 \times 30}$$

$$t = 3,07 \times 10^{-2} [\text{pulg}] = 0,78 [\text{mm}]$$

$$t_c = 0,78 + 3 = 3,78 [\text{mm}]$$

$$t_{std} = 4 [\text{mm}]$$

- Espesor cabezal plano (superior).

$$C = 0,162$$

$$t = d \times \sqrt{\frac{C \times P_D}{\sigma_{adm}}}$$

$$t = 25,6 \times \sqrt{\frac{0,162 \times 30}{25.000}}$$

$$t = 0,36 [\text{pulg}] = 9,14 [\text{mm}]$$

$$t_c = 9,14 + 3 = 12,14 [\text{mm}]$$

$$t_{std} = 12 [\text{mm}]$$

- Espesor cabezal inferior (elíptico)

$$t = \frac{P_D \times D}{2 \times \sigma_{adm} \times E - 0,2 \times P_D}$$

$$t = \frac{30 \times 25,6}{2 \times 25.000 \times 0,5 - 0,2 \times 30}$$

$$t = 3,07 \times 10^{-2} \text{ [pulg]} = 0,78 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 0,78 + 3 = 3,78 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 4 \text{ [mm]}$$

- *Agitación.*

$$\frac{D_a}{D_e} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_e} = 1 \quad \frac{J}{D_e} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E_g}{D_a} = 1 \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$D_a = 0,65/3 \times 100 = 22 \text{ [cm]}$$

$$E_g = 22 \text{ [cm]}$$

$$W = 22/5 = 4,4 \text{ [cm]}$$

$$J = 0,65/12 \times 100 = 5,41 \text{ [cm]}$$

$$L = 22/4 = 5,5 \text{ [cm]}$$

Agitador de 4 aspás, velocidad de agitación 800 [RPM]

- *Cálculo de potencia.*

$$n = 800 \text{ [rev/min]} = 13,33 \text{ [rev/seg]}$$

$$\mu_{MeOH} = 6,2 \times 10^{-4} \text{ [Pa} \times \text{seg]}$$

$$\rho_{MeOH} = 790 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\alpha = 0,00720 \quad (\text{Perry, sección 17})$$

$$C.V. = \alpha \times D_a^{4,7} \times n^{2,88} \times \mu^{0,18}$$

$$C.V. = 0,00720 \times 8,11 \times 10^{-4} \times 1.606,08 \times 290,40 \times 0,33$$

$$C.V. = 0,9 \text{ [CV]}$$

$$C.V. = 0,89 \text{ [HP]}$$

Considerando un 30% de pérdidas mecánicas.

$$C.V. = 0,89 \times 1,3$$

$$C.V. = 1,16 \text{ [HP]}$$

Equipo calentador de grasas.

**Material de construcción: acero inoxidable AISI 304**

**Fondo plano**

**Tensión límite elástico = 75.000 [psi]**

**Factor de seguridad ( $f$ ) = 3 (f, metales ASME  $\geq 3$ )**

**Tensión admisible ( $\sigma_{adm}$ ) = 25.000 [psi]**

**Factor eficiencia soldadura ( $E$ ) = 0,5 [0; 1]**

**Espesor corrosión ( $t_c$ ) = 1 [mm] [1 a 3]**

$$H/D = 2$$

$$V_H = 1.487,61 \text{ [L]}$$

**Factor de seguridad: 75%**

$$V \approx 1.985 \text{ [L]}$$

$$V = \frac{\pi \times D^3}{2}$$

$$D = 1,08 \text{ [m]}$$

$$H = 2,16 \text{ [m]}$$

**Prestión de diseño = 30 [psi]**

- *Espesor (cilindro).*

$$t = \frac{30 \times 21,25}{25.000 \times 0,5 - 0,6 \times 30}$$

$$t = 5,1 \times 10^{-2} \text{ [pulg]} = 1,3 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 1,3 + 3 = 4,3 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

- *Espesor cabezal inferior (plano).*

$$C = 0,162$$

$$t = d \times \sqrt{\frac{C \times P_D}{\sigma_{adm}}}$$

$$t = 42,5 \times \sqrt{\frac{0,162 \times 30}{25.000}}$$

$$t = 0,59 \text{ [pulg]} = 15 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 15 + 3 = 18 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 18 \text{ [mm]}$$

- *Espesor cabezal superior (elíptico).*

$$t = \frac{F_D \times D}{2 \times \sigma_{adm} \times E - 0,2 \times F_D}$$

$$t = \frac{30 \times 42,5}{2 \times 25.000 \times 0,5 - 0,2 \times 30}$$

$$t = 5,10 \times 10^{-2} \text{ [pulg]} = 1,30 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 1,30 + 3 = 4,30 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

- *Diseño térmico chaqueta.*

*Tuberia 12 [pulg]*

*Largo paleta = 1,18 [pie]*

$$n = 80 \text{ [rev/min]} = 4.800 \text{ [rev/hr]}$$

$$\rho_{TG} = 57 \text{ [lb/pie}^3\text{]}$$

$$\mu_{TG} = 99,09 \text{ [lb/hr} \times \text{pie]}$$

$$k = 0,26 \text{ [BTU/hr} \times \text{pie} \times \text{°F]}$$

$$cp_{TG} = 1,71 \text{ [BTU/lb} \times \text{°F]}$$

$$D_i = 12,09 \text{ [pulg]} = 1,01 \text{ [pie]}$$

$$Re = \frac{L^2 \times n \times \rho_{TG}}{\mu_{TG}}$$

$$Re = 3.844,6$$

- *Coeficientes de película.*

$$D_e = 1,06 \text{ [pie]} \quad (\text{Tabla 11, Kern})$$

$$h_i = \frac{0,36 \times k}{D_i} \times (Re)^{\frac{2}{3}} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{4}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_i = \frac{0,36 \times 0,26}{1,01} \times (3.844,6)^{\frac{2}{3}} \times \left(\frac{1,71 \times 99,09}{0,26}\right)^{\frac{1}{4}} \times (99,09)^{0,14}$$

$$h_i = 375,24 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

Para vapor.

$$h_{io} = 1.500 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

$$U_o = \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i}$$

$$U_o = 300,15 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

$$R_d = 5 \times 10^{-3} \left[ \frac{pie^2 \times hr \times ^\circ F}{BTU} \right]$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$U_D = 120,02 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

- *Area de transferencia.*

$$A_T = D_I \times H_{liq} \times \pi + \frac{\pi}{4} \times D_I^2$$

$$H_{liq} = \frac{V_H \times 4}{\pi \times D^2}$$

$$H_{liq} = \frac{1,487 \times 4}{\pi \times 1,08^2}$$

$$H_{liq} = 1,62 [m] = 5,33 [pie]$$

$$A_T = 1,01 \times 5,33 \times \pi + \frac{\pi}{4} \times 1,01^2$$

$$A_T = 17,70 [pie^2]$$

- Consumo de vapor

$$Q = U_D \times A_c \times \Delta T$$

$$Q = 120,02 \times 17,70 \times (158 - 77)$$

$$Q = 172.072,67 \left[ \frac{BTU}{hr} \right]$$

$$172.072,67 = m_v \times 910$$

$$m_v = 189,09 \left[ \frac{lb}{hr} \right]$$

Secador biodiesel.

$$V_H = 1.171,35 [L]$$

Factor de seguridad = 75%

$$V = 1.562 [L]$$

$$H/D = 2$$

$$1,562 = \frac{\pi \times D^3}{2}$$

$$D = 1 [m]$$

$$H = 2 [m]$$

- *Espesor cilindro.*

*Prestión de diseño = 30 [psi]*

*Material de construcción: acero al carbono SA – 283 Gd. C*

*Fondo: plano*

*Tensión admisible ( $\sigma_{adm}$ ) = 12.700 [psi]*

*Radio =  $\frac{37}{2} = 18,5$  [pulg]*

*Factor eficiencia soldadura (E) = 0,5 [0; 1]*

*Espesor corrosión = 3 [mm]*

$$t = \frac{30 \times 19,68}{12.700 \times 0,5 - 0,6 \times 30}$$

$$t = 9,32 \times 10^{-2} \text{ [pulg]} = 2,37 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 2,37 + 3 = 5,37 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

- *Espesor cabezal inferior (plano).*

$$C = 0,162$$

$$t = d \times \sqrt{\frac{C \times P_D}{\sigma_{adm}}}$$

$$t = 39,37 \times \sqrt{\frac{0,162 \times 30}{12.700}}$$

$$t = 0,77 \text{ [pulg]} = 19,56 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 19,56 + 3 = 22,56 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 23 \text{ [mm]}$$

- *Espesor cabezal superior (elíptico).*

$$t = \frac{P_D \times D}{2 \times \sigma_{adm} \times E - 0,2 \times P_D}$$

$$t = \frac{30 \times 39,37}{2 \times 12.700 \times 0,5 - 0,2 \times 30}$$

$$t = 9,30 \times 10^{-2} \text{ [pulg]} = 2,36 \text{ [mm]}$$

$$t_c = 2,36 + 3 = 5,36 \text{ [mm]}$$

$$t_{std} = 5 \text{ [mm]}$$

- *Diseño térmico chaqueta.*

*Tubería 12 [pulg]*

*Largo paleta = 1,09 [pie]*

$$n = 100 \text{ [rev/min]} = 6.000 \text{ [rev/hr]}$$

$$\rho_{ME} = 53,61 \text{ [lb/pie}^3\text{]}$$

$$\rho_{MeOH} = 790 \text{ [kg/m}^3\text{]} = 49,35 \text{ [lb/pie}^3\text{]}$$

$$k = 0,075 \text{ [BTU/hr} \times \text{pie} \times \text{°F}]$$

$$cp_{ME} = 1,55 \text{ [BTU/lb} \times \text{°F}]$$

$$cp_{MeOH} = 0,65 \text{ [BTU/lb} \times \text{°F}]$$

$$\mu_{MeOH} = 6,2 \times 10^{-4} \text{ [Pa} \times \text{seg}]$$

$$\mu_{ME} = 6,04 \text{ [lb/pie} \times \text{hr}]$$

$$D_t = 12,09 \text{ [pulg]} = 1,01 \text{ [pie]}$$

$$Re = \frac{L^2 \times n \times \rho_{MeOH}}{\mu_{MeOH}}$$

$$Re = 234.530,94$$

- *Coefficientes de película.*

$$D_e = 1,06 \text{ [pie]} \quad (\text{Tabla 11, Kern})$$

$$h_i = \frac{0,36 \times k}{D_t} \times (Re)^{\frac{2}{3}} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{4}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_i = \frac{0,36 \times 0,114}{1,01} \times (234.530,94)^{\frac{2}{3}} \times \left(\frac{0,65 \times 1,5}{0,114}\right)^{\frac{1}{4}}$$

$$h_i = 316,02 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times \text{°F}} \right]$$

Para vapor.

$$h_{i\sigma} = 1.500 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

$$U_c = \frac{h_{i\sigma} \times h_t}{h_{i\sigma} + h_t}$$

$$U_c = 261,03 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

$$R_d = 5 \times 10^{-3} \left[ \frac{pie^2 \times hr \times ^\circ F}{BTU} \right]$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$U_D = 113,24 \left[ \frac{BTU}{hr \times pie^2 \times ^\circ F} \right]$$

- Area de transferencia.

$$A_c = D_t \times H_{itq} \times \pi + \frac{\pi}{4} \times D_t^2$$

$$H_{itq} = \frac{V_H \times 4}{\pi \times D^2}$$

$$H_{itq} = \frac{1,17 \times 4}{\pi \times 1^2}$$

$$H_{itq} = 1,5 [m] = 4,92 [pie]$$

$$A_c = 1,01 \times 4,92 \times \pi + \frac{\pi}{4} \times 1,01^2$$

$$A_c = 16,40 [pie^2]$$

- Consumo de vapor

$$Q = U_D \times A_c \times \Delta T$$

$$Q = 113,24 \times 16,40 \times (225 - 77)$$

$$Q = 274.856,12 \left[ \frac{BTU}{hr} \right]$$

$$274.856,12 = m_v \times 910$$

$$m_v = 302,03 \left[ \frac{lb}{hr} \right]$$

### Bombas

Para la selección de las bombas se tomó en consideración lo que se estipula en el Manual del Ingeniero Químico Perry 3° edición, el cual dice lo siguiente “La distancia mínima entre las superficies exteriores de 2 tanques completamente de acero y herméticos a los gases no será menor que la mitad de la máxima dimensión (diámetro, longitud ó altura) del tanque más pequeño pero sin que dicha distancia sea menor que 0,915 [m].”

- Bomba Catalizador-Reactor

$$V = 450 [L] = 113,59 [gal]$$

$$\theta = 2 \text{ [min]}$$

$$Q = 56,80 \text{ [GPM]} \approx 57 \text{ [GPM]}$$

$$\rho_{cat} \approx \rho_{MeOH} = 49,25 \text{ [lb/pt}^3\text{]}$$

$$h_{cat} = h_{MeOH} = 6,2 \times 10^{-4} \text{ [Pa} \times \text{seg]} = 4,2 \times 10^{-4} \text{ [lb/pt}^3 \times \text{hr]}$$

$$\Delta Z = 2,3 \text{ [m]}$$

$$L = 0,915 + \text{altura estanque receptor}$$

$$L = 0,915 + 2,3 = 3,22 \text{ [m]}$$

$$B_2 - B_1 = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta Z \quad P; v = \text{ctes.}$$

$$-W = B_D - B_S$$

$$B_D = B_2 + h_{fD}$$

$$B_S = B_1 - h_{fS}$$

$$-W = B_2 - B_1 + h_{fD} + h_{fS}$$

$$-W = \Delta Z + h_{fD} + h_{fS}$$

Succión

$$v_R = 2 - 6 \text{ [pie/seg]}$$

$$v_R = 4 \text{ [pie/seg]}$$

Suponiendo que la ubicación de la bomba se encuentra a 1 metro del estanque

$$L = 1 \text{ [m]} = 3,28 \text{ [pie]} \times 2 = 6,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$57 \times 0,00228 = 4 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,2 \text{ [pie]} \approx 2,5 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{4 \times \left(\frac{2,5}{12}\right) \times 49,25}{4,2 \times 10^{-4}}$$

$$Re = 97718,25$$

$$f = 0,034 \text{ [lb}_f \times \text{pie} / \text{lb}_m\text{]}$$

$$h_{fS} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fs} = 0,034 \times \frac{6,56}{0,2} \times \frac{4^2}{64,4}$$

$$h_{fs} = 0,28 \text{ [pie]}$$

Descarga

$$v_R = 6 - 8 \text{ [pie/seg]}$$

$$v_R = 7 \text{ [pie/seg]}$$

$$L = 0,915[m] + 2,3 [m] - 1 = 2,22 [m] \times 2 = 4,44[m] = 14,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$57 \times 0,00228 = 7 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,15 \text{ [pie]} \approx 2 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{7 \times \left(\frac{2}{12}\right) \times 49,25}{4,2 \times 10^{-4}}$$

$$Re = 136.805,56$$

$$f = 0,021 \left[ \frac{lb_f \times pie}{lb_m} \right]$$

$$h_{fD} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fD} = 0,021 \times \frac{14,56}{0,17} \times \frac{7^2}{64,4}$$

$$h_{fD} = 1,36 \text{ [pie]}$$

$$-W = 7,54 + 1,36 + 0,28$$

$$-W = 9,18 \text{ [m]}$$

$$P = \frac{-W \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \quad \text{suponiendo eficiencia 60\%}$$

$$P = \frac{9,18 \times 57 \times 0,00228 \times 49,25}{0,6 \times 550}$$

$$P = 0,18 \text{ [HP]}$$

$$P_N = 0,18 \times 1,15 = 0,21 \text{ [HP]}$$

- Bomba grasa – Reactor

$$V = 1.985 \text{ [L]} = 524,38 \text{ [gal]}$$

$$\theta = 10 \text{ [min]}$$

$$Q = 52,44 \text{ [GPM]} \approx 53 \text{ [GPM]}$$

$$\rho_{grasa} = 57 \text{ [lb/pt}^3\text{]}$$

$$\mu_{grasa} = 0,041 \text{ [Pa} \times \text{seg]} = 99,09 \text{ [lb/pt}^2 \times \text{hr]}$$

$$\Delta Z = 2,3 \text{ [m]}$$

$$L = 0,915 + \text{altura estanque receptor}$$

$$L = 0,915 + 2,3 = 3,22 \text{ [m]}$$

$$B_2 - B_1 = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta Z \quad P_1 v = \text{ctes.}$$

$$-W = B_D - B_S$$

$$B_D = B_2 + h_{fD}$$

$$B_S = B_1 - h_{fS}$$

$$-W = B_2 - B_1 + h_{fD} + h_{fS}$$

$$-W = \Delta Z + h_{fD} + h_{fS}$$

Succión

$$v_R = 2 - 6 \text{ [pt}^2\text{/seg]}$$

$$v_R = 4 \text{ [pt}^2\text{/seg]}$$

Suponiendo que la ubicación de la bomba se encuentra a 1 metro del estanque

$$L = 1 \text{ [m]} = 3,28 \text{ [pt}^2\text{]} \times 2 = 6,56 \text{ [pt}^2\text{]}$$

$$Q = v \times A$$

$$53 \times 0,00228 = 4 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,2 \text{ [pt}^2\text{]} \approx 2,5 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{4 \times \left(\frac{2,5}{12}\right) \times 57}{99,09}$$

$$Re = 0,48$$

$$f = 133,33 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fS} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fS} = 133,13 \times \frac{6,56}{0,2} \times \frac{4^2}{64,4}$$

$$h_{fS} = 1.086,52 \text{ [pie]}$$

Descarga

$$v_R = 6 - 8 \text{ [pie/seg]}$$

$$v_R = 7 \text{ [pie/seg]}$$

$$L = 0,915 \text{ [m]} + 2,3 \text{ [m]} - 1 = 2,22 \text{ [m]} \times 2 = 4,44 \text{ [m]} = 14,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$53 \times 0,00228 = 7 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,15 \text{ [pie]} \approx 2 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{7 \times \left(\frac{2}{12}\right) \times 57}{99,09}$$

$$Re = 0,67$$

$$f = 95,52 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fD} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fD} = 95,52 \times \frac{14,56}{0,17} \times \frac{7^2}{64,4}$$

$$h_{fD} = 6.224,68 \text{ [pie]}$$

$$-W = 7,54 + 6.224,68 + 1.086,52$$

$$-W = 7.318,74 \text{ [m]}$$

$$P = \frac{-W \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \quad \text{suponiendo eficiencia 60\%}$$

$$P = \frac{7.318,74 \times 53 \times 0,00228 \times 57}{0,6 \times 550}$$

$$P = 152,76 \text{ [HP]}$$

$$P_N = 152,76 \times 1,15 = 175,67 \text{ [HP]}$$

- Reactor – Intercambiador

$$Q = 416,35 \text{ [GPM]}$$

$$\rho_{mezcla} = 50,49 \text{ [lb/pt}^3\text{]}$$

$$\mu_{mezcla} = 84,5 \text{ [lb/pt} \times \text{hr]}$$

$$\Delta Z = 2,3 \text{ [m]}$$

$$L = 0,915 + \text{altura estanque receptor}$$

$$L = 0,915 + 2,3 = 3,22 \text{ [m]}$$

$$B_2 - B_1 = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta Z \quad P_1 v = \text{ctes.}$$

$$-W = B_D - B_S$$

$$B_D = B_2 + h_{fD}$$

$$B_S = B_1 - h_{fS}$$

$$-W = B_2 - B_1 + h_{fD} + h_{fS}$$

$$-W = \Delta Z + h_{fD} + h_{fS}$$

Succión

$$v_R = 2 - 6 \text{ [pie/seg]}$$

$$v_R = 4 \text{ [pie/seg]}$$

Suponiendo que la ubicación de la bomba se encuentra a 1 metro del estanque

$$L = 1 \text{ [m]} = 3,28 \text{ [pie]} \times 2 = 6,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$416,35 \times 0,00228 = 4 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,55 \text{ [pie]} \approx 7 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{4 \times \left(\frac{7}{12}\right) \times 50,49}{84,5}$$

$$Re = 1,39$$

$$f = 46,4 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fS} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fS} = 46,4 \times \frac{6,56}{0,58} \times \frac{4^2}{64,4}$$

$$h_{fS} = 130,39 \text{ [pie]}$$

Descarga

$$v_R = 6 - 8 \text{ [pie/seg]}$$

$$v_R = 7 \text{ [pie/seg]}$$

$$L = 0,915 \text{ [m]} + 2,3 \text{ [m]} - 1 = 2,22 \text{ [m]} \times 2 = 4,44 \text{ [m]} = 14,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$416,35 \times 0,00228 = 7 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,42 \text{ [pie]} \approx 5 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{7 \times \left(\frac{5}{12}\right) \times 50,49}{84,5}$$

$$Re = 1,74$$

$$f = 36,78 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fD} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fD} = 36,78 \times \frac{14,56}{0,42} \times \frac{7^2}{64,4}$$

$$h_{fD} = 970,14 \text{ [pie]}$$

$$-W = 7,54 + 970,14 + 130,39$$

$$-W = 1.108,07 \text{ [m]}$$

$$P = \frac{-W \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \quad \text{suponiendo eficiencia 60\%}$$

$$P = \frac{1.108,07 \times 416,35 \times 0,00228 \times 50,49}{0,6 \times 550}$$

$$P = 161 \text{ [HP]}$$

$$P_N = 161 \times 1,15 = 186 \text{ [HP]}$$

- Reactor – centrífuga

$$V = 2.400 \text{ [L]} = 634,01 \text{ [gal]}$$

$$\theta = 2 \text{ [min]}$$

$$Q = 317 \text{ [GPM]}$$

$$\rho_{ME} = 53,61 \text{ [lb/pt}^3\text{]}$$

$$\mu_{ME} = 6,04 \text{ [lb/pt}^2 \times \text{hr]}$$

$$\Delta Z = 1 \text{ [m]}$$

$$L = 0,915 + \text{altura estanque receptor}$$

$$L = 0,915 + 1 = 1,915 \text{ [m]}$$

$$B_2 - B_1 = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta Z \quad P_1 v = \text{ctes.}$$

$$-W = B_D - B_S$$

$$B_D = B_2 + h_{fD}$$

$$B_S = B_1 - h_{fS}$$

$$-W = B_2 - B_1 + h_{fD} + h_{fS}$$

$$-W = \Delta Z + h_{fD} + h_{fS}$$

Succión

$$v_R = 2 - 6 \text{ [pie/seg]}$$

$$v_R = 4 \text{ [pie/seg]}$$

Suponiendo que la ubicación de la bomba se encuentra a 1 metro del estanque

$$L = 1 \text{ [m]} = 3,28 \text{ [pie]} \times 2 = 6,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$317 \times 0,00228 = 4 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,48 \text{ [pie]} \approx 6 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{4 \times \left(\frac{6}{12}\right) \times 53,61}{6,04}$$

$$Re = 17,75$$

$$f = 3,61 \left[ \frac{lb_f \times pte}{lb_m} \right]$$

$$h_{fS} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fS} = 3,61 \times \frac{6,56}{0,5} \times \frac{4^2}{64,4}$$

$$h_{fS} = 11,76 \text{ [pte]}$$

Descarga

$$v_R = 6 - 8 \text{ [pte/seg]}$$

$$v_R = 7 \text{ [pte/seg]}$$

$$L = 0,915[m] + 1[m] - 1[m] = 0,915[m] \times 2 = 1,83[m] = 6 \text{ [pte]}$$

$$Q = v \times A$$

$$317 \times 0,00228 = 7 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,36 \text{ [pte]} \approx 4 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{7 \times \left(\frac{4}{12}\right) \times 53,61}{6,04}$$

$$Re = 20,71$$

$$f = 3,09 \left[ \frac{lb_f \times pte}{lb_m} \right]$$

$$h_{fD} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fD} = 3,09 \times \frac{6}{0,33} \times \frac{7^2}{64,4}$$

$$h_{fD} = 42,74 \text{ [pte]}$$

$$-W = 3,28 + 42,74 + 11,76$$

$$-W = 57,78 \text{ [m]}$$

$$P = \frac{-W \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \quad \text{suponiendo eficiencia 60\%}$$

$$P = \frac{57,78 \times 317 \times 0,00228 \times 53,61}{0,6 \times 550}$$

$$P = 6,78 \text{ [HP]}$$

$$P_N = 6,78 \times 1,15 = 7,79 \text{ [HP]}$$

- Centrífuga – almacenamiento glicerol

$$V = 75 \text{ [L]} = 19,81 \text{ [gal]}$$

$$\theta = 15 \text{ [min]}$$

$$Q = 1,32 \text{ [GPM]}$$

$$\rho_{GL} = 78,61 \text{ [lb/pt}^3\text{]}]$$

$$\mu_{GL} = 1,524 \text{ [lb/pt}^2\text{} \times \text{hr}]}$$

$$\Delta Z = 1,070 \text{ [m]}$$

$$L = 0,915 + \text{altura estanque receptor}$$

$$L = 0,915 + 1,070 = 1,985 \text{ [m]}$$

$$B_2 - B_1 = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta Z \quad P; v = \text{ctes.}$$

$$-W = B_D - B_S$$

$$B_D = B_2 + h_{fD}$$

$$B_S = B_1 - h_{fS}$$

$$-W = B_2 - B_1 + h_{fD} + h_{fS}$$

$$-W = \Delta Z + h_{fD} + h_{fS}$$

Succión

$$v_R = 2 - 6 \text{ [pt}^2\text{/seg]}]$$

$$v_R = 4 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

Suponiendo que la ubicación de la bomba se encuentra a 1 metro del estanque

$$L = 1 \text{ [m]} = 3,28 \text{ [pie]} \times 2 = 6,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$1,32 \times 0,00228 = 4 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,03 \text{ [pie]} \approx 1 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{4 \times \left( \frac{1}{12} \right) \times 78,61}{1,524}$$

$$Re = 0,017$$

$$f = 3,764,71 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fs} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fs} = 3,764,71 \times \frac{6,56}{0,083} \times \frac{4^2}{64,4}$$

$$h_{fs} = 76,697,19 \text{ [pie]}$$

Descarga

$$v_R = 6 - 8 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$v_R = 7 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$L = 0,915 \text{ [m]} + 1,070 \text{ [m]} - 1 = 0,985 \text{ [m]} \times 2 = 1,97 \text{ [m]} = 6,46 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$1,32 \times 0,00228 = 7 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,023 \text{ [pie]} \approx 1 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{7 \times \left( \frac{1}{12} \right) \times 78,61}{1,524}$$

$$Re = 0,03$$

$$f = 2,133,33 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fD} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fD} = 2.133,33 \times \frac{6,46}{0,083} \times \frac{7^2}{64,4}$$

$$h_{fD} = 126.334,7 \text{ [pie]}$$

$$-W = 3,5 + 126.334,7 + 76.697,19$$

$$-W = 203.035,39 \text{ [m]}$$

$$P = \frac{-W \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \quad \text{suponiendo eficiencia 60\%}$$

$$P = \frac{203.035 \times 1,32 \times 0,00228 \times 78,61}{0,6 \times 550}$$

$$P = 145,56 \text{ [HP]}$$

$$P_N = 145,56 \times 1,15 = 167,4 \text{ [HP]}$$

- Centrífuga – Equipo secado

$$V = 1.172 \text{ [L]} = 309,6 \text{ [gal]}$$

$$\theta = 2 \text{ [min]}$$

$$Q = 155 \text{ [GPM]}$$

$$\rho_{ME} = 53,61 \text{ [lb/pie}^3\text{]}$$

$$M_{ME} = 6,04 \text{ [lb/pie}^3 \times \text{hr}]$$

$$\Delta Z = 2 \text{ [m]}$$

$$L = 0,915 + \text{altura estanque receptor}$$

$$L = 0,915 + 2 = 2,915 \text{ [m]}$$

$$B_2 - B_1 = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta Z \quad P_1 v = \text{ctes.}$$

$$-W = B_D - B_S$$

$$B_D = B_2 + h_{fD}$$

$$B_S = B_1 - h_{fS}$$

$$-W = B_2 - B_1 + h_{fD} + h_{fS}$$

$$-W = \Delta Z + h_{fD} + h_{fS}$$

Succión

$$v_R = 2 - 6 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$v_R = 4 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

Suponiendo que la ubicación de la bomba se encuentra a 1 metro del estanque

$$L = 1 \text{ [m]} = 3,28 \text{ [pie]} \times 2 = 6,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$155 \times 0,00228 = 4 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,34 \text{ [pie]} \approx 4 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{4 \times \left( \frac{4}{12} \right) \times 53,61}{6,04}$$

$$Re = 11,83$$

$$f = 5,41 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fs} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fs} = 5,41 \times \frac{6,56}{0,33} \times \frac{4^2}{64,4}$$

$$h_{fs} = 26,72 \text{ [pie]}$$

Descarga

$$v_R = 6 - 8 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$v_R = 7 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$L = 0,915 \text{ [m]} + 2 \text{ [m]} - 1 = 1,915 \text{ [m]} \times 2 = 3,83 \text{ [m]} = 12,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$155 \times 0,00228 = 7 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,25 \text{ [pie]} \approx 3 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{7 \times \left( \frac{3}{12} \right) \times 53,61}{6,04}$$

$$Re = 15,53$$

$$f = 4,12 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fD} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fD} = 4,12 \times \frac{12,56}{0,25} \times \frac{7^2}{64,4}$$

$$h_{fD} = 157,49 \text{ [pie]}$$

$$-W = 6,56 + 157,49 + 26,72$$

$$-W = 190,77 \text{ [m]}$$

$$P = \frac{-W \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \quad \text{suponiendo eficiencia 60\%}$$

$$P = \frac{190,77 \times 155 \times 0,00228 \times 53,61}{0,6 \times 550}$$

$$P = 10,95 \text{ [HP]}$$

$$P_N = 10,95 \times 1,15 = 12,59 \text{ [HP]}$$

- Secado – almacenamiento biodiesel

$$V = 1.000 \text{ [L]} = 264,17 \text{ [gal]}$$

$$\theta = 5 \text{ [min]}$$

$$Q = 52,83 \text{ [GPM]}$$

$$\rho_{ME} = 53,61 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$$

$$H_{ME} = 6,04 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \times \text{hr}} \right]$$

$$\Delta Z = 1,34 \text{ [m]}$$

$$L = 0,915 + \text{altura estanque receptor}$$

$$L = 0,915 + 1,34 = 2,26 \text{ [m]}$$

$$B_2 - B_1 = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta Z \quad P_1 v = \text{ctes.}$$

$$-W = B_D - B_S$$

$$B_D = B_2 + h_{fD}$$

$$B_S = B_1 - h_{fS}$$

$$-W = E_2 - E_1 + h_{fD} + h_{fS}$$

$$-W = \Delta Z + h_{fD} + h_{fS}$$

Succión

$$v_R = 2 - 6 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$v_R = 4 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

Suponiendo que la ubicación de la bomba se encuentra a 1 metro del estanque

$$L = 1 \text{ [m]} = 3,28 \text{ [pie]} \times 2 = 6,56 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$52,83 \times 0,00228 = 4 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,20 \text{ [pie]} \approx 3 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{4 \times \left(\frac{3}{12}\right) \times 53,61}{6,04}$$

$$Re = 8,88$$

$$f = 7,20 \left[ \frac{\text{lb}_f \times \text{pie}}{\text{lb}_m} \right]$$

$$h_{fS} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$h_{fS} = 7,20 \times \frac{6,56}{0,25} \times \frac{4^2}{64,4}$$

$$h_{fS} = 46,94 \text{ [pie]}$$

Descarga

$$v_R = 6 - 8 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$v_R = 7 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \right]$$

$$L = 0,915 \text{ [m]} + 1,34 \text{ [m]} - 1 = 1,26 \text{ [m]} \times 2 = 2,52 \text{ [m]} = 8,27 \text{ [pie]}$$

$$Q = v \times A$$

$$52,83 \times 0,00228 = 7 \times \pi \times D^2 \times 0,25$$

$$D = 0,15 \text{ [pie]} \approx 2 \text{ [pulg]}$$

$$Re = \frac{7 \times \left(\frac{2}{12}\right) \times 53,61}{6,04}$$

$$Re = 10,35$$

$$f = 6,18 \left[ \frac{lb_f \times pie}{lb_m} \right]$$

$$h_{fD} = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^3}{2 \times g_c}$$

$$h_{fD} = 6,18 \times \frac{8,27}{0,17} \times \frac{7^3}{64,4}$$

$$h_{fD} = 228,75 \text{ [pie]}$$

$$-W = 4,39 + 228,75 + 46,94$$

$$-W = 280,08 \text{ [m]}$$

$$P = \frac{-W \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \quad \text{suponiendo eficiencia 60\%}$$

$$P = \frac{280,08 \times 52,83 \times 0,00228 \times 53,61}{0,6 \times 550}$$

$$P = 5,48 \text{ [HP]}$$

$$P_N = 5,48 \times 1,15 = 6,3 \text{ [HP]}$$

## Anexo E

- Costo equipos.

Para la actualización de los costos de los equipos se extrapolo los índices de Marshall & Swift que se tenían en el momento obteniéndose 1.260,51 y 1.313,18 para los años 2.007 y 2.009 respectivamente.

### *Reactor*

*Costo equipos (2.002) x I. Marshall & Swift*

$$35.000 \times \frac{1.313,18}{1.104,2} = \text{US\$ } 41.624,07$$

### *Equipo preparador catalizador*

$$13.000 \times \frac{1.313,18}{1.104,2} = \text{US\$ } 15.460,37$$

### *Equipo fundidor de grasas*

$$18.000 \times \frac{1.313,18}{1.104,2} = \text{US\$ } 21.406,66$$

### *Contenedor glicerina*

*Estanque bicapa aquatank 500 [L] (www.easy.cl)*

$$\$75.590 = \text{US\$ } 134,02$$

### *Contenedor agua de lavado*

*Estanque vertical standar INFRAPLAST 1.200 [L] (www.easy.cl)*

$$\$97.990 = \text{US\$ } 173,74$$

**Centrifuga****Centrifuga de discos FLOTTWEG 2.000 [L/hr]****€85.000 = US\$ 99.920,21****Condensador**

$$160.000 \times \frac{1.313,18}{1.104,2} = \text{US\$ } 190.281,47$$

**Intercambiador externo de calor de tubo y carcasa (1.990)**

$$70.000 \times \frac{1.313,18}{924} = \text{US\$ } 99.483,33$$

**Bombas**

Para la estimación del precio de las bombas se tomó como referencia el precio de las bombas estimadas en la memoria de título de planta de biodiesel de Jérôme Hervé Lamoureux<sup>27</sup>.

Bomba	Tipo	Costo <sub>2007</sub>	Q <sub>2007</sub> [GPM]	Q <sub>2009</sub> [GPM]	X	US\$
Grasa-Reactor	Desplac. +	3.500	63	53	0,34	3438,14
Reactor-I.C.	Desplac. +	3.500	63	416,35	0,34	6.929,25
Centrífuga-Glic.	Desplac. +	3.500	63	1,32	0,34	979,63

Bomba	Tipo	Costo <sub>2007</sub>	Q <sub>2007</sub> [HP]	Q <sub>2009</sub> [HP]	X	US\$
Cat-Reactor	Centrífuga	3.000	2,01	0,21	0,69	657,69
Reactor-Centr.*	Centrífuga	3.000	57	317	0,34	5.600,95
Centr.-Secado	Centrífuga	3.000	2,01	12,59	0,69	11.084,39
Secado-Bio.	Centrífuga	3.000	2,01	6,3	0,69	6.874,46

\* Capacidad GPM

<b>Total</b>	<b>35.564,51</b>
--------------	------------------

**Contenedor biodiesel****Estanque vertical standar INFRAPLAST 1.200 [L] (www.easy.cl)**

**\$97.990 = US\$ 173,74**

- Capital de inversión.

#### Costos directos

**Costo equipos = US\$ 504.221,65**

**Instalación =  $504.221,65 \times 0,39 = US\$ 196.646,44$**

**Instrumentación y control =  $504.221,65 \times 0,26 = US\$ 131.097,63$**

**Cañerías =  $504.221,65 \times 0,31 = US\$ 156.308,71$**

**Sistema eléctrico =  $504.221,65 \times 0,1 = US\$ 50.422,17$**

**Edificios =  $504.221,65 \times 0,29 = US\$ 146.224,28$**

**Mejoras de terrenos =  $504.221,65 \times 0,12 = US\$ 60.506,60$**

**Instalaciones de servicios =  $504.221,65 \times 0,55 = US\$ 277.321,91$**

**Total costos directos =  $504.221,65 \times 3,02 = US\$ 1.522.749,38$**

#### Costos indirectos

**Ingeniería y supervisión =  $504.221,65 \times 0,32 = US\$ 161.350,93$**

**Gastos de construcción =  $504.221,65 \times 0,34 = US\$ 171.435,36$**

**Total costo directo e indirecto =  $504.221,65 \times 4,2 = US\$ 2.117.730,93$**

**Utilidad contratista =  $504.221,65 \times 0,21 = US\$ 105.886,55$**

**Contingencias =  $504.221,65 \times 0,42 = US\$ 211.773,09$**

**Total capital fijo =  $504.221,65 \times 4,83 = US\$ 2.435.390,57$**

**Capital de trabajo =  $504.221,65 \times 0,86 = US\$ 433.630,62$**

**Inversión capital total =  $504.221,65 \times 5,69 = US\$ 2.869.021,19$**

- Costo del producto.

Costos directos

*Materia prima*

*Grasa*

$$397,88 \frac{\text{kg grasa}}{\text{lote}} \times 8 \frac{\text{lote}}{\text{día}} \times 300 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times 429 \frac{\text{\$}}{\text{kg grasa}} \times \frac{\text{US\$}}{564\text{\$}} = 726.342 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

*Metanol*

$$135,37 \frac{\text{kg}}{\text{lote}} \times 8 \frac{\text{lote}}{\text{día}} \times 300 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times 1 \frac{\text{ton}}{1.000 \text{ kg}} \times 360 \frac{\text{US\$}}{\text{ton}} = 116.959,68 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

*Hidróxido de sodio*

$$58,01 \frac{\text{kg}}{\text{lote}} \times 8 \frac{\text{lote}}{\text{día}} \times 300 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times 0,6 \frac{\text{US\$}}{\text{kg}} = 83.534,4 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

*Personal*

*Método de Wessel*

$$24,2 \times (6,48)^{0,25} \frac{\text{HH}}{\text{día} \times \text{etapa}} \times 300 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times 3 \text{ etapas} \times 1.500 \frac{\text{\$}}{\text{HH}} \times \frac{\text{US\$}}{564\text{\$}} = 92.419,54 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

*Supervisión*

$$0,15 \times 92.419,54 = 13.862,93 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

*Servicios generales*

*Vapor (caldera a gas)*

*Intercambiador de calor + fundidor de grasas + equipo de secado*

$$28.697,06 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} + 189,09 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} + 302,03 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 29.188,18 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Para la producción de 1 kg de vapor se necesitan 500 calorías

$$\text{Potencial calorífico del gas natural} = 9.300 \text{ [cal/m}^3\text{]}$$

$$\text{Volumen de gas para la producción de 1 kg de vapor} = 500/9.300 = 0,054 \text{ [m}^3\text{/kg vapor]}$$

Rendimiento de caldera  $\approx$  78%

$$\text{Volumen de gas} = 0,069 \text{ [m}^3\text{/kg vapor]}$$

$$\text{Densidad gas natural} = 0,62 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\text{Masa de gas} = 0,069 \times 0,62 = 0,043 \text{ [kg de gas/kg de vapor]}$$

Suponiendo que los 15 kg de gas cuestan \$13.000

$$15 \text{ kg} \rightarrow \$13.000$$

$$0,043 \text{ kg} \rightarrow X$$

$$X = 37,26 \frac{\$}{\text{kg vapor}}$$

$$29.188,18 \frac{\text{lb}}{\text{lote}} \times \frac{\text{kg}}{2,2 \text{ lb}} \times 8 \frac{\text{lote}}{\text{día}} \times 300 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 37,3 \frac{\$}{\text{kg vapor}} \times \frac{\text{US\$}}{564\$}$$

$$= 2.105.839,67 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

Agua

Condensador + agua lavado

$$106.582,10 + 333,33 \times 3 = 100.479 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$107.582,09 \frac{\text{lb}}{\text{lote}} \times \frac{\text{kg}}{2,2 \text{ lb}} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ kg}} \times 8 \frac{\text{lote}}{\text{día}} \times 300 \frac{\text{días}}{\text{año}} \times 312 \frac{\$}{\text{m}^3} \times \frac{\text{US\$}}{564\$}$$

$$= 64.923,81 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

Electricidad

Reactor (agitación) + Prep. catalizador (agitación) + centrífuga

$$\text{Bombas} = 87.049,61 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} \quad (\text{cálculo realizado utilizando el tiempo de operación de cada una de ellas})$$

$$14,37 + 0,86 + 1,12 = 16,35 \left[ \frac{\text{KW}}{\text{lote}} \right]$$

$$16,35 \frac{\text{KW}}{\text{lote}} \times 24 \text{ hr} \times 106 \frac{\text{\$}}{\text{KWH}} \times 8 \frac{\text{lote}}{\text{día}} \times 300 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times \frac{\text{US\$}}{56\text{\$}}$$

$$176.997,45 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

$$87.049,61 + 176.997,45 = 264.047,06 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

*Mantenimiento y reparación.*

$$2.435.390,57 \times 0,09 = \text{US\$ } 219.185,15$$

*Suministro de operación*

$$219.185,15 \times 0,15 = \text{US\$ } 32.877,77$$

*Gasto de laboratorio*

$$92.419,54 \times 0,15 = 13.862,93 \text{ US\$}$$

Costos indirectos

*Depreciación*

$$\frac{1.522.749,38 - 0,4 \times 1.522.749,38}{10} = \text{US\$ } 91.364,96$$

*Seguros*

$$2.435.390,57 \times 0,01 = \text{US\$ } 24.353,91$$

*Impuestos locales*

$$2.435.390,57 \times 0,17 = \text{US\$ } 414.016,40$$

Gastos generales de planta

*Gastos generales de planta*

$$(92.419,54 + 13.862,93 + 219.185,15) \times 0,6 = \text{US\$ } 195.280,57$$

Gastos generales de empresa

*Gastos de administración*

$$92.419,54 \times 0,25 = 23.104,88 \text{ US\$}$$

*Ventas*

$$5.710.400,89 \times 0,11 = \text{US\$ } 628.144,10$$

*Investigación y desarrollo*

$$5.710.400,89 \times 0,05 = \text{US\$ } 285.520,04$$

*Intereses*

$$0,05 \times 2.869.021,19 = \text{US\$ } 143.451,06$$

*Imprevistos*

$$5.710.400,89 \times 0,03 = \text{US\$ } 171.312,03$$

## Costo total de producción

*Costos directos + costos indirectos + gastos generales de planta*

**US\$ 5.710.400,89**

## Anexo F

A continuación se muestran algunos cromatogramas de las muestras de biodiesel obtenidas en laboratorio.

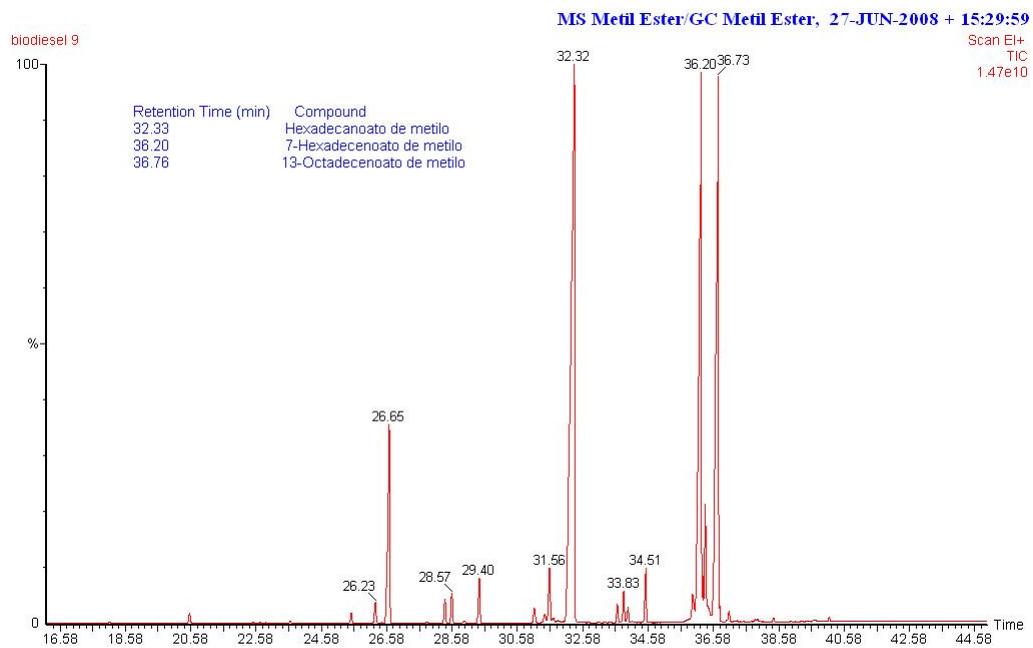
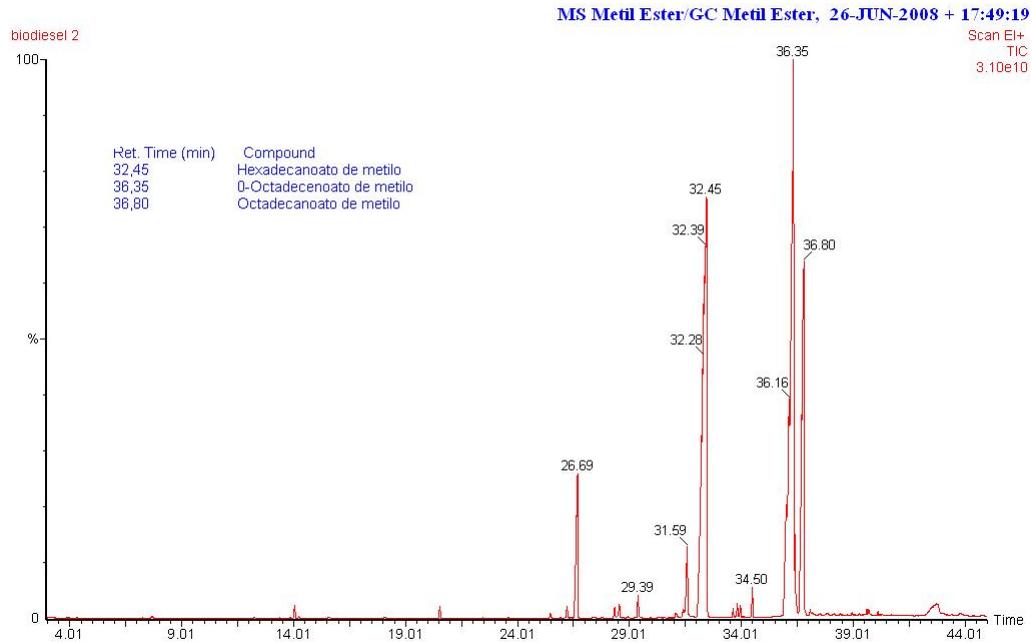
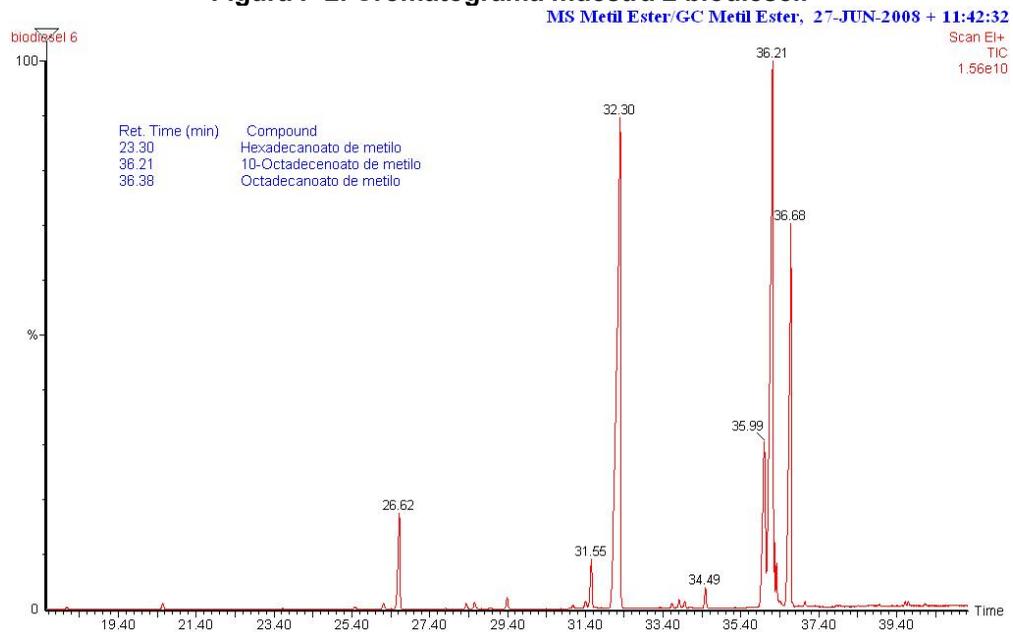


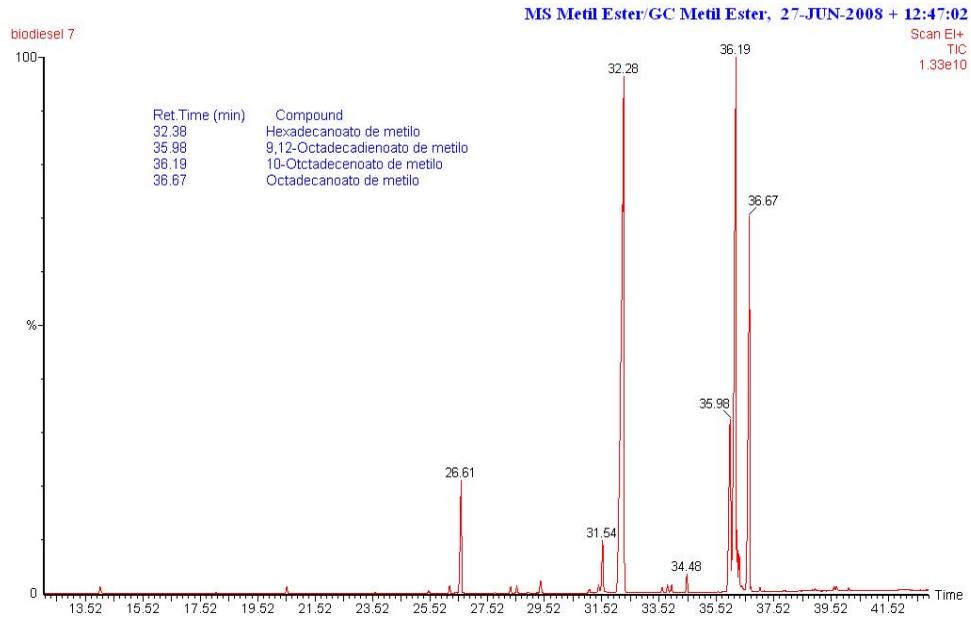
Figura F-1. Cromatograma muestra 9 biodiesel.



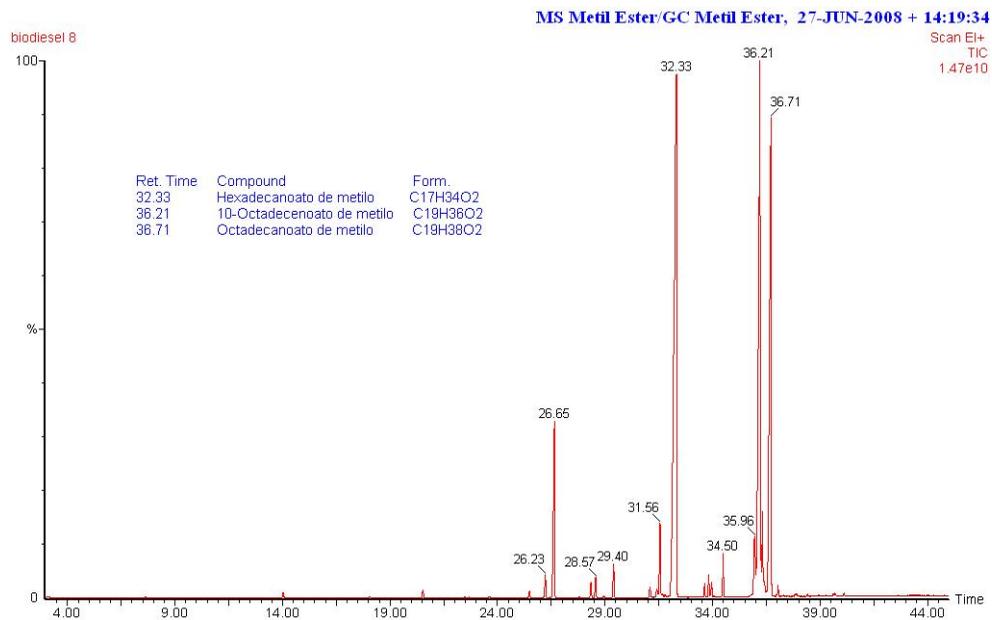
**Figura F-2. Cromatograma muestra 2 biodiesel.**



**Figura F-3. Cromatograma muestra 6 biodiesel.**



**Figura F-4. Cromatograma muestra 7 biodiesel.**



**Figura F-5. Cromatograma muestra 8 biodiesel.**