

# UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“DISEÑO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL DE 4 TON/DIA  
PRODUCTORA DE BIODIESEL; TENIENDO COMO  
MATERIA PRIMA EL ACEITE DE PALMA”**

## **TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADO POR:**

**HENRY MICHAEL LOZANO AREVALO  
MANUEL VICTOR JULCA HUAPAYA**

**LIMA – PERÚ**

**2009**

## INDICE

	Pág.
<b>1: INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
<b>2: JUSTIFICACIÓN</b>	<b>3</b>
2.1 VALOR AGREGADO	3
2.2 AMBIENTAL	3
2.3 INTERÉS NACIONAL	4
2.4 ACADÉMICO	4
<b>3: MARCO TEÓRICO DE REFERENCIA</b>	<b>7</b>
3.1 REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN	7
3.2 TERMODINÁMICA QUÍMICA	9
3.3 TIPO DE CATÁLISIS	9
3.4 REACCIONES SECUNDARIAS	10
3.5 CINÉTICA DE LA REACCIÓN	10
<b>4: CULTIVO DE LA PALMA DE ACEITE EN EL PERÚ</b>	<b>14</b>
4.1 ZONAS DE CULTIVO	14
4.2 VARIEDADES DE PALMAS ACEITERAS CULTIVADAS EN EL PERÚ	14
4.3 COMPOSICIÓN QUÍMICA DEL ACEITE CRUDO DE PALMA	14
4.4 RENDIMIENTO TÍPICO DEL ACEITE CRUDO DE PALMA	16
4.5 REFINACIÓN FÍSICA DEL ACEITE CRUDO DE PALMA	16
4.6 SELECCIÓN DEL TIPO DE ACEITE COMO MATERIA PRIMA	18
<b>5: MERCADO Y UBICACIÓN DE LA PLANTA</b>	<b>19</b>
5.1 MERCADO	19
5.2 UBICACIÓN DE LA PLANTA	19
<b>6: ESTUDIO DE LAS TEGNOLOGÍAS</b>	<b>20</b>
6.1 TEGNOLOGÍAS DE PROCESO	20
6.2 TEGNOLOGÍAS DE EQUIPO	23
6.3 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA POR APLICAR	24
<b>7: ACTIVIDADES EXPERIMENTALES DE LABORATORIO</b>	<b>25</b>

7.1 ELABORACIÓN DEL PRIMER DISEÑO	25
7.2 VARIABLES DE CONTROL	28
7.3 CORRIDAS EXPERIMENTALES	28
7.4 RESULTADOS DE LOS BIODIESEL OBTENIDOS	34
8: CURVAS DE RENDIMIENTO Y CONVERSIÓN	36
8.1 TRAZADO DE LAS CURVAS	36
8.2 ANÁLISIS DE LOS GRÁFICOS N°1 Y N°2	38
9: COMPROBACIÓN DE LA CORRIDA MÁS EFICIENTE	39
9.1 CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL BIODIESEL COMPROBATORIO	41
10: DIMENSIONAMIENTO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL	43
10.1 ESCALAMIENTO DE LOS DATOS DE LABORATORIO	43
10.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO: FIGURA N°5	45
10.3 ÁREA REQUERIDA Y DISPOSICIÓN DE LOS EQUIPOS EN LA PLANTA	48
10.4 DIMENSIONES DE LOS EQUIPOS	48
10.5 EQUIPOS AUXILIARES	49
11: ANÁLISIS ECONÓMICO	51
11.1 COSTO DE CAPITAL	51
11.2 COSTO DE MANUFACTURA	52
11.3 DEPRECIACIÓN	54
11.4 EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD CON EFECTO DEL DINERO EN EL TIEMPO	55
12: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	60
12.1 CONCLUSIONES	60
12.2 RECOMENDACIONES	61
13: BIBLIOGRAFÍA	62
<b>ANEXOS</b>	
- ANEXO A. HISTORIA DE LA PALMA ACEITERA EN EL PERÚ	64
- ANEXO B. TECNOLOGÍAS DE PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIODIESEL	67

- ANEXO C. INSUMOS	71
- ANEXO D. CÁLCULOS DE PESO MOLECULAR DEL TRIGLICÉRIDO (ACEITE)	73
- ANEXO E. EQUIPOS DE LABORATORIO	74
- ANEXO F. CORRIDAS EXPERIMENTALES	75
- ANEXO G. ESPECIFICACIONES DEL BIODIESEL (B100)	78
- ANEXO H. CÁLCULOS DE RENDIMIENTO E INSUMOS	79
- ANEXO I. MODELOS DE REACTORES	80
- ANEXO J. PLANO DE DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA	82
- ANEXO K. CÁLCULOS PARA LOS DISEÑOS DE EQUIPOS	83

## RESUMEN

En lo referente a la contaminación y al inquietante calentamiento terráqueo resultado de la producción de importantes volúmenes de gases y partículas contaminantes provenientes de la combustión de carburantes y combustibles derivados del petróleo; el ser humano ha considerado que entre las variadas alternativas para minimizar estas emisiones, propone como solución paliativa la dilución de los elementos químicos contaminantes mediante su mezcla porcentual con biocombustibles.

Siendo el diesel – petróleo el carburante mayormente contaminante, tanto por su composición como por los volúmenes de su empleo; el desarrollo del siguiente proyecto – tesis responde a la necesidad que tiene el Perú de producir los volúmenes de biodiesel necesario que permita dar cumplimiento a la norma legal nacional vigente. Para ello se ha procedido mediante actividades experimentales en laboratorio a la producción de biodiesel, vía reacción catalítica de transesterificación del aceite de palma, utilizando el hidróxido de sodio como catalizador, y el metanol como dador de radical metilo.

El análisis termodinámico y cinético químico de la reacción, las evaluaciones sucesivas de resultados obtenidos de las diferentes corridas experimentales, han permitido establecer las variables operativas tanto cualitativas como cuantitativas que ofrezcan una producción óptima de biodiesel en especificaciones nacionales. Igualmente se propone un esquema de producción industrial.

## 1. INTRODUCCIÓN

A fin de disminuir los niveles de contaminación ambiental existente, el gobierno peruano promueve la producción de biocombustibles que son productos químicos que se obtienen a partir de materias primas agropecuarias, agroindustrial u otra forma de biomasa.

En lo referente al biodiesel constituye una sustancia oleaginosa que industrialmente se produce a partir de aceites vegetales tales como aceite de palma, higuera, soya, girasol.

El Biodiesel por producir y objeto del presente proyecto-tesis se obtendrá como resultado de la reacción de transesterificación del aceite de palma con metanol, teniendo como catalizador el hidróxido de sodio.

La lectura de artículos especializados que tratan sobre esta reacción de transformación química permitió la identificación de las variables operativas que la gobiernan, las cuales constituyen la base de la programación de los ensayos experimentales por desarrollar a nivel laboratorio.

La planta objeto del presente proyecto-tesis se ubica en la región Ucayali – Pucallpa, en donde la empresa Oleaginosas Amazónicas S.A. (OLAMSA) productora de aceite crudo de palma tiene en proyecto montar una planta para refinación de aceite crudo de palma ubicándola en interesante situación industrial para producir biodiesel para abastecer la demanda que requerirá el petrodiesel producido por la refinería de Pucallpa.

La tesis fue realizada con actividades experimentales en laboratorio y sobre la base de los resultados obtenidos se procedió a dimensionar la planta industrial.

En el proceso de producción de Biodiesel se hace reaccionar el aceite de palma con el metóxido de sodio en un reactor donde se realiza la transesterificación, luego se envía a los tanques de decantación donde se

separa el biodiesel de la glicerina (co-producto). Posteriormente se realiza el lavado del biodiesel con agua, para separar los restos de jabones y metanol presentes en el biodiesel. Finalmente se eleva la temperatura del biodiesel a 110 °C para eliminar por evaporación el agua remanente.

Los resultados de los análisis fisicoquímicos del biodiesel obtenido a nivel de laboratorio fueron satisfactorios, es decir, cumplen con las normas técnicas nacionales actuales del biodiesel como carburante.

La evaluación económica determinó la viabilidad del proyecto de la planta de biodiesel.

## 2. JUSTIFICACIÓN

El desarrollo del presente proyecto se justifica sobre la base de los siguientes aspectos.

### 2.1 VALOR AGREGADO

Aprovechar el Aceite de Palma, del cual el Perú es un importante productor. Este aceite se obtiene de la pulpa del fruto producido por el árbol *Elaeis Guineensis*.

Sustitución parcial o total del gas oil en motores diesel, por sus características fisicoquímicas similares al diesel.

### 2.2 AMBIENTAL

#### a). Aplicación del Biodiesel puro

Disminución de la contaminación ambiental.

No se produce emisión de dióxido de azufre por cuanto el biodiesel no contiene azufre. El dióxido de azufre es nocivo para la salud humana así como para la vegetación.

El biodiesel no contiene productos aromáticos (benceno y derivados) de conocida y elevada toxicidad para la salud humana.

El biodiesel es biodegradable. El biodiesel está formado por cadenas hidrocarbonadas que forman ésteres con dos átomos de oxígeno, lo que lo hace biológicamente activo.

#### b). Aplicación del Biodiesel en mezcla

Aprovechamiento de recursos renovables en sustitución de los no renovables.

Disminuir la emisión de dióxido de azufre en las mezclas con diesel.

El Cuadro N° 1 muestra las características típicas del biodiesel y diesel de petróleo.



CUADRO N° 1. Características típicas del Biodiesel y Diesel del petróleo.

<b>Características</b>	<b>BIODIESEL</b>	<b>DIESEL</b>
Composición	C <sub>12</sub> – C <sub>22</sub>	C <sub>10</sub> – C <sub>21</sub>
Poder calorífico kcal/kg	9500	10800
Viscosidad cts.(40°C)	3.5 – 5.0	3.0 – 4,5
Peso específico(g/cm <sup>3</sup> )	0.875 – 0.900	0.850
Azufre %peso	0	0.2
Punto de ebullición(°C)	190 -340	180 - 335
Punto de Inflamación (°C)	120 - 170	60 - 80
Punto de escurrimiento (°C)	-15/+16	-35/-15
Numero de cetanos	48 - 60	46
Relación estequiométrica aire/combustible (p/p)	13.8	15

Fuente: Chemical Engineering 100, 2, feb 1993

En el Cuadro N° 2 se anota las características que exige la Norma Técnica Peruana para estos combustibles.

### 2.3 INTERÉS NACIONAL

- Por su concordancia con la ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles (Ley N° 28054, Decreto Supremo N° 013-2005-EM). En el Artículo 3; Políticas Generales N° 3, menciona textualmente lo siguiente: “ Incentivar la aplicación de tecnologías, el desarrollo de proyectos experimentales y la transferencia de tecnología adquirida, que permitan la obtención de Biocombustibles mediante la utilización de todos los productos agrícolas, agroindustriales o los residuos de estos ”.

### 2.4 ACADÉMICO

- Investigación experimental de recursos renovables como nuevas fuentes carburantes ecológicos.

Implementación de una planta industrial de preferencia en la zona selva sobre la base de los resultados que se obtengan.

CUADRO N° 2. Norma Técnica Peruana para Biodiesel y Diesel de petróleo.

<b>Característica</b>	<b>Método de Ensayo</b>	<b>Unidades</b>	<b>Biodiesel B100</b>	<b>Diesel N°2 (D2 S-50)</b>
Contenido de calcio y magnesio, combinado	EN 14538	ppm ( $\mu\text{g} / \text{g}$ )	5 máx.	-
Punto de inflamación. (Copa cerrada)	ASTM D 93 ISO/DIS 3679	°C	93 mín.	55 mín.
Contenido de metanol	EN 14110	% volumen	0.2 máx.	-.
Punto de inflamación	ASTM D 93 ISO/DIS 3679	°C	130.0 mín.	55 mín.
Agua y sedimento	ASTM D 2709	% volumen	0.050 máx.	0.050 máx.
Viscosidad cinemática a 40 °C	ASTM D 445 EN ISO 3104	$\text{mm}^2/\text{s}$	1.9 – 6.0	2.0 – 4.5
Ceniza sulfatada	ASTM D 874 ISO 3987	% masa	0.020 máx.	0.01 máx.
Azufre	ASTM D 5453 PrEN ISO 20846 PrEN ISO 20884	% masa (ppm)	0.0015 máx. (15)	0.0050 máx. (50)
Corrosión a la lámina de cobre	ASTM D 130 EN ISO 2160	-	N° 3	N° 1
Número Cetano	ASTM D 613 EN ISO 5165	-	47 mín.	51 mín.
Punto nube	ASTM D 2500	°C	Reportar	-
Residuo de carbón	ASTM D 4530 EN 10370	% masa	0.050 máx.	0.3 máx.
Número acidez	ASTM D 664 PrEN 14104	mg KOH/ g	0.50 máx.	0.08 máx.

CUADRO N° 2 (sigue)

Glicerina libre	ASTM D 6584 prEN 14105, prEN 14106	% masa	0.020 máx.	-
Glicerina total	ASTM D 6584 PrEN 14105	% masa	0.240 máx.	-
Contenido de fósforo	ASTM D 4951 PrEN 14105	% masa	0.001 máx.	-
Temperatura de destilación. Temperatura del 90% de recuperado equivalente a presión atmosférica.	ASTM D 1160	°C	360 máx.	-
Contenido de sodio y potasio, combinado	EN 14538 prEN 14108, prEN 14109	ppm ( $\mu\text{g/g}$ )	5 máx.	-
Estabilidad a la oxidación	EN 14112	Horas	3 mín.	25(mg/100ml)

Fuente: NTP Biodiesel 321.125 y NTP Diesel 321.003

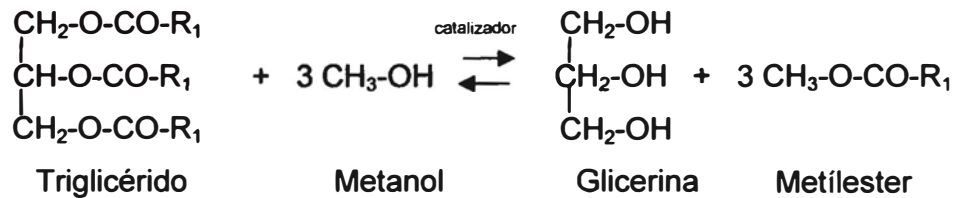
### 3. MARCO TEÓRICO DE REFERENCIA

#### 3.1 REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN.

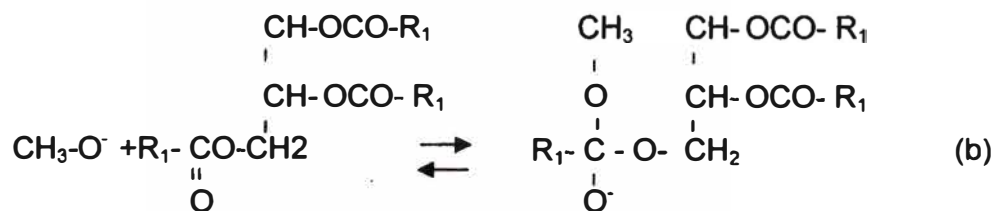
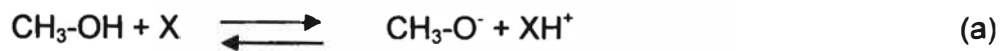
La producción de Biocombustibles a partir de aceites vegetales tiene como principio la reacción de transesterificación.

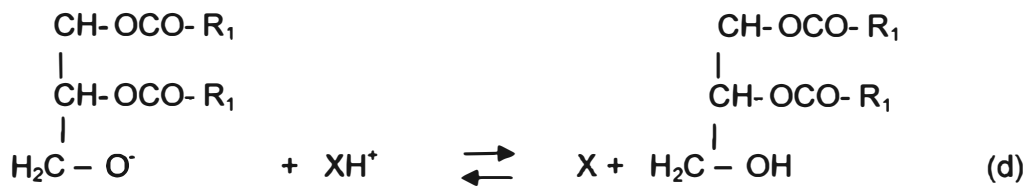
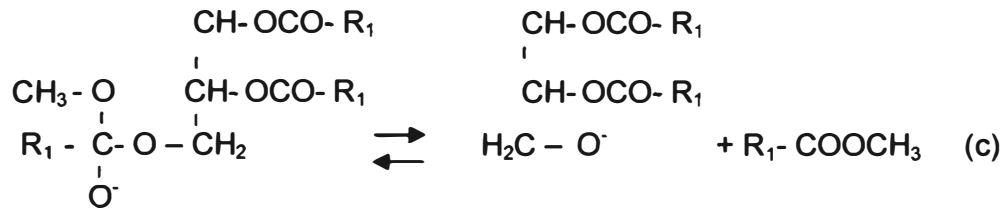
La reacción de transesterificación es una reacción característica de los ésteres, y consecuentemente de los lípidos, en la cual el aceite o la grasa reacciona con ácidos grasos, alcoholes u otros ésteres con el intercambio de los grupos acilo.

Reacción de transesterificación



Mecanismo de reacción de transesterificación





R1= radical alquilo

X= catalizador

En el paso (a) de la reacción el alcohol (CH<sub>3</sub>OH) se activa con el catalizador básico para formar el radical metóxido (CH<sub>3</sub>O<sup>-</sup>)

R1 es el grupo alquilo que forma parte de la cadena del ácido graso del triglicérido.

En el paso (b) el radical cargado negativamente (CH<sub>3</sub>O<sup>-</sup>) reacciona con el doble enlace del grupo carbonilo del triglicérido.

En el paso (c) se forma una molécula del éster alquílico (R<sub>1</sub>COO CH<sub>3</sub>) – en nuestro caso específico se trata del metilester.

En el paso (d) se regenera el catalizador formándose un diglicérido.

Los pasos (a) al (d) se repiten hasta la desaparición del triglicérido con la formación del monoalquil éster y glicerina como productos finales.

### 3.2 TERMODINÁMICA QUÍMICA

Para determinar si la reacción de transesterificación es exotérmica ó endotérmica se procedió a calcular la entalpía de la reacción ( $\Delta H^{\circ}_{\text{reacción}}$ ).

Se halla la entalpía de reacción con valores que se obtienen de la bibliografía consultada (13.8).

Ecuación para el cálculo de entalpía de reacción:

$$\Delta H^{\circ}_{\text{reacción}} = \sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{productos})} - \sum m \Delta H^{\circ}_{f(\text{reactantes})} \quad \text{ecuación N}^{\circ} 1$$

$$\sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{productos})} = 3 \sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{metilester})} + 1 \sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{glicerina})}$$

$$\sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{productos})} = 3*(-1004.34) + 1(-668.88)$$

$$\sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{productos})} = -3681.9 \text{ KJ/mol}$$

$$\sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{reactantes})} = 1 \sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{triglicérido})} + 3 \sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{metanol})}$$

$$\sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{reactantes})} = 1*(-2930.96) + 3*(-238.4)$$

$$\sum n \Delta H^{\circ}_{f(\text{reactantes})} = -3646.16 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{reacción}} = -3681.9 \text{ KJ/mol} - (-3646.16 \text{ KJ/mol})$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{reacción}} = -35.74 \text{ KJ/mol}$$

Del resultado del cálculo de la entalpía de la reacción de transesterificación podemos decir que es una reacción exotérmica.

### 3.3 TIPO DE CATÁLISIS

La reacción de transesterificación utiliza un catalizador sólido, que es el hidróxido de sodio, y los reactantes están en estado líquido, por lo que se trata de una catálisis homogénea.

El hidróxido de sodio como catalizador activa al alcohol para formar el metóxido de sodio, sin embargo también se consume si hay presencia de ácidos grasos libres para formar jabones. El catalizador remanente se irá con la glicerina en el proceso de decantación.

### 3.4 REACCIONES SECUNDARIAS

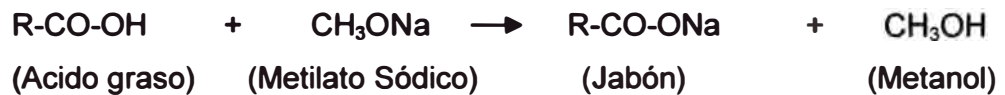
Las reacciones laterales que pueden ocurrir son las siguientes:

#### a) Hidrólisis del Metilester



La cantidad de agua en el metilester es 0.05 %, produciendo ácidos grasos en un porcentaje de 0.05%. Los ácidos grasos con el metilato de sodio forman jabones. Por lo cual es necesario tener el aceite y metanol con la menor humedad posible.

#### b) La saponificación



### 3.5 CINÉTICA DE REACCIÓN

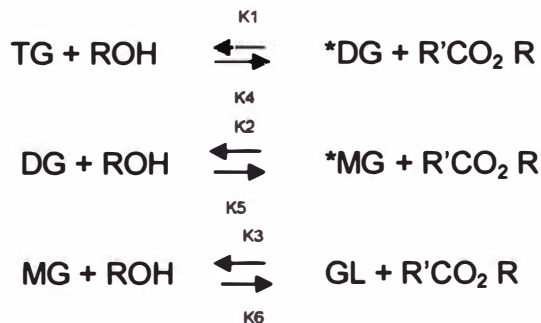
La revista Journal Association American chemistry Oil (JAOCS). Kinetics of Palm Oil Tranesterification in a Batch Reactor (13.9), muestra los valores de la cinética de la reacción de transesterificación.

Las reacciones se llevan acabo a una temperatura máxima de 65° C, debido al punto de ebullición del metanol.

De la reacción de transesterificación:



Además se tienen reacciones intermedias antes de obtener el metilester:




---

\* TG (Triglicérido), DG (Diglicérido), MG (Monoglicérido), GL (Glicerina).

El mejor modelo cinético obtenido es de segundo orden para lo cual se tiene:

$$-d [TG ]/dt = k[DG ]^2$$

$$-d [DG]/dt = k [MG]^2$$

$$-d [MG]/dt = k [GL]^2$$

Integrando las ecuaciones anteriores se obtiene:

$$k_{TG}^* t = 1/[TG ] - 1/[TG_0]$$

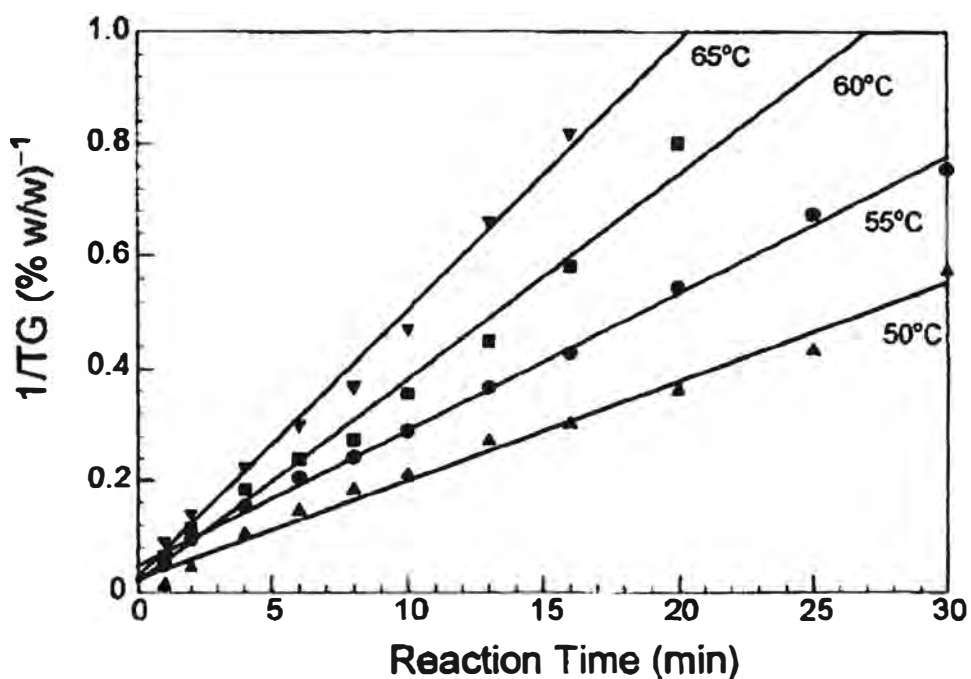
$$k_{DG}^* t = 1/[DG] - 1/[DG_0]$$

$$k_{MG}^* t = 1/[MG] - 1/[MG_0]$$

Donde:  $[TG_0]$ ,  $[DG_0]$  y  $[MG_0]$  son las concentraciones iniciales de triglicérido, diglicérido y monoglicérido respectivamente.

Graficando a diferentes temperaturas  $1/TG$  ( $\%w/w$ )<sup>-1</sup> versus tiempo de reacción (min) mostradas en el Gráfico N° 1 se obtienen las constantes de reacción presentadas en el Cuadro N° 3.

GRAFICO N° 1  $1/TG$  ( $\%w/w$ )<sup>-1</sup> versus Tiempo de Reacción (min)

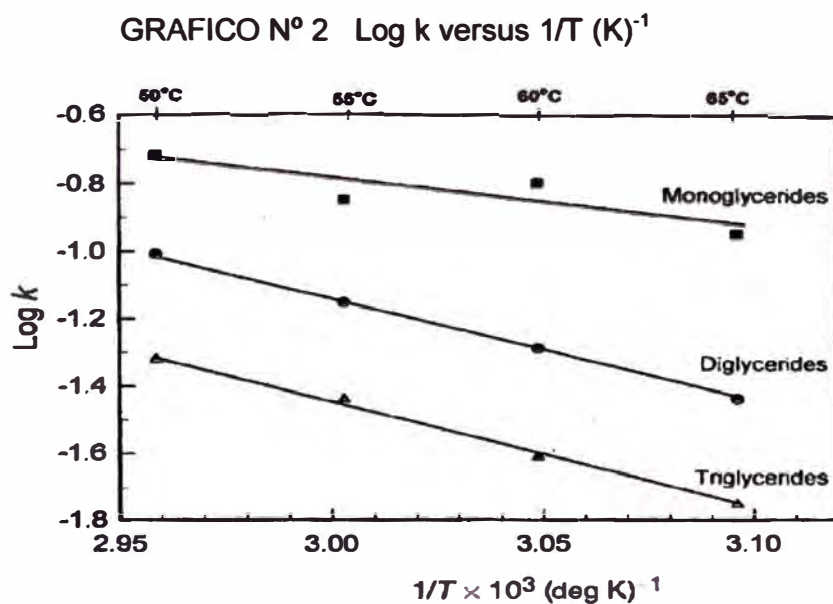




CUADRO N° 3 Constantes de velocidad de reacción a diferentes temperaturas

Glicérido	Temperatura (°C)	Constante de velocidad de reacción, $k$ ( $w\% \cdot \text{min}^{-1}$ )	$R^2$
TG → DG	55	0.024	0.9966
	60	0.036	0.9822
	65	0.048	0.9903
DG → MG	55	0.051	0.9974
	60	0.070	0.9860
	65	0.098	0.9678
MG → GL	55	0.158	0.9619
	60	0.141	0.9862
	65	0.191	0.9843

Graficando a diferentes temperaturas,  $\text{Log } k$  versus  $1/T$  ( $\text{K}^{-1}$ ) de acuerdo a la siguiente ecuación:  $\text{Log}_{10} k = (-E_a / 2.303 \cdot R) / T + C$ , mostrado a continuación en el Gráfico N° 2.



Donde  $E_a$  es la energía de activación,  $R$  la constante universal de los gases y  $C$  una constante, se obtiene la Energía de Activación para cada reacción presentada en el Cuadro N° 4.

CUADRO N° 4 Energías de Activación para las reacciones intermedias de transesterificación.

Reacción	$E_a(\text{kcal/mol})$	$R^2$
TG $\rightarrow$ DG	14.7	0.9959
DG $\rightarrow$ MG	14.2	0.9998
MG $\rightarrow$ GL	6.4	0.7457

#### 4. CULTIVO DE LA PALMA DE ACEITE EN EL PERÚ

El cultivo de la palma aceitera en el Perú tiene sus comienzos en el año 1969 cuando a solicitud del gobierno peruano, llega a nuestro país la Misión Técnica del Institut de Recherches pour les Huiles et Oleagineux , IRHO de Francia, con el objetivo de evaluar e informar respecto de las posibilidades de establecer dicho cultivo en el Perú.

En el Anexo A Historia de la Palma Aceitera en el Perú se detalla la historia del desarrollo de esta agroindustria.

##### 4.1 ZONAS DE CULTIVO

La Figura N° 1 muestra las zonas de cultivo a nivel nacional.

##### 4.2 VARIEDADES DE PALMAS ACEITERAS CULTIVADAS EN EL PERÚ

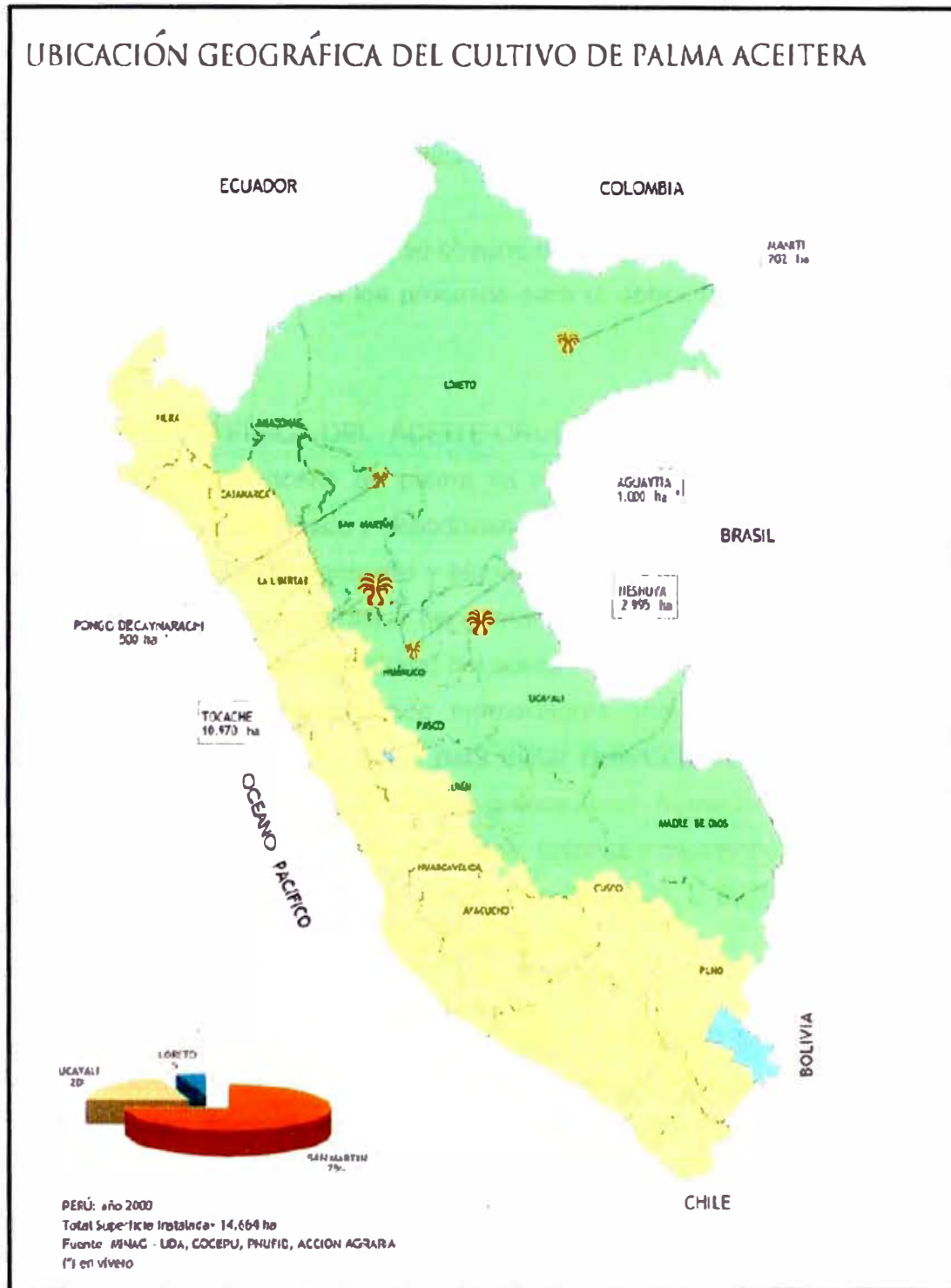
Las variedades cultivadas en el Perú son de procedencia africana: de Benin y de Costa de Marfil.

La semilla importada es un híbrido que resulta del cruce de dos variedades, Dura (D) + Pisifera (P) = Tenera.

##### 4.3 COMPOSICIÓN QUÍMICA DEL ACEITE CRUDO DE PALMA

El contenido de aceite crudo en la pulpa del fruto varía entre 30 y 70 % dependiendo de la edad de la planta. Este aceite esta compuesto por; el ácido palmítico, el principal ácido saturado, con un porcentaje promedio de 40%, ácido oleico con 40%, ácido linoleico con 10% y el 10% restante son ácidos laúrico, mirístico, esteárico y linolénico.

FIGURA N° 1. Zonas del cultivo de palma aceitera en el Perú.



#### 4.4 RENDIMIENTO TÍPICO DE ACEITE DE PALMA CRUDO

En los primeros años (3 a 5), el rendimiento de una hectárea de racimo de fruta fresca (RFF) es de 12 a 22 TM/Ha/año de RFF para luego alcanzar un promedio de 25 TM/Ha/año de RFF.

El rendimiento de Aceite Crudo de Palma por extracción es de 25% aproximadamente, lo que significa una producción de 6,25 TM/Ha/año de Aceite Crudo de Palma.

Luego de su refinación física se obtiene 6,125 TM/Ha/año.

La Figura N° 2 muestra los procesos para la obtención de Aceite de Palma.

#### 4.5 REFINACIÓN FÍSICA DEL ACEITE CRUDO DE PALMA

Para obtener el aceite de palma se realiza las siguientes etapas: Desgomado, blanqueado y desodorizado.

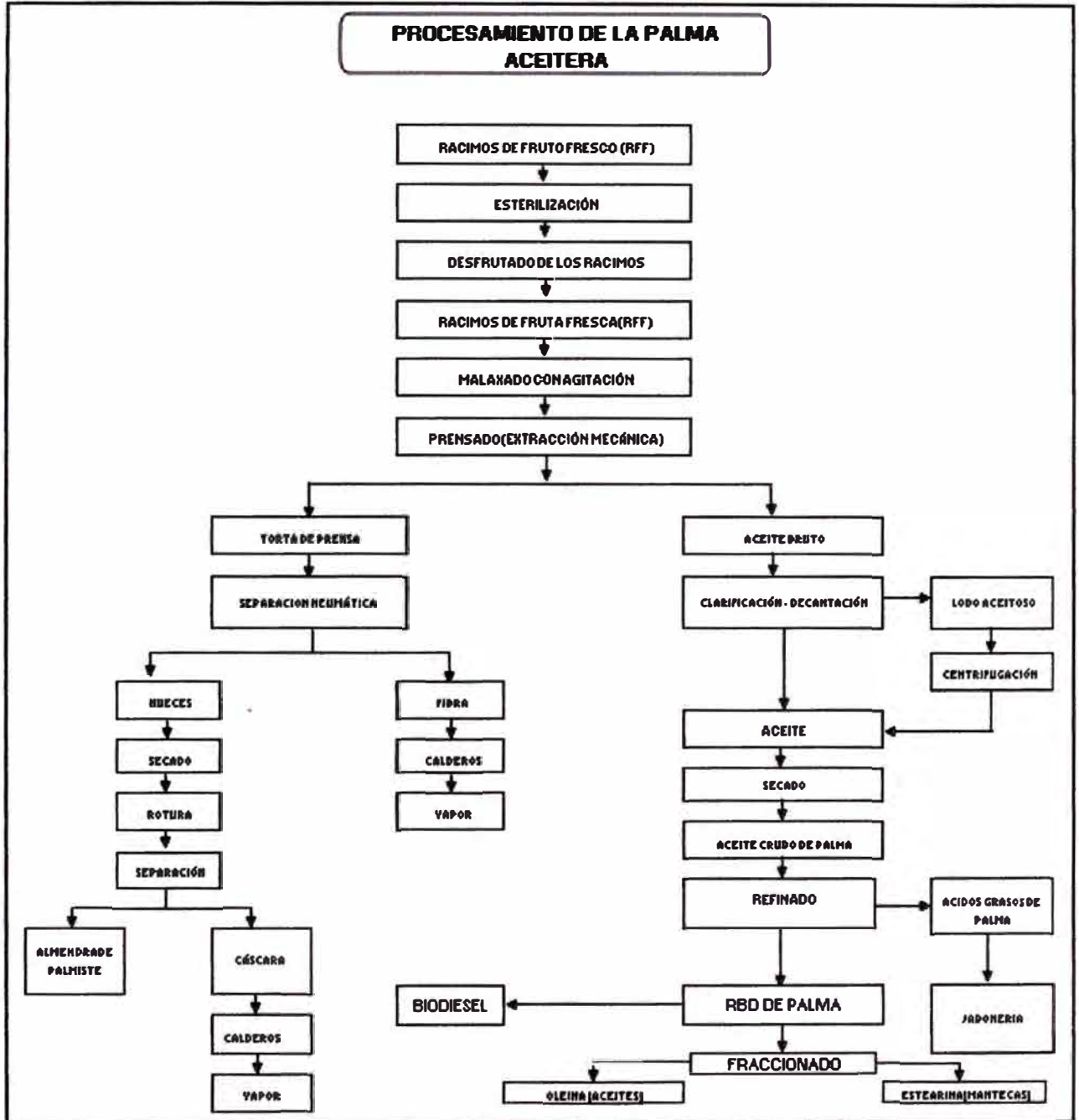
En las etapas del desgomado y blanqueado se agrega ácido cítrico y tierra decolorante para retirar las gomas (fosfolípidos) y productos de oxidación (peróxidos, aldehídos) del aceite crudo.

En la etapa de desodorizado temperaturas altas (250 °C) y con presiones de vacío (10 mbar) para evitar deteriorar el aceite por la temperatura, se eliminan los ácidos grasos libres, humedad, peróxidos y compuestos volátiles como aldehídos, cetonas y carotenos.

El Cuadro N° 5 muestra las variedades de aceite y sus principales características expresadas en porcentaje (%).

Cada característica tendrá una influencia en el proceso de producción de biodiesel como son la acidez, humedad y fósforo los cuales producirán respectivamente un mayor consumo de catalizador, reacción lateral de saponificación (formación de jabones) y calidad fuera de norma en la producción de biodiesel.

FIGURA Nº 2: Esquema del Procesamiento de la Palma Aceitera



CUADRO N° 5. Tipos de aceite en el proceso de refinación.

Características Tipos de Aceite	Gomas (%peso)	Acidez (%peso)	Humedad (%peso)	Fósforo ppm
Aceite crudo de palma	0.044	2 - 5	0.1 - 1	6 - 12
Aceite desgomado de palma	0.004	2 - 5	0.1 - 1	0.3 - 0.8
Aceite de palma	0.004	0.06 máx.	0.05 máx.	0.3 - 0.8
Ácidos grasos	0.004	70 - 90	1	0.15

#### 4.6 SELECCIÓN DEL TIPO DE ACEITE COMO MATERIA PRIMA

- Del Cuadro N° 5, el Aceite Crudo de Palma tiene un mayor porcentaje de gomas y con esto el porcentaje de fósforo también es elevado, cuyo valor varia entre 6 a 12 ppm, por encima de lo que pide la norma para el biodiesel que tiene como máximo 1 ppm.
- El Aceite Desgomado de Palma tiene una acidez, entre 2 a 5 % en peso, que dificultaría la reacción de transesterificación, neutralizando al catalizador (soda cáustica).
- Los Ácidos Grasos tienen una acidez promedio de 80%, lo que obligaría la realización de un proceso de esterificación acida, en condiciones operativas mas exigentes que el proceso de transesterificación.
- El Aceite de Palma posee las características favorables para un buen proceso de transesterificación, razón técnica para seleccionarla como materia prima para la producción de biodiesel. OLAMSA tiene proyectada instalar una planta refinadora de aceite de palma lo que asegura el abastecimiento de aceite de palma como materia prima para la planta de biodiesel.

## 5. MERCADO Y UBICACIÓN DE LA PLANTA

### 5.1 MERCADO

El sector petrolero específicamente las empresas de refinación de petróleo productoras y comercializadoras del diesel como carburante deben abastecerse de Biodiesel, para efectuar la mezcla que establece el reglamento de la Ley N° 28054 - Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles referente al Biodiesel.

La planta de Biodiesel objeto del presente proyecto-tesis esta orientado para suministrar biodiesel a la empresa Maple Gas Co. que tiene una refinería de petróleo ubicada en la ciudad de Pucallpa y que produce en promedio 0,58 MBPD (75 TM/día) de Diesel 2.

### 5.2 UBICACIÓN DE LA PLANTA

La ubicación de la planta será en las instalaciones de la empresa Maple Gas Co. donde se tendrá las facilidades de servicios para la planta de biodiesel.

El aceite de palma como materia prima es proveído por la empresa OLAMSA ubicada en la misma región Ucayali.

El biodiesel final es mezclado en refinería de Maple Gas Co para su venta en la zona selva.

La glicerina es utilizada en los hornos de la refinería Maple Gas Co como combustible.



## 6. ESTUDIO DE LAS TECNOLOGÍAS

### 6.1 TEGNOLOGIAS DE PROCESO

Las principales tecnologías de proceso son: transesterificación alcalina, esterificación ácida, transesterificación enzimática y la transesterificación supercrítica.

**Transesterificación Alcalina.** Esta tecnología de proceso tiene como catalizador el hidróxido de sodio, con temperatura de reacción de 65°C a presión atmosférica, relaciones molares de 6:1 (metanol / aceite) y tiempo de reacción de 60 minutos.

**Esterificación Ácida.** Esta tecnología de proceso tiene como catalizador el ácido sulfúrico, con temperatura de reacción de 130°C a 8 bar de presión, relaciones molares de 30:1 (metanol / ácido graso) y tiempo de reacción de 60 minutos.

**Transesterificación Enzimática.** Esta tecnología de proceso tiene como catalizador a las lipasas, con temperatura de reacción de 30 °C a presión atmosférica, relaciones molares de 6:1 (metanol / aceite) y tiempo de reacción de 720 minutos.

**Transesterificación Supercrítica.** Esta tecnología de proceso no tiene catalizador, con temperatura de reacción de 320 °C a 400 bar de presión, relaciones molares de 42:1 (metanol / aceite) y tiempo de reacción de 10 minutos.

En el anexo B se muestra las principales tecnologías de proceso para la obtención de biodiesel, algunas en estado de investigación.

### 6.1.1 Comentarios de las Principales Características de las Tecnologías de Procesos Existentes para la obtención de biodiesel.

- **Catalizador**

La soda cáustica es el catalizador sólido de uso mas común y comercialmente mas fácil de conseguir que otros catalizadores como el ácido sulfúrico o lipasas.

- **Relación molar**

En los procesos de transesterificación alcalina y enzimática se consume menor cantidad de alcohol a comparación de los demás procesos que son a temperaturas y presiones elevadas lo cual acarrea un mayor consumo de metanol.

- **Temperatura de operación**

El proceso de transesterificación enzimática tiene una temperatura de operación menor que otros procesos. En el proceso de transesterificación alcalina la temperatura de operación no sobrepasa los 80 grados centígrados, no así en la transesterificación supercrítica donde se manejan temperaturas elevadas.

- **Presión de operación**

En el proceso de transesterificación supercrítica se manejan presiones por encima de los 400 bar.

- **Tiempo de reacción**

En el proceso de transesterificación supercrítica el tiempo de reacción es de 10 minutos, mucho menor que los demás procesos, ya que a estas condiciones la velocidad de reacción es mas alta.

- **Sensibilidad a presencia de agua**

Los procesos de transesterificación alcalina son mas sensibles a la presencia de agua debido a la facilidad de producir jabones. Además la soda cáustica es higroscópica disminuyendo su efecto catalizador.

- **Sensibilidad a ácidos grasos libres**

Los ácidos grasos libres afectaran la reacción de transesterificación alcalina siempre que el aceite usado tenga alta acidez, provocando que estos neutralicen la soda cáustica formando jabones o no

reaccionen con el alcohol. En los otros procesos no afecta la presencia de ácidos grasos libres.

- **Remoción de catalizador**

En los procesos supercríticos no se necesita remoción de catalizador ya que no se utilizan catalizadores en estos procesos.

- **Remoción de jabones**

Los procesos supercríticos y el enzimático al no tener catalizadores alcalinos no forman jabones.

- **Rendimiento en Biodiesel**

El proceso supercrítico presenta un rendimiento en biodiesel del 98 % siendo el mejor; los demás procesos tienen un rendimiento menor en uno o dos por ciento como máximo, lo que en grandes volúmenes de producción este porcentaje se hace significativo.

- **Efluentes**

En los procesos donde se utilizan catalizadores alcalinos se tienen residuos jabonosos, no así en el proceso de transesterificación heterogéneo y el proceso enzimático.

## 6.2 TECNOLOGÍAS DE EQUIPO

Siendo el Reactor de Transesterificación el principal equipo, el Cuadro N° 6 muestra los materiales con que usualmente se construyen de acuerdo al proceso aplicado.

En el proceso de transesterificación alcalina se utiliza reactores de aceros al carbono y aceros inoxidable para tener una mayor durabilidad.

En el proceso de transesterificación enzimática se utiliza reactores de aceros al carbono ya que no se trabaja con productos químicos corrosivos.

Los reactores tienen instrumentos de control automático tales como: transmisores de temperatura, transmisores de presión y medidores de flujo para un mejor control del proceso.

Los reactores tienen agitadores con motoreductores los cuales aseguran un buen mezclado del aceite, metanol y catalizador.

CUADRO N° 6 Tecnologías del Reactor

PROCESO TECNOLOGIA	Transesterificación alcalina	Esterificación ácida y transesterificación alcalina	Transesterificación alcalina con etanol	Transesterificación enzimática	Transesterificación con catalizador heterogéneo	Transesterificación Supercrítica	Transesterificación Supercrítica con cosolvente
Fabricante	BIOFUELS, ABATEC, BALLESTRA	BIOFUELS, ABATEC, BALLESTRA	BIOFUELS, ABATEC, BALLESTRA	Investigación	Investigación	Investigación	Investigación
Material del reactor	Acero al carbono Acero inoxidable Plástico	Plástico Acero al carbono Acero inoxidable	Acero al carbono Acero inoxidable Plástico	Acero al carbono Acero inoxidable Plástico	Acero al carbono Acero inoxidable	Acero con aleación especial	Acero con aleación especial

### 6.2.1 Comentarios de las Tecnologías del Reactor

En la esterificación, los reactores son fabricados de plástico, debido a la presencia del ácido sulfúrico como catalizador.

En la transesterificación supercrítica se utilizan aceros con aleaciones especiales debido a las temperaturas y presiones elevadas.

### 6.3 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA POR APLICAR

Del estudio de la información técnica contenido en los Cuadros N° 5 y N° 6 se seleccionó el proceso de transesterificación alcalina, por presentar las condiciones técnicas industriales más favorables, tales como: presiones atmosférica y temperatura de operación de 60 °C, catalizador de fácil adquisición y relación molar de 6:1 (metanol / aceite).

Sobre la base de los comentarios realizados y teniendo como referencia la materia prima por utilizar y disponibilidad del catalizador e insumos necesarios se ha seleccionado el proceso de transesterificación alcalina (1) que requiere como catalizador NaOH y metanol como insumo químico. Las características fisicoquímicas de estos compuestos se presentan en el Anexo C Insumos.

## 7. ACTIVIDADES EXPERIMENTALES DE LABORATORIO

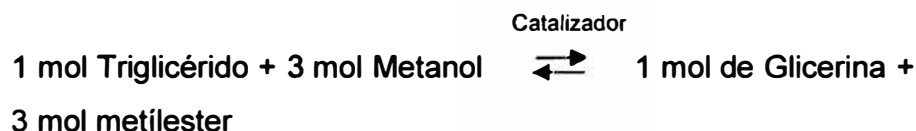
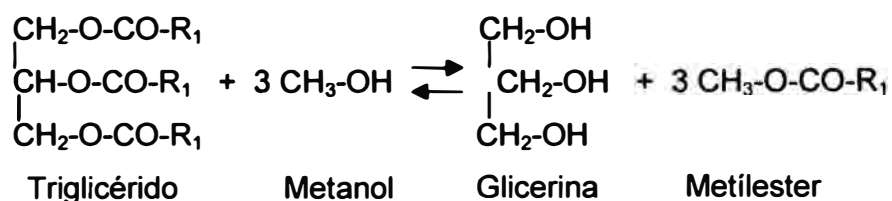
Por cortesía de la empresa Industrias del Espino S.A. (Tocache) los trabajos experimentales se desarrollaran en el laboratorio de esta empresa.

Considerando el tiempo que demanda una corrida experimental y la disponibilidad del uso del laboratorio se determino realizar tres corridas experimentales.

Los resultados de cada corrida experimental serán analizados para a introducir los correctivos en la siguiente corrida.

### 7.1 ELABORACIÓN DEL PRIMER DISEÑO

Sobre la base del estudio estequiométrico de la reacción de transesterificación se tiene que una molécula de triglicérido reacciona con tres moléculas de metanol para formar una molécula de glicerina y tres moléculas de metilester



- Cálculo del Triglicérido (aceite)

Este cálculo se realizó teniendo como referencia la curva cromatográfica del Aceite de Palma, Figura N° 3, la cual se

obtuvo utilizando un cromatógrafo en fase gaseosa marca Shimadzu serie GC 2014, utilizando una columna capilar de 100 m de longitud según el método AOCS Ce 1f-96.

Se halló el peso molecular del triglicérido, teniendo los pesos moleculares de los ácidos grasos y su porcentaje hallados en la cromatografía, más el peso molecular del glicerol.

El peso molecular del triglicérido resultante es de 847 g/ mol, los cálculos se muestran en el Anexo D.

#### - Cálculo del Metanol

Una molécula de triglicérido reacciona con tres moléculas de metanol.

Se necesita 96 gramos de metanol para reaccionar con 847 gramos de aceite

#### - Cálculo de Glicerina

Se forma una molécula de glicerina por cada mol de triglicérido.

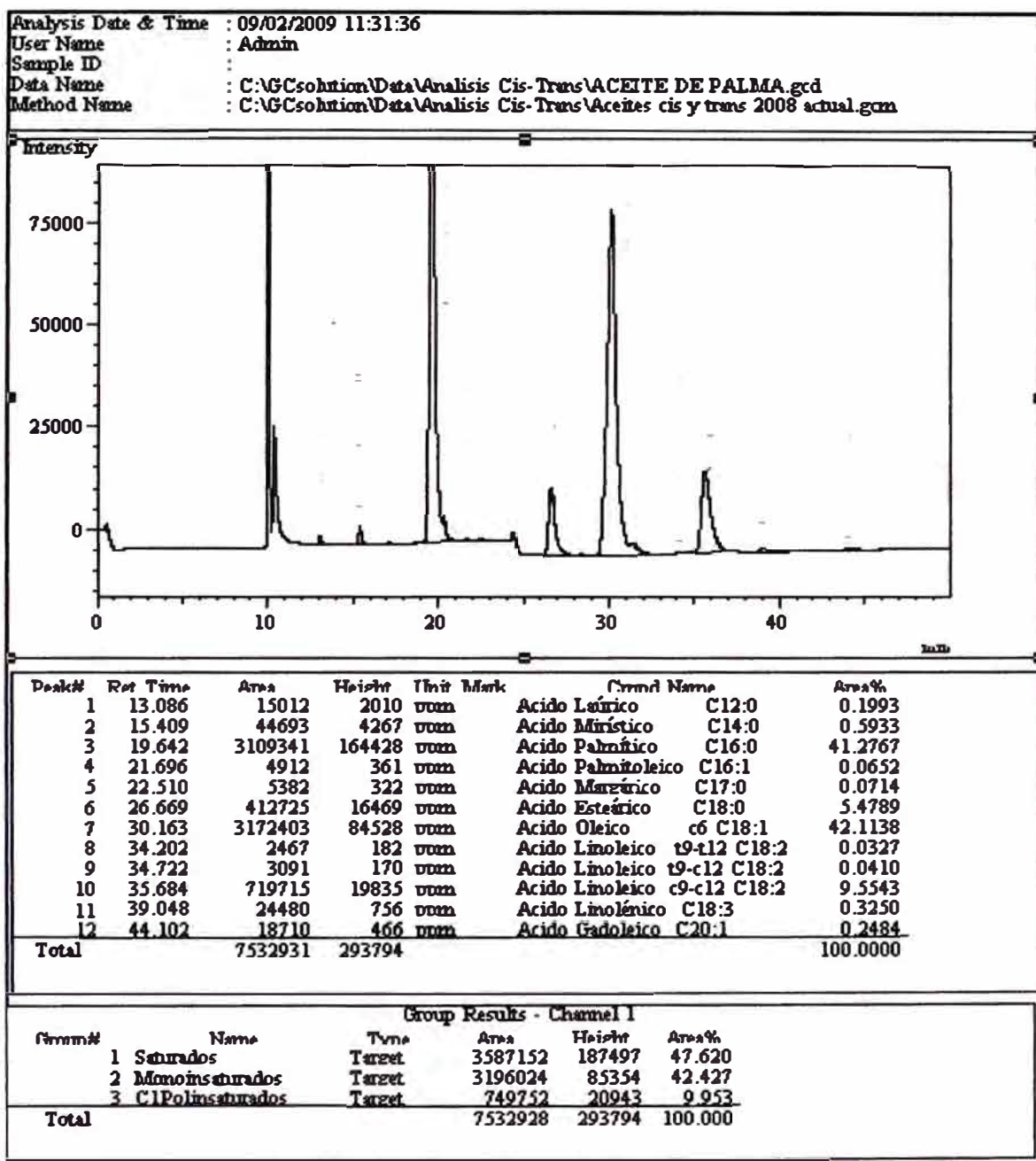
Se forma 92 gramos de glicerina por 847 gramos de aceite que reacciona.

#### - Cálculo de Metilester

Se forma tres moléculas de metilester por cada mol de triglicérido.

Se forma 851 gramos de metilester por 847 gramos de aceite que reacciona.

FIGURA N° 3: Cromatografía del Aceite de Palma





## 7.2 VARIABLES DE CONTROL

Las variables a controlar en las actividades experimentales son:

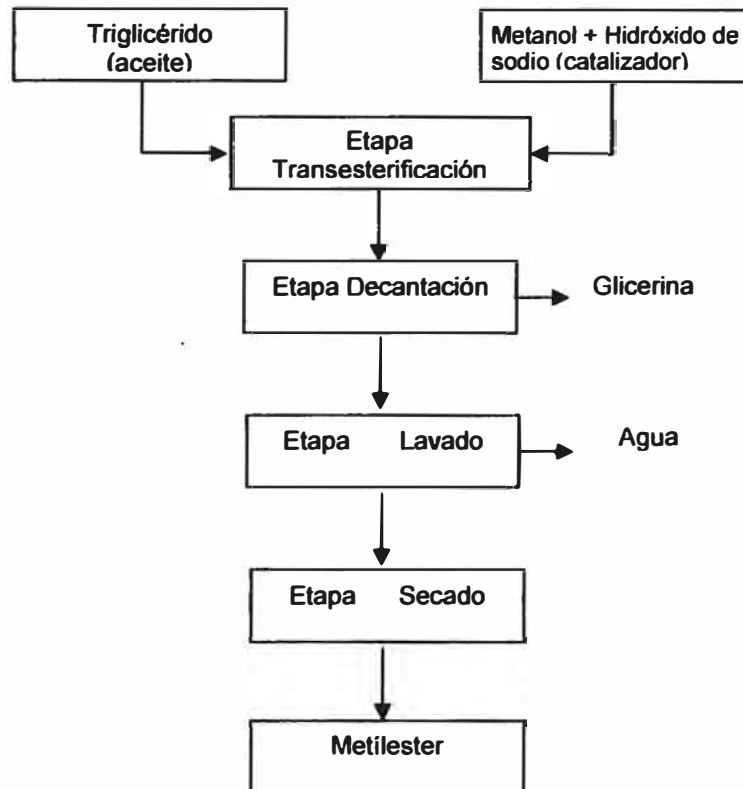
- 7.2.1 Temperatura de reacción. Ésta variable se toma en consideración debido a que el metanol tiene una temperatura de ebullición de 64 °C, por lo tanto los ensayos se realizaron a temperaturas menores de 64 °C.
- 7.2.2 Tiempo de reacción. Esta variable nos ayudará a determinar el porcentaje de conversión óptimo de la reacción. Teniendo como referencia los trabajos realizados por Darnoko y Cheryan (18.9) (Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor), se tomó como base 0,5 horas como el tiempo de reacción.
- 7.2.3 Relación Molar aceite/metanol. Para los ensayos experimentales de laboratorio se parte de la relación molar que establece la reacción estequiométrica:



## 7.3 CORRIDAS EXPERIMENTALES

Las corridas experimentales por desarrollar constan de las etapas que muestra la Figura N° 4.

FIGURA Nº 4 Corridas Experimentales: Procedimiento



### 7.3.1 Primera Corrida Experimental.

Para la primera corrida experimental se realizó una reacción de transesterificación con las cantidades de los Insumos de acuerdo a la estequiometría y los valores de las variables de control analizadas anteriormente, que se muestran en el Cuadro Nº 7.

La cantidad de Soda cáustica utilizada en la primera corrida es de 0,5% (Srivastava y Prasad), (13.11).

CUADRO N° 7. Valores de los Insumos y Variables de Control de la Primera Corrida Experimental

Etapa \ Insumo/ Variable	Aceite de palma (g)	Metanol (g)	NaOH (g)	Temp. Metilato de sodio (°C)	Temp. de reacción (°C)	Tiempo (horas)
Reacción de Transesterificación	300	34	1.2	30	58	0.5

### 7.3.1.1 Procedimiento Operativo Desarrollado en Laboratorio

Los ensayos experimentales se desarrollaron en el laboratorio con los materiales indicados en el Anexo E. El procedimiento fue como sigue:

- 1.- Se pesó el aceite de palma en un vaso de precipitado. Se utilizó vaso de precipitado de 500 ml y balanza analítica.
- 2.- Se pesa el metanol y el hidróxido de sodio sólido. Se utilizó vaso de precipitado de 500 ml y balanza analítica.
- 3.- Se disuelve el hidróxido de sodio en el metanol, para obtener metóxido de sodio.
- 4.- Se calienta el aceite hasta una temperatura de 60 °C. Se utilizó una plancha de calentamiento.
- 5.- Se agita continuamente el aceite, agregando el metóxido de sodio, para producir la reacción de transesterificación. Figura N° 5

Figura N° 5: Reacción de transesterificación



- 6.- Se deja reaccionar por un tiempo de 0.5 horas.  
Se utilizó un cronómetro.
- 7.- Seguidamente se transfiere el producto a una pera de decantación de 500 ml, donde se aprecia la separación de la glicerina del metilester. Figura N° 6

FIGURA N° 6: Separación de la glicerina del metilester



- 8.- Después de la decantación de las fases se procede a retirar la glicerina.
- 9.- Se agrega agua al metilester, se agita, se deja decantar y luego se retira la solución acuosa decantada. Este proceso descrito anteriormente se realizó dos veces hasta separar la glicerina remanente y jabones formados. Figura N° 7  
Se utilizó una pera de decantación de 500 ml.

FIGURA N° 7: Lavado del biodiesel



- 10.- Finalmente se lleva a secar el metilester a una temperatura de 110°C para eliminar el agua remanente  
Figura N° 8  
Se utilizó una plancha de calentamiento y un termómetro.

**FIGURA Nº 8: Secado de biodiesel**

La descripción del desarrollo de las corridas experimentales se muestra en el Anexo F. El análisis de los resultados en la primera corrida experimental, permitió diseñar y desarrollar la segunda corrida experimental y esta a su vez permite desarrollar la tercera corrida experimental.

## 7.4 RESULTADOS DE LOS BIODIESEL PRODUCIDOS

El Cuadro N° 8 muestra las características de los biodiesel producidos en cada una de las corridas experimentales desarrolladas

El Cuadro N° 9 muestra las características de la Glicerinas producidas.

**CUADRO N° 8 Resultados de las Corridas Experimentales: Características de los Biodiesel producidos**

Características del biodiesel	Unidad	Resultados			NTP Biodiesel*
		Corrida N° 1	Corrida N° 2	Corrida N° 3	
Punto Inflamación	°C	145	180	150	130 min.
Contenido de metanol	% Volumen	0.004	0.003	0.004	0.20 máx.
Humedad	% volumen	0.031	0.035	0.04	0.05 máx.
Viscosidad cinemática a 40 °C	mm <sup>2</sup> /s	4.72	4.82	4.76	1.9 – 6.0
Ceniza sulfatada	% masa	0.015	0.012	0.010	0.020 máx.
Punto nube	°C	16	18	17	Reportar
Número de Acidez	mg KOH/g	0.13	0.12	0.116	0.5 máx.
Glicerina libre	% masa	0.002	0.006	0.01	0.02 máx.
Glicerina total	% masa	1.01	0.77	0.22	0.24 máx.
Estabilidad AOM 110°C	Horas	14.8	15.3	12.98	3 min.
Sodio	Ppm	0	0	0	5 máx.
Jabones	% masa	0	0	0	–
Densidad 30°C	g/ml	0.88	0.88	0.87	–
Peso obtenido	G	214.8	268	291.5	–
Conversión	%	91.74	93.78	98.82	–
Rendimiento	%	71.60	89.33	97.17	–

\* NTP: Norma Técnica Peruana-Anexo G

#### 7.4.1: Comentarios

- La corrida N° 3 muestra que el biodiesel producido es el que cumple los parámetros exigidos por la NTP para este producto.
- Se comprueba que la glicerina total producida en esta corrida disminuye en comparación a las corridas anteriores.
- De acuerdo a estos resultados se consideró que las condiciones en que fue desarrollada la Corrida N° 3 es la más óptima, procediéndose a desarrollar una corrida comprobatoria.

**CUADRO N° 9 Resultados de las Corridas Experimentales: Características las Glicerinas producidas.**

Características del glicerina	Unidad	Resultados		
		Corrida N° 1	Corrida N° 2	Corrida N° 3
Humedad	% masa	6.61	5.46	5.96
Extracto Etéreo	% masa	1.02	1.44	0.86
Cenizas	% masa	3.02	3.44	3.56
pH	-	9.5	9.5	9.5
Peso obtenido	gramos	54	48.4	44.77
Concentración de Glicerol	% masa	89.35	89.66	89.62

El análisis de extracto etéreo muestra que un porcentaje de biodiesel, se va con la glicerina en la decantación.

El pH básico se debe a presencia de catalizador arrastrado en la etapa de decantación.



## 8. CURVAS DE RENDIMIENTO Y CONVERSIÓN

### 8.1 TRAZADO DE LAS CURVAS

La Tabla Nº 1 muestra los valores de Rendimiento y Conversión de cada Corrida Experimental. El rendimiento se obtiene de la división de biodiesel obtenido y el aceite requerido multiplicado por 100. La conversión se obtiene de la resta de 100 menos los porcentajes de monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos obtenidos de los análisis de laboratorio. Con estos valores se ha procedido a trazar las respectivas curvas de rendimiento y conversión para analizar su comportamiento de manera gráfica.

TABLA Nº 1. Valores de Rendimiento y Conversión para cada Corrida Experimental.

Corrida	Aceite/metanol	Rendimiento	Conversión
1ra	5.17	71.60	91.74
2da	4.69	89.33	93.78
3ra	4.35	97.17	98.82

La relación aceite/ metanol y la conversión son inversamente proporcionales, ya que menores relaciones hay mayores conversiones. Se trata de utilizar la mínima cantidad de metanol sin afectar la calidad del biodiesel en lo referente a la conversión.

GRÁFICO N° 3: Rendimiento versus Aceite/Metanol

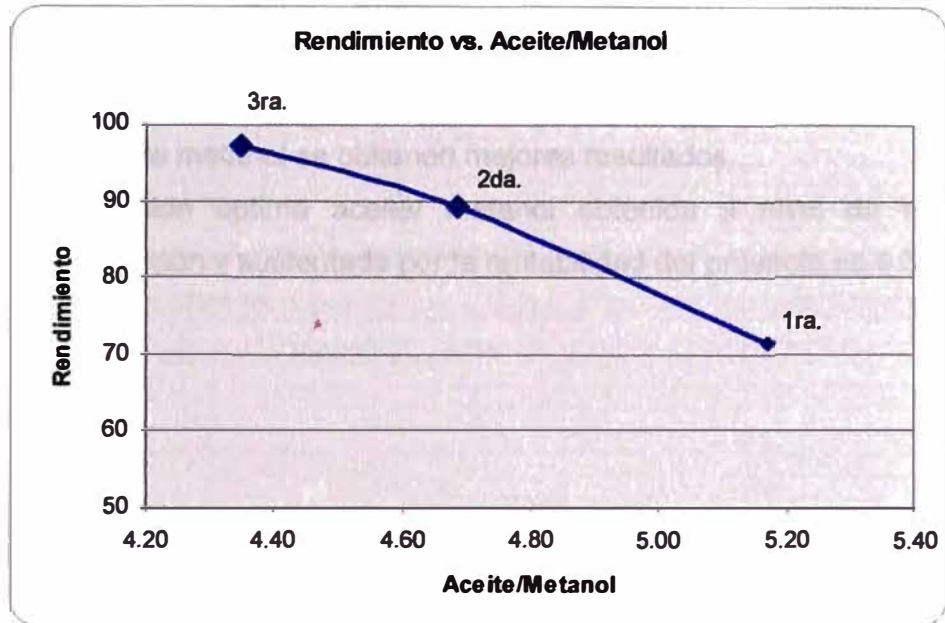
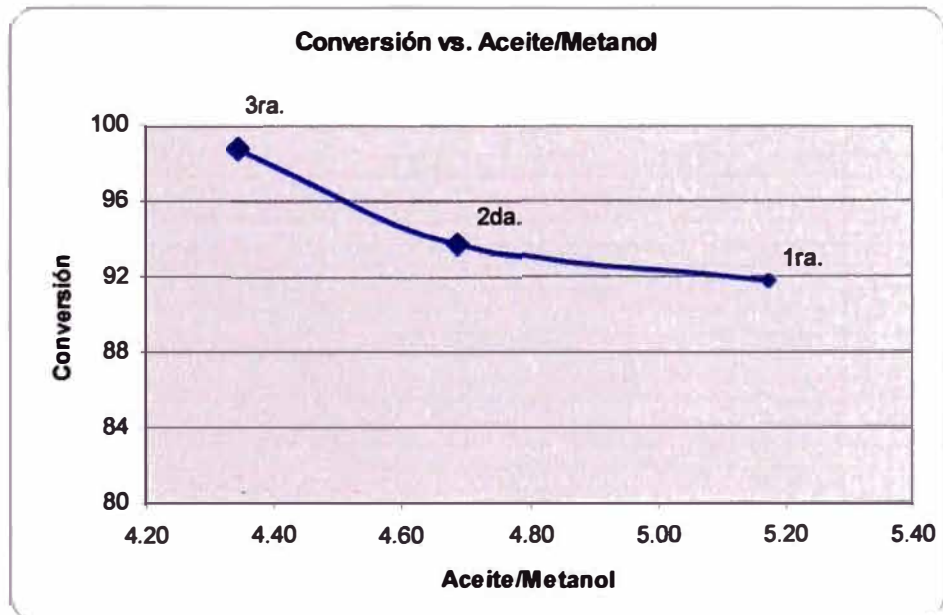


GRÁFICO N° 4: Conversión versus Aceite/Metanol



## 8.2 ANÁLISIS DE LOS GRÁFICOS N° 3 Y N° 4

De los Gráficos N° 3 y N° 4 se observa mayores rendimientos y conversiones a menores relaciones de Aceite/Metanol, es decir con un exceso de metanol se obtienen mejores resultados.

La relación óptima aceite/ metanol obtenida a nivel de nuestra investigación y sustentada por la rentabilidad del proyecto es 4.35.

## 9. COMPROBACIÓN DE LA CORRIDA MÁS EFICIENTE

Como se estableció en el Item 7.4.1 los resultados del biodiesel obtenidos en la corrida experimental N° 3 indican que los parámetros bajo los cuales se desarrolló el experimento, son los más óptimos, los cuales se anotan a continuación.

- Relación Aceite/Metanol = 4.35
- Temperatura de reacción= 60°C
- Relación Aceite/Catalizador= 200
- Tiempo de Reacción = 0.5 horas

Para confirmar este análisis se procedió a efectuar una Corrida Experimental Comprobatoria, cuyos resultados se muestran en el Cuadro N° 10.

CUADRO N°10: Corrida Experimental Comprobatoria

Etapa	Insumo/ Variable	Aceite de palma (g)	Metanol (g)	NaOH (g)	Temp. metilato de sódio (°C)	Temp. de reacción (°C)	Tiempo (horas)	Observaciones
Transesterificación		300	69	1.5	30	60	0.5	Se apreció un cambio de coloración a los 5 minutos de agitación, debido a la reacción que esta ocurriendo con la formación de glicerina.
Decantación		-	-	-	-	-	2	Se notó una rápida separación metilester - glicerina. Se retiró la glicerina
Etapa	Producto/ Variable	Biodiesel (gramos)		Agua (gramos)		Decantación (horas)		Observaciones
Lavado 1		291		67		1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando un color transparente, pero al analizar el biodiesel este presento jabón en una cantidad considerable.
Lavado 2		291		67		1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando esta vez el agua un color transparente.
Etapa	Variable	Temperatura (°C)			Tiempo de secado(Horas)			Observaciones
Secado		110			0.75			Se calentó el metilester para eliminar la humedad. Se observó un burbujeo debido a la evaporación del agua remanente. Después del secado del metilester se obtuvo una humedad de 0.04%.

## 9.1. CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL BIODIESEL COMPROBATORIO

En el Cuadro N° 11 se muestra las características físicas y químicas del Biodiesel obtenido en la Corrida Comprobatoria.

CUADRO N° 11. Características físicas y químicas del Biodiesel  
Comprobatorio

Características del biodiesel	Unidad	Resultado	NTP Biodiesel
		Corrida Comprobatoria	
Punto Inflamación	°C	155	130 min.
Contenido de metanol	% Volumen	0.002	0.20 máx.
Humedad	% volumen	0.034	0.05 máx.
Viscosidad cinemática a 40 °C	mm <sup>2</sup> /s	4.74	1.9 – 6.0
Ceniza sulfatada	% masa	0.014	0.020 máx.
Punto Nube	°C	16	Reportar
Número de Acidez	mg KOH/g	0.14	0.5 máx.
Glicerina libre	% masa	0.002	0.02 máx.
Glicerina total	% masa	0.14	0.24 máx.
Estabilidad AOM 110°C	horas	15	3 min.
Sodio	ppm	0	5 máx.
Jabones	% masa	0	--
Densidad 30°C	g/ml	0.88	--
Peso obtenido	g	291	--
Conversión	%	99.11	--
Rendimiento	%	97.17	--

Se comprobó que con los datos de la tercera corrida se obtiene un Biodiesel que cumple la Norma Técnica Peruana.

El Punto Nube del Biodiesel obtenido tiene un valor alto a comparación del Diesel de Petróleo.

En el Cuadro N° 12 se muestra las características físicas y químicas de la Glicerina obtenida en la Corrida Comprobatoria.

CUADRO N° 12 Características físicas y químicas de la Glicerina Comprobatoria

<b>Características del glicerina</b>	<b>Unidad</b>	<b>Resultado</b>
		<b>Corrida Comprobatoria</b>
Humedad	% masa	5.68
Extracto Etéreo	% masa	1.22
Cenizas	% masa	3.88
pH	-	9.2
Peso obtenido	gramos	50.2
Concentración de Glicerol	% masa	89.22

## 10. DIMENSIONAMIENTO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL

Basándonos en la producción diaria de diesel de la Empresa Refinadora de Petróleo Maple Gas Co. se diseñó la planta de Biodiesel.

Según el reglamento de comercialización de biocombustibles en el Perú, se establece que un porcentaje de mezcla de 2 % de biodiesel en el diesel de petróleo para el año 2009 y de un 5% para el año 2011.

La empresa Maple Gas Co. produce actualmente 0,58 MBPD de diesel 2, que equivalen a 75 Ton/día de diesel. Sobre la base de este volumen y tomando como referencia el abastecimiento de biodiesel en su máximo porcentaje, 5% se dimensionó la planta productora de biodiesel 4 TM/día teniendo como materia prima la palma de aceite.

En el Cuadro N° 13 se muestra la producción anual de diesel en los últimos años por la Empresa Maple Co.

CUADRO N° 13 Producción anual de Diesel de la Empresa Maple

<b>Año</b>	<b>Producción anual Diesel (MBPD)</b>
2002	0.59
2003	0.60
2004	0.58
2005	0.61
2006	0.59
2007	0.61
2008	0.58

Fuente: Ministerio de Energía y Minas

### 10.1 ESCALAMIENTO DE LOS DATOS DE LABORATORIO

Los cálculos se muestran en el Anexo H: Cálculos de Rendimiento e Insumos.

Tomando como referencia información industrial, Anexo I sobre reactores batch desde 0.5 TM hasta 6 TM; con la relación Aceite/Metanol se procedió a escalar al reactor.



### 10.1.1 Dimensionamiento del Reactor

El reactor tiene una capacidad de 2 TM/ batch, sus dimensiones se muestran en el Cuadro N° 15

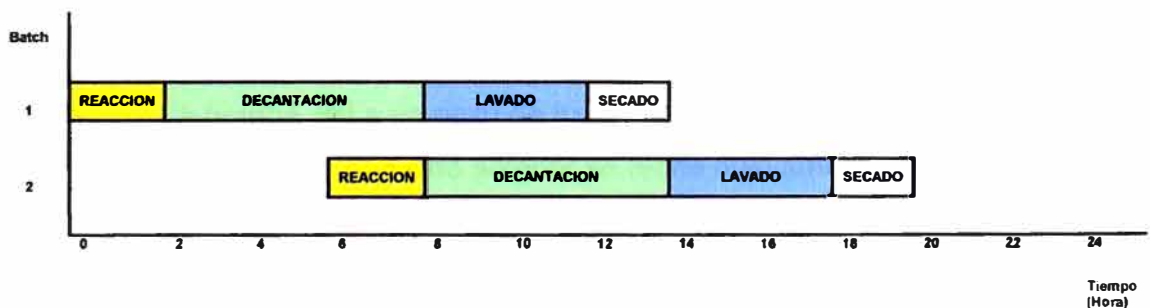
Los valores para la velocidad de agitación, empleados en Agitadores de palas industriales varían entre 20 y 150 rpm (Mc Cabe - Smith)

### 10.1.2 Cantidad de Materia Prima e Insumos

- Materia Prima. Según el porcentaje de rendimiento de 97 % obtenido en la corrida comprobatoria se determinó la cantidad de 4.12 TM de aceite de palma para la producción de 4 TM/día de Biodiesel.
- Metanol. La cantidad de metanol requerido es 0.95 TM/día.
- Hidróxido de Sodio. La cantidad de hidróxido de sodio es de 20.6 Kg/día.
- Agua para Lavado. La cantidad de agua para cada lavado es de 0.92 TM/día. Este valor se determinó hasta la remoción de jabones a valores dentro de estándar de calidad para el biodiesel.

En el Grafico N° 5 se muestra los tiempos de proceso para la producción de biodiesel de dos batch/día.

GRAFICO N° 5. Tiempos de proceso para la producción de biodiesel



## 10.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO: FIGURA N° 9

El aceite de palma es pre-calentado a 50 °C por medio de un serpentín con vapor en el tanque T1 y es enviado al reactor R1 por medio de la bomba B1. El caudal de la bomba es de 16,6 TM/H de aceite de palma. El aceite será calentado por medio de un serpentín de vapor en el reactor hasta 60 °C, que es la temperatura adecuada para la reacción. La temperatura es medida por medio de un termómetro instalado en el reactor R1.

El metanol es enviado del tanque T2 al tanque de metóxido de sodio T3, donde será mezclado con el hidróxido de sodio por recirculación de la bomba B4 por 30 minutos para obtener el metóxido de sodio. El metóxido de sodio es enviado al reactor R1 por la bomba B4. El caudal de la bomba B2 y B4 son respectivamente 12.5 TM/H y 12.8 TM/H.

En el reactor R1 se hace reaccionar por una hora, con agitación constante. Luego el producto de la reacción es enviado al decantador D1 para la separación de la glicerina del biodiesel (4 horas de decantación), por medio de la bomba B3, esta bomba tiene un caudal de 16,9 TM/H.

La glicerina decantada es enviada al tanque de glicerina T4 por la bomba B5, este tanque T4 tiene un serpentín de vapor para calentar la glicerina a 50 °C para despachos.

El biodiesel es enviado al tanque lavador L1.

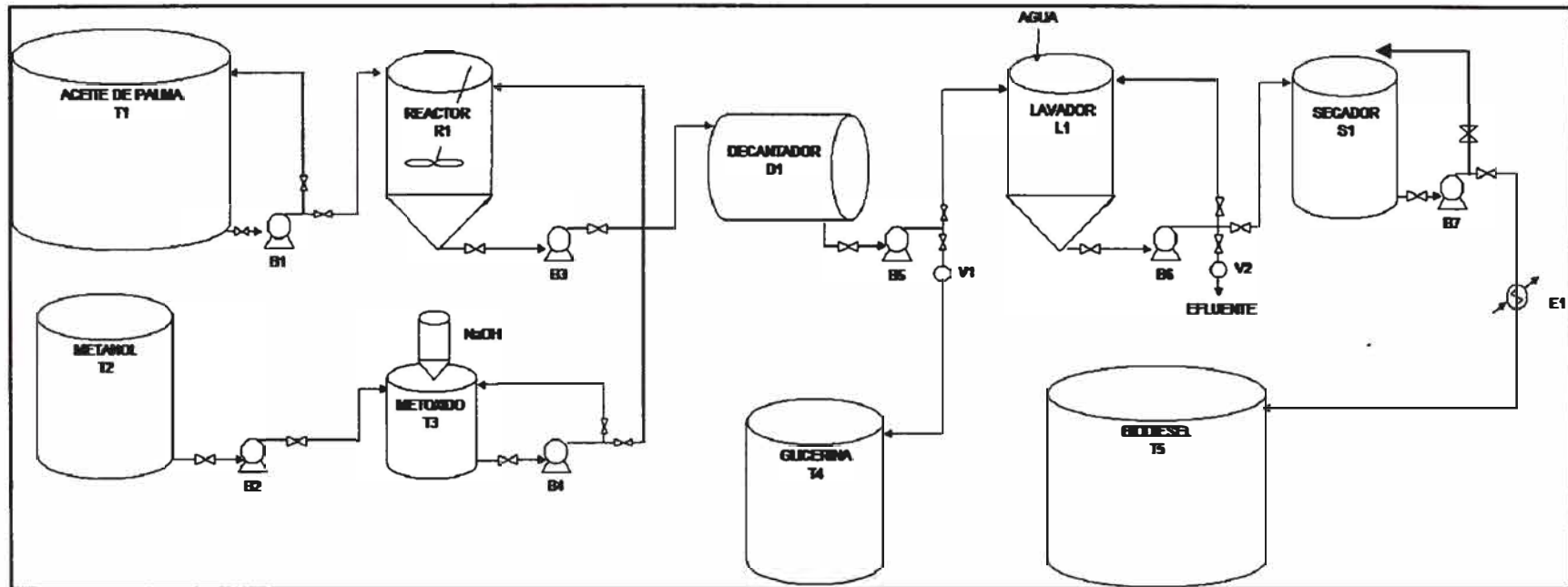
En el tanque lavador L1 se adiciona agua y se hace recircular con la bomba B6 por 15 minutos, luego se deja decantar por una hora. El agua decantada con restos de jabones es enviada por la bomba B6 a un pozo de tratamiento de efluentes.

El proceso de lavado anterior se repite nuevamente.

El biodiesel lavado es enviado al tanque secador S1, donde es calentado hasta 110°C para eliminar el agua remanente. La temperatura es medida por medio de un termómetro instalado en el secador S1.

El biodiesel secado es enviado al tanque de almacenamiento T5 por la bomba B7 después de pasar por el intercambiador E1 para bajar su temperatura a 55 °C.

FIGURA N° 9: Esquema Productivo de la Planta de Biodiesel



### 10.3 ÁREA REQUERIDA Y DISPOSICIÓN DE LOS EQUIPOS EN LA PLANTA

El área requerida para la planta es de 1408 m<sup>2</sup> considerando las dimensiones de los tanques, equipos, facilidad de acceso a las instalaciones y adecuada seguridad industrial.

En base al flujo del proceso los equipos se distribuyen comenzando por el tanque de Metóxido, el Reactor seguido por el tanque Decantador, el tanque Lavador hasta llegar al tanque Secador.

En la parte izquierda se encuentra los tanques de almacenamiento de Aceite de Palma y Metanol, al lado derecho están los tanques de Biodiesel y Glicerina, estos tanques de insumos y productos tienen un muro de contención en caso de derrames.

Se ha dispuesto una distancia de 2 m entre equipos y de 4 m entre tanques de almacenamiento para facilidad de accesos y según el Reglamento de Seguridad para el Almacenamiento de Hidrocarburos. Se ha establecido una pista alrededor de la planta para el ingreso de unidades de transporte para el abastecimiento de insumos y para el despacho de productos.

Se presenta el plano de distribución en el anexo J.

### 10.4 DIMENSIONES DE LOS EQUIPOS

Se diseñó los equipos de acuerdo a las cantidades de materias primas requeridos para la producción de 4 TM de biodiesel diarios y siguiendo las recomendaciones de la Tabla N° 4-18 Criterios y Datos Para la Elección Preliminar de los Recipientes de Proceso (Procesos de Ingeniería Química, Ulrich, 1992) (13.5).

En el Cuadro N° 14 se muestra las dimensiones de los equipos necesarios para la producción de biodiesel.

CUADRO N° 14: Dimensiones de los Principales Equipos

DIMENSIONES DE LOS EQUIPOS						
EQUIPOS	CÓDIGO	MATERIAL	DIAMETRO	ALTURA CLINDRICA (m)	ALTURA CONICA (m)	VOLUMEN (m <sup>3</sup> )
Tanque de almacenamiento de Aceite de Palma	T1	Acero al carbono	3	6	--	42.41
Tanque de almacenamiento de Metanol	T2	Acero al carbono	2	4	--	12.57
Tanque de almacenamiento de Metóxido de Sodio	T3	Acero inoxidable	0.9	1.8	--	1.15
Tanque de almacenamiento de Glicerina	T4	Acero al carbono	1.75	3.5	--	8.42
Tanque de almacenamiento de Biodiesel	T5	Acero al carbono	3	6	--	42.41
Reactor	R1	Acero al carbono	1.25	2.5	0.75	3.17
Decantador	D1	Acero al carbono	1.3	2.6	--	3.45
Lavador	L1	Acero al carbono	1.25	2.5	0.75	3.17
Secador	S1	Acero al carbono	1.3	2.6	--	3.45

## 10.5 EQUIPOS AUXILIARES

### 10.5.1 Bombas

Para el dimensionamiento de las bombas se utilizó un balance de energía el cual se encuentra en el Anexo K.

CUADRO N° 15: Potencia de bombas

Bomba	Head(m)	Potencia(KW)	Caudal (TM/H)
B1	14.52	1.11	16.6
B2	9.22	0.54	12.5
B3	10.82	0.84	16.9
B4	8.52	0.5	12.8
B5	11.64	1.09	20.4
B6	12.12	0.9	16.2
B7	18.33	1.37	16.2

#### 10.5.2 Intercambiador

Para el dimensionamiento del intercambiador final de biodiesel se realizó un balance de energía el cual determino un área de  $5.7 \text{ m}^2$ .

El cálculo se muestra en el Anexo K

#### 10.5.3 Agitador del Reactor

El agitador del Reactor R1 es de tipo paleta. La potencia del Agitador es de 0.60 KW, estos cálculos se muestran en el Anexo K.

La agitación es importante en la reacción de transesterificación, ya que el aceite es poco miscible con el metanol. Es necesario garantizar la agitación para que se dé el mezclado entre el aceite y metanol. La agitación debe garantizar un régimen turbulento, es decir, números de Reynolds mayores a 10000. Por ello se eligió un agitador de tipo paleta con cuatro placas deflectoras para conseguir lo mencionado anteriormente.

## 11. ANÁLISIS ECONÓMICO

### 11.1 COSTO DE CAPITAL

En el Cuadro N° 16 determinamos el costo de capital según procedimiento de Calculo del Costo de Capital del libro Procesos de Ingeniería Química, Ulrich, 1992. (13.5) Para el caso de las bombas, tuberías, accesorios e instrumentación se utilizo los precios de los proveedores de la Empresa Industrias del Espino.

CUADRO N° 16: Capital Fijo

#### RESUMEN DEL COSTO DE CAPITAL

Costo de Compra del Equipo (Cp):

$Cp(\text{año } 2008) = Cp(\text{año } 1982) * \text{Índice}(\text{año } 2008) / \text{Índice}(\text{año } 1982)$

Modulo Simple Total =Costo de los Equipos Totales

Imprevistos y Honorarios =18% del Modulo Simple Total.

CE(1982)= 315

Costo Modulo Total =(Modulo Simple Total)+(Imprevistos y Honorarios)

CE(03/2008)= 549.2

Identificación del Equipo	Número	Unidades	Especificación equipo	Costo Adquisición Cp	Año data	Índice año data	Factor Material F <sub>BM</sub>	Costo Modulo simple C <sub>BM</sub> año base	Costo Modulo simple C <sub>BM</sub> año calculo (\$)
Bombas	B1	KW	1.11	-	-	-	-	-	3,500
	B2	KW	0.54	-	-	-	-	-	2,600
	B3	KW	0.84	-	-	-	-	-	2,900
	B4	KW	0.50	-	-	-	-	-	2,500
	B5	KW	1.09	-	-	-	-	-	3,400
	B6	KW	0.90	-	-	-	-	-	3,000
	B7	KW	1.37	-	-	-	-	-	3,750
									<b>21,650</b>
Intercambiador de Calor	E1	m <sup>2</sup>	5.70	1,000	82	315	4.0	4,000	6,974
Motor Reductor Agitador	A1	KW	0.60	-	-	-	-	-	4,000



CUADRO N° 16 (sigue)

Tanque	T1	m <sup>3</sup>	42.41	5,000	82	315	1.9	9,500	16,563
	T2	m <sup>3</sup>	12.57	4,000	82	315	1.9	7,600	13,251
	T3	m <sup>3</sup>	1.15	1,200	82	315	4.5	5,400	9,415
	T4	m <sup>3</sup>	8.42	2,100	82	315	1.9	3,990	6,957
	T5	m <sup>3</sup>	42.41	5,000	82	315	1.9	9,500	16,563
	R1	m <sup>4</sup>	6.20	1,900	82	315	1.9	3,610	6,294
	D1	m <sup>5</sup>	3.45	1,500	82	315	1.9	2,850	4,969
	L1	m <sup>6</sup>	3.17	1,400	82	315	1.9	2,660	4,638
S1	m <sup>7</sup>	3.45	1,500	82	315	1.9	2,850	4,969	
									83,618

Accesorios									4,000
Tuberías									3,000
Instrumen- tación									2,000

Costo Total Módulo Simple	C <sub>TBM</sub>	121,242
Imprevistos y Honorarios	18% x C <sub>TBM</sub>	21,824
Costo del Módulo Total	C <sub>TM</sub>	143,065
Instalaciones auxiliares	30% x C <sub>TBM</sub>	36,373
CAPITAL BASICO	C <sub>GR</sub>	179,438
	C <sub>GR</sub> (M\$)	179.44

## 11.2 COSTO DE MANUFACTURA

En el Cuadro N° 17 determinamos el Costo de Manufactura según procedimiento de Calculo del Costo de Fabricación del libro Procesos de Ingeniería Química, Ulrich, 1992.(13.5) Los datos de Costos de Materia Prima, insumos y servicios se obtuvo de la Empresa Industrias del Espino, de finales del año 2008. Se trabaja en la Planta en dos turnos con un Operario y un Ingeniero por turno.

## CUADRO N° 17: Costo de Manufactura

PROYECTO		PLANTA DE BIODIESEL		CAPACIDAD ANUAL (Kg/año):		1460000	
COSTOS				MUS\$/Año		MUS\$/kg	
CAPITAL FIJO, $C_{FC}$		179.44					
CAPITAL TRABAJO $C_{WC}$		115.95					
INVERSION CAPITAL TOTAL		295.39					
<b>COSTO MANUFACTURA</b>							
<b>GASTOS DIRECTOS</b>							
MATERIAS PRIMAS(aceite de palma y metanol)				1,266		0.00087	
CATALIZADOR(hidróxido de sodio)				33.8			
MANO OBRA OPERACIÓN (2 Operar/turno, 2 Ing./turno)				28		0.000019	
SUPERVISION Y MANO OBRA OFICINA (10-20 % mano obra operación)				6		0.0000038	
<b>SERVICIOS</b>							
Vapor 10 bar @		0.008	\$/kg	2.19		0.0000015	
Electricidad @		0.080	\$/kVh	4.91		0.0000034	
Agua pura de proceso @		0.040	\$/m <sup>3</sup>	0.1		0.00000004	
MANTENIMIENTO Y REPARACIONES (2-10% capital fijo)		6%		11		0.000007	
SUMINISTROS DE OPERACION(10-20% mantenimiento reparaciones)		15%		2		0.0000011	
CARGOS DE LABORATORIO (10-20% mano obra operaciones)		15%		4		0.0000029	
				-----		-----	
<b>TOTAL <math>A_{DME}</math></b>				<b>1,361</b>		<b>1,361</b>	
<b>GASTOS INDIRECTOS</b>							
GENERALES, EMPACADO, ALMACEN (50-70% de m.o.+ superv.+mnto.)		60%		27		0.0000182	
IMPUESTOS LOCALES (1-2% del capital fijo)		1.5%		3		0.0000018	
SEGUROS (0.4-1.0% capital fijo)		0.5%		1		0.0000006	
				-----		-----	
<b>TOTAL <math>A_{IME}</math></b>				<b>30</b>		<b>30</b>	
<b>COSTO MANUFACTURA TOTAL (no incluye depreciación)</b>							
				<b><math>A_{ME}</math></b>		<b>1,391</b>	
DEPRECIACION (10% capital fijo) $A_{BD}$				<b>18</b>		0.00001	
<b>GASTOS GENERALES (OVERHEAD)</b>							
GASTOS ADMINISTRATIVOS (25% gastos generales)		25%		7		0.000005	
GASTOS DE DISTRIBUCION Y VENTAS(10% gasto total)		10%		157		0.00011	

CUADRO N° 17(sigue)						
	TOTAL	$A_{GE}$		164	164	0.00011
GASTO TOTAL ATE	$A_{TE}$				1,573	0.00108
<b>INGRESOS Y MARGEN</b>						
INGRESOS POR VENTAS	$A_S$	1E+06 kg/año	@	1.150 \$/kg	1,679	0.00115
GANANCIA ANUAL NETA	$A_{NP}$				106	0.00007
IMPUESTO RENTA	$A_{IT}$	30%			32	0.00002
GANANCIA NETA DESPUES IMPUESTO	$A_{NIP}$				74	0.00005

### 11.3 DEPRECIACIÓN

#### Método Línea Recta

$$d_k^{SL} = \frac{[FCI_L - S]}{n}$$

Ecuación N° 1

Donde:

Depreciación Lineal	$d_k^{SL}$
Capital Inversión Fijo:	$FCI_L$
Valor Rescate	S
Vida Equipo	n

$$BV_k = FCI_L - \sum_1^k d_j$$

Ecuación N° 2

Donde:

Valor Libros	$BV_k$
Capital Inversión Fijo:	$FCI_L$
Depreciación Anual	$d_j$

En el Cuadro N° 18 determinamos la depreciación lineal para el Costo de Capital Fijo, considerando un Valor de Rescate de \$10000

CUADRO N° 18: Depreciación lineal para el costo de capital fijo

Fondos en MUS\$																	
	n =	15															
	año/ k	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
	FCI <sub>L</sub>	179															
Depreciación																	
Lineal	d <sub>k</sub>		11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30
	BV <sub>k</sub>	179	168.1	156.8	145.6	134.3	123.0	111.7	100.4	89.1	77.8	66.5	55.2	43.9	32.6	21.3	10.0
	Dep. acc		11.3	22.6	33.9	45.2	56.5	67.8	79.1	90.4	101.7	113.0	124.3	135.6	146.8	158.1	169.4

#### 11.4 EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD CON EFECTO DEL DINERO EN EL TIEMPO

MUS\$

Terreno  $L = 1.5$  Se consideró el valor del terreno en \$1500

Capital Fijo Total  $FCI_L = 179$

El Inicio de producción de la Planta es al final del año 0

Capital Trabajo 1 mes del costo de operación

Después de arranque de Planta

MUS\$/año

Ingresos por ventas 1 679

Costo Manufactura sin depreciación 1 555

Tasa impuesto renta  $i = 30\%$

Valor rescate Planta  $S = 10$

Tasa descuento  $i' = 10\%$

Se determinó el Flujo Neto de Fondos Económico (FNF) con la ecuación siguiente:

$$FNF_i = (ING_i - EG_i - D_i) - (ING_i - EG_i - D_i) \cdot (t) + D_i + VS_i - INV_i$$

Donde:

i: Año (0, 1, 2...15)

FNF: Flujo Neto de Fondos.

ING: Ingresos por ventas.

EG: Egresos.

D: Depreciación.

t: Tasa impositiva.

VS: Valor de Rescate.

INV: Inversión Total.

Se determinó el Valor Presente Neto (VPN) con la ecuación siguiente:

$$VPN_{0,TD} = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{(1+TD)^j}$$

Donde:

j: Año.

FNF: Flujo Neto de Fondos

TD: Tasa de Descuento.

Criterio: Si  $VPN > 0$  el proyecto es rentable.

Se determinó la Tasa Interna de Retorno (TIR) con la ecuación siguiente:

$$VPN_{0,TD} = 0 = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{(1+TIR)^j}$$

Donde:

j: Año.

FNF: Flujo Neto de Fondos.

TIR: Tasa Interna de Retorno.

Criterio: Si  $TIR > TD$  el proyecto es rentable.

En el cuadro N° 19 mostramos la evaluación de la rentabilidad con efecto del dinero en el tiempo

CUADRO N° 19: Evaluación de la Rentabilidad con efecto del dinero en el tiempo

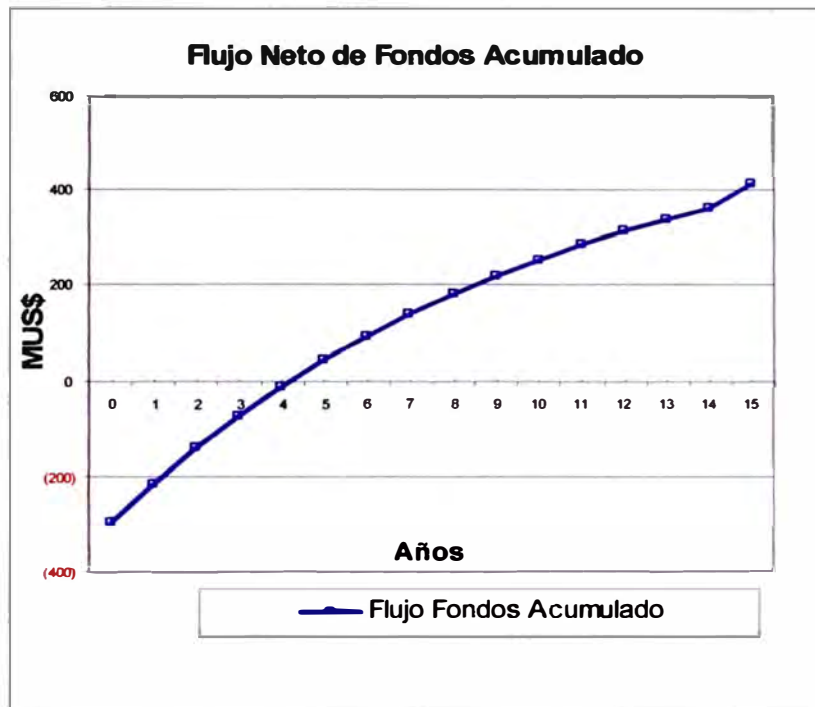
		Inicio Operaciones														
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
<b>MUSS</b>																
<b>Terreno</b>	(1.50)															1.50
<b>Inversión Capital Fijo</b>	(179)															10.00
<b>Inversión Capital Trabajo</b>	(118.0)															115.95
<b>Inversión Total</b>	(298.9)															127.45
<b>Ingresos</b>		1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679	1,679
<b>Egresos</b>		(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)	(1,555)
<b>Margen Bruto</b>		124	124	124	124	124	124	124	124	124	124	124	124	124	124	124
<b>Inversión Capital Fijo</b>	179															127.45
<b>Depreciación <math>d_t</math></b>	0.00	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30
		168.1	156.8	145.6	134.3	123.0	111.7	100.4	89.1	77.8	66.5	55.2	43.9	32.6	21.3	10.0

	$d_t$	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	(11.30)	
<b>Margen Antes Impuestos</b>		112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	112.3	
<b>Impuestos</b>	0.3	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	(33.7)	
<b>Margen Después Impuestos</b>		78.6	78.6	78.6	78.8	78.6	78.6	78.8	78.6	78.6	78.6	78.6	78.6	78.6	78.6	
<b>Depreciación</b>	$d_t$	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	11.30	
<b>Flujo Neto Fondos</b>	FNF (298.9)	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	69.9	217.4
<b>Flujo Neto Fondos Descontado</b>	FNFD (298.9)	81.7	74.3	67.5	61.4	55.8	50.7	46.1	41.9	38.1	34.7	31.5	28.6	26.0	23.7	52.0
<b>FNFD Acumulado</b>	(298.9)	(215.2)	(140.9)	(73.3)	(11.9)	43.9	94.6	140.8	182.7	220.8	255	287	318	342	365	417
																VPN
																VPN= \$417

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
<b>Flujo Neto Fondos</b>	FNF (298.9)	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	89.9	217.4
<b>Flujo Neto Fondos Descontado</b>	FNFD (298.9)	69.2	53.2	41.0	31.5	24.3	18.7	14.4	11.1	8.5	6.6	5.0	9.4	7.2	5.6	4.3
<b>FNFD Acumulado</b>	(298.9)	(227.7)	(174.5)	(133.5)	(101.9)	(77.7)	(59.0)	(44.6)	(33.6)	(25.0)	(16.5)	(13.4)	(4.1)	3.2	8.7	13.0
																VPN
<b>TIR (Excel)</b>	30%															

En el Gráfico N° 6 mostramos el flujo neto de fondos acumulado, donde podemos apreciar que el periodo de recupero es después de tres años de iniciado el proyecto.

GRAFICO N° 6: Flujo Neto de Fondos Acumulado





- El Periodo de Recupero es de cuatro años después de iniciado el proyecto.

## 12.2 RECOMENDACIONES

- El material recomendado para la durabilidad del tanque de metóxido de sodio debe ser de acero inoxidable.
- La bomba B5 se recomienda sea del tipo Desplazamiento positivo, debido a la viscosidad alta de la glicerina.
- Se recomienda utilizar la glicerina obtenida como combustible en los calderos, ya que es una glicerina con restos de Biodiesel y metanol. Para otros usos como farmacéuticos será necesario refinar la glicerina a purezas de 99%.
- Se recomienda utilizar equipos de protección personal para el manipuleo de los insumos químicos como el metanol y soda cáustica. El personal debe ser capacitado en el Manejo de Productos Peligrosos.
- No se analizó la red contra incendio, pero será necesario contar con Sistema completo Contra Incendio, por los materiales inflamables que se tiene en la planta.
- Las instalaciones de la Planta deben ser ventiladas y abiertas, ya que los vapores de metanol son mas pesados que el aire y pueden concentrarse en los lugares cerrados ocasionando un riesgo para la salud y la seguridad.
- Se recomienda que el Estado Peruano proteja e impulse a las empresas nacionales productoras de Biodiesel evitando que ingresen al mercado nacional biodiesel subsidiado del extranjero.

## 12. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 12.1 CONCLUSIONES

- De los ensayos experimentales desarrollados se determinó que el porcentaje de metanol requerido para una reacción completa es de 23 % en peso como mínimo con respecto al aceite.
- Se determinó que para que haya una buena conversión la cantidad de catalizador (hidróxido de sodio) es de 0.5 % en peso con respecto al aceite. Un exceso conduciría a la producción de jabones.
- La temperatura ideal para una buena reacción de transesterificación es de 60 °C.
- Para eliminar los jabones que se han formado se requiere de dos lavados con agua al biodiesel, en un porcentaje de agua respecto del biodiesel de 23% en peso.
- El tiempo de secado del biodiesel para obtener una humedad según lo requerido por la NTP es de 45 minutos.
- El Punto Nube del Biodiesel de aceite de Palma es alrededor de 16 °C, pero en las mezclas de 2% ó 5 % con el diesel (Ley N° 28054 Promoción del mercado de Biocombustibles) el valor del Punto Nube de la mezcla quedara determinada por la del diesel.
- De acuerdo al Costo de Manufactura la Ganancia Neta después de impuestos es de 74 000 dólares al año, siendo positivo para la recuperación de la inversión.
- El Valor Presente Neto para el proyecto es de 417 000 dólares lo cual lo hace un proyecto rentable.
- La Tasa Interna de retorno del proyecto es de 30%.

### 13. BIBLIOGRAFÍA

- 13.1 Wade, Química Orgánica, Mc Graw Hill, México, 2000, Pág. 1011
- 13.2 Bernardini, Tecnología de aceites y grasas, Alambra S.A., España, 1986, Pág. 250.
- 13.3 Curso teórico-practico de producción de Biodiesel a pequeña escala, UNALM.
- 13.4 Plan Nacional de Promoción de la Palma aceitera Perú 2000-2010, Unidad de desarrollo de la amazonía, Ministerio de Agricultura.
- 13.5 Ulrich, Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química, Mc Graw Hill, México, 1993, Pág. 358
- 13.6 McCabe – Smith, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, Mc Graw Hill, España, 1991, Páginas. 197 y 245.
- 13.7 Castro – Coello, Opciones para la Producción y Uso del biodiesel en el Perú, Soluciones Prácticas ITDG, Perú, 2007, Pág. 125.
- 13.8 [http:// www.webbook.nist.gov](http://www.webbook.nist.gov), Propiedades termodinámicas.
- 13.9 Darnoko y Cheryan, Kinetics of Palm Oil Tranesterification in a Batch Reactor, JAOCS 77, 2000, Pág. 1263 - 1267.

13.10 Reglamento de Seguridad para el Almacenamiento de Hidrocarburos D.S. N° 052-93-EM

13.11 Srivastava A, Prasad R. Triglycerides-based diesel fuels  
Pág. : 111-133.

13.12 Kinetics of Transesterification of Soybean Oil, H. Nouredini\*  
and D. Zhu

## ANEXOS

### Anexo A.

#### **Historia de la Palma aceitera en el Perú**

El interés por la Palma Aceitera en el Perú, data desde 1969 cuando a solicitud del gobierno peruano, llega a nuestro país la Misión Técnica del Institut de Recherches pour les Huiles et Oleagineux – IRHO de Francia, con el objetivo de evaluar e informar respecto de las posibilidades de establecer dicho cultivo en el Perú. Los resultados de dicha evaluación concluyeron que la amazonía peruana reúne las condiciones agro climáticas adecuadas para el desarrollo de la palma aceitera. Desde entonces, se llevaron adelante cuatro experiencias de palma: dos de origen estatal, una privada y, la más reciente, sobre la base de pequeños Palmicultores Asociados.

La primera experiencia, ocurre en el marco del proyecto de colonización de Tingo María-Tocache-Campanilla, cuando a partir de una plantación piloto, se crea en la provincia de Tocache - departamento de San Martín, - la Empresa para el Desarrollo y Explotación de la Palma Aceitera Sociedad Anónima – EMDEPALMA S.A., de propiedad del Estado. Sus operaciones se inician en 1973 llegando a sembrar, hasta 1980, un total de 5,273 hectáreas. La producción industrial de EMDEPALMA S.A. comienza en 1976 con la instalación de una planta extractora con capacidad para procesar 20 TM de racimos por hora, implementada en dos etapas de 10 TM cada una. EMDEPALMA S.A., se torna en una empresa exitosa llegando a registrar en 1980 una producción de 5,100 TM de aceite crudo; sin embargo, a mediados de esa década EMDEPALMA ingresa a un período de crisis administrativa y financiera provocada inicialmente por la escasez y el aumento de los costos de mano de obra por cuanto era absorbida y mejor remunerada en las actividades relacionadas con el narcotráfico, así como también, por el aumento de los gastos

administrativos provocado por una excesiva burocracia que caracterizó a las empresas del Estado por ese entonces. Esta situación se vió agravada por las acciones del terrorismo que elevaron significativamente los gastos operativos de la empresa. EMDEPALMA S.A. suspendió sus operaciones en los primeros años de la década del noventa cuando el gobierno decide, mediante Resolución Suprema No. 404-93-PCM de fecha 8 de septiembre de 1993, incorporarla al proceso de privatización de Empresas del Estado. Durante el proceso de liquidación de la misma, los beneficios sociales de sus trabajadores, representados hoy por la Asociación Central de Palmicultores de Tocache – ACEPAT, fueron cancelados con la entrega de 2,809 hectáreas de cultivo, además de viviendas en los campamentos, maquinarias y herramientas; otras 1,233 hectáreas fueron vendidas a pequeñas empresas particulares y un total de 1,397 hectáreas que no pudieron ser vendidas fueron transferidas al Ministerio de Agricultura.

Dado los buenos resultados obtenidos por EMDEPALMA en sus primeros años de operación, capitales privados constituyen, en 1979, Palmas del Espino S.A. de propiedad del grupo Romero, ubicada también en la provincia de Tocache. Las primeras obras de movimiento de tierras comenzaron en abril de 1981 y hasta la fecha se han instalado 11,114 hectáreas, de las cuales 8,218 hectáreas se encuentran en producción y 2,926 hectáreas en crecimiento. Industrias del Espino S.A. procesa toda la producción obtenida de estas plantaciones conformando el complejo agroindustrial más moderno y exitoso del país.

Más adelante, a principios de La década del 80, en el departamento de Loreto se inicia el segundo proyecto estatal de palma aceitera. En el marco del Convenio de Cooperación Técnico Económico suscrito en julio de 1981 entre la Corporación de Desarrollo de Loreto y EMDEPALMA S.A., localizándose 10,600 hectáreas aptas para el desarrollo de la palma aceitera en la zona del río Manití - Quebrada de Paparo en la provincia de Maynas. Con este proyecto, se Lograron instalar 702 hectáreas y, en enero de 1989, se constituye la empresa CORDEPALMA S.A., La misma que en

marzo de 1990, se transforma en la Empresa Regional de Palma Aceitera - EMREPALMA S.A., la cual no tendría mucho tiempo de vida por cuanto, al igual que EMDEPALMA, sería incorporada en el programa de privatizaciones de empresas del Estado. Luego de algunos intentos por privatizarla entre 1993 y 1994, EMREPALMA fue disuelta procediéndose a su liquidación.

Mientras tanto, paralelamente a La creación de EMREPALMA S.A., en la provincia Coronel Portillo en el departamento de Ucayali, Las Sociedades Agrícolas de Interés Social - SAIS Pachacútec y SAIS Pampa (empresa de La SAIS Túpac Amaru) inician a partir de 1988.

Con fondos provenientes de Las Naciones Unidas, el Fondo Contravalor Perú-Canadá y con el apoyo decidido del Gobierno Regional de Ucayali y la Dirección Regional Agraria, se inicia a partir de 1991 un nuevo proyecto agroindustrial de palma aceitera que contempla un área agrícola de 1,300 hectáreas, a cargo del Comité Central de Palmicultores de Ucayali – COCEPU así como también la inauguración de una planta extractora en Neshuya, administrada por la empresa Oleaginosas Amazónicas S.A. OLAMSA de propiedad del COCEPU. Este proyecto constituye un núcleo de los varios que está impulsando el Programa de las Naciones Unidas para la Fiscalización Internacional de Drogas-PNUFID, como los proyectados para la zona de Aguaytía, en este mismo departamento, y en el distrito de Pongo de Caynarachi en el departamento de San Martín.

Anexo B.

**Tecnologías de Proceso de obtención de Biodiesel**

Proceso / Compuesto	Transesterificación alcalina (1)	Esterificación ácida y transesterificación alcalina (2)	Transesterificación alcalina con etanol (3)	Transesterificación enzimática (4)	Transesterificación con catalizador heterogéneo (5)	Transesterificación Super-crítica (6)	Transesterificación supercrítica con co-solvente (7)
Alcohol	Metanol	Metanol	Etanol	Metanol	Metanol	Metanol	Metanol
Catalizador	NaOH, KOH ó metilato de sodio	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> y NaOH, KOH ó metilato de sodio	NaOH, KOH ó metilato de sodio	Lipasas	Óxido de zinc y aluminio	-	-
Razón molar alcohol: aceite	6:1	30-50:1 (esterif.) 6:1 (transesterif)	9:1 - 12:1	4:1	* n/d	42:1	24:1



Proceso / Compuesto	Transesterificación alcalina (1)	Esterificación ácida y transesterificación alcalina (2)	Transesterificación alcalina con etanol (3)	Transesterificación enzimática (4)	Transesterificación con catalizador heterogéneo (5)	Transesterificación Super-crítica (6)	Transesterificación super-crítica con cosolvente (7)
Temperatura (°C)	50-80	130 50-80	30-70	30-40	*n/d	320	280
Presión (bar)	1	8 1	1	1	*n/d	400	128
Tiempo de reacción (min.)	60-120	60+60	60	720	*n/d	5-15	5-15
Sensibilidad a presencia de agua	Sí	Sí	Alta	No	*n/d	No	No
Sensibilidad a ácidos grasos libres	Sí	No	Sí	No	*n/d	No	No

Pretrata- miento requerido	Neutralización del aceite	Esterificación ácida es pretratami- ento	Neutralización y secado de aceite	No	No	No	No
Remoción de Catalizador	Neutralización y lavado con agua	Neutralización y lavado con agua	Neutralización y lavado con agua	Filtrado	Filtrado	No necesaria	No necesaria
Remoción de jabones	Lavado con agua	Lavado con agua	Lavado con agua	No necesaria	No necesaria	No necesaria	No necesaria
Rendimiento en Biodiesel	96%	97%	95%	95%	98%		98%
Calidad de glicerol	Baja	Baja	Baja	Alta	Alta (98% de pureza)	Alta (96,4% de pureza)	Alta (96,4% de pureza)

Efluentes	Alcalinos-jabonosos	Ácidos y alcalinos-jabonosos	Alcalinos-jabonosos	No hay	No hay	Agua de refrigeración	Agua de refrigeración
Otros	Limitado a aceites de buena calidad. Rendimiento se puede mejorar realizándolo en 2 etapas.	Se requiere equipos resistentes a ácido sulfúrico (caros).	Limitado a aceites de muy buena calidad y etanol anhidro.	Se necesitan cosolventes. Enzimas son caras. Separación por centrifugación.	Proceso en dos etapas	Altos costos de inversión y Operación, compensados por menor pre- y post-tratamiento	Requiere cosolvente: Propano. Altos costos compensados por menor pre- y post-tratamiento.

\* n/d: No determinado

## Anexo C

**Insumos**

Los insumos a utilizar son los siguientes:

## 1.- Metanol al 99.0 %

Estado físico (a 15°C y 1 atm):	Líquido.
Punto de ebullición:	64.7 °C
Punto de fusión:	- 97.7 °C
Inflamabilidad:	Líquido inflamable
Flash point:	11 °C
Presión de vapor:	17 kPa a 25 °C
Densidad/Gravedad Específica:	0.792 a 20 °C
Solubilidad en agua:	Soluble en todas proporciones
Comportamiento en agua:	Por ser más ligero que el agua tiende a flotar en la superficie y a mezclarse. No reacciona con el agua.
Comportamiento en el aire:	Sus vapores forman mezclas explosivas con el aire y son ligeramente mas pesados que éste.

## 2.- Hidróxido de Sodio al 98 %

Estado físico (a 25°C y 1 atm):	Sólido.
Punto de ebullición:	1390 °C
Punto de fusión:	323 °C
Inflamabilidad:	Líquido inflamable
Flash point:	11 °C
Presión de vapor:	a 20 °C: < 0,001 bar.
Densidad/Gravedad Específica:	2100 kg/m <sup>3</sup> ; a 20 °C
Solubilidad en agua:	Soluble en todas proporciones
Comportamiento en agua:	Reacciona con el agua violentamente desprendiendo calor.
Comportamiento en el aire:	Absorbe la humedad de la atmósfera, es altamente higroscópica.

**3.- Acido sulfúrico al 98 %**

<b>Estado físico (a 25°C y 1 atm):</b>	Líquido
<b>Punto de ebullición:</b>	338 °C °C
<b>Punto de fusión:</b>	-40 °C para una concentración de 65,13%.
<b>Inflamabilidad:</b>	Líquido inflamable
<b>Flash point:</b>	11 °C
<b>Presión de vapor:</b>	17 kPa a 25 °C
<b>Densidad/Gravedad Específica:</b>	1,84 g/cm. a 20 °C
<b>Solubilidad en agua:</b>	Soluble en todas proporciones
<b>Comportamiento en agua:</b>	Reacciona con el agua violentamente desprendiendo calor.

## Anexo D

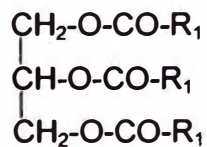
**Cálculos de Peso Molecular del Triglicérido (Aceite)**

La molécula de aceite resulta de la unión de tres moléculas de Ácidos Grasos con una molécula de Glicerol.

Acido Graso	Peso Molecular(PM)	Porcentaje en el aceite (%)	PM*%
Acido Láurico	200	0.1993	0.40
Acido Mirístico	228	0.5933	1.35
Acido Palmítico	256	41.2767	105.67
Acido Palmitoleico	254	0.0652	0.17
Acido Margárico	270	0.0714	0.19
Acido Esteárico	284	5.4789	15.56
Acido Oleico	282	42.1138	118.76
Acido Linoleico	280	9.628	26.96
Acido Linolénico	278	0.325	0.90
Acido Gadoleico	310	0.2484	0.77
Peso Molecular Promedio			<b>269.7</b>

Peso Molecular (PM) del Glicerol = 94

Peso Molecular Promedio del Acido Graso de palma = 269.7



El Peso Molecular Triglicérido (Aceite) resultante es de 847 g/mol

**Anexo E****Equipos de Laboratorio**

- Agitador.
- Vaso de precipitado de 500 ml .
- Embudo de separación.
- Termómetro.
- Plancha de calentamiento
- Cromatógrafos de gases
- Headspace
- Titulador Karl Fisher
- Espectrofotómetro UV- visible
- Equipo Rancimat.
- Balanza analítica
- Picnómetro
- pHmetro.
- Mufia
- Buretas

## Anexo F

## Corridas experimentales

## 1. Corrida Experimental N° 1

Etapa / Insumo/ Variable	Aceite de palma (g)	Metanol (g)	NaOH (g)	Temp. metilato de sodio (°C)	Temp. de reacción (°C)	Tiempo (horas)	Observaciones
Reacción Transesterificación 1	300	34	1.2	30	58	0.5	Se apreció un cambio de coloración (rojiza) a los 5 minutos de agitación, debido a la reacción que esta ocurriendo.
Decantación 1	-	-	-	-	-	2	Por decantación se produjo la separación metilester - glicerina. Se retiró la glicerina El metilester se solidificó (color marrón claro).
Reacción Transesterificación 2	-	24	0.6	30	60	0.5	Se hizo reaccionar el metilester solidificado calentándolo y agregando metanol en exceso (70 % mas). Se agregó un 50 % mas de NaOH. Se aumentó en 2°C mas la temp. de reacción. Hubo un cambio de coloración en los primeros minutos
Decantación 2	-	-	-	-	-	2	Por decantación la glicerina se separó del metilester.
Etapa / Producto/ Variable	Biodiesel (gramos)		Agua (gramos)		Decantación (horas)		Observaciones
Lavado 1	214.78		50		1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando un color blanco debido a presencia de jabones.
Lavado 2	214.78		50		1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando esta vez el agua un color transparente.
Etapa / Variable	Temperatura (°C)			Tiempo de secado (Horas)		Observaciones	
Secado 1	105			0.25		Se calentó el metilester para eliminar la humedad. Se observó un burbujeo debido a la evaporación del agua presente. Después del secado del metilester se obtuvo una humedad de 0.086%	
Secado 2	110			0.25		Por la humedad alta del metilester se volvió a secar y se obtuvo una humedad de 0.031%	

## Corrida experimental N° 1: Correctivos por Introducir

- Se necesita agregar un exceso de metanol para tener una reacción completa, debido a su fácil evaporación.
- Se necesita realizar más de un lavado para remover en su totalidad los jabones formados.



- Se requiere un tiempo de secado de 30 minutos a 110 °C.

## 2. Corrida Experimental N°2

Etapa \ Insumo/ Variable	Aceite de palma (g)	Metanol (g)	NaOH (g)	Temp. metilato de sodio (°C)	Temp. de reacción (°C)	Tiempo (horas)	Observaciones
Reacción Transesterificación 1	300	54	1.5	30	60	0.5	Se apreció un cambio de coloración a los 5 minutos de agitación, debido a la reacción que está ocurriendo.
Decantación 1	-	-	-	-	-	2	Por decantación se produjo la separación metilester - glicerina. Se retiró la glicerina. El metilester se solidificó al día siguiente (color marrón claro).
Reacción Transesterificación 2	-	10	-	30	60	0.25	Hubo un cambio de coloración en los primeros minutos. Se observó una decantación de la glicerina.
Decantación 2	-	-	-	-	-	2	Por decantación la glicerina se separó del metilester.
Etapa \ Producto/ Variable	Biodiesel (gramos)	Agua (gramos)	Decantación (horas)		Observaciones		
Lavado 1	268	62	1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando un color blanco debido a presencia de jabones.		
Lavado 2	268	62	1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando esta vez el agua un color transparente.		
Etapa \ Variable	Temperatura (°C)		Tiempo de secado (Horas)			Observaciones	
Secado 1	110		0.25			Se calentó el metilester para eliminar la humedad. Se observó un burbujeo debido a la evaporación del agua remanente. Después del secado del metilester se obtuvo una humedad de 0.18%.	
Secado 2	110		0.25			Por la humedad alta del metilester se volvió a secar y se obtuvo una humedad de 0.035%.	

### Corrida Experimental N° 2: Correctivos por Introducir

- Se necesita un exceso de metanol para tener una reacción completa.

- Se requiere un tiempo de secado de 30 minutos a 110°C.

### 3. Corrida Experimental N°3

Etapa \ Insumo/ Variable	Aceite de palma (g)	Metanol (g)	NaOH (g)	Temp. metilato de sodio (°C)	Temp. de reacción (°C)	Tiempo (horas)	Observaciones
Transesterificación	300	69	1.5	40	60	0.5	Se apreció un cambio de coloración (rojiza) a los 5 minutos de agitación, debido a la reacción que esta ocurriendo. En esta corrida no se solidificó el producto al día siguiente, por lo que no fue necesario reaccionar de nuevo.
Decantación	-	-	-	-	-	2	Se notó una rápida separación metilester - glicerina. Se retiró la glicerina
Etapa \ Producto/ Variable	Biodiesel (gramos)		Agua (gramos)		Decantación (horas)		Observaciones
Lavado 1	291.5		67		1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando un color transparente, pero al analizar el biodiesel este presento jabón en una cantidad considerable.
Lavado 2	291.5		67		1		Se agregó agua y se agitó, se separó la solución acuosa presentando esta vez el agua un color transparente.
Etapa \ Variable	Temperatura (°C)			Tiempo de secado(Horas)		Observaciones	
Secado	110			0.75		Se calentó el metilester para eliminar la humedad. Se observó un burbujeo debido a la evaporación del agua remanente. Después del secado del metilester se obtuvo una humedad de 0.04%.	

## Anexo G

**Especificaciones del Biodiesel (B100)**

Propiedad	Método de Ensayo (a)	Biodiesel B100	Unidades
Contenido de calcio y magnesio, combinado	EN 14538	5 Máx.	ppm ( $\mu\text{g} / \text{g}$ )
Punto de inflamación. (Copa cerrada)	ASTM D 93	93.0 mín.	$^{\circ}\text{C}$
Control de Alcohol Uno de los siguientes debe ser cumplido: 1. Contenido de metanol 2. Punto de inflamación	EN 14110 D 93	0.2 Máx. 130.0 mín.	% volumen $^{\circ}\text{C}$
Agua y sedimento	ASTM D 2709	0.050 Máx.	% volumen
Viscosidad cinemática a 40 $^{\circ}\text{C}$	ASTM D 445	1.9 – 6.0 (b)	$\text{mm}^2/\text{s}$
Ceniza sulfatada	ASTM D 874	0.020 Máx.	% masa
Azufre (c)	ASTM D 5453	0.0015 Máx. (15)	% masa (ppm)
Corrosión a la lámina de cobre	ASTM D 130	N $^{\circ}$ 1	
Número Cetano	ASTM D 613	47 mín.	
Punto nube	ASTM D 2500	Reportar (d)	$^{\circ}\text{C}$
Residuo de carbón (e)	ASTM D 4530	0.050 Máx.	% masa
Número acidez	ASTM D 664	0.50 Máx.	Mg KOH / g
Glicerina libre	ASTM D 6584	0.020 Máx.	% masa
Glicerina total	ASTM D 6584	0.240 Máx.	% masa
Contenido de fósforo	ASTM D 4951	0.001 Máx	% masa
Temperatura de destilación. Temperatura del 90% de recuperado equivalente a presión atmosférica.	ASTM D 1160	360 Máx.	$^{\circ}\text{C}$
Contenido de sodio y potasio, combinado	EN 14538	5 Máx.	ppm ( $\mu\text{g} / \text{g}$ )
Estabilidad a la oxidación	EN 14112	3 mín.	horas

Fuente: NTP Biodiesel 321.125

## Anexo H

**Cálculos de Rendimiento e Insumos**

De los datos de la corrida comprobatoria se obtiene el rendimiento y las cantidades de insumos para la producción de Biodiesel.

Aceite = 300 g

Metanol = 69 g

Hidróxido de sodio = 1.5 g

Agua de Lavado = 67 g

Biodiesel Obtenido = 291 g

$$\text{Rendimiento} = \frac{\text{Aceite} * 100}{\text{Biodiesel Obtenido}} = 97.0 \%$$

$$\% \text{ Metanol} = \frac{\text{Metanol} * 100}{\text{Aceite}} = 23.0 \%$$

$$\text{Metanol Requerido} = 23 \% (4.12 \text{ TM Aceite}) = 0.95 \text{ TM/día}$$

$$\% \text{ Hidróxido de Sodio} = \frac{\text{Hidróxido de Sodio} * 100}{\text{Aceite}} = 0.50 \%$$

$$\text{Hidróxido de Sodio Requerido} = 0.50\% (4.12 \text{ TM Aceite}) = 20.6 \text{ Kg/día}$$

$$\% \text{ Agua de lavado} = \frac{\text{Agua de lavado} * 100}{\text{Biodiesel}} = 23.0 \%$$

$$\% \text{ Agua de lavado} = 23.0 \% (4.0 \text{ TM Biodiesel}) = 0.92 \text{ TM/día}$$

## Anexo I

## Modelos de Reactores


**BIOFUELS S.A.  
(Argentina)**

- Producen entre 200 y 800 L/24 horas.
- Trabajan a una presión de 1.5 atm.
- Temperatura en el proceso 90 °C
- No lavan el biodiesel.
- El metóxido es mezclado en el mismo reactor


**Olympia green fuels  
(USA)**
**Pelly Model A**

Este reactor puede convertir hasta 2000 galones de aceite en biodiesel en 8 horas promedio. Con batch de 400 galones cada 45 minutos.



### AGERATEC CARRYON (Suecia)

- Consumo de energía 0.060 kW/L
- Acero Inoxidable.
- Cada batch demora 48 horas en completarse.
- El metóxido se hace en un tanque independiente
- esta empresa produce reactores con capacidades desde 400 hasta 30000 litros.

Modelo P400

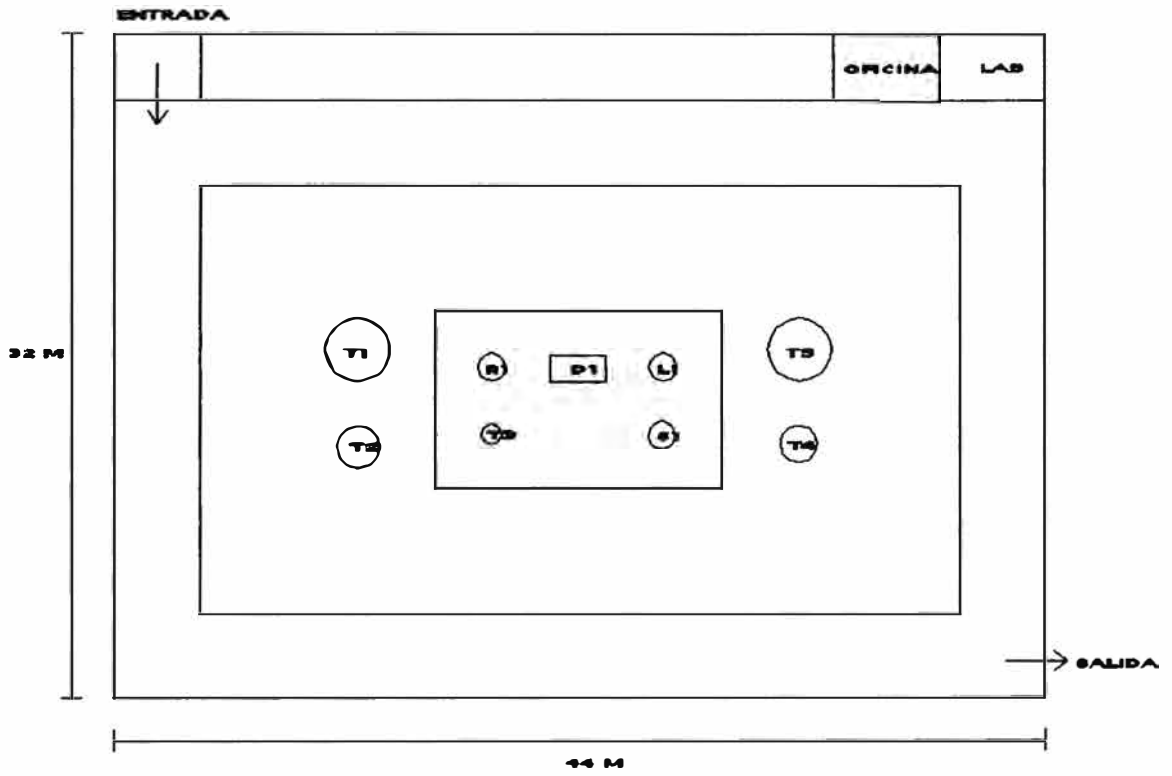


### ABATEC S.A. (Argentina)

- Producción 200 L/Batch.
- Consumo eléctrico de 6 – 7 kwh
- Trabajan con aire comprimido.
- Presión de trabajo 2.5 bar.
- Altas temperaturas.
- El Biodiesel no se lava.

Anexo J

Plano de Distribución de la Planta



## Anexo K

**Cálculos para los Diseños de Equipos**

## 1.- BOMBAS

- Ecuación de balance de energía

$$H_b = (P_1 - P_2) + (V_1^2/2g - V_2^2/2g) + (Z_1 - Z_2) + \sum H_f \quad \text{Ecuación N° 1}$$

Donde:

$H_b$  = Head de la bomba

$P$  = presión

$V$  = velocidad lineal del fluido

$Z$  = altura estática

$H_f$  = Pérdidas por fricción

- Pérdidas por fricción ( $H_f$ ) para tuberías

$$H_f = J \cdot L \quad \text{Ecuación N° 2}$$

Donde:

$J$  = Pérdidas de carga por cada metro de tubería, expresada en metros.

$L$  = Longitud de la cañería de conducción, en metros.

Puede calcularse utilizando la ecuación de Hazen y Williams

$$J = \frac{Q^{1.85}}{(0.28 \cdot C)^{1.85} \cdot d^{4.86}} \quad \text{Ecuación N° 3}$$

Donde:

$Q$  = Caudal a transportar (m<sup>3</sup>/s).

$d$  = Diámetro interior de la tubería (m).

$C$  = Coeficiente de rugosidad de Hazen y Williams.

Coeficiente de rugosidad de Hazen-Williams para el Acero al carbono es 140.



- Pérdidas Singulares (Hs)

Las pérdidas singulares o menores, son pérdidas de energía que se producen por la instalación de accesorios, tales como llaves, codos, válvulas, manómetros, etc.,

$$H_s = \sum(K \cdot V^2 / 2 \cdot g) \quad \text{Ecuación N° 4}$$

Donde:

Hs = Pérdidas singulares o menores (m).

V = Velocidad de circulación (m/s).

g = Aceleración de gravedad (9,8 m/s<sup>2</sup>).

K = Constante adimensional de coeficiente de resistencia que depende de los accesorios que se contemplan en el diseño.

Accesorio	Constante K
Codo 90°	0.90
Válvula de globo abierta	10.00
Válvula de no retorno	2.50

- Caudal (Q)

$$Q = V \cdot A \quad \text{Ecuación N° 5}$$

Donde:

V= velocidad

A= área

- Potencia de la bomba ( P ):

Potencia entregada por el motor al eje de la bomba.

$$P = \frac{Q \cdot H_b \cdot S}{75 \cdot \eta} \quad \text{Ecuación N° 6}$$

P: Potencia (HP)

Q: Caudal (l/s)

H<sub>b</sub>: Head (m)

S: Gravedad específica

η: Eficiencia ( % )

- Bomba P1

La bomba P1 nos servirá para recircular el tanque T1 y enviar el aceite al reactor R1.

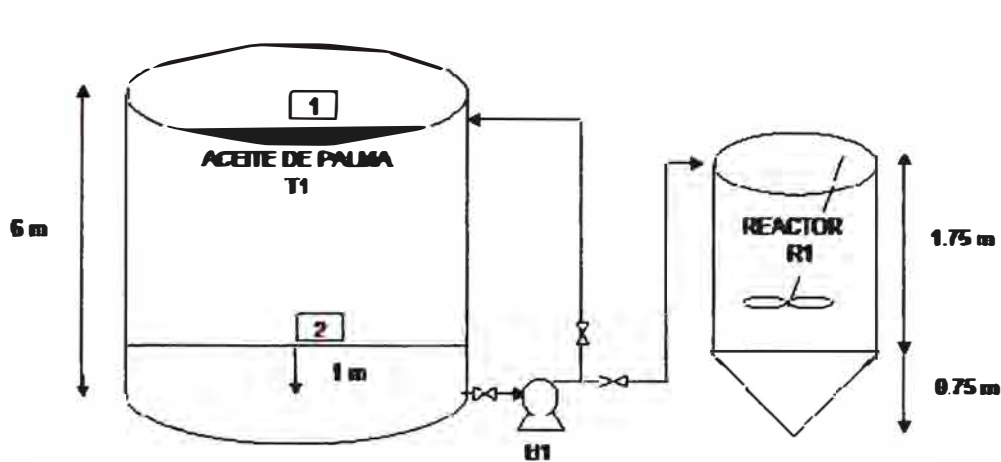


Gráfico N° 4: Balance de energía de la bomba N° 1

El balance se realizó para la situación más crítica, esto es la recirculación del aceite.

$$H_b = (P_1 - P_2) + (V_1^2/2g - V_2^2/2g) + (Z_1 - Z_2) + \sum H_f$$

Asumiendo presiones atmosféricas y velocidades iguales en el sistema la fórmula queda reducida:

$$H_b = (Z_1 - Z_2) + \sum H_f$$

$$Z_1 - Z_2 = 5 \text{ m}$$

$$\sum H_f = J \cdot L + \sum (K \cdot V^2/2 \cdot g)$$

Se determina un caudal de 9.2 m<sup>3</sup>/h para esta parte del proceso.

Se seleccionó un diámetro de tubería de 2 pulgadas.

$$J = \frac{Q^{1.85}}{(0.28 \cdot C)^{1.85} \cdot d^{4.86}}$$

$$J = \frac{0.00255^{1.85}}{(0.28 \cdot 140)^{1.85} \cdot 0.05^{4.86}}$$

$$J = 0.038$$

$$J \cdot L = 0.038 \cdot 12$$

$$J \cdot L = 0.456 \text{ m}$$

$$V = Q / (\pi \cdot d^2 / 4)$$

$$V = 1.26 \text{ m/s}$$

$$\sum(K \cdot V^2 / 2 \cdot g) = 2 \cdot (0.90 \cdot 1.26^2 / 2 \cdot 9.81) + 2 \cdot (10 \cdot 1.26^2 / 2 \cdot 9.81) + 2.50 \cdot 1.26^2 / 2 \cdot 9.81$$

$$\sum(K \cdot V^2 / 2 \cdot g) = 1.95 \text{ m}$$

$$\sum H_f = J \cdot L + \sum(K \cdot V^2 / 2 \cdot g)$$

$$\sum H_f = 0.456 \text{ m} + 1.95 \text{ m}$$

$$\sum H_f = 2.4 \text{ m}$$

$$H_b = (Z_1 - Z_2) + \sum H_f$$

$$H_b = 5 \text{ m} + 2.4 \text{ m}$$

$$H_b = 7.4 \text{ m}$$

$$P = \frac{Q \cdot H_b \cdot S}{75 \cdot \eta}$$

$$P = \frac{2.6 \cdot 7.4 \cdot 0.9}{75 \cdot 0.60}$$

$$P = 0.39 \text{ HP}$$

Siguiendo los pasos anteriores se determinó la potencia de las demás bombas.

## 2.- MOTOR DEL AGITADOR

Se tomaron las siguientes consideraciones para el diseño del motor del agitador del reactor R1:

- Tanque con cuatro placas deflectoras verticales.
- Agitador de paletas de 0.64 m de diámetro (Da) y 0.125 m de ancho
- Densidad ( $\rho$ ) y viscosidad ( $\mu$ ) del fluido como un promedio ponderado de la mezcla biodiesel - glicerina, son  $910 \text{ kg/m}^3$  y  $12.65 \text{ cPo}$  respectivamente.
- Revoluciones por minuto del agitador (n) a 90 RPM

La potencia (P) se halló con la ecuación N° 9.20 del libro Operaciones Unitarias en Ingeniería Química de Mc Cabe

$$P = \frac{N_p \cdot n^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g_c}$$

Donde:

$N_p$ : Número de Potencia

$n$ : RPM

$D_a$ : Diámetro de la paleta

$\rho$ : Densidad del fluido

$g_c$ : Constante adimensional  $32.17 \text{ pies/s}^2$

El Número de Potencia ( $N_p$ ) se calcula a partir del Número de Reynolds ( $N_{Re}$ ) y la figura 9.13 del libro Operaciones Unitarias en Ingeniería Química de Mc Cabe .

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$$

Donde:

$\mu$  : viscosidad del fluido

$$N_{Re} = 27\,826$$

$$N_p = 6$$

$$P = 0.60 \text{ kW}$$

### 3.- INTERCAMBIADOR DE CALOR

Heurísticas tomadas para el diseño de intercambiadores de calor

#### INTERCAMBIADOR CORAZA Y TUBOS

Área Máxima (m<sup>2</sup>)

Presión máxima de operación en unidades comunes (bar.)

Caída de presión

Fluido caliente Biodiesel: 4453 Kg/h a 110 °C

Fluido enfriado Biodiesel: 4453 Kg/h a 55 °C

Fluido frío agua: 13359 Kg/h a 28°C

Fluido calentado agua: 13359 Kg/h a 60 °C

Del Balance de Energía: Calor Transferido = U\*MLTD\*Área

$$Q = M \cdot (H_{out} - H_{in}) = 13359 \text{ kg/h} \cdot (59.97 - 28.05) \text{ kcal/kg}$$

$$Q = 426419 \text{ kcal /h}$$

### DIMENSIONAMIENTO

Calor transferido = 426419 kcal /h

U = 280 J/m<sup>2</sup> \*s\*K ... tabla 4-15 Ulrich

$$MLTD = \left( \frac{(T_{in} - T_{outr}) - (T_{out} - T_{inr})}{\ln \left( \frac{(T_{in} - T_{outr})}{(T_{out} - T_{inr})} \right)} \right)$$

$$MLTD = 310 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Se Obtiene

$$A = \frac{Q}{U \cdot MLTD}$$

$$A = \frac{426419}{280 \cdot 310}$$

$$A = 5.7 \text{ m}^2$$