

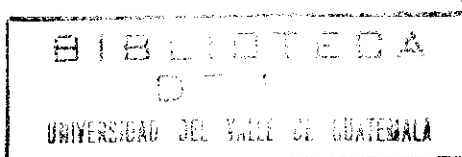
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ciencias y Humanidades

Departamento de Ingeniería Química

DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA SINTESIS DE
ESTERES METILICOS EN UNA INDUSTRIA DE ALCOHOLES
GRASOS SATURADOS

FELIX CONSTANTINO BUSTAMANTE BARBERENA

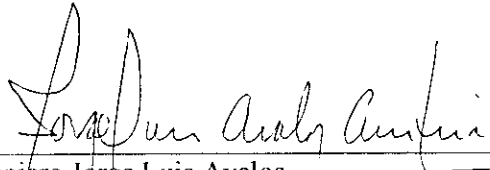


Trabajo de graduación presentado para optar al grado académico de
Licenciatura en Ingeniería Química.

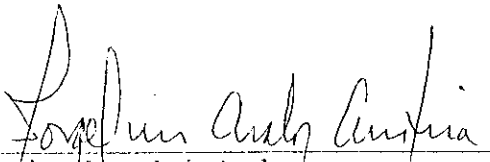
Guatemala.

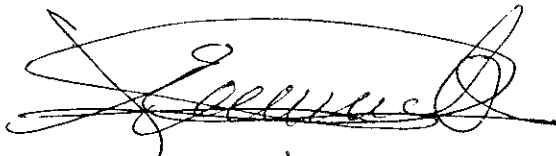
2,000.

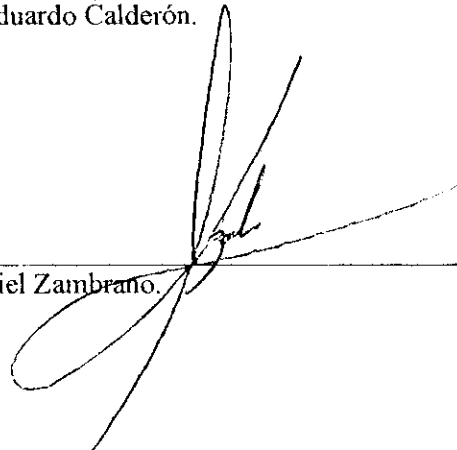
Vo. Bo.:

(f) 
Ingeniero Jorge Luis Avalos.
Asesor.

Tribunal:

(f) 
Ingeniero Jorge Luis Avalos

(f) 
Ingeniero José Eduardo Calderón.

(f) 
Ingeniero Gamaliel Zambrano.

Fecha de aprobación: 18 de Mayo de 2,000.

A mis padres:
Carlos Alberto Bustamante Rosales
Vilma del Carmen Barberena de Bustamante.

A mis hermanos:
Carlos José
Gerardo Adolfo y
Karla Eugenia.

LISTA DE DIAGRAMAS DE FLUJO

Diagrama	Página	
M	Proceso de metanólisis del aceite de palma africana RBD sin winterizar	37
N	Distribución de la planta piloto	38
R	Tratamiento de los desechos para la planta piloto	50

LISTA DE ECUACIONES

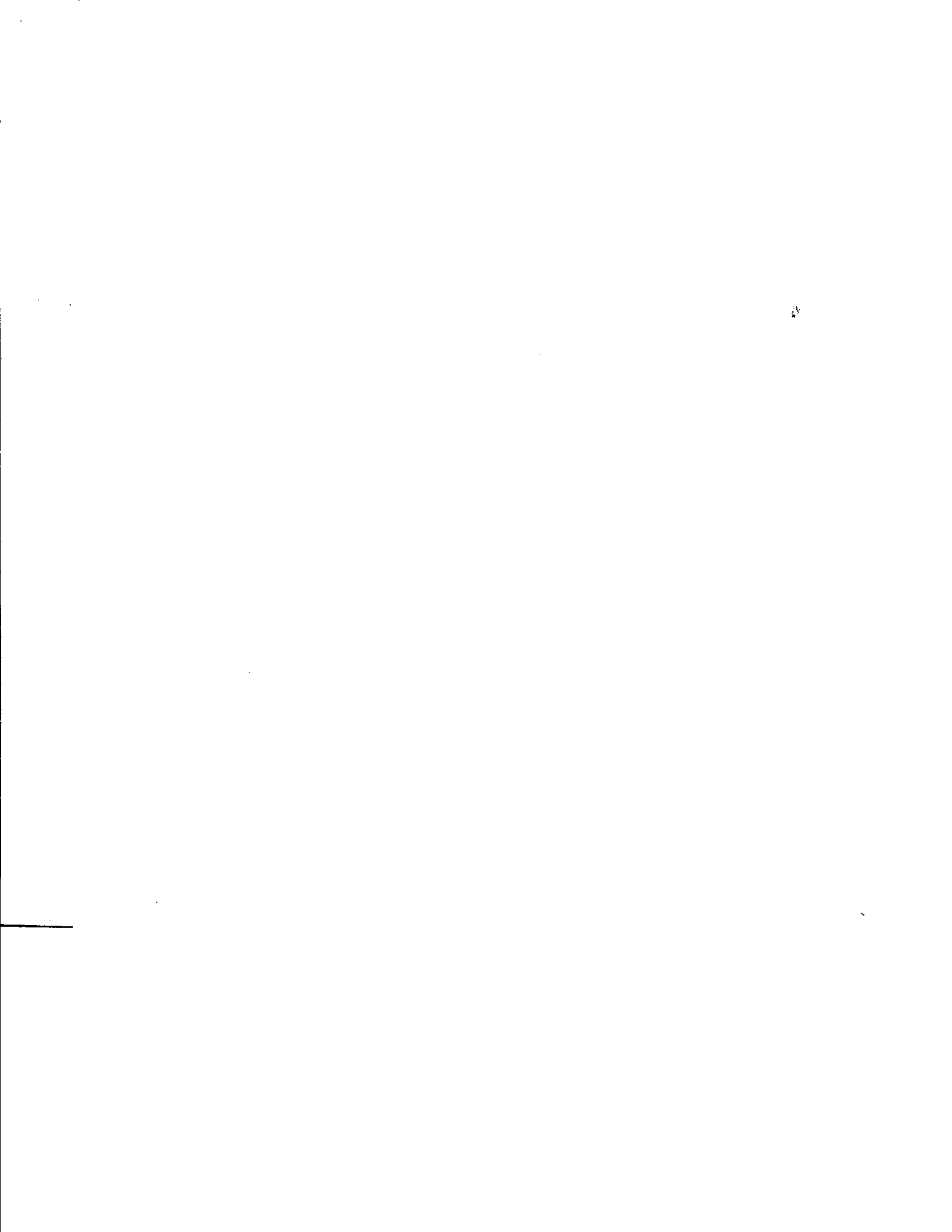
Ecuación		Página
1	Reacción de neutralización del exceso de ácido clorhídrico	48
2	Regresión lineal para la concentración de las soluciones de hidróxido de sodio y metanol versus gravedad específica	86
3	Regresión lineal para la concentración de las soluciones de hidróxido de sodio y metanol versus viscosidad	89
4	Reacción de metanólisis	106
5	Reacción de saponificación	106
6	Capacidad calorífica del aceite de palma africana	107
7	Viscosidad dinámica del aceite de palma africana	109
8	Capacidad calorífica de la mezcla de aceite y solución catalizadora	111
9	Conductividad térmica de la mezcla de aceite y solución catalizadora	111
10	Densidad de la mezcla de aceite y solución catalizadora	111
11	Viscosidad dinámica de la mezcla de aceite y solución catalizadora	111
12	Partes en peso de triglicérido contenido en el aceite de palma	113
13	Cantidad de catalizador para la reacción de metanólisis	113
14	Partes en peso de ácido graso	114
15	Partes en peso de metanol	114
16	Partes en peso de ésteres metílicos	114
17	Partes en peso de glicerol	114
18	Peso de ácido clorhídrico al 32% para neutralizar el catalizador	115
19	Peso de agua producida en la reacción de neutralización del catalizador	115
20	Peso de cloruro de sodio producido en la reacción de neutralización del catalizador	115

Ecuación	Página	
21	Peso de catalizador consumido por la reacción con los ácidos grasos presentes en el aceite	115
22	Peso de tripalmitina que reaccionaría con el hidróxido de sodio en la reacción de saponificación	116
23	Peso de palmitato de sodio (jabón) que se formaría al reaccionar la tripalmitina con el hidróxido de sodio	116
24	Peso de ácido clorhídrico al 32% para recuperar el palmitato de sodio (jabón) como ácido palmítico libre	116
25	Metanol estequiométrico	116
26	Metanol necesario para la reacción de metanólisis	117
27	Cálculo de la concentración de la solución de metanol e hidróxido de sodio	117
28	Cálculo del diámetro de un tanque conociendo su volumen	119
29	Número de Reynolds para agitadores	121
30	Potencia para el agitador del tanque	121
31	Pérdidas por convección a través del tanque y la atmósfera	121
32	Pérdidas por radiación a través del tanque y la atmósfera	122
33	Pérdidas combinadas	122
34	Área exterior del tanque de almacenamiento de aceite de palma	122
35	Pérdidas totales de calor	122
36	Temperatura de la película	122
37	Coefficiente de expansión térmica	123
38	Coefficiente de transferencia de calor para convección libre	123
39	Coefficiente total limpio (U_c)	124
40	Coefficiente total de diseño (U_D)	124

Ecuación	Página
41 Area necesaria para el calentamiento (A_T)	124
42 Número de tubos (N_t)	124
43 Consumo de vapor (m_{vapor})	124
44 Media logarítmica de la diferencia de temperaturas (MLDT)	125
45 Area de flujo por tubo en pulgadas (a'_t)	126
46 Area de flujo por tubo en pies (a_t)	126
47 Masa velocidad (G_t o G_s)	127
48 Número de Reynolds del lado de los tubos ($N_{\text{Re}t}$)	127
49 Coeficiente de transferencia de calor lado de los tubos (h_t)	127
50 Coeficiente de transferencia de calor del fluido interior referido a la superficie exterior (h_{i0})	127
51 Area de flujo de la coraza (a_s)	127
52 Diámetro equivalente para la tubería con arreglo triangular (D_e)	128
53 Número de Reynolds lado de la coraza ($N_{\text{Re}s}$)	128
54 Area total de los tubos (Area de diseño)	128
55 Coeficiente de transferencia de calor de diseño (U_D)	128
56 Verificación del factor de obstrucción (R_d)	129
57 Número de cruces ($N+1$)	129
58 Número de deflectores	129
59 Caída de presión en la coraza (ΔP_s)	129
60 Caída de presión del lado de los tubos (ΔP_t)	130
61 Caída de presión de retorno del lado de los tubos (ΔP_r)	130
62 Caída de presión total del lado de los tubos (ΔP_T)	130

Ecuación	Página
63	Tiempo de retención en el calentador (T) 130
64	Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior (h_i) 132
65	Area de flujo del ánulo (a_a) 132
66	Diámetro equivalente para el ánulo en un intercambiador de tubos a contracorriente 133
67	Coefficiente de transferencia de calor del fluido de la pared exterior (h_o) 133
68	Número de horquillas (N_h) 134
69	Factor de fricción (f) 134
70	Caída total de presión del lado del ánulo (ΔP_a) 135
71	Caída total de presión del lado del tubo interior (ΔP_p) 135
72	Capacidad volumétrica del intercambiador de calor (V_{PT}) 136
73	Volumen de diseño del reactor para treinta minutos de reacción (V_R) 136
74	Nivel de trabajo del reactor (h) 137
75	Area total exterior del reactor (A_{TEXT}) 138
76	Area total interior del reactor (A_{TINT}) 138
77	Ecuaciones para dimensionar el reactor de metanólisis 138
78	Número de Reynolds modificado para tanques agitados y enchaquetados o con serpentines ($N_{Re\ mod}$) 139
79	Potencia para el agitador del reactor (P) 141
80	Flujo másico de metanol reflujo (m_{MREF}) 141
81	Flujo de calor para la condensación del reflujo (q_{ref}) 141
82	Area de flujo de la coraza (a_s) 142
83	Carga de condensado para tubos verticales (G') 143

Ecuación		Página
84	Temperatura de la pared del tubo (t_w)	143
85	Temperatura promedio de la película (t_f)	144
86	Número de Reynolds para los tubos del condensador (N_{ReC})	144
87	Coficiente de transferencia de calor del fluido dentro de los tubos del condensador de reflujo (h_i)	^{iv} 144
88	Factor de obstrucción (R_d)	145
89	Razón de evaporación del metanol en el reactor de metanólisis	147
90	Flujo másico de metanol evaporado (m_{MEV})	147
91	Flujo de calor para la condensación (q_{cond})	148
92	Coficiente de transferencia de calor del fluido exterior en un condensador de reflujo (h_o)	151
93	Gravedad específica de la fase continua en el decantador (γ_{FC})	155
94	Volumen del decantador (V_{dec})	155
95	Diámetro interior del decantador (D_{dec})	155
96	Altura total de las fases o altura del líquido ligero en la rama de descarga (Z_T)	156
97	Longitud del decantador (L_{dec})	156
98	Altura del líquido pesado en la rama de descarga ($Z_{\lambda 2}$)	156
99	Toneladas de refrigeración (TR)	158
100	Grosor de pared de un tanque con presión interna menor que la presión externa	159
101	Grosor de pared de un tanque con presión interna mayor que la presión externa	159



LISTA DE FIGURAS

Figura		Página
7.1.1	Vista lateral del tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD sin winterizar	51
7.1.2	Vista superior del tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD sin winterizar	51
7.1.3	Vista transversal del calentador de aceite de palma africana RBD sin winterizar dentro del tanque de almacenamiento	52
7.2	Arreglo de los tubos para el calentador para la mezcla de aceite de palma africana RBD sin winterizar y la solución catalizadora	53
7.3	Arreglo de los tubos del condensador de reflujo de metanol en el reactor de metanólisis	54
7.4	Arreglo de los tubos del condensador para recuperación del metanol sin reaccionar proveniente del reactor de metanólisis	55
7.5	Reactor de metanólisis	56
7.6	Reactor de metanólisis y sus condensadores	57
7.7	Tanque decantador para las fases de ésteres y de glicerina	58
7.8	Tipos diferentes de hélices para agitadores	59

LISTA DE GRAFICAS

Gráfica		Página
1	Densidad del aceite de palma africana	162
2	Número de Reynolds versus número de potencia	163
3	Curva de transferencia de calor lado de tubos	164
4	Curva de transferencia de calor lado de la coraza	165
5	Factores de fricción para lado de tubos	166
6	Factores de fricción para haces de tubos	167
7	Curva semiempírica para la condensación en tubos verticales (condensación dentro de los tubos)	168

LISTA DE TABLAS

Tabla		Página
7.1	Condiciones para la reacción de metanólisis realizada en el laboratorio	19
7.2	Partes en peso de los reactivos y productos de la reacción de metanólisis	19
7.3	Datos obtenidos en el laboratorio de la reacción de metanólisis	19 ^{iv}
7.4	Reactivos y productos de la reacción de metanólisis con 25 g de aceite de palma africana RBD a una eficiencia del 100 %	20
7.5	Datos de la energía equivalente obtenida	20
7.5	Entalpías de la disolución de hidróxido de sodio al 99 % en metanol al 98 %	20
7.7	Entalpías obtenidas de la reacción del aceite de palma africana RBD con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 %	21
7.8	Entalpías de la reacción de metanólisis realizada con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 % y el aceite de palma africana RBD	21
7.9	Entalpías obtenidas en la reacción del aceite de palma africana RBD con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %	21
7.10	Reactivos y productos de la reacción de metanólisis con 1,000 kg de aceite de palma africana RBD a una eficiencia de 100 %	22
7.11	Productos que se obtendrían al reaccionar el catalizador utilizado con el aceite de palma africana RBD	22
7.12	Condiciones de operación de la planta	22
7.13	Características del vapor utilizado para el calentamiento	22
7.14	Tanque para el almacenamiento de aceite de palma RBD	23
7.15	Tanque para el almacenamiento de metanol	23
7.16	Tanque de preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 %	23

Tabla	Página
7.17 Calentador para el tanque de almacenamiento de aceite de palma RBD	24
7.18 A Opción No. 1 para el calentador del aceite de palma africana y la solución catalizadora	25
7.18 B Opción No. 2 para el calentador del aceite de palma africana y la solución catalizadora	26
7.19 Comparación entre las revoluciones por minuto y el área necesaria para el calentamiento en el reactor de metanólisis	27
7.20 Reactor de metanólisis	27
7.21 Condensador para el reflujo del metanol en el reactor de metanólisis	28
7.22 Condensador para recuperar el metanol sin reaccionar en el reactor de metanólisis	29
7.23 Tanque decantador para las fases de ésteres y glicerina	30
7.24 Tanque para preparar la solución de salmuera al 25 %	30
7.25 Equipo de refrigeración para la salmuera al 25 %	31
7.26 Características del evaporador del sistema de refrigeración	31
7.27 Características del condensador del sistema de refrigeración	31
7.28 Características del compresor del sistema de refrigeración	32
7.29 Materiales de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD	32
7.30 Materiales de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento del metanol	32
7.31 Materiales de construcción y espesor de lámina para el tanque de preparación de la solución catalizadora	33
7.32 Materiales de construcción y espesor de lámina para el calentador del tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD	33
7.33A Material de construcción y espesor de lámina para el calentador del aceite de palma africana RBD y la solución catalizadora de hidróxido de sodio y metanol	33

Tabla	Página
7.33B Características del tubo que se utiliza como coraza del calentador de aceite de palma africana RBD y la solución catalizadora del hidróxido de sodio y metanol	34
7.34 Materiales de construcción y espesor de lámina para el reactor de metanólisis	34
7.35 Materiales de construcción y espesor de lámina del condensador para la recuperación del metanol sin reaccionar que sale del reactor de metanólisis	34
7.36A Materiales de construcción y espesor de lámina para el condensador de reflujo del metanol en el reactor de metanólisis	35
7.36B Materiales de construcción para el tanque decantador para las fases de glicerina y fase de los ésteres metílicos	35
7.37A Materiales de construcción y espesor de lámina del tanque decantador para la fase de glicerina y la fase de los ésteres metílicos	35
7.37B Características del tubo que se utiliza como pared del tanque decantador para las fases de glicerina y fase de los ésteres metílicos	36
7.38 Materiales de construcción y espesor de lámina para el tanque de preparación de salmuera al 25 %	36
7.39 Tratamiento de agua cruda para calderas	46
7.40 Tratamiento de agua de calderas	46
7.41 Calidad de agua utilizada en una caldera con una presión de operación de 0 a 300 psig	47
7.42 Propiedades termodinámica del metanol saturado	161

LISTA DE TERMOCRAMAS

Termograma		Página
1	Curva de calibración No. 1 del calorímetro de solución	39
2	Curva de calibración No. 2 del calorímetro de solución	39
3	Curva de calibración No. 3 del calorímetro de solución	40
4	Curva de reacción No. 1 del hidróxido de sodio con metanol	41
5	Curva de reacción No. 2 del hidróxido de sodio con metanol	41
6	Curva de reacción No. 3 del hidróxido de sodio con metanol	41
7	Curva de reacción No. 4 del hidróxido de sodio con metanol	41
8	Curva de la reacción No. 1 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 %	42
9	Curva de la reacción No. 2 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 %	42
10	Curva de la reacción No. 3 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 %	42
11	Curva de la reacción No. 1 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 %	43
12	Curva de la reacción No. 2 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 %	43
13	Curva de la reacción No. 3 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 %	43
14	Curva de la reacción No. 1 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %	44
15	Curva de la reacción No. 2 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %	44

Termograma		Página
16	Curva de la reacción No. 3 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %	44
17	Curva de la reacción No. 1 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 %	45
18	Curva de la reacción No. 2 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 %	45
19	Curva de la reacción No. 3 del aceite de palma africana RBD y una solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 %	45

RESUMEN

El objetivo de este trabajo es el diseño de una planta piloto para la producción de ésteres metílicos y glicerol en estado anhidro. Para el diseño de esta planta se utilizaron referencias de patentes estadounidenses.

Esta planta consiste en un tanque para el almacenamiento de aceite de palma africana RBD (refinado, blanqueado y desodorizado), tanque de almacenamiento del metanol, un tanque de preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 %, con su agitador. El tanque de almacenamiento de aceite de palma se encuentra provisto de un intercambiador de calor para que el aceite pueda ser bombeado hacia el proceso, porque el aceite de palma a temperatura ambiente es semisólido.

Para la mezcla de aceite y la solución catalizadora, se diseñó un intercambiador de calor para calentar y mezclar. La reacción finaliza en un reactor de metanólisis que posee un enchaquetamiento para el calentamiento, un condensador para reflujo y un condensador para la recuperación del exceso de metanol.

En la fase experimental, el aceite de palma africana y la solución catalizadora se agregaron a un matraz de destilación en donde se calentó lentamente, hasta la temperatura de reflujo del metanol. La temperatura de reflujo se mantuvo durante 30 minutos. Seguidamente se procedió a destilar al vacío el metanol que se encontraba en exceso. El tiempo de duración de la etapa de destilación al vacío fue de 10 minutos, aunque el metanol se destilaba en los primeros segundos. Luego la mezcla reaccionante, sin metanol, fue neutralizada por medio de ácido clorhídrico al 32%, para eliminar el hidróxido de sodio, que se había utilizado como catalizador.

Como productos de esta reacción se obtuvo, cloruro de sodio y agua. Para el diseño de la planta, se asumió que estos productos eran solubles en la fase de glicerol. Para que la reacción de neutralización se diera en su totalidad, se tuvo que fusionar la mezcla sin metanol, a la temperatura de 110 °C, antes de agregar el ácido clorhídrico. De lo contrario, quedaban porciones de la mezcla sin ser neutralizadas.

La separación de las fases se hizo a la temperatura de 60°C, por ser la temperatura óptima en la que se define muy bien la interfaz entre las fases a separar y por ser una temperatura moderada.

I. INTRODUCCION

El objetivo principal de este trabajo fue el diseño de una planta piloto para la obtención de ésteres metílicos y glicerol a partir de grasas y aceites vegetales, tales como aceite de coco, lardo, sebo, aceite de semilla de palma y aceite de palma (extraído de la pulpa del fruto de la palma).

Por medio de la United States Patent Office, se obtuvieron patentes estadounidenses referentes al proceso de metanólisis de grasas y aceites vegetales.

A partir del análisis de estas patentes se diseñó un proceso cuyas condiciones de temperatura y presión no fueran muy elevadas para evitar el alto costo inicial de instalación de la planta.

Se hicieron consultas con proveedores para seleccionar los materiales de construcción de bajo costo que resistieran favorablemente las condiciones del proceso.

También se obtuvo información con los proveedores sobre las diferentes clases de catalizadores existentes en el mercado para la reacción de metanólisis, que poseyeran gran efectividad y bajo precio, para disminuir el costo de funcionamiento de la planta y aumentar la rentabilidad de ésta.

II. ANTECEDENTES

A) Grasas y aceites grasos

Según Applewhite (1984:795), las grasas y aceites grasos predominantemente, están constituidos por triglicéridos que son triésteres de glicerol con cadenas de ácidos grasos saturados o no saturados.

Applewhite (1984:795) describe que la diferencia que existe entre las grasas y los aceites, es que las primeras son sólidas y los últimos son líquidos a temperatura ambiente.

Fessenden et al (1983: 896), da a conocer que la mayor parte de las grasas y aceites son triglicéridos mixtos, es decir, que las tres cadenas de ácidos grasos que conforman el triglicérido son diferentes.

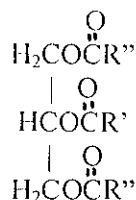
La mayor parte de glicéridos son grasas en los animales, mientras que en las plantas tienden a ser aceites; de aquí los términos grasas animales (grasa de cerdo, grasa de ternera) y aceites vegetales (aceite de maíz, aceite de girasol), como lo da a conocer Fessenden et al (1983:896).

Respecto a la propiedades físicas y químicas de las grasas y aceites, estas dependerán de las propiedades de los ácidos grasos que las componen, ya que los triglicéridos en su mayoría están conformados por cadenas de ácidos grasos libres, como hace mención Bailey (1966:939), en su artículo titulado "Grasas y aceites grasos".

De la composición de las grasas y aceites, Bailey (1966:940) dice, que debido a la complejidad de la estructura de los glicéridos y la imposibilidad de obtener la composición de los aceites y grasas en proporciones de glicéridos, se suele indicar las

composiciones de los aceites y grasas en proporciones de los diferentes ácidos grasos que conforman el aceite.

De acuerdo con Applewhite (1984:796), la estructura general de un triglicérido es la siguiente:



En donde R, R' y R'' son cadenas alquílicas.

En el artículo titulado "Fats and fatty oils", cuyo autor es Applewhite (1984:795), describe que las grasas y aceites contienen pequeñas cantidades solubles que son: pigmentos (carotenoides, clorofila, etc.), esteroides (fitosteroides en grasas de planta, colesterol en grasas animales), fosfolípidos, lipoproteínas, glicolípidos, hidrocarburos, vitamina E (tocoferol), vitamina A (de caroteno), vitamina D (calciferol), ceras (ésteres de alcoholes de largas cadenas y ácidos grasos), proteínas, carbohidratos y productos de degradación de los ácidos grasos. Muchos de estos productos menores son removidos en el procesamiento de las grasas y aceites, y algunos son subproductos de gran valor, como lo indica Applewhite, en el artículo mencionado anteriormente.

Respecto a la degradación de las grasas y aceites producida por el maltrato a las materias primas, Applewhite (1984:796) indica que se pueden encontrar cantidades mayores del 5% en peso de ácidos grasos libres, debido a la reacción de hidrólisis de los triglicéridos. Esta reacción, según Applewhite (1984:796) se da en presencia de humedad, catalizada por enzimas, ácidos, bases y calor.

Austin (1988:597), señala que las cadenas de ácidos grasos que conforman a los triglicéridos pueden ser series saturadas, como el ácido esteárico; series monoinsaturadas (con un doble enlace) como el ácido oleico y series poliinsaturadas (con más de un doble enlace) como los ácidos linoleico y linolénico. Los principales componentes de aceites vegetales son los ácidos de 16 y 18 carbonos y en los aceites de pescado predominan los ácidos de 20, 22 y 24 carbonos. Austin (1988:597), también hace mención que el aceite de coco es único, ya que consta de ésteres de ácidos de cadena mucho más corta, con ácidos de 12 y 14 carbonos, principalmente. Fessenden *et al* (1983: 896), afirma que casi todos los ácidos grasos que se encuentran en la naturaleza tienen un número par de átomos de carbono.

Según Fessenden *et al* (1983:897-898), las grasas saturadas son sólidas y que los triglicéridos poliinsaturados tienden a ser aceites.

B) Producción de ésteres metílicos y alcoholes grasos en la industria

Kreutzer (1984:344), en su artículo titulado "Manufacture of fatty alcohols based on natural fats and oils", da a conocer dos procesos para la síntesis de ésteres metílicos a partir de aceites y grasas, los cuales son los siguientes:

- 1) por transesterificación de los triglicéridos de las grasas y aceites,
- 2) por esterificación de los ácidos grasos obtenidos a partir del desdoblamiento o hidrólisis de las grasas y aceites.

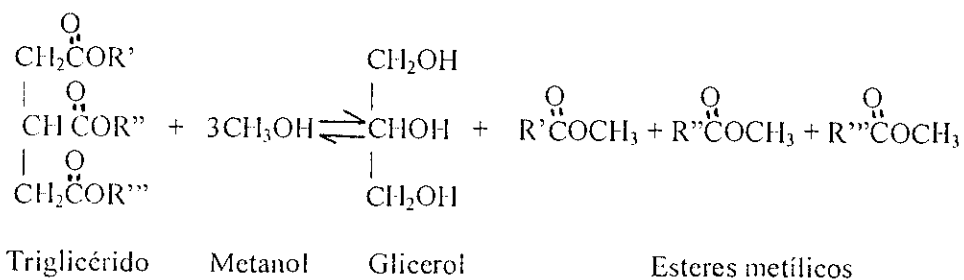
1) **Transesterificación de los triglicéridos.** Según Markley (1960:857), entre las reacciones de transesterificación o interesterificación, se encuentra la reacción de alcoholólisis, la cual se lleva a cabo entre un triglicérido (poliéster, en este caso un éster con tres cadenas de ácidos grasos), un exceso de alcohol monohídrico (alcoholes que poseen solamente un grupo hidroxilo (-OH), como lo son el metanol y etanol).

Como lo indica Markley (1960:861), cuando una reacción de alcoholisis se realiza utilizando metanol, ésta recibe el nombre de *metanólisis*.

La reacción de metanólisis se realiza con la ayuda de un catalizador alcalino (metóxido de sodio o hidróxido de sodio, en este caso es una metanólisis alcalina), o un ácido (ácido sulfúrico, en este caso es una metanólisis ácida), como lo indican Farris (1979:770A) y Trent (1945:3), para ambos casos.

Según Trent (1945:3), el catalizador debe de estar presente en proporciones de 0.08 a 0.30 mol de catalizador por mol de glicérido, y el alcohol, debe de estar presente por lo menos en dos veces la cantidad estequiométrica que se necesita para realizar la reacción.

La reacción de metanólisis, según Swern (1979:98), es la siguiente, siendo R', R'' y R''' cadenas alquílicas :



Trent (1945:4-6), indica que los productos de la reacción de metanólisis entre un aceite y el metanol, produce dos fases líquidas: la fase superior es de los ésteres metílicos y la inferior es de la glicerina .

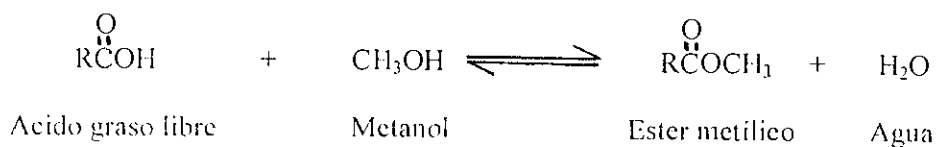
Trent (1945:4-6) y Farris (1979:770A), coinciden en que las fases que resultan de la reacción, se separan por decantación, obteniéndose los ésteres metílicos en la parte superior del reactor mientras que la glicerina se drena en la parte inferior.

Farris (1979: 770A), indica que la solución de glicerina cruda se procesa para recuperar glicerol de alta calidad para la venta, el metanol para recircularlo y los ésteres se pasan a

contracorriente en una columna de lavado con agua para eliminar residuos de metanol, glicerina y catalizador. Después del secado, los ésteres, pueden ser separados por fraccionamiento, alimentados directamente a una etapa de hidrogenólisis o vendidos.

2) **Esterificación de ácidos grasos.** Swern (1979:97) indica, que si en una reacción se combinan ácidos grasos libres con glicerol o con otro alcohol (en este caso, con metanol, un alcohol monohídrico), ésta recibe el nombre de *esterificación*.

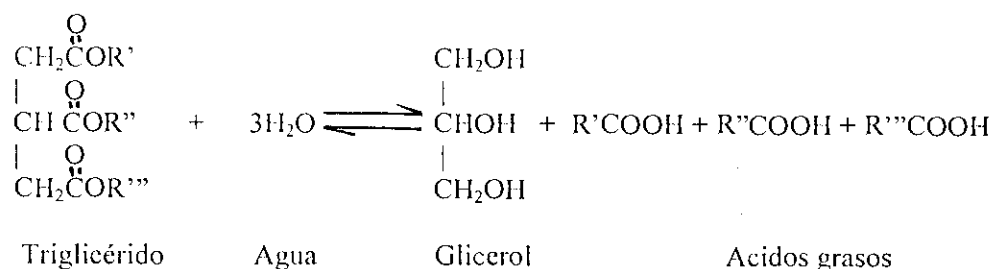
Según Swern (1979:98), la reacción de esterificación entre un ácido graso y el metanol es la siguiente:



La reacción de esterificación, puede ser catalizada por ácidos y bases, también es reversible y finaliza si se elimina el agua producida, según lo que describe Swern (1979:101) en su libro titulado "Bailey's industrial oil and fats products".

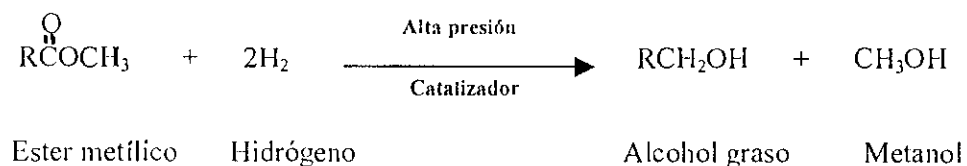
La reacción de hidrólisis de los triglicéridos o desdoblamiento de las grasas, de donde se obtienen los ácidos grasos libres para la esterificación de estos, se da en condiciones propias de miscibilidad entre la grasa y el agua, según Swern (1979:100). Esta reacción no es simple, procede en etapas, es reversible y es la reacción inversa de la esterificación, según indica Swern (1979:100).

La reacción general para el desdoblamiento de las grasas o hidrólisis de las grasas, según Swern (1979:98), es la siguiente:



3) **Hidrogenólisis o reducción de los ésteres metílicos.** Según Peters (1984:733), describe que la hidrogenólisis de los ésteres metílicos es una reacción que se realiza con hidrógeno puro, en presencia de una mezcla compleja de óxido de cobre (II) y cromita de cobre (II) como catalizador en forma de polvo fino dentro de un reactor a alta presión.

La reacción de hidrogenólisis para la obtención de alcohol graso como producto a partir de un éster metílico, según Peters (1984:735), es la siguiente:



Según lo descrito por Peters (1984: 734), en su artículo titulado "Higher aliphatic (natural) alcohols": una vez que la mezcla reaccionante sale del reactor, se introduce a un separador por gravedad, en donde se elimina el hidrógeno, metanol y algunos alcoholes grasos, por la parte superior del equipo. El producto que queda en la parte inferior del separador, y que está compuesto por alcoholes grasos y catalizador, se despresuriza, se recupera el catalizador por medio de centrifugación y se recicla. El metanol contenido en el flujo que sale de la parte superior del reactor, se vuelve a utilizar en la etapa de metanólisis. Los alcoholes grasos crudos son destilados al vacío y los productos que quedan en el fondo de las columnas, se recirculan o se desechan.

C) Ventajas de los ésteres metílicos sobre los ácidos grasos

Farris (1979:770A-773A), describe las ventajas en sus propiedades físicas y químicas, que tienen los ésteres metílicos sobre los ácidos grasos, en su artículo titulado "Methyl esters in the fatty acid industry". A continuación se presentan las ventajas que tienen los ésteres metílicos:

1) **Destilación fraccionada.** Los ésteres metílicos sometidos a destilación fraccionada son más fáciles de fraccionar, más estables y menos corrosivos que los ácidos grasos. La facilidad que tienen los ésteres metílicos para ser fraccionados es debido a que tienen puntos de ebullición más bajos que sus ácidos grasos correspondientes. Esto hace que exista un bajo consumo de energía y un bajo riesgo de descomposición cuando se realiza la destilación fraccionada.

2) **Puntos de ebullición.** La diferencia de los puntos de ebullición entre estas dos clases de compuestos químicos en parte se debe a la influencia de los enlaces de hidrógeno. Los ésteres metílicos tienen una capacidad muy limitada de enlaces de hidrógeno debido a que no contienen grupos hidroxilos (-OH), sin embargo, los ácidos grasos tienen un grupo funcional (grupo hidroxilo), y tienen la capacidad de formación de enlaces de hidrógeno. La energía extra que se necesita para vencer estas atracciones intermoleculares, se refleja en los puntos de ebullición altos de los ácidos grasos. Debido a la diferencia en las atracciones intermoleculares, las mezclas de ésteres metílicos se comportan más idealmente, que las mezclas de ácidos grasos, por lo que obedecen la ley de Raoult.

3) **Formación de color.** Los ácidos grasos son más susceptibles a la formación de color y a la degradación oxidativa, especialmente si son calentados, en cambio, los ésteres metílicos experimentan estas clases de descomposiciones pero no tan fácilmente.

4) **Corrosión del equipo.** Los ésteres metílicos son menos corrosivos que los ácidos grasos. Los primeros, pueden ser procesados en equipo de acero al carbón, mientras que los ácidos

grasos necesitan ser manipulados en equipos construidos con acero inoxidable u otro material resistente a la corrosión.

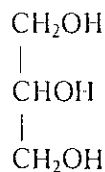
D) Usos de los ésteres metílicos en la industria

Los ésteres metílicos tienen muchas aplicaciones como reactivos intermedios para la síntesis de otros productos. Farris (1979:771A-772A), da los siguientes aplicaciones:

- 1) en la síntesis de compuestos nitrogenados, por ejemplo, alcanolamidas grasas, que son utilizadas en la industria de detergentes y cosméticos;
- 2) en la síntesis de alcoholes grasos por hidrogenación o reducción de los ésteres por medio de hidrógeno puro a altas presiones y temperaturas. Estos compuestos son utilizados en las industrias del plástico, lubricantes y químicos agrícolas, también como surfactantes, emulsificantes, aditivos de lubricantes y antioxidantes;
- 3) en la síntesis de ésteres isopropílicos, que son utilizados como plastificantes o emolientes (compuesto químico que se emplean para ejercer un efecto suavizante y protector sobre la piel).

E) Glicerol

- 1) Diferencia entre glicerol y glicerina. De acuerdo con Kern (1984:921), comúnmente se le llama glicerol al alcohol puro, que es nombrado también como 1,2,3 trioxilpropano ó 1,2,3 propanotriol, y cuya estructura química se presenta a continuación:



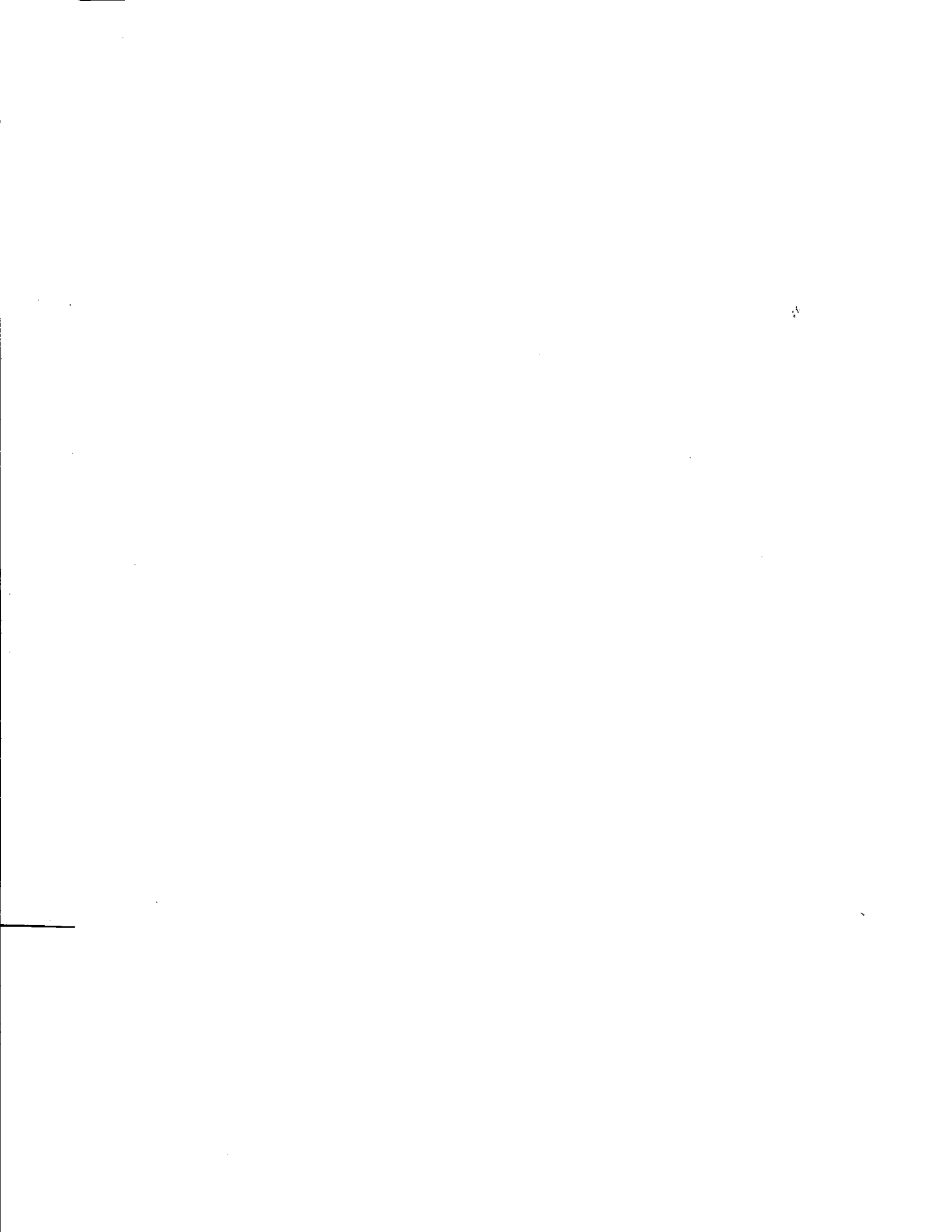
Kern (1984:921), hace la observación, de que el término de glicerina se aplica a productos comerciales purificados que contienen normalmente una cantidad igual o mayor del 95% de glicerol .

2) Usos de la glicerina en la industria. La glicerina tiene muchas aplicaciones en la industria de procesamiento de tabaco, de drogas, cosméticos y alimentos, entre algunas aplicaciones descritas por Kern (1984: 929-930) se encuentran:

a) En la industria alimenticia, la glicerina se utiliza como solvente, agente espesante, agente humectante y como vehículo en jarabes, como retardador de la cristalización del azúcar en dulces, como fluido térmico en contacto directo con alimentos y como lubricante en máquinas procesadoras de alimentos y empacadoras. También se usa como humectante en la industria del tabaco.

b) En la industria de cosméticos, se utiliza en cremas y lociones por sus propiedades suavizantes y humectantes. En la manufactura de pastas de dientes, shampoo y enjuague bucal, funciona como solubilizador y modificador de viscosidad.

c) La glicerina, junto con sus derivados, encuentra aplicación en la producción de base para goma de mascar, lubricantes, resinas alquídicas para pinturas, celofán, adhesivos, jabones, acetinas, para la fabricación de nitrato de glicerilo (nitroglicerina) que es usada como explosivos y como estimulante cardíaco.



III. JUSTIFICACION

Los ésteres metílicos son sintetizados a partir de los ácidos grasos obtenidos del proceso de desdoblamiento de las grasas y aceites o por medio de la metanólisis de éstos.

Si se parte de la esterificación de ácidos grasos, para la síntesis de los ésteres metílicos, la glicerina obtenida necesita ser evaporada hasta una concentración que sea comercialmente aceptable, debido a que se formará un mol de agua, por cada mol de ácido graso.

El agua producida por esta reacción, complica la operación de concentración del metanol utilizado en exceso, por consiguiente, el consumo de energía será mayor en la etapa de recuperación del alcohol, en comparación con el proceso de metanólisis, en donde la glicerol se obtendría en forma casi anhidra.

En el caso de la metanólisis, se tendría que recuperar el exceso de metanol utilizado. Existe la ventaja de que el metanol, tiene un punto de ebullición menor que el agua, por consiguiente, existirá un ahorro de energía.

La síntesis de ésteres metílicos que utilizan materia prima nacional, sería de gran beneficio para la Industria Guatemalteca, debido a que se utilizarían productos renovables, como lo son las grasas y aceites vegetales.

Una desventaja de utilizar ácidos grasos, es el aumento del costo inicial del equipo, debido a que se debe utilizar material de construcción con alta resistencia a la corrosión. Dicho problema se puede eliminar al utilizar grasas y aceites neutros o de bajo contenido de ácidos grasos libres.

Los ésteres metílicos son de gran importancia para la industria, debido a que se usan para la síntesis de productos nitrogenados y alcoholes grasos para la manufactura de detergentes y cosméticos.

Además, el glicerol tiene una gran importancia en la industria alimenticia, farmacéutica, cosmética y de lubricantes.

Los alcoholes grasos saturados encuentran gran utilidad en la manufactura de surfactantes en la industria de los detergentes, cosméticos y farmacéutica.

IV. OBJETIVOS

A) Objetivos generales

- 1) El diseño de una planta piloto de bajo costo inicial, para la producción de ésteres metílicos y glicerol a partir de grasas y aceites vegetales, cuyas condiciones de temperatura y presión no sean demasiadas elevadas, para evitar el alto costo del equipo.
- 2) Obtener los ésteres metílicos y glicerol con alta pureza y rendimiento, a partir de materias primas baratas y de fácil adquisición en Guatemala.
- 3) La manufactura de ésteres metílicos para la manufactura de alcoholes grasos saturados.

B) Objetivos específicos

- 1) Diseño del equipo de una planta piloto, para la producción de ésteres metílicos y glicerol a partir de grasas y aceites vegetales.
- 2) Diseño del proceso de metanólisis en una planta piloto para sintetizar ésteres metílicos y glicerol.
- 3) Que el proceso tenga flexibilidad en lo que respecta al uso de la materia prima grasa, sin que esto afecte el rendimiento en la producción de los ésteres metílicos y glicerol.

V. METODOLOGIA

A) Metodología detallada

- 1) Obtención de las patentes estadounidenses que se refieran al proceso de metanólisis de grasas y aceites por medio de la United States Patent Office.
- 2) Evaluación de las patentes adquiridas obtenidas de la United States Patent Office.
- 3) Consultas a los distribuidores de las materias primas necesarias como lo son grasas y aceites, metanol, catalizadores para la metanólisis, con el objetivo de obtener información sobre costos y así diseñar el proceso que tenga mayor rentabilidad.
- 4) Consulta a distribuidores de tuberías y accesorios, y material de construcción para el equipo, para obtener información sobre costos y reducir el costo inicial de instalación de la planta piloto.
- 5) Diseño de los equipos para el proceso de metanólisis en una planta piloto para la obtención de ésteres metílicos y glicerina a partir de grasas y aceites vegetales en una planta piloto.

B) Equipo utilizado

- 1) Equipo de destilación para química orgánica 19/22, marca Corning.
- 2) Chaqueta para calentamiento con su autotransformador, marca Powerstat, tipo 3PNI16C.
- 3) Graficador marca Fischer Recordall, serie 5000, marca Bausch and Lomb, modelo B5227-151, Serie no. D111000-10439.
- 4) Calorímetro de solución marca Parr, modelo 1451.
- 5) Estufa eléctrica con agitador, marca Corning, modelo PC-351.

- 6) Baño de temperatura controlada, marca Fischer, modelo 131, serie no. 136, Cat.15-458- 5.
- 7) Picnómetro de 10 mL, marca Kimax.
- 8) Viscosímetro de Cannon-Fenske No. 400, marca Fischer.
- 9) Viscosímetro de Cannon-Fenske No. 100, marca Fischer.
- 10) Bomba para vacío.
- 11) Manómetro para vacío, de 0 a 30 in Hg, marca Trerice.
- 12) Mortero y pistilo.

C) Reactivos

- 1) Aceite de palma africana RBD, obtenido en Olmeca S.A.
- 2) Alcohol metílico, grado industrial, marca Ferkica.
- 3) Hidróxido de sodio, grado industrial, marca Ferkica.
- 4) Acido clorhídrico, grado industrial, marca Ferkica.

VI. RESULTADOS

A) Condiciones para la reacción de metanólisis realizada en el laboratorio

Tabla No. 7.1

Temperatura de reflujo	60 °C	140 °F
Tiempo de reflujo	30 min	
Presión absoluta de destilación del metanol	20 in Hg man	0.336 bar abs
Tiempo de destilación	10 min	
Temperatura de neutralización	110 °C	212 °F
Temperatura de decantación	60 °C	140 °F

B) Partes en peso de los reactivos y productos de la reacción de metanólisis

Tabla No. 7.2

Reactivo	Peso de reactivo/peso de aceite
Aceite de palma RBD	1.00
Esteres metílicos	1.01
Glicerol	0.11
Metanol **	0.12

** Este dato corresponde a la cantidad estequiométrica, no incluye exceso de metanol. Hay tres moles de metanol por cada mol de triglicérido. (Ver muestra de cálculo, apéndice No. 11.10).

C) Datos obtenidos en el laboratorio de la reacción de metanólisis

Peso de la fase continua de reactivos, fase de ésteres, fase de glicerina, metanol recuperado y eficiencia de la reacción

Tabla No. 7.3

No.	Fase continua (g)	Fase ésteres (g)	Fase glicerina (g)	Metanol recuperado (g)	Fase continua sin metanol (g)	Eficiencia (%)
1	33.7	28.0	2.5	3.2	30.5	88.9
2	33.7	26.6	3.9	3.2	30.5	88.9
3	33.7	26.7	3.6	3.4	30.3	81.9
4	33.7	27.5	2.6	3.6	30.1	75.0
5	33.7	26.6	3.6	3.5	30.2	78.5
6	33.7	25.5	4.4	3.8	29.9	68.1
7	33.7	25.4	4.8	3.5	30.2	78.5
8	33.7	25.1	4.9	3.7	30.0	71.5
9	33.7	27.4	2.4	3.9	29.8	64.6
10	33.7	25.7	4.7	3.3	30.4	85.4
Promedio	33.7	26.4	3.7	3.5	30.2	78.1

D) **Reactivos y productos de la reacción de metanólisis con 25 g de aceite de palma africana RBD a una eficiencia del 100%**

Tabla No. 7.4

Componentes	Entrada del proceso		Salida del proceso	
	(g)	(lb)	(g)	(lb)
Triglicérido	24.99	5.50×10^{-2}	---	---
Hidróxido de sodio al 99 %	0.711	1.56×10^{-3}	---	---
Acido clorhídrico al 32 %	1.98	4.36×10^{-3}	---	---
Acidos grasos libres	1.0×10^{-2}	2.2×10^{-5}	1.0×10^{-2}	2.2×10^{-2}
Metanol al 98 %	6.00*	1.32×10^{-2}	2.88	6.34×10^{-3}
Esteres metílicos	---	---	25.2	5.54×10^{-2}
Glicerol	---	---	2.75	6.05×10^{-3}
Agua	---	---	0.317	6.97×10^{-4}
Cloruro de sodio	---	---	1.03	2.27×10^{-3}
Impurezas	---	---	1.49	3.28×10^{-3}
Total de materia	33.7	7.41×10^{-2}	33.7	7.41×10^{-2}

* El metanol se agrega en proporciones iguales a dos veces la cantidad estequiométrica necesaria para la reacción.

E) **Datos de la energía equivalente obtenida**

Tabla No. 7.5

Termograma No.	c (cal /°C)
1	119.0
2	122.0
3	124.2
Promedio	121.7

F) **Entalpías de la disolución de hidróxido de sodio al 99% en metanol al 98%**

Tabla No. 7.6

Termograma No.	ΔH (cal / g)
4	+ 91.9
5	+ 69.8
6	+ 79.3
7	+ 76.0
Promedio	+ 79.2

- G) Entalpías obtenidas de la reacción del aceite de palma africana RBD con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 %

Tabla No. 7.7

Termograma No.	ΔH (cal / g)
8	-272.0
9	-196.3
10	-183.5
Promedio	- 217.3

- II) Entalpías de la reacción de metanólisis y la solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5%

Tabla No. 7.8

Termograma No.	ΔH (cal / g)
11	-142.2
12	-165.9
13	-137.3
Promedio	- 148.5

- I) Entalpías obtenidas en la reacción del aceite de palma africana RBD con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %

Tabla No. 7.9

Termograma No.	ΔH (cal / g)
14	-78.8
15	-78.1
16	-72.2
Promedio	- 76.4

J) Reactivos y productos de la reacción de metanólisis con 1,000 kg de aceite de palma africana RBD a una eficiencia de 100%

Tabla No. 7.10

Componentes	Entrada del proceso		Salida del proceso	
	(kg / día)	(lb /día)	(kg /día)	(lb /día)
Triglicérido	999.6	2.199×10^3	---	---
Hidróxido de sodio al 99 %	28.4	62.5	---	---
Acido clorhídrico al 32 %	80.1	176	---	---
Acidos grasos libres	0.400	0.880	0.400	0.880
Metanol al 98 %	244*	537	117	257
Esteres metílicos	---	---	1.01×10^3	2.22×10^3
Glicerol	---	---	110	242
Agua	---	---	12.7	27.9
Cloruro de sodio	---	---	41.1	90.4
Impurezas	---	---	59.4	131
Total de materia	1.35×10^3	2.98×10^3	1.35×10^3	2.97×10^3

* El metanol se agrega en proporciones iguales a dos veces la cantidad estequiométrica necesaria para la reacción.

K) Productos que se obtendrían al reaccionar el utilizado como catalizador hidróxido de sodio con el aceite de palma africana RBD

Tabla No. 7.11

SI REACCIONARA	CON	SE PRODUCIRIA
28.4 kg de NaOH al 99%	189 kg de tripalmitina	65.2 kg de palmitato de sodio
65.2 kg de palmitato	26.7 kg de HCl al 32%	60.1 kg de ácido palmítico libre
0.4 kg de ácido palmítico libre	6.30×10^2 kg de NaOH al 99%	0.434 kg de palmitato de sodio

L) Equipo de la planta

L.1) Condiciones de operación de la planta

Tabla No. 7.12

Capacidad de la planta	1,000 kg/día	2,200 lb/día
Horas hábiles por día	8 horas	

L.2) Características del vapor utilizado para el calentamiento

Tabla No. 7.13

Presión de trabajo	29.7 psia (15 psig)	2.05 bar
Temperatura del vapor	249.3 °F	120.7°C

L.3) Tanque para el almacenamiento de aceite de palma

Tabla No. 7.14

Tiempo estimado de abastecimiento	7 días	
Factor de seguridad	1.25	
Altura del tanque	2.31 m	7.58 ft
Diámetro del tanque	2.31 m	7.58 ft
Volumen del tanque	9.72 m ³	343 ft ³

L.4) Tanque para el almacenamiento de metanol

Tabla No. 7.15

Tiempo estimado de abastecimiento	7 días	
Factor de seguridad	1.25	
Altura del tanque	1.51 m	4.95 ft
Diámetro del tanque	1.51 m	4.95 ft
Volumen del tanque	2.70 m ³	95.3 ft ³

L.5) Tanque de preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 % (p/p)

Tabla No. 7.16

Tiempo estimado de reserva	8 hr	
Volumen del tanque	0.37 m ³	13.1 ft ³
Altura del tanque	0.97 m	3.18 ft
Ancho de las placas deflectoras	78 mm	0.26 ft
Altura del líquido en el tanque	0.78 m	2.56 ft
Diámetro del rodete del agitador	0.26 m	0.85 ft
Diámetro del tanque	0.78 m	2.56 ft
Distancia entre el rodete y el fondo	0.26 m	0.85 ft
Factor de seguridad	1.25	
Número de Reynolds	9.43 x 10 ³	
Pitch o cabeceo del rodete	0.52 m	1.71 ft
Potencia requerida para la agitación	0.186 kW	1/4 HP
Velocidad del rodete	60 RPM	
Salida del reductor	67 RPM	
Dientes del sprocket del reductor	21 dientes	
Dientes del sprocket del eje del rodete	24 dientes	
Número de cadena	RC - 80	

L.6) Calentador para el tanque de almacenamiento del aceite de palma RBD

Tabla No. 7.17

Temperatura del ambiente	68 °F (528°R)	20°C
Temperatura de fusión del aceite	104 °F (564°R)	40 °C
Flujo de calor (Q_1)	1.36×10^4 Btu/h	3.98 kW
Area necesaria de calentamiento	3.02 ft ²	0.28 m ²
Area exterior del tanque	273 ft ²	25.4 m ²
BWG	16	
Número de tubos	6 tubos	
Diámetro exterior del tubo	3/4 in	19.05 mm
Diámetro interior del tubo	0.620 in	15.75 mm
Espesor de la pared del tubo	0.065 in	1.65 mm
Largo de los tubos	3 ft	0.915 m
Consumo de vapor (m_{v1})	17.2 lb/h	7.82 kg/h
Tipo de trampa de vapor	Flote termostática	

L.7.A) Opción No. 1 . Calentador de concha y tubos para el aceite de palma africana y la solución catalizadora

Tabla No. 7.18 A

Arreglo de los tubos	Triangular	
Diámetro interior de la coraza	3-5/8 in	92.1 mm
Coefficiente de obstrucción	0.002 (h)(ft ²)(°F)/Btu	3.52 x 10 ⁻⁴ (°C)(m ²)/W
Fluido en la coraza	Vapor de agua	
Fluido en los tubos	Aceite de palma y solución catalizadora	
Flujo másico de entrada de aceite y solución catalizadora	1,272.4 kg/día	2,799.3 lb/día
Espacio entre centro y centro de tubos	5/8 in	15.9 mm
Espacio entre los tubos	¼ in	6.35 mm
Espacio entre deflectores	3 in	76.2 mm
BWG	24	
Número de tubos	24 tubos	
Diámetro exterior del tubo	3/8 in	9.52 mm
Diámetro interior del tubo	0.331 in	8.41 mm
Espesor del tubo	0.022 in	0.56 mm
Largo de los tubos	3 ft	0.915 m
Area de diseño de calentamiento	7.07 ft ²	0.657 m ²
Número de cruces en la coraza	12 cruces	
Número de deflectores	11 deflectores	
Número de pases en los tubos	2 pases	
Número de Reynolds en los tubos	57 (Flujo laminar)	
Número de Reynolds en la coraza	1.25 x 10 ³ (Flujo laminar)	
Consumo de vapor (m _{v2})	21.2 lb/h	9.64 kg/h
Caudal de calor (Q ₂)	2.01 x 10 ⁴ Btu/h	5.89 kW
Caída de presión en la coraza	9.97 x 10 ⁻⁴ lb/in ²	6.87 x 10 ⁻⁵ bar
Caída de presión total en los tubos	0.089 lb/in ²	6.14 x 10 ⁻³ bar
Caída de presión del retorno de los tubos	0.015 lb/in ²	1.03 x 10 ⁻³ bar
Caída total de los tubos	0.0104 lb/in ²	7.17 x 10 ⁻³ bar
Tiempo de retención	25.3 seg	
Diámetro de coraza/ largo del tubo	0.101	
Capacidad volumétrica del calentador *	0.0430 ft ³	1.22 x 10 ⁻³ m ³
Tipo de trampa de vapor	Flote termostática	

* Es el volumen que pueden contener los tubos en su interior.

L.7.B) Opción No. 2. Calentador de tubos a contracorriente para el aceite de palma africana y la solución catalizadora

Tabla No. 7.18B

Fluido en el tubo exterior	Vapor de agua	
Fluido en tubo interior	Aceite de palma y solución catalizadora	
Flujo másico de entrada de aceite y solución catalizadora	1,272.4 kg/día	2,799.3 lb/día
Tamaño nominal	2-1/2 in	63.5 mm
Número de cédula del tubo exterior	40	
Diámetro exterior del tubo exterior	2.88 in	73.2 mm
Diámetro interior del tubo exterior	2.469 in	62.7 mm
Espesor del tubo exterior	0.206 in	5.23 mm
BWG	16	
Número de tubos	32 tubos	
Diámetro exterior del tubo interior	1.5 in	38.1 mm
Diámetro interior del tubo interior	1.370 in	34.80 mm
Espesor del tubo interior	0.065 in	1.65 mm
Largo de los tubos	8 ft	2.44 m
Área de diseño de calentamiento	94.6 ft ²	8.8 m ²
Longitud total de los tubos	256 ft	78.0 m
Número de horquillas	16	
Número de Reynolds en el ánulo	6.97 x 10 ³ (Flujo turbulento)	
Número de Reynolds en el tubo interior	166 (Flujo laminar)	
Consumo de vapor (m _{v2})	21.2 lb/h	9.64 kg/h
Caudal de calor (Q ₂)	2.01 x 10 ⁴ Btu/h	5.89 kW
Caída total de presión en el ánulo	0.0205 lb/in ²	1.41 x 10 ⁻³ bar
Caída de presión en el tubo interior	0.0525 lb/in ²	3.62 x 10 ⁻³ bar
Coefficiente de obstrucción	0.002 (h)(ft ²)(°F)/Btu	3.52 x 10 ⁻⁴ (°C)(m ²)/W
Tiempo de retención	25 min 42 seg	
Capacidad volumétrica del calentador*	2.62 ft ³	0.0742 m ³
Tipo de trampa de vapor	Flote termostática	

* Es el volumen que pueden contener los tubos en su interior.

L.8) Comparación entre las revoluciones por minuto y el área necesaria para el calentamiento en el reactor de metanólisis

Tabla No. 7.19

Revoluciones por hora	30,000	45.4
Revoluciones por minuto	500	0.757
Número de Reynolds modificado	2.15×10^5	326
Potencia para el agitador	25 HP	¼ HP
Área de calentamiento (ft ²)	0.903	36.7
Tipo de propela utilizada	Turbina de aspas rectas, tipo disco.	

L.9) Reactor de metanólisis

Tabla No. 7.20

Altura de las aspas del agitador	0.246 ft	0.075 m
Altura del líquido	3.74 ft	1.14 m
Altura del cilindro	3.60 ft	1.10 m
Altura de cada elipse	0.86 ft	0.262 m
Altura total del reactor	5.32 ft	1.62 m
Ancho de las placas deflectoras	0.334 ft	0.105 m
Flujo másico de entrada	2,975.5 lb/día	1,352.5 kg/día
Diámetro interior del reactor	3.44 ft	1.05 m
Volumen de diseño	32.1 ft ³	0.910 m ³
Área de exterior del reactor *	36.7 ft ²	3.41 m ²
Área total de calentamiento**	18.8 ft ²	1.75 m ²
Ancho de las aspas	0.43 ft	0.131 m
Distancia entre fondo y el agitador	1.72 ft	0.52 m
Diámetro del agitador	1.72 ft	0.52 m
Caudal de calor (Q ₃)	2.01×10^4 Btu/h	5.89 kW
Consumo de vapor (m _{v3})	21.2 lb/h	9.64 kg/h
Potencia requerida en el agitador	25 HP	18.6 kW
Número de Reynolds modificado	2.15×10^5	
Velocidad del agitador	500 RPM	
Presión de trabajo	0.982 psia	0.0677 bar
Tiempo espacial del reactor	5 h ⁻¹	
Tipo de trampa de vapor	Flote termostática	
Salida del reductor	513 RPM	
Dientes del sprocket del reductor	25 dientes	
Dientes del sprocket de la propela	26 dientes	
Número de cadena a utilizar	RC - 80	

* Área total exterior del reactor, que es la suma de las áreas del elipsoide inferior y el cilindro del reactor.

** Es el área exterior del reactor que cubre el enchaquetamiento de calentamiento, y es el área necesaria para calentar la mezcla reaccionante. Es el promedio del área de calentamiento presentada en la tabla No. 7.19.

L.10) Condensador para el reflujo del metanol en el reactor de metanólisis

Tabla No. 7.21

Presión de trabajo	14.7 psia	1.014 bar
Razón de evaporación	1.38 lb/(ft ²)(h)	6.75 kg/(m ²)(h)
Flujo másico de metanol reflujo	16.1 lb/h	7.31 kg/h
Flujo calórico total (Q _t)	7.24 x 10 ³ Btu/h	2.12 kW
Flujo másico de agua	362 lb/h	164 kg/h
Flujo volumétrico de agua	0.72 GPM	0.163 m ³ /h
Temperatura de entrada del agua	68 °F	20°C
Temperatura de salida del agua	88 °F	31.1°C
Número de Reynolds en los tubos	5.53 x 10 ⁴ (Flujo turbulento)	
Número de Reynolds en la coraza	407 (Flujo laminar)	
BWG	24	
Número de tubos	4	
Largo de los tubos	3.5 ft	1.07 m
Diámetro exterior de los tubos	3/8 in	9.5 mm
Diámetro interior de los tubos	0.331 in	8.41 mm
Espesor de los tubos	0.022 in	0.559 mm
Area de diseño para calentamiento	2.41 ft ²	0.224 m ²
Diámetro de la coraza	3 in	76.2 mm
Número de cruces en la coraza	14 cruces	
Número de deflectores	13 deflectores	
Número de pases en los tubos	1 pase	
Espaciado de los deflectores	3 in	76.2 mm
Caída de presión en los tubos	5.20 x 10 ⁻³ lb/in ²	3.58 x 10 ⁻⁴ bar
Caída de presión en la coraza	4.17 x 10 ⁻⁴ lb/in ²	2.88 x 10 ⁻⁵ bar
Flujo en los tubos	Vapor de metanol	
Flujo en la coraza	Agua	
Arreglo de los tubos	Triangular	
Espaciado entre centro y centro de tubo	5/8 in	15.9 mm
Espaciado entre tubos	1/4 in	6.35 mm

L.11) Condensador para recuperar el metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis

Tabla No. 7.22

Presión de trabajo	0.982 psia	0.0677 bar
Razón de evaporación	270 lb/(ft ²)(h)	1.32 x 10 ³ kg/(m ²)(h)
Flujo de metanol evaporado	3.15 x 10 ³ lb/h	1.43 x 10 ³ kg/h
Caudal de calor (Q _s)	1.95 x 10 ⁶ Btu/h	571 kW
Flujo másico de salmuera	2.41 x 10 ⁵ lb/h	1.10 x 10 ⁵ kg/h
Flujo volumétrico de salmuera	404 GPM	m ³ /h
Temperatura entrada metanol	46.5 °F	8.1 °C
Temperatura salida metanol	46.5 °F	8.1 °C
Temperatura de entrada salmuera	26.5 °F	-3.06 °C
Temperatura de salida salmuera	36.5 °F	2.50 °C
BWG	16	
Número de tubos	934 tubos	
Diámetro exterior del tubo (D _o)	1.00 in	25.4 mm
Diámetro interior del tubo	0.870 in	22.1 mm
Espesor del tubo	0.065 in	1.65 mm
Largo de los tubos (L)	20 ft	6.10 m
Área de diseño de calentamiento	4.89 x 10 ³ ft ²	455 m ²
Número de cruces en la coraza	10 cruces	
Número de deflectores	9 deflectores	
Número de pases en los tubos	2 pases	
Espaciado de los deflectores	24 in	609.6 mm
Número de Reynolds en los tubos	1.07 x 10 ³	(Flujo laminar)
Número de Reynolds en la coraza	1.04 x 10 ⁴	(Flujo turbulento)
Caída de presión en la coraza	2.20 lb/in ²	0.152 bar
Caída de presión total en los tubos	0.0977 lb/in ²	6.74 x 10 ⁻³ bar
Diámetro interior de la coraza (D _{ic})	50 in	1,270 mm
Fluido en los tubos	Salmuera al 25 %	
Fluido en la coraza	Vapor de metanol	
Arreglo de los tubos	Triangular	
Espacio entre los tubos	¼ in	6.35 mm
Espacio entre centro y centro de tubo (L _p)	1-1/4 in	31.8 mm

L.12) Tanque decantador para las fases de ésteres y glicerina

Tabla No. 7.23

Flujo másico de entrada	2.71×10^3 lb/día	1.23×10^3 kg/día
Flujo de la fase de los ésteres	2.22×10^3 lb/día	1.01×10^3 kg/día
Flujo de la fase del glicerol	491 lb/día	223 kg/día
Volumen del decantador	2.41 ft ³	0.0683 m ³
Diámetro interior del tanque	0.832 ft	0.254 m
Longitud del decantador	4.16 ft	1.27 m
Altura total de las fases en el decantador (Z_T)	0.749 ft	0.228 m
Altura de la capa de ésteres en la rama de descarga (Z_{A2})	0.560 ft	0.171 m
Altura de la capa de ésteres (Z_B)	0.625 ft	0.191 m
Altura de la capa de glicerina (Z_{A1})	0.125 ft	0.0381 m
Gravedad específica de la fase continua	1.24	
Tiempo de retención	30 min.	

L.13) Tanque para preparar la solución de salmuera al 25 %

Tabla No. 7.24

Volumen de trabajo del tanque	5.55 m ³	196 ft ³
Altura del tanque	2.40 m	7.86 ft
Ancho de las placas deflectoras	0.192 m	0.629 ft
Altura del líquido en el tanque	1.92 m	6.29 ft
Diámetro del rodete del agitador	0.640 m	2.10 ft
Diámetro del tanque	1.92 m	6.29 ft
Distancia entre el rodete y el fondo	0.640 m	2.10 ft
Factor de seguridad	1.25	
Número de Reynolds	6.97×10^4 (flujo turbulento)	
Pitch o cabeceo del rodete	1.28 m	4.20 ft
Potencia requerida para la agitación	0.186 kW	0.25 HP
Velocidad del rodete	30 RPM	
Salida del reductor	31 RPM	
Dientes del sprocket del reductor	21 dientes	
Dientes del sprocket del eje del rodete	22 dientes	
Número de cadena	RC - 80	

L.14) Equipo de refrigeración para la salmuera al 25%

Tabla No. 7.25

Características del equipo de refrigeración

Calor absorbido por el evaporador	1.95×10^6 Btu/h (162.5 TR*)	571 kW
Factor de seguridad de diseño	10 %	
Capacidad de refrigeración diseñada	179 TR*	629 kW
Refrigerante primario	Amoníaco	
Refrigerante secundario	Salmuera al 25%	
Flujo másico de salmuera al 25%	2.41×10^5 lb/h	1.10×10^5 kg/h
Flujo volumétrico de salmuera al 25%	404 GPM	1.53 m ³ /min

* TR. significa toneladas de refrigeración, que equivale a 12,000 Btu/h.

Tabla No. 7.26

Características del evaporador del sistema de refrigeración

Temperatura de entrada de la salmuera	36.5 °F	2.50 °C
Temperatura de salida de la salmuera	26.5 °F	-3.06 °C
Temperatura de evaporación del amoníaco	31.5 °F	-0.278 °C
Presión del amoníaco	61.6 psia	4.25 bar abs

Tabla No. 7.27

Características del condensador del sistema de refrigeración

Temperatura de condensación del amoníaco	92.0 °F	33.3 °C
Presión del amoníaco	186.6 psia	12.9 bar abs
Temperatura de agua de enfriamiento	77.0 °F	25.0 °C

Tabla No. 7.28

Características del compresor del sistema de refrigeración

Tipo del compresor	Alternativo	
Velocidad del eje del compresor *	900 RPM	
Velocidad nominal del motor	1,750 RPM	
COP (Coefficient of performance)	5.59	
Consumo de fuerza del motor	151 IHP	113 kW ^a
Potencia del motor a utilizar	200 IHP	149 kW
Capacidad nominal de refrigeración	196.4 TR	691 kW
Temperatura de succión sobrecalentada	81.5 °F	27.5 °C
Temperatura de sobrecalentamiento de succión útil	76.5 °F	24.7 °C
Temperatura de líquido subenfriado	42.0 °F	5.56 °C

* Se utilizará un reductor para reducir la velocidad nominal del motor, a la velocidad de operación del compresor.

L.15) Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD

Tabla No. 7.29

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	14.7 psig	1.01 bar
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible	0.182 in	4.6 mm
Espesor de pared de diseño *	3/16 in	4.76 mm
Diámetro interior del tanque	7.58 ft	2.31 m

* El espesor de diseño del tanque, es el mayor espesor de lámina que se aproxima al espesor de pared mínimo permisible calculado.

L.16) Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento del metanol

Tabla No. 7.30

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	14.7 psig	1.01 bar
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible	0.162 in	4.11 mm
Espesor de diseño del tanque *	3/16 in	4.76 mm
Diámetro interior del tanque	4.95 ft	1.51 m

* El espesor de diseño del tanque, es el mayor espesor de lámina que se aproxima al espesor de pared mínimo permisible calculado.

L.17) Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de preparación de la solución catalizadora

Tabla No. 7.31

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	14.7 psig	1.01 bar
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible	0.144 in	3.66 mm
Espesor de diseño del tanque *	3/16 in	4.8 mm
Diámetro interior del tanque	2.55 ft	0.78 m

* El espesor de diseño del tanque, es el mayor espesor de lámina que se aproxima al espesor de pared mínimo permisible calculado.

L.18) Materiales de construcción y espesor de lámina para el calentador del tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD

Tabla No. 7.32

Material de construcción de los cabezales	Acero al carbón	
Espesor de pared de las cabezales	½ in	12.7 mm
Material de construcción de tubos	Cobre	
Calibre de los tubos de cobre	BWG 16	

L.19.A) Material de construcción y espesor de lámina para el calentador del aceite de palma africana RBD y la solución catalizadora de hidróxido de sodio y metanol

Tabla No. 7.33A

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	300 psig	20.7 bar
Diámetro interior del calentador	3.625 in	92.1 mm
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible *	0.175 in	4.44 mm

* El espesor de pared mínimo permisible calculado es menor que el espesor de pared del tubo escogido.

L.19.B) Características del tubo que se utiliza como coraza del calentador del aceite de palma africana RBD y la solución catalizadora de hidróxido de sodio y metanol

Tabla No. 7.33B

Tamaño nominal	4 in	101.6 mm
Número de cédula	80	
Diámetro interior del tubo **	3.826 in	97.18 mm
Diámetro exterior del tubo	4.5 in	114.3 mm
Espesor de la pared del tubo	0.337 in	8.56 mm

** El tubo se escogió al tomar en cuenta el diámetro interior del tubo y el diámetro interior del calentador.

L.20) Material de construcción y espesor de lámina para el reactor de metanólisis

Tabla No. 7.34

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	-14.7 psig	-1.01 bar
Diámetro interior del reactor	3.44 ft	1.05 m
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible	0.544 in	13.8 mm
Espesor de pared de diseño *	5/8 in	15.9 mm

* El espesor de diseño del tanque, es el mayor espesor de lámina que se aproxima al espesor de pared mínimo permisible calculado.

L.21) Material de construcción y espesor de lámina del condensador para la recuperación del metanol sin reaccionar que sale del reactor de metanólisis

Tabla No. 7.35

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	-14.7 psig	-1.01 bar
Diámetro interior del condensador	45.5 in	1160 mm
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible *	0.587 in	14.9 mm
Espesor de pared de diseño	5/8 in	15.9 mm
Calibre de los tubos de cobre	BWG 16	
Diámetro interior de los tubos de cobre	0.620 in	15.7 mm
Diámetro exterior de los tubos de cobre	0.750 in	19.1 mm

* El espesor de diseño del condensador, es el mayor espesor de lámina que se aproxima al espesor de pared mínimo permisible calculado.

L.22.A) Material de construcción y espesor de lámina para el condensador de reflujo del metanol en el reactor de metanólisis

Tabla No. 7.36A

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	300 psig	20.7 bar
Diámetro interior del condensador	3 in	76.2 mm
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible *	0.164 in	4.16 mm
Calibre de los tubos de cobre	3WG 24	
Diámetro interior de los tubos de cobre	0.331 in	8.41 mm
Diámetro exterior de los tubos de cobre	0.375 in	9.52 mm

* El espesor de pared mínimo permisible es menor que el espesor de pared del tubo escogido.

L.22.B) Características del tubo que se utiliza como coraza del condensador de reflujo del metanol en el reactor de metanólisis

Tabla No. 7.36B

Tamaño nominal	4 in	101.6 mm
Número de cédula	40	
Diámetro interior del tubo **	4.026 in	102.3 mm
Diámetro exterior del tubo	4.5 in	114.3 mm
Espesor de pared del tubo	0.237 in	6.02 mm

** El tubo se escogió al tomar en cuenta el diámetro interior del tubo y el diámetro interior del calentador.

L.23.A) Material de construcción y espesor de lámina del tanque decantador para la fase de la glicerina y fase de los ésteres metílicos

Tabla No. 7.37A

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	-14.7 psig	-1.01 bar
Diámetro interior del decantador	0.749 ft	0.228 m
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible *	0.216 in	5.49 mm

* El espesor de pared mínimo permisible es menor que el espesor de pared del tubo escogido.

L.23.B) Características del tubo que se utiliza como pared del tanque decantador para la fase de glicerina y fase de los ésteres metílicos

Tabla No. 7.37B

Tamaño nominal	10 in	254 mm
Número de cédula	40	
Diámetro interior del tubo **	10.020 in	254.5 mm
Diámetro exterior del tubo	10.75 in	273.05 mm
Espesor de la pared del tubo	0.365 in	9.3 mm

** El tubo se escogió al tomar en cuenta el diámetro interior del tubo y el diámetro interior del calentador.

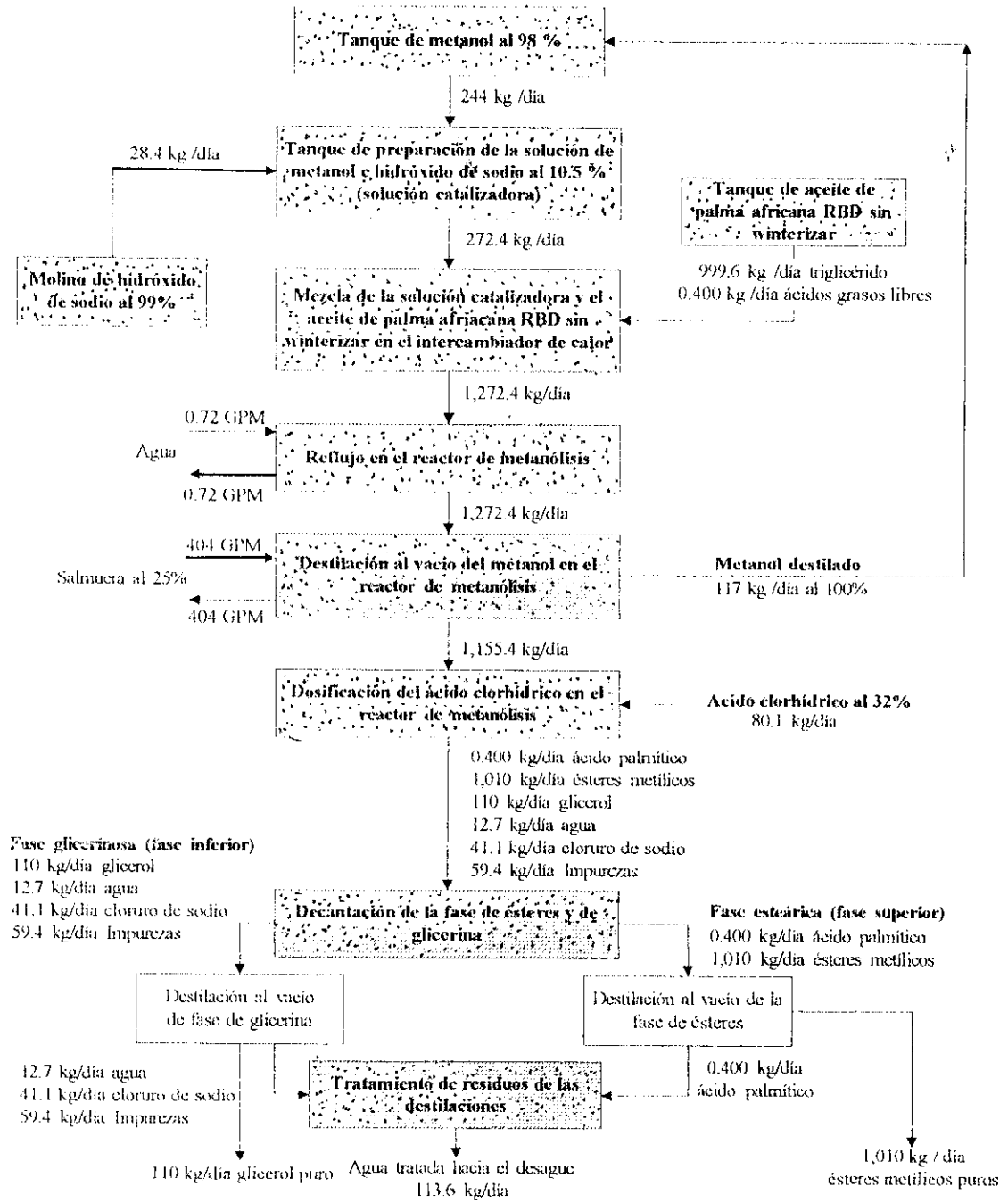
L.24) Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de preparación de salmuera al 25%

Tabla No. 7.38

Material de construcción	Acero al carbón	
Presión de diseño	14.7 psig	1.01 bar
Diámetro interior del tanque	5.28 ft	1.61 m
Eficiencia de la soldadura	85 %	
Corrosión permisible	1/8 in	3.2 mm
Espesor de pared mínimo permisible	0.165 in	4.19 mm
Espesor de pared de diseño *	3/16 in	4.76 mm

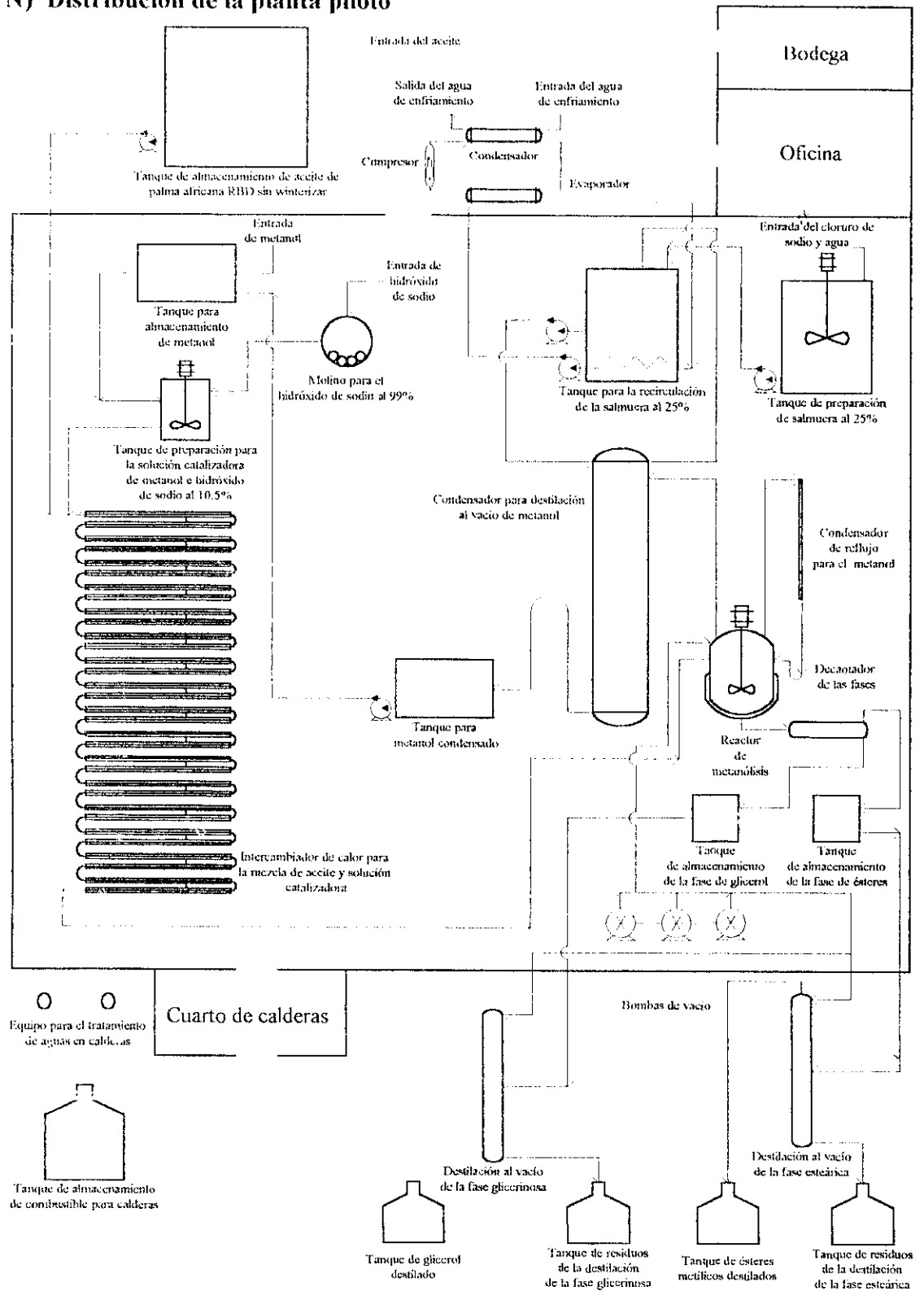
* El espesor de diseño del tanque, es el mayor espesor de lámina que se aproxima al espesor de pared mínimo permisible calculado.

M) Diagrama de flujo del proceso de metanolisis del aceite de palma africana RBD sin winterizar



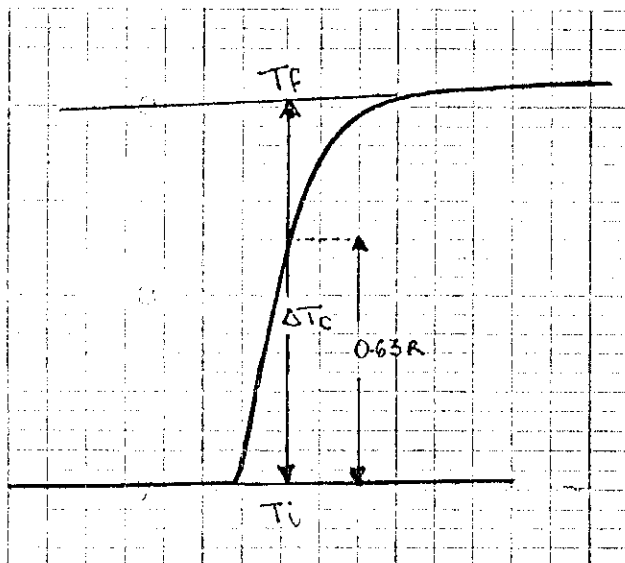
 Indica equipo diseñado
 Indica equipo no diseñado

N) Distribución de la planta piloto

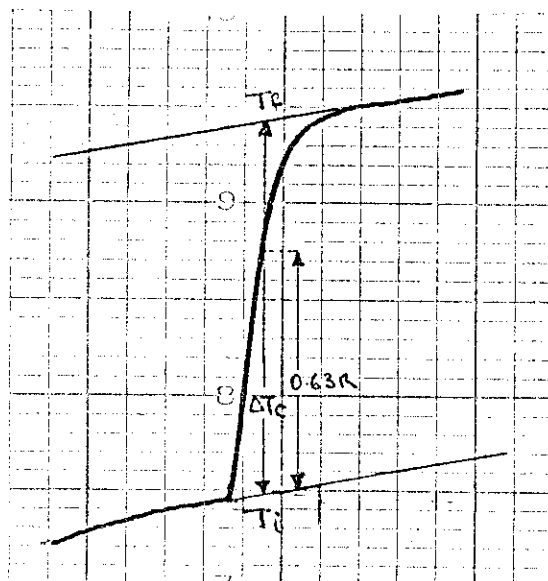


O) Termogramas

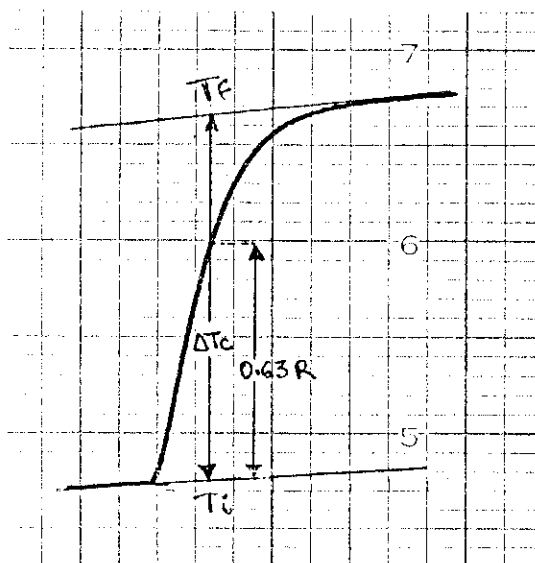
Termograma No. 1
Curva de calibración No. 1 del calorímetro de solución



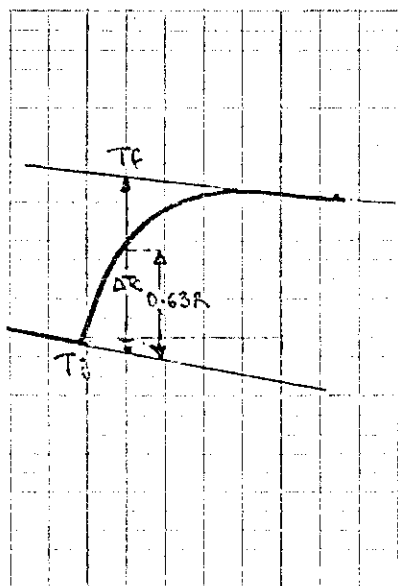
Termograma No. 2
Curva de calibración No. 2 del calorímetro de solución



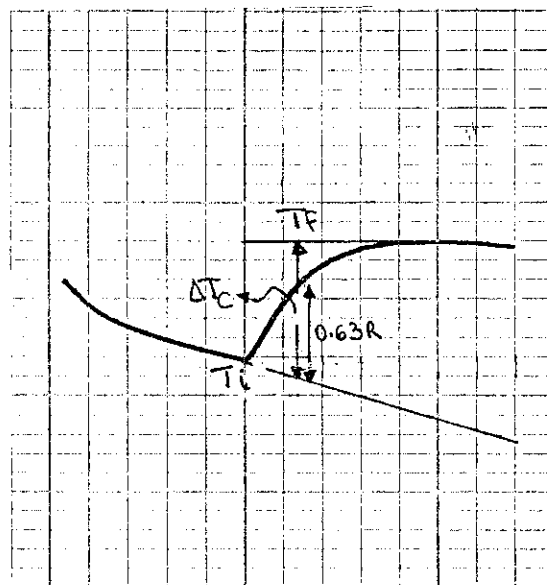
Termograma No. 3
Curva de calibración No. 3 del calorímetro de solución



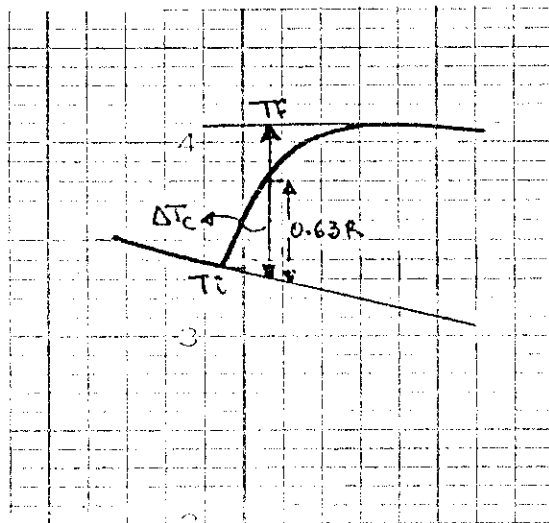
Termograma No. 4
Reacción
del hidróxido de sodio con metanol



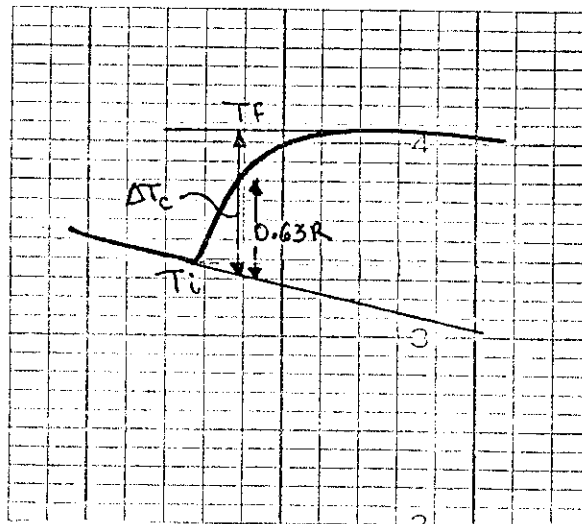
Termograma No. 5
Reacción
del hidróxido de sodio con metanol



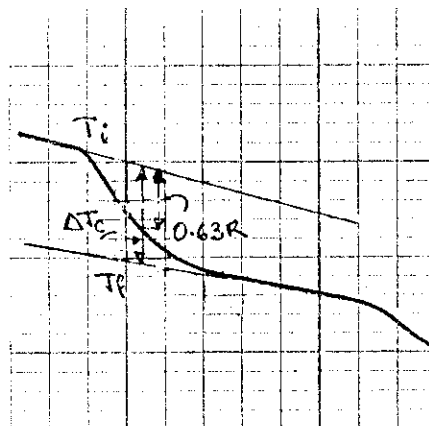
Termograma No. 6
Reacción
del hidróxido de sodio con metanol



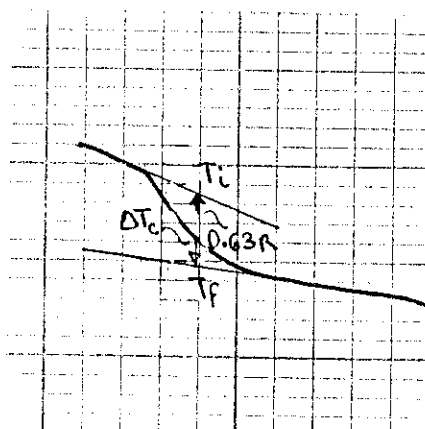
Termograma No. 7
Reacción
del hidróxido de sodio con metanol



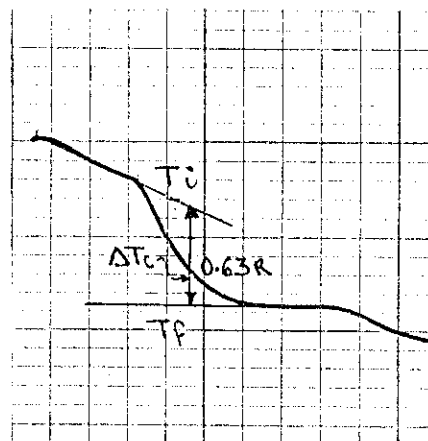
Termograma No. 8
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5%



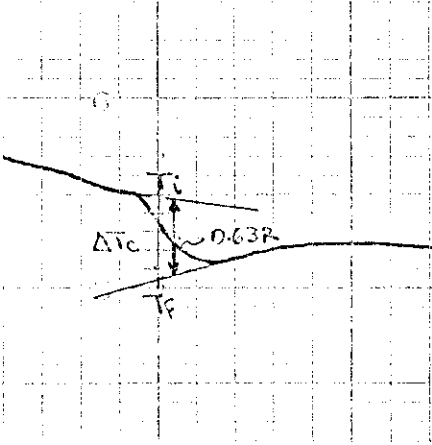
Termograma No. 9
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5%



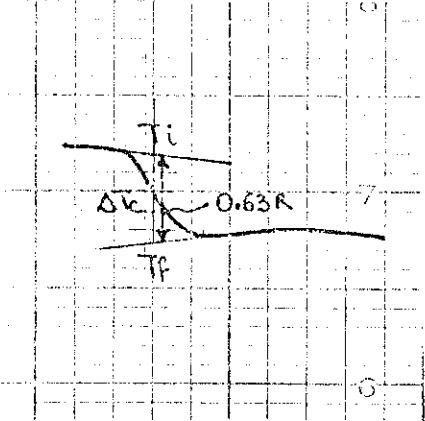
Termograma No. 10
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5%



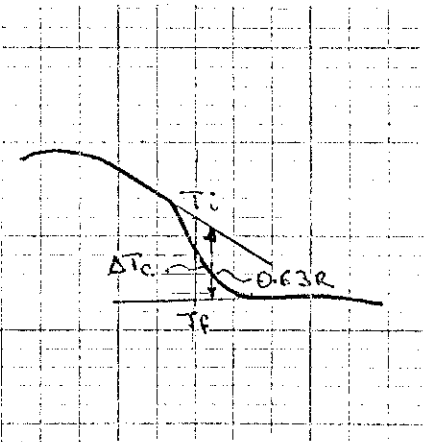
Termograma No. 11
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5%



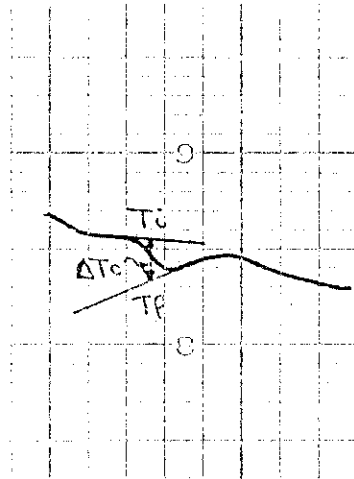
Termograma No. 12
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5%



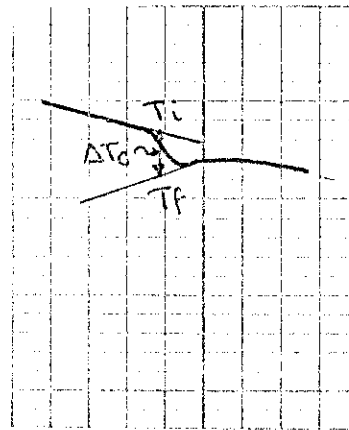
Termograma No. 13
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5%



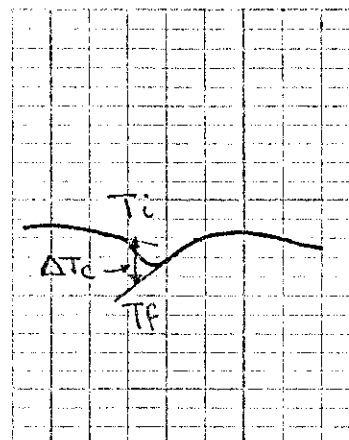
Termograma No. 14
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %



Termograma No. 15
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %

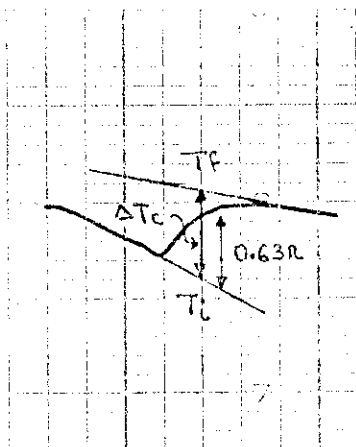


Termograma No. 16
Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %



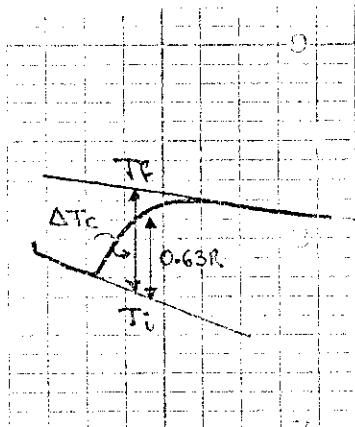
Termograma No. 17

Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 %



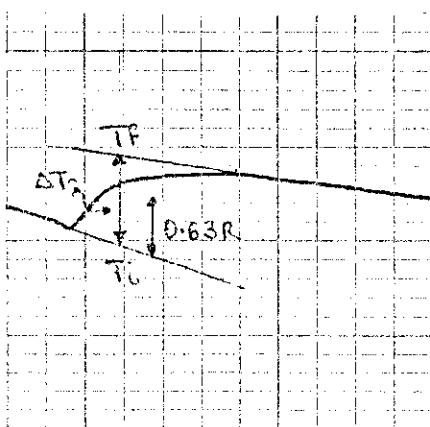
Termograma No. 18

Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 %



Termograma No. 19

Reacción del aceite de palma africana RBD y
una solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 %



P) Tratamiento de agua de calderas

P.1) Tratamiento del agua cruda

Tabla No. 7.39

Equipo a utilizar	Funcionamiento	Elimina
Suavizador de zeolita de sodio	Cambia los iones de sodio de la resina por los iones de calcio y magnesio presentes en el agua. Esta resina se regenera con una solución de salmuera.	Dureza del agua cruda (iones Ca^{2+} y Mg^{2+})

P.2) Tratamiento del agua de calderas

Tabla No. 7.40

Reactivo	Función
Acondicionador de lodos	Elimina los lodos formados por el tratamiento químico de la caldera.
Antiespumante	Para eliminar la espuma formada por contaminación orgánica del agua de calderas o por control químico inadecuado del agua.
Fosfatos	Previenen de la formación de incrustaciones de carbonatos y sulfatos de calcio y la acumulación de lodos en calderas. Se recolectan en el fondo de la caldera.
pH	Se ajusta el pH del agua de la caldera a un pH alcalino, en donde se forma una película de óxido protectora. Se logra con soda cáustica o fosfatos alcalinos.
Secuestrante de oxígeno	Previene la corrosión de la caldera por el oxígeno disuelto en el agua. Reduce los depósitos de óxidos. Son sulfitos de sodio o hidrazina.

P.3) Calidad de agua utilizada en una caldera con una presión de operación de 0 a 300 psig

Tabla No. 7.41

Análisis a realizar	Parámetros
Sílice *	150 ppm SiO ₂ (sílice).
Alcalinidad total *	700 ppm CaCO ₃ .
Conductividad específica**	7,000 micromho/cm ³ .

* Estos datos se controlan por medio de la purga constante de la caldera, para disminuir la concentración de estos.

** La conductividad específica dependerá de los sólidos suspendidos en el agua.

Q) Tratamiento de los desechos del proceso de metanólisis

Las agua residuales de la planta piloto tendrán la siguiente composición:

- 1) Acido Clorhídrico.
- 2) Cloruro de sodio.
- 3) Esteres metílicos.
- 4) Glicerol.
- 5) Hidróxido de sodio.
- 6) Impurezas de los reactivos.
- 7) Sales de ácidos grasos (jabones de sodio).
- 8) Triglicéridos.

- 1) **Homogenización del flujo de residuos.** Este es la primera etapa para tratamiento de los desechos, y consiste en mezclar las diferentes corrientes que salen de la fábrica para obtener una corriente más homogénea. Se puede utilizar un tanque agitado para mezclar los desechos.

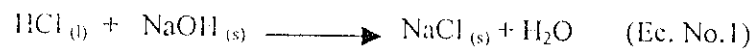
Al mezclar las corrientes que contienen ácido grasos libres, ácido clorhídrico e hidróxido de sodio, se obtienen reacciones de neutralización.

- 2) **Ajuste del pH.** Para neutralizar el pH de la corriente, se utilizará ácido clorhídrico o hidróxido de sodio, para obtener un pH entre 6.5 a 7.5. Este es el pH óptimo para el tratamiento bacteriológico. Si el pH está debajo de 4.0 o arriba de 9.5 se reducirá la eficiencia de tratamiento con microorganismos.

Después del ajuste del pH la corriente tendrá la siguiente composición:

- 1) Cloruro de sodio.
- 2) Esteres metílicos.
- 3) Glicerol.
- 4) Metanol.
- 5) Impurezas de los reactivos.
- 6) Sales de ácidos grasos (jabones de sodio).
- 7) Triglicéridos.

La reacción para la neutralización del exceso de ácido clorhídrico es:



- 3) **Decantación de las dos fases.** La corriente de desechos consta de dos fases inmiscibles, la fase superior o fase grasosa contendrá:

- 1) Esteres metílicos.
- 2) Impurezas solubles en la fase superior (ceras, etc.).
- 3) Sales de ácidos grasos (jabones de sodio).
- 4) Triglicéridos.

Esta se elimina por medio de un decantador gravitatorio y se introduce en un digestor anaeróbico, para degradar la materia orgánica. Los productos de la degradación son el dióxido de carbono, metano y células.

Existen dos clases de bacterias dentro de los digestores anaeróbicos, las formadoras de ácidos grasos libres a partir de compuestos orgánicos complejos y las formadoras de metano que los metabolizan para producir metano.

La fase inferior o fase acuosa contendrá los siguientes compuestos químicos:

- 1) Cloruro de sodio.
- 2) Impurezas solubles en la fase inferior (impureza del hidróxido de sodio y ácido clorhídrico).
- 3) Glicerol.
- 4) Metanol.

Esta corriente de desecho se somete a un tratamiento biológico aeróbico en donde las bacterias oxidan los alcoholes como el metanol y el glicerol en ácidos grasos, los cuales son convertidos a metano y dióxido de carbono.

R) Diagrama de flujo del tratamiento de los desechos para la planta piloto

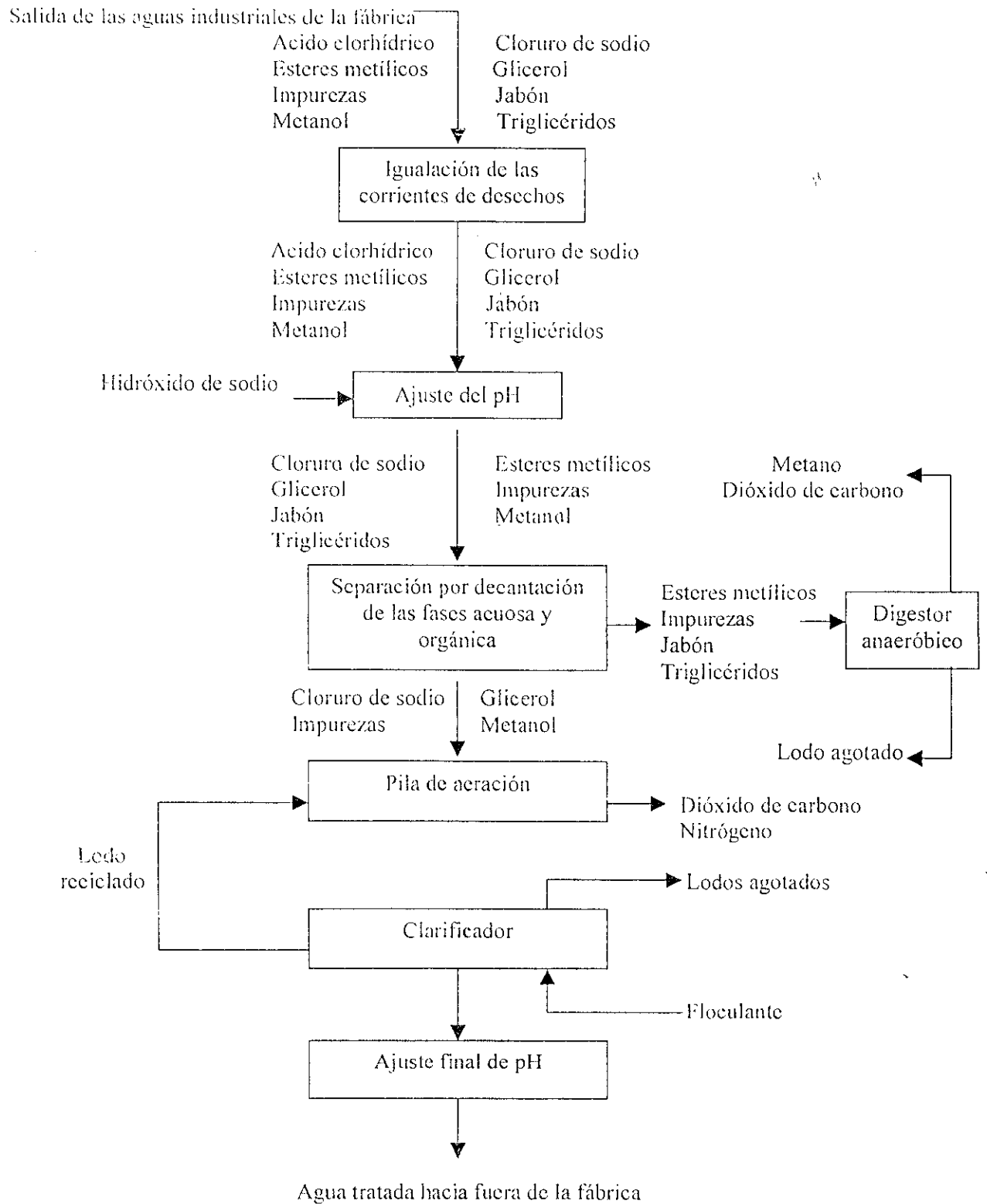


Figura No. 7.1.1
Vista lateral del tanque de almacenamiento de aceite
de palma africana RBD sin winterizar

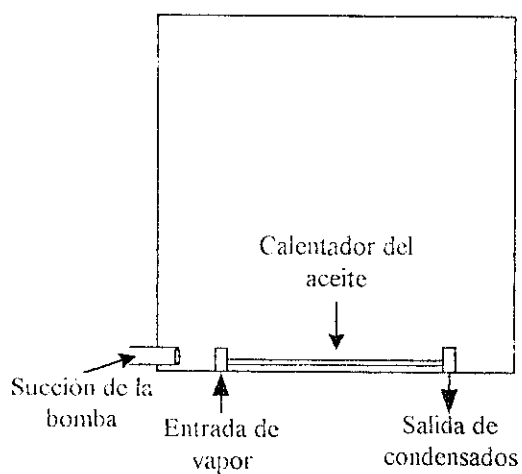


Figura No. 7.1.2
Vista superior del tanque de almacenamiento de aceite de palma africana
RBD sin winterizar

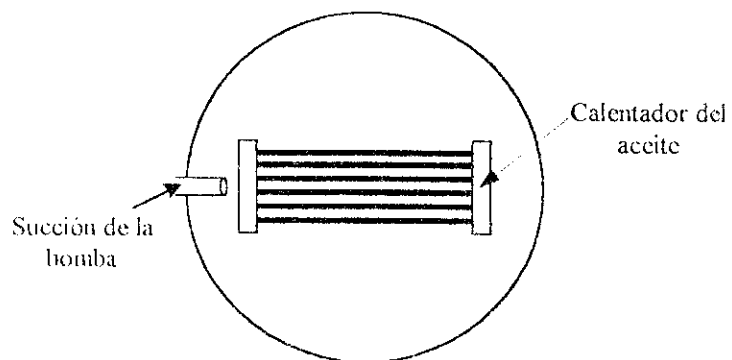


Figura No. 7.1.3
Vista transversal del calentador de aceite de palma africana RBD sin winterizar
dentro del tanque de almacenamiento

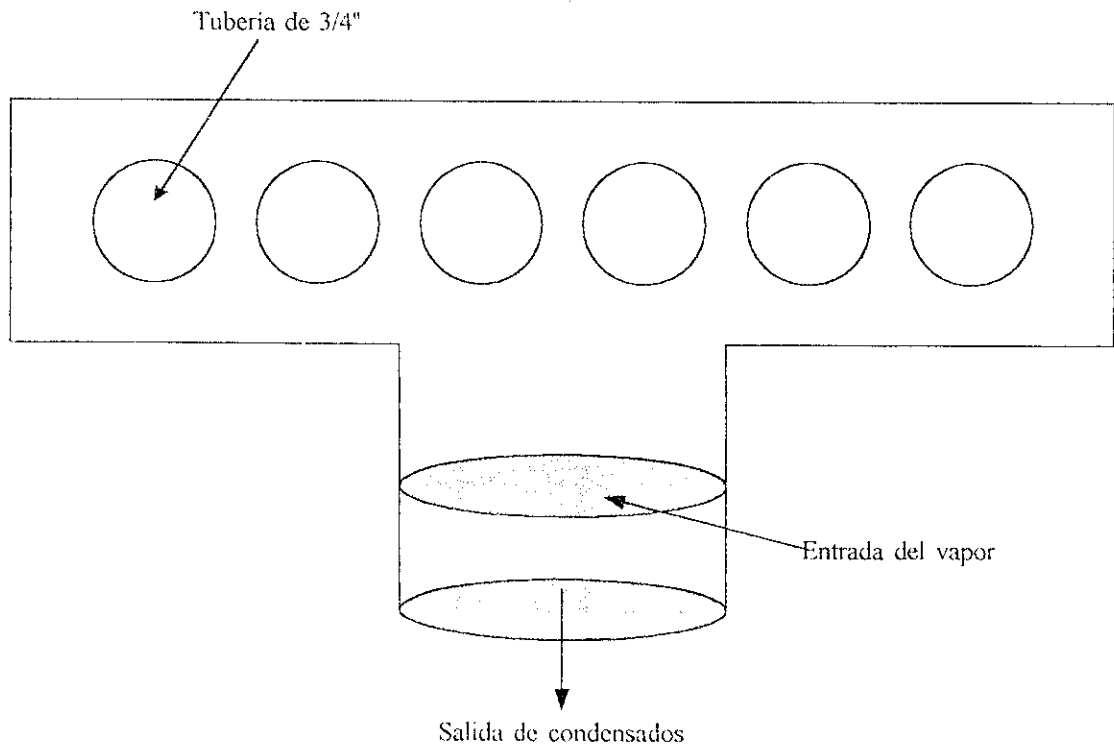


Figura No. 7.2

**Arreglo de los tubos para del calentador para la mezcla de palma
RBD sin winterizar y la solución catalizadora**

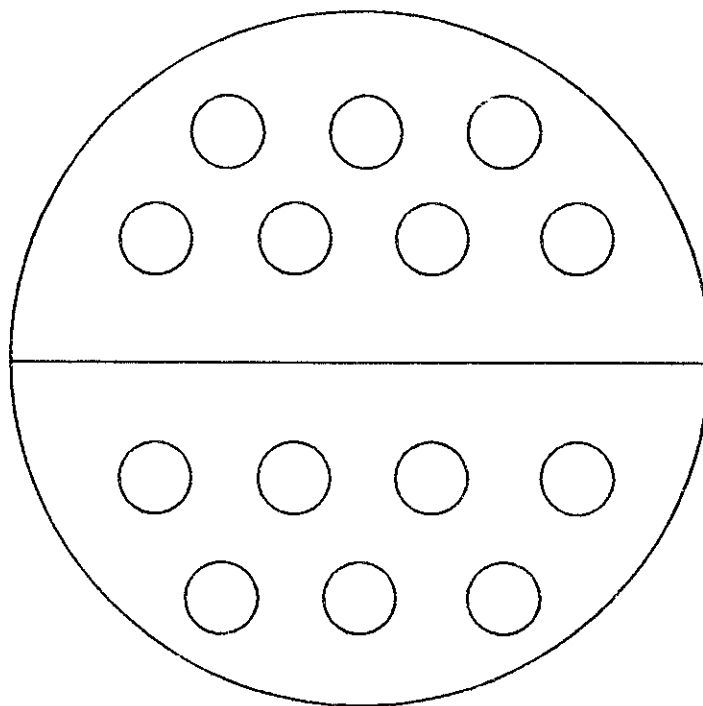


Figura No. 7.3

Arreglo de los tubos del condensador de reflujo de metanol
en el reactor de metanólisis

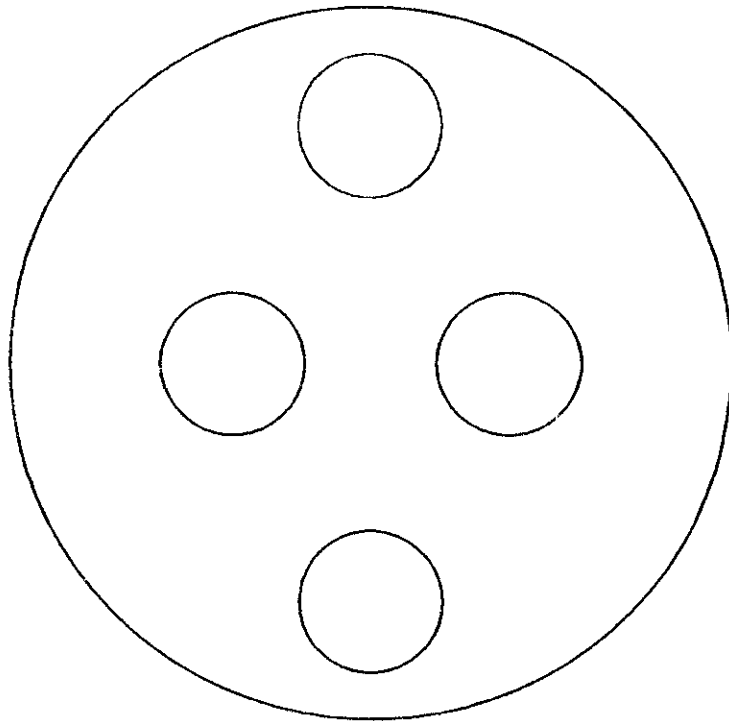


Figura No. 7.4

Arreglo de los tubos del condensador para recuperación del metanol sin reaccionar proveniente del reactor de metanólisis

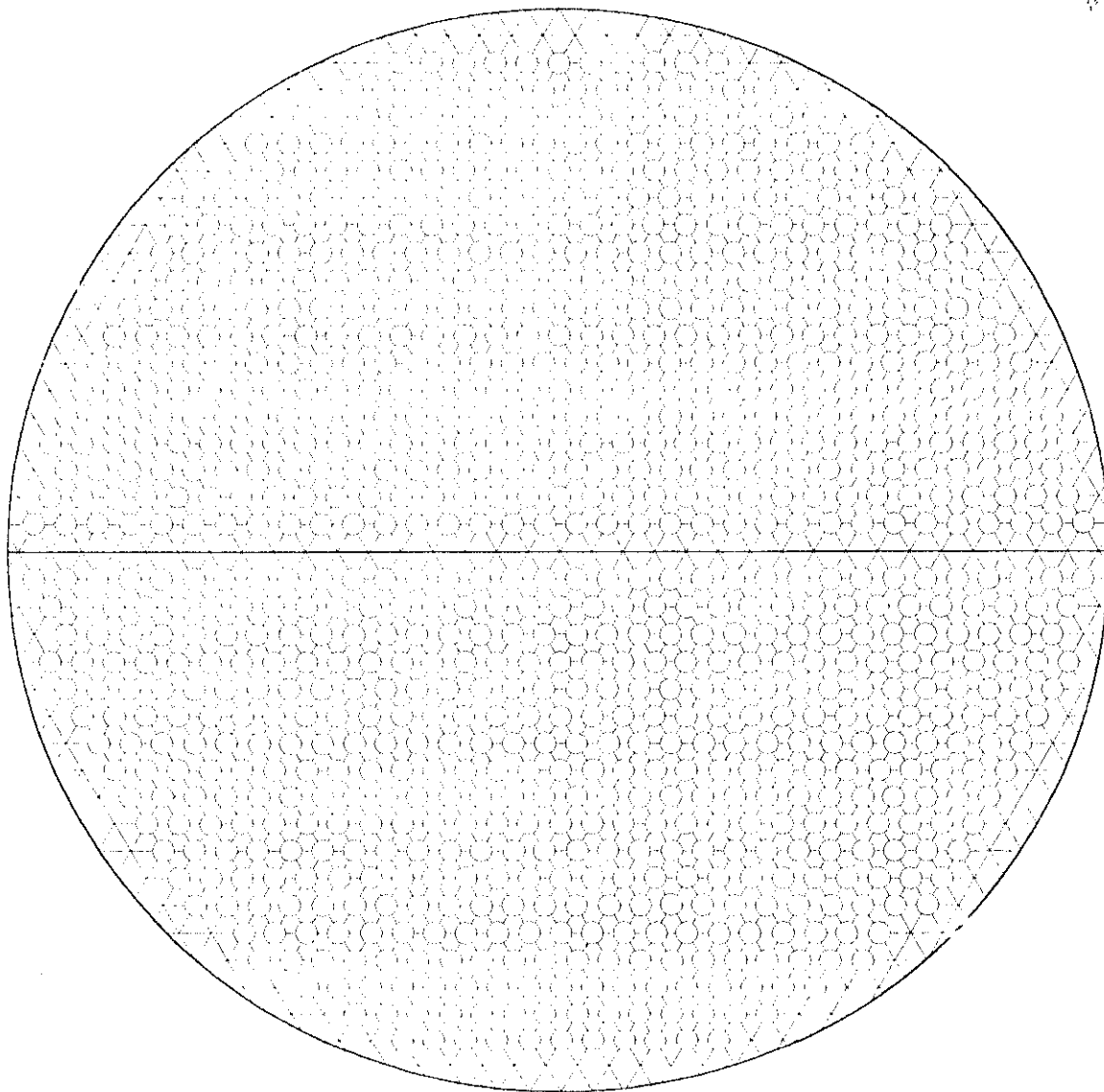


Figura No. 7.5

Reactor de metanólisis

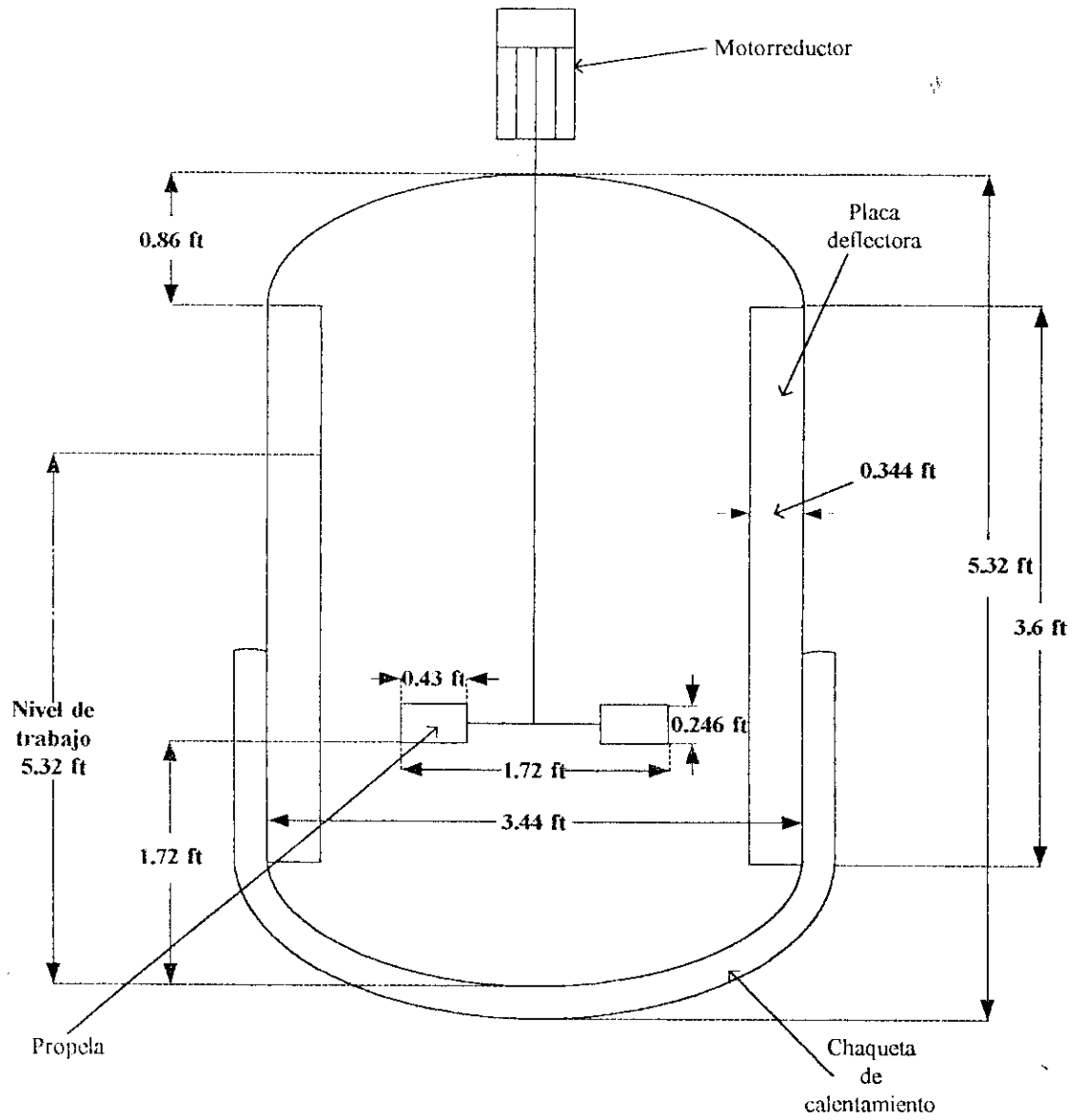


Figura No. 7.6

Reactor de metanólisis y sus condensadores

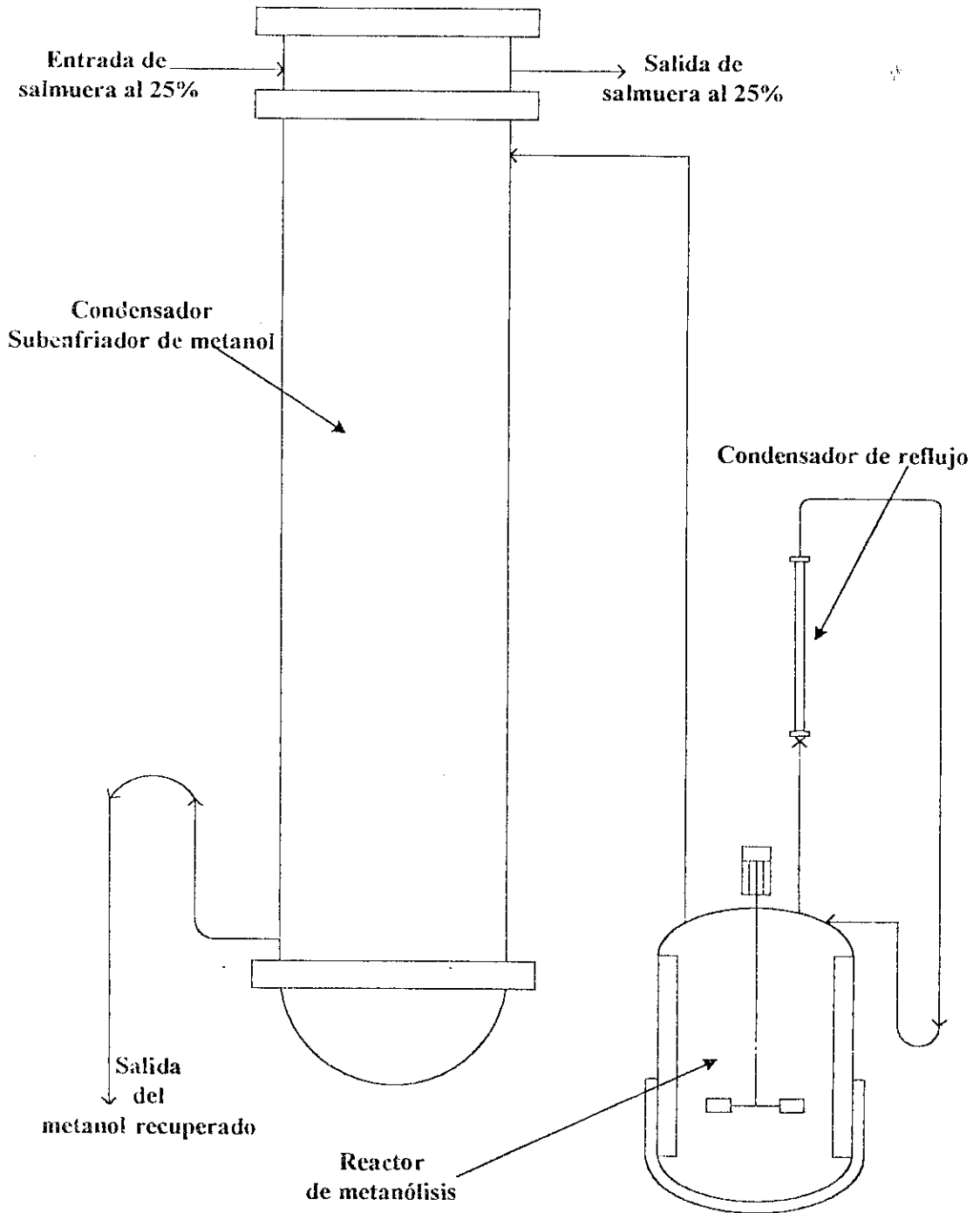


Figura No. 7.7

Tanque decantador para las fases de ésteres y de glicerina

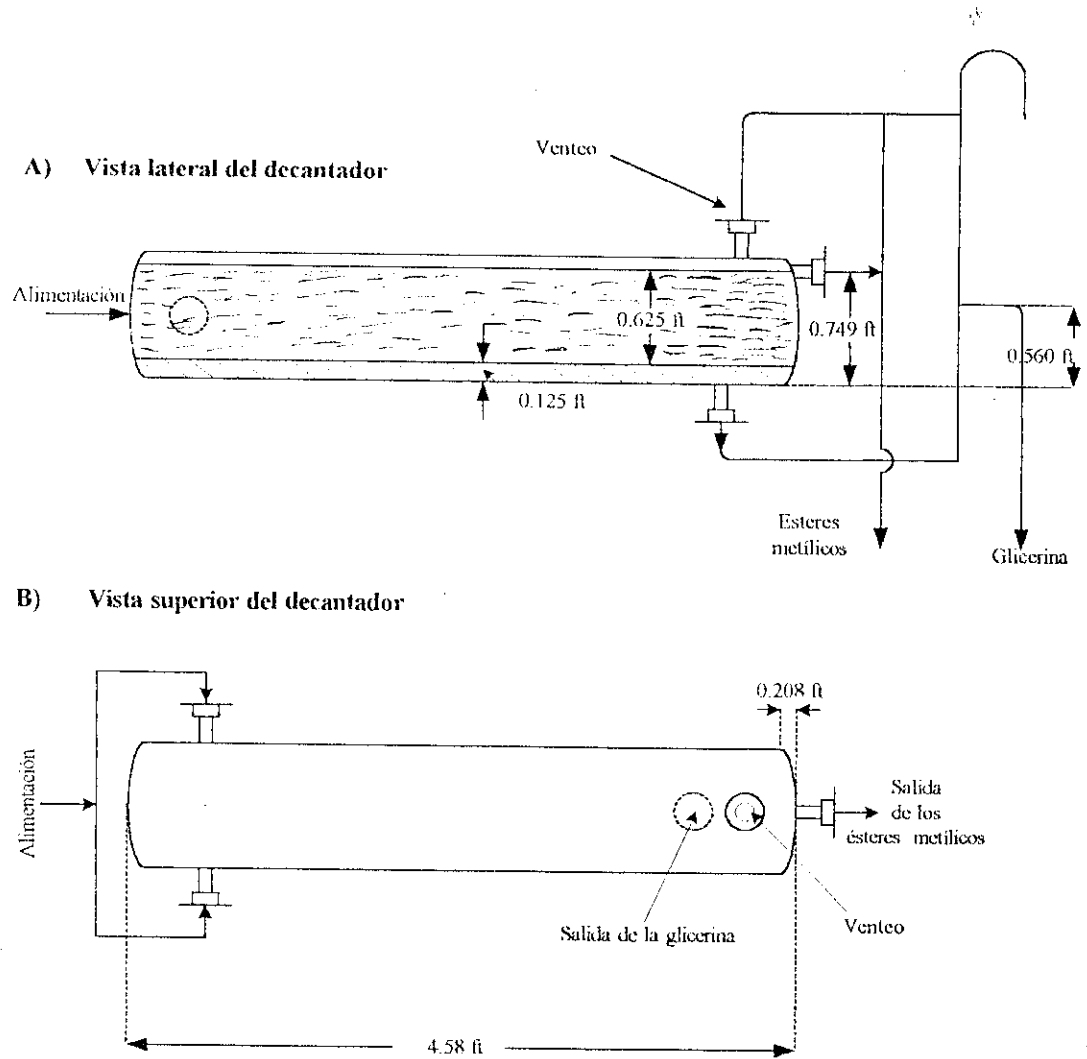


Figura No. 7.8
Tipos diferentes de hélices para agitadores

Figura No. 7.8.1
Hélice con aspas rectas

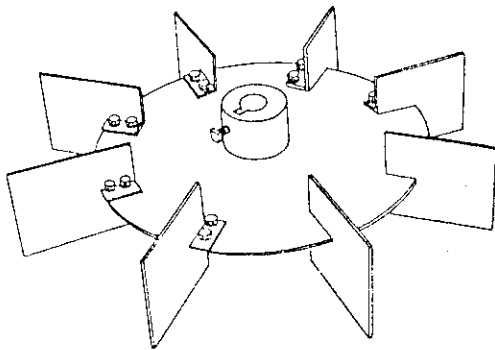


Figura No. 7.8.2
Hélice con aspas curvas

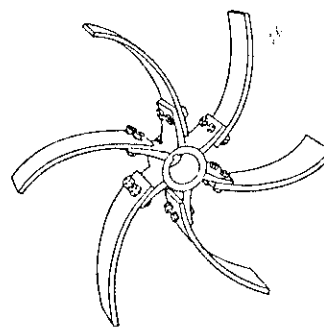


Figura No. 7.8.3
Hélice con paletas inclinadas a 45°

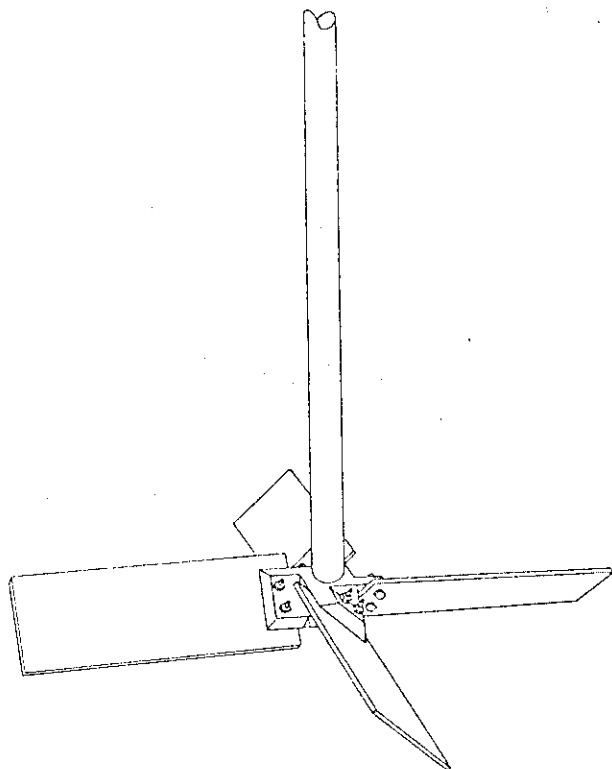
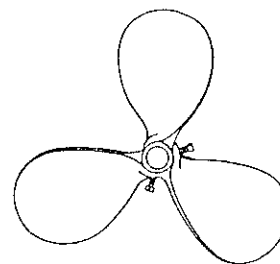
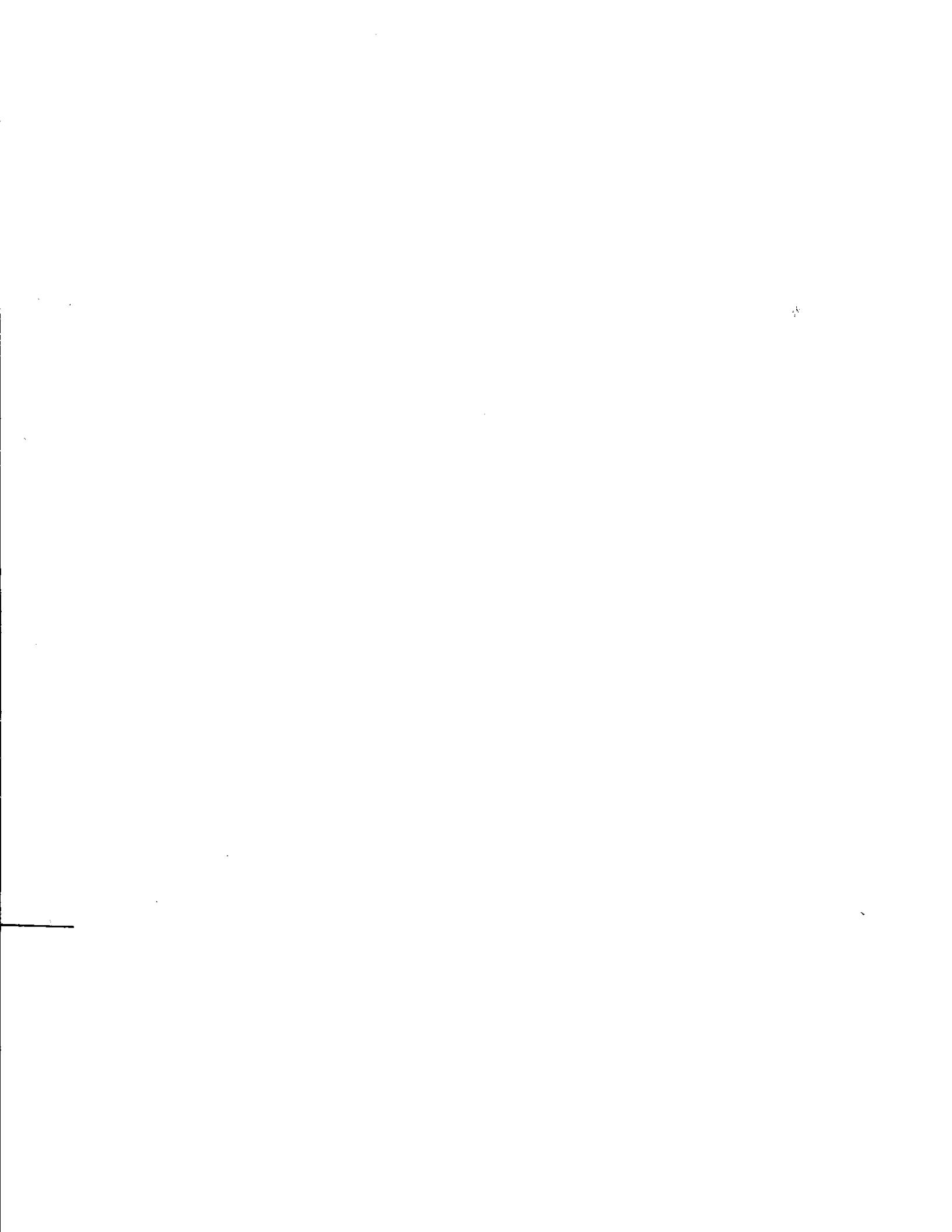


Figura No. 7.8.4
Hélice tipo marina





VII. DISCUSION

Para realizar la reacción de metanólisis, se utilizó aceite de palma africana RBD (refinado, blanqueado y desodorizado), metanol al 98% grado industrial e hidróxido de sodio al 99% en escamas.

A) Selección del catalizador

Para realizar la reacción de metanólisis, es necesario utilizar un catalizador. En la patente U.S. 2.383,632, hay una lista de posibles catalizadores. Se ha encontrado en la literatura, que los catalizadores más comunes para este tipo de reacción, son el hidróxido de sodio y el metóxido de sodio. Este último tiene un precio muy elevado en comparación con el hidróxido de sodio.

B) Preparación de la solución catalizadora

Para la preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 %, el hidróxido de sodio tuvo que ser molido por medio de un mortero y su pistilo, para aumentar la velocidad de disolución. La cantidad de catalizador a utilizar es un valor promedio obtenido del rango recomendable en la patente U.S. 2,383,632, siendo éste de 0.19 mol de hidróxido de sodio por cada mol de triglicérido presente en el aceite. De acuerdo, con la misma patente, se utilizó una cantidad de metanol igual a dos veces la cantidad estequiométrica necesaria para la reacción. El cálculo de la cantidad de catalizador a utilizar en la planta se encuentra descrito la tabla No. J.2, pag. No. 114. De igual manera, se describe el cálculo del metanol estequiométrico, del metanol necesario para la reacción (que incluye dos veces la cantidad estequiométrica) y el

cálculo de la concentración de la solución de metanol e hidróxido de sodio resultante (en el apéndice J, incisos 14,15 y 16, pag. No. 116 y 117, respectivamente).

C) Descripción de la reacción

Las condiciones para la reacción de metanólisis experimental, se encuentran enumeradas en la tabla No. 7.1 (pag No. 19), la temperatura de reflujo fue de 60°C, durante 30 minutos. Al momento de mezclar el aceite de palma africana RBD y la solución catalizadora, la mezcla resultante era más sólida que el propio aceite a la temperatura ambiente. La mezcla reaccionante, se empezó a calentar lentamente durante 15 minutos, hasta alcanzar la temperatura de reflujo del metanol, esto se hizo, para evitar que el metanol disuelto en el aceite fuera evaporado violentamente, para evitar de esta manera, pérdidas de reactivos y productos. Durante el período de reacción, la mezcla pasaba a su estado líquido, siendo de color café claro transparente, muy diferente al que caracteriza al aceite de palma cuando se calienta arriba de la temperatura ambiente, que es de color amarillo claro. La destilación del metanol en exceso, se realizó a una presión manométrica de 20 pulgadas de mercurio, durante 10 minutos, aunque la destilación de dicho alcohol fue de manera instantánea, debido a la alta volatilidad de éste. Mientras que el metanol en exceso era destilado, la mezcla reaccionante presentaba la formación de burbujas, las cuales al inicio de la destilación ocupaban todo el matraz de reacción y fueron disminuyendo hasta que todo el metanol se destiló. En este momento, se observó que la mezcla reaccionante se solidificaba. Para neutralizar el hidróxido de sodio que se utilizó como catalizador, se agregó una cantidad estequiométrica necesaria de ácido clorhídrico al 32 % (ver inciso No. 7, del apéndice J, pag. No. 115). El ácido se agregó a los 110°C, a la cual la mezcla reaccionante se fundía. Otra manera, de neutralizar la mezcla reaccionante, fue agregar el ácido después de destilar el metanol y aumentar la temperatura hasta que la mezcla pasara a su estado líquido. Pero se observó que si no se fusionaba totalmente la mezcla reaccionante, se obtenía un producto parcialmente

neutralizado, con presencia de 'natas', que eran porciones de la mezcla de productos sin neutralizar. La temperatura de decantación fue de 60°C, porque a temperaturas menores, la interfase no se define bien. La fase de los ésteres ocupa la parte superior de la mezcla separada, y tiene un color amarillo claro, transparente y la fase inferior, es la fase de la glicerina que se presenta de color blanco, opaco.

D) Cálculo de los reactivos

Para el calcular la cantidad de reactivos necesarios para la reacción se obtuvieron en partes en peso de reactivo por peso de triglicérido, como se puede observar en la tabla No. 7.2 (pag No. 19). La muestra de cálculo se puede observar en el apéndice J (pag. No. 113-117). En la tabla No. 7.3 (pag. No. 19), se tabulan los datos obtenidos de la reacción de metanólisis, efectuada en el laboratorio, la eficiencia promedio de la reacción fue de 78.1 %. El cálculo de la eficiencia de la reacción, se obtuvo por diferencia de peso de las muestras, antes y después de la destilación al vacío de la fase continua, para conocer la cantidad de metanol que se había recuperado. En la columna de la fase continua, se tabulan los pesos de la mezcla reaccionante, en la columna de la fase de ésteres, se reparta el peso obtenido de la fase de los ésteres, el asumir que los triglicéridos sin reaccionar, únicamente son solubles en esta fase, en la columna de la fase de glicerina, se tabula el peso de la glicerina y se asume que todas las impurezas contenidas en los reactivos, únicamente son solubles en dicha fase. También se asume que son solubles en la fase de la glicerina, los productos de la reacción de neutralización del hidróxido de sodio al 99% y ácido clorhídrico al 32%. Dichos productos son agua, cloruro de sodio e impurezas contenidas en el hidróxido de sodio y el ácido clorhídrico. Los valores teóricos de reactivos y productos de la reacción con 25 g de aceite se presentan en la tabla No. 7.4 (pag. No. 20).

E) Termogramas

La energía equivalente (e), se tabula en la tabla No. 7.5 (pag. No. 20), dicho dato se obtiene por medio de la estandarización del calorímetro de solución, disolviendo 0.5 g de TRIS en 100 mL de una solución de ácido clorhídrico 0.1 N, a una temperatura de 25°C. Los termogramas de la calibración No. 1, No. 2 y No.3, se pueden observar en el inciso O (pag. No. 39 - 40), de la sección de Resultados, los datos obtenidos experimentalmente, están tabulados en la tabla No. A.21, del apéndice A (pag. No. 90). La energía equivalente (e), tabulada en la tabla No. A.23, se obtiene al dividir la energía absorbida (Q_E), tabulada en la tabla No. A.22 (pag. No. 90), con los datos de diferencia de temperatura, ΔT_e , presentados en la tabla No. A.21 (pag. No. 90).

La reacción de disolución de hidróxido de sodio al 99% en metanol al 98%, es una reacción exotérmica, como se puede observar en los termogramas No. 4, No. 5, No. 6 y No.7 (pag. No. 41), ya que la temperatura inicial (T_i) es menor que la temperatura final (T_f), por lo que existe una liberación de calor. Los datos de las entalpías de disolución de hidróxido de sodio y metanol se encuentra tabulados en la tabla No. 7.6 (pag. No. 20).

También se obtuvo termogramas para medir las entalpías de la reacción del aceite de palma africana RBD con soluciones de hidróxido de sodio al 5% (termograma No. 8, No. 9 y No. 10, pag. No. 42)), al 10.5% (termograma No.11, No.12 y No.13, pag. No. 43), al 15% (termograma No. 14, No.15 y No.16, pag. No. 44) y al 20% (termograma No.17, No.18 y No.19, pag. No. 45). En estos termogramas, se observa que la reacción es endotérmica, porque la temperatura inicial (T_i) es mayor que la temperatura final (T_f), debido a que existe una absorción de calor de parte de los reactivos. A mayor concentración del hidróxido de sodio, menor es el calor absorbido. Dicha tendencia descendente, se puede observar al comparar los resultados de las tabla No. 7.7, No. 7.8 y No. 7.9 (pag. No. 21). Con la reacción con la solución catalizadora al 20%, se observa que la reacción tiene un comportamiento exotérmico (termogramas No. 17 al No. 19, pag. No. 45).

F) Características de la planta

La planta piloto para la producción de ésteres metílicos, se diseñó para una capacidad nominal de 1,000 kg por día. En la tabla No. 7.10 (pag. No. 22), se presenta un balance de materia para la reacción con 1,000 kg de aceite de palma RBD, con una eficiencia del 100%.

En el inciso M, en la sección de Resultados (pag No. 37), se muestra un diagrama de flujo del proceso de metanólisis, en donde se pueden observar los flujos máxicos de las materias primas involucradas en la reacción y los productos obtenidos en cada etapa. También se hace una distinción del equipo que se diseñó.

En el inciso N (pag. No. 38), se da a conocer una distribución del equipo en la planta piloto.

G) Comparación de los productos de una reacción lateral de saponificación y la reacción de metanólisis

En la tabla No. 7.11 (pag. No. 22), se describe cuales productos se formarían si se da una reacción de saponificación entre 28.4 kg por día de hidróxido de sodio y 189 kg de tripalmitina, se obtendrían 65.2 kg de palmitato de sodio (jabón). Si el palmitato de sodio obtenido se neutraliza con ácido clorhídrico al 32%, para obtener ácido palmítico libre, se necesitarían 26.7 kg de ácido clorhídrico y se obtendrían 60.1 kg de ácido palmítico libre. Si se asume que el aceite de palma africana RBD sin winterizar, posee 0.4 kg de ácido palmítico libre por cada 1,000 kg de aceite de palma africana RBD sin winterizar, se estarían perdiendo 6.30×10^{-2} kg de catalizador (hidróxido de sodio al 99%), que se convertirían en 0.434 kg de palmitato de sodio por día.

En conclusión, con la cantidad de hidróxido de sodio que se utilizó en la reacción de metanólisis, no es suficiente para saponificar todo el aceite, por consiguiente, si el aceite de palma RBD tuviera un 0.04 % de ácido palmítico libre (el porcentaje de ácido graso libre, en el aceite de palma africana, siempre se da como ácido palmítico), estos no consumirían todo la

cantidad del hidróxido de sodio agregado, por lo que siempre va a existir una cantidad de hidróxido de sodio que sirve como catalizador.

H) Condiciones de operación de la planta piloto

Las condiciones de operación de la planta se describen en la tabla No. 7.12, (pag. No. 22). Como medio de calentamiento, se utilizará vapor de baja presión (15 psig), las características de dicho vapor se describen en la tabla No. 7.13 (pag. No. 22). Los vapores de baja presión como el utilizado en esta planta, contienen una mayor cantidad de entalpía de evaporación por unidad de masa, además el condensado es más manejable y produce menos vapor instantáneo. Además, si se utiliza vapor de alta presión, esto provoca una mayor temperatura en la superficie del tubo y como consecuencia, una mayor pérdida calórica. Para recuperar el condensado de los equipos, se utilizarán trampas termostáticas de flote, las cuales poseen un sistema de drenado de condensados y otro sistema para la eliminación de incondensables (aire y dióxido de carbono) de la línea de vapor.

I) Tanques de almacenamiento de aceite de palma RBD y de metanol

Los tanques de almacenamiento de aceite de palma RBD y de metanol, se diseñaron para un tiempo almacenamiento de siete días, en que se utiliza un factor de seguridad de 1.25 (25% más del volumen necesario). Las dimensiones de estos tanques se pueden consultar en la tabla No. 7.14 y No. 7.15, respectivamente (pag. No. 23). El cálculo se puede observar en el inciso A y B del apéndice K (pag No. 119).

J) Tanque para la preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio

El tanque para la preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5% (p/p), se diseñó con un tiempo de reserva de 8 horas por día, utilizando un factor de seguridad de 1.25 (25% del volumen necesario). Se pudo observar, en la fase de experimental, las soluciones catalizadoras con concentraciones mayores al 10.5 %, se tornaban de color rojo oscuro en pocas horas. El cálculo para el diseño del tanque, se puede consultar en el inciso C, del apéndice K (pag. No. 120-121).

K) Agitador del tanque de preparación de la solución catalizadora

El flujo que se agita en el tanque, posee un Número de Reynolds de 9.43×10^3 , que característico de un flujo turbulento. La potencia requerida para el motor es de 0.186 kW (1/4 HP). El pitch o cabeceo de un agitador, según Treybal (1988: 166), es la relación entre el diámetro de la hélice y la distancia que avanza por revolución una hélice libre que opera sin deslizamiento. Por eso, se dice que el cabeceo o pitch del agitador utilizado en este tanque, es dos veces el diámetro del rodete (ver tabla No. 7.16, pag. No. 23). El tipo de hélice a utilizar en este tanque es tipo marina, semejante a la presentada en la Figura No. 7.8.4 (pag. No. 59). La velocidad de la hélice se diseñó a 60 RPM, por considerarse una velocidad moderada de agitación. Las revoluciones requeridas para la agitación se obtendrá utilizando un reductor y sprockets.

El tanque debe ser cerrado, para evitar la evaporación del metanol, porque la reacción de disolución del hidróxido de sodio en metanol, es exotérmica, y produce cierta evaporación del alcohol.

L) Calentador para el tanque de almacenamiento de aceite de palma RBD

Debido a que el aceite de palma africana RBD a temperatura ambiente, se encuentra en estado semisólido, para poder bombearlo hacia el proceso, se necesita que el tanque de almacenamiento, posea una temperatura adecuada para que el aceite fluya (arriba de 40°C) y de esta manera, poder bombearlo hacia el proceso. El calentador consiste en 6 tubos paralelos, colocados dentro del tanque de almacenamiento, con un consumo de vapor de 17.2 lb/h (7.82 kg/h). De la Fig No. 7.1.1 a la No. 7.1.3, se da un esquema de la ubicación de los tubos en el interior del tanque de almacenamiento (pags. No. 51-52). Se puede consultar el cálculo del diseño del calentador, en el inciso D, del apéndice K (pags. 121-124).

M) Calentador para la solución catalizadora y el aceite de palma RBD

Para mezclar la solución catalizadora y el aceite de palma RBD, se diseñó con intercambiador de calor para este fin. Existen dos alternativas que son: un intercambiador de concha y tubos, con 24 tubos pero con un tiempo de residencia de 25.3 seg (ver tabla No. 7.18A, pag. No. 25), y la segunda alternativa es un intercambiador de calor de tubos a contracorriente (ver tabla No. 7.18.B, pag. No. 26), compuesto por 16 horquillas, que mide cada brazo, 8 ft (2.44 m), haciendo un total de área de calentamiento de 94.6 ft² (8.8 m²), un área mucho mayor que en el calentador de concha y tubos que posee un área de 7.07 ft² (0.65m²). Además, el intercambiador de horquillas tiene números de Reynolds mayores que el intercambiador de calor de concha y tubos. El calentador a contracorriente tiene un tiempo de retención de 25 min con 42 segundos, que es mayor que el obtenido con un intercambiador de concha y tubos. El rango de calentamiento de estos intercambiadores, va en un rango desde 104°F (40°C) a 140 °F (60°C). Los calentadores descritos anteriormente son opciones que pueden sustituir al serpentín de contacto que se menciona en la patente U.S. 2,383,632, dicho equipo se utiliza para calentar y mezclar la

solución catalizadora y el aceite. Los cálculos realizados para el diseño de los calentadores se pueden consultar en los incisos E y F, del apéndice K (pags. No. 124-134).

N) Reactor de metanólisis

Parte de la reacción de metanólisis se realiza dentro del calentador de solución catalizadora y aceite de palma RBD, por consiguiente el reactor de metanólisis, sirve para completar la reacción por medio de una destilación por reflujo del metanol, durante 30 minutos.

En la fase experimental, se omitió la fase de calentamiento y mezcla de la solución catalizadora al utilizar un calentador. Los reactivos fueron agregados a temperatura ambiente, luego calentados lentamente y destilados por reflujo durante 30 minutos. El tiempo de reacción dentro del reactor, se obtuvo de la patente U.S. 2,383,632. Este es un promedio del tiempo que pasa en contacto la mezcla reaccionante y la solución de hidróxido de sodio.

El reactor de metanólisis fue diseñado con una velocidad espacial de $5h^{-1}$, porque según Clark (1970: 24), la velocidad espacial común de los reactores industriales, se encuentra alrededor de este valor. Es por eso que no se utilizó el valor de $0.5h^{-1}$, que es el tiempo en que se realizó la reacción a nivel experimental. Según, Levenspiel (1993:110), la velocidad espacial se define como el número de volúmenes de la alimentación en condiciones determinadas que pueden tratarse en la unidad de tiempo, medidos en volúmenes de reactor.

Una vez terminada la etapa de reflujo, se procede en el mismo reactor a destilar el metanol sin reaccionar por medio de destilación al vacío. Una de las ventajas de poseer este reactor con una velocidad espacial de $5h^{-1}$, es que al momento de la destilación al vacío, se produce mucha espuma que podría ser succionada por la bomba de vacío. Las características de diseño se pueden consultar en la tabla No. 7.20 (pag. No. 27). Los cálculos para las dimensiones del reactor se

describen en el inciso G, del apéndice K (pags. No. 134-139). En la figura No. 7.5, pag. No. 56, se presenta un dibujo del reactor con sus dimensiones de sus componentes.

O) Área de calentamiento del reactor

En la tabla No. 7.19 (pag. No. 27), se hace una comparación de la forma de la variación que existe en el área de calentamiento, dependiendo de la velocidad a la que gira del agitador. A mayor velocidad del agitador, menor será el área de calentamiento. Por consiguiente, para 30,000 revoluciones por hora el área de calentamiento se hace de 0.903 ft^2 (0.0839 m^2) y para 45.4 revoluciones por hora, el área de calentamiento es igual al área de todo el tanque del reactor. El área del reactor, se diseñó con una enchaquetamineto que cubre un área de 18.8 ft^2 (1.75 m^2) sobre las paredes del cuerpo del reactor. El agitador utilizado para este equipo es un agitador de aspas rectas, como el presentado en la fig No. 7.8.1 (pag. No. 59). Se escogió este tipo de impulsor, porque según Perry (1984: 10-19), puede operar entre números de Reynolds de 300 y 3×10^5 . La velocidad para el agitador se diseñó para 500 revoluciones por minuto.

P) Condensador vertical para la recuperación del metanol sin reaccionar

El condensador para la recuperación de metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis, trabaja a una presión de 0.982 psia (0.0677 bar), con una razón de evaporación de $270 \text{ lb}/(\text{ft}^2)(\text{h})$ [$1.32 \times 10^3 \text{ kg}/(\text{m}^2)(\text{h})$], las demás características se describen en la tabla No. 7.22 (pag. No. 29). Debido a que el metanol a la presión de trabajo, es muy volátil, se asumió que la cantidad a recuperar de metanol en el laboratorio, se evaporaba en un segundo, aunque la etapa de destilación fuera de 10 minutos, fue de esta manera, como se obtuvo la razón de evaporación. El condensador que se diseña en base a estos resultados, utiliza como refrigerante salmuera al 25% del lado de los tubos, mientras que del lado de la coraza fluye el vapor de metanol. Una

característica de la salmuera, es que puede enfriarse a temperaturas menores que la temperatura de congelación de agua, sin que se congele. La salmuera entra en el condensador a 26.5°F (-3.06 °C) y sale a 36.5°F (2.50 °C). El vapor de metanol entra a una temperatura de 46.5°F (8.1°C) a una presión de 0.982 psia (0.0677 bar) y sale del condensador en estado líquido a 46.5°F (8.10 °C), por lo que se debe de llevar a presión atmosférica, para poder almacenarlo y recircularlo. Esto se logra utilizando tubería de igualación de presión entre el cuerpo del condensador por donde circula el vapor de metanol y el tanque de recolección del metanol en la succión la bomba, esto se hace para que la bomba pueda succionar el metanol líquido. Los cálculos para el diseño de éste condensador, se describe en el inciso I, del apéndice K (pags. No. 145-152). La figura No. 7.4 (pag. No. 55), representa el arreglo de la tubería de cobre dentro del condensador.

Q) Condensador vertical de reflujo para el metanol

El condensador de reflujo para el metanol, trabaja a presión atmosférica, con una razón de evaporación de 1.38 lb/(ft²)(h) [6.75 kg/(m²)(h)], según lo descrito en la tabla No. 7.24 (pag. No. 30). En el condensador de reflujo, el vapor de metanol fluye en el lado de los tubos y en el lado de la coraza circula el refrigerante, que en este caso es agua con temperatura de 68 °F (20 °C) en la entrada y 88°F (31.1°C) en la salida. El cálculo para el dimensionamiento del condensador se presenta en el inciso H, del apéndice K (pag. No. 139-145). En la figura No. 7.3 (pag. No. 54), se puede observar el arreglo de la tubería dentro del condensador.

La figura No. 7.6 (pag. No. 57), representa el arreglo de los condensadores utilizados en el proceso de metanólisis, junto con el reactor.

R) Tanque decantador para las fases de ésteres y glicerina

El tanque decantador tiene un volumen total de 2.41 ft^3 (0.0683 m^3), para un tiempo de retención de 30 minutos (tabla No. 7.23, pag. No. 30). Es a la entrada de este tanque donde se dosifica el ácido clorhídrico al 32% para poder neutralizar el hidróxido de sodio. Una vez neutralizadas las fases, la separación se hace más fácil.

Las fases de ésteres y de glicerina se pueden obtener de mayor pureza, si después de la decantación de las fases, se somete cada una de ella por separado, a una destilación al vacío, para separar los triglicéridos sin reaccionar, los que se pueden reprocesar.

En la figura No. 7.7 (pag. No. 58), presenta la vista lateral y superior del decantador, así también, las alturas necesarias para una decantación eficiente.

En el inciso J, del apéndice K (pag. No. 152-154), se describen los cálculos realizados para diseñar el decantador de las fases de ésteres metílicos y de glicerina.

S) Equipo de refrigeración para la salmuera al 25%

Este equipo está diseñado para una capacidad de refrigeración de 179 toneladas de refrigeración (629kW) (Tabla No. 7.25, pag. No. 31). Como refrigerante primario, se utilizará amoníaco, este se usará para enfriar un refrigerante secundario, que en este caso, es la salmuera al 25%. La salmuera se utilizará para enfriar los vapores de metanol y así poderlos condensar. La entrada de la salmuera al evaporador del sistema de refrigeración será de $26.5 \text{ }^\circ\text{F}$ ($-3.06 \text{ }^\circ\text{C}$) y saldrá a $36.5 \text{ }^\circ\text{F}$ ($2.50 \text{ }^\circ\text{C}$), la temperatura de evaporación del amoníaco es el promedio aritmético de la entrada y la salida de la salmuera, el cual es $31.5 \text{ }^\circ\text{F}$ ($-0.28 \text{ }^\circ\text{C}$) (ver tabla No. 7.26, pag. No. 31).

Para el condensador del sistema de refrigeración, se utiliza agua como medio de enfriamiento, a una temperatura de $77.0 \text{ }^\circ\text{F}$ ($25.0 \text{ }^\circ\text{C}$). La temperatura de condensación del amoníaco en el

condensador se tomó como 92.0 °F (33.3 °C), existiendo una diferencia de temperatura entre el agua de enfriamiento y la temperatura de condensación del amoníaco de 15°F, de acuerdo a lo que se consulta a los fabricantes (ver tabla No. 7.27, pag. 31).

El compresor a utilizar, será de pistones (tipo alternativo), movido por un motorreductor con potencia de 200 HP y salida de 900 RPM (ver tabla No. 7.28, pag. No. 32). La velocidad del motor se puede obtener por medio de un variador de frecuencia.

En el inciso L del apéndice K (pag. No. 156), se describe la forma de cómo se calcularon las toneladas de refrigeración del equipo.

T) Material de construcción para el equipo

El equipo de la planta será construido de acero al carbón A36. El tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD, llevará un recubrimiento epóxico, para la protección de las paredes de éste, contra el ataque químico de los ácidos grasos libres.

Los calentadores y condensadores diseñados para la planta, se pueden hacer rotando lámina o utilizando tubería sin costura. Esta última opción es la más recomendable, porque permite obtener un cuerpo cilíndrico y simplifica el trabajo de construcción del equipo.

Los tanques de almacenamiento de aceite de palma, metanol, y el tanque de preparación de la solución catalizadora, se diseñaron para una presión de trabajo de 14.7 psig, con un espesor de lámina de 3/16", con una corrosión permisible de 1/8" (ver tabla No. 7.29, No. 7.30 y No. 7.31, pag. No. 32-33). Los espejos de los intercambiadores de calor serán construidos en lámina de acero al carbón A 36, con un espesor de 1/2" (ver tabla No. 7.32, pag. No. 33). Los tubos de cobre utilizados son de cobre calibre BWG 16, con diámetro exterior de 3/4" (ver tabla No. 7.17, pag. No. 24).

El calentador de aceite de palma y la solución catalizadora, se diseñó a una presión de trabajo de 300 psig, con una corrosión permisible de $1/8''$. Se construyó para soportar esta presión, ya que se utilizará, vapor para el calentamiento. Para evitar rolar lámina, se puede utilizar un tubo de acero al carbón, con tamaño nominal de $4''$, cédula 80 (Ver tabla No. 7.33B, pag. No. 34), con espesor de pared de 0.337 pulgadas (8.56 mm), que es un valor mayor que el calculado. La diferencia entre el diámetro del tubo a utilizar para hacer el cuerpo del calentador y el diámetro de diseño es de $0.201''$ (ver tabla No. 7.33A, pag. No. 33).

El reactor de metanólisis, se diseñó para una presión de trabajo de -14.7 psig, con corrosión permisible de $1/8''$, con un espesor de pared de $5/8''$ (ver tabla No. 7.34, pag. No. 34).

El condensador vertical para la recuperación del metanol sin reaccionar que sale del reactor de metanólisis, está diseñado para una presión de trabajo de -14.7 psig, porque la recuperación del metanol se realiza al vacío. Para la construcción del cuerpo del condensador, se utilizará lámina de acero al carbón de $5/8''$ de espesor. Los tubos de cobre utilizados son calibre BWG 16, con diámetro exterior de $3/4''$. (ver tabla No. 7.35, pag No. 34).

Para el condensador de reflujo del metanol en el reactor, se utilizará un tubo de acero al carbón A36, con un diámetro nominal de $4''$, que posee un diámetro interno de 4.026 pulgadas (102.3 mm) y un espesor de pared de 0.237 pulgadas (6.02 mm), mayor que el calculado en el diseño. (ver tablas No. 7.36A y 7.36B, pag. No. 35). Existe una diferencia de diámetro del tubo y el diámetro del condensador de $1.026''$ (26.06 mm). Los tubos de cobre utilizados son de calibre BWG 24, con diámetro exterior de $3/8''$.

Para el tanque decantador de las fases de ésteres y de glicerina, la presión de trabajo será de -14.7 psig, con corrosión permisible de $1/8''$. Se utilizará un tubo de $10''$, de tamaño nominal, cédula 40, con espesor de pared de 0.365 pulgadas (9.27 mm) (ver tablas No. 7.37A y 7.37B, pag. No. 35-36). La diferencia de espesores entre la pared del tubo y el diámetro de diseño del

decañador es de 0.149", con mayor espesor que la pared del tubo. La diferencia entre el diámetro interior del tubo y el de diseño es de 1.032", lo que indica que es mayor el diámetro del tubo (ver tabla No. 7.37A y 7.37B, pag. No. 35-36).

El tanque de preparación de la salmuera al 25 %, se construirá de acero al carbón A36, con un espesor de lámina de 3/16", para una presión de trabajo de 14.7 psig (1.01 bar) (ver tabla No. 7.38, pag. No. 36).

El equipo de refrigeración (evaporador, condensador y compresor), se construirá de acero al carbón, debido a que el cobre reacciona con el amoníaco.

Las fórmulas utilizadas para el cálculo de los espesores del equipo, se describen en el inciso M, pag. No. 156, el apéndice K.

U) Tratamiento de agua de calderas

En el inciso P de la sección de Resultados (pag. No. 46), se da a conocer el tratamiento del agua cruda utilizar la caldera (ver tabla No. 7.39 y No. 7.40, pag. No. 46).

En la tabla No. 7.40, se describen los principales reactivos para el tratamiento del agua de calderas, entre los compuestos químicos a utilizar. Se encuentran: acondicionador de lodos, antiespumante, fosfatos, hidróxido de sodio en solución y secueñtrante de oxígeno.

También se describen los parámetros para controlar la calidad del agua en las calderas para evitar problemas de incrustaciones y corrosión (ver tabla No. 7.41, pag. No. 47).

1. Tratamiento de los desechos del proceso de metanólisis En el inciso Q, (ver pag. No 47), de Sección de Resultados, se da a conocer la posible composición de las aguas de desecho de la planta piloto. Además, se dan a conocer las distintas etapas del proceso de tratamiento de aguas residuales. Entre estos, se encuentran: la homogenización del flujo de residuo, el ajuste del pH, la decantación de las fases orgánica y la fase glicerínosa. En

el inciso R (ver pag. No. 50), se presenta un diagrama de flujo del tratamiento de las aguas de desecho de la planta.

U) Motorreductores para los agitadores de los tanques

1. Tanque de preparación de la solución catalizadora. La velocidad que necesita el agitador de este tanque es de 60 RPM, por lo que se utilizará un reductor con una salida de 67 RPM y el motor con una velocidad de 1,675 RPM, por lo que el ratio para dicho motorreductor es de 25 : 1. La potencia del motorreductor es de 0.25 HP (0.186 kW). La velocidad requerida, se obtendrá al utilizar sprocket de 21 dientes para el eje del reductor y de 24 dientes para el agitador. Dichos sprockets son para utilizarlos con cadena No. 80 (ver tabla No. 7.16, pag. No. 23).
2. Reactor de metanólisis. Las revoluciones por minuto que se requieren para el reactor son de 500, por lo que se utilizará un reductor con una salida de 513 RPM y el motor con una velocidad de 1,735 RPM, por lo que el ratio para dicho motorreductor es de 3.38 : 1. El motorreductor a utilizar tiene una potencia de 25 HP (18.6 kW). Para obtener la velocidad requerida, se utilizarán sprocket de 25 dientes y de 26 dientes, para eje del motorreductor y para el eje del agitador, respectivamente. Dichos sprockets utilizarán cadena No. 80 (ver tabla No. 7.20, pag. No. 27).
3. Tanque de preparación de salmuera al 25 %. El agitador en el tanque de preparación de salmuera necesita 30 RPM. Para obtener dichas revoluciones, se utilizará un motorreductor con una salida de 31 RPM, que posee un motor de 1,160 RPM. La potencia del motorreductor es de 0.25 HP (0.186 kW), con un ratio de 37.40:1. Para el eje del reductor se usará un sprocket de 21 dientes y para el eje del agitador se

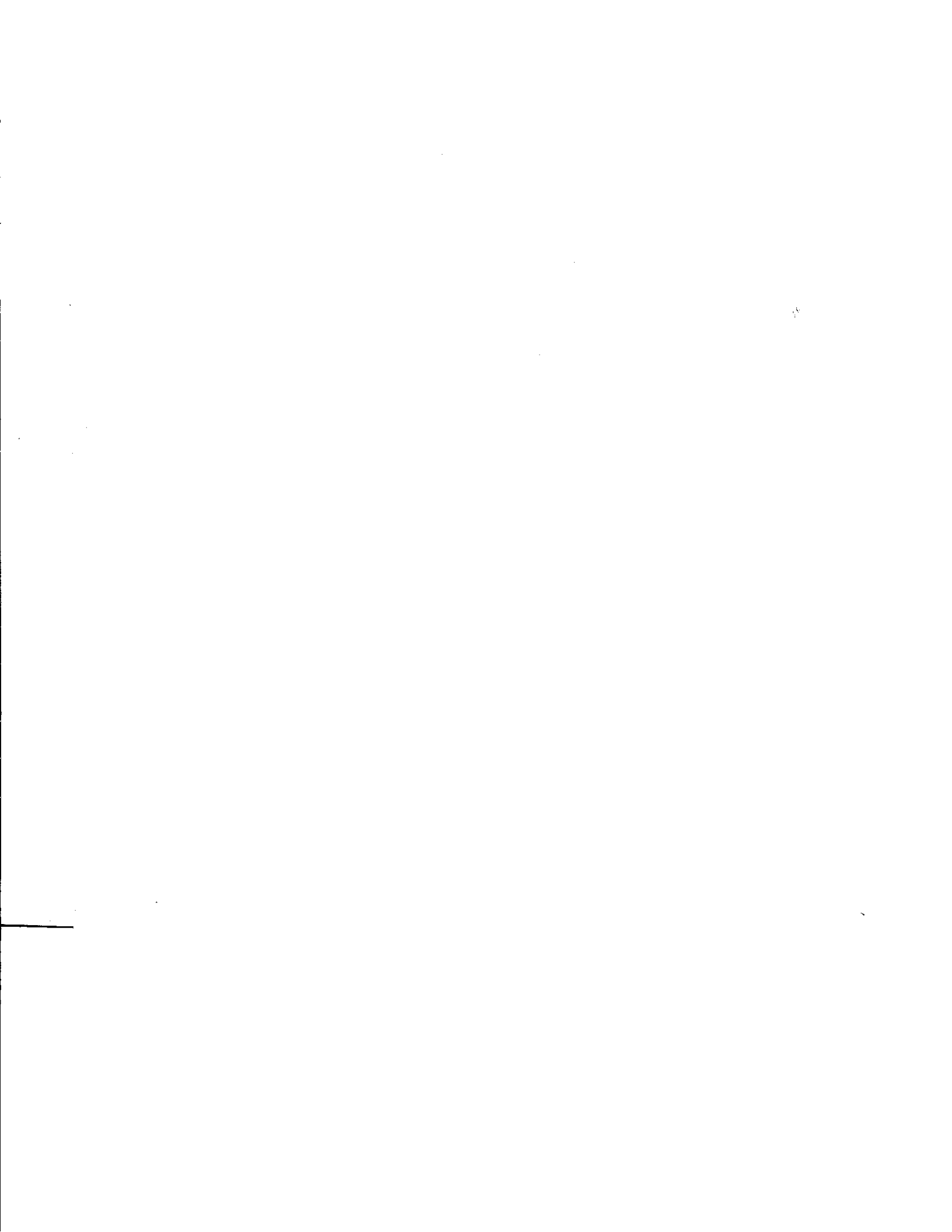
utilizará un sprocket de 22 dientes. la cadena a utilizar es No. 80. (ver tabla No. 7.24, pag. No. 30).

V) Tanque de preparación de la salmuera al 25%

Las dimensiones de este tanque se pueden consultar en la tabla No. 7.24, pag. No. 30. Los cálculos para el diseño, se encuentran en el inciso K del apéndice K, (pag. No. 154-156).

El material de construcción de este tanque será de acero al carbón A36.

El tanque también tendrá un agitador con una velocidad de 30RPM.



VIII. CONCLUSIONES

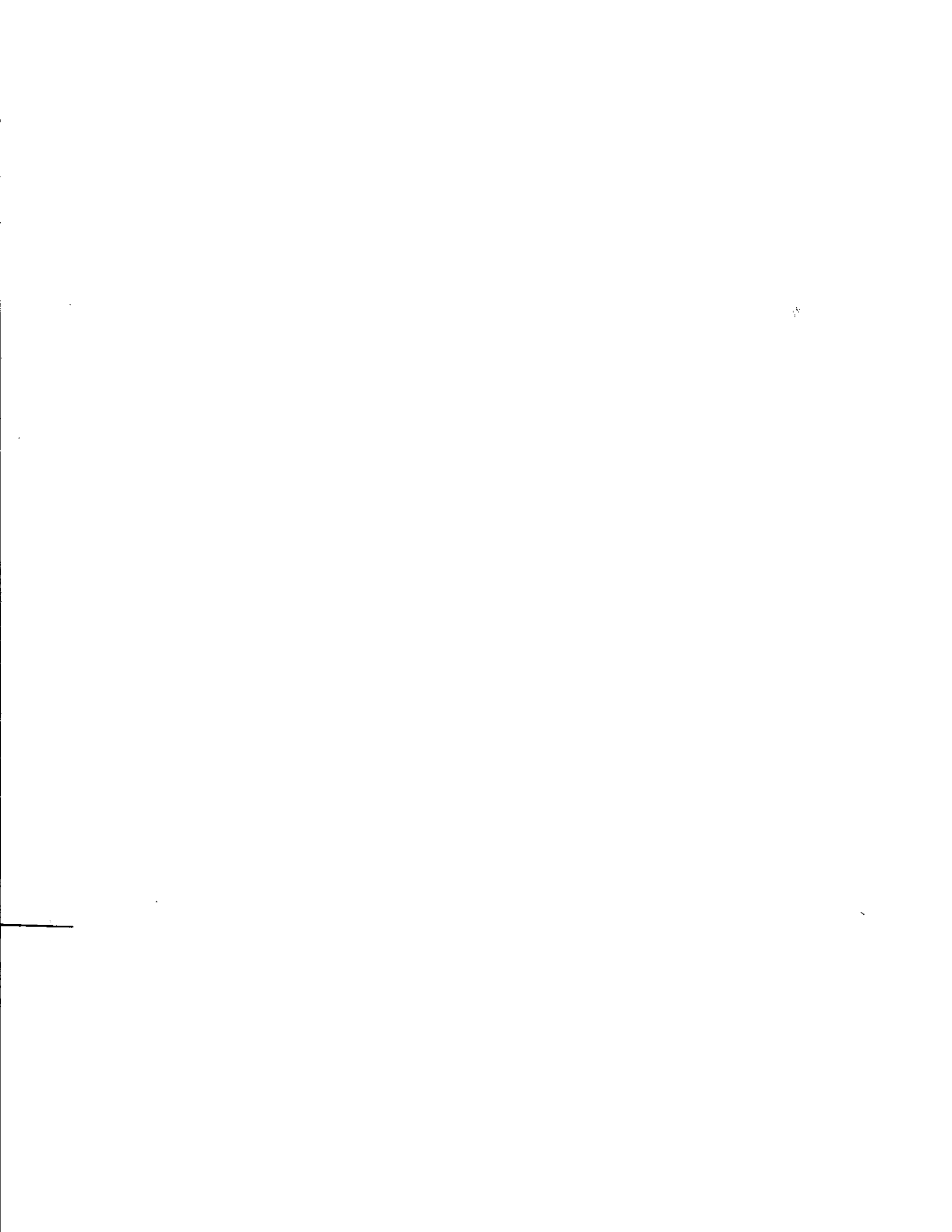
- a) El catalizador para la reacción de metanólisis más barato y de fácil adquisición es el hidróxido de sodio.
- b) La eficiencia de la reacción de metanólisis fue de 78.1 %.
- c) La entalpía promedio de disolución del hidróxido de sodio en metanol, es de + 79.2 cal / g, y es una reacción exotérmica.
- d) La entalpía promedio de la reacción de aceite de palma africana RBD con soluciones de metanol e hidróxido de sodio al 10.5%, es de -148.5 cal/g, y es una reacción endotérmica.
- e) Si en dado caso, la cantidad de hidróxido de sodio que se utiliza como catalizador, reaccionara con los triglicéridos contenidos en el aceite, dicha cantidad solamente saponificaría una pequeña cantidad del aceite.
- f) El tanque de almacenamiento debe poseer calentamiento, para poder bombear en forma líquida el aceite hacia el proceso.
- g) El calentador y mezclador del aceite de palma africana, debe tener el tiempo suficiente de retención, para garantizar el calentamiento lento y efectivo de la mezcla reaccionante, por lo que es conveniente utilizar un intercambiador de calor a contracorriente de horquillas.
- h) Mientras se tenga mayor velocidad de agitación dentro del reactor de metanólisis, mejor será la transferencia de calor.
- i) El condensador vertical para la recuperación de metanol sin reaccionar, recupera el metanol como líquido saturado a 46.5 °F, a la presión de trabajo de 0.982 psia. Este es almacenado para su recirculación en proceso a presión atmosférica (14.7 psia), por lo

que no se necesita de una etapa de subenfriamiento, para evitar pérdidas por la volatilización del alcohol.

- j) La separación de las fases de ésteres y de glicerina, se debe realizar a una temperatura no menor de 60°C (140°F).
- k) La razón de evaporación del metanol para el condensador vertical de reflujo, fue de 1.38 lb/(ft²)(h) y para el condensador vertical para la recuperación de metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis fue de 270 lb/(ft²)(h).
- l) El sistema de refrigeración para el enfriamiento de la solución de salmuera al 25% (p/p) tiene una capacidad de refrigeración de 179 toneladas (629 kW). Se utiliza como refrigerante primario, amoníaco y como refrigerante secundario, salmuera.

IX. RECOMENDACIONES

- a) Para la preparación de la solución catalizadora, debe de molerse el hidróxido de sodio en escamas, para aumentar la velocidad de disolución.
- b) La solución catalizadora debe ser preparada diariamente.
- c) El calentamiento de la mezcla reaccionante, debe realizarse lentamente, para evitar la eliminación violenta del metanol.
- d) Las tuberías que llevan el aceite de palma africana RBD hacia la planta, deben de poseer un sistema de calentamiento (tracer, tubo de vapor paralelo al tubo que transporta el líquido de mayor viscosidad), para evitar que se formen tapones en la tubería, por el enfriamiento del aceite.
- e) La tubería que dosifica el ácido clorhídrico, debe ser de acero inoxidable 316.
- f) El tanque de almacenamiento de aceite de palma RBD sin winterizar, se debe construir de acero al carbón con un recubrimiento en su interior de pintura epóxica, para evitar la corrosión de las paredes.
- g) El sistema de refrigeración con amoníaco debe utilizar condensador y evaporador contruidos en su totalidad de acero al carbón, debido a que este refrigerante reacciona con el cobre.
- h) Para la instalación de un sistema de tratamiento químico de agua para calderas, se debe hacer un análisis de la fuente de agua cruda, para poder elegir el tipo de tratamiento conveniente.



X. BIBLIOGRAFIA

- Applewhite, T.H. "Fats and Fatty Oils". Encyclopedia of Chemical Technology. Tercera edición 1984 Nueva York, Editorial John Wiley & Sons. 9: 795-831.
- Austin, G.T. "Aceites, grasas y ceras". Manual de procesos químicos en la industria. Quinta edición 1988 edición en inglés (Primera en español). México, Editorial Mc Graw Hill. 3: 597-619.
- Bailey, A.E. "Grasas y Aceites Grasos". Enciclopedia de Tecnología Química. Primera edición 1966 en Español. México, Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana. 8: 939-973.
- Clark, J.P. "How to design a chemical plant on the back of an envelope, part II, facts and their interrelation". Chemtech (Estados Unidos); Enero: 23-26.
- Farris, R.D. "Methyl Esters in the Fatty Acid Industry". Journal of American Oil Chemists' Society (Estados Unidos); 56: 770a-773a.
- Fessenden, R.J. y J.S. Fessenden. Química Orgánica. México, Grupo Editorial Iberoamérica 1983 1076 pp.
- Hamm, H.W. "Design of vessels under external pressure". C.E. Shortcut Deskbook (Estados Unidos); 1: 82.
- Kakac, S. Boiler, evaporators and condensers. Nueva York, Editorial John Wiley & Sons. 1991 835 pp.
- Kern, D.A. Procesos de transferencia de calor. Vigésima novena reimpression. México, 1997 Compañía Editorial Continental. 890 pp.
- Kern, J.C. "Glycerol". Encyclopedia of Chemical Technology. Tercera edición. Nueva York, 1984 Editorial John Wiley & Sons. 11: 921-932.
- Kreutzer, U.R. "Manufacture of Fatty Alcohols based on natural fats and oils". Journal of American Oil Chemists' Society (Estados Unidos); 61: 343-348.
- Levenspiel, O. Ingeniería de las reacciones químicas. Tercera edición. México, Editorial 1993 Reverté. 638 pp.
- Markley, K.S. (Ed.). Fatty acids, their chemistry, properties, production and uses. Segunda edición. Nueva York, Editorial Interscience Publishers, Inc. 1: 715 pp.
- McCabe, W.L; Smith, J.C. y P. Harriott. Operaciones básicas de ingeniería química. México, 1991 Editorial McGraw-Hill. 1112 pp.
- Perry's Chemical Engineers' handbook. Perry, R.H. y D.Green. Quinta edición. Nueva York, 1984 Editorial McGraw-Hill. 1500 pp.

- Peters, R.A. "Higher Aliphatic (Natural) Alcohols". Encyclopedia of Chemical Technology. Tercera edición. Nueva York, Editorial John Wiley & Sons. 1: 717-739.
- Raznjevic, K. Handbook of thermodynamic tables and charts. Nueva York. Hemisphere 1976 Publishing Corporation. 550 pp.
- Treybal, R.E. Operaciones de transferencia de masa. Segunda edición. México, Editorial 1988 Mc Graw Hill. 858pp.
- Swern, D. Bailey's Industrial Oil & Fat Products. Cuarta edición. Nueva York, Editorial 1979 John Wiley & Sons. 1: 841.
- Trent, W.R. Process of treating fatty glycerides. United States Patent Office, Patente 1945 U.S. 2,383,632. 7 pp.

APENDICE A

Datos obtenidos en la experimentación

Tabla No. A.1

Gravedad específica de la solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 % (p / p)

Peso de picnómetro + muestra (g)	Peso de la muestra (g)	Gravedad específica (25/25°C)
88.0959	43.35	0.8696
88.0959	43.35	0.8696
88.0959	43.35	0.8696
Promedio	43.35	0.8696

Tabla No. A.2

Gravedad específica de la solución de metanol e hidróxido de sodio al 10 % (p / p)

Peso de picnómetro + muestra (g)	Peso de la muestra (g)	Gravedad específica (25/25°C)
90.4459	45.70	0.9167
90.4459	45.70	0.9167
90.4459	45.70	0.9167
Promedio	45.70	0.9167

Tabla No. A.3

Gravedad específica de la solución de metanol e hidróxido de sodio al 15% (p / p)

Peso de picnómetro + muestra (g)	Peso de la muestra (g)	Gravedad específica (25/25°C)
92.8459	48.10	0.9648
92.8459	48.10	0.9648
92.8459	48.10	0.9648
Promedio	48.10	0.9648

Tabla No. A.4

Gravedad específica de la solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 % (p/p)

Peso de picnómetro + muestra (g)	Peso de la muestra (g)	Gravedad específica (25/25°C)
95.2459	50.50	1.0130
95.2459	50.50	1.0130
95.2459	50.50	1.0130
Promedio	50.50	1.0130

Tabla No. A.5

Concentración de las soluciones de hidróxido de sodio y metanol versus gravedad específica

Concentración (% p/p)	Gravedad específica (25/25°C)
5	0.8696
10	0.9167
15	0.9648
20	1.0130

Tabla No. A.6

Ecuación de la regresión lineal y el coeficiente de correlación para la concentración de las soluciones de hidróxido de sodio y metanol versus gravedad específica

Ecuación de la regresión lineal	Grav. Esp. = $0.00957 * (\% \text{ p/p}) + 0.8214$
Coefficiente de correlación (r)	0.99998

Tabla No. A.7

Porcentaje de error entre el valor teórico de la gravedad específica del metanol y el extrapolado por la ecuación de regresión lineal

Gravedad específica del metanol a 20°C (solución con 0 % (p/p) de hidróxido de sodio)	0.790 g/mL (dato teórico)
Gravedad específica extrapolada del metanol a % (p/p)	0.821 g/mL (dato extrapolado)
Porcentaje de error	3.78 %

Tabla No. A.8

Gravedad específica de la fase de los ésteres

Peso del picnómetro + muestra (g)	Peso de la muestra (g)	Gravedad específica (60°C/25°C)
40.2782	9.1208	0.914
40.2776	9.1202	0.914
40.2774	9.1200	0.914
Promedio	9.1203	0.914

Tabla No. A.9

Gravedad específica de la fase de la glicerina

Peso del picnómetro + muestra (g)	Peso de la muestra (g)	Gravedad específica (60°C/25°C)
44.2557	13.1013	1.313
44.2553	13.1009	1.313
44.2535	13.0991	1.313
Promedio	13.1004	1.313

Tabla No. A.10

Metanol evaporado en la etapa de reflujo

Corrida No.	g/ml	kg/h	lb/h
1	0.90	0.054	0.12
2	0.85	0.051	0.11
3	0.90	0.054	0.12
Promedio	0.88	0.053	0.12

Tabla No. A.11

Metanol evaporado en la destilación al vacío (metanol recuperado de la reacción)

Exceso de metanol a evaporar	2.88×10^{-3} kg	6.34×10^{-3} lb
Tiempo estimado de destilación	1 seg	1 seg
Flujo másico de metanol	10.37 kg/h	22.82 lb/h

Tabla No. A.12

Características del matraz de reacción

Diámetro	100 mm	0.328 ft
Area de evaporación	$7.85 \times 10^{-3} \text{ m}^2$	0.0845 ft^2

Tabla No. A.13

Razones de evaporación del metanol

Etapa	kg/(h)(m ²)	lb/(h)(ft ²)
Reflujo	6.75	1.40
Destilación al vacío	1.32×10^3	270

Tabla No. A.14

Viscosidad cinemática para la solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 %

Corrida	Tiempo (segundos)	Viscosidad cinemática (centistokes)
1	149.30	2.24
2	149.25	2.24
3	149.30	2.24
Promedio	149.28	2.24

Tabla No. A.15

Viscosidad cinemática para la solución de metanol e hidróxido de sodio al 10 %

Corrida	Tiempo (segundos)	Viscosidad cinemática (centistokes)
1	428.30	6.42
2	428.40	6.43
3	428.35	6.42
Promedio	428.35	6.42

Tabla No. A.16

Viscosidad cinemática para la solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 %

Corrida	Tiempo (segundos)	Viscosidad cinemática (centistokes)
1	15.45	18.54
2	15.40	18.48
3	15.45	18.54
Promedio	15.43	18.52

Tabla No. A.17

Viscosidad cinemática para la solución de metanol e hidróxido de sodio al 20 %

Corrida	Tiempo (segundos)	Viscosidad cinemática (centistokes)
1	44.45	53.34
2	44.35	53.22
3	44.30	53.16
Promedio	44.37	53.24

Tabla No. A.18

Viscosidad dinámica de las soluciones de hidróxido de sodio y metanol

Concentración (% p/p)	Viscosidad cinemática (centistokes)	Viscosidad dinámica (cP)	$\log_{10}(cP)$
5	2.24	1.95	0.290
10	6.42	5.88	0.769
15	18.20	17.56	1.244
20	53.24	53.93	1.732

Tabla No. A.19

Ecuación de la regresión lineal y el coeficiente de correlación para la concentración de las soluciones de hidróxido de sodio y metanol versus viscosidad

Ecuación de la regresión lineal	$\log_{10}(cP) = 0.0960 * (\% \text{ p/p}) - 0.1915$
Coeficiente de correlación (r)	0.99998

Tabla No. A.20

Porcentaje de error en el cálculo de las viscosidades dinámicas de las soluciones de hidróxido de sodio y metanol

Viscosidad metanol a 25°C	0.547 cP
Dato extrapolado a % (p/p)	0.643 cP
Porcentaje de error	17.6 %

Tabla No. A.21

Datos obtenidos de las curvas de calibración del calorímetro de solución

Escala: 0.0490 °C / cm

Termograma No.	Peso (g)	R (cm)	ΔT_c (cm)	Línea Base (°C)	* T_i (°C)	* ΔT_c (°C)	* T_f (°C)	0.63R (°C)	* $T_{0.63R}$ (°C)
1	0.5011	5.20	5.10	22.350	22.982	0.250	23.232	0.1605	0.1605
2	0.5035	4.95	5.00	22.350	23.031	0.245	23.276	0.1528	0.1528
3	0.4996	4.90	4.85	23.600	23.943	0.238	24.181	0.1513	0.1513

* T_i : Temperatura inicial en el termograma, en °C; T_f : Temperatura final en el termograma, en °C; ΔT_c : Diferencia de temperatura, $T_f - T_i$, en °C y $T_{0.63R}$: Temperatura en el punto 0.63R en el termograma, en °C.

Tabla No. A.22

Datos de la energía absorbida obtenida (Q_E) **

Termograma No.	** Q_E (cal)
1	29.752
2	29.888
3	29.559

** $Q_E = m \cdot [58.738 + 0.3433 \cdot (25 - T_{0.63R})]$

m: Peso del TRIS en gramos.

$T_{0.63R}$: Temperatura en el punto 0.63R en el termograma, en °C.

Tabla No. A.23

Datos de la energía equivalente obtenida

Termograma No.	** c (cal / °C)
1	119.0
2	122.0
3	124.2

** $c = Q_E / \Delta T(^{\circ}C)$

Tabla No. A.24

Cálculo del coeficiente de rechazo para la energía equivalente obtenida **

TermogramaNo.	c (cal / °C)	Δc	Q_{exp}	Rechazado
3	124.2	---	---	---
2	122.0	2.2	$0.42 < 0.99$	No
1	119.0	3.0	$0.58 < 0.99$	No

** Para un nivel de confianza al 99 %, para tres observaciones: $Q_{crit} = 0.99$
Intervalo: Número mayor - número menor = $124.2 - 119 = 5.2$.
 $Q_{exp} = \Delta c / \text{Intervalo}$
 $Q_{exp} = 2.2 / 5.2 = 0.42 < Q_{crit}$, por consiguiente no se rechaza el dato.

Tabla No. A.25

Entalpías obtenidas en la reacción de hidróxido de sodio y metanol **

Escala: 0.0490 °C / cm

Termograma No.	Peso (g)	R (cm)	ΔT_c (cm)	Línea base (°C)	T_i (°C)	ΔT_c (°C)	T_f (°C)	0.63R (°C)	$T_{0.63R}$ (°C)	ΔH (cal / g)
4	0.1500	2.40	2.30	20.000	22.696	0.113	22.809	0.0741	22.765	91.9
5	0.1542	1.90	1.80	20.000	22.255	0.0882	22.343	0.0586	22.309	69.8
6	0.1507	2.10	2.00	20.000	21.618	0.0980	21.716	0.0648	21.678	79.3
7	0.1495	2.00	1.90	20.000	21.667	0.0931	21.760	0.0586	21.721	76.0

** $\Delta H = e * \Delta T_c / m_{NaOH}$, en donde, e : energía equivalente calculada con el termograma de calibración, cal / °C ; ΔT_c : diferencia de temperatura obtenida con el termograma, °C y m_{NaOH} : peso de hidróxido de sodio, g.

Tabla No. A.26

Cálculo del coeficiente de rechazo para las entalpías obtenidas del hidróxido de sodio y metanol **

Termograma No.	ΔH (cal / g)	Δc	Q_{exp}	Rechazado
4	91.9	---	---	---
6	79.3	12.6	$0.57 < 0.99$	No
7	76.0	3.3	$0.15 < 0.99$	No
5	69.8	6.2	$0.28 < 0.99$	No

** Para un nivel de confianza al 99 %, para tres observaciones: $Q_{crit} = 0.99$
Intervalo: Número mayor - número menor = $91.9 - 69.8 = 22.1$
 $Q_{exp} = \Delta c / \text{Intervalo}$
 $Q_{exp} = 12.6 / 22.1 = 0.57 < Q_{crit}$, por consiguiente no se rechaza el dato.

Tabla No. A.27

**Entalpías obtenidas en la reacción del aceite de palma africana RBD
con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 % ****

Escala: 0.490 °C / cm

Termo- grama No.	Peso (g)	R (cm)	ΔT_C (cm)	Línea base (°C)	Ti (°C)	ΔT_C (°C)	Tf (°C)	0.63R (°C)	T _{0.63R} (°C)	ΔH (cal / g)
8	0.2857	1.3	1.3	29.700	35.974	-0.637	35.337	0.401	35.573	-272.0
9	0.3045	1.0	1.0	29.700	35.827	-0.490	35.337	0.309	35.518	-196.3
10	0.4234	1.3	1.3	29.700	36.857	-0.637	36.220	0.401	36.456	-183.5

** $\Delta H = e * \Delta T_C / m_{NaOH}$ en donde, e : energía equivalente calculada con el termograma de calibración, cal / °C; ΔT_C : diferencia de temperatura obtenida con el termograma, °C y m_{NaOH} : peso de hidróxido de sodio, g.

Tabla No. A.28

**Cálculo del coeficiente de rechazo para las entalpías de la reacción del aceite
de palma africana RBD con la solución de metanol e hidróxido de sodio al 5 % ****

Termograma No.	ΔH (cal / g)	Δe	Q_{exp}	Rechazado
8	272.0	---	---	---
9	196.3	75.7	0.86 < 0.99	No
10	183.5	12.8	0.14 < 0.99	No

** Para un nivel de confianza al 99 %, para tres observaciones: $Q_{crit} = 0.99$
Intervalo: Número mayor - número menor = 272.0 - 183.5 = 88.5.
 $Q_{exp} = \Delta e / \text{Intervalo}$
 $Q_{exp} = 75.7 / 88.5 = 0.86 < Q_{crit}$, por consiguiente no se rechaza el dato.

Tabla No. A.29

**Entalpías obtenidas en la reacción del aceite de palma africana RBD
con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 % ****

Escala: 0.490 °C / cm

Termo- Gramo No.	Peso (g)	R (cm)	ΔT_C (cm)	Línea base (°C)	Ti (°C)	ΔT_C (°C)	Tf (°C)	0.63R (°C)	T _{0.63R} (°C)	ΔH (cal / g)
11	0.4410	1.05	1.05	29.700	35.337	-0.514	34.823	0.324	35.013	-142.2
12	0.4141	1.15	1.15	29.700	37.445	-0.563	36.882	0.355	37.090	-165.9
13	0.4142	0.95	0.95	29.700	37.935	-0.466	37.469	0.293	37.642	-137.3

** $\Delta H = e * \Delta T_C / m_{NaOH}$ en donde, e : energía equivalente calculada con el termograma de calibración, cal / °C; ΔT_C : diferencia de temperatura obtenida con el termograma, °C y m_{NaOH} : peso de hidróxido de sodio, g.

Tabla No. A.30

Cálculo del coeficiente de rechazo para las entalpías de la reacción del aceite de palma africana RBD con la solución de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 % **

Termograma No.	ΔH (cal / g)	Δe	Q_{exp}	Rechazado
12	165.9	---	---	---
11	142.2	23.7	$0.83 < 0.99$	No
13	137.3	4.90	$0.17 < 0.99$	No

** Para un nivel de confianza al 99 %, para tres observaciones: $Q_{crit} = 0.99$
Intervalo: Número mayor -- número menor = $165.9 - 137.3 = 28.6$.
 $Q_{exp} = \Delta e / \text{Intervalo}$
 $Q_{exp} = 23.7 / 28.6 = 0.83 < Q_{crit}$, por consiguiente no se rechaza el dato.

Tabla No. A.31

Entalpías obtenidas en la reacción del aceite de palma africana RBD con una solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 % **

Escala: $0.490 \text{ } ^\circ\text{C} / \text{cm}$

Termo-Grama No.	Peso (g)	R (cm)	ΔT_c (cm)	Línea base ($^\circ\text{C}$)	T_i ($^\circ\text{C}$)	ΔT_c ($^\circ\text{C}$)	T_f ($^\circ\text{C}$)	$0.63R$ ($^\circ\text{C}$)	$T_{0.63R}$ ($^\circ\text{C}$)	ΔH (cal / g)
14	0.4179	0.55	0.55	29.999	39.460	-0.270	39.190	0.170	39.290	-78.8
15	0.4217	0.55	0.55	29.999	39.841	-0.270	39.571	0.170	39.671	-78.1
16	0.4563	0.55	0.55	29.999	37.254	-0.270	36.984	0.170	37.084	-72.2

** $\Delta H = e \cdot \Delta T_c / m_{NaOH}$ en donde, e : energía equivalente calculada con el termograma de calibración, cal / $^\circ\text{C}$; ΔT_c : diferencia de temperatura obtenida con el termograma, $^\circ\text{C}$ y m_{NaOH} : peso de hidróxido de sodio, g.

Tabla No. A.32

Cálculo del coeficiente de rechazo para las entalpías de la reacción del aceite de palma africana RBD con la solución de metanol e hidróxido de sodio al 15 % **

Termograma No.	ΔH (cal / g)	Δe	Q_{exp}	Rechazado
14	78.8	---	---	---
15	78.1	0.70	$0.11 < 0.99$	No
16	72.2	5.9	$0.89 < 0.99$	No

** Para un nivel de confianza al 99 %, para tres observaciones: $Q_{crit} = 0.99$
Intervalo: Número mayor -- número menor = $78.8 - 72.2 = 6.60$.
 $Q_{exp} = \Delta e / \text{Intervalo}$
 $Q_{exp} = 0.70 / 6.60 = 0.11 < Q_{crit}$, por consiguiente no se rechaza el dato.

Tabla No. A.33

Cálculo del coeficiente de rechazo para los pesos de metanol recuperado en las corridas experimentales**

Corrida No.	Peso de metanol recuperado (g)	Δe	Q_{exp}	Rechazado
9	3.9	---	---	---
6	3.8	0.1	$0.14 < 0.57$	No
8	3.7	0.1	$0.14 < 0.57$	No
4	3.6	0.1	$0.14 < 0.57$	No
7	3.5	0.1	$0.14 < 0.57$	No
5	3.5	0.0	$0.00 < 0.57$	No
3	3.4	0.1	$0.14 < 0.57$	No
10	3.3	0.1	$0.14 < 0.57$	No
2	3.2	0.1	$0.14 < 0.57$	No
1	3.2	0.0	$0.00 < 0.57$	No

** Para un nivel de confianza al 99 %, para diez observaciones: $Q_{crit} = 0.57$

Intervalo: Número mayor - número menor = $3.9 - 3.2 = 0.7$

$Q_{exp} = \Delta e / \text{Intervalo}$

$Q_{exp} = 0.1 / 0.7 = 0.14 < Q_{crit}$, por consiguiente no se rechaza el dato.

APENDICE B

Propiedades físicas y químicas del aceite de palma africana, ácidos grasos, ésteres metílicos y triglicéridos

Tabla No. B.1

Propiedades físicas del aceite de palma africana RBD *

Densidad	0.890 a 0.910 kg/L
Color	2.0 a 4.0
Valor de peróxidos	0.1 a 1.0 meq/kg
Valor de ácidos	0.030 a 0.050 %
Punto de fusión	40.0 a 43.0°C
Valor de yodo	52.0 a 55.0

* Datos proporcionados por Olmeca S.A.

Tabla No. B.2

Composición química del aceite de palma africana RBD

Nombre del ácido graso	%
Mirístico	1.10
Palmítico	41.98
Esteárico	5.00
Oleico	39.88
Linoleico	12.00
Acidos grasos libres	0.04

Tabla No. B.3

Punto de fusión de ácidos grasos, triglicéridos y ésteres metílicos

Nombre del ácido graso	Acido graso (°C)	Ester metílico (°C)	Triglicérido (°C)
Mirístico	54.4	18.8	57.0
Palmítico	62.9	30.6	63.5
Esteárico	69.6	39.1	73.1
Oleico	16.3	-19.8	5.5
Linoleico	-6.5	----	-13.1

Tabla No. B.4

Temperaturas y presiones a las cuales se descomponen los ésteres metílicos de ácidos grasos

Nombre del éster metílico	Presión mm Hg	Temperatura °C
Miristato	60	205
Palmitato	25	151
Estearato	18	221
Oleato	16	217
Linoleato	11	208

Tabla No. B.5

Puntos de ebullición de ésteres metílicos y ácidos grasos a 10 mm de Hg

Grupo alquílico	Punto de ebullición ácido graso (°C)	ΔT (°C)	Punto de ebullición éster metílico (°C)	ΔT (°C)
Mirístico	192	---	161	---
Palmítico	212	20	184	23
Esteárico	227	15	205	21
Oleico	223	4	201	4
Linoleico	224	1	200	1

APENDICE C

Pesos moleculares de ácidos grasos, ésteres metílicos y triglicéridos

Tabla No. C.1

Número de carbonos, enlaces y peso molecular de los ácidos grasos

Nombre del ácido graso	Carbonos: enlaces	Fórmula molecular
Mirístico	14 : 0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{12}\text{CO}_2\text{H}$
Palmítico	16 : 0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{CO}_2\text{H}$
Esteárico	18 : 0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{CO}_2\text{H}$
Oleico	18 : 1	$\text{CH}_3\text{H}_{17}\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)\text{CO}_2\text{H}$
Linoleico	18 : 2	$\text{C}_{17}\text{H}_{31}\text{CO}_2\text{H}$

Tabla No. C.2

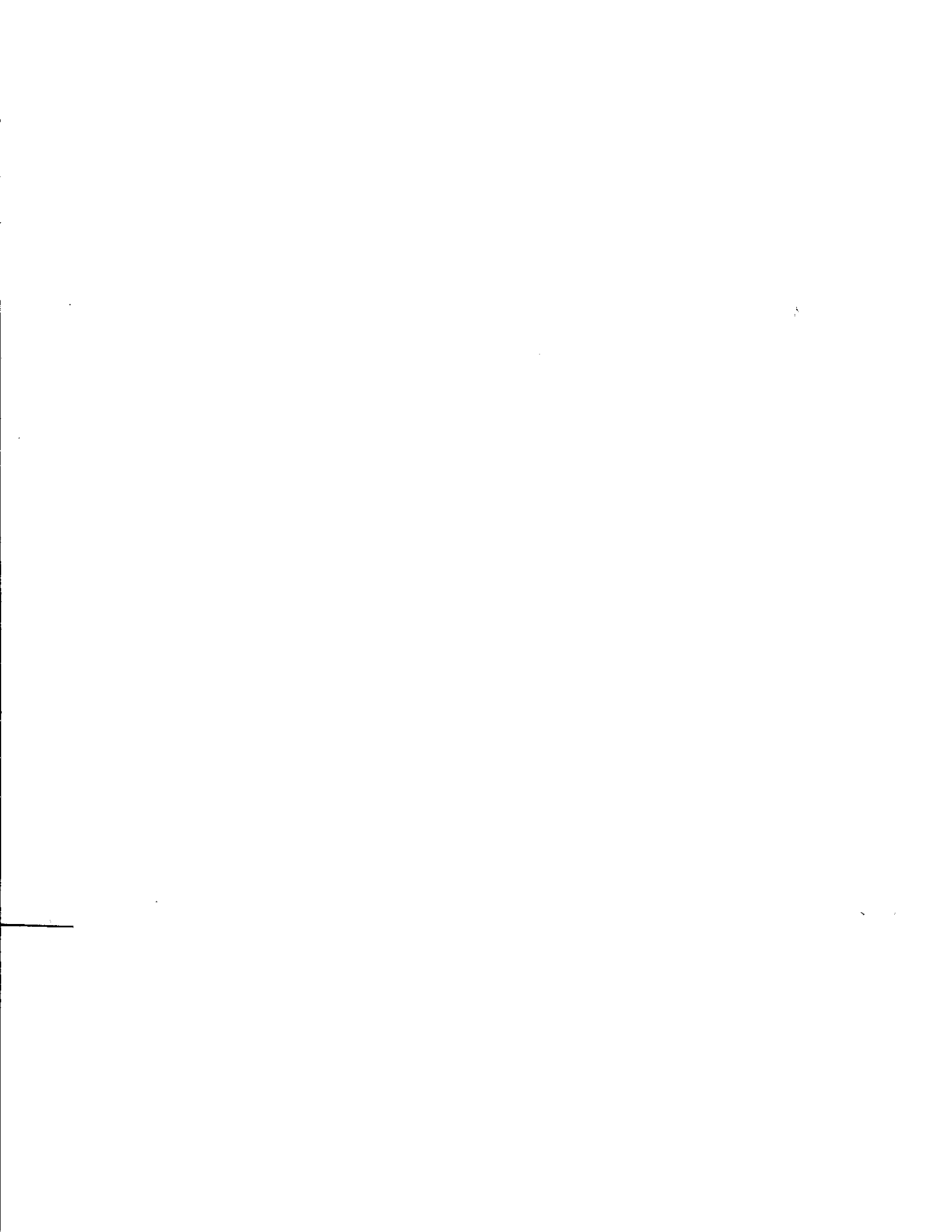
Pesos moleculares de ácidos grasos, triglicéridos, ésteres metílicos y jabones de sodio

Nombre del grupo alquílico	Acido graso (kg/mol)	Ester metílico (kg/mol)	Triglicérido (kg/mol)	Jabón de sodio (kg/mol)
Mirístico	228.37	242.39	723.16	250.35
Palmítico	256.43	270.46	807.34	278.41
Esteárico	284.48	298.51	891.49	306.46
Oleico	282.44	296.47	885.37	304.42
Linoleico	280.43	294.46	879.34	302.41

Tabla No. C.3

Pesos moleculares de los reactivos y subproductos de la reacción de metanólisis

Nombre del compuesto	Peso molecular (kg / mol)
Acido clorhídrico	36.461
Agua	18.015
Cloruro de sodio	58.442
Glicerol	92.09
Hidróxido de sodio	40.00
Metanol	32.042



APENDICE D

Partes en peso de reactivos y productos por cada parte en peso de triglicérido que reacciona

Tabla No. D.1

Parte en peso de ácido graso contenido en un triglicérido de cadenas idénticas

Nombre del triglicérido	Peso de ácido graso /peso de triglicérido
Trimiristina	0.32
Tripalmitina	0.32
Triestearina	0.32
Trioleina	0.32
Trilinoleina	0.32
PROMEDIO	0.32

Tabla No. D.2

Parte en peso de metanol estequiométrico que reacciona con una parte en peso de triglicérido

Nombre del triglicérido	peso de metanol /peso de triglicérido
Trimiristina	0.13
Tripalmitina	0.12
Triestearina	0.11
Trioleina	0.11
Trilinoleina	0.11
PROMEDIO	0.12

Tabla No. D.3

Parte en peso de ésteres metílicos producidos por una parte en peso de triglicérido

Nombre del triglicérido	peso de éster metílico/ peso de triglicérido
Trimiristina	1.01
Tripalmitina	1.01
Triestearina	1.01
Trioleina	1.01
Trilinoleina	1.01
PROMEDIO	1.01

Tabla No. D.4
Parte en peso de glicerol producido
por una parte en peso de triglicérido

Nombre del triglicérido	Peso de glicerol / peso de triglicérido
Trimiristina	0.13
Tripalmitina	0.11
Triestearina	0.10
Trioleina	0.10
Trilinoleina	0.10
PROMEDIO	0.11

Tabla No. D.5
Partes en peso de los reactivos y productos
de la reacción de metanólisis

Componente	Peso de componente/ peso de triglicérido
Acido grasos	0.32
Triglicérido	1.00
Metanol	0.12
Esteres metílicos	1.01
Glicerol	0.11

APENDICE E

Cantidad recomendada de hidróxido de sodio al 99 %
como catalizador de la reacción de metanólisis

Tabla No. E.1

Cantidad de catalizador recomendada para la reacción

OPCION	mol NaOH/mol triglicérido
1	0.080
2	0.135
3	0.190
4	0.245
5	0.300

Tabla No. E.2

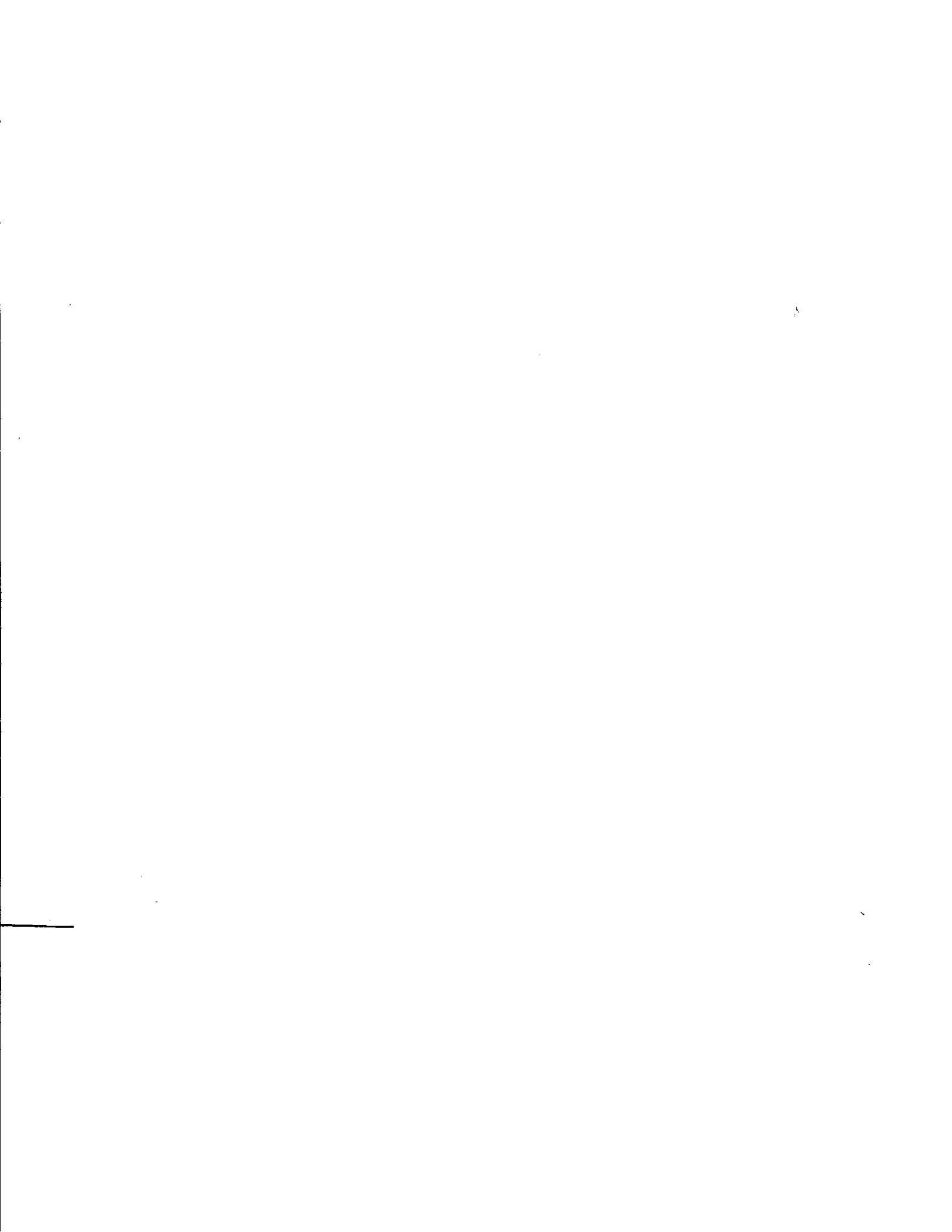
Cantidad de hidróxido de sodio al 99 % utilizada como catalizador para 25 g
de aceite de palma africana RBD que utiliza 0.190 mol de hidróxido de sodio/mol de
triglicérido

Nombre del ácido graso	g NaOH al 99 %	lb NaOH al 99%
Mirístico	9.24×10^{-3}	2.03×10^{-5}
Palmítico	0.314	6.91×10^{-4}
Estearico	3.37×10^{-2}	7.41×10^{-5}
Oleico	0.271	5.96×10^{-4}
Linoleico	8.21×10^{-2}	1.81×10^{-4}
Acidos grasos libres	2.99×10^{-4}	6.58×10^{-7}
TOTAL	0.711	1.56×10^{-3}

Tabla No. E.3

Cantidad de hidróxido de sodio al 99 % utilizada como catalizador para 1,000 kg
de aceite de palma africana RBD que utiliza la opción No. 3 de la tabla No. E.1

Nombre del ácido graso	kg NaOH al 99 %	lb NaOH al 99 %
Mirístico	0.370	0.814
Palmítico	12.6	27.7
Estearico	1.35	2.97
Oleico	10.84	23.8
Linoleico	3.28	7.22
Acidos grasos libres	1.20×10^{-2}	2.64×10^{-2}
TOTAL	28.4	62.5



APENDICE F

Balance de masa para la reacción de metanólisis

Tabla No. 11.6.1

**Reactivos y productos de la reacción de metanólisis con
25 g de aceite de palma africana RBD a una eficiencia del 100%**

Componentes	Entrada del proceso		Salida del proceso	
	(g)	(lb)	(g)	(lb)
Triglicérido	24.99	5.50×10^{-2}	---	---
Hidróxido de sodio al 99 %	0.711	1.56×10^{-3}	---	---
Acido clorhídrico al 32 %	1.98	4.36×10^{-3}	---	---
Acidos grasos libres	1.0×10^{-2}	2.2×10^{-5}	1.0×10^{-2}	2.2×10^{-2}
Metanol al 98 %	6.00*	1.32×10^{-2}	2.88	6.34×10^{-3}
Esteres metílicos	---	---	25.2	5.54×10^{-2}
Glicerol	---	---	2.75	6.05×10^{-3}
Agua	---	---	0.317	6.97×10^{-4}
Cloruro de sodio	---	---	1.03	2.27×10^{-3}
Impurezas	---	---	1.49	3.28×10^{-3}
Total de materia	33.7	7.41×10^{-2}	33.7	7.41×10^{-2}

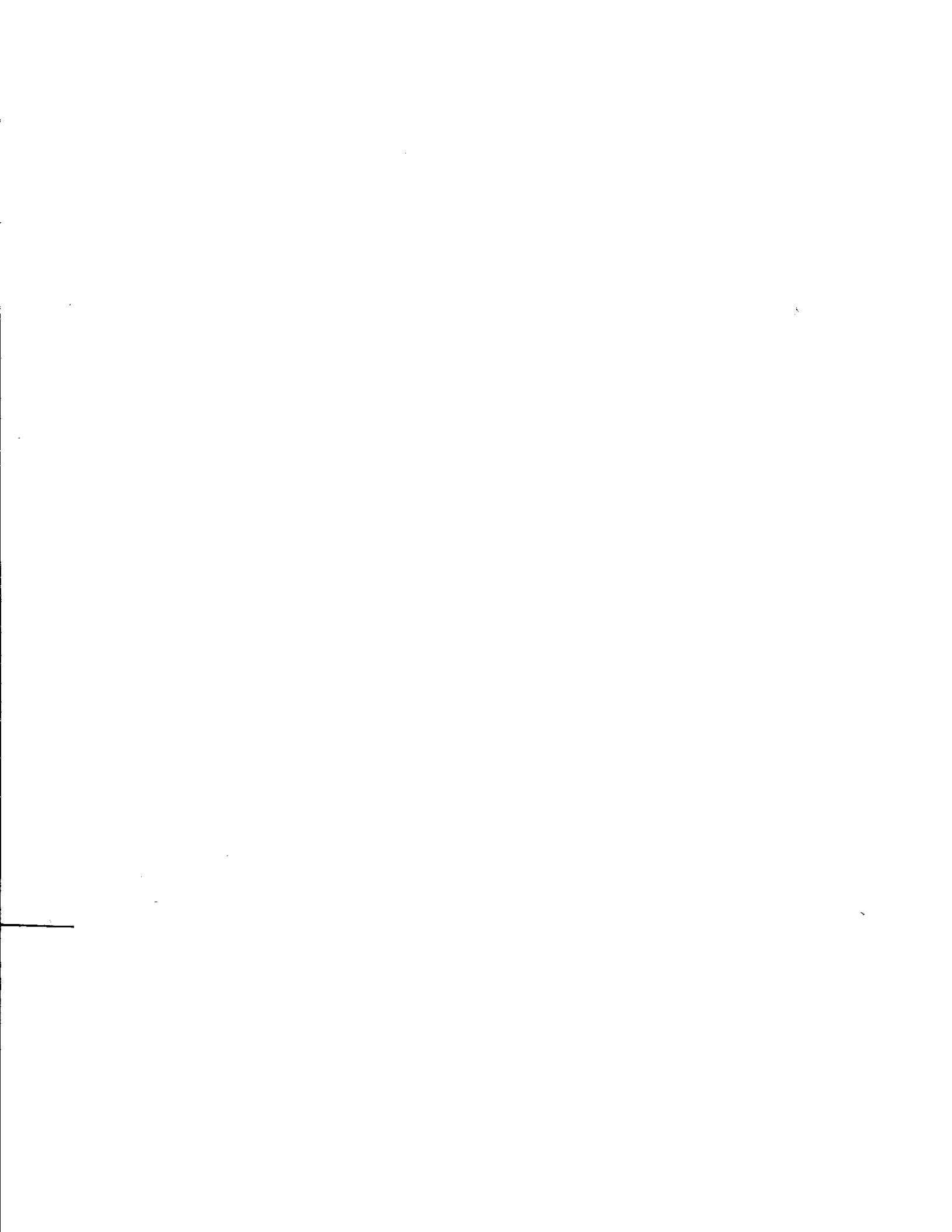
* El metanol se agrega en proporciones iguales a dos veces la cantidad estequiométrica necesaria para la reacción.

Tabla No. 11.6.2

**Reactivos y productos de la reacción de metanólisis con
1,000 kg de aceite de palma africana RBD a una eficiencia de 100%**

Componentes	Entrada del proceso		Salida del proceso	
	(kg / día)	(lb / día)	(kg / día)	(lb / día)
Triglicérido	999.6	2.199×10^3	---	---
Hidróxido de sodio al 99 %	28.4	62.5	---	---
Acido clorhídrico al 32 %	80.1	176	---	---
Acidos grasos libres	0.400	0.880	0.400	0.880
Metanol al 98 %	244*	537	117	257
Esteres metílicos	---	---	1.01×10^3	2.22×10^3
Glicerol	---	---	110	242
Agua	---	---	12.7	27.9
Cloruro de sodio	---	---	41.1	90.4
Impurezas	---	---	59.4	131
Total de materia	1.35×10^3	2.98×10^3	1.35×10^3	2.97×10^3

* El metanol se agrega en proporciones iguales a dos veces la cantidad estequiométrica necesaria para la reacción.

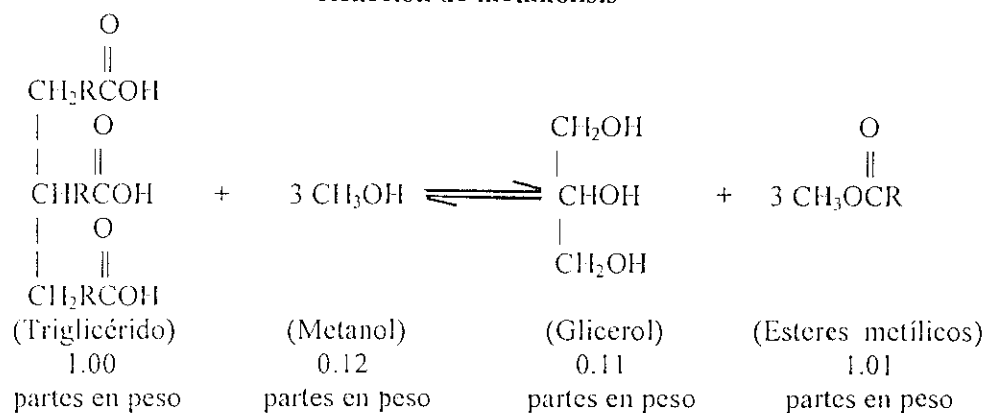


APENDICE G

Ecuaciones para la reacción de metanólisis y saponificación de un triglicérido

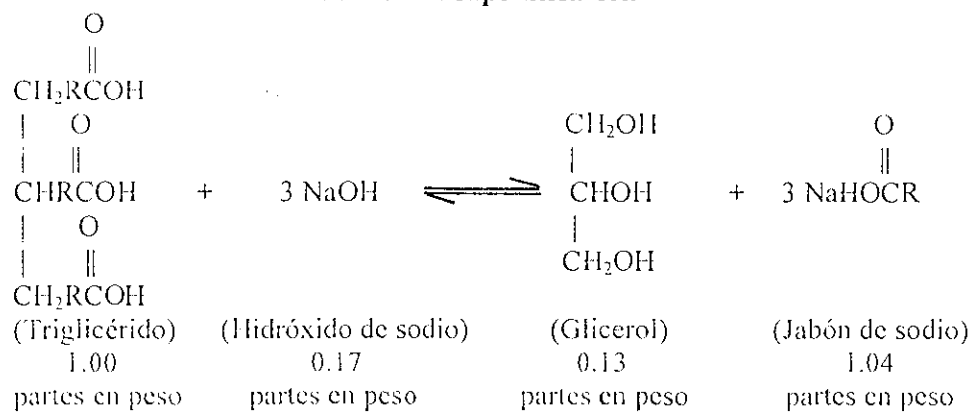
Ecuación No. 4

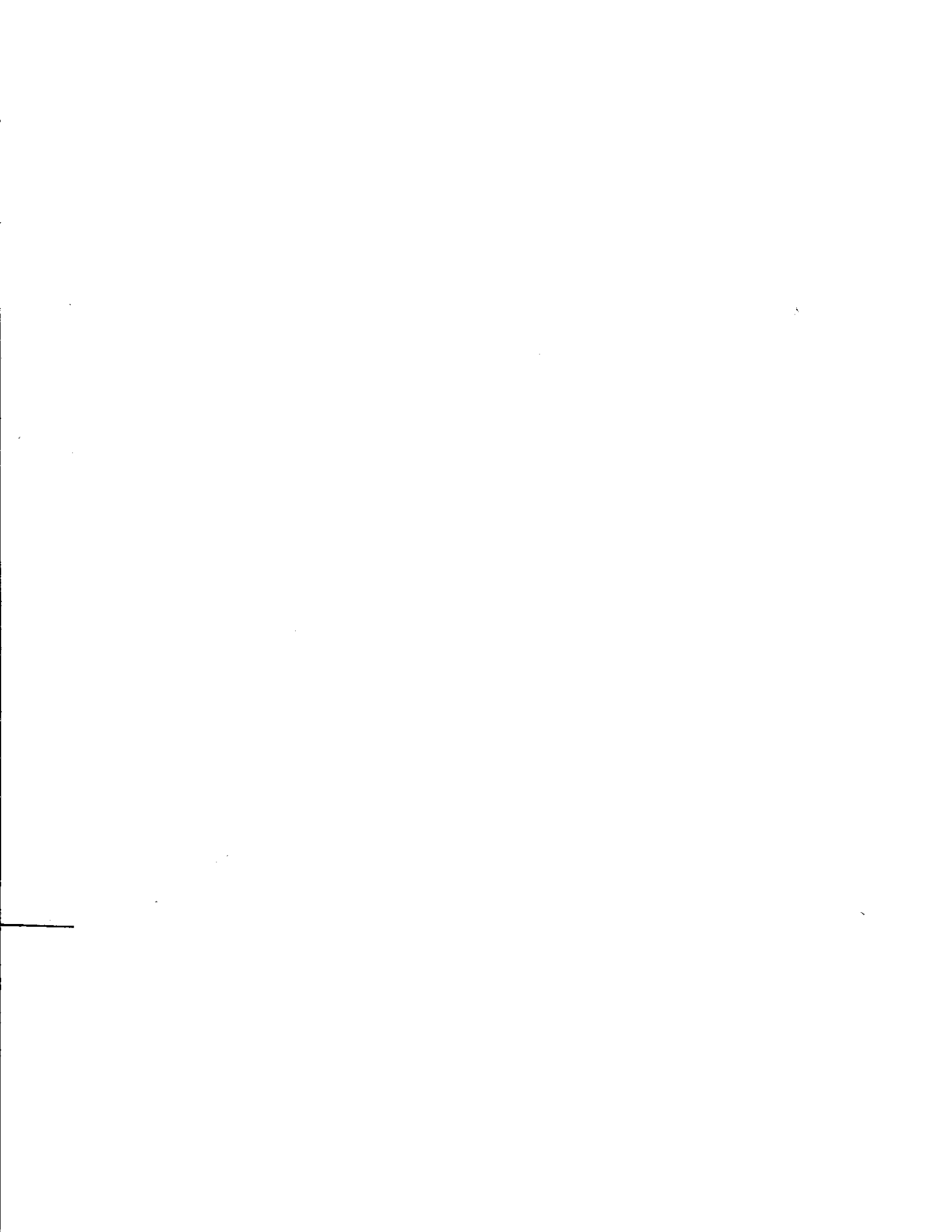
Reacción de metanólisis



Ecuación No. 5

Reacción de saponificación





APENDICE II

Propiedades físicoquímicas de los reactivos y el vapor de calentamiento

Tabla No. II.1

Características del vapor saturado para el calentamiento

Presión de trabajo	2.05 bar	29.7 psia
Temperatura del vapor	393.9 K	249.3 °F
Entalpía del agua	506.98 kJ/kg	217.96 Btu/lb
Entalpía del vapor	2,707.5 kJ/kg	1,164.0 Btu/lb
Calor latente	2,200.5 kJ/kg	946.0 Btu/lb

Tabla No. II.2

Propiedades del vapor de agua a la presión de trabajo

Densidad (ρ_v)	0.0705 lb /ft ³	1.13 kg / m ³
Calor específico ($C_{p,v}$)	0.506 Btu / (lb·°F)	2.12 kJ / (kg·K)
Viscosidad (μ_v)	0.0310 lb/ft-h	1.28×10^{-3} N*s/ m ²
Conductividad térmica (κ_v)	0.0154 Btu/ (h)(ft ²)(°F/ft)	0.0266 W / m*K

Ecuación No. 6

Ecuación para la capacidad calorífica del aceite de palma africana

$C_p [\text{cal} / (\text{g})(^\circ\text{C})] = [0.450 / (\rho^{15}_a)^{1.2}] + 0.0007 (^\circ\text{C} - 15)$
 Densidad del agua a 4°C: 999.972 kg/m³.
 Densidad del aceite a 15°C: 918 kg/m³.
 $(\rho^{15}_a) = [918 \text{ kg/m}^3 / 999.972 \text{ kg/m}^3] = 0.918 \text{ g/cm}^3$.
 Entonces, $C_p [\text{kJ} / (\text{kg})(\text{K})] = 1.97 + 0.003 (^\circ\text{C} - 15)$

Tabla No. H.4

Capacidad calorífica del metanol

T (°C)	T (°F)	C _p (KJ/kg *K)	C _p (Btu /lb*°F)
-50	-58	2.303	0.5499
0	32	2.428	0.5798
20	68	2.470	0.5898
50	122	2.554	0.6099

Tabla No. H.5

Conductividad térmica del aceite de palma africana

Temperatura (°C)	Temperatura (°F)	κ [W / m*K]	κ [Btu / (h)(ft ²)(°F/ft)]
20	68	0.167	0.0965
100	212	0.163	0.0942

Tabla No. H.6

Conductividad térmica del metanol

Temperatura (°C)	Temperatura (°F)	κ [W / m*K]	κ [Btu / (h)(ft ²)(°F/ft)]
0	32	0.214	0.124
20	68	0.212	0.122
30	86	0.212	0.122
75	167	0.184	0.106
100	212	0.204	0.118

Tabla No. H.7

Densidad del aceite de palma africana

Temperatura (°C)	Temperatura (°F)	Densidad (kg / m ³)	Densidad (lb / ft ³)
100	212	856	53.4
90	194	863	53.9
80	176	870	54.3
70	158	878	54.8
60	140	885	55.2
50	122	893	55.7
40	104	900	56.2

Tabla No. H.8

Densidad del metanol*

T (°C)	T (°F)	ρ (kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)
0	32	810	50.6
10	50	801	50.0
20	68	792	49.4
30	86	783	48.9
40	104	774	48.3
50	122	765	47.8
60	140	756	47.2
70	158	746	46.6
80	176	736	45.9
90	194	725	45.3
100	212	714	44.6

* Datos obtenidos de la gráfica No. 1

Tabla No. H.9

Densidades de las soluciones catalizadoras
de metanol e hidróxido de sodio

Porcentaje en peso (p/p)	ρ (kg / m ³)	ρ (lb / ft ³)
5	867	54.1
10	914	57.1
15	962	60.1
20	1,010	63.1

Ecuación No. 7

Ecuación para la viscosidad dinámica del aceite de palma africana

$$\log \mu = -0.192 + 53.8 * 10^6 [(^\circ\text{C} + 273)]^{-3}$$

En donde, μ está dada en centipoises, cP. **

** Obtenida de Encyclopedia of Chemical Technology, 9: 795-831.

Tabla No. H.10

Viscosidad dinámica del metanol

T (°C)	T (°F)	μ (N*s/m ²) *10 ⁻⁴	μ (cP)	μ (lb/ft*h)
0	32	8.17	0.817	1.98
20	68	5.84	0.584	1.41
30	86	5.10	0.510	1.23
40	104	4.50	0.450	1.09
50	122	3.96	0.396	0.958
60	140	3.51	0.351	0.849
70	158	3.11	0.311	0.753

Tabla No. H.11

Viscosidad dinámica de las soluciones catalizadora de metanol e hidróxido de sodio

Porcentaje en peso (p/p)	Viscosidad Cinemática, ν (cSt)	** Viscosidad Dinámica, μ (lb/ft*h)	Viscosidad Dinámica, μ (cP)
5	2.24	4.69	1.94
10	6.42	14.2	5.87
15	18.5	43.0	17.8
20	53.2	130	53.7

$$** \mu \text{ (lb / ft * h)} = 0.0387 \text{ ft}^2/\text{h} * \nu \text{ (cSt)} * \rho \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

APENDICE I

Propiedades físicas y químicas de la mezcla reaccionante

Tabla No. I.1

Porcentaje en peso de los reactivos que ingresan al calentador No. I

Reactivos	Peso (lb/ h)	Peso (kg / h)	%
Aceite de palma	275.0	125.0	78.9
Solución NaOH-MeOH	73.8	33.5	21.1
PESO TOTAL	348.8	158.5	100

Ecuación No. 8

Ecuación para la capacidad calorífica de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$Cp_{mezcla} = [0.789 * Cp_{aceite}] + [0.211 * Cp_{MeOH-NaOH}]$$

En donde, $Cp_{MeOH-NaOH} = Cp_{MeOH}$

Ecuación No. 9

Ecuación para la conductividad térmica de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$K_{mezcla} = [0.789 * K_{aceite}] + [0.211 * K_{MeOH-NaOH}]$$

En donde, $K_{MeOH-NaOH} = K_{MeOH}$

Ecuación No. 10

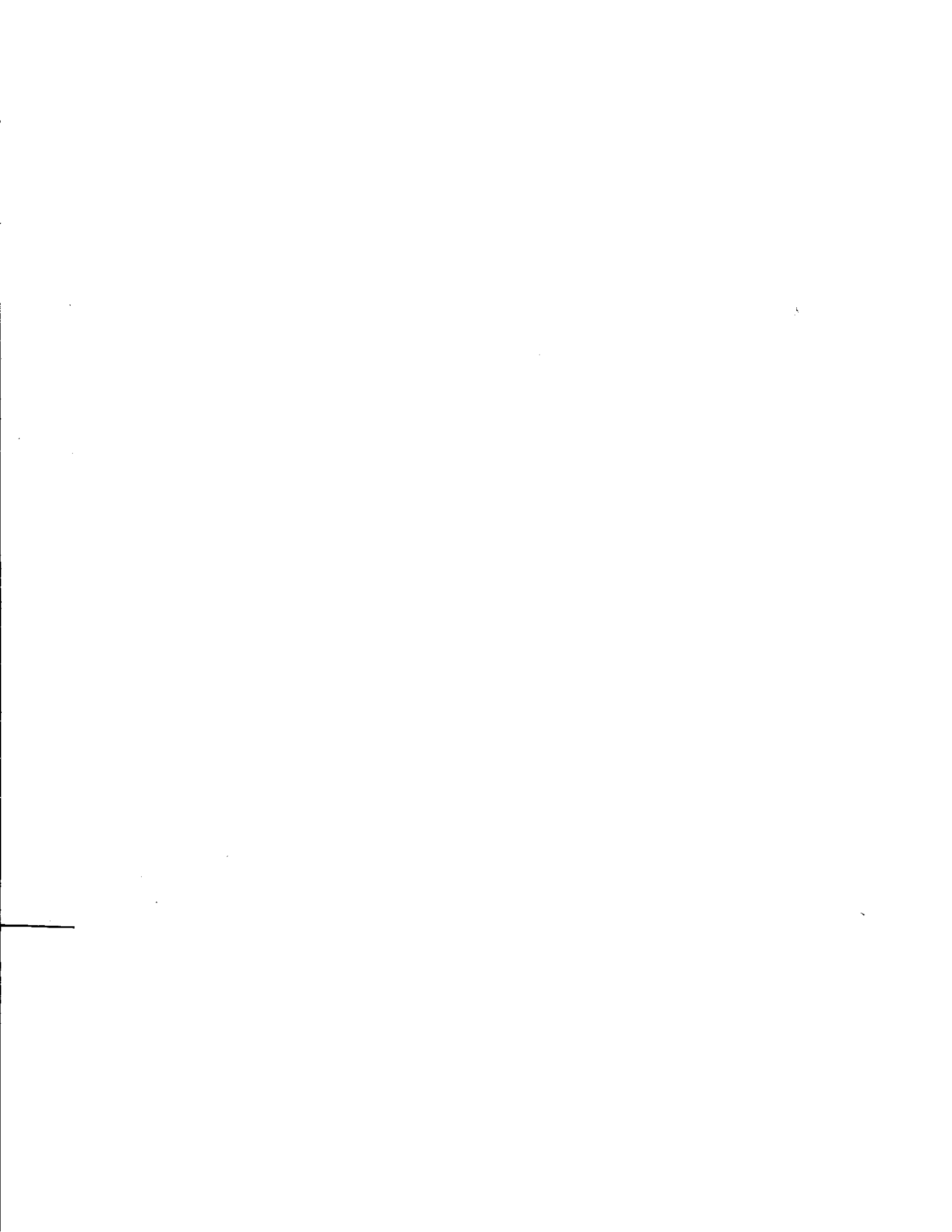
Ecuación para la densidad de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$\rho_{mezcla} = X_{aceite} * \rho_{aceite} + X_{MeOH-NaOH} * \rho_{MeOH-NaOH}$$
$$\rho_{mezcla} = [0.789 * \rho_{aceite}] + [0.211 * \rho_{MeOH-NaOH}]$$

Ecuación No. 11

Ecuación para la viscosidad dinámica de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$\mu_{mezcla} = [0.789 * \mu_{aceite}] + [0.211 * \mu_{MeOH-NaOH}]$$



APENDICE J

Cálculo de las partes en peso de los reactivos y productos de la reacción de metanólisis

Tabla No. J.1

Pureza de los reactivos utilizados en la fase experimental

Reactivo	Pureza
Metanol	98 %
Acido clorhídrico	32 %
Hidróxido de sodio	99 %

Ecuación No. 12

Partes en peso de triglicérido contenido en el aceite de palma

$$\frac{\text{kg de triglicérido}}{\text{día}} = \frac{(\text{kg de aceite/día}) * (100 - \% \text{ de ácidos grasos libres})}{100}$$

$$= (1.00 \times 10^{-3} \text{ de aceite/día}) * (100 - 0.04) / 100 = 999.6 \text{ kg de triglicérido/ día.}$$

Ecuación No. 13

Cantidad de catalizador para la reacción de metanólisis

$$\frac{\text{kg NaOH al 99\%}}{\text{día}} = \frac{(\text{kg triglic. / día}) * (\text{mol NaOH / mol triglic.}) * (40) * (\% \text{ á. Graso libre})}{(\% \text{ Pza NaOH}) * (\text{p.m. triglic.})}$$

$$\text{kg NaOH al 99\%} = [(1.00 \times 10^{-3} \text{ kg/día}) * (0.190) * (40) * (1.10)] / [228.37 * 99]$$

$$= 0.370 \text{ kg NaOH al 99 \%}$$

$$= (0.814 \text{ lb NaOH 99 \%}).$$

Tabla No. J.2

Libras de hidróxido de sodio al 99% utilizadas por porcentaje en peso de ácido graso presente en el aceite de palma africana RBD

Nombre del ácido graso	%	kg de NaOH / día	lb de NaOH / día
Mirístico	1.10	0.370	0.814
Palmítico	41.98	12.6	27.7
Estearico	5.00	1.35	2.97
Oleico	39.88	10.8	23.8
Linoleico	12.00	3.28	7.22
Acido graso libre	0.400	1.20×10^{-2}	2.64×10^{-2}
Total de kg NaOH	100	28.4	62.5

Ecuación No. 14

Partes en peso de ácido graso

$$\frac{\text{kg de ácido graso}}{\text{kg de triglicérido}} = \frac{[\text{peso molecular ácido graso}]}{[\text{peso molecular del triglicérido}]}$$

Ecuación No. 15

Partes en peso de metanol

$$\frac{\text{kg de metanol}}{\text{kg de triglicérido}} = \frac{[3 * 32.042]}{[\text{peso molecular del triglicérido}]}$$

Ecuación No. 16

Partes en peso de ésteres metílicos

$$\frac{\text{kg de éster}}{\text{kg de triglicérido}} = \frac{[3 * \text{peso molecular éster metílico}]}{[\text{peso molecular del triglicérido}]}$$

Ecuación No. 17**Partes en peso de glicerol**

$$\frac{\text{kg de glicerol}}{\text{kg de triglicérido}} = \frac{[92.09]}{[\text{peso molecular del triglicérido}]}$$

Ecuación No. 18**Peso de ácido clorhídrico al 32 % para neutralizar el catalizador**

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg HCl}}{\text{día}} &= \frac{[\text{kg NaOH} / \text{día}] * [\% \text{ pza NaOH}] * [36.461]}{[(\% \text{ pza HCl}) * 40]} \\ &= [28.4 \text{ kg de NaOH} / \text{día}] * [99] * [36.461] / [32 * 40] \\ &= 80.1 \text{ kg HCl al } 32 \% / \text{día} = (176 \text{ lb HCl al } 32 \% / \text{día}). \end{aligned}$$

Ecuación No. 19**Peso de agua producida en la reacción de neutralización del catalizador**

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg de agua}}{\text{día}} &= \frac{[\text{kg de NaOH} / \text{día}] * [\% \text{ pza NaOH}] * [18.015]}{[40 * 100]} \\ &= [28.4 \text{ kg de NaOH} / \text{día}] * [99] * [18.015] / [40 * 100] \\ &= 12.7 \text{ kg de agua} / \text{día} = (27.9 \text{ lb de agua} / \text{día}). \end{aligned}$$

Ecuación No. 20**Peso de cloruro de sodio producido en la reacción de neutralización del catalizador**

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg de NaCl}}{\text{día}} &= \frac{[\text{kg de NaOH} / \text{día}] * [\% \text{ pza NaOH}] * [58.442]}{[40 * 100]} \\ &= [28.4 \text{ kg de NaOH} / \text{día}] * [99] * [58.442] / [40 * 100] \\ &= 41.1 \text{ kg de NaCl} / \text{día} = (90.4 \text{ lb de agua} / \text{día}). \end{aligned}$$

Ecuación No. 21

Peso de catalizador consumido por la reacción con los ácidos grasos libres presentes en el aceite

$$\frac{\text{kg de NaOH}}{\text{día}} = \frac{[\text{kg de ác. palmitico / día}] * [40] * [100]}{[256.43] * [\% \text{ pza NaOH}]}$$

$$= [0.400 \text{ kg de ác. palmítico / día}] * [40] * [100] / [256.43 * 99]$$

$$= 6.30 \times 10^{-2} \text{ kg de NaOH / día} = (0.139 \text{ lb de NaOH / día}).$$

Ecuación No. 22

Peso de tripalmitina que reaccionaría con el hidróxido de sodio en la reacción de saponificación

$$\frac{\text{kg de tripalmitina}}{\text{día}} = \frac{[\text{kg de NaOH / día}] * [\% \text{ pza NaOH}] * [807.34]}{[100] * [40] * [3]}$$

$$= [28.4 \text{ kg de NaOH/día}] * [99] * [807.34] / [100 * 40 * 3]$$

$$= 189 \text{ kg de tripalmitina / día} = (416 \text{ lb de tripalmitina / día}).$$

Ecuación No. 23

Peso de palmitato de sodio (jabón) que se formaría al reaccionar la tripalmitina con el hidróxido de sodio

$$\frac{\text{kg de palmitato de sodio}}{\text{día}} = \frac{[\text{kg de NaOH / día}] * [\% \text{ pza NaOH}] * [278.41]}{[100] * [40] * [3]}$$

$$= [28.4 \text{ kg NaOH / día}] * [99] * [278.41] / [100] * [40] * [3]$$

$$= 65.2 \text{ kg de palmitato de sodio / día}$$

$$= (143 \text{ lb de palmitato de sodio / día}).$$

Ecuación No. 24

Peso de ácido clorhídrico al 32% para recuperar el palmitato de sodio (jabón) como ácido palmítico libre

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg HCl}}{\text{día}} &= \frac{[\text{kg palmitato / día}] * [36.461] * [100]}{[(\% \text{ pza HCl}) * 278.41]} \\ &= [65.2 \text{ kg de palmitato / día}] * [36.461] * [100] / [32 * 278.41] \\ &= 26.7 \text{ kg HCl al 32 \% / día} = (58.7 \text{ lb HCl al 32 \% / día}). \end{aligned}$$

Ecuación No. 25

Metanol estequiométrico

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg de metanol}}{\text{día}} &= \frac{[\text{kg de triglicérido/ día}] * (\text{kg de metanol / kg de triglicérido}) * 100}{[\% \text{ pza MeOH}]} \\ &= [1.00 \times 10^{-3} * 0.12 * 100] / [98] = 122 \text{ kg de metanol al 98 \% / día.} \\ &= (268 \text{ lb de metanol al 98 \% / día}). \end{aligned}$$

Ecuación No. 26

Metanol necesario para la reacción de metanólisis

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg MeOH 98 \%}}{\text{día}} &= (\text{metanol estequiométrico / día}) * 2 = (122 * 2) \\ &= 244 \text{ kg de MeOH al 98 \%} = (537 \text{ lb de MeOH al 98 \% / día}). \end{aligned}$$

Ecuación No. 27**Concentración de la solución de metanol e hidróxido de sodio**

$$\begin{aligned}(\% \text{ p/p}) &= \frac{(\text{kg NaOH} * \% \text{ pza})}{[(\text{kg NaOH} * \% \text{ pza}) + (\text{MeOH necesario} * \% \text{ pza})]} \\ &= (28.4 * 99) / [(28.4 * 99) + (244 * 98)] \\ &= 10.5 \% (\text{p/p}) \text{ NaOH al } 99 \%. \end{aligned}$$

APENDICE K

Diseño del equipo

A) Volumen del tanque para el almacenamiento del aceite de palma africana RBD

Flujo másico de aceite por día: 1,000 kg/ día.

Densidad del aceite a 40°C: 900 kg/m³.

Tiempo de almacenamiento: 7 días.

Factor de seguridad: 1.25

$$V_1 = [(1,000 \text{ kg de aceite/día}) / (900 \text{ kg / m}^3)] * 7 \text{ días} * 1.25 = 9.72 \text{ m}^3 = 343 \text{ ft}^3.$$

Si el diámetro (Di) es igual que la altura (h) en el tanque, entonces del diámetro está dado por la siguiente fórmula:

$$\begin{aligned} Di = h &= [4 * V_1 / \pi]^{1/3} && \text{(Ecuación No. 28)} \\ &= [4 * 9.72 / \pi]^{1/3} = 2.31 \text{ m} = 7.58 \text{ ft.} \end{aligned}$$

B) Tanque para el almacenamiento del metanol

Flujo másico de metanol por día: 244 kg/ día.

Densidad del metanol a 20°C: 792 kg/m³.

Tiempo de almacenamiento: 7 días.

Factor de seguridad: 1.25.

$$V_2 = [(244 \text{ kg / día}) / (792 \text{ kg / m}^3)] * 7 \text{ días} * 1.25 = 2.70 \text{ m}^3 = 95.3 \text{ ft}^3.$$

Si el diámetro (Di) es igual que la altura (h) en el tanque, entonces del diámetro está dado por la siguiente fórmula:

$$Di = h = [4 * V_2 / \pi]^{1/3} = [4 * 2.70 / \pi]^{1/3} = 1.51 \text{ m} = 4.95 \text{ ft.}$$

C) Tanque de preparación de la mezcla catalizadora de hidróxido de sodio y metanol

C.1) Características del tanque de mezclado

Flujo másico de metanol por día: 244 kg/ día.

Flujo másico de hidróxido de sodio por día: 28.4 kg/ día.

Densidad de la mezcla catalizadora al 10.5 % a 20°C: 922 kg/m³.

Factor de seguridad: 1.25.

$$V_3 = [(244 + 28.4) \text{ kg / día}] / (922 \text{ kg / m}^3) * 1.25 = 0.369 \text{ m}^3 = 13.02 \text{ ft}^3.$$

Si el diámetro (di) es igual que la altura (h) del líquido en el tanque, entonces del diámetro está dado por la siguiente fórmula:

$$di = h = [4 * V_3 / \pi]^{1/3} = [4 * 0.369 / \pi]^{1/3} = 0.777 \text{ m} = 2.55 \text{ ft}.$$

Por consiguiente, la altura del tanque será $ht = di * 1.25 = 0.777 * 1.25 = 0.97 \text{ m} = 3.18 \text{ ft}$.

Las características del tanque son las siguientes:

Tabla No. K.1

Características del tanque con agitación

Nombre de las partes del tanque agitado	Fórmula	m	ft
Diámetro del rodete (A_p)	$A_p / di = 1/3$	0.259	0.850
Distancia entre el rodete y el fondo (L_{FP})	$L_{FP} / A_p = 1$	0.259	0.850
Ancho de la placa deflectora (J)	$J / di = 1/10$	0.0777	0.255
Altura del líquido (h)	$h / di = 1$	0.777	2.55
Pitch o cabeceo de la hélice (P_c)	$P_c = 2 * A_p$	0.518	1.70

C.2) Velocidad de giro del rodete

Se asume que las revoluciones del agitador serán:

$$(n) = 60 \text{ RPM} = 1 \text{ rev/seg.}$$

$$(N) = 3,600 \text{ rev/h.}$$

Factor para convertir cP a $\text{kg/m}^2 \cdot \text{h} = 3.6$.

Viscosidad dinámica de la solución catalizadora al 10.5 % = 6.55 cP * 3.6

$$= 23.6 \text{ kg / m}^3\text{h} = 15.9 \text{ lb / ft}^3\text{h}.$$

$$\text{Número de Reynolds } (N_{Re}) = [N * A_p^2 * \rho_{\text{NaOH-MeOH}}] / \mu_{\text{NaOH-MeOH}} \quad (\text{Ecuación No. 29})$$

$$= [(3,600 \text{ rev / h}) * (0.359 \text{ m})^2 * (922 \text{ kg / m}^3)] / (23.6 \text{ kg / m}^3\text{h}) = 9.43 \times 10^3.$$

De acuerdo a la curva No. 4, de la Gráfica No. 2 de número de Reynolds (N_{Re}) versus número de potencia (P), al utilizar una hélice con paso (P_c) igual a $2A_p$, en un tanque con cuatro placas deflectoras de ancho igual a $D/10$, se obtiene un número de potencia de 0.90.

C.3) Cálculo de la potencia para el agitador del tanque

Factor de seguridad para la potencia calculada: 1.25.

Factor de proporcionalidad de la Ley de Newton: 1.

$$P = [N_p * \rho_{\text{NaOH-MeOH}} * n^3 * A_p^5] / gc \quad (\text{Ecuación No. 30})$$

$$P = [0.90 * (922 \text{ kg / m}^3) * (1 \text{ rev/seg})^3 * (0.259 \text{ m})^5] * \text{factor de seguridad}$$

$$= [0.967 \text{ kg}^*\text{m}^2/\text{s}^3] = 0.967 \text{ W} * 1.25 = 1.21 \text{ W} = 1.62 \times 10^{-3} \text{ HP} \approx 1/4 \text{ HP}.$$

D) **Calentador para disminuir la viscosidad del aceite de palma africana en el tanque de almacenamiento para su bombeo al proceso**

D.1) Pérdidas por convección a través del tanque y la atmósfera (h_c)

$$h_c = 0.3 * (\Delta T_1)^{0.25} \quad (\text{Ecuación No. 31})$$

ΔT_1 = Temperatura superior de calentamiento del aceite -- Temperatura del ambiente

$$= 104^\circ\text{F} - 68^\circ\text{F} = 36^\circ\text{F} = 20^\circ\text{C}.$$

$$h_c = 0.3 * (36^\circ\text{F})^{0.25} = 0.73 \text{ Btu / (h)(ft}^2)(^\circ\text{F)} = 4.14 \text{ W / (m}^2)(^\circ\text{C)}$$

D.2) Pérdidas por radiación a través del tanque y la atmósfera

Emisividad (ξ) para el hierro = 0.575.

Temperatura del aceite de palma esperada en el tanque (T_{tubo}) = $104^\circ\text{F} + 460 = 564^\circ\text{R}$.

Temperatura del ambiente (T_{2abs}) = $68^{\circ}\text{F} + 460 = 528^{\circ}\text{R}$.

$$\begin{aligned}
 h_r &= \frac{0.173 * \xi * [(T_{1abs}/100)^4 - (T_{2abs}/100)^4]}{T_{1abs} - T_{2abs}} && \text{(Ecuación No. 32)} \\
 &= \frac{0.173 * 0.575 * [(564^{\circ}\text{R}/100)^4 - (528^{\circ}\text{R}/100)^4]}{[564 - 528]^{\circ}\text{R}} \\
 &= 0.648 \text{ Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}) = 3.68 \text{ W} / (\text{m}^2)(^{\circ}\text{C}).
 \end{aligned}$$

D.3) Pérdidas combinadas ($h_c + h_r$)

$$\begin{aligned}
 &h_c + h_r \quad \text{(Ecuación No. 33)} \\
 &= (0.73 + 0.648) \text{ Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}) = 1.38 \text{ Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}) = 7.82 \text{ W} / (\text{m}^2)(^{\circ}\text{C}).
 \end{aligned}$$

D.4) Área exterior del tanque de almacenamiento de aceite de palma africana RBD (A_c)

El área exterior (A_c) para un tanque con fondo plano y altura (h) igual al diámetro interior (d_i) será:

Espesor de la pared del tanque(δ): $3/16''$ ($4.76 \times 10^{-3} \text{ m}$).

$$\begin{aligned}
 A_c &= [\pi * (d_i + 2\delta)^2 / 2] + [\pi * (d_i + 2\delta)^2] && \text{(Ecuación No. 34)} \\
 &= 1.5 \pi * (d_i + 2\delta)^2 = 1.5 \pi * [2.31 + 2 * 4.76 \times 10^{-3}]^2 \\
 &= 25.4 \text{ m}^2 = 273 \text{ ft}^2.
 \end{aligned}$$

D.5) Pérdida total de calor (Q_1)

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= (h_c + h_r) * A * \Delta t && \text{(Ecuación No. 35)} \\
 &= 1.38 \text{ Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}) * 273 \text{ ft}^2 * (104 - 68)^{\circ}\text{F} \\
 &= 1.36 \times 10^4 \text{ Btu} / \text{h} = 3.99 \text{ kW}.
 \end{aligned}$$

D.6) Temperatura de la película (t_f)

$$\begin{aligned}
 t_f &= (t_w + t_a) / 2 && \text{(Ecuación No. 36)} \\
 &= (249.3 + 104)^{\circ}\text{F} / 2 = 177^{\circ}\text{F} (80.6^{\circ}\text{C}).
 \end{aligned}$$

D.7) Propiedades físicas del aceite a la temperatura de película [$t_f = 177^\circ\text{F}$ (80.6°C)]

Tabla No. K.2

Propiedades físicas del aceite de palma a la temperatura de película (t_f)

Conductividad térmica (κ_f)	0.164 W / (m)(K)	0.0947 Btu / (h)(ft ²)(°F/ft)
Densidad (ρ_f)	870 kg / m ³	54.3 lb/ft ³
Viscosidad dinámica (μ_f)	10.6 cP	25.7 lb/(ft)(h)
Calor específico (C_{p_f})	2.2 kJ/(kg)(K)	0.52 Btu/(lb)(°F)

D.8) Coefficiente de expansión térmica (β)

Tabla No. K.3

**Gravedad específica del aceite de palma
a la temperatura de entrada y salida**

Temperaturas	T (°C)	T (°F)	Gravedad específica
(t_1) Entrada	20	68	0.915
(t_2) Salida	40	104	0.900

$$\beta = \frac{S_1^2 - S_2^2}{2 * (t_2 - t_1) * S_1 * S_2} \quad (\text{Ecuación No. 37})$$

$$= \frac{(0.915^2 - 0.900^2)}{2 * (104 - 68) * 0.915 * 0.900} = 4.59 \times 10^{-4}$$

D.9) Coefficiente de transferencia de calor para convección libre (h_c)

En donde d_o es el diámetro exterior de los tubos en pulgadas.

$$\Delta t_2 / d_o = [249.3 - 104]^\circ\text{F} / 0.75 \text{ in} = 194^\circ\text{F} / \text{in.}$$

Δt_2 = Diferencia entre la temperatura del vapor de calentamiento y la temperatura a la que se mantendrá líquido el aceite de palma.

$$h_c = 116 * [(\kappa_f^3 * \rho_f^2 * C_f * \beta_f / \mu_f) * (\Delta t / d_o)]^{1/4} \quad (\text{Ecuación No. 38})$$

$$h_c = 116 * [[0.0947]^3 * (54.3)^2 * (0.52) * (4.59 \times 10^{-4}) / 10.6]^{1/4} * 194^{1/4}$$

$$= 37.5 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 213 \text{ W / (m}^2\text{)(K)}.$$

D.10) Coefficiente total limpio (Uc)

Para el vapor de agua, (h_{io}) será 1,500 Btu/(h)(ft²)(°F).

$$U_c = [(h_{io} * h_c) / (h_{io} + h_c)] \quad (\text{Ecuación No. 39})$$

$$= [(1,500 * 37.5) / (1,500 + 37.5)] = 33.0 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 187 \text{ W / (m}^2\text{)(K)}.$$

D.11) Coefficiente total de diseño (U_D)

Se supone que el factor de obstrucción (R_d) será 0.002 (h)(ft²)(°F)/Btu = 3.52 x 10⁻⁴ (m²)(K)/W.

$$U_D = [U_c * (1/R_d)] / [U_c + (1/R_d)] \quad (\text{Ecuación No. 40})$$

$$= [36.6 * (1/0.002)] / [36.6 + (1/0.002)] = 31 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 176 \text{ W / (m}^2\text{)(K)}.$$

D.12) Area total necesaria para el calentamiento (A_T)

$$A_T = Q_1 / U_D * \Delta t_2 \quad (\text{Ecuación No. 41})$$

$$= [1.36 \times 10^4 \text{ Btu / h}] / [31 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} * (249.3 - 104)^\circ\text{F}] = 3.02 \text{ ft}^2 = 0.28 \text{ m}^2.$$

D.13) Número de tubos (N_t)

Largo del tubo (L): 3 ft = 0.914 m.

Diámetro exterior del tubo (do): 0.75 pulgadas = 19.05 mm.

$$N_t = A_T / [\pi * (do/12) * L] \quad (\text{Ecuación No. 42})$$

$$= 3.02 \text{ ft}^2 / [\pi * (0.75 / 12) * 3] = 5.1 \text{ tubos} \cong 6 \text{ tubos}.$$

D.14) Consumo de vapor (m_{vapor})

λ a 249.3 °F = 946 Btu/lb = 2.20 x 10³ kJ/kg.

$$m_{\text{vapor}} = Q_1 / \lambda \quad (\text{Ecuación No. 43})$$

$$= (1.63 \times 10^4 \text{ Btu / h}) / (946 \text{ Btu/lb}) = 17.2 \text{ lb de vapor / h} = 7.82 \text{ kg / h}.$$

E) Calentador del aceite de palma africana y la solución catalizadora

E.1) Cantidad de reactivos que ingresan al calentador

Tabla No. K.4

Flujo másico de los reactivos que ingresan al calentador

Reactivo	kg/día	lb/día	ρ (kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	GPM
Aceite	1,000	2,200	915	57.1	0.600
Solución catalizadora	272.4	599.3	919	57.4	0.163
Total	1,272.4	2,799.3	—	—	0.763

E.2) Media logarítmica de la diferencia de temperaturas (MLDT)

Tabla No. K.5

Media logarítmica de la diferencia de temperaturas del calentador

Flujo caliente (°F)	Temperatura	Flujo frío (°F)	ΔT (°F)
$T_1 = 249.3$	Alta	$t_2 = 140.00$	$\Delta t_2 = 109.3$
$T_2 = 249.3$	Baja	$t_1 = 104.00$	$\Delta t_1 = 145.3$

$$\begin{aligned}
 \text{MLDT} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} && \text{(Ecuación No. 44)} \\
 &= \frac{(109.3 - 145.3)}{\ln(109.3/145.3)} = 126.4 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

E.3) Características de los tubos de calentador

Tabla No. K.6

Características de los tubos del calentador

BWG	24
Diámetro exterior (do)	3/8 in (9.52mm)
Espesor de pared (δ)	0.022 in (0.559 mm)
Diámetro interior (di)	0.331 in (8.41 mm)
Superficie exterior	0.0982 ft ² /ft (0.0299m ² /m)
Largo del tubo	3ft (0.915 m)
Número de pasos en los tubos (n_p)	2

E.4) Características del calentador

Tabla No. K7

Características del calentador

Diámetro interior de la coraza (d_c)	3-5/8 in (92.1 mm)
Arreglo de los tubos	Triangular
Distancia entre centro de los tubos (P_T)	5/8 in (15.9 mm)
Claro entre tubos (C')***	1/4 in (6.35 mm)
Número de tubos (N_T)	24
Número de pases en los tubos (n_p)	2
Espaciado de los deflectores (B)	3-5/8 in (92.1 mm)
Fluido frío (lado tubos)	Aceite de palma y solución catalizadora
Fluido caliente (lado coraza)	Vapor de agua

*** Claro entre tubos = Distancia entre centro de los tubos - Diámetro exterior de los tubos

E.5) Conductividad térmica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F)

$$K_{mezcla} = [0.789 * K_{aceite}] + [0.211 * K_{MeOH-NaOH}], \text{ en donde, } K_{MeOH-NaOH} = K_{MeOH}$$

$$K_{mezcla} = [(0.789 * 0.0965) + (0.211 * 0.122)] = 0.102 \text{ Btu/ft}^2 \cdot (\text{°F}/\text{ft}) = 0.176 \text{ W/m} \cdot \text{K}.$$

E.6) Viscosidad dinámica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F)

$$\mu_{mezcla} = [0.789 * \mu_{aceite}] + [0.211 * \mu_{MeOH-NaOH}]$$

$$\mu_{mezcla} = [(0.789 * 10.6) + (0.211 * 6.56)] * 2.42 = 23.6 \text{ lb/(h)(ft)} = 9.75 \text{ cP}.$$

E.7) Capacidad calorífica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F)

$$Cp_{mezcla} = [0.789 * Cp_{aceite}] + [0.211 * Cp_{MeOH-NaOH}], \text{ en donde, } Cp_{MeOH-NaOH} = Cp_{MeOH}$$

$$Cp_{mezcla} = [(0.789 * 0.4732) + (0.211 * 0.5898)] = 0.498 \text{ Btu/lb} \cdot \text{°F} = 2.08 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}.$$

E.8) Gravedad específica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F)

$$\phi_{mezcla} = [0.789 * \phi_{aceite}] + [0.211 * \phi_{MeOH-NaOH}]$$

$$\phi_{mezcla} = [(0.789 * 0.915) + (0.211 * 0.919)] = 0.916.$$

E.9) Area de flujo por tubo en pulgadas (a'_1)

$$a'_1 = (\pi/4) * d_i^2 \quad (\text{Ecuación No. 45})$$

$$= (\pi/4) * (0.331)^2 = 0.0860 \text{ in}^2 (55.5 \text{ mm}^2).$$

E.10) Área de flujo por tubo en pies (a_t)

$$a_t = [N_t * a'_t] / [144 * n_p] \quad (\text{Ecuación No. 46})$$

$$= [24 * 0.0860] / [144 * 2] = 7.17 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 = 6.66 \times 10^{-4} \text{ m}^2.$$

E.11) Masa velocidad del lado de los tubos (G_t)

$$G_t = W_t / a_t \quad (\text{Ecuación No. 47})$$

$$= (349.9) / (7.17 \times 10^{-3}) = 4.88 \times 10^4 \text{ lb / (h)(ft}^2) = 2.39 \times 10^5 \text{ kg / (h)(m}^2).$$

E.12) Número de Reynolds del lado de los tubos ($N_{Re,t}$)

$$N_{Re,t} = D_i * G_t / \mu_{mezcla} \quad (\text{Ecuación No. 48})$$

$$= [(0.331/12) * 4.88 \times 10^4] / 23.6 = 57.$$

E.13) Coefficiente de transferencia de calor del aceite de palma y la solución catalizadora (h_i)

$$h_i = 1.86 * (\kappa/D_i) [(D_i * G_t / \mu) * (C * \mu / \kappa) * (D_i / L)]^{1/3} * (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (\text{Ecuación No. 49})$$

Si $\mu = \mu_w$ entonces, $(\mu / \mu_w)^{0.14} = 1$,

$$h_i = 1.86 * \frac{0.102}{(0.331/12)} * \left[\frac{(0.331/12) * 4.88 \times 10^4}{23.6} * \frac{0.498 * 23.6}{0.102} * \frac{(0.331/12)}{3} \right]^{1/3}$$

$$= 27 \text{ Btu / (h)(ft}^2)(^\circ\text{F)} = 153 \text{ W / (m}^2)(\text{K}).$$

E.14) Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior referido a la superficie exterior (h_{i0})

$$h_{i0} = h_i * d_i / d_o \quad (\text{Ecuación No. 50})$$

$$= 27 * (0.331/0.375) = 23.8 \text{ Btu / (h)(ft}^2)(^\circ\text{F)} = 135 \text{ W / (m}^2)(\text{K}).$$

E.15) Área de flujo de la coraza (a_s)

$$a_s = d_s * C' * B / 144 * P_T \quad (\text{Ecuación No. 51})$$

$$= [3.625 * 0.25 * 3.625] / [144 * 0.625] = 0.0365 \text{ ft}^2 = 3.39 \times 10^{-3} \text{ m}^2.$$

E.16) Flujo másico del vapor de agua (W_s)

$$Q_2 = \frac{** 148.5 \text{ cal}}{\text{g MeOH-NaOH al 10.5\%}} * \frac{272.4 \text{ kg}}{\text{día}} * 0.496 = 2.01 \times 10^4 \text{ Btu / h} = 5.89 \text{ kW}.$$

** Promedio de los datos obtenidos del calorímetro de solución.

$$W_s = Q_2 / \lambda = (2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}) / (946 \text{ Btu/lb}) = 21.2 \text{ lb de vapor / h} = 9.64 \text{ kg de vapor / h.}$$

E.17) Masa velocidad lado del vapor de calentamiento (G_s)

$$G_s = W_s / a_s = (21.2 \text{ lb/h}) / (0.0365 \text{ ft}^2) = 581 \text{ lb/(h} \cdot \text{ft}^2) = 2.84 \times 10^3 \text{ kg / (h)(m}^2\text{)}.$$

E.18) Diámetro equivalente para tubería con arreglo triangular (D_e)

$$D_e = \frac{4 * [P_T^2 * (3)^{1/2} / 4 - \pi d_o^2 / 8]}{[\pi * d_o / 2] * 12} \quad (\text{Ecuación No. 52})$$

$$= \frac{4 * [(5/8)^2 * (3)^{1/2} / 4 - \pi (3/8)^2 / 8]}{[\pi * (3/8) / 2] * 12} = 0.0645 \text{ ft} = 0.0197 \text{ m.}$$

E.19) Número de Reynolds (N_{Re_s}) del vapor de calentamiento (lado de la coraza)

Viscosidad del vapor de calentamiento (μ_{vapor}): 0.0299 lb/(ft)(h).

$$N_{Re_s} = D_e * G_s / \mu_{\text{vapor}} \quad (\text{Ecuación No. 53})$$

$$= [0.0645 * 581] / 0.0299 = 1.25 \times 10^3.$$

E.20) Coefficiente limpio de transferencia de calor (U_c)

Para el vapor de calentamiento, $h_o = 1,500 \text{ Btu/(ft}^2\text{)(h)}(^{\circ}\text{F}) = 8,517 \text{ W / (m}^2\text{)(K)}$.

$$U_c = [(h_{io} * h_o) / (h_{io} + h_o)] = [23.8 * 1,500] / [23.8 + 1,500]$$

$$= 23.4 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F}) = 133 \text{ W / (m}^2\text{)(K)}.$$

E.21) Area total de los tubos (A_t)

$$A_t = \text{Número de tubos} * \text{Area por pie lineal} * \text{largo} \quad (\text{Ecuación No. 54})$$

$$= (24 \text{ tubos}) * (0.0982 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal}) * (3 \text{ ft}) = 7.07 \text{ ft}^2 = 0.657 \text{ m}^2.$$

E.22) Coefficiente de transferencia de calor de diseño (U_D)

$$U_D = Q_2 / A * \Delta t \quad (\text{Ecuación No. 55})$$

$$= [2.01 \times 10^4 \text{ Btu / h}] / [7.07 \text{ ft}^2 * 126.4 ^{\circ}\text{F}] = 22.5 \text{ Btu / (ft}^2\text{)(h)}(^{\circ}\text{F}) = 128 \text{ W / (m}^2\text{)(K)}.$$

E.23) Verificación del factor de obstrucción (R_d)

$$R_d = [U_c - U_D] / [U_c * U_D] \quad (\text{Ecuación No. 56})$$

$$= [23.4 - 22.5] / [23.4 * 22.5] = 0.002 \text{ (ft}^2\text{)(h)}^\circ\text{F} / \text{Btu} = 3.52 \times 10^{-4} \text{ (m}^2\text{)(K)} / \text{W}.$$

E.24) Caída de presión de los calentadoresE.24.1) Número de cruces ($N+1$)

$$N + 1 = 12 * L / B \quad (\text{Ecuación No. 57})$$

$$= 12 * 3 / 3.0 = 12 \text{ cruces.}$$

E.24.2) Número de deflectores

$$\text{Número de deflectores} = \text{Número de cruces} - 1 \quad (\text{Ecuación No. 58})$$

$$= 12 - 1 = 11 \text{ deflectores.}$$

E.24.3) Caída de presión en la coraza

Si se utiliza $N_{Re_s} = 1.25 \times 10^3$, se obtiene que el factor de fricción del lado de la coraza (f_s) es: $0.0031 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$.

Gravedad específica del vapor de calentamiento (S_v) es: 0.00113.

Si se asume que $\phi_s = (\mu / \mu_w)^{0.14} = 1$, se obtiene que la caída de la presión en la coraza (ΔP_s) es:

$$\Delta P_s = \frac{f_s * G_s^2 * D_s * (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} * D_c * S_v * \phi_s} \quad (\text{Ecuación No. 59})$$

$$= \frac{(0.0031) * (581)^2 * (3.625 / 12) * (12)}{(5.22 \times 10^{10}) * (0.0645) * (0.00113) * (1)} = 9.97 \times 10^{-4} \text{ lb/in}^2 = 6.87 \times 10^{-5} \text{ bar.}$$

E.24.4) Caída de presión del lado de los tubos

Si se utiliza $N_{Re_t} = 57$, se obtiene que el factor de fricción del lado de los tubos (f_t) es: $0.0082 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$.

Gravedad específica de la mezcla reaccionante (S_t) es: 0.916.

Al asumir que $\phi_i = (\mu/\mu_w)^{0.14} = 1$, se obtiene que la caída de la presión en el lado de los tubos

(ΔP_i) es:

$$\Delta P_i = \frac{f * G_t^2 * L * n}{5.22 \times 10^{10} * D_s * St * \phi_i} \quad (\text{Ecuación No. 60})$$

$$= \frac{(0.0082) * (4.88 \times 10^4)^2 * (3) * (2)}{(5.22 \times 10^{10}) * (0.0276) * (0.916) * (1)} = 0.089 \text{ lb/in}^2 = 6.14 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

E.24.5) Caída de presión de retorno del lado de los tubos

$$\rho_{\text{mezcla}} = S_t * 62.5 \text{ lb/ft}^3 = 0.916 * 62.5 = 57.2 \text{ lb/ft}^3 = 916 \text{ kg/m}^3.$$

$$V_i = G_i / \rho_{\text{mezcla}} = [4.88 \times 10^4] / [3,600 * 57.2] = 0.237 \text{ ft / seg.}$$

$$\Delta P_r = [4 * n_p / S_t] * [V_i^2 / 32.2] \quad (\text{Ecuación No. 61})$$

$$= [4 * 2 / 0.916] * [0.0562 / 32.2] = 0.015 \text{ lb/in}^2 = 1.03 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

E.24.6) Caída de presión total lado de los tubos (ΔP_T)

$$\Delta P_T = \Delta P_i + \Delta P_r \quad (\text{Ecuación No. 62})$$

$$= (0.089 + 0.015) \text{ lb/in}^2 = 0.104 \text{ lb/in}^2 = 7.17 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

E.25) Capacidad volumétrica de cada tubo (V_{PT})

$$V_{PT} = \text{Area interior del tubo} * \text{largo del tubo}$$

$$= (\pi/4) * (0.331/12)^2 * 3 = 1.79 \times 10^{-3} \text{ ft}^3 = 5.07 \times 10^{-5} \text{ m}^3.$$

E.26) Capacidad volumétrica total del calentador (V_{TC})

$$V_{TC} = N_t * V_{PT} = 24 \text{ tubos} * 1.79 \times 10^{-3} \text{ ft}^3 = 0.0430 \text{ ft}^3 = 1.22 \times 10^{-3} \text{ m}^3.$$

E.27) Tiempo de retención (T)

$$T = [(V_{TC} * \rho_{\text{mezcla}} * 60) / W_i] \quad (\text{Ecuación No. 63})$$

$$= [(0.0430 * 57.2 * 60) / 349.9] = 0.422 \text{ min} = 25.3 \text{ seg.}$$

F) Intercambiador de calor para el aceite de palma africana y la solución catalizadora

F.1) Cantidad de reactivos que ingresan al calentador Ver tabla No. K.4.

F.2) Media logarítmica de la diferencia de temperaturas (MLDT) Ver tabla No. K.5.

F.3) Características del tubo interior del calentador

Tabla No. K.8

Características del tubo interior del calentador

BWG	16
Diámetro exterior (D_1)	1.5 in (38.1 mm)
Espesor de pared (δ)	0.065 in (1.651 mm)
Diámetro interior (d_i)	1.370 in (34.798 mm)
Superficie exterior (A_e)	0.3925 ft ² /ft (0.120 m ² /m)
Larga del tubo	8ft (2.44 m)
Fluido transportado	Aceite de palma y solución catalizadora

F.4) Características del tubo exterior del calentador

Tabla No. K.9

Características del tubo exterior del calentador

Tamaño nominal	2-1/2 in (63.5 mm)
Cédula No.	40
Diámetro exterior (d_o)	2.88 in (73.15 mm)
Espesor de pared (δ)	0.206 in (5.23 mm)
Diámetro interior (D_2)	2.469 in (62.71 mm)
Fluido transportado	Vapor saturado de agua

F.5) Conductividad térmica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F) Ver sección E.5.

F.6) Viscosidad dinámica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F) Ver sección E.6.

F.7) Capacidad calorífica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F) Ver sección E.7.

F.8) Gravedad específica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F) Ver sección E.8.

F.9) Propiedades del vapor de calentamiento Ver tabla No. K.8.2.

F.10) Tubo interior del intercambiador de calorF.10.1) Área de flujo por tubo en pulgadas (a_p^2)

$$a_p^2 = (\pi/4) * d_i^2 = (\pi/4) * (1.37/12)^2 = 0.0102 \text{ ft}^2 \text{ (} 9.48 \times 10^{-4} \text{ m}^2\text{)}.$$

F.10.2) Masa velocidad (G_p)

$$G_p = W_p / A_p = (349.9 \text{ lb/h}) / (0.0102 \text{ ft}^2) \\ = 3.43 \times 10^4 \text{ lb / (h)(ft}^2\text{)} = 1.68 \times 10^5 \text{ kg / (h)(m}^2\text{)}.$$

F.10.3) Número de Reynolds en el tubo interior (N_{Rep})

$$N_{Rep} = d_i * G_p / \mu_{mezcla} = [(1.37/12) * 3.43 \times 10^4] / 23.6 = 166 \text{ (flujo laminar)}.$$

F.10.4) Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior (h_i)

$$L / d_i = 8 \text{ ft} / (1.37/12) \text{ ft} = 70.$$

$$h_i = J_{11} * (\kappa/d_i) (C * \mu/\kappa) (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad \text{(Ecuación No. 64)}$$

Factor de transferencia de calor (J_{11}) = 2.5.

Se asume $\mu = \mu_w$, entonces

$$h_i = 2.5 * [0.102 / (1.37/12)] * [0.498 * 23.6 / 0.102]^{1/3} \\ = 10.9 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)} = 61.9 \text{ W/(m}^2\text{)}(^{\circ}\text{C)}.$$

F.10.5) Coefficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior (h_o)

$$h_o = h_i * (d_i / D_i) = 10.9 * (1.37 / 1.50) = 9.96 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)} = 56.6 \text{ W/(m}^2\text{)}(^{\circ}\text{C)}.$$

F.11) Tubo exterior del intercambiador de calorF.11.1) Área de flujo del ánulo (a_a)

$$a_a = \pi * [(D_2)^2 - (D_1)^2] / [4 * 144] \quad \text{(Ecuación No. 65)} \\ = \pi * [(2.469)^2 - (1.50)^2] / [4 * 144] = 0.0210 \text{ ft}^2 = 1.95 \times 10^{-3} \text{ m}^2.$$

F.11.2) Flujo másico del vapor de agua (W_a)

$$Q_2 = \frac{148.5 \text{ cal}}{\text{g MeOH-NaOH al 10.5\%}} * \frac{272.4 \text{ kg}}{\text{día}} * 0.496 = 2.01 \times 10^4 \text{ Btu / h} = 5.89 \text{ kW}.$$

$$W_a = Q_2 / \lambda = (2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}) / (946 \text{ Btu/lb}) = 21.2 \text{ lb de vapor / h} = 9.64 \text{ kg de vapor / h.}$$

F.11.3) Masa velocidad lado del vapor de calentamiento (G_a)

$$G_a = W_a / a_a = (21.2 \text{ lb/h}) / (0.0210 \text{ ft}^2) = 1.01 \times 10^3 \text{ lb/(h*ft}^2) = 4.94 \times 10^3 \text{ kg / (h)(m}^2).$$

F.11.4) Diámetro equivalente para el ánulo (D_c)

$$D_c = \frac{(D_2)^2 - (D_1)^2}{D_1} \quad (\text{Ecuación No. 66})$$

$$= \frac{(2.469/12)^2 - (1.50/12)^2}{[1.50/12]} = 0.214 \text{ ft} = 0.0652 \text{ m}$$

F.11.5) Número de Reynolds del ánulo (N_{Rea})

Viscosidad del vapor de calentamiento (μ_{vapor}) : 0.0310 lb/(ft)(h).

$$N_{Rea} = D_c * G_a / \mu_{\text{vapor}} = [0.214 * 1.01 \times 10^3] / 0.0310 = 6.97 \times 10^3.$$

F.11.6) Coefficiente de transferencia de calor del fluido exterior (h_o)

$$L / D_c = 8 \text{ ft} / (0.214) \text{ ft} = 37.4.$$

$$h_o = J_{ff} * (\kappa / D_c) (C * \mu / \kappa) (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (\text{Ecuación No. 67})$$

Factor de transferencia de calor (J_{ff}) = 28.

Se asume $\mu = \mu_w$, entonces

$$h_o = 28 * [0.0154 / (0.214)] * [0.506 * 0.0310 / 0.0154]^{1/3}$$

$$= 2.03 \text{ Btu/(h)(ft}^2)(^\circ\text{F)} = 11.5 \text{ W/(m}^2)(^\circ\text{C)}.$$

F.11.7) Coefficiente limpio de transferencia de calor (U_c)

$$U_c = [(h_{io} * h_o) / (h_{io} + h_o)] = [9.96 * 2.03] / [9.96 + 2.03]$$

$$= 1.69 \text{ Btu/(h)(ft}^2)(^\circ\text{F)} = 9.60 \text{ W/(m}^2)(\text{K)}.$$

F.11.8) Coefficiente de transferencia de calor de diseño (U_D)

Se asume un coeficiente de obstrucción (R_d) igual a $0.002 \text{ (h)(ft}^2\text{)}^{\circ}\text{F)/Btu} = 3.52 \times 10^{-4} \text{ (m}^2\text{)(K)/W}$.

$$U_D = U_C / (1 + R_d * U_C) = [1.69] / [1 + 0.002 * 1.69] \\ = 1.68 \text{ Btu/ (ft}^2\text{)(h)}^{\circ}\text{F} = 9.54 \text{ W/(m}^2\text{)(K)}.$$

F.11.9) Area requerida para el calentamiento (A_T)

$$A_T = Q_2 / U_D * \Delta T = 2.01 \times 10^4 / (1.68 * 126.4) = 94.6 \text{ ft}^2 = 8.8 \text{ m}^2.$$

F.11.10) Número de tubos (N_t)

Superficie exterior del tubo interior (A_p): $0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft lineal}$.

$$N_t = A_T / (A_p * L) = 94.6 \text{ ft}^2 / (0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft lineal} * 8\text{ft}) = 30.1 \text{ tubos} \approx 32 \text{ tubos}.$$

F.11.11) Número de horquillas (N_h)

$$N_h = N_t / 2 \quad (\text{Ecuación No. 68}) \\ = 32 \text{ tubos} / 2 = 16 \text{ horquillas}.$$

F.12) Caída de presión en el intercambiador de calor (lado ánulo)F.12.1) Diámetro equivalente para la caída de presión (D_e')

$$D_e' = (D_2 - D_1) = (2.469 - 1.5) / 12 = 0.08075 \text{ ft}.$$

F.12.2) Factor de fricción (f)

$$f = 0.0035 + 0.264 / [D_e' * G_a / \mu]^{0.42} \quad (\text{Ecuación No. 69}) \\ = 0.0035 + 0.264 / [0.08075 * 1.01 \times 10^3 / 0.0310]^{0.42} = 0.0132.$$

F.12.3) Pérdida de presión en el ánulo (ΔF_a)

$$L_a = N_t * \text{suma total de los tubos} = 32 * 8 = 256 \text{ ft} = 78.0 \text{ m}.$$

$$\Delta F_a = \frac{4 * f * G_a^2 * L_a}{2 * g * \rho^2 * D_e'} = \frac{4 * 0.0132 * (1.01 \times 10^3)^2 * 256}{2 * 4.18 \times 10^8 * (0.0705)^2 * 0.0875} = 37.9 \text{ ft} = 11.6 \text{ m}.$$

F.12.4) Velocidad del vapor (V)

$$V = \frac{G_a}{3,600 * \rho} = \frac{1.01 \times 10^3 \text{ lb/(h)}(\text{ft}^3)}{3,600 * 0.0705 \text{ lb/ft}^3} = 3.98 \text{ ft/seg} = 1.21 \text{ m/seg.}$$

F.12.5) Pérdida en la entrada y salida de las horquillas (ΔF_1)

$$\Delta F_1 = \frac{N_h * V^2}{2 * g'} = \frac{16 * (3.98 \text{ ft/seg})^2}{2 * (32.2 \text{ ft/seg}^2)} = 3.94 \text{ ft} = 1.20 \text{ m.}$$

F.12.6) Caída total de presión (lado ánulo) (ΔP_a)

$$\begin{aligned} \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1) * \rho}{144} \quad (\text{Ecuación No. 70}) \\ &= \frac{(37.9 + 3.94) * 0.0705}{144} = 0.0205 \text{ lb/in}^2 = 1.41 \times 10^{-3} \text{ bar.} \end{aligned}$$

F.13) Caída de presión en el intercambiador de calor (tubo interior)F.13.1) Factor de fricción (f)

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + 0.264 / [N_{ReP}]^{0.42} \\ &= 0.0035 + 0.264 / [166]^{0.42} = 0.0343. \end{aligned}$$

F.13.2) Pérdida de presión en el tubo interior (ΔF_p)

$$L_p = N_t * \text{suma total de los tubos} = 32 * 8 = 256 \text{ ft} = 78.0 \text{ m.}$$

$$\Delta F_p = \frac{4 * f * G_p^2 * L_p}{2 * g' * \rho^2 * D} = \frac{4 * 0.0343 * (3.43 \times 10^4)^2 * 256}{2 * 4.18 \times 10^8 * (57.25)^2 * (1.37/12)} = 0.132 \text{ ft} = 0.0403 \text{ m.}$$

F.13.3) Caída total de presión (tubo interior) (ΔP_p)

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p * \rho}{144} \quad (\text{Ecuación No. 71})$$

$$\frac{0.132 \cdot 57.25}{144} = 0.0525 \text{ lb/in}^2 = 3.62 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

F.14) Capacidad volumétrica del intercambiador de calor (V_{PT})

$$V_{PT} = \text{Area interior del tubo} \cdot \text{largo total de la tubería} \quad (\text{Ecuación No. 72})$$

$$= (\pi/4) \cdot (1.37/12)^2 \cdot 256 = 2.62 \text{ ft}^3 = 0.0742 \text{ m}^3.$$

F.15) Tiempo de retención (T)

$$T = [(V_{PT} \cdot \rho_{\text{mezcla}} \cdot 60) / W_p] = [(2.62 \cdot 57.25 \cdot 60) / 349.9] = 25.7 \text{ min} = 25 \text{ min } 42 \text{ seg.}$$

G) Reactor de metanólisis

G.1) Flujo volumétrico de la entrada de los reactivos al reactor

Tabla No. K.10
Flujo volumétrico a la entrada de los reactivos al reactor

Reactivo	kg/día	lb/día	ρ (kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)	GPM
Aceite	1,000	2,200	915	57.1	0.600
Solución catalizadora	272.4	599.3	919	57.4	0.163
Acido clorhídrico al 32%	80.1	176.2	1,159.3	72.3	0.0380
Total	1,352.5	2,975.5	—	—	0.801

G.2) Volumen de diseño del reactor para 30 minutos de reacción

$$V_R = \text{Flujo volumétrico de entrada} \cdot 0.1337 \cdot \text{tiempo de reacción} \quad (\text{Ecuación No. 73})$$

$$V_R = 0.801 \text{ GPM} \cdot 0.13368 \cdot 30 \text{ min} = 3.21 \text{ ft}^3 / \text{reactor} = 0.0910 \text{ m}^3 / \text{reactor.}$$

G.3) Dimensiones del reactor de metanólisis

$$\text{Para una velocidad espacial} = 5 \text{ h}^{-1}, V_R = (3.21 \text{ ft}^3 \cdot 300 \text{ min} / 30 \text{ min}) = 32.1 \text{ ft}^3.$$

$$V_R = [\pi \cdot d_i^2 \cdot h / 4], \text{ si } d_i = h, \text{ entonces } V_R = [\pi \cdot d_i^3 / 4]$$

$$\text{Despejando, } d_i = h = [V_R \cdot 4 / \pi]^{1/3} = [32.1 \cdot 4 / \pi]^{1/3} = 3.44 \text{ ft} = 1.05 \text{ m.}$$

G.4) Volúmenes interiores del reactor de metanólisis

G.4.1) Cabeza elipsoidal

$$V_{\text{CELIP}} = [\pi * di^3 / 24] = [\pi * (3.44)^3 / 24] = 5.33 \text{ ft}^3 = 0.151 \text{ m}^3.$$

G.4.2) Volumen interior de la sección cilíndrica (V_{CIL})

$$V_{\text{CIL}} = V_R - V_{\text{CELIP}} = (32.1 - 5.33) \text{ ft}^3 = 26.77 \text{ ft}^3 = 0.759 \text{ m}^3.$$

G.4.3) Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal superior (V_{TCH})

$$V_{\text{TCH}} = V_{\text{CELIP}} + V_{\text{CIL}} = (5.33 + 26.77) \text{ ft}^3 = 32.1 \text{ ft}^3 = 0.910 \text{ m}^3.$$

G.5) Alturas de las secciones del reactor de metanólisis

G.5.1) Cabeza elipsoidal (h_{CELIP})

$$h_{\text{CELIP}} = 0.25 * di = 0.25 * 3.44 \text{ ft} = 0.86 \text{ ft} = 0.262 \text{ m}.$$

G.5.2) Sección cilíndrica (h_{CIL})

$$h_{\text{CIL}} = 4 * V_{\text{CIL}} / [\pi * (di)^2] = 4 * 26.77 / [\pi * (3.44)^2] = 2.88 \text{ ft} = 0.878 \text{ m}.$$

G.5.3) Altura corregida de la sección cilíndrica (h_{CCIL})

$$h_{\text{CCIL}} = h_{\text{CIL}} * \text{factor de seguridad} = 2.88 * 1.25 = 3.6 \text{ ft} = 1.10 \text{ m}.$$

G.5.4) Altura total del reactor (dos cabezas elipsoidales y sección cilíndrica corregida) (h_R)

$$h_R = 2 * h_{\text{CELIP}} + h_{\text{CCIL}} = (2 * 0.86 + 3.6) \text{ ft} = 5.32 \text{ ft} = 1.62 \text{ m}.$$

G.5.5) Nivel de trabajo del reactor (Altura del líquido en el reactor, h)

$$h = h_{\text{CELIP}} + h_{\text{CIL}} \quad (\text{Ecuación No. 74})$$

$$= (0.86 + 2.88) \text{ ft} = 3.74 \text{ ft} = 1.14 \text{ m}.$$

Por consiguiente, h es aproximadamente igual al diámetro interior del reactor (di), porque existe una diferencia igual a 0.3 ft ($\Delta h = 3.74 - 3.44$), equivalente a 3.6 in = 91.4 mm.

G.6) Area exterior del reactor

G.6.1) Diámetro exterior (d_o)

$$\text{Espesor de lámina } (\delta) = 5/8'' = 15.9 \text{ mm}.$$

$$D_o = (2 * \delta) + d_i = [(2*0.625/12) + 3.44 \text{ ft}] = 3.54 \text{ ft} = 1.08 \text{ m}.$$

G.6.2) Area exterior de la sección cilíndrica (A_{OCH})

$$A_{OCH} = \pi * d_o * h_{CH} = \pi * 3.54 * 2.88 = 32.0 \text{ ft}^2 = 2.97 \text{ m}^2.$$

G.6.3) Area exterior de la sección elipsoidal (A_{OELIP})

$$A_{OELIP} = [\pi * d_o^2 / 8] = [\pi * (3.54)^2 / 8] = 4.92 \text{ ft}^2 = 0.457 \text{ m}^2.$$

G.6.4) Area total exterior del reactor (un elipsoide y la sección cilíndrica) (A_{TEXT})

$$\begin{aligned} A_{TEXT} &= A_{OCH} + A_{OELIP} \quad (\text{Ecuación No. 75}) \\ &= (31.8 + 4.92) \text{ ft}^2 = 36.7 \text{ ft}^2 = 3.41 \text{ m}^2. \end{aligned}$$

G.7) Area interior del reactor

G.7.1) Area interior de la sección cilíndrica (A_{ICH})

$$A_{ICH} = \pi * d_i * h_{CH} = \pi * 3.44 * 2.88 = 31.1 \text{ ft}^2 = 2.89 \text{ m}^2.$$

G.7.2) Area interior de la elipsoidal (A_{IELIP})

$$A_{IELIP} = [\pi * d_i^2 / 8] = [\pi * (3.44)^2 / 8] = 4.65 \text{ ft}^2 = 0.432 \text{ m}^2.$$

G.7.3) Area total interior del reactor (una cabeza elipsoidal y la sección cilíndrica) (A_{TINT})

$$\begin{aligned} A_{TINT} &= A_{ICIL} + A_{IELIP} \quad (\text{Ecuación No. 76}) \\ &= (31.1 + 4.65) \text{ ft}^2 = 35.8 \text{ ft}^2 = 3.33 \text{ m}^2. \end{aligned}$$

G.8) Dimensiones de los componentes del reactor de metanólisis como tanque enchaquetado con agitación mecánica

Tabla No. K.11 (Ecuaciones No. 77)

Dimensiones del reactor de metanólisis

Parte del reactor	Fórmula	Ft	m
Ancho del tanque (d_i)	d_i	3.44	1.05
Diámetro del rodete (A_p)	$A_p = d_i/2$	1.72	0.52
Distancia entre rodete y el fondo (L_{FP})	$L_{FP} = A_p$	1.72	0.52
Ancho de la placa deflectora (J)	$J = d_i/10$	0.344	0.105
Altura del líquido (h)	$h = d_i$	3.44	1.05
Ancho de las aspas (L)	$L = A_p/4$	0.43	0.131
Altura de las aspas (W)	$W = A_p/7$	0.246	0.075

G.9) Número de Reynolds modificado para tanques agitados y enchaquetados o con serpentines
($N_{Re\ mod}$)

G.9.1) Para $N_{r1} = 30,000$ RPH.

$$N_{Re\ mod\ 1} = [\Lambda_p^2 * N_r * \rho_{mezcla} / \mu_{mezcla}] \quad (\text{Ecuación No. 78})$$

$$= [(1.72)^2 * (30,000) * (57.2)] / [23.6] = 2.15 \times 10^5.$$

G.9.2) Para $N_{r2} = 45.4$ RPH.

$$N_{Re\ mod\ 2} = [\Lambda_p^2 * N_r * \rho_{mezcla} / \mu_{mezcla}] = [(1.72)^2 * (45.4) * (57.2)] / [23.6] = 326.$$

G.10) Coefficiente de transferencia de calor referido al diámetro interior (h_i)

Para agitadores con aspas rectas, con un número de Reynolds para el impulsor ($N_{Re\ mod}$) entre 300 a 3×10^5 , la ecuación para el coeficiente de transferencia de calor, acuerdo con Perry et al (pag. No. 10-19), es la siguiente:

$$h_i = 0.36 * [\kappa / d_i] * [\Lambda_p^2 * N_r * \rho_{mezcla} / \mu_{mezcla}]^{2/3} [C_p * \mu_{mezcla} / \kappa]^{1/3} * [\mu_b / \mu_w]^{0.21}$$

Si $\mu_b = \mu_w$, entonces:

G.10.1) Para $N_{r1} = 30,000$ RPH.

$$H_{i1} = 0.36 * [0.102 / 1.93] * [(1.72)^2 * 30,000 * 57.2 / 23.6]^{2/3} * [(0.498 * 23.6) / 0.102]^{1/3}$$

$$= 332 \text{ Btu/ (h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 1.88 \times 10^3 \text{ W/(m}^2\text{)(K)}.$$

G.10.2) Para $N_{r2} = 45.4$ RPH.

$$H_{i2} = 0.36 * [0.102 / 1.93] * [(1.72)^2 * 45.4 * 57.2 / 23.6]^{2/3} * [(0.498 * 23.6) / 0.102]^{1/3}$$

$$= 4.38 \text{ Btu/ (h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 24.9 \text{ W/(m}^2\text{)(K)}.$$

G.11) Coefficiente total de limpio (U_c)

Para el vapor de calentamiento, $h_{io} = 1,500 \text{ Btu/ (h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}.$

G.11.1) Para $N_{r1} = 30,000$ RPH.

$$U_{c1} = [h_{io} * h_{i1}] / [h_{io} + h_{i1}] = [1,500 * 332] / [1,500 + 332]$$

$$= 272 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 1.54 \times 10^3 \text{ W/(m}^2\text{)(K)}.$$

G.11.2) Para $N_{c2} = 45.4$ RPH.

$$U_{c2} = [h_{i2} * h_{c2}] / [h_{i2} + h_{c2}] = [1,500 * 4.38] / [1,500 + 4.38]$$

$$= 4.37 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 24.8 \text{ W/(m}^2\text{)(K)}.$$

G.12) Coefficiente total de diseño (U_D)

Se supone que R_d es $0.002 \text{ (h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} = 3.52 \times 10^{-4} \text{ (m}^2\text{)(K)/W}$.

G.12.1) Para $N_{c1} = 30,000$ RPH

$$U_{D1} = U_{c1} / [1 + U_{c1} * R_d] = 272 / [1 + (272 * 0.002)]$$

$$= 176 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 999 \text{ W/(m}^2\text{)(K)}.$$

G.12.2) Para $N_{c2} = 45.4$ RPH

$$U_{D2} = U_{c2} / [1 + U_{c2} * R_d] = 4.37 / [1 + (4.37 * 0.002)]$$

$$= 4.33 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 24.6 \text{ W/(m}^2\text{)(K)}.$$

G.13) Area de calentamiento para el reactor (A_R)

G.13.1) Para $N_{c1} = 30,000$ RPH

$$A_R = Q_2 / [U_{D1} * \Delta t] = [2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}] / [176 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} * 126.4^\circ\text{F}]$$

$$= 0.903 \text{ ft}^2 = 0.0839 \text{ m}^2.$$

G.13.2) Para $N_{c2} = 45.4$ RPH

$$A_R = Q_2 / [U_{D2} * \Delta t] = [2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}] / [4.33 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} * 126.4^\circ\text{F}]$$

$$= 36.7 \text{ ft}^2 = 3.41 \text{ m}^2.$$

G.14) Flujo másico del vapor

$$m_{\text{vapor } 2} = Q_2 / \lambda = [2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}] / [946 \text{ Btu/lb}] = 21.2 \text{ lb de vapor / h}$$

G.15) Potencia para el agitador del reactor (P)

Según D.Q. Kern (Pag. No. 816), si $A_p > 0.3 * d_i$, ($1.72 > 1.032$) y $W < A_p/6$,

($0.246 < 0.287$), entonces la potencia para el agitador está dada por la siguiente ecuación:

$$P = 1.29 \times 10^{-4} * di^{1.1} * \Delta p^{2.72} * N^{2.86} * W^{0.3} * h^{0.6} * \mu_{mezcla}^{0.14} * \rho_{mezcla}^{0.86} \quad (\text{Ecuación No. 79})$$

En donde N' son las revoluciones por segundo que rota el agitador del reactor, μ_{mezcla} es la viscosidad de la mezcla dada en lb/(h)(seg).

G.15.1) Para $N_{i1} = 30,000$ RPH

$$P_1 = 1.29 \times 10^{-4} * (3.44)^{1.1} * (1.72)^{2.72} * (8.33)^{2.86} * (0.246)^{0.3} * (3.44)^{0.6} * [23.6/(3,600)]^{0.14} * (57.2)^{0.86}$$

$$= 20.86 \text{ HP} \approx 25 \text{ HP (18.6 kW)} \text{ a } 500 \text{ RPM.}$$

G.15.2) Para $N_{i2} = 45.4$ RPH

$$P_2 = 1.29 \times 10^{-4} * (3.44)^{1.1} * (1.72)^{2.72} * (0.0126)^{2.86} * (0.246)^{0.3} * (3.44)^{0.6} * [23.6/(3,600)]^{0.14} * (57.2)^{0.86}$$

$$= 1.79 \times 10^{-7} \text{ HP} \approx 1/4 \text{ HP (0.186 kW)} \text{ a } 0.757 \text{ RPM.}$$

H) Condensador vertical para el reflujo del metanol durante la reacción de metanólisis en el reactor

H.1) Presión de trabajo para el reflujo

$$\text{Presión} = 14.7 \text{ psia} = 1.014 \text{ bar.}$$

H.2) Flujo másico de metanol reflujo (m_{MREF})

$$m_{MREF} = \text{razón de evaporación} * \text{área del reactor} * \text{factor de seguridad} \quad (\text{Ecuación No. 80})$$

$$= 6.75 \text{ kg}/(\text{m}^2)(\text{h}) * 0.866 \text{ m}^2 * 1.25 = 7.31 \text{ kg/h} = 16.1 \text{ lb/h.}$$

H.3) Flujo de calor para la condensación del reflujo (q_{ref})

$$q_{ref} = m_{MREF} * \lambda_{MeOH} \quad (\text{Ecuación No. 81})$$

$$= (16.1 \text{ lb/h}) * (450 \text{ Btu/lb}) = 7.24 \times 10^3 \text{ Btu/h} = 2.12 \text{ kW.}$$

H.4) Flujo másico de agua para el enfriamiento (m_{agua})

Tabla No. K.12

Diferencias de temperatura del fluido refrigerante

Temperatura	°F	°C
Entrada (T_1)	68	20.0
Salida (T_2)	88	31.1
$\Delta T_{\text{agua}} = T_2 - T_1$	20.0	11.1
T. promedio (T_a)	78.0	25.6

$$m_{\text{agua}} = q_{\text{ref}} / (C_p * \Delta T_{\text{agua}}) = [7.24 \times 10^3 \text{ Btu/h.}] / [1.0 \text{ Btu/(lb)(°F)} * (20^\circ\text{F})]$$

$$= 362 \text{ lb/h} = 164 \text{ kg/h.}$$

H.5) Flujo volumétrico de agua para el enfriamiento (GPM agua)

$$\text{GPM agua} = 362 \text{ lb/h} * 2.0 \times 10^{-3} = 0.72 \text{ GPM de agua.}$$

H.6) Diferencias de temperatura del flujo de refrigerante (ΔT_{ref})

Tabla No. K.13

Diferencia media logarítmica de la temperatura del fluido refrigerante

Flujo caliente (°F)	Temperatura	Flujo frío (°F)	Diferencia (°F)
148.46	Alta	88.00	60.46
148.46	Baja	68.00	80.46
0.00	Diferencia	20.00	-20.00

$$\Delta T_{\text{ref}} = [60.46 - 80.46] / [\ln(60.46 / 80.46)] = 70.0 \text{ °F.}$$

H.7) Area de flujo de la coraza (a_s)

$$a_s = (d_s C' * B / 144 * P_T) \quad (\text{Ecuación No. 82})$$

$$= [3 * 0.250 * 3] / [144 * 0.625] = 0.0250 \text{ ft}^2 = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m}^2.$$

H.8) Masa velocidad (G_s)

$$G_s = (362 \text{ lb/h}) / (0.0250 \text{ ft}^2) = 1.45 \times 10^4 \text{ lb/(h)(ft}^2) = 7.09 \times 10^5 \text{ kg/(h)(m}^2).$$

H.9) Diámetro equivalente (D_e)

$$D_e = \frac{2 * [(P_T^2 * (3)^{1/2}/4) - (\pi d_o^2/8)]}{3 (\pi * d_o)} = \frac{2 * [(5/8)^2 * (3)^{1/2}/4] - (\pi * (3/8)^2/8)}{3 (\pi * 3/8)}$$

$$= 0.0645 \text{ ft} = 0.0197 \text{ m.}$$

H.10) Propiedades del agua a temperatura promedio [$T_a = 78.0^\circ\text{F} = 25.6^\circ\text{C}$]

Tabla No. K.14

Propiedades del agua a la temperatura promedio

Conductividad térmica (κ)	0.352 Btu/(h)(ft ²)(°F/ft)	0.609 W/(m)(°C)
Capacidad calorífica (Cp)	1.0 Btu/(h)(°F)	4.19 kJ/(kg)(K)
Viscosidad (μ)	2.30 lb/(ft)(h)	0.950 cP

H.11) Número de Reynolds en la coraza (N_{Res})

$$N_{Res} = [D_e * G_s] / \mu = [0.0645 * 1.45 \times 10^4] / 2.30 = 407.$$

H.12) Coefficiente de transferencia de calor de la pared exterior (h_o)

$$h_o = J_{11} * (\kappa/D_e) (C * \mu/\kappa)^{1/3}$$

Factor de transferencia de calor (J_{11}) = 10.05.

$$h_o = 10.05 * [0.352 / 0.0645] * [(1.0 * 2.30) / 0.352]^{1/3}$$

$$= 102 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 579 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

H.13) Carga de condensado para tubos verticales (G')

$$G' = m_{MRHF} / [\pi * N_t * d_i] \quad (\text{Ecuación No. 83})$$

$$= 16.1 / [\pi * 7 * 0.0276] = 26.5 \text{ lb / (h)(ft lineal)} = 39.5 \text{ kg / (h)(m lineal)}.$$

H.14) ITERACION No. 1

H.14.1) Temperatura de la pared del tubo (t_w)

Se asume $h_{i_o} = 300 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$

$$t_{w1} = t_a + [h_{i_o} / (h_{i_o} + h_o)] * (T_{vc} - t_a) \quad (\text{Ecuación No. 84})$$

$$= 78.0 + [300 / (300 + 102)] * (148.46 - 78.0) = 130.6 \text{ } ^\circ\text{F} = 54.8 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

H.14.2) Temperatura promedio de la película (t_f)

$$t_f = (T_{ve} + t_{wf}) / 2 \quad (\text{Ecuación No. 85})$$

$$= (148.46 + 130.6) / 2 = 139.5 \text{ } ^\circ\text{F} = 59.7 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

H.14.3) Propiedades del metanol a temperatura promedio de película [$t_f = 139.5^\circ\text{F} = 59.7^\circ\text{C}$]

Tabla No. K.15

Propiedades del metanol a t_f

Conductividad térmica (κ_f)	0.111 Btu/(h) (ft ²)(°F/ft)	0.192 W/(m)(°C)
Densidad (ρ_f)	47.2 lb/ft ³	756 kg/m ³
Viscosidad (μ_f)	0.852 lb/(ft)(h)	0.352 cP

H.14.4) Número de Reynolds en los tubos ($N_{Re,c}$)

$$N_{Re,c} = [4 * G'] / \mu_f \quad (\text{Ecuación No. 86})$$

$$= [4 * 26.5] / 0.852 = 124 \text{ (Flujo laminar).}$$

H.14.5) Coficiente de transferencia de calor del fluido interior (h_i)

$$h_i = 0.4 * [(\kappa_f^3 * \rho_f^2 * g) / \mu_f^2]^{1/3} * [\mu_f / 4 * G']^{1/3} \quad (\text{Ecuación No. 87})$$

$$h_i = 0.4 * [(0.111)^3 * (47.2)^2 * (4.18 \times 10^8) / (0.852)^2]^{1/3} * [0.852 / 4 * 26.5]^{1/3}$$

$$= 96.6 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 548 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

H.14.6) Coficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior (h_{io})

$$h_{io} = h_i * (DI / DE) = 96.6 * (0.331 / 0.375) = 85.3 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 484 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

H.15) ITERACION No. 2

H.15.1) Temperatura de la pared del tubo (t_{w2})

$$t_{w2} = t_a + [h_{io} / (h_{io} + h_o)] * (T_{ve} - t_a)$$

$$= 78.0 + [85.3 / (85.3 + 102)] * (148.46 - 78.0) = 88.7 \text{ } ^\circ\text{F} = 31.5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

H.15.2) Temperatura promedio de la película (t_f)

$$t_f = (T_{ve} + t_{w2}) / 2 = (148.46 + 88.7) / 2 = 119 \text{ } ^\circ\text{F} = 48.3 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

H.15.3) Número de Reynolds en los tubos (N_{ReI})

$$N_{ReI} = [4 * G'] / \mu_f = [4 * 26.5] / 0.980 = 108 \text{ (Flujo laminar).}$$

H.16) Coefficiente total limpio (U_c)

$$U_c = [h_{ioI} * h_o] / [h_{ioI} + h_o] = (85.3 * 102) / (85.3 + 102) \\ = 46.4 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 263 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

H.17) Area exterior por pie lineal de tubo (A_{EPI})

$$A_{EPI} = \pi (d_o/12) = \pi * (0.375 / 12) = 0.0982 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal} = 0.0299 \text{ m}^2 / \text{m lineal}.$$

H.18) Area de diseño (A_D)

$$A_D = Nt * L * A_{EPI} \\ = (7 \text{ tubos}) * (3.5 \text{ ft}) * (0.0982 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal}) = 2.41 \text{ ft}^2 = 0.224 \text{ m}^2.$$

H.19) Coefficiente total de diseño (U_D)

$$U_D = q_{ref} / [A_D * \Delta T_{ref}] = [7.24 \times 10^3 \text{ Btu / lb}] / [2.41 \text{ ft}^2 * 70.0 \text{ }^\circ\text{F}] \\ = 42.9 \text{ Btu/ (h) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)} = 244 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

H.20) Factor de obstrucción (R_d)

$$R_d = [U_c - U_D] / [U_c * U_D] \quad (\text{Ecuación No. 88}) \\ = (46.4 - 42.9) / (46.4 * 42.9) = 0.002 \text{ (h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} / \text{Btu} = 4.0 \times 10^{-4} \text{ (m}^2\text{)(}^\circ\text{C)} / \text{W}.$$

H.21) Caída de presión en el condensador de reflujoH.21.1) Area de flujo por tubo en pies (a_i')

$$a_i' = (\pi/4) * D_i^2 = (\pi/4) * (0.331/12)^2 = 5.98 \times 10^{-4} \text{ ft}^2 = 5.56 \times 10^{-5} \text{ m}^2.$$

H.21.2) Area interior total de flujo (A_{TC})

$$A_{TC} = a_i' * Nt / n = [5.56 \times 10^{-4} * 7] / 1 = 4.19 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 = 3.89 \times 10^{-4} \text{ m}^2.$$

H.21.3) Masa velocidad (G_i)

$$G_i = [m_{MREF} / A_{TC}] = [16.1 \text{ lb/h}] / [4.19 \times 10^{-3} \text{ ft}^2] \\ = 3.84 \times 10^3 \text{ lb/(h)(ft}^2\text{)} = 1.88 \times 10^4 \text{ kg/(h)(m}^2\text{)}.$$

H.21.4) Número de Reynolds (N_{Ret})

Viscosidad del vapor de metanol (μ_{VM}) a la temperatura promedio ($T_a = 78^\circ\text{F} = 25.6^\circ\text{C}$): 0.0095 cP = 0.023 lb/(ft)(h).

$$N_{Ret} = [D_i * G_i] / \mu_{VM} = [(0.331/12) * 3.84 \times 10^3] / 0.023 = 5.53 \times 10^4.$$

H.21.5) Caída de presión en el lado de los tubos (ΔP_t)

Para el número de Reynolds del lado de los tubos (N_{Ret}) de 5.53×10^4 , el factor de fricción es 0.00018 ft²/in². La gravedad específica para el vapor de metanol (S_t) a la presión de 14.7 psia (1.0135 bar) es 1.24×10^{-3} .

La relación de viscosidad del metanol del lado de los tubos [$\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0.14}$] se asume igual a la unidad, esto quiere decir que $\mu = \mu_w$.

$$\Delta P_t = \frac{f_t * G_i^2 * L * n_p}{5.22 \times 10^{10} * D_i * St * \phi_t} = \frac{(0.00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2) * [3.84 \times 10^4 \text{ lb}/(\text{h})(\text{ft}^2)]^2 * (3.5) * (1)}{(5.22 \times 10^{10}) * (0.331/12) * (1.24 \times 10^{-3}) * (1)}$$

$$= 5.20 \times 10^{-3} \text{ lb/in}^2 = 3.58 \times 10^{-1} \text{ bar.}$$

H.21.6) Número de cruces ($N + 1$)

$$(N + 1) = 12 * L / B = [(12 * 3.5) / 3] = 14 \text{ cruces.}$$

H.21.7) Número de deflectores (N)

$$N = \text{Número de cruces} - 1 = 14 - 1 = 13 \text{ deflectores.}$$

H.21.8) Caída de presión en el lado de la coraza (ΔP_s)

Diámetro interior (D_s) = $d_s / 12 = 3.0 / 12 = 0.250 \text{ ft}$ (0.0762 m) y la gravedad específica (S_s) del agua a la temperatura de promedio ($T_a = 78^\circ\text{F} = 25.6^\circ\text{C}$) es 0.9969.

Para el número de Reynolds del lado de la coraza (N_{Res}) de 407, el factor de fricción es 0.0038 ft²/in².

La relación de viscosidad del agua en la coraza [$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14}$] se asume igual a la unidad, esto quiere decir que $\mu = \mu_w$. La gravedad específica del agua (S_s) a la temperatura promedio es 0.9969.

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{1}{2} * \frac{f_s * G_s^2 * D_s * (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} * D_c * S_s * \phi_s} \\ &= \frac{1}{2} * \frac{(0.0038 \text{ ft}^2/\text{in}^2) * [1.45 \times 10^4 \text{ lb}/(\text{h})(\text{ft}^2)]^2 * (0.250 \text{ ft}) * (14)}{(5.22 \times 10^{10}) * (0.0645 \text{ ft}) * (0.9969) (1)} \\ &= 4.17 \times 10^{-4} \text{ lb}/\text{in}^2 = 2.88 \times 10^{-5} \text{ bar.} \end{aligned}$$

1) Condensador para la recuperar el metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis por medio de destilación al vacío

1.1) Presión de trabajo para la condensación

$$\begin{aligned} \text{Presión absoluta} &= \text{Presión atmosférica} - \text{Presión manométrica (vacío)} \\ &= (29.92 - 27.92) \text{ in Hg abs} = 2 \text{ in Hg abs} = 0.982 \text{ psia} = 0.0677 \text{ bar.} \end{aligned}$$

1.2) Razón de evaporación del metanol en el reactor de metanólisis

$$\begin{aligned} \text{Razón de evaporación a presión de vacío} &= [\text{Exceso de metanol} * 3,600] / [\text{área del matraz}] \\ &\text{(Ecuación No. 89).} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Razón de evaporación a presión de vacío} &= [2.88 \times 10^{-3} \text{ kg}/\text{seg}] * [3,600] / [7.85 \times 10^{-3} \text{ m}^2] \\ &= 1.32 \times 10^3 \text{ kg}/(\text{m}^2)(\text{h}) = 270 \text{ lb}/(\text{ft}^2)(\text{h}). \end{aligned}$$

1.3) Flujo másico de metanol evaporado (m_{MEV})

$$\begin{aligned} m_{MEV} &= [1.32 \times 10^3 \text{ kg}/(\text{m}^2)(\text{h})] * \text{área del reactor} * \text{factor de seguridad} \quad \text{(Ecuación No. 90)} \\ &= 1.32 \times 10^3 \text{ kg}/(\text{m}^2)(\text{h}) * 0.866 \text{ m}^2 * 1.25 \\ &= 1.43 \times 10^3 \text{ kg}/\text{h} = 3.15 \times 10^3 \text{ lb}/\text{h.} \end{aligned}$$

1.4) Flujo de calor para la condensación (q_{cond})

$$q_{\text{cond}} = m_{\text{MEV}} * \lambda_{\text{MeOH}} \quad (\text{Ecuación No. 91})$$

$$= (3.15 \times 10^3 \text{ lb/h}) * (620.3 \text{ Btu/lb}) = 1.95 \times 10^6 \text{ Btu/h} = 571 \text{ kW.}$$

1.5) Temperaturas del refrigerante (salmuera al 25% (p/p))

Tabla No. K.16

Temperaturas de la salmuera al 25%

Temperatura	°F	°C
Entrada (T_1)	26.5	-3.06
Salida (T_2)	36.5	2.50
$\Delta T = T_2 - T_1$	10.0	5.56
Promedio (t_a)	31.5	-0.28

1.6) Flujo másico de salmuera al 25 % (m_{NaCl})

Calor específico (C_p) = 0.81 Btu / (lb)(°F) a 28 °F.

$$m_{\text{NaCl}} = q_{\text{cond}} / C_p * \Delta T = [1.95 \times 10^6 \text{ Btu/h}] / [0.81 \text{ Btu} / (\text{lb})(\text{°F}) * (10.0\text{°F})]$$

$$= 2.41 \times 10^5 \text{ lb/h} = 1.10 \times 10^5 \text{ kg/h.}$$

1.7) Galones por minuto de salmuera al 25% (GPM_{NaCl})

$\text{GPM}_{\text{NaCl}} = [m_{\text{NaCl}}] / (8.02 * \rho_{\text{NaCl}})$, en donde ρ_{NaCl} está dada en lb/ft³.

$$= [2.41 \times 10^5 \text{ lb/h}] / [8.02 * 74.3] = 404 \text{ GPM de salmuera al 25\%.$$

1.8) Diferencia media logarítmica de la temperatura en el condensador

Tabla No. K.17

Diferencia media logarítmica de la temperatura en el condensador

Flujo caliente (°F)	Temperatura	Flujo frío (°F)	Diferencia (°F)
46.5	Alta	36.5	10.0
46.5	Baja	26.5	20.0
0.00	Diferencia	10.0	- 10.0

$$\Delta t_{\text{cond}} = [10.0 - 20.0] / [\ln (10.0 / 20.0)] = 14.4 \text{ °F.}$$

1.9) Área interior de flujo por tubo (a_i')

$$a_i' = (\pi/4) * D_i^2 = (\pi/4) * (0.870/12)^2 = 4.13 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 = 3.84 \times 10^{-1} \text{ m}^2.$$

1.10) Área interior total de flujo (A_{TC})

$$A_{TC} = a_i' * N_t / n = [4.13 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 * 934 \text{ tubos}] / 2 = 1.93 \text{ ft}^2 = 0.179 \text{ m}^2.$$

1.11) Masa velocidad (G_t)

$$G_t = [m_{\text{NaCl}} / A_{TC}] = [2.41 \times 10^5 \text{ lb/h}] / [1.93 \text{ ft}^2]$$

$$= 1.25 \times 10^5 \text{ lb/(h)(ft}^2) = 6.11 \times 10^5 \text{ kg/(h)(m}^2).$$

1.12) Propiedades de la salmuera al 25% a temperatura promedio de 28°F

Tabla No. K.18

Propiedades de la salmuera al 25 % a temperatura promedio (t_a)

Conductividad térmica (κ)	0.33 Btu/ (h) (ft ²) (°F / ft)	0.57 W/ (m)(°C)
Capacidad calorífica (Cp)	0.81 Btu/ (h) (°F)	0.132 W/ (°C)
Viscosidad (μ)	8.47 lb / (ft)(h)	12.6 kg / (m)(h)
Densidad (ρ)	74.3 lb / ft ³ .	1.19 x 10 ³ kg/m ³

1.13) Número de Reynolds (N_{Re})

$$N_{\text{Re}} = [D_i * G_t] / \mu = [(0.870/12) * 1.25 \times 10^5] / 8.47 = 1.07 \times 10^3.$$

Por consiguiente, el flujo de salmuera es laminar.

1.14) Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior (h_i)

$$L / D_i = 20 \text{ ft} / (0.870/12) \text{ ft} = 276.$$

$$h_i = J_H * (\kappa/D_i) (C * \mu/\kappa)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

Factor de transferencia de calor (J_H) = 2.90.

Se asume $\mu = \mu_w$, entonces

$$h_i = 2.90 * [0.33 / (0.870/12)] * [0.81 * (8.47 / 0.33)]^{1/3}$$

$$= 36.3 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 206 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

I.15) Coefficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior (h_{io})

$$h_{io} = h_i * (DI / DE) = 36.3 * (0.870 / 1.00) = 31.6 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 179 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

I.16) Temperatura promedio del vapor condensante (T_{vc})

$$T_{vc} = (T_{1C} + T_{2C}) / 2 = 46.5 \text{ }^\circ\text{F} = 8.06 \text{ }^\circ\text{C}.$$

T_{1C} = Temperatura del vapor de metanol en la entrada, $^\circ\text{F}$.

T_{2C} = Temperatura del vapor condensado a la salida, $^\circ\text{F}$.

I.17) Temperatura promedio de la salmuera (t_a)

$$t_a = (T_{\text{entrada}} + T_{\text{salida}}) / 2 = (26.5 + 36.5) / 2 = 31.5 \text{ }^\circ\text{F} = -0.278 \text{ }^\circ\text{C}.$$

T_{entrada} , es la temperatura de entrada de la salmuera en el condensador, $^\circ\text{F}$.

T_{salida} , es la temperatura de salida de la salmuera en el condensador, $^\circ\text{F}$.

I.18) ITERACION No. 1I.18.1) Temperatura de la pared del tubo (t_{w1})

Se asume $h_o = 100 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$

$$t_{w1} = t_a + [h_o / (h_{io} + h_o)] * (T_{vc} - t_a) = 31.5 + [100 / (31.6 + 100)] * (46.5 - 31.5) \\ = 42.9 \text{ }^\circ\text{F} = 6.06 \text{ }^\circ\text{C}.$$

I.18.2) Temperatura promedio de la película (t_f)

$$t_f = (T_{vc} + t_{w1}) / 2 = (46.5 + 42.9) / 2 = 44.7 \text{ }^\circ\text{F} = 7.06 \text{ }^\circ\text{C}.$$

I.18.3) Propiedades del metanol a temperatura promedio de película [$t_f = 44.7^\circ\text{F} = 7.06^\circ\text{C}$]

Tabla No. K.19

Propiedades del metanol a t_f

Conductividad térmica (κ_f)	0.123 Btu/ (h)(ft ²)($^\circ\text{F}/\text{ft}$)	0.213 W/(m)($^\circ\text{C}$)
Densidad (ρ_f)	50.2 lb/ft ³	804 kg/m ³
Viscosidad (μ_f)	1.77 lb /((ft)(h))	0.73 cP
Viscosidad (μ_w)	1.84 lb /((ft)(h))	0.76 cP

1.18.4) Coefficiente de transferencia de calor del fluido exterior (h_{o1})

$$h_{o1} = 1.5 * [(\mu_f * \pi * N_t * D_o) / 4 * m_{MEV}]^{1/3} * [(\kappa_f^3 * \rho_f^2 * g) / \mu_f^2]^{1/3}$$

$$h_{o1} = 1.5 * [(1.77 * \pi * 934 * 0.0833) / (4 * 3.15 * 10^3)]^{1/3} * [(0.123)^3 * (50.2)^2 * 4.18 * 10^8 / (1.77)^2]^{1/3}$$

$$= 417 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 2.37 * 10^3 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

1.19) ITERACION No. 2

1.19.1) Temperatura de la pared del tubo (t_{w2})

$$t_{w2} = t_a + [h_{o1} / (h_{io} + h_{o1})] * (T_{vc} - t_a) = 31.5 + [417 / (31.6 + 417)] * (46.5 - 31.5)$$

$$= 45.4 \text{ }^\circ\text{F} = 7.44 \text{ }^\circ\text{C}.$$

1.19.2) Temperatura promedio de la película (t_p)

$$t_p = (T_{vc} + t_{w2}) / 2 = (46.5 + 45.4) / 2 = 46.0 \text{ }^\circ\text{F} = 7.78 \text{ }^\circ\text{C}.$$

1.19.3) Propiedades del metanol a temperatura promedio de película [$t_p = 46.0^\circ\text{F} = 7.78^\circ\text{C}$]

Tabla No. K.20

Propiedades del metanol a t_f

Conductividad térmica (κ_f)	0.123 Btu/(h)(ft ²)(°F/ft)	0.213 W/(m)(°C)
Densidad (ρ_f)	50.1 lb/ft ³	802 kg/m ³
Viscosidad (μ_f)	1.76 lb/(ft)(h)	0.726 cP
Viscosidad (μ_w)	1.77 lb/(ft)(h)	0.730 cP

1.19.4) Coefficiente de transferencia de calor del fluido exterior (h_{o2})

$$h_{o2} = 1.5 * [(\mu_f * \pi * N_t * D_o) / 4 * m_{MEV}]^{1/3} * [(\kappa_f^3 * \rho_f^2 * g) / \mu_f^2]^{1/3} * [\mu_f / \mu_w]^{0.11}$$

(Ecuación No. 92).

$$h_{o2} = 1.5 * [(1.76 * \pi * 934 * 0.0833) / (4 * 3.15 * 10^3)]^{1/3} * [(0.123)^3 * (50.1)^2 * 4.18 * 10^8 / (1.76)^2]^{1/3}$$

$$= 417 \text{ Btu/(h)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} = 2.37 * 10^3 \text{ W/(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}.$$

1.20) ITERACION No. 31.20.1) Temperatura de la pared del tubo (t_{w3})

$$t_{w3} = t_a + [h_{o2} / (h_{io} + h_{o2})] * (T_{vc} - t_a) = 31.5 + [417 / (31.6 + 417)] * (46.5 - 31.5) \\ = 45.4 \text{ } ^\circ\text{F} = 7.44 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

1.20.2) Temperatura promedio de la película ($t_{\bar{T}}$)

$$t_{\bar{T}} = (T_{vc} + t_{w3}) / 2 = (46.5 + 45.4) / 2 = 46.0 \text{ } ^\circ\text{F} = 7.78 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Se termina de iterar, porque $t_{\bar{T}} = t_{\bar{T}}$.

1.21) Coefficiente total limpio (U_C)

$$U_C = [h_{io} * h_{o2}] / [h_{io} + h_{o2}] = (31.6 * 417) / (31.6 + 417) \\ = 29.4 \text{ Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) = 167 \text{ W}/(\text{m}^2)(^\circ\text{C}).$$

1.22) Area limpia necesaria para la condensación (A)

$$A = q_{\text{cond}} / (U_C * \Delta t_{\text{cond}}) = 1.95 \times 10^6 / (29.4 * 14.4) = 4.61 \times 10^3 \text{ ft}^2 = 428 \text{ m}^2.$$

1.23) Area de flujo de la coraza (a_s)

$$a_s = (d_s * C * B / 144 * P_T) = [50 * 1/4 * 12] / [144 * 1.25] = 0.833 \text{ ft}^2 = 0.0774 \text{ m}^2.$$

1.24) Masa velocidad (G_s)

$$G_s = m_{\text{MEV}} / a_s = (3.15 \times 10^3 \text{ lb}/\text{h}) / (0.833 \text{ ft}^2) = 3.78 \times 10^3 \text{ lb}/(\text{h})(\text{ft}^2) = 1.85 \times 10^4 \text{ kg}/(\text{h})(\text{m}^2).$$

1.25) Temperatura promedio del metanol (T_a)

$$T_a = (T_{\text{entrada}} + T_{\text{salida}}) / 2 = (46.5 + 46.5) / 2 = 46.5 \text{ } ^\circ\text{F} = 8.06 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

1.26) Diámetro equivalente (D_e)

$$D_e = \frac{2 * [(P_T^2 * (3)^{1/2} / 4) - (\pi d_o^2 / 8)]}{3 (\pi * d_o)} = \frac{2 * [(1.25)^2 * (3)^{1/2} / 4] - (\pi * (1.00)^2 / 8)}{3 (\pi * 1.00)}$$

$$= 0.0602 \text{ ft} = 0.0183 \text{ m}.$$

1.27) Area exterior por pie lineal de tubo (A_{EPL})

$$A_{\text{EPL}} = \pi (d_o / 12) = \pi * (1.0 / 12) = 0.262 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal} = 0.0244 \text{ m}^2 / \text{m lineal}.$$

1.28) Área de diseño (Δ_D)

$$\Delta_D = N_t * L * A_{\text{tubo}}$$

$$= (934 \text{ tubos}) * (20 \text{ ft}) * (0.262 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal}) = 4.89 \times 10^3 \text{ ft}^2 = 455 \text{ m}^2.$$

1.29) Coficiente total de diseño (U_D)

$$U_D = q_{\text{cond}} / [\Delta_D * \Delta t_{\text{cond}}] = [1.95 \times 10^6 \text{ Btu} / \text{lb}] / [4.89 \times 10^3 \text{ ft}^2 * 14.4 \text{ }^\circ\text{F}]$$

$$= 27.7 \text{ Btu}/(\text{h})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) = 157 \text{ W}/(\text{m}^2)(^\circ\text{C}).$$

1.30) Factor de obstrucción (R_d)

$$R_d = [U_c - U_D] / [U_c * U_D] = (29.4 - 27.7) / (29.4 * 27.7)$$

$$= 0.00209 \text{ (h)(ft}^2)(^\circ\text{F}) / \text{Btu} = 3.68 \times 10^{-4} \text{ (m}^2)(^\circ\text{C}) / \text{W}.$$

1.31) Caída de presión en el condensador1.31.1) Número de Reynolds (N_{Res})

Viscosidad del vapor de metanol (μ_{VM}) a la temperatura promedio (T_a , inciso 1.17):

$$0.0219 \text{ lb} / (\text{ft})(\text{h})$$

$$N_{Res} = [D_c * G_s] / \mu_{VM} = [0.0602 * 3.78 \times 10^3] / 0.0219 = 1.04 \times 10^4.$$

1.31.2) Número de cruces ($N + 1$)

$$(N+1) = 12 * \text{Largo de tubo} / \text{Espaciado de deflectores} = [(12 * 20) / 24] = 10 \text{ cruces}.$$

1.31.3) Caída de presión en el lado de la coraza (ΔP_s)

Diámetro interior (D_s) = $d_s / 12 = 50 / 12 = 4.17 \text{ ft}$ (1.27 m) y la gravedad específica (S_v) del vapor saturado de metanol a la temperatura de saturación, a la presión de 0.982 psia (0.0677 bar) es, 9.06×10^{-5} . Para el número de Reynolds del lado de la coraza (N_{Res}) de 1.08×10^4 , el factor de fricción es $0.0021 \text{ ft}^2/\text{in}^2$.

La relación de viscosidad del metanol en la coraza [$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14}$] se asume igual a la unidad, esto quiere decir que $\mu = \mu_w$.

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} * \frac{f_s * G_s^2 * D_s * (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} * D_e * S_v * \phi_s}$$

$$= \frac{1}{2} * \frac{(0.0021 \text{ ft}^2/\text{in}^2) * [3.78 \times 10^3 \text{ lb}/(\text{h})(\text{ft}^2)]^2 * (4.17 \text{ ft}) * (10)}{(5.22 \times 10^{10}) * (0.0602 \text{ ft}) * (9.06 \times 10^{-5}) * (1)}$$

$$= 2.20 \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 0.152 \text{ bar abs.}$$

1.31.4) Caída de presión en el lado de los tubos (ΔP_t)

Para el número de Reynolds del lado de los tubos ($N_{Re,t}$) de 1.07×10^3 , el factor de fricción es $0.00054 \text{ ft}^2/\text{in}^2$. La gravedad específica de la salmuera (S_t) es de 1.19 a 28°F .

La relación de viscosidad de la salmuera del lado de los tubos [$\phi = (\mu/\mu_w)^{0.14}$] se asume igual a la unidad, esto quiere decir que $\mu = \mu_w$.

$$\Delta P_t = \frac{f_t * G_t^2 * L * n_p}{5.22 \times 10^{10} * D_t * S_t * \phi_t} = \frac{(0.00054 \text{ ft}^2/\text{in}^2) * [1.25 \times 10^5 \text{ lb}/(\text{h})(\text{ft}^2)]^2 * (20) * (2)}{(5.22 \times 10^{10}) * (0.870/12) * (1.19) * (1)}$$

$$= 0.0749 \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 5.16 \times 10^{-3} \text{ bar abs.}$$

1.31.5) Caída de presión de retorno en los tubos (ΔP_r)

$$V_t = G_t / [3,600 * \rho_{NaCl}] = 1.25 \times 10^5 / [3,600 * 74.3] = 0.467 \text{ ft/seg} = 0.142 \text{ m/seg.}$$

$$\Delta P_r = [4 * n_p / S_t] * [V_t^2 / 2 * g'] = [(4 * 2) / 1.19] * [(0.467)^2 / (2 * 32.2)]$$

$$= 0.0228 \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 1.57 \times 10^{-3} \text{ bar abs.}$$

1.31.6) Caída de presión total (ΔP_T)

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = (0.0749 + 0.0228) \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 0.0977 \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 6.74 \times 10^{-3} \text{ bar abs.}$$

J) Tanque decantador para la fase estérica y la glicerinoso

Tabla No. K.21
Flujo másico de entrada al tanque decantador

Componentes	kg/día	lb/día	(%)
Fase de los ésteres	1.01×10^3	2.22×10^3	82
Fase de la glicerina	223	491	18
Total	1.23×10^3	2.71×10^3	100

J.1) Gravedad específica de la fase continua (γ_{FC})

$$\begin{aligned}\gamma_{FC} &= 0.82 * \gamma_{\text{fase glicerinoso}} + 0.18 * \gamma_{\text{fase estérica}} \quad (\text{Ecuación No. 93}) \\ &= (0.82 * 1.313) + (0.18 * 0.914) = 1.24.\end{aligned}$$

J.2) Volumen del decantador (V_{dec})

Volumen para cabezas elipsoidales, cuya altura (h) = $0.25D_i$, será $[\pi * D_i^3]/24$, en donde D_i es el diámetro interior de la cabeza.

$$V_{dec} = 2 * [\pi * D_i^3]/24 + [0.25 * \pi * D_i^2 * L]$$

En donde L es la longitud del tanque horizontal, que es igual a cinco veces el diámetro interior del tanque, entonces el volumen del decantador será:

$$V_{dec} = (4/3) * [\pi * D_i^3] \quad (\text{Ecuación No. 94})$$

El tiempo de retención en el tanque (t_r) es de 30 minutos.

$$V_{dec} = \frac{t_r * \text{flujo de entrada (lb/día)} * \text{factor de seguridad}}{[60 * (\text{horas hábiles/día}) * \text{densidad (lb/ft}^3\text{)}]}$$

$$V_{dec} = 30 \text{ minutos} * (2.71 \times 10^3 \text{ lb/día}) * 1.1 / [60 * 8 * 77.38] = 2.41 \text{ ft}^3 = 0.0683 \text{ m}^3.$$

Diámetro interior del tanque (D_i)

$$\begin{aligned}D_i &= [(2.41 * 3) / 4\pi]^{1/3} \quad (\text{Ecuación No. 95}) \\ &= 0.832 \text{ ft} = 0.254 \text{ m.}\end{aligned}$$

J.3) Altura total de las fases o altura del líquido ligero en la rama de descarga (Z_T)

$$\begin{aligned} Z_T &= 0.90 * D_1 \quad (\text{Ecuación No. 96}) \\ &= 0.90 * 0.832 = 0.749 \text{ ft} = 0.228 \text{ m.} \end{aligned}$$

En donde el D es el diámetro del tanque.

J.4) Longitud del decantador (L_{dec})

$$\begin{aligned} L_{dec} &= 5 * D_1 \quad (\text{Ecuación No. 97}) \\ &= 5 * 0.832 = 4.16 \text{ ft} = 1.27 \text{ m.} \end{aligned}$$

J.5) Altura del líquido pesado en la rama de descarga (Z_{A2})

$$Z_{A2} = [Z_B (\gamma_{fase\ estérica} / \gamma_{fase\ glicerinosa}) + Z_{A1}] \quad (\text{Ecuación No. 98})$$

En donde, Z_{A1} es la altura del líquido ligero (fase de glicerina) en el decantador.

Si la fase superior (fase de los ésteres, Z_B) es 5 veces la altura de la fase inferior (fase de la glicerina, Z_{A1}), por consiguiente: $Z_B = 5 * Z_{A1}$.

Si $Z_T = Z_B + Z_{A1}$, se obtiene que, $Z_{A1} = (Z_T / 6) = (0.749 / 6) = 0.125 \text{ ft} = 0.0381 \text{ m}$
 $Z_B = 0.625 \text{ ft} = 0.191 \text{ m}$.

$$\begin{aligned} Z_{A2} &= [5 * Z_{A1} (\gamma_{fase\ estérica} / \gamma_{fase\ glicerinosa}) + Z_{A1}] = [5 * 0.125 (0.914 / 1.313) + 0.125] \\ &= 0.560 \text{ ft} = 0.171 \text{ m.} \end{aligned}$$

K) Tanque de preparación de la salmuera al 25%

K.1) Características del tanque de mezclado

Flujo másico de la salmuera por hora: $2.41 \times 10^5 \text{ lb/h}$.

Densidad de la salmuera a 28°F: 74.3 lb/ft^3 .

Diámetro exterior de los tubos (D_o): 1.0 in.

Diámetro interior de los tubos (D_i): 0.870 in.

Diámetro interior de la coraza del condensador (D_{coraza}): 50 in.

Largo de los tubos (L): 20 ft.

Número de tubos en el condensador (N_t): 934.

Factor de seguridad (f_s): 1.25.

K.2) Volumen interior de los tubos (V_t)

$$V_t = [\pi * (D_t)^2 * L / (144*4)] = [\pi * (0.870)^2 * 20 / (144*4)] \\ = 0.0826 \text{ ft}^3 = 2.34 \times 10^{-3} \text{ m}^3.$$

K.3) Volumen total de los tubos del condensador para la destilación al vacío (V_{tt})

$$V_{tt} = V_t * N_t = 0.0826 * 934 = 77.1 \text{ ft}^3 = 2.18 \text{ m}^3.$$

K.4) Volumen del cuerpo del condensador (V_c)

$$V_c = [\pi * (D_{coraza})^2 * L / (144*4)] = [\pi * (50)^2 * 20 / (144*4)] \\ = 273 \text{ ft}^3 = 7.74 \text{ m}^3.$$

K.5) Volumen disponible del cuerpo del condensador (V_d)

$$V_d = V_c - V_{tt} = (273 - 77.1) \text{ ft}^3 = 196 \text{ ft}^3 = 5.55 \text{ m}^3.$$

K.6) Dimensiones del tanque de preparación de la salmuera al 25%

Si el diámetro (d_i) es igual que la altura (h) del líquido en el tanque, entonces del diámetro está dado por la siguiente fórmula:

$$d_i = h = \text{factor de seguridad} * [4 * V_d / \pi]^{1/3} = [4 * 196 / \pi]^{1/3} = 6.29 \text{ ft} = 1.92 \text{ m}.$$

Por consiguiente, la altura del tanque (h_t) está dada por la siguiente fórmula:

$$h_t = d_i * 1.25 = 6.29 * 1.25 = 7.86 \text{ ft} = 2.40 \text{ m}.$$

Las características del tanque son las siguientes:

Tabla No. K.22
Características del tanque con agitación

Nombre de las partes del tanque agitado	Fórmula	m	ft
Diámetro del rodete (Λ_p)	$\Lambda_p / d_i = 1/3$	0.640	2.10
Distancia entre el rodete y el fondo (L_{rp})	$L_{rp} / \Lambda_p = 1$	0.640	2.10
Anecho de la placa deflectora (J)	$J / d_i = 1/10$	0.192	0.629
Altura del líquido (h)	$h / d_i = 1$	1.92	6.29
Pitch o cabecco de la hélice (P_c)	$P_c = 2 * \Lambda_p$	1.28	4.20

K.7) Velocidad de giro del rodete

Se asume que las revoluciones del agitador serán:

$$(n) = 30 \text{ RPM} = 0.5 \text{ rev/seg.}$$

$$(N) = 1,800 \text{ rev/h.}$$

Factor para convertir cP a $\text{kg/m}^*\text{h} = 3.6$.

Viscosidad dinámica de la salmuera al 25 %, de la tabla No. K.14 = $3.50 \text{ cP} * 3.6$

$$= 12.6 \text{ kg / m}^*\text{h} = 8.47 \text{ lb / (ft)(h)}.$$

$$\text{Número de Reynolds } (N_{Re}) = [N * A_p^2 * \rho_{\text{NaCl al 25\%}}] / \mu_{\text{NaCl al 25\%}}$$

$$= [(1,800 \text{ rev / h}) * (0.640 \text{ m})^2 * (1,192 \text{ kg / m}^3)] / (12.6 \text{ kg / m}^*\text{h}) = 6.97 \times 10^4 \text{ (flujo turbulento).}$$

De acuerdo a la curva No.4, de la Gráfica No. 2 de número de Reynolds (N_{Re}) versus número de potencia (P), utilizando una hélice con paso (P_C) igual a $2A_p$, en un tanque con cuatros placas deflectoras de ancho igual a $D/10$, se obtiene un número de potencia de 0.90.

K.8) Cálculo de la potencia para el agitador del tanque

Factor de seguridad para la potencia calculada: 1.25.

Factor de proporcionalidad de la Ley de Newton: 1.

$$P = [N_p * \rho_{\text{NaCl al 25\%}} * n^3 * A_p^5] / gc$$

$$P = [0.90 * (1,192 \text{ kg / m}^3) * (0.5 \text{ rev/seg})^3 * (0.640 \text{ m})^5] * \text{factor de seguridad}$$

$$= [14.4 \text{ kg}^*\text{m}^2/\text{s}^3] = 14.4 \text{ W} * 1.25 = 18.0 \text{ W} = 0.024 \text{ HP} \approx 0.25 \text{ HP} = \frac{1}{4} \text{ HP} .$$

L) Equipo de refrigeración de la salmuera al 25%

De acuerdo con el inciso I.4, el calor absorbido por el refrigerante, es de $1.95 \times 10^6 \text{ Btu/h} = 571 \text{ kW}$.

L.1) Cálculo de las toneladas de refrigeración del equipo (TR)

$$\text{TR} = \frac{q_{\text{cond}} * \text{Factor de seguridad}}{12,000 \text{ Btu/h}} \quad (\text{Ecuación No. 99})$$

$$= \frac{1,95 \times 10^6 \text{ Btu/h} * 1.10}{12,000 \text{ Btu/h}} = 179 \text{ toneladas de refrigeración.}$$

M) Cálculo de los espesores de láminas utilizados en la construcción del equipo

M.1) Tanques con presión interna menor que la presión externa

Para calcular el grosor de pared de un tanque con presión interna menor que la presión externa, se utiliza, según Hamm (1984: 82), la siguiente fórmula:

$$t = D * (2 * \Delta P / 2.8 \times 10^7)^{1/3} \quad (\text{Ecuación No. 100})$$

En donde t es el espesor de la pared, en pulgadas, D es el diámetro interno en pulgadas, ΔP es la diferencia de presión en psi y 2.8×10^7 es el módulo de elasticidad en psi.

A esta fórmula se le sumó una tolerancia a la corrosión de 1/8 de pulgada.

M.2) Tanques con presión interna mayor que la presión externa

Según Clark (1976: 24), para calcular el grosor de la pared de un tanque sometido a presión interna mayor que la presión que existe en su interior, utiliza la siguiente fórmula:

$$t = [(P * 0.5 * D_i) / (SE - 0.6P)] + C \quad (\text{Ecuación No. 101})$$

En donde t es el espesor de la pared, en pulgadas, P es la presión de trabajo en psi, D_i es el diámetro interno en pulgadas, S es el estrés permisible (13,750 psi para el acero al carbón), E es la eficiencia de la soldadura (asumida en un 85%) y C es la corrosión permisible en pulgadas.

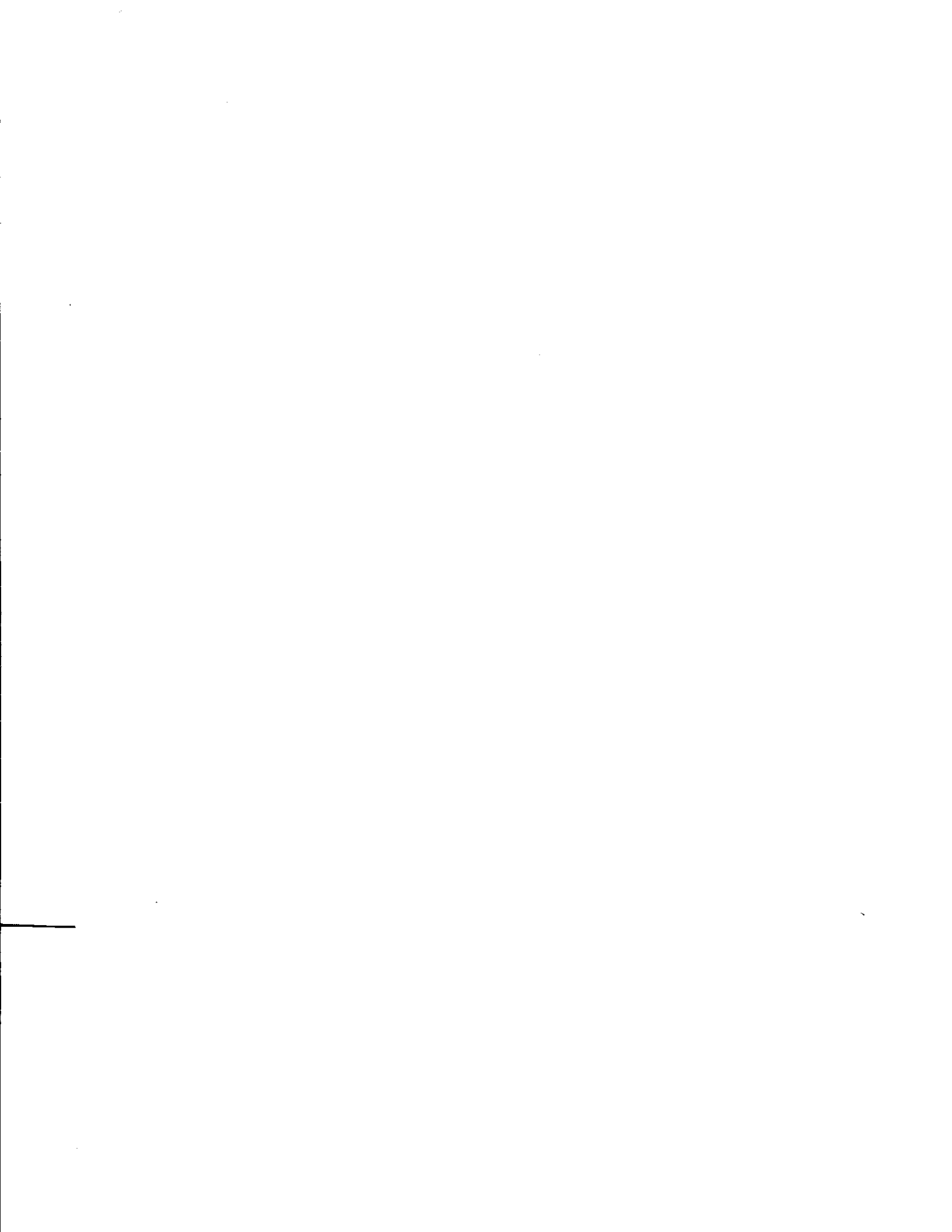


Tabla No. 7.42

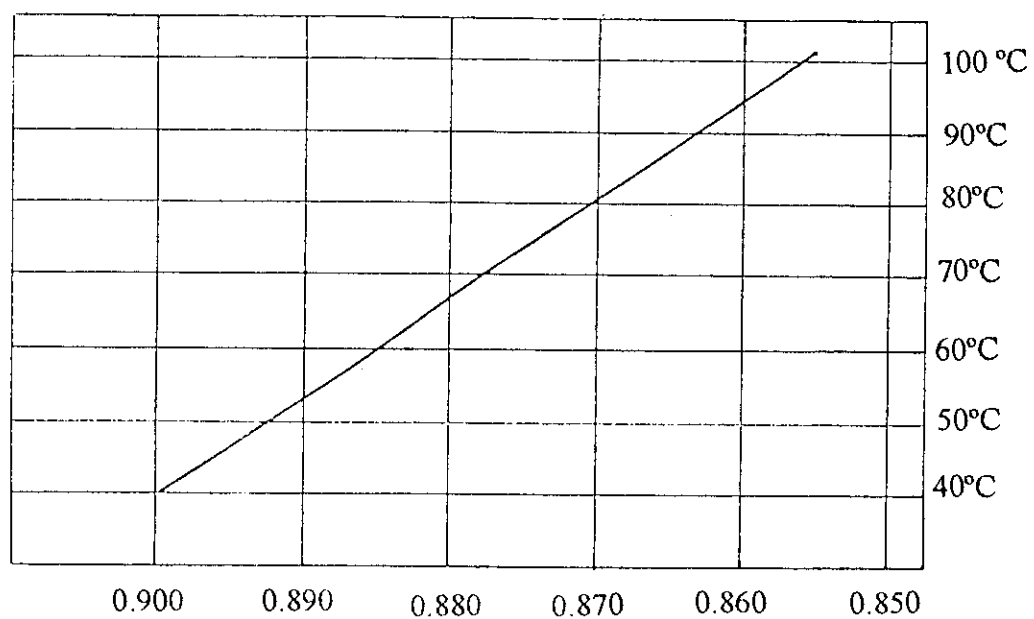
Propiedades termodinámicas del metanol saturado

T, K	P, bar	v_f , m ³ /kg	v_g , m ³ /kg	h_f , kJ/kg	h_g , kJ/kg	s_f , kJ/(kg·K)	s_g , kJ/(kg·K)	c_{pf} , kJ/(kg·K)
175.4'	1.887.-6	1.105.-3	241200	314.3	1624.3	2.766	10.233	2.177
180	3.900.-6	1.111.-3	119600	324.4	1629.8	2.822	10.075	2.181
190	1.693.-5	1.124.-3	29690	346.1	1642.2	2.940	9.761	2.190
200	6.274.-5	1.137.-3	8278	367.8	1654.5	3.051	9.485	2.201
210	2.035.-4	1.150.-3	2650	389.9	1666.9	3.169	9.240	2.215
220	5.881.-4	1.163.-3	970.7	412.5	1679.2	3.264	9.022	2.251
230	1.539.-3	1.176.-3	385.3	435.6	1691.8	3.366	8.829	2.251
240	3.687.-3	1.189.-3	168.7	459.1	1704.2	3.467	8.655	2.275
250	8.189.-3	1.203.-3	79.02	483.0	1716.6	3.664	8.499	2.303
260	1.700.-2	1.216.-3	59.49	507.1	1728.8	3.659	8.358	2.337
270	3.327.-2	1.230.-3	20.93	531.5	1740.7	3.751	8.230	2.375
280	6.208.-2	1.244.-3	11.62	556.1	1752.1	3.840	8.112	2.420
290	0.1094	1.259.-3	6.778	581.0	1763.2	3.928	8.005	2.471
300	0.1860	1.274.-3	4.095	606.2	1773.5	4.013	7.904	2.528
310	0.3043	1.290.-3	2.566	631.7	1783.1	4.097	7.811	2.59
320	0.4817	1.306.-3	1.661	657.5	1791.9	4.179	7.723	2.67
330	0.7395	1.323.-3	1.103	683.6	1799.8	4.259	7.640	2.75
337.5	1.0012	1.337.-3	0.8110	703.4	1804.8	4.310	7.581	2.81
340	1.1044	1.342.-3	0.7533	710.1	1806.5	4.338	7.562	2.83
350	1.6052	1.361.-3	0.5256	736.9	1812.4	4.415	7.458	2.91
360	2.285	1.381.-3	0.3752	764.3	1817.4	4.492	7.417	3.01
370	3.188	1.403.-3	0.2723	792.3	1821.6	4.569	7.350	3.11
380	4.357	1.426.-3	0.2015	820.2	1825.1	4.643	7.287	3.22
390	5.845	1.452.-3	0.1512	856.4	1828.1	4.736	7.227	3.34
400	7.703	1.480.-3	0.1153	888.8	1830.7	4.817	7.172	3.48
410	10.00	1.510.-3	0.0893	917.7	1832.8	4.888	7.120	3.63
420	12.83	1.543.-3	0.0698	947.7	1834.0	4.959	7.069	3.80
430	16.26	1.581.-3	0.0542	982.2	1834.1	5.039	7.020	4.05
440	20.40	1.624.-3	0.0425	1022.7	1832.4	5.130	6.971	4.33
450	25.30	1.674.-3	0.0333	1069.2	1828.4	5.233	6.920	4.68
460	31.08	1.733.-3	0.0263	1120.6	1820.8	5.344	6.866	5.06
470	37.80	1.806.-3	0.0202	1175.8	1807.5	5.460	6.804	5.29
480	45.61	1.896.-3	0.0156	1233.4	1785.6	5.578	6.728	5.54
490	54.66	2.021.-3	0.0115	1292.5	1751.4	5.696	6.643	5.77
500	65.17	2.214.-3	0.0084	1353.7	1704.3	5.816	6.546	6.1
510	77.43	2.69.-3	0.0059	1437.6	1649.4	5.975	6.391	
512.7'	81.03	3.64.-3	0.0036	1532	1532	6.170	6.170	∞

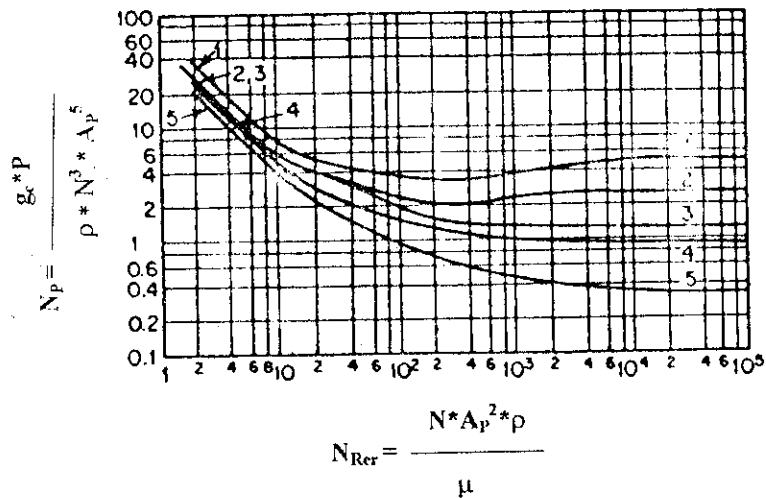
* Interpolated from Zubarev, Prusakov, and Sergeyeva, *Thermophysical Properties of Methanol—A Handbook*, Standartov, Moscow, 1973 (in Russian); v = specific volume, m³/kg; h = specific enthalpy, kJ/kg; s = specific entropy, kJ/(kg·K); c_p = specific heat at constant pressure, kJ/(kg·K). The notation 1.887.-6 signifies 1.887×10^{-6} .

Tabla tomada de Perry et al, "Chemical Engineers' Handbook", Sexta edición, 1984.

Gráfica No. 1
Densidad del aceite de palma africana



Gráfica No. 2
Número de Reynolds (N_{Rer}) versus Número de potencia (N_P)



Gráfica tomada de Perry et al, "Chemical Engineers' Handbook", Sexta edición. 1984.

Curva No. 1

Hélice de 6 aspas rectas con $A_p/W = 5$, para un tanque con 4 mamparas con $d_i/12$ (Ver figura No. 7.8.1).

Curva No. 2

Hélice de 6 aspas rectas con $A_p/W = 8$, para un tanque con 4 mamparas con $d_i/12$ (Ver figura No. 7.8.2, pero con aspas rectas).

Curva No. 3

Hélice de paletas inclinadas a 45° con 6 aspas rectas con $A_p/W = 8$, para un tanque con 4 mamparas con $d_i/12$ (Ver figura No. 7.8.3).

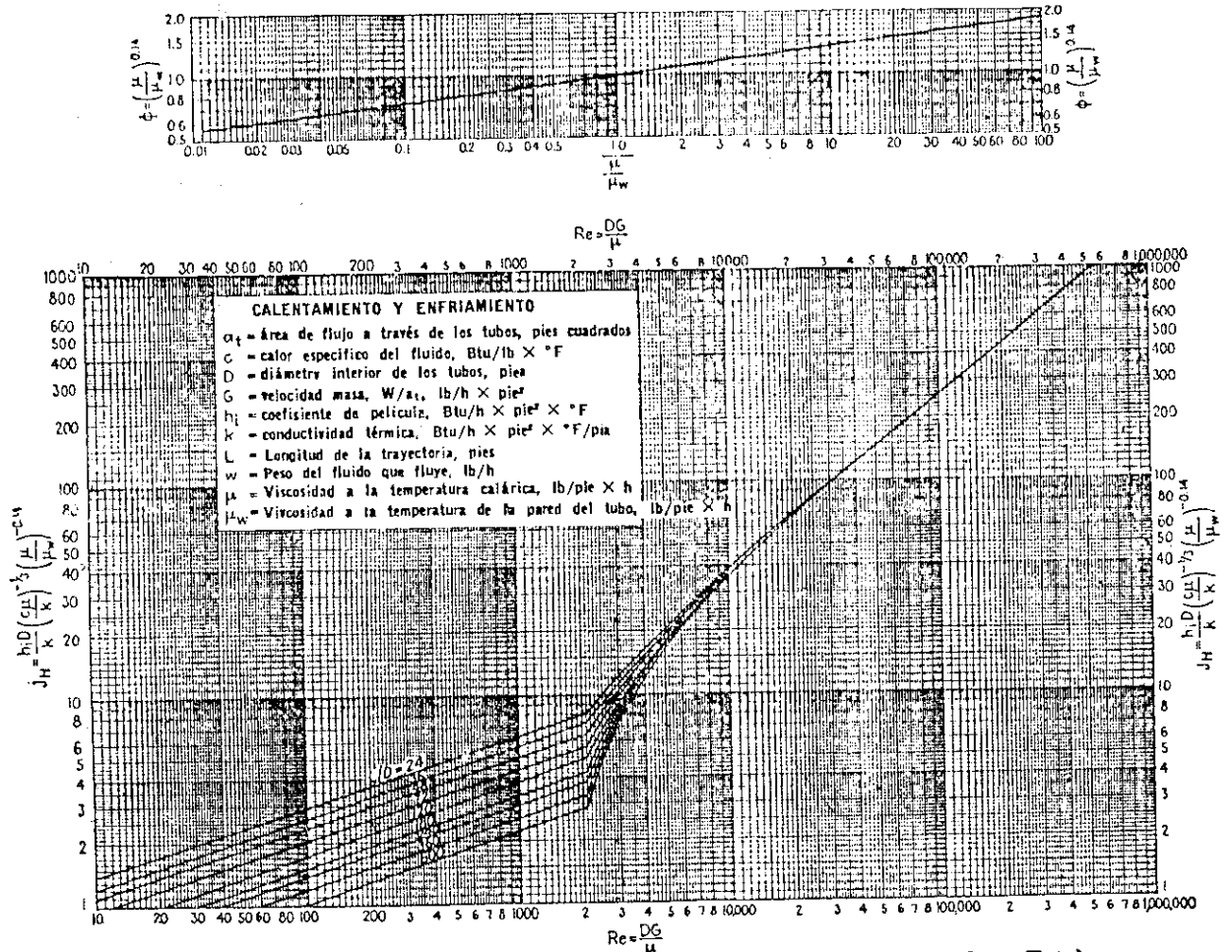
Curva No. 4

Hélice tipo marina con pitch o cabeceo igual a $2A_p$, para un tanque con 4 mamparas con $0.1d_i$. Curva válida para hélices fuera de centro y con tanque sin mamparas (Ver figura No. 7.8.4).

Curva No. 5

Hélice tipo marina con pitch o cabeceo igual a A_p , para un tanque con 4 mamparas con $0.1d_i$. Curva válida para hélices fuera de centro y con tanque sin mamparas (Ver figura No. 7.8.4).

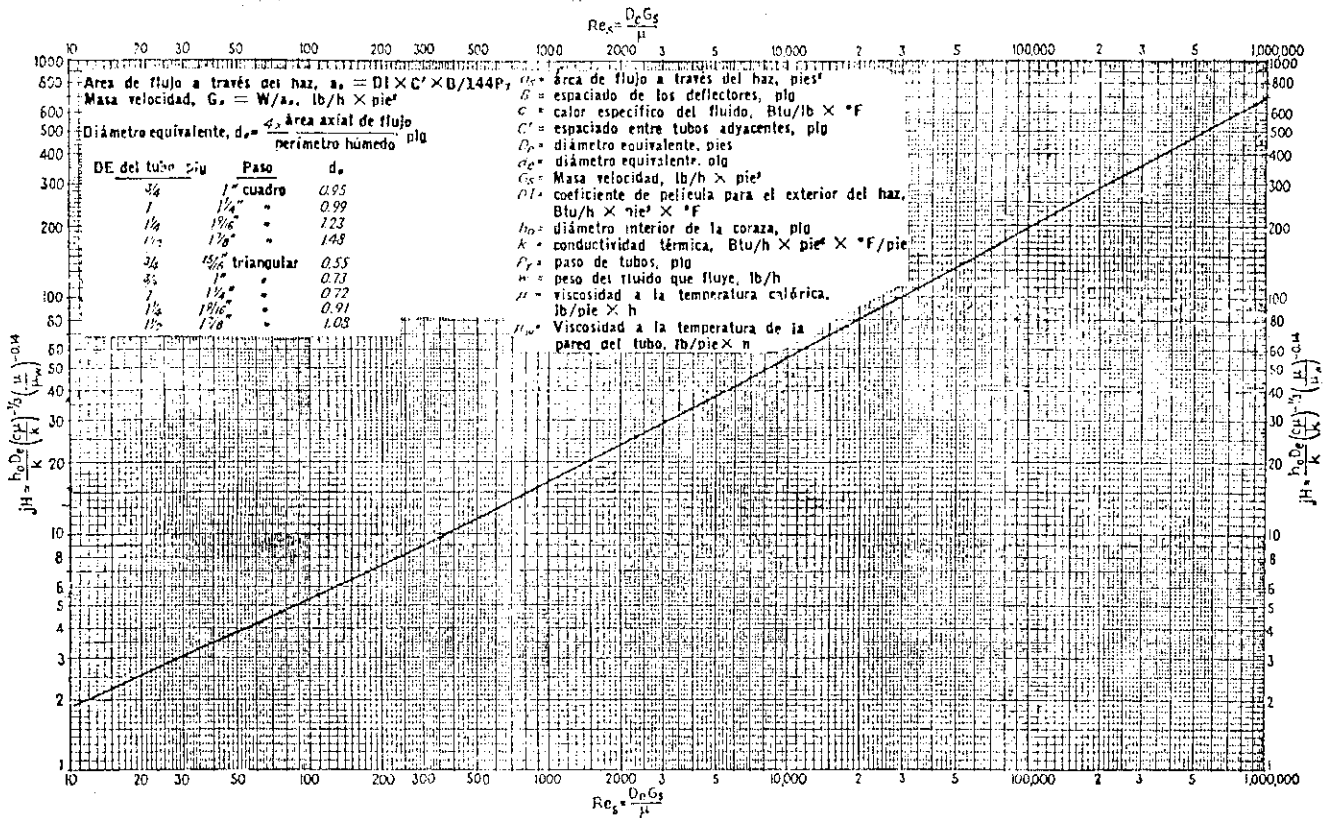
Gráfica No. 3
Curva de transferencia de calor lado de tubos



Curva de transferencia de calor lado de tubos. (Adaptada de Sieder y Tate)

Gráfica tomada de Kern, "Procesos de Transferencia de calor", Vigésima novena reimpresión, 1997.

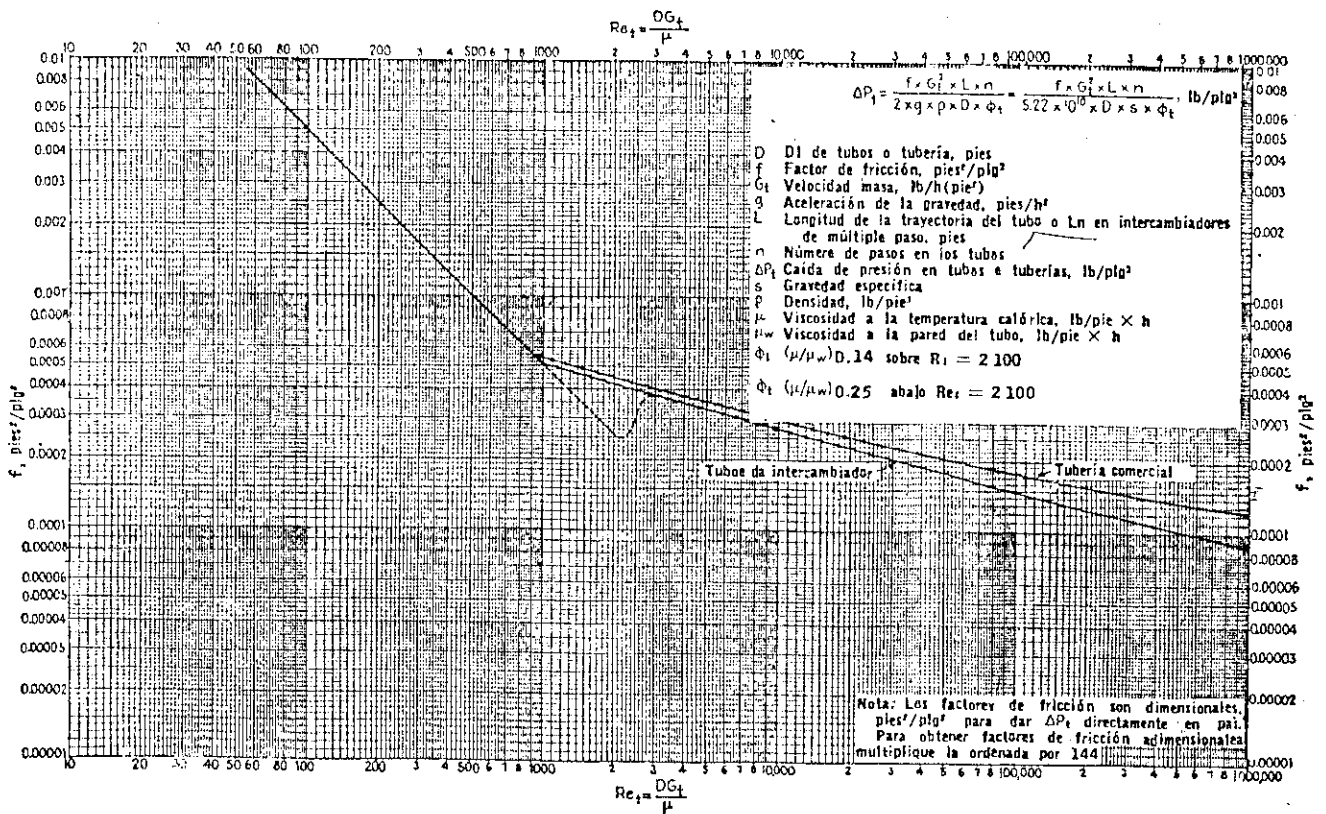
Gráfica No. 4
Curva de transferencia de calor lado de la coraza



Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados 25%

Gráfica tomada de Kern, "Procesos de Transferencia de calor", Vigésima novena reimpresión.. 1997.

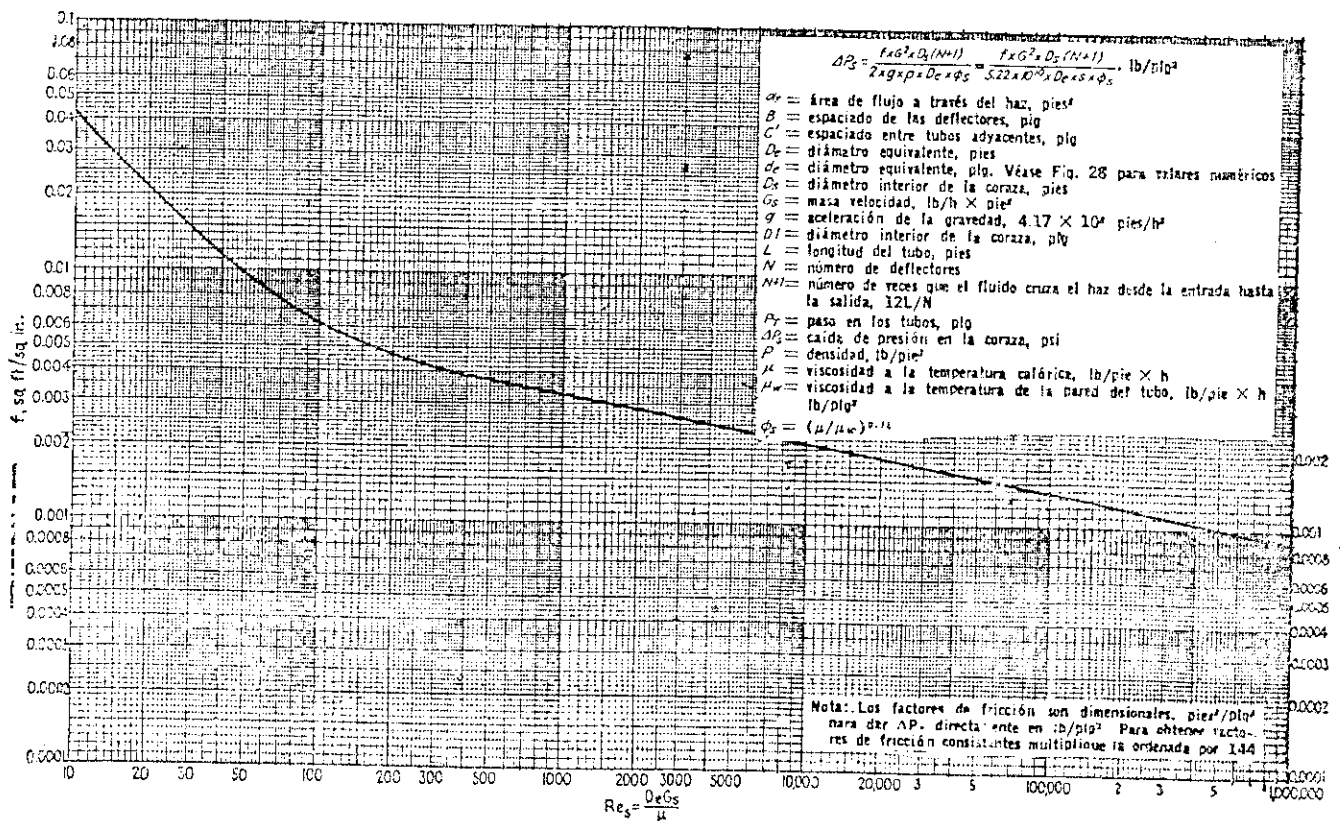
Gráfica No. 5
Factores de fricción, para lado de tubos



Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)

Gráfica tomada de Kern, "Procesos de Transferencia de calor", Vigésima novena reimpresión, 1997.

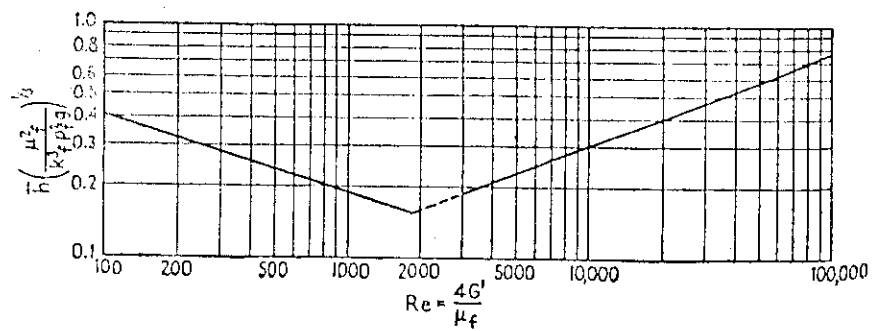
Gráfica No. 6
Factores de fricción, para haces de tubos



Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%

Gráfica tomada de Kern, "Procesos de Transferecia de calor", Vigésima novena reimprison. 1997.

Gráfica No. 7
 Curva semiempírica para la condensación en tubos verticales
 (condensación dentro de los tubos)



Curva semiempírica para la condensación en tubos verticales
 (Colburn, *Transactions of American Institute of Chemical Engineers*)

Gráfica tomada de Kern, "Procesos de Transferencia de calor", Vigésima novena reimpresión.. 1997.