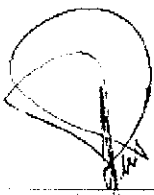


OBTENCIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DEL  
ACEITE DE HIGUERILLO (*Ricinus Communis L.*) A NIVEL DE  
PLANTA PILOTO

BIBLIOTECA  
DE LA  
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

**Vo. Bo.:**

(f)   
Asesor Ing. Sergio Conrado Quemé


*Sergio Conrado Quemé Pac*  
*Ingeniero Agrónomo*  
*Colegido No. 1187*

**Tribunal:**

(f)   
Ing. Sergio Conrado Quemé

*Sergio Conrado Quemé Pac*  
*Ingeniero Agrónomo*  
*Colegido No. 1187*

(f)   
Ing. Eduardo Calderón

(f)   
Ing. Federico Salazar

Fecha de aprobación:

11 de Junio de 2003

Dedicatoria

A Dios, Mi Padre Celestial

A mis queridos Padres,  
Saúl Muñiz Fernández y Patricia Dueñas de Muñiz por su esfuerzo y apoyo

A mi Tío Jorge Muñiz Fernández, por su apoyo y ejemplo

A mi Tía Carmen Elena Baires por creer en mí

Agradecimiento

A Dios

A mis padres, mi tío, mi tía y hermanos

A mi asesor, Ing. Sergio Conrado Quemé, por su ayuda y disposición

Al Ing. Eduardo Calderón por su dedicación a lo largo de toda la carrera

A la Lda. Diana Freire de Nave por la oportunidad y el apoyo para hacer este proyecto

A Glenda Aguilar por su ayuda desinteresada

A las autoridades académicas de la Universidad del Valle de Guatemala

A mis catedráticos y compañeros

A la Dirección de Energía del Ministerio de Energía y Minas de Guatemala

Gracias a Todos por haber contribuido de una forma muy importante a la elaboración de este trabajo.

## RESUMEN

El objetivo de este trabajo fue el diseño de una planta piloto para la producción de biodiesel a partir de aceite de higuierillo.

Esta planta consiste en un tanque para el almacenamiento de aceite de higuierillo, 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 higuierillo se encuentra provisto de un intercambiador de calor para que el aceite pueda ser bombeado hacia el proceso, porque el aceite de higuierillo es muy viscoso.

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 higuierillo y la solución catalizadora se agregaron a un beaker en donde se calentó hasta llegar al punto de ebullición del metanol. Luego se procede a decantar el aceite en una ampolla en donde se separaban la fase de biodiesel y la de glicerina.

El biodiesel obtenido tiene buenas características aunque no cumple con las normas en viscosidad por lo que se podría utilizar únicamente en mezcla con el diesel.

# CONTENIDO

	Página
LISTA DE CUADROS .....	x
LISTA DE DIAGRAMAS Y FIGURAS .....	xiii
LISTA DE ECUACIONES .....	xiv
Capítulos	
I. INTRODUCCIÓN .....	1
II. ANTECEDENTES .....	2
A. Consumo de energía en Guatemala	
1. Balance energético nacional .....	2
B. Uso de Biomasa	
1. Uso de Biomasa en Latinoamérica .....	4
2. Uso de Biomasa en Guatemala .....	6
C. Relación entre energías no renovables y renovables .....	8
D. Biocombustibles y su impacto económico, social y ambiental .....	9
E. Combustibles a partir de Biomasa .....	11
1. Biocombustibles líquidos .....	12
2. Biodiesel .....	12
3. Parámetros del Biodiesel .....	14
F. El Higuierillo ( <i>Ricinus Communis L.</i> ) .....	14
1. Usos del aceite de higuierillo .....	15
2. Higuierillo para mejorar suelos .....	15
G. Transesterificación de aceites .....	16
III. JUSTIFICACIÓN .....	17
IV. OBJETIVOS .....	19
A. Objetivos generales .....	19
B. Objetivos específicos .....	19
V. PROBLEMA A RESOLVER .....	20
VI. METODOLOGÍA .....	21
VII. RESULTADOS .....	23
VIII. DISCUSIÓN .....	47

IX. CONCLUSIONES .....	56
X. RECOMENDACIONES .....	57
XI. BIBLIOGRAFÍA .....	58
XII. ANEXOS .....	60

## LISTA DE CUADROS

<i>Cuadro</i>	<i>Página</i>
2.1 Especificaciones del Biodiesel en Estados Unidos .....	13
7.1 Condiciones para la reacción de metanólisis realizada en el laboratorio ...	23
7.2 Partes en volumen de los reactivos y productos de la reacción de metanólisis .....	23
7.3 Cantidades utilizadas para cada repetición .....	23
7.4 Porcentajes de rendimiento obtenidos en laboratorio .....	23
7.5 Resultado de análisis de Biodiesel .....	23
7.6 Condiciones de operación de la planta .....	24
7.7 Características del vapor utilizado para el calentamiento .....	24
7.8 Tanque para el almacenamiento de aceite de higuierillo .....	24
7.9 Tanque para el almacenamiento de metanol .....	24
7.10 Tanque para preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 % (p/p) .....	24
7.11 Calentador para el tanque de almacenamiento de aceite de higuierillo ....	25
7.12 Opción No.1 - Calentador de concha y tubos para el aceite de higuierillo y la solución catalizadora .....	25
7.13 Opción No.2 - Calentador de tubos a contracorriente para el aceite de higuierillo y la solución catalizadora .....	26
7.14 Comparación entre las revoluciones por minuto y el área necesaria para el calentamiento en el reactor de metanólisis .....	26
7.15 Reactor de metanólisis .....	27
7.16 Condensador para el reflujo del metanol en el reactor de metanólisis .....	28
7.17 Condensador para recuperar el metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis .....	29
7.18 Tanque decantador para las fases de biodiesel y glicerina .....	29
7.19 Tanque para preparar la solución de salmuera al 25% .....	30
7.20 Equipo de refrigeración para la salmuera al 25% .....	30
7.21 Características del evaporador del sistema de refrigeración .....	30
7.22 Características del condensador del sistema de refrigeración .....	31
7.23 Características del compresor del sistema de refrigeración .....	31
7.24 Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento de aceite de higuierillo .....	31
7.25 Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento de metanol .....	31
7.26 Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de preparación de la solución catalizadora .....	31
7.27 Material de construcción y espesor de lámina para el calentador del tanque de almacenamiento de aceite de higuierillo .....	32
7.28 Material de construcción y espesor de lámina para el calentador del aceite de higuierillo y la solución catalizadora de hidróxido de sodio y metanol .....	32
7.29 Características del tubo que se utiliza como coraza del calentador del aceite de higuierillo y la solución catalizadora de dióxido de sodio y metanol .....	32
7.30 Material de construcción y espesor de lámina para el reactor de Metanólisis .....	32

7.31	Material de construcción y espesor de lámina del condensador para la recuperación del metanol sin reaccionar que sale del reactor de metanólisis .....	33
7.32	Material de construcción y espesor de lámina para el condensador de reflujo del metanol en el reactor de metanólisis .....	33
7.33	Características del tubo que se utiliza como coraza del condensador de reflujo del metanol en el reactor de metanólisis .....	33
7.34	Material de construcción y espesor del tanque decantador para la fase de la glicerina y fase del biodiesel .....	33
7.35	Características del tubo que se utiliza como pared del tanque decantador para la fase de glicerina y biodiesel .....	34
7.36	Material de construcción y espesor para el tanque de preparación de salmuera al 25% .....	34
7.37	Tratamiento de agua cruda .....	37
7.38	Tratamiento del agua de calderas .....	37
7.39	Calidad de agua utilizada en una caldera con una presión de operación de 0 a 300 psig .....	37
7.40	Cotización de maquinaria .....	46
7.41	Estimación de la inversión inicial .....	46
7.42	Costo de los productos de la planta .....	46
A.1	Propiedades físicas del aceite de higuierillo .....	61
A.2	Propiedades del combustible diesel en Guatemala .....	61
A.3	Pesos moleculares de los reactivos y subproductos de la reacción de metanólisis .....	61
A.4	Partes en peso de los reactivos y productos de los reactivos de metanólisis .....	61
C.1	Características del vapor saturado para el calentamiento .....	63
C.2	Propiedades del vapor de agua a la presión de trabajo .....	63
C.3	Capacidad calorífica del metanol .....	63
C.4	Conductividad térmica del aceite de higuierillo .....	63
C.5	Conductividad térmica del metanol .....	64
C.6	Densidad del aceite de palma africana .....	64
C.7	Densidad del metanol .....	64
C.7	Densidades de las soluciones catalizadores de metanol e hidróxido de sodio .....	64
C.8	Viscosidad dinámica del metanol .....	65
C.9	Viscosidad dinámica de las soluciones catalizadora de metanol e hidróxido de sodio .....	65
D.1	Porcentaje en peso de los reactivos que ingresan al calentador No.1 .....	66
E.1	Pureza de los reactivos utilizados en la fase experimental .....	67
F.1	Características del tanque con agitación .....	71
F.2	Propiedades físicas del aceite de higuierillo a la temperatura de película ( $t_f$ ) .....	73
F.3	Gravedad específica del aceite de higuierillo a la temperatura de entrada y salida .....	73
F.4	Flujo másico de los reactivos que ingresan al calentador .....	75
F.5	Media logarítmica de la diferencia de temperaturas del calentador .....	75
F.6	Características de los tubos del calentador .....	75
F.7	Características del calentador .....	76
F.8	Características del tubo interior del calentador .....	80

F.9	Características del tubo exterior del calentador .....	81
F.10	Flujo volumétrico a la entrada de los reactivos al reactor .....	85
F.11	(Ecuaciones F.48) Dimensiones del reactor de metanólisis .....	87
F.12	Diferencias de temperatura del fluido refrigerante .....	90
F.13	Diferencia media logarítmica de la temperatura del fluido refrigerante ...	90
F.14	Propiedades del agua a la temperatura promedio .....	91
F.15	Propiedades del metanol a $t_n$ .....	92
F.16	Temperaturas de la salmuera al 25% .....	95
F.17	Diferencia media logarítmica de la temperatura en el condensador .....	95
F.18	Propiedades de la salmuera al 25% a temperatura promedio ( $t_a$ ) .....	96
F.19	Propiedades del metanol a $t_n$ .....	97
F.20	Propiedades del metanol a $t_n$ .....	98
F.21	Flujo másico de entrada al tanque decantador .....	101
F.22	Características del tanque con agitación .....	103

## LISTA DE DIAGRAMAS Y FIGURAS

	<i>Página</i>
7.1 Diagrama de flujo del proceso de metanólisis del aceite de higuierillo sin winterizar .....	35
7.2 Distribución de la planta piloto .....	36
7.3 Diagrama de flujo del tratamiento de los desechos para la planta piloto ...	40
7.1 Figura de vista lateral del tanque de almacenamiento de aceite de higuierillo sin winterizar .....	41
7.2 Figura de vista superior del tanque de almacenamiento de aceite de higuierillo sin winterizar .....	41
7.3 Figura de vista transversal del calentador de aceite de higuierillo sin winterizar dentro del tanque de almacenamiento .....	41
7.4 Figura de arreglo de los tubos para el calentador para la mezcla de aceite de higuierillo sin winterizar y la solución catalizadora .....	42
7.5 Figura de arreglo de los tubos del condensador de reflujo de metanol en el reactor de metanólisis .....	42
7.6 Figura de arreglo de los tubos del condensador de reflujo de metanol en el reactor de metanólisis .....	42
7.7 Figura del reactor de metanólisis .....	43
7.8 Figura del reactor de metanólisis y sus condensadores .....	44
7.9 Figura de tanque decantador para las fases de biodiesel y de glicerina .....	44
7.10 Figura de hélice con aspas rectas .....	45
7.11 Figura de hélice con aspas curvas .....	45
7.12 Figura de hélice con paletas inclinadas a 45° .....	45
7.13 Figura de hélice tipo marina .....	45

## LISTA DE ECUACIONES

<i>Ecuación</i>	<i>Página</i>
B.1 Reacción de metanólisis .....	62
B.2 Reacción de saponificación .....	62
C.1 Capacidad calorífica del aceite de higuerrillo .....	63
C.2 Ecuación para la viscosidad dinámica del aceite de higuerrillo .....	64
D.1 Capacidad calorífica de la mezcla de aceite y solución catalizadora .....	66
D.2 Ecuación para la conductividad térmica de la mezcla de aceite y solución catalizadora .....	66
D.3 Ecuación para la densidad de la mezcla de aceite y solución Catalizadora .....	66
D.4 Ecuación para la viscosidad dinámica de la mezcla de aceite y solución catalizadora .....	66
E.1 Partes en peso de triglicérido en el aceite de higuerrillo .....	67
E.2 Cantidad de catalizador para la reacción de metanólisis .....	67
E.3 Partes en peso de metanol .....	67
E.4 Partes en peso de biodiesel .....	67
E.5 Partes en peso de glicerol .....	67
E.6 Peso de ácido clorhídrico al 32% para neutralizar el catalizador .....	68
E.7 Peso de agua producida en la reacción de neutralización del Catalizador .....	68
E.8 Peso de cloruro de sodio producido en la reacción de neutralización del catalizador .....	68
E.9 Peso de catalizador consumido para la reacción con los ácidos grasos libres presentes en el aceite de higuerrillo .....	68
E.10 Metanol estequiométrico .....	68
E.11 Metanol necesario para la reacción de metanólisis .....	69
E.12 Concentración de la solución de metanol e hidróxido de sodio .....	69
F.1 Diámetro .....	70
F.2 Número de Reynolds ( $N_{Re}$ ) .....	71
F.3 Potencia para el agitador del tanque .....	72
F.4 Pérdida de calor por convección ( $h_c$ ) .....	72
F.5 Pérdida de calor por radiación ( $h_r$ ) .....	72
F.6 Pérdidas combinadas ( $h_c + h_r$ ) .....	72
F.7 Área exterior para un tanque ( $A_e$ ) .....	73
F.8 Pérdida total de calor ( $Q_t$ ) .....	73
F.9 Temperatura de la película ( $t_f$ ) .....	73
F.10 Coeficiente de expansión térmica ( $\beta$ ) .....	73
F.11 Coeficiente de transferencia de calor para convección libre ( $h_c$ ) .....	74
F.12 Coeficiente total limpio ( $U_c$ ) .....	74
F.13 Coeficiente total de diseño ( $U_D$ ) .....	74
F.14 Área total necesaria para el calentamiento ( $A_T$ ) .....	74
F.15 Número de tubos ( $N_t$ ) .....	74
F.16 Consumo de vapor ( $m_{vapor}$ ) .....	75
F.17 Media logarítmica de la diferencia de temperaturas del calentador .....	75
F.18 Área de flujo por tubo en pulgadas ( $a'$ ) .....	76
F.19 Área de flujo por tubo en pies ( $a_i$ ) .....	76
F.20 Masa velocidad del lado de los tubos ( $G_t$ ) .....	77

F.21	Número de Reynolds del lado de los tubos ( $N_{Ret}$ ) .....	77
F.22	Coefficiente de transferencia de calor del aceite de higuierillo y la solución catalizadora ( $h_i$ ) .....	77
F.23	Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior referido a la superficie exterior ( $h_{io}$ ) .....	77
F.24	Área de flujo de la coraza ( $a_s$ ) .....	77
F.25	Diámetro equivalente para tubería con arreglo triangular ( $D_e$ ) .....	78
F.26	Número de Reynolds del vapor de calentamiento ( $N_{Res}$ ) .....	78
F.27	Área total de los tubos ( $A_t$ ) .....	78
F.28	Coefficiente de transferencia de calor de diseño ( $U_D$ ) .....	78
F.29	Verificación del factor de obstrucción ( $R_d$ ) .....	79
F.30	Número de cruces ( $N+1$ ) .....	79
F.31	Número de deflectores .....	79
F.32	Caída de presión en la coraza .....	79
F.33	Caída de presión del lado de los tubos .....	79
F.34	Caída de presión de retorno del lado de los tubos .....	80
F.35	Caída de presión total del lado de los tubos ( $\Delta P_T$ ) .....	80
F.36	Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior ( $h_i$ ) .....	81
F.37	Diámetro equivalente para el ánulo ( $D_e$ ) .....	82
F.38	Coefficiente de transferencia de calor del fluido exterior ( $h_o$ ) .....	82
F.39	Número de horquillas ( $N_h$ ) .....	33
F.40	Factor de fricción ( $f$ ) .....	83
F.41	Caída total de presión (lado ánulo) ( $\Delta P_a$ ) .....	84
F.42	Caída total de presión (tubo interior) ( $\Delta P_p$ ) .....	84
F.43	Capacidad volumétrica del intercambiador de calor ( $V_{PT}$ ) .....	84
F.44	Volumen de diseño del reactor para 30 minutos de reacción .....	85
F.45	Altura del líquido en el reactor ( $h$ ) .....	86
F.46	Área de un elipsoide y la sección cilíndrica ( $A_{TEXT}$ ) .....	86
F.47	Área de una cabeza elipsoidal y la sección cilíndrica ( $A_{TINT}$ ) .....	87
F.48	Ver Tabla F.11 Dimensiones del reactor de metanólisis .....	87
F.49	Número de Reynolds modificado para tanques y echaquetados o con serpentines ( $N_{Remod}$ ) .....	87
F.50	Potencia para el agitador del reactor ( $P$ ) .....	89
F.51	Flujo másico de metanol refluado ( $m_{MREF}$ ) .....	89
F.52	Flujo de calor para la condensación de reflujo ( $q_{ref}$ ) .....	89
F.53	Área de flujo de la coraza ( $a_s$ ) .....	90
F.54	Carga de condensado para tubos verticales ( $G'$ ) .....	91
F.55	Temperatura de la pared del tubo ( $t_w$ ) .....	91
F.56	Temperatura promedio de la película ( $t_f$ ) .....	91
F.57	Número de Reynolds en los tubos ( $N_{Retc}$ ) .....	92
F.58	Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior ( $h_i$ ) .....	92
F.59	Factor de obstrucción ( $R_d$ ) .....	92
F.60	Razón de evaporación del metanol en el reactor de metanólisis .....	95
F.61	Flujo másico de metanol evaporado ( $m_{MEV}$ ) .....	95
F.62	Flujo de calor para la condensación ( $q_{cond}$ ) .....	95
F.63	Gravedad específica de la fase continua ( $\gamma_{FC}$ ) .....	101
F.64	Volumen del decantador ( $V_{dec}$ ) .....	101
F.65	Diámetro interior del tanque ( $D_i$ ) .....	102
F.66	Altura total de las fases ( $Z_T$ ) .....	102
F.67	Longitud del decantador ( $L_{dec}$ ) .....	102
F.68	Altura del líquido pesado en la rama de descarga ( $Z_{A2}$ ) .....	102

F.69	Cálculo de las toneladas de refrigeración del equipo (TR) .....	104
F.70	Grosor de la pared de un tanque con presión interna menor que la presión externa .....	104
F.71	Grosor de la pared de un tanque con presión interna mayor que la presión externa .....	105

## I. INTRODUCCIÓN

El objetivo principal de este trabajo fue diseñar una planta piloto para la obtención de biodiesel a partir del aceite de higuierillo, llamado comúnmente aceite de ricino. Una de las metas fue obtener un biodiesel que contenga mejores características energéticas y fisicoquímicas para competir con el diesel utilizado actualmente.

En Guatemala, la mayor parte de la energía que se consume tiene prácticamente dos grandes fuentes, los hidrocarburos (36%) y la leña (52%). El sector que más consume hidrocarburos es el de transporte con un porcentaje de 74%, las gasolinas se consumen<sup>1</sup> en un 31% y el Diesel en un 37%.

Según lo anterior se plantea la posibilidad de sustituir los combustibles fósiles por combustibles renovables. Existe una diversa variedad de biocombustibles líquidos, para la presente investigación, el que cabe mencionar es el biodiesel, un biocombustible que podría sustituir al diesel en un 100% y también utilizarse en mezcla sin tener que hacer mayores modificaciones al motor.

El Biodiesel se obtiene a partir de una esterificación de aceites de origen vegetal o animal. Por esto, se decidió utilizar una planta oleaginosa como lo es el higuierillo (*Ricinus communis* L.). El aceite se obtuvo como materia prima para luego ser procesado y convertirlo en biodiesel.

En otros países del mundo se ha producido biodiesel, sin embargo no existe información suficiente acerca de las propiedades energéticas del biodiesel obtenido a partir del aceite de higuierillo (punto de ignición o inflamabilidad, % azufre, corrosión en la tira de cobre, calor de combustión, gravedad, viscosidad cinemática, índice de cetano, etc.), en esta investigación se determinaron las ventajas y desventajas del biodiesel obtenido.

---

<sup>1</sup> Datos Obtenidos del Balance Energético Nacional 1999

## II. ANTECEDENTES

### A. Consumo de energía en Guatemala

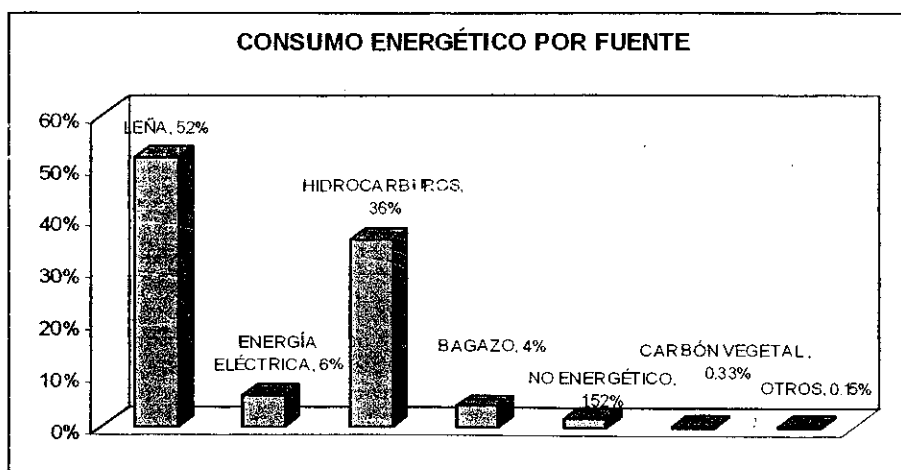
1. **Balance energético nacional.** El balance de energía es una herramienta que permite tener una visión de conjunto de la situación energética del país. Se establece lo referente a la producción, transformación, pérdidas y consumo sectorial.

El balance energético presenta dos flujos de energía las cuales se denominan Energía Primaria y Energía Secundaria o Transformada<sup>2</sup>.

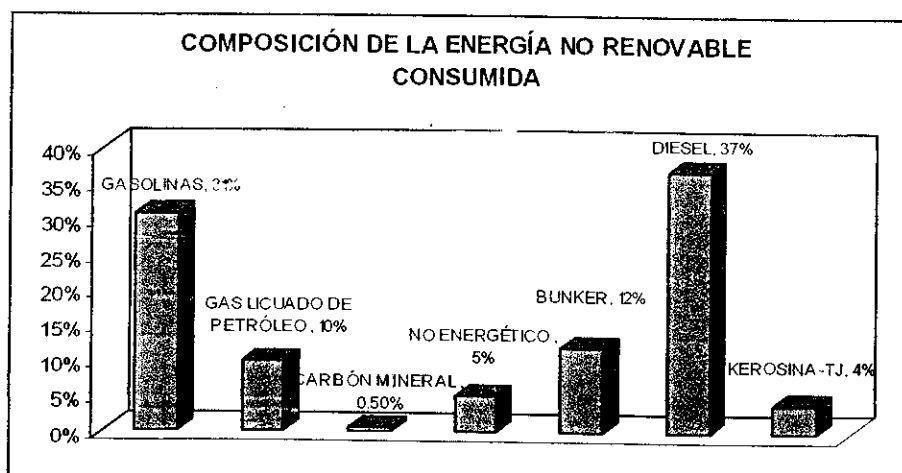
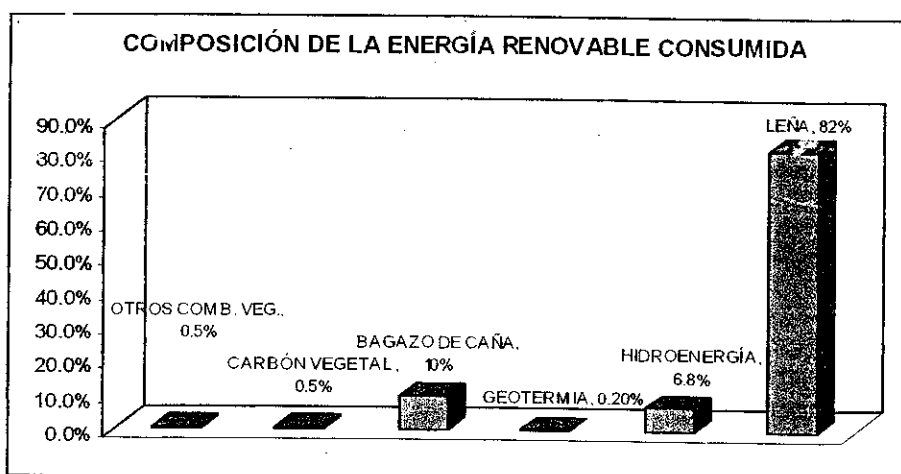
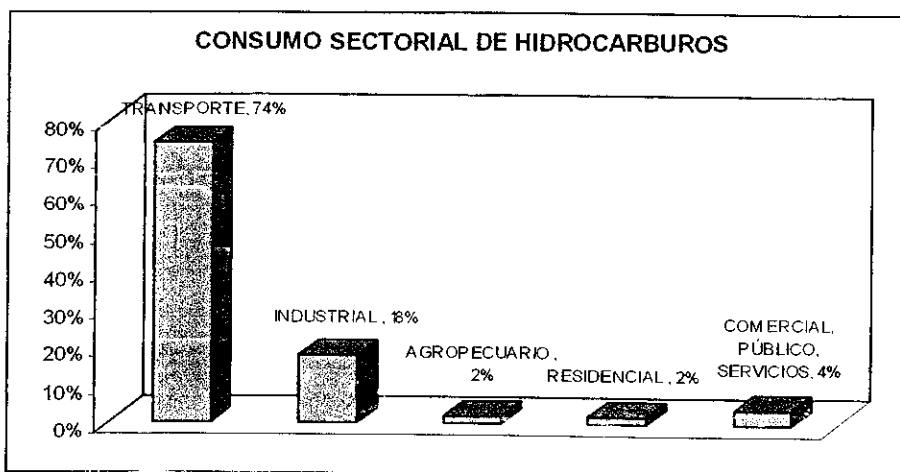
Cuando se habla de Energía Primaria, debe entenderse a las distintas formas de energía tal y como son obtenidas de la naturaleza, sin ningún proceso de transformación (petróleo crudo, gas natural, energía hidráulica, leña, caña de azúcar, residuos vegetales).

En el caso de la secundaria, se considera los diferentes energéticos destinados a los sectores de consumo (energía eléctrica, gas licuado de petróleo, gasolina, kerosina, diesel oil, fuel oil, bunker C y/o combustible pesado, carbón de leña (carbón vegetal), productos no energéticos, bagazo de caña).

A continuación se presentan las gráficas obtenidas del balance, para que se tenga una idea de cómo y que tipo de energía se consume en el país.



<sup>2</sup> Esta matriz de presentación está de acuerdo a las Normas Internacionales establecidas por la Organización Latinoamericana de Energía OLADE.



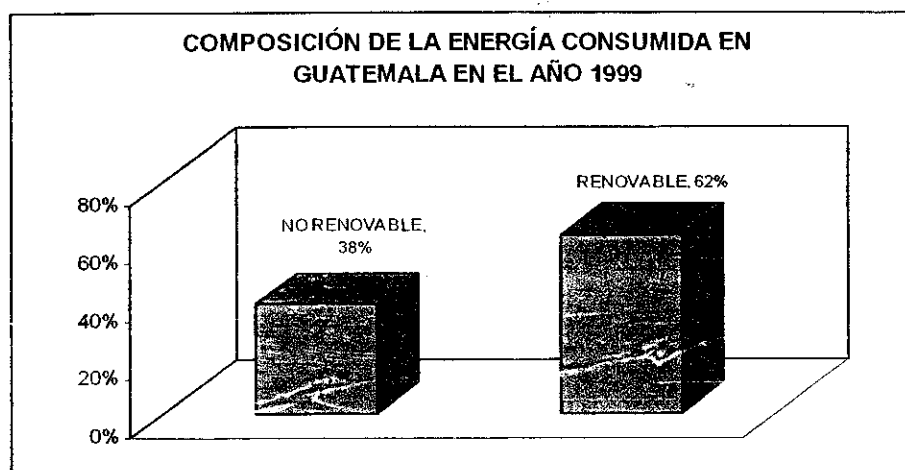
En el año de 1999 el consumo total de energía fue de 44,236 miles de barriles equivalentes de petróleo (bep) de los cuales se consumieron como energía primaria

la cantidad de 22,870 miles de bep, provenientes de la leña, y otros combustibles vegetales.

El total de la energía secundaria consumida (obtenida por transformación de la primaria) fue de 21,366 miles de bep. En esta energía sobresale el peso de los hidrocarburos pesados (diesel y bunker) con el 37% del total, las gasolinas (súper, regular y de aviación) con el 28%, la energía eléctrica con el 12%, el bagazo de caña con 11%, el gas licuado de petróleo 8%, los no energéticos 4% y el carbón vegetal 1%.

Las importaciones de energía ascendieron a 13,464 miles de bep de los cuales 38.31% corresponde a combustibles pesados, 30.43% a petróleo crudo, 22.85% a gasolinas, 7.34% a gas licuado de petróleo, 0.67% a energía eléctrica y 0.40% a carbón mineral.

Estimando los precios internacionales de petróleo para el año de referencia, el consumo energético equivale a 849,508,144.00 dólares americanos, de los cuales el 62% fueron producidos localmente, tal y como se evidencia en los referente a la composición entre energías renovables y no renovables consumidas.



## B. Uso De Biomasa

1. **Uso de Biomasa en Latinoamérica.** Mundialmente existe una gran preocupación por la posibilidad de que se acaben los combustibles fósiles. Además, el aire limpio que aún queda, se está contaminando debido a las emisiones que estos combustibles provocan. El paradigma de fin de siglo es que la atmósfera no

aguanta más emisiones de dióxido de carbono y otros gases responsables del "efecto invernadero".

En la cumbre ambiental de Kyoto (Japón) el mundo le puso la firma a un acuerdo fundamental: para el año 2010, las emisiones de dióxido de carbono, producto de la combustión de fuentes fósiles, tienen que reducirse hasta un nivel un 10% inferior al de 1990. Es importante destacar la oportunidad que hoy se presenta para la implementación de proyectos destinados a la producción y utilización de biocombustibles tales como el biodiesel en reemplazo de los combustibles fósiles, en el marco del Mecanismo para un Desarrollo Limpio del Protocolo de Kyoto.

De acuerdo a todo lo anterior, en América Latina ya se ha comenzado a utilizar biomasa de una forma más activa. Los casos más mencionados se presentan a continuación.

En *Argentina* se está produciendo biodiesel a gran escala desde hace unos años y se consume en vehículos motores y barcos.

El perfil energético de los biocombustibles en *Bolivia* está conformado principalmente por la leña y el carbón para consumo doméstico. Actualmente el único uso energético se le da al bagazo, el cual queman directamente en los hornos de cada ingenio para la producción de vapor de agua.

Por su parte *Cuba*, cuenta con más de 100 plantas productoras de biogas. Su fabricación se orienta a suplir las necesidades de cocción de alimentos y el calentamiento de agua en sectores rurales, reemplazando el queroseno, la leña y el carbón.

En *Ecuador*, la producción de vapor representa un consumo intensivo de energía y emplea principalmente bagazo, diesel y fuel oil donde el bagazo cubre más del 63% de la demanda energética para la producción de vapor. Su contribución energética es importante por ser una fuente de energía renovable que reduce la demanda de hidrocarburos en el sector.

En *Perú* la mayor parte de los productos y materia perteneciente a los biocombustibles se dividen en: madera; desechos o residuos y otros residuos sólidos los cuales incluyen: leña, residuos provenientes de la madera (astillas, corteza, etc.), licor negro, paja y otros residuos agrícolas.

En *Honduras*, la empresa azucarera Tres Valles, desarrolló un proyecto para modernizar el sistema de cogeneración basado en bagazo de caña, con el fin de

vender el excedente de la generación eléctrica a la red nacional. Con relación a biomasa, existe actualmente una disponibilidad inmediata de desechos de madera de la industria y aprovechamiento forestal.

En *Chile*, después de un año de entrar en operaciones la gerencia general de Agrosuper y los integrantes de su Departamento de Medio Ambiente comprobaron el éxito del biodigestor instalado en su planta de Peralillo en la Sexta Región, iniciativa medioambiental que produce energía limpia a partir de excrementos de cerdos y que inició sus operaciones el 23 de diciembre de 2000.

En 1997 *Nicaragua* con la Ayuda de la Universidad de Graz de Austria, extrajo aceite de una planta oleaginosa típica de Nicaragua (*Jatropha curcas*), con la cual produjeron *biodiesel*. El gobierno de Austria les brindó la ayuda para la construcción y la puesta en marcha de una planta para fabricar Biodiesel.

La biomasa es uno de los principales combustibles utilizados en *México*, cerca del 80% de la energía generada a partir de biomasa proviene de leña, la cual es el principal combustible doméstico en las áreas rurales y segundo después del gas en las áreas urbanas.

*Paraguay*, está produciendo biodiesel desde Febrero de este año, ya que consideran que tiene condiciones para desplazar al gasoil.

Un ejemplo de cómo el biocombustible puede llegar a ser más que rentable para la naturaleza, se encuentra en *Brasil* donde, desde hace muchos años, se produce etanol a gran escala a partir de melazas de caña de azúcar o pulpa de mandioca. Tienen seis millones de automóviles que funcionan a partir de una mezcla de 25 por ciento de alcohol con gasolina. Esto tiene la ventaja de que reduce la contaminación y además no se requiere utilizar plomo, de modo que se obtiene una gasolina sin plomo.

**2. Uso de Biomasa en Guatemala.** En Guatemala se utiliza la biomasa en diversas formas, tal es el caso de la leña, cogeneración con bagazo de caña, biodigestión y otras. Guatemala es un país que cuenta con una gran cantidad de recursos naturales de tipo renovable, los cuales tienen un gran potencial energético. La fuente energética de mayor demanda en el país es la leña; se estima que la cobertura forestal del país abarca un 34% de la superficie nacional. El alto consumo de leña obedece a que la mayor parte de la población vive en el área rural, siendo en su mayoría de escasos recursos económicos, lo que les impide tener acceso y disponibilidad a otras fuentes energéticas. La leña como

combustible es utilizada en forma ineficiente, por cuanto el 81% de los hogares que la consumen, utilizan la estufa de "Tres Piedras", la cual desaprovecha casi el 90% de la energía consumida.

En materia de biodigestión anaeróbica, se han construido alrededor de 800 biodigestores en el área rural, pero éstos no han sido operados correctamente, y se ha aprovechado los beneficios del bioabono más que los propiamente energéticos. La única fuente biomásica que se ha utilizado para la producción de energía eléctrica en Guatemala, ha sido el bagazo de caña de azúcar.

Muchos de los recursos naturales que tiene el país han sido aprovechados a través de la historia, pero a principios de la década de 1970 se empezó a tratar de aprovecharlos a un nivel generalizado. Desde entonces se ha impulsado el aprovechamiento de: energía solar eólica, hidráulica, geotérmica y la biodigestión anaeróbica para la producción de biogás como combustible.

De acuerdo con el Ing. Sergio Conrado Quemé<sup>3</sup>, en Guatemala (1985 - 1990) hubo un proyecto para la producción de alcohol carburante, que se iba a desarrollar para la Texaco, llamado Texaol, su fin era ser mezclado con la gasolina ya que se estaba eliminando el uso de plomo en combustibles. Lastimosamente la única institución privada que apoyó este proyecto fue el Ingenio Palo Gordo, por esto el proyecto se quedó en la parte experimental. Faltó desarrollar interés por parte de la iniciativa privada, ya que otro inconveniente es que no se contaba con la tecnología apropiada a nivel industrial para producir dicho alcohol, para lo cual se necesitaba de una alta inversión de dinero. Luego la Texaco comenzó a comprar un sustituto del Texaol que le favorecía más debido al precio, la MTBC (metilterbutilcetona) la cual venía de fuera.

A pesar de muchos esfuerzos no se ha logrado despegar en Guatemala con el desarrollo de biocombustibles líquidos. La creciente demanda de energía que rebasa los niveles de la oferta, ha despertado preocupación tanto en el sector público como en el sector privado, lo cual ha obligado al gobierno, y específicamente al Ministerio de Energía y Minas, el que tiene a su cargo la definición de la política energética a nivel nacional a encaminar las acciones a seguir. La Dirección General de Energía es la Dependencia del Ministerio que tiene a su cargo el estudio, fomento, control, supervisión y fiscalización de todo lo relacionado con fuentes renovables de energía.

---

<sup>3</sup> Dirección General de Energía, Ministerio de Energía y Minas de Guatemala

El marco legal de las Fuentes Renovables incluye la Ley del Alcohol Carburante, Decreto Ley No. 17-85, la cual posee reglamento; el Decreto 57-95 de reciente publicación.

Actualmente se está trabajando en un Proyecto de Ley de incentivos para el desarrollo de proyectos de energía renovable. Esta ley tiene el objeto de promover el desarrollo de proyectos de energía renovable y establecer los incentivos fiscales, económicos y administrativos para el efecto<sup>4</sup>.

### C. Relación entre energías no renovables y renovables

Las *energías no renovables* son aquellas cuya velocidad de consumo es mayor que la de su regeneración, lo que puede provocar su agotamiento. Este es el caso de los combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) y de los minerales. Las fuentes no renovables tienen una serie de propiedades (ej. las características que se precisan para su formación) que les convierte en materias de difícil reemplazo.

Durante muchos años se han utilizado recursos no renovables como fuentes de energía. Se estima que, de seguir a ese ritmo, las reservas de combustibles fósiles se agotarán en un plazo de entre 50 y 100 años.

La mayoría de minerales, no se destruyen por el uso, y en cierto sentido son, renovables o inagotables, porque se pueden reciclar para otros usos. Pero los suministros útiles de estos minerales cuando se encuentran en zonas fácilmente accesibles y extraíbles, infieren escaso interés por reciclar aunque no sean abundantes, lo que indirectamente les convierten en no renovables.

Por esto es que se hace necesario recurrir a otras fuentes de energía, como las *energías renovables (bioenergía)*, éstas se obtienen de la conversión de los recursos de la biomasa, los cuales incluyen toda la materia derivada de las plantas, a excepción de aquellas que se han fosilizado. La biomasa cruda y procesada puede producir combustibles sólidos, líquidos y gaseosos, y puede ser convertida en calor o electricidad. Se les llama *energías renovables*, debido a que utilizan para su generación recursos naturales que se renuevan constantemente, como la fuerza del viento o del agua, la radiación del sol, o el calor de las capas profundas de la tierra.

Coincidiendo con las sucesivas crisis del petróleo de los años 1973 y 1979, los gobiernos de los países más dependientes del petróleo comenzaron a buscar en las

---

<sup>4</sup> Dirección General de Energía, Ministerio de Energía y Minas de Guatemala

viejas fuentes de energía, alternativas autóctonas al petróleo para ayudar a satisfacer la demanda social a favor de un entorno medioambiental más sano y saludable.

Las fuentes de energía renovables parecen la solución perfecta, ya que son inagotables, están ampliamente distribuidas por todo el planeta, son muy baratas e incluso gratuitas, son autóctonas, limpias, no dependen inexcusablemente de las infraestructuras de transporte de energía, favorecen el desarrollo económico local y crean empleo. Además al explotar las fuentes de energía renovables del país, se evitaría importar la gran cantidad de hidrocarburos que se utiliza actualmente, y se ahorraría dinero invertido en divisas.

#### **D. Biocombustibles y su impacto económico, social y ambiental**

El consumo energético mundial continúa con un ritmo ascendente, a la par de su dependencia energética. El transporte constituye la gran incógnita energética del futuro, este sector registra un alto crecimiento de la demanda de energía. Actualmente 98% del mercado depende del petróleo, por lo que cualquier esfuerzo encaminado a la diversificación energética en este sector presenta aspectos estratégicos importantes que deben ser considerados en una planificación a medio y largo plazo.

La estrategia para la diversificación energética en el transporte contempla diferentes posibilidades: utilización de gases licuados del petróleo, gas natural, electricidad y también la utilización de biocombustibles líquidos. Para que los biocombustibles agrícolas sean una alternativa se necesita que no solo presenten características equivalentes a los de procedencia fósil, sino también que, en el conjunto de los procesos de obtención, se consigan balances energéticos positivos y que lleguen al mercado con un costo similar al de los productos derivados del petróleo.

Los biocombustibles mantienen todavía nichos de mercados importantes, encontrándose diversos sostenedores en el sector público y privado. Cuando están disponibles en la calidad y cantidad deseada constituyen en general una solución energética competitiva con otras alternativas que pueden dar lugar a proyectos rentables.

Algunas de las limitaciones son técnicas, la disponibilidad de tierras y que no haya competencia con los alimentos, así como los precios. Aunque se ha demostrado en muchos casos que la producción combinada de energía y alimentos es una ventaja, porque al mejorar la situación económica y la infraestructura, se beneficia la producción de alimentos. Otra limitación para el uso de los combustibles de biomasa

es el precio, el programa de precios de la energía en el mundo necesita revisarse. Actualmente, los combustibles de petróleo son muy baratos y muchos de estos recursos renovables no pueden competir con ellos. Tiene que haber una especie de acuerdo de que el precio del petróleo es falso, ya que no toma en cuenta el costo del ciclo entero. Si se toman en cuenta los costos de exploración, extracción, refinación, y los daños al medio ambiente, y se comparan con el costo de los combustibles de biomasa, estos resultan mucho más interesantes. El costo de limpiar la atmósfera va a ser mucho más alto que ayudar a que los combustibles de biomasa entren ahora al mercado.

La expansión de biocombustibles a una escala global tendría un papel influyente en el mejoramiento socioeconómico de muchos países. La producción y comercialización sostenida de los mismos abriría nuevas oportunidades para mejorar la calidad de vida de la gente rural. Los efectos indirectos sobre el empleo serían substanciales ya que la demanda de trabajo de una agricultura más intensiva sería mayor que la de los sistemas tradicionales de cultivo, con lo cual impulsarían el desarrollo rural.

Al utilizar biocombustibles se contribuye a crear una infraestructura rural importante tal como redes de caminos. Ya que son descentralizados por naturaleza, pueden proveer la oportunidad para una distribución más regional de la riqueza y de acrecentar la equidad del desarrollo entre las áreas rurales y urbanas. La experiencia tanto en países industrializados como en algunos en desarrollo con políticas sanas de suministro de energía guiada hacia las necesidades energéticas de la agricultura, han producido resultados que verifican los efectos del uso de energía en el aumento de los rendimientos, seguridad alimentaria, a la vez que se reduciría la desnutrición y el hambre en grandes áreas.

La planificación integrada del uso de la tierra, que combina la producción y uso de bioenergía en zonas estratégicas, podría ayudar no sólo a reducir la presión sobre las tierras forestales sino también en minimizar los efectos de las lluvias y escorrentía en la erosión del suelo. Además, un porcentaje significativo de las áreas de tierras ganaderas sobrepobladas y tierras forestales despobladas que se están degradando podrían ser reforestadas y por lo tanto, recuperadas. Las plantaciones energéticas en tierras apartadas en países industrializados pueden mejorar con el tiempo la calidad del suelo, además las estrategias de plantaciones mixtas con plantas fijadoras de nitrógeno han comprobado que los insumos de fertilizantes pueden ser insignificantes.

La polución agrícola por nitrato ha despertado varias inquietudes con respecto a su efecto nocivo sobre la salud humana, sobre el valor ecológico de cuerpos de agua y en la reducción de la diversidad ecológica de praderas. Los controles de uso de la tierra son los medios que ofrecen una mejor relación costo-beneficio para reducir la polución, especialmente si los cultivos agrícolas son sustituidos por cultivos energéticos, además la siembra de biomasa puede actuar como un filtro potencial de nitrógeno. La biomasa de rápido crecimiento y altamente productiva, puede tener efecto neto cero sobre las emisiones de dióxido de carbono y es mucho más efectiva en términos de compensación de carbono que los bosques ya establecidos. Otro beneficio es la disminución en las emisiones de los gases del efecto invernadero, lo que ayuda a mitigar el calentamiento global y el cambio climático.

La mala calidad del aire es también de gran preocupación en las áreas rurales, el cambio de combustible hacia sistemas energéticos de biomasa es un modo económico efectivo para mitigar este problema.

Detener la deforestación y promover el desarrollo de la bioenergía permite múltiples beneficios para la población local, mientras que contribuyen positivamente hacia un desarrollo sostenible.

#### **E. Combustibles a partir de Biomasa**

Los biocombustibles son alcoholes, éteres, ésteres y otros productos químicos elaborados a partir de biomasa celulósicas tales como plantas herbáceas y leñosas, residuos agrícolas y forestales y una gran parte de los residuos municipales e industriales. El término biocombustible puede referirse tanto a combustibles para electricidad cuanto a combustibles para transporte.

Hay muchas clases distintas de combustibles de biomasa, desde la leña tradicional utilizada ineficientemente para cocinar, hasta los combustibles biológicos modernos muy complejos producidos a partir de biomasa cultivada con este fin. Los desechos agrícolas como los residuos de origen animal- también pueden ser combustibles de biomasa.

Como combustibles de biomasa se pueden utilizar árboles de crecimiento rápido, cereales, aceites vegetales, residuos agrícolas o, como en el caso de Brasil, la caña de azúcar. Hay diferentes formas de elaborar los combustibles de biomasa: por combustión, destilación, gasificación, fermentación y pirolisis.

**1. Biocombustibles líquidos.** Este término engloba todos aquellos combustibles líquidos derivados de la biomasa vegetal. Se trata, por tanto, de combustibles de origen vegetal que tienen características parecidas a las de los combustibles fósiles, los que permite su utilización en motores sin tener que efectuar modificaciones importantes. Además no contienen azufre, uno de los principales causantes de la lluvia ácida, ni contribuyen a aumentar la cantidad de CO<sub>2</sub> emitido a la atmósfera.

Se pueden distinguir dos clases de biocombustibles líquidos para su utilización en el sector del transporte:

El alcohol etílico (bioetanol) y su derivado el 5-etil-ter-butyl-eter (ETBE).

Los aceites vegetales (bioaceites), obtenidos a partir de cultivos de semillas oleaginosas, como la colza, la soya y el girasol. Estos pueden ser utilizados en forma de aceite sin refinar o modificarlos, mediante un proceso químico (transesterificación), para obtener ésteres metílicos o etílicos (*biodiesel*).

Los *Bioaceites* y derivados encuentran su aplicación en motores diesel, sustituyendo al gasóleo de automoción o mezclados con él.

**2. Biodiesel.** El Biodiesel es un combustible obtenido a partir de aceites vegetales que funciona en cualquier motor Diesel. Se produce a través de reacciones de aceites vegetales o grasa animal con metanol o etanol en la presencia de un catalizador para producir glicerina y biodiesel.

El término *Biodiesel* no tiene una definición estricta, sino que se trata de aceites vegetales, grasas animales y sus ésteres metílicos para ser utilizados como combustibles. Según la ASTM (2001, D6751) se define al Biodiesel como «el éster monoalquílico de cadena larga de ácidos grasos derivados de recursos renovables, como por ejemplo aceites vegetales o grasas animales, para utilizarlos en motores Diesel».

La utilización de combustibles vegetales, en motores Diesel, es casi tan antigua como el mismo motor. El inventor del motor Diesel, Rudolf Diesel utilizó en el año 1900 aceite de maní como combustible, para una demostración de la adaptabilidad del motor. Estos combustibles han pasado de ser experimentales, y ya forman parte de la canasta de combustibles habituales.

El Biodiesel tiene un rendimiento similar al combustible diesel, no requiere nueva infraestructura, no altera el torque ni la potencia de los motores diesel. Además, mejora notablemente la lubricación del circuito y en la bomba de

inyección. Como sus propiedades son similares a las del petrodiesel, se pueden mezclar ambos en cualquier proporción, sin ningún tipo de problema. Este combustible puede ser utilizado en forma pura, B100, o en mezclas diversas con gasoil, siendo la más utilizada la mezcla del 20% de biodiesel y 80% de petrodiesel, conocida como B20. Todos los fabricantes de motores diesel en Estados Unidos mantienen las garantías existentes sobre los mismos cuando se utiliza B20.

Las bajas emisiones del biodiesel hacen de él un combustible ideal para el uso en las áreas marinas, parques nacional y bosques y sobre todo en las grandes ciudades. Además, puede obtenerse a partir de una gran variedad de cultivos, generando un rédito para el sector agrícola.

En los Estados Unidos, ha sido registrado en la Agencia de Protección Ambiental como un combustible puro o como un aditivo de combustible y es un combustible legal para el comercio. Las especificaciones para el biodiesel puro (100%) son descritas en el cuadro 1. Además, la International Standards Organization (ISO) también se encuentra considerando una especificación para el combustible.

Cuadro 2.1: *Especificaciones del Biodiesel en Estados Unidos (a partir de julio, 1996).*

Propiedad	Valor	Unidad
Punto de ignición	100,0 mín.	°C
Sedimento & agua	0,050 máx.	Vol. %
Residuo carbónico (muestra 100%)	0,050 máx.	Wt %
Ceniza sulfatada	0,020 máx.	Wt %
Viscosidad (40_C)	1,9 - 6,5	Cst
Sulfuro	0,05 máx.	Wt %
Número cetano	40 mín.	
Corrosión cúprica	Nº 3b máx.	
Número ácido	0,80 máx.	Mg KOH/gm
Glicerina libre	0,020 máx.	Wt %
Glicerina total	0,240 máx.	Wt %

**3. Parámetros del Biodiesel.** ASTM ha especificado distintas pruebas que se le deben hacer a los combustibles para asegurar su correcto funcionamiento. Estos son:

**3.1 Punto de ignición o inflamabilidad (flash point).** Es de vital importancia por los requerimientos legales en lo que respecta a la seguridad en el manejo y almacenamiento del mismo.

3.2 Viscosidad. Para algunos motores, puede llegar a ser ventajoso especificar un mínimo de viscosidad debido a la pérdida de potencia por parte de la bomba inyectora y pérdidas de combustible en el inyector. Un límite admisible máximo, por otro lado, es necesario por cuestiones de diseño y tamaño de los motores, y las características propias del sistema de inyección. Este límite es mayor que el del gas oil, por lo que las mezclas de este último con Biodiesel, reducen la viscosidad del mismo.

3.3 Cenizas sulfatadas. La formación de cenizas puede estar presente en tres formas distintas: Sólidos abrasivos, Jabones metálicos solubles y Catalizador remanente. Los sólidos abrasivos y el catalizador remanente pueden provocar un desgaste prematuro del inyector, la bomba inyectora, pistones y aros y formación de depósitos en el motor.

3.4 Sulfuros. El efecto que puede ocasionar la presencia de sulfuros puede variar considerablemente dependiendo en gran medida de las condiciones de operación. Afecta principalmente el desempeño de los sistemas de control de emisiones.

3.5 Número de cetanos. El número de cetanos es una medida de las calidades de ignición del combustible y la presencia de humos negros y rudeza de marcha. Los requerimientos del número de cetanos dependen del diseño, tamaño, variación de carga y velocidad y las condiciones atmosféricas.

#### F. El Higuierillo (*Ricinus communis* L.)

El higuierillo es originario de África tropical (Abisinia) y posiblemente de la India; extensamente introducido en las regiones cálidas y templado-cálidas de todo el mundo.

Se da en un clima tropical a subtropical, con un período libre de heladas de por lo menos cinco meses y precipitaciones superiores a los 700 mm al año. El exceso de nitrógeno estimula el crecimiento vegetativo a expensas de la producción de semilla. Los mejores rendimientos del cultivo de higuierilla se obtienen en ambientes con temperaturas que van de 20 - 26°C. Para su buen desarrollo necesita gran cantidad de luz. El cultivo prefiere suelos bien drenados de tipo limo-arenoso, con un pH de 5 - 6.5.

El ricino se cultiva en general como planta anual, a pesar de tratarse de una especie perenne. Requiere una buena preparación del terreno previo a su siembra, que puede ser realizada a mano o mediante sembradoras de maíz o algodón.

El fruto, es una cápsula trilobular que contiene una semilla por lóculo, exteriormente está recubierto por espinas no punzantes. La semilla es oval, de tamaño variable entre 5 y 20 mm según variedades.

Sus semillas contienen aceite fijo (*oleum ricini*) en porcentaje del 35 al 55%, principalmente constituido por los glicéridos de los ácidos ricinoleico, iso-ricinoleico, etc.; también *ricina* y *ricinina*, la primera es una fitotoxina sumamente venenosa por vía endovenosa y menor por vía oral, aunque también esta última vía puede ocasionar la muerte; su actividad desaparece por acción del calor moderado; el segundo es un alcaloide de fórmula  $C_8H_8N_2O_2$ .

**1. Usos del aceite de higuerrillo.** El aceite de ricino ha sido usado medicinalmente desde tiempos muy remotos, pero actualmente la mayor parte del aceite que se produce tiene como destino el uso industrial.

Se le ha empleado en la fabricación de cuero artificial, pinturas, barnices, linóleos, lubricante de motores de altos regímenes de trabajo, etc.

En Brasil lo están utilizando como combustible renovable. El biodiesel de higuerrillo se puede utilizar en cualquier motor (tractores, carros, etc.) sin ninguna adaptación. Tiene una viscosidad muy grande, por lo que se requiere mezclar en una proporción del 20% de biodiesel con 80% de diesel para ser utilizado. En su combustión, no tiene emisión de sustancias contaminantes tales como el sulfuro que si se encuentra en los combustibles fósiles.

**2. Higuerrillo para mejorar suelos.** El higuerrillo puede ser una interesante alternativa para las zonas tropicales, con escasa precipitación (lugares secos) por su tolerancia y fácil adaptación a estas condiciones.

Se evaluaron tratamientos de coberteras vegetales para la reducción de la erosión y conservación de la humedad, dentro de las especies con potencial para barrera viva a diferentes altitudes se identificó a la higuerrilla (1500 a 1700 m). Los principales beneficios de las barreras vivas son: *Primero*. Reducir la erosión del suelo (laminar, en canalillos y en cárcavas) a través de la disminución, tanto de la longitud como del gradiente de la pendiente; *Segundo*. Retener sedimentos en la parcela donde se originan, evitando la contaminación de cuerpos de agua localizados fuera de la

parcela; y *Tercero*. Aumentar la humedad del suelo y con ello favorecer el buen desarrollo de las plantas.

### G. Transesterificación de aceites

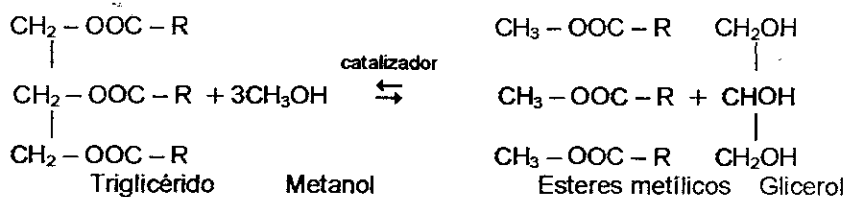
Entre las reacciones de transesterificación o interesterificación, se encuentra la reacción de alcoholisis, la cual se lleva a cabo entre un triglicérido (poliéster, en este caso un éster con tres cadenas de ácidos grasos), un exceso de alcohol monohídrico (alcoholes que poseen solamente un grupo hidroxilo (-OH), como lo son el metanol y etanol).

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).

El catalizador debe estar presente en proporciones de 0.08 a 0.30 mol de catalizador por mol de glicérido, y el alcohol, debe estar presente por lo menos en dos veces la cantidad estequiométrica que se necesita para realizar la reacción.

La reacción de metanólisis, es la siguiente, siendo R, R' y R'' cadenas alquílicas:



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. 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. 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 los residuos de metanol, glicerina y catalizador.

### III. JUSTIFICACIÓN

Dentro de un período de tiempo no muy largo, las fuentes no renovables de energía se agotarán, los expertos afirman que las reservas de combustibles fósiles sólo durarán otros 40 o 50 años<sup>5</sup>; encarecerá la producción de combustibles; el país sufrirá nuevos períodos de crisis energéticas y la calidad de vida empeorará.

Los combustibles fósiles (el petróleo, el carbón y el gas) son los causantes del calentamiento del planeta, el cual constituye un riesgo para la agricultura y otras actividades humanas. El cambio climático está ligado a la utilización de la energía, en los siguientes 10 ó 20 años<sup>6</sup> se va a llegar al máximo de las emisiones (efecto invernadero) y su efecto va a durar más tiempo. Otra de las causas de preocupación es la falta de vegetación.

Estos hechos, por sí solos, hacen que la investigación en materia de fuentes sustitutivas de energía sea más apremiante que nunca. Durante años, científicos de todo el mundo han estado investigando la solución a estos posibles escenarios mediante el desarrollo de modelos basados en procesos biológicos, lo que ha dado como resultado la obtención de energía a partir de biomasa. Para reducir el cambio climático hay que modificar las fuentes de energía que se utilizan actualmente, es aquí donde vienen al caso los *energéticos renovables y la energía de biomasa* en particular. Esta es la única fuente de energía completamente neutra en CO<sub>2</sub> (no hace aumentar el bióxido de carbono en la atmósfera).

Los beneficios de los biocombustibles en el corto, mediano y largo plazo, conducen a un nuevo estilo de desarrollo descentralizado que favorece a los agricultores y gente rural en general. Pueden contribuir a la reducción de la pobreza e inseguridad alimentaria, rehabilitando terrenos abandonados y marginales, generando empleos, mejorando el ingreso de los agricultores, reduciendo la migración urbana y promoviendo la industrialización rural.

Los combustibles de biomasa son limpios y virtualmente libres de metales y sulfuro, por lo que no causan tanta polución como los combustibles fósiles. El dióxido de carbono ha sido previamente tomado del aire y cuando son quemados simplemente vuelve a donde antes estaba, por esta razón se reduce el número de emisiones de SO<sub>x</sub> y

---

<sup>5</sup> y <sup>6</sup> Según Sr. Gustavo Best, Coordinador De Energía de la FAO

NO<sub>x</sub> en la atmósfera<sup>7</sup>. La contaminación agrícola por nitrato ha despertado varias inquietudes con respecto a su efecto nocivo sobre la salud humana, sobre el valor ecológico de cuerpos de agua y en la reducción de la diversidad ecológica de praderas. La planificación de siembra de biomasa en sitios estratégicos puede actuar como un filtro potencial de nitrógeno.

Con el uso de biocombustibles se creará la necesidad de plantaciones energéticas extensas, el establecimiento de reservas permanentes de áreas naturales, conectadas donde sea posible a bosques naturales, lo cual dará origen a un mejoramiento de la diversidad biológica. Otro factor importante es que los residuos de biocombustibles no dañan a los peces, que incluso pueden digerirlo bien. Además las plantaciones energéticas en tierras apartadas requieren de menos fertilizantes que los sistemas actuales y a la vez mejoran la calidad del suelo.

Otra ventaja sobre los combustibles fósiles, es que los combustibles de biomasa pueden ser fabricados en Guatemala en lugar de comprarlos a otros países, con lo cual se ahorraría una gran cantidad que se invierte en divisas. Para no tener que pagar a petroleras para traer el petróleo, se podría pagar a los granjeros locales y a los conductores del reparto.

---

<sup>7</sup> Terminología utilizada Internacionalmente para referirse a las emisiones de Oxido de Azufre y Oxido de Nitrógeno.

## IV. OBJETIVOS

### A. Objetivo General

- Procesar el aceite de la planta de higuierillo con el propósito de producir biodiesel, una fuente energética alternativa de combustible, a nivel de planta piloto.
- Documentar la información necesaria para desarrollar un combustible vegetal, que pueda complementar a los combustibles fósiles.

### B. Objetivos Específicos

- Determinar el proceso de producción de biodiesel de higuierillo.
- Proponer el equipo necesario para montar una planta piloto.
- Determinar las características energéticas y fisicoquímicas del biodiesel de higuierillo.
- Proteger y regenerar los recursos naturales, para producir un combustible que no dañe el ambiente.

## **V. PROBLEMA A RESOLVER**

No existe en el ámbito energético nacional un combustible líquido renovable que pueda competir y sustituir a los combustibles fósiles utilizados actualmente.

## VI. METODOLOGÍA

### A. Metodología detallada

- Obtención del aceite de higuierillo.
- Transesterificación (Producción de metil éster (biodiesel) en laboratorio)

Proceso: Al inicio se mezclan el metanol con el NaOH en un balón para prevenir salpicaduras, con agitador magnético. Se agita hasta que se disuelve el NaOH. Esta mezcla es metóxido sódico.

Entretanto se calienta el aceite de 40 - 60°C, para hacerlo más fino y luego se mezcla mejor, se agita con agitador magnético y se añade con cuidado el metóxido de sodio al aceite. Se mezcla durante 1 hora.

Luego, se pasa a una ampolla de decantación en donde se deja sedimentar la glicerina, luego se separan las fases.

La etapa final es la de lavado con agua en la ampolla 8 veces.

El proceso descrito anteriormente se repitió con idénticos resultados 10 veces. Las cantidades producidas fueron: 100, 200, 250, 500 y 1000 mL.

- Obtención de propiedades energéticas y fisicoquímicas de biodiesel para lo cual se contó con la valiosa colaboración del laboratorio del Ministerio de Energía y Minas, que elaboró este proceso.
- Consultas a los distribuidores de las materias primas necesarias con el objeto de obtener información sobre costos y reducir el costo inicial de instalación de la planta piloto.
- 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.
- Diseño de planta piloto, con el equipo necesario para producir biodiesel.

### B. Equipo utilizado

- Dos estufas eléctricas con agitador marca CORNING.
- Estufa eléctrica con agitador FisherScientific modelo 310T.
- Balones SCHOTT DURAN de 100mL.
- Probetas de RASOTHERM de 100 mL.
- Beakers de 1000 mL y de 500 mL.
- Ampollas de decantación SCHOTT DURAN de 250 y 500 mL.

**C. Reactivos**

- Aceite de ricino o higuerrillo de Quimiprova.
- Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ), grado industrial (98%) marca Merck.
- Hidróxido de Sodio ( $\text{NaOH}$ ), grado industrial (99%), marca Merck.
- Agua Destilada

## VII. RESULTADOS

Cuadro 7.1: Condiciones para la reacción de metanólisis realizada en el laboratorio

Temperatura de reacción	50 ±10 °C	122 ±50 °F
Tiempo de reacción	60 minutos	
Agitación	Constante	

Cuadro 7.2: Partes en volumen de los reactivos y productos de la reacción de metanólisis

Reactivo	Volumen de reactivo/Volumen de aceite
Aceite de ricino	1.00
Biodiesel	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.

Cuadro 7.3: Cantidades utilizadas para cada repetición

Experimento	Volumen de Aceite de Higuerrillo (L)	Volumen de Metanol (mL)	Peso de NaOH (g)
1	100	20	0.35
2	200	40	0.70
3	250	50	0.875
4	500	100	1.75

Cuadro 7.4: Porcentajes de rendimiento obtenidos en laboratorio

Experimento	Volumen de Biodiesel obtenido (mL)	% de rendimiento
1	98.1	98.1
2	199.2	99.6
3	249.3	99.7
4	498.6	99.7

Cuadro 7.5: Resultado de Análisis de Biodiesel

Descripción	Método de Análisis	Especificación	Resultados
Punto de inflamabilidad, °F	ASTM D-93	Mínimo: 100.0	187
Azufre, % peso	ASTM D-129	Máximo: 0.05	0.02
Corrosión en la tira de cobre, 3 horas a 122 °F	ASTM D-130	Máximo: No. 3	1
Calor de combustión, Kcal/Kg	ASTM D-240	—————	8878
Gravedad API, 60 °F, °API	ASTM D-287	—————	23.6
Viscosidad cinemática, 100 °F, cSt	ASTM D-445	Min.-Max. 1.9 - 6.5	23
Índice de cetano, calculado	ASTM D-976	Mínimo: 40	38.5

### Equipo de la planta

Cuadro 7.6: Condiciones de operación de la planta

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

Cuadro 7.7: Características del vapor utilizado para el calentamiento

Presión de trabajo	15.9 psia	2.05 bar
Temperatura del vapor	249.3 °F	120.7 °C

Cuadro 7.8: Tanque para el almacenamiento de aceite de híguerillo

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

Cuadro 7.9: Tanque para el almacenamiento de metanol

Tiempo estimado de abastecimiento	7 días	
Factor de seguridad	1.25	
Altura de seguridad	2.51 m	4.95 ft
Diámetro del tanque	2.51 m	4.95 ft
Volumen del tanque	2.70 m <sup>3</sup>	95.3 ft <sup>3</sup>

Cuadro 7.10: Tanque para preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5 % (p/p)

Tiempo estimado de reserva	8 horas	
Volumen del tanque	0.37 m <sup>3</sup>	13.1 ft <sup>3</sup>
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 <sup>3</sup>	
Pitch o cabeceo del rodete	0.52 m	1.71 ft
Potencia requerida para la agitación	0.186 kW	¼ 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	

Cuadro 7.11: *Calentador para el tanque de almacenamiento de aceite de higuerillo*

Temperatura del ambiente	68 °F (528 °R)	20 °C
Temperatura de fusión del aceite	104 °F (564 °R)	40 °C
Flujo de calor ( $Q_1$ )	1.36x10 <sup>4</sup> Btu/h	3.98 kW
Área necesaria de calentamiento	3.02 ft <sup>2</sup>	0.28 m <sup>2</sup>
Área exterior del tanque	273 ft <sup>2</sup>	25.4 m <sup>2</sup>
BWG	16	
Número de tubos	6 tubos	
Diámetro exterior del tubo	¾ in	19.05 mm
Diámetro interior del tubo	0.620 in	15.75 mm
Espesor del 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	

Cuadro 7.12: *Opción No.1 - Calentador de concha y tubos para el aceite de higuerillo y la solución catalizadora*

Arreglo de los tubos	Triangular	
Diámetro interior de la coraza	3-5/8 in	92.1 mm
Coefficiente de obstrucción	0.002 h-ft <sup>2</sup> °F/Btu	3.52x10 <sup>-4</sup> °C·m <sup>2</sup> /w
Fluido en la coraza	Vapor de agua	
Fluido en los tubos	Aceite de higuerillo 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
Área de diseño de calentamiento	7.07 ft <sup>2</sup>	0.657 m <sup>2</sup>
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 <sup>3</sup> (Flujo laminar)	
Consumo de vapor ( $m_{v2}$ )	21.2 lb/h	9.64 kg/h
Caudal de calor ( $Q_2$ )	2.01 x 10 <sup>4</sup> Btu/h	5.89 kW
Caída de Presión de la coraza	9.97 x 10 <sup>-4</sup> lb/in <sup>2</sup>	6.87 x 10 <sup>-5</sup> bar
Caída de Presión total en los tubos	0.089 lb/in <sup>2</sup>	6.14 x 10 <sup>-3</sup> bar
Caída de presión en el retorno de los tubos	0.015 lb/in <sup>2</sup>	1.03 x 10 <sup>-3</sup> bar
Caída total de los tubos	0.0104 lb/in <sup>2</sup>	7.17 x 10 <sup>-3</sup> bar
Tiempo de retención	25.3 seg.	
Diámetro de coraza/ largo del tubo	0.101	
Capacidad volumétrica del calentador*	0.0430 ft <sup>3</sup>	1.22 x 10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup>
Tipo de trampa de vapor	Flote termostática	

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

Cuadro 7.13: Opción No.2 - Calentador de tubos a contracorriente para el aceite de higuierillo y la solución catalizadora

Fluido en el tubo exterior	Vapor de Agua	
Fluido en el tubo interior	Aceite de higuierillo 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 - ½ 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	8ft	2.44 m
Área de diseño de calentamiento	94.6 ft <sup>2</sup>	8.8 m <sup>2</sup>
Longitud total de los tubos	256 ft	78.0 m
Número de horquillas	16	
Número de Reynolds en el ánulo	6.97 x 10 <sup>3</sup> (Flujo turbulento)	
Número de Reynolds en el tubo interior	166 (Flujo Laminar)	
Consumo de vapor (m <sub>v2</sub> )	21.2 lb/h	9.64 kg/h
Caudal de calor (Q <sub>2</sub> )	2.01 x 10 <sup>6</sup> Btu/h	5.89 kW
Caída Total de presión en el ánulo	0.0205 lb/in <sup>2</sup>	1.41 x 10 <sup>-3</sup> bar
Caída de presión en el tubo interior	0.0525 lb/in <sup>2</sup>	3.62 x 10 <sup>-3</sup> bar
Coefficiente de obstrucción	0.002 h-ft <sup>2</sup> -°F/Btu	3.52 x 10 <sup>-4</sup> °C-m <sup>2</sup> /W
Tiempo de retención	25 min. 42 seg.	
Capacidad volumétrica del calentador*	2.62 ft <sup>3</sup>	0.0742 m <sup>3</sup>
Tipo de trampa de vapor	Flote termostática	

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

Cuadro 7.14: Comparación entre las revoluciones por minuto y el área necesaria para el calentamiento en el reactor de metanólisis

Revoluciones por hora	30,000	45.4
Revoluciones por minuto	500	0.757
Número de Reynolds modificado	2.15 x 10 <sup>6</sup>	326
Potencia para el agitador kW	18.65	0.19
Área de calentamiento (m <sup>2</sup> )	0.084	3.41
Tipo de propela utilizada	Turbina de aspas rectas, tipo de disco	

Cuadro 7.15: Reactor de metanólisis

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 <sup>3</sup>	0.910 m <sup>3</sup>
Área de exterior del reactor*	36.7 ft <sup>2</sup>	3.41 m <sup>2</sup>
Área Total de Calentamiento**	18.8 ft <sup>2</sup>	1.75 m <sup>2</sup>
Ancho de las aspas	0.43 ft	0.131 m
Distancia entre fondo y agitador	1.72 ft	0.52 m
Diámetro del agitador	1.72 ft	0.52 m
Caudal de calor (Q <sub>3</sub> )	2.01 x 10 <sup>6</sup> Btu/h	5.89 kW
Consumo de vapor (m <sub>v,3</sub> )	21.2 lb/h	9.64 kg/h
Potencia requerida en el agitador	25 HP	18.6 kW
Número de Reynolds modificado	2.15 x 10 <sup>6</sup>	
Velocidad del agitador	500 RPM	
Presión de trabajo	0.982 psia	0.0677 bar
Tiempo espacial del reactor	5 h <sup>-1</sup>	
Tipo de trampa de vapor	Flote termostática	
Salida del reductor	513 RPM	
Dientes del sprocket del reductor	25 dientes	
Dientes del sprocket del 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 el cuadro

Cuadro 7.16: Condensador para el reflujo del metanol en el reactor de metanólisis

Presión de trabajo	14.7 psia	1.014 bar
Razón de evaporación	1.38 lb/ft <sup>2</sup> ·h	6.75 kg/m <sup>2</sup> ·h
Flujo másico de metanol reflujo	16.1 lb/h	7.31 kg/h
Flujo calórico total (Q <sub>4</sub> )	7.24 x 10 <sup>3</sup> 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 <sup>3</sup> /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 <sup>4</sup> (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
Área de diseño para calentamiento	2.41 ft <sup>2</sup>	0.224 m <sup>2</sup>
Diámetro de la coraza	3 in	76.2 mm
Número de cruces de 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 de los tubos	5.20 x 10 <sup>-3</sup> lb/in <sup>2</sup>	3.58 x 10 <sup>-4</sup> bar
Caída de presión en la coraza	4.17 x 10 <sup>-4</sup> lb/in <sup>2</sup>	2.88 x 10 <sup>-5</sup> 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

Cuadro 7.17: Condensador para recuperar el metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis

Presión de trabajo	0.982 psia	0.0677 bar
Razón de evaporación	270 lb/ft <sup>2</sup> -h	1.32 x 10 <sup>3</sup> kg/m <sup>2</sup> -h
Flujo de metanol evaporado	3.15 x 10 <sup>3</sup> lb/h	1.43 x 10 <sup>3</sup> kg/h
Caudal de calor (Q <sub>s</sub> )	1.95 x 10 <sup>6</sup> Btu/h	571 kW
Flujo másico de salmuera	2.41 x 10 <sup>5</sup> lb/h	1.10 x 10 <sup>5</sup> kg/h
Flujo volumétrico de salmuera	404 GPM	m <sup>3</sup> /h
Temperatura de entrada metanol	46.5 °F	8.1 °C
Temperatura de 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
BGW	16	
Número de tubos	934 tubos	
Diámetro exterior del tubo (D <sub>e</sub> )	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 <sup>3</sup> ft <sup>2</sup>	455 m <sup>2</sup>
Número de cruces de 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 <sup>3</sup> (Flujo laminar)	
Número de Reynolds en la coraza	1.04 x 10 <sup>4</sup> (Flujo turbulento)	
Caída de presión en la coraza	2.20 lb/in <sup>2</sup>	0.152 bar
Caída de presión total en los tubos	0.0977 lb/in <sup>2</sup>	6.74 x 10 <sup>-3</sup> bar
Diámetro interior de la coraza (D <sub>c</sub> )	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 <sub>P</sub> )	1 - ¼ in	31.8 mm

Cuadro 7.18: Tanque decantador para las fases de biodiesel y glicerina

Flujo másico de entrada	2.71 x 10 <sup>3</sup> lb/día	1.23 x 10 <sup>3</sup> kg/día
Flujo de la fase de biodiesel	2.22 x 10 <sup>3</sup> lb/día	1.01 x 10 <sup>3</sup> kg/día
Flujo de la fase de glicerol	491 lb/día	223 kg/día
Volumen del decantador	2.41 ft <sup>3</sup>	0.0683 m <sup>3</sup>
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 <sub>T</sub> )	0.749 ft	0.228 m
Altura de la capa de ésteres en la rama de descarga (Z <sub>A2</sub> )	0.560 ft	0.171 m
Altura de la capa de ésteres (Z <sub>B</sub> )	0.625 ft	0.191 m
Altura de la capa de glicerina (Z <sub>A1</sub> )	0.125 ft	0.0381 m
Gravedad específica de la fase continua	1.24	
Tiempo de retención	30 min.	

Cuadro 7.19: Tanque para preparar la solución de salmuera al 25%

Volumen de trabajo del tanque	5.55 m <sup>3</sup>	196 ft <sup>3</sup>
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 x 10 <sup>4</sup> (flujo turbulento)	
Pitch o cabecco 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	

Cuadro 7.20: Equipo de refrigeración para la salmuera al 25%

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

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

Cuadro 7.21: 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 amoniaco	31.5 °F	-0.278 °C
Presión del Amoniaco	61.6 psia	4.25 bar abs

Cuadro 7.22: Características del condensador del sistema de refrigeración

Temperatura de condensación del amoniaco	36.5 °F	2.50 °C
Presión del amoniaco	186.6 psia	12.9 bar abs
Temperatura de agua de enfriamiento	77.0 °F	25.0 °C

Cuadro 7.23: Características del compresor del sistema de refrigeración

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

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

Cuadro 7.24: Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento de aceite de hígado

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

Cuadro 7.25: Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de almacenamiento de metanol

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

Cuadro 7.26: Material de construcción y espesor de lámina para el tanque de preparación de la solución catalizadora

<b>Material de construcción</b>	Acero al carbón	
<b>Presión de diseño</b>	14.7 psig	1.01 bar
<b>Eficiencia de soldadura</b>	85 %	
<b>Corrosión permisible</b>	1/8 in	3.2 mm
<b>Espesor de pared mínimo permisible</b>	0.144 in	3.66 mm
<b>Espesor de diseño del tanque *</b>	3/16 in	4.76 mm
<b>Diámetro interior del tanque</b>	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.

Cuadro 7.27: *Material de construcción y espesor de lámina para el calentador del tanque de almacenamiento de aceite de híguerillo*

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

Cuadro 7.28: *Material de construcción y espesor de lámina para el calentador del aceite de híguerillo y la solución catalizadora de hidróxido de sodio y metanol*

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

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

Cuadro 7.29: *Características del tubo que se utiliza como coraza del calentador del aceite de híguerillo y la solución catalizadora de dióxido de sodio y metanol*

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

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

Cuadro 7.30: *Material de construcción y espesor de lámina para el reactor de metanólisis*

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

Cuadro 7.31: *Material de construcción y espesor de lámina del condensador para la recuperación del metanol sin reaccionar que sale del reactor de metanólisis*

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

Cuadro 7.32: *Material de construcción y espesor de lámina para el condensador de reflujo del metanol en el reactor de metanólisis*

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

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

Cuadro 7.33: *Características del tubo que se utiliza como coraza del condensador de reflujo del metanol en el reactor de metanólisis*

<b>Tamaño original</b>	4 in	101.6 mm
<b>Número de cédula</b>	40	
<b>Diámetro interior del tubo**</b>	4.026 in	102.3 mm
<b>Diámetro exterior del tubo</b>	4.5 in	114.3 mm
<b>Espesor de pared del tubo</b>	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.

Cuadro 7.34: *Material de construcción y espesor del tanque decantador para la fase de la glicerina y fase del biodiesel*

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

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

Cuadro 7.35: *Características del tubo que se utiliza como pared del tanque decantador para la fase de glicerina y biodiesel*

<b>Tamaño original</b>	10 in	254 mm
<b>Número de cédula</b>	40	
<b>Diámetro interior del tubo**</b>	10.020 in	254.5 mm
<b>Diámetro exterior del tubo</b>	10.75 in	273.05 mm
<b>Espesor de pared del tubo</b>	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.

Cuadro 7.36: *Material de construcción y espesor para el tanque de preparación de salmuera al 25%*

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

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

Diagrama 7.1: Diagrama de Flujo del proceso de metanólisis del aceite de higuerrillo sin winterizar

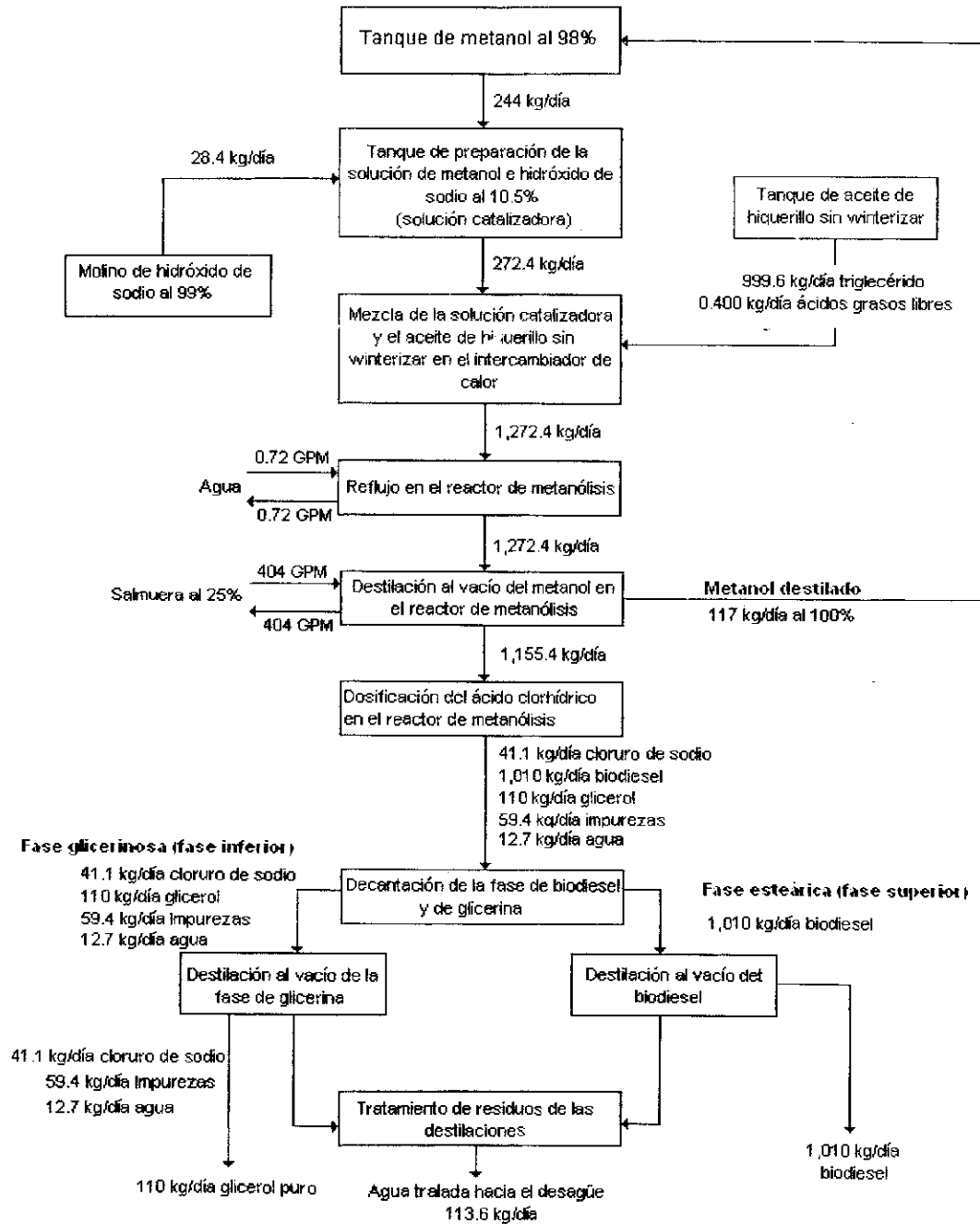
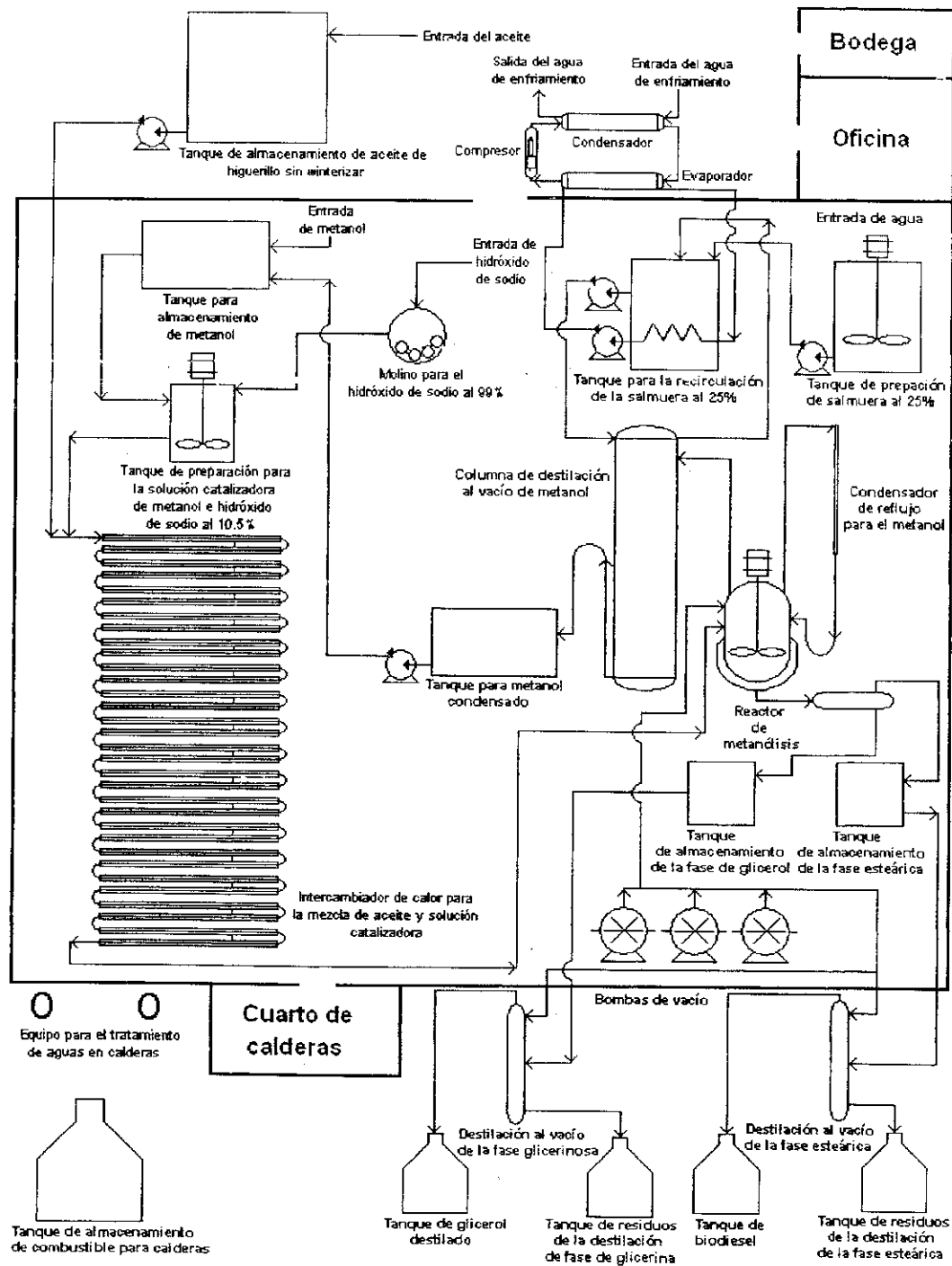


Diagrama 7.2: Distribución de la planta piloto



## Tratamiento de agua de calderas

Cuadro 7.37: *Tratamiento de agua cruda*

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 $\text{Ca}^{2+}$ y $\text{Mg}^{2+}$ )

Cuadro 7.38: *Tratamiento del agua de calderas*

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 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.

Cuadro 7.39: *Calidad de agua utilizada en una caldera con una presión de operación de 0 a 300 psig*

Análisis a realizar	Parámetros
Sílice*	150 ppm $\text{SiO}_2$ (sílice)
Alcalinidad total*	700 ppm $\text{CaCO}_3$
Conductividad específica**	7,000 $\mu\text{mho}/\text{cm}^3$

\* 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.

### Tratamiento de los desechos del proceso de metanólisis

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

- 1) Ácido Clorhídrico
- 2) Cloruro de sodio
- 3) Biodiesel
- 4) Glicerol
- 5) Hidróxido de Sodio
- 6) Impurezas de los reactivos
- 7) Sales de ácidos grasos (jabones de sodio)
- 8) Triglicéridos

*Homogenización del flujo de residuos:* Esta es la primera etapa para tratamiento de 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 ácidos grasos libres e hidróxido de sodio, se obtienen reacciones de neutralización.

*Ajuste de 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:

- A. Cloruro de sodio
- B. Biodiesel
- C. Glicerol
- D. Metanol
- E. Impurezas de los reactivos
- F. Sales de ácidos grasos (jabones de sodio)
- G. Triglicéridos

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

- 1) Biodiesel
- 2) Impurezas solubles en las fases superior (ceras, etc.)
- 3) Sales de ácidos grasos (jabones de sodio)
- 4) Triglicéridos

Ésta 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.

Diagrama 7.3 Diagrama de flujo del tratamiento de los desechos para la planta piloto

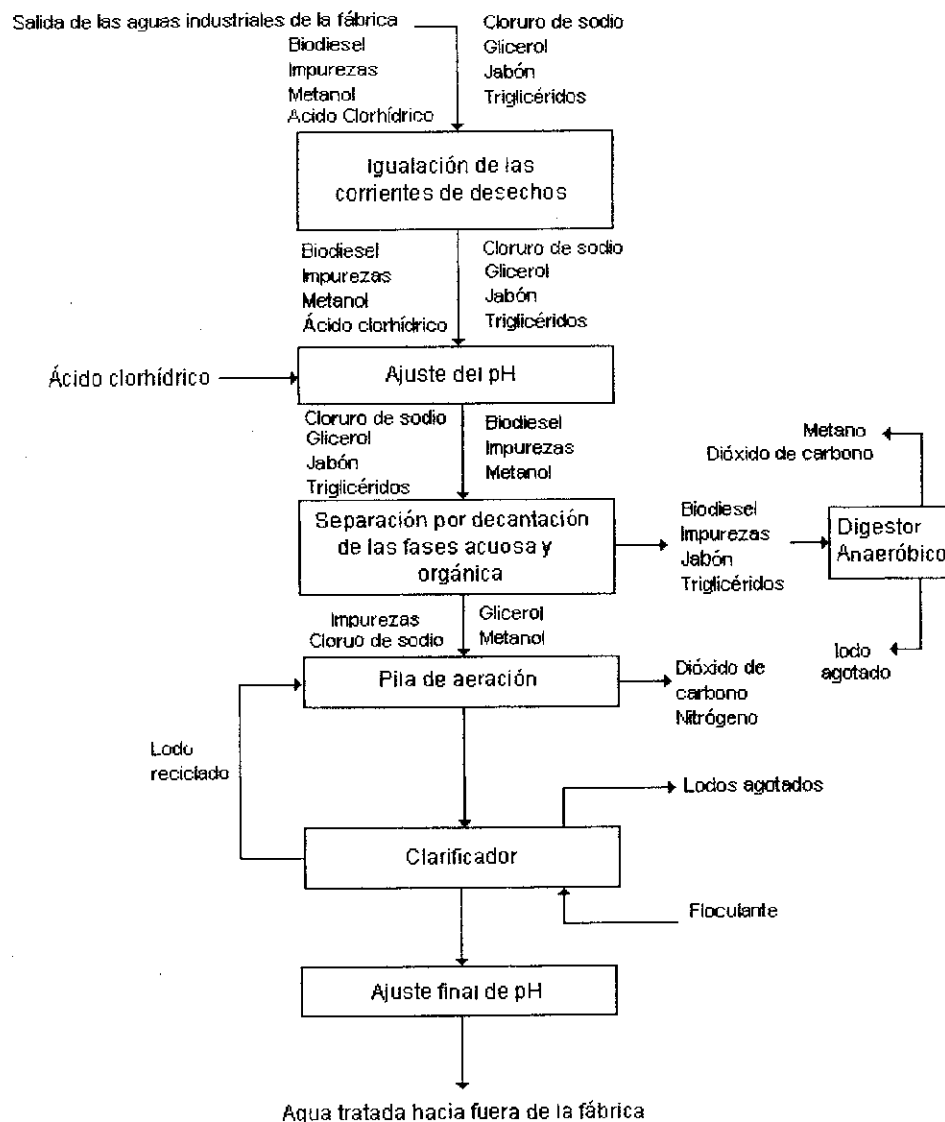


Figura 7.1: Vista lateral del tanque de almacenamiento de aceite de higuero sin winterizar

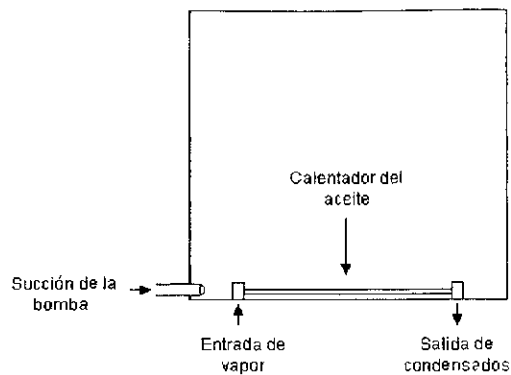


Figura 7.2: Vista superior del tanque de almacenamiento de aceite de higuero sin winterizar

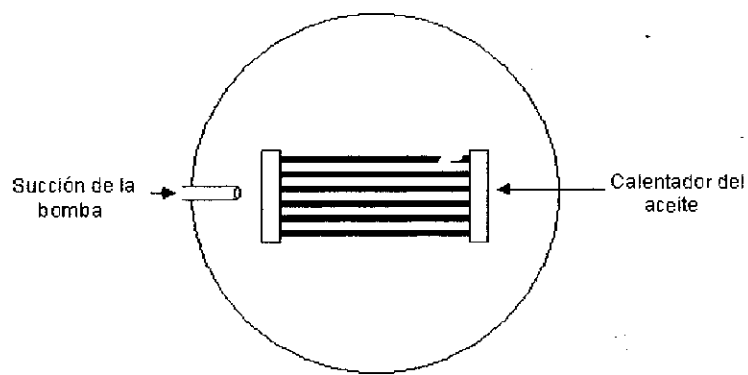


Figura 7.3: Vista transversal del calentador de aceite de higuero sin winterizar dentro del tanque de almacenamiento

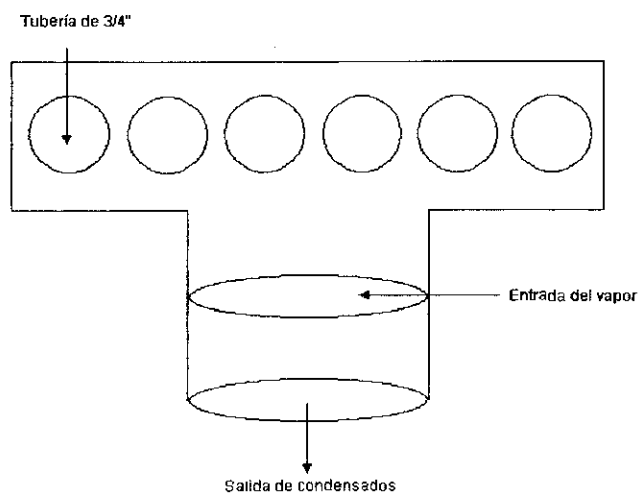


Figura 7.4: Arreglo de los tubos para el calentador para la mezcla de aceite de higuierillo sin winterizar y la solución catalizadora

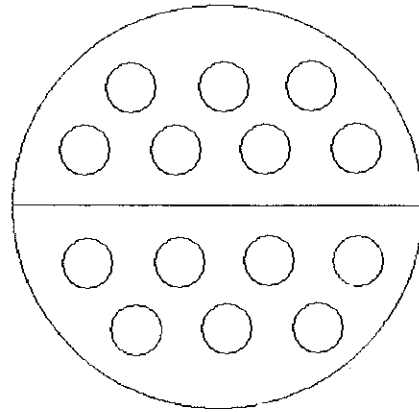


Figura 7.5: Arreglo de los tubos del condensador de reflujo de metanol en el reactor de metanólisis

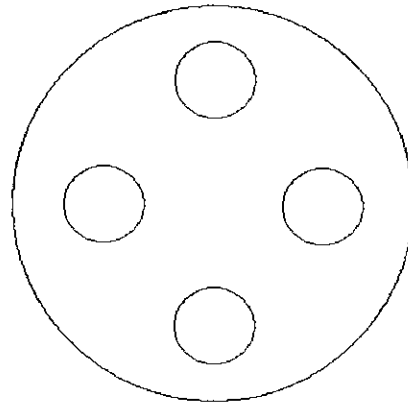


Figura 7.6: Arreglo de los tubos del condensador de reflujo de metanol en el reactor de metanólisis

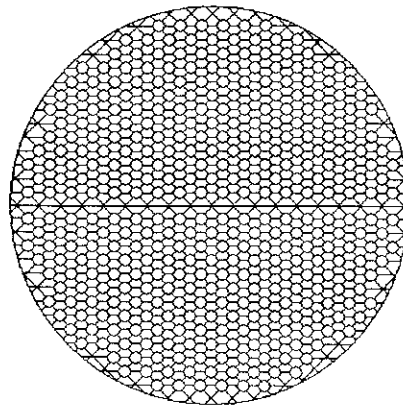


Figura 7.7: Reactor de metanólisis

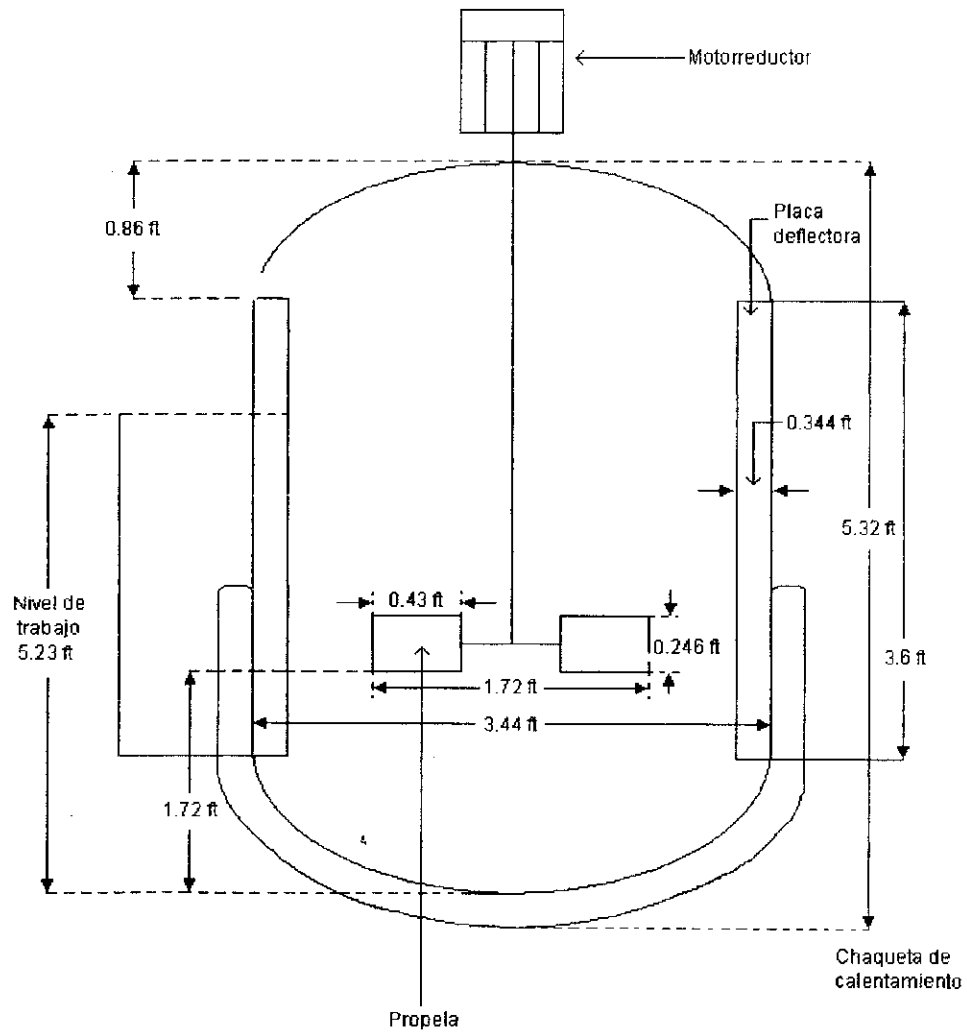


Figura 7.8: Reactor de metanolisis y sus condensadores

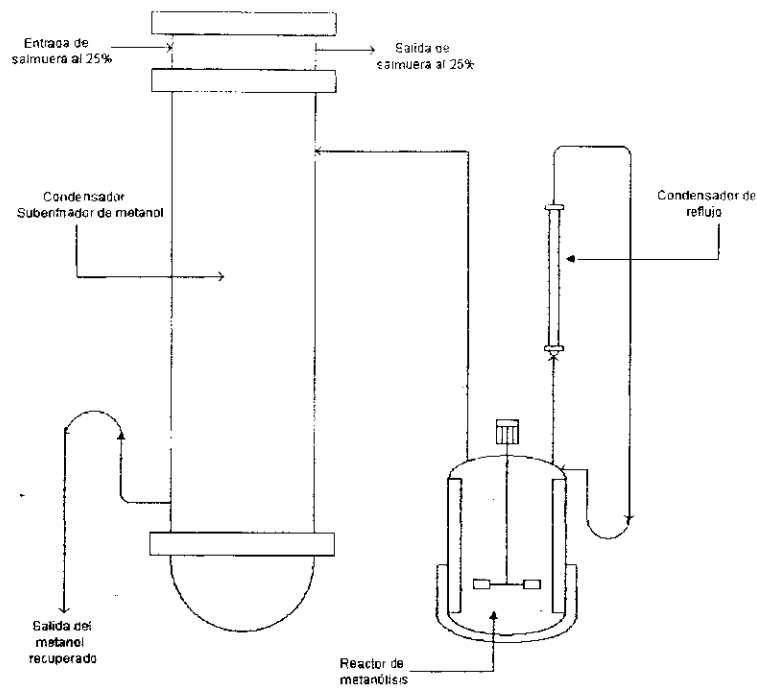
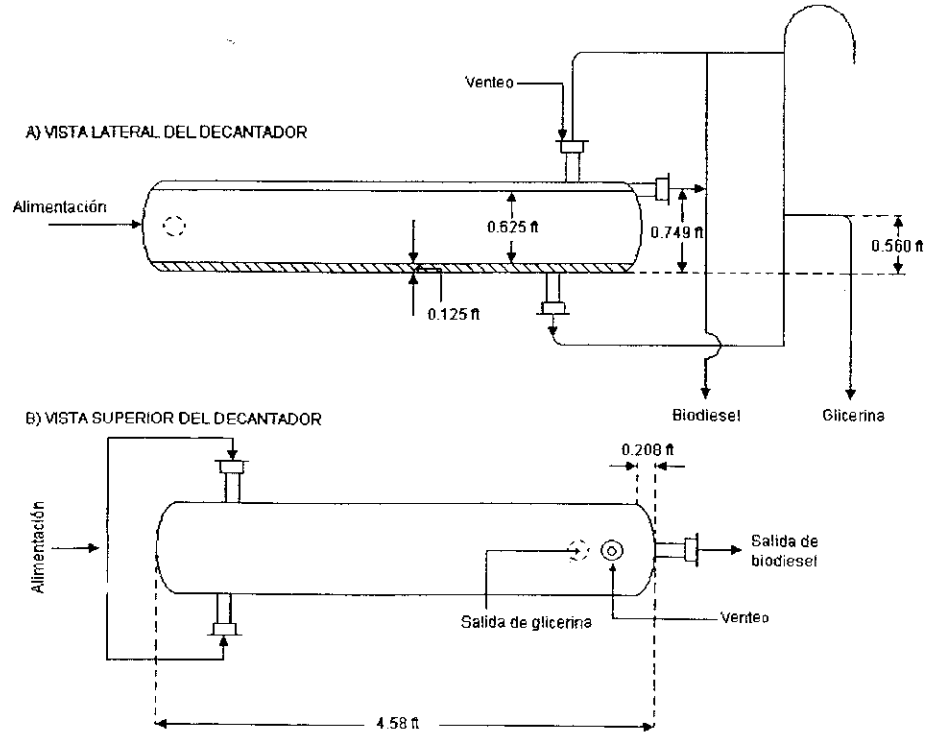


Figura 7.9: Tanque decantador para las fases de biodiesel y de glicerina



## Tipos diferentes de hélices para agitadores

Figura 7.10: Hélice con aspas rectas

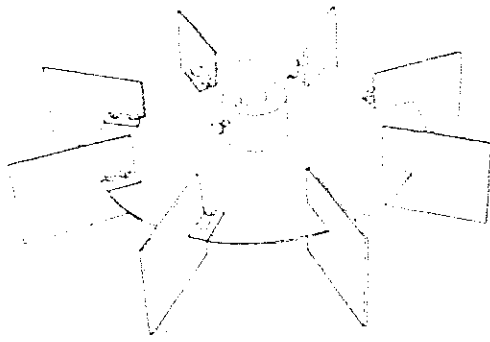


Figura 7.11: Hélice con aspas curvas

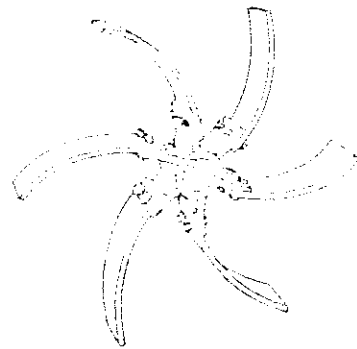


Figura 7.12: Hélice con paletas inclinadas a 45°

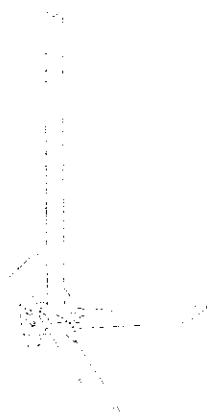
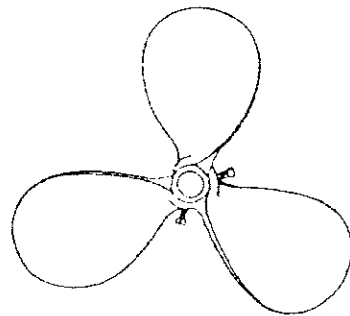


Figura 7.13: Hélice tipo marina



Cuadro 7.40: Cotización de maquinaria

Equipo	Costo (Q)
Tanque almacenamiento aceite higuerrillo (9720 L)	78,500.00
Tanque de almacenamiento de metanol (2700 L)	22,180.00
Tanque reactor para solución catalizadora de CH <sub>3</sub> OH y NaOH (370 L, 60 RPM)	3,650.00
Calentador para el tanque de almacenamiento de aceite de higuerrillo	15,300.00
Intercambiador de calor de tubos a contracorriente para el aceite de higuerrillo y la solución catalizadora (1,272.4 kg/día, 74.2 L)	232,000.00
Reactor de metanólisis (910 L, 500 RPM)	23,040.00
Condensador para el reflujo del metanol en el reactor de metanólisis	230,050.00
Condensador para recuperar el metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis	112,300.00
Tanque decantador para biodiesel y glicerina (68.3 L)	14,300.00
Tanque reactor para preparar la solución de salmuera al 25% (5555 L, 30 RPM)	82,200.00
Evaporador del sistema de refrigeración	46,200.00
Condensador del sistema de refrigeración	50,000.00
Compresor del sistema de refrigeración (900 RPM)	15,250.00
Caldera	131,000.00
Bombas	20,888.00
Bombas al vacío	22,800.00
Molino	18,340.00
Tanques de biodiesel, glicerina y de residuos	35,000.00
Tanque de almacenamiento de combustible para caldera	16,200.00
Equipo de tratamiento para aguas	25,946.00
<b>TOTAL COSTO EQUIPO DE PRODUCCIÓN</b>	<b>1,195,144.00</b>

Cuadro 7.41: Estimación de la inversión inicial

Descripción	Costo (Q)
Tubos, válvulas y accesorios	180,000.00
Maquinaria para producción	1,195,144.00
Obras Civiles	150,000.00
Transporte y Movimientos	41,000.00
Imprevistos	100,000.00
<b>TOTAL</b>	<b>1,666,144.00</b>

Cuadro 7.42: Costo del los productos de la planta

Producto	Costo
Biodiesel	Q. 11.70 galón
Glicerina	Q. 6.85 galón

## VIII. DISCUSIÓN

El biodiesel se obtiene a partir de aceites vegetales y animales, por esto se utilizó un aceite de tipo vegetal como lo es el aceite de higuierillo. Se utilizó metanol al 98% grado industrial e hidróxido de sodio al 99% en escamas.

Para llevar a cabo la reacción de metanólisis o transesterificación, es necesario utilizar un catalizador. 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. Económicamente hablando conviene más utilizar el primero.

Para la preparación de la solución catalizadora de metanol e hidróxido de sodio al 10.5%, el hidróxido de sodio tuvo que ser molido con la ayuda de una varilla de vidrio, para aumentar la velocidad de disolución, de lo contrario la reacción se llevaría más tiempo. La cantidad de catalizador a utilizar es un valor promedio siendo éste de 0.19 mol de hidróxido de sodio por cada mol de triglicérido presente en el aceite. Se utilizó una cantidad de metanol igual a dos veces la cantidad estequiométrica necesaria para la reacción.

Las condiciones para la reacción de metanólisis (obtención de biodiesel) experimental, se encuentran enumeradas en el cuadro 7.1 (pg. 23), la temperatura de reacción de 60 °C. Al momento de mezclar el aceite de higuierillo y la solución catalizadora, la mezcla resultante era más líquida que el propio aceite a la temperatura ambiente. La mezcla reaccionante, se empezó a calentar lentamente durante 60 minutos, hasta alcanzar el punto de ebullición del metanol. Durante el periodo de reacción, la mezcla pasaba a su estado líquido, siendo de color amarillo dorado claro transparente. La temperatura de decantación fue de 60 °C, porque a temperaturas menores, la interfase no se define bien. La fase de biodiesel ocupa la parte superior de la mezcla separada., y tiene un color amarillo dorado transparente y la fase inferior, es la fase de la glicerina que se presenta de color rojizo.

Para 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 el cuadro 7.2 (pg. 23). En el cuadro 7.3 (pg. 23), se tabulan los datos obtenidos de la reacción de metanólisis, efectuada en el laboratorio, el porcentaje rendimiento (cuadro 7.4, pg. 23) promedio de la reacción fue de 99.3 %. El cálculo del porcentaje de rendimiento, se obtuvo por diferencia de volumen del aceite y el biodiesel obtenido, antes y después de la reacción.

Tomando en cuenta los resultados presentados por el departamento de Laboratorio del Ministerio de Energía y Minas (cuadro 7.5, pg.23), los resultados fueron comparados con las normas ASTM aplicadas especialmente a combustible diesel y biodiesel. Las variaciones con el diesel son mínimas a excepción de los datos de viscosidad y punto de inflamación. Debido a la alta viscosidad este combustible se podría utilizar como mezcla únicamente con diesel de 80% diesel y 20% biodiesel. El índice de cetano también está un poco bajo de lo normal según las normas ASTM para biodiesel ya que 40 es el mínimo. Es posible que el aceite de híguerillo no sea una de las mejores opciones para fabricar biodiesel. Los problemas con el mismo puede que se deban a que se hizo el combustible en condiciones de laboratorio un poco rústicas y que a la hora de hacerlo con una tecnología avanzada mejore.

La planta piloto para la producción de biodiesel, se diseñó para una capacidad nominal de 1,000 kg por día.

En la pg. 35 se muestra el diagrama 7.1, el cual es un diagrama de flujo del proceso de metanólisis, en donde se pueden observar los flujos másicos de las materias primas involucradas en la reacción y los productos obtenidos en cada etapa. También se hace una distribución del equipo que se diseñó en la planta piloto, en el diagrama 7.2 (pg. 36).

Las condiciones de operación de la planta se escriben en la cuadro 7.6 (pg. 24). Como medio de calentamiento, se utilizará vapor de baja presión (15 psig), las características de dicho vapor se describen en la cuadro 7.7 (pg. 24). 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.

Los tanques de almacenamiento de aceite de híguerillo y de metanol, se diseñaron para un tiempo de 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 cuadro 7.8 y 7.9, respectivamente (pg. 24). El cálculo se puede observar en el inciso a y b del apéndice F (pg. 70).

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). El cálculo para el diseño del tanque, se puede consultar en el inciso c, del apéndice F (pgs. 71-72).

El flujo que se agita en el tanque, posee un Número de Reynolds de  $9.43 \times 10^3$ , que es 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, 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 (cuadro 7.10, pg. 24). El tipo de hélice a utilizar en este tanque es tipo marina, semejante a la presentada en la Figura 7.12 (pg. 45). La velocidad de la hélice se diseñó a 60 RPM, por considerarse una velocidad moderada de agitación. Las revoluciones requeridas para la agitación se obtendrán utilizando un reductor y sprockets.

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

Debido a que el aceite de higuierillo es muy viscoso 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 7.82 kg/h (17.2 lb/h). De la Figura 7.1 a la 7.3, se da un esquema de la ubicación de los tubos en el interior del tanque de almacenamiento (pg. 41). Se puede consultar el cálculo del diseño del calentador, en el inciso d, del apéndice F (pgs. 72-75).

Para mezclar la solución catalizadora y el aceite de higuierillo, se diseñó un intercambiador de calor. Existen dos alternativas que son: un intercambiador de concha y tubos, con 24 tubos pero con un tiempo de residencia de 25.3 seg. (cuadro 7.12, pg. 25), y la segunda alternativa es un intercambiador de calor de tubos a contracorriente (cuadro 7.13, pg. 26), compuesto por 16 horquillas, que mide cada brazo, 2.44 m (8 ft), haciendo un total de área de calentamiento de 8.8 m<sup>2</sup> (94.6 ft<sup>2</sup>), un área mucho mayor que en el calentador de concha y tubos que posee un área de 0.65 m<sup>2</sup> (7.07 ft<sup>2</sup>). Además, el intercambiador de horquillas tiene números de Reynolds mayor 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 40 °C (104 °F) a 60 °C (140 °F). Los cálculos realizados para el diseño de los calentadores se pueden consultar en los incisos e y f, del apéndice F (pgs. 75-85).

Parte de la reacción de metanólisis para hacer biodiesel se realiza dentro del calentador de solución catalizadora y aceite de híguerillo, 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 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, la velocidad espacial común de los reactores industriales, se encuentra alrededor de este valor. Según, Levenspiel, 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 cuadro 7.15 (pg. 27). Los cálculos para las dimensiones del reactor se describen en el inciso g, del apéndice F (pgs. 85-89). En la figura 7.7, pg. 43, se presenta un dibujo del reactor con sus dimensiones y componentes.

En la cuadro 7.14 (pg. 26), 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 el 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  $0.0839 \text{ m}^2$  ( $0.903 \text{ ft}^2$ ) 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 enchaquetamiento que cubre un área de  $1.75 \text{ m}^2$  ( $18.8 \text{ ft}^2$ ) sobre las paredes del cuerpo

del reactor. El agitador utilizado para este equipo es un agitador de aspas rectas, como el presentado en la figura 7.10 (pg. 45). Se escogió este tipo de impulsor, porque según Perry, se puede operar entre números de Reynolds de 300 y  $3 \times 10^5$ . La velocidad para el agitador se diseñó para 500 revoluciones por minuto.

El condensador para la recuperación de metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis, trabaja a una presión de 0.0677 bar (0.982 psia), con una razón de evaporación de  $1.32 \times 10^3$  kg/m<sup>2</sup>-h (270 lb/ft<sup>2</sup>-h), las demás características se describen en la cuadro 7.17 (pg. 29). Debido a que el metanol a la presión de trabajo, es muy volátil, se asumió que la cantidad a recuperar de metanol se evaporaba en un segundo, 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 -3.06 °C (26.59 °F) y sale a 2.50 °C (36.5 °F). El vapor de metanol entra a una temperatura de 8.10 °C (46.5 °F) a una presión de 0.0677 bar (0.982 psia) y sale del condensador en estado líquido a 8.10 °C (46.5 °F), 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 F (pgs. 94-101). La figura 7.5 (pg. 42), representa el arreglo de la tubería de cobre dentro del condensador.

El condensador de reflujo para el metanol, trabaja a presión atmosférica, con una razón de evaporación de 6.75 kg/in<sup>2</sup>-h (1.38 lb/ft<sup>2</sup>-h), según lo descrito en la cuadro 7.16 (pg. 28). 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 20 °C (68 °F) en la entrada y 31.1 °C (88 °F) en la salida. El cálculo para el dimensionamiento del condensador se presentar en el inciso h, del apéndice F (pgs. 89-94). En la figura 7.4 (pg. 42), se puede observar el arreglo de la tubería dentro del condensador.

La figura 7.8 (pg. 44), representa el arreglo de los condensadores utilizados en el proceso de metanólisis, junto con el reactor.

El tanque decantador tiene un volumen total de  $0.0683 \text{ m}^3$  ( $2.41 \text{ ft}^3$ ), para un tiempo de retención de 30 minutos (cuadro 7.18, pg. 29). 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 7.9 (pg. 44), se presenta la vista lateral y superior del decantador, así también, las alturas necesarias para una decantación eficiente.

En el inciso j, del apéndice F (pg. 101-102), se describen los cálculos realizados para diseñar el decantador de las fases de biodiesel y de glicerina.

El equipo de refrigeración para la salmuera al 25% está diseñado para una capacidad de refrigeración de 629 kW (179 toneladas) (cuadro 7.20, pg. 30). 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  $-3.06 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $26.5 \text{ }^\circ\text{F}$ ) y saldrá a  $2.50 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $36.5 \text{ }^\circ\text{F}$ ), la temperatura de evaporación del amoníaco es el promedio aritmético de la entrada y la salida de la salmuera, el cual es  $-0.28 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $31.5 \text{ }^\circ\text{F}$ ) (cuadro 7.21, pg. 30).

Para el condensador del sistema de refrigeración, se utiliza agua como medio de enfriamiento, a una temperatura de  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $77.09 \text{ }^\circ\text{F}$ ). La temperatura de condensación del amoníaco en el condensador se tomó como  $33.3 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $92.0 \text{ }^\circ\text{F}$ ), existiendo una diferencia de temperatura entre el agua de enfriamiento y la temperatura de condensación del amoníaco de  $-9.44 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $15 \text{ }^\circ\text{F}$ ), de acuerdo a lo que se consulta a los fabricantes (cuadro 7.22, pg. 31).

El compresor a utilizar, será de pistones (tipo alternativo), movido por un motorreductor con potencia de 200 HP y salida de 900 RPM (cuadro 7.23, pg. 31). La velocidad del motor se puede obtener por medio de un variador de frecuencia.

En el inciso l del apéndice F (pg. 104), se describe la forma de cómo se calcularon las toneladas de refrigeración del equipo.

El equipo de la planta será construido de acero al carbón A36. El tanque de almacenamiento de aceite de higuerrillo, 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 rolando 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 higuierillo, metanol, y el tanque de preparación de la solución catalizadora, se diseñaron para una presión de trabajo de 1.03 bar (14.7 psig), con un espesor de lámina de 0.48 cm (3/16"), con una corrosión permisible de 0.32 cm (1/8") (cuadro 7.24, 7.25 y 7.26, pg. 31). Los espejos de los intercambiadores de calor serán construidos en lámina de acero al carbón A 36, con un espesor de 1.27 cm (1/2") (cuadro 7.27, pg. 32). Los tubos de cobre utilizados son de cobre calibre BWG 16, con diámetro exterior de 1.9 cm (3/4") (cuadro 7.11, pg. 25).

El calentador de aceite de higuierillo y la solución catalizadora, se diseñó a una presión de trabajo de 20.7 bar (300 psig), con una corrosión permisible de 0.32 cm (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 10.16 cm (4"), cédula 80 (cuadro 7.32, pg. 33), con espesor de pared de 8.56 mm (0.337 plg), 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 0.51 cm (0.201") (cuadro 7.28, pg. 32).

El reactor de metanólisis, se diseñó para una presión de trabajo de 0.014 bar (-14.7 psig), con corrosión permisible de 0.32 cm (1/8"), con un espesor de pared de 1.6 cm (5/8") (cuadro 7.29, pg. 32).

El condensador vertical para la recuperación del metanol sin reaccionar que sale del reactor de metanólisis, está diseñado para una presión de trabajo de 0.014 bar (-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 1.6 cm (5/8") de espesor. Los tubos de cobre utilizados son calibre BWG 16, con diámetro exterior de 2.9 cm (11/4"). (cuadro 7.30, pg. 32).

Para el condensador de reflujo del metanol en el reactor, se utilizará un tubo de acero al carbón A36, con un diámetro nominal de 10.16 cm (4"), que posee un diámetro interno de 10.23 cm (4.026 plg) y un espesor de pared de 0.60 cm (0.237 plg), mayor que el calculado en el diseño. (cuadros 7.31 y 7.32, pg. 33). Existe una diferencia de diámetro del tubo y el diámetro del condensador de 0.26 cm (1.026"). Los tubos de cobre utilizados son de calibre BWG 24, con diámetro exterior de 0.97 cm (3/8").

Para el tanque decantador de las fases de biodiesel y de glicerina, la presión de trabajo será de 0.014 bar (-14.7 psig), con corrosión permisible de 0.32 cm (1/8"). Se utilizará un tubo de 25.4 cm (10"), de tamaño nominal, cédula 40, con espesor de pared de 0.927 cm (0.365 plg) (cuadros 7.33 y 7.34, pg. 33). La diferencia de espesores entre la pared del tubo y el diámetro de diseño del decantador es de 0.38 cm (0.149"), con mayor espesor que la pared del tubo. La diferencia entre el diámetro interior del tubo y, el de diseño es de 2.62 cm (1.032"), lo que indica que es mayor el diámetro del tubo (cuadro 7.33 y 7.34, pg. 33).

El tanque de preparación de la salmuera al 25 %, se construirá de acero al carbón A36, con un espesor de lámina de 0.48 cm (3/16"), para una presión de trabajo de 1.01 bar (14.7 psig) (ver cuadro No. 7.35, pg. 34).

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, pgs. 104-105 del apéndice F.

En los resultados se da a conocer el tratamiento del agua cruda a utilizar en la caldera (cuadro 7.37 y 7.38, pg. 37).

En la cuadro 7.38, 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 secuestrante de oxígeno.

También se describen los parámetros para controlar la calidad del agua en las calderas para evitar problemas de incrustaciones y corrosión (cuadro 7.39, pg. 37).

En la pg. 38, 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 glicerinosa. En diagrama 7.3 (pg. 40), se presenta un diagrama de flujo del tratamiento de las aguas de desecho de la planta.

*Motoredutores para los agitadores de los tanques:*

La velocidad que necesita el agitador del tanque de la solución catalizadora 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 0.186 kW (0.25 HP). 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 (cuadro 7.10, pg. 24).

Las revoluciones por minuto que se requiere para el reactor de metanólisis 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 18.6 kW (25 HP). 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 (cuadro 7.15, pg. 27).

El agitador en el tanque de preparación de salmuera necesita 36 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 0.186 kW (0.25 HP), 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. (cuadro 7.19, pg. 30).

Las dimensiones del tanque de preparación de salmuera al 25% se pueden consultar en la cuadro No. 7.19, pg. 30. Los cálculos para el diseño, se encuentran en el inciso k del apéndice F, (pgs. 102-104). El material de construcción de este tanque será de acero al carbón A36. El tanque también tendrá un agitador con una velocidad de 30RPM.

## IX. CONCLUSIONES

- El catalizador para la reacción de metanólisis más barato y de fácil adquisición es el hidróxido de sodio.
- El porcentaje de rendimiento de la reacción fue de 99.3%.
- Debido a la alta viscosidad, el biodiesel obtenido puede ser utilizado únicamente en mezcla con diesel del 80% diesel y 20% biodiesel.
- El tanque de almacenamiento debe poseer calentamiento, para poder bombear en forma líquida el aceite hacia el proceso.
- El calentador y mezclador del aceite de higuerillo, debe tener tiempo suficiente de retención, para garantizar el calentamiento lento y efectivo de la mezcla reaccionante, por lo que es conveniente utilizar el intercambiador de calor de horquillas.
- Mientras se tenga mayor velocidad de agitación dentro del reactor de metanólisis, mejor será la transferencia de calor.
- El condensador vertical para la recuperación del 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 se necesita de una etapa de subenfriamiento, para evitar pérdidas por la volatilización del alcohol.
- La separación de las fases de biodiesel y de glicerina, se deben realizar a temperatura no menor de 60 °C (140 °F).
- La razón de evaporación del metanol para el condensador vertical de reflujo, fue de 1.38 lb/ft<sup>2</sup>-h y para el condensador vertical para la recuperación de metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis fue de 270 lb/ft<sup>2</sup>-h.
- El sistema de refrigeración para el enfriamiento de la solución de salmuera al 25% tiene una capacidad de refrigeración de 179 toneladas (629 kW). Se utiliza como refrigerante primario, amoníaco y como refrigerante secundario, salmuera.

## X. RECOMENDACIONES

- Se recomienda que para la preparación de solución catalizadora, se muele el hidróxido de sodio en escamas para aumentar la velocidad de disolución.
- Se sugiere que la solución catalizadora se prepare diariamente.
- Es aconsejable que el calentamiento de la mezcla reaccionante se realice lentamente para evitar la eliminación violenta del metanol.
- Es recomendable que la tubería que dosifica el ácido clorhídrico sea de acero inoxidable 316.
- Se recomienda utilizar otro tipo de aceite vegetal para hacer el biodiesel que no sea tan viscoso como el aceite de híguerillo.
- Se sugiere que para la instalación de un sistema de tratamiento químico de agua para calderas, se haga un análisis de la fuente de agua cruda, para poder elegir el tipo de tratamiento conveniente.
- Es recomendable probar el biodiesel obtenido en motores de combustión para vehículos y ver su comportamiento.
- Se recomienda utilizar este diseño de planta con mezclas de aceites, aceites de residuos que se utilizan para cocinar y cualquier otro tipo de aceite para reutilización.

## XI. BIBLIOGRAFÍA

1. Trossero, Miguel Angel. *Generación eléctrica a partir de combustibles vegetales: Aspectos técnicos, económicos y ambientales.*  
<http://www.fao.org/docrep/T2363s/t2363s09.htm>
2. Best, Gustavo. *La Biomasa en los países en desarrollo: Potencialidades y restricciones.*  
<http://www.fao.org/docrep/T2363s/t2363s08.htm#la%20biomasa%20en%20los%20países%20en%20desarrollo:%20potencialidades%20y%20restricciones>.
3. Barbolla, A., et.al. 2001. *Tecnologías energéticas e impacto ambiental.*  
España, McGraw-Hill. 682 págs.
4. *Memoria - Reunión regional sobre generación de electricidad a partir de biomasa.*  
<http://www.fao.org/docrep/T2363s/t2363s0w.htm#guatemala>
5. Guatemala, 2000. Dirección General de Energía. *Balance Energético Nacional 1999 y Período 1992-1998.* Guatemala, Ministerio de Energía y Minas. 12 págs.
6. Solution Partners, Consultoría Integral. *Biodiesel: Aire de Campo.*  
<http://www.biodiesel.com.ar/home.htm>
7. SD Dimensions. *Los combustibles de biomasa y el futuro.*  
<http://www.fao.org/sd/SPdirect/EGre0034.htm>
8. *Biocombustibles.* <http://www.econosur.com/notas/biodiesel2.htm>
9. Lafacu. *Los Recursos Energéticos.*  
<http://www.lafacu.com/apuntes/biologia/biomasa/default.htm>
10. Naturaleza Educativa. *Conservación: Recursos No Renovables.*  
[http://www.iespana.es/natureduca/conserva\\_norenovables1.htm](http://www.iespana.es/natureduca/conserva_norenovables1.htm)
11. Herbotecnia. *Ricino.* <http://herbotecnia.com.ar/exo-ricino.html>
12. Diener, Aída de. *Unidad de Documentación e informática técnica. Listado de publicaciones de INIAP.*  
[http://www.ecuarural.gov.ec/ecuagro/paginas/Pub\\_INIAP/Higuerilla.htm](http://www.ecuarural.gov.ec/ecuagro/paginas/Pub_INIAP/Higuerilla.htm)
13. Berg, Alex. *Tecnología Que Limpia.*  
[http://www.bioplanet.net/magazine/bio\\_marabr\\_2002/bio\\_2002\\_marabr\\_reportaje.htm](http://www.bioplanet.net/magazine/bio_marabr_2002/bio_2002_marabr_reportaje.htm)
14. *Nicaragua: Biodiesel-production from Jatropha curcas as feedstock.*  
<http://www.biodiesel.at/references.html>
15. *Industrial en Paraguay apuesta a la producción de biodiesel y espera ganar mercado.*  
<http://www.petrolatin.com/ci/noticias/internacional/4121732.asp>

16. Energías ALTERNATIVAS, Los biocombustibles.  
[http://www.iespana.es/natureduca/energ\\_bioxombust.htm](http://www.iespana.es/natureduca/energ_bioxombust.htm)
17. Ruiz J., Bravo M. y G Loaeza. *Cubiertas Vegetales y Barreras Vivas: Tecnologías con Potencial Para Reducir La Erosión en Oaxaca, México*.  
[www.chapingo.mx/terra/contenido/19/1/art89-95.pdf](http://www.chapingo.mx/terra/contenido/19/1/art89-95.pdf)
18. Comisión Ecuatoriana de Energía Atómica. *Fuentes de Energía*.  
<http://www.ecunuclear.gov.ec/ecu/fuentes.htm>
19. Oil Fox. *EL BIODIESEL*. <http://www.oilfox.com.ar/b11.htm>
20. *Utilización de Biodiesel*. <http://www.iel-ideies.com.br/artigo-utilibi.htm>
21. Trent, W.R. 1945. *Process of treating fatty glycerides*. Estados Unidos, United States Patent Office. 632 págs.
22. Farris, R.D. 1979. «*Methyl Esters in the Fatty Acid Industry*. *Journal of American Oil Chemists' Society* [Estados Unidos] Número: 23-26.
23. Swern, D. 1979. *Bailey's Industrial Oil & Fat Products*. 4ª ed. Nueva York, Editorial John Wiley & Sons. 841 págs.
24. Markley, K.S. 1960. *Fatty acids, their chemistry, properties, production and uses*. 2ª ed. Nueva York, Editorial Interscience Publishers, Inc. 715 págs.
25. McCabe, W.L., et.al. 1991. *Operaciones Básicas de Ingeniería Química*. México, Editorial McGraw-Hill. 1112 págs.
26. Perry, R.H y D. Green. 1984. *Perry's Chemical Engineer's handbook*. 5ª ed. Nueva York, Editorial McGraw-Hill. 1500 págs.
27. Kern, D.A. 1997. *Procesos de transferencia de calor*. 29ª ed. México, Compañía Editorial Continental. 890 págs.
28. Bailey, A.E. 1966. *Grasas y Aceites Grasos*. Enciclopedia de Tecnología Química. 1ª ed. México. Unión Tipográfica Editorial Hispanoamericana. 980 págs.
29. Treybal, R.E. 1988. *Operaciones de Transferencia de Masa*. 2ª ed. México. Editorial McGraw-Hill. 858 págs.

## XII. ANEXOS

### GLOSARIO

*Alcohol carburante*: combustible hecho a partir de etanol.

*Barreras Vivas*: son obstáculos densos al nivel de la superficie del suelo formados con plantas (pastos, arbustos, etc.) con el propósito de modificar y reducir la velocidad y el esfuerzo cortante del escurrimiento en una ladera.

*Biodigestión*: proceso biológico que hace que las excretas ya no sean más un contaminante y que partir de ellas se produzca gas metano y fertilizantes.

*Biomasa*: materia orgánica que es aportada por los animales, vegetales, desechos industriales y también por la basura.

*Efecto Invernadero*: la emisión de determinados elementos químicos ( $\text{CO}_2$ ) produce una barrera artificial en la atmósfera capaz de permitir el paso de la energía solar y a la vez retener la energía despedida por el planeta. Esta circunstancia provoca una aclimatación, parecida a la que ocurre en los invernaderos, cuyos efectos son: Modificación del clima; Desaparición de millones de ecosistemas y Alteración de los sistemas depurativos y defensivos del planeta.

*Escorrentía*: lámina de agua que circula en una cuenca de drenaje, es decir la altura en milímetros de agua de lluvia escurrida y extendida uniformemente.

*Licor negro*: material orgánico disuelto (lignina) y sales residuales del licor blanco.

*Plantación energética*: plantación vegetal con la finalidad de ser utilizada para producir energía.

*Polución*: el incremento de partículas y gases anómalos en la atmósfera.

## APÉNDICE A

Cuadro A.1: *Propiedades físicas del aceite de higuerillo\**

<b>Apariencia</b>	Líquido amarillo pálido
<b>Valor de yodo</b>	86.22%
<b>Valor de Saponificación</b>	182.2%
<b>Valor de ácidos</b>	0.78%

\* Datos proporcionados por Jebsen &amp; Jebsen Alemania.

Cuadro A.2: *Propiedades del combustible diesel en Guatemala*

<b>Punto de inflamación °C</b>	55
<b>Viscosidad cinemática cSt 30 °C</b>	2-8
<b>Porcentaje de Azufre</b>	0.5 max
<b>Poder Calorífico MJ</b>	45
<b>Índice de Cetano</b>	45

Cuadro A.3: *Pesos moleculares de los reactivos y subproductos de la reacción de metanólisis*

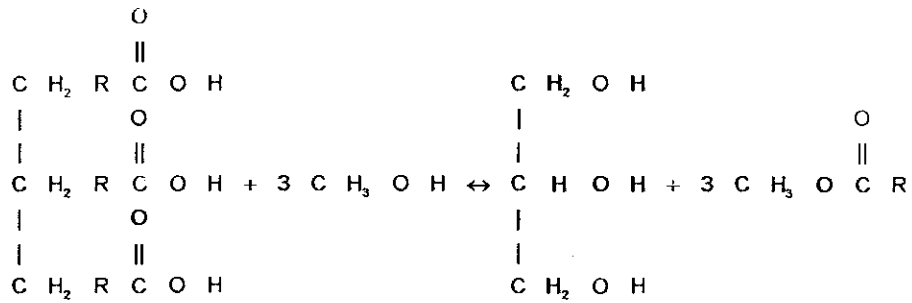
<b>Nombre del Compuesto</b>	<b>Peso Molecular (kg/mol)</b>
Ácido Clorhídrico	36.461
Agua	18.015
Cloruro de sodio	58.442
Glicerol	92.09
Hidróxido de sodio	40.00
Metanol	32.042

Cuadro A.4: *Partes en peso de los reactivos y productos de los reactivos de metanólisis*

<b>Componente</b>	<b>Peso de componente/peso de triglicérido</b>
Ácidos grasos	0.32
Triglicérido	1.00
Metanol	0.12
Biodiesel	1.01
Glicerol	0.11

## APÉNDICE B

## Ecuaciones para la reacción de metanólisis y saponificación de un triglicérido

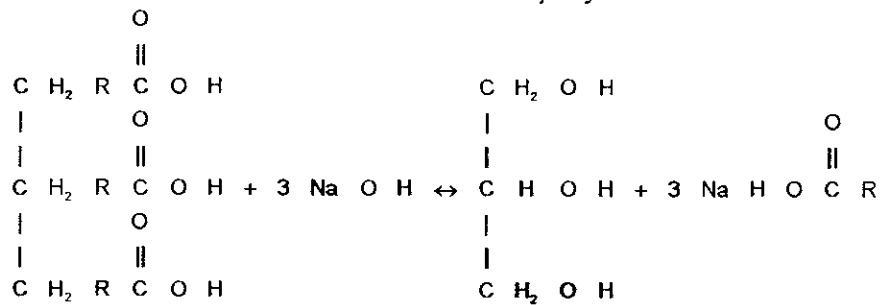
Ecuación B.1 *Reacción de metanólisis*

**Triglicérido**  
1.00  
partes en  
peso

**Metanol**  
0.12  
partes en  
peso

**Glicerol**  
0.11  
partes en  
peso

**Biodiesel**  
1.01  
partes en  
peso

Ecuación B.2 *Reacción de saponificación*

**Triglicérido**  
1.00  
partes en  
peso

**Hidróxido  
de sodio**  
0.17  
partes en  
peso

**Glicerol**  
0.13  
partes en  
peso

**Jabón de Sodio**  
1.04  
partes en  
peso

## APÉNDICE C

## Propiedades fisicoquímicas de los reactivos y el vapor de calentamiento

Cuadro C.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	72,707.5 kJ/kg	1,164.0 Btu/lb
Calor latente	2,200.5 kJ/kg	946.0 Btu/lb

Cuadro C.2: Propiedades del vapor de agua a la presión de trabajo

Densidad ( $\rho_v$ )	0.0705 lb/ft <sup>3</sup>	1.13 kg/m <sup>3</sup>
Calor específico ( $C_{p,v}$ )	0.506 Btu/lb·°F	2.12 kJ/kg·K
Viscosidad ( $\mu_v$ )	0.0310 lb/ft·h	1.28 x 10 <sup>-5</sup> N·s/m <sup>2</sup>
Conductividad térmica ( $\kappa_v$ )	0.0154 Btu-ft/h·ft <sup>2</sup> ·°F	0.0266 W/m·K

Ecuación C.1 Capacidad calorífica del aceite de higuierillo

$$C_p \left[ \frac{\text{cal}}{\text{g} \cdot ^\circ\text{C}} \right] = \left[ \frac{0.450}{(\rho^{15}_4)^{1/2}} \right] + 0.007(^{\circ}\text{C} - 15)$$

Densidad del agua a 4 °C: 999.972 kg/m<sup>3</sup>

Densidad del aceite a 15°C: 918 kg/m<sup>3</sup>

$$(\rho^{15}_4) = \left( \frac{918 \text{ kg/m}^3}{999.972 \text{ kg/m}^3} \right) = 0.918 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Entonces, } C_p \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right] = 1.97 + 0.003(^{\circ}\text{C} - 15)$$

Cuadro C.3: Capacidad calorífica del metanol

T (°C)	T (°F)	C <sub>p</sub> (kJ/kg·K)	C <sub>p</sub> (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

Cuadro C.4: Conductividad térmica del aceite de higuierillo

T (°C)	T (°F)	$\kappa$ (W/m·K)	$\kappa$ (Btu-ft/h·ft <sup>2</sup> ·°F)
20	68	0.167	0.0965
100	212	0.163	0.0942

Cuadro C.5: Conductividad térmica del metanol

T (°C)	T (°F)	$\kappa$ (W/m·K)	$\kappa$ (Btu·ft/h·ft <sup>2</sup> ·°F)
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

Cuadro C.6: Densidad del aceite de palma africana

T (°C)	T (°F)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )
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

Cuadro C.7: Densidad del metanol\*

T (°C)	T (°F)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )
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

Cuadro C.7: Densidades de las soluciones catalizadores de metanol e hidróxido de sodio

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

Ecuación C.2 Ecuación para la viscosidad dinámica del aceite de higuero

$$\log \mu = -0.192 + 53.8 \times 10^6 (\text{°C} + 273)^{-3}$$

En donde  $\mu$  está dada en centipoises, cP. \*\*

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

Cuadro C.8: Viscosidad dinámica del metanol

T (°C)	T (°F)	$\mu$ (N·s/m <sup>2</sup> ) × 10 <sup>-4</sup>	$\mu$ (cP)	$\mu$ (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

Cuadro C.9: Viscosidad dinámica de las soluciones catalizadora de metanol e hidróxido de sodio

Porcentaje en peso (p/p)	Viscosidad Cinemática, $\nu$ (cSt)	** Viscosidad Dinámica, $\mu$ (lb/ft·h)	Viscosidad Dinámica, $\mu$ (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

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

## APÉNDICE D

## Propiedades físicas y químicas de la mezcla reaccionante

Cuadro D.1: Porcentaje en peso de los reactivos que ingresan al calentador No.1

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

Ecuación D.1: Capacidad calorífica de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$C_{p_{mezcla}} = (0.789 \cdot C_{p_{aceite}}) + (0.211 \cdot C_{p_{MeOH-NaOH}})$$

$$\text{En donde, } C_{p_{MeOH-NaOH}} = C_{p_{MeOH}}$$

Ecuación D.2: Ecuación para la conductividad térmica de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$\kappa_{mezcla} = (0.789 \cdot \kappa_{aceite}) + (0.211 \cdot \kappa_{MeOH-NaOH})$$

$$\text{En donde, } \kappa_{MeOH-NaOH} = \kappa_{MeOH}$$

Ecuación D.3: Ecuación para la densidad de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$\rho_{mezcla} = X_{aceite} \cdot \rho_{aceite} + X_{MeOH-NaOH} \cdot \rho_{MeOH-NaOH}$$

$$\rho_{mezcla} = (0.789 \cdot \rho_{aceite}) + (0.211 \cdot \rho_{MeOH-NaOH})$$

Ecuación D.4: Ecuación para la viscosidad dinámica de la mezcla de aceite y solución catalizadora

$$\mu_{mezcla} = (0.789 \cdot \mu_{aceite}) + (0.211 \cdot \mu_{MeOH-NaOH})$$

## APÉNDICE E

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

Cuadro E.1: Pureza de los reactivos utilizados en la fase experimental

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

Ecuación E.1: Partes en peso de triglicérido en el aceite de higuierillo

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

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

Ecuación E.2: Cantidad de catalizador para la reacción de metanólisis

$$\frac{\text{kg NaOH al 99\%}}{\text{día}} = \frac{(\text{kg triglicéridos/día}) \cdot (\text{mol NaOH/mol triglicéridos}) \cdot 40 \cdot \% \text{ác. graso libre}}{\% \text{Pza NaOH} \cdot \text{p.m. triglicéridos}}$$

$$\text{kg NaOH al 99\%} = \left[ \frac{1.00 \times 10^3 \text{ kg/día} \cdot 0.190 \cdot 40 \cdot 1.10}{228.37 \cdot 99} \right]$$

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

$$= 0.814 \text{ lb NaOH al 99\%}$$

Ecuación E.3: Partes en peso de metanol

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

Ecuación E.4: Partes en peso de biodiesel

$$\frac{\text{kg de biodiesel}}{\text{kg de triglicérido}} = \frac{3 \cdot \text{peso molecular biodiesel}}{\text{peso molecular del triglicérido}}$$

Ecuación E.5: Partes en peso de glicerol

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

Ecuación E.6: *Peso de ácido clorhídrico al 32% para neutralizar el catalizador*

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

Ecuación E.7: *Peso de agua producida en la reacción de neutralización del catalizador*

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg de agua}}{\text{día}} &= \frac{\text{kg NaOH/día} \cdot \% \text{ pza NaOH} \cdot 18.015}{100 \cdot 40} \\ &= \frac{28.4 \text{ kg de NaOH/día} \cdot 99 \cdot 18.015}{100 \cdot 40} \\ &= 12.7 \text{ kg agua/día} = 27.9 \text{ lb de agua/día} \end{aligned}$$

Ecuación E.8: *Peso de cloruro de sodio producido en la reacción de neutralización del catalizador*

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

Ecuación E.9: *Peso de catalizador consumido para la reacción con los ácidos grasos libres presentes en el aceite de higuierillo*

$$\begin{aligned} \frac{\text{kg de NaOH}}{\text{día}} &= \frac{\text{kg de ác. libres/día} \cdot 40 \cdot 100}{256.43 \cdot \% \text{ pza NaOH}} \\ &= \frac{0.400 \text{ kg de ác. palmítico/día} \cdot 40 \cdot 100}{256.43 \cdot 99} \\ &= 6.30 \times 10^{-2} \text{ kg de NaOH/día} = 0.139 \text{ lb de NaOH/día} \end{aligned}$$

Ecuación E.10: *Metanol estequiométrico*

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

Ecuación E.11: *Metanol necesario para la reacción de metanólisis*

$$\frac{\text{kg MeOH } 98\%}{\text{día}} = \text{metanol estequiométrico/día} \cdot 2 = 122 \cdot 2$$

$$= 244 \text{ kg de MeOH al } 98\% = 537 \text{ lb de MeOH al } 98\% / \text{día}$$

Ecuación E.12: *Concentración de la solución de metanol e hidróxido de sodio*

$$\% \text{ P/p} = \frac{\text{kg NaOH} \cdot \% \text{ pza}}{(\text{kg NaOH} \cdot \% \text{ pza} + \text{MeOH necesario} \cdot \% \text{ pza})}$$

$$= \frac{28.4 \cdot 99}{(28.4 \cdot 99 + 244 \cdot 98)}$$

$$= 10.5\% \text{ P/p NaOH al } 99\%$$

## APÉNDICE F

## Diseño del equipo

a. *Tanque para el almacenamiento del aceite de higuierillo*

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

Densidad del aceite a 40 °C: 900 kg/m<sup>3</sup>

Tiempo de almacenamiento: 7 días.

Factor de seguridad: 1.25

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

Si el diámetro  $D_i$  es igual que la altura  $h$  en el tanque, entonces el diámetro esta dado por la siguiente fórmula:

$$D_i = h = \left[ \frac{4 \cdot V_1}{\pi} \right]^{1/3} \quad \text{Ecuación F.1}$$

$$D_1 = \left[ \frac{4 \cdot 9.72}{\pi} \right]^{1/3} = 2.31 \text{ m} = 7.58 \text{ ft}$$

b. *Tanque para el almacenamiento del metanol*

Flujo másico de metanol por día: 244 kg/día

Densidad del metanol a 20 °C: 792 kg/m<sup>3</sup>

Tiempo de almacenamiento: 7 días.

Factor de seguridad: 1.25

$$V_2 = \left( \frac{244 \text{ kg de metanol / día}}{792 \text{ kg/m}^3} \right) * 7 \text{ días} * 1.25 = 2.70 \text{ m}^3 = 95.3 \text{ ft}^3$$

Si el diámetro  $D_i$  es igual que la altura  $h$  en el tanque, entonces el diámetro esta dado por la siguiente fórmula:

$$D_2 = h = \left[ \frac{4 \cdot V_2}{\pi} \right]^{1/3} = \left[ \frac{4 \cdot 2.70}{\pi} \right]^{1/3} = 1.51 \text{ m} = 4.95 \text{ ft}$$

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/m<sup>3</sup>

Factor de seguridad: 1.25

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

Si el diámetro  $D_i$  es igual que la altura  $h$  en el tanque, entonces el diámetro está dado por la siguiente fórmula:

$$D_3 = h = \left[ \frac{4 \cdot V_3}{\pi} \right]^{1/3} = \left[ \frac{4 \cdot 0.369}{\pi} \right]^{1/3} = 0.777 \text{ m} = 2.55 \text{ ft}$$

Por consiguiente, la altura del tanque será  $h_t = D_3 * 1.25 = 0.777 * 1.25 = 0.97 \text{ m} = 3.18 \text{ ft}$ .

Las características del tanque son las siguientes:

Cuadro F.1: *Características del tanque con agitación*

Nombre de las partes del tanque agitado	Fórmula	M	ft
Diámetro del rodete ( $A_p$ )	$\frac{A_p}{D_i} = \frac{1}{3}$	0.259	0.850
Distancia entre el rodete y el fondo ( $L_{FP}$ )	$\frac{L_{FP}}{A_p} = 1$	0.259	0.850
Ancho de la placa deflectora ( $J$ )	$\frac{J}{D_i} = \frac{1}{10}$	0.0777	0.255
Altura del líquido ( $h$ )	$\frac{h}{D_i} = 1$	0.777	2.55
Pitch o cabeceo de la hélice ( $P_c$ )	$P_c = 2 \cdot A_p$	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 kg/m·h = 3.6

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

$$= 23.6 \text{ kg/m} \cdot \text{h} = 15.9 \text{ lb/ft} \cdot \text{h}$$

$$\text{Número de Reynolds } (N_{Re}) = \frac{N \cdot A_p^2 \cdot \rho_{\text{NaOH-MeOH}}}{\mu_{\text{NaOH-MeOH}}} \quad \text{Ecuación F.2}$$

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

De acuerdo a la curva No. 4, de la Gráfica 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  $D_t/10$ , 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.

$$P = \frac{N_P \cdot \rho_{\text{NaOH-MeOH}} \cdot n^3 \cdot A_P^5}{g^e} \quad \text{Ecuación F.3}$$

$$P = 0.90 \cdot 922 \text{ kg/m}^3 \cdot (1 \text{ rev/seg})^3 \cdot (0.259 \text{ m})^5 \cdot \text{factor de seguridad} \\ = 0.967 \text{ kg} \cdot \text{m}^2 / \text{s}^3 = 0.967 \text{ W} \cdot 1.25 = 1.21 \text{ W} = 1.62 \times 10^{-3} \text{ HP} \approx \frac{1}{4} \text{ HP}$$

d. *Calentador para disminuir la viscosidad del aceite de higuierillo en el tanque de almacenamiento para su bombeo al proceso*

#### d.1. Pérdidas por convección a través del tanque y la atmósfera ( $h_c$ )

$$h_c = 0.3 \cdot (\Delta t_1)^{0.25} \quad \text{Ecuación F.4}$$

$$\Delta t_1 = \text{Temperatura superior de calentamiento del aceite} - \text{Temperatura del ambiente} \\ = 104^\circ\text{F} - 68^\circ\text{F} = 36^\circ\text{F} = 20^\circ\text{C}$$

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

#### d.2 Pérdida por radiación a través del tanque y la atmósfera

Emisividad ( $\xi$ ) para el hierro = 0.575

Temperatura del aceite de higuierillo esperada en el tanque:

$$(T_{1\text{abs}}) = 104^\circ\text{F} + 460 = 564^\circ\text{R}$$

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

$$h_r = \frac{0.173 \cdot \xi \cdot \left[ \left( \frac{T_{1\text{abs}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{2\text{abs}}}{100} \right)^4 \right]}{T_{1\text{abs}} - T_{2\text{abs}}} \quad \text{Ecuación F.5}$$

$$= \frac{0.173 \cdot 0.575 \cdot \left[ \left( \frac{564^\circ\text{R}}{100} \right)^4 - \left( \frac{528^\circ\text{R}}{100} \right)^4 \right]}{(564 - 528)^\circ\text{R}}$$

$$= 0.648 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 3.68 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

#### d.3. Pérdidas combinadas ( $h_c + h_r$ )

$$h_c + h_r \quad \text{Ecuación F.6}$$

$$= (0.73 + 0.648) \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 1.38 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 7.82 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

d.4. Área exterior del tanque de almacenamiento de aceite de higuierillo ( $A_c$ )

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 ( $\delta$ ): 3/16" ( $4.76 \times 10^{-3}$  m)

$$A_c = \frac{\pi \cdot (d_i + 2\delta)^2}{2} + \pi(d_i + 2\delta)^2 \quad \text{Ecuación F.7}$$

$$= 1.5\pi(d_i + 2\delta)^2 = 1.5\pi \cdot (2.31 + 2 \cdot 4.76 \times 10^{-3})^2$$

$$= 25.4 \text{ m}^2 = 273 \text{ ft}^2$$

d.5. Pérdida total de calor ( $Q_1$ )

$$Q_1 = (h_c + h_r) \cdot A \cdot \Delta t_i \quad \text{Ecuación F.8}$$

$$= 1.38 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot 273 \text{ ft}^2 \cdot (104 - 68)^\circ\text{F}$$

$$= 1.36 \times 10^4 \text{ Btu/h} = 3.99 \text{ kW}$$

d.6. Temperatura de la película ( $t_f$ )

$$t_f = \frac{t_w + t_a}{2} \quad \text{Ecuación F.9}$$

$$= \frac{(249.3 + 104)^\circ\text{F}}{2} = 177^\circ\text{F} (80.6^\circ\text{C})$$

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

Cuadro F.2 *Propiedades físicas del aceite de higuierillo a la temperatura de película ( $t_f$ )*

<b>Conductividad térmica (<math>\kappa_f</math>)</b>	0.164 W/m·K	0.0947 Btu·ft/h·ft <sup>2</sup> ·°F
<b>Densidad (<math>\rho_f</math>)</b>	870 kg/m <sup>3</sup>	54.3 lb/ft <sup>3</sup>
<b>Viscosidad dinámica (<math>\mu'_f</math>)</b>	10.6 cP	25.7 lb/ft·h
<b>Calor específico (<math>C_{p_f}</math>)</b>	2.2 kJ/kg·K	0.52 Btu/lb·°F

d.8. Coeficiente de expansión térmica ( $\beta$ )

Cuadro F.3 *Gravedad específica del aceite de higuierillo a la temperatura de entrada y salida*

<b>Temperaturas</b>	<b>T(°C)</b>	<b>T(°F)</b>	<b>Gravedad específica</b>
$t_1$ Entrada	20	68	0.915
$t_2$ Salida	40	104	0.900

$$\beta = \frac{S_1^2 - S_2^2}{2 \cdot (t_2 - t_1) \cdot S_1 \cdot S_2} \quad \text{Ecuación F.10}$$

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

d.9. Coeficiente de transferencia de calor para convección libre ( $h_c$ )

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

$$\frac{\Delta t_2}{d_o} = \frac{(249.3 - 104)^\circ\text{F}}{0.75 \text{ in}} = 194^\circ\text{F/in}$$

$\Delta t_2$  = Diferencia entre la temperatura del vapor de calentamiento y la temperatura a la que se mantendrá líquido el aceite de higuerillo

$$h_c = 116 \cdot \left[ \frac{\kappa_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot C_f \cdot \beta_f \cdot \Delta_t}{\mu_f \cdot d_o} \right]^{1/4} \quad \text{Ecuación F.11}$$

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

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

d.10. Coeficiente total limpio ( $U_c$ )

Para el vapor de agua,  $h_{io}$  será 1,500 Btu/h·ft<sup>2</sup>·°F

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_c}{h_{io} + h_c} \quad \text{Ecuación F.12}$$

$$= \frac{1,500 \cdot 37.5}{1,500 + 37.5} = 33.0 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 187 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

d.11. Coeficiente total de diseño ( $U_D$ )

Se supone que el factor de obstrucción ( $R_d$ ) será 0.002 h·ft<sup>2</sup>·°F/Btu  
= 3.52 × 10<sup>-4</sup> m<sup>2</sup>K/W

$$U_D = \frac{U_c \cdot \frac{1}{R_d}}{U_c + \frac{1}{R_d}} \quad \text{Ecuación F.13}$$

$$= \frac{36.6 \cdot \frac{1}{0.002}}{36.6 + \frac{1}{0.002}} = 31 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 176 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

d.12. Área total necesaria para el calentamiento ( $A_T$ )

$$A_T = \frac{Q_1}{U_D} \cdot \Delta t_2 \quad \text{Ecuación F.14}$$

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

d.13. Número de tubos ( $N_t$ )

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

Diámetro exterior del tubo ( $d_o$ ): 0.75 pulgadas = 19.05 mm

$$N_t = \frac{A_T}{\pi \cdot \frac{d_o}{12} \cdot L} \quad \text{Ecuación F.15}$$

$$= \frac{3.02 \text{ ft}^2}{\pi \cdot \frac{0.75}{12} \cdot 3} = 5.1 \text{ tubos} \cong 6 \text{ tubos}$$

d.14. Consumo de vapor ( $m_{\text{vapor}}$ )

$$\lambda \text{ a } 249.3^\circ\text{F} = 946 \text{ Btu/lb} = 2.20 \times 10^3 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q_1}{\lambda} \quad \text{Ecuación F.16}$$

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

e. Calentador del aceite de higuerrillo y la solución catalizadorae.1. Cantidad de reactivos que ingresan al calentadorCuadro F.4: *Flujo másico de los reactivos que ingresan al calentador*

Reactivo	kg/día	lb/día	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	GPM
Aceite	1,000	2,200	915	57.1	0.600
Solución catalizadora	272.4	599.3	919	57.4	1.163
Total	1,272.4	2,799.3	---	---	0.763

e.2. Media logarítmica de la diferencia de temperaturas (MLDT)Cuadro F.5: *Media logarítmica de la diferencia de temperaturas del calentador*

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

$$\text{MLDT} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \quad \text{Ecuación F.17}$$

$$= \frac{(109.3 - 145.3)}{\ln\left(\frac{109.3}{145.3}\right)} = 126.4^\circ\text{F}$$

e.3. Características de los tubos de calentadorCuadro F.6: *Características de los tubos del calentador*

BWG	24
Diámetro exterior ( $d_o$ )	3/8 in (9.52 mm)
Espesor de pared ( $\delta$ )	0.022 in (0.559 mm)
Diámetro interior ( $d_i$ )	0.331 in (8.41 mm)
Superficie exterior	0.0982 ft <sup>2</sup> /ft (0.0299 m <sup>2</sup> /m)
Largo del tubo	3 ft (0.915 m)
Número de pasos en los tubos ( $n_p$ )	2

e.4. Características del calentador

Cuadro F.7 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)

$$\kappa_{mezcla} = 0.789 \cdot \kappa_{aceite} + 0.211 \cdot \kappa_{MeOH-NaOH}, \text{ en donde, } \kappa_{MeOH-NaOH} = \kappa_{MeOH}$$

$$\kappa_{mezcla} = 0.789 \cdot 0.0965 + 0.211 \cdot 0.122 = 0.102 \text{ Btu} \cdot \text{ft} / \text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 0.176 \text{ W} / \text{m} \cdot \text{K}$$

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

$$\mu_{mezcla} = 0.789 \cdot \mu_{aceite} + 0.211 \cdot \mu_{MeOH-NaOH}$$

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

e.7. Viscosidad dinámica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F)

$$C_{p_{mezcla}} = 0.789 \cdot C_{p_{aceite}} + 0.211 \cdot C_{p_{MeOH-NaOH}}, \text{ en donde, } C_{p_{MeOH-NaOH}} = C_{p_{MeOH}}$$

$$C_{p_{mezcla}} = 0.789 \cdot 0.4732 + 0.211 \cdot 0.5898 = 0.498 \text{ Btu} / \text{lb} \cdot ^\circ\text{F} = 2.08 \text{ kJ} / \text{kg} \cdot \text{K}$$

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

$$\varphi_{mezcla} = 0.789 \cdot \varphi_{aceite} + 0.211 \cdot \varphi_{MeOH-NaOH}$$

$$\varphi_{mezcla} = 0.789 \cdot 0.915 + 0.211 \cdot 0.919 = 0.916$$

e.9. Área de flujo por tubo en pulgadas ( $a'_t$ )

$$a'_t = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \quad \text{Ecuación F.18}$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot (0.331)^2 = 0.0860 \text{ in}^2 (55.5 \text{ mm}^2)$$

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

$$a_t = \frac{N_t \cdot a'_t}{144 \cdot n_p} \quad \text{Ecuación F.19}$$

$$= \frac{24 \cdot 0.0860}{144 \cdot 2} \cdot 7.17 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 = 6.66 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

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

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} \quad \text{Ecuación F.20}$$

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

e.12. Número de Reynolds del lado de los tubos ( $N_{Ret}$ )

$$N_{Ret} = \frac{D_i \cdot G_t}{\mu_{mezcla}} \quad \text{Ecuación F.21}$$

$$= \frac{0.331}{12} \cdot 4.88 \times 10^4$$

$$= \frac{12}{23.6} = 57$$

e.13. Coefficiente de transferencia de calor del aceite de higuerillo y la solución catalizadora ( $h_i$ )

$$h_i = 1.86 \cdot \frac{\kappa}{D_i} \left( \frac{D_i \cdot G_t}{\mu} \cdot C \cdot \frac{\mu}{\kappa} \cdot \frac{D_i}{L} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación F.22}$$

$$\text{Si } \mu = \mu_w \text{ entonces, } \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1,$$

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

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

e.14. Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior referido a la superficie exterior ( $h_{io}$ )

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{d_i}{d_o} \quad \text{Ecuación F.23}$$

$$= 27 \cdot \frac{0.331}{0.375} = 23.8 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 135 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

e.15. Área de flujo de la coraza ( $a_s$ )

$$a_s = \frac{d_s \cdot C \cdot B}{144 \cdot P_T} \quad \text{Ecuación F.24}$$

$$= \frac{3.625 \cdot 0.25 \cdot 3.625}{144 \cdot 0.625} = 0.0365 \text{ ft}^2 = 3.39 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

e.16. Flujo másico del vapor de agua ( $W_s$ )

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

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

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

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

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

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

$$D_e = \frac{4 \cdot \left( \frac{P_T^2 \cdot 3^{1/2}}{(4 - \pi \cdot d_o^2)} \right)^3}{\frac{\pi \cdot d_o \cdot 12}{2}} \quad \text{Ecuación F.25}$$

$$= \frac{4 \cdot \left( \frac{5/8^2 \cdot 3^{1/2}}{(4 - \pi \cdot (3/8)^2)} \right)^3}{\frac{\pi \cdot 3/8 \cdot 12}{2}} = 0.0645 \text{ ft} = 0.0197 \text{ m}$$

e.19. Número de Reynolds ( $N_{Res}$ ) del vapor de calentamiento (lado de la coraza)

Viscosidad del vapor de calentamiento ( $\mu_{\text{vapor}}$ ): 0.0299 lb/ft-h

$$N_{Res} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_{\text{vapor}}} \quad \text{Ecuación F.26}$$

$$= \frac{0.0645 \cdot 581}{0.0299} = 1.25 \times 10^3$$

e.20. Coeficiente limpio de transferencia de calor ( $U_c$ )

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

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{23.8 \cdot 1,500}{23.8 + 1,500}$$

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

e.21. Área total de los tubos ( $A_t$ )

$$A_t = \text{Número de tubos} \cdot \text{Area por pie lineal} \cdot \text{largo} \quad \text{Ecuación F.27}$$

$$= 24 \text{ tubos} \cdot 0.0982 \text{ ft}^2/\text{ft lineal} \cdot 3 \text{ ft} = 7.07 \text{ ft}^2 = 0.657 \text{ m}^2$$

e.22. Coeficiente de transferencia de calor de diseño ( $U_D$ )

$$U_D = \frac{Q_2}{A} \cdot \Delta t \quad \text{Ecuación F.28}$$

$$= \frac{2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}}{7.07 \text{ ft}^2 \cdot 126.4^\circ\text{F}} = 22.5 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F} = 128 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

e.23. Verificación del factor de obstrucción ( $R_d$ )

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} \quad \text{Ecuación F.29}$$

$$= \frac{23.4 - 22.5}{23.4 \cdot 22.5} = 0.002 \text{ ft} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu} = 3.52 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

e.24. Caída de presión de los calentadorese.24.1. Número de cruces (N+1)

$$N + 1 = 12 \cdot \frac{L}{B} \quad \text{Ecuación F.30}$$

$$= 12 \cdot \frac{3}{3.0} = 12 \text{ cruces}$$

e.24.2. Número de deflectores

$$\begin{aligned} \text{Número de deflectores} &= \text{Número de cruces} - 1 && \text{Ecuación F.31} \\ &= 12 - 1 = 11 \text{ deflectores} \end{aligned}$$

e.24.3. Caída de presión en la coraza

Si se utiliza  $N_{\text{Res}} = 1.25 \times 10^3$ , se obtiene que el factor de fricción del lado de la 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 ( $\Delta P_s$ ) es:

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f_s \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot S_v \cdot \phi_s} && \text{Ecuación F.32} \\ &= \frac{0.0031 \cdot (581)^2 \cdot \frac{3.625}{12} \cdot 12}{5.22 \times 10^{10} \cdot 0.0645 \cdot 0.00113 \cdot 1} = 9.97 \times 10^{-4} \text{ lb}/\text{in}^2 = 6.87 \times 10^{-5} \text{ bar} \end{aligned}$$

e.24.4. Caída de presión del lado de los del lado de los tubos

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

Gravedad específica de la mezcla reaccionante  $S_t$  es: 0.916

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

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_s \cdot S_t \cdot \phi_t} && \text{Ecuación F.33} \\ &= \frac{0.0082 \cdot (4.88 \times 10^4)^2 \cdot 3 \cdot 2}{5.22 \times 10^{10} \cdot 0.0276 \cdot 0.916 \cdot 1} = 0.089 \text{ lb}/\text{in}^2 = 6.14 \times 10^{-3} \text{ bar} \end{aligned}$$

e.24.5. Caída de presión de retorno del lado de los tubos

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

$$V_t = \frac{G_t}{\rho_{mezcla}} = \frac{4.88 \times 10^4}{3,600 \cdot 57.2} = 0.237 \text{ ft/seg}$$

$$\Delta P_r = \left( \frac{4 \cdot n_p}{S_t} \right) \cdot \left( \frac{V_t^2}{32.2} \right) \quad \text{Ecuación F.34}$$

$$= \left( \frac{4 \cdot 2}{0.916} \right) \cdot \left( \frac{0.0562}{32.2} \right) = 0.015 \text{ lb/in}^2 = 1.03 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

e.24.6. Caída de presión total del lado de los tubos ( $\Delta P_T$ )

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad \text{Ecuación F.35}$$

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

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

$$V_{PT} = \text{Área interior del tubo} \cdot \text{largo del tubo}$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot \left( \frac{0.331}{12} \right)^2 \cdot 3 = 1.79 \times 10^{-3} \text{ ft}^3 = 5.07 \times 10^{-5} \text{ m}^3$$

e.26. Capacidad volumétrica de cada tubo ( $V_{PT}$ )

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

$$= \frac{0.0430 \cdot 57.2 \cdot 60}{349.9} = 0.422 \text{ min} = 25.3 \text{ seg}$$

f. Intercambiador de calor para el aceite de higuierillo y la solución catalizadoraf.1. Cantidad de reactivos que ingresan al calentador Ver cuadro F.4f.2. Media logarítmica de la diferencia de temperatura (MLDT) Ver cuadro F.5f.3. Características del tubo interior del calentadorCuadro F.8 *Características del tubo interior del calentador*

<b>BWG</b>	16
<b>Diámetro exterior (<math>D_o</math>)</b>	1.5 in (38.1 mm)
<b>Espesor de pared (<math>\delta</math>)</b>	0.065 in (1.651 mm)
<b>Diámetro interior (<math>d_i</math>)</b>	1.370 in (34.798 mm)
<b>Superficie exterior (<math>A_o</math>)</b>	0.3925 ft <sup>2</sup> /ft (0.120 m <sup>2</sup> /m)
<b>Largo del tubo</b>	8 ft (2.44 m)
<b>Fluido transportado</b>	Aceite de palma y solución catalizadora

f.4. Características del tubo exterior del calentador

Cuadro F.9 Características del tubo exterior del calentador

Tamaño nominal	2- 1/2 in (63.5 mm)
Cédula No.	40
Diámetro exterior (d <sub>o</sub> )	2.88 in (73.15 mm)
Espesor de pared (δ)	0.206 in (5.23 mm)
Diámetro interior (D <sub>2</sub> )	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.5f.6 Viscosidad dinámica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F) Ver sección e.6f.7 Capacidad calorífica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F) Ver sección e.7f.8 Gravedad específica de la mezcla reaccionante a 20°C (68°F) Ver sección e.8f.9 Propiedades del vapor de calentamiento Ver cuadro F.8f.10 Tubo interior del intercambiador de calorf.10.1. Área de flujo por tubo en pulgadas (a'<sub>p</sub>)

$$a'_p = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 = \frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{1.37}{12}\right)^2 = 0.0102 \text{ ft}^2 (9.48 \times 10^{-4} \text{ m}^2)$$

f.10.2. Masa velocidad (G<sub>p</sub>)

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

f.10.3. Número de Reynolds en el tubo interior (N<sub>ReP</sub>)

$$N_{ReP} = \frac{d_i \cdot G_p}{\mu_{mezcla}} = \frac{\frac{1.37}{12} \cdot 3.43 \times 10^4}{23.6} = 166 \text{ (flujo laminar)}$$

f.10.4. Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior (h<sub>i</sub>)

$$\frac{L}{d_i} = \frac{8 \text{ ft}}{\left(\frac{1.37}{12}\right) \text{ ft}} = 70$$

$$h_i = J_H \cdot \frac{\kappa}{d_i} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{\kappa}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ecuación F.36}$$

Factor de transferencia de calor (J<sub>H</sub>) = 2.5Se asume  $\mu = \mu_w$ , entonces

$$h_i = 2.5 \cdot \left(\frac{0.102}{\frac{1.37}{12}}\right) \cdot \left(\frac{0.498 \cdot 23.6}{0.102}\right)^{1/5}$$

$$= 10.9 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 61.9 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

f.10.5. Coefficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior ( $h_{io}$ )

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{d_i}{D_1} = 10.9 \cdot \frac{1.37}{1.50} = 9.96 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 56.6 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

f.11. Tubo exterior del intercambiador de calor

f.11.1. Área de flujo del ánulo ( $a_a$ )

$$\begin{aligned} a_a &= \pi \cdot \frac{D_2^2 - D_1^2}{4 \cdot 144} \\ &= \pi \cdot \frac{(2.469)^2 - (1.50)^2}{4 \cdot 144} = 0.0210 \text{ ft}^2 = 1.95 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f.11.2. Flujo másico del vapor de agua ( $W_a$ )

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

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

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

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

f.11.4. Diámetro equivalente para el ánulo ( $D_e$ )

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} && \text{Ecuación F.37} \\ &= \frac{\left(\frac{2.469}{12}\right)^2 - \left(\frac{1.50}{12}\right)^2}{\frac{1.50}{12}} = 0.214 \text{ ft} = 0.0652 \text{ m} \end{aligned}$$

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

Viscosidad del vapor de calentamiento ( $\mu_{\text{vapor}}$ ): 0.0310 lb/ft·h

$$N_{Rea} = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu_{\text{vapor}}} = \frac{0.214 \cdot 1.01 \times 10^3}{0.0310} = 6.97 \times 10^3$$

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

$$\frac{L}{D_e} = \frac{8 \text{ ft}}{0.214 \text{ ft}} = 37.4$$

$$h_o = J_H \cdot \frac{\kappa}{D_e} \cdot \frac{C \cdot \mu}{\kappa} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ecuación F.38}$$

Factor de transferencia de calor  $J_H = 28$

Se asume  $\mu = \mu_w$ , entonces

$$h_o = 28 \cdot \frac{0.0154}{0.214} \cdot \left( \frac{0.506 \cdot 0.0310}{0.0154} \right)^{1/4}$$

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

f.11.7. Coefficiente limpio de transferencia de calor ( $U_C$ )

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{9.96 \cdot 2.03}{9.96 + 2.03}$$

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

f.11.8. Coefficiente de transferencia de calor de diseño ( $U_D$ )

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

$$U_D = \frac{U_C}{1 + R_d \cdot U_C} = \frac{1.69}{1 + 0.002 \cdot 1.69}$$

$$= 1.68 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F} = 9.54 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

f.11.9. Área requerida para el calentamiento ( $A_T$ )

$$A_T = \frac{Q_2}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{2.01 \times 10^4}{1.68 \cdot 126.4} = 94.6 \text{ ft}^2 = 8.8 \text{ m}^2$$

f.11.10. Número de tubos ( $N_t$ )

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

$$N_t = \frac{A_T}{A_p \cdot L} = \frac{94.6 \text{ ft}^2}{0.3925 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal} \cdot 8 \text{ ft}} = 30.1 \text{ tubos} \approx 32 \text{ tubos}$$

f.11.11. Número de horquillas ( $N_h$ )

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

$$N_h = \frac{N_t}{2} \quad \text{Ecuación F.39}$$

$$= \frac{32 \text{ tubos}}{2} = 16 \text{ horquillas}$$

f.12. Caída de presión en el intercambiador de calor (lado ánulo)

f.12.1. Diámetro equivalente para la caída de presión ( $D_e'$ )

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

f.12.2. Factor de fricción ( $f$ )

$$f = \frac{0.0035 + 0.264}{\left( \frac{D_e' \cdot G_a}{\mu} \right)^{0.42}} \quad \text{Ecuación F.40}$$

$$= \frac{0.0035 + 0.264}{\left( \frac{0.08075 \cdot 1.01 \times 10^3}{0.0310} \right)^{0.42}} = 0.0132$$

f.12.3. Pérdida de presión en el ánulo ( $\Delta F_a$ )

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

$$\Delta F_a = \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L_a}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e^5} = \frac{4 \cdot 0.0132 \cdot (1.01 \times 10^3)^2 \cdot 256}{2 \cdot 4.18 \times 10^8 \cdot (0.0705)^2 \cdot 0.0875} = 37.9 \text{ ft} = 11.6 \text{ m}$$

f.12.4. Velocidad del vapor (V)

$$V = \frac{G_a}{3,600 \cdot \rho} = \frac{1.01 \times 10^3 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2}{3,600 \cdot 0.0705 \text{ lb/ft}^3} = 3.98 \text{ ft/seg} = 1.21 \text{ m/seg}$$

f.12.5 Pérdida en la entrada y salida de las horquillas ( $\Delta F_1$ )

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

f.12.6 Caída total de presión (lado ánulo) ( $\Delta P_a$ )

$$\begin{aligned} \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1) \cdot \rho}{144} && \text{Ecuación F.41} \\ &= \frac{(37.9 + 3.94) \cdot 0.0705}{144} = 0.0205 \text{ lb/in}^2 = 1.41 \times 10^{-3} \text{ bar} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} f &= \frac{0.0035 + 0.264}{(N_{ReP})^{0.42}} \\ &= \frac{0.0035 + 0.264}{(166)^{0.42}} = 0.0343 \end{aligned}$$

f.13.2 Pérdida de presión en el tubo interior ( $\Delta F_p$ )

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

$$\Delta F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L_p}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D^5} = \frac{4 \cdot 0.0343 \cdot (3.43 \times 10^4)^2 \cdot 256}{2 \cdot 4.18 \times 10^8 \cdot (57.25)^2 \cdot \frac{1.37}{12}} = 0.132 \text{ ft} = 0.0403 \text{ m}$$

f.13.3 Caída total de presión (tubo interior) ( $\Delta P_p$ )

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \cdot \rho}{144} && \text{Ecuación F.42} \\ &= \frac{0.132 \cdot 57.25}{144} = 0.0525 \text{ lb/in}^2 = 3.62 \times 10^{-3} \text{ bar} \end{aligned}$$

f.14. Capacidad volumétrica del intercambiador de calor ( $V_{PI}$ )

$$V_{PI} = \text{Area interior del tubo} \cdot \text{largo total de la tubería} \quad \text{Ecuación F.43}$$

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

f.15. Tiempo de retención (T)

$$\Gamma = \frac{V_{PT} \cdot \rho_{mezcla} \cdot 60}{W_p} = \frac{2.62 \cdot 57.25 \cdot 60}{349.9} = 25.7 \text{ min} = 25 \text{ min } 42 \text{ seg}$$

g. Reactor de metanólisisg.1. Flujo volumétrico de la entrada de los reactivos al reactorCuadro F.10: *Flujo volumétrico a la entrada de los reactivos al reactor*

Reactivo	kg/día	lb/día	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	GPM
Aceite	1,000	2,200	915	57.1	0.600
Solución catalizadora	272.4	599.3	919	57.4	0.163
Ácido 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

$$V_R = \text{Flujo volumétrico de entrada} \cdot 0.1337 \cdot \text{tiempo de reacción} \quad \text{Ecuación F.44}$$

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

g.3 Dimensiones del reactor de metanólisis

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

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

$$\text{Despejando, } d_i = h = \left( \frac{V_R \cdot 4}{\pi} \right)^{1/3} = \left( \frac{32.1 \cdot 4}{\pi} \right)^{1/3} = 3.44 \text{ ft} = 1.05 \text{ m}$$

g.4 Volúmenes interiores del reactor de metanólisisg.4.1 Cabeza elipsoidal

$$V_{\text{CELIP}} = \left( \frac{\pi \cdot d_i^3}{24} \right) = \left( \frac{\pi \cdot (3.44)^3}{24} \right) = 5.33 \text{ ft}^3 = 0.151 \text{ m}^3$$

g.4.2 Volumen interior de la sección cilíndrica (V<sub>CIL</sub>)

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

g.4.3 Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal superior(V<sub>TCIL</sub>)

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

g.5 Alturas de las secciones del reactor de metanólisisg.5.1 Cabeza elipsoidal (h<sub>CELIP</sub>)

$$h_{\text{CELIP}} = 0.25 \cdot d_i = 0.25 \cdot 3.44 \text{ ft} = 0.86 \text{ ft} = 0.262 \text{ m}$$

g.5.2 Sección cilíndrica ( $h_{CIL}$ )

$$h_{CIL} = \frac{4 \cdot V_{CIL}}{\pi \cdot d_i^2} = \frac{4 \cdot 26.77}{\pi \cdot (3.44)^2} = 2.88 \text{ ft} = 0.878 \text{ m}$$

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

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

g.5.4 Altura total de reactor (dos cabezas elipsoidales y sección cilíndrica corregida) ( $h_R$ )

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

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

$$\begin{aligned} h &= h_{CELIP} + h_{CIL} && \text{Ecuación F.45} \\ &= (0.86 + 2.88) \text{ ft} = 3.74 \text{ ft} = 1.14 \text{ m} \end{aligned}$$

Por consiguiente,  $h$  es aproximadamente igual al diámetro interior del reactor ( $d_i$ ), 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 Área exterior del reactorg.6.1 Diámetro exterior ( $d_o$ )

Espesor de lámina ( $\delta$ ) = 5/8" = 15.9 mm

$$D_o = (2 \cdot \delta) + d_i = \frac{2 \cdot 0.625}{12} + 3.44 \text{ ft} = 3.54 \text{ ft} = 1.08 \text{ m}$$

g.6.2 Área exterior de la sección cilíndrica ( $A_{OCIL}$ )

$$A_{OCIL} = \pi \cdot d_o \cdot h_{CIL} = \pi \cdot 3.54 \cdot 2.88 = 32.0 \text{ ft}^2 = 2.97 \text{ m}^2$$

g.6.3 Área exterior de la sección elipsoidal ( $A_{OELIP}$ )

$$A_{OELIP} = \frac{\pi \cdot d_o^2}{8} = \frac{\pi \cdot (3.54)^2}{8} = 4.92 \text{ ft}^2 = 0.457 \text{ m}^2$$

g.6.4 Área total exterior del reactor (un elipsoide y la sección cilíndrica) ( $A_{TEXT}$ )

$$\begin{aligned} A_{TEXT} &= A_{OCIL} + A_{OELIP} && \text{Ecuación F.46} \\ &= (31.8 + 4.92) \text{ ft}^2 = 36.7 \text{ ft}^2 = 3.41 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

g.7 Área interior del reactorg.7.1 Área interior de la sección cilíndrica ( $A_{ICIL}$ )

$$A_{ICIL} = \pi \cdot d_i \cdot h_{CIL} = \pi \cdot 3.44 \cdot 2.88 = 31.1 \text{ ft}^2 = 2.89 \text{ m}^2$$

g.7.2 Área interior de la sección elipsoidal ( $A_{IELIP}$ )

$$A_{IELIP} = \frac{\pi \cdot d_i^2}{8} = \frac{\pi \cdot (3.44)^2}{8} = 4.65 \text{ ft}^2 = 0.432 \text{ m}^2$$

g.7.3 Área total interior del reactor (una cabeza elipsoidal y la sección cilíndrica)  
( $A_{TINT}$ )

$$A_{TINT} = A_{ICIL} + A_{IELIP} \quad \text{Ecuación F.47}$$

$$= (31.1 + 4.65)ft^2 = 35.8 ft^2 = 3.33 m^2$$

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

Cuadro F.11 (Ecuaciones F.48) *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 ( $A_P$ )	$A_P = \frac{d_i}{2}$	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 ( $J$ )	$J = \frac{d_i}{10}$	0.344	0.105
Altura del líquido ( $h$ )	$h = d_i$	3.44	1.05
Ancho de las aspás ( $L$ )	$L = \frac{A_P}{4}$	0.43	0.131
Altura de las aspás ( $W$ )	$W = \frac{A_P}{7}$	0.246	0.075

g.9 Número de Reynolds modificado para tanques agitados y enchaquetados o con serpentines ( $N_{Remod}$ )

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

$$N_{Remod1} = \frac{A_P^2 \cdot N_r \cdot \rho_{mezcla}}{\mu_{mezcla}} \quad \text{Ecuación F.49}$$

$$= \frac{(1.72)^2 \cdot 30,000 \cdot 57.2}{23.6} = 2.15 \times 10^5$$

g.9.2 Para  $N_{r2} = 45.4$  RPH

$$N_{Remod2} = \frac{A_P^2 \cdot N_r \cdot \rho_{mezcla}}{\mu_{mezcla}}$$

$$= \frac{(1.72)^2 \cdot 45.4 \cdot 57.2}{23.6} = 326$$

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

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

$$h_i = 0.36 \cdot \frac{\kappa}{d_i} \cdot \left( \frac{A_P^2 \cdot N_r \cdot \rho_{mezcla}}{\mu_{mezcla}} \right)^{\frac{1}{5}} \cdot \left( \frac{C_p \cdot \mu_{mezcla}}{\kappa} \right)^{\frac{1}{5}} \cdot \left( \frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.21}$$

Si  $\mu_b = \mu_w$ , entonces:

g.10.1 Para  $N_{r1} = 30,000$  RHP

$$H_{i1} = 0.36 \cdot \frac{0.102}{1.93} \cdot \left( \frac{(1.72)^2 \cdot 30,000 \cdot 57.2}{23.6} \right)^{2/3} \cdot \left( \frac{0.498 \cdot 23.6}{0.102} \right)^{1/3}$$

$$= 332 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 1.88 \times 10^3 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

g.10.2 Para  $N_{r2} = 45.4$  RHP

$$H_{i1} = 0.36 \cdot \frac{0.102}{1.93} \cdot \left( \frac{(1.72)^2 \cdot 45.4 \cdot 57.2}{23.6} \right)^{2/3} \cdot \left( \frac{0.498 \cdot 23.6}{0.102} \right)^{1/3}$$

$$= 4.38 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 24.9 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

g.11 Coefficiente total de limpio ( $U_C$ )

Para el vapor de calentamiento,  $h_{i0} = 1,500 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

g.11.1 Para  $N_{r1} = 30,000$  RPH

$$U_{C1} = \frac{h_{i0} \cdot h_{i1}}{h_{i0} + h_{i1}} = \frac{1,500 \cdot 332}{1,500 + 332}$$

$$= 272 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 1.54 \times 10^3 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

g.11.2 Para  $N_{r2} = 45.4$  RPH

$$U_{C2} = \frac{h_{i0} \cdot h_{i1}}{h_{i0} + h_{i1}} = \frac{1,500 \cdot 4.38}{1,500 + 4.38}$$

$$= 4.37 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 24.8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

g.12 Coefficiente total de diseño ( $U_D$ )

Se supone que  $R_d$  es  $0.002 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} / \text{Btu} = 3.52 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} / \text{W}$

g.12.1 Para  $N_{r1} = 30,000$  RPH

$$U_{D1} = \frac{U_{C1}}{1 + U_{C1} \cdot R_d} = \frac{272}{1 + 272 \cdot 0.002}$$

$$= 176 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 999 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

g.12.2 Para  $N_{r2} = 45.4$  RPH

$$U_{D2} = \frac{U_{C2}}{1 + U_{C2} \cdot R_d} = \frac{4.37}{1 + 4.37 \cdot 0.002}$$

$$= 4.33 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 24.6 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

g.13 Área de calentamiento para el reactor ( $A_R$ )

g.13.1 Para  $N_{r1} = 30,000$  RPH

$$A_R = \frac{Q_2}{U_{D1} \cdot \Delta_t} = \frac{2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}}{176 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot 126.4 ^\circ\text{F}}$$

$$= 0.903 \text{ ft}^2 = 0.0839 \text{ m}^2$$

g.13.2 Para  $N_{r2} = 45.4$  RPH

$$A_R = \frac{Q_2}{U_{D2} \cdot \Delta_t} = \frac{2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}}{4.33 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot 126.4 ^\circ\text{F}}$$

$$= 36.7 \text{ ft}^2 = 3.41 \text{ m}^2$$

g.14 Flujo másico del vapor

$$m_{\text{vapor } 2} = \frac{Q_2}{\lambda} = \frac{2.01 \times 10^4 \text{ Btu/h}}{946 \text{ Btu/lb}} = 21.2 \text{ lb de vapor/h}$$

g.15 Potencia para el agitador del reactor (P)

Según D.Q. Kern (Pg. 816), si  $A_p > 0.3 \cdot d_i$ , ( $1.72 > 1.032$ ) y  $W < A_p/6$ , ( $0.246 < 0.287$ ), entonces la potencia del agitador está dada por la siguiente ecuación:

$$P = 1.29 \times 10^{-4} \cdot d_i^{1.1} \cdot A_p^{2.72} \cdot N^{2.86} \cdot W^{0.3} \cdot h^{0.6} \cdot \mu'_{\text{mezcla}}{}^{0.14} \cdot \rho_{\text{mezcla}}{}^{0.86} \quad \text{Ecuación F.50}$$

En donde  $N'$  son l.s revoluciones por segundo que rota el agitador del reactor,  $\mu'_{\text{mezcla}}$  es la viscosidad de la mezcla dada en lb/h-seg.

g.15.1 Para  $N_{r1} = 30,000 \text{ RPH}$

$$P_1 = 1.29 \times 10^{-4} \cdot (3.44)^{1.1} \cdot (1.72)^{2.72} \cdot (8.33)^{2.86} \cdot (0.246)^{0.3} \cdot (3.44)^{0.6} \cdot \left(\frac{23.6}{3,600}\right)^{0.14} \cdot (57.2)^{0.86}$$

$$= 20.86 \text{ HP} \approx 25 \text{ HP (18.6 kW) a 500 RPM}$$

g.15.2 Para  $N_{r1} = 30,000 \text{ RPH}$

$$P_2 = 1.29 \times 10^{-4} \cdot (3.44)^{1.1} \cdot (1.72)^{2.72} \cdot (0.0126)^{2.86} \cdot (0.246)^{0.3} \cdot (3.44)^{0.6} \cdot \left(\frac{23.6}{3,600}\right)^{0.14} \cdot (57.2)^{0.86}$$

$$= 1.79 \text{ HP} \approx \frac{1}{4} \text{ HP (0.186 kW) a 0.757 RPM}$$

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<sub>MREF</sub>)

$$m_{\text{MREF}} = \text{razón de evaporación} \cdot \text{área del reactor} \cdot \text{factor de seguridad} \quad \text{Ecuación F.51}$$

$$= 6.75 \text{ kg/m}^2\text{h} \cdot 0.866 \text{ m}^2 \cdot 1.25 = 7.31 \text{ kg/h} = 16.1 \text{ lb/h}$$

h.3 Flujo de calor para la condensación del reflujo (q<sub>ref</sub>)

$$q_{\text{ref}} = m_{\text{MREF}} \cdot \lambda_{\text{MeOH}} \quad \text{Ecuación F.52}$$

$$= 16.1 \text{ lb/h} \cdot 450 \text{ Btu/lb} = 7.24 \times 10^3 \text{ Btu/h} = 2.12 \text{ kW}$$

h.4 Flujo másico de agua para el enfriamiento ( $m_{\text{agua}}$ )Cuadro F.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
$T_{\text{promedio}} (T_a)$	78.0	25.6

$$m_{\text{agua}} = \frac{q_{\text{ref}}}{C_p \cdot \Delta T_{\text{agua}}} = \frac{7.24 \times 10^3 \text{ Btu/h}}{1.0 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \cdot 20^\circ\text{F}}$$

$$= 362 \text{ lb/h} = 164 \text{ kg/h}$$

h.5 Flujo volumétrico de agua para el enfriamiento (GPM agua)

$$\text{GPM agua} = 362 \text{ lb/h} \cdot 2.0 \times 10^{-3} = 0.72 \text{ GPM de agua}$$

h.6 Diferencias de temperatura del flujo de refrigerante ( $\Delta T_{\text{ref}}$ )Cuadro F.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

$$\Delta T_{\text{ref}} = \frac{60.46 - 80.46}{\ln\left(\frac{60.46}{80.46}\right)} = 70.0^\circ\text{F}$$

h.7 Área de flujo de la coraza ( $a_s$ )

$$a_s = \frac{d_s C \cdot B}{144 \cdot P_T} \quad \text{Ecuación F.53}$$

$$= \frac{3 \cdot 0.250 \cdot 3}{144 \cdot 0.625} = 0.0250 \text{ ft}^2 = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

h.8 Masa velocidad ( $G_s$ )

$$G_s = \frac{362 \text{ lb/h}}{0.0250 \text{ ft}^2} = 1.45 \times 10^4 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2 = 7.09 \times 10^5 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2$$

h.9 Diámetro equivalente ( $D_e$ )

$$D_e = \frac{2 \cdot \frac{P_T^2 \cdot (3)^{1/2}}{4} \cdot \frac{\pi \cdot d_o^2}{8}}{3 \cdot \pi \cdot d_o} = \frac{2 \cdot \left(\frac{5}{8}\right)^2 \cdot (3)^{1/2} \cdot \frac{\pi \cdot \left(\frac{3}{8}\right)^2}{8}}{3 \cdot \pi \cdot \frac{3}{8}}$$

$$= 0.0645 \text{ ft} = 0.0197 \text{ m}$$

### h.10 Propiedades del agua a temperatura promedio ( $T_a = 78.0\text{ }^\circ\text{F} = 25.6\text{ }^\circ\text{C}$ )

Cuadro F.14: *Propiedades del agua a la temperatura promedio*

<b>Conductividad térmica (<math>\kappa</math>)</b>	0.352 Btu·ft/h·ft <sup>2</sup> ·°F	0.609 W/m·°C
<b>Capacidad calorífica (Cp)</b>	1.0 Btu/h·°F	4.19 kJ/kg·K
<b>Viscosidad (<math>\mu</math>)</b>	2.30 lb/ft·h	0.950 cP

### h.11 Número de Reynolds en la coraza ( $N_{Res}$ )

$$N_{Res} = \frac{D_e \cdot G_S}{\mu} = \frac{0.0645 \cdot 1.45 \times 10^4}{2.30} = 407$$

### h.12 Coefficiente de transferencia de calor de la pared exterior ( $h_o$ )

$$h_o = J_H \cdot \frac{\kappa}{D_e} \cdot \left( \frac{C \cdot \mu}{\kappa} \right)^{1/4}$$

Factor de transferencia de calor  $J_H = 10.05$

$$\begin{aligned} h_o &= 10.05 \cdot \frac{0.352}{0.0645} \cdot \left( \frac{1.0 \cdot 2.30}{0.352} \right)^{1/4} \\ &= 102 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 579 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

### h.13 Carga de condensado para tubos verticales ( $G'$ )

$$\begin{aligned} G' &= \frac{m_{\Delta REF}}{\pi \cdot N_t \cdot d_t} && \text{Ecuación F.54} \\ &= \frac{16.1}{\pi \cdot 7 \cdot 0.0276} = 26.5 \text{ lb/h} \cdot \text{ft lineal} = 39.5 \text{ kg/h} \cdot \text{m lineal} \end{aligned}$$

### h.14 ITERACIÓN No. 1

#### h.14.1 Temperatura de la pared del tubo ( $t_w$ )

Se asume  $h_{io} = 300 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} t_{w1} &= t_a + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} \cdot (T_{vc} - t_a) && \text{Ecuación F.55} \\ &= 78.0 + \frac{300}{300 + 102} \cdot (148.46 - 78.0) = 130.6\text{ }^\circ\text{F} = 54.8\text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

#### h.14.2 Temperatura promedio de la película ( $t_f$ )

$$\begin{aligned} t_{f1} &= \frac{T_{vc} + t_{w1}}{2} && \text{Ecuación F.56} \\ &= \frac{148.46 + 130.6}{2} = 139.5\text{ }^\circ\text{F} = 59.7\text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

h.14.3 Propiedades del metanol a temperatura promedio de película ( $t_f = 139.5$   
°F = 59.7 °C)

Cuadro F.15: *Propiedades del metanol a  $t_f$*

Conductividad térmica ( $\kappa_f$ )	0.111 Btu-ft/h-ft <sup>2</sup> ·°F	0.192 W/m·°C
Densidad ( $\rho_f$ )	47.2 lb/ft <sup>3</sup>	756 kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad ( $\mu_f$ )	0.852 lb/ft-h	0.352 cP

h.14.4 Número de Reynolds en los tubos ( $N_{Retc}$ )

$$N_{Retc} = \frac{4 \cdot G'}{\mu_f} \quad \text{Ecuación F.57}$$

$$= \frac{4 \cdot 26.5}{0.852} = 124 \text{ (Flujo laminar)}$$

h.14.5 Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior ( $h_i$ )

$$h_i = 0.4 \cdot \left( \frac{\kappa_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot g}{\mu_f^2} \right)^{1/5} \cdot \left( \frac{\mu_f}{4 \cdot G'} \right)^{1/5} \quad \text{Ecuación F.58}$$

$$h_i = 0.4 \cdot \left( \frac{(0.111)^3 \cdot (47.2)^2 \cdot 4.18 \times 10^8}{(0.852)^2} \right)^{1/5} \cdot \left( \frac{0.852}{4 \cdot 26.5} \right)^{1/5}$$

$$= 96.6 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} = 548 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

h.14.6 Coefficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior ( $h_{io}$ )

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{DI}{DE} = 96.6 \cdot \frac{0.331}{0.375} = 85.3 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} = 484 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

h.15 ITERACIÓN No.2

h.15.1 Temperatura de la pared del tubo ( $t_{w2}$ )

$$t_{w2} = t_a + \frac{h_{io1}}{h_{io1} + h_o} \cdot (T_{vc} - t_a)$$

$$= 78.0 + \frac{85.3}{85.3 + 102} \cdot (148.46 - 78.0) = 88.7 \text{ °F} = 31.5 \text{ °C}$$

h.15.2 Temperatura promedio de la película ( $t_f$ )

$$t_f = \frac{T_{vc} + t_{w2}}{2}$$

$$= \frac{148.46 + 88.7}{2} = 119 \text{ °F} = 48.3 \text{ °C}$$

h.15.3 Número de Reynolds en los tubos ( $N_{Ret}$ )

$$N_{Ret} = \frac{4 \cdot G'}{\mu_f}$$

$$= \frac{4 \cdot 26.5}{0.980} = 108 \text{ (Flujo laminar)}$$

h.16 Coefficiente total limpio ( $U_C$ )

$$U_C = \frac{h_{io1} \cdot h_o}{h_{io1} + h_o} = \frac{85.3 \cdot 102}{85.3 + 102}$$

$$= 46.4 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 263 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

h.17 Área exterior por pie lineal de tubo ( $A_{EPL}$ )

$$A_{EPL} = \pi \cdot \frac{d_o}{12} = \pi \cdot \frac{0.375}{12} = 0.0982 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal} = 0.0299 \text{ m}^2 / \text{m lineal}$$

h.18 Área de diseño ( $A_D$ )

$$A_D = N_t \cdot L \cdot A_{EPL}$$

$$= 7 \text{ tubos} \cdot 3.5 \text{ ft} \cdot 0.0982 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal} = 2.41 \text{ ft}^2 = 0.224 \text{ m}^2$$

h.19 Coefficiente total de diseño ( $U_D$ )

$$U_D = \frac{q_{ref}}{A_D \cdot \Delta T_{ref}} = \frac{7.24 \times 10^3 \text{ Btu/lb}}{2.41 \text{ ft}^2 \cdot 70.0^\circ\text{F}} = 42.9 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 244 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

h.20 Factor de obstrucción ( $R_d$ )

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} \quad \text{Ecuación F.59}$$

$$= \frac{46.4 - 42.9}{46.4 \cdot 42.9} = 0.002 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} = 4.0 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$$

h.21 Caída de presión en el condensador de reflujoh.21.1 Área de flujo por tubo en pies ( $a_t'$ )

$$a_t' = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = \frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{0.331}{12}\right)^2 = 5.98 \times 10^{-4} \text{ ft}^2 = 5.56 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

h.21.2 Área interior total de flujo ( $A_{TC}$ )

$$A_{TC} = \frac{a_t' \cdot N_t}{n} = \frac{5.56 \times 10^{-4} \cdot 7}{1} = 4.19 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 = 3.89 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

h.21.3 Masa velocidad ( $G_t$ )

$$G_t = \frac{m_{MREF}}{A_{TC}} = \frac{16.1 \text{ lb/h}}{4.19 \times 10^{-3} \text{ ft}^2} = 3.84 \times 10^3 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2 = 1.88 \times 10^4 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2$$

h.21.4 Número de Reynolds ( $N_{Ret}$ )

Viscosidad del vapor de metanol  $\mu_{VM}$  a la temperatura promedio ( $T_a = 78^\circ\text{F} = 25.6^\circ\text{C}$ ):  $0.0095 \text{ cP} = 0.023 \text{ lb/ft}\cdot\text{h}$

$$N_{Ret} = \frac{D_i \cdot G_t}{\mu_{VM}} = \frac{0.331}{12} \cdot \frac{3.84 \times 10^3}{0.023} = 5.53 \times 10^4$$

### h.21.5 Caída de presión en el lado de los tubos ( $\Delta P_t$ )

Para el número de Reynolds del lado de los tubos ( $N_{Ret}$ ) de  $5.53 \times 10^4$ , el factor de fricción es  $0.00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ . La gravedad específica para el vapor de metanol ( $S_t$ ) a la presión de 14.7 psia (1.0135 bar) es  $1.24 \times 10^{-3}$ .

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  $\mu = \mu_w$ .

$$\Delta P_t = \frac{f_t \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_p}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_i \cdot S_t \cdot \phi_t} = \frac{(0.00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2) (3.84 \times 10^4 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2)^2 \cdot 3.5 \cdot 1}{5.22 \times 10^{10} \cdot \frac{0.331}{12} \cdot 1.24 \times 10^{-3} \cdot 1}$$

$$= 5.20 \times 10^{-3} \text{ lb/in}^2 = 3.58 \times 10^{-4} \text{ bar}$$

### h.21.6 Número de cruces (N+1)

$$(N+1) = 12 \cdot \frac{L}{B} = 12 \cdot \frac{3.5}{3} = 14 \text{ cruces}$$

### 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 ( $\Delta P_s$ )

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 promedio ( $T_a = 78 \text{ }^\circ\text{F} = 25.6 \text{ }^\circ\text{C}$ ) es 0.9969.

Para el número de Reynolds del lado de la coraza ( $N_{Res}$ ) de 407, el factor de fricción es  $0.0038 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ .

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.

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \cdot \frac{f_s \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot S_s \cdot \phi_s}$$

$$= \frac{1}{2} \cdot \frac{(0.0038 \text{ ft}^2/\text{in}^2) \cdot (1.45 \times 10^4 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2)^2 \cdot 0.250 \text{ ft} \cdot 14}{5.22 \times 10^{10} \cdot 0.0645 \text{ ft} \cdot 0.9969 \cdot 1}$$

$$= 4.17 \times 10^{-4} \text{ lb/in}^2 = 2.88 \times 10^{-5} \text{ bar}$$

- i. *Condensador para recuperar el metanol sin reaccionar del reactor de metanólisis por medio de destilación al vacío*

#### i.1 Presión de trabajo para la condensación

$$\text{Presión absoluta} = \text{Presión atmosférica} - \text{Presión manométrica (vacío)}$$

$$= (29.92 - 27.92) \text{ in Hg abs} = 2 \text{ in Hg abs} = 0.982 \text{ psia} = 0.0677 \text{ bar}$$

i.2 Razón de evaporación del metanol en el reactor de metanólisis

$$\text{Razón de evaporación a presión de vacío} = \frac{\text{Exceso de metanol} \cdot 3,600}{\text{área del matraz}} \quad \text{Ecuación F.60}$$

$$\begin{aligned} \text{Razón de evaporación a presión de vacío} &= \frac{2.88 \times 10^{-3} \text{ kg/seg} \cdot 3,600}{7.85 \times 10^{-3} \text{ m}^2} \\ &= 1.32 \times 10^3 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h} = 270 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h} \end{aligned}$$

i.3 Flujo másico de metanol evaporado ( $m_{\text{MEV}}$ )

$$\begin{aligned} m_{\text{MEV}} &= 1.32 \times 10^3 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{área del reactor} \cdot \text{factor de seguridad} \quad \text{Ecuación F.61} \\ &= 1.32 \times 10^3 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h} \cdot 0.866 \text{ m}^2 \cdot 1.25 = 1.43 \text{ kg/h} = 3.15 \times 10^3 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

i.4 Flujo de calor para la condensación ( $q_{\text{cond}}$ )

$$\begin{aligned} q_{\text{cond}} &= m_{\text{MEV}} \cdot \lambda_{\text{MeOH}} \quad \text{Ecuación F.62} \\ &= 3.15 \times 10^3 \text{ lb/h} \cdot 620.3 \text{ Btu/lb} = 1.95 \times 10^6 \text{ Btu/h} = 571 \text{ kW} \end{aligned}$$

i.5 Temperatura del refrigerante (salmuera al 25% (p/p))

Cuadro F.16: *Temperaturas de la salmuera al 25%*

Temperatura	°F	°C
Entrada ( $T_1$ )	26.5	-3.06
Salida ( $T_2$ )	36.5	2.50
$\Delta T_{\text{agua}} = T_2 - T_1$	10.0	5.56
$T_{\text{promedio}} (T_a)$	31.5	-0.28

i.6 Flujo másico de salmuera al 25% ( $m_{\text{NaCl}}$ )

Calor específico ( $C_p$ ) = 0.81 Btu/lb·°F a 28°F.

$$\begin{aligned} m_{\text{NaCl}} &= \frac{q_{\text{cond}}}{C_p \cdot \Delta t} = \frac{1.95 \times 10^6 \text{ Btu/h}}{0.81 \text{ Btu/lb} \cdot \text{°F} \cdot 10.0 \text{ °F}} \\ &= 2.41 \times 10^5 \text{ lb/h} = 1.10 \times 10^5 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

i.7 Galones por minuto de salmuera al 25% ( $\text{GPM}_{\text{NaCl}}$ )

$$\begin{aligned} \text{GPM NaCl} &= (m_{\text{NaCl}}) / (8.02 \cdot \rho_{\text{NaCl}}), \text{ en donde } \rho_{\text{NaCl}} \text{ está dada en lb/ft}^3. \\ &= (2.41 \times 10^5 \text{ lb/h}) / (8.02 \cdot 74.3) = 404 \text{ GPM de salmuera al 25\%} \end{aligned}$$

i.8 Diferencia media logarítmica de la temperatura en el condensador

Cuadro F.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

$$\Delta T_{\text{cond}} = \frac{10.0 - 20.0}{\ln\left(\frac{10.0}{20.0}\right)} = 14.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

i.9 Área interior de flujo por tubo ( $a_t'$ )

$$a_t' = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = \frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{0.870}{12}\right)^2 = 4.13 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 = 3.84 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

i.10 Área interior total de flujo ( $A_{TC}$ )

$$A_{TC} = \frac{a_t' \cdot N_t}{n} = \frac{4.13 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 \cdot 934 \text{ tubos}}{2} = 1.93 \text{ ft}^2 = 0.179 \text{ m}^2$$

i.11 Masa velocidad ( $G_s$ )

$$G_s = \frac{m_{\text{NaCl}}}{A_{TC}} = \frac{2.41 \times 10^5 \text{ lb/h}}{1.93 \text{ ft}^2} = 1.25 \times 10^5 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2 = 6.11 \times 10^5 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2$$

i.12 Propiedades de la salmuera al 25% a temperatura promedio de 28 °F

Cuadro F.18: *Propiedades de la salmuera al 25% a temperatura promedio ( $t_a$ )* Cuadro F.14: *Propiedades del agua a la temperatura promedio*

Conductividad térmica ( $\kappa$ )	0.33 Btu-ft/h-ft <sup>2</sup> ·°F	0.57 W/m·°C
Capacidad calorífica ( $C_p$ )	0.81 Btu/h·°F	0.132 kJ/kg·K
Viscosidad ( $\mu$ )	8.47 lb/ft·h	12.6 cP
Densidad ( $\rho$ )	74.3 lb/ft <sup>3</sup>	1.19 × 10 <sup>3</sup> kg/m <sup>3</sup>

i.13 Número de Reynolds en la coraza ( $N_{Ret}$ )

$$N_{Ret} = \frac{D_i \cdot G_t}{\mu} = \frac{0.0870}{12} \cdot \frac{1.25 \times 10^5}{8.47} = 1.07 \times 10^3$$

Por consiguiente el flujo de la salmuera es laminar

i.14 Coefficiente de transferencia de calor de la pared exterior ( $h_i$ )

$$\frac{L}{D_i} = \frac{20 \text{ ft}}{0.870/12 \text{ ft}} = 276$$

$$h_i = J_H \cdot \frac{\kappa}{D_i} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{\kappa}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Factor de transferencia de calor  $J_H = 2.90$

$$h_i = 2.90 \cdot \frac{0.33}{0.870/12} \cdot \left(\frac{0.8 \cdot 8.47}{0.33}\right)^{1/4}$$

$$= 36.3 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} = 206 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{C}$$

i.15 Coefficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior ( $h_{io}$ )

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{DI}{DE} = 36.3 \cdot \frac{0.870}{1.00} = 31.6 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 179 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

i.16 Temperatura promedio del vapor condensante (T<sub>VC</sub>)

$$T_{VC} = \frac{(T_{1C} + T_{2C})}{2} = 46.5 ^\circ\text{F} = 8.06 ^\circ\text{C}$$

T<sub>1C</sub> = Temperatura de vapor de metanol en la entrada, °F

T<sub>2C</sub> = Temperatura del vapor condensado a la salida, °F

i.17 Temperatura promedio de la salmuera (t<sub>a</sub>)

$$t_a = \frac{T_{\text{entrada}} + T_{\text{salida}}}{2} = \frac{26.5 + 36.5}{2} = 31.5 ^\circ\text{F} = -0.278 ^\circ\text{C}$$

T<sub>entrada</sub> es la temperatura de entrada de la salmuera en el condensador, °F

T<sub>salida</sub> es la temperatura de salida de la salmuera en el condensador, °F

i.18 ITERACIÓN No. 1

i.18.1 Temperatura de la pared del tubo (t<sub>w1</sub>)

Se asume h<sub>o</sub> = 100 Btu/h·ft<sup>2</sup>·°F

$$\begin{aligned} t_{w1} &= t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \cdot (T_{VC} - t_a) \\ &= 31.5 + \frac{100}{31.6 + 100} \cdot (46.5 - 31.5) = 42.9 ^\circ\text{F} = 6.06 ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

i.18.2 Temperatura promedio de la película (t<sub>f1</sub>)

$$\begin{aligned} t_{f1} &= \frac{T_{VC} + t_{w1}}{2} \\ &= \frac{46.5 + 42.9}{2} = 44.7 ^\circ\text{F} = 7.06 ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

i.18.3 Propiedades del metanol a temperatura promedio de película (t<sub>f1</sub> = 44.7 °F = 7.06 °C)

Cuadro F.19: *Propiedades del metanol a t<sub>f1</sub>*

Conductividad térmica (κ <sub>f</sub> )	0.123 Btu·ft/h·ft <sup>2</sup> ·°F	0.213 W/m·°C
Densidad (ρ <sub>f</sub> )	50.2 lb/ft <sup>3</sup>	804 kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad (μ <sub>f</sub> )	1.77 lb/ft·h	0.73 cP
Viscosidad (μ <sub>w</sub> )	1.84 lb/ft·h	0.76 cP

i.18.4 Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior (h<sub>o1</sub>)

$$h_{o1} = 1.5 \cdot \left( \frac{\mu_f \cdot \pi \cdot N_t \cdot D_o}{4 \cdot m_{MEV}} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{\kappa_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot g}{\mu_f^2} \right)^{1/3}$$

$$h_{o1} = 1.5 \cdot \left( \frac{1.77 \cdot \pi \cdot 934 \cdot 0.0833}{4 \cdot 3.15 \times 10^3} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{(0.123)^3 \cdot (50.2)^2 \cdot 4.18 \times 10^8}{(1.77)^2} \right)^{1/3}$$

$$= 417 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 2.37 \times 10^3 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

### i.19 ITERACIÓN No.2

#### i.19.1 Temperatura de la pared del tubo ( $t_{w2}$ )

$$t_{w2} = t_a + \frac{h_{o1}}{h_{io} + h_{o1}} \cdot (T_{vc} - t_a)$$

$$= 31.5 + \frac{417}{31.6 + 417} \cdot (46.5 - 31.5) = 45.4 \text{ } ^\circ\text{F} = 7.44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

#### i.19.2 Temperatura promedio de la película ( $t_{f2}$ )

$$t_{f2} = \frac{T_{vc} + t_{w2}}{2}$$

$$= \frac{46.5 + 45.4}{2} = 46.0 \text{ } ^\circ\text{F} = 7.78 \text{ } ^\circ\text{C}$$

#### i.19.3 Propiedades del metanol a temperatura promedio de película ( $t_{f2} = 46.0 \text{ } ^\circ\text{F} = 7.78 \text{ } ^\circ\text{C}$ )

Cuadro F.20: Propiedades del metanol a  $t_{f1}$

Conductividad térmica ( $\kappa_f$ )	0.123 Btu-ft/h-ft <sup>2</sup> ·°F	0.213 W/m·°C
Densidad ( $\rho_f$ )	50.1 lb/ft <sup>3</sup>	802 kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad ( $\mu_f$ )	1.76 lb/ft-h	0.726 cP
Viscosidad ( $\mu_w$ )	1.77 lb/ft-h	0.730 cP

#### i.19.4 Coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior ( $h_{o2}$ )

$$h_{o2} = 1.5 \cdot \left( \frac{\mu_f \cdot \pi \cdot N_t \cdot D_o}{4 \cdot m_{MEV}} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{\kappa_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot g}{\mu_f^2} \right)^{1/3}$$

$$h_{o1} = 1.5 \cdot \left( \frac{1.76 \cdot \pi \cdot 934 \cdot 0.0833}{4 \cdot 3.15 \times 10^3} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{(0.123)^3 \cdot (50.1)^2 \cdot 4.18 \times 10^8}{(1.76)^2} \right)^{1/3}$$

$$= 417 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 2.37 \times 10^3 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

### i.20 ITERACIÓN No.3

#### i.19.1 Temperatura de la pared del tubo ( $t_{w3}$ )

$$t_{w3} = t_a + \frac{h_{o2}}{h_{io} + h_{o2}} \cdot (T_{vc} - t_a)$$

$$= 31.5 + \frac{417}{31.6 + 417} \cdot (46.5 - 31.5) = 45.4 \text{ } ^\circ\text{F} = 7.44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

#### i.20.2 Temperatura promedio de la película ( $t_{f3}$ )

$$t_{f3} = \frac{T_{vc} + t_{w3}}{2}$$

$$= \frac{46.5 + 45.4}{2} = 46.0^\circ\text{F} = 7.78^\circ\text{C}$$

i.21 Coefficiente total limpio ( $U_C$ )

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_{o2}}{h_{io} + h_{o2}} = \frac{31.6 \cdot 417}{31.6 + 417}$$

$$= 29.4 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 167 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

i.22 Área limpia necesaria para la condensación ( $A$ )

$$A = \frac{q_{\text{cond}}}{U_C \cdot \Delta t_{\text{cond}}} = \frac{1.95 \times 10^6}{29.4 \cdot 14.4} = 4.61 \times 10^3 \text{ ft}^2 = 428 \text{ m}^2$$

i.23 Área de flujo de la coraza ( $a_s$ )

$$a_s = \frac{d_s C' B}{144 \cdot P_T}$$

$$= \frac{50 \cdot \frac{1}{4} \cdot 12}{144 \cdot 1.25} = 0.833 \text{ ft}^2 = 0.0774 \text{ m}^2$$

i.24 Masa velocidad ( $G_s$ )

$$G_s = \frac{m_{\text{MEV}}}{a_s} = \frac{3.15 \times 10^3 \text{ lb/h}}{0.833 \text{ ft}^2} = 3.78 \times 10^3 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2 = 1.85 \times 10^4 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2$$

i.25 Temperatura promedio del metanol ( $T_a$ )

$$T_a = \frac{T_{\text{entrada}} + T_{\text{salida}}}{2} = \frac{46.5 + 46.5}{2} = 46.5^\circ\text{F} = 8.06^\circ\text{C}$$

i.26 Diámetro equivalente ( $D_e$ )

$$D_e = \frac{2 \cdot \frac{P_T^2 \cdot (3)^{\frac{1}{2}}}{4} \cdot \frac{\pi \cdot d_o^2}{8}}{3 \cdot \pi \cdot d_o} = \frac{2 \cdot (1.25)^2 \cdot (3)^{\frac{1}{2}} \cdot \pi \cdot (1.00)^2}{3 \cdot \pi \cdot 1.00}$$

$$= 0.0602 \text{ ft} = 0.0183 \text{ m}$$

i.27 Área exterior por pie lineal de tubo ( $A_{\text{EPL}}$ )

$$A_{\text{EPL}} = \pi \cdot \frac{d_o}{12} = \pi \cdot \frac{1.0}{12} = 0.262 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal} = 0.0244 \text{ m}^2 / \text{m lineal}$$

i.28 Área de diseño ( $A_D$ )

$$A_D = N_t \cdot L \cdot A_{\text{EPL}}$$

$$= 943 \text{ tubos} \cdot 20 \text{ ft} \cdot 0.262 \text{ ft}^2 / \text{ft lineal} = 4.89 \times 10^3 \text{ ft}^2 = 455 \text{ m}^2$$

i.29 Coefficiente total de diseño ( $U_D$ )

$$U_D = \frac{q_{\text{cond}}}{A_D \cdot \Delta T_{\text{cond}}} = \frac{1.95 \times 10^6 \text{ Btu/lb}}{4.89 \times 10^3 \text{ ft}^2 \cdot 14.4^\circ\text{F}} = 27.7 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 157 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

i.30 Factor de obstrucción ( $R_d$ )

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} \\ = \frac{29.4 - 27.7}{29.4 \cdot 27.7} = 0.00209 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} = 3.68 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$$

i.31 Caída de presión en el condensador

i.31.1 Número de Reynolds ( $N_{\text{Res}}$ )

Viscosidad del vapor de metanol  $\mu_{\text{VM}}$  a la temperatura promedio ( $T_a$ , inciso i.17): 0.0219 lb/ft·h

$$N_{\text{Res}} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_{\text{VM}}} = \frac{0.0602 \cdot 3.78 \times 10^3}{0.0219} = 1.04 \times 10^4$$

i.31.2 Número de cruces ( $N+1$ )

$$(N+1) = \frac{12 \cdot \text{Largo del tubo}}{\text{espaciado de deflectores}} = \frac{12 \cdot 20}{24} = 10 \text{ cruces}$$

i.31.3 Caída de presión en el lado de la coraza ( $\Delta P_s$ )

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,  $9.06 \times 10^{-5}$ . Para el número de Reynolds del lado de la coraza ( $N_{\text{Res}}$ ) de  $1.08 \times 10^4$ , el factor de fricción es  $0.0021 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ .

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  $\mu = \mu_w$ .

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \cdot \frac{f_s \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot S_s \cdot \phi_s} \\ = \frac{1}{2} \cdot \frac{(0.0021 \text{ ft}^2/\text{in}^2) \cdot (3.78 \times 10^3 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2)^2 \cdot 4.17 \text{ ft} \cdot 10}{5.22 \times 10^{10} \cdot 0.0602 \text{ ft} \cdot 9.06 \times 10^{-5} \cdot 1} \\ = 2.20 \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 0.152 \text{ bar abs}$$

i.31.4 Caída de presión en el lado de los tubos ( $\Delta P_t$ )

Para el número de Reynolds del lado de los tubos ( $N_{\text{Ret}}$ ) de  $1.07 \times 10^3$ , 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  $28^\circ\text{F}$ .

La relación de viscosidad de la salmuera del lado de los tubos ( $\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0.14}$ ) se asume igual a la unidad, esto quiere decir que  $\mu = \mu_w$ .

$$\Delta P_t = \frac{f_t \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_p}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_i \cdot S_t \cdot \phi_t} = \frac{(0.00054 \text{ ft}^2 / \text{in}^2) (1.25 \times 10^5 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2)^2 \cdot 20 \cdot 2}{5.22 \times 10^{10} \cdot \frac{0.870}{12} \cdot 1.19 \cdot 1}$$

$$= 0.0749 \text{ lb/in}^2 = 5.16 \times 10^{-3} \text{ bar abs}$$

### i.31.5 Caída de presión de retorno en los tubos ( $\Delta P_r$ )

$$V_t = \frac{G_t}{3,600 \cdot \rho_{\text{NaCl}}} = \frac{1.25 \times 10^5}{3,600 \cdot 74.3} = 0.467 \text{ ft/seg} = 0.142 \text{ m/seg}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n_p}{S_t} \cdot \frac{V_t^2}{2 \cdot g'} = \frac{4 \cdot 2}{1.19} \cdot \frac{(0.467)^2}{2 \cdot 32.2}$$

$$= 0.0228 \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 1.57 \times 10^{-3} \text{ bar abs}$$

### i.3.6 Caída de presión total ( $\Delta P_T$ )

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = (0.0749 + 0.0228) \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 0.0977 \text{ lb/in}^2 \text{ abs} = 6.74 \times 10^{-3} \text{ bar abs}$$

## j. Tanque decantador para la fase esteárica (biodiesel) y la glicerinoso

Cuadro F.21: Flujo másico de entrada al tanque decantador

Componentes	kg/día	lb/día	(%)
Fase de los ésteres	$1.01 \times 10^3$	$2.22 \times 10^3$	82
Fase de la glicerina	223	491	18
Total	$1.23 \times 10^3$	$2.71 \times 10^3$	100

### j.1. Gravedad específica de la fase continua ( $\gamma_{FC}$ )

$$\gamma_{FC} = 0.82 \cdot \gamma_{\text{fase glicerinoso}} + 0.18 \cdot \gamma_{\text{fase esteárica}} \quad \text{Ecuación F.63}$$

$$= (0.82 \cdot 1.313) + (0.18 \cdot 0.914) = 1.24$$

### j.2. Volumen del decantador

Volumen para cabezas elipsoidales, cuya altura ( $h$ ) =  $0.25D_i$ , será  $(\pi \cdot D_i^3)/24$ , en donde  $D_i$  es el diámetro interior de la cabeza.

$$V_{\text{dec}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot D_i^3}{24} + 0.25 \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot L$$

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:

$$V_{\text{dec}} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot D_i^3 \quad \text{Ecuación F.64}$$

El tiempo de retención en el tanque ( $t_r$ ) es de 30 minutos

$$V_{\text{dec}} = \frac{t_r \cdot \text{flujo de entrada (lb/día)} \cdot \text{factor de seguridad}}{60 \cdot \text{horas hábiles al día} \cdot \text{densidad (lb/ft}^3\text{)}}$$

$$V_{\text{dec}} = \frac{30 \text{ minutos} \cdot 2.71 \times 10^3 \text{ lb/día} \cdot 1.1}{60 \cdot 8 \cdot 77.38} = 2.41 \text{ ft}^3 = 0.0683 \text{ m}^3$$

Diámetro interior del tanque ( $D_i$ )

$$D_i = \left( \frac{2.41 \cdot 3}{4\pi} \right)^{1/3} \quad \text{Ecuación F.65}$$

$$= 0.832 \text{ ft} = 0.254 \text{ m}$$

j.3. Altura total de las fases o altura del líquido ligero en la rama de descarga ( $Z_T$ )

$$Z_T = 0.90 \cdot D_i \quad \text{Ecuación F.66}$$

$$= 0.90 \cdot 0.832 = 0.749 \text{ ft} = 0.228 \text{ m}$$

En donde el  $D_i$  es el diámetro del tanque.

j.4. Longitud del decantador ( $L_{\text{dec}}$ )

$$L_{\text{dec}} = 5 \cdot D_i \quad \text{Ecuación F.67}$$

$$= 5 \cdot 0.832 = 4.16 \text{ ft} = 1.27 \text{ m}$$

j.5. Altura del líquido pesado en la rama de descarga ( $Z_{A2}$ )

$$Z_{A2} = Z_B \cdot \left( \frac{\gamma_{\text{fase esteárica}}}{\gamma_{\text{fase glicerínosa}}} \right) + Z_{A1} \quad \text{Ecuación F.68}$$

En donde,  $Z_{A1}$  es la altura del líquido ligero (fase de glicerina) en el decantador.

Si la fase superior (biodiesel,  $Z_B$ ) es 5 veces la altura de la fase inferior (fase de la glicerina,  $Z_{A1}$ ), luego  $Z_B = 5 \cdot Z_{A1}$

Si  $Z_T = Z_B + Z_{A1}$ , se obtiene que,  $Z_{A1} = (Z_T/6) = (0.749/6) = 0.125 \text{ ft} = 0.0381 \text{ m}$  y  $Z_B = 0.625 \text{ ft} = 0.191 \text{ m}$ .

$$Z_{A2} = 5 \cdot Z_{A1} \cdot \left( \frac{\gamma_{\text{fase esteárica}}}{\gamma_{\text{fase glicerínosa}}} \right) + Z_{A1} = 5 \cdot 0.125 \cdot \left( \frac{0.914}{1.313} \right) + 0.125$$

$$= 0.560 \text{ ft} = 0.171 \text{ m}$$

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  $28^\circ\text{F}$ :  $74.3 \text{ lb/ft}^3$

Diámetro exterior de los tubos ( $D_o$ ): 1.0 in

Diámetro interior de los tubos ( $D_i$ ): 0.870 in

Largo de los tubos ( $L$ ): 20 ft

Número de tubos en el condensador ( $N_t$ ): 934

Factor de seguridad: 1.25

k.2 Volumen interior de los tubos ( $V_t$ )

$$V_t = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot L}{144 \cdot 4} = \frac{\pi \cdot (0.870)^2 \cdot 20}{144 \cdot 4} = 0.0826 \text{ ft}^3 = 2.34 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

k.3 Volumen total de los tubos del condensador para la destilación al vacío

$$V_{tt} = V_t \cdot N_t = 0.0826 \cdot 934 = 77.1 \text{ ft}^3 = 2.18 \text{ m}^3$$

k.4 Volumen del cuerpo del condensador ( $V_C$ )

$$V_C = \frac{\pi \cdot D_{\text{coraza}}^2 \cdot L}{144 \cdot 4} = \frac{\pi \cdot (50)^2 \cdot 20}{144 \cdot 4} = 273 \text{ ft}^3 = 7.74 \text{ m}^3$$

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 d : preparación de la salmuera al 25%

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

$$d_i = h = \text{factor de seguridad} \cdot \left( \frac{4 \cdot V_d}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = \left( \frac{4 \cdot 196}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 6.29 \text{ ft} = 2.40 \text{ m}$$

Las características del tanque son las siguientes:

Cuadro F.22: Características del tanque con agitación

Nombre de las partes del tanque agitado	Fórmula	m	ft
Diámetro del rodete $A_P$	$\frac{A_P}{d_i} = \frac{1}{3}$	0.640	2.10
Distancia entre el rodete y el fondo ( $L_{FP}$ )	$\frac{L_{FP}}{A_P} = 1$	0.640	2.10
Ancho de la placa deflectora ( $J$ )	$\frac{J}{d_i} = \frac{1}{10}$	0.192	0.629
Altura del líquido ( $h$ )	$\frac{h}{d_i} = 1$	1.92	6.29
Pitch o cabeceo de la hélice ( $P_C$ )	$P_C = 2 \cdot A_P$	1.28	4.20

k.7 Velocidad del giro del rodete

Se asume que las revoluciones del agitador serán:

$$n = 30 \text{ RPM} = 0.5 \text{ rev/seg}$$

$$N = 1,800 \text{ rev/h}$$

Viscosidad dinámica de la salmuera al 25% de la cuadro F.14 =  $3.50cP \cdot 3.6$

$$= 12.6 \text{ kg/m}^2\text{h} = 8.47 \text{ lb/ft}^2\text{h}$$

$$\begin{aligned} \text{Número de Reynolds } (N_{Re}) &= \frac{N \cdot A_P^2 \cdot \rho_{\text{NaCl al 25\%}}}{\mu_{\text{NaCl al 25\%}}} \\ &= \frac{1,800 \text{ rev/h} \cdot (0.640 \text{ m})^2 \cdot 1,192 \text{ kg/m}^3}{12.6 \text{ kg/m} \cdot \text{h}} = 6.97 \times 10^4 \text{ (flujo turbulento)} \end{aligned}$$

De acuerdo a la curva 4 de la Gráfica 2 de número de Reynolds (NRer) versus número de potencia (P), utilizando una hélice con paso (Pc) igual a  $2A_P$ , en un tanque con cuatro placas deflectoras de ancho igual a  $D_i/10$ , se obtiene un número de potencia de 0.90.

#### k.8 Cálculo de potencia para el agitador del tanque

Factor de seguridad para la potencia calculada: 1.25

Factor de proporcionalidad de la Ley de Newton: 1

$$\begin{aligned} P &= \frac{N_P \cdot \rho_{\text{NaCl al 25\%}} \cdot n^3 \cdot A_P^5}{g_c} \\ P &= 0.90 \cdot 1,192 \text{ kg/m}^3 \cdot (0.5 \text{ rev/seg})^3 \cdot (0.640 \text{ m})^5 \cdot \text{factor de seguridad} \\ &= 14.4 \text{ kg} \cdot \text{m}^2 / \text{s}^3 = 14.4 \text{ W} \cdot 1.25 = 18.0 \text{ W} = 0.024 \text{ HP} \approx 0.25 \text{ HP} = \frac{1}{4} \text{ HP} \end{aligned}$$

#### l. Equipo de refrigeración de la salmuera al 25%

De acuerdo con el inciso i.4, el calor absorbido por el refrigerante, es de  $1.95 \times 10^6$  Btu/h = 571 kW.

#### l.1 Cálculo de las toneladas de refrigeración del equipo (TR)

$$\begin{aligned} \text{TR} &= \frac{q_{\text{cond}} \cdot \text{Factor de seguridad}}{12,000 \text{ Btu/h}} \quad \text{Ecuación F.69} \\ &= \frac{1.95 \times 10^6 \text{ Btu/h} \cdot 1.10}{12,000 \text{ Btu/h}} = 179 \text{ toneladas de refrigeración} \end{aligned}$$

#### m. Cálculo de los espesores de láminas utilizados en la construcción de equipo

##### m.1 Tanques con presión interna menor que la presión externa

Para calcular el grosor de pared de un tanque con presión interna que la presión externa, se utiliza, según Hamm (1984:82), la siguiente fórmula:

$$t = D \cdot \left( \frac{2 \cdot \Delta P}{2.8 \times 10^7} \right)^{1/2} \quad \text{Ecuación F.70}$$

En donde t es el espesor de la pared, en pulgadas, D es el diámetro interno en pulgadas,  $\Delta P$  es la diferencia de presión en psi y  $2.8 \times 10^7$  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:

$$t = \frac{P \cdot 0.5 \cdot D_i}{SE - 0.6P} + C \quad \text{Ecuación F.71}$$

En donde t es el espesor de la pared, en pulgadas, P es la Presión de trabajo en psi, Di 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.

