

**Diseño de una planta de extracción, semi-
refinamiento y transesterificación de aceite de
jatropha (*Jatropha curcas*)**

Fernando Hared Castro Roveló

Zamorano, Honduras

Diciembre, 2009

ZAMORANO
CARRERA DE AGROINDUSTRIA ALIMENTARIA

**Diseño de una planta de extracción, semi-
refinamiento y transesterificación de aceite de
jatropha (*Jatropha curcas*)**

Proyecto especial presentado como requisito parcial para optar
al título de Ingeniero en Agroindustria Alimentaria en el
Grado Académico de Licenciatura

Presentado por

Fernando Hared Castro Roveló

Zamorano, Honduras

Diciembre, 2009

Diseño de una planta de extracción, semi-refinamiento y transesterificación de aceite de *Jatropha (Jatropha curcas)*

Presentado por:

Fernando Hared Castro Roveló

Aprobado:

Francisco Javier Bueso, Ph.D.
Asesor principal

Luis Fernando Osorio, Ph.D.
Director
Carrera Agroindustria Alimentaria

Adela Acosta Marchetti, D.C.T.A.
Asesora

Raúl Espinal, Ph.D.
Decano Académico

Kenneth L. Hoadley, D.B.A.
Rector

RESUMEN

Castro, F. H. 2009. Diseño de una planta de extracción, semi-refinamiento y transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*). Proyecto de graduación del programa de Ingeniería en Agroindustria Alimentaria. Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano. Honduras. 81p.

La semilla de *Jatropha* (*Jatropha curcas*) ha sido identificada como una fuente potencial para la producción de biodiesel, gracias a su alto contenido de aceite, bajos requerimientos para cultivarla y que no es usado para consumo animal o humano. La Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano, se ha propuesto implementar estudios bioenergéticos, los cuales necesitan del diseño idóneo de una planta procesadora de biodiesel. En el presente estudio se realizaron balances de materia para calcular el rendimiento de la semilla de *Jatropha* (*Jatropha curcas*) para la producción de biodiesel; también se calculó la cantidad de desechos generados por cada tanda de producción en la planta a instalar. De la misma manera se realizaron cálculos de consumo y pérdidas de energía en cada operación unitaria. Se diseñó un flujo de proceso con las necesidades de alimentación de la maquinaria para una producción continua. Los cálculos fueron limitados a infraestructura establecida y maquinaria predeterminada. Con el programa AUTOCAD® se diseñaron los planos de electricidad, maquinaria y tuberías a instalar. Se estima que por cada tanda se deberían introducir 198.31 kg de semilla de jatropha para obtener 50 kg de aceite filtrado, 39.2 kg de aceite después del proceso de semi-refinamiento y 38.3 kg de biodiesel, para un rendimiento estimado del 97.7 % de biodiesel con base en el aceite refinado. Se estima que para una tanda de producción el consumo total de vapor es 48,934.3 kJ, con una pérdida de energía de 3,990.8 kJ/h y un requerimiento total de energía eléctrica de 15,325 Wats.

Palabras clave: AUTOCAD, biodiesel, calor, neutralizado, pérdida de energía.

CONTENIDO

PORTADILLA	I
PÁGINA DE FIRMAS	II
RESUMEN	III
CONTENIDO	IV
ÍNDICE DE CUADROS, FIGURAS Y ANEXOS	V
1. INTRODUCCIÓN.....	1
2. REVISIÓN DE LITERATURA	3
3. MATERIALES Y MÉTODOS.....	13
4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	17
5. CONCLUSIONES.....	41
6. RECOMENDACIONES	42
7. BIBLIOGRAFÍA.....	43
8. ANEXOS.....	47

ÍNDICE DE CUADROS, FIGURAS Y ANEXOS

Cuadro

1. Norma de aplicación PNA 16 018 05 Combustible Biodiesel puro (B100) Especificaciones.	5
2. Perfil de ácidos grasos de aceite de jatropha (<i>Jatropha curcas</i>)	6
3. Propiedades químicas y termodinámicas de los recursos utilizados.	9
4. Propiedades físicas, químicas y termodinámicas de los recursos utilizados	10
5. Análisis químicos de materias primas.	17
6. Resultados de los cálculos del calibre de cable a utilizar.	27
7. Materiales eléctricos a utilizar.	27
8. Consumos de energía eléctrica.	28

Figura

1. Proceso de transesterificación de aceite.	4
2. Flujo de proceso de extracción de aceite de jatropha (<i>Jatropha curcas</i>).	30
3. Flujo de proceso de semi-refinamiento de aceite de jatropha (<i>Jatropha curcas</i>).....	31
4. Flujo de proceso de transesterificación de aceite de jatropha (<i>Jatropha curcas</i>).....	32
5. Diseño de distribución de la maquinaria en la planta.	35
6. Diseño de diagrama de recorrido de la planta.	36
7. Diagrama monofilar de alumbrado.	37
8. Diagrama monofilar de circuito de potencia.	38
9. Diagrama monofilar de tomacorrientes	39
10. Diseño de tuberías de conducción de vapor y condensado.	40

Anexo

1. Balance de materia y energía.....	47
2. Pérdidas de energía por transferencia de calor	71

1. INTRODUCCIÓN

El panorama energético mundial ha experimentado grandes cambios en los últimos años, debido a constantes incrementos en los precios de los combustibles fósiles, agotamiento progresivo de las fuentes de combustibles fósiles, degradación continua del medio ambiente, sobre todo en los países desarrollados, elevadas tasas de demanda que llevan a que este recurso energético constituya el 80 % de la fuente energética mundial. Estas y otras razones no mencionadas, han llevado a la necesidad de promover la generación de nuevas fuentes energéticas que puedan reemplazar a los combustibles fósiles, como lo son los biocombustibles, que además de ofrecer soluciones a los aspectos antes mencionados, se pueden obtener de una gran variedad de fuentes energéticas, ofreciendo una matriz más compleja de opciones y beneficiando así a una producción más factible para las empresas productoras de biocombustibles.

Este documento está enfocado en la producción de biodiesel de aceite de jatropha, el cual ha sido de gran interés actual para la producción de combustibles alternativos en Honduras, debido a la fácil adaptabilidad de estos cultivos a condiciones extremas de suelo y clima, su facilidad de producción en muchos sectores agrícolas del país y debido a que estos son considerados como malezas de poco valor nutricional y comercial.

La ASTM (American Society for Testing and Materials) (2009), define el Biodiesel como el éster mono alquílico de cadena larga de ácidos grasos derivados de recursos renovables, como por ejemplo aceites vegetales o grasas animales, para utilizarlos en motores Diesel.

La Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano, ha mostrado gran interés de realizar investigaciones relacionadas con la producción, almacenamiento, análisis de rentabilidad, estudio de rendimiento, caracterización física y química de biodiesel y para el próximo año se espera un estudio de eficiencia energética de biodiesel en un motor de combustión interna bajo condiciones reales de funcionamiento.

El presente trabajo tuvo como objetivo diseñar una planta de extracción, semirefinamiento y transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

1.1 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

Zamorano cuenta con una planta para producir biodiesel con capacidad de 0.4536 m³/día, la cual no ha sido utilizada, debido a la falta de acondicionamiento y abastecimiento de agua, energía eléctrica y vapor. Para el año 2010 se realizarán estudios del funcionamiento de biodiesel en un motor de combustión interna, bajo condiciones reales de funcionamiento; esto crea la necesidad de establecer una fuente productora de biodiesel a nivel industrial, que permita la producción de altos volúmenes de biodiesel.

1.2 LÍMITES DE ESTUDIO

La infraestructura de planta y la maquinaria a instalar ya estaban preestablecidas, por lo que este diseño está acomodado a estos límites.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 OBJETIVO GENERAL

- Diseñar de una planta de extracción, semi-refinamiento y transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Diseñar los planos de electricidad, ubicación de maquinaria, tuberías de vapor y diagrama de recorrido de la planta de extracción, semi-refinamiento y transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) utilizando el programa AUTOCAD®, con dimensiones reales de instalación.
- Calcular el consumo de energía en forma de vapor y pérdidas por liberación de calor al ambiente.
- Calcular el consumo de energía eléctrica requerido para el funcionamiento normal de la planta.
- Calcular la cantidad de producto que debe ser alimentado en cada operación unitaria, para que se genere un flujo de producción continuo.
- Determinar la cantidad de desechos generados.
- Diseñar un flujo de proceso para la planta.

2. REVISIÓN DE LITERATURA

2.1 BIODIESEL

El biodiesel es un biocombustible renovable que se obtiene de la transesterificación de aceites vegetales con alcoholes de bajo peso molecular. Es amigable con el medio ambiente, ya que contribuye a mantener el balance de CO₂ y reduce las emisiones de gases de efecto invernadero como los SO_x y el CO (Srivastava 2000). Las técnicas convencionales para la producción de Biodiesel utilizan reactores con catalizadores ácidos o básicos y subsiguiente separación por operaciones unitarias como destilación, centrifugación, flash, filtración y decantación (Ma y Hanna 1999).

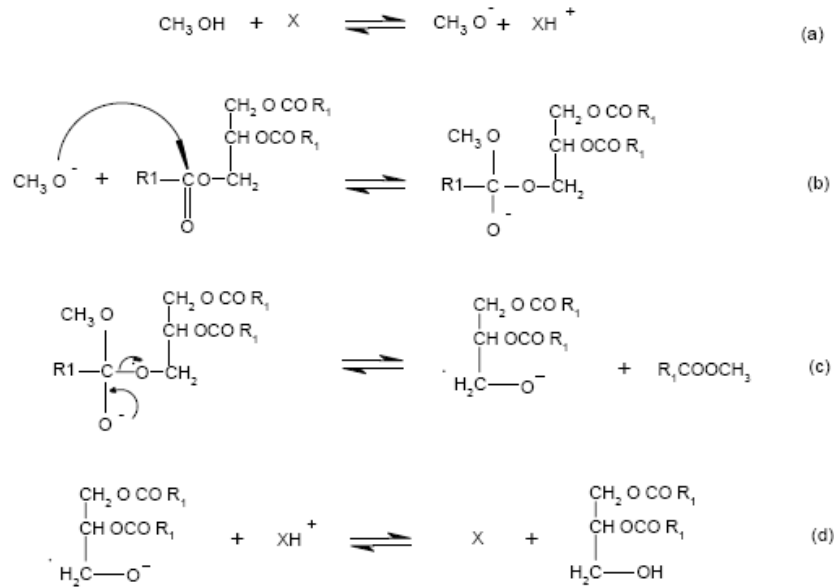
Según Conde y Wenzel (1974), para la transesterificación se pueden usar tres tipos de catalizadores: ácidos (ácidos sulfúricos, ácidos sulfónicos y ácido clorhídrico), alcalinos (hidróxido de sodio, metóxido de sodio, metóxido de potasio y carbonatos) y enzimáticos (lipasas).

En cualquiera de los casos el producto obtenido es una mezcla de ésteres, glicerol, alcohol, mono, di y triglicéridos. La transesterificación en fase homogénea con catalizadores alcalinos es más rápida y las condiciones de reacción son moderadas con respecto a los catalizadores ácidos. Sin embargo, su uso en la transesterificación de aceites vegetales produce jabón por neutralización de los ácidos grasos libres y la saponificación de los triglicéridos (Fukuda *et al.* 2001).

La formación de jabón es indeseable ya que consume parcialmente el catalizador, disminuye el rendimiento y hace más difícil la separación y purificación del biodiesel.

Según Pai *et al.* (2002), la transesterificación consta de tres reacciones reversibles consecutivas en las que se van esterificando cada uno de los ácidos grasos unidos al glicerol; el primer paso es la conversión de triglicéridos (TG) a diglicéridos (DG), seguido por la conversión de diglicéridos (DG) a monoglicéridos (MG) y, finalmente, monoglicéridos a glicerina produciéndose una molécula de éster por cada glicérido en cada paso. Los productos en mayor proporción son los ésteres de ácidos grasos (biodiesel) y el glicerol (subproducto utilizado en la industria farmacéutica, alimentaria y de cosméticos). En la Figura 1, se detallan los pasos de la reacción de transesterificación.

Debido a que la reacción es reversible, se utiliza un exceso de alcohol para aumentar la conversión a ésteres (Montoya 2006).



R1 = radicales alquilo, X = catalizador

Figura 1. Proceso de transesterificación de aceite.

Fuente: Schuchardt *et al.* (1998).

La etapa de separación y purificación del biodiesel es primordial a la hora de determinar los costos de operación. Algunos autores proponen separar primero los ésteres grasos y la glicerina antes de recuperar el alcohol (Ma y Hanna 1999).

En general para los procesos ácidos y básicos, luego de la separación del biodiesel, es necesaria una neutralización de estos catalizadores en cada fase, con el fin de formar sales que puedan retirarse posteriormente. Luego de la neutralización, la fase del éster se somete a un proceso de lavado con agua caliente para remover las sales y la glicerina que no se haya separado, finalmente el biodiesel es secado mediante destilación o flash al vacío (Ma y Hanna 1999).

Según Syam (2009), los efectos de los porcentajes de catalizador utilizados en la producción de biodiesel de aceite de jatropha afectan los rendimientos de metil éster obtenidos, siendo las proporciones de 1 y 1.2 % de de KOH hidróxido de potasio (KOH), con base en el peso del aceite, las que ofrecen los rendimientos de metil éster más altos y estables a diferentes temperaturas de reacción.

La metanólisis del aceite de jatropha en la presencia de hidróxido de potasio como catalizador, muestra un rendimiento de metil ésteres del 99 %, el cual es alcanzado a una temperatura de 65 °C, con una relación molar de metanol-aceite de 6:1 y un tiempo de reacción de 60 minutos (Syam 2009).

Según García (2009), habitualmente en el proceso de transesterificación de aceites se genera 90 % de biodiesel y 10 % de glicerinas (subproducto), las que deben ser separadas de la matriz de biodiesel para obtener un biodiesel bajo las especificaciones exigidas.

Cuadro 1. Norma de aplicación PNA 16 018 05 Combustible Biodiesel puro (B100) Especificaciones.

Requisito	Unidad	Límites		Método de ensayo
		Máximo	Mínimo	
Contenido de ester	%	96.5		PrEN 14103
Densidad a 15 °C	(m/m) g/cm ³	850	900	ISO 3675 //ISO 12185, ASTMD 7042
Viscosidad cinemática a 40 °C	mm ² /s	3	6.5	IRAM-IAP A 6597, ISO 3104 // ASTM D 445
Punto de inflamación	°C	100		ISO/CD 3679//ASTM D 93
Contenido de azufre	mg/kg		10	ASTM D 2622 // ASTM D 5453
Residuo carbonoso (sobre 10 % de residuo de destilado)	g/100kg		0.3	ASTM D 4530 // ISO 10370, ASTM D 189
Número de cetano		45		ASTM D 613 // ISO 5165
Cenizas sufatadas	% (m/m)		0.05	ISO 3987
Contenido de agua y sedimento	% (m/m)		0.05	ASTM D 4928, ISO 12937
Corrosión a la lámina de cobre (3 h a 50 °C)			1	IRAM-IAP A 6533, ASTM D 130 // ISO 2160
Estabilidad a la oxidación, a 110 °C	Horas	6		PrEN 14112 // ASTM D 2274
Índice de acidez	mg KOH/g		0.8	IRAM 6558 // PrEN 14104 ASTM D 664
Contenido total de glicerina	% (m/m)		0.25	PrEN 14105// ASTM D 6584
Contenido de metanol o etano libre	% (m/m)		0.5	PrEN 14110
Contenido de monoglicérido	% (m/m)		0.8	PrEN 14105
Contenido de diglicérido	% (m/m)		0.2	PrEN 14105
Contenido de triglicérido	% (m/m)		0.2	PrEN 14105
Glicerina libre	% (m/m)		0.02	PrEN 14105 // Pr EN 14106, ASTM D 6584
Metales alcalinos (Na + K)	mg/kg		5	Pr EN 14108 // Pr EN 14109
Contenido de fósforo	mg/kg		10	PrEN 14107
Lubricidad	µm		250	ISO 12156-1
Punto de enturbamiento	°C		3	ASTM D 5571// ASTM D 2500
Destilación máx. a 360 °C	% vol	90		ASTM D 1160
Punto de obturación de filtro frío			0	IP 309//EN116

Fuente: Normas de aplicación PNA (2005).

Anguaya (2007), analizó la estabilidad en almacenamiento de biodiesel sin aditivos obtenido de piñón, el cual mostró un alto índice de oxidación. En el Cuadro 1, se presentan los parámetros de calidad para biodiesel.

Estudios previos realizados por Acevedo (2008), demuestran que el aditivo antisolidificante que ofrece los mejores resultados por debajo de 10 °C, es el Wintron XC30 a concentraciones de 0.5 %. En cuanto al antioxidante, los estudios realizados por Sáenz (2008), muestran que el mejor antisolidificante bajo condiciones de deterioro acelerado (39.7 °C y 91.1 % HR) y condiciones ambientales normales de Zamorano (24.4 °C y 74.8 % HR), es el BHT a una concentración de 0.5 %.

El perfil de ácidos grasos del aceite de maíz, soya y palma hace que existan diferencias en el biodiesel extraído a partir de éstos recursos. El aceite de maíz, con un 88 %, es el que contiene mayor % de ácidos grasos insaturados y el aceite de soya con un 75.6 % de ácidos grasos Insaturados y 7 % de 18:3 (linolénico), fueron los que obtuvieron valores elevados de índices de peróxidos, por ende una mayor oxidación.

2.2 JATROPHA (*JATROPHA CURCAS*)

Es una oleaginosa de porte arbustivo con más de 3500 especies agrupadas en 210 géneros. Originaria de México y Centroamérica, pero crece en la mayoría de los países tropicales. Se cultiva en América Central, Sudamérica, Sureste de Asia, India y África. Según Henning (2009), las semillas de jatropha contienen entre 30 y 35 % de aceite no comestible.

Según Münch y Kiefer (1986), el aceite de jatropha curcas posee una densidad de 0.92 g/cm³, un punto de solidificación de -5 °C y una viscosidad cinemática de 75.7×10⁻⁶ m²/s. El aceite de jatropha muestra un perfil de ácidos grasos bastante sesgado hacia ácidos grasos insaturados, esto obliga la adición de antioxidantes, debido a su susceptibilidad a la oxidación lipolítica y auto-oxidación; en el Cuadro 2, se detalla su perfil de ácidos grasos (Gübitz *et al.* 1999).

Cuadro 2. Perfil de ácidos grasos de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*)

Ácido graso	Fórmula	Estructura	Peso (%)
Mirístico	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	14:00	0-0.1
Palmítico	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	16:00	14.1-15.3
Palmitoléico	C ₁₆ H ₃₀ O ₂	16:01	0-1.3
Estearico	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	18:00	3.7-9.8
Oléico	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	18:01	34.3-45.8
Linoléico	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18:02	29.0-44.2
Linolénico	C ₁₈ H ₃₀ O ₂	18:03	0-0.3
Araquídico	C ₂₀ H ₄₀ O ₂	20:00	0-0.3
Behénico	C ₂₂ H ₄₄ O ₂	22:00	0-0.2

Fuente: Gübitz *et al.* (1999).

Según Seemamahannop *et al.* (2009), el principal obstáculo para el uso de aceite y harina de *Jatropha* para la alimentación humana y animal, es su alta toxicidad. Los compuestos no nutritivos y tóxicos que han sido identificados incluyen los inhibidores de la tripsina, curcín (una lecitina), flavonoides, vitexina y 12-deoxyl-16-ésteres hydroxyphorbol. Los ésteres de forbol son el principal obstáculo para el uso comercial de variedad de semillas de *Jatropha* como materia prima para alimentos.

2.3 REQUERIMIENTOS Y DISPOSICIONES ESTATALES PARA LA INSTALACIÓN DE UNA PLANTA

La DGPSSTSS (2005), mediante el Reglamento General de Medidas Preventivas de Accidentes de Trabajo y Enfermedades Profesionales, en el artículo 136, establece que el espacio mínimo que debe existir entre hornos, calderas y aparatos que aumenten la temperatura del ambiente debe ser de 1.50 metros; en el artículo 53, establece que los pasillos, corredores y galerías deben ser no menores a 1.20 metros de ancho; en el artículo 51, establece que la altura mínima de los establecimientos de trabajo debe ser no menor a 2.50 metros; en el artículo 83, establece que la distancia mínima entre las partes salientes de las máquinas y cualquier otra estructura, nunca debe ser inferior a ochenta centímetros; en el artículo 134, establece que la distancia mínima que debe existir entre aparatos a que trabajan a presión como calderas y las paredes es 2 metros y el nivel de iluminación no debe ser menor a 300 lux; en el artículo 115, establece que los interruptores térmicos (breakers) deben ser protegidos contra cortocircuitos en todas sus fases, empleándose interruptores automáticos magnéticos térmicos (preferentemente a fusibles); en el artículo 346, establece que los pasillos y lugares de trabajo deben tener un nivel de iluminación por encima de 150 lux y los almacenes un nivel de iluminación de 200 lux.

2.4 MAQUINARIA A INSTALAR

2.4.1 Proceso de extracción de aceite

2.4.1.1 Pelador modelo DME-100. El equipo viene con un motor de 1 hp y un motor de 1.5 hp Los motores son impulsados con la frecuencia generada por el panel (construido de placas de acero al carbono para su firme fijación a la pared). La capacidad de alimentación es de 100 kg/h.

2.4.1.2 Molino Triturador-30. Este equipo será impulsado por un motor de 3 hp, con la ayuda directa de la clave para comenzar su funcionamiento. La capacidad de alimentación nominal es de 40-50 kg/h.

2.4.1.3 Cocina vertical modelo TEC-30R. Posee doble fondo para el uso de vapor, el consumo de vapor será proporcional a la unidad. En el caso del acondicionamiento térmico de una semilla de la temperatura (la adopción de 20 °C) hasta la temperatura deseada (la adopción de 100 °C) se necesitan aproximadamente 2.240 kcal/h. Esta diseñada para proporcionar un máximo de 10 a 15 kg/h. Impulsado por el equipo de motor, 1 hp.

2.4.1.4 Prensa modelo MPE-40. Este equipo opera con un motor de 5 CV (4.93 hp) y con el panel de control de frecuencia para el control de la velocidad del prensado. La eficiencia de este proceso depende del tratamiento previo que se le da a la semilla a prensar, generalmente este valor oscila entre 80 y 90 % de eficiencia. La capacidad nominal es de 40-50 kg/h.

2.4.1.5 Filtro Prensa Modelo FPE-20/10. El equipo se suministra con el motor de 0.33 CV (0.325 hp) y con el panel de control de frecuencia para controlar la velocidad de la bomba de potencia, el filtro de 10 placas tiene una capacidad de alimentación de 184 kg/h de aceite. Esta máquina genera en promedio un 20 % de desechos del total del aceite alimentado.

2.4.2 Planta de refinamiento

2.4.2.1 Reactor abierto simple. El equipo utiliza vapor saturado, el sistema utiliza la agitación de motor de 1 hp con panel de control con inversor de frecuencia. La capacidad de alimentación es de 50 kg.

2.4.2.2 Otras especificaciones. Todos los motores son de conexión trifásica y con una carga igual a 220 voltios. La tubería de alimentación de vapor tiene un diámetro de 0.019 metros, para las máquinas que lo requieren.

2.4.3 Caldera SERVITEC, horizontal

2.4.3.1 Tubería principal de alimentación de vapor. Tubo de hierro negro puro (cédula 40), con un diámetro de 0.038 metros.

2.4.3.2 Tubería de alimentación secundaria de vapor y de retorno de agua condensada. Tubo de hierro negro puro (cédula 40), con un diámetro de 0.019 metros.

2.4.3.3 Material aislante. Cañería de fibra de vidrio de 0.102 metros de diámetro externo y un diámetro interno de 0.038 metros, para la tubería de alimentación principal y 0.019 metros para la tubería de alimentación secundaria.

2.4.3.4 Presión en la tubería de alimentación. Generalmente se mantiene en 517.11 kpa.

2.4.3.5 Generación de vapor. Aproximadamente 236.36 kg/h y un consumo de agua de 0.011 m³ a 0.013 m³/6 min.

2.4.3.6 Requerimientos eléctricos. Motor de la bomba de agua: 1.5 hp y un motor de un agitador de leña: 0.5 hp.

2.4.4 Planta de biodiesel

Esta planta utiliza vapor y energía eléctrica para su funcionamiento, el consumo de vapor varía de acuerdo a la cantidad de producto alimentado, el consumo de energía eléctrica es generado por una bomba de 0.3 hp, 2 bombas de 0.5 hp y 2 agitadores de 0.3 hp de potencia cada uno. La capacidad nominal de producción es de 0.4536 m³/día.

2.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Para realizar el balance de materia y energía se investigaron las propiedades físicas, químicas y termodinámicas de los recursos utilizados, las que se detallan en los Cuadros 3 y 4.

Cuadro 3. Propiedades químicas y termodinámicas de los recursos utilizados.

Descripción	Características	Valor	Fuente bibliográfica
Vapor saturado a 105 °C	Entalpía líquida (Hc)	440.15 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 105 °C	Entalpía de vapor (Hv)	2,683.8 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Aire seco a 40.05°C	Densidad (ρ)	1.092 kg/m ³	Raznjevic (1978)
Aire seco a 40.05°C	Coefficiente volumétrico de expansión (β)	0.0032 /°C	Raznjevic (1978)
Aire seco a 40.05°C	Calor específico (Cp.)	1.014 kJ/kg°C.	Raznjevic (1978)
Aire seco a 40.05°C	Conductividad térmica (k)	0.0265 W/m°C.	Raznjevic (1978)
Aire seco a 40.05°C	Viscosidad (μ)	0.000019 N. s/m ²	Raznjevic (1978)
Aire seco a 40.05°C	Número de Prandtl (Pr)	0.71	Raznjevic (1978)
Cuando el producto del número de Grashof por el número de Prandtl es igual a 1.629×10^6	Valores de a y m	0.53 y ¼.	Perry y Chilton (1973)
Vapor a 543.1 kpa	Temperatura (T°)	155 °C	Keenan <i>et al.</i> (1969)

Cuadro 4. Propiedades físicas, químicas y termodinámicas de los recursos utilizados

Descripción	Características	Valor	Fuente bibliográfica
Aire seco a 150°C	Densidad (ρ)	0.810 kg/m ³	Raznjevic (1978)
Aire seco a 150°C	Coefficiente volumétrico de expansión (β)	2.37 /°C	Raznjevic (1978)
Aire seco a 150°C	Calor específico (Cp.)	1.028 kJ/kg°C	Raznjevic (1978)
Aire seco a 150°C	Conductividad térmica (k)	0.0336 W/m°C	Raznjevic (1978)
Aire seco a 150°C	Viscosidad (μ)	0.000023732 Pa.s	Raznjevic (1978)
Aire seco a 150°C	Número de Prandtl (Pr)	0.17	Raznjevic (1978)
Aire a 140 °C	Viscosidad (μ)	23.340x10 ⁻⁶ Pa.s	Raznjevic (1978)
Tubería de hierro con un diámetro externo (OD) de 0.0381m	Diámetro interno (ID)	0.03561 m	Toledo (1991)
Hierro puro	Conductividad térmica (k)	73 W/ (m°C)	Holman (1990)
Fibra de vidrio	Conductividad térmica (k)	0.038 W/ (m°C).	Holman (1990)
Tubería de hierro con un diámetro externo (OD) de 0.01905m	Diámetro interno (ID)	0.01656 m	Toledo (1991)
Vapor saturado a 110°C	Entalpía líquida (Hc)	461.30 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 110°C	Entalpía de vapor saturado (Hv)	2,691.5 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 115°C	Entalpía líquida (Hc)	482.48 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 115°C	Entalpía de vapor saturado (Hv)	2,699 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 475.8 kpa	Entalpía líquida (Hc)	632.20 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 475.8 kpa	Entalpía de vapor saturado (Hv)	2,746.5 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 543.1 kPa	Entalpía líquida (Hc)	653.84 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Vapor saturado a 543.1 kPa	Entalpía de vapor saturado (Hv)	2,752.4 kJ/kg	Keenan <i>et al.</i> (1969)
Ácido fosfórico	Calor específico (Cp.)	1.8 kJ/kg°C	Thermophos (2009)
Hidróxido de sodio, Na (OH)	Calor específico (Cp.)	1.49 kJ/kg°C	Innophos Phosphoric Acid (2009)
Arcilla arenosa	Calor específico (Cp.)	1.381 kJ/kg°C	The engineering toolbox (2005)
Semilla de jatropha	Porcentaje promedio del contenido proteico	18.2 %.	Duke y Atchley (1983)
Metanol	Calor específico (Cp.)	1.93 kJ/kg°C	The engineering toolbox (2005)
Glicerol	Calor específico (Cp.)	2.4 kJ/kg°C	Dirac Delta (2009), Wikipedia (2009).
Biodiesel de aceite de jatropha	Calor específico (Cp.) promedio	2.0128153 kJ/kg°C	McFarlane (2009)
Potasio hidratado	Calor específico (Cp.)	3.68 kJ/kg°C	The engineering toolbox (2005)

2.6 PROCESO DE REFINAMIENTO QUIMICO DEL ACEITE

2.6.1 Proceso de desgomado de aceite

El proceso de desgomado consiste en eliminar los fosfátidos presentes en el aceite; separando las gomas del aceite por medio de la adición de ácido, que posteriormente se precipitan y se extraen mediante decantado. Usualmente se adiciona 0.05-0.1 % de ácido fosfórico al aceite crudo, agitando constantemente por 60 minutos, manteniendo la reacción a 60 °C y luego dejar reposar hasta que las gomas (fosfátidos) se hayan precipitado (Schmutzler 1991).

Además del ácido fosfórico, se puede utilizar ácido acético para precipitar los fosfátidos presentes en el aceite. Según Schmutzler (1991), se debe agregar 1 % de ácido acético con base al peso del aceite utilizado, agitar fuertemente por 10 minutos y luego agitar suavemente por 20 minutos, preferiblemente dejar reaccionando por 30 minutos.

2.6.2 Proceso de neutralizado del aceite

En el proceso de neutralizado de aceite, se pretende eliminar los ácidos grasos libres contenidos en el aceite. Se debe agregar 10 % de una solución acuosa de silicato de sodio (0.17 % puro silicato de sodio), con base al peso del aceite utilizado, agitar fuertemente por 5 minutos y luego agitar suavemente por 10 minutos (Schmutzler 1991).

Otra forma de neutralizar el aceite es adicionarle soda cáustica, con base en la cantidad de ácidos grasos libres presentes en el aceite. Según Affandi (1974), la concentración de soda a utilizar variará, con respecto a la concentración de ácidos grasos libres presentes en el aceite. El proceso de neutralizado de aceite tarda de una a dos horas, manteniendo la reacción a una temperatura de 80 °C (Acosta 2009).

2.6.3 Proceso de blanqueado de aceite

El proceso de blanqueado consiste en eliminar pigmentos que le dan al aceite una tonalidad oscura. Según Affandi (1974), el blanqueado de aceite debe realizarse a una temperatura de 100 °C, la cantidad de arcilla a usar, varía de acuerdo a la cantidad de aceite a blanquear, usualmente se agrega de 0.5-1 % de arcilla activada, con base en la cantidad de aceite utilizado.

La arcilla activada, además de atrapar pigmentos durante la reacción, atrapa trazas de aceite que deben ser consideradas cuando se procesan volúmenes significativos de aceite, ya que representan mermas en el proceso; según Affandi (1974), el porcentaje de aceite que usualmente se pierde durante el proceso de blanqueado, varía de 40-45 % del peso de la arcilla seca.

2.6.4 Proceso de desodorizado

Según Affandi (1974), la desodorización de aceites es necesaria para remover los olores y sabores desagradables contenidos naturalmente en el aceite y aquellos adquiridos durante su procesamiento, el aceite es generalmente calentado de 220 °C a 240 °C, se utiliza una presión de 2 mbar. De esta manera se eliminan los carotenoides, sabores y olores no deseables.

En Europa, las temperaturas de desodorización que comúnmente se utilizan, varían entre 175 °C y 205 °C, pero en los Estados Unidos, utilizan temperaturas de 235 °C -250 °C, Adicionándole 0,01 % de ácido cítrico, para inactivar trazas de contaminantes metálicos como el hierro soluble o compuestos de cobre (Baldwin y Formo 2009).

2.6.5 Proceso de evaporación de agua

Según García (2009), una vez refinado el aceite, se debe evaporar el agua contenida, ya que el agua aumenta la susceptibilidad del aceite a oxidarse; el proceso consiste en someter el aceite a temperaturas entre 105 y 120 °C hasta que no se generen burbujas de vapor en el aceite.

De acuerdo con Acosta (2009), después de la evaporación del agua, se debe decantar el aceite, para separar la fase acuosa de la fase oleosa, el proceso de decantado puede durar de una a dos horas.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1 UBICACIÓN DEL ESTUDIO

El estudio se realizó en la Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano, localizada a 30 km. de Tegucigalpa, a una altura de 814 msnm, en el departamento de Francisco Morazán, en las siguientes coordenadas: N 14 ° Y O 87 °, con una precipitación promedio anual de 1,100 mm, y una temperatura promedio anual de 24 °C.

3.2 MATERIA PRIMA

- Metanol, grado ACS, ISO, Reag. Ph EUR. 98 % de pureza
- NaOH pellets, grado reactivo, 97 % pureza, Sigma Aldrich
- Hidróxido de potasio en (99 % de pureza), Sigma Aldrich
- Agua destilada
- Semilla de jatropha (*Jatropha curcas* var. *cabo verde*)
- Etanol anhidro, ≥ 99.5 % (200 proof) (Aldrich) 459836-1 A.C.S. reactivo
- Solución de NaOH, 0.1 N
- Solución de NaOH, 0.25 N
- Indicador de fenolftaleína al 1 % (p/V) en metanol neutralizado

3.3 EQUIPO

- Agitadores magnéticos
- Papel filtro
- Erlenmeyers de 250 mL
- Balanza analítica modelo AE 200 Metler®
- Decantador de 250 mL. Kymax®
- Horno Fischer Isotemp Scientific®
- Termómetro
- Cristalería del LAAZ (Laboratorio de Análisis de Alimentos Zamorano)
- Peladora, HORVICK-MFG. MOORHEADR VIKING
- Prensado en frío, OEKOTEC, KOMET, DD 85 G
- Horno fermentador, Duke Manufacturing Co. AHPO-6/18-208
- AUTOCAD® 2009
- Microsoft office Visio 2007

3.4 ANÁLISIS DE MATERIAS PRIMAS

3.4.1 Humedad de la semilla de jatropha (AOAC 925.09)

Se determinó la humedad de la semilla en porcentaje con base en el volumen de la muestra. Se realizó un duplicado para observar algún indicio alto en la humedad.

3.4.2 Humedad de la semilla prensada (torta) de jatropha (AOAC 925.09)

Se determinó la humedad de la semilla prensada (torta) a en porcentaje con base en el volumen de la muestra. Se realizó un duplicado para observar algún indicio alto en la humedad.

3.4.3 Acidez del aceite de jatropha

Se determinó la acidez en porcentaje de AGL por el método 14.3.10 de Nielsen (2003).

3.4.4 Humedad de las glicerinas (AOAC 925.09)

Se determinó la humedad de las glicerinas en porcentaje con base en el volumen de la muestra. Se realizó un duplicado para observar algún indicio alto en la humedad.

3.4.5 Humedad de las gomas (AOAC 925.09)

Se determinó la humedad de las gomas en porcentaje con base en el volumen de muestra. Se realizó un duplicado para observar algún indicio alto en la humedad.

3.4.6 Humedad del aceite de jatropha (AOAC 925.09)

Se determinó la humedad del aceite en porcentaje con base en el volumen de la muestra. Se realizó un duplicado para observar algún indicio alto en la humedad.

3.4.7 Humedad del biodiesel de aceite de jatropha (AOAC 925.09)

Se determinó la humedad del biodiesel en porcentaje con base en el volumen de la muestra. Se realizó un duplicado para observar algún indicio alto en la humedad.

3.5 MÉTODO DE EXTRACCIÓN MECÁNICA

Este procedimiento se realizó una sola vez, debido a la falta de disponibilidad de materias primas, los pasos utilizados para la extracción de aceite fueron los siguientes:

- Se pesaron 1,234 g de semillas.
- Se descascararon utilizando un pelador mecánico de arroz.
- Se pesaron las semillas y las cáscaras por separado
- Las semillas descascaradas fueron tostadas a una temperatura de 47-50 °C por diez minutos aproximadamente.
- Se procedió al prensado de la semilla caliente.
- El prensado se realizó a una temperatura que oscilaba entre 40 y 50 °C.
- Se pesó y se midió la temperatura del aceite y la torta.
- El aceite obtenido fue filtrado con papel filtro.
- Se pesó el aceite filtrado, el papel filtro con aceite y el papel filtro seco.

3.6 MÉTODO DE REFINAMIENTO DE ACEITE

Este procedimiento se realizó una sola vez, debido a la falta de disponibilidad de materias primas, los pasos que seguidos para el refinamiento de aceite fueron los siguientes:

3.6.1 Desgomado de aceite de jatropha

- Se pesaron 86.61 g de aceite en un beaker de 250 mL.
- Se calentó el aceite a una temperatura de 60 °C.
- Se le agregó 0.1 % de ácido fosfórico, agitando constantemente la mezcla por una hora.
- La temperatura de la reacción se mantuvo a 60 °C.
- Se decantó esta mezcla por 90 minutos en el decantador, tiempo en el que se separaron las dos fases.
- Se pesaron las gomas y el aceite desgomado por separado.

3.6.2 Neutralizado de aceite de jatropha

- Se pesaron 74.04 g de aceite de jatropha desgomado en un beaker de 250 mL.
- Se calentó el aceite a una temperatura de 80 °C.
- Se agregó 0.95 % de NaOH, agitando constantemente la mezcla por una hora.
- La temperatura de la reacción se mantuvo a 80 °C.
- Se decantó esta mezcla por 90 minutos en el decantador, tiempo en el que se dio la separación de las dos fases.

- Se pesó el aceite y los ácidos grasos libres precipitados, por separado.

3.7 MÉTODO DE ELABORACIÓN DE BIODIESEL

- Se pesó 54.37 g de aceite de jatropha.
- Se calentó el aceite hasta un rango de 55 -60 °C de temperatura.
- Se mezcló por separado 22.09 % de metanol y 1 % de KOH, con base al peso de la muestra.
- Se mezcló el metóxido con el aceite a 60 °C y se dejó reaccionando por 60 minutos.
- La temperatura de reacción se mantuvo en 60 °C, evitando que la mezcla alcanzase la temperatura de volatilización del metanol (65 °C).
- Se colocó la mezcla en decantadores, hasta que se separaron las fases de glicerol y biodiesel.
- Se pesó el glicerol y el biodiesel por separado.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 ANÁLISIS DE MATERIAS PRIMAS

Los porcentajes de humedad obtenidos se utilizaron para realizar el balance de materia y energía y calcular los consumos y pérdidas de energía para cada operación unitaria. El índice de acidez del aceite, se utilizó para saber el porcentaje de ácidos grasos libres y así determinar la cantidad de soda cáustica a utilizar en el proceso de neutralizado. En el Cuadro 5 se detallan los resultados de los análisis químicos.

Cuadro 5. Análisis químicos de materias primas.

Análisis	Resultados (%)
Acidez del aceite (AGL)	0.9
Humedad del aceite	4.9
Humedad de la semilla prensada (torta)	3.7
Humedad de la semilla	8.6
Humedad del biodiesel	9.3
Humedad de las glicerinas	13.6
Humedad de las gomas	5.5

4.2 MÉTODO DE EXTRACCIÓN MECÁNICA DE ACEITE

4.2.1 Descascarado de la semillas

Se obtuvo 65.6 % de semilla descascarada y 34.4 % de cáscara.

4.2.2 Cocción de la semilla

La temperatura de la semilla después del cocido osciló entre 47 y 50 °C, no hubo pérdidas de materia.

4.2.3 Prensa continúa

Se obtuvo 15.2 % de aceite y 84.8 % de semilla prensada (torta); estos resultados no se utilizaron para realizar el balance de materia y energía, ya que la prensa que se utilizó posee una eficiencia de 70-80 % y la prensa continua que se instalará tiene una eficiencia de 90-95 % .

4.2.4 Filtro-prensa

Se obtuvo 70.5 % del aceite alimentado, este dato no se utilizó para realizar el balance de materia y energía, ya que el filtro-prensa a instalar es más eficiente que el utilizado para realizar este análisis.

4.3 PROCESO DE REFINAMIENTO QUÍMICO DE ACEITE

4.3.1 Proceso de desgomado de aceite

Se obtuvo 9.9 % de gomas y 90.1 % de aceite desgomado.

4.3.2 Proceso de neutralizado del aceite

Se obtuvo 9.2 % de precipitado y 90.9 % de aceite neutralizado.

4.3.3 Proceso de transesterificación

Se obtuvo 97.8 % de biodiesel, con base en el aceite utilizado, este resultado es similar al obtenido por Syam (2009), quien obtuvo un rendimiento de 99%.

4.4 BALANCES DE MATERIA

4.4.1 Balances de materia para una tanda de producción

Para los cálculos de materia se consideró la capacidad nominal de alimentación de la maquinaria a instalar, evitando así sobrealimentar con materias primas las diferentes unidades del proceso.

4.4.2 Planta de extracción de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*)

4.4.2.1 Pelado. 198.31 kg de semilla deben ser alimentados para obtener 130.07 kg de semilla descascarada y 68.23 kg de cáscara.

4.4.2.2 Cocción. No se obtuvo diferencia de materia, ya que no hay pérdidas de materia en este proceso.

4.4.2.3 Molido. No se obtuvo diferencia de materia, ya que no hay pérdidas de materia en este proceso.

4.4.2.4 Prensado del aceite. 130.07 kg de semilla deben ser alimentados para generar 62.50 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) y 67.58 kg de torta.

4.4.2.5 Filtración del aceite. 62.50 kg de aceite deben ser alimentados a la filtradora, para obtener 50 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) filtrado y 12.50 kg de impurezas.

4.4.3 Planta de semi-refinamiento de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*)

4.4.3.1 Desgomado. Si se alimentan 50 kg de aceite sin desgomar, se obtienen 45.09 kg de aceite desgomado y una mezcla de 4.96 kg de gomas.

4.4.3.2 Neutralizado. Si se neutralizan 45.09 kg de Aceite de jatropha (*Jatropha curcas*), se obtienen 41.41 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) neutralizado y 4.11 kg de jabón (ácidos grasos libres y NaOH).

4.4.3.3 Blanqueado. Si se alimentan 41.41 kg de aceite desgomado y neutralizado, al final del proceso de blanqueado se obtiene una mezcla de 41.82 kg de arcilla y aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*).

4.4.3.4 Filtrado. Si se introducen 41.82 kg de aceite con arcilla al filtro, se obtienen 41.24 kg de aceite filtrado y 0.58 kg de arcilla.

4.4.3.5 Evaporado del agua del aceite. Se obtienen 39.21 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*), luego de evaporar el agua de 41.24 kg de aceite con 4.9 % de humedad hasta 0.05 %.

4.4.4 Planta de transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*)

Si se alimentan 39.21 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) refinado, se obtienen 38.34 kg de biodiesel de jatropha y 9.92 kg de gliceras.

4.5 CONSUMO DE ENERGÍA EN FORMA DE VAPOR

Las operaciones que requieren alimentación de vapor son: cocción de la semilla, desgomado, neutralizado, blanqueado, evaporación y transesterificación del aceite.

4.5.1 Ecuaciones utilizadas para cálculo de energía en forma de vapor

Para calcular el consumo de vapor se utilizaron las siguientes ecuaciones:

4.5.1.1 Ecuación general de balance de energía. Esta ecuación se utilizó para determinar los kilogramos de vapor requeridos en cada operación, considerando el contenido energético (entalpía) al inicio y al final de cada operación y la energía (entalpía de vapor y líquida) aportada por el vapor saturado.

$$SH + Fh = Sch + Lh \rightarrow S = \frac{-Fh + Lh}{H - h} \quad [1]$$

Donde:

S: Es el vapor alimentado (kg).

Sc: Es el condensado del vapor alimentado (kg).

F: Es el producto que entra al sistema (kg).

L: Es el producto que sale del sistema (kg).

H: Es la entalpía de vapor del vapor (kJ/kg).

h: Es la entalpía líquida de Sc, F y L (kJ/kg).

4.5.1.2 Ecuación para encontrar el calor específico de alimentos. Se calculó el calor específico de las materias primas y los productos obtenidos en cada operación, para posteriormente determinar la energía contenida (entalpía líquida) con la ecuación 3.

$$CpF = 1.424Xc + 1.549Xp + 1.675Xg + 0.837Xz + 4.187Xa \quad [2]$$

Donde:

CpF: Es el calor específico de los alimentos (kJ/kg°C).

Xc: Es el contenido de carbohidratos en el alimento (no tiene unidades).

Xp: Es el contenido de proteínas en el alimento (no tiene unidades).

Xg: Es el contenido de grasa en el alimento (no tiene unidades).

Xz: Es el contenido de cenizas en el alimento (no tiene unidades).

Xa: Es el contenido de agua en el alimento (no tiene unidades).

4.5.1.3 Ecuación de entalpía. Con esta ecuación se calculó el contenido energético de los productos antes y después de cada operación, para determinar cuanta energía debe ser alimentada por el vapor saturado; considerando el calor específico calculado con la ecuación 2.

$$h = Cp \times \Delta T^{\circ} \quad [3]$$

Donde:

h : Es entalpía (kJ/kg).

Cp : Es calor específico (kJ/kg°C).

ΔT° : Es el cambio de temperatura (°C).

4.5.1.4 Ecuación de calor. Esta ecuación se utilizó para determinar el calor requerido en cada operación, considerando la cantidad de vapor saturado alimentado y la energía que aporta, calculados con las ecuaciones 1,2 y 3.

$$Q = S \times \Delta H \quad [4]$$

Donde:

Q : Calor (kJ/h).

S : Vapor de calentamiento (kg/h)

ΔH : Cambio de entalpía (kJ/kg).

4.5.1.5 Ecuación de molalidad

$$M = \frac{\text{Moles de soluto}}{\text{Kg de Solvente}} \quad [5]$$

4.5.1.6 Ecuación del aumento de la temperatura de ebullición. La temperatura de ebullición del agua aumenta cuando aumenta la concentración de solutos; este aumento en la temperatura representa un mayor requerimiento de energía.

$$\Delta T_e = 0.51M \quad [6]$$

Donde:

ΔT_e : Aumento de la temperatura de ebullición (°C).

M : Molalidad (no tiene unidades).

4.5.2 Consumo de energía en forma de vapor para una tanda de producción

Los requerimientos de energía en forma de vapor calculados con las ecuaciones anteriores son los siguientes:

4.5.2.1 Proceso de cocción de la semilla. 5,242.23 kJ de energía en forma de vapor, se requieren para cocer 130.07 kg de semilla de jatropha (*Jatropha curcas*).

4.5.2.2 Proceso de desgomado. 2,979.98 kJ de energía en forma de vapor, se requieren para desgomar 50 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

4.5.2.3 Proceso de neutralización. 4,453.25 kJ de energía en forma de vapor, se requieren para neutralizar 45.094 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*), con 0.95 % de ácidos grasos libres.

4.5.2.4 Proceso de blanqueado. 5,591.83 kJ de energía en forma de vapor, se requieren para blanquear 41.41 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*).

4.5.2.5 Proceso de evaporación de agua del aceite. 10,780.51 kJ de energía en forma de vapor, se requieren para evaporar el agua de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) desde 4.95 % de humedad hasta 0.05 % de humedad.

4.5.2.6 Proceso de transesterificación. 3,822.69 kJ de energía en forma de vapor, se requieren en el proceso de transesterificación de 39.21 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

4.5.2.7 Proceso de evaporación de agua del biodiesel. 16,063.82 kJ de energía en forma de vapor, se requieren en el proceso de evaporación de agua en 41.93 kg de aceite, alimentándolo con 9.35 % de humedad y saliendo con 0.05 % de humedad.

El consumo total de energía en forma de vapor para una tanda de producción es de 48,934.31 kJ.

4.6 PÉRDIDAS DE ENERGÍA POR TRANSFERENCIA DE CALOR

La energía suministrada por el vapor saturado, viaja de los cuerpos de mayor temperatura (vapor saturado) a los cuerpos de menor temperatura, con el objetivo de crear un equilibrio térmico entre el vapor saturado y los cuerpos que lo rodean; las pérdidas de energía suceden cuando la energía se transfiere a cuerpos que no son indispensables para que una operación ocurra. Las operaciones que sufren pérdidas de energía por

transferencia de calor son: cocción de la semilla, desgomado, neutralizado, blanqueado, evaporación y transesterificación del aceite.

4.6.1 Ecuaciones utilizadas para calcular pérdidas de energía por transferencia de calor

4.6.1.1 Ecuación del número de Nusselt para convecciones naturales. Se utilizó el número de Nusselt para calcular el coeficiente convectivo natural de transferencia de calor en la ecuación 10.

$$N_{Nu} = \frac{hD}{k} = \alpha(N_{Gr}N_{Pr})^m \quad [7]$$

Donde:

N_{Nu} : Número de Nusselt (no tiene unidades).

h : Coeficiente convectivo de transferencia de calor ($W/m^2 \cdot ^\circ C$).

D : Diámetro de tubería en contacto (m).

K : Conductividad térmica ($w/m \cdot ^\circ C$).

N_{Gr} : Número de Grashof (no tiene unidades).

N_{Pr} : Número de Prandtl (no tiene unidades).

α : Constante (no tiene unidades).

m : Constante (no tiene unidades).

4.6.1.2 Ecuación del número de Grashof. El número de Grashof se utilizó, para calcular el número de Nusselt en la ecuación 7.

$$N_{Gr} = \frac{D^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} \quad [8]$$

Donde:

N_{Gr} : Número de Grashof (no tiene unidades).

ρ : Densidad (kg/m^3)

β : Coeficiente volumétrico de expansión ($1/^\circ C$).

g : Aceleración de la gravedad ($9.81 m/s^2$).

μ : Viscosidad ($N \cdot s/m^2$)

D : Diámetro de la tubería en contacto (m).

ΔT : Cambio de temperatura entre la superficie de la tubería en contacto y el aire ($^\circ C$).

4.6.1.3 Ecuación de la temperatura de la película. La temperatura de la película, se refiere a la temperatura promedio del aire seco que rodea la superficie externa de la tubería; esta ecuación se utilizó para determinar las propiedades químicas y termodinámicas del aire seco, requeridas en las ecuaciones 7 y 8.

$$T_f = \frac{(T_w + T_b)}{2} \quad [9]$$

Donde:

T_f : Temperatura de la película (°C).

T_w : Temperatura de la superficie de la tubería (°C).

T_b : Temperatura del aire exterior (°C).

4.6.1.4 Ecuación del coeficiente convectivo natural. El coeficiente convectivo natural de transferencia de calor, se refiere a la capacidad de un fluido (a presión atmosférica) para conducir energía de un punto a otro; el que depende de las características físicas, químicas y termodinámicas del fluido.

$$h = (k \times N_{Nu})/D \quad [10]$$

Donde:

h : Coeficiente de convección natural ($W/m^2 \cdot ^\circ C$).

K : Conductividad térmica ($w/m \cdot ^\circ C$).

N_{Nu} : Número de Nusselt (no tiene unidades).

D : Diámetro de la tubería en contacto (m).

4.6.1.5 Ecuación del número de Nusselt para convecciones forzadas. El número de Nusselt se utilizó para determinar el coeficiente convectivo de transferencia de calor del vapor saturado que se conduce dentro de las tuberías de alimentación primaria y secundaria.

$$N_{Nu} = 0.023 N_{Re}^{0.8} \times N_{Pr}^{0.33} \times (\mu_b/\mu_w)^{0.14} \quad [11]$$

Donde:

N_{Re} : Número de Reynolds (no tiene unidades).

N_{Pr} : Número de Prandtl (no tiene unidades).

μ_b : Viscosidad del aire a determinada presión (pa.s)

μ_w : Viscosidad del aire a la temperatura de la tubería (pa.s).

4.6.1.6 Ecuación del número de Reynolds. El número de Reynolds, se utilizó para calcular el número de Nusselt en la ecuación 11.

$$N_{Re} = \frac{\rho u D}{\mu} = \frac{4(\text{flujo másico})}{\pi \mu D} \quad [12]$$

Donde:

μ : Viscosidad ($N \cdot s/m^2$).

u : Velocidad media (m/s).

D : Diámetro de la tubería (m).

π : 3.1416 (no tiene unidades).

4.6.1.7 Ecuación del coeficiente convectivo forzado. El coeficiente convectivo natural de transferencia de calor, se refiere a la capacidad de un fluido (a alta presión) de conducir energía de un punto a otro; el cual depende de las características físicas, químicas y termodinámicas del fluido.

$$h = N_{Nu}k/D \quad [13]$$

Donde:

N_{Nu} : Número de Nusselt (no tiene unidades).

K : Conductividad térmica (w/m.°C).

D : Diámetro interno de la tubería (m).

4.6.1.8 Ecuación de resistencia térmica de convección en un cilindro. La resistencia térmica de convección, se refiere a la capacidad de oposición a la transferencia de calor del aire seco que rodea la tubería y del vapor saturado que se conduce en el interior de la tubería. Esta ecuación se utilizó para calcular el calor perdido por transferencia de calor en la ecuación 16.

$$R_{cn} = \frac{1}{h} \times A = \frac{1}{h \times 2 \times \pi \times r \times L} \quad [14]$$

Donde:

h : Coeficiente convectivo natural o forzado (W/m°C).

A : Área de la tubería en contacto con el vapor (m^2).

r : Radio de la tubería (m).

L : Longitud de la tubería (m).

4.6.1.9 Ecuación de resistencia térmica de conducción en un cilindro. La resistencia térmica de conducción en un cilindro, se refiere a la capacidad de oposición a la transferencia de calor del material aislante y las tuberías de alimentación primaria y secundaria. Esta ecuación se utilizó para calcular el calor perdido por transferencia de calor en la ecuación 16.

$$R_{cn} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \times \pi \times K \times L} \quad [15]$$

Donde:

\ln : Logaritmo natural.

r_1 y r_2 : Radio interno y externo de la tubería (m).

K : Conductividad térmica (W/m.°C).

L : Longitud de la tubería (m).

π : 3.1416 (no tiene unidades).

4.6.1.10 Ecuación de la energía perdida por transferencia de calor. Se utilizó esta ecuación para calcular el calor perdido por transferencia de calor en cada operación, considerando las resistencias térmicas calculadas en las ecuaciones 14 y 15 y la temperatura del aire seco y del vapor saturado.

$$Q = \frac{\Delta T}{RT} \quad [16]$$

Donde:

ΔT : Diferencia de temperatura del vapor y el aire seco ($^{\circ}\text{C}$).

RT: Resistencia total ($^{\circ}\text{C}/W$).

4.6.2 Pérdida de energía en la tubería de alimentación principal

En la tubería de alimentación principal se pierden 2,849.32 kJ/h de energía en forma de vapor.

4.6.3 Pérdida de energía en las tuberías de alimentación secundaria

La cantidad de energía que se pierde por transferencia de calor para un tubo de alimentación secundaria es 163.0718 kJ/h, en la planta se utilizan siete tubos secundarios para alimentar las siete máquinas que consumen vapor, por lo que el total de energía perdida es 1,141.5026 kJ/h.

4.7 ENERGÍA ELÉCTRICA

4.7.1 Cálculo del calibre de cable a utilizar

El calibre del cable a utilizar, depende del amperaje requerido; a mayor es el amperaje requerido menor es el calibre de cable a utilizar, ya que el calibre es inversamente proporcional al grosor del cable; se utilizó la ecuación 17, para calcular la intensidad.

4.7.1.1 Ecuación de intensidad resistiva

$$I = \frac{[(745.7)(hp)]}{[(\sqrt{3})(V)(FP)]} \quad [17]$$

Donde:

Intensidad (amperios).

Hp: son caballos de fuerza (hp).

V: Voltaje (voltios).

FP: Factor de potencia (no tiene unidades).

Cuadro 6. Resultados de los cálculos del calibre de cable a utilizar.

Máquina.	Voltaje (Voltios)	Potencia (hp)	Intensidad (Amperios)	Cable (calibre, tipo)
Peladora	220	1	2.08	12, THHN
Peladora	220	1.5	3.12	12, THHN
Moledora	220	3	6.24	12, THHN
Cocedora	220	1	2.08	12, THHN
Prensa	220	4.93	10.26	12, THHN
Filtro-prensa	220	0.33	0.68	12, THHN
Reactor A	220	1	2.08	12, THHN
Reactor B	220	1	2.08	12, THHN
Reactor C	220	1	2.08	12, THHN
Reactor D	220	1	2.08	12, THHN
Caldera	220	1.5	3.12	12, THHN
Caldera	220	0.5	1.08	12, THHN
Planta biodiesel	220	1.9	4.14	12, THHN
Total	-	19.65	39.03	-

El calibre de cable a utilizar fue 12, ya que este soporta una conducción de 15 amperios como máximo y los requerimientos de amperaje de los motores de las máquinas fueron inferiores a 15 amperios; se seleccionó tipo de cable THHN, ya que este cable es resistente a la humedad, aceite, resiste temperaturas de 90 °C y tiene un recubrimiento de PVC que retarda el punto de inflamación (Cuadro 6).

Cuadro 7. Materiales eléctricos a utilizar.

Material	Cantidad
Canaleta (4x4x4 pulgadas)	11 unidades
Tubo EMT (3/4 pulgada)	18 lances
Conector EMT(3/4 pulgada)	38 unidades
Curvas de canaleta (4x4x4 pulgadas)	2 unidades
Abrazaderas EMT	33 unidades
Cable # 12 (THHN)	700 metros
Interruptores térmicos (3 polos y 15 A)	9 unidades
Interruptores térmicos (3 polos y 20 A)	2 unidades
Interruptores térmicos (1polo y 15 A)	2 unidades

Se utilizarán 20 metros de cable para alimentar la caja principal de interruptores térmicos calibre # 4, tipo THHN (Cuadro 7).

4.7.2 Cálculo de consumo de energía eléctrica

El consumo de energía eléctrica se calculó tomando en cuenta las siguientes equivalencias:

$$1hp = 745.7 W = 745.7 J/s \quad [18]$$

Cuadro 8. Consumos de energía eléctrica.

Máquina.	Potencia (hp)	Consumo (Wats)	Consumo (kJ/s)
Peladora	1	745.7	0.75
Peladora	1.5	1,118.5	1.1
Moledora	3	2,237.1	2.2
Marmita	1	745.7	0.7
Prensa	4.93	3,677.4	3.7
Filtro-prensa	0.325	242.7	0.2
Reactor A	1	745.7	0.7
Reactor B	1	745.7	0.7
Reactor C	1	745.7	0.7
Reactor D	1	745.7	0.7
Caldera	1.5	1,118.5	1.1
Caldera	0.5	372.9	0.4
Planta biodiesel	1.99	1,483.9	1.5
15 Lámparas	0.80	600	0.6
Total	-	15,325.3	15.3

El consumo de la planta es 15,325.31 Wats, que es igual a 15.33 kJ/s ó 55,171.12 kJ/h, de los cuales 13,241.38 W son de alimentación trifásica, 1,483.94 Wats son de alimentación monofásica (Cuadro 8).

La planta actualmente solo cuenta con un generador de energía de 37.5 kVA que es igual a 37,500 Wats, por lo que se tiene que instalar otro generador de 37,500 Wats, para poder suplir de energía a toda la planta.

4.8 FLUJOS DE PROCESO

Para realizar los flujos de proceso de la planta, se consideró la información obtenida de la literatura y la maquinaria que se instalará.

4.8.1 Flujo de proceso de la planta de extracción de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Se determinó que el proceso se debe iniciar analizando la humedad de la semilla para establecer las condiciones adecuadas de almacenamiento y así determinar si la semilla se

cosechó en su punto de madurez fisiológica, conteniendo un porcentaje de aceite aceptable (30-35%). Posteriormente se realiza el pesado y pelado de la semilla para alimentar la cocedora, con un tiempo de cocción de la semilla que oscila entre 10-15 minutos. El proceso de molido de la semilla no es necesario cuando posteriormente se utiliza una pensadora continua. Para terminar la extracción se realiza un filtrado del aceite para eliminar las impurezas que pueda contener. En la Figura 2, se detalla el flujo de proceso para la extracción mecánica de aceite,

4.8.2 Flujo de proceso de la planta de semi-refinamiento de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Como se puede apreciar en la Figura 3, el proceso posterior al filtrado es el análisis de ácidos grasos libres, éste sirve para determinar la cantidad de soda caústica a utilizar en el desgomado. Para separar los fosfátidos presentes en el aceite se adiciona ácido fosfórico (0.05-0.1 %) con una temperatura de reacción de 60 °C por 60 minutos, ya que es una reacción endotérmica, cuando termina la reacción las fases se separan y luego se decanta. Posteriormente se realiza la eliminación de los ácidos grasos libres a través del neutralizado, donde se agrega soda caústica en la misma proporción de ácidos grasos libres que son decantados después de la neutralización. El blanqueado se realiza para eliminar los pigmentos que generan el cambio de color oscuro del aceite, éste se realiza adicionando 0.5-1 % de arcilla activada, a una temperatura de 100 °C y 60 minutos, posteriormente se realiza un decantado y filtrado del aceite. Para eliminar el agua presente en el aceite se realiza la evaporación del agua a 105-120 °C por 60 minutos aproximadamente, ya que la concentración del aceite cambia la temperatura de ebullición del agua.

4.8.3 Flujo de proceso de la planta de transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

El proceso de transesterificación comienza mezclando el alcohol (metanol) con KOH, ya que el KOH funciona como catalizador de la reacción. Posteriormente se adiciona aceite mezclando constantemente a 60 °C durante 60 minutos para obtener biodiesel; luego se lava el biodiesel para eliminar los residuos de glicerina (glicerol) presentes y se evapora el contenido de agua, sometiendo el biodiesel a 105-120 °C durante 60 minutos. Para mantener la calidad del biodiesel se agrega 0.5% de Wintron XC30 como antisolidificante y 0.5 % de BHT para evitar la oxidación del biodiesel. En la Figura 4, se muestra el flujo de proceso de semirefinamiento de aceite

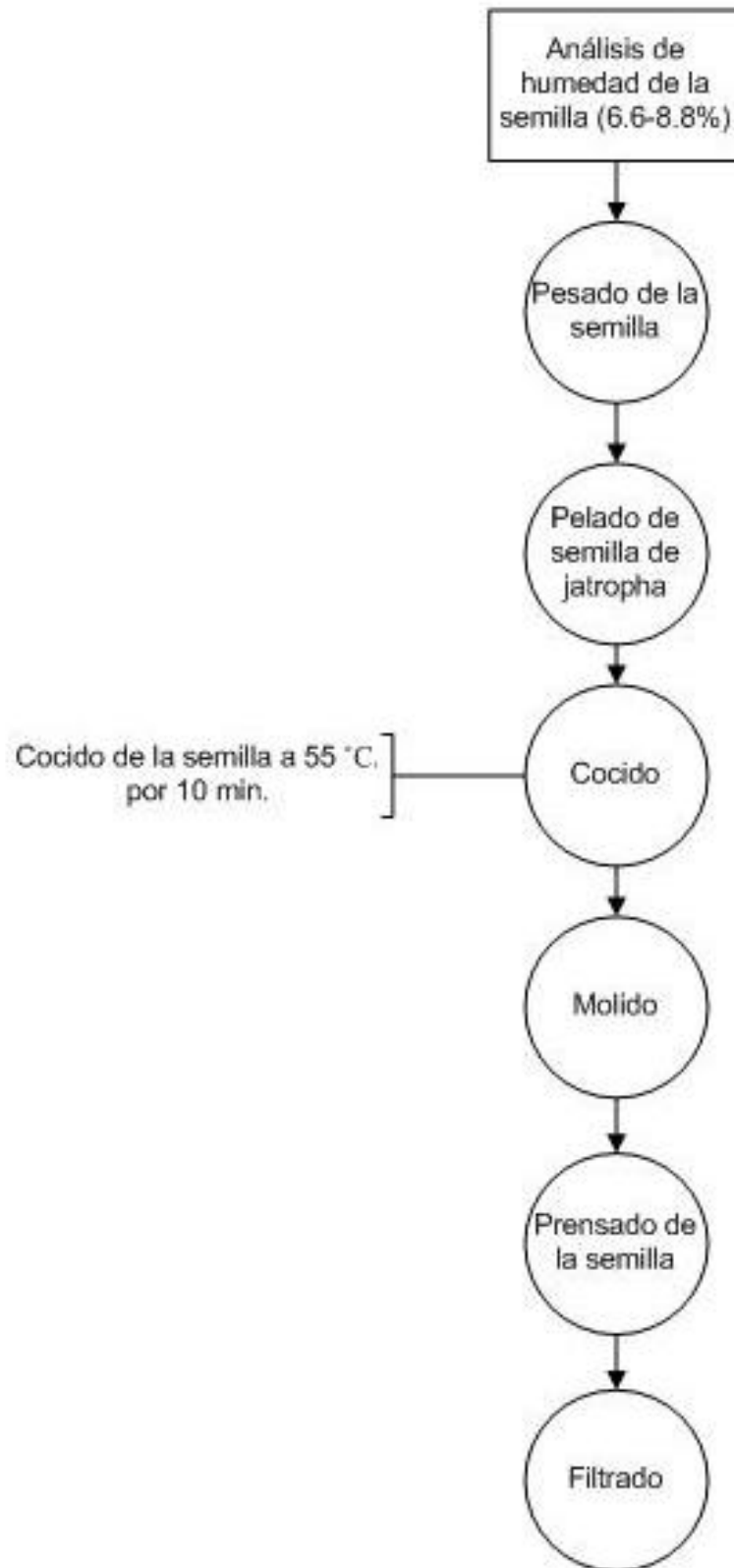


Figura 2. Flujo de proceso de extracción de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

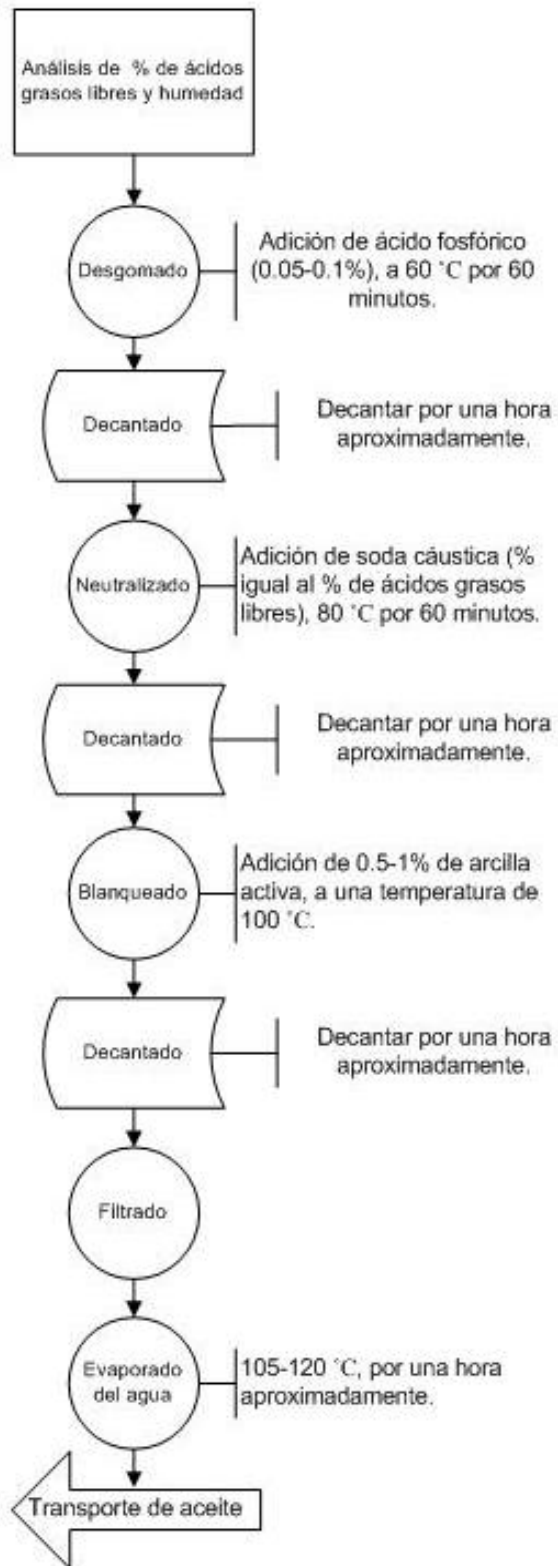


Figura 3. Flujo de proceso de semi-refinamiento de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

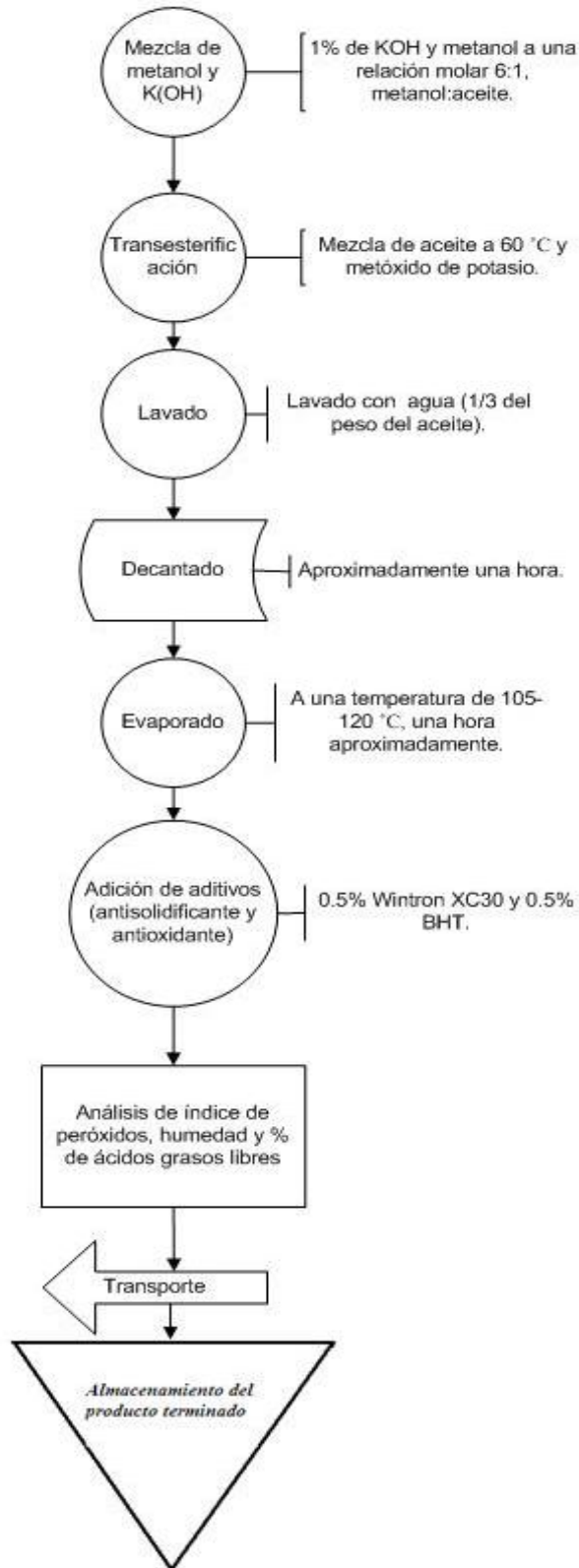


Figura 4. Flujo de proceso de transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*)

4.9 DISEÑOS DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN, SEMIREFINAMIENTO Y TRANSESTERIFICACIÓN DE ACEITE DE JATROPHA (JATROPHA CURCAS)

4.9.1 Diseño de la distribución de la maquinaria en la planta

Para la elaboración de este diseño se utilizaron las dimensiones reales del lugar y las dimensiones de las máquinas que se instalarán, el establecimiento de la maquinaria se realizó considerando los flujos de proceso de la planta (extracción mecánica, semirefinamiento y transesterificación de aceite), el área disponible del lugar y las especificaciones de espaciamiento exigidas por la DGPSSTSS (Dirección General de Previsión Social de la Secretaría de Trabajo y Seguridad Social de Honduras); se realizaron modificaciones a la infraestructura del lugar para acondicionar la caldera conforme a los parámetros exigidos por la ley hondureña, también se diseñaron drenajes en las áreas donde se generen derrames de agua y aceite, para prevenir accidentes laborales. En la Figura 5 se detalla el diseño.

4.9.2 Diseño de diagrama de recorrido de la planta

El diseño de recorrido de la planta se realizó con base en el flujo de proceso y la distribución de la maquinaria establecida en el diseño anterior, en la Figura 6, se puede observar detallado el diagrama.

4.9.3 Diagrama monofilar de alumbrado

Se diseñó un diagrama tipo monofilar, representando los cables de alimentación de energía eléctrica para alumbrado, con una línea continua y 3 líneas cortas perpendiculares a 45 grados, que representan cada cable utilizado. Esto permite visualizar claramente el diseño.

Las lámparas se ubicaron de forma que el nivel de iluminación en las áreas de trabajo y en las salidas de la planta, sea mayor a 150 lux; en la caldera se colocó una lámpara de 40Wats, asegurando un nivel de iluminación de 300 lux, de la misma forma se hizo en las bodegas de almacenamiento. Se colocaron 2 interruptores térmicos (breakers), distribuidos de forma que cada uno alimente 7 lámparas; los interruptores se distribuyeron de forma que se facilite el accionamiento de las lámparas (Figura 7).

4.9.4 Diagrama monofilar de circuito de potencia

Este diagrama se diseñó, considerando la potencia que cada máquina requiere, el tipo de alimentación requerida y la distribución de la maquinaria (previamente establecida en el diseño de la distribución de la maquinaria). Las máquinas a instalar requieren alimentación trifásica (representadas mediante 4 líneas perpendiculares a 45 grados),

excepto la planta de biodiesel que requiere alimentación monofásica (representada mediante 3 líneas perpendiculares a 45 grados); se colocó un interruptor térmico para cada motor, separándolos en circuitos eléctricos independientes, para evitar problemas futuros (Figura 8).

4.9.5 Diagrama monofilar de tomacorrientes

La ubicación de los tomacorrientes se realizó considerando los espacios entre las máquinas (Figura 9).

4.9.6 Diseño de ubicación de las tuberías de conducción de vapor y condensado

El diseño de las tuberías de vapor saturado y vapor condensado, se realizó con las dimensiones reales de las tuberías a instalar, considerando la ubicación de las máquinas, establecida previamente en el diseño de distribución de la maquinaria; para reducir las pérdidas de energía por transferencia de calor, se cruzó la tubería de alimentación primaria en una de las esquinas de las paredes de la planta, con esto se redujo 2.06 metros de tubería, lo que representa un ahorro de 22.46 kJ/h. Se diseñó la tubería de alimentación primaria a una altura de 3 metros desde cada máquina, por lo que el largo cada tubería secundaria fue de 3.50 metros. El radio de la tubería de alimentación principal fue de 0.019 metros y el de las tuberías de alimentación secundaria igual a 0.0095 metros, pero en el diseño se observa un radio de 0.0508 metros en ambas tuberías, esto es debido al material aislante que cubre ambas tuberías (Figura 10).

PLANTA DE EXTRACCION, SEMI-REFINAMIENTO Y TRANSESTERIFICACION
DE ACEITE DE JATROPHA (JATROPHA CURCAS)

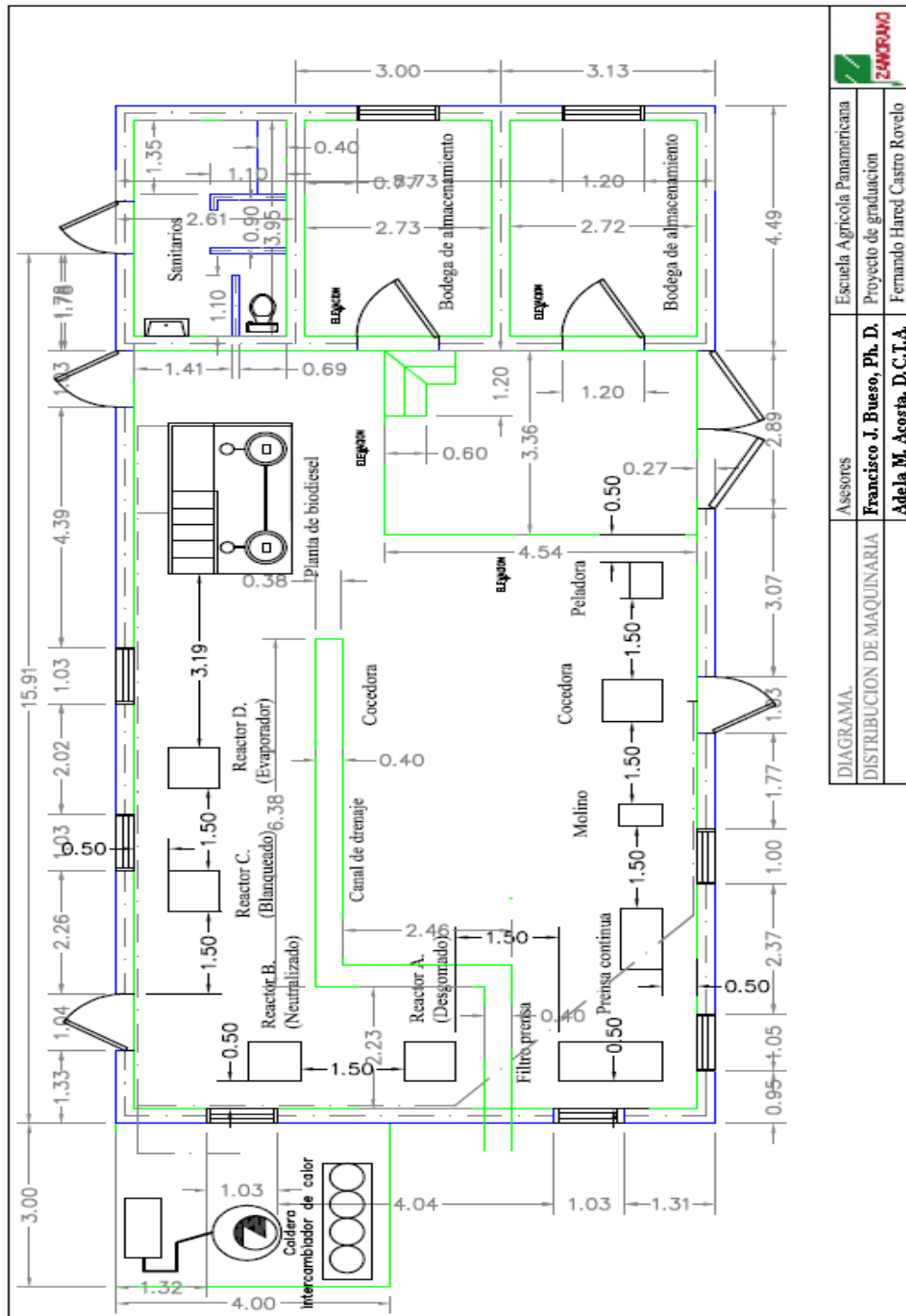


Figura 5. Diseño de distribución de la maquinaria en la planta.

DIAGRAMA.	Asesores	Escuela Agrícola Panamericana
DISTRIBUCION DE MAQUINARIA	Francisco J. Bueso, Ph. D.	Proyecto de graduación
	Adela M. Acosta, D.C.I.A.	Fernando Hared Castro Rovelo

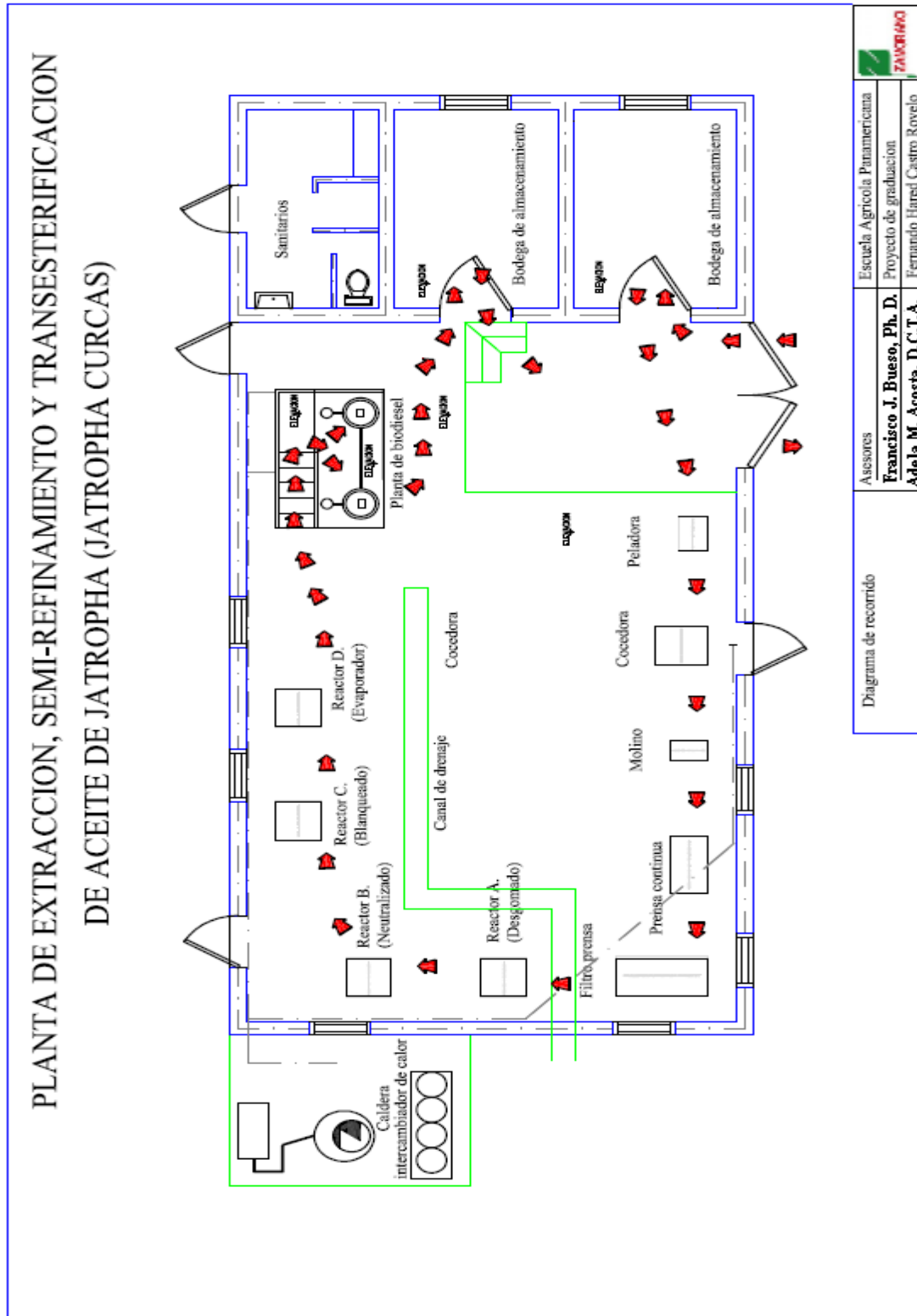


Figura 6. Diseño de diagrama de recorrido de la planta.

PLANTA DE EXTRACCION, SEMI-REFINAMIENTO Y TRANSESTERIFICACION
DE ACEITE DE JATROPHA (JATROPHA CURCAS)

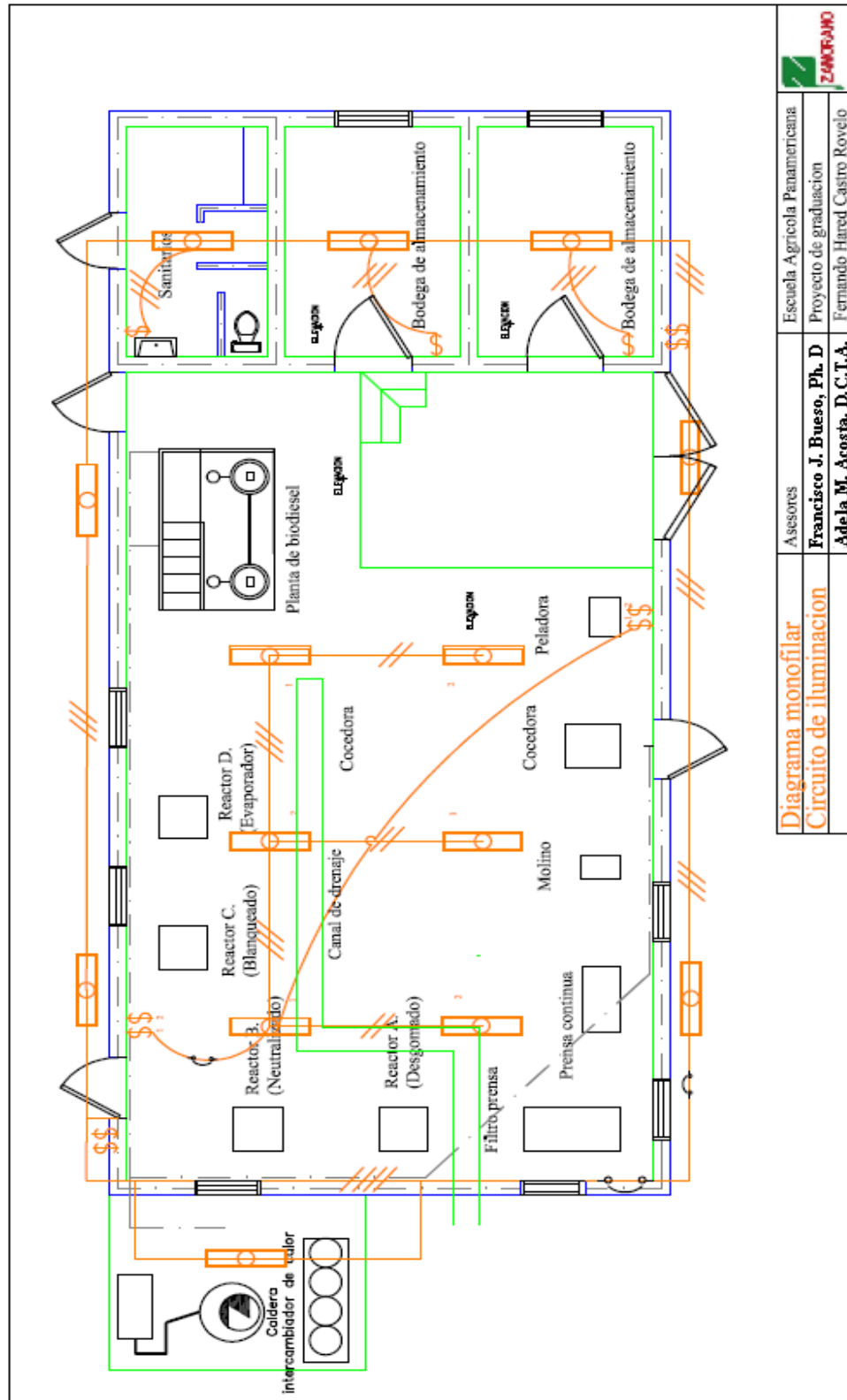


Figura 7. Diagrama monofilar de alumbrado.

PLANTA DE EXTRACCION, SEMI-REFINAMIENTO Y TRANSESTERIFICACION
DE ACEITE DE JATROPHA (JATROPHA CURCAS)

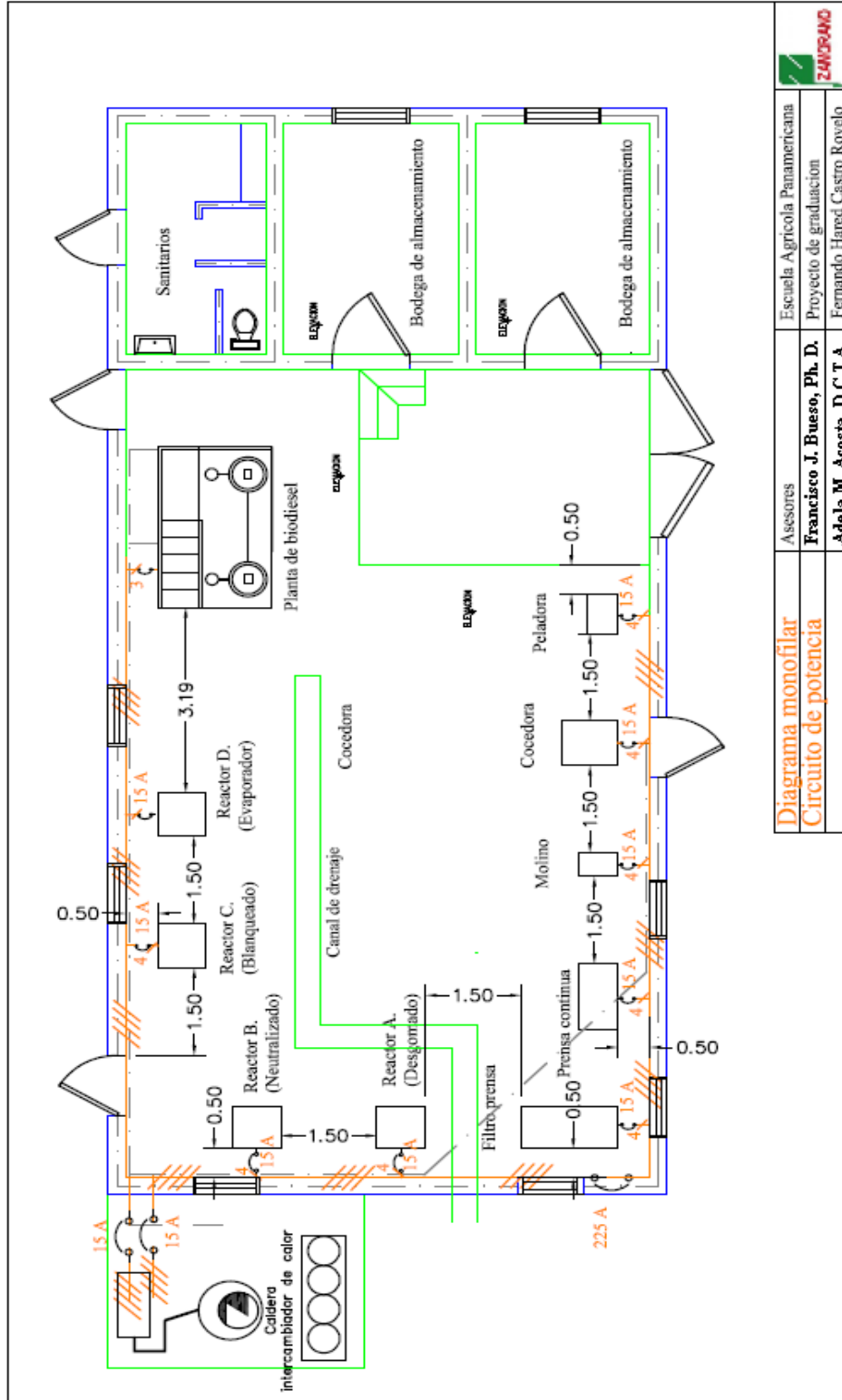


Diagrama monofilar	Asesores	Escuela Agrícola Panamericana
Circuito de potencia	Francisco J. Bueso, Ph. D.	Proyecto de graduación
	Adela M. Acosta, D.C.T.A.	Fernando Hared Castro Rovelo

Figura 8. Diagrama monofilar de circuito de potencia.

PLANTA DE EXTRACCION, SEMI-REFINAMIENTO Y TRANSESTERIFICACION
DE ACEITE DE JATROPHA (JATROPHA CURCAS)

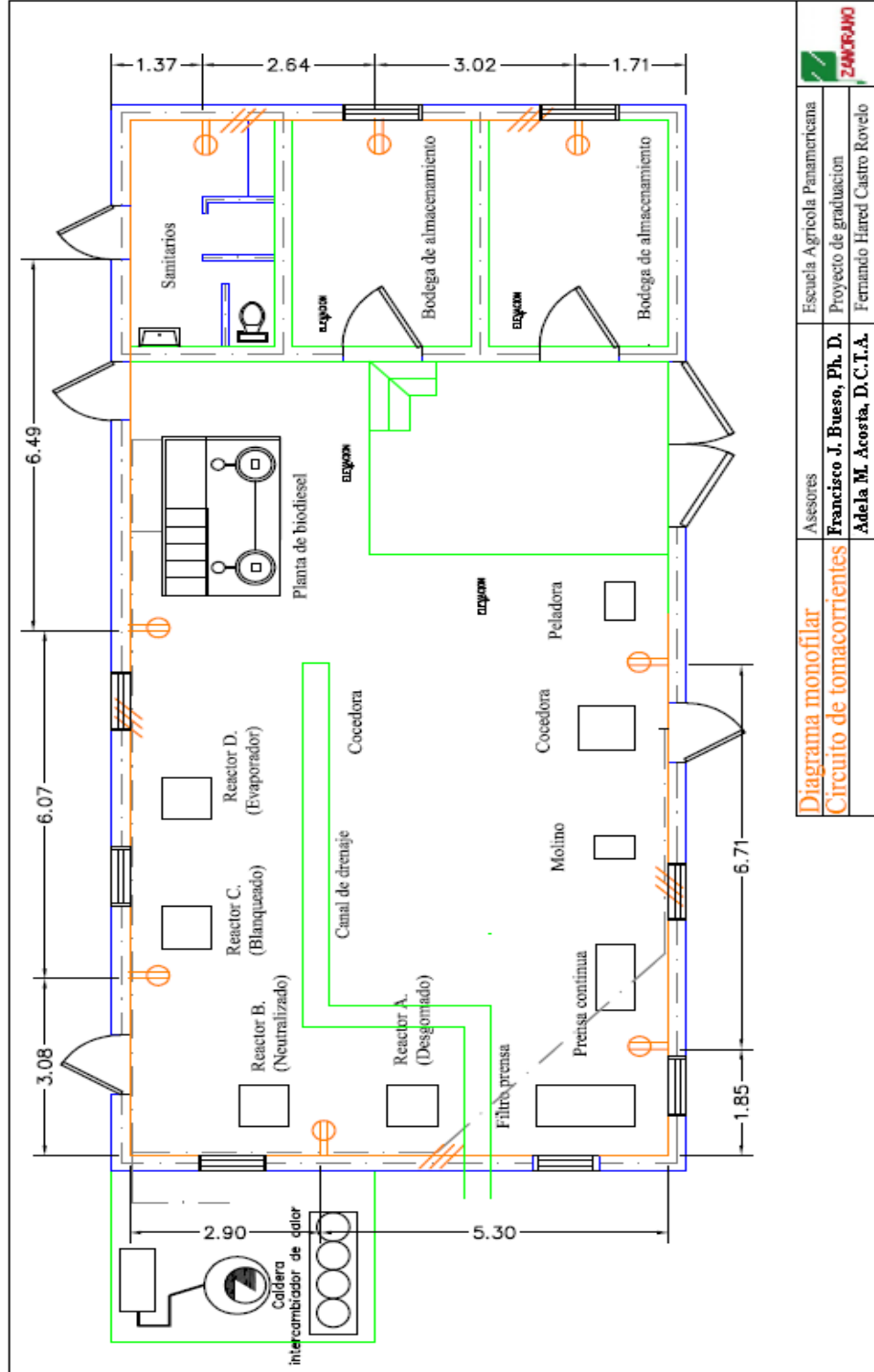


Diagrama monofilar Circuito de tomacorrientes	Asesores	Escuela Agrícola Panamericana
	Francisco J. Bueso, Ph. D.	Proyecto de graduación
	Adela M. Acosta, D.C.T.A.	Fernando Harred Castro Rovelo

Figura 9. Diagrama monofilar de tomacorrientes

PLANTA DE EXTRACCION, SEMI-REFINAMIENTO Y TRANSESTERIFICACION
DE ACEITE DE JATROPHA (JATROPHA CURCAS)

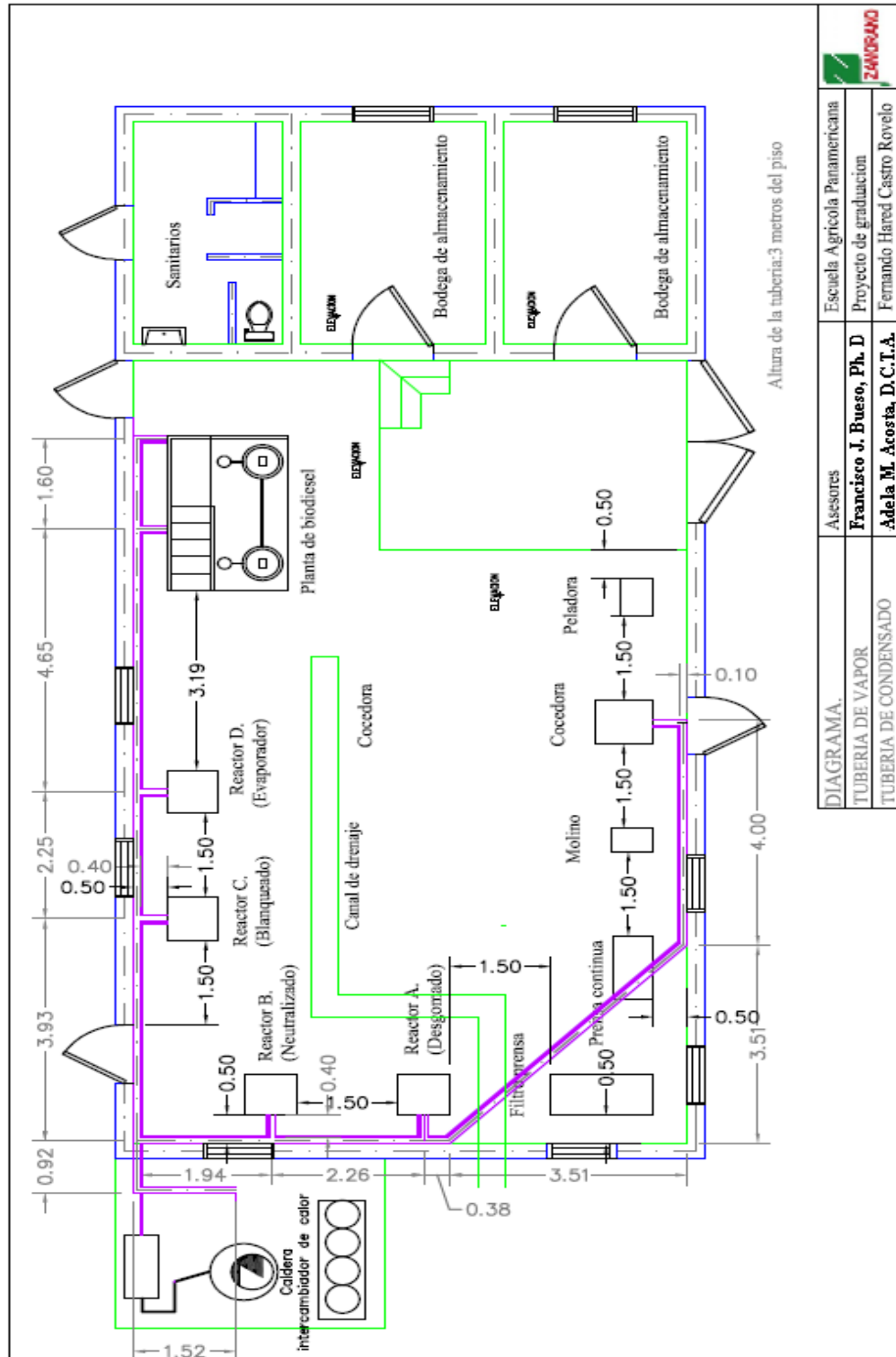


Figura 10. Diseño de tuberías de conducción de vapor y condensado.

5. CONCLUSIONES

- Se diseñaron los planos y se distribuyó la maquinaria, tuberías e implementos eléctricos de forma eficiente y segura en la planta, permitiendo una buena circulación para laborar. Los flujos de proceso comparten un solo sentido, ya que se realizaron considerando la distribución de la maquinaria.
- Se debe alimentar 198.3 kg de semilla de jatropha (*Jatropha curcas*), para obtener 38.3 kg de biodiesel y 167.87 kg de desechos.
- El consumo de energía calculado para una tanda de producción es 9.8 % (48,934.3 kJ/tanda) con respecto a la energía alimentada por la caldera y 0.8 % (3,990.8 kJ/h) de pérdidas por transferencia de calor.

6. RECOMENDACIONES

- Realizar estudios posteriores para evaluar y manejar los desechos producidos por la planta.
- Validar los resultados obtenidos en el presente estudio, con las máquinas instaladas en la planta.
- Instalar un alimentador de energía eléctrica de 37,500 Wats, para poder suplir de energía a toda la planta, ya que la cantidad que demandará la planta supera la capacidad actual.
- Realizar estudios posteriores con otras materias primas, con el fin de hacer este proyecto más viable.

7. BIBLIOGRAFÍA

Acevedo, A. 2008. Propiedades antisolidificantes del tolueno, kerosene y Wintron XC30 para el biodiesel de aceite de palma africana (*Elaeis guineensis*). Tesis. Proyecto especial presentado como requisito parcial para optar al título de Ingeniera en Agroindustria Alimentaria en el Grado Académico de Licenciatura. Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano. Honduras.

Anguaya, C. 2007. Estudio de estabilidad en almacén del biodiesel obtenido de aceite de soya (*Glycine max*), palma africana (*Elaeis guineensis*), maíz (*Zea mays*), higuierilla (*Ricinus communis*) y piñón (*Jatropha curcas*). Tesis. Proyecto de Graduación del Programa de Ingeniería en Agroindustria Alimentaria, Escuela Agrícola Panamericana. El Zamorano. Honduras.

Acosta, E. 2009. Refinamiento de aceites. Evaporación, desgomado y decantado de aceites. (correo electrónico). Guatemala. Grasas y Aceites.

Affandi, M. 1974. Refining and Downstreaming Processing of Palm and Palm Kernel Oils. (En línea). Consultado 14 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.americanpalmoil.com/publications/process%20of%20PO%20&%20PKO.pdf>

ASTM, 2008. About Biodiesel and the Specification Development. Consultado 14 de Agosto de 2009. Disponible en: http://www.astm.org/SNEWS/ND_2008/D02E0_nd08.html

Baldwin, R; Formo, A. 2009. Chemistry method by which animal and plant substances are prepared for eating by humans. (En línea). Consultado 14 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.britannica.com/EBchecked/topic/202405/fat-processing/50167/Deodorization>

Conde, A; Wenzel, L. 1974. Cinética de la transesterificación del aceite de higuierilla. Revista Latinoamericana de de ingeniería química y química aplicada: 125-141. 1974. Original no consultado, citado por: Montoya M. et al. 2006. Universidad Nacional de Colombia. (En línea). Consultado 18 de may. de 2009. Disponible en: <http://energíaycomputacion.univalle.edu.co/edicion26/26art6.pdf>.

DGPSSTSS. (Dirección General de Previsión Social de la Secretaria de Trabajo y Seguridad Social) 2005. Reglamento General de medidas Preventivas de Accidentes de trabajo y enfermedades Profesionales. 1era edición. Tegucigalpa. Editorial Utopia. p.13-47.

Dirac Delta. 2009. Glycerol. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.diracdelta.co.uk/science/source/g/l/glycerol/source.html>

Duke, J; Atchley, A. 1983. Handbook of Energy Crops. *Jatropha curcas*. Consultado 16 de Agosto de 2009. Disponible en: http://www.hort.purdue.edu/newcrop/duke_energy/Jatropha_curcas.html

Fukuda, H; Kond, A; Noda, H. 2001. Biodiesel fuel production by transesterification of oils. *Journal of Bioscience and Bioengineering*. No. 5: 405-416, Original no consultado, citado por: Montoya M. et al. 2006. Universidad Nacional de Colombia. (En línea). Consultado 18 de may. de 2009. Disponible en: [http://energiaycomputacion.univalle.edu.co/edición 26/26 art 6.pdf](http://energiaycomputacion.univalle.edu.co/edición%2026/26%20art%206.pdf).

García, F. 2009. Refinamiento de biodiesel. Evaporación de agua en aceites. (correo electrónico). Honduras. Dynant.

Gübitz, G; Mittelbach, M; Trabi, M. 1999. *Jatropha* oil fatty acids. (En línea). Consultado 16 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.umas-india.com/batchoil.html>

Henning, K. 2009. The *Jatropha* System. An integrated approach of rural development. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.jatropha.de/>

Holman, G.1990. Propiedades físicas de no metales. Original no consultado, citado por: Singh, R; Heldman, D. 1993. Introducción a la Ingeniería de alimentos. Traducción Francisco García. Editorial Acribia S. A. 501p.

Innophos Phosphoric Acid. 2009. Specific heat capacity of phosphoric acid. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: http://www.innophos.com/_sitedocs/innophos-phosphoric-acid-table-11-and-12.pdf

Keenan, J; Keyes, F; Bill, G. 1969. Propiedades del vapor saturado. Original no consultado, citado por: Singh, R; Heldman, D. 1993. Introducción a la Ingeniería de alimentos. Traducción Francisco García. Editorial Acribia S. A. 504 p.

Ma, F; Hanna, F. 1999. Biodiesel production. *Bioresource Technology*. No 70: 1-15. Original no consultado, citado por: Montoya M. et al. 2006. Universidad Nacional de Colombia. (En línea). Consultado 18 de may. de 2009. Disponible en: [http://energiaycomputacion.univalle.edu.co/edición 26/26 art6.pdf](http://energiaycomputacion.univalle.edu.co/edición%2026/26%20art6.pdf).

McFarlane, J. 2009. Efficient Combustion for Renewable Fuels. Specific heat of biodiesel. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: http://www.ms.ornl.gov/fossil/pdf/poster_mcfarlane_.pdf

Montoya, M; Cardona, C; Orrego, C; Gutiérrez, L. 2006. Universidad Nacional de Colombia. (En línea). Consultado 18 de may. de 2009. Disponible en: <http://energiaycomputacion.univalle.edu.co/edición26/26art6.pdf>

Münch, E; Kiefer, J. 1986. Jatropha oil. Jatropha curcas density. (En línea). Consultado 15 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.jatropha.de/oil.htm>

Normas PNA. 2005. Instituto Uruguayo de normas técnicas. (En línea). Consultado 24 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.unit.org.uy/catalogo/resultados.php>

Pai, R; Malone, M; Doherty, M. 2002. Design of reactive extraction system for bioproduct recovery. AIChE J. 48: 514-526. Original no consultado, citado por: Montoya M. et al. 2006. Universidad Nacional de Colombia. (En línea). Consultado 18 de may. de 2009. Disponible en: <http://energiaycomputacion.univalle.edu.co/edicion26/26art6.pdf> .

Perry, R; Chilton, C. 1973. Valores de a y m para la ecuación de Número de Nusselt. (Original no consultado, citado por: Singh, R; Heldman, D. 1993. Introducción a la Ingeniería de alimentos. Traducción Francisco García. Editorial Acribia S. A. 184 p.

Raznjevic, A. 1978. Propiedades físicas del aire seco a presión atmosférica. Original no consultado, citado por: Singh, R; Heldman, D. 1993. Introducción a la Ingeniería de alimentos. Traducción Francisco García. Editorial Acribia S. A. 507 p.

Sáenz, A. 2008. Efecto antioxidante de alfa tocoferol, BHT y TBHQ en la estabilidad oxidativa de biodiesel de aceites vegetales. Tesis. Proyecto de graduación del programa de Ingeniería en Agroindustria Alimentaria. Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano. Honduras.

Schuchardt, U; Sercheli, R; Vargas, R. 1998. Transesterification of vegetable oils. (En línea). Consultado 16 de Agosto de 2009. Disponible en: http://materias.fi.uba.ar/6756/Jatropha_curcas_1C_07.pdf

Seemamahannop, B; Viswanathan, G; Kapila, S. 2009. A sustainable source of biofuels: Jatropha curcas. (En línea). Consultado 12 de octubre de 2009. Disponible en: <http://www.labint-online.com/featured-articles/a-sustainable-source-of-biofuels-jatropha-curcas/index.html>

Srivastava, R. 2000. Performance of a diesel generator fuelled with palm oil. Fuel renewable Sustainable Energy. no. 4: 111-113. Original no consultado, citado por: Montoya M. et al. 2006. Universidad Nacional de Colombia. (En línea). Consultado 18 de may. de 2009. Disponible en: <http://energiaycomputacion.univalle.edu.co/edición26/26art6.pdf> .

Schmutzler, L. 1991. Refinamiento de aceites. Ejemplo 1, 2,3. Consultado 17 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.patentstorm.us/patents/5248799/fulltext.html>

Syam, M. 2009. Methanolysis of Jatropha oil in the presence of potassium hydroxide catalyst. (En línea). Consultado 12 de octubre de 2009. Disponible en: <http://scialert.net/qredirect.php?doi=jas.2009.3161.3165&linkid=pdf>

The Engineering Toolbox. 2005. Liquid and fluids specific heat capacities. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-fluids-d_151.html

The Engineering Toolbox. 2005. Calores específicos de materiales utilizados en la ingeniería. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-capacity-d_391.html

Thermphos. 2009. Thermal Phosphoric Acid for Special Applications. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: <http://www.thermphos.com/Brochures/~media/Pdf/brochure/Brochure01%20pdf.ashx>

Toledo, R. 1991. Dimensiones de tuberías e intercambiadores de calor. Original no consultado, citado por: Singh R., Heldman D. 1993. Introducción a la Ingeniería de alimentos. Traducción Francisco García. Editorial Acribia S. A. 161p.

Wikipedia. 2009. Glycerol. Structure and properties. (En línea). Consultado 12 de Agosto de 2009. Disponible en: [http://en.wikipedia.org/wiki/Glycerol_\(data_page\)](http://en.wikipedia.org/wiki/Glycerol_(data_page))

8. ANEXOS

Anexo 1. Balance de materia y energía

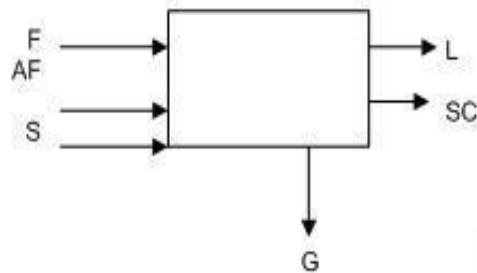
8.1 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Para realizar el balance de materia y energía de la planta se comenzó con los reactores, ya que estos, por tener la menor capacidad de alimentación (50 kg/tanda), limitan la cantidad máxima de materias primas a utilizar.

8.1.1 Planta de refinamiento de aceite de jatropa (*Jatropha curcas*).

8.1.1.1 Reactor A. Proceso de desgomado de aceite de jatropa (*Jatropha curcas*).

Proceso de desgomado de aceite de jatropa



Donde:

- F: Aceite sin desgomar (50 kg)
- L: Aceite desgomado
- AF: Ácido fosfórico (0.05 kg)
- G: Gomas (4.956 kg)

- Sc: Vapor condensado.
- S: Vapor.

Balance de materia:

Ecuación general

$$S + F + Af = L + G + Sc$$

$$\frac{20 \text{ kg}}{h} + 50 \text{ kg} + 0.05 \text{ kg} = L + 4.956 \text{ kg} + \frac{20 \text{ kg}}{h}$$

$$L = 45.094 \text{ kg}$$

Si se alimentan 50 kg de aceite sin desgomar, se obtienen 45.094 kg de aceite desgomado y una mezcla de 4.956 kg de gomas y 0.05 kg de ácido fosfórico.

Balance de energía:

Ecuación general de balance de energía.

$$SH + Fh + Afh = Lh + Gh - sch$$

Cálculo de entalpías.

Cálculo de entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas* L) alimentado (F).

Para calcular la entalpía del aceite alimentado, se tiene que calcular el calor específico del aceite de jatropha (*Jatropha curcas* L).

Calculo del calor específico de F (aceite de entrada).

$$CpF = 1.675X_g + 4.187X_a$$

Donde: "g" es el contenido de grasa y "a" es el contenido de humedad en el aceite.

$$CpF = (1.675 \times 0.9505) + (4.187 \times 0.0495) = 1.79934 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

Cálculo entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) alimentado (F).

Se tomaron 10 mediciones de la temperatura del aceite dentro de la planta de biodiesel y la temperatura promedio fue de 26.66 °C.

$$Fh = CpF \times FT^\circ \rightarrow Fh = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 26.66^\circ\text{C} \rightarrow Fh = 46.17826 \text{ kJ/kg}.$$

Cálculo de entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) después del desgomado.

El proceso de desgomado se realiza a 60 °C de temperatura con agitación constante, por lo que la temperatura del aceite y las gomas al finalizar esta reacción será de 60 °C.

$$Lh = CpL \times LT^\circ \rightarrow Lh = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 60^\circ\text{C} \rightarrow Fh = 107.96 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de entalpía de las gomas.

Fórmula para calcular la entalpía de las gomas.

$$Gh = CpG \times GT^\circ$$

Fórmula para calcular el calor específico de las gomas.

$$CpG = 1.424(X).$$

Donde, X, es el contenido de carbohidratos.

$$CpG = 1.424(X) \rightarrow CpG = 1.424 \times 1 \rightarrow cpG = 1.424 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

Cálculo de entalpía de las gomas.

$$Gh = CpG \times GT^\circ \rightarrow Gh = \frac{1.424 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 60^\circ\text{C} \rightarrow Gh = \frac{85.44 \text{ kJ}}{\text{kg}}.$$

Cálculo de entalpía del ácido fosfórico.

Según Thermophos (2009), el calor específico (Cp.) del ácido fosfórico es 1.8 kJ/kg°C.

$$Afh = CpAf \times AfT^\circ \rightarrow Afh = \frac{1.8 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 26.66^\circ\text{C} \rightarrow Afh = \frac{47.988 \text{ kJ}}{\text{kg}}.$$

Cálculo de entalpías del vapor de calentamiento a 517.104 kpa de presión.

Interpolación de entalpía líquida (Hc):

$$\frac{\left[\left(\frac{653.84 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - X\right]}{\left(\frac{653.84 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - \left(\frac{632.20 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right)} = \frac{(543.1 \text{ kpa} - 517.104 \text{ kpa})}{(543.1 \text{ kpa} - 475.8 \text{ kpa})} \rightarrow X = 645.447 \text{ kJ/kg}$$

Interpolación de entalpía de vapor (Hv):

$$\frac{\left(\frac{2,752.4 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - X}{\left(\frac{2,752.4 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - \left(\frac{2,746.5 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right)} = \frac{(543.1 \text{ kpa} - 517.104 \text{ kpa})}{(543.1 \text{ kpa} - 475.8 \text{ kpa})} \rightarrow X = 2,750.11 \text{ kJ/kg}$$

Sustitución de datos en la ecuación general de balance de energía, previamente despejada para la cantidad de vapor calentamiento requerido (S).

$$SH + Fh + Afh = Lh + Gh - sch \rightarrow S = \frac{-Fh + Lh + Gh - Afh}{H - h}$$

$$S = \frac{\left[-(50 \text{ Kg} \times \frac{46.17826 \text{ kJ}}{\text{kg}})\right] + \left(45.094 \text{ kg} \times \frac{107.96 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) + \left(4.956 \text{ kg} \times \frac{85.34 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - \left(0.05 \text{ kg} \times \frac{47.988 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right)}{\frac{2,750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}}}$$

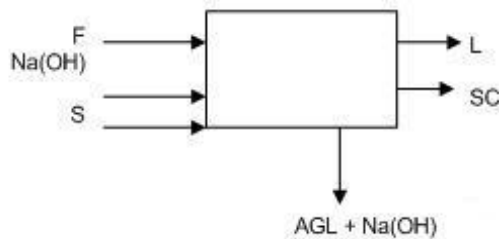
$$S = 1.41597 \text{ kg.}$$

1.4159 kg de vapor a 517.104 kpa de presión se requieren para el desgomado.

Cálculo de la energía requerida para desgomar 50 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

$$Q = S \times \Delta H \rightarrow Q = 1.41597 \text{ Kg} \times \left(\frac{2,750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) \rightarrow Q = 2,979.98 \text{ kJ.}$$

2,979.98 kJ de energía en forma de vapor, se requieren para desgomar 50 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

8.1.1.2 Reactor B. Proceso de neutralizado de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).**Proceso de neutralizado de aceite de jatropha**

Donde:

- F: Aceite con AGL (45.094 kg)
- L: Aceite Neutralizado
- Na (OH): Hidróxido de sodio (0.4283 kg)
- Ácidos grasos libres +Na (OH): (4.1122 kg)
- S: alimentación de vapor saturado
- Sc: Vapor condensado

Balance de materia.

Ecuación general.

$$S + F + Na(OH) = L + (AGL precipitados) + Sc$$

$$45.094 \text{ kg} + 0.42835 \text{ kg} = 4.1122 \text{ kg} + L$$

$$L = 41.406 \text{ kg}$$

Si se neutralizan 45.094 kg de Aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*), se obtienen 41.406 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) neutralizado y 4.11 kg de jabón (Ácidos grasos libres y Na (OH)).

Balance de energía.

Ecuación general.

$$Fh + Na(OH)h + SH = Lh + Sch + AGL.h$$

Cálculo de entalpías.

Cálculo de entalpía de Na (OH).

Según The engineering toolbox (2005), el calor específico del hidróxido de sodio Na (OH), es igual a 1.49 kJ/kg°C.

$$hNa(OH) = C_p Na(OH) \times Na(OH)T^\circ \rightarrow hNa(OH) = \frac{1.49 \text{ kJ}}{\text{kg}} \text{°C} \times 26.66 \text{ °C}$$

$$= \frac{39.723 \text{ kJ}}{\text{kg}}.$$

Cálculo de la entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) alimentado (F).

Se tomaron 10 mediciones de la temperatura del aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) dentro de la planta de biodiesel y la temperatura promedio fue de 26.66 °C.

$$Fh = CpF \times FT^\circ \rightarrow Fh = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 26.66^\circ\text{C} \rightarrow Fh = 46.17826 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de la entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) al final del neutralizado (L).

El proceso de neutralizado se realiza a 80 °C de temperatura con agitación constante, por lo que la temperatura del aceite de jatropha (*Jatropha curcas* L) y los ácidos grasos libres durante y al finalizar esta reacción será de 80 °C.

$$Lh = CpL \times LT^\circ \rightarrow Fh = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 80^\circ\text{C} \rightarrow Lh = 143.95 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de la entalpía de los ácidos grasos libres precipitados.

Se asumirá que el calor específico de los ácidos grasos libres precipitados es igual al calor específico del aceite de jatropha (1.79934 kJ/kg°C), ya que su composición molecular solo cambia una molécula de glicerol por 3 moléculas de Na (OH).

$$hAGL = CpAGL \times T^\circ AGL \rightarrow hAGL = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 80^\circ\text{C} = 143.95 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de entalpías del vapor de calentamiento a 517.104 kpa de presión.

Las entalpías del vapor de calentamiento a 517.104 kpa fueron calculadas en pasos anteriores:

- Hv: 645.447 kJ/kg
- Hc: 2,750.11 kJ/kg

Sustitución de valores en la ecuación general de balance de energía.

$$Fh + Na(OH)h + SH = Lh + Sch + AGL.h \rightarrow S = \frac{-Fh - Na(OH)h + Lh + AGLh}{H - h}$$

$$S = \frac{\left[\left(-45.094 \text{ kg} \times \frac{46.17826 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) - \left(0.4283 \text{ kg} \times \frac{39.723 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) + \left(41.406 \text{ kg} \times \frac{143.95 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) + \left(4.1122 \text{ kg} \times \frac{143.95 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \right]}{\frac{2,750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}}}$$

$$S = 2.1158 \text{ kg}$$

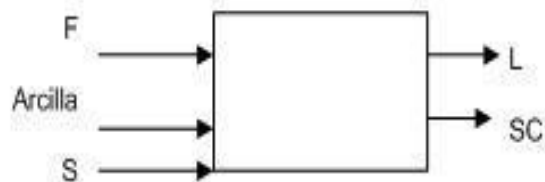
2.1159 kg de vapor a 517.104 kpa de presión se requieren para el neutralizado.

Cálculo de la energía requerida para neutralizar 45.094 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

$$Q = S \times \Delta H \rightarrow Q = 2.1159 \text{ kg} \times \left(\frac{2,750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \rightarrow Q = 4,453.25 \text{ kJ}$$

8.1.1.3 Reactor C. Proceso de blanqueado de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Proceso de Blanqueado de aceite de jatropha



Donde:

- F: Aceite desgomado y neutralizado (41.406 kg)
- Arcilla: Arcilla activada (0.4140 kg)
- L: Aceite y arcilla activada.
- Sc: Vapor condensado
- S: Vapor saturado a 517 kpa.

Balance de materia.

Ecuación general.

$$S + F + \text{Arcilla} = L + Sc$$

$$41.406 \text{ kg} + 0.4140 \text{ kg} = L$$

$$L = 41.8202 \text{ kg}$$

Si se alimentan 41.406 kg de aceite desgomado, final del proceso se obtiene una mezcla de 41.82 kg de arcilla y aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Balance de energía.

Ecuación general de balance de energía.

$$SH + Fh + h.Arcilla = Lh + Sch \rightarrow S = \frac{-Fh - hArcilla + Lh}{H - h}$$

Cálculo de entalpías.

Cálculo de la entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) alimentado (F).

Se tomaron 10 mediciones de la temperatura del aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) dentro de la planta de biodiesel y la temperatura promedio fué de 26.66 °C.

$$Fh = CpF \times FT^\circ \rightarrow Fh = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 26.66^\circ\text{C} \rightarrow Fh = 46.17826 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de la entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) al final del proceso de blanqueado (L).

El proceso de blanqueado se realiza a 100 °C de temperatura con agitación constante, por lo que la temperatura del aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) y la arcilla blanqueadora durante y al finalizar esta reacción será de 100 °C.

$$Lh = CpL \times LT^\circ \rightarrow Fh = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}}^\circ\text{C} \times 100^\circ\text{C} \rightarrow Lh = 179.934 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de la entalpía de arcilla activada.

Según The engineering toolbox (2005), el calor específico de arcilla arenosa es de 1.381 kJ/kg°C.

$$h.Arcilla = Cp.Arcilla \times T^\circ Arcilla \rightarrow h.Arcilla = \frac{1.381 \text{ kJ}}{\text{Kg}}^\circ\text{C} \times 26.66^\circ\text{C} \rightarrow$$

$$hArcilla = 36.817 \text{ kJ/kg}.$$

Cálculo de entalpía de mezcla de aceite de jatropha y arcilla activada (L).

$$hL = CpL \times T^\circ L \rightarrow hL = [CpAceite \times (\%aceite) + CpArcilla(\%arcilla)] \times T^\circ L$$

$$hL = \left[\frac{1.381 \text{ kJ}}{\text{kg}} \text{°C} \times (0.009) + \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}} \text{°C} \times (0.991) \right] \times 100 \text{ °C} \rightarrow hL$$

$$= \frac{179.5575 \text{ kJ}}{\text{kg}}$$

Sustitución de los valores en la ecuación general de balance de energía.

$$SH + Fh + h.Arcilla = Lh + Sch \rightarrow S = \frac{-Fh - hArcilla + Lh}{H - h}$$

$$S = [(-41.406 \text{ kg} \times 46.17826 \text{ kJ/kg}) - (0.4140 \text{ kg} \times 36.817 \text{ kJ/kg}) + (41.8202 \text{ kg} \times 179.5575 \text{ kJ/kg})] / (2,750.11 \text{ kJ/kg} - 645.447 \text{ kJ/kg})$$

$$S = 2.6569 \text{ kg.}$$

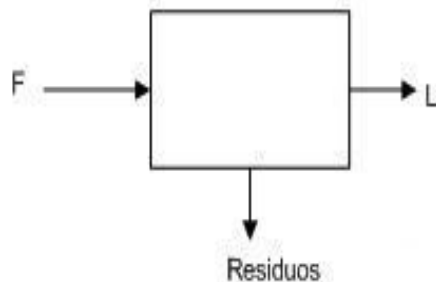
2.6569 kg de vapor a 517.104 kpa de presión se requieren para el blanqueado.

Cálculo de la energía requerida para blanquear 41.406 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

$$Q = S \times \Delta H \rightarrow Q = 2.6569 \text{ kg} \times \left(\frac{2,750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) = 5,591.833 \text{ kJ.}$$

8.1.1.4 Filtro. Proceso de filtrado de Aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Proceso de filtrado de aceite de jatropha



Donde:

- F: Aceite con arcilla
- L: Aceite filtrado
- Residuos: Arcilla + Aceite (40 % del peso de la arcilla).

Ecuación general.

$$f = \text{Residuos} + L$$

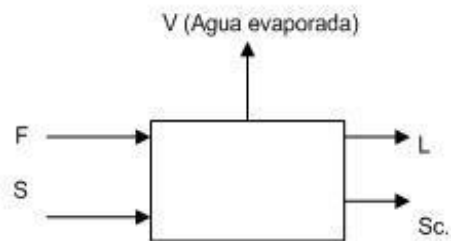
$$41.8202 \text{ kg} = 0.5796 \text{ kg} + L$$

$$L = 41.2405 \text{ kg}$$

Si se introducen 41.8202 kg de aceite con arcilla al filtro, se obtienen 41.2405 kg de aceite filtrado y 0.5797 kg de arcilla.

8.1.1.5 Reactor D. Evaporación de agua del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Proceso de evaporación de agua



Donde:

- F: Aceite refinado (41.2405 kg)
- S: Vapor saturado a 517.104 kpa.
- L: Aceite refinado con 0.05 % de humedad.
- Sc: Vapor condensado.
- V: Agua evaporada.

Datos:

- XF: 0.9505
- XL: 0.9995
- S: ?
- A: ?
- T° de F: 26.66 °C.
- F: 41.24 kg de aceite.
- L: ?
- V: ?
- Cp. Agua: 4.186 kJ/kg
- T° de S: 105°

Balance de materia.

$$F + S = L + V + Sc$$

Balance de aceite.

$$F(Xf) = L(Xl)$$

$$L = F(xf)/Xl$$

$$L = \frac{41.24 \text{ kg} \times 0.9505}{0.9995} = 39.21 \text{ kg}$$

Se obtuvo 39.21 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*), luego de evaporar el agua de 41.2405 kg de aceite con 4.95 % de humedad hasta 0.05 %.

Balance de energía.

En primer lugar se debe calcular el área del reactor en contacto con el aceite:

Datos:

- Diámetro de reactor: 0.62 m
- L: ?
- Capacidad de alimentación: 50 kg
- Densidad (ρ) del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*): 920 kg/m³

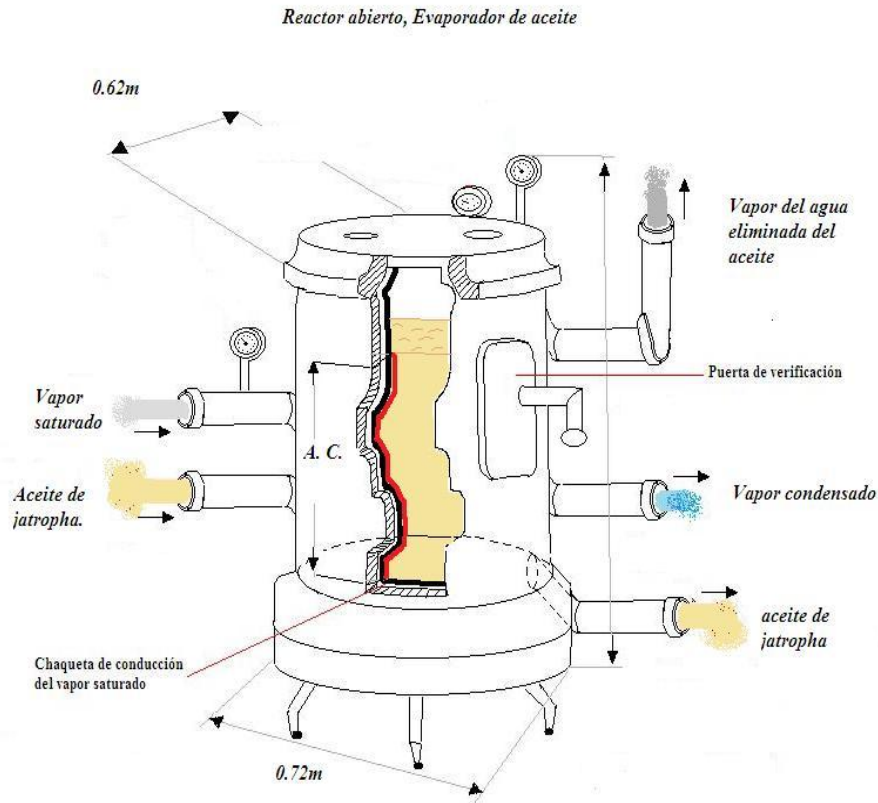
Desarrollo:

$$\text{Volumen del reactor} = 50 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ m}^3}{920 \text{ kg}} = 0.0543478 \text{ m}^3$$

$$\text{Área de base} = \pi \times r^2$$

$$\text{Área de base} = \pi \times 0.31 \text{ m}^2 = 0.3019 \text{ m}^2$$

$$\text{Largo del reactor} = \frac{(\text{Vol. del reactor})}{(\text{Área de la base})} \rightarrow L = \frac{0.0543478 \text{ m}^3}{0.3019 \text{ m}^2} = 0.18 \text{ m}$$

Área del reactor en contacto con el aceite.

Fernando Castro, 2009.
Escuela Agrícola Panamericana, Zamorano.

Como se observa en la figura el área del reactor que hace contacto con el aceite (AC, línea roja en la figura) es el área lateral del cilindro interno del reactor.

Fórmula del área lateral de un cilindro.

$$Al = 2\pi rL$$

$$Al = 2 \times \pi \times 0.31 \text{ m} \times 0.18 \text{ m} = 0.3506 \text{ m}^2$$

Cálculo del calor específico de F (aceite de entrada).

$$CpF = 1.675(X_{grasa}) + 4.187(X_{agua})$$

$$CpF = (1.675 \times 0.9505) + (4.187 \times 0.0495) = 1.79934 \text{ KJ/K}^\circ\text{C}$$

Cálculo del calor específico de L (aceite de salida).

$$CpL = 1.675(X_{grasa}) + 4.187(X_{agua})$$

$$CpL = (1.675 \times 0.9995) + (4.187 \times 0.0005) = 1.67625 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

Cálculo de gradiente de temperatura.**Fórmula de molalidad (M).**

$$M = \frac{\text{Moles de soluto}}{\text{kg de Solvente}} = \left(\frac{\frac{39198.62 \text{ g}}{870 \text{ g}}}{2.04138 \text{ kg}} \right) = 22.0713$$

Fórmula de gradiente de temperatura

$$\Delta T_e = 0.51 \times M \rightarrow \Delta T_e = 0.51 \times 22.0713 = 11.2563 \text{ }^\circ\text{C}$$

La temperatura de ebullición del agua es 100 °C, pero debido a la alta concentración de aceite, se ha incrementado a 111.256 °C.

Cálculos de las entalpías de vapor de agua.

Según Keenan et al. (1969), un vapor saturado que se encuentra a 110 °C posee una entalpía líquida (Hc) de 461.30 kJ/kg y una entalpía de vapor saturado (Hv) igual a 2,691.5 kJ/kg, de igual manera un vapor a 115 °C posee una entalpía líquida (Hc) de 482.48 kJ/kg y una entalpía de vapor saturado (Hv) igual a 2,699 kJ/kg.

Interpolación para encontrar la entalpía líquida (Hc) y entalpía de vapor saturado (Hv) de vapor a 111.256 °C, generado por el agua evaporada del aceite:

Interpolación de entalpía líquida (Hc):

$$\frac{\left(\frac{482.48 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - X}{\left(\frac{482.48 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - (461.30 \text{ kJ/kg})} = \frac{(115 \text{ °C} - 111.25 \text{ °C})}{(115 \text{ °C} - 110 \text{ °C})} \rightarrow X = 466.595 \text{ kJ/kg}$$

Interpolación de entalpía de vapor saturado (Hv):

$$\frac{\left(\frac{2699 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - X}{\left(\frac{2699 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right) - \left(\frac{2691.5 \text{ kJ}}{\text{kg}}\right)} = \frac{(115 \text{ °C} - 111.25 \text{ °C})}{(115 \text{ °C} - 110 \text{ °C})} \rightarrow X = 2,693.375 \text{ kJ/kg}$$

Las entalpías del vapor de calentamiento a 517.104 kpa fueron calculadas en pasos anteriores:

- Hv: 645.447 kJ/kg
- Hc: 2,750.11 kJ/kg

Balance de energía.

Para realizar el balance de energía se utilizará la siguiente ecuación de balance de energía.

$$SH + Fh = Lh + VH + Sch.$$

Cálculo de la entalpía de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) alimentado a 26.66 °C.

$$Fh = CpF \times FT^\circ \rightarrow Fh = \frac{1.79934 \text{ kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 26.66 \text{ °C} = 47.97 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) en la salida a 111.25 °C.

$$Lh = CpL \times LT^\circ \rightarrow Lh = \frac{1.67625 \text{ kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 111.25 \text{ °C} = 186.48 \text{ kJ/kg}$$

Ahora se sustituyen los valores obtenidos en la ecuación general de balance de energía, despejando para la variable S (vapor de calentamiento).

$$SH + Fh = Lh + VH + Sch \rightarrow -Sch + SH = VH - Fh + Lh \rightarrow S(H - h) = VH - Fh + Lh \rightarrow S = (VH - Fh + Lh)/(H - h).$$

$$S = \left\{ \left[2.02177 \text{ kg} \times \left(\frac{2,693.375 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \right] - \left[41.24 \text{ kg} \times \left(\frac{47.97 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \right] + \left[(39.2182 \text{ kg} \times 186.48 \text{ kJ/kg}) / (2750.11 \text{ kJ/kg} - 645.447 \text{ kJ/kg}) \right] \right\}$$

$$S = \frac{(5,445.385 \text{ kJ} - 1,978.28 \text{ kJ} + 7,313.409 \text{ kJ})}{\frac{2,104.66 \text{ kJ}}{\text{kg}}} \rightarrow S = 5.122 \text{ kg}.$$

7.1199 kg de vapor a 517.104 kpa de presión se necesitan para evaporar el agua de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) desde 4.95 % de humedad hasta 0.05 % de humedad.

Cálculo de calor requerido:

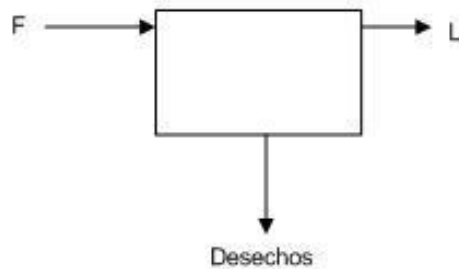
$$Q = S \times \Delta H \rightarrow Q = 5.122 \text{ kg} \times \left(\frac{2750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \rightarrow Q = 10,780.5 \text{ kJ}$$

El consumo de energía en forma de vapor para realizar esta operación es de 10,780.5 kJ.

8.1.2 Planta de extracción de aceite.

8.1.2.1 Filtro-prensa.

Proceso de filtrado de aceite



Donde:

- L, Aceite de jatropha (*Jatropha curcas*): 50 kg
- F o Aceite de jatropha (*Jatropha curcas*) alimentado: ?
- Desechos: 20 % de la cantidad de aceite alimentada.

Balance de materia.

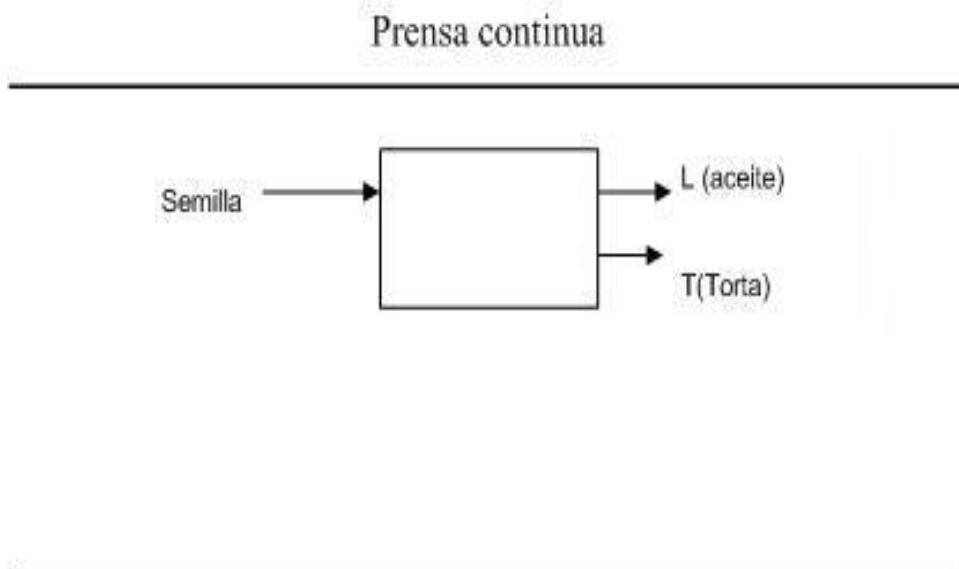
$$F = L + D$$

$$\text{si } 0.2F = D, \text{ entonces } 0.8F = L$$

Balance de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

$$0.8F = L; L = 50 \text{ kg, entonces } 0.8F = 50 \text{ kg} \rightarrow F = \frac{50 \text{ kg}}{0.8} = 62.5 \text{ kg De aceite.}$$

62.5 kg de aceite deben ser alimentados a la filtradora, para obtener 50 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas* L) filtrado.

8.1.2.2 Prensa continua

Donde:

- L: 62.5 kg de aceite.
- T: (semilla seca + 10 % de aceite, ya que la eficiencia de la prensa es del 90 %)
- S: Cantidad de semilla alimentada sin cáscara (53.38 % de aceite).

Balance de materia.**Ecuación general.**

$$S=L+T$$

Balance de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

$$S = T + L \rightarrow 53.38 \% S = (53.38 \% S \times 10 \%) + L$$

$$\begin{aligned} (0.35)S &= [(0.5338)S \times 0.1] + 62.5 \rightarrow (0.5338)S = (0.05338)S + 62.5 \text{ Kg} \\ &\rightarrow (0.5338)S - (0.05338)S = 62.5 \text{ kg} \rightarrow S = 62.5 \text{ Kg}/0.4804 \rightarrow S \\ &= 130.07 \text{ kg} \end{aligned}$$

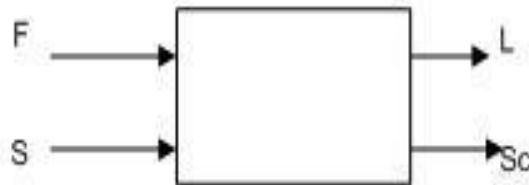
130.07 kg de semilla tienen que ser alimentados para generar 62.5 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Cantidad de torta producida.

$$S = T + L \rightarrow T = S - L \rightarrow T = 130.07 \text{ Kg} - 62.5 \text{ Kg} \rightarrow T = 67.577 \text{ Kg}$$

8.1.2.3 Cocedora

Cocedora



Donde:

- F: Semilla descascarada sin cocer.
- S: Vapor saturado.
- L: Semilla cocida
- Sc: Condensado de vapor saturado.

Balance de materia.

$$F = L \rightarrow 130.07 \text{ kg de semilla sin cocer} = 130.07 \text{ kg de semilla cocida.}$$

Balance de energía.**Cálculo del calor específico de la semilla de jatropha.**

$$Cp = 1.424(c) + 1.549(p) + 1.67(g) + 4.187(a)$$

Donde:

- C: porcentaje de carbohidratos
- P: porcentaje de proteína.
- G: porcentaje de grasa.
- A: porcentaje de agua.

Según Duke and Atchley (1983), el porcentaje promedio del contenido proteico en la semilla de jatropha es igual a 18.2 %.

$$Cp = 1.424(0.1981) + 1.549(0.182) + 1.67(0.5338) + 4.187(0.0861)$$

$$Cp = \frac{1.8155 \text{ kJ}}{\text{kg}} \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Cálculo de entalpías**Entalpía de la semilla antes de la cocción.**

$$hf = Cpf \times fT \rightarrow Cp = \frac{1.8155 \text{ kJ}}{\text{kg}} \text{ } ^\circ\text{C.} \times (27.8 \text{ } ^\circ\text{C}) = 50.4709 \text{ kJ/kg}$$

Entalpía de la semilla cocida.

$$hL = CpL \times LT \rightarrow Cp = \frac{1.8155 \text{ kJ}}{\text{kg}} \text{ } ^\circ\text{C.} \times (50 \text{ } ^\circ\text{C}) = 90.775 \text{ kJ/kg}$$

Ecuación general de balance de energía.

$$SH + fh = Sch + Lh \rightarrow S = (-fh + Lh)/(H - h)$$

$$S = (-130.07 \text{ kg} \times \frac{50.4709 \text{ kJ}}{\text{kg}} + (130.07 \text{ kg} \times 90.775 \text{ kJ/kg}) / (\frac{2750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}}) =$$

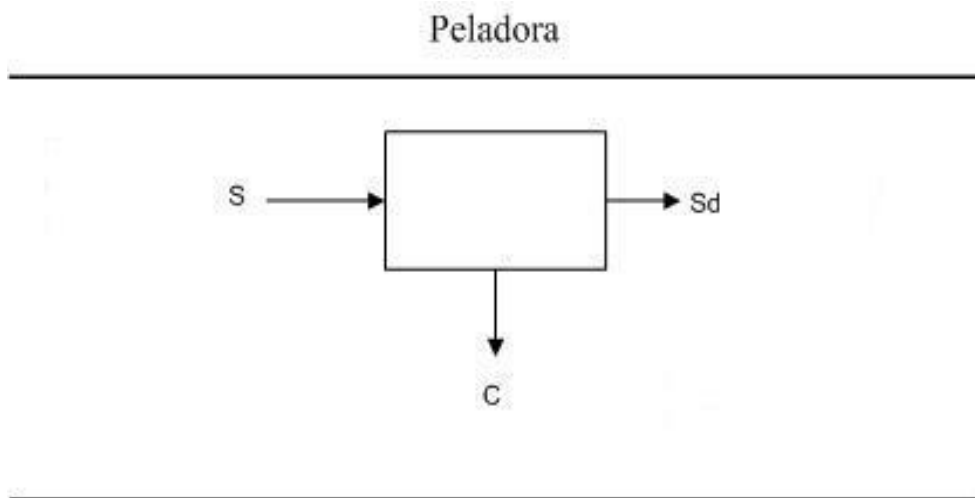
$$S = 2.4909 \text{ kg}$$

Cálculo de la energía requerida para el proceso de cocción.

$$Q = S \times \Delta H \rightarrow Q = 2.4909 \text{ kg} \times \left(\frac{2750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) = 5,242.23 \text{ kJ}$$

5,242.23 kJ de energía en forma de vapor, se requieren para cocer 130.07 kg de semilla.

8.1.2.4 Peladora.



Donde:

- S: Semilla con cáscara.
- Sd: Semilla descascarada (130.07 kg).
- C: Cáscara (34.44 % de la semilla alimentada).

Balance de materia.

$$S = Sd + C; \text{ si } C = 34.44 \% \text{ de } S, \text{ entonces } Sd = 65.559 \% \text{ de } S \rightarrow (0.6559)S = Sd$$

$$\rightarrow (0.6559)S = 130.07 \text{ kg} \rightarrow S = \frac{130.07 \text{ kg}}{0.6559} = 198.3076 \text{ kg. } S$$

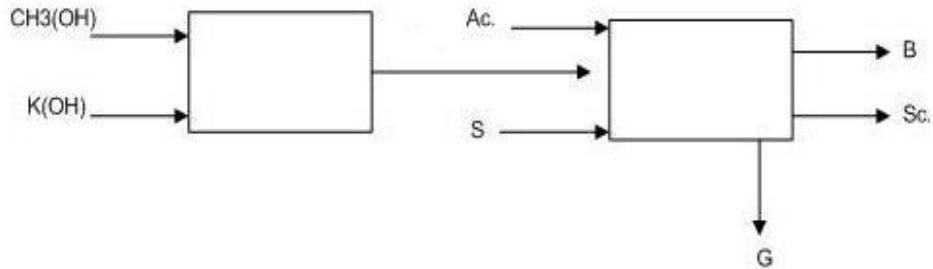
198.3076 kg de semilla deben ser alimentados para tener 130.07 kg de semilla descascarada.

Cantidad de cáscara producida.

$$S = Sd + C \rightarrow C = S - Sd \rightarrow C = 198.3076 \text{ kg} - 130.07 \text{ kg} \rightarrow C = 68.3076 \text{ kg.}$$

8.1.2.5 Planta de transesterificación de aceite de jatropha (*Jatropha curcas*).

Planta de transesterificación de aceite de jatropha.



Donde:

- CH_3OH : Relación molar 6:1, metanol: aceite.
- $K(OH)$: 1 % del peso del aceite alimentado.
- Ac o Aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) alimentado: 39.21 kg de aceite refinado con 0.05 % de humedad).
- S: Vapor a 517.104 kpa de presión.
- G o Glicerina, $C_3H_5(K-OH)_3$: ?
- B: 97.79 % del peso del aceite alimentado.
- Sc: Vapor condensado.

Desarrollo:

Cálculo de la cantidad de $CH_3(OH)$ a usar.

$$\% = \frac{[\text{Peso molecular de } CH_3(OH) \times 6]}{[\text{Peso molecular de aceite de jatropha}]}$$

$$\% = \frac{32.042 \text{ g} \times 6}{870 \text{ g}} \rightarrow \% = 22.097\%$$

Se debe agregar 22.097 % de $CH_3(OH)$ con base al peso del aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) alimentado.

Balance de materia.**Ecuación general**

$$Ac. + K(OH) + CH_3(OH) + S = B + G + Sc.$$

Dado que el biodiesel (B) obtenido es 97.79 % del aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) utilizado (Ac.), entonces Biodiesel (B) es igual a:

$$(0.9779)Ac = B$$

Sustitución de la ecuación anterior en la ecuación general.

$$\begin{aligned} 39.21 \text{ kg} + 0.3921 \text{ kg} + 8.66 \text{ kg} &= (0.9779 \times 39.21 \text{ kg}) + G \rightarrow G \\ &= 48.2621 \text{ kg} - 38.3434 \text{ kg} \rightarrow G = 9.9187 \text{ kg} \end{aligned}$$

La cantidad de glicerinas obtenida es igual a 9.9187 kg. Si se alimentan 39.21 kg de aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) refinado, se obtienen 38.3434 kg de biodiesel de jatropha y 9.9187 kg de glicerinas.

Balance de energía.**Ecuación general de balance de energía.**

$$Ach + SH + K(OH)h + h.CH_3(OH) = h.B + h.G + Sch$$

$$S = \frac{[-Ach - K(OH)h - h.CH_3(OH) + h.B + h.G]}{H - h}$$

Cálculo de calores específicos.**Cálculo del calor específico del aceite de jatropha con 0.05% de humedad.**

$$Cp = 1.675X_g + 4.187X_a$$

Donde: 'g' es el contenido de grasa y 'a' es el contenido de humedad en el aceite.

$$Cp = (1.675 \times 0.9995) + (4.187 \times 0.0005) = \frac{1.6762 \text{ kJ}}{\text{kg}} \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Calor específico del $CH_3(OH)$.

Según The engineering toolbox (2005), el calor específico del metanol es igual a 1.93 kJ/kg°C.

Calor específico del glicerol (glicerinas).

Según la enciclopedia Dirac Delta (2009), El calor específico del glicerol es 2.4 kJ/kg°C.

Según J. McFarlane (2009), el calor específico promedio del biodiesel es 2.0128153 kJ/kg°C.

Según The engineering toolbox (2005), el calor específico del potasio hidratado es 3.68 kJ/kg°C.

Cálculo de entalpías.**Cálculo de la entalpía del aceite de jatropha (*Jatropha curcas L*) alimentado.**

$$Ach = Ac.Cp \times Ac.T^{\circ} = \frac{1.6762Kj}{Kg}^{\circ}C \times 26.66^{\circ}C \rightarrow Ach = 44.6875Kj/Kg$$

Cálculo de la entalpía del metanol $CH_3(OH)$.

$$hMet. = CpMet. \times T^{\circ}Met. \rightarrow hMet. = \frac{1.93kj}{kg}^{\circ}C \times 26.66^{\circ}C = 51.4538 kj/kg$$

Cálculo de la entalpía de las glicerinas.

$$hG = CpG \times T^{\circ}G \rightarrow hG = \frac{2.4 kj}{kg}^{\circ}C \times 60^{\circ}C = 144 kj/kg$$

Cálculo de la entalpía del biodiesel.

$$hB = CpB \times T^{\circ}B \rightarrow hB = \frac{2.0128153 kj}{kg}^{\circ}C \times 60^{\circ}C = 120.7689 kj/kg$$

Cálculo de la entalpía del hidróxido de potasio.

$$hHP = CpHP \times T^{\circ}HP \rightarrow hHP = \frac{3.68 kj}{kg}^{\circ}C \times 26.66^{\circ}C = 98.109 kj/kg$$

Sustitución de valores en la ecuación general de balance de energía.

$$S = [-Ach - K(OH)h - h.CH_3(OH) + h.B + h.G]/(H - h)$$

$$S = \left[\left(-39.21 \text{ kg} \times \frac{44.6875 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) - \left(0.3921 \text{ kg} \times \frac{98.109 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) - \left(8.66 \text{ kg} \times \frac{51.4538 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) + \left(38.3434 \text{ kg} \times \frac{120.7689 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) + \left(9.9187 \text{ kg} \times \frac{144 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \right] / \left(\frac{2750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right)$$

$$S = 1.8163 \text{ kg}$$

1.8163 kg de vapor a 517.104 kpa de presión, se necesitan para la transesterificación de 39.21 kg de aceite de jatropa (*Jatropha curcas L*).

Cálculo de la energía requerida para el proceso de transesterificación.

$$Q = S \times \Delta H \rightarrow Q = 1.8163 \text{ kg} \times \left(\frac{2750.11 \text{ KJ}}{\text{Kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) = 3,822.694 \text{ kJ}.$$

3,822.694 kJ de energía en forma de vapor, se requieren en el proceso de transesterificación de 39.21 kg de aceite de jatropa (*Jatropha curcas*).

Cálculo de calor requerido para evaporar agua del biodiesel decantado, después de haber sido lavado.

Cálculo del calor específico del biodiesel antes de la evaporación (F).

Según J. McFarlane (2009), el calor específico promedio del biodiesel es 2.0128153 kJ/kg°C.

$$CpF = (2.01281 \times 0.906529) + (4.187 \times 0.093471) = 2.216 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

Calculo del calor específico del biodiesel después de la evaporación (L).

$$CpL = (2.01281 \times 0.9995) + (4.187 \times 0.0005) = 2.0138 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

Cálculo de entalpías.

Cálculo de la entalpía del biodiesel de jatropa (*Jatropha curcas L*) alimentado a 26.66°C.

$$Fh = CpF \times FT^\circ \rightarrow Fh = 2.216 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 26.66^\circ\text{C} = 59.078 \text{ kJ/kg}$$

Cálculo de la entalpía del biodiesel de *Jatropha curcas L* después del evaporado.

Para encontrar la entalpía, es necesario determinar el incremento en la temperatura generado por la concentración de aceite.

38.3434 kg de biodiesel seco más 3.584 kg (9.3471%) de agua, el biodiesel húmedo después del decantado es igual a 41.9274 kg.

Cálculo de gradiente de temperatura.

Fórmula de molalidad (M)

$$M = \frac{\text{Moles de soluto}}{\text{kg de Solvente}} = \left(\frac{\frac{38,343.34 \text{ g}}{920 \text{ g}}}{3.584 \text{ kg}} \right) = 11.628 \text{ M}$$

Fórmula de gradiente de temperatura

$$\Delta T_e = 0.51 \times M$$

$$\Delta T_e = 0.51 \times 11.628 = 5.9306 \text{ }^\circ\text{C}$$

La temperatura de ebullición del agua es 100 °C, pero debido a la alta concentración de aceite, se ha incrementado a 105.9306 °C.

Según Keenan et al. (1969), un vapor saturado que se encuentra a 105 °C posee una entalpía líquida (Hc) igual a 440.15 kJ/kg y una entalpía de vapor saturado (Hv) igual a 2,683.8 kJ/kg.

$$Lh = CpL \times LT^\circ \rightarrow Lh = 2.216 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times 105 \text{ }^\circ\text{C} = 232.68 \text{ kJ/kg}$$

Ahora se sustituyen los valores obtenidos en la ecuación general de balance de energía, despejando para la variable S (vapor de calentamiento).

$$SH + Fh = Lh + VH + Sch \rightarrow -Sch + SH = VH - Fh + Lh \rightarrow S(H - h) = VH - FH + LH \rightarrow S = (VH - Fh + Lh)/(H - h).$$

$$S = \left\{ \left[3.584 \text{ kg} \times \left(\frac{2,683.8 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \right] - \left[41.9274 \text{ kg} \times \left(\frac{59.078 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \right] + \left[(38.3434 \text{ kg} \times \left(\frac{232.68 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right)) \right] \right\} / \left(\frac{2750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right)$$

$$S = \frac{(5,445.385 \text{ kJ} - 2,476.986 \text{ kJ} + 8,921.74 \text{ kJ})}{\frac{2,104.66 \text{ kJ}}{\text{kg}}} \rightarrow S = 7.63289 \text{ kg}.$$

Cálculo de calor requerido:

$$Q = S \times \Delta H \rightarrow Q = 7.63289 \text{ kg} \times \left(\frac{2750.11 \text{ kJ}}{\text{kg}} - \frac{645.447 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) \rightarrow Q = 16,063.82 \text{ kJ}$$

El consumo de energía en forma de vapor para realizar esta operación es de 16,063.82.5 kJ.

Anexo 2. Pérdidas de energía por transferencia de calor

8.2 PÉRDIDAS DE ENERGÍA POR TRANSFERENCIA DE CALOR.

8.2.1 Cálculo de pérdidas de energía por transferencia de calor en la tubería de alimentación principal.

Datos:

- Material de tubería de conducción de vapor: Hierro negro (puro).
- Material aislante: Fibra de vidrio.
- Diámetro externo de tubería: 1.5 pulgadas: 0.0381 metros.
- Diámetro externo de aislante: 4 pulgadas: 0.1016 metros.
- Longitud de tubería: 14.87 m.

Desarrollo:

8.2.1.1 Cálculo del coeficiente de convección externo (ho).

Se utilizará la ecuación del número de Nusselt.

$$N_{Nu} = \frac{hD}{k} = a(N_{Gr}N_{Pr})^m$$

Cálculo del número de Grashof (N_{Gr}).

$$N_{Gr} = (D^3 \rho^2 g \beta \Delta T) / \mu^2$$

Para este cálculo, se tomaron lecturas de temperatura de la caldera que alimenta la lavandería de la Escuela Agrícola Panamericana; ya que ésta posee las mismas

especificaciones (diámetro de la tubería de conducción de vapor y diámetro del aislante) de la caldera que se instalará en dicho proyecto. Cada dato fue obtenido a una presión caldera 517.104 kpa.

- Temperatura de la superficie externa del aislante: 50.6 °C.
- Temperatura del aire, dentro de la planta: 29.5 °C.

Con esta información se puede calcular la temperatura de la película, utilizando la siguiente fórmula:

$$\frac{T_f = (T_w + T_b)}{2} \rightarrow T_f = \frac{50.6 \text{ °C} + 29.5 \text{ °C}}{2} = 40.05 \text{ °C}.$$

Según Raznjevic (1978), aire seco a 40.05 °C posee las siguientes características:

- Densidad (ρ): 1.092 kg/m³
- Coeficiente volumétrico de expansión (β): 0.0032/°C.
- Calor específico (Cp): 1.014 kJ/kg°C.
- Conductividad térmica (k): 0.0265 W/m°C.
- Viscosidad (μ): 0.000019 N. s/m²
- Número de Prandtl (Pr): 0.71.

$$N_{Gr} = \frac{D^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} \rightarrow$$

$$N_{Gr} = \frac{\left[(0.1016 \text{ m})^3 \times \left(\frac{1.092 \text{ kg}}{\text{m}^3} \right)^2 \times \left(\frac{9.81 \text{ m}}{\text{s}^2} \right) \times \left(\frac{0.0032}{\text{°C}} \right) \times \text{°C}(50.6 - 29.5) \right]}{\left(0.000019 \text{ N} \cdot \frac{\text{s}}{\text{m}^2} \right)^2}$$

$$N_{Gr} = 2,294,672.123$$

$$N_{Gr} \times N_{Pr} = 2,294,672.123 \times 0.71 = 1,629,217.208 = 1.629 \times 10^6$$

Según Perry y Chilton (1973), los valores de "a" y "m" para 1.629×10^6 son: "a" igual a 0.53 y "m" igual a 1/4.

$$N_{Nu} = \frac{hD}{k} = a(N_{Gr} N_{Pr})^m \rightarrow N_{Nu} = 0.53(1.629 \times 10^6)^{1/4} = 18.9352$$

$$h = \frac{(18.9352) \left(\frac{0.0265 \text{ W}}{\text{m} \cdot \text{°C}} \right)}{0.1016 \text{ m}} = 4.9388 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

8.2.1.2 Cálculo del coeficiente de convección interno (hi).

Para este cálculo, se tomaron lecturas de temperatura de la caldera que alimenta la lavandería de la Escuela Agrícola Panamericana; ya que ésta posee las mismas especificaciones (diámetro de la tubería de conducción de vapor y diámetro del aislante) de la caldera que se instalará en dicho proyecto. Cada dato fue obtenido a una presión caldera 517.104 kpa.

- Temperatura de la tubería que conduce vapor (sin aislante): 145.8 °C.
- Presión interna: 517.104 kpa.

Desarrollo:

Según Keenan et al. (1969), un vapor a 543.1 kpa de presión, se encuentra a una temperatura de 155 °C y un vapor a 475.8 kpa de presión, se encuentra a 150 °C de temperatura.

Cálculo de la temperatura del vapor a 517.104 kpa (interpolación).

$$\frac{155\text{ °C} - x}{155\text{ °C} - 150\text{ °C}} = \frac{543.1\text{ kpa} - 517.104\text{ kpa}}{543.1\text{ kpa} - 475.8\text{ kpa}} \rightarrow x = 153.068\text{ °C}$$

Con esta información se puede calcular la temperatura de la película, utilizando la siguiente ecuación:

$$\frac{T_f = (T_w + T_b)}{2} \rightarrow T_f = \frac{153.068\text{ °C} + 145.8\text{ °C}}{2} = 149.43\text{ °C}.$$

De acuerdo al fabricante de la caldera, el flujo másico de vapor es 520 Lb/h, lo que es igual a 235.8276 kg/h ó 0.065507 kg/s.

Según Raznjevic (1978), Las propiedades físicas del aire seco a 150 °C, son las siguientes:

- Densidad (ρ): 0.810 kg/m³
- Coeficiente volumétrico de expansión (β): 2.37/°C.
- Calor específico (C_p): 1.028 kJ/kg°C.
- Conductividad térmica (k): 0.0336 w/m°C.
- Viscosidad (μ): 0.000023732 Pa.s
- Número de prandtl (Pr): 0.17

Según Raznjevic (1978), La Viscosidad (μ) del aire a 140 °C es 23.340×10^{-6} Pa.s.

Según Toledo (1991), el diámetro interno (ID) de una tubería de hierro con un diámetro externo (OD) de 1.5 pulgadas de diámetro, es igual a 0.03561 m.

Interpolación para encontrar la viscosidad del fluido a 145.8 °C.

$$\frac{0.000023732 \text{ Pa.s} - x}{0.000023732 \text{ Pa.s} - 23.340 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}} = \frac{150 \text{ °C} - 145.8 \text{ °C}}{150 \text{ °C} - 140 \text{ °C}}$$

$$x = 2.356736 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$$

Cálculo del Número de Reynolds (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho u D}{\mu} = \frac{4(\text{flujo másico})}{\pi \mu D}$$

$$N_{Re} = \frac{4 \left(\frac{0.065507 \text{ kg}}{\text{s}} \right)}{(\pi)(0.000023732 \text{ Pa.s})(0.03561 \text{ m})} = 98,693.9515$$

El flujo es turbulento, ya que el número de Reynolds es mayor a 10,000.

Ecuación de número de Nusselt.

$$N_{Nu} = 0.023 N_{Re}^{0.8} \times N_{Pr}^{0.33} \times (\mu_b / \mu_w)^{0.14}$$

$$N_{Nu} = 0.023 (98,693.9515^{0.8}) \times (0.17)^{0.33} \times (0.000023732 \text{ Pa.s} / 2.356736 \times 10^{-5} \text{ Pa.s})^{0.14}$$

$$N_{Nu} = 126.9497$$

8.2.1.3 Ecuación del coeficiente de convección (hi).

$$h = N_{Nu} k / D$$

$$h = \frac{(126.9497) \left(\frac{0.0336 \text{ W}}{\text{m} \cdot \text{°C}} \right)}{0.03561 \text{ m}} = \frac{119.784 \text{ W}}{\text{m}^2} \cdot \text{°C}$$

8.2.1.4 Cálculo de Resistencias.

Resistencias de la tubería principal que alimenta vapor a la planta de biodiesel.

Según Holman (1990), el hierro puro tiene una conductividad térmica de 73 W/ (m°C) y la fibra e vidrio 0.038 W/ (m°C).

Resistencia térmica entre el aire seco del ambiente, dentro de la planta y la superficie externa del aislante.

$$R_1 = \frac{1}{h_i} \times A = \frac{1}{h_i \times 2 \times \pi \times r_1 \times L}$$

$$R_1 = \frac{1}{\frac{119.784 \text{ W}}{m^2} \cdot ^\circ\text{C} \times 2 \times \pi \times 0.0178 \text{ m} \times 14.87 \text{ m}} = 5.0198 \times 10^{-3} \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica del material aislante (fibra de vidrio).

$$R_2 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \times \pi \times K \times L}$$

$$R_2 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{0.01905 \text{ m}}{0.0178 \text{ m}}\right)}{2 \times \pi \times 73 \text{ W}/(\text{m}^\circ\text{C}) \times 14.87 \text{ m}} = 9.9507 \times 10^{-6} \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica de la tubería de conducción de vapor (hierro negro, cédula 40).

$$R_3 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \times \pi \times K \times L}$$

$$R_3 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{0.0508 \text{ m}}{0.01905 \text{ m}}\right)}{2 \times \pi \times 0.038 \text{ W}/(\text{m}^\circ\text{C}) \times 14.87 \text{ m}} = 0.276259 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica del vapor de calentamiento a 517kpa De presión.

$$R_4 = \frac{1}{h_o} \times A = \frac{1}{h_o \times 2 \times \pi \times r_3 \times L}$$

$$R_4 = \frac{1}{4.9388 \text{ W}/m^2 \cdot ^\circ\text{C} \times 2 \times \pi \times 0.0508 \text{ m} \times 14.87 \text{ m}} = 0.04266 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

8.2.2 Cálculo de calor perdido por transferencia de calor en la tubería que alimenta la planta de biodiesel.

$$RT = R_1 + R_2 + R_3 + R_4$$

$$RT = 5.0198 \times 10^{-3} \frac{^\circ\text{C}}{\text{W}} + 9.9507 \times \frac{10^{-6} \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}} + \frac{0.276259 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}} + \frac{0.04266 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}}$$

$$= 0.3239487 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

$$Q = \frac{\Delta T}{RT} \rightarrow Q = \frac{153.068^{\circ}\text{C} - 29.5^{\circ}\text{C}}{0.3239487^{\circ}\text{C}/\text{W}} = 381.443 \text{ W} = \frac{0.381443 \text{ kJ}}{\text{s}} = 1,373.1952 \text{ kJ/h}$$

8.2.2.1 Resistencias de la tubería principal que alimenta vapor a la cocedora.

Resistencia térmica entre el aire seco del ambiente, dentro de la planta y la superficie externa del aislante.

$$R_1 = \frac{1}{h_i} \times A = \frac{1}{h_i \times 2 \times \pi \times r_1 \times L}$$

$$R_1 = \frac{1}{\frac{119.784 \text{ W}}{\text{m}^2} \cdot ^{\circ}\text{C} \times 2 \times \pi \times 0.0178 \text{ m} \times 15.9838 \text{ m}} = 4.67 \times 10^{-3} \text{ }^{\circ}\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica del material aislante (fibra de vidrio).

$$R_2 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \times \pi \times K \times L}$$

$$R_2 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{0.01905 \text{ m}}{0.0178 \text{ m}}\right)}{2 \times \pi \times 73 \text{ W}/(\text{m}^{\circ}\text{C}) \times 15.9838 \text{ m}} = 9.2567 \times 10^{-6} \text{ }^{\circ}\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica de la tubería de conducción de vapor (hierro negro, cédula 40).

$$R_3 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \times \pi \times K \times L}$$

$$R_3 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{0.0508 \text{ m}}{0.01905 \text{ m}}\right)}{2 \times \pi \times 0.038 \text{ W}/(\text{m}^{\circ}\text{C}) \times 15.9838 \text{ m}} = 0.25700 \text{ }^{\circ}\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica del vapor de calentamiento a 517kpa De presión.

$$R_4 = \frac{1}{h_o} \times A = \frac{1}{h_o \times 2 \times \pi \times r_3 \times L}$$

$$R_4 = \frac{1}{4.9388 \text{ W}/\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} \times 2 \times \pi \times 0.0508 \text{ m} \times 15.9838 \text{ m}} = 0.03968 \text{ }^{\circ}\text{C}/\text{W}$$

8.2.2.2 Cálculo de calor perdido por transferencia de calor en la tubería que alimenta vapor a la cocedora.

$$RT = R_1 + R_2 + R_3 + R_4$$

$$RT = 4.67 \times 10^{-3} \times \frac{10^{-3} \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}} + 9.2567 \times \frac{10^{-6} \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}} + \frac{0.25700 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}} + \frac{0.03968 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}}$$

$$= 0.301359 \text{ } ^\circ\text{C/W}$$

$$Q = \frac{\Delta T}{RT} \rightarrow Q = \frac{153.068 \text{ } ^\circ\text{C} - 29.5 \text{ } ^\circ\text{C}}{0.301359 \text{ } ^\circ\text{C/W}} = 410.0358 \text{ W} = \frac{0.41003587 \text{ kJ}}{\text{s}}$$

$$= 1,476.129 \text{ kJ/h}$$

8.2.2.3 Energía total perdida por transferencia de calor en la tubería principal de alimentación de vapor.

$$Q = \left(\frac{1,373.1952 \text{ kJ}}{h} + \frac{1,476.129 \text{ kJ}}{h} \right) = 2,849.32 \text{ kJ/h}$$

8.2.3 Cálculo del coeficiente de convección interno (hi) de las tuberías secundarias de conducción de vapor.

Para este cálculo, se tomaron lecturas de temperatura de la caldera que alimenta la lavandería de la Escuela Agrícola Panamericana; ya que ésta posee las mismas especificaciones (diámetro de la tubería de conducción de vapor y diámetro del aislante) de la caldera que se instalará en dicho proyecto. Cada dato fue obtenido a una presión caldera 517.104 kpa.

- Temperatura de la tubería que conduce vapor (sin aislante): 146.8 °C.
- Presión interna: 517.104 kpa.

Desarrollo:

Según Keenan et al. (1969), un vapor a 543.1 kpa de presión, se encuentra a una temperatura de 155 °C y un vapor a 475.8 kpa de presión, se encuentra a 150 °C de temperatura.

Cálculo de la temperatura del vapor a 517.104 kpa (interpolación).

$$\frac{155 \text{ } ^\circ\text{C} - x}{155 \text{ } ^\circ\text{C} - 150 \text{ } ^\circ\text{C}} = \frac{543.1 \text{ kpa} - 517.104 \text{ kpa}}{543.1 \text{ kpa} - 475.8 \text{ kpa}} \rightarrow x = 153.068 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Con esta información se puede calcular la temperatura de la película, utilizando la siguiente fórmula:

$$\frac{T_f}{2} = (T_w + T_b) \rightarrow T_f = \frac{153.068 \text{ } ^\circ\text{C} + 146.8 \text{ } ^\circ\text{C}}{2} = 149.934 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

De acuerdo al fabricante de la caldera, el flujo másico de vapor es 520 Lb/h, lo que es igual a 235.8276 kg/h ó 0.065507 kg/s.

Según Raznjevic (1978), Las propiedades físicas del aire seco a 150°C, son las siguientes:

- Densidad (ρ): 0.810 kg/m³
- Coeficiente volumétrico de expansión (β): 2.37/°C.
- Calor específico (Cp.): 1.028 kJ/kg°C.
- Conductividad térmica (k): 0.0336 W/m°C.
- Viscosidad (μ): 0.000023732 Pa.s
- Número de prandtl (Pr): 0.17

Según Raznjevic (1978), La Viscosidad (μ) del aire a 140 °C es 23.340×10^{-6} Pa.s

Según Toledo (1991), el diámetro interno (ID) de una tubería de hierro con un diámetro externo (OD) de 3/4 pulgadas de diámetro, es igual a 0.01656 m.

Desarrollo:

Interpolación para encontrar la viscosidad del fluido a 146.8 °C.

$$\frac{0.000023732 \text{ Pa.s} - x}{0.000023732 \text{ Pa.s} - 23.340 \times 10^{-6} \text{ Pa.s}} = \frac{150 \text{ °C} - 146.8 \text{ °C}}{150 \text{ °C} - 140 \text{ °C}}$$

$$x = 2.3606 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$$

Número de Reynolds (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho u D}{\mu} = \frac{4(\text{flujo másico})}{\pi \mu D}$$

Cálculo del flujo másico de la tubería secundaria de alimentación de vapor.

$$\text{Flujo másico} = V \times A$$

Cálculo de la velocidad de alimentación de vapor en la tubería primaria.

$$V = \frac{\text{Flujo volumétrico}}{A} \rightarrow V = \frac{\frac{\text{Flujo másico}}{\rho}}{(\pi r^2)} = \frac{\left[\left(\frac{0.065507 \text{ kg}}{\text{s}} \right) / \left(\frac{0.810 \text{ kg}}{\text{m}^3} \right) \right]}{(\pi (0.017805 \text{ m})^2)}$$

$$V = 324.8089 \text{ m/s}$$

Cálculo de flujo másico en la tubería secundaria.

$$\text{Flujo másico} = \text{Flujo vol.} \times \rho = V \times A \times \rho$$

$$\text{Flujo másico} = \left(\frac{324,8089 \text{ m}}{s} \right) (2.1538 \times 10^{-4} \text{ m}^2) \left(\frac{0.810 \text{ kg}}{\text{m}^3} \right) = 0.056666 \text{ kg/s}$$

$$N_{Re} = \frac{4 \left(\frac{0.056666 \text{ kg}}{s} \right)}{(\pi)(0.000023732 \text{ Pa. s})(0.01656 \text{ m})} = 183,585.723$$

El flujo es turbulento, ya que el número de Reynolds es mayor a 10,000.

Ecuación de número de Nusselt.

$$N_{Nu} = 0.023 N_{Re}^{0.8} \times N_{Pr}^{0.33} \times (\mu_b / \mu_w)^{0.14}$$

$$N_{Nu} = 0.023 (183,585.723^{0.8}) \times (0.17)^{0.33} \\ \times (2.3732 \times 10^{-5} \text{ Pa. s}) / (2.3606 \times 10^{-5} \text{ Pa. s})^{0.14}$$

$$N_{Nu} = 208.5308$$

8.2.3.1 Ecuación del coeficiente de convección (hi).

$$h = N_{Nu} k / D$$

$$h = \frac{(208.5308) \left(\frac{0.0336 \text{ W} \cdot \text{°C}}{\text{m}} \right)}{0.01656 \text{ m}} = 423.1059 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

8.2.3.2 Cálculo de Resistencias.

Resistencias de la tubería secundaria que alimenta vapor a cada máquina.

Según Holman (1990), el hierro puro tiene una conductividad térmica de 73 W/ (m·°C) y la fibra e vidrio 0.038 W/ (m·°C).

Resistencia térmica entre el aire seco del ambiente, dentro de la planta y la superficie externa del aislante.

$$R_1 = \frac{1}{hi} \times A = \frac{1}{hi \times 2 \times \pi \times r1 \times L}$$

$$R_1 = \frac{1}{\frac{423.1059 \text{ W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \times 2 \times \pi \times 0.00828 \text{ m} \times 3.4 \text{ m}} = 0.01336 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica del material aislante (fibra de vidrio).

$$R_2 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \times \pi \times K \times L}$$

$$R_2 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{0.009525 \text{ m}}{0.00828 \text{ m}}\right)}{2 \times \pi \times 73 \text{ W}/(\text{m}^\circ\text{C}) \times 3.4 \text{ m}} = 8.9822269 \times 10^{-5} \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica de la tubería de conducción de vapor (hierro negro, cédula 40).

$$R_3 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \times \pi \times K \times L}$$

$$R_3 = \frac{\text{Ln}\left(\frac{0.0508 \text{ m}}{0.009525 \text{ m}}\right)}{2 \times \pi \times 0.038 \text{ W}/(\text{m}^\circ\text{C}) \times 3.4 \text{ m}} = 2.06208 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

Resistencia térmica del vapor de calentamiento a 517kpa De presión.

$$R_4 = \frac{1}{h_o} \times A = \frac{1}{h_o \times 2 \times \pi \times r_3 \times L}$$

$$R_4 = \frac{1}{4.9388 \text{ W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \times 2 \times \pi \times 0.0508 \text{ m} \times 3.4 \text{ m}} = 0.1865756 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

8.2.3.3 Cálculo de calor perdido por transferencia de calor.

$$RT = R_1 + R_2 + R_3 + R_4$$

$$RT = 0.01336 \frac{^\circ\text{C}}{\text{W}} + 8.9822269 \times 10^{-5} \frac{^\circ\text{C}}{\text{W}} + \frac{2.06208 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}} + \frac{0.1865756 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{W}}$$

$$= 2.2621 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$$

$$Q = \frac{\Delta T}{RT} \rightarrow Q = \frac{153.068 \text{ } ^\circ\text{C} - 50.6 \text{ } ^\circ\text{C}}{2.2621 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}} = 45.2977 \text{ W} = \frac{0.0452977 \text{ kJ}}{\text{s}}$$

$$= 163.0718 \text{ kJ/h}$$

La cantidad de energía que se pierde por transferencia de calor de la tubería secundaria es 163.0718 kJ/h.

8.2.3.4 Cálculo de la energía total que se pierde por transferencia de calor de las 7 tuberías secundarias de alimentación de vapor.

$$Q = \frac{163.0718 \text{ kJ}}{h} \times 7 = 1,141.5026 \text{ kJ/h}$$

La energía total que se pierde por transferencia de calor en las tuberías de vapor es 3,990.8226 kJ/h.