

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA EXTRACCION DEL ACEITE
ESENCIAL DE PALO SANTO (*BURSERA GRAVEOLENS*)
MEDIANTE DESTILACION POR ARRASTRE DE VAPOR**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

GABRIELA ALEJANDRA MORA MOSCOSO

gabyalejadora@hotmail.com

DIRECTOR: ING. MARCELO ALBUJA

marcelo.albuja@epn.edu.ec

Quito, enero 2014

© Escuela Politécnica Nacional 2014

Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo Gabriela Alejandra Mora Moscoso, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Gabriela Alejandra Mora Moscoso

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Gabriela Alejandra Mora Moscoso, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Albuja

DIRECTOR DE PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero de la Comunidad de Salinas de Guaranda, “Diseño de una planta para la extracción del aceite esencial de palo santo (*Bursera graveolens*) mediante destilación por arrastre de vapor”, que se ejecutó en su laboratorio ubicado en la provincia de Manabí.

AGRADECIMIENTO

A Dios que ha sabido brindarme la paciencia y perseverancia necesarias para culminar mis estudios con éxito;

Al Ing. Marcelo Albuja, Ing. Luis Mera e Ing. Lucía Montenegro, por el apoyo incondicional y todos los conocimientos que han compartido conmigo;

A la Comunidad Salesiana de Salinas de Guaranda, quienes me brindaron la oportunidad y confianza para realizar este proyecto, poniendo a mi disposición las instalaciones necesarias para culminar con éxito con este propósito.

A mi familia, especialmente a mis padres Gloria y Alonso, por haber sido mi soporte emocional y financiero; y, gracias a ellos he logrado culminar mi carrera universitaria; y,

Finalmente a mis amigos, por haber participado este tiempo en mi vida.

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a mis padres Gloria y Alonso por ser copartícipes del esfuerzo y logros de mi vida estudiantil.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
GLOSARIO	xi
RESUMEN	xiii
INTRODUCCION	xv
1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1 Aceites esenciales	1
1.1.1 Historia de los aceites esenciales	2
1.1.2 Clasificación	4
1.1.2.1 Consistencia	5
1.1.2.2 Origen	5
1.1.2.3 Naturaleza química	6
1.1.3 Uso de los aceites esenciales	6
1.1.3.1 Industria farmacéutica	6
1.1.3.2 Industria alimentaria	7
1.1.3.3 Aromaterapia	7
1.1.3.4 Industria de cosméticos	7
1.1.3.5 Biocidas e insecticidas	8
1.1.3.6 Industria tabacalera	8
1.1.3.7 Desodorantes industriales	8
1.1.4 Propiedades de los aceites esenciales	9
1.1.4.1 Propiedades antimicrobianas	9
1.1.4.2 Propiedades anticancerígenas	9
1.1.4.3 Propiedades estimulantes de la digestión y el crecimiento	10
1.1.4.4 Propiedades de inmunidad	10
1.2 Palo santo (<i>Bursera graveolens</i>)	10
1.2.1 Descripción taxonómica	11
1.2.2 Descripción dendrológico	12
1.2.2.1 El árbol	12
1.2.2.2 Corteza	13
1.2.2.3 Raíces	13
1.2.2.4 Hojas	13
1.2.2.5 Flores y floración	14
1.2.2.6 Frutos	14
1.2.2.7 Semillas	14
1.3 Técnicas de extracción de los aceites esenciales	15
1.3.1 Enfleurage	15
1.3.2 Extracción con solventes	16
1.3.3 Extracción por microondas	17
1.3.4 Extracción por prensado	18

1.3.5	Destilación aplicando degradación térmica	19
1.3.6	Extracción aplicando ultrasonido	20
1.3.7	Extracción por fluidos supercríticos	21
1.3.8	Hidrodestilación	23
1.3.9	Extracción por arrastre de vapor	24
2	DISEÑO DE LA PLANTA	27
2.1	Evaluación de la influencia de la forma de la materia prima sobre el rendimiento del proceso de forma experimental a escala semi-piloto	27
2.1.1	Materiales	27
2.1.1.1	Madera de palo santo (<i>Bursera graveolens</i>)	27
2.1.2	Pruebas experimentales	27
2.1.2.1	Análisis estadístico	29
2.2	Dimensionamiento de los equipos de la planta de extracción del aceite esencial de palo santo (<i>Bursera graveolens</i>)	29
2.2.1	Tanque extractor	31
2.2.1.1	Densidad aparente del material	31
2.2.1.2	Cantidad de material vegetal a tratar	32
2.2.1.3	Volumen del tanque extractor	32
2.2.2	Caldero pirotubular	33
2.2.3	Intercambiador de calor	34
2.2.4	Florentino	34
2.2.4.1	Volumen del florentino	35
2.2.4.2	Medidas del florentino	35
2.3	Distribución de los equipos en planta	36
2.4	Determinación de la inversión económica	36
2.4.1	Aceite esencial de palo santo extraído por cada día de operación	37
2.4.2	Agua necesaria para la producción del aceite esencial	37
2.4.3	Cantidad de combustible para la producción del vapor	38
2.4.4	Costo de producción del aceite esencial de palo santo	39
3	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	40
3.1	Determinación del rendimiento del proceso	40
3.2	Análisis del dimensionamiento de los equipos	43
3.2.1	Tanque extractor	44
3.2.1.1	Densidad aparente	44

3.2.1.2	Cantidad de material vegetal a tratar	44
3.2.1.3	Medidas del tanque extractor	44
3.2.2	Caldero pirotubular	45
3.2.2.1	Volumen de vapor requerido en el caldero pirotubular	45
3.2.2.2.	Masa de vapor requerida en el caldero pirotubular	45
3.2.2.3	Presión total de trabajo en el caldero pirotubular	45
3.2.2.4	Calor necesario para la producción de vapor saturado al 100% del caldero	45
3.2.2.5	Poder calorífico del diesel 2 en el caldero pirotubular	46
3.2.2.6	Masa de combustible requerida en el caldero pirotubular	47
3.2.2.7	Masa de aire requerida en el caldero pirotubular	47
3.2.2.8	Masa de los gases de combustión en el caldero pirotubular	47
3.2.2.9	Flujos molares de los gases de combustión en el caldero pirotubular	48
3.2.2.10	Temperatura de combustión en el caldero pirotubular	48
3.2.2.11	Temperatura de salida de los gases de chimenea en el caldero pirotubular	49
3.2.2.12	Diferencia de temperaturas media logarítmica en el caldero pirotubular	50
3.2.2.13	Área de transferencia de calor en el caldero pirotubular	51
3.2.2.14	Coefficiente global de transferencia de calor de operación del caldero pirotubular	52
3.2.2.15	Coefficiente global de transferencia de calor en el hogar del caldero pirotubular	52
3.2.2.16	Coefficiente global de transferencia de calor a través del banco de tubos	57
3.2.2.17	Coefficiente global de transferencia de calor de diseño del caldero pirotubular	61
3.2.3	Intercambiador de calor	61
3.2.3.1	Agua requerida para la condensación del vapor del intercambiador de calor	61
3.2.3.2	Factor de traspaso del intercambiador de calor	62
3.2.3.3	Eficiencia del intercambiador de calor	62

3.2.3.4	Coefficiente de convección de transferencia de calor interno del intercambiador de calor	63
3.2.3.5	Coefficiente de convección de transferencia de calor externo del intercambiador de calor	64
3.2.3.6	Coefficiente global de transferencia de calor de diseño en el intercambiador de calor	67
3.2.3.7	Diferencia de temperaturas media logarítmica en el intercambiador del calor	67
3.2.3.8	Coefficiente global de transferencia de calor de operación en el intercambiador de calor	68
3.3.3.9	Resistencia al ensuciamiento del intercambiador de calor	69
3.3.3.10	Caída de presión en el intercambiador de calor	69
3.2.4	Florentino	70
3.2.4.1	Volumen del Florentino	70
3.2.4.2	Medidas del Florentino	71
3.3	Distribución en planta	73
3.3.1	Diagrama de bloques del proceso (BFD)	73
3.3.2	Diagrama de flujo del proceso (PFD)	73
3.3.2.1	Plano de simbologías, abreviaturas y nomenclatura utilizadas en equipos	77
3.3.3.2	Corrientes	78
3.3.3	Vista superior de los equipos en la planta de extracción del aceite de palo santo	78
3.3.4	Área y localización de la planta	81
3.4	Análisis económico	81
4	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	87
4.1	Conclusiones	87
4.2	Recomendaciones	89
	BIBLIOGRAFÍA	90
	ANEXOS	101

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Partes de las plantas de las que se extraen los aceites esenciales más cotizados en el mercado mundial	2
Tabla 1.2.	Aceites esenciales utilizados para combatir insectos	8
Tabla 3.1.	Calor para la producción de vapor saturado al 100% a $P=895\ 230\ \text{Pa}$	46
Tabla 3.2.	Masa estequiométrica de oxígeno requerida para la reacción de combustión en el hogar del caldero pirotubular	47
Tabla 3.3.	Flujos y fracciones molares de los gases de combustión en el hogar del caldero pirotubular	48
Tabla 3.4.	Iteraciones para hallar la temperatura de los gases de chimenea del caldero pirotubular	49
Tabla 3.5.	Iteraciones para hallar la temperatura intermedia (T_i) del caldero pirotubular	50
Tabla 3.6.	Diferencia media logarítmica de temperaturas en el caldero pirotubular	51
Tabla 3.7.	Especificaciones del caldero pirotubular de potencia 25 HP	52
Tabla 3.8.	Presión parcial de los gases de combustión en el hogar del caldero pirotubular	53
Tabla 3.9.	Longitud del haz radiante del CO_2 y vapor de agua a $T=1\ 374,92\ ^\circ\text{C}$	53
Tabla 3.10.	Especificaciones de los parámetros del hogar del caldero pirotubular	54
Tabla 3.11.	Valores de los números adimensionales de Prandtl, Reynolds y Nusselt en el hogar	55
Tabla 3.12.	Iteraciones para hallar la temperatura de salida de los gases del hogar	55
Tabla 3.13.	Parámetros de diseño del banco de tubos del caldero pirotubular	57
Tabla 3.14.	Valores de los números adimensionales de Prandtl, Reynolds y Nusselt en el banco de tubos	58
Tabla 3.15.	Coefficientes de transferencia de calor por radiación y convección en el banco de tubos	59
Tabla 3.16.	Diferencia media logarítmica de temperatura en el banco de tubos	60

Tabla 3.17.	Resultados de las variables R y S del intercambiador de calor 1:4	62
Tabla 3.18.	Parámetros de dimensionamiento de los tubos del intercambiador de tubos y coraza 1:4	63
Tabla 3.19.	Resultados de los números adimensionales de Reynolds y Nusselt por el lado de los tubos del intercambiador de calor	64
Tabla 3.20.	Coefficientes de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos del intercambiador de calor 1:4	64
Tabla 3.21.	Parámetros de dimensionamiento de la coraza del intercambiador de calor 1:4	65
Tabla 3.22.	Resultados de los números adimensionales de Reynolds y Nusselt por el lado de la coraza del intercambiador de calor 1:4	65
Tabla 3.23.	Áreas de flujo por el lado de la coraza y los tubos del intercambiador de calor 1:4	66
Tabla 3.24.	Iteraciones para hallar la temperatura de pared en el lado de la coraza del intercambiador de calor 1:4	66
Tabla 3.25.	Coefficientes de transferencia de calor por el lado de la coraza del intercambiador de calor 1:4	67
Tabla 3.26.	Resultados de la longitud de los tubos, área lateral de transferencia de calor y coeficiente global de transferencia de calor de operación del intercambiador de calor	68
Tabla 3.27.	Resultados de los parámetros para el cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza y los tubos del intercambiador de calor 1:4	69
Tabla 3.28.	Caída de presión en el intercambiador de calor 1:4	70
Tabla 3.29.	Tiempo de residencia del aceite esencial de palo santo en el separador y volumen del florentino	71
Tabla 3.30.	Dimensiones del florentino	72
Tabla 3.31.	Volumen del cilindro y del tronco del cono circular recto del florentino para el proceso de extracción del aceite esencial de palo santo	72
Tabla 3.32.	Simbología de los equipos del proceso para la extracción del aceite esencial de palo santo en el PFD	77

Tabla 3.33.	Simbología de las figuras utilizadas para señalar las condiciones de operación del proceso de extracción del aceite esencial de palo santo en el PFD	78
Tabla 3.34.	Costo de la maquinaria de la planta de extracción del aceite esencial de palo santo	82
Tabla 3.35.	Costo del equipo del laboratorio de control de calidad de la planta de extracción del aceite esencial de palo santo	83
Tabla 3.36.	Agua requerida por cada día de extracción del aceite esencial de palo santo	83
Tabla 3.37.	Diésel requerido por cada día de extracción del aceite esencial de palo santo	83
Tabla 3.38.	Volumen de aceite esencial de palo santo extraído en un día de procesamiento	83
Tabla 3.39.	Depreciación de los equipos de la planta de extracción de los aceites esenciales de palo santo	84
Tabla 3.40.	Costos de producción del aceite esencial por cada día de extracción del aceite esencial de palo santo	85
Tabla 3.41.	Costos de venta y producción del aceite esencial de palo santo	86

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1.1. Árbol palo santo (<i>Bursera graveolens</i>)	12
Figura 1.2. Frutos de la especie <i>Bursera graveolens</i>	14
Figura 1.3. Equipo para la extracción de aceites esenciales mediante prensado	19
Figura 1.4. Descripción del equipo de extracción de aceites esenciales mediante ultrasonido	20
Figura 1.5. Esquema de la extracción de los aceites esenciales mediante hidrodestilación	23
Figura 1.6. Esquema de la destilación por arrastre de vapor	25
Figura 2.1. Esquema de los equipos de la planta extractora del aceite esencial de palo santo con sus flujos máxicos	30
Figura 2.2. Esquema de un caldero pirotubular	33
Figura 3.1. Volumen acumulado del aceite obtenido (mL) en función del tiempo (min), con la madera de palo santo en forma de astillas ($T_e=180$ min; $P=1$ atm)	40
Figura 3.2. Volumen acumulado del aceite obtenido (mL) en función del tiempo (min), con la madera de palo santo en forma de virutas ($T_e=180$ min; $P=1$ atm)	41
Figura 3.3. Gráfico de medias e intervalos LSD del factor materia prima para el rendimiento del proceso con madera en forma de astillas (1) y con madera en forma de virutas (2) ($T_e=180$ min, $T=100$ °C; $P=1$ atm)	42
Figura 3.4. Esquema de las temperaturas en el caldero a $P=895\ 230$ Pa	50
Figura 3.5. Esquema de un intercambiador de calor de tubos y coraza con disposición en contracorriente	68
Figura 3.6. Esquema del separador de aceites esenciales (Florentino) y dimensiones	71
Figura 3.7. Separador de aceites esenciales (florentino) con entradas y salidas de los productos	72

- Figura 3.8.** Diagrama de bloques del proceso (BFD) para la extracción del aceite esencial de palo santo 75
- Figura 3.9.** Diagrama de Flujo del proceso (PFD) para la extracción del aceite esencial de palo santo 76
- Figura 3.10.** Vista superior de los equipos en la planta para la extracción del aceite esencial de palo santo 80
- Figura 3.11.** Envases de 100 mL del aceite esencial de palo santo 82

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Equipos y materiales para la extracción del aceite esencial de palo santo (<i>bursera graveolens</i>)	102
ANEXO II Eficiencia del proceso y dimensionamiento del tanque extractor	104
ANEXO III Diseño del caldero pirotubular	106
ANEXO IV Diseño del intercambiador de calor	150
ANEXO V Dimensionamiento del florentino	172
ANEXO VI Determinación de la inversión económica	173

GLOSARIO

- Arteriosclerosis:** Endurecimiento de las paredes arteriales debido a depósitos de lípidos en las arterias y formación de trombos (Gómez, 2000, p. 229).
- Canales resiníferos:** Tejidos que secretan resinas para proteger o defender a las plantas de ciertos ataques como hongos o insectos (Moreira, Ramos, Pérez, Arregui y Hach, 2008, p. 45).
- Fibrosarcoma:** Tumor cancerígeno que se origina en los tejidos conectivos y se encuentra al final de los huesos de los brazos, las piernas y se expande para otras partes del cuerpo como son músculos, tendones y nervios (Masters y Palsson, 1999, p. 11).
- Isoprenoides:** Compuestos orgánicos constituidos por cinco moléculas de carbono, sirven para dar la pigmentación y como agentes de defensa para que las plantas puedan sobrevivir (Voet, Voet, y Pratt, 2006, p. 245).
- Maceración:** Proceso de extracción sólido-líquido, que se realiza a temperaturas constantes durante horas o semanas dependiendo del material a tratar (Bagué y Segundo, 2012, p. 205).
- Principios activos:** Sustancias segregadas por los vegetales que poseen un efecto farmacológico; pueden ser beneficiosa o perjudicial para los organismos vivos (Muñoz, 1996, p. 15).

- Sesquiterpenos:** Compuestos orgánicos constituidos por 15 moléculas de carbono, éstos pueden ser alifáticos o cíclicos, y contienen diferentes grupos funcionales como aldehídos, cetonas, ácidos carboxílicos, entre otros (Anaya, 2003, p. 49).
- Terpenos:** Compuestos orgánicos formados por moléculas de isopreno, se encuentran comúnmente en plantas aromáticas y presentan propiedades hidrofóbicas (Peña, 1988, p. 117).
- Ylang Ylang:** Aceite esencial obtenido de la flor de *Cananga odorata*; para su obtención se destilan las flores y se obtiene un aceite fluido, transparente y con un aroma entre jacinto y narciso (Ryman, 1995, p. 226).

RESUMEN

El objetivo del presente proyecto fue el diseño de una planta para la extracción del aceite esencial de palo santo (*Bursera graveolens*) mediante destilación por arrastre de vapor. Para esto, se determinó el rendimiento del proceso a escala semi-piloto donde se utilizaron 15 kg de madera y las siguientes condiciones de operación: presión 1 atm y tiempo de extracción 3 horas, con lo cual se obtuvo un rendimiento del 2,77% cuando se trabajó con madera de palo santo en forma de astillas y 3,49% con madera en forma de virutas, concluyéndose que la utilización de virutas logró un mayor porcentaje de extracción.

Se dimensionaron cuatro equipos para la planta: tanque extractor, caldero pirotubular, intercambiador de calor de tubos y coraza y florentino.

La cantidad de materia prima (madera) a tratarse diariamente en la planta fue de 270 kg, el volumen del tanque extractor fue de 3 m³, su radio y altura de 0,75 y 1,70 m respectivamente.

La masa de vapor saturado al 100% para que se produzca el arrastre del aceite esencial fue de 0,0675 kg/s, para esto se utilizó un caldero pirotubular de 25 HP con disposición horizontal y un paso del flujo por el lado del banco de tubos. Las dimensiones fueron: diámetro total del caldero 1,194 m; diámetro de los tubos 0,051 m; longitud del caldero 1,499 m; y, 42 tubos.

Para la condensación de la mezcla vapor-aceite esencial, se dimensionó un intercambiador de calor de tubos y coraza 1:4; es decir, un paso por la coraza y cuatro pasos por el lado de los tubos, la cantidad necesaria de agua de enfriamiento fue de 0,672 kg/s. Las dimensiones del intercambiador de calor fueron: diámetro interno de la coraza 0,2032 m; paso transversal 0,025 m; longitud de los tubos fue de 3,24 m; diámetro interno de los tubos 1,350E-2 m; diámetro externo de los tubos 1,950E-2 m; y, 19 tubos.

Para la separación de la mezcla agua floral - aceite esencial se dimensionó un florentino, el cual presentó una sección cilíndrica y un tronco de cono circular recto; el volumen total fue de $0,243 \text{ m}^3$ y el tiempo de residencia de la mezcla de 3 600 s; las dimensiones fueron: radio del cilindro 0,3 m, radio del tronco de cono 0,147 m, altura del cilindro 0,6 m y altura del tronco del cono 0,45 m.

La distribución de los equipos en planta presentó una organización en U y el área necesaria para su implantación fue de 150 m^2 .

La producción de aceite esencial fue de $0,0527 \text{ m}^3/\text{día}$; el costo de producción de 1 mL de aceite esencial fue de \$ 0,1136, el costo de venta pronosticado de 1 mL de aceite fue de \$ 0,180, con lo que se determinó que existe una utilidad del producto del 58,45%.

Finalmente, se concluye que la extracción del aceite esencial de palo santo (*Bursera graveolens*) mediante destilación por arrastre de vapor constituye un negocio rentable y una técnica amigable con el medio ambiente; además su costo de extracción con este método es relativamente bajo comparado con otros métodos como la extracción con fluidos supercríticos.

INTRODUCCIÓN

El palo santo (*Bursera graveolens*) es un árbol aromático perteneciente a la familia de las *Burseraceas*; es una especie nativa del Archipiélago de Galápagos y se la puede localizar difundida en la mayoría de sus islas (Hammann, 2001, p. 229); actualmente por la presencia de ciertas características ambientales tales como el clima, la temperatura y la humedad, se lo puede también encontrar en la costa ecuatoriana, principalmente en Santa Elena y Manabí; además se localiza en otros países de América como Perú, México y Venezuela (Manzano, 2006, p. 3).

Existe una gran variedad de métodos para la extracción de los aceites esenciales, entre los cuales cabe mencionar: extracción con grasa caliente, destilación por arrastre de vapor, extracción con solventes derivados del petróleo, extracción con fluidos supercríticos (Ortuño, 2006, p. 23); sin embargo, el método más utilizado para este fin es la destilación por arrastre de vapor de agua, cuyo beneficio es el no requerir equipos con tecnología de punta y sus costos son bajos comparándolos con otros procesos; así también, al manejar la cantidad y temperatura adecuada del vapor se asegura que no exista recalentamiento del aceite esencial, conservando las características químicas de éste (Bagué, 2012, p. 177).

La importancia de la obtención de este aceite radica en los componentes químicos que se pueden extraer, ya que se ha comprobado que éste contiene compuestos como los monoterpenos, que podrían ser utilizados para la prevención del cáncer; y, los triterpenos tetracíclicos como el lupeol y epi-lupeol, para ser usados como fitofármacos en el tratamiento de enfermedades degenerativas como el fibrosarcoma y arterosclerosis. Además de poseer propiedades antiinflamatorias, antiartríticas y antineoplasmáticas (Manzano, 2006, p.1; Robles, Torrenegra, Gray, Piñeros, Ortiz y Sierra, 2005).

Adicionalmente, una vez extraído el aceite esencial de palo santo (*Bursera graveolens*) existirá la posibilidad de realizar otras investigaciones para la

obtención de nuevos compuestos químicos a ser utilizados a nivel farmacológico, lo que permitirá a futuro que industrias ecuatorianas logren patentar dichos productos.

Es necesario tomar en cuenta que la instalación de nuevas empresas constituye actualmente una estrategia en el desarrollo de los países, ya que beneficios como el crecimiento económico, la generación de empleo y la innovación empresarial (Díaz, Urbano y Hernández, 2005, p. 209), son razones de importancia que han permitido que este tipo de investigaciones sean apoyadas por gobiernos, instituciones públicas y privadas, así como fundaciones a nivel nacional e internacional; que ven en estos estudios una nueva alternativa para mejorar la situación económica de un país.

Por lo anteriormente expuesto, y ante la necesidad constante de que en el país exista una mayor implementación de procesos industriales, se enfatiza la importancia de este proyecto, cuya base radica en la extracción del aceite esencial de palo santo.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 ACEITES ESENCIALES

Los aceites esenciales son sustancias que presentan una mezcla compleja de compuestos orgánicos como hidrocarburos (compuestos terpénicos) y compuestos oxigenados como: alcoholes, cetonas, éteres, aldehídos y fenoles; éstos a su vez son los responsables del olor de las plantas y son insolubles en agua. (Koul, Gandotra, Koul, Ghosh,S., Tikoo, 2004, p. 135; Vega, 2003, p. 66).

Los aceites esenciales se obtienen de diferentes plantas aromáticas y se almacenan a lo largo de toda su estructura como en: raíces, tallos, hojas, flores, frutos y semillas. Por lo general se los encuentra en estado líquido a temperatura ambiente; y, diversos estudios comprueban que éstos presentan propiedades terapéuticas (Olaya y Jácome, 2005, p. 17).

La mayoría de los aceites esenciales son solubles en compuestos no polares como el etanol, razón por la cual son muy utilizados en la elaboración de fragancias en la industria cosmética; además la propiedad de refractar la luz polarizada ayuda con el control de calidad para medir su pureza, ya que presentan un índice de refracción característico (Bandoni, 2002, p. 31).

Se cree que los aceites esenciales ayudan a las plantas a adaptarse a diferentes climas, éstos se encuentran como pequeñas gotas entre las células y actúan como reguladores, catalizadores y hormonas en situaciones climatológicas extremas, como es el caso del desierto de Arabia donde las plantas utilizan sus aceites esenciales como protección contra el sol. Los árboles de incienso presentan una delgada capa de aceite esencial que ayuda a filtrar los rayos del sol (Lavabre, 1995, p. 31).

Generalmente, el costo de los aceites esenciales es elevado ya que se tiene una concentración baja en las plantas, su valor oscila entre 1 y 3 por ciento de su

peso, por lo tanto se debe procesar gran cantidad de material vegetal para su obtención; adicionalmente presentan una alta volatilidad que da como resultado pérdidas durante su procesamiento. En la Tabla 1.1 se presentan las partes de las plantas de las que se extraen los aceites esenciales más cotizados a nivel mundial (Baudhaloka, 2002, p. 1; Ortuño, 2006, p. 8).

Tabla 1.1. Partes de las plantas de las que se extraen los aceites esenciales más cotizados en el mercado mundial

Aceites esenciales	Partes de la planta
Ciprés	Ramas
Lavanda	Sumidades floridas
Menta	Planta entera
Geranio	Hojas
Ylang ylang	Flor
Romero	Planta entera con flor
Melisa	Planta fresca
Abeto de Siberia	Acículas
Manzanilla	Flor seca
Canela	Corteza
Cedro	Madera

(Ortuño, 2006, p. 8)

1.1.1 HISTORIA DE LOS ACEITES ESENCIALES

Los aceites esenciales fueron utilizados desde la antigüedad, sus referencias datan de los egipcios, quienes destilaban esencias de las Coníferas 40 siglos A.C., y aproximadamente 200 citas en la Biblia que hablan de estas sustancias y sus usos (Bandoni, 2002, pp. 135).

Así también, los faraones utilizaron estos aceites para ser embalsamados, para lo cual se retiraban todas las vísceras del cuerpo y lo llenaban con diferentes aceites, este proceso de maceración duraba aproximadamente 70 días, luego de lo cual se lavaban los cuerpos y se los envolvían en telas con pegamentos

especiales a fin de preservarlos alrededor de 3000 años (Bandoni, 2002, pp. 136-137).

Se considera que los egipcios son los precursores de la extracción de los aceites esenciales, evidencia de esto es que de forma primitiva realizaron la destilación de los mismos; el procedimiento era sencillo, para ello, calentaban las plantas en ollas de arcilla (infusión de las plantas), la parte superior estaba recubierta con filtros de lino con el fin de que cuando el vapor arrastre el aceite, éste se quede impregnado en el filtro, posteriormente se aplastaban dichos filtros para sacar el aceite obtenido en el proceso, datos arqueológicos revelaron que dichas ollas de destilación fueron construidas unos 3500 A.C. (Cameroni, 2012, p. 4).

La utilización de los aceites esenciales cesa en la época de la Caída del Imperio Romano y vuelve a redescubrirse en la Edad Media por los árabes, quienes mejoraron el arte de la destilación con el fin de aislar los principios activos presentes en éstos; para ello se introdujo el sistema de refrigeración, con lo cual se obtuvo mayor pureza y menor cantidad de desperdicios durante la extracción (Bandoni, 2002, 137; Cameroni, 2012, p. 5).

En el año 1935 existió un progreso farmacéutico y se favoreció el desarrollo de la destilación de los aceites esenciales. En el reinado de Luis XIV existió mayor demanda de los aceites esenciales, debido a que en esa época hubo falta de higiene, lo que conllevó a la forzosa necesidad de utilizar perfumes (Bandoni, 2002, p. 137; Ortuño, 2006, p. 9).

El término utilizado en la actualidad, “aceite esencial”, fue introducido por primera vez en el siglo XVI por Paracelso (farmacéutico y médico de gran éxito), quien los utilizó como medicamentos; los aceites fueron considerados como la quinta esencia de todo ser vivo, junto con el agua, el fuego, el aire y la tierra; de acuerdo a la teoría aristotélica (Bandoni, 2002, p. 137; Ortuño, 2006, p. 9).

En el siglo XVII Demanchy propone el primer equipo para la destilación de los aceites esenciales mediante el empleo de vapor de agua, en un inicio se hacían

hervir en agua las plantas de las cuales se deseaba extraer éstos aceites y posteriormente se enfriaban a temperatura ambiente para separar la esencia sólida del agua (Bandoni, 2002, p. 138).

Entre los siglos XVI y XVII se prepararon la mayor cantidad de aceites que se conocen hasta la actualidad, teniendo aproximadamente 4000 tipos de éstos (Cameroni, 2012, p. 5).

Con la llegada de las medicinas modernas, la utilización de las vacunas y los antibióticos, se sustituye el uso de los aceites esenciales nuevamente; en el siglo XIX vuelven a tener auge debido a su industrialización, y posteriormente son utilizados en perfumes para uso cosmético (el más utilizado fue el de lavanda) y sabores para la alimentación. A finales del mismo siglo se realizaron análisis químicos y hasta la fecha se tienen amplios conocimientos para la extracción de los aceites esenciales y la composición de éstos (Bandoni, 2002, p. 138; Ortuño, 2006, p.9).

En la actualidad, existe un estudio exhaustivo sobre los componentes de los aceites esenciales, lo que hace factible la obtención de nuevos productos a partir de éstos. Así también, presentan una aplicación medicinal extraordinaria, lo que ha permitido que con el paso del tiempo se profundicen estos estudios a fin de obtener diferentes aplicaciones.

Los aceites esenciales se encuentran en diferentes campos, tales como: aromaterapia, perfumería, alimentos, entre otros. Las grandes aplicaciones que éstos presentan han permitido en el transcurso del tiempo que las técnicas de extracción vayan mejorando, obteniéndose mayores rendimientos y aceites de muy buena calidad.

1.1.2 CLASIFICACIÓN

La clasificación de los aceites esenciales se realiza con base en:

1.1.2.1 Consistencia

De acuerdo a la consistencia se los clasifica en: esencias fluidas, balsámicas y oleorresinas.

Las esencias fluidas son aceites que se encuentran como líquidos volátiles a temperatura ambiente (Vega, 2003, p. 67).

Las balsámicas presentan una consistencia espesa, volatilidad más baja comparada con las esencias fluidas, alto contenido de ácido benzoico y cinámico, gran cantidad de ésteres y tendencia a presentar reacciones de polimerización, por ejemplo se tiene el bálsamo de copaiba, bálsamo de tolú, etc. (Martínez, 2003, p.1; Vega, 2003, p. 67).

Dentro del grupo de las oleorresinas se encuentran tres grupos adicionales: resinas que son compuestos amorfos sólidos o semisólidos que presentan una estructura química compleja, un ejemplo de éste es la colofonia; las oleorresinas que son mezclas homogéneas de resinas y aceites esenciales, éstas presentan el aroma de las plantas de forma muy concentrada y son en general líquidos viscosos o semisólidos como ejemplo se tiene la trementina; y, las gomorresinas que son extractos naturales obtenidos de un árbol o planta, mezclas de gomas y resinas (Martínez, 2003, p. 1; Vega, 2003, p. 67).

1.1.2.2 Origen

De acuerdo al origen los aceites esenciales se clasifican en: naturales, artificiales y sintéticos.

Los aceites esenciales naturales se obtienen directamente de la planta y no presentan transformaciones químicas ni físicas, por lo que se obtienen rendimientos muy bajos y se presentan costos muy elevados en el mercado (Martínez, 2003, p. 2).

Los aceites esenciales artificiales son procesados por el hombre, para lo cual se enriquecen las esencias con algunos componentes; por ejemplo para las esencias de rosa, geranio y jazmín se agrega linalool (Martínez, 2003, p. 2; Vega, 2003, pp. 67-68).

Los aceites esenciales sintéticos están formados por una mezcla de compuestos obtenidos a través de procesos de síntesis químicas, por la forma de su producción, son los que presentan menores costos en el mercado y son muy utilizados como aromatizantes y saborizantes en la actualidad (Martínez, 2003, p. 2; Vega, 2003, pp. 67-68).

1.1.2.3 Naturaleza química

Con respecto a la naturaleza química los aceites esenciales se clasifican de acuerdo a los componentes mayoritarios que éstos presentan, así: monoterpenoides, como la hierbabuena, salvia, etc.; sesquiterpenoides, por ejemplo pino, copaiba, etc.; y los fenilpropanoides como la canela, anís, entre otros (Martínez, 2003, p. 2).

1.1.3 USOS DE LOS ACEITES ESENCIALES

1.1.3.1 Industria farmacéutica

En lo que respecta la utilización de los aceites esenciales en la industria farmacéutica, éstos son aprovechados para la obtención de principios activos como el anetol y el eugenol; así también aromatizantes o excipientes en la preparación de suspensiones, jarabes y otros compuestos farmacéuticos (López, 2004, p. 89; Vega, 2003, p. 74).

1.1.3.2 Industria alimentaria

En la industria alimentaria, los aceites esenciales se los utiliza en diversas áreas como: licorería, confitería, condimentos para carnes, entre las principales; y se los utiliza como aromatizantes y saborizantes (López, 2004, p. 89; Vega, 2003, p. 74).

La cantidad en alimentos y bebidas son habitualmente bajas, en general se tiene que en bebidas se utiliza un 0,1% del peso total, mientras que en los alimentos depende de las reglas que se manejen en cada país, así como de las empresas que fabrican los alimentos (Thormar, 2011, p. 16).

1.1.3.3 Aromaterapia

La aromaterapia es parte de la medicina natural cuya base principal son los aceites esenciales (López, 2004, p. 89); generalmente éstos son utilizados en masajes e inhalaciones. Se prefiere utilizar aceites que han sido extraídos solo de forma mecánica, como por ejemplo de las cortezas de ciertos frutos cítricos como el limón (Sierra, 2010, p. 8).

1.1.3.4 Industria de cosméticos

Esta industria presenta una alta demanda de aceites esenciales, éstos son utilizados en la fabricación de colonias, perfumes, jabones y maquillaje. Los más cotizados en este campo son los aceites de lavanda, rosas y jazmín (López, 2004, p. 89; Vega, 2003, p. 74).

1.1.3.5 Biocidas e insecticidas

Existe una gran cantidad de aceites esenciales que presentan propiedades bactericidas como son el orégano, pino, etc. Es muy común que se utilicen ciertos aceites esenciales para combatir a los insectos como lo muestran los datos presentados en la Tabla 1.2 (Vega, 2003, p. 74).

Tabla 1.2. Aceites esenciales utilizados para combatir insectos

Problema	Aceite esencial
Hormigas	Mentha spicata
Pulgas	Lavanda, mentas
Moscas	Ruda, menta
Piojos	Albahaca, ruda
Cucarachas	Menta, laurel
Nematodos	Salvia

(Vega, 2003, p.75)

1.1.3.6 Industria tabacalera

La creciente industria tabacalera por su gran acogida en el mercado, pese a la cantidad de problemas en la salud que esta ocasiona, demanda una gran cantidad de mentol para la producción de un tipo de cigarrillos mentolados (Vega, 2003, p. 74).

1.1.3.7 Desodorantes industriales

Se utilizan los aceites esenciales para ocultar olores desagradables en la elaboración de productos industriales como la pintura y los plásticos. En la industria papelera son muy utilizados para agregar olor a los cuadernos, papel higiénico, tarjetas, etc. (Vega, 2003, p. 74).

1.1.4 PROPIEDADES DE LOS ACEITES ESENCIALES

Los aceites esenciales presentan diferentes propiedades debido a los compuestos que éstos presentan, así tenemos:

1.1.4.1 Propiedades antimicrobianas

Se ha definido que los aceites esenciales presentan propiedades antimicrobianas, pero aún no de forma cierta su mecanismo de acción. Varios estudios han demostrado que aceites esenciales como: clavo de olor, mostaza, orégano y tomillo tienen un alto porcentaje de compuestos fenólicos, lo que les otorga propiedades antimicrobianas; estos resultados manifestaron que existe mayor acción contra las bacterias Gram positivas que frente a las Gram negativas.

Los científicos atribuyen esta reacción a la influencia de los aceites en la pared celular, ya que éstos se introducen a través de los lípidos de la membrana celular y mitocondrial, provocando la fuga de ciertos compuestos que llevan a la muerte celular (Zekaria, 2011, pp. 3-4).

Estudios recientes han revelado que los aceites esenciales que tienen mayor contenido de alcoholes y fenoles presentan mayor actividad antimicrobiana, al contrario de los aceites que poseen alcoholes no-fenólicos con óxidos e hidrocarburos, que tienen menor capacidad antimicrobiana (Thormar, 2011, p. 8).

1.1.4.2 Propiedad anticancerígena

Algunos estudios han demostrado que los componentes de los aceites esenciales poseen capacidades anticancerígenas; se sabe que los isoprenoides presentes en éstos modifican ciertas células previniendo el cáncer (Thormar, 2011, p. 13).

1.1.4.3 Propiedades estimulantes de la digestión y el crecimiento

Los aceites esenciales ayudan a regular el metabolismo gastrointestinal, además de incrementar la capacidad de absorción de los nutrientes. Zekaria (2011), mencionó: “los aceites incrementan la actividad enzimática digestiva en la mucosa intestinal y del páncreas” (p. 5).

1.1.4.4 Propiedades de inmunidad

Los aceites esenciales pueden actuar como estimuladores de inmunidad debido a la participación de las células en las respuestas inmunológicas. Existen aceites como el timol y el carvacrol que presentan propiedades antioxidantes por tener capacidad de retener radicales libres. (Zekaria, 2011, p.5).

1.2 PALO SANTO (*Bursera graveolens*)

La familia de las Burseráceas presenta tanto árboles como arbustos, en los cuales se pueden encontrar sustancias resinosas en casi todos los órganos debido a los canales resiníferos y balsamíferos en la parte interna de la corteza que poseen (Robles, Torrenegra, Gray, Piñeros, Ortiz y Sierra, 2005, p. 283).

El palo santo (*Bursera graveolens*) es un árbol aromático perteneciente a la familia Burseraceae, es una especie nativa del Archipiélago de Galápagos y se la puede localizar difundida en la mayoría de sus islas (Hamman, 2001, p. 229), así como en la costa ecuatoriana, principalmente en las provincias de Santa Elena y Manabí (Manzano, 2006, p. 3).

La utilización del palo santo en América Latina data desde la época de la colonización de los jesuitas, quienes observaron que los indígenas lo utilizaban de forma frecuente como un producto medicinal y como sahumerio, para esto

quemaban la madera y evitaban la picazón de los mosquitos (Dellacassa, 2010, p. 238).

Posteriormente, los jesuitas prohibieron la utilización del palo santo a fin de exportar la mayor cantidad a Europa; esta idea fue concebida debido a su gran potencial; y, para el consuelo de los indígenas se creó una cruz de palo santo en la iglesia con el fin que puedan recordarlo (Dellacassa, 2010, p. 238).

Durante la Segunda Guerra Mundial el palo santo fue utilizado para la fabricación de carbón activado para las máscaras de las tropas de los militares a fin de anular los gases tóxicos; en el sector marino se utilizó para las hélices de los barcos (Dellacassa, 2010, p. 238).

Actualmente, la extracción del aceite esencial de palo santo ha incrementado, ya que se tienen varios estudios que demuestran que este aceite es rico en ácido elémico ($C_{35}H_{45}O_4$), ácido resínico I y II; además de la presencia de triterpenos y tetracíclicos responsables de la actividad antimicrobiana y triterpenos tetracíclicos con marcada actividad antiinflamatoria (Robles, 2005, pp. 283-284).

Se ha logrado comprobar que el aceite esencial de palo santo contiene compuestos como los monoterpenos, los cuales podrían ser utilizados para la prevención del cáncer; y, los triterpenos (lupeol y epi-lupeol) pueden ser utilizados como fitofármacos para el tratamiento de enfermedades degenerativas como el fibrosarcoma y arterosclerosis; así como por poseer propiedades antiinflamatorias, antiartríticas y antineoplasmáticas (Manzano, 2006, p.4).

1.2.1 DESCRIPCIÓN TAXONÓMICA

La clasificación taxonómica del palo santo es (Puescas, 2010, p. 4):

Reino:	Vegetal
División:	Magnoliophyta

Clase:	Dicotiledónea
Orden:	Sapindales
Familia:	Burseraceae
Género:	Bursera
Especie:	Graveolens
Nombre científico:	<i>Bursera graveolens</i>
Nombre común:	Palo Santo

1.2.2 DESCRIPCIÓN DENDROLÓGICA

1.2.2.1 El árbol

El palo santo es un árbol que crece en bordes de las quebradas frente al mar y en montañas bajas y medias, es un árbol endémico de la provincia de Galápagos, pero actualmente se encuentra distribuida en otras provincias costeras como Manabí y Santa Elena. En las Islas Galápagos se lo encuentra en diferentes altitudes como: 40, 60, 90 y 120 m en zonas secas (Hammann, 2001, p. 229; Manzano, 2006, P.3). En la Figura 1.1 se observa el árbol de palo santo (*Bursera graveolens*)



Figura 1.1. Árbol palo santo (*Bursera graveolens*)
(Manzano, 2006, p.1).

El árbol de *Bursera graveolens* tiene una altura aproximada de 15 metros, el tronco es de forma cilíndrica y puede llegar a medir hasta 80 cm de diámetro, es de color grisáceo, pardo y cenizo. Presenta gran cantidad de ramas, un olor agradable y alberga 3 variedades de hormigas (Puescas, 2010, p. 4).

1.2.2.2 Corteza

La corteza de la madera presenta ranuras en la parte exterior y protuberancias que se forman a través del tiempo. Cuando se realizan cortes segrega un líquido (resina) de un olor agradable con un color blanco y amarillento (Puescas, 2010, p.5).

1.2.2.3 Raíces

Las raíces poseen la capacidad de adaptarse a varios tipos de suelos, entre ellos con pedregosidad, rocosos, arenosos, suelos sueltos y ligeros con limo, arena y arcilla. Las raíces presentan un diámetro aproximado de 5,092 a 10,325 cm y su color es grisáceo (Puescas, 2010, p. 5).

1.2.2.4 Hojas

El palo santo presenta hojas compuestas, imparipinadas y alternas, entre 3 y 9 pares de folíolos, su borde es aserrado-dentado, un promedio de 12,71 y 6,73 cm de largo y ancho respectivamente, un color que va de verde oscuro a pálido, un olor aromático característico y poseen un sabor amargo (Puescas, 2010, p. 6).

1.2.2.5 Flores y floración

Este árbol tiene floración entre los meses de mayo y junio, un color verde radiante y es el tiempo aprovechado por los insectos para alimentarse de forma constante (Puecas, 2010, p. 6).

1.2.2.6 Frutos

Los frutos de este árbol son drupas abayados, los tiempos de fructificación son de junio a julio, presentan un color verde y a través de los días cambian a color rojizo y son de aproximadamente 1 cm de largo. Este fruto tiene un sabor agridulce, es silvestre y consumido mayormente por insectos y hormigas (Puecas, 2010, p.7).

En la Figura 1.2 se presenta los frutos de la especie *Bursera graveolens*



Figura 1.2. Frutos de la especie *Bursera graveolens*
(Puecas, 2010, p.8).

1.2.2.7 Semillas

Las semillas del palo santo son pequeñas y de color marrón lustroso, en la parte superior se caracterizan por un color rojizo, miden aproximadamente 0,85 cm de largo y 0,76 cm de ancho (Puecas, 2010, p. 7).

1.3 TÉCNICAS DE EXTRACCIÓN DE LOS ACEITES ESENCIALES

Una de las técnicas de extracción más utilizada para la obtención de aceites esenciales a través de los años ha sido la destilación por arrastre de vapor. Sin embargo, el método más común hasta el momento es sumergir las plantas en agua hirviendo para simplemente aprovechar sus vapores con fines medicinales (Mateus, Lopes, Nogueira, Lourenco, y Curto, 2006, p. 203).

Muchas alternativas se han desarrollado con el paso de los años, pero pocas de ellas se han ido instalando en plantas industriales o semi-industriales, la más relevante actualmente tanto por la innovación así como por los altos rendimientos obtenidos es la extracción con fluidos supercríticos (Mateus, 2006, p. 203).

La base económica es la que determina el tipo de extracción a utilizarse; a continuación se describen las técnicas de extracción:

1.3.1 Enfleurage

El enfleurage es uno de los métodos más antiguos de extracción de los aceites esenciales, actualmente esta técnica no es utilizada en la industria debido a que existen otras metodologías que producen mayores rendimientos, posee como desventaja que se requiere gran cantidad de personal para la extracción, lo que disminuye las ganancias económicas (Lavabre, 1995, p. 31; Ortuño, 2006, p. 23).

Para llevar a cabo este método se utilizan grasas animales y vegetales, generalmente se emplea manteca de cerdo RBD (Refinada, blanqueada y desodorizada) (Sánchez, 2006, p. 1).

El proceso de extracción consiste en colocar una capa de grasa sobre una bandeja, misma que puede ser de diferentes materiales como el vidrio; a continuación se coloca el material vegetal sobre la grasa; debido a que los aceites son altamente solubles en grasas, éstos se transfieren a la bandeja, pero a fin de

obtener mayor cantidad de los aceites, el material vegetal en cada bandeja debe ser cambiado a diario (Sánchez, 2006, p. 1; Vega, 2003, p. 72).

El tiempo que se deja la grasa en cada bandeja varía de 3 a 5 días, con la finalidad de tenerla completamente saturada (Sánchez, 2006, p. 1).

Para obtener el aceite puro (libre de grasa) se trata la grasa con alcohol de 70 grados mínimo, éste remueve el aceite; posteriormente se necesita la recuperación del alcohol, para lo cual se realiza la destilación al vacío (Sánchez, 2006, p. 1; Vega, 2003, p. 72).

El proceso antes descrito logra recuperar aproximadamente un 80% del volumen del alcohol utilizado (Sánchez, 2006, p. 1).

1.3.2 Extracción con solventes

La extracción de aceites esenciales por medio de solventes es una técnica relativamente moderna, pero presenta una desventaja, los aceites se quedan impregnados al menos con un poco del solvente, por lo que no siempre pueden ser utilizados en todos los campos, como la industria alimentaria, aromaterapia, entre otras (Lavabre, 1995, p. 34).

El proceso inicia con la preparación del material vegetal que debe ser molido o picado para que exista mayor contacto entre éste y el solvente. Usualmente se realiza esta operación a temperatura y presión atmosférica, ya que experimentalmente se ha demostrado que se obtiene mejores rendimientos con esos parámetros de operación (Lavabre, 1995, p. 34).

Para realizar esta extracción se puede utilizar percolación, proceso de paso de un fluido a través de un material poroso; lixiviación, donde el solvente líquido pasa a través de un sólido previamente pulverizado con el fin de diluir uno o más componentes del soluble sólido; y, la extracción soxhlet que es una de las

técnicas más utilizadas para la extracción de los aceites esenciales a escala laboratorio, donde se carga la muestra en un cartucho y el solvente pasa a través de ésta por un tiempo, para luego realizar la separación del solvente y los aceites. (Núñez, 2008, p.3; Sánchez, 2006, p. 2).

Los disolventes más utilizados son: etanol, hexano, metanol, isopropanol, ciclohexano, tolueno, acetona y cloroformo; para realizar la elección del solvente se debe tener en cuenta su capacidad de disolver los principios del aceite y la menor cantidad de materia inerte, es muy importante que se pueda separar fácilmente del aceite y que no reaccione con ninguno de los componentes del mismo, así también se debe evitar que sea inflamable y debe presentar un costo moderado (Sánchez, 2006, p. 2; Vega, 2003, p. 72).

El solvente utilizado puede ser recuperado después de la extracción mediante la destilación para su posterior reutilización (Sánchez, 2006, p. 2).

1.3.3 Extracción por microondas

La extracción de los aceites esenciales utilizando microondas fue un procedimiento descubierto y patentado en Norteamérica, específicamente en Canadá, el proceso consiste en calentar el material vegetal, que ha sido previamente introducido en un solvente orgánico, siendo el más común para este fin el CCl_4 . El material es expuesto a la energía de las microondas para elevar su temperatura y producir la ruptura de las glándulas de la planta, lo que provoca la liberación del aceite esencial y la disolución en el solvente, para finalmente ser separados (Paré, 1996, pp. 2-3).

Este método de extracción presenta muchas ventajas, entre ellas se puede destacar la rapidez de extracción de los aceites en comparación con otras técnicas como la destilación por arrastre de vapor (Bagué y Segundo, 2012, p. 187).

Si bien este es uno de los procesos que ofrecen mejores rendimientos, es una técnica que involucra una fuerte inversión económica para cualquier empresa. Es importante recordar que los aceites esenciales obtenidos de esta forma no presentan la misma calidad que aquellos obtenidos por métodos tradicionales, como la hidrodestilación o la destilación por arrastre de vapor, lo que influye en el posicionamiento de dichos productos en el mercado (Bagué y Segundo, 2012, p. 187).

1.3.4 Extracción por prensado

La extracción por prensado es utilizada en su mayoría para extraer aceites esenciales de frutos cítricos. En épocas pasadas se utilizó el método de la esponja donde se exprimían las cáscaras de frutas en una esponja hasta que ésta se sature y luego se procedía a exprimirla para recuperar los aceites que estaban retenidos en ella (Sánchez, 2006, p. 2).

Otra técnica utilizada es la llamada ecuelle o estilete, que se trata de girar la fruta en una maquinaria que raspa la corteza, mientras la fruta va girando cae un rocío de agua que arrastra los detritos y el aceite liberado. Al terminar la extracción, se tiene una mezcla de agua, detritos y aceite; y, para la recuperación de éste se debe centrifugar a 5000 rpm durante 40 min (Sánchez, 2006, p. 3).

Actualmente, este mecanismo ha innovado su tecnología, para lo cual se utilizan equipos como tornillos sin fin con diferentes presiones, extractores centrífugos y rodillos de prensa para la extracción de los aceites esenciales (Sánchez, 2006, p. 3).

El aceite que se obtiene de este tipo de extracción es conocido de forma industrial como “extracción en frío” y funciona como odorizante (smell oils) y saborizante (taste oils) (Sánchez, 2006, p. 3).

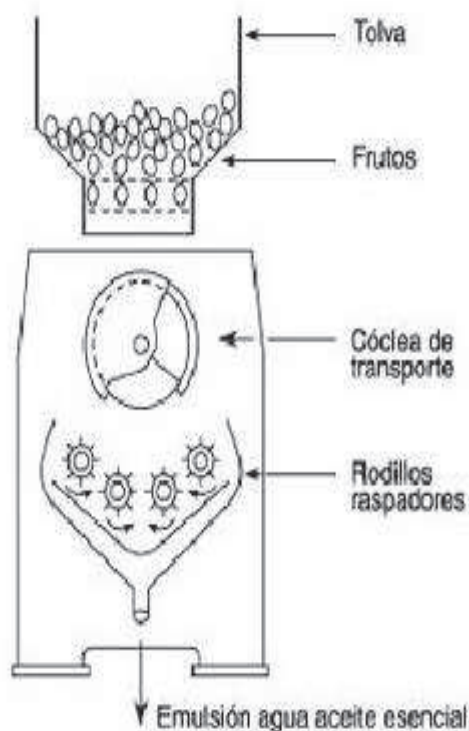


Figura 1.3. Equipo para la extracción de aceites esenciales mediante prensado (Bandoni y Dellacassa, 2010. p. 152)

1.3.5 Destilación aplicando degradación térmica

Este tipo de extracción es utilizada para ciertos tipos de maderas que contienen compuestos sesquiterpénicos los cuales soportan condiciones extremas, los aceites esenciales más conocidos obtenidos a través este método son de enebro y la brea de abedul (Bandoni, 2002, p. 150).

La forma de extracción de este método inicia con la fragmentación de la madera o de cualquier parte de la planta de la cual se va a extraer el aceite, luego se ubica en un espacio cóncavo que se encuentra colocado por debajo de la plancha, por encima de esa plancha se debe colocar carbón, el cual se debe quemar para que se produzca dicha degradación. Adicionalmente, por debajo de la madera se encuentra un filtro que deja caer en un recipiente tan solo el aceite esencial obtenido de dicha extracción (Bagué y Segundo, 2012, p. 184).

1.3.6 Extracción aplicando ultrasonido

La extracción de los aceites esenciales aplicando ultrasonido es una técnica moderna, que según muchos estudios y especialistas es la más económica en el mercado actual. En la Figura 1.4 se presenta la descripción del equipo de extracción de aceites esenciales mediante ultrasonido (Azuola, y Vargas, 2007, p. 35).

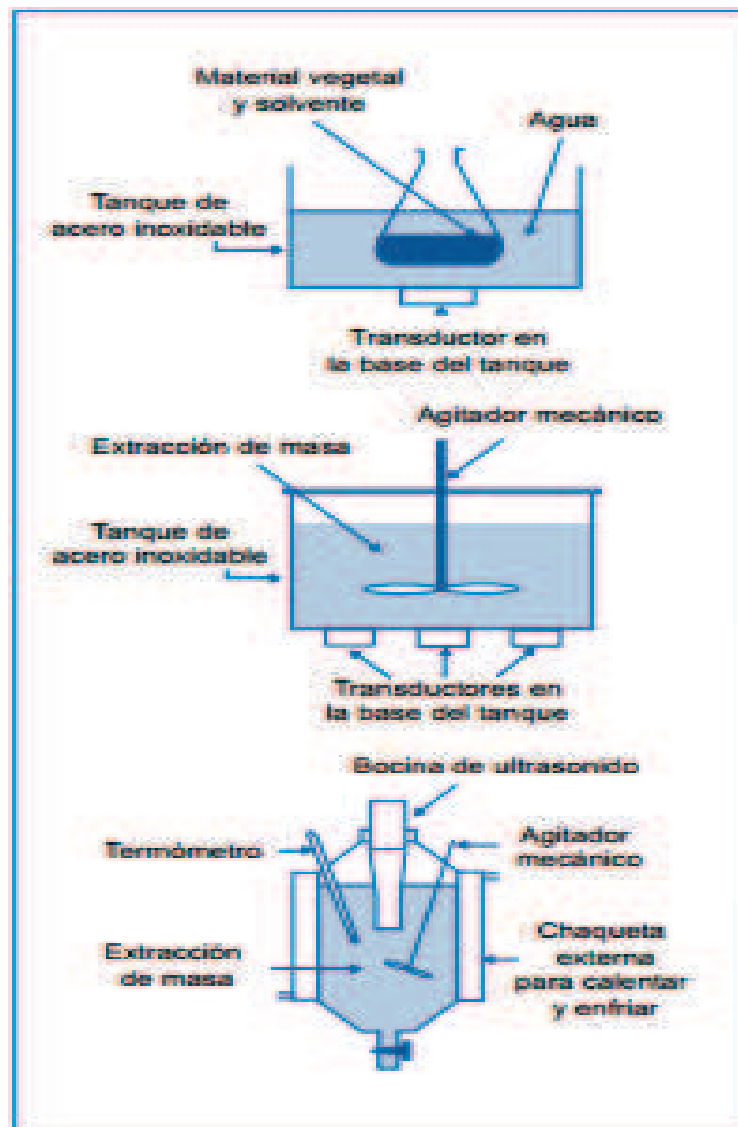


Figura 1.4. Descripción del equipo de extracción de aceites esenciales mediante ultrasonido

(Azuola y Vargas, 2007, p. 35)

Para realizar esta extracción se utiliza ultrasonido de alta frecuencia que presenta un rango de 18 a 100 KHz, el fin de éste es desprender el compuesto del material vegetal. El principio del proceso se basa en que al momento de aplicar el ultrasonido las partículas sólidas y líquidas vibran y se aceleran, razón por la cual el soluto pasa al solvente (Azuola y Vargas, 2007, p. 35; Bandoni, 2002, p. 153).

Los investigadores argumentan que además de ser una tecnología limpia, posee costos bajos de implementación y se espera que ésta sea una de las técnicas del futuro; pero presenta una desventaja ya que el sonido puede producir la cavitación de los equipos (Azuola y Vargas, 2007, p. 36).

1.3.7 Extracción por fluidos supercríticos

La extracción de los aceites esenciales con fluidos supercríticos responde a la propiedad que presentan ciertas sustancias, para las cuales existe un punto crítico de presión y temperatura, donde el vapor o el gas de dicha sustancia no puede ser licuado por un aumento de presión, por lo tanto el fluido se encuentra entre gas y líquido (Esquivel y Vargas, 2007, p. 41. Sánchez, 2006, p. 4).

Cuando esta sustancia se encuentra en ese estado sus propiedades de transporte se modifican, razón por la cual se utilizan como solventes para realizar la extracción de los aceites esenciales, ya que en esas condiciones presentan una baja viscosidad, alta difusividad y una densidad similar a la de los líquidos, obteniéndose una difusión adecuada en el material a tratarse (Bandoni, 2002, p. 154).

Uno de los solventes más utilizados para este propósito es el CO₂ en estado supercrítico, cuya temperatura y presión son: 31 °C y 72.85 atm respectivamente.

El uso de este compuesto se debe a varios motivos entre los cuales cabe mencionar que no es tóxico, no contamina y es económico; y, no representa un problema medioambiental ya que no genera residuos (Bandoni, 2002, p. 155).

La extracción de los aceites esenciales por medio de fluidos supercríticos inicia con el pesaje del material vegetal y su posterior colocación en el extractor, una vez que se encuentre listo y completamente cerrado se abre el paso del CO₂, el cual proviene de un cilindro y pasa hacia el extractor a través de un compresor (Bandoni, 2002, p. 157).

Debido a las presiones que se manejan en estos sistemas debe existir un control estricto tanto en el tanque extractor como en el tanque de separación, para esto se utilizan controles regulatorios de presión; dichos tanques poseen un sistema de calentamiento mediante controles automáticos acoplados a cada uno de ellos (Bandoni, 2002, p. 157).

Una vez alcanzadas las condiciones de presión y temperatura en el extractor se hace pasar el CO₂ en condiciones supercríticas, para arrastrar los aceites esenciales de la materia vegetal. Finalmente se produce la eliminación del gas extractor por medio de la descompresión. Adicionalmente, el CO₂ es recuperado y comprimido nuevamente para realizar otro ciclo de extracción (Bandoni, 2002, p. 157; Vega, 2003, p. 72).

Pese a que la extracción con fluidos supercríticos es costosa debido a su infraestructura, presenta muchas ventajas comparadas con otros métodos, así: la extracción se produce de forma instantánea; el solvente no produce reacciones químicas; y, se lo puede eliminar de forma rápida y completa con tan solo disminuir la presión (Lavabre, 1995, p. 35).

Actualmente, este es uno de los métodos más cotizados a nivel mundial, pero sus elevados costos de instalación no permiten que se llegue a todos los estratos sociales.

1.3.8 Hidrodestilación

La hidrodestilación es un proceso a través del cual se extraen los aceites esenciales utilizando agua como solvente. Para realizar este proceso se tiene un alambique, el cual presenta una división por medio de una parrilla en la parte posterior, esta separación se realiza con el fin de que el agua y el material vegetal no tengan ningún tipo de contacto. El calentamiento del agua se lo realiza de forma directa con el fin de producir el vapor que permitirá el arrastre del aceite para su posterior separación (Ortuño, 2006, p.24).

El proceso de extracción del aceite esencial con el vapor de agua se produce debido al siguiente fenómeno: el aceite esencial presenta un punto de ebullición mayor que el del agua, pero al producirse la mezcla de aceite esencial y agua el punto de ebullición disminuye, razón por la cual se produce el arrastre (Ortuño, 2006, p. 24).

El vapor con el aceite obtenido pasa a través de un condensador y cambia de estado a líquido formando dos fases inmiscibles: la fase orgánica (aceite esencial) y la fase acuosa (agua floral). Estas fases pueden ser separadas posteriormente por la diferencia de densidades que presentan (Sánchez, 2006, p.4).

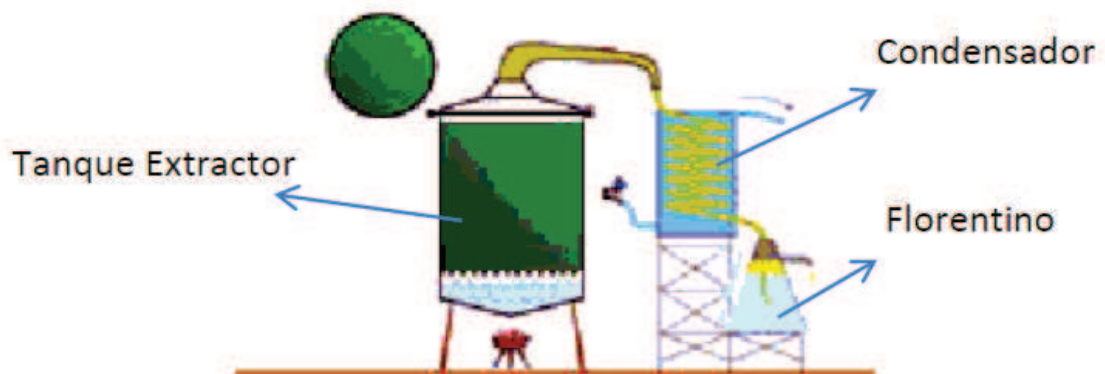


Figura 1.5. Esquema de la extracción de los aceites esenciales mediante hidrodestilación (Sánchez, 2006, p. 4).

Se ha demostrado que los aceites obtenidos bajo esta técnica de extracción usualmente presentan menor calidad frente a otras técnicas, las razones de este suceso pueden ser (Bandoni, 2002, p. 157):

- Compuestos oxigenados como los fenoles que tienden a ser parcialmente solubles en el agua, por lo tanto puede existir una eliminación de estos.
- Para este tipo de técnica se requieren tiempos de extracción muy largos, lo cual puede ocasionar daños en los compuestos de los aceites, provocando la disminución en la calidad y pureza de los mismos.
- Este proceso presenta como principal desventaja la reducción de la capacidad de la carga del material, esto se debe básicamente a que una parte de la torre de extracción es utilizada para el alojamiento del agua ya que los extractores se calientan con fuego directo.

Es indispensable tener mucha precaución con este principio ya que puede existir un recalentamiento del aceite esencial, provocando pérdidas en sus características (Ortuño, 2006, p. 26).

Pese a las desventajas mencionadas esta técnica es muy utilizada en zonas rurales y en países como Marruecos, donde se tiene una gran cantidad de plantas aromáticas; la ventaja radica en los bajos costos de instalación y puesta en marcha, así como de tener un bajo contenido energético (Bandoni, 2002, p. 142; Ortuño, 2006, p. 26; Sánchez, 2006, p. 4).

1.3.9 Extracción por arrastre de vapor

La extracción por arrastre de vapor es una de las técnicas más utilizadas desde la antigüedad hasta nuestros tiempos, debido a que entre otros detalles, el aceite que se obtiene es de muy buena calidad y los costos de implementación son relativamente bajos.

Bandoni señaló: “Esta técnica consiste en la destilación de una mezcla de dos sustancias inmiscibles, donde principalmente se da una vaporización a temperaturas inferiores a las de ebullición de cada uno de los componentes volátiles por efecto de una corriente directa de vapor de agua; el vapor de agua producido posee doble función: calienta la mezcla hasta sus temperaturas de ebullición y disminuye la temperatura de ebullición por adición de la tensión de vapor que se inyecta a los componentes volátiles de los aceites esenciales” (p. 144).

El vapor aporta con cierta temperatura con la cual en un determinado tiempo se produce la ruptura del tejido vegetal liberando el aceite esencial. Dicho aceite queda retenido en las gotas de vapor de agua que pasarán posteriormente a un intercambiador de calor para el cambio de fase (Bandoni, 2002, p. 145). En la Figura 1.6 se observa el esquema de la destilación por arrastre de vapor.

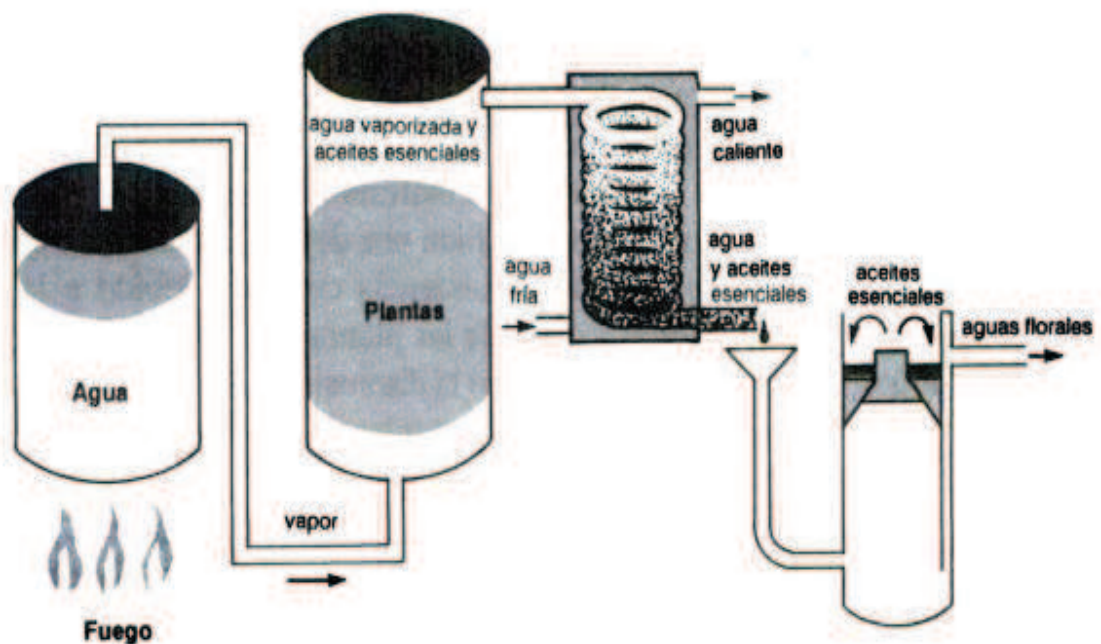


Figura 1.6. Esquema de la destilación por arrastre de vapor
(Lavabre, 1995, p. 33).

Para la extracción por arrastre de vapor se tiene como equipos: una torre de extracción que por lo general es un tanque cilíndrico construido de acero inoxidable, en el que se coloca el material del que se va a extraer el aceite esencial, acoplado a esta torre se encuentra un equipo que provee el vapor de

agua que generalmente es un caldero, posteriormente se tiene un condensador y para culminar un florentino para separar las dos fases que se obtienen de la destilación (Sánchez, 2006, p. 5).

Esta técnica presenta ventajas, entre las principales se encuentran (Bandoni, 2002, p. 144):

- El vapor de agua es relativamente barato comparado con otros solventes orgánicos, lo cual disminuye los gastos de extracción.
- Cuando se trabaja con la temperatura y la presión adecuada del vapor en la extracción se asegura que no exista recalentamiento de los aceites esenciales.
- Los equipos no son costosos y son asequibles en el mercado
- En comparación con la hidrodestilación, este tipo de extracción permite utilizar toda la capacidad de torre.
- Se obtienen aceites esenciales más puros con relación a los aceites extraídos con solventes orgánicos.

Por todas estas ventajas, esta técnica es la más antigua y más utilizada a nivel mundial, pese a la gran variedad de estudios realizados para reemplazarla aún no ha llegado ninguno que produzca el cambio.

2. DISEÑO DE LA PLANTA

2.1 EVALUACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA FORMA DE LA MATERIA PRIMA SOBRE EL RENDIMIENTO DEL PROCESO DE FORMA EXPERIMENTAL A ESCALA SEMI-PILOTO

2.1.1 MATERIALES

2.1.1.1 Madera de palo santo (*Bursera graveolens*)

La madera de palo santo (*Bursera graveolens*) destinada a la extracción del aceite esencial en este proyecto, proviene de la Región Costa del Ecuador, específicamente de la provincia de Manabí, cantón Crucita.

Esta población se encuentra a 5 msnm, con una latitud y longitud de 0° 45' 00.79" S y 80° 29'59.11" O respectivamente, con temperaturas entre 20 y 29 °C (INAMHI, 2006, p. 200).

La madera (materia prima) proveniente del Cantón Crucita fue transportada el 31 de Julio del 2012 hasta una cerrajería para ser cortada en forma de virutas y aserrín; posteriormente fue llevada a una de las plantas de secado que son de propiedad de la Comunidad de Salinas de Guaranda. Siete días después de haber sido realizado el secado se trasladó la madera hacia el laboratorio (Cantón Crucita) en el cual se realizaron las pruebas experimentales.

2.1.2 PRUEBAS EXPERIMENTALES

Se realizaron seis pruebas experimentales (6 repeticiones: 3 con virutas y 3 con astillas) a escala semi-piloto, las cuales se ejecutaron en 6 días diferentes, el orden se estableció de acuerdo a un diseño experimental: diseño completamente

al azar con un solo factor ya que existió la influencia de la forma de la materia prima (virutas cuyo largo y ancho fueron de aproximadamente 4 y 1 cm y las astillas cuyo largo y ancho aproximados fueron de 1 y 0,5 cm respectivamente) sobre el rendimiento del proceso (Naghi, 2005, p.101).

El método aplicado para la extracción fue la destilación por arrastre de vapor; el equipo utilizado poseía las siguientes dimensiones:

- **Tanque extractor**

Volumen de 0,089 m³; diámetro de 0,46 m y la altura total de 0,54 m.

- **Refrigerante**

Largo de 0,60 m y un diámetro de 0,025 m.

- **Olla de presión**

Para el suministro de vapor se utilizó una olla de presión, cuyo volumen fue de 2,5E-03 m³, se acopló una manguera para que se transfiera el vapor de la olla de presión al tanque extractor.

- **Florentino**

Altura de 0,205 m y diámetro de 0,020 m.

Los equipos y la materia prima se presentan en el Anexo I.

La presión de trabajo fue la presión atmosférica de la zona de 1 atm; en cada una de las extracciones se trabajó con 15 kg de la materia prima (madera) y se utilizó un tiempo de extracción (Te) de 3 horas aproximadamente, además, se midió el volumen del destilado cada 15 minutos.

Para hallar el rendimiento del proceso se utilizó la siguiente ecuación [2.1]:

$$\eta = \frac{ao}{Mp} \times 100\% \quad [2.1]$$

Donde:

ao = Aceite esencial de palo santo extraído (kg)

Mp = Cantidad de materia prima utilizada en el proceso (kg)

η = Rendimiento del proceso (%)

La densidad del aceite esencial de palo santo fue un dato bibliográfico que presentó un valor de 965 kg/m³ (Dellacassa, 2010, p. 287).

Los cálculos sobre el rendimiento del proceso se encuentran en el Anexo II.

2.1.2.1 Análisis estadístico

Los datos se examinaron mediante un análisis de varianza de un factor (Single Factor Anova) utilizando el programa STATGRAPHICS Centurion versión XV.II, con la prueba mínima de diferencia significativa (LSD intervals) y límites de confiabilidad de 95% (García, 2008, p.38).

2.2 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE ESENCIAL DE PALO SANTO (*Bursera Graveolens*)

Se dimensionaron cuatro equipos para la extracción del aceite esencial de palo santo: tanque extractor, caldero pirotubular, intercambiador de calor de tubos y coraza y un florentino. Las condiciones de trabajo de la torre de extracción, lugar

donde se coloca la madera para la posterior remoción del aceite esencial, fueron las siguientes: el suministro de materia prima se realizó por lotes, es decir, la madera de palo santo (materia prima) se cargó una vez por día, en tanto que el flujo de vapor y de condensado fueron continuos durante todo el proceso de extracción. Además como consideración de diseño se estableció que en el tanque extractor no existe condensación del vapor, por lo tanto, la temperatura de entrada y salida del vapor de la torre fueron iguales.

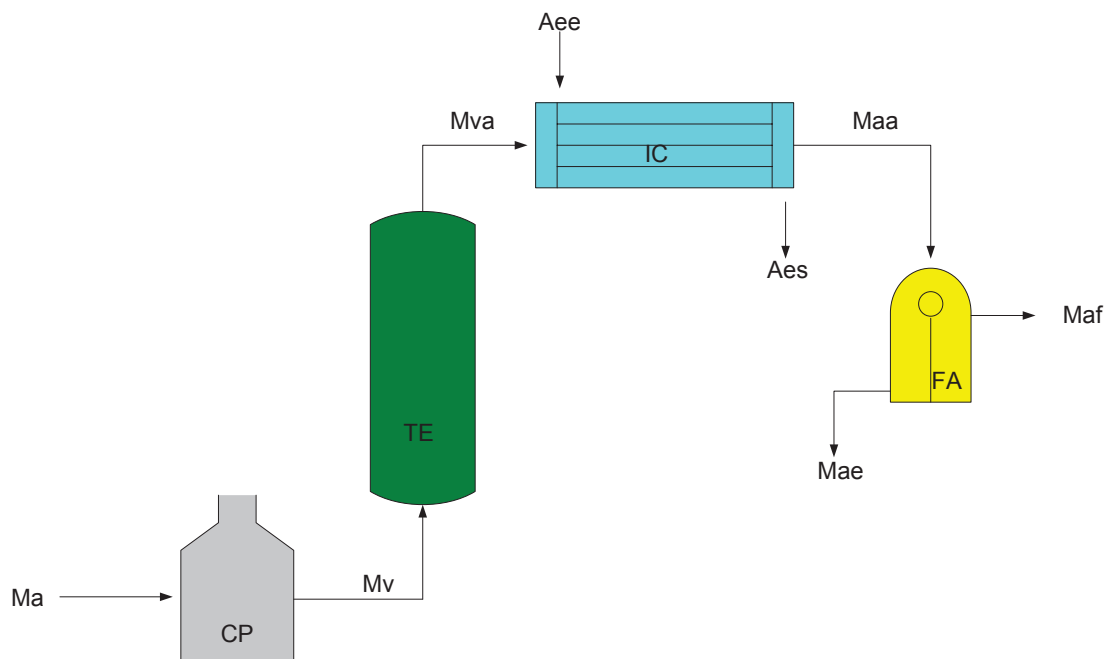


Figura 2.1. Esquema de los equipos de la planta extractora del aceite esencial de palo santo con sus flujos másicos en el sistema continuo

Se realizó el balance de masa considerando solo los flujos del sistema continuo durante la extracción mediante las siguientes ecuaciones [2.2] y [2.3]:

$$M_a = M_v = M_{va} = M_{aa} = M_{af} + M_{ae} \quad [2.2]$$

$$A_{ee} = A_{es} \quad [2.3]$$

Donde:

M_a = Masa del agua que ingresa al caldero (kg/s)

M_v = Masa del vapor que ingresa al tanque extractor (kg/s)

M_{va} = Masa de la mezcla vapor + aceite esencial que ingresa al intercambiador (kg/s)

M_{aa} = Masa de la mezcla agua floral + aceite esencial que ingresa al florentino (kg/s)

M_{af} = Masa del agua floral que se obtiene al final del proceso (kg/s)

M_{ae} = Masa del aceite esencial de palo santo (kg/s)

A_{ee} = Masa del agua de enfriamiento que ingresa al intercambiador de calor (kg/s)

A_{es} = Masa del agua de enfriamiento que sale del intercambiador de calor (kg/s)

2.2.1 TANQUE EXTRACTOR

2.2.1.1 Densidad aparente del material

Para el cálculo de la densidad aparente de la materia prima se colocó la madera en forma de virutas en una probeta cuyo volumen fue de 1 L y posteriormente se pesó con una balanza electrónica Gramera, 7 kg, 1 g (Castilla y Pineiro, 2008, p.3). El cálculo de la densidad aparente se basó en la siguiente ecuación [2.4]:

$$D_b = \frac{P}{V_p} \quad [2.4]$$

Donde:

D_b = Densidad aparente del material (kg/m³)

P = Peso del material (Kg)

V_p =Volumen del contenedor (probeta) (m³)

2.2.1.2 Cantidad de material vegetal a tratar

En una superficie de 500 hectáreas con una densidad de siembra de 5 X 5 m se pueden encontrar 200 000 árboles de palo santo (Puescas, 2010, p.5).

La comunidad de Salinas de Guaranda posee 1000 hectáreas con este tipo de árboles los cuales poseen un peso aproximado de 700 kg por árbol, pero el peso utilizable de éste para la extracción del aceite esencial es de 500 kg debido a que lo demás son las hojas y las ramas (MAGAP Y SIGAPRO, 2012).

2.2.1.3 Volumen del tanque extractor

Para el cálculo del volumen del tanque extractor se utilizó la siguiente ecuación [2.5] (Bandoni, 2002, p. 163):

$$V_t = \frac{C_{mat}}{D_b} \quad [2.5]$$

Para el cálculo del diámetro y la altura del tanque extractor (cilíndrico), se utilizó la ecuación [2.6]:

$$V_t = \pi r_t^2 h_t \quad [2.6]$$

Donde:

C_{mat} = Masa de la materia prima a tratar diariamente (kg)

D_b = Densidad aparente del material (kg/m³)

V_{th} = Volumen utilizable del tanque extractor (m³)

V_t = Volumen del tanque extractor (m³)

r_t = Radio del tanque extractor (m)

h_t = Altura del tanque extractor (m)

Los cálculos del rendimiento del proceso y el dimensionamiento del tanque extractor se presentan en el ANEXO II

2.2.2 CALDERO PIROTUBULAR

Un caldero es un aparato en el cual se produce intercambio de calor entre los gases producidos por combustión y generalmente agua, con la finalidad de producir vapor (Izurieta, 1999, p. 11).

En un caldero pirotubular los gases de combustión circulan por los tubos y estos a su vez se encuentran sumergidos en agua (Castells, 2005, p. 303).

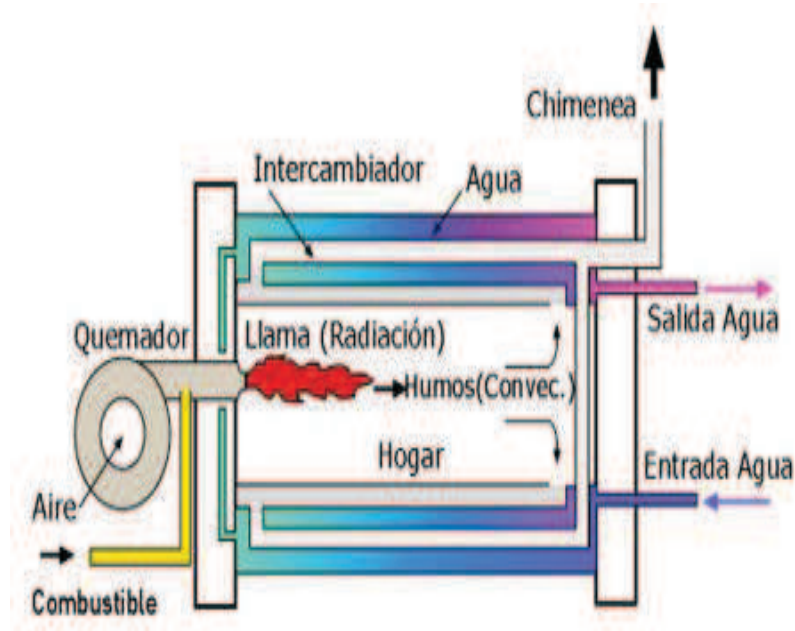


Figura 2.2. Esquema de un caldero pirotubular
(Castells, 2005, p.305)

El caldero fue diseñado para producir vapor saturado al 100%, con una presión de operación de 792 482,99 Pa. Los cálculos para el dimensionamiento del caldero se presentan en el Anexo III.

2.2.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR

El intercambiador diseñado para la producción del aceite esencial fue de tubos y coraza debido a que este produce mayor eficiencia en la transferencia de calor comparado con un intercambiador de tubos concéntricos (Mills, 1999, p. 748; Ortuño, 2006, p. 30).

Para realizar el diseño del intercambiador, el fluido transportado por el lado de la coraza fue la mezcla vapor-aceite, en tanto que el agua para condensar y enfriar dicha mezcla se transportó por el lado de los tubos. El intercambiador presentó 1 paso por el lado de la coraza y 4 pasos por el lado los tubos, por lo tanto fue un intercambiador de calor 1:4.

En razón que la masa de vapor es mucho mayor a la masa del aceite esencial, se consideró para los cálculos tomar las dos masas como vapor de agua que pasan a través de la coraza.

La temperatura de entrada del vapor al intercambiador de calor fue a la temperatura de saturación del agua encontrada a la presión total de trabajo del caldero (P_T), posteriormente el vapor se condensó y luego se enfrió hasta llegar a un temperatura de salida del intercambiador de 35°C; el agua de refrigeración ingresó a 22 °C y salió a 85°C de temperatura.

Los cálculos del diseño del intercambiador de calor se presentan en el Anexo IV.

2.2.4 FLORENTINO

Los tanques utilizados para la separación del aceite esencial y el agua floral, denominados también florentinos, posibilitan dicha separación debido a que ambas sustancias poseen diferentes densidades específicas (Bandoni, 2002, p. 168; Ortuño, 2006, p. 30).

El palo santo es un aceite esencial ligero, debido a que tiene una densidad menor a la del agua, acumulándose en la superficie de la mezcla (Jiménez, 1840, p. 222).

2.2.4.1 Volumen del florentino

Para calcular el volumen del florentino fue necesario conocer el tiempo de residencia en que el aceite flotó en el agua, el cálculo se realizó mediante la siguiente ecuación [2.7]:

$$V_s = F_c \times t_r \quad [2.7]$$

Donde:

V_s = Volumen del florentino (m³)

F_c = Caudal del condensado (m³/s)

t_r = Tiempo de residencia (s)

El tiempo de residencia según el tipo y la cantidad de materia prima (palo santo) a tratar fue de 3600 s (Guenther, 1972, p. 235).

2.2.4.2 Medidas del florentino

La forma del florentino se distribuyó en un cilindro y un tronco de cono circular recto, por lo tanto las medidas se calcularon según la siguiente ecuación [2.8]:

$$V_s = V_{cf} \times V_{tc} \quad [2.8]$$

Se calculó el volumen del cilindro mediante la siguiente ecuación [2.9]:

$$V_{cf} = \pi \times R_f^2 \times H_f \quad [2.9]$$

El volumen del tronco de cono circular recto se determinó con la siguiente ecuación [2.10]:

$$V_{tc} = \frac{1}{3} \times \pi \times R_f^2 \times h_f \left[1 + \left(\frac{r_f}{R_f} \right) + \left(\frac{r_f}{R_f} \right)^2 \right] \quad [2.10]$$

Donde:

V_s = Volumen del florentino (m^3)

V_{cf} = Volumen del cilindro del florentino (m^3)

V_{tc} = Volumen del tronco de cono del florentino (m^3)

R_f = Radio del cilindro del florentino (m)

r_f = radio del tronco de cono del florentino (m)

H_f = Altura del cilindro del florentino (m)

h_f = Altura del tronco de cono del florentino (m)

Los cálculos del dimensionamiento del florentino se presentan en el Anexo V.

2.3 DISTRIBUCIÓN DE LOS EQUIPOS EN PLANTA

Para la distribución de los equipos en planta, se realizó un diagrama de flujo del proceso (PFD), un diagrama de bloques (BFD) y la vista superior de los equipos en la planta de extracción del aceite esencial de palo santo.

2.4 DETERMINACIÓN DE LA INVERSIÓN ECONÓMICA

La inversión económica se determinó en función de los costos de materia prima, los equipos para la extracción y el costo de venta del aceite obtenido,

analizándose de forma preliminar si la instalación de la planta era viable económicamente.

Para evaluar los costos se consideró que el tiempo de extracción del aceite esencial de palo santo (t_e) fue de 21 600 s, debido al tipo de material vegetal con el que se trabajó en este proyecto (Guenther, 1972, p. 230).

2.4.1 ACEITE ESENCIAL DE PALO SANTO EXTRAÍDO POR CADA DÍA DE OPERACIÓN

Para calcular la cantidad de aceite extraído por cada día de operación se utilizó la siguiente relación matemática [2.11]:

$$V_a = m_c \times t_e \times \frac{\eta}{100\%} \times \frac{1}{d} \quad [2.11]$$

Donde:

V_a = Volumen de aceite esencial (m^3)

m_c = Masa de condensado (kg/s)

t_e = Tiempo de extracción (s)

η = Rendimiento del proceso (%)

d = Densidad del aceite esencial de palo santo (kg/m^3)

2.4.2 AGUA NECESARIA PARA LA PRODUCCIÓN DEL ACEITE ESENCIAL

La cantidad de agua requerida por día para la producción del vapor se calculó mediante la siguiente ecuación [2.12]:

$$V_{av} = m_{av} \times t_e \times \frac{1}{d_a} \quad [2.12]$$

La cantidad de agua requerida por día para la condensación y enfriamiento de la mezcla vapor-aceite se realizó con base en la siguiente ecuación [2.13]:

$$V_{ac} = m_{ac} \times te \times \frac{1}{d_a} \quad [2.13]$$

El agua necesaria para todo el proceso de extracción del aceite esencial de palo santo se calculó mediante la siguiente relación [2.14]:

$$V_{at} = V_{ac} + V_{av} \quad [2.14]$$

Donde:

V_{at} = Volumen de agua total requerida para el proceso de extracción del aceite (m³)

V_{av} = Volumen de agua para la producción de vapor al día (m³)

V_{ac} = Volumen de agua para la condensación y enfriamiento de la mezcla vapor-aceite (m³)

m_{av} = Masa de agua para la producción de vapor al día (kg/s)

m_{ca} = Masa de agua para la condensación y enfriamiento de la mezcla vapor-aceite (m³)

d_a = Densidad del agua (kg/m³)

Se consideró que la densidad del agua fue de 1000 kg/m³.

2.4.3 CANTIDAD DE COMBUSTIBLE PARA LA PRODUCCIÓN DE VAPOR

Para calcular la cantidad de combustible para la producción de vapor, se utilizó la siguiente ecuación [2.15]:

$$V_c = m_c \times te \times \frac{1}{d_c} \quad [2.15]$$

Donde:

V_c = Volumen del combustible (gal)

m_c = Masa del combustible (gal/s)

d_c = Densidad del combustible(kg/m³)

La densidad del combustible fue de 854,98 kg/m³ (Stinson, 1972, p. 23).

2.4.4 COSTO DE PRODUCCIÓN DEL ACEITE

El costo para producir 1 mL de aceite esencial de palo santo sin ningún tipo de utilidad se calculó con base en la siguiente ecuación [2.16]:

$$Cmla = \frac{Ctd}{Pd} \quad [2.16]$$

Donde:

$Cmla$ = Costo de un mililitro de aceite esencial de palo santo (USD)

Ctd = Costo total diario de producción del aceite esencial de palo santo (USD)

Pd = Producción diaria (mL)

Los cálculos de la inversión económica se presentan en el Anexo VI

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 DETERMINACIÓN DEL RENDIMIENTO DEL PROCESO

El rendimiento del proceso de extracción del aceite esencial obtenido mediante destilación por arrastre de vapor y utilizando como materia prima palo santo en forma de astillas fue de 2,77%; en tanto que el rendimiento utilizando el mismo tipo de proceso y la misma materia prima pero en forma de virutas fue de 3.49%. Para hallar dichos valores se realizó los promedios de las 3 extracciones con madera en forma de astillas y las 3 extracciones de la madera en forma de virutas. Los resultados se presentan en la Figura 3.1 y la Figura 3.2

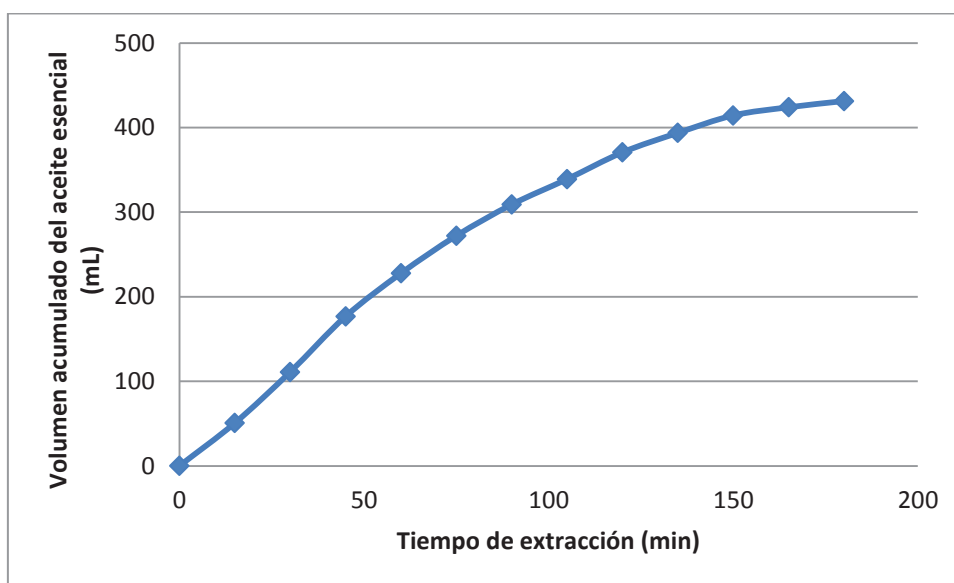


Figura 3.1. Volumen acumulado del aceite obtenido (mL) en función del tiempo (min), con la madera de palo santo en forma de astillas ($T_e=180$ min; $P=1$ atm)

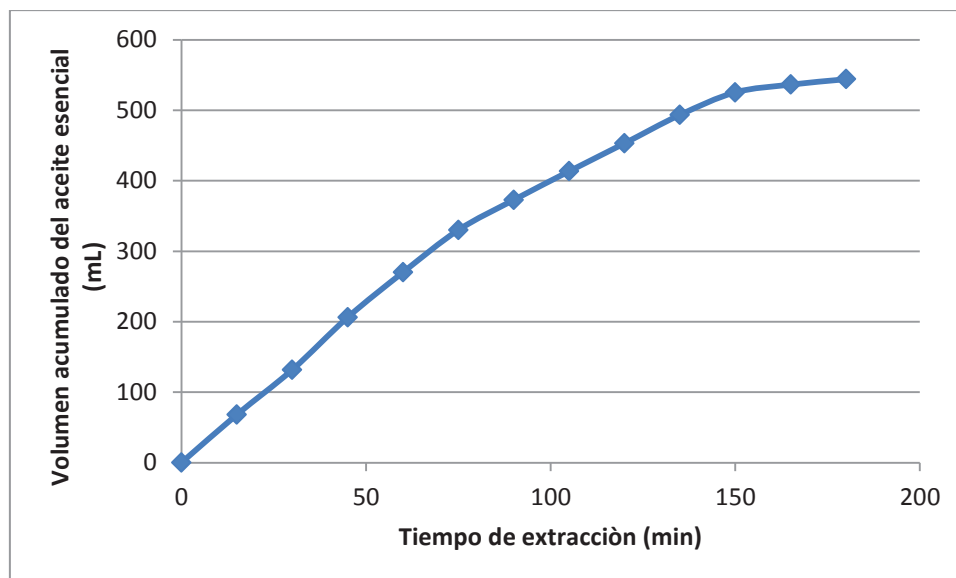


Figura 3.2. Volumen acumulado del aceite obtenido (mL) en función del tiempo (min), con la madera de palo santo en forma de virutas ($T_e=180$ min; $P=1$ atm)

En las Figuras 3.1 y 3.2 se observa que en los primeros 50 minutos de extracción se obtiene mayor cantidad de destilado, con valores de 176,66 y 206,00 mL respectivamente, esto se debe a que a medida que el tiempo transcurre disminuye la cantidad de aceite que queda retenido en la materia prima, razón por la cual a 180 min aproximadamente la cantidad de aceite se mantiene constante, lo que indica que el aceite presente en el materia vegetal ha sido arrastrado por el vapor.

Así también, en la Figura 3.2 se señala que cuando se trabajó con la madera de palo santo en forma de virutas, la cantidad de volumen extraído aumentó con relación a la Figura 3.1, que presenta los datos de cuando se trabajó con la madera en forma de astillas, con valores de 544,00 y 431,33 mL respectivamente; los dos procesos se trabajaron con las mismas condiciones de operación, es decir, presión de trabajo (P_T) de 1 atm y el tiempo de extracción (T_e) de 180 min; por lo tanto se produce mayor rendimiento con la madera en forma de virutas.

Al analizar estadísticamente la influencia que tuvo la forma de la materia prima (variable independiente) sobre el rendimiento del proceso (variable de respuesta)

(Naghi, 2005, p. 101) mediante un análisis de varianza de un factor se obtuvo la Figura 3.3:

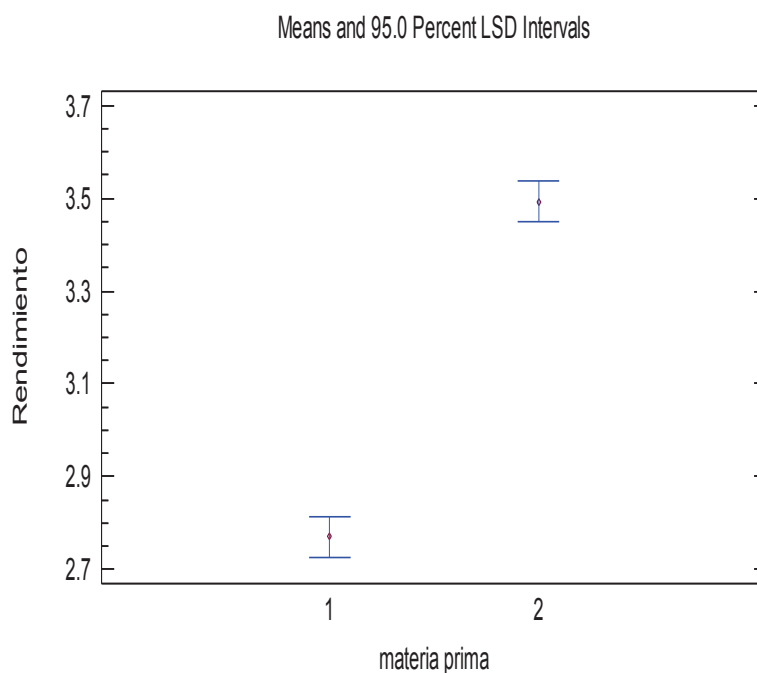


Figura 3.3. Gráfico de medias e intervalos LSD del factor materia prima para el rendimiento del proceso con madera en forma de astillas (1) y con madera en forma de virutas (2) ($T_e=180$ min, $P=1$ atm)

En la Figura 3.3 se presenta la variación del rendimiento del proceso cuando se trabaja con madera en forma de astillas (1) y con madera en forma de virutas (2) mediante un gráfico de medias, es claro que al trabajar con la forma 1 (astillas) el rendimiento disminuye, concluyéndose de esta forma que la manera más adecuada de trabajo en el proceso es madera de palo santo en forma de virutas; además, esta figura indica que durante el proceso de extracción existieron diferencias significativas ($p < 0,05$) en el factor de la forma de la materia prima, con esta diferencia se comprueba que existe una influencia estadística significativa de la forma de la materia prima en el rendimiento del producto.

El fenómeno de la variación del rendimiento del proceso con base en la forma de la materia prima, se debe a que en el proceso de corte de la madera se produce fricción, que por la acción del calor genera la volatilización de la esencia y por ende cuando se realizan cortes más pequeños existirá más pérdida de aceite emanado al ambiente. Esta es la razón por la cual los dos rendimientos presentan

dichas variaciones; sin embargo, es importante recalcar que el rendimiento de esta planta es alto ya que por lo general los rendimientos promedios en la extracción de aceites esenciales varían entre el 1% y 2% (Baudhaloka, 2002, p. 3; Ortuño, 2006, p. 12).

Cuando la madera ha sido previamente cortada en forma de virutas el rendimiento aumenta en un 0,72%, confirmando el hecho de que al no realizar cortes tan pequeños en la materia prima existe menor pérdida del aceite esencial al ambiente.

A nivel industrial se utiliza de forma frecuente la madera en forma de virutas, ya que además de aumentar el rendimiento del proceso se genera una reducción en los costos de energía por el menor gasto energético; por otra parte, la contaminación ambiental disminuye ya que cuando se procesa la madera en forma de astillas se producen mayor cantidad de partículas finas así como también se volatiliza una parte del aceite que va directamente al ambiente.

3.2 ANÁLISIS DEL DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

En cada proceso de la planta se cumplió que la masa que ingresa es igual a la masa que sale; por lo tanto, se concluyó que los flujos que entran y salen de cada equipo ($M_a = M_v = M_{va} = M_{aa}$) fueron de 0,0675 kg/s.

Por otro lado, en el intercambiador de calor se requirió agua de enfriamiento, la cual ingresa, enfría y sale, así se obtuvo que la cantidad de agua de enfriamiento que entra es igual a la que sale ($A_{ee} = A_{es}$) con un valor de 0,672 kg/s.

En tanto a la cantidad de agua floral (M_{af}) y del aceite esencial de palo santo (M_{ae}) se obtuvieron las cantidad de 0,065 y 2,355E-3 kg/s respectivamente.

3.2.1 TANQUE EXTRACTOR

3.2.1.1 Densidad aparente

La densidad aparente del material (D_b) dio como resultado 100 kg/m^3 , el peso registrado fue de 100 g en un volumen de 1 L.

3.2.1.2 Cantidad de material vegetal a tratar

La cantidad de materia prima a tratar diariamente [C_{mat}] fue de 270 kg con el fin de que la planta funcione aproximadamente con esta materia prima al menos 5 años.

3.2.1.3 Medidas del tanque extractor

El tanque extractor presentó un volumen (V_t) de 3 m^3 , el radio (r_t^2) y la altura (h_t) fueron de 0,75 y 1,70 m respectivamente, se lo dimensionó con la altura mayor que el diámetro, debido a que se obtiene mayor contacto entre el vapor y el aceite, creando de esta manera mayor probabilidad de arrastre del aceite por parte del vapor de agua (Ortuño, 2006, p.28).

Es importante destacar que se ocupó $2,7 \text{ m}^3$ del tanque extractor con el material vegetal, esto se debe básicamente a que este tipo de equipos sean construidos al menos con un factor de seguridad del 90% para no tener problemas de funcionamiento, siendo este valor el volumen utilizable del equipo (Bandoni, 2002, p. 169).

3.2.2 CALDERO PIROTUBULAR

El caldero presentó una disposición horizontal con un solo paso del flujo por el lado de los tubos.

3.2.2.1 Volumen de vapor requerido en el caldero pirotubular

La demanda de vapor (D_v) fue de $6,75E-5 \text{ m}^3/\text{s}$, se tomó un factor de aproximación (F_a) de $2,5E-7 \text{ m}^3/\text{kg}\cdot\text{s}$, debido a que se encuentra dentro del rango, el cual es de $8,33E-8$ y $2,50E-7 \text{ m}^3/\text{kg}\cdot\text{s}$ (Bandoni, 2002, p. 178).

3.2.2.2 Masa de vapor requerida en el caldero pirotubular

La masa requerida de vapor (m_v) fue de $0,0675 \text{ kg/s}$.

3.2.2.3 Presión total de trabajo en el caldero pirotubular

La presión total de trabajo en el caldero (P_T) fue de $893\ 300 \text{ Pa}$, la cual se encuentra dentro de los límites de los calderos pirotubulares, razón por la cual se diseñó este tipo de caldero. La presión máxima de trabajo para estos equipos es de $1,720E+6 \text{ Pa}$ (Izurieta, 1999, p. 15), cuyo valor representa presiones de trabajo bajas comparadas con los calderos acuatubulares, cuya presión máxima de trabajo es de $1,034E+7 \text{ Pa}$ (Izurieta, 1999, p. 16).

En calderos pirotubulares las presiones de trabajo son bajas debido a que a presiones altas como las que se manejan en calderos acuatubulares, produciría la ruptura de la construcción de la chapa metálica y las paredes de hormigón (Izurieta, 1999, p. 32).

3.2.2.4 Calor necesario para la producción de vapor saturado al 100% del caldero pirotubular

Considerando que se va a producir vapor saturado al 100%, se obtuvieron los valores de la energía necesaria para la producción de dicho vapor, los resultados se presentan en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Calor para la producción de vapor saturado al 100% a $P=895\ 230\ \text{Pa}$

Calor	Valor [W]
Calor latente de evaporación (λ)	2,022E+6
Calor de evaporación (Q_{evp})	1,365E+5
Calor total (Q_T)	1,803E+5
Calor necesario para obtener vapor saturado al 100% (Q_n)	2,230E+5

Como se puede observar, el calor total (Q_T) y el calor necesario para obtener vapor saturado al 100% (Q_n) difieren en un valor 42 700 W, esto se debe a que en el Q_n se consideran tanto el rendimiento del hogar como el rendimiento del banco de tubos, la importancia de considerar dichos valores radica en que existirá cierta cantidad de energía que se perderá, ya que la eficiencia de los equipos no es del 100%; por lo tanto, cuando no se considera dicho valor se podría escoger un caldero de menor potencia, el cual no abastecerá al requerido en el diseño.

3.2.2.5 Poder calorífico del diésel 2 en el caldero pirotubular

Para este diseño fue seleccionado el diésel 2 debido a que es asequible en el mercado, el poder calorífico (P_c) fue de $4,435\text{E}+7\ \text{J/kg}$, es decir, por cada kilogramo de combustible que se combustione se producirá $4,435\text{E}+7\ \text{J}$ de energía. Cuando se trabaja con combustibles líquidos se proporciona mayor energía que cuando se trabaja con combustibles sólidos, por ejemplo cuando se trabaja con madera seca el poder calorífico es de $1,97\text{E}+6\ \text{J/kg}$, requiriéndose mayor cantidad de combustible para obtener la misma cantidad de energía (Burschel, Hernández y Lobos, 2001, p. 45).

3.2.2.6 Masa de combustible requerida en el caldero pirotubular

El rendimiento global del caldero (η) fue del 80,75% y se necesita una masa de combustible diesel (m_c) de $6,227E-3$ kg/s para una producción de $0,0675$ kg/s de vapor.

3.2.2.7 Masa de aire requerida en el caldero pirotubular

La masa estequiométrica de oxígeno necesaria para que se dé la reacción de combustión se presenta en la Tabla 3.2:

Tabla 3.2. Masa estequiométrica de oxígeno requerido para la reacción de combustión en el hogar del caldero pirotubular

Reacciones	Cantidad de Oxígeno [kg/s]
$S + O_2 \rightarrow SO_2$	4,354E-5
$0,5 O_2 + 2H \rightarrow H_2O$	6,127E-3
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	1,441E-2
Total	2,058E-2

Debido a que se consideró un 10% de exceso del aire la cantidad de oxígeno requerido (m_{O_2}) para que se dé la reacción fue de $0,0205$ kg/s

La cantidad de aire que debe ingresar a la combustión es mayor a la requerida ya que no todo el oxígeno que ingresa se combustiona, razón por la cual es indispensable que exista un exceso de aire que no exceda el 15% en combustibles líquidos. La masa de aire (M_{at}) requerida fue de $0,108$ kg/s.

3.2.2.8 Masa de los gases de combustión en el caldero pirotubular

La masa de los gases de combustión (M_{gc}) fue de $0,1140$ kg/s.

3.2.2.9 Flujos molares de los gases de combustión en el caldero pirotubular

En la Tabla 3.3 se presentan los flujos y fracciones molares de los gases de combustión del caldero pirotubular. Como se puede observar, el flujo molar del N_2 es el más alto comparado con los flujos de CO_2 , H_2O , SO_2 y O_2 , esto se debe a que el N_2 es un gas inerte, es decir, no reacciona, por lo tanto este gas solo entra y sale del proceso creando como desventaja que en el momento que ingresa el aire no solo se calienta el O_2 sino también se calienta el N_2 , produciendo un alto gasto energético en su calentamiento que no va a ser retribuido en forma de energía utilizable; por otro lado la cantidad de SO_2 producida es la más baja debido a que el azufre se encuentra tan solo en un 0,7% de la composición en peso del diésel.

Tabla 3.3. Flujos y fracciones molares de los gases de combustión en el hogar del caldero pirotubular

Gases de combustión	Flujos molares de los compuestos (kgmol/s)	Fracción molar de los compuestos
SO_2	1,361E-6	0,034
H_2O	3,829E-4	9,733
CO_2	4,503E-4	11,450
O_2	6,312E-5	1,600
N_2	3,036E-3	77,170

3.2.2.10 Temperatura de combustión en el caldero pirotubular

La relación carbono/hidrógeno del combustible dio como resultado 7 y se trabajó con un exceso de aire del 10%; por medio de la Figura AIII.1 se determinó que la temperatura de combustión (T_c) fue de 1 750 °C.

3.2.2.11 Temperatura de salida de los gases de chimenea en el caldero pirotubular

La temperatura asumida de salida de los gases de chimenea (T_g) fue de 197,15 °C, posteriormente se realizó un proceso iterativo el cual se presenta en la Tabla 3.4 hasta encontrar que la temperatura supuesta y la real o calculada sean las mismas ó difieran en menos de 1 °C.

En la Tabla 3.4 se observa que en la última iteración la temperatura asumida difiere en menos de 1 °C con la temperatura real, por lo que la temperatura de salida de los gases de chimenea (T_g) presenta un valor de 249,66 °C.

Tabla 3.4. Iteraciones para hallar la temperatura de los gases de chimenea del caldero pirotubular

$T_{gAsumida}$ (°C)	T_M (°C)	$C_{p_{gs}}$ ($\frac{J}{kg * °C}$)	T_{gReal} (°C)
197,15	973,58	1288,83	232,23
232,23	991,25	1302,76	248,72
248,72	999,36	1303,46	249,53
249,53	999,76	1303,57	249,66

Con el valor de temperatura de salida de los gases de chimenea (T_g) se puede concluir que el porcentaje de aire en exceso es el correcto, debido a que la temperatura de salida de los gases de chimenea no puede exceder en más de 75 °C a la temperatura de saturación del agua, de lo contrario se ocasionaría un gasto energético vano en el calentamiento de dicho aire, provocando una disminución en la eficiencia global del caldero (Shields, 1961, p. 345).

3.2.2.12 Diferencia de temperaturas media logarítmica en el caldero piro-tubular

En la Figura 3.4 se presenta la variación de temperaturas del agua representada por la línea azul y de los gases de combustión por la línea roja para la producción de vapor.

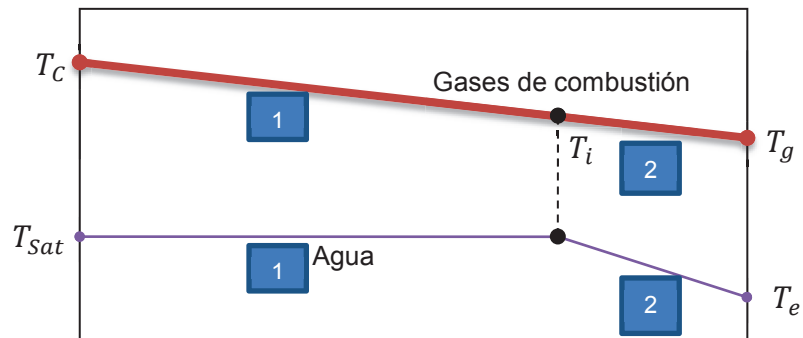


Figura 3.4. Esquema de las temperaturas en el caldero a $P=895\ 230\ \text{Pa}$

Los puntos señalados con 1 poseen el mismo valor de transferencia de calor igual a $136\ 485,00\ \text{W}$, así como los puntos 2 poseen iguales valores entre sí de transferencia de calor igual a $97\ 196,38\ \text{W}$ y menores al punto 1.

- **Temperatura intermedia en el caldero piro-tubular**

En la Tabla 3.5 se presentan los resultados de la iteración para hallar la temperatura intermedia (T_i). Como se puede observar en la última iteración la temperatura intermedia asumida difiere en menos de $1\ ^\circ\text{C}$ con la temperatura intermedia real.

Tabla 3.5. Iteraciones para hallar la temperatura intermedia (T_i) del caldero piro-tubular

$T_{i\text{Asumida}}(^{\circ}\text{C})$	$\bar{T}\ (^{\circ}\text{C})$	$C_{p_{gc}}\left(\frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C}}\right)$	$T_{i\text{Real}}(^{\circ}\text{C})$
650,00	1 200,00	1 365,00	872,90
872,90	1 311,45	1 444,42	921,13
921,13	1 335,57	1 493,19	948,00
948,00	1 349,10	1 494,67	948,99

Por lo tanto, se puede concluir que la temperatura intermedia (T_i) presenta un valor de 948,99 °C.

- **Diferencia media logarítmica de temperaturas balanceada en el caldero pirotubular**

En la Tabla 3.6 se presentan los valores de la diferencia media logarítmica de temperaturas balanceada para el caldero pirotubular. Como se puede observar, el valor del $LMTD_1$ de 1 125,22 °C presenta un valor más alto que el $LMTD_2$ de 445,71 °C; por lo que existe mayor transferencia de calor en la parte 1 de la Figura 3.4 comparada con la parte 2 de la misma figura; esto se evidencia claramente en el valor del LMTD ya que mientras más alto es dicho valor existe mayor transferencia de calor (Wang, Sundén y Manglik, 2007, p. 59), comprobándose también con los resultados de la transferencia de calor en la parte 1 y 2 de la Figura 3.4

Tabla 3.6. Diferencia media logarítmica de temperaturas en el caldero pirotubular

Temperatura media logarítmica	Valor (°C)
$LMTD_1$	1 125,22
$LMTD_2$	445,71
$LMTD_b$	315,47

3.2.2.13 Área de transferencia de calor en el caldero pirotubular

Se requiere un caldero que entregue una cantidad de calor de 223 KW equivalente a una potencia de 22,75 HP, pero los catálogos no poseen justamente dicha potencia por lo que el caldero que más se ajusta al requerimiento es el que tiene una potencia de 25 HP.

En la Tabla 3.7 se presentan las dimensiones del caldero cuya potencia es de 25 HP.

Tabla 3.7. Especificaciones del caldero pirotubular de potencia 25 HP

Parámetro	Resultado
Área de transferencia de calor (A_t)	12,63 m ²
Diámetro del caldero (ϕ_{ec})	1,194 m
Diámetro de los tubos (ϕ_{ih})	0,051 m
Longitud del caldero (Lh)	1,499 m

(Cengel, 2007, p.230)

3.2.2.14 Coeficiente global de transferencia de calor de operación del caldero pirotubular

El coeficiente global de transferencia de calor operación (U_s) presentó un valor de 55,97 W/m²°C.

3.2.2.15 Coeficiente global de transferencia de calor en el hogar del caldero pirotubular

- **Temperaturas en el hogar del caldero pirotubular**

La temperatura de salida de los gases del hogar asumida (T_{gsh}) presentó un valor de 999,83 °C, la temperatura media de los gases en el hogar (T_{mh}) asumida fue de 1 374,92 °C, y la temperatura de la pared interna presentó un valor de 1 344,92 °C, a partir de estos valores se realizó un proceso iterativo hasta hallar los valores reales de los mismos.

- **Longitud del haz radiante de los gases de combustión**

En la Tabla 3.8 se presentan los resultados de la presión parcial del dióxido de carbono y el vapor de agua en el hogar del caldero pirotubular.

Tabla 3.8. Presión parcial de los gases de combustión en el hogar del caldero pirotubular

Gases	Presión parcial (atm)
CO ₂	1,011
Vapor de agua	0,859

Existen otros gases productos de la combustión como son el N₂, O₂, y SO₂; pero para dichos gases no se calculó la presión parcial debido a que emiten una radiación muy escasa, la cual puede ser despreciada, razón por la cual no se calcula la longitud del haz radiante; por el contrario, para la presión y temperatura de trabajo de este proyecto el vapor de agua y el dióxido de carbono emiten una radiación considerable, la cual no puede ser ignorada (Betancourt, 2005, p. 26).

En la Tabla 3.9 se presentan los resultados de la longitud del haz radiante (Lr_{gi}) a la Temperatura de 1 374,92 °C del dióxido de carbono y el vapor de agua.

Tabla 3.9. Longitud del haz radiante del CO₂ y vapor de agua a T=1 374,92 °C

Gases	Longitud del haz radiante (atm*m)
CO ₂	1,515
Vapor de agua	1,288

Con dichos valores y mediante la Figuras AIII.4 se encontró que la emisividad del vapor de agua (ϵ_g) a la temperatura media del hogar (T_{mh}) de 1 374,92 °C fue de 0,225; en tanto que la emisividad para el CO₂ para dicha longitud del haz radiante no es posible determinar pues no se encuentra dentro de los valores predeterminados como se observa en la Figura AIII.3; este comportamiento puede deberse a que el CO₂ con esa longitud de haz radiante no se encuentra entre las bandas del espectro en las cuales se emite o absorbe radiación (Betancourt, 2005, p. 26). Por lo tanto la única emisividad significativa es la del vapor de agua.

- **Factor de emisividad de los gases de combustión**

El factor de emisividad de los gases (F_{ε}) presentó un valor de 0,219, no muy alto comparado con el valor máximo de emisividad que es igual a 1 (Gelmi, 2006, p. 109); mientras más alto es el valor de emisividad aumenta la eficiencia de la transferencia de calor por radiación; por lo tanto, la eficiencia en emitir energía con relación a un cuerpo negro a la temperatura de 1 374,92 °C de trabajo no es muy alta.

- **Coefficiente de transferencia de calor por radiación**

El coeficiente de transferencia de calor por radiación en el hogar (h_{rh}) fue de 124,933 W/m²°C.

- **Coefficiente de transferencia de calor por convección en el hogar**

En la Tabla 3.10 se presentan las especificaciones de diferentes parámetros del hogar. Como se puede observar, el área de flujo en el hogar (A_{fh}) es menor al área lateral de flujo del hogar (A_{pi}), esto se debe a que el área lateral de flujo se refiere al área lateral de los tubos, en tanto que en el área de flujo se consideró un solo tubo.

Tabla 3.10. Especificaciones de los parámetros del hogar del caldero pirotubular

Parámetro	Resultado
Diámetro externo del hogar (\varnothing_{eh})	0,519 m
Diámetro interno del hogar (d_{ih})	0,481 m
Área de flujo en el hogar (A_{fh})	0,185 m ²
Flujo específico de los gases de combustión (G_h)	0,617 kg/m ² s
Área lateral externa de flujo en el hogar (A_{pi})	2,284 m ²

En la Tabla 3.11 se presentan los resultados de los números adimensionales calculados en el hogar. Como se observó, el número adimensional de Reynolds (Re_h) presenta un valor 5 468,88 encontrándose dentro de la zona de transición ($2\ 100 < Re < 10\ 000$) (Esplugas y Chamarro, 2010, p. 86), por lo tanto existe igual predominancia de las fuerzas inerciales así como de las fuerzas viscosas.

Tabla 3.11. Valores de los números adimensionales de Prandtl, Reynolds y Nusselt en el hogar

Números adimensionales	Valor
Prandtl (Pr_h)	0,784
Reynolds (Re_h)	5 468,88
Nusselt (Nu_h)	29,230

El coeficiente de transferencia de calor por convección en el hogar (h_{ch}) presentó un valor de $6,15\text{ W/m}^2\text{°C}$

- **Temperatura de salida de los gases del hogar**

En la Tabla 3.12 se observan las iteraciones con las cuales se determinó la temperatura de salida de los gases del hogar; en la última iteración la temperatura de salida de los gases del hogar real difiere en menos de 1 °C con la temperatura de los gases de salida del hogar asumida, por lo que la temperatura de salida de los gases del hogar (T_{gsh}) fue de $999,87\text{ °C}$.

Tabla 3.12. Iteraciones para hallar la temperatura de salida de los gases del hogar

$T_{gsh}(\text{asumida})$ (°C)	T_{mh} (°C)	T_{pi} (°C)	h_r $\text{W/m}^2\text{°C}$	Pr	Re	Nu	h_c $\text{W/m}^2\text{°C}$	$T_{gsh}(\text{real})$ (°C)
999,83	1 374,92	1 349,92	124,933	0,784	5 470,11	29,23	6,15	1 008,82
1 008,82	1 379,41	1 349,41	126,175	0,839	5 443,14	29,71	6,15	987,16
987,16	1 368,58	1 338,58	123,195	0,804	5 470,11	29,51	6,19	999,12
999,12	1 374,56	1 344,56	124,85	0,784	5 470,11	24,23	6,15	999,87

Además, el coeficiente de transferencia de calor por radiación (h_{rh}) es considerablemente mayor al calor coeficiente de transferencia de calor por convección en el hogar (h_{ch}) con valores de 124,85 y 6,15 $W/m^2\text{°C}$ respectivamente; esto se debe a que en el hogar se produce la combustión, lo que ocasiona temperaturas altas y por lo tanto los gases de combustión van a emitir una cantidad de energía que no necesita de un medio para transmitirse; generando mayor transferencia de calor por radiación que por convección, el cual podría ser también despreciado debido al valor tan pequeño que representa.

- **Calor total en el hogar**

El calor total en el hogar (Q_{TH}) presentó un valor de 1,30E+5 W.

- **Caída de temperatura del film en el hogar**

El área externa del hogar (A_{eh}) dio un valor de 2,44 m^2 , en tanto que la caída de temperatura del film (ΔT_{eb}) un valor 13,92 °F, lo que equivale a 7,73 °C.

- **Coefficiente de transferencia de calor por ebullición en el hogar**

El coeficiente de transferencia de calor por ebullición (h_{ebh}) presentó un valor de 6 924,27 $W/m^2\text{°C}$.

- **Coefficiente global de transferencia de calor en el hogar**

El coeficiente global de transferencia de calor en el hogar (U_h) fue de 60,22 $W/m^2\text{°C}$.

- **Diferencia media logarítmica de temperaturas balanceada en el hogar**

La diferencia media logarítmica de temperaturas balanceada en el hogar (LMTD_h) dio como resultado un valor de 1 157,08 °C.

3.2.2.16 Coeficiente global de transferencia de calor a través del banco de tubos en el caldero pirotubular

- **Área de transferencia por el banco de tubos**

En la Tabla 3.13 se indican los parámetros de diseño del banco de tubos del caldero pirotubular. Como se puede observar, el área lateral de transferencia de calor por el banco de tubos (A_{tbt}), es mayor al área de flujo por el banco de tubos ($A_{f_{bt}}$); este comportamiento se debe a que el área lateral de flujo considera el área lateral de todos los tubos por donde el flujo es transportando, mientras que el área de flujo considera solo un tubo. Así también, la velocidad de transporte de los gases de combustión por el lado de los tubos es adecuada ya que presenta un valor de 3,47 m/s y se encuentra dentro de los parámetros para el transporte de gases por el lado de los tubos, el rango para gases que se transportan dentro del banco de tubos está entre 3,00 y 5,72 m/s (Brodkey y Hershey, 1988, p. 214).

Tabla 3.13. Parámetros de diseño del banco de tubos del caldero pirotubular

Parámetros	Valores
Área lateral de transferencia de calor del banco de tubos (A_{tbt})	10,19 m ²
Área de flujo ($A_{f_{bt}}$)	0,085 m ²
Longitud de los tubos (Lt)	1,499 m
Numero de tubos (#t)	42
Velocidad de los gases de combustión (v_t)	3,47 m/s

En la Tabla 3.14 se establecen los números adimensionales por el lado del banco de tubos. Como se puede ver, el valor de Reynolds obtenido fue de 1 810,53, lo que significa que se encuentra en régimen laminar debido a que Re es menor a

2000. Por otra parte, este valor se debe a que la velocidad de los gases de combustión es baja, ocasionando un Reynolds que se encuentra en la zona laminar (Mott, 1996, p. 222); este valor refleja que la transferencia de calor por el lado del banco de tubos no es muy alta comparada con el hogar, comportamiento que puede deberse a que la mayor fuente de energía del caldero es la combustión del combustible que se produce en el hogar.

Tabla 3.14. Valores de los números adimensionales de Prandtl, Reynolds y Nusselt en el banco de tubos

Números adimensionales	Valor
Prandtl (Pr_{bt})	0,693
Reynolds (Re_{bt})	1 810,53
Nusselt (Nu_{bt})	8,10

- **Coefficiente de calor por convección y radiación en el banco de tubos**

En la Tabla 3.15 se presentan los valores de los coeficientes de transferencia de calor de radiación y convección por el lado de los tubos. Se observa que el coeficiente de transferencia de calor por convección (hc_{bt}) es 90% mayor al coeficiente de transferencia de calor por radiación en el banco de tubos (hr_{bt}). El resultado se debe a que la temperatura en el banco de tubos es menor a la temperatura del hogar, provocando una disminución significativa en la radiación.

Adicionalmente, se observa la diferencia de coeficientes de transferencia de calor por radiación en el hogar presentada en la Tabla 3.12 y en el banco de tubos de la Tabla 3.15; el resultado se debe a que la temperatura del banco de tubos (624,39 °C) es menor a la temperatura del hogar (1 374,56 °C), lo que ocasiona una disminución significativa en la influencia de la radiación en el banco de tubos.

Tabla 3.15. Coeficientes de transferencia de calor por radiación y convección en el banco de tubos

Coeficiente de transferencia de calor	Valor (W/m ² °C)
Coeficiente de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos (hc_{bt})	10,33
Coeficiente de transferencia de calor por radiación por el lado de los tubos (hr_{bt})	1,033

- **Calor total en el banco de tubos**

El calor total en el banco de tubos (Q_{bt}) dio como resultado un valor de 8,37E+4 W, mientras que el área externa del banco de tubos (Ae_{bt}) un valor de 10,08 m². En la Tabla 3.13 se indicó que el calor total en el hogar (Q_{TH}) fue de 1,31E+5 W, por lo tanto existe mayor transferencia de calor en el hogar debido a que la reacción de combustión se da en dicho lugar; esta combustión es la que aporta la mayor cantidad de la energía necesaria para la producción de vapor en el caldero.

- **Caída de temperatura del film en el banco de tubos**

La caída de temperatura del film ($\Delta T_{eb_{bt}}$) presentó un valor de 5,92 °F que equivale a 3,28 °C.

- **Coeficiente de transferencia de calor de ebullición por el lado de los tubos**

El coeficiente de ebullición de transferencia de calor por el lado de los tubos (h_{ebt}) fue de 2 939,89 W/m²°C. En la sección 3.2.2.15 se presentó que el coeficiente de transferencia de calor por ebullición en el hogar (h_{ebh}) fue de 6 924,27 W/m²°C, consecuentemente el coeficiente en el hogar es mucho mayor, en razón que la combustión genera mayor transferencia de calor.

- **Coefficiente global de transferencia de calor a través de los tubos**

El coeficiente global de transferencia de calor (U_{bt}) por el lado de los tubos dio como resultado un valor de $11,28 \text{ W/m}^2\text{°C}$. En la sección 3.2.2.15 se indicó que el coeficiente global de transferencia de calor en el hogar (h_{ch}) fue de $60,22 \text{ W/m}^2\text{°C}$, por lo que se puede concluir que la transferencia de calor en el hogar es mayor que en el banco de tubos, debido a que en el hogar existe mayor transferencia de energía generada por la combustión.

Adicionalmente, es importante recalcar que el término de conducción: $e_t/k_t * r_i/r_e$, no fue considerado por su proximidad al valor 0, esto se debe a que los tubos de metal presentan una conductividad térmica muy alta, consecuentemente su resistencia a la conducción es insignificante frente a las resistencias causadas por la convección y la radiación.

- **Diferencia media logarítmica de temperaturas balanceada en el banco de tubos**

En la Tabla 3.16 se presentan los resultados de la diferencia media logarítmica de temperaturas balanceada en el banco de tubos ($LMTD_{Bbt}$). Como se puede observar el valor total del $LMTD_{Bbt}$ fue de $423,48 \text{ °C}$, menor al $LMTD_h$ de $1\ 157,08 \text{ °C}$; en razón que en el hogar existe mayor transferencia de calor, evidenciándose en diferentes parámetros como son el coeficiente global de transferencia de calor (U_{bt}) y el $LMTD_{Bbt}$.

Tabla 3.16. Diferencia de temperatura media logarítmica en el banco de tubos

LMTD	Valor (°C)
$LMTD_{B1}$	796,24
$LMTD_{B2}$	445,43
$LMTD_{Bbt}$	435,45

3.2.2.17 Coeficiente global de transferencia de calor de diseño del caldero pirotubular

El coeficiente global de transferencia de calor de diseño (U_l) presentó un valor de 63,42 W/m²°C. De acuerdo a lo que se observa en la sección 3.2.2.14, el coeficiente global de transferencia de calor de operación (U_s) fue de 55,97 W/m²°C, esta variación se produce durante el funcionamiento del caldero, donde se presentan diferentes factores que obstruyen la transferencia, como son: formación de depósitos por los componentes del agua, corrosión, entre otros. Estos factores dificultan la transferencia de calor, lo que ocasiona la disminución en el coeficiente global de transferencia de calor de diseño.

3.2.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para el diseño del intercambiador de calor se consideró que la mezcla vapor-aceite sea transportada por el lado de la coraza para evitar que exista sobrepresión, por presentar un cambio de fase.

3.2.3.1 Agua requerida para la condensación del vapor del intercambiador de calor

La masa de agua (\dot{m}_a) requerida para la condensación y enfriamiento de la mezcla vapor-aceite fue de 0,672 kg/s; mientras que la cantidad de vapor necesaria para la extracción fue de 0,067 kg/s; por lo que es evidente que la cantidad de agua requerida es mucho mayor debido a que no solo se requiere condensar el vapor, sino que adicionalmente es necesario disminuir la temperatura del condensado hasta alcanzar los 35 °C, por lo tanto, como se requiere una temperatura baja de la mezcla vapor-aceite se necesita mayor flujo de vapor de agua.

3.2.3.2 Factor de traspaso (F_T) del intercambiador de calor

En la Tabla 3.17 se presentan los resultados de las variables R y S para hallar el Factor de traspaso del intercambiador de calor 1:4.

Tabla 3.17. Resultados de las variables R y S del intercambiador de calor 1:4

Variable	Valor
R	2,256
S	0,406

Con estos valores y mediante la Figura AIV.1 se obtuvo un valor de 0,97 del factor de traspaso (F_T). El factor de traspaso indica una eficiencia relativa de un intercambiador de paso múltiple respecto a un intercambiador 1:1 (se considera que ese tipo de intercambiador posee un factor de traspaso de 1); consecuentemente, se justifica utilizar este intercambiador de calor, ya que presenta un factor de traspaso mayor a 0,75 (Geankoplis, 1998, p. 304).

3.2.3.3 Eficiencia del intercambiador de calor

Se obtuvo una eficiencia (ϵ) del 91,62 %. Para intercambiadores de tubos y coraza la eficiencia debe ser mayor al 90 % para que sea justificado este equipo (Geankoplis, 1998, p. 306), si esto no se cumple lo aconsejable es elegir otro tipo de intercambiador, como el de placas, que no fue diseñado en este proyecto por ser más costoso que el intercambiador de tubos y coraza. La eficiencia de los intercambiadores de calor de paso múltiple, como el analizado en el presente proyecto, presenta menor eficiencia que el intercambiador 1:1, sin embargo, son muy utilizados debido a que ocupan menos espacio y funcionan perfectamente para algunas variaciones de temperatura.

3.2.3.4 Coeficiente de convección interno del intercambiador de calor

En la Tabla 3.18 se presentan los parámetros de dimensionamiento de los tubos del intercambiador de tubos y coraza 1:4. Como se puede observar la velocidad asumida de paso del fluido por el lado de los tubos es de 1,021 m/s, debido a que existe un rango de velocidades a través de los tubos que es de 0,92 a 1,83 m/s; estos rangos se manejan para evitar problemas de funcionamiento en los intercambiadores, ya que cuando se tienen velocidades muy altas, se presentan igualmente costos altos de bombeo; las vibraciones pueden producir las rupturas de los tubos; y, velocidades muy altas ocasionan caídas de presiones altas, dando como resultado la explosión de los tubos. Para este proyecto se escogió un arreglo de los tubos en forma triangular ya que el fluido que se maneja es limpio y no se requiere mucho mantenimiento, así como esta disposición requiere menos espacio físico que el arreglo de los tubos en cuadrado (Gonzales, 2002, p. 16).

En la Tabla AIV.2 se observan las dimensiones de los tubos seleccionados para el diseño, se escogieron los tubos de 16 BWG y diámetro externo de 1,950E-2 m por ser relativamente pequeños (en tipos BWG los tubos más pequeños tienen un diámetro externo de 1,270E-2 m; es recomendable escoger tubos pequeños por ser más económicos y compactos y se reduce el espaciamiento entre los mismos; la desventaja que presentan es contar con menor superficie de limpieza (Kern, 1999, p. 160); sin embargo, el fluido que se maneja en este diseño es un fluido limpio (agua) por tanto no existe mayor inconveniente con la desventaja enunciada.

Tabla 3.18. Parámetros de dimensionamiento de los tubos del intercambiador de tubos y coraza 1:4

Parámetro	Valor guía
Velocidad por el lado de los tubos	1,021 m/s
Área de flujo total por los tubos (A_{fTotal})	6,812E-4 m ²
Numero de tubos (# t)	19

En la Tabla 3.19 se indica el valor de los números adimensionales de Reynolds (Re_t) y Nusselt (Nu_t) en el lado de los tubos; el valor de Reynolds se encuentra en la zona de turbulencia $Re > 10\,000$ (Esplugas y Chamarro, 2010, p. 86). Cuando se trabaja en régimen turbulento existe un aumento en el coeficiente global de transferencia de calor ya que aumenta la temperatura y esto a su vez ocasiona un incremento en la transferencia de calor, que se ve reflejado en el coeficiente global de transferencia de calor, provocando a su vez mayor flujo calórico de un fluido a otro.

Tabla 3.19. Resultados de los números adimensionales de Reynolds y Nusselt en el lado de los tubos del intercambiador de calor

Números adimensionales	Valor
Reynolds (Re_t)	24 067,62
Nusselt (Nu_t)	119,93

En la Tabla 3.20 se presenta los valores del coeficiente de transferencia de calor de convección por el lado de los tubos; donde se realizó la corrección del coeficiente de convección solo por radios y no por viscosidad debido a que el agua es considerada como un fluido no viscoso. Entonces, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos fue de $3\,986,59\text{ W/m}^2\text{°C}$.

Tabla 3.20. Coeficientes de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos del intercambiador de calor 1:4

Coeficiente	Valor ($\text{W/m}^2\text{°C}$)
Coeficiente de transferencia de calor (hc_i)	5 754,15
Coeficiente de transferencia de calor corregido por radios (hc_{ii})	3 986,59

3.2.3.5 Coeficiente de convección de transferencia de calor externo del intercambiador de calor

En la Tabla 3.21 se indican los valores de parámetros de dimensionamiento de la coraza del intercambiador de calor 1:4. Como se puede observar la velocidad por

el lado de la coraza asumida para el diseño fue de 0,62 m/s ya que la velocidad de transporte de los fluidos por el lado de la coraza debe estar en un rango de 0,60 y 1,21 m/s, con el fin de evitar incrustaciones en el intercambiador. Así también, el paso transversal designado está dentro de los límites, ya que los rangos son: $1,5d_e < P_T < 2,5d_e$; y el espaciamiento de los deflectores se encuentra también dentro de los rangos permisibles de diseño que son: $1/5\phi_{i_c} < B < \phi_{i_c}$

Tabla 3.21. Parámetros de dimensionamiento de la coraza del intercambiador de calor 1:4

Parámetro	Valor
Velocidad por el lado de la coraza (v_c)	0,62 m/s
Paso transversal (P_T)	0,025 m
Constante (C)	5,50E-3 m
Espaciamiento de los deflectores (B)	2,55E-3 m
Diámetro interno de la coraza (ϕ_{i_c})	0,2032 m
Área de flujo por el lado de la coraza (A_{f_c})	1,14E-4 m
Longitud característica (L^*)	0,0156 m

En la Tabla 3.22 se observan los resultados de los números adimensionales de Reynolds (Re_c) y Nusselt (Nu_c) por el lado de la coraza. Como se indica, el valor de Reynolds fue de 32 107,8; encontrándose en régimen turbulento y provocando mayor transferencia de calor.

Tabla 3.22. Resultados de los números adimensionales de Reynolds y Nusselt por el lado de la coraza del intercambiador de calor 1:4

Números adimensionales	Valor
Reynolds (Re_c)	34 522,15
Nusselt (Nu_c)	133,27

En la Tabla 3.23, se indican los valores de las áreas de transferencia de calor por el lado de la coraza y por el lado de los tubos.

Tabla 3.23. Áreas de flujo por el lado de la coraza y los tubos del intercambiador de calor 1:4

Área	Valor
Área de flujo por el lado de la coraza (A_{TE})	1,14E-3
Área de flujo por el lado de los tubos (A_{TI})	5,72E-4

En la Tabla 3.24 se presentan las iteraciones para hallar el coeficiente de condensación externo. Se puede observar que en la tercera iteración la temperatura de pared real es menor en menos de 1 °C por lo tanto la temperatura de pared fue de 162,32 °C.

Tabla 3.24. Iteraciones para hallar la temperatura de pared en el lado de la coraza del intercambiador de calor 1:4

T_p (asumida) (°C)	T_{film} (°C)	hc_e'' (W/m ² °C)	T_p (real) (°C)
115,32	146,24	4 277,52	158,76
158,76	168,19	6 614,21	162,14
162,14	169,65	6 188,77	162,32

En la Tabla 3.25 se presentan los resultados de los valores del coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza del intercambiador 1:4; debido a que en la coraza se realizan dos procesos diferentes; por un lado la condensación del vapor y por otro lado, su enfriamiento hasta alcanzar una temperatura de salida de 35 °C, donde se obtuvieron dos resultados diferentes para cada uno de los procesos antes mencionados; siendo mayor el coeficiente de transferencia de calor por convección de condensación ya se requiere mayor cantidad de transferencia de energía. Además, es importante destacar que el valor del coeficiente de transferencia de calor por convección externa de condensación (hc_e'') está dentro de los límites admisibles que son de 2 500 a 100 000 W/m²°C.

Tabla 3.25. Coeficientes de transferencia de calor por el lado de la coraza del intercambiador de calor 1:4

Coeficiente	Valor (W/m ² °C)
Coeficiente de transferencia de calor por convección externo de condensación (hc_e'')	6 188,77
Coeficiente de transferencia de calor por convección externo de enfriamiento del condensado (hc_e')	5 834,83
Coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza total (h_{ce})	12 023,60

3.2.3.6 Coeficiente global de transferencia de calor de diseño en el intercambiador de calor

El Coeficiente global de transferencia de calor de diseño (U_L) fue de 2 993,92 W/m²°C. Este valor se encuentra dentro de los límites admisibles que están entre 1 000 y 4 000 W/m²°C para condensadores de vapor enfriados por agua (Mills, 1995, p. 756). Es necesario señalar que en el intercambiador de calor solo se considera la convección debido a que los tubos son de metal, de modo que la conductividad térmica es bastante alta y por lo tanto la resistencia a la conducción es aproximadamente 0; y, la radiación es despreciable ya que las temperaturas con las que se trabajan no superan los 300 °C.

3.2.3.7 Diferencia de temperaturas media logarítmica en el intercambiador de calor

El valor de la diferencia media logarítmica de temperaturas en el intercambiador (ΔT_{lm}) fue de 40,41 °C. Cabe recalcar que se justifica tener este tipo de intercambiador de calor cuando se comprobó que en el terminal caliente (donde se encuentra la temperatura de entrada del vapor y la temperatura de salida del agua) se tuvo un ΔT_1 de 90,11 °C y el mínimo puede ser de 20 °C; en tanto que el terminal frío (donde se encuentra la temperatura de salida del vapor y la temperatura de entrada del agua) se obtuvo un ΔT_1 de 5 °C, donde el gradiente de temperatura no puede ser menor a 5 °C (Kern, 1999, p. 170). En la Figura 3.5 se

observar un esquema de un intercambiador de calor de tubos y coraza con disposición en contracorriente.

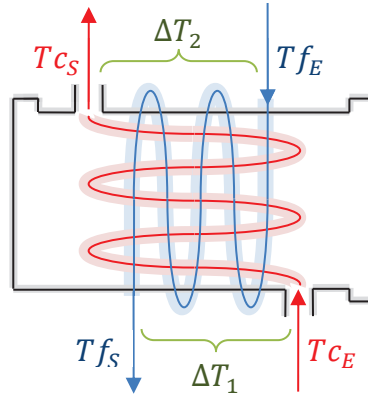


Figura 3.5. Esquema de un intercambiador de calor de tubos y coraza con disposición en contracorriente

3.2.3.8 Coeficiente global de transferencia de calor de operación en el intercambiador de calor

En la Tabla 3.26 se establecen los valores de la longitud de los tubos, área lateral de transferencia de calor y el coeficiente global de transferencia de calor de operación. Como se observa, el coeficiente global de transferencia de calor de operación (U_s) es menor al coeficiente global de transferencia de calor de diseño (U_i) con valores de 1 213,00 y 2 993,92 $W/m^2\text{°C}$ respectivamente; esto en razón de que después de un tiempo de funcionamiento, la eficiencia del intercambiador varía por ciertos problemas como las incrustaciones, lo que afecta la capacidad de transferencia de calor, evidenciándose en el valor del coeficiente global de transferencia de calor.

Tabla 3.26. Resultados de la longitud de los tubos, área lateral de transferencia de calor y coeficiente global de transferencia de calor del intercambiador de calor 1:4

Parámetro	Valor
Longitud de los tubos (L_t)	3,24 m
Área lateral de transferencia de calor (A_{T_e})	3,72 m^2
Coeficiente global de transferencia de calor de operación (U_s)	1 213,00 $W/m^2\text{°C}$

3.3.3.9 Resistencia al ensuciamiento del intercambiador de calor

La resistencia al ensuciamiento fue de $4,90E-4 \text{ m}^2\text{°C/W}$; valor se encuentra dentro del rango de los datos tabulados que van de $3,52E-4$ a $5,29E-4 \text{ m}^2\text{°C /W}$ (Welty, 2000, p. 487), concluyendo que el intercambiador tiene la capacidad de resistir al ensuciamiento.

3.3.3.10 Caída de presión en el intercambiador de calor

En la Tabla 3.27 se indican los valores de los diferentes parámetros utilizados para el cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza y de los tubos; donde se observar que el flujo a través de los tubos es mayor al flujo a través de la coraza; esto está dado por existir mayor flujo másico a través de los tubos.

Tabla 3.27. Resultados de los parámetros para el cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza y los tubos del intercambiador de calor 1:4

Parámetro	Valor
Relación $\frac{\varepsilon}{\phi_{ic}}$ para la coraza	0,0001
Relación $\frac{\varepsilon}{\phi_{itubos}}$ para los tubos	0,00015
Factor de fricción de Darcy por el lado de la coraza (f_c)	0,024
Factor de fricción de Darcy por el lado de los tubos (f_t)	0,027
Flujo a través de la coraza (G_c)	592,10 $\text{kg/m}^2\text{s}$
Flujo a través de los tubos (G_t)	986,49 $\text{kg/m}^2\text{s}$

En la Tabla 3.28, se observan los valores de la caída de presión en el intercambiador de calor; la caída de presión por el lado de los tubos es mayor a la caída de presión por el lado de la coraza, esto se debe a que por el lado de los tubos se considera la caída de presión por accesorios que se producen por expansiones, contracciones, entradas y salidas; esto provoca lo que se denomina pérdidas por accesorios.

La caída de presión por fricción es más alta comparada con la caída de presión por la coraza, debido a que cada vez que existe paso por los tubos se produce una alteración del flujo por el largo de los mismos, lo que da como resultado el aumento de la caída de presión.

Sin embargo, es importante recalcar que las caídas de presión se encuentran dentro de los rangos permisibles para intercambiadores de calor de tubos y coraza, ya que cuando se trabaja con presiones mayores a 68 911,56 Pa la caída de presión máxima admisible es de 68 911,56 Pa; en este diseño la caída de presión fue de 18 033,36 Pa por lo que se encuentra dentro del rango (Kern, 1999, p. 184); concluyéndose que no existe peligro de explosión del caldero y comprobándose conjuntamente con los demás parámetros como son: la eficiencia del caldero, el LMTD y velocidades de flujo que el intercambiador tiene los parámetros adecuados de dimensionamiento para un correcto funcionamiento.

Tabla 3.28. Caída de presión en el intercambiador de calor 1:4

Caída de presión	Resultado (Pa)
Caída de presión por la coraza (ΔP_C)	961,07
Caída de presión por fricción ($\Delta P_{Fricción}$)	11 120,72
Caída de presión por accesorios ($\Delta P_{Accesorios}$)	5 951,57
Caída de presión por el lado de los tubos (ΔP_{Tubos})	17 072,29
Caída de presión total en el intercambiador	18 033,36

3.2.4 FLORENTINO

3.2.4.1 Volumen del Florentino

En la Tabla 3.29 se establecen los parámetros para el cálculo del volumen del florentino. El tiempo de residencia apropiado para una correcta separación de las fases fue de 3 600 s (agua floral y aceite esencial) y fue determinado de forma experimental. Por otro lado, el volumen del florentino presentó un valor de 0,243 m³, y en razón del tiempo de residencia requerido fue necesario que se

adquieran dos florentinos para el proceso de extracción del aceite esencial de palo santo.

Tabla 3.29. Tiempo de residencia del aceite esencial de palo santo en el separador y volumen del florentino

Parámetro	Valor
Tiempo de residencia del aceite esencial de palo santo (t_r)	3600 s
Volumen del florentino (V_s)	0,243 m ³

3.2.4.2 Medidas del Florentino

En la Tabla 3.30 se indican los resultados de las dimensiones del florentino. Como se observa, la altura total del florentino es de aproximadamente de 1 m y el radio del cilindro de 0,3 m. Las dimensiones en este equipo se dan a fin de que no se ocupe mucho espacio en la planta y que sea fácil la movilidad para los operarios. En la Figura 3.6 se presenta el esquema de las dimensiones del florentino.

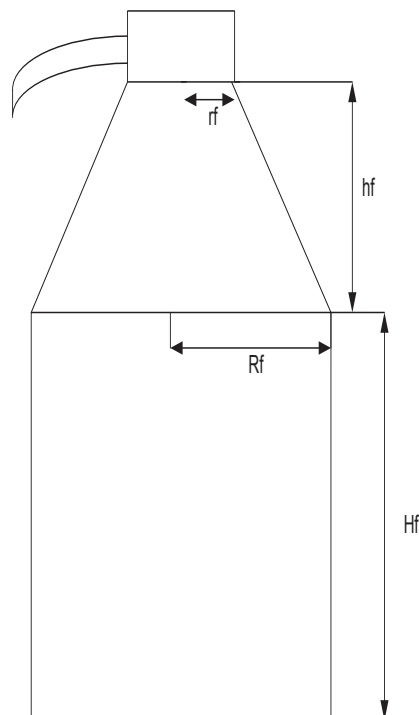


Figura 3.6. Esquema del separador de aceites esenciales (Florentino) y dimensiones

Tabla 3.30. Dimensiones del florentino

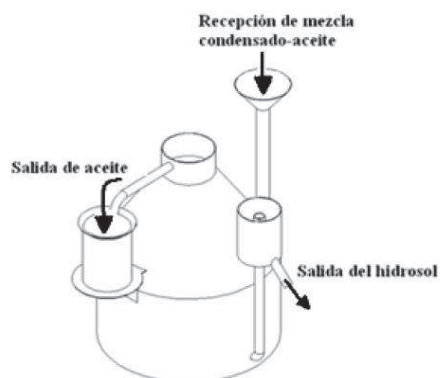
Parámetro	Valor (m)
Radio del cilindro (R_f)	0,300
Radio del tronco de cono (r_f)	0,147
Altura del cilindro (H_f)	0,600
Altura del tronco del cono (h_f)	0,450

En la Tabla 3.31 se presentan los resultados de los volúmenes del florentino. Como se puede observar el volumen del cilindro (V_c) es mayor al volumen del tronco cilíndrico (V_{tc}); el diseño se realizó de manera descrita en razón que la cantidad de agua floral es mucho mayor a la cantidad de aceite obtenida en el proceso de extracción; y, debido a la densidad del agua floral, ésta se ubicara en la parte inferior del florentino.

Tabla 3.31. Volumen del cilindro y del tronco del cono circular recto del florentino para el proceso de extracción del aceite esencial de palo santo

Volumen	Valor
Volumen del cilindro (V_c)	0,169 m ³
Volumen del tronco cilíndrico (V_{tc})	0,074 m ³

En la Figura 3.7 se observan 3 tubos que sirven de entradas y las salidas del producto en el florentino; un tubo es para la recepción de la mezcla aceite-agua floral, otro para la salida del agua floral y el último para la salida del aceite.

**Figura 3.7.** Separador de aceites esenciales (florentino) con entradas y salidas de los productos.

(Guenther, 1972, p. 346).

Es importante recalcar que en la punta del tubo de salida del agua floral se debe colocar un buje roscado con el fin de variar la altura de salida de dicha agua; a fin de que en el funcionamiento de la planta en las primeras puestas en marchas se ajuste el buje para que exista una separación óptima entre la salida del agua y la del aceite (Guenther, 1972, p. 346).

3.3 DISTRIBUCION EN PLANTA

3.3.1 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO (BFD)

En la Figura 3.8 se presenta el diagrama de bloques del proceso (BFD) para la extracción del aceite esencial de palo santo, donde se condensó cada proceso en un bloque y además se colocó las cantidades de las materias que entran y salen del proceso a de fin de observar que se cumple el balance de masa de toda la planta. Sin embargo, no se presentan los flujos en procesos intermedios, a menos que existan diferentes productos que entran o salen en diferentes etapas, como en el intercambiador de calor, en el cual entra y sale el agua de refrigeración.

El objetivo de la elaboración de este diagrama es que una persona sin el conocimiento suficiente de procesos químicos pueda entender el proceso de forma rápida y simplificada. Este tipo de diagramas se vuelve de gran utilidad para el personal administrativo de una empresa donde se requieran realizar distintos análisis (Vornel, 2009, p. 15).

3.3.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO (PFD)

En la Figura 3.9 se indica el diagrama de flujo del proceso para la extracción del aceite esencial de palo santo (PFD). Como se puede observar, se presentan los flujos de las corrientes con los respectivos esquemas de los equipos; cada línea que une un equipo diferente tuvo designado un número de flujo distinto. Además,

este tipo de diagrama presenta las presiones y temperaturas que se manejan en cada uno de los equipos y se encuentran representadas por diferentes figuras.

Es importante recalcar que este tipo de diagramas no indica un detalle exhaustivo de los elementos que conforman la planta; es decir, se sabe que existen válvulas pero no de que tipo.

Este diagrama tiene como finalidad que una persona pueda identificar no solo los procesos de la planta, sino también reconocer en las diferentes líneas las condiciones de operación (Vornel, 2009, p. 17).

La principal diferencia entre este diagrama y el BFD, radica en que el PFD presenta temperaturas y presiones de operación y posee un cuadro resumen al final del diagrama de la especificación de las corrientes con sus respectivos valores.

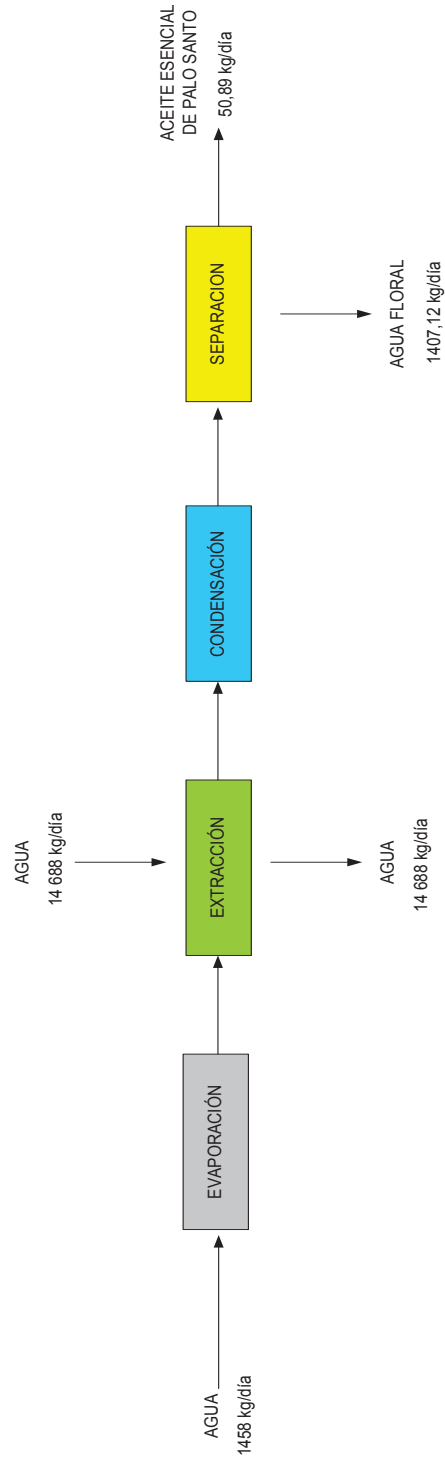
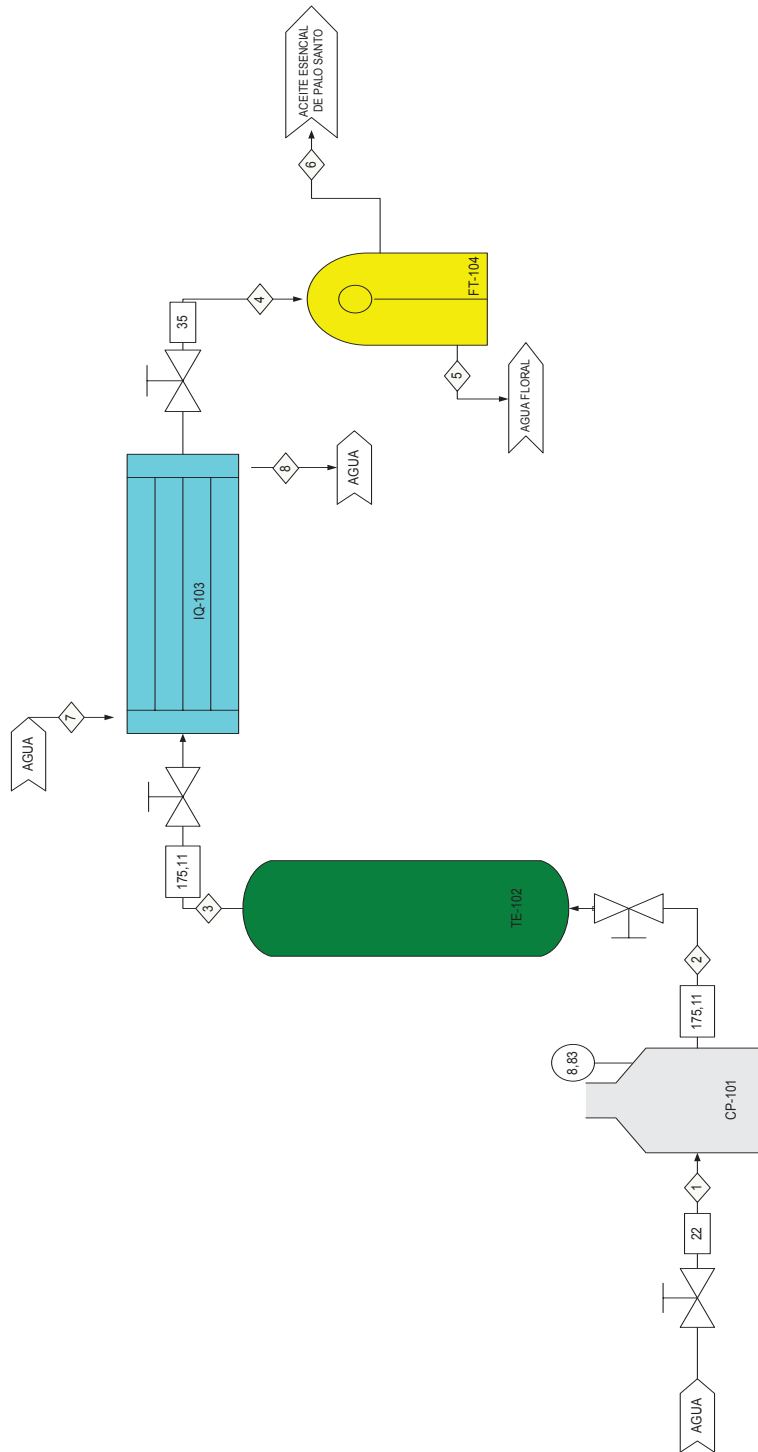


Figura 3.8. Diagrama de bloques del proceso (BFD) para la extracción del aceite esencial de palo santo

COMUNIDAD DE SALINAS DE GUARANDA	
NOMBRE DEL PROYECTO:	
PLANTA EXTRACTORA DE ACEITE ESENCIAL DE PALO SANTO	
LINEA DE EXTRACCION DEL ACEITE ESENCIAL	
GABRIELA MORA	1 de 1
04 de Septiembre de 2013	BFD



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8
Agua (kg)	1458					14688	14688	14688
Vapor de agua (kg)		1458						
Mezcla vapor de agua+aceite (kg)			1458	1458				
Agua floral (kg)					1407,12			
Aceite palo santo (kg)						50,89		
Temperatura (°C)	22	177,15	177,15	35	35	35	22	85
Presión (atm)	1	8,83	1	1	1	1	1	1

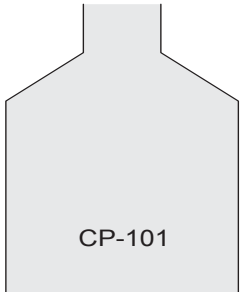
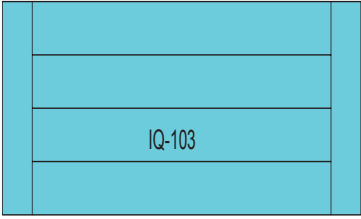
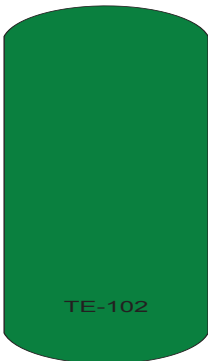
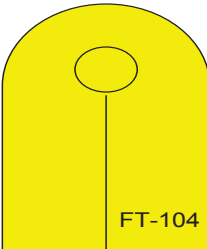
COMUNIDAD DE SALINAS DE GUARANDA	
NOMBRE DEL PROYECTO:	
PLANTA EXTRACTORA DE ACEITE ESENCIAL DE PALO SANTO	
LINEA DE EXTRACCION DEL ACEITE ESENCIAL	
GABRIELA MORA	1 de 1
04 de Septiembre de 2013	PFD

Figura 3.9. Diagrama de Flujo del proceso (PFD) para la extracción del aceite esencial de palo santo

3.3.2.1 Plano de simbologías, abreviaturas y nomenclatura utilizadas en equipos

En la Tabla 3.32 se estableció la simbología de los equipos utilizados en el PFD; donde cada equipo tiene una nomenclatura diferente. Sin embargo, todos tienen una secuencia respectiva al número 100 ya que pertenecen a una misma línea de funcionamiento. Este tipo de tabla es importante puesto que además de mostrar la nomenclatura describe el nombre de cada de los equipos del PFD, lo que permite un mayor entendimiento del proceso.

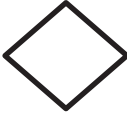


Tabla 3.32. Simbología de los equipos del proceso para la extracción del aceite esencial de palo santo en el PFD

EQUIPO	DESCRIPCIÓN	EQUIPO	DESCRIPCIÓN
 <p>CP-101</p>	Caldero Piro-tubular	 <p>IQ-103</p>	Intercambiador de calor de tubos y coraza
 <p>TE-102</p>	Torre de extracción	 <p>FT-104</p>	Florentino

3.3.2.2 Corrientes

En la Tabla 3.33 se indican las figuras utilizadas para describir los flujos y las condiciones de operación para el proceso de extracción del aceite esencial de palo santo, mismas fueron utilizadas en el PFD. Como se puede observar, para cada parámetro existen diferentes figuras con el fin de evitar confusiones entre presiones, temperaturas y flujos, facilitando de esta manera la lectura del PFD.

Tabla 3.33. Simbología de las figuras utilizadas para señalar las condiciones de operación del proceso de extracción del aceite esencial de palo santo en el PFD

PARAMETRO	SIMBOLO
Corriente	
Temperatura	
Presión	

3.3.3 VISTA SUPERIOR DE LOS EQUIPOS EN LA PLANTA DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE ESENCIAL DE PALO SANTO

En la Figura 3.10 se observa la vista superior de los equipos de la planta de extracción del aceite esencial de palo santo. En esta planta los equipos se encuentran colocados en forma de una U (organización en U), su distribución permite una buena organización ya que existen distancias más cortas de

desplazamientos, por lo tanto reduce los riesgos de deterioro del producto (Jiménez, 2003, p. 230).

Así también, el acceso a este tipo de plantas se da solo por una cara del terreno, disminuyendo la posibilidad de contaminación cruzada. Se eligió este tipo de distribución debido a que solo se tienen 4 equipos en toda la planta y no se requieren muchos accesos viales para la recepción de la materia prima y expedición del producto terminado (Peters, 1958, p. 65).

Adicionalmente, se presentó un laboratorio de control de calidad para que exista un análisis del aceite esencial dentro de planta, así como también bodegas de insumos y productos terminados que permiten reducir los tiempos muertos de operación.

Para impedir que exista contaminación cruzada la bodega de la materia prima se encuentra en el exterior del área de producción; pero a la vez muy cerca de la puerta de acceso principal para evitar tiempos muertos.

El laboratorio de control de calidad fue destinado a esa parte de la planta debido a que la misma persona que realiza el control del producto terminado sería la que vigile el proceso.

El caldero pirotubular fue colocado fuera de la planta de la producción ya que pueden existir explosiones por las presiones que se manejan; esta es la razón por la que los calderos nunca deben encontrarse dentro de la planta, sino más bien colocarse en cuartos separados.

Para este proceso, este tipo de distribución disminuye los tiempos muertos; por lo tanto se trabaja con mayor eficacia y productividad.

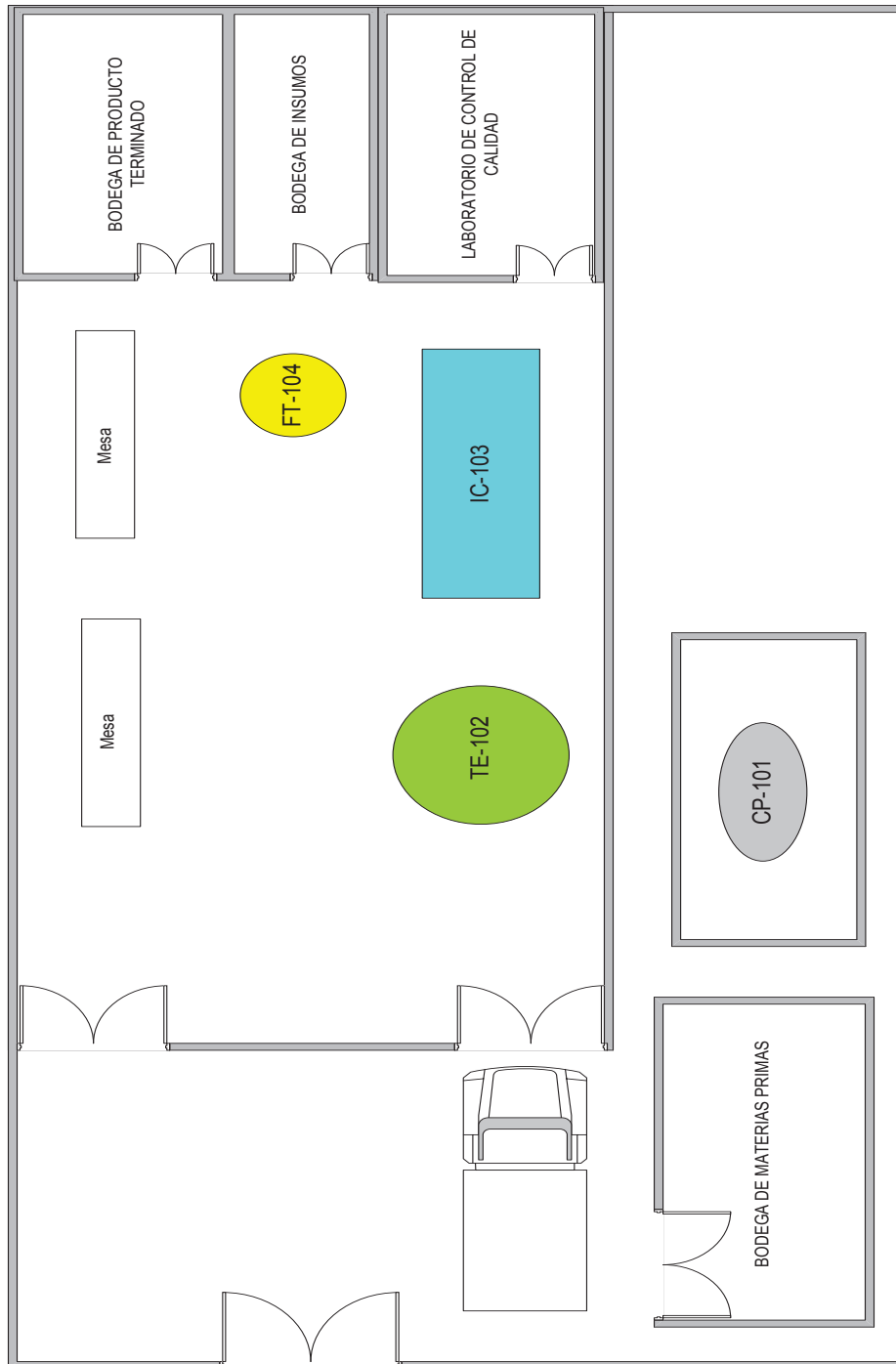


Figura 3.10. Vista superior de los equipos en la planta de extracción del aceite esencial de palo santo

3.3.4 ÁREA Y LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

El área necesaria para la construcción de la planta fue de 150 m² y se estableció en la Provincia de Manabí, ciudad de Portoviejo, Parroquia Andrés de Vera, debido a que esta es la zona industrial de Portoviejo, denominada “Parque Industrial de Portoviejo”. Cabe anotar que existe la posibilidad de exportar este producto y esta zona se encuentra tan solo a 20 minutos del puerto de Manta así como a 20 minutos del Aeropuerto Internacional de Manta, por lo tanto estas actividades se facilitan con la ubicación.

3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis económico se realizó con base en la cantidad de aceite producida en un día, el costo de producción del aceite y su costo de venta. Se estableció un día laboral de 8 horas para los trabajadores, en tanto que el tiempo de extracción del aceite esencial de palo santo fue de 6 horas.

Para el análisis de los costos, se trabajó con madera de palo santo en forma de virutas, por lo que el rendimiento del proceso fue del 3,49%.

El costo del aceite esencial se estimó sobre la base de datos provenientes del internet, de tiendas virtuales que actualmente venden este tipo de aceites; con esto, se determinó un precio de \$18,00 por cada 100 mL de aceite esencial de palo santo.

Para la venta del producto se estableció un envase de vidrio azul de 100 mL con gotero especial para aceites esenciales



Figura 3.11. Envases de 100 mL del aceite esencial de palo santo

Adicionalmente, se definieron los costos de la maquinaria con base en la información que se entregó al personal que será encargado de la construcción de los equipos; cuyo resultado definió la cantidad de \$ 5 800 de inversión, de acuerdo a lo que se indica en la Tabla 3.34

Tabla 3.34. Costo de la maquinaria de la planta de extracción del aceite esencial de palo santo

Maquinaria	Costo unitario (\$)	Cantidad	Costo total (\$)
Caldero	2 500,0	1	2 500,0
Tanque extractor	600,0	1	600,0
Intercambiador de calor	2 200,0	1	2 200,0
Florentino	500,0	2	1 000,0
Total			5 800

Se analizaron además los costos de los materiales para realizar el control de calidad de los aceites esenciales, los cuales se detallan en la Tabla 3.35. Los principales análisis que se deben realizar para el control de calidad son: índice de refracción, pH y la densidad relativa, para ello se necesitó \$ 698 para la adquisición de estos equipos.

Tabla 3.35. Costo del equipo del laboratorio de control de calidad de la planta de extracción del aceite esencial de palo santo

Inversión	Cantidad	Costo individual(\$)	Costo total (\$)
Refractómetro	1	355,00	355,0
pH metro	1	165,00	165,0
Picnómetro (10 ml)	2	14,00	28,00
Balanza (30 kg)	1	150	150
Total			698

La cantidad de agua requerida tanto para la producción del vapor así como de enfriamiento para la condensación de la mezcla vapor aceite fue de 16,278 m³ de agua por día, como se observa en la Tabla 3.36

Tabla 3.36. Agua requerida por cada día de extracción del aceite esencial de palo santo

Agua	Cantidad (m ³ /día)
Agua necesaria para la producción del vapor	1,458
Agua necesaria para la condensación del vapor aceite	14,820
Total	16,278

La cantidad de diésel 2 utilizado por día como combustible en el caldero, fue de 41,55 gal, de acuerdo a lo que indica la Tabla 3.37, en tanto que el volumen de aceite esencial de palo santo fue de 0,0527 m³, el cual se presenta en la Tabla 3.38

Tabla 3.37. Diésel requerido por cada día de extracción del aceite esencial de palo santo

Combustible	Cantidad (gal/día)
Diesel 2	41,55 gal

Tabla 3.38. Volumen de aceite esencial de palo santo extraído en un día de procesamiento

Sustancia	Cantidad (m ³ /día)
Aceite esencial de palo santo	0,0527

Se calculó la depreciación de los equipos y de la planta con el fin de reconocer el desgaste que sufren éstos y adicionar la cifra a los costos diarios de producción del aceite esencial, al final se obtuvo un valor de depreciación diario de \$3,14 como se observa en la Tabla 3.39

Tabla 3.39. Depreciación de los equipos de la planta de extracción de los aceites esenciales de palo santo

Concepto	Vida útil (años)	Costo unitario	Unidades	Costo total (\$)	Valor anual (\$)	*Valor diario (\$)
Terreno e instalaciones						
Planta (150 m ²)	20	50 000,0	1	50 000,0	2500	10,41
Maquinaria y equipos						
Caldero	10	2 500	1	2 500	250	1,04
Tanque extractor	10	600	1	600	60	0,25
Intercambiador de calor	10	2 200	1	2 200	220	0,92
Florentino	10	500	2	1 000	100	0,42
Balanza (800 kg)	10	500	1	500	50	0,21
Refractómetro	10	355,00	1	355,00	35,5	0,15
pH metro	10	165,00	1	165,00	16,5	0,07
Picnómetro	10	14,00	2	28	2,8	0,01
Balanza	10	150	1	150	15	0,07
Total						3,14

Para obtener el costo total de producción diario del aceite esencial de palo santo, se consideraron los costos de los materiales directos, mano de obra directa y la carga fabril (mano de obra indirecta, materiales independientes, depreciaciones, suministros e imprevistos) tal como se indica en la Tabla 3.40

Tabla 3.40. Costos de producción del aceite esencial por cada día de extracción del aceite esencial de palo santo

	Costo unidad (\$)	Unidad	Cantidad	Total / día (\$)
Materiales directos				
Materia prima	22	kg	270	5 940
Agua	1,0	m ³	16,28	16,28
Diesel	1,037	gal	41,55	43,09
Mano de obra directa				
Operarios	15,68	Hombre/día	2	31,36
Laboratorista	35,04	Hombre/día	1	35,04
Carga fabril				
a. Materiales indirectos				
Materiales limpieza	2	litro	1	2
b. Mano de obra indirecta				
Supervisor producción	44,64	Hombre/día	1	44,64
c. Depreciación				
Caldero	2 500	u	1	1,04
Tanque extractor	600	u	1	0,25
Intercambiador de calor	2 200	u	1	0,92
Florentino	500	u	2	0,42
Balanza (800 kg)	500	u	1	0,21
Refractómetro	355,00	u	1	0,15
pH metro	165,00	u	1	0,07
Picnómetro	14,00	u	2	0,01
Balanza	150	u	1	0,07
Planta (150 m ²)	50 000,0	u	1	10,41
d. Suministros				
Agua	1	m ³	4	4
Energía Eléctrica	0,09	Kw/h	60	5,4
Frascos	1,41	u	527	743,07
e. Imprevistos				
Aprox. 3% de los rubros anteriores	-	-	-	206,35
Total				7 084,78

Al concluir se obtuvo un costo de \$ 7 084,78 para la producción de 0,0527 m³ de aceite diario.

En la Tabla 3.42 se presentan los costos de venta y producción del aceite esencial de palo santo; donde el costo de producción de un 1 mL de aceite fue de \$ 0,1136, en tanto que el costo de venta pronosticado de 1 mL de aceite fue de \$ 0,1800; por lo tanto cada mL de aceite vendido se produce con una ganancia de 6,64 centavos de dólar, lo que representa una utilidad del 58,45%. Los resultados se presentan en la Tabla 3.41

Tabla 3.41. Costos de venta y producción del aceite esencial de palo santo

Aceite	Costo (USD)
Costo de producción de 1 mL de aceite	0,1136
Costo de venta de 1 mL de aceite	0,1800
Ganancia por 1 mL	0,0664

Con los datos expuestos se demuestra que la instalación de la planta tiene viabilidad económica ya que la extracción del aceite esencial de palo santo (*Bursera graveolens*) contempla una buena rentabilidad; finalmente, se concluye que su instalación y producción no causarían contaminación ambiental.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

- La extracción del aceite esencial de palo santo mediante destilación por arrastre de vapor a escala semi-piloto presentó un rendimiento del 2,77% cuando se trabajó con la madera en forma de astillas, mientras que el rendimiento con madera en forma de virutas alcanzó al 3,49%; comprobándose que la utilización de la viruta logra un mayor porcentaje de extracción.
- La cantidad de madera de palo santo tratada diariamente fue de 270 kg, por lo que el tanque extractor cilíndrico tuvo un volumen de 3 m^3 , cuyo radio y altura presentaron los valores de: 0,75 y 1,70 m respectivamente.
- La masa requerida de vapor saturado al 100% fue de 0,0675 kg/s, por lo que se dimensionó un caldero pirotubular de 25 HP con disposición horizontal y un solo paso del flujo por el lado del banco de tubos; las dimensiones del caldero fueron las siguientes: diámetro total del caldero 1,194 m; diámetro de los tubos 0,051 m; longitud del caldero 1,499 m; y, 42 tubos.
- La cantidad de agua requerida para el enfriamiento de la mezcla vapor-aceite fue de 0,672 kg/s, por lo que se dimensionó un intercambiador de calor de tubos y coraza en contracorriente, la disposición de los tubos fue de forma triangular, con un paso del flujo por el lado de la coraza, que permitió la transportación de la mezcla vapor-aceite; y, cuatro pasos por los tubos para transportar el agua de enfriamiento. Las dimensiones del intercambiador de calor fueron: diámetro interno de la coraza 0,2032 m; paso transversal 0,025 m; longitud de los tubos fue de 3,24 m; diámetro interno de los tubos $1,350\text{E}-2$ m; diámetro externo de los tubos $1,950\text{E}-2$ m; y, 19 tubos.

- El volumen del florentino fue de $0,243 \text{ m}^3$ y el tiempo de residencia de la mezcla aceite esencial-agua floral fue de 3 600 s. Se distribuyó al florentino en un cilindro y un tronco de cono circular recto, cuyas dimensiones fueron: radio del cilindro 0,3 m, radio del tronco de cono 0,147 m, altura del cilindro 0,6 m y altura del tronco del cono 0,45 m.
- La distribución de los equipos en planta presentó una organización en U, con lo cual se lograron distancias más cortas de desplazamiento y por ende menor cantidad de tiempos muertos.
- El área necesaria para la implementación de la planta fue de 150 m^2 y fue establecida en la provincia de Manabí, ciudad de Portoviejo, Parroquia Andrés de Vera.
- La producción de aceite esencial por día presentó un volumen de $0,0527 \text{ m}^3$, el costo de producción de 1 mL de aceite esencial fue de \$ 0,1136, el costo de venta pronosticado de 1 mL de aceite fue de \$ 0,180; por lo que se concluye que existiría una utilidad de 58,45%
- Finalmente, con los datos expuestos se demuestra que la instalación de la planta para la extracción del aceite esencial de palo santo mediante destilación por arrastre de vapor tiene viabilidad económica, contempla una buena rentabilidad y se concluye que su instalación y producción no causaría contaminación ambiental.

4.2 RECOMENDACIONES

- Desarrollar un proyecto para aislar los principios activos del aceite esencial de palo santo con el fin de crear nuevos medicamentos, ya que diversos estudios han comprobado las propiedades terapéuticas existentes en la esencia de este árbol.
- Motivar la implementación de este tipo de industrias que por ser novedosas podrían alcanzar éxito en los mercados tanto nacional como internacional, conociéndose a través de este proyecto que la extracción de esencias de palo santo mediante destilación por arrastre de vapor alcanzaría una buena rentabilidad.

BIBLIOGRAFÍA

1. Anaya, A. (2003). *Ecología química*. Recuperado de: <http://books.google.com.ec/books?id=H6j8zaDYSYEC&pg=PA49&dq=sesquiterpenos&hl=es&sa=X&ei=-qZBUozBKoPC4APtyYHACg&ved=0CDsQ6AEwAw#v=onepage&q=sesquiterpenos&f=false> (Septiembre, 2013).
2. Avilez, I. (1998). *Tablas de vapor: Propiedades termodinámicas del Agua y el Vapor. Viscosidad del Agua y del vapor. Conductividad térmica del agua y el vapor*. México D.F., México: Alfaomega.
3. Azuola, R. y Vargas, P. (2007). Extracción de sustancias asistida por ultrasonido (EUA). *Tecnología en Marcha*, 20(4); 34-35. Recuperado de http://www.tec.cr/sitios/Vicerrectoria/vie/editorial_tecnologica/Revista_Tecnologia_Marcha/pdf/tecnologia_marcha_20-4/20-4%2030-40.pdf (Marzo, 2013)
4. Bagué, A. y Segundo, N. (2012). *Tecnología Farmacéutica*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=w19eICl1H0IC&pg=PA177&dq=destilaci%C3%B3n+por+arrastre+de+vapor&hl=es&sa=X&ei=iDBxT6fRASvhggelmpBn&ved=0CDEQ6AEwATgK#v=onepage&q=destilaci%C3%B3n%20por%20arrastre%20de%20vapor&f=false> (Abril, 2012).
5. Bandoni, A. (2002). *Los recursos vegetales aromáticos en Latinoamérica*. Recuperado de <http://es.scribd.com/doc/7959699/Los-Recursos-Vegetales-Aromaticos-en-America-Latina> (Julio, 2012).
6. Baudhaloka, M. (2002). *Essential Oils (Small Scale Production)*. Recuperado de: <http://practicalaction.org/media/view/10469> (Marzo, 2013).

7. Betancourt, R. (2005). *Transferencia molecular de calor, masa y/o cantidad de movimiento* (1era. ed.). Bogotá, Colombia: Reverte.
8. Bird, R., Stewart, E. y Lightfoot, E. (1992). *Fenómenos de transporte*. (1era. ed.). Barcelona, España: Reverte.
9. Brodkey, R. y Hershey, H. (1988). *Transport Phenomena: A Unified Approach* (1era. ed.). Ohio, Estados Unidos de América: McGraw-Hill.
10. Burschel, H., Hernandez, A. y Lobos M. (2001). *Leña: una fuente renovable para Chile*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=RwIVY96BUuQC&pg=PA45&dq=poder+calorifico+de+la+madera&hl=es&sa=X&ei=edlgUsqrPPPCsATY-4DgCw&ved=0CCwQ6AEwAA#v=onepage&q=poder%20calorifico%20de%20la%20madera&f=false> (Agosto, 2013).
11. Cameroni, G. (2012). *Historia de las hierbas aromáticas, especias y aceites esenciales*. Recuperado de http://www.alimentosargentinos.gov.ar/contenido/sectores/aromaticas/publicaciones/Hiervas_2012_06Jun.pdf (Marzo, 2013).
12. Castells, X. (2005). *Tratamiento y valorización Energética de Residuos*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=KBTPxli6IRsC&pg=PA303&lpg=PA303&dq=caldero+para+biomasa+son+acu+atubulares+o+pirotubulares&source=bl&ots=8qDkum2RNN&sig=nWdcXLqUt09LMsKfhokRV_eN7S0&hl=es&sa=X&ei=x8VLUOTDHoWC8QTI1YEo&ved=0CDMQ6AEwAQ#v=onepage&q=caldero%20para%20biomasa%20son%20acu+atubulares%20o%20pirotubulares&f=false (Agosto, 2013).

13. Castilla, M. y Pineiro, G. (2008). *Caracterización energética de pellet de madera*. Recuperado de http://www.mosqueravillavidal.es/descargas/informe_mosq3568.pdf (Marzo, 2013).
14. Cengel, Y. (2007). *Transferencia de calor y Masa*. (3ra. ed.). Monterrey, México: McGraw-Hill Interamericana.
15. Cheremisinoff, N. (2000). *Handbook of chemical processing equipment*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=tWe45KxAIEMC&pg=PA57&dq=meaning+of+overall+coefficient+heat+transfer&hl=es&sa=X&ei=aH4NUrOSDqeG2wXE3IHYCA&ved=0CHUQ6AEwCQ#v=onepage&q=meaning%20of%20overall%20coefficient%20heat%20transfer&f=false> (Agosto, 2013).
16. Dellacassa, E. (2010). *Normalización de productos naturales obtenidos de especies de la Flora Aromática Latinoamericana*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=z_dvx2XB9CwC&pg=PA286&dq=destilaci%C3%B3n+por+arrastre+de+vapor+de+palo+santo&hl=es&sa=X&ei=BylxT5O9EoLfgQeE2cQ3&ved=0CDwQ6AEwAA#v=onepage&q=destilaci%C3%B3n%20por%20arrastre%20de%20vapor%20de%20palo%20santo&f=false (Marzo, 2013).
17. Díaz, J., Urbano, D., y Hernández, R. (2005). Teoría económica institucional y creación de empresas. *Investigaciones Europeas de Dirección y Economía de la Empresa*, 11(2), 209-210; Recuperado de <http://www.aedem-virtual.com/articulos/iedee/v11/113209.pdf> (Abril, 2012).
18. Esplugas, S. y Chamarro, M. (2010). *Fundamentos de transmisión de calor* (1era. ed.). Barcelona, España: Vértice.
19. Esquivel, A., Vargas, P. (2007). Uso de los aceites esenciales extraídos por medio de fluidos supercríticos para la elaboración de alimentos

- funcionales. *Tecnología en marcha*. 20(4). 42-44. Recuperado de http://www.tec.cr/sitios/Vicerrectoria/vie/editorial_tecnologica/Revista_Tecnologia_Marcha/pdf/tecnologia_marcha_20-4/20-4%2041-50.pdf (Marzo, 2013).
20. García R. (2005). *Statgraphics Plus (Versión 5.0)*. Recuperado de <http://www.sisoft.ucm.es/Manuales/sgwin5.pdf> (Abril, 2012).
 21. Geankoplis, C. (1998). *Procesos de transporte y Operaciones Unitarias*. (3ra ed.). México D.F., México: Continental.
 22. Gelmi, C. (2006). *Fundamentos de Operaciones Unitarias: Serie de clases de Ingeniería Química* (1era. ed.). Santiago de Chile, Chile: Fuga.
 23. Gómez, R. (2000). *Dietética práctica*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=Al_TNpMjAFEC&pg=PA229&dq=aterosclerosis&hl=es&sa=X&ei=GKVBUsaPNrfe4AO9joHAAw&ved=0CesQ6AEwBg#v=onepage&q=aterosclerosis&f=false (Septiembre, 2013)
 24. Gonzales, D. (2002). *Guía de Intercambiadores de calor: Tipos generales y aplicaciones*. Recuperado de: <http://www.slideshare.net/yumardiaz/intercambiadores-decalortiposgeneralesyaplicaciones-8408335> (Septiembre, 2013).
 25. Guenther, E. (1972). *The Essential Oils: History, origin in plants, production, analysis*. (1er. Ed.). California: USA: Krieger Pub. Co.
 26. Hammann, O. (2001). Demographic studies of three indigenous stand-forming plant taxa (*Scalesia*, *Opuntia*, and *Bursera*) in the Galápagos Island. *Biodiversity and Conservation Ecuador*. 10(223), 229. Recuperado de <http://www.springerlink.com/content/w2132m0786168w34/> (Abril, 2012).

27. Himmelblau, D. (2002). *Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=JgysV9f1HmEC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false (Agosto, 2013).
28. INAMHI. (2006). *Anuario Meteorológico* (46ta. ed.). Quito, Ecuador: Ministerio de Minas y Petróleo.
29. Izurieta H. (1999). *En 6 ° Curso de sistemas de calderos. Programa de capacitación en manejo de energía en la industria*. Comisión de Comunidades Europeas.
30. Jiménez, A. (2003). *Diseños de procesos en Ingeniería Química III*. (3er. Ed). Barcelona, España: Reverte.
31. Jiménez, M. (1840). *Códigos de medicamentos o Farmacopea Europea*. Recuperado por <http://books.google.com.ec/books?id=HoHu4Vmy m1sC&pg=PA222&dq=aceites+esenciales+ligeros&hl=es&sa=X&ei=BKovUqbKC4W08QTP1IGwCQ&ved=0CCwQ6AEwAA#v=onepage&q=aceites%20esenciales%20ligeros&f=false> (Septiembre, 2013).
32. Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de Calor* (3ra. ed.). México D.F., México: Continental.
33. Koul, V., Gandotra, B., Koul S., Ghosh,S., Tikoo, C. (2004). Steam distillation of lemon grass (*Cymbogon spp.*). *Indian Journal of Chemical Technology*, 11(1); 135-139. Recuperado de <http://nopr.niscair.res.in/bitstream/123456789/9499/1/IJCT%2011%281%29%20135-139.pdf> (Marzo, 2013).
34. Lavabre, M. (1995). *Aromaterapia*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=WA5WMzeRfugC&pg=PA30&>

dq=aceites+esenciales&hl=es-419&sa=X&ei=Fh5JUeLjMpGk8QTb7YFo&ved=0CE8Q6AEwBzgK#v=onepage&q=aceites%20esenciales&f=false (Marzo, 2013).

35. López, T. (2004). *Los aceites esenciales (Aplicaciones farmacológicas, cosméticas y alimentarias), Fitoterapia*. Recuperado de http://apps.elsevier.es/watermark/ctl_servlet?_f=10&pident_articulo=13064296&pident_usuario=0&pident_revista=4&fichero=4v23n07a13064296pdf001.pdf&ty=67&accion=L&origen=doymafarma&web=www.doymafarma.com&lan=es (Marzo, 2013).
36. MAGAP Y SIGAGRO. (2012). *Bursera graveolens: Superficies de producción 2000-2012*. Recuperado de <http://www.magap.gob.ec/sinagap/index.php?option=&view=wrapper&Itemid=414> (Enero, 2014).
37. Manzano, P. (2006). *Potencial Fitofármaco de Bursera graveolens SP (Palo Santo), del bosque tropical, Península de Santa Elena, Provincia del Guayas*. Recuperado de <http://192.188.59.56/bitstream/123456789/4729/1/7252.pdf> (Abril 2012).
38. Martínez, A. (2003). *Aceites esenciales*. Recuperado de <http://farmacia.udea.edu.co/~ff/esencias2001b.pdf> (Marzo, 2013)
39. Masters, J. y Palsson, B. (1999). *Human cell culture*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=bsmxutBfHFIC&pg=PA11&dq=fibrosarcoma&hl=es&sa=X&ei=s6FBUpoz86jgA_GugcgE&ved=0CDYQ6AEwAQ#v=onepage&q=fibrosarcoma&f=false (Septiembre, 2013).
40. Mateus, E., Lopes, C., Nogueira, T., Lourenco, J. y Curto, M. (2006). *Pilot Steam Distillation of Rosemary (Rosmarinus officinalis L.) from*

Portugal. Recuperado de: <http://www.scielo.oces.mctes.pt/pdf/slulv14n2/v14n2a06.pdf> (Marzo, 2013)

41. Mills, A. (1995). *Transferencia de Calor (1era. ed.)*. Madrid, España: Times Mirador de España.

42. Moreira, X., Ramos, M., Pérez, L., Arregui, R. y Hach, A. (2008). Densidad y área de los canales resiníferos de *Pinus pinaster* ante tratamientos de fertilización, y su relación con la defensa ante *Hylobius abietis*. *Sociedad Española de Ciencias Forestales*. 1(26). 45-49. Recuperado de <http://digital.csic.es/bitstream/10261/45861/1/Zas%20-%20Densidad%20y%20%C3%A1rea%20de%20los%20canales%20resin%C3%ADferos%20de%20Pinus%20pinaster....pdf> (Septiembre, 2013).

43. Mott, R. (1996). *Mecánica de fluidos aplicada*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=xUavR0u66PEC&pg=PA219&dq=numero+de+reynolds&hl=es&sa=X&ei=cIU3UvTWForY8gSw2YDIBQ&ved=0CCwQ6AEwAA#v=onepage&q=numero%20de%20reynolds&f=false> (Septiembre, 2013).

44. Muñoz, F. (1996). *Plantas medicinales y aromáticas: Estudio cultivo y procesado*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=WmX5TibuSrlC&pg=PA15&dq=principios+activos&hl=es&sa=X&ei=wJdBUqunHIT94AOLxYDQBg&ved=0CDsQ6AEwAw#v=onepage&q=principios%20activos&f=false> (Septiembre, 2013)

45. Naghi, M. (2005). *Metodología de la Investigación (2da ed.)*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=ZEJ7-0hmvhwC&pg=PA101&lpg=PA101&dq=dise%C3%B1o+completamente+al+azar+con+un+solo+factor&source=bl&ots=i_7Bz1Pf1X&sig=pRBF9m1IDVJU9zg5Uugd-AmTPTY&hl=es#v=onepage&q=dise%C3%B1o%20comple

tamente%20al%20azar%20con%20un%20solo%20factor&f=false
(Julio, 2012).

46. Núñez, C. (2008). *Extracciones con equipo Soxhlet*. Recuperado de <http://www.cenunez.com.ar/archivos/39-ExtraccinconequipoSoxhlet.pdf> (Marzo, 2013).
47. Olaya, J. y Jácome, A. (2005). *Guía de plantas y productos medicinales*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=0Zs6HmaBy_gC&pg=PA17&dq=aceites+esenciales&hl=es&sa=X&ei=GFnmT6umKoyA6QHlivDfDg&ved=0CEMQ6AEwAw#v=onepage&q=aceites%20esenciales&f=false (Marzo, 2013).
48. Ontiveros, J. (2002). *Operaciones unitarias II: Dimensionamiento de Equipos de Transferencia de Calor*. Recuperado de: <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/jesusf/OP2-001Def.pdf> (Septiembre, 2013).
49. Ortuño, M. (2006). *Manual práctico de aceites esenciales, aromas y perfumes*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=cW5TsDKqx9wC&pg=PA23&dq=hidrodestilacion&hl=es&sa=X&ei=yKh7T_jeAcevgweHzpDmAg&ved=0CC8Q6AEwAA#v=onepage&q=hidrodestilacion&f=false (Marzo, 2013).
50. Paré, J. (1996). *Extracción por microondas de aceites volátiles y aparato para la misma*. Recuperado de http://www.espatentes.com/pdf/2082822_t3.pdf (Marzo, 2013).
51. Peña, A. (1988). *Bioquímica*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=EFUP472dyEMC&pg=PA117&dq=terpenos&hl=es&sa=X&ei=FpRBUqDBltTj4AOcqoGwAw&ved=0CD4Q6AEwAw#vonepage&q=terpenos&f=false> (Septiembre, 2013).

52. Pérez, J, Cabrarizo, D. y Bozal J. (2008). *Física y Química*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=fovdRFMao-AC&pg=PA160 &q=poder+calorifico+de+los+combustibles&hl=es&sa=X&ei=2goBUu6tEI7o8QS64IHoBA&ved=0CCwQ6AEwAA#v=onepage&q=poder%20calorifico%20de%20los%20combustibles&f=false> (Agosto, 2013).
53. Perry, R. y Green, W. (2001). *Manual del ingeniero químico*. (7ma. Ed.). Madrid, España: McGraw-Hill.
54. Peters, M. (1958). *Plant design and economics for chemical engineering*. (1er. Ed.). Toronto, Canadá; McGraw-Hill.
55. Puescas, Ch. (2010). *Estudio Dendrológico de la especie Bursera graveolens- Palo Santo*. Recuperado de <http://planteetplanete.org/docs/7/53.pdf> (Marzo, 2013).
56. Ryman, D. (1995). *Aromaterapia: Enciclopedia de las plantas aromáticas y de sus aceites esenciales*. Recuperado de: <http://books.google.com.ec/books?id=IBldh49NSScC&pg=PA226&dq=y-lang+y-lang&hl=es&sa=X&ei=MJFBUpvKM7Xc4AOetoDYBA&ved=0CCwQ6AEwAA#v=onepage&q=y-lang%20y-lang&f=false> (Septiembre, 2013).
57. Robles, J., Torrenegra, R., Gray, A., Piñeros, C., Ortiz, L., y Sierra., M. (2005). Triterpenos aislados de corteza de *Bursera Graveolens* (Burseraceae) y su actividad biológica. *Revista Brasileira de Farmacognosia*. 15(4), 1-2. doi: 10.1590/s0102-695x2005000400003
58. Sánchez, F. (2006). *Extracción de aceites esenciales*. II Segundo Congreso Internacional de Plantas Medicinales Y Aromáticas (pp.1-6). Bogotá, Colombia. Recuperado de http://sisav.valle delcauca.gov.co/CADENAS_PDF/AROMATICAS/c05.pdf (Marzo, 2013).

59. Shields, C. (1961). *Boilers: types, characteristics and functions* (1st. ed.) Michigan, United States of America: Dodge Corp.
60. Sierra, H. (2010). *Manual de Aromaterapia*. Recuperado de http://api.ning.com/files/IC84NzWyG7kMUHddj2MA5AhG3Jsp1v11ftgA7TQMN4p0-OGzLNxqXr3khsK9XagEU*yt4pHuqnYZIJcU56tvFSsh5X0wO601/manualdearomaterapia.pdf (Agosto, 2013).
61. Stinson, K. (1972). *Diesel engineering handbook*. (1er. Ed.). Ohio: Estados Unidos de América: Business Jornal, inc.
62. Stringlat, R. (2010). *Steam Boiler Sizing Guide*. Recuperado de <http://www.blodgett.com/Literature/Manuals/Steam/Boiler-Sizing-Guide.pdf> (Abril, 2013).
63. Thormar, H. (2011). *Lipids and essential oils (as Antimicrobial Agents)*. Recuperado de: <http://books.google.com.ec/books?id=6ZepRgMaa2gC&pg=PT338&dq=methods+to+get+essential+oils&hl=es-419&sa=X&ei=HjZLUcT5EanN0AGMIIGwDg&ved=0CDSQ6AEwAzgU> (Marzo, 2013).
64. Valarezo, E. (2005). *Aceites esenciales: Generalidades, Extracción, Caracterización y usos*. Recuperado de <http://memorias.utpl.edu.ec/sites/default/files/documentacion/ingenieria-quimica/utpl-ingenieria-quimica-2008-aceites-esenciales.pdf> (Marzo, 2013).
65. Vega, E. (2003). *Uso industrial de plantas aromáticas y medicinales*. Recuperado de <http://ocw.upm.es/ingenieria-agroforestal/uso-industrial-de-plantas-aromaticas-y-medicinales/contenidos/material-de-clase/tema7.pdf> (Marzo, 2013).
66. Velasco, C., Martínez, A. y Gómez T. (2010). *Termodinámica Técnica*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=ZmW7>

nGYyOxMC&pg=PA102&dq=que+es+la+temperatura+de+saturacion &hl=es&sa=X&ei=8cMgUpraH6u8sQTys4GQBA&ved=0CDgQ6AEwAg#v=onepage&q=que%20es%20la%20temperatura%20de%20saturacion&f=false (Agosto, 2013).

67. Voet, D., Voet, J. y Pratt, Ch. (2006). *Fundamentos de Bioquímica*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=FXDiqLK6GmAC&pg=PA245&dq=isoprenoides&hl=es&sa=X&ei=-pxBUqPIE4-t4AP3p4HYCg&ved=0CDMQ6AEwAQ#v=onepage&q=isoprenoides&f=false> (Septiembre, 2013).
68. Vornel, W. (2009). Designing a Process Flowsheet. *CEP Magazine*, 5(1), 15-17.
69. Wang, L. Sunden B. y Manglik R. (2007). *Plate heat exchangers: Design, Applications and Performance*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=P3gTR8YHLHgC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false (Agosto, 2013).
70. Welty, J. (2000). *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa* (1era. ed.). Oregón, Estados Unidos de América: Limusa.
71. Zekaria, D. (2011). *Los aceites esenciales una alternativa a los antimicrobianos*. Recuperado de http://www.calier.es/pdf/Microsoft_Word_-_Aceites_esen_como_promotores.pdf (Marzo, 2013).

ANEXOS

ANEXO I

EQUIPOS Y MATERIALES PARA LA EXTRACCION DEL ACEITE ESENCIAL DE PALO SANTO (*Bursera graveolens*)



Figura AI.1. Madera de palo santo en forma de astillas utilizada para extracción del aceite esencial de palo santo



Figura AI.2. Madera de palo santo en forma de virutas utilizada para extracción del aceite esencial de palo santo



Figura AI.3. Equipo para la extracción del aceite esencial de palo santo a escala semi-piloto

ANEXO II

EFICIENCIA DEL PROCESO Y DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE EXTRACTOR

AII.1 EFICIENCIA DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE ESENCIAL DE PALO SANTO

Para hallar el rendimiento del proceso se utilizó la ecuación [2.1] mediante los siguientes cálculos:

De los datos experimentales se obtuvo que cuando se trabaja con astillas después de 3 horas de extracción, la cantidad de aceite esencial obtenido fue de 431,33 mL, por lo tanto, el rendimiento se calculó de la siguiente forma:

$$\eta = \frac{431,33 \text{ ml} \times \frac{965 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1 \times 10^6 \text{ ml}}}{15 \text{ kg}} \times 100\% = 2,77\% \quad [\text{AII.3}]$$

Cuando se trabajó con madera en forma de virutas se obtuvo 544 mL de aceite esencial, por lo tanto el rendimiento del proceso se calculó así:

$$\eta = \frac{544 \text{ ml} \times \frac{965 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1 \times 10^6 \text{ ml}}}{15 \text{ kg}} \times 100\% = 3,49\% \quad [\text{AII.2}]$$

AII.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE EXTRACTOR

AII.2.1 DENSIDAD APARENTE DEL MATERIAL

Para hallar la densidad aparente del material se utilizó la ecuación [2.4], para lo cual fue necesario realizar el siguiente cálculo:

$$D_b = \frac{0,1kg}{1 \times 10^{-3}m^3} = 100 \frac{kg}{m^3} \quad [AII.3]$$

AII.2.1 VOLUMEN DEL TANQUE EXTRACTOR

Para hallar el volumen del tanque extractor a dimensionarse, se utilizó la ecuación [2.5], para lo cual se realizó el siguiente cálculo:

$$V_t = \frac{270kg}{100 \frac{kg}{m^3}} = 2,7 m^3 \quad [AII.4]$$

El material vegetal va a utilizar un volumen de 2,7 m³ del tanque cilíndrico, pero es importante dimensionar un tanque con un factor de seguridad del 90% (Bandoni, 2002, p. 163), por lo tanto el volumen del tanque será de 3 m³.

ANEXO III

DISEÑO DEL CALDERO PIROTUBULAR

AIII. 1 VOLUMEN DE VAPOR REQUERIDO EN EL CALDERO PIROTUBULAR

El vapor requerido es la cantidad de vapor que debe entregar el caldero para que se haga posible la extracción, para la obtención de este valor se utilizó la siguiente ecuación [AIII.1] (Bandoni, 2002, p. 178):

$$D_v = C_{mat} \times F_a \quad \text{[AIII.1]}$$

Donde:

D_v = Volumen de vapor (m^3/s)

C_{mat} = Masa de la materia prima (kg)

F_a = Factor de aproximación ($m^3/s*kg$)

El factor de aproximación fue de de $2,5E-7 m^3$ por kg de condesado por segundo de kg material vegetal (Bandoni, 2002, p. 178).

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.1], se obtiene el volumen de vapor requerido en el caldero mediante el siguiente cálculo:

$$D_v = 270 \text{ kg} \times 2,5 \times 10^{-7} \frac{m^3}{kg * s} = 6,75 \times 10^{-5} \frac{m^3}{s} \quad \text{[AIII.2]}$$

AIII. 2 MASA DE VAPOR REQUERIDA EN EL CALDERO PIROTUBULAR

Para el cálculo de la masa de vapor requerida por unidad de tiempo, se utilizó la siguiente ecuación [AIII.3] (Bandoni, 2002, p. 178):

$$m_v = D_v \times \rho_{H_2O} \quad [\text{AIII.3}]$$

Donde:

m_v = Masa de vapor requerida para la extracción (m^3/s)

D_v = Demanda de vapor (m^3/s)

ρ_{H_2O} = Densidad del agua (kg/m^3)

Se consideró que la densidad del agua fue de $1000 \text{ kg}/\text{m}^3$.

Reemplazando los valores correspondientes en la ecuación AIII.3, los cálculos para hallar la masa de vapor requerido en el caldero para la extracción fueron los siguientes:

$$m_v = 6,75 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,0675 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad [\text{AIII.4}]$$

AIII. 3 PRESIÓN DE TRABAJO EN EL CALDERO PIROTUBULAR

La presión de trabajo se determinó con la siguiente ecuación [AIII.5]:

$$P_T = P_{atm} + P_{op} \quad [\text{AIII.5}]$$

Donde:

P_T = Presión total de trabajo (Pa)

P_{atm} = Presión atmosférica (Pa)

P_{op} = Presión de operación (Pa)

La presión atmosférica fue de $1,013\text{E}+5$ Pa y la presión de operación del caldero fue de $7,92\text{E}+5$ Pa.

Reemplazando los respectivos valores en la ecuación AIII.5, el cálculo para hallar la presión total de trabajo en el caldero fue el siguiente:

$$P_T = 1,013 * 10^5 Pa + 7,92 * 10^5 Pa = 893 300 Pa \quad [\text{AIII.6}]$$

A la presión de total se establecieron las propiedades del agua en las tablas de vapor, las cuales se presentan en la Tabla AIII.1:

Tabla AIII.1. Propiedades del agua a $P= 8,93\text{E}+5$ Pa.

Propiedad	Valor guía
Temperatura de saturación	177,15 °C
Calor latente de evaporación	2,022E+6 J/kg

(Avilez, 1998, p. 14)

AIII. 4 CALOR NECESARIO PARA LA PRODUCCIÓN DEL VAPOR SATURADO AL 100% EN EL CALDERO PIROTUBULAR

El vapor que se va a producir presenta un grado de calidad del 100%. El cálculo del calor de evaporación se basó en la siguiente ecuación [AIII.7]:

$$Q_{evp} = m_v \times \lambda \quad [\text{AIII.7}]$$

Para el cálculo del calor necesario en el caldero se realizó un balance de energía según la siguiente ecuación [AIII.8]:

$$Q_T = m_v c_p (T_{sat} - T_e) + Q_{evp} \quad [\text{AIII.8}]$$

Para el cálculo del calor necesario para la producción del vapor saturado al 100%, se consideró tanto el rendimiento del hogar (η_h) con un valor del 95%, así como el rendimiento del banco de tubos (η_t) igual al 85%.

El calor necesario para obtener vapor saturado al 100% se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.9]:

$$Q_n = \frac{Q_T}{\eta_h \times \eta_t} \quad [\text{AIII.9}]$$

Donde:

Q_T = Calor total (W)

\dot{m}_V = masa de vapor (kg/s)

C_p = Calor específico del agua (J/kg*°C)

T_{sat} = Temperatura de saturación del agua (°C)

T_e = Temperatura de entrada del agua al caldero (°C)

Q_{evp} = Calor de evaporación (W)

λ = Calor latente de vaporización (J/kg)

Q_n = Calor total necesario para obtener vapor saturado al 100% (W)

η_h = Rendimiento del hogar

η_t = Rendimiento del banco de tubos

El calor específico del agua (C_p) fue de 4 180 J/kg°C. La temperatura de entrada del agua al caldero fue de 22 °C.

Para hallar el calor de evaporación del agua, se utilizó la ecuación [AIII.7], para lo cual se realizó el siguiente cálculo:

$$Q_{evp} = 0,0675 \frac{kg}{s} \times 2,022 \times 10^6 \frac{J}{kg} = 136\,485 \frac{J}{s} \quad [\text{AIII.10}]$$

Con el fin de hallar el calor total requerido en el caldero, se utilizó la ecuación [AIII.8], según el siguiente cálculo:

$$Q_T = 0,0675 \frac{kg}{s} \times 4\,180 \frac{J}{kg^\circ C} \times (177,15 - 22)^\circ C + 136\,485 \frac{J}{s} \quad [\text{AIII.11}]$$

$$Q_T = 180\,260,57\,W \quad [\text{AIII.12}]$$

Reemplazando en la ecuación [AIII.9] se obtuvo el Calor total necesario para obtener vapor saturado al 100%, mediante el siguiente cálculo:

$$Q_n = \frac{180\,260,57\,W}{0,95 \times 0,85} = 2,23 \times 10^5\,W \quad [\text{AIII.13}]$$

AIII. 5 PODER CALORÍFICO DEL DIÉSEL 2

El poder calorífico indica la cantidad de energía que el combustible puede transmitir al medio exterior en forma de calor en el proceso de combustión (Perez, Cabrarizo, y Bozal, 2008, p. 160). El combustible utilizado para el funcionamiento de este caldero fue el diésel 2, el cálculo se basó en la siguiente ecuación [AIII.14] (Stinson, 1972, p. 33):

$$P_c = 81\%C + 290 \left(\%H - \frac{\%O}{8} \right) + 25\%S - 6\%H_2O \quad [\text{AIII.14}]$$

Donde:

P_c = Poder calórico (J/kg)

$\% C$ = Porcentaje de Carbono presente en el combustible

$\% H$ = Porcentaje de Hidrogeno presente en el combustible

$\% S$ = Porcentaje de Azufre presente en el combustible

$\% H_2O$ = Porcentaje de Agua presente en el combustible

Los porcentajes de los compuestos presentes en el diésel 2 se presentan en la Tabla AIII. 2

Tabla AIII.2. Porcentajes en peso de los elementos de composición del diésel 2

Elemento	Composición en peso (%)
Carbono	86,8
Hidrógeno	12,3
Oxígeno	0,1
Azufre	0,7
Agua	0,1

(Stinson, 1972, p. 33)

Reemplazando en la ecuación [AIII.14], se obtuvo el poder calorífico con base en los siguientes cálculos:

$$P_c = 81 \times 86,8 + 290 \times \left(12,3 - \frac{0,1}{8}\right) + 25 \times 0,7 - 6 \times 0,1 \quad [\text{AIII.15}]$$

$$P_c = 10\,611,1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} = 4,435 \times 10^7 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \quad [\text{AIII.16}]$$

AIII. 6 MASA DEL COMBUSTIBLE REQUERIDO EN EL CALDERO PIROTUBULAR

El rendimiento global del caldero se calculó con base en la siguiente ecuación [AIII.17]:

$$\eta = \eta_h \times \eta_t \quad [\text{AIII.17}]$$

Para el cálculo de la masa del combustible se utilizó la siguiente ecuación [AIII.18]:

$$m_c = \frac{Q_n}{P_c \times \eta} \quad [\text{AIII.18}]$$

Donde:

Q_n = Calor total necesario para obtener vapor saturado al 100% (W)

P_c = Poder calórico (J/kg)

m_c = masa del combustible (kg/s)

η = rendimiento global del caldero (%)

η_h = Rendimiento del hogar

η_t = Rendimiento del banco de tubos

Para calcular el rendimiento global del caldero, se utilizó la ecuación [AIII.17], para lo cual se efectuó el siguiente calculo:

$$\eta = 0,95 \times 0,85 = 0,8075 \quad [\text{AIII.18}]$$

Con el fin de hallar la masa del combustible, se reemplazaron los datos en la ecuación [AIII.18]:

$$m_c = \frac{2,23 \times 10^5 \text{ W}}{4,435 \times 10^7 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 0,8075} = 6,227 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad [\text{AIII.19}]$$

AIII. 7 MASA DE AIRE REQUERIDA EN EL CALDERO PIROTUBULAR

El aire es utilizado como comburente para que se dé la reacción de combustión en el caldero, de esta manera se aprovecha dicha energía para la producción del vapor. Para el cálculo de la cantidad de aire requerido se realizaron relaciones estequiométricas en las siguientes reacciones [AIII.20], [AIII.21], [AIII.22]:



$$\frac{0,7 \text{ kg S}}{100 \text{ kg comb}} \times 6,227 \times 10^{-3} \frac{\text{kg comb}}{\text{s}} \times \frac{32 \text{ kg } O_2}{32 \text{ kg S}} = 4,354 \times 10^{-5} \frac{\text{kg } O_2}{\text{s}}$$



$$\frac{12,3 \text{ kg } H}{100 \text{ kg comb}} \times 6,227 \times 10^{-3} \frac{\text{kg com}}{s} \times \frac{16 \text{ kg } O_2}{2 \text{ kg } S} = 6,127 \times 10^{-3} \frac{\text{kg } O_2}{s}$$



$$\frac{86,8 \text{ kg } C}{100 \text{ kg comb}} \times 6,227 \times 10^{-3} \frac{\text{kg com}}{s} \times \frac{32 \text{ kg } O_2}{12 \text{ kg } S} = 1,441 \times 10^{-2} \frac{\text{kg } O_2}{s}$$

Debido a que se tiene la cantidad presente de S, H y C en el combustible (Tabla AIII.2) se puede calcular la cantidad de aire requerido mediante relaciones estequiométricas, además se calculó la masa del aire de entrada, para esto se realizaron las siguientes consideraciones: 10% de exceso de aire (Izurieta, 1999, p. 232); la combustión es completa, razón por la cual no se produjo CO y el aire está constituido por 21% de O_2 y 79% de N_2 .

La masa de oxígeno que reacciona se obtiene de la siguiente ecuación [AIII.23]:

$$m_{O_2} = 4,354 \times 10^{-5} \frac{\text{kg } O_2}{s} + 6,127 \times 10^{-3} \frac{\text{kg } O_2}{s} + 1,441 \times 10^{-2} \frac{\text{kg } O_2}{s} \quad [\text{AIII.23}]$$

$$m_{O_2} = 0,0205 \frac{\text{kg } O_2}{s} \quad [\text{AIII.24}]$$

La cantidad de oxígeno que debe ingresar con el 10% de exceso fue de:

$$m_{O_2} = 0,0225 \frac{\text{kg}}{s} \quad [\text{AIII.25}]$$

La cantidad de aire que debe ingresar al caldero es de:

$$m_{aire} = 0,1078 \frac{kg}{s} \quad [AIII.26]$$

AIII. 8 MASA DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN EN EL CALDERO PIROTUBULAR

Los gases de combustión se generan por la reacción del combustible con el aire, por lo que por balance de masa se calculó la masa de los gases de combustión mediante la siguiente ecuación [AIII.27]:

$$M_{gc} = M_{at} + m_c \quad [AIII.27]$$

Donde:

m_c = Masa del combustible (kg/s)

M_{gc} = Masa de los gases de combustión (kg/s)

M_{at} = Masa de aire que ingresa al caldero (kg/s)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.27] se obtiene el valor de la masa de los gases de combustión mediante la siguiente operación:

$$M_{gc} = 0,1078 \frac{kg}{s} + 6,227 \times 10^{-3} \frac{kg}{s} = 0,1140 \frac{kg}{s} \quad [AIII.28]$$

AIII. 9 FLUJOS MOLARES DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN

Para el cálculo de los gases de combustión se utilizó las reacciones que se producen entre el aire y el combustible (Ecuaciones [AIII.20], [AIII.21], [AIII.22]), por estequiometría se calculó la cantidad de SO₂, CO₂ y H₂O, además de calcularse la cantidad de N₂ y el O₂ que no reaccionó en todo el proceso, por lo que también fueron parte de los gases de salida.

$$4,354 \times 10^{-5} \frac{kg O_2}{s} \frac{1 kgmol O_2}{32 kg O_2} \frac{1 kgmol SO_2}{1 kgmol O_2} = 1,36 \times 10^{-6} \frac{kgmol SO_2}{s} \quad [AIII.29]$$

$$6,127 \times 10^{-3} \frac{kg O_2}{s} \frac{1 kgmol O_2}{32 kg O_2} \frac{1 kgmol H_2O}{0,5 kgmol O_2} = 3,82 \times 10^{-4} \frac{kgmol H_2O}{s} \quad [AIII.30]$$

$$1,441 \times 10^{-2} \frac{kg O_2}{s} \frac{1 kgmol O_2}{32 kg O_2} \frac{1 kgmol CO_2}{1 kgmol O_2} = 4,50 \times 10^{-4} \frac{kgmol CO_2}{s} \quad [AIII.31]$$

Para hallar la cantidad de oxígeno que no reacciona se utilizó la ecuación [AIII.32]:

$$m_{O_{2s}} = O_e - O_r \quad [AIII.32]$$

Donde:

$m_{O_{2s}}$ = Masa de oxígeno que no reacciona (kg/s)

O_e = Masa de oxígeno que entra al proceso de combustión (kg/s)

O_r = Masa de oxígeno que reacciona en el proceso de combustión (kg/s)

Para hallar la cantidad de oxígeno que no reacciona en el proceso de combustión, se utilizó la ecuación [AIII.32]:

$$m_{O_{2s}} = 0,0226 - 0,02058 = 6,312 * 10^{-5} \frac{kgmol}{s} \quad [AIII.33]$$

AIII. 10 TEMPERATURA DE COMBUSTIÓN

Se calculó la masa de los gases de combustión mediante la siguiente ecuación [AIII.34]:

$$R_{CH} = \frac{\%C}{\%H} \quad [\text{AIII.34}]$$

Donde

R_{CH} = Relación carbono/hidrogeno

$\% C$ = Porcentaje de Carbono presente en el combustible

$\% H$ = Porcentaje de Hidrogeno presente en el combustible

Una vez obtenido ese valor y considerando que el exceso de aire fue del 10% se halló la temperatura de combustión en la Figura AIII.1

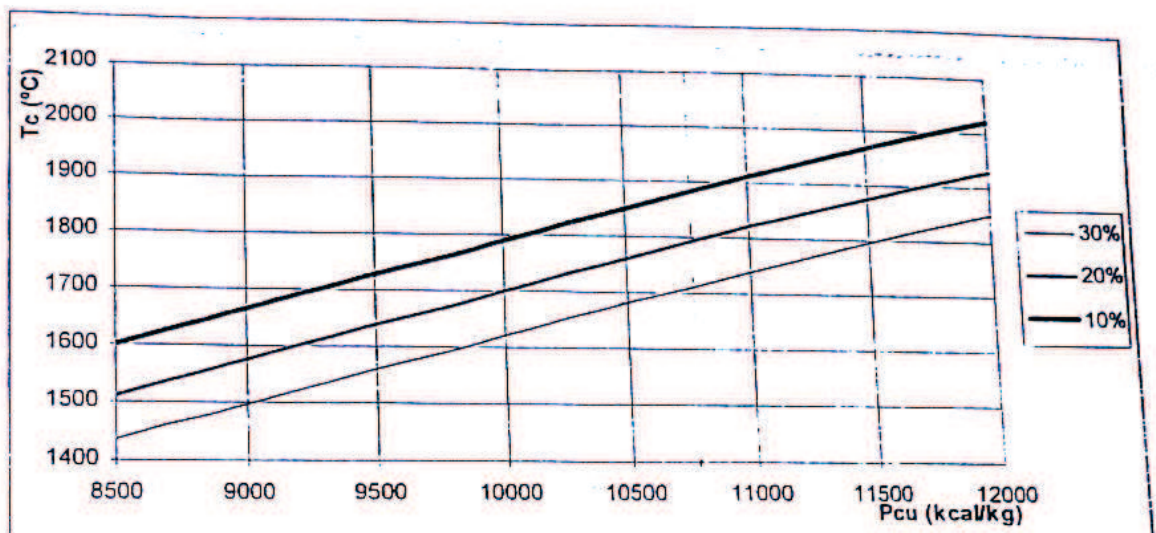


Figura AIII.1. Temperatura (°C) vs Poder calorífico (Kcal/Kg). Relación C/H=7
(Bird, Stewart y Lightfoot, 1992, p. 224).

Por lo tanto, la relación carbono/hidrógeno del combustible se halló con base en la ecuación [AIII.34]:

$$R_{CH} = \frac{86,8}{12,3} = 7 \quad [\text{AIII.35}]$$

AIII. 11 TEMPERATURA DE LOS GASES DE SALIDA DE CHIMENEA EN EL CALDERO PIROTUBULAR

Para el cálculo de la temperatura de salida de los gases de salida de chimenea se utilizó la siguiente ecuación [AIII.36]:

$$T_g = T_c - \frac{Q_n}{M_{gc} C p_{gc}} \quad \text{[AIII.36]}$$

Para hallar la temperatura de los gases de salida de chimenea, fue necesario realizar un proceso iterativo. Para efectuar la primera iteración se utilizó la siguiente ecuación [AIII.37]:

$$T_g = T_{sat} + 20 \text{ °C} \quad \text{[AIII.37]}$$

Donde:

T_g = Temperatura de los gases de salida de chimenea (°C)

$C p_{gc}$ = Capacidad calorífica de los gases de combustión (J/kg*°C)

T_c = Temperatura de combustión (°C)

Q_n = Calor total necesario para obtener vapor saturado al 100% (W)

M_{gc} = Masa de los gases de combustión (kg/s)

Para hallar las propiedades termofísicas de los gases de combustión, se utilizó la Figura AIII. 2

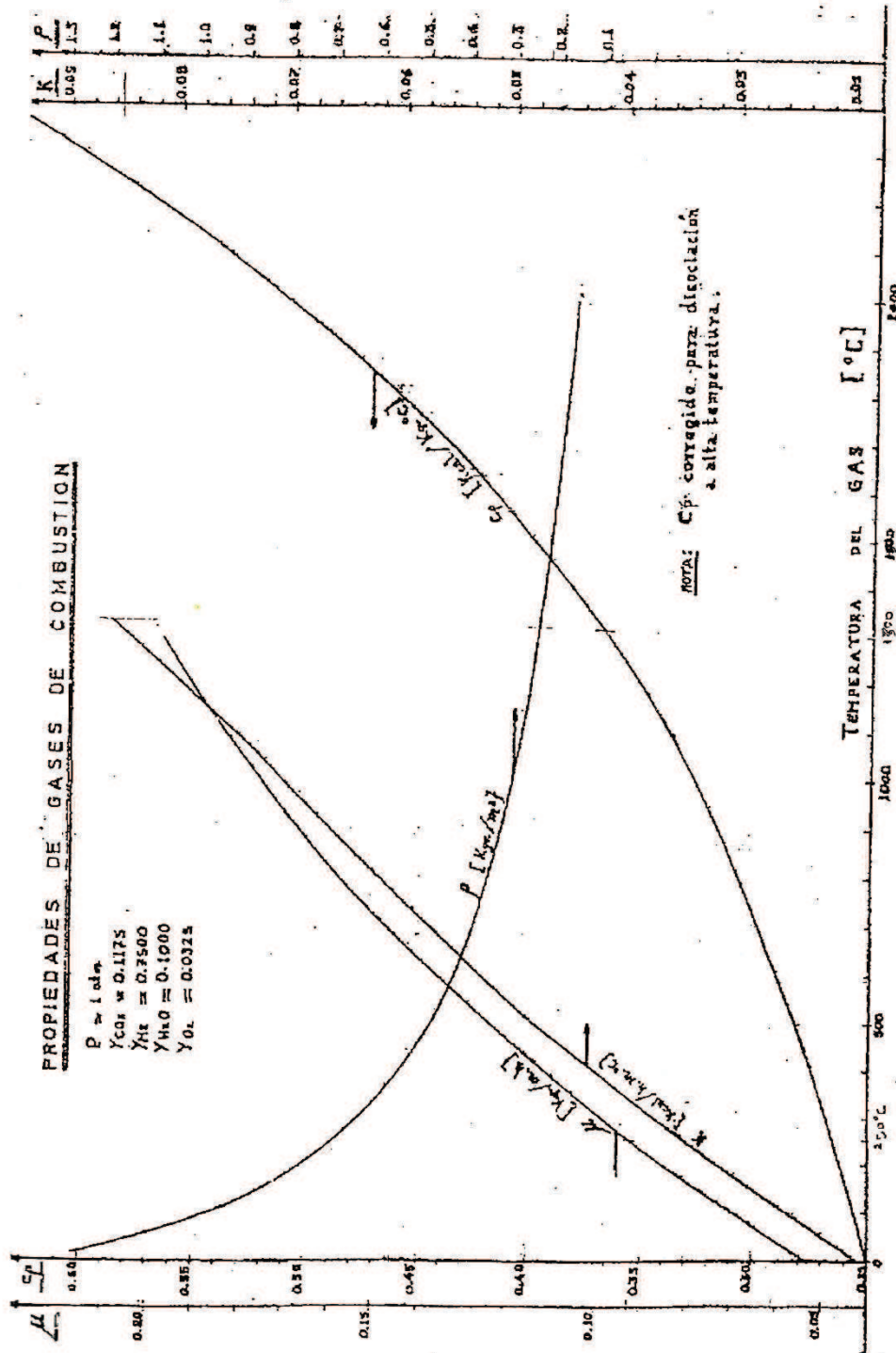


Figura AIII. 2 Propiedades termofísicas de los gases de combustión entre 0 y 1500 °C (Bird, Stewart y Lightfoot, 1992, p. 230).

La capacidad calorífica de los gases de combustión fue de 1 288,83 J/kg*°C, la cual se analizó a una Temperatura media entre la temperatura de combustión (T_c) y la temperatura de salida de los gases de chimenea (T_g).

Con el fin de hallar la primera temperatura de salida de los gases de chimenea para realizar un proceso iterativo, se utilizó la ecuación [AIII.37]:

$$T_g = 177,15^\circ\text{C} + 20^\circ\text{C} = 197,15^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.38}]$$

Para hallar la temperatura de los gases de salida de chimenea en el caldero pirotubular y realizar la primera iteración se utilizó la ecuación [AIII.36], mediante los siguientes cálculos:

$$T_g = 1750^\circ\text{C} - \frac{2,23 \times 10^5 \text{ W}}{0,1140 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1288,83 \frac{\text{J}}{\text{kg}^\circ\text{C}}} = 232,23^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.39}]$$

AIII. 12 DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA BALANCEADA

AIII.. 12. 1 Temperatura intermedia

Para el cálculo de la temperatura intermedia (T_i) se utilizó la siguiente ecuación [AIII.40]:

$$T_i = T_c - \frac{Q_{evp}}{M_{gc} \times Cp_{gc}} \quad [\text{AIII.40}]$$

Donde:

T_i =Temperatura intermedia (°C)

T_c = Temperatura de combustión (°C)

Q_{evp} = Calor de evaporación (W)

M_{gc} = Masa de los gases de combustión (kg/s)

Cp_{gc} = Capacidad calorífica de los gases de combustión (J/kg*°C)

Para hallar la temperatura intermedia (T_i), fue necesario realizar un proceso iterativo. Para iniciar la iteración se asumió un T_i de 650 °C. El Cp se calculó a una temperatura intermedia entre T_i asumida y T de combustión, por lo tanto se calculó a una T de 1 200 °C y fue de 1 365 J/kg°C

$$T_i = 1\,750\text{ °C} - \frac{136\,485\text{ W}}{0,1140\frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,365\frac{\text{J}}{\text{kg}\text{ °C}}} = 872,903\text{ °C} \quad [\text{AIII.41}]$$

AIII. 12.2 LMTD balanceado

La diferencia media logarítmica de temperatura, mide la fuerza que impulsa la transferencia de calor cuando se trabaja con sistemas de flujo, para hallar este valor, se realiza siempre una consideración: “La razón de la pérdida de calor desde el fluido caliente en cualquier sección, es igual a la razón de ganancia de calor por el fluido frío en esa sección” (Cengel, 2007, p. 608). El cálculo del LMTD balanceado se realizó con base en la siguiente ecuación [AIII.42]:

$$LMTD_b = \frac{Q_n}{\frac{Q_{evp}}{LMTD_1} + \frac{m_v Cp_{H_2O}(T_i - T_e)}{LMTD_2}} \quad [\text{AIII.42}]$$

El $LMTD_1$ y el $LMTD_2$ fueron calculados mediante las siguientes ecuaciones [43] y [44]:

$$LMTD_1 = \frac{(T_c - T_{sat}) - (T_i - T_{sat})}{\ln\left(\frac{T_c - T_{sat}}{T_i - T_{sat}}\right)} \quad [\text{AIII.43}]$$

$$LMTD_2 = \frac{(T_i - T_{sat}) - (T_g - T_e)}{\ln\left(\frac{T_i - T_{sat}}{T_g - T_e}\right)} \quad [\text{AIII.44}]$$

Donde:

$LMTD_b$ = Diferencia media logarítmica de temperatura balanceada total en el caldero ($^{\circ}\text{C}$)

$C_{p_{H_2O}}$ = Capacidad calorífica del agua ($\text{J}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$)

T_c = Temperatura de combustión ($^{\circ}\text{C}$)

T_g = Temperatura de los gases de salida de chimenea ($^{\circ}\text{C}$)

T_{sat} = Temperatura de saturación del agua ($^{\circ}\text{C}$)

Q_{evp} = Calor de evaporación (W)

Q_n = Calor total necesario para obtener vapor saturado al 100% (W)

T_e = Temperatura de entrada del agua al caldero ($^{\circ}\text{C}$)

\dot{m}_V = masa de vapor (kg/s)

Se consideró que el $C_{p_{H_2O}}$ fue de $4\,180\text{ J}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$.

Reemplazando en la ecuación [AIII.42], se obtuvo la diferencia media logarítmica balanceada del caldero mediante los siguientes cálculos:

$$LMTD_b = \frac{2,23 \times 10^5\text{ W}}{\frac{136\,485\text{ W}}{1\,125,22^{\circ}\text{C}} + \frac{0,0675\frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 4\,180\frac{\text{J}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \times (948,99 - 22)^{\circ}\text{C}}{446,65^{\circ}\text{C}}} \quad [\text{AIII.45}]$$

$$LMTD_b = 315,473^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIII.46}]$$

AIII. 13 ESTIMACIÓN DEL ÁREA DE TRANSFERENCIA EN EL CALDERO PIROTUBULAR

Para hallar el área de transferencia de calor del caldero, se realizó una estimación con base en catálogos que se aproximen lo máximo posible a la cantidad de energía que se requiere producir por hora. Con esta cantidad se procede a encontrar las dimensiones del caldero (Cengel, 2007, p.230).

AIII. 14 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE OPERACIÓN

El coeficiente global de transferencia de calor sucio (U_s) hace referencia a la intensidad total de transferencia de calor a través de un material (Cheremisinoff, 2000, p. 57). Se calculó del coeficiente global de transferencia de calor de operación mediante la siguiente ecuación [AIII.47]:

$$U_s = \frac{Q_n}{A_t \times LMTD_b} \quad \text{[AIII.47]}$$

Donde:

A_t = Área de transferencia de calor del caldero (m^2)

Q_n = Calor total necesario para obtener vapor saturado al 100% (W)

U_s = Coeficiente global de transferencia de calor de operación ($W/m^2\text{°C}$)

$LMTD_b$ = Diferencia media logarítmica de temperatura balanceada en el caldero pirotubular(°C)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.47], se obtuvo el valor del coeficiente global de transferencia de calor de operación del caldero pirotubular basado en los siguientes cálculos:

$$U_s = \frac{2,23 \times 10^5 \text{ W}}{315,473 \text{ }^\circ\text{C} \times 12,63 \text{ m}^2} = 55,97 \frac{\text{W}}{^\circ\text{C m}^2} \quad [\text{AIII.48}]$$

AIII. 15 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA EN EL HOGAR

AIII. 15.1 Coeficiente de transferencia de calor por radiación en el hogar del caldero pirotubular

- **Temperaturas en el hogar del caldero pirotubular**

Para calcular la temperatura de salida de los gases del hogar, se utilizó la siguiente ecuación [AIII.49]:

$$T_{gsh} = \frac{T_c + T_g}{2} \quad [\text{AIII.49}]$$

La temperatura media del hogar se calculó con base en la siguiente ecuación [AIII.50]:

$$T_{mh} = \frac{T_{gsh} + T_c}{2} \quad [\text{AIII.50}]$$

La temperatura de la pared interna del hogar se calculó mediante la siguiente relación [AIII.51]:

$$T_{pi} = T_{mh} - 30 \text{ }^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.51}]$$

Donde:

T_{gsh} = Temperatura de salida de los gases del hogar ($^\circ\text{C}$)

T_{mh} = Temperatura media del hogar ($^\circ\text{C}$)

T_{pi} = Temperatura de la pared interna del hogar ($^\circ\text{C}$)

T_c = Temperatura de combustión ($^\circ\text{C}$)

T_g = Temperatura de los gases de salida de chimenea (°C)

Reemplazando en la ecuación [AIII.49] se obtiene el valor de la temperatura de salida de los gases del hogar mediante el siguiente cálculo:

$$T_{gsh} = \frac{1\,750^\circ\text{C} + 249,66^\circ\text{C}}{2} = 999,83^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.52}]$$

Para obtener el valor de la temperatura media del hogar se utilizó la ecuación [AIII.50] con base en los siguientes cálculos:

$$T_{mh} = \frac{999,83^\circ\text{C} + 1\,750^\circ\text{C}}{2} = 1\,374,92^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.53}]$$

Con el fin de obtener el valor de la temperatura de la pared interna del hogar se utilizó la ecuación [AIII.51] y se calculó de la siguiente manera:

$$T_{pi} = 1\,374,92^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C} = 1\,344,92^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.54}]$$

- **Longitud del haz radiante**

Para determinar la longitud del haz radiante de los gases se utilizó la ecuación [AIII.55]:

$$Lr_{gi} = Lh \times Ph \quad [\text{AIII.55}]$$

Donde:

Lr_{gi} = Longitud del haz radiante (m)

L_h = Largo del hogar (m)

P_h = Presión parcial de los gases (atm)

Con el largo del hogar y a la temperatura media del hogar (T_{mh}), se halló la longitud del haz radiante ($L_{r_{gi}}$) en la Figura AIII.3 y AIII.4 solo para los gases triatómicos, es decir, CO_2 y H_2O . Reemplazando en la ecuación [AIII.55] se tiene:

$$L_{r_{CO_2}} = 1,499m \times (8,83 \text{ atm} \times 0,1145) = 1,515 m * atm \quad [AIII.56]$$

$$L_{r_{H_2O}} = 1,499m \times (8,83 \text{ atm} \times 0,09733) = 1,288 m * atm \quad [AIII.57]$$

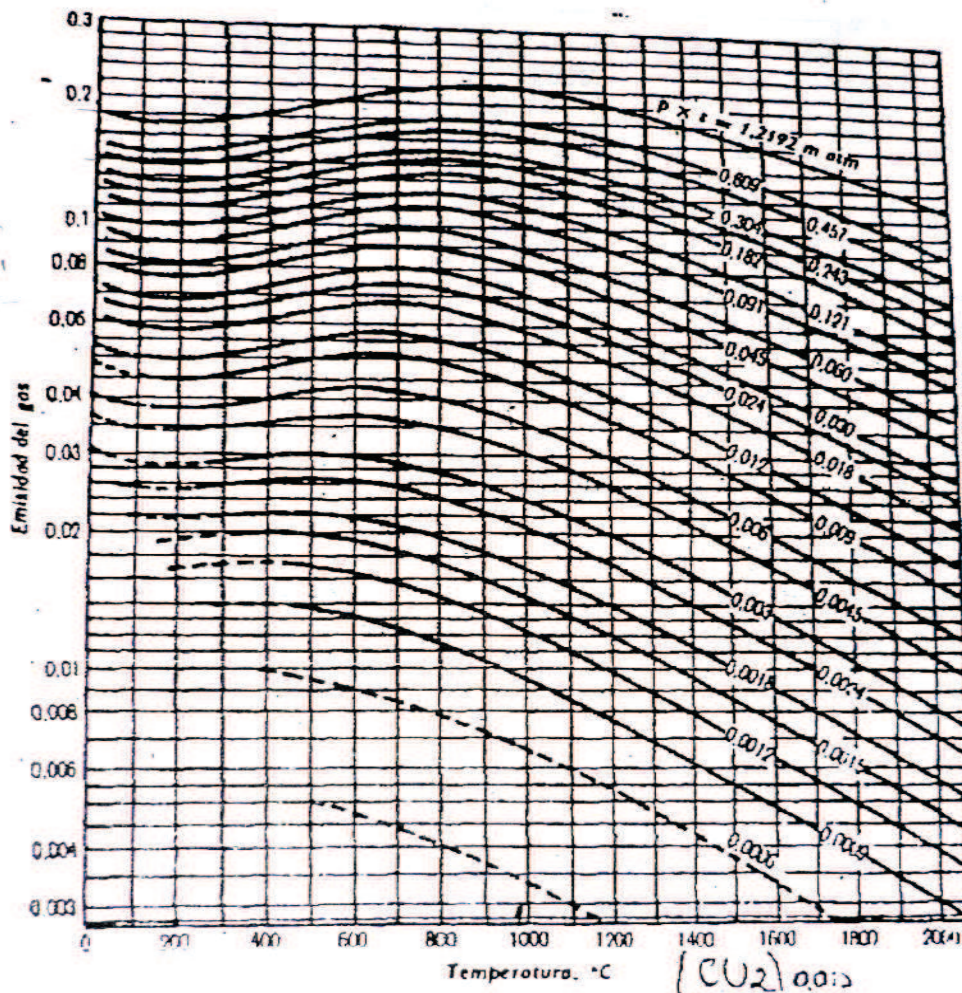


Figura AIII.3. Emisividad del Dióxido de carbono vs Temperatura ($^{\circ}C$)
(Betancourt, 2005, p. 30).

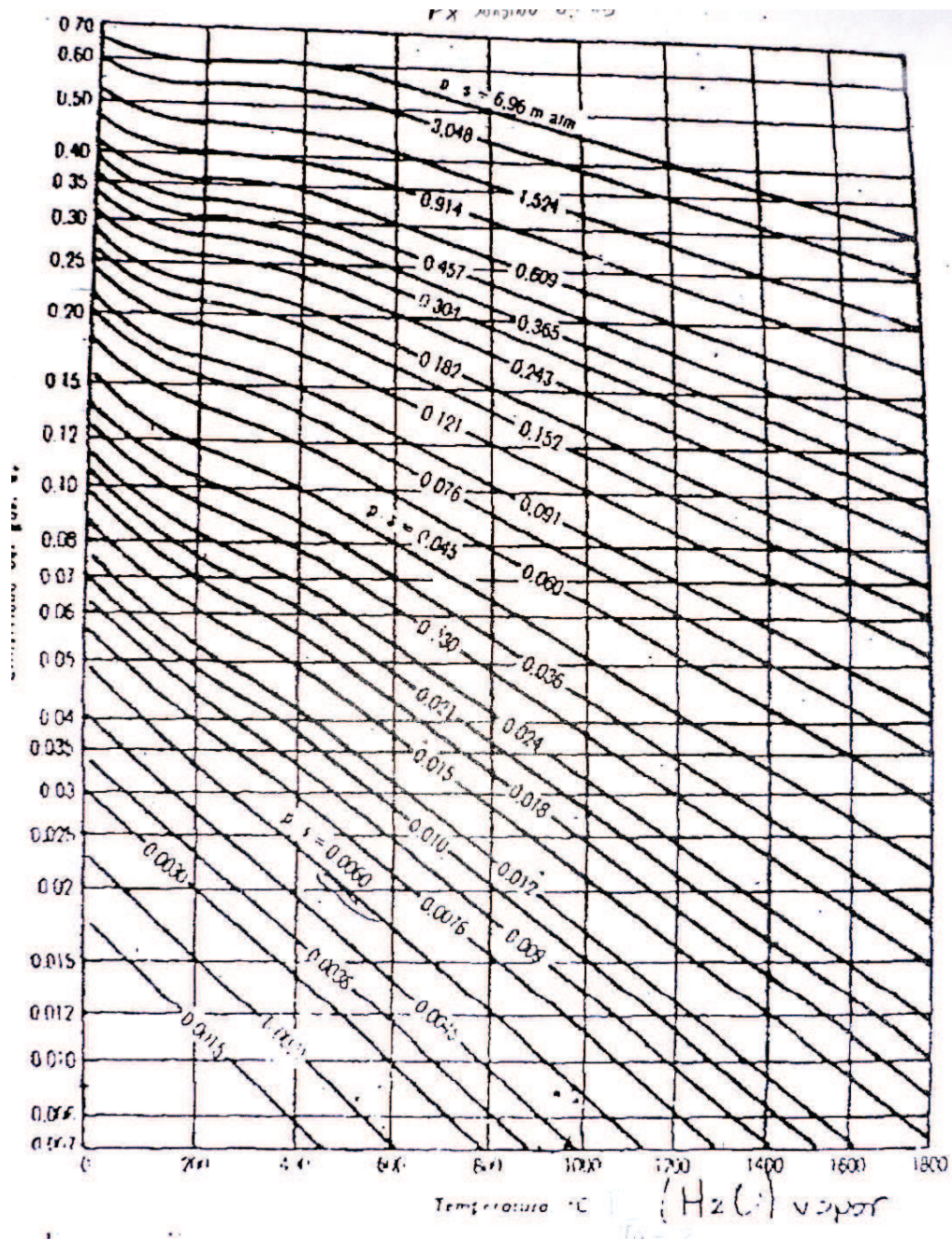


Figura AII.4. Emisividad del vapor de agua vs Temperatura (°C)
(Betancourt, 2005, p. 32).

- Factor de emisividad de los gases

El factor de emisividad de los gases se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.58]:

$$F_{\varepsilon} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_g} + \frac{1}{\varepsilon_p} - 1} \quad [\text{AIII.58}]$$

Donde:

F_{ε} = Factor de emisividad

ε_g = Emisividad de los gases de combustión (gases triatómicos)

ε_p = Emisividad paredes internas (ladrillo refractario)

Emisividad de un refractario blanco (ε_p) = 0,9 (Mills, 1995, p.235).

Reemplazando los valores en la ecuación [AIII.58], se obtiene el valor del factor de emisividad de los gases mediante los siguientes cálculos:

$$F_{\varepsilon} = \frac{1}{\frac{1}{0,225} + \frac{1}{0,9} - 1} = 0,219 \quad [\text{AIII.59}]$$

- **Coefficiente de transferencia de calor por radiación**

El coeficiente de transferencia de calor por radiación se calculó con base en la relación de Stefan Boltzmann mediante la siguiente ecuación [AIII.60] (Mills, 1995, p. 515):

$$h_{rh} = \frac{\sigma F_{\varepsilon} F_A (T_{mh}^4 - T_{pi}^4)}{(T_{mh} - T_{pi})} \quad [\text{AIII.60}]$$

Donde:

h_{rh} = Coeficiente de transferencia de calor por radiación en el hogar ($\text{W/m}^{2*\circ\text{C}}$)

σ = Constante de radiación térmica de Stefan- Boltzmann ($\text{W/m}^{2*\circ\text{C}^4}$)

F_A = Factor de forma

T_{mh} = Temperatura media del hogar ($^{\circ}\text{C}$)

T_{pi} = Temperatura de la pared interna del hogar ($^{\circ}\text{C}$)

La constante de radiación térmica de Stefan- Boltzmann tiene un valor de $5,67\text{E-}8 \text{ W/m}^2\text{C}^4$.

El factor de forma F_A referido a cilindros infinitos concéntricos es de 1 (Mills, 1995, p. 518).

Con base en la ecuación [AIII.60] se obtiene el valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación en el hogar mediante el siguiente cálculo:

$$h_{rh} = \frac{5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2\text{C}^4} * 0,219 \times 1 \times (1\,374,915^4 - 1\,344,92^4)\text{C}^4}{(1\,374,915 - 1\,344,92)\text{C}} \quad [\text{AIII.61}]$$

$$h_{rh} = 124,993 \frac{W}{m^2\text{C}} \quad [\text{AIII.62}]$$

AII. 15.2 Coeficiente de transferencia de calor por convección en el hogar

- **Números adimensionales de Reynolds, Prandtl y Nusselt**

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección se requiere el cálculo de números adimensionales de Prandtl, Reynolds y Nusselt, los cuales fueron calculados a la temperatura media del hogar (T_{mg}) mediante las relaciones matemáticas que se presentan a continuación:

El número adimensional de Prandtl se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.63]:

$$Pr_h = \frac{Cp \times \mu_L}{k} \quad [\text{AIII.63}]$$

Se calculó el diámetro externo del hogar mediante la siguiente relación [AIII.64]:

$$\phi_{eh} = \frac{\phi_{ec}}{2,3} \quad [\text{AIII.64}]$$

El cálculo del área de flujo a través del hogar se realizó con base en la siguiente ecuación [AIII.65]:

$$A_{fh} = \frac{1}{4} \times \pi \times (\phi_{ih})^2 \quad [\text{AIII.65}]$$

El flujo específico de los gases de combustión se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.66]:

$$G_h = \frac{M_{gc}}{A_{fh}} \quad [\text{AIII.66}]$$

El número adimensional de Reynolds se calculó mediante la siguiente relación [AIII.67]:

$$Re_h = \frac{\phi_{ih} \times G_h}{\mu_L} \quad [\text{AIII.67}]$$

El número adimensional de Nusselt se calculó con base a la siguiente ecuación (Esplugas y Chamarro, 2010, p. 86) [AIII.68]:

$$Nu_h = 0,116 \left(Re_h^{\frac{2}{3}} - 125 \right) Pr_h^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_L}{\mu_p} \right)^{0,14} \left(1 + \left(\frac{\phi_{ih}}{L_h} \right)^{0,7} \right) \quad [\text{AIII.68}]$$

Donde:

Pr_h = Número de Prandtl en el hogar

Re_h = Número de Reynolds en el hogar

G_h = Flujo específico de los gases de combustión (kg/m²*s)

- Nu_h = Número adimensional de Nusselt
 μ_L = Viscosidad de los gases de combustión (kg/m*s)
 ϕ_{eh} = Diámetro externo del hogar (m)
 L_h = Longitud del hogar (m)
 ϕ_{ec} = Diámetro externo del caldero (m)
 ϕ_{ih} = Diámetro interno del hogar (m)
 A_{fh} = Área transversal del hogar (m)
 h_{ch} = Coeficiente de transferencia de calor por convección en el hogar (W/m²*°C)
 k = Constante de conductividad térmica (W/m*°C)
 A_{fh} = Área de flujo en el hogar (m²)
 μ_p = Viscosidad de los gases de combustión a T_{p_i} (kg/m*s)

El cálculo del número adimensional de Prandtl en el hogar se basó en la ecuación [AIII.63] mediante los siguientes cálculos:

$$Pr_h = \frac{1\,463 \frac{J}{kg^{\circ}C} \times 5,47 \times 10^{-5} \frac{kg}{ms}}{0,1021 \frac{J}{m^{\circ}Cs}} = 0,784 \quad [AIII.69]$$

Reemplazando en la ecuación [AIII.64] se obtuvo el valor del diámetro externo del hogar:

$$\phi_{eh} = \frac{1,194\,m}{2,3} = 0,519\,m \quad [AIII.70]$$

Con base en la ecuación [AIII.65] se calculó el área de flujo en el hogar, con base en el siguiente cálculo:

$$A_{fh} = \frac{1}{4} \times \pi \times (0,519\,m - 2(0,017)m)^2 = 0,1848\,m^2 \quad [AIII.71]$$

Reemplazando en la ecuación [AIII.66] se obtuvo el valor del flujo específico de los gases de combustión en el hogar:

$$G_h = \frac{0,1140 \frac{kg}{s}}{0,1848 m^2} = 0,6168 \frac{kg}{sm^2} \quad [AIII.72]$$

Mediante la ecuación [AIII.67] se determinó el número adimensional de Reynolds mediante los siguientes cálculos:

$$Re_h = \frac{0,485 m \times 0,6168 \frac{kg}{sm^2}}{5,47 \times 10^{-5} \frac{kg}{ms}} = 5468,88 \quad [AIII.73]$$

Por otro lado, reemplazando en la ecuación [AIII.68] se obtuvo el valor del número adimensional de Nusselt mediante los siguientes cálculos:

$$Nu_h = 0,116 \times \left(5468,88^{\frac{2}{3}} - 125 \right) \times 0,784^{\frac{1}{3}} \times \left(1 + \left(\frac{0,485}{1,499} \right)^{0,7} \right) = 29,23 \quad [AIII.74]$$

- **Coefficiente de transferencia de calor por convección**

El coeficiente de transferencia de calor por convección se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.75] (Mills, 1995, p. 274):

$$h_{ch} = \frac{Nu_h \times k}{\phi_{ih}} \quad [AIII.75]$$

Donde:

h_{ch} = Coeficiente de transferencia de calor por convección en el hogar ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

Nu_h = Número adimensional de Nusselt

k = Constante de conductividad térmica ($W/m \cdot ^\circ C$)

ϕ_{ih} = Diámetro interno del hogar (m)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.75] se obtuvo el valor del coeficiente de transferencia de calor por convección con base en los siguientes cálculos:

$$h_{ch} = \frac{29,23 \times 0,1021 \frac{W}{m^{\circ}C}}{0,485 m} = 6,15 \frac{W}{m^2 \text{ }^{\circ}C} \quad [AIII.76]$$

AIII. 15.3 Temperatura de los gases de salida del hogar

Para el cálculo de la temperatura de los gases de salida del hogar se realizó un balance de energía en el hogar, se utilizó la siguiente ecuación [AIII.77]:

$$T_{gsh} = T_c - \frac{Q_{TH}}{M_{gc} \times Cp_{gch}} \quad [AIII.77]$$

Se realizó un proceso iterativo hasta que la Temperatura hallada en AIII.15.3 sea igual a la temperatura de AIII. 15.1

El calor total del hogar se calculó con base en la siguiente relación [AIII.78]:

$$Q_{TH} = M_{gc} Cp_{gch} (T_c - T_{gsh}) \quad [AIII.78]$$

La iteración se realizó con base en la siguiente ecuación [AIII.79]:

$$Q_{TH} = h_{rh} A_{pi} (T_{mh} - T_{pi}) + h_{ch} A_{pi} (T_{mh} - T_{pi}) \quad [AIII.79]$$

El área lateral de transferencia de calor en el hogar (A_{pi}) se calculó con base en la siguiente ecuación [AIII.80]:

$$A_{pi} = \pi \phi_{ih} L h \quad [AIII.80]$$

Donde:

T_{gsh} = Temperatura de salida de los gases del hogar ($^{\circ}\text{C}$)

Q_{TH} = Calor total en el hogar (W)

A_{pi} = Área lateral de transferencia de calor en el hogar (m^2)

h_{ch} = Coeficiente de transferencia de calor por convección ($\text{W}/\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$)

L_h = Longitud del hogar (m)

h_{rh} = Coeficiente de transferencia de calor por radiación en el hogar ($\text{W}/\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$)

M_{gc} = Masa de los gases de combustión (kg/s)

ϕ_{ih} = Diámetro interno del hogar (m)

T_c = Temperatura de combustión ($^{\circ}\text{C}$)

T_{pi} = Temperatura de la pared interna ($^{\circ}\text{C}$)

En la Tabla AIII.3 se presentan los valores de las propiedades termofísicas de los gases de combustión evaluadas a la temperatura media del hogar (T_{mg}), debido a que se realizó un proceso iterativo, los valores difieren.

La viscosidad (μ_p) se calculó a la temperatura de pared interna (T_{pi}), además se asumió que el espesor del refractario fue de 0,017 m.

Tabla AIII.3. Propiedades termofísicas de los gases de combustión a diferentes temperaturas medias del hogar (T_{mg})

T_{mg} ($^{\circ}\text{C}$)	μ_L ($\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$)	μ_p ($\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$)	k ($\text{W}/\text{m}\cdot^{\circ}\text{C}$)	$C_{p_{gc}}$ ($\text{J}/\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C}$)
1374,92	5,47E-5	5,40E-5	0,1021	1463,00
1379,41	5,49E-5	5,46E-5	0,1005	1534,06
1368,58	5,47E-5	5,36E-5	0,1018	1496,44
1374,56	5,47E-5	5,40E-5	0,1021	1463

(Bird, Stewart y Lightfoot, 1992, p. 230).

Igualando las ecuaciones [AIII.78] y [AIII.79] se calcula la temperatura de salida de los gases del hogar, mediante los siguientes cálculos:

$$0,1140 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,527,7 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C}} \times (1\,750 - T_{gsh})^{\circ}\text{C} = \quad [\text{AIII.81}]$$

$$6,153 \times \pi \times 0,485 \times 1,499 \times \left(\left[\frac{T_{gsh} + 1750}{2} \right] - \left\{ \frac{T_{gsh} + 1750}{2} - 30 \right\} \right) +$$

$$124,933 * \pi \times 0,485 \times 1,499 \times \left(\left[\frac{T_{gsh} + 1750}{2} \right] - \left\{ \frac{T_{gsh} + 1750}{2} - 30 \right\} \right)$$

$$T_{gsh} = 877,31^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIII.82}]$$

Después de iterar se obtuvo una T_{gsh} de $999,87^{\circ}\text{C}$, por lo tanto el calor total del hogar se calculó mediante la ecuación [AIII.78]:

$$Q_{TH} = 0,1140 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1527,7 \frac{\text{J}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \times (1750 - 999,87)^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIII.83}]$$

$$Q_{TH} = 1,306 \times 10^5 \text{ W} = 1,12 \times 10^5 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad [\text{AIII.84}]$$

AIII. 15.4 Caída de temperatura del film

Para calcular la caída de temperatura del film se utilizó la siguiente ecuación [AIII.85]:

$$\Delta T_{eb} = 0.072 \sqrt{\frac{Q_{TH}}{A_{eH}}} e^{-\frac{P}{1260}} \quad [\text{AIII.85}]$$

El cálculo del área externa del hogar se basó en la siguiente ecuación [AIII.86]:

$$A_{eh} = \pi \phi_{eh} L h \quad [\text{AIII.86}]$$

Donde:

ΔT_{eb} = Caída de temperatura del film ($^{\circ}\text{F}$)

A_{eh} = Área externa del hogar (m^2)

Q_{TH} = Calor total en el hogar (Kcal/h)

P = Presión total de trabajo en el caldero (PSI)

Mediante la ecuación [AIII.86] se obtuvo el área externa del hogar mediante el siguiente cálculo:

$$A_{eh} = \pi \times 0,519m \times 1,499m = 2,44m^2 \quad [\text{AIII.87}]$$

Con base en la ecuación [AIII.85] y mediante los siguientes cálculos se obtuvo el valor de la caída de temperatura del film del hogar:

$$\Delta T_{eb} = 0.072 \times \sqrt{\frac{1,12 * 10^5}{2,44}} \times e^{-\frac{129,801}{1260}} = 13,92^\circ\text{F} = 7,73^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.88}]$$

AIII. 15.5 Coeficiente de ebullición

El coeficiente de ebullición se determinó mediante la siguiente la ecuación [AIII.89]:

$$h_{ebh} = \frac{Q_{TH}}{A_{eh}\Delta T_{eb}} \quad [\text{AIII.89}]$$

Donde:

h_{ebh} = Coeficiente de ebullición ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)

Q_{TH} = Calor total en el hogar (W)

ΔT_{eb} = Caída de temperatura del film ($^\circ\text{F}$)

A_{eh} = Área externa del hogar (m^2)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.89] se halló el valor del coeficiente de ebullición del hogar con base en los siguientes cálculos:

$$h_{ebh} = \frac{1,306 \times 10^5 \text{ W}}{7,73^\circ\text{C} \times 2,44 \text{ m}^2} = 6\,924,27 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} \quad [\text{AIII.90}]$$

AIII. 15.6 Coeficiente global de transferencia de calor en el hogar

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor se utilizó la siguiente ecuación [AIII.91]:

$$\frac{1}{U_h} = \frac{1}{h_{rh} + h_{ch}} + \frac{e}{K} \times \frac{ri}{re} + \frac{1}{h_{ebh}} \quad [\text{AIII.91}]$$

Donde:

U_h = Coeficiente global de transferencia de calor en el hogar ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)

ri = Radio interno del hogar (m)

re = radio externo del hogar (m)

e = espesor de las paredes del hogar (m)

k = constante de conductividad térmica ($\text{W}/\text{m}\text{°C}$)

h_{ch} = Coeficiente de transferencia de calor por convección en el hogar ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)

h_{rh} = Coeficiente de transferencia de calor por radiación en el hogar ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)

h_{ebh} = Coeficiente de ebullición en el hogar ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)

Se consideró que las paredes del hogar poseen un espesor de 0,017 m y la constante de conductividad térmica de arcilla refractaria fue de 1,8 $\text{W}/\text{m}\text{°C}$

Reemplazando en la ecuación [AIII.91] se calculó el coeficiente global de transferencia de calor en el hogar:

$$\frac{1}{U_h} = \frac{1}{124,83 + 6,15} + \frac{0,017}{1,8} \times \frac{0,4851}{0,519} + \frac{1}{6\,924,27} = 60,22 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} \quad [\text{AIII.92}]$$

AIII. 15.7 Diferencia media logarítmica de temperatura en el hogar

Para el cálculo del LMTD en el hogar se utilizó la siguiente ecuación [AIII.93]:

$$LMTD_h = \frac{(T_c - T_{sat}) - (T_{gsh} - T_{sat})}{\ln \frac{(T_c - T_{sat})}{(T_{gsh} - T_{sat})}} \quad [AIII.93]$$

Donde:

$LMTD_h$ = Diferencia media logarítmica de temperatura en el hogar (°C)

T_c = Temperatura de combustión (°C)

T_{sat} = Temperatura de saturación del agua (°C)

T_{gsh} = Temperatura de salida de los gases del hogar (°C)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.93] se obtuvo el valor de la diferencia media logarítmica de temperatura en el hogar:

$$LMTD_h = \frac{(1750 - 177,15) - (999,12 - 177,15)}{\ln \frac{(1750 - 177,15)}{(999,12 - 177,1)}} = 1157,08 \text{ °C} \quad [AIII.94]$$

AIII. 16 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL BANCO DE TUBOS

AIII. 16.1 Área de transferencia por el banco de tubos

El área de transferencia por el banco de tubos se calculó con la ecuación [AIII.95]:

$$A_{tbt} = A_t - A_{eh} \quad [AIII.95]$$

El número de tubos del banco de tubos se basó en la siguiente ecuación [AIII.96]:

$$\#t = \frac{A_{tbt}}{\pi \times \emptyset_{et} \times L_t} \quad [\text{AIII.96}]$$

Donde:

A_{tbt} = Área lateral de transferencia de calor del banco de tubos (m^2)

A_t = Área de transferencia de calor del caldero (m^2)

$\#t$ = Número de tubos en el banco de tubos

\emptyset_{et} = Diámetro externo de los tubos (m)

L_t = Longitud de los tubos (m)

A_{eh} = Área externa del hogar (m^2)

Reemplazando en la ecuación [AIII.95] se obtuvo el valor del área lateral de transferencia de calor del banco de tubos mediante el siguiente cálculo:

$$A_{tbt} = 12,63m^2 - 2,44 m^2 = 10,19 m^2 \quad [\text{AIII.97}]$$

Con base en la ecuación [AIII.96] se calculó el número de tubos necesarios:

$$\#t = \frac{10,19 m^2}{\pi * 0,051m \times 1,499m} = 42,43 \sim 42 \text{ tubos} \quad [\text{AIII.98}]$$

AIII. 16.2 Coeficiente global de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos

- **Números adimensionales de Reynolds, Prandtl y Nusselt**

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos, fue necesario calcular los números adimensionales de Reynolds, Prandtl y Nusselt de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

El número adimensional de Prandtl se determinó mediante la siguiente relación [AIII.99]:

$$Pr_{bt} = \frac{Cp_{gc}\mu_{L_{gc}}}{k_{gc}} \quad \text{[AIII.99]}$$

El número adimensional de Reynolds se calculó mediante la siguiente relación [AIII.100]:

$$Re_{bt} = \frac{v_t \delta_t D_t}{\mu_t} \quad \text{[AIII.100]}$$

La velocidad de los gases de combustión por el lado de los tubos se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.101]:

$$v_t = \frac{M_{gc}}{\delta_t A f_{bt}} \quad \text{[AIII.101]}$$

El área de flujo por el banco de tubos se determinó mediante la siguiente ecuación [AIII.102]:

$$A f_{bt} = \pi (D_t)^2 \#t \quad \text{[AIII.102]}$$

El número adimensional de Nusselt se calculó con base en la siguiente ecuación [AIII.103]:

$$Nu_{bt} = 0,51 Re_{bt}^{0,385} Pr_{bt}^{\frac{1}{3}} \quad \text{[AIII.103]}$$

La temperatura media del banco de tubos se calculó mediante la siguiente relación [AIII.104]:

$$T_{mbt} = \frac{T_g + T_{gsh}}{2} \quad \text{[AIII.104]}$$

Donde:

- Pr_{bt} = Número de Prandtl por el lado de los tubos
 Re_{bt} = Número de Reynolds por el lado de los tubos
 Nu_{bt} = Número adimensional de Nusselt por el lado de los tubos
 T_{mbt} = Temperatura media del banco de tubos ($^{\circ}\text{C}$)
 D_t = Diámetro de los tubos (m)
 μ_t = Viscosidad de los gases de combustión ($\text{kg/m}^*\text{s}$)
 $\#t$ = Número de tubos en el banco de tubos
 δ_t = Densidad de los gases de combustión (kg/m^3)
 v_t = Velocidad de los gases de combustión por el lado de los tubos (m/s)
 Cp_t = Capacidad calorífica de los gases de combustión ($\text{J/kg}^*\text{^{\circ}\text{C}}$)
 k_t = Constante de conductividad térmica de los gases de combustión
 ($\text{W/m}^*\text{^{\circ}\text{C}}$)
 Af_{bt} = Área de flujo del banco de tubos

En la Tabla AIII. 4 se presenta las propiedades termofísicas de los gases de combustión a la temperatura media del hogar (T_{mbt}) = $624,39^{\circ}\text{C}$

Tabla AIII.4. Propiedades termofísicas de los gases de combustión a $T_{mbt} = 624,39^{\circ}\text{C}$

Propiedades	Valor guía
Densidad (δ_t)	$0,3857 \text{ kg/m}^3$
Viscosidad (μ_t)	$3,77\text{E-}5 \text{ kg/m}^*\text{s}$
Constante de conductividad térmica (k_t)	$0,065 \text{ W/m}^*\text{^{\circ}\text{C}}$
Capacidad calorífica (Cp_t)	$1195,48 \text{ J/kg}^*\text{^{\circ}\text{C}}$

(Bird, Stewart y Lightfoot, 1992, p. 230).

Reemplazando los valores correspondientes en la ecuación [AIII.104], se calculó el valor de la temperatura media del banco de tubos de la siguiente forma:

$$T_{mbt} = \frac{249,66^{\circ}\text{C} + 999,12^{\circ}\text{C}}{2} = 624,39^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIII.105}]$$

Con base en la ecuación [AIII.102] se calculó el área de flujo del banco de tubos:

$$A_{f_{bt}} = \pi \left(\frac{0,051}{2} \right)^2 \times 42 = 0,085 m^2 \quad [\text{AIII.106}]$$

Mediante la ecuación [AIII.101] se calculó la velocidad de los gases de combustión por el lado de los tubos, con los siguientes cálculos:

$$v_t = \frac{0,1140 \frac{kg}{s}}{0,3857 \frac{kg}{m^3} * 0,085 m^2} = 3,47 \frac{m}{s} \quad [\text{AIII.107}]$$

Los números adimensionales en el banco de tubos, es decir, los números adimensionales de Reynolds, Prandtl y Nusselt se calcularon con base en las ecuaciones [AIII.99], [AIII.100] y [AIII.103] mediante las siguientes operaciones respectivas:

$$Re_{bt} = \frac{3,47 \frac{m}{s} \times 0,3857 \frac{kg}{m^3} \times 0,051 m}{3,77 * 10^{-5} \frac{kg}{ms}} = 1\ 810,53 \quad [\text{AIII.108}]$$

$$Pr_{bt} = \frac{1\ 195,48 \times 3,77 \times 10^{-5}}{0,065} = 0,693 \quad [\text{AIII.109}]$$

$$Nu_{bt} = 0,51 \times 1\ 810,53^{0,385} \times 0,693^{\frac{1}{3}} = 8,10 \quad [\text{AIII.110}]$$

- **Coefficiente de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos**

El coeficiente de transferencia de calor por convección se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.111] (Mills, 1995, p. 274):

$$h_{c_{bt}} = \frac{Nu_{bt} k_t}{D_t} \quad [\text{AIII.111}]$$

Donde:

hc_{bt} = Coeficiente de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

Nu_{bt} = Número adimensional de Nusselt por el lado de los tubos

k_t = Constante de conductividad térmica de los gases de combustión ($W/m \cdot ^\circ C$)

D_t = Diámetro de los tubos (m)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.111] se obtiene el coeficiente de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos mediante el siguiente cálculo matemático:

$$hc_{bt} = \frac{8,10 \times 0,065 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}}{0,051 m^2} = 10,33 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad [AIII.112]$$

AIII. 16.3 Coeficiente de transferencia de calor por radiación por el lado del banco de tubos

Para el cálculo del coeficiente de radiación, se consideró la siguiente relación [AIII.113]:

$$hr_{bt} = 10\%hc_{bt} \quad [AIII.113]$$

Donde:

hr_{bt} = Coeficiente de transferencia de calor por radiación por el lado de los tubos ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

hc_{bt} = Coeficiente de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

Por lo tanto, reemplazando los valores en la ecuación [AIII.113] se obtuvo el valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación por el lado de los tubos mediante el siguiente cálculo:

$$hr_{bt} = 0,1 \times 10,3 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}} = 1,03 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \quad [\text{AIII.114}]$$

AIII. 16.4 Caída de temperatura del film en el banco de tubos

AIII. 16.4.1 Calor total en el banco de tubos

Para calcular el calor total por el banco de tubos, se utilizó la siguiente ecuación [AIII.115]:

$$Q_{bt} = M_{gc} C_p (T_{gsh} - T_g) \quad [\text{AIII.115}]$$

Donde:

Q_{bt} = Calor total en el banco de tubos (W)

M_{gc} = Masa de los gases de combustión (kg/s)

T_{gsh} = Temperatura de salida de los gases del hogar ($^\circ\text{C}$)

T_g = Temperatura de los gases de salida de chimenea ($^\circ\text{C}$)

C_p = Capacidad calorífica de los gases de combustión ($\text{J}/\text{kg}^\circ\text{C}$)

El C_p de los gases de combustión para hallar el calor total en el banco de tubos fue de $1\,137,88 \text{ W}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ hallado a una $T = 624,39 \text{ } ^\circ\text{C}$

Reemplazando los datos en la ecuación [AIII.115] se obtuvo el valor del calor total en el banco de tubos:

$$Q_{bt} = 0,1140 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1137,88 \frac{\text{J}}{\text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}} \times (999,12 - 249,661)^\circ\text{C} \quad [\text{AIII.116}]$$

$$Q_{bt} = 9,72 \times 10^4 W = 8,37 \times 10^4 \frac{kcal}{h} \quad [AIII.117]$$

AIII. 16.4.2 Área externa del banco de tubos

El cálculo del área externa del banco de tubos se realizó mediante la siguiente ecuación [AIII.118]:

$$Ae_{bt} = \#t \times \pi \times D_t \times Lt \quad [AIII.118]$$

Donde:

Ae_{bt} = Área externa del banco de tubos (m^2)

$\#t$ = Número de tubos en el banco de tubos

D_t = Diámetro de los tubos (m)

L_t = Longitud de los tubos (m)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.118] los valores correspondientes, se calculó el valor del área externa del banco de tubos:

$$Ae_{bt} = 42 \times \pi \times 0,051 \times 1,499 = 10,08 m^2 \quad [AIII.119]$$

AIII. 16.4.3 Caída de temperatura del film

Para calcular la variación de la temperatura de ebullición, se utilizó la siguiente ecuación [AIII.120]:

$$\Delta T_{eb_{bt}} = 0.072 \sqrt{\frac{Q_{bt}}{Ae_{bt}}} e^{-\frac{P}{1260}} \quad [AIII.120]$$

Donde:

$\Delta T_{eb_{bt}}$ = Caída de temperatura del film en el banco de tubos (°F)

Q_{bt} = Calor total en el banco de tubos (Kcal/h)

P = Presión total de trabajo en el caldero (PSI)

$A_{e_{bt}}$ = Área externa del banco de tubos (m²)

Reemplazando en la ecuación [AIII.120] se obtuvo la caída de temperatura del film en el banco de tubos mediante los siguientes cálculos:

$$\Delta T_{eb_{bt}} = 0.072 \times \sqrt{\frac{8,37 \times 10^4 \frac{kcal}{h}}{10,08 m^2}} \times e^{-\frac{129,801}{1260}} = 5,92 \text{ °F} = 3,28 \text{ °C} \quad [\text{AIII.121}]$$

AIII. 16.5 Coeficiente de transferencia de calor de ebullición por el lado de los tubos

El calor de ebullición por el lado de los tubos se determinó mediante la siguiente ecuación [AIII.122]:

$$h_{ebt} = \frac{Q_{bt}}{A_{e_{bt}} \times \Delta T_{eb_{bt}}} \quad [\text{AIII.122}]$$

Donde:

h_{ebt} = Coeficiente de transferencia de calor de ebullición por el lado de los tubos (W/m²*°C)

Q_{bt} = Calor total en el banco de tubos (W)

$\Delta T_{eb_{bt}}$ = Caída de temperatura del film en el banco de tubos (°C)

$A_{e_{bt}}$ = Área externa del banco de tubos (m²)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.122] se calculó el coeficiente de transferencia de calor de ebullición por el lado de los tubos:

$$h_{ebt} = \frac{9,72 \times 10^4 W}{10,08 m^2 \times 3,28 \text{ °C}} = 2\,939,89 \frac{W}{m^2 \text{ °C}} \quad [\text{AIII.123}]$$

AIII. 16.6 Coeficiente global de transferencia de calor del banco de tubos

El cálculo del Coeficiente global de transferencia de calor en el banco de tubos se utilizó la siguiente ecuación [AIII.124]:

$$\frac{1}{U_{bt}} = \frac{1}{hr_{bt} + hc_{bt}} + \frac{1}{h_{ebt}} \quad \text{[AIII.124]}$$

Donde:

U_{bt} = Coeficiente global de transferencia de calor en el banco de tubos
(W/m²*°C)

h_{ebt} = Coeficiente de transferencia de calor de ebullición por el lado de los tubos (W/m²*°C)

hc_{bt} = Coeficiente de transferencia de calor por convección por el lado de los tubos (W/m²*°C)

hr_{bt} = Coeficiente de transferencia de calor por radiación por el lado de los tubos (W/m²*°C)

Reemplazando en la ecuación [AIII.124] se obtuvo el valor del coeficiente global de transferencia de calor en el banco de tubos mediante los siguientes cálculos:

$$U_{bt} = \frac{1}{\frac{1}{1,03 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} + 10,3 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}} + \frac{1}{2\,939,89 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}}} = 11,28 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad \text{[AIII.125]}$$

AIII. 16.7 Diferencia de temperatura media logarítmica en el banco de tubos

El cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica en el banco de tubos se basó en la siguiente ecuación [AIII.126]:

$$LMTD_{Bbt} = \frac{Q_{bt}}{\frac{M_{gc}Cp(T_{gsh} - T_i)}{LMTD_{B1}} + \frac{M_{gc}Cp(T_i - T_e)}{LMTD_{B2}}} \quad [AIII.126]$$

El cálculo del $LMTD_{B1}$ se basó en la siguiente ecuación [AIII.127]:

$$LMTD_{B1} = \frac{(T_{gsh} - T_{sat}) - (T_i - T_{sat})}{\ln \frac{(T_{gsh} - T_{sat})}{(T_i - T_{sat})}} \quad [AIII.127]$$

Para calcular el $LMTD_{B2}$ se utilizó la siguiente ecuación [AIII.128]:

$$LMTD_{B2} = \frac{(T_i - T_{sat}) - (T_{gsh} - T_e)}{\ln \frac{(T_i - T_{sat})}{(T_{gsh} - T_e)}} \quad [AIII.128]$$

Donde:

$LMTD_{Bbt}$ = Diferencia de temperatura media logarítmica en el banco de tubos (°C)

T_i =Temperatura intermedia (°C)

T_{sat} =Temperatura de saturación del agua (°C)

T_{gsh} = Temperatura de salida de los gases del hogar (°C)

T_e =Temperatura de entrada del agua al caldero

Q_{bt} = Calor total en el banco de tubos (W)

M_{gc} = Masa de los gases de combustión (kg/s)

Cp =Capacidad calorífica de los gases de combustión

Reemplazando en las ecuaciones [AIII.127] y [AIII.128] se obtienen los valores de $LMTD_{B1}$ y $LMTD_{B2}$ mediante los siguientes cálculos:

$$LMTD_{B1} = \frac{(991,12 - 177,15) - (948,196 - 177,15)}{\ln \frac{(991,12 - 177,15)}{(948,196 - 177,15)}} = 796,24 \text{ °C} \quad [AIII.129]$$

$$LMTD_{B2} = \frac{(948,196 - 177,15) - (249,661 - 22)}{\ln \frac{(948,196 - 177,15)}{(249,661 - 22)}} = 445,43^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIII.130}]$$

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIII.126] se obtuvo el valor de la diferencia media logarítmica balanceada en el banco de tubos mediante los siguientes cálculos:

$$LMTD_{Bbt} = \frac{9,72 \times 10^4}{\left(\frac{0,114 \times 1\,290,8 \times (999,12 - 948,196)}{796,24^{\circ}\text{C}} + \frac{0,114 \times 1\,195,94 \times (948,196 - 249,661)}{445,43^{\circ}\text{C}} \right)} = 435,45^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIII.131}]$$

AIII. 17 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE DISEÑO

El coeficiente de transferencia de diseño se calculó mediante la siguiente ecuación [AIII.132]:

$$U_l = \frac{\frac{U_h A_{eh} LMTD_h}{\eta_h} + \frac{U_{bt} A_{tbt} LMTD_{Bbt}}{\eta_{bt}}}{A_t LMTD_b} \quad [\text{AIII.132}]$$

Donde:

U_l = Coeficiente global de transferencia de calor de diseño o limpio
($\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$)

$LMTD_{Bbt}$ = Diferencia de temperatura media logarítmica en el banco de tubos ($^{\circ}\text{C}$)

U_h = Coeficiente global de transferencia de calor en el hogar ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$)

$LMTD_h$ = Diferencia media logarítmica de temperatura en el hogar ($^{\circ}\text{C}$)

A_t = Área de transferencia de calor del caldero (m^2)

$LMTD_b$ = Diferencia media logarítmica de temperatura balanceada ($^{\circ}\text{C}$)

- η_h = Rendimiento del hogar
 η_t = Rendimiento del banco de tubos
 A_{eh} = Área externa del hogar (m²)
 A_{tbt} = Área lateral de transferencia de calor del banco de tubos (m²)

Por último, reemplazando en la ecuación [AIII.132] se obtuvo el valor del coeficiente global de transferencia de calor de diseño (limpio) mediante los siguientes cálculos:

$$U_l = \frac{\frac{60,22 \times 2,44 \times 1157,08}{0,85} + \frac{11,28 \times 10,19 \times 435,45}{0,95}}{12,63 \times 315,473} = 63,42 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad [AIII.129]$$

ANEXO IV

DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

AIV.1 AGUA REQUERIDA PARA LA CONDENSACIÓN DE LA MEZCLA VAPOR-ACEITE

Para calcular la cantidad de agua requerida para la condensación del vapor se realizó un balance de energía. La cantidad de agua se calculó mediante la siguiente ecuación [AIV.1]:

$$\dot{m}_a = \frac{\dot{m}_v L_{PV} + \dot{m}_v C_{p_c} (T_{sat} - T_{sc})}{C_{p_a} (T_{sa} - T_{Ea})} \quad \text{[AIV.1]}$$

Donde:

\dot{m}_a = Flujo másico del agua (kg/s)

C_{p_a} = Capacidad calorífica del agua (J/kg°C)

T_{sa} = Temperatura de salida del agua (°C)

T_{Ea} = Temperatura de entrada del agua (°C)

\dot{m}_v = Masa de la mezcla vapor de agua-aceite esencial (kg/s)

L_{PV} = Calor latente del vapor (J/kg)

C_{p_c} = Capacidad calorífica del condensado (J/kg°C)

T_{sat} = Temperatura de saturación (°C)

T_{sc} = Temperatura de salida del condensado (°C)

En la Tabla AIV.1 se presentan los datos de las propiedades termofísicas del agua y del condensado.

Tabla AIV.1. Propiedades termofísicas del agua y del condensado evaluadas a sus temperaturas medias de 53,50 y 106,07 °C respectivamente

Propiedades termofísicas	Valores
Capacidad calorífica del agua (Cp_a)	4 177,9 J/kg°C
Capacidad calorífica del condensado (Cp_c)	4 211,46 J/kg°C

(Perry, 2001, p.181).

El calor latente de condensación, fue hallado a una temperatura de 177,15 °C, y presentó un valor de 2,022E+6 J/kg*°C

Reemplazando en la ecuación [AIV.1] se obtuvo la masa de agua requerida para la condensación y el enfriamiento de la mezcla vapor-aceite esencial mediante los siguientes cálculos:

$$\dot{m}_a = \frac{\left(0,0675 \frac{kg}{s} \times 2,022 * 10^6 \frac{J}{kg} + 0,0675 \frac{kg}{s} \times 4 211,46 \frac{J}{kg^\circ C} (177,15 - 35)^\circ C \right)}{4 177,9 \frac{J}{kg^\circ C} (85 - 22)^\circ C} = 0,672 \frac{kg}{s} \quad [AIV.1]$$

AIV. 2 FACTOR DE TRASPASO (F_T) DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para el cálculo del factor de traspaso, se consideró que es un intercambiador 1:4, el fluido caliente es el vapor y el fluido frío es el agua. El cálculo se realizó mediante las siguientes ecuaciones [AIV.2] y [AIV.3]:

$$R = \frac{T_{cE} - T_{cS}}{T_{fS} - T_{fE}} \quad [AIV.2]$$

$$S = \frac{T_{fS} - T_{fE}}{T_{cE} - T_{fE}} \quad [AIV.3]$$

Donde:

S = Variable para el cálculo de F_T

T = Variable para el cálculo de F_T

T_{C_E} = Temperatura caliente de entrada (Mezcla vapor-aceite) ($^{\circ}\text{C}$)

T_{C_S} = Temperatura caliente de salida (Mezcla vapor-aceite) ($^{\circ}\text{C}$)

T_{f_E} = Temperatura fría de entrada (Agua) ($^{\circ}\text{C}$)

T_{f_S} = Temperatura fría de salida (Agua) ($^{\circ}\text{C}$)

Con el cálculo de estas dos variables se halló el factor de traspaso (F_T) en la Figura AIV. 1

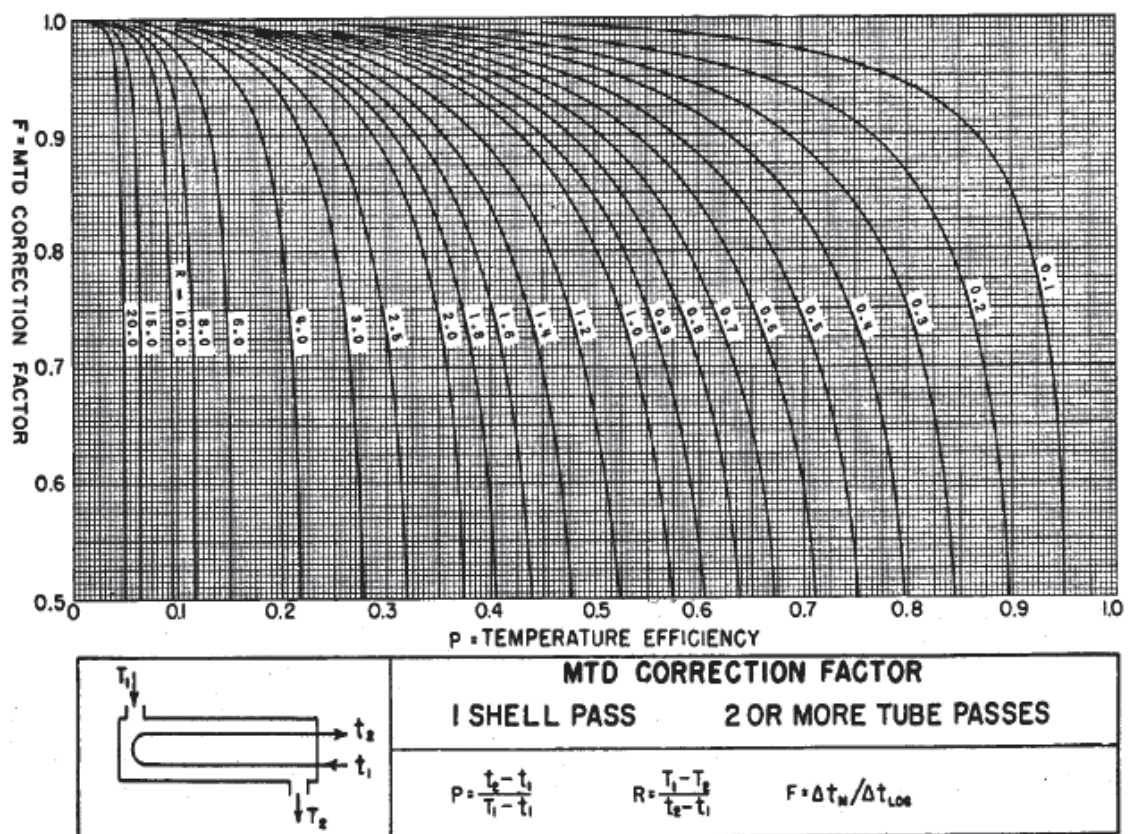


Figura AIV.1. Factor de traspaso para un intercambiador de una paso por la coraza y dos pasos o más pasos por los tubos
(Ontiveros, 2002, p. 27)

Por lo tanto, reemplazando los valores correspondientes en las ecuaciones [AIV.2] y [AIV.3] se obtuvo los valores de R y S mediante los siguientes cálculos:

$$R = \frac{177,15^{\circ}\text{C} - 35^{\circ}\text{C}}{85^{\circ}\text{C} - 22^{\circ}\text{C}} = 2,256 \quad [\text{AIV.4}]$$

$$S = \frac{85^{\circ}\text{C} - 22^{\circ}\text{C}}{177,15^{\circ}\text{C} - 22^{\circ}\text{C}} = 0,406 \quad [\text{AIV.5}]$$

AIV. 3 EFICIENCIA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La eficiencia del intercambiador de calor de tubos y coraza no debe ser menor al 70% para que se justifique la construcción del mismo; la eficiencia del intercambiador se calculó mediante la siguiente ecuación [AIV.6]:

$$\varepsilon = \frac{T_{C_E} - T_{C_S}}{T_{C_E} - T_{f_E}} \times 100\% \quad [\text{AIV.6}]$$

Donde:

ε = Eficiencia del intercambiador de calor (%)

T_{C_E} = Temperatura caliente de entrada ($^{\circ}\text{C}$)

T_{C_S} = Temperatura caliente de salida ($^{\circ}\text{C}$)

T_{f_E} = Temperatura fría de entrada ($^{\circ}\text{C}$)

T_{f_S} = Temperatura fría de salida ($^{\circ}\text{C}$)

Reemplazando los valores respectivos en la ecuación [AIV.6] se obtiene la eficiencia del intercambiador de calor mediante los siguientes cálculos:

$$\varepsilon = \frac{177,15 - 35}{177,15 - 22} \times 100\% = 91,62\% \quad [\text{AIV.7}]$$

AIV. 4 COEFICIENTE DE CONVECCIÓN INTERNO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para el cálculo del coeficiente de convección interno se consideró el fluido que viaja por los tubos, es decir el agua.

En la Tabla AIV.2 se presentan las características de los tubos utilizados para el diseño:

Tabla AIII.2. Medidas de los tubos utilizados para el transporte del agua

Tubos de 16 BWG	Valor (m)
Diámetro exterior	1,950E-2
Diámetro interior	1,350E-2
Área de flujo por tubo	1,438E-4

(Gonzales, 2002, p. 1.2-3).

Se asumió una velocidad de 1,021 m/s

El área de flujo total por el lado de los tubos se calculó con la siguiente ecuación [AIV.8]:

$$A_{f_{Total}} = \frac{\dot{m}_t}{\delta_t v_t} \quad [AIV.8]$$

Para calcular el número de tubos en el intercambiador de calor se utilizó la siguiente ecuación [AIV.9]:

$$\#t = \frac{A_{f_{Total}} \times \#Pt}{A_{ft}} \quad [AIV.9]$$

En la Tabla AIV. 3 se presentan los valores de las propiedades termofísicas del agua evaluados a la Temperatura Media de 55,3 °C.

Tabla AIII. 3 Propiedades termofísicas del agua a T=55,3 °C

Propiedades	Valor guía
Densidad (δ_t)	986,37 kg/m ³
Viscosidad (μ_t)	5,52E-4 kg/ms
Constante de conductividad térmica (k_t)	0,6482 W/m°C
Prandtl (Pr_t)	3,390

(Perry y Green, 2001, pp. 119, 188, 167, 329)

Se realizó el cálculo del número adimensional de Reynolds a partir de la siguiente ecuación [AIV.10]:

$$Re_t = \frac{v_t \delta_t \phi_{i\text{ Tubo}}}{\mu_t} \quad [\text{AIV.10}]$$

El número adimensional de Nusselt se calculó con la relación de flujo turbulento por el interior de tubos lisos mediante la siguiente ecuación [AIV.11] (Mills, 1995, p. 345):

$$Nu_t = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad [\text{AIV.11}]$$

El coeficiente de convección interna se calculó mediante la siguiente ecuación [AIV.12]:

$$hc_i = \frac{Nu_t k_t}{\phi_{i\text{ Tubo}}} \quad [\text{AIV.12}]$$

Se debe corregir el coeficiente de convección interno por radios mediante la siguiente ecuación [AIV.13]:

$$hc_{ii} = hc_i \times \frac{\phi_{i\text{ Tubo}}}{\phi_{e\text{ Tubo}}} \quad [\text{AIV.13}]$$

Donde:

- A_{fTotal} = Área de flujo total en el lado de los tubos (m^2)
 A_{ft} = Área de flujo por cada tubo (m^2)
 $\#t$ = Número de tubos
 $\#Pt$ = Número de pasos por los tubos (m)
 v_t = Velocidad del fluido por el lado de los tubos (m/s)
 δ_t = Densidad del agua (kg/m^3)
 A_{fTotal} = Área de flujo total en el lado de los tubos (m^2)
 $\#t$ = Número de tubos
 $\#Pt$ = Número de pasos por los tubos (m)
 v_t = Velocidad del fluido por el lado de los tubos (m/s)
 δ_t = Densidad del agua (kg/m^3)
 Re_t = Número adimensional de Reynolds por el lado de los tubos
 Φ_{iRUBO} = Diámetro interno de cada tubo (m)
 Nu_t = Número adimensional de Nusselt por el lado de los tubos
 hc_i = Coeficiente de convección interno ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
 hc_{ii} = Coeficiente de convección interno corregido por radios ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

Reemplazando en la ecuación [AIV.8] se obtuvo el valor del área de flujo total en el lado de los tubos mediante el siguiente cálculo matemático:

$$A_{fTotal} = \frac{0,672 \frac{kg}{s}}{986,37 \frac{kg}{m^3} \cdot 1 \frac{m}{s}} = 6,812 \times 10^{-4} m^2 \quad [AIV.14]$$

Con base en la ecuación [AIV.9] se calculó el número de tubos necesarios en el intercambiador de calor:

$$\#t = \frac{6,812 \times 10^{-4} m^2 \cdot 4}{1,4387 \times 10^{-4} m^2} = 18,94 \sim 19 \text{ tubos} \quad [AIV.15]$$

Mediante las ecuaciones [AIV.10] y [AIV.11] se halló el valor de los números adimensionales mediante los siguientes cálculos:

$$Re_t = \frac{1 \frac{m}{s} \times 983,37 \frac{kg}{m^3} \times 0,01351m}{5,52 \times 10^{-4} \frac{kg}{m \cdot s}} = 24\,067,62 \quad [AIV.16]$$

$$Nu_t = 0,023 \times 24\,067,62^{0,8} \times 3,39^{0,4} = 119,93 \quad [AIV.17]$$

Reemplazando en las ecuaciones [AIV.12] y [AIV.13] se obtienen los valores del coeficiente de convección interno y corregido por radios mediante los siguientes cálculos:

$$hc_i = \frac{119,93 \times 0,6482 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}}{0,01351m} = 5\,754,15 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad [AIV.18]$$

$$hc_{ii} = 5\,754,15 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} * \frac{0,01351m}{0,0195m} = 3\,986,59 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad [AIV.19]$$

AIV. 5 COEFICIENTE DE CONVECCIÓN EXTERNO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para el cálculo del coeficiente de convección externo se consideró el fluido transportado por el lado de la coraza, es decir, la mezcla vapor-aceite.

Se asumió una velocidad por el lado de la coraza de 0,62 m/s y un paso transversal (P_t) de 0,025 m

El área de flujo se calculó mediante la siguiente ecuación [AIV.20]:

$$A_{fc} = \frac{\dot{m}_v}{\delta_c v_c} \quad [\text{AIV.20}]$$

Para hallar el valor de la variable C, se utilizó la siguiente ecuación [AIV.21]:

$$C = P_T - \phi_{et} \quad [\text{AIV.21}]$$

Para calcular el espaciamiento de los deflectores se utilizó la siguiente ecuación [AIV.22], además se asumió que el diámetro interno de la coraza es de 0,2032 m:

$$B = \frac{A_{fc} \times P_T \times n}{\phi_{ic} \times C} \quad [\text{AIV.22}]$$

Se realizó el cálculo de la longitud característica, se consideró que se tiene un arreglo triangular de los tubos, el cálculo se basó en la siguiente ecuación [AIV.23]:

$$L^* = \frac{8 \left(0,43 P_T^2 - \frac{\pi}{8} \phi_{et}^2 \right)}{\pi \phi_{et}} \quad [\text{AIV.23}]$$

El número adimensional de Reynolds determina el comportamiento viscoso de los fluidos newtonianos (Cengel, 2007, p. 380); el cálculo se basó en la siguiente ecuación [AIV.24]:

$$Re_c = \frac{v_c \delta_c L^*}{\mu_c} \quad [\text{AIV.24}]$$

Cengel (2007), señaló que: “el número adimensional de Nusselt mide el aumento de la transmisión de calor desde una superficie por la que un fluido discurre (Transferencia de calor por convección) comparada con la transferencia de calor si esta ocurriera solamente por conducción; por lo tanto mientras mayor sea el número de Nusselt más eficaz es la transferencia de calor por convección” (p. 358).

El cálculo del número de Nusselt se realizó mediante la siguiente ecuación [AIV.25]:

$$Nu_c = 0,36Re^{0,55}Pr^{1/3} \quad [AIV.25]$$

El coeficiente de convección externo del fluido se determinó con base en la siguiente ecuación [AIV.26]:

$$hc_e' = \frac{Nu_c k_c}{L^*} \quad [AIV.26]$$

En la Tabla AIV. 4 se presentan los valores de las propiedades termofísicas del condensado evaluados a la Temperatura media de 106,075 °C

Tabla AIV.4. Propiedades termofísicas del condensado a T = 106,075 °C

Propiedades	Valores
Densidad (δ_c)	953 kg/m ³
Viscosidad (μ_c)	2,67E-4 kg/m*s
Constante de conductividad térmica (k_c)	0,683 W/m*°C
Prandtl (Pr_c)	1,650

(Perry y Green, 2001, pp. 119, 188, 167, 329)

Se calculó también el coeficiente de convección de la condensación, para ello se realizaron los siguientes cálculos:

Se asumió la Temperatura de pared mediante la siguiente ecuación [AIV.27]:

$$T_p = \frac{T_{sat} + TM_{H_2O}}{2} \quad [AIV.27]$$

En la Tabla AIV. 5 se presentan los valores de las propiedades termofísicas del condensado evaluados a la temperatura del film, para hallar dicha temperatura se utilizó la siguiente ecuación [AIV.28]:

$$T_{film} = \frac{T_p + T_{sat}}{2} \quad [AIV.28]$$

La primera iteración para el cálculo del coeficiente de convección externo de condensación se basó en la siguiente ecuación [AIV.29]:

$$hc_e'' = C \times \left[\frac{\rho_c(\rho_c - \rho_v)k_c^3 \lambda g \sin 90}{\#t * L * \mu_c(T_{sat} - T_p)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad [AIV.29]$$

Se realizó un proceso iterativo para encontrar el coeficiente de convección de condensación

Tabla AIV.5. Propiedades termofísicas del condensado a $T_{film}=146,24$ °C

Propiedades	Valores
Densidad (δ_c)	919 kg/m ³
Viscosidad (μ_c)	1,93E-4 kg/ms
Constante de conductividad térmica (k_c)	0,684 W/m*°C
Prandtl (Pr_c)	1,210

(Perry y Green, 2001, pp. 119, 167, 188, 329)

En la Tabla AIV. 6 se describen los valores de las propiedades termofísicas del vapor evaluados a la Temperatura de saturación de 177,15 °C

Tabla AIII.6. Propiedades termofísicas del vapor de agua a $T = 177,15$ °C

Propiedades	Valores
Densidad (δ_{va})	0,5542 kg/m ³
Viscosidad (μ_{va})	13,44E-6 kg/m*s
Constante de conductividad térmica (k_{va})	0,0261 W/m*°C
Prandtl (Pr_{va})	1,040

(Perry y Green, 2001, pp. 119, 167, 188, 329)

Se iteró para conseguir la temperatura de pared real, para lo cual se utilizó la siguiente ecuación [AIV.30]:

$$hc_e'' A_{TE}(T_{sat} - T_p) + hc_e' A_{TE}(T_{sat} - T_p) = hc_{ii} A_{TI}(T_p - T_{M_{H_2O}}) \quad [AIV.30]$$

El coeficiente de convección externo se determinó con la siguiente ecuación [AIV.31]:

$$h_{ce} = hc_e' + hc_e'' \quad [AIV.31]$$

Donde:

- A_{fc} = Área de flujo a través de la coraza (m²)
- ϕ_{ic} = Diámetro interno de la coraza (m)
- B = Espaciamiento entre los deflectores (m)
- n = Pasos por la coraza
- P_T = Paso transversal a través de la coraza (m)
- ϕ_{ec} = Diámetro externo de la coraza (m)
- L^* = Diámetro equivalente (longitud característica) (m)
- v_c = Velocidad del flujo por el lado de la coraza (m/s)
- δ_c = Densidad del fluido por la coraza (kg/m³)
- Re_c = Número adimensional de Reynolds
- Nu_c = Número adimensional de Nusselt
- hc_e' = Coeficiente de convección externo del fluido condensado (W/m²*°C)
- T_p = Temperatura de pared (°C)
- $T_{M_{H_2O}}$ = Temperatura media del agua (°C)
- hc_e'' = Coeficiente de convección externo de condensación (W/m²*°C)
- k_c = Constante de conductividad térmica (W/m*°C)
- C = Constante para flujo sobre cilindros horizontales
- μ_c = Viscosidad del condensado a Tfilm (kg/ms)
- λ = Calor latente a Tsat (J/kg)
- g = Gravedad (m/s²)
- T_p = Temperatura de pared (°C)
- A_{TE} = Área de flujo por el lado de la coraza (m²)
- A_{TI} = Área de flujo por el lado de los tubos (m²)

h_{ce} = Coeficiente de convección total por el lado de la coraza ($W/m^2\text{°C}$)

Reemplazando los valores respectivos en la ecuación [AIV.20] se calculó el valor del área de flujo a través de la coraza:

$$A_{fc} = \frac{0,0675 \frac{kg}{s}}{953 \frac{kg}{m^3} \times 0,62 \frac{m}{s}} = 1,14 \times 10^{-4} m^2 \quad [AIV.32]$$

Mediante la ecuación [AIV.21] se obtuvo el valor de la constante C con los siguientes cálculos:

$$C = 0,025m - 0,0195m = 5,50 \times 10^{-3}m \quad [AIV.33]$$

Con base en la ecuación [AIV.22] se calculó el espaciamiento de los deflectores:

$$B = \frac{1,14 \times 10^{-4} m^2 \times 1 \times 0,025 m}{5,5 \times 10^{-3} m \times 0,2032 m} = 2,55 \times 10^{-3} m \quad [AIV.34]$$

Reemplazando en la ecuación [AIV.23] se obtuvo el valor de la longitud característica mediante los siguientes cálculos:

$$L^* = \frac{8 \left((0,43 \times 0,025^2) m^2 - \frac{\pi}{8} (0,0195)^2 m^2 \right)}{\pi \times 0,0195 m} = 0,0156 m \quad [AIV.35]$$

Por medio de las ecuaciones [AIV.24] y [AIV.25] se calcularon los números adimensionales de Reynolds y Nusselt por el lado de la coraza mediante los siguientes cálculos:

$$Re_c = \frac{0,62 \frac{m}{s} \times 953 \frac{kg}{m^3} \times 0,0156 m}{2,67 \times 10^{-4} \frac{kg}{m \cdot s}} = 34 522,15 \quad [AIV.36]$$

$$Nu_c = 0,36 \times 34\,522,15^{0,55} \times 1,65^{1/3} = 133,27 \quad [\text{AIV.37}]$$

Con base en la ecuación [AIV.26] se calculó el valor del coeficiente de convección externo del fluido:

$$hc_e' = \frac{133,27 \times 0,683 \frac{W}{m^2C}}{0,0156 m} = 5\,834,83 \frac{W}{m^2C} \quad [\text{AIV.38}]$$

Por medio de las ecuaciones [AIV.27] y [AIV.28] se hallaron los valores de temperatura de pared y la temperatura de film de la coraza mediante los siguientes cálculos:

$$T_p = \frac{177,15^{\circ}\text{C} + 53,5^{\circ}\text{C}}{2} = 115,32^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIV.39}]$$

$$T_{film} = \frac{115,32^{\circ}\text{C} + 177,15^{\circ}\text{C}}{2} = 146,23^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIV.40}]$$

Reemplazando en la ecuación [AIV.29] se obtuvo el coeficiente de convección externo de condensación mediante los siguientes cálculos:

$$hc_e'' = 0,725 \times \left[\frac{919(919 - 0,5542)(0,6842)^3 2,022 \times 10^6 9,8}{19 \times 0,0195 \times 1,93 \times 10^{-4} \times (177,15 - 115,32)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad [\text{AIV.41}]$$

$$hc_e'' = 4\,277,52 \frac{W}{m^2C} \quad [\text{AIV.42}]$$

Con base en la ecuación [AIII.30] se calculó la temperatura de pared en un proceso iterativo:

$$4\,277,52 \times \pi \times (0,0195)^2 (177,15 - T_p) + 5\,834,83 \times \pi \times (0,0195)^2 (177,15 - T_p) = 3\,684,17 \times \pi \times (0,0135)^2 \times (T_p - 53,5) \quad [\text{AIV.43}]$$

$$T_p = 158,76^\circ\text{C} \quad [\text{AIV.44}]$$

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIV.31] se halló el coeficiente de convección total externo mediante el siguiente cálculo:

$$h_{ce} = 5\,834,83 + 6\,188,77 = 12\,023,6 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} \quad [\text{AIV.45}]$$

AIV. 6 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

El coeficiente global de transferencia de calor de diseño se calculó mediante la siguiente ecuación [AIV.46]:

$$U_L = \frac{1}{\frac{1}{hc_{ii}} + \frac{1}{hc_e}} \quad [\text{AIV.46}]$$

Donde:

U_L = Coeficiente global de transferencia de calor de diseño ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)

h_{ce} = Coeficiente de convección total por el lado de la coraza ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)

hc_{ii} = Coeficiente de convección interno corregido por radios ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)

Por lo tanto, reemplazando los valores en la ecuación [AIV.46] se obtuvo el valor del coeficiente global de transferencia de calor mediante el siguiente cálculo:

$$U_L = \frac{1}{\frac{1}{3\,986,59 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}}} + \frac{1}{12\,023,6 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}}}} = 2\,993,92 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} \quad [\text{AIV.47}]$$

AIV. 7 DIFERENCIA DE TEMPERATURAS MEDIA LOGARÍTMICA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La configuración del intercambiador es en contracorriente, por lo tanto la ecuación utilizada fue la que se presenta a continuación [AIV.48]:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{cE} - T_{fS}) - (T_{fE} - T_{cS})}{\ln\left(\frac{T_{cE} - T_{fS}}{T_{fE} - T_{cS}}\right)} \quad [\text{AIV.48}]$$

Donde:

ΔT_{lm} = Diferencia de temperaturas media logarítmica (°C)

T_{cE} = Temperatura caliente de entrada (Mezcla vapor-aceite) (°C)

T_{cS} = Temperatura caliente de salida (Mezcla vapor-aceite) (°C)

T_{fE} = Temperatura fría de entrada (Agua) (°C)

T_{fS} = Temperatura fría de salida (Agua) (°C)

Reemplazando en la ecuación [AIV.48] se obtuvo el valor de la diferencias de temperaturas media logarítmica del intercambiador de calor:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(177,15 - 85) - (35 - 22)}{\ln\left(\frac{177,15 - 85}{35 - 22}\right)} = 40,41^{\circ}\text{C} \quad [\text{AIV.49}]$$

AIV. 8 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE OPERACIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

El área de transferencia externa se calculó con la siguiente ecuación [AIV.50]:

$$A_{T_e} = \pi \times \phi_{eTubo} \times L_t \times \#t \quad [\text{AIV.50}]$$

El coeficiente global de transferencia de calor de operación se calculó con la siguiente ecuación [AIV.51]:

$$U_s = \frac{Q}{A_{T_e} \Delta T_{lm} F_T} \quad [AIV.51]$$

Donde:

Q = Calor del proceso (W)

U_s = Coeficiente global de transferencia de calor de operación (W/m²°C)

A_{T_e} = Área lateral de transferencia de calor externa (m²)

L_t = Longitud del tubo (m)

F_t = Factor de traspaso

A_{T_e} = Área de transferencia externa de calor

Se consideró que la longitud de los tubos fue de 3,24 m

Por medio de la ecuación [AIV.50] se halló el valor del área lateral de transferencia externa por medio del siguiente cálculo:

$$A_{T_e} = \pi \times 0,0195m \times 3,2m \times 19 = 3,72m^2 \quad [AIV.52]$$

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIV.51] se calculó el valor del coeficiente global de transferencia de calor de operación:

$$U_s = \frac{0,672 \frac{kg}{m} \times 4\,177,9 \frac{J}{kg^\circ C} \times (85 - 22)^\circ C}{3,72m^2 \times 40,41^\circ C \times 0,97} = 1\,213,00 \frac{W}{m^2^\circ C} \quad [AIV.53]$$

AIV.9 RESISTENCIA AL ENSUCIAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La resistencia al ensuciamiento se calculó en base a la siguiente ecuación [AIV.54]:

$$R_e = \frac{1}{U_S} - \frac{1}{U_L} \quad \text{[AIV.54]}$$

Donde:

R_e = Resistencia al ensuciamiento del intercambiador de calor ($m^2\text{°C}/W$)

U_S = Coeficiente global de transferencia de calor de operación ($W/m^2\text{°C}$)

U_L = Coeficiente global de transferencia de calor de diseño ($W/m^2\text{°C}$)

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIV.54] se obtuvo el valor de la resistencia al ensuciamiento del intercambiador de calor mediante el siguiente cálculo:

$$R_e = \frac{1}{1\,213,00 \frac{W}{m^2\text{°C}}} - \frac{1}{2\,993,92 \frac{W}{m^2\text{°C}}} = 4,90 \times 10^{-4} \frac{m^2\text{°C}}{W} \quad \text{[AIV.55]}$$

AIV. 10 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

- **Caída de presión por el lado de la coraza**

Para calcular la caída de presión por el lado de la coraza se utilizó la siguiente ecuación [AIV.56]:

$$\Delta P_C = \frac{f \times G^2 \times \phi_{i_c} \times \left(\frac{L}{\phi_{i_c}} + 1 \right)}{2 \times g \times L^* \times \delta_C} \times 9,78 \quad \text{[AIV.56]}$$

El factor de fricción de Darcy se determinó mediante la siguiente relación [AIV.57]:

$$\frac{\varepsilon}{\phi_{ic}} \quad [AIV.57]$$

Una vez obtenido dicho valor, se acude a una tabla de Reynolds para encontrar el factor de fricción de Darcy cuyo valor fue de 0,024

El flujo a través de la coraza se determinó a partir de la siguiente ecuación [AIV.58]:

$$G_c = \frac{\dot{m}_v}{A_{fc}} \quad [AIV.58]$$

Donde:

ΔP_C = Caída de presión por el lado de la coraza (Pa)

g = Gravedad (m/s^2)

f = Factor de fricción de Darcy

G = Flujo a través de la coraza ($kg/m^2 \cdot s$)

ϕ_{et} = Diámetro externo del tubo (m)

L = Longitud de los tubos (m)

ϕ_{ec} = Diámetro externo de la coraza (m)

δ_C = Densidad del fluido por la coraza (kg/m^3)

ε = Rugosidad del material (m)

L^* = Diámetro equivalente (longitud característica) (m)

A_{fc} = Área de flujo a través de la coraza (m^2)

\dot{m}_V = Masa de la mezcla vapor-aceite (kg/s)

Con base en la ecuación [AIV.57] se halló la relación ε/ϕ_{et} mediante el siguiente cálculo:

$$\frac{\varepsilon}{\phi_{et}} = \frac{2 \times 10^{-6} m}{0,0195 m} = 1,03 \times 10^{-4} \quad [\text{AIV.59}]$$

Por medio de la ecuación [AIV.58] se calculó el flujo a través de la coraza:

$$G_c = \frac{0,0675 \frac{kg}{s}}{1,14 \times 10^{-4} m^2 m^2} = 592,1 \frac{kg m^2}{s} \quad [\text{AIV.60}]$$

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación [AIV.56] se halló el valor de la caída de presión por el lado de la coraza mediante los siguientes cálculos:

$$\Delta P_c = \frac{0,024 \times 592,1^2 \times 0,2032 \times \left(\frac{3,2}{0,2032} + 1 \right)}{2 \times 9,8 \times 953 \times 0,0156} \times 9,78 = 961,068 Pa \quad [\text{AIV.60}]$$

- **Caída de presión por el lado de los tubos**

Para calcular la caída de presión por el lado de los tubos, se consideró tanto la caída de presión por fricción, así como la caída de presión por los accesorios, para esto se utilizó la siguiente ecuación [AIV.61]:

$$\Delta P_t = \Delta P_f + \Delta P_a \quad [\text{AIV.61}]$$

La caída de presión por fricción se calculó a partir de la siguiente ecuación [AIV.62]:

$$\Delta P_f = \frac{f \times G_t^2 \times L_t \times \#Pt}{2 \times g \times \delta_t \times \phi_{i\text{Tubo}}} \times 9,78 \quad [\text{AIV.62}]$$

El factor de fricción de Darcy se determinó mediante la siguiente relación [AIV.63]:

$$\frac{\varepsilon}{\phi_{i_{Tubo}}} \quad [AIV.63]$$

Después de haber encontrado la relación se halló un factor de Darcy de 0,027

El flujo a través del banco de tubos se determinó a partir de la siguiente ecuación [AIV.64]:

$$G_t = \frac{\dot{m}_a}{A_{f_{Total}}} \quad [AIV.64]$$

La caída de presión por accesorios se calculó mediante la siguiente ecuación [AIV.65]:

$$\Delta P_a = (k_1 + k_2(\#Pt) + k_3(\#Pt)) \left(\frac{v_t^2 \delta_t}{2g} \right) \times 9,78 \quad [AIV.65]$$

Donde:

ΔP_t = Caída de presión por el lado de los tubos (Pa)

ΔP_f = Caída de presión por fricción (Pa)

ΔP_a = Caída de presión por accesorios (Pa)

G_t = Flujo a través del banco de tubos (kg/m²s)

k_1 = Entrada y salida del intercambiador

k_2 = Entrada y salida de los tubos

k_3 = Entrada y salida de los cabezales

ε = Rugosidad del material (m)

$\#Pt$ = Número de pasos por los tubos (m)

v_t = Velocidad del fluido por el lado de los tubos (m/s)

δ_t = Densidad del agua (kg/m³)

g = Gravedad (m/s²)

\dot{m}_a = Flujo másico del agua (kg/s)

$\phi_{i_{Tubo}}$ = Diámetro interno de cada tubo (m)

L_t = Longitud del tubo (m)

A_{fTotal} = Área de flujo total en el lado de los tubos (m²)

La rugosidad del material fue de 2E-6 m, ya que se consideró acero inoxidable.

Con base en la ecuación [AIV.63] se halló la relación ε/ϕ_{et} mediante el siguiente cálculo:

$$\frac{\varepsilon}{\phi_{iTubo}} = \frac{2 \times 10^{-6}m}{0,0135m} = 1,48 \times 10^{-4} \quad [AIV.66]$$

Por medio de la ecuación [AIV.64] se calculó el flujo a través de los tubos:

$$G_t = \frac{0,672 \frac{kg}{s}}{6,812 \times 10^{-4}m^2} = 986,49 \frac{kg}{m^2s} \quad [AIV.67]$$

Reemplazando en la ecuación [AIV.62] se halló el valor de la caída de presión en el lado de los tubos mediante los siguientes cálculos:

$$\Delta P_f = \frac{0,027 \times 986,49^2 \times 2,82 \times 4}{2 \times 9,8 \times 986,37 \times 0,01351} \times 9,78 = 11\,120,72Pa \quad [AIV.68]$$

Reemplazando en la ecuación [AIV.65] se obtuvo el valor de la caída de presión por accesorios mediante los siguientes cálculos:

$$\Delta P_a = (1,6 + 1,5(4) + 1(4)) \left(\frac{1,021^2 \times 986,37}{2 \times 9,8} \right) \times 9,78 = 5\,951,57Pa \quad [AIV.69]$$

Por último, la caída de presión total en el lado de los tubos se halló mediante la ecuación [AIV.61] con el siguiente cálculo:

$$\Delta P_t = 11\,120,72Pa + 5\,951,57Pa = 17\,072,29Pa \quad [AIV.70]$$

ANEXO V

DIMENSIONAMIENTO DEL FLORENTINO

AV. 1 VOLUMEN DEL FLORENTINO

Para hallar el volumen del florentino se utilizó la ecuación [2.7] mediante el siguiente cálculo:

$$V_s = 0,0675 \frac{kg}{s} \times \frac{m^3}{1\,000kg} \times 3\,600s = 0,243m^3 \quad [AV.1]$$

AV. 2 MEDIDAS DEL FLORENTINO

Para el volumen del cilindro del florentino y del tronco de cono del cilindro se utilizaron las ecuaciones [2.9] y [2.10] respectivamente con los siguientes cálculos:

$$V_{cf} = \pi \times 0,3^2 \times 0,6 = 0,169m^3 \quad [AV.2]$$

$$V_{tc} = \frac{1}{3} \times \pi \times 0,3^2 \times 0,45 \left[1 + \left(\frac{0,147}{0,3} \right) + \left(\frac{0,147}{0,3} \right)^2 \right] = 0,074m^3 \quad [AV.3]$$

ANEXO VI

DETERMINACIÓN DE LA INVERSIÓN ECONÓMICA

AVI. 1 VOLUMEN DE ACEITE ESENCIAL EXTRAÍDO POR DÍA DE OPERACIÓN

El cálculo de la cantidad de aceite extraído se basó en la ecuación [2.11] mediante los siguientes cálculos:

$$V_a = 0,067 \frac{kg}{s} \times 21\,600s \times \frac{3,49\%}{100\%} \times \frac{1}{956 \frac{kg}{m^3}} = 0,052m^3 \quad [AVI.1]$$

AVI. 2 VOLUMEN DE AGUA REQUERIDO PARA LA EXTRACCIÓN DEL ACEITE ESENCIAL DE PALOS SANTO

El cálculo del agua necesaria para la producción del vapor se basó en las ecuaciones [2.12] y [2.13]:

$$V_{av} = 0,0675 \frac{kg}{m^3} \times 21\,600s \times \frac{1}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 1,458 m^3 \quad [AVI.2]$$

$$V_{ac} = 0,6861 \frac{kg}{m^3} \times 21\,600s \times \frac{1}{1\,000 \frac{kg}{m^3}} = 14,82 m^3 \quad [AVI.3]$$

La cantidad diaria de agua requerida en todo el proceso se calculó mediante la ecuación [2.14]:

$$V_{at} = 1,458m^3 + 14,820m^3 = 16,278 m^3 \quad [\text{AVI.4}]$$

AVI. 3 VOLUMEN DE COMBUSTIBLE PARA LA PRODUCCIÓN DE VAPOR

La cantidad de combustible (Diesel 2) para la producción de vapor en el caldero se realizó con la ecuación [2.15] mediante los siguientes cálculos:

$$V_c = 6,227 \times 10^{-3} \frac{kg}{s} \times 21\,600s \times \frac{1}{854,98 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{1\,000L}{m^3} \times \frac{1\,Gal}{3,7854L} \quad [\text{AVI.5}]$$

$$V_c = 44,55\,Gal \quad [\text{AVI.6}]$$

AVI. 4 COSTO DE PRODUCCIÓN DEL ACEITE

Para obtener el costo de producción de 1mL de aceite esencial de palo santo se utilizó la ecuación [2.16], por lo tanto sustituyendo con los valores correspondientes se obtuvo:

$$C_{mla} = \frac{\$5\,995}{52\,730mL} = 0,1136 \frac{\$}{mL} \quad [\text{AVI.7}]$$