

# UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



## “DISEÑO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR DE VAPOR TIPO SERPENTIN”

Trabajo de investigación presentador por  
**Oscar Rodríguez Mejía**  
para optar al grado de  
Licenciado en Ingeniería Mecánica

GUATEMALA  
2008

## ÍNDICE GENERAL

	Página
LISTA DE FIGURAS .....	vi
LISTA DE TABLAS .....	vii
RESUMEN .....	viii
I. INTRODUCCIÓN .....	1
II. MARCO TEÓRICO .....	2
A. Clasificación de intercambiadores de calor .....	2
B. Intercambiador tipo serpentín.....	5
C. Coeficiente de transferencia de calor total.....	6
D. Diferencia media logarítmica de temperaturas .....	7
III. CÁLCULOS Y RESULTADOS .....	8
A. Coeficiente de transferencia de calor afuera del tubo.....	11
B. Coeficiente de transferencia de calor dentro del tubo.....	13
C. Dimensionamiento del serpentín.....	14
D. Costos de fabricación.....	16
E. Análisis económico del proyecto.....	18
IV. CONCLUSIONES.....	20
V. RECOMENDACIONES.....	21
VI. BIBLIOGRAFÍA.....	22
VII. APÉNDICE .....	23

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura</b>	<b>Página</b>
1. Intercambiador de tubo doble a contra flujo.....	2
2. Intercambiador de casco y tubos.....	3
3. Intercambiador de un paso por el casco y dos pasos por los tubos.....	4
4. Intercambiador de dos pasos por el casco y cuatro pasos por los tubos.....	4
5. Tipos de serpentín.....	5
6. Red de resistencias térmicas para un intercambiador de tubo.....	6
7. Distribución de temperaturas en relación al flujo para un intercambiador de tubo.....	7
8. Depósito utilizado para el calentamiento de parafina.....	8
9. Intercambiador de calor para calentamiento de parafina.....	9
10. Correlaciones empíricas del número promedio de Nusselt para la convección natural sobre superficies.....	11
11. Detalle del serpentín.....	15
12. Pliegos tarifarios de la Empresa Eléctrica de Guatemala.....	24
13. Precios promedio de combustibles por departamento para el mes de enero del año 2008.....	25

## LISTA DE TABLAS

<b>Página</b>	<b>Tabla</b>
1.	Propiedades de la parafina..... 9
2.	Materiales para la fabricación del serpentín..... 16
3.	Costo por hora de mano de obra para la fabricación del serpentín..... 17
4.	Datos utilizados para el cálculo del costo de calentamiento de la parafina..... 18
5.	Costo diario del calentamiento de la parafina por medio de resistencias eléctricas..... 18
6.	Costo diario del calentamiento de la parafina por medio del serpentín a vapor..... 18

## RESUMEN

Este trabajo demuestra cómo a través del diseño de un intercambiador de calor a base de vapor se puede reemplazar el uso de resistencias eléctricas en un proceso industrial.

Comúnmente en las empresas se puede encontrar el uso de resistencias eléctricas para suplir las necesidades de calor en un proceso; sin embargo, para aquellas empresas que cuentan con suministro de vapor es mucho más provechoso utilizar éste como fuente de calor.

En la fabricación de cerillos de madera con recubrimiento de parafina, es necesario calentar la parafina para fundirla y luego mantenerla en estado líquido para su fácil aplicación a los cerillos. El estudio expone la implementación del proceso de calentamiento de la parafina a partir de un serpentín de vapor y lo compara con la utilización de resistencias eléctricas.

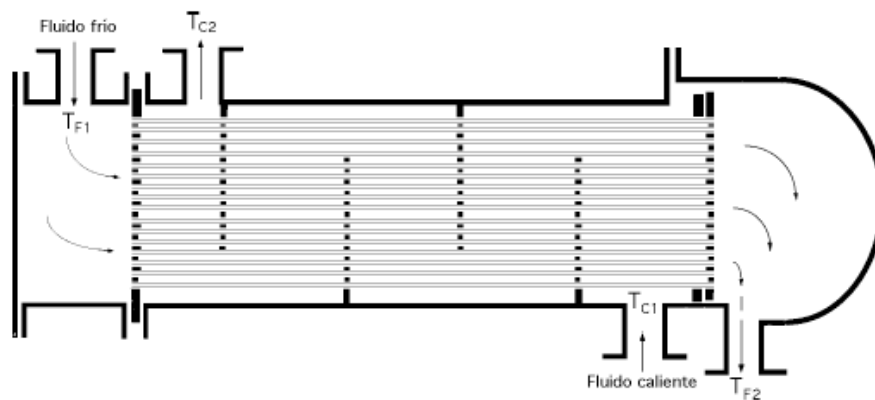
A partir de la recolección de datos de la necesidad de calor para éste proceso y la disponibilidad de vapor de la empresa, es posible el diseño de un intercambiador adecuado a las necesidades. El proyecto no es de un costo elevado, además como resultado de esta modificación se reduce la factura de energía eléctrica para la empresa.

Uno de los parámetros importantes que controlan la transferencia de calor neta del fluido caliente al fluido frío es el área de la superficie que separa los dos fluidos, a través de la cual tiene lugar la transferencia de calor. Incrementar el área significa necesariamente incrementar la longitud de trayectoria total recorrida por los fluidos en el equipo de intercambio de calor.

Si se utilizan varios tubos concéntricos en paralelo, el peso del material de los tubos que se necesita se haría tan grande, que es mucho más económico el construirlos formando un conjunto de carcasa y tubos, de forma que se utiliza una carcasa común para muchos tubos.

El fluido que pasa en los tubos se llama fluido del tubo, mientras que al fluido que pasa fuera de los tubos se le llama fluido de carcasa.

**Fig.2.- Intercambiador de casco y tubos.**

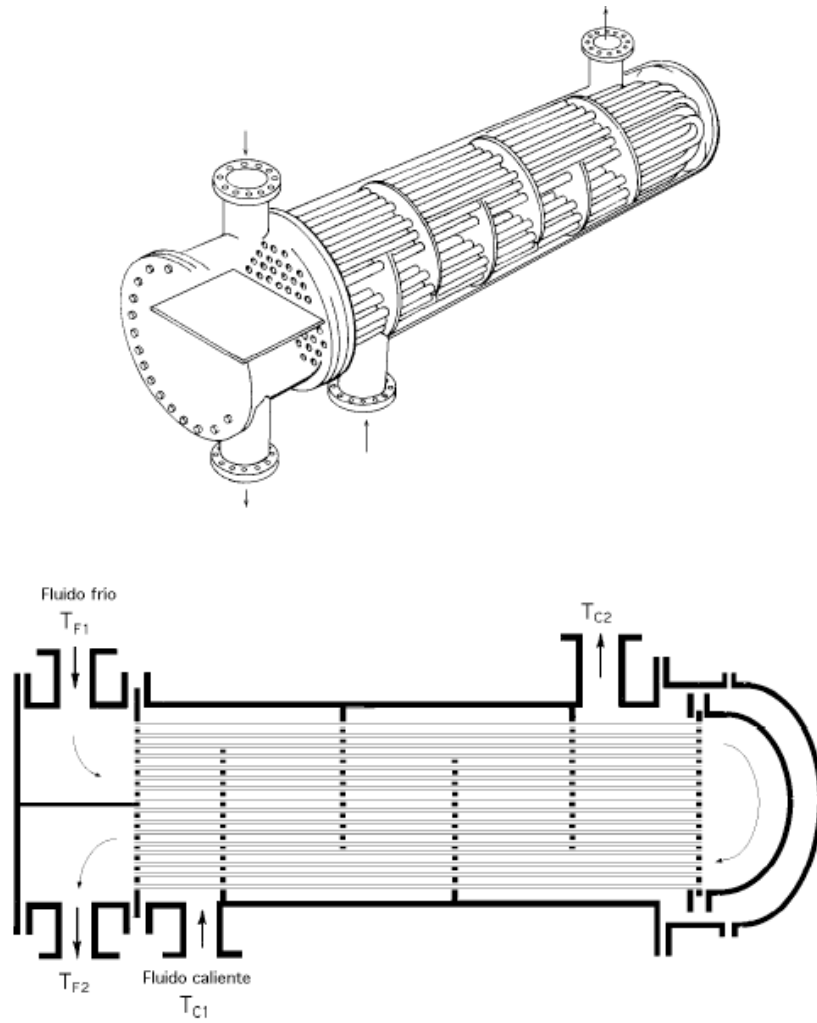


En este tipo de intercambiador, uno de los fluidos circula por el interior de los tubos, mientras que el otro fluido se ve forzado a circular entre la carcasa y la parte exterior de los tubos, en sentido paralelo a ellos.

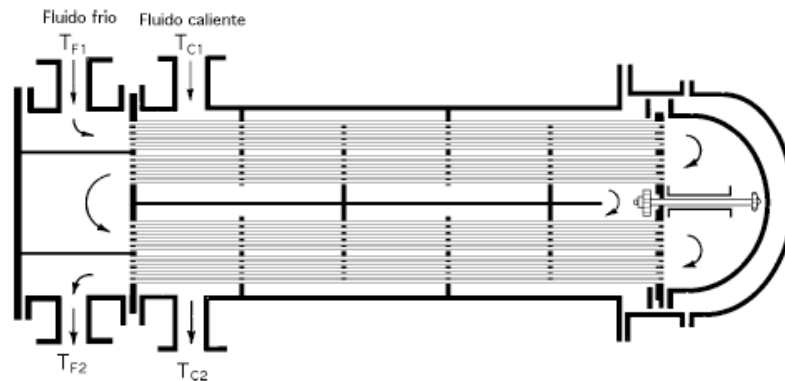
Es común la colocación de placas en el casco para forzar al fluido a moverse en dirección transversal a dicho casco con el fin de mejorar la transferencia de calor y también para mantener un espaciado uniforme entre los tubos.

Los intercambiadores de casco y tubos, se clasifican todavía más según el número de pasos que se realizan por el casco y por los tubos.

Fig.3.- Intercambiador de un paso por el casco y dos pasos por los tubos.



**Fig.4.- Intercambiador de dos pasos por el casco y cuatro pasos por los tubos.**

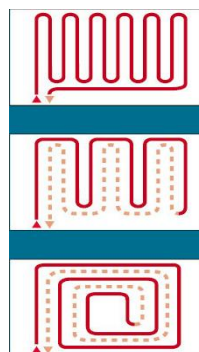


### B. Intercambiador tipo serpentín

Se denomina serpentín a un tubo de forma frecuentemente espiral o helicoidal, utilizado comúnmente para enfriar vapores, que viajan dentro del tubo, para poder condensarlos y así transmitir el calor latente debido al cambio de fase, al fluido en el exterior del tubo.

La geometría del serpentín radica en que se obtiene una mejor transferencia de calor al configurarlo de ésta forma, esto es necesario ya que a diferencia de los intercambiadores de casco y tubos, los serpentines generalmente se utilizan para calentar fluidos en reposo, es decir que no se tiene un flujo constante del fluido a calentarse.

**Fig.5.-Tipos de serpentín**

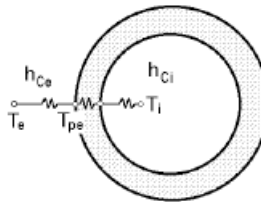


En la Fig.5, pueden observarse tres configuraciones distintas de serpentines, en las cuales puede notarse la ventaja de estos intercambiadores de poder tener una mayor área de transferencia de calor, debido a la longitud del tubo, en un recinto con proporciones reducidas al doblar el tubo en esa forma.

### C. El coeficiente de transferencia de calor total

Comúnmente un intercambiador de calor se relaciona con dos fluidos que pasan separados por una pared sólida. En primer lugar, el calor se transfiere del fluido caliente hacia la pared por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el fluido frío de nuevo por convección.

Fig.6.- Red de resistencias térmicas para un intercambiador de tubo



La red de resistencias térmicas asociada con este proceso de transferencia de calor contiene dos resistencias a la convección y una a la conducción.

$$R_{TOTAL} = R_i + R_{pared} + R_o$$

$$R_i = \frac{1}{h_i A_i}; R_{pared} = \frac{\ln(D_o \div D_i)}{2\pi k L}; R_o = \frac{1}{h_o A_o}$$

$$R_{TOTAL} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_o \div D_i)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_o A_o}$$

En el análisis de los intercambiadores de calor resulta conveniente combinar todas las resistencias térmicas que se encuentran en la trayectoria del flujo de calor del fluido caliente hacia el frío en una sola resistencia y expresar la velocidad de la transferencia de calor entre los dos fluidos como:

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R} = UA\Delta T = U_i A_i \Delta T = U_o A_o \Delta T$$

en donde  $U$  es el coeficiente de transferencia de calor total.

Cancelando  $\Delta T$ , la ecuación se convierte en:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} = R$$

Entonces.

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + R_{pared} + \frac{1}{h_o A_o}$$

Cuando la pared del tubo es pequeña y la conductividad térmica del material del mismo es alta, la resistencia térmica de dicho tubo es despreciable ( $R_{pared} \approx 0$ ) y las superficies interior y exterior del mismo son casi idénticas ( $A_i \approx A_o \approx A$ ). Entonces la ecuación para el coeficiente de transferencia de calor total se simplifica para quedar:

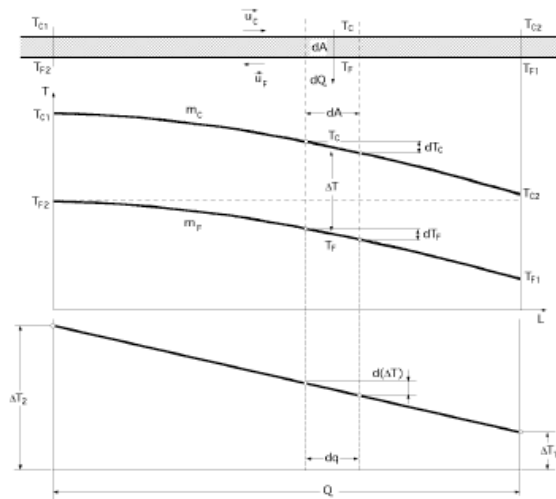
$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}$$

#### D. Diferencia media logarítmica de temperaturas

La diferencia de temperaturas entre los fluidos caliente y frío varía a lo largo de un intercambiador de calor y resulta conveniente tener una diferencia media de temperatura para

usarse en la relación:  $\dot{Q} = UA_s \Delta T$

Fig.7.- Distribución de temperaturas en relación al flujo para un intercambiador de tubo



Considerando un intercambiador de tubos de un solo paso, podemos notar en la figura, que la diferencia de temperaturas  $\Delta T$  entre los fluidos es grande en la entrada del intercambiador, pero disminuye en forma exponencial hacia la salida.

A través del intercambiador, la temperatura del fluido caliente decrece, mientras que la del frío aumenta, pero la temperatura del fluido frío nunca puede sobrepasar la del caliente, sin importar la longitud del intercambiador.

Con el balance de energía en cada fluido y la velocidad de la transferencia de calor en una sección diferencial del intercambiador de calor, se puede realizar una integración desde la entrada del intercambiador hasta su salida, con lo cual se obtiene:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Ésta es la diferencia de temperatura media logarítmica, que es la forma apropiada de la diferencia de temperatura promedio que debe utilizarse al analizar un intercambiador de calor.  $\Delta T_1$  y  $\Delta T_2$  representan la diferencia de temperaturas entre los fluidos de entrada y salida del intercambiador.

Para intercambiadores de flujo paralelo:

$$\Delta T_1 = T_{h,ent} - T_{c,ent}$$

$$\Delta T_2 = T_{h,sal} - T_{c,sal}$$

Para intercambiadores a contraflujo:

$$\Delta T_1 = T_{h,ent} - T_{c,sal}$$

$$\Delta T_2 = T_{h,sal} - T_{c,ent}$$

Donde  $T_h$  designa el fluido caliente y  $T_c$  el fluido frío.

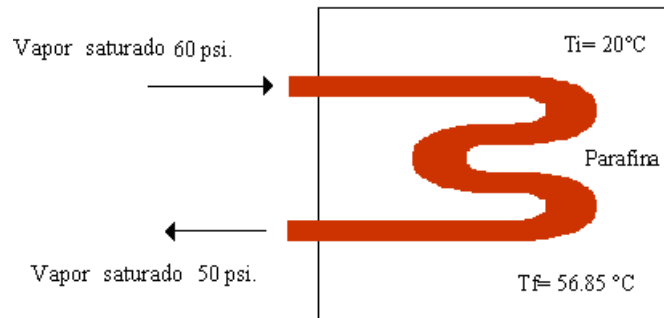
La parafina se encuentra en estado sólido y a temperatura ambiente al colocarla en los depósitos, consideramos una  $T_{amb} = 20^\circ\text{C}$ . La temperatura de fusión de la parafina puede obtenerse de la tabla 1, la cual es de 330 K ó  $56.85^\circ\text{C}$ .

Tabla 1.-Propiedades de la parafina

Propiedades de la parafina <sup>1</sup>	
Densidad	900 kg/m <sup>3</sup>
Temperatura de fusión	330 K
Expansividad lineal	0.00011 K <sup>-1</sup>
Calor específico	2140 - 2900 J/kgK
Conductividad térmica	0.25 W/mK
Viscosidad	6 cSt
Calor de fusión	200 - 220 J/g

En la figura 9, puede observarse un esquema de las condiciones de los fluidos involucrados en el intercambiador de calor.

Fig.9.- Intercambiador de calor para calentamiento de parafina



Para el diseño del intercambiador de calor primero se debe conocer la cantidad de energía necesaria para mantener la parafina dentro del depósito en estado líquido.

Por medio de la primera ley de la termodinámica sabemos que la relación de conservación de la energía en estas condiciones será el calor sensible más el calor de fusión de la parafina:

$$\dot{Q} = \dot{m} C_p \Delta T + \dot{m} \Delta H_{fus}$$

<sup>1</sup> <http://www.diracdelta.co.uk/science/source/p/a/paraffin%20wax/source.html>

El volumen de parafina en el depósito es:

$$V = 0.14 * 0.56 * 0.93 = 0.072912 \text{ m}^3$$

Se encuentra la masa total de parafina dentro del depósito:

$$m = \rho V = 900 \text{ kg/ m}^3 * 0.072912 \text{ m}^3 = 65.62 \text{ kg}$$

En el proceso continuo de remojar los cerillos en la parafina líquida se vacía el depósito y debe agregarse nuevamente parafina en estado sólido al mismo. Se considera que el depósito se vacía totalmente en un período de 4 horas.

El flujo másico se determina:

$$\dot{m}_{\text{parafina}} = m / t = 65.62 \text{ kg.} / 4 * (3600 \text{ seg.}) = 4.5569 * 10^{-3} \text{ kg/seg.}$$

Para el calor específico y el calor de fusión se utiliza un valor medio entre los que se encuentran en la tabla1, entonces la energía necesaria es igual a:

$$\dot{Q} = 4.5569 * 10^{-3} \text{ kg/ seg.} \times 2520 \text{ J / kgK} \times (6.85^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}) + 4.5569 * 10^{-3} \text{ kg/ seg.} \times 210 \text{ J / g} \times 1000 \text{ g / kg}$$

$$\dot{Q} = 1380.11 \text{ W}$$

Con este valor podemos utilizar la fórmula de la velocidad de la transferencia de calor en un intercambiador, la cual es:

$$\dot{Q} = UA_s \Delta T_{ml}$$

Uno de los parámetros de diseño, será utilizar tubería de cobre de  $\frac{3}{4}$ " de diámetro, esto se debe a que el cobre tiene una alta conductividad térmica y el espesor de la pared del tubo es pequeño, entonces podemos utilizar la siguiente fórmula para encontrar el coeficiente de transferencia de calor total del intercambiador:

$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}$$

Entonces se debe determinar los coeficientes de transferencia de calor por convección, tanto dentro como afuera del tubo.


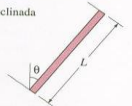
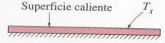
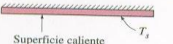
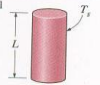
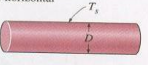

### A. Coeficiente de Transferencia de calor afuera del tubo $h_o$

El depósito de la parafina no tiene un flujo constante de fluido que ingresa y sale del mismo como en los intercambiadores de concha y tubo, la parafina se mantiene más bien en reposo. Se debe considerar la convección natural del lado exterior del tubo.

$$h_o = \frac{k_{parafina}}{D_o} Nu$$

Para determinar el número de Nusselt se debe recurrir a una correlación determinada por medio de la experimentación, para la convección natural.

**Fig.10- Correlaciones empíricas del número promedio de Nusselt para la convección natural sobre superficies**

TABLA 9-1 Correlaciones empíricas del número promedio de Nusselt para la convección natural sobre superficies			
Configuración geométrica	Longitud característica $L_c$	Intervalo de Ra	Nu
Placa vertical 	$L$	$10^4 - 10^9$ $10^9 - 10^{13}$	$Nu = 0.59Ra^{1/4}$ (9-1) $Nu = 0.1Ra^{1/3}$ (9-2) $Nu = \left\{ 0.825 + \frac{0.387Ra^{1/4}}{[1 + (0.492/Pr)^{1/4}]^{1/4}} \right\}^2$ (9-3) (compleja pero más exacta)
Placa inclinada 	$L$		Utilícese las ecuaciones de la placa vertical para la superficie superior de una placa fría y la superficie inferior de una placa caliente Reemplácese $g$ por $g \cos \theta$ para $Ra < 10^4$
Plástico horizontal (Área superficial $A$ y perímetro $p$ ) a) Superficie superior de una placa caliente (o superficie inferior de una placa fría) 	$A_s/p$	$10^4 - 10^7$ $10^7 - 10^{11}$	$Nu = 0.54Ra^{1/4}$ (9-22) $Nu = 0.15Ra^{1/3}$ (9-23)
b) Superficie inferior de una placa caliente (o superficie superior de una placa fría) 		$10^5 - 10^{11}$	$Nu = 0.27Ra^{1/4}$ (9-24)
Cilindro vertical 	$L$		Un cilindro vertical puede tratarse como una placa vertical cuando $D \geq \frac{35L}{Gr^{1/4}}$
Cilindro horizontal 	$D$	$Ra_D \leq 10^{12}$	$Nu = \left\{ 0.6 + \frac{0.387Ra^{1/4}}{[1 + (0.559/Pr)^{1/4}]^{1/4}} \right\}^2$ (9-25)
Esfera 	$D$	$Ra_D \leq 10^{11}$ ( $Pr \geq 0.7$ )	$Nu = 2 + \frac{0.589Ra^{1/4}}{[1 + (0.469/Pr)^{1/4}]^{1/4}}$ (9-26)

En la figura 10, se puede encontrar que para un cilindro horizontal, que es la configuración que tendrá el tubo dentro del depósito, el número de Nusselt es:

$$Nu = \left\{ 0.6 + \frac{0.387 Ra_D^{1/6}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.559}{Pr} \right)^{1/4} \right]^{3/4}} \right\}^2$$

El número de Prandtl se obtiene de:

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k}$$

Se determina la viscosidad dinámica de:

$$v = \mu / \rho$$

$$\mu = v \rho = 6 \text{ cSt} \cdot 900 \text{ kg/m}^3 = 6 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{seg} \cdot 900 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 5.4 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{seg}$$

entonces,

$$Pr = \frac{5.4 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{seg} \cdot 520 \text{ J/kg}^\circ\text{K}}{0.25 \text{ W/m}^\circ\text{K}}$$

$$Pr = 54.432$$

Luego, se obtiene el número de Rayleigh del producto de los números de Grashof y Prandtl:

$$Ra_D = Gr \cdot Pr = \frac{g \beta (T_s - T_\infty) D^3}{v^2} Pr$$

El número de Grashof representa los efectos de la convección natural, en donde

$g$  = aceleración gravitacional

$\beta$  = coeficiente de expansión volumétrica, aproximadamente tres veces la expansión lineal.

$T_s$  = temperatura de la superficie del tubo, debido a que estamos considerando nula la resistencia de la pared del tubo, ésta es igual a la temperatura en el interior del mismo,  
 $T_{sat} = 144.85^\circ\text{C}$

$T_\infty$  = temperatura de la parafina líquida alejada del tubo,  $56.85^\circ\text{C}$

$D$  = diámetro exterior del tubo  $\frac{7}{8}'' = 0.02223 \text{ m}$ .

$v$  = viscosidad cinemática,  $6 \text{ cSt}$ .

$$Ra_D = \left[ \frac{9.81 \text{ m/seg}^2 \times \left( \frac{1}{9.81} \times 0.00011 \text{ K}^{-1} \right) \times (44.85^\circ\text{C} - 56.85^\circ\text{C}) \times (0.02223 \text{ m})^3}{\left( 1.7 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{seg} \right)^2} \right] \times 54.432$$

$$Ra_D = 4,731,902.622 = 4.73 \times 10^6$$

$$Nu = \left\{ 0.6 + \frac{0.387 \times \left( 4.73 \times 10^6 \right)^{1/4}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.559}{54.432} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2$$

$$Nu = 30.32$$

Entonces el coeficiente de transferencia de calor se determina como:

$$h_o = \frac{0.25 \text{ W/m}^\circ\text{C}}{0.02223 \text{ m}} \times 30.32$$

$$h_o = 340.98 \text{ W/m}^2\text{C}$$

### B. Coeficiente de Transferencia de calor dentro del tubo $h_i$

Como se ha mencionado anteriormente, se considera que la temperatura en la superficie exterior del tubo es igual a la temperatura de saturación del vapor que viaja dentro de él. Esto quiere decir que la pared del tubo no representa ninguna resistencia a la transferencia de calor, por conducción, pero también quiere decir que no se presenta ninguna resistencia a la transferencia de calor por convección, dentro del tubo.

$$R_i = \frac{1}{h_i A_i} = 0$$

El coeficiente de transferencia de calor dentro del tubo  $h_i$ , es mucho mayor que el coeficiente de transferencia de calor afuera del tubo  $h_o$  y, por consiguiente, el inverso de este valor tenderá a 0.

### C. Dimensionamiento del serpentín

Para establecer la configuración del serpentín, se necesita encontrar la longitud del tubo, de acuerdo al área de transferencia de calor del mismo por medio de la ecuación:

$$\dot{Q} = UA_s \Delta T_{ml}$$

El coeficiente total de transferencia de calor se determina por:

$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}, \text{ luego } \frac{1}{U} \approx 0 + \frac{1}{h_o}$$

Con el valor  $h_o$  encontrado tenemos,

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{340.98 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

por lo tanto,

$$U = 340.98 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La diferencia de temperaturas es igual a :

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Para el caso en evaluación se puede considerar que el serpentín transfiere calor hacia la parafina líquida únicamente ( $56.85^\circ\text{C}$ ), ya que ésta se funde antes de entrar en contacto con el tubo. Se ha tomado la temperatura de la superficie del tubo como  $144.85^\circ\text{C}$ , a lo largo de toda la longitud del mismo, por lo tanto no se aplica la media logarítmica y la diferencia de temperaturas es:

$$\Delta T = 144.85^\circ\text{C} - 56.85^\circ\text{C}$$

Resolviendo,

$$\Delta T = 88^{\circ}\text{C}$$

El área superficial  $A_s$  es igual a:  $\pi D_{ext} L$ .

La ecuación de la velocidad de transferencia de calor en un intercambiador se vuelve:

$$\dot{Q} = U \cdot \pi D_{ext} L \cdot \Delta T$$

Despejando,

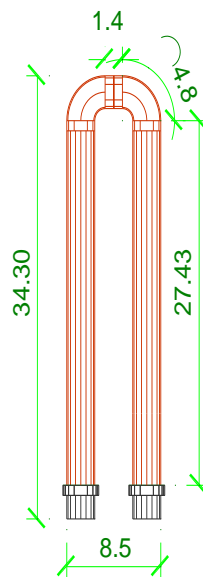
$$L = \frac{\dot{Q}}{U \cdot \pi D_{ext} \cdot \Delta T} = \frac{1380.11\text{W}}{340.98\text{W/m}^2\text{C} \cdot \pi \cdot 0.02223\text{m} \cdot 88^{\circ}\text{C}}$$

$$L = 0.6586\text{ m} = 65.86\text{ cm.}$$

Con la longitud del tubo ahora podemos determinar las dimensiones del intercambiador de calor, limitado únicamente a las dimensiones del depósito donde debe encajarse.

Por simplicidad, se elige una configuración de un solo paso como puede observarse en la Fig.12.

Fig.11.-Detalle del serpentín



Todas las dimensiones están en centímetros.

La vuelta completa tiene una longitud de  $(2 \cdot 4.8) + 1.4 = 11\text{ cm}$ .

Cada paso tiene una longitud de 27.43 cm.

El resultado es:

$$(1.4)+(2*4.8)+(2*27.43)= 65.86 \text{ cm.}$$

El serpentín tiene un largo total de 34.3 cm. y 8.5 cm. de ancho, de manera que cabe muy cómodamente dentro del depósito de parafina.

#### D. Costos de fabricación

Para llevar a cabo la elaboración del serpentín e implementarlo para su uso en la planta se deben considerar los costos de la fabricación, así como el costo de ponerlo en funcionamiento.

**Tabla 2.- Materiales para la fabricación del serpentín**

CANT.	MATERIAL	MEDIDA	DESCRIPCIÓN	PRECIO EN QUETZALES	
				UNITARIO.	TOTAL
2	Pie de tubo de cobre	¾"	Tipo mediano, rígido. Para 100 psi.	24.50	49.00
2	Codo de cobre	¾"	90°. Soldable	14.00	28.00
0.5	Libra de varilla de plata			60.00	30.00
1	Pasta fundente			88.00	88.00
0.1	Carga de acetileno			470.00	47.00
0.1	Carga de oxígeno			145.80	14.58
1	Tubo acero al carbón	¾"	Cédula 40 sin costura, 20' de largo.	220.00	220.00
6	Codo de hierro negro	¾"	90°. Roscado	4.00	24.00
2	Adaptador macho	¾"	Hierro negro	6.96	13.92
4	Unión universal	¾"	Hierro negro, roscada 150 psi	21.50	86.00
2	Válvula de compuerta	¾"	Marca Nibco. 125 psi. Roscada con asientos de bronce.	83.31	166.62
1	Filtro en Y	¾"	Hierro negro. Extremos roscados 250 psi. Marca Spirax Sarco	220.00	220.00
1	Válvula reguladora	¾"	Marca Spirax Sarco. Para vapor de 10 - 60 psi.	1,620.00	1,620.00
1	Trampa de cubeta invertida	¾"	Marca Spirax Sarco. Modelo B1HS 125. Fundición de hierro.	725.00	725.00
10	Cinta de teflón			3.85	38.50
<b>TOTAL</b>					<b>Q 3,370.62</b>

En la tabla 2, se puede observar la cuantificación de materiales necesarios para la fabricación del serpentín, el cual se elaborará de tubo de cobre rígido de ¾" de diámetro. Como dicho tubo es muy difícil de doblar, aún al calentarlo no se podrán lograr las vueltas con la

exactitud requerida, se recurre a utilizar codos a 90° para fabricar las vueltas. Los codos y las secciones de tubo serán soldados, para ello se necesita la varilla de plata, así como la pasta fundente y las cargas de oxígeno y acetileno.

Para suministrar el vapor al serpentín se necesita hacer una conexión desde la tubería principal de vapor de la planta y para ello necesitamos la tubería de acero junto con sus accesorios.

Uno de los parámetros de diseño fue que el vapor en la línea se encontrara a 60 psia de presión cerca del área de aplicación de parafina, sin embargo para garantizar que así sea, se necesita una válvula reguladora de presión, la cual se está considerando dentro de los materiales.

En la salida del serpentín se encontrará en la tubería el condensado resultante del cambio de fase que experimenta el vapor en el intercambio de calor, es necesario retirar este condensado ya que de lo contrario el agua líquida reduce considerablemente la transferencia de calor. Para la eliminación del condensado en la tubería de salida del serpentín se está considerando la utilización de una trampa de vapor de cubeta invertida y la conexión de un filtro en Y, antes de llegar a la trampa.

También se debe considerar el costo de mano de obra de las personas que vayan a realizar la fabricación e instalación del serpentín.

**Tabla 3.- Costo por hora de mano de obra para la fabricación del serpentín  
MANO DE OBRA**

Trabajo	Horas
Fabricación de serpentín	4
Instalación de tubería	8
Instalación accesorios	8
<b>TOTAL</b>	<b>20</b>

Precio por hora                      Q 15.00

**Costo Total                              Q 300.00**

En la tabla 3, se pueden encontrar los costos de mano de obra y se obtiene como resultado que el costo total de la fabricación e instalación del serpentín es de: **Q. 3,670.62.**

#### E. Análisis económico del proyecto

Para la implementación del serpentín de vapor y su uso en el calentamiento de parafina, se necesita conocer cuál será el ahorro en el consumo de energía eléctrica, para la planta.

Se debe considerar que el vapor que se utilizará, para el calentamiento en el intercambiador, tiene un costo tanto del combustible utilizado para generarlo como del tratamiento químico que se le da al agua de alimentación de las calderas y el mantenimiento anual de esas calderas.

**Tabla 4.- Datos utilizados para el cálculo del costo de calentamiento de la parafina**

Precio Kwh energía eléctrica	Q 1.4286 <sup>2</sup>
Capacidad caldera (Hp), Flujo de Vapor	100 Hp
Capacidad caldera (Kw), calorífica	980
Pérdida de eficiencia calórica	10%
Consumo de galones [diesel/hora]	24
Precio diesel [galón]	Q 26.46 <sup>3</sup>

En la tabla 4 se pueden encontrar los datos con los que se puede analizar cuál será el costo de utilizar energía eléctrica para calentar la parafina, contra la utilización de vapor.

**Tabla 5.- Costo diario del calentamiento de la parafina por medio de resistencias eléctricas**

	Kwh / Día	Costo
Electricidad	11.04	Q 15.77

Se tiene un total de 11.04 Kwh por día necesarios para el calentamiento de la parafina, esto se debe a que se tienen que suplir la carga de 1380.11 W durante las ocho horas diarias de funcionamiento de la planta. El costo por medio de resistencias eléctricas es de Q. 15.77/ día.

<sup>2</sup> Apéndice, Pág.25

<sup>3</sup> Apéndice, Pág.26

**Tabla 6.- Costo diario del calentamiento de la parafina por medio del serpentín a vapor**

Vapor					
Días laborales/año	Horas año funcionamiento caldera	Costo anual diesel	Costo anual mantenimiento	Costo anual tratamiento agua	Costo anual vapor
280	2,240	Q. 53,760.00	Q. 15,000.00	Q. 6,000.00	Q.77,280.00

Costo diario vapor para el serpentín	Kwh + Pérdida de eficiencia calórica	Costo diario / capacidad calorífica	<b>Costo diario utilización del serpentín</b>
Q. 276.00	12.14	Q. 0.28	<b>Q. 3.42</b>

En la tabla 6, se puede observar el costo total anual de utilizar la caldera para generar vapor, tomando en cuenta el consumo de combustible, el costo de mantenimiento y el costo de tratamiento del agua de alimentación.

El costo diario de utilizar vapor se obtiene al dividir el costo total anual dentro del número de días laborales al año, asimismo éste valor se divide dentro de los 980 kW de capacidad de la caldera para obtener el costo por kW utilizando vapor. El consumo de kWh al utilizar vapor, será mayor debido a la pérdida de la eficiencia de la caldera, al multiplicar este valor por el costo por kW obtenemos un costo diario de Q. 3.42

El ahorro diario en el costo de energía eléctrica será de Q.12.35 y se tendrá un ahorro anual de Q.3458.00

El período de retorno de la inversión para la fabricación e instalación del serpentín se obtiene al dividir el costo del serpentín dentro del dinero ahorrado y se obtiene un tiempo de 1.06 años o 297 días.

Aunque sí existe un ahorro en el costo de la energía eléctrica y un rápido retorno de la inversión al implementar el uso del serpentín de vapor, el ahorro será mucho mayor al realizarlo para varios depósitos de calentamiento de parafina.

Si se considera que la fábrica tiene más de una línea de producción de cerillos, es correcto concluir que se tendrán más depósitos de almacenamiento de parafina líquida, esto implica que habrá mayor demanda de calor y la solución del serpentín de vapor dará un mayor ahorro a la fábrica.



**PRECIOS PROMEDIO DE COMBUSTIBLES A NIVEL REPUBLICA  
POR DEPARTAMENTO**

**ENERO 2008**

DEPARTAMENTO	FECHA DEL MONITOREO	PRECIOS EN QUETZALES POR GALON			
		Super 95 FMT	Super 95	Regular	Diesel
REGION I. METROPOLITANA		Servicio Completo			
GUATEMALA	02-Ene-08	29.64	28.89	28.23	26.10
PRECIO PROMEDIO REGION I. METROPOLITANA		30.12	29.10	28.59	26.46
REGION II. NORTE					
ALTA VERAPAZ	15-Ene-08	N/V	30.49	29.71	28.13
BAJA VERAPAZ	15-Ene-08	N/V	30.79	30.13	27.49
PRECIO PROMEDIO REGION II. NORTE			30.64	29.92	27.81
REGION III. NOR-ORIENTE					
CHIQUMULA	15-Ene-08	N/V	30.04	29.42	26.41
EL PROGRESO	15-Ene-08	N/V	30.02	29.26	26.89
IZABAL	15-Ene-08	29.46	29.53	29.01	26.96
ZACAPA	15-Ene-08	30.89	30.46	29.50	26.75
PRECIO PROMEDIO REGION III. NOR-ORIENTE		30.18	30.01	29.30	26.75
REGION IV. SUR-ORIENTE					
SANTA ROSA	15-Ene-08	N/V	30.95	369.09	27.74
JALAPA	15-Ene-08	N/V	30.60	30.15	27.25
JUTIAPA	25-Dic-07	N/V	31.18	30.54	27.93
PRECIO PROMEDIO REGION IV. SUR-ORIENTE			30.91	143.26	27.64
REGION V. CENTRAL					
SACATEPEQUEZ	15-Ene-08	29.99	29.22	28.48	26.33
CHIMALTENANGO	15-Ene-08	N/V	29.11	28.36	26.15
ESCUINTLA	15-Ene-08	29.46	29.27	28.62	26.51
PRECIO PROMEDIO REGION V. CENTRAL		29.73	29.20	28.45	26.33
REGION VI. SUR-OCCIDENTE					
SOLOLA	15-Ene-08	N/V	30.57	29.84	26.94
TOTONICAPAN	15-Ene-08	N/V	29.32	28.73	26.45
QUETZALTENANGO	15-Ene-08	30.24	29.68	29.07	26.68
SUCHITEPEQUEZ	15-Ene-08	N/V	29.41	28.40	26.42
RETALHULEU	15-Ene-08	29.30	29.06	28.48	26.68
SAN MARCOS	15-Ene-08	N/V	29.91	29.38	26.50
PRECIO PROMEDIO REGION VI. SUR-OCCIDENTE		29.77	29.66	28.98	26.61
REGION VII. NOR-OCCIDENTE					
HUEHUETENANGO	15-Ene-08	29.89	29.93	29.09	26.98
QUICHE	15-Ene-08	N/V	31.75	31.25	27.25
PRECIO PROMEDIO REGION VII. NOR-OCCIDENTE		29.89	30.84	30.17	27.11
REGION VIII. PETEN					
PETEN	15-Ene-08	N/V	31.32	30.73	27.32
PRECIO PROMEDIO REGION VIII. PETEN			31.32	30.73	27.32
		PRECIOS EN QUETZALES POR GALON			
		Super 95 FMT	Super 95	Regular	Diesel
VALOR MAXIMO		30.89	31.75	369.09	28.13
VALOR MINIMO		29.30	29.06	28.36	26.15
PRECIOS PROMEDIO DEPARTAMENTALES EN Q/gln		30.03	29.97	38.16	26.87

N/V = No Vende

FMT = Friction Modifier Technology