

300618

6
2y



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA
Incorporada a la U.N.A.M.

**DISEÑO, CONSTRUCCION Y EXPERIMENTACION
DE UN APARATO PARA EL ESTUDIO DE
PERFILES DE TEMPERATURAS EN BARRAS**

TESIS PROFESIONAL

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :**

FRANCISCO RAMON GONZALEZ GARCIA

**DIRECTOR DE TESIS,
Antonio Valiente Bardenas**

México, D. F.

1991



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CAPITULACION

TENTANTIVA

- I INTRODUCCION
- II TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCION, CONVECCION Y RADIACION. GENERALIDADES
- III TRANSFERENCIA DE CALOR EN ALETAS Y BARRAS A REGIMEN PERMANENTE Y TRANSITORIO
- IV DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL APARATO PROPUESTO
- V EXPERIMENTACION Y ANALISIS DE RESULTADOS
- VI PRACTICA O PRACTICAS PROPUESTAS
- VII CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
- VIII BIBLIOGRAFIA

I N D I C E

INTRODUCCION	(1)
- Conducción (definición)	(1)
- Ecuación de Fourier	(1)
- Convección (definición)	(2)
- Radiación (definición)	(2)
- Ecuación de Stefan - Boltzman	(3)
- Calor Radiante (definición)	(3)
- Estado Estacionario	(3)
- Ecuación de conducción de calor unidimensional ...	(5)
- Ecuación de calor tridimensional	(6)
- Ecuación de calor para coordenadas Cilíndricas ...	(7)
- Ecuación de calor para coordenadas Esféricas ...	(7)
- Estado transitorio	(7)
- Notación usada en este capítulo	(8)
TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCION CONVECCION Y RADIACION (9)	
- Transferencia de calor (definición)	(9)
- Balance de energía en transferencia de calor	(9)
- C o n d u c c i ó n	(10)
- Ley de Fourier de Conducción (explicación)	(11)
- Conductividad Térmica (definición)	(11)
- Conductividad Térmica (en g a s)	(11)
- Conductividad Térmica (en líquidos)	(11)
- Conductividad Térmica (en sólidos)	(12)
- Conductividad Térmica en gas Predicción analítica Ecuación de CHAPMAN y Ecuación de EUCKEN	(12)
- Analogía de flujo de calor y flujo eléctrico	(12)
- Conductividad Térmica en liq. Predicción analítica Ecuación de WEBER	(13)
- Ley de Fourier en PLACAS	(13)
- Ley de Fourier en CILINDROS	(14)
- Ley de Fourier en ESFERAS	(15)
- Ecuación de conducción de calor unidimensional en P A R E D P L A N A	(15)
- Ecuación de conducción de calor unidimensional en C I L I N D R O S	(16)
- C o n v e c c i ó n	(17)
- R a d i a c i ó n	(18)
- C u e r p o s G r i s e s	(18)
- Mecanismos combinados de transferencia de calor ...	(19)
- Notación usada en este capítulo	(21)

EXPERIMENTACION Y ANALISIS DE RESULTADOS (59)

- Resultados	(63)
- Cálculo de Areas y Perímetros	(65)
- Cálculo del Coeficiente de Transferencia h	(65)
Con el ΔT promedio	(66)
Con la media logarítmica	(67)
- Cálculo de m ($m^2 = hP/kA$)	(68)
- Cálculo de m l	(69)
- Cálculo de T para el perfil de Temperaturas	
Usando Exponenciales	(70)
Usando Cosenos Hiperbólicos	(72)
- Cálculo de las Eficiencias de las barras	(73)
- Cálculo de la Pérdida de calor de cada barra	(74)

PRACTICA D PRACTICAS PROPUESTAS (76)

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES (85)

- Gráfica experimental de la barra de Aluminio	(88)
- Gráfica experimental de la barra de Hierro Fundido..	(89)
- Gráfica experimental de la barra de Acero	(90)
- Gráficas analíticas de las barras	(91)
- Gráficas analíticas con Funciones Hiperbólicas	(107)

APENDICES (100)

APENDICE (1)	(100)
APENDICE (2)	(110)
APENDICE (3)	(113)
APENDICE (4)	(115)

BIBLIOGRAFIA (127)

CAPITULO I

INTRODUCCION

INTRODUCCION A LA TRANSMISION DE CALOR

Durante la práctica de ingeniería, es común que en los problemas a resolver se presente el fenómeno de transferencia de calor. En ellos el calor fluye desde un medio hacia una pared sólida, la atraviesa y sale para penetrar en otro medio. La resistencia al paso del calor en la pared que separa los medios es sólo una de la serie de resistencias del proceso.

Las leyes de transmisión de calor tienen primordial importancia en el diseño y funcionamiento de múltiples equipos. En muchos casos el objetivo principal es obtener máximas velocidades de transmisión de calor por unidad de superficie, compatibles con factores económicos, así como el aprovechamiento y recuperación de calor. También se considera hacer mínima las pérdidas de calor mediante aislamientos.

Las formas de transmisión de calor son:

CONDUCCION.— Mecanismo de transferencia de calor, donde el calor fluye a través de la masa de un cierto material, desde una región o zona de alta temperatura a otra de baja temperatura, sin desplazamiento apreciable de partícula. Puede llevarse dentro de un medio sólido, líquido o gaseoso o entre medios diferentes en contacto físico directo. La conducción provoca interacciones entre las moléculas que componen la sustancia dada; es decir, hay transferencia de Energía Cinética de una molécula a otra adyacente. La conducción es el único mecanismo por el cual puede fluir calor en sólidos opacos; en medios no sólidos está combinada con la convección y la radiación. En la masa de fluidos en flujo laminar, la transferencia de calor se realiza en dirección perpendicular al movimiento del fluido.

La ecuación diferencial que gobierna la transferencia de calor por Conducción, propuesta por Fourier es:

Donde:

$\frac{dQ}{dt}$	$= -k A$	$\frac{dT}{dx}$	Razón de transferencia de calor.
$\frac{dQ}{d\theta}$		$\frac{dQ/d\theta}{dT/dx}$	Gradiente de temperatura en dirección del flujo de calor.
		k	Conductividad térmica.
		A	Area de la sección considerada.

CONVECCION.- Proceso de transporte de energía por la acción combinada de conducción de calor, almacenamiento de energía y movimiento de mezcla. La convección lleva consigo la transferencia de calor por medio de la mezcla de un fluido con otro, lo que implica el movimiento del líquido o gas debido a una diferencia de densidades (gradiente) causada por diferencia de temperaturas, como en la convección natural, o bien engendrarse por medios mecánicos como en la convección forzada; como se sabe, los medios mecánicos tienen influencia sobre la razón de transferencia de calor, por ejemplo, una placa caliente se enfriará más rápidamente si se utiliza un abanico que si se expone al aire estático.

La energía se transfiere por conducción molecular y en medios transparentes por radiación. Al efecto neto de un transporte de energía que ocurre en la dirección de un gradiente de temperatura, a esa transferencia de calor se le conoce como flujo de calor por convección. La eficiencia de la transferencia de calor por convección depende básicamente del movimiento de mezclado del fluido.

La ecuación fundamental de convección fue establecida en 1701 por Newton donde la velocidad de transmisión de calor q_c desde la superficie de un sólido a un fluido está dado por:

$q_c = h A (T_s - T)$ donde h es el coeficiente de convección desde la superficie del fluido, que depende de las propiedades del fluido, de las dimensiones del aparato, de la velocidad del fluido, del cambio de fase y de la temperatura; A es el área de la superficie; T_s es la temperatura de la superficie y T la temperatura del fluido. En la expresión anterior (q_c), la razón de transferencia de calor está relacionada con la diferencia de temperatura total entre la pared y el fluido y el área de la superficie A . La cantidad h (coeficiente de transferencia de calor por convección) se conoce algunas veces como Conductancia de Película debido a su relación con el proceso de conducción en la capa delgada estacionaria del fluido en la superficie de pared. La transferencia de calor por convección tiene una dependencia respecto a la viscosidad del fluido; además de la dependencia con relación a las propiedades térmicas del fluido (Conductividad Térmica, Calor Específico, Densidad). Esto se anticipa debido a la influencia de la viscosidad en el perfil de velocidad y de igual manera en la razón de transferencia de energía en la región cercana a la pared.

RADIACION.- Proceso por el cuál fluye calor desde un cuerpo de alta temperatura a un cuerpo de baja temperatura, cuando éstos están separados por un espacio que incluso puede ser el vacío. La transmisión de calor tiene lugar por absorción de energía radiante. Los cuerpos emiten ondas electromagnéticas en todas direcciones y a todas las temperaturas. Las ondas electromagnéticas son de la misma naturaleza que la luz, con longitud de onda entre 10^{-6} y 10^{-9} . Cuando esta energía incide sobre un cuerpo, una parte resulta reflejada y el resto se absorbe, cerca de la superficie. Si dos cuerpos, uno más caliente que el otro, se encuentran en un sistema cerrado, hay un intercambio continuo de energía entre ellos, en donde el más caliente emite más energía que absorbe y el más frío absorbe más que radia, hasta alcanzar el equilibrio térmico. Este proceso continua radiando y absorbiendo energía en cada cuerpo, aún después de alcanzar el equilibrio.

La ecuación general que rige la radiación total de un radiante ideal (cuerpo negro) fue establecida por Stefan en 1879 y deducida teóricamente por Boltzmann en 1884, de tal forma que

tenemos: $dq = \sigma dA \Delta T^4$ donde dq es el calor transferido por radiación desde un lado del elemento negro de área dA , ΔT es la temperatura absoluta de la superficie y σ la constante dimensional de Stefan-Boltzmann. La importancia de la transferencia de calor por radiación se hace mayor conforme se incrementa la temperatura.

CALOR RADIANTE.- Energía transmitida a través de un medio transparente o a través del espacio. Todos los cuerpos emiten calor radiante en forma continua. La intensidad de la emisión depende de la temperatura y de la naturaleza de la superficie.

La energía radiante viaja a la velocidad de la luz, difiriendo únicamente en sus respectivas longitudes de onda. El calor radiante es emitido por un cuerpo en forma de paquetes o cuantos de energía y puede describirse con la teoría ondulatoria.

TRANSMISION DE CALOR EN ESTADO ESTACIONARIO.- La Ley de Fourier para la conducción unidireccional de calor establece que la velocidad instantánea del flujo calorífico $dQ/d\theta$ es igual al producto de tres factores: al área A de la sección considerada, normal al flujo de calor, al gradiente de temperatura en la sección $-dT/dx$, que representa la relación del incremento de temperatura al de longitud, en la dirección del flujo y de la conductividad térmica del material k , de tal forma que la Ley de Fourier se expresa como:

$$\frac{dQ}{d\theta} = -k A \frac{dT}{dx}$$

Cuando la rapidez de flujo de calor en un sistema no varía con el tiempo, es decir, cuando es constante, la temperatura de cualquier punto no cambia y prevalecen condiciones del estado estable, siendo por tanto el gradiente de temperatura $-dT/dx$ así como la velocidad del flujo calorífico $dQ/d\theta$ independientes del tiempo. Bajo las condiciones del estado estable, la rapidez del flujo de calor en cualquier punto del sistema, debe ser igual a la rapidez con la que entra dicho flujo y no puede tener lugar ningún cambio de energía interna; de tal forma que la expresión diferencial $dQ/d\theta$ pasa a ser Q/θ y se designa por q .

Al considerar una superficie diferencial, se tiene para el estado estacionario la expresión:

$$\frac{dq}{dA} = -k \frac{dT}{dx}$$

La ecuación básica de conducción de Fourier, es el punto de partida de numerosos problemas. Muchos equipos transfieren calor en forma indirecta: a través de una pared metálica. Los cambios energéticos que se presentan se manifiestan como enfriamiento y calentamiento de los fluidos dentro y fuera de los tubos, según se trate. Entre los problemas distintos del de la conducción están los de transferencia de calor a fluidos en flujo laminar por el interior de los tubos, los elementos de calefacción por agua caliente, la transferencia de calor a fluidos que se mueven por convección natural, los que se relacionan en la conducción a lo largo de aletas y los de transferencia calorífica por condensación de vapores.

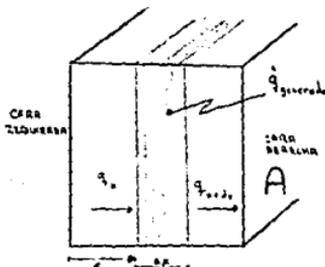
En la mayoría de los procesos industriales, el calor es transferido de un fluido a otro en un proceso en estado estacionario; desde el fluido más caliente a la pared sólida, pasa a través de ésta y de aquí al fluido más frío. Es importante que las tuberías que transportan materiales calientes sean aisladas con materiales de baja conductividad térmica para evitar grandes pérdidas de calor. Se emplea un coeficiente de transmisión térmica global U basado en la diferencia total térmica entre los dos fluidos ΔT .

Como ejemplos de sistemas estables podemos citar:

- 1) Flujo de calor procedentes de los productos de la combustión hacia el agua en los tubos de una caldera.
- 2) Enfriamiento de una lámpara de luz eléctrica por la atmósfera circundante.
- 3) Transferencia de calor de un fluido caliente a otro frío en un cambiador de calor.

Al calentar mediante una fuente de calor el extremo de una barra, el calor se transferirá por conducción hacia el extremo más frío, aunque parte será disipado a la habitación por los mecanismos de convección natural y radiación. Cuando el calor se transfiere a través de sólidos porosos o celulares, éste fluye no sólo por conducción, sino también por convección en el gas que llena los huecos y por radiación entre las superficies interiores de cada célula del sólido no homogéneo. Como se observa, la transmisión de calor se realiza por más de uno de los mecanismos expuestos, de tal manera que es indispensable establecer las leyes que rigen cada uno de ellos y desarrollar un método para estimar el flujo total de calor debido al efecto combinado de ellos.

La transferencia de calor por conducción depende de la geometría a la que se haga referencia, ya que implica si la transmisión por conducción sea un sistema unidimensional, bidimensional o tridimensional.



Sistema unidimensional. - El sistema representado en la figura que se encuentra en estado estable (la temperatura no cambia con el tiempo), la resolución se realiza mediante la integración de la Ley de Fourier, sustituyendo los valores apropiados para obtener la cantidad deseada. En el sistema no estacionario (la temperatura cambia con el tiempo) o si hay fuentes o resumidores de calor dentro del sólido, es posible hacer el siguiente balance energético:

Energía conducida en la cara izquierda + Calor generado dentro del elemento = Cambio en la energía interna + Energía conducida hacia afuera por la cara derecha. Si tenemos que:

Energía en la cara izquierda	q_x
Energía generada dentro del elemento	$\dot{q} A dx$
Cambio en la energía interna	$\rho C A dx \delta T / \delta t$
Energía en la cara derecha	q_{x+dx}
	$q_x + dx = -k A dx (\delta T / \delta x)_{x+dx}$
	$q_x + dx = -A dx [k \delta T / \delta x + \delta / \delta x (k \delta T / \delta x)]$

De tal forma que el balance energético de este sistema es:

$$-k A dx \frac{\delta T}{\delta x} + \dot{q} A dx = \rho C A dx \frac{\delta T}{\delta t} - A dx [k \frac{\delta T}{\delta x} + \delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x})]$$

- Donde: 1) dividiendo todo entre A
 2) pasando el término de la energía en la cara derecha hacia la izquierda de la igualdad
 3) y dividiendo todo entre dx se llega a la expresión:

$$\delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) + \dot{q} = \rho C \frac{\delta T}{\delta t}$$

CONDUCCION DE CALOR UNIDIMENSIONAL

- Donde: \dot{q} = Energía generada por unidad de volumen.
 C = Calor específico del material.
 ρ = Densidad
 t = Tiempo

Para tratar el flujo de calor en más de una dirección, Únicamente se necesita considerar el calor conducido hacia adentro y hacia afuera de un volumen unitario en las tres direcciones coordenadas (planos X,Y,Z), de tal forma que el balance de energía se puede expresar como:

$$q_x + q_y + q_z + q_{\text{generado}} = q(x+dx) + q(y+dy) + q(z+dz) + dE / dt$$

Donde:

$$\begin{aligned} q_x &= -k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta x} \\ q_y &= -k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta y} \\ q_z &= -k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta z} \\ q_{\text{generado}} &= \dot{q} dx dy dz \\ q(x+dx) &= - [k dx \frac{\delta T}{\delta x} + \delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) dx] dy dz \\ q(y+dy) &= - [k dy \frac{\delta T}{\delta y} + \delta / \delta y (k \frac{\delta T}{\delta y}) dy] dx dz \\ q(z+dz) &= - [k dz \frac{\delta T}{\delta z} + \delta / \delta z (k \frac{\delta T}{\delta z}) dz] dx dy \\ dE / dt &= \rho C dx dy dz \frac{\delta T}{\delta t} \end{aligned}$$

de tal forma que:

$$\begin{aligned} -k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta x} - k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta y} - k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta z} + \dot{q} dx dy dz &= \\ - [k dx \frac{\delta T}{\delta x} + \delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) dx] dy dz &\rightarrow q_{x,1} \\ - [k dy \frac{\delta T}{\delta y} + \delta / \delta y (k \frac{\delta T}{\delta y}) dy] dx dz &\rightarrow q_{y,1} \\ - [k dz \frac{\delta T}{\delta z} + \delta / \delta z (k \frac{\delta T}{\delta z}) dz] dx dy &\rightarrow q_{z,1} \\ + dE / dt & \end{aligned}$$

Pasando a la izquierda de la igualdad los términos $q(x+dx)$, $q(y+dy)$ y $q(z+dz)$ tenemos:

$$\begin{aligned} -k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta x} + [k dx \frac{\delta T}{\delta x} + \delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) dx] dy dz & \\ -k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta y} + [k dy \frac{\delta T}{\delta y} + \delta / \delta y (k \frac{\delta T}{\delta y}) dy] dx dz & \\ -k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta z} + [k dz \frac{\delta T}{\delta z} + \delta / \delta z (k \frac{\delta T}{\delta z}) dz] dx dy & \\ + \dot{q} dx dy dz = dE / dt & \end{aligned}$$

Tomando $q_x - q(x+dx)$ tenemos:

$$- k dx dy dz \frac{\delta T}{\delta x} + [k dx \frac{\delta T}{\delta x} + \delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) dx] dy dz,$$

Factorizando $dy dz$ se llega a:

$$dy dz [- k dx \frac{\delta T}{\delta x} + k dx \frac{\delta T}{\delta x} + \delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) dx] = \delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) dx dy dz = [\delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x})] dx dy dz ;$$

haciendo lo mismo para $q_y - q(y+dy)$ y para $q_z - q(z+dz)$ tenemos las expresiones:

$$[\delta / \delta y (k \frac{\delta T}{\delta y})] dx dy dz \quad \text{y} \quad [\delta / \delta z (k \frac{\delta T}{\delta z})] dx dy dz,$$

respectivamente.

Las simplificaciones nos conducen a la siguiente ecuación:

$$[\delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) + \delta / \delta y (k \frac{\delta T}{\delta y}) + \delta / \delta z (k \frac{\delta T}{\delta z}) + \dot{q}] dx dy dz = [\rho c \frac{\delta T}{\delta t}] dx dy dz$$

por lo tanto:

$$\delta / \delta x (k \frac{\delta T}{\delta x}) + \delta / \delta y (k \frac{\delta T}{\delta y}) + \delta / \delta z (k \frac{\delta T}{\delta z}) + \dot{q} = \rho c \frac{\delta T}{\delta t}$$

ECUACION DE CALOR TRIDIMENSIONAL PARA COORDENADAS CARTESIANAS

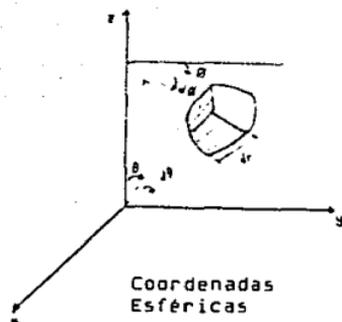
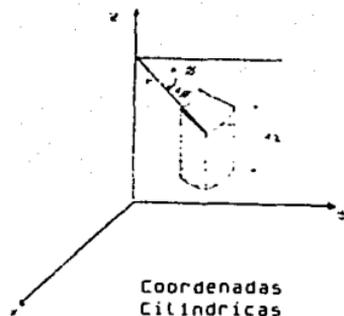
Si tomamos a k como constante y dividiendo todo entre ésta tenemos:

$$\delta^2 T / \delta x^2 + \delta^2 T / \delta y^2 + \delta^2 T / \delta z^2 + \dot{q}/k = 1/\alpha \frac{\delta T}{\delta t}$$

Donde $1/\alpha$ es igual a $\rho c / k$ y se conoce como difusividad térmica del material. Entre mayor sea el valor de α , más rápidamente se propagará el calor a través del material. Un valor alto de α es causado por un valor alto de conductividad térmica, indicándose una razón rápida de transferencia de energía. También se debe a un valor pequeño en la capacidad calorífica térmica (ρc) indicándose que una poca de la energía que se mueve a través del material se absorbería y se emplearía para aumentar la temperatura del material y por consiguiente una mayor cantidad de energía estaría disponible para una transferencia posterior.

En las derivaciones anteriores, la expresión para las derivadas en $(x+dx)$ se han escrito en la forma de una expresión de las series de Taylor.

La ecuación de calor tridimensional para coordenadas cartesianas puede transformarse a coordenadas cilíndricas o esféricas por técnicas estándar de cálculo:



de tal forma que:

$$\frac{\delta^2 T}{\delta r^2} + \frac{1}{r} \frac{\delta T}{\delta r} + \frac{1}{r^2} \frac{\delta^2 T}{\delta \theta^2} + \frac{\delta^2 T}{\delta z^2} + \frac{\dot{q}}{k} = \frac{1}{\alpha} \frac{\delta T}{\delta \tau}$$

ECUACION DE CALOR PARA COORDENADAS CILINDRICAS

$$\frac{1}{r} \frac{\delta^2}{\delta r^2} (rT) + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\delta}{\delta \theta} (\sin \theta \frac{\delta T}{\delta \theta}) + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\delta^2 T}{\delta \phi^2} + \frac{\dot{q}}{k} = \frac{1}{\alpha} \frac{\delta T}{\delta \tau}$$

ECUACION DE CALOR PARA COORDENADAS ESFERICAS

TRANSMISION DE CALOR EN ESTADO TRANSITORIO. - El flujo de calor en un sistema es transitorio o inestable, cuando las temperaturas de varios puntos del sistema cambian con el tiempo. Puesto que un cambio de la temperatura indica un cambio de la energía interna, se concluye que una parte de la energía se almacena y la otra constituye un flujo de calor inestable. Este tipo de problemas sólo pueden resolverse por métodos aproximados debido a la complejidad que presentan.

Como ejemplos de sistemas inestables podemos citar:

- 1) Durante el calentamiento de hornos, calderas y turbinas o en el tratamiento térmico.
- 2) Eliminación de esfuerzos de los metales fundidos.
- 3) Sistemas sujetos a variaciones cíclicas de la temperatura de sus alrededores, donde la temperatura de un punto particular del sistema retorna periódicamente al mismo valor.

También la rapidez del flujo de calor y la rapidez de almacenamiento de energía efectúan variaciones periódicas. Los problemas de este tipo se clasifican como periódicos o de transferencia de calor en estado CUASIESTABLE, los cuales tenemos:

- 1) Variación de la temperatura de un edificio durante cualquier período de 24 horas.
- 2) Flujo de calor a través de las paredes de un cilindro de una máquina alternativa (la temperatura de gases en su interior cambia periódicamente).

NOTACION USADA EN ESTE CAPITULO :

dq	Calor transferido por radiación	(Kcal / h)
dQ/dθ	Razón de transferencia de calor o velocidad instantanea del flujo calórico.	
dT/dx	Gradiente de temperatura en dirección (x) del flujo de calor.	
A	Area de la sección considerada - Area de la superficie	
C	Capacidad especifica del material	(Kcal / (Kg °C))
h	Coefficiente de transferencia de calor por convección o coeficiente de convección desde la superficie del fluido. Algunas veces se le llama conductancia de película.	(Kcal / (h m ² °C))
k	Conductividad térmica	(Kcal / (h m °C))
Q	Pérdida de calor	(Kcal / h)
q̇	Energía generada por unidad de volumen o velocidad de generación de calor	(Kcal / (h m ³))
qc	Velocidad de transmisión de calor por convección	(Kcal/h)
T	Temperatura del fluido	(° C)
Ts	Temperatura absoluta de la superficie del fluido	(° C)
U	Coefficiente total de transferencia de calor	(Kcal / (h m ² °C))
α	Difusividad térmica = k / (ρC)	en m ² / s
	Densidad	(Kg / m ³)
σ	Constante dimensional de Stefan-Boltzmann:	5.676 e(-8) w / m ² °K
τ	Tiempo o esfuerzo cortante entre capas de fluido	
φ θ	Angulos en los sistemas de coordenadas esféricas y cilíndricas.	

CAPITULO II

TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCION, CONVECCION Y RADIACION.

GENERALIDADES

TRANSFERENCIA DE CALOR .- Es la trasmisión de energía de una región a otra como resultado de la diferencia de temperatura existente entre ellas. El flujo de calor es un proceso por medio del cual se cambia la energía interna de un sistema debido a la falta de equilibrio en las temperaturas.

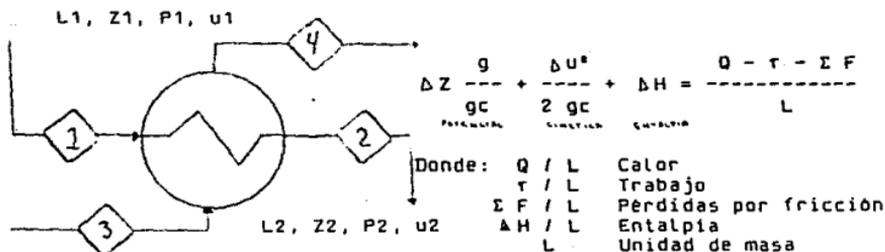
Todos los procesos de transferencia de calor involucran la transferencia y conversión de energía, cumpliendo con las dos leyes de la termodinámica. La transferencia de calor involucra cambios de fase; debido a que hay un aumento en la energía interna del cuerpo, llega un momento en que es tan grande que se produce el cambio de fase, en este momento la sustancia sólo absorbe energía para romper las fuerzas físicas que lo mantienen en ese estado. Los cambios de fase los encontramos en los fenómenos de Condensación, Evaporación, Licuación, Solidificación. Algunos de los equipos de transferencia de calor son: Columnas de Destilación, Evaporador, Reactor, Calentador, Enfriadores, Rehervidores e Intercambiadores.

La rapidez de transferencia de calor a una diferencia de temperaturas especificada tiene gran significado en estimación del costo, estimación de factibilidad y en el tamaño de equipo para transferir ese calor en un tiempo dado bajo condiciones especificadas. También se hace un análisis de transferencia de calor con objeto de determinar las condiciones que provocan el sobre calentamiento y dañan al equipo.

La transmisión de calor se lleva a cabo por Conducción, Convección y Radiación, donde Conducción y Radiación son los dos únicos mecanismos que dependen de la existencia de una diferencia de temperatura; la Convección depende del transporte mecánico de masa pero también efectúa transmisión de energía desde regiones de altas temperaturas a bajas temperaturas.

La transferencia de energía podría realizarse desde moléculas de mayor energía a las de menor energía, por choque elástico (fluidos) o por difusión de los electrones rápidos de la región de alta temperatura a la de baja temperatura.

BALANCE DE ENERGIA EN TRANSFERENCIA DE CALOR .- Suponiendo un intercambiador, donde el balance de energía para un fluido caliente y otro frío, cualesquiera, está dado por:



Analizando cada término del balance:

- Energía potencial ΔZ g/gc
- Energía cinética $\Delta u^* / 2gc$
- Pérdidas por fricción $\Sigma F/L$, son muy pequeños y se desprecian ya que su influencia en el balance no afecta tanto en comparación con la cantidad de calor que se transfiere.
- El término de trabajo es nulo ($r/L = 0$), ya que el proceso se realiza en forma espontánea; el balance de energía se reduce a:

$$\Delta H = Q / L$$

Se tiene un balance más directo dentro de los equipos de transferencia de calor, como lo es en un intercambiador:

CALOR GANADO ES IGUAL AL CALOR PERDIDO, y es el que comúnmente empleamos en la resolución de los problemas que se presenten.

CONDUCCION .- En los sistemas en los que se involucra flujo, como en el caso de flujo de calor, flujo de fluidos o flujo eléctrico, se ha observado que la cantidad de flujo o velocidad de transmisión se expresa como un cociente entre un potencial (gradiente director) y una resistencia. Un gradiente de temperatura depende de la razón a la cual el fluido disipa calor; una alta velocidad produce un gradiente de temperatura mayor, por lo tanto el gradiente de temperatura de pared depende del comportamiento del flujo, de lo anterior se deduce que:

$$\text{Flujo} \propto \text{Diferencia de Potencial} / \text{Resistencia}$$

Si la diferencia de potencial es de calor tenemos:

$$\frac{dQ}{d\theta} = \frac{T_1 - T_2}{1 / UA} = UA (T_1 - T_2)$$

- donde: U es el coeficiente total
 A es el área de la sección considerada
 $dQ / d\theta$ es la velocidad de transmisión de calor

Para el caso de conducción se emplea la Ley de Fourier, la cual establece que la cantidad de calor que pasa a través de un área A por unidad de tiempo θ , en la dirección positiva de x (llamado flux q_x) es directamente proporcional a la diferencia de temperaturas en la dirección del flujo de calor (potencial o gradiente director, ΔT) e inversamente proporcional a la distancia que separa los puntos considerados (Δx), de tal forma que:

$$q_x = Q_x / A \theta \quad y \quad q_x = \alpha \frac{-\Delta T}{\Delta x}$$

PROPORCIONAL
(L)

El signo (-) se introduce para satisfacer la segunda ley de la termodinámica: no es posible un proceso cuyo único resultado sea la transferencia neta de calor de una región de temperatura menor a otra de temperatura mayor; además, se debe asegurar que q_x sea una cantidad positiva, ya que $\Delta T / \Delta x$ es negativo debido a que la temperatura disminuye con la distancia. Para tener la igualdad se introduce una constante de proporcionalidad k de tal forma que:

$$q_x = -k A \Delta T / \Delta x$$

y el calor transferido por unidad de tiempo se expresa como:

$$\boxed{Q / \theta = -k A \Delta T / \Delta x}$$

Esta ecuación se conoce como la Ley de Fourier de conducción de calor debida al físico matemático francés Joseph Fourier.

Se sabe que el calor se conduce a través de sólidos, líquidos y gases. La forma de medir la transmisión de calor por conducción es el coeficiente de conductividad térmica k cuyas unidades son: $Kcal / h m ^\circ C$

CONDUCTIVIDAD TERMICA. - La constante de proporcionalidad (k) se conoce como conductividad térmica del material en cuestión y es la que controla la velocidad del flujo de calor del material de que se trate. Se conoce una gran diferencia en las conductividades térmicas de los materiales, en donde los valores más altos corresponden a los metales puros y los valores más bajos corresponden a los gases y vapores. Los valores intermedios son para los líquidos inorgánicos. El valor numérico de la conductividad térmica indica que tan rápido debe fluir el calor en un material dado.

Tomando la expresión de Fourier se llega a lo siguiente:

$Q / \theta = -k A / l \Delta T$ donde el término $k A / l$ se denomina Conductancia Térmica y su recíproco es la Resistencia. Para la mayoría de los gases a presiones moderadas, la conductividad térmica es una función de la temperatura. En el mecanismo de conducción térmica de un gas la energía cinética de las moléculas en una región de temperatura mayor, las moléculas tendrán velocidades más altas que en una región de baja temperatura ya que el aumento de la temperatura aumenta el movimiento al azar de las moléculas, produciéndose un mayor choque y un intercambio de energía y momento; se afirma entonces que las conductividades térmicas de un gas de baja densidad aumentan con la temperatura. En los gases la k aumenta con la temperatura, sin depender de la presión, al menos que ésta sea muy alta. La k está entre 0.005 y $0.5 W/(m ^\circ C)$, donde $W = Joules / seg.$, $m = metros$, y $^\circ C = los grados centígrados$. Las conductividades térmicas de los líquidos disminuyen, a excepción del agua y glicerina, ya que aquí las moléculas están menos espaciadas y los campos de fuerza molecular ejercen una gran influencia sobre los cambios de energía en los procesos de choque. La k en los líquidos está entre 0.08 y $0.7 W/(m ^\circ C)$.

En el caso de los sólidos, la energía térmica se conduce de dos maneras: por vibración reticular y por transporte de electrones libres. La k decrece con el aumento de temperatura y si hay presencia de impurezas.

En los buenos conductores eléctricos, un gran número de electrones libres se mueven en la estructura reticular del material. Así como estos electrones pueden transportar carga eléctrica, también pueden llevar energía térmica desde una región de alta temperatura hasta una de baja temperatura. Por esta razón, los buenos conductores eléctricos son casi siempre buenos conductores de calor. La k es muy difícil de determinar ya que se debe considerar a las mezclas, los granos o fibras presentes, el tamaño de los poros, el aire atrapado en los espacios huecos, el fluido contenido en los poros. Para un sólido determinado la conductividad depende de la temperatura y para los sólidos más homogéneos se sabe que hay una relación lineal, para un amplio rango de temperaturas: $k = k_0 (1 + \beta T)$, siendo k el valor a T grados y k_0 a 0 grados; β es el coeficiente de temperatura (que es igual a $1/k_0 dk/d\theta$). En sólidos no metálicos al crecer la temperatura aumenta el valor de k en las sustancias amorfas y decrece en los materiales cristalinos. La conductividad térmica de una aleación de dos metales puede ser menor que el valor de k para cada uno de los constituyentes. La k en sólidos (aislantes y materiales de construcción), está entre 0.02 a 3 W/(m °C); en los metales está entre 20 y 400 W/(m °C).

Se conoce una analogía entre el flujo de calor y el flujo eléctrico, ya que son análogos entre sí porque ambos obedecen ecuaciones similares y tienen también similares condiciones de frontera. Debido a su similitud, la ecuación que describe un sistema puede transformarse en la ecuación para el otro sistema, es decir, el flujo de corriente directa a través de una resistencia eléctrica es análogo al flujo de calor a través de una resistencia térmica, debido a que ambos tipos de flujo obedecen ecuaciones similares:

$$q = \Delta T / R$$

$$i = \Delta V / Re$$

Flujo de calor

Rapidez de flujo de las cargas eléctricas

Donde:

i Corriente eléctrica
 V Voltaje
 Re Resistencia eléctrica

La k se puede predecir analíticamente:

1.- Para gases se tienen las expresiones de:

a) Chapman

$$k = 1.9891 e(-4) \frac{\sqrt{T / PM}}{\sigma' \Omega_c}$$

Gases
 Monoatómicos
 Puros

$$k = 1.9891 e(-4) \frac{\sqrt{T / PM}}{\sigma^2 Q_c} \left[\frac{4 \tilde{c}_v}{15 R} + \frac{3}{5} \right]$$

Gases
Poliatómicos

Donde: k cal / (cm s °K)
 σ Å
 Q_c Integral de colisión
 \tilde{c}_p cal / (g °C)
 PM Peso molecular del gas

b) Eucken

$$k = \frac{5}{2} \tilde{c}_v \mu \quad k = \left[\tilde{c}_p + \frac{5 R}{4} \right] \left[\frac{\mu}{PM} \right]$$

Gases
Poliatómicos

Donde: k cal / (cm s °K)
 μ Viscosidad [g/(cm s)]
 \tilde{c}_p cal / (g °C)
 PM Peso molecular del gas

2.- Para líquidos tenemos:

a) Weber

$$k = 3.59 e(-3) \tilde{c}_p \rho \sqrt{\frac{Q}{PM}}$$

Donde: k cal / (cm s °K)
 \tilde{c}_p cal / (g °C)
 PM Peso molecular del gas
 ρ densidad (g / cm³)

3.- Para sólidos

Aplicación de la Ley de Fourier en diversas geometrías:

a) En Placas. Para esta geometría se tiene la forma unidireccional de la Ley de Fourier:

$$-\frac{Q}{A} \int_0^x dx = - \int_{T_1}^{T_2} k dT$$

Integrando se tiene:

$$Q \times / A = k (T_1 - T_2) ;$$

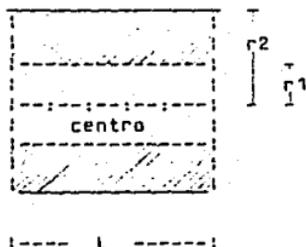
$$Q \times / A = k \Delta T$$

La Ley de Fourier se postula de la siguiente manera:

$$Q = \frac{k_m A_m (T_1 - T_2)}{x} = \frac{k_m A_m \Delta T}{x}$$

Donde el subíndice m se refiere a los valores medios de A y k.

b) En Cilindros. Un cuerpo cilíndrico, como lo es una tubería, el flujo de calor fluye en forma radial y el área de flujo de calor aumenta con el radio.



El área de flujo de calor $A = 2 \pi l r$, se tiene:

$$Q = - 2 \pi l r k \, dT / dr$$

de manera que:

$$\frac{Q}{2 \pi l} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = - k \int_{T_1}^{T_2} dT$$

y al integrar:

Cilindro hueco de radio interior r_1 y radio exterior r_2

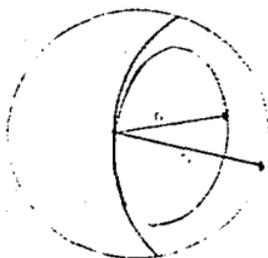
$$\frac{Q}{2 \pi l} \ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right) = k (T_1 - T_2)$$

De esta expresión se tiene que la velocidad de transmisión de calor por conducción, por unidad de longitud, es independiente del tamaño del cuerpo cilíndrico, ya que sólo hay una relación de radios. Si la relación (r_2 / r_1) no excede de 2 se puede tomar la media aritmética en vez de considerar la media logarítmica.

El radio medio logarítmico es:

$$r_{m \log} = \frac{r_2 - r_1}{\ln (r_2 / r_1)}, \quad \text{tenemos} \quad \frac{Q}{2 \pi l} = k \frac{r_{m \log}}{r_2 - r_1} \Delta T$$

c) En Esferas. Sabemos que el área para una esfera está dada por: $A = 4 \pi r^2$. Sustituyendo esta área en la ecuación de Fourier se tiene:



$$\frac{Q}{4 \pi r^2} = -k \frac{dT}{dr}$$

y tomando los límites r_1 y r_2 (radio interno y externo del aislante) tenemos:

$$\frac{Q}{4 \pi} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r^2} = -k \int_{T_1}^{T_2} dT$$

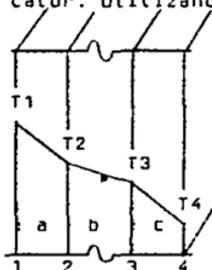
Integrando y reordenando esto se llega a la siguiente expresión:

$$Q = \frac{4 \pi k r_1 r_2 (T_1 - T_2)}{r_2 - r_1}$$

Los sistemas cilíndricos y esféricos son unidimensionales cuando la temperatura en el cuerpo es una función únicamente de la distancia radial y es independiente de la distancia axial. En algunos casos bidimensionales, el efecto en una segunda coordenada en el espacio puede ser tan pequeño que se justifica despreciarlo.

Aplicación de la ecuación general de conducción de calor unidimensional en estado estable para diferentes geometrías:

a) Pared Plana. El flujo de calor en estado estable a través de una pared plana, el gradiente de temperatura y el flujo de calor, no variarán con el tiempo y el área de sección recta a lo largo de la trayectoria del flujo de calor es uniforme. Utilizando la ecuación de Fourier, se llega a la expresión: $q = -k A / \Delta x (T_2 - T_1)$, si la conductividad térmica se considera constante; cuando la conductividad térmica varía con la temperatura, se tiene una relación lineal $k = k_0 (1 + \beta T)$, donde A es el área, β es el coeficiente de temperatura, T es la temperatura, k es la conductividad térmica, Δx es el espesor de la pared y q es el flujo de calor. Utilizando el caso lineal se llega a la expresión:



$$q = -k_0 (1 + \beta T) A \frac{dT}{dx}; \quad q \int_{x_1}^{x_2} dx = -A k_0 (1 + \beta T) \int_{T_1}^{T_2} dT$$

$$q x = -A k_0 \int_{T_1}^{T_2} dT + -k_0 A \beta \int_{T_1}^{T_2} T dT$$

$$q = -k_0 A / x [(T_2 - T_1) + \beta/2 (T_2^2 - T_1^2)]$$

Transferencia de calor unidimensional a través de una pared compuesta.

En cuerpos en serie, el calor atraviesa a cada uno de los cuerpos, produciéndose un gradiente de temperatura; el flujo de calor es el mismo a través de todas las secciones de tal forma que:

$$q = -k_a A \frac{T_2 - T_1}{L_{xa}} = -k_b A \frac{T_3 - T_2}{L_{xb}} = -k_c A \frac{T_4 - T_3}{\Delta x_c},$$

que en forma simultánea se pueden escribir

$$q = \frac{\Sigma \Delta T}{\Sigma R}; \quad q = \frac{T_1 - T_4}{\frac{\Delta x_a}{k_a A} + \frac{\Delta x_b}{k_b A} + \frac{\Delta x_c}{k_c A}}$$

La razón de transferencia de calor puede considerarse como un flujo y la combinación de la conductividad térmica, el espesor del material y el área como una resistencia a este flujo. La temperatura es la fuerza motriz para cada flujo.

Si varía a lo largo de un espesor de una pared se tiene:

$$K_m = \frac{1}{T_2 - T_1} \int_{T_1}^{T_2} k \, dT \quad \text{donde } K_m = \text{Conductividad térmica media}$$

Si existe una relación lineal [$k = k_0 (1 + \beta T)$], la conductividad térmica media se puede calcular por: $K_m = (k_1 + k_2) / 2$.

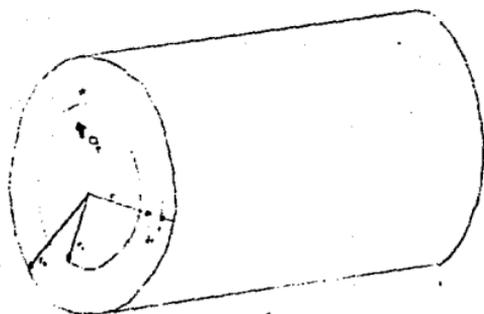
Otro concepto importante es el área media, ya que si el área depende de la distancia, se utiliza:

$$A_m = \frac{x}{x_2 - x_1} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{A}; \quad \text{y en secciones normal } A_m = A \text{ como lo son las paredes de un horno.}$$

b) cilindros. En un cilindro es muy usada la suposición de que el calor fluye en la dirección radial de tal forma que la única coordenada en el espacio necesaria para especificar el sistema es r . Como el área del cilindro es $A = 2 \pi r l$ y utilizando la ley de Fourier de tal forma que se tiene:

$$q = -k A \, dT / dr = -2 \pi k r l \, dT / dr$$

La solución es:



$$q = \frac{2 \pi k L (T_2 - T_1)}{\ln (r_0 / r_1)}$$

y su resistencia térmica:

$$R = \frac{\ln (r_0 / r_1)}{2 \pi k L}$$

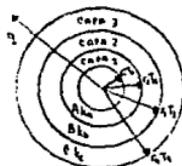
donde: r1 radio interior
r0 radio exterior
L longitud
T1 temperatura interior
T2 temperatura exterior

Cuando se presenta un cilindro con capas múltiples, el flujo de calor viene dado por:

$$q = \frac{2 \pi L (T_{\text{interior}} (T_1) - T_{\text{exterior}} (T_4))}{\frac{\ln (r_2 / r_1)}{k_a} + \frac{\ln (r_3 / r_2)}{k_b} + \frac{\ln (r_4 / r_3)}{k_c} + \dots}$$

Donde:

r1 radio interior
r2, r3 radios intermedios
r4 radio exterior



En los sistemas esféricos el flujo de calor es:

$$q = \frac{4 \pi k (T_i - T_o)}{1 / r_i - 1 / r_o}$$

donde r1 radio interior
r0 radio exterior
Ti temp. interna
To temp. externa

CONVECCION.- La rapidez de calor transferido por convección entre una superficie y un fluido es: $q_c = h_c A \Delta T$, donde:

q_c Rapidez de calor transferido por convección. Kcal/h
A Area de transferencia de calor. m²
ΔT Diferencia entre la temperatura de la superficie Ts y la temperatura del fluido T ∞ en algún lugar específico. °C
h_c Unidad de conductancia térmica promedio para la convección (coeficiente de transferencia de calor por unidad de superficie o coeficiente de transferencia de calor por convección). Kcal/(h m² °C)

La expresión anterior fue propuesta por el científico británico Isaac Newton en 1701. Es muy difícil evaluar el coeficiente de transferencia de calor hc , ya que éste depende de la geometría de la superficie y de la velocidad, de las propiedades físicas del fluido y de la diferencia de temperaturas ΔT . El coeficiente de transferencia de calor puede variar de un punto a un punto y por lo tanto se debe distinguir entre un coeficiente local de transferencia de calor en la convección y un coeficiente promedio. El coeficiente local está definido por:

$dq_c = hc \, dA (T_s - T_\infty)$ y el coeficiente promedio hc , definido en términos del coeficiente local por:

$$hc = \frac{1}{A} \int \int hc \, dA$$

La conductancia térmica K_c para la transferencia de calor por conducción es: $K_c = hc A$ y la resistencia térmica R_c , igual al recíproco de la conductancia es: $R_c = 1 / (hc A)$.

RADIACION. - Proceso por el cual fluye calor desde un cuerpo de alta temperatura a un cuerpo de baja temperatura, cuando éstos están separados por un espacio que incluso puede ser el vacío.

La ecuación general que rige la radiación total de un radiante ideal (cuerpo negro) fue establecida por Stefan en 1879 y deducida teóricamente por Boltzmann en 1884, de tal forma que tenemos:

$$q_r = \sigma A_1 (T_1^4 - T_2^4), \text{ donde } T_2 \text{ Temperatura de la superficie}$$

$$\sigma \text{ Constante de Stefan-Boltzmann}$$

Los cuerpos reales no satisfacen las especificaciones de un radiador ideal, pero emiten radiación a una rapidez menor que los cuerpos negros. Cuando un cuerpo real emite energía calorífica, a una temperatura igual a la de un cuerpo negro, se presenta una fracción constante de la emisión al cuerpo negro, a la que se le conoce como cuerpo gris. La rapidez neta de calor transferido de un cuerpo gris a T_1 , a un cuerpo negro a T_2 que lo envuelve es:

$$q_r = \sigma A_1 \epsilon_1 (T_1^4 - T_2^4), \text{ donde } \epsilon_1 = \text{Coeficiente de emisión de la superficie gris y es igual a la razón de emisión de la superficie gris a la emisión de un radiador perfecto a la misma temperatura.}$$

Si ninguno de los dos cuerpos es un radiador perfecto y además poseen una relación geométrica dada, la transferencia de calor viene dada por:

$$q_r = \sigma A_1 f_{1-2} (T_1^4 - T_2^4), \text{ donde } f_{1-2} = \text{Módulo que modifica la ecuación para radiadores perfectos de acuerdo con los coeficientes de emisión y geometrías.}$$

En muchos problemas la radiación está combinada con otros modos de transferencia de calor y la solución de dichos problemas se simplifica con el uso de la conductancia térmica K_r o una resistencia térmica R_r de tal forma que el calor transferido por radiación es: $q_r = K_r (T_1 - T_2')$, donde:

$K_r = \text{Conductancia} = \sigma A_1 \int_{1-2}^{1-2} (T_1 - T_2) / (T_1 - T_2') \text{ Kcal / (h } ^\circ\text{C)}$
 T_2 Temperatura conveniente de referencia.

La unidad de conductancia térmica por radiación hr es:

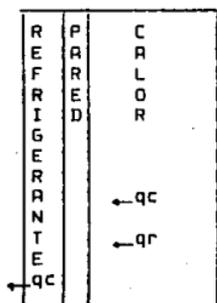
$$hr = \frac{K_r}{A_1} = \frac{\sigma \int_{1-2}^{1-2} (T_1' - T_2')}{T_1 - T_2'} \quad \text{en} \quad \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

La resistencia térmica para radiación es:

$$R_r = \frac{T_1 - T_2'}{\sigma A_1 \int_{1-2}^{1-2} (T_1' - T_2')^2} \quad \text{en} \quad \frac{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{Kcal}}$$

MECANISMOS COMBINADOS EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR

En la práctica el calor es transferido en pasos a través de un número de diferentes secciones conectadas en serie y la transferencia frecuentemente la efectúan dos mecanismos en paralelo para una sección dada del sistema.



$$\begin{aligned} q &= q_c + q_r \\ &= \dot{h}c A (T_g - T_{sg}) + \dot{h}r A (T_g - T_{sg}) \\ q &= (\dot{h}c A + \dot{h}r A) (T_g - T_{sg}) \\ &= (Kc + Kr) (T_g - T_{sg}) \\ q &= \frac{T_g - T_{sg}}{R_1} \quad R_1 = \frac{1}{(\dot{h}c + \dot{h}r) A} \end{aligned} \quad \left. \begin{array}{l} E \\ T \\ A \\ P \\ A \end{array} \right\} 1$$

$$\begin{aligned} q &= q_c = \frac{k A}{L} (T_{sg} - T_{sc}) \\ &= \frac{K_c}{K_c} (T_{sg} - T_{sc}) \\ q &= \frac{T_{sg} - T_{sc}}{R_2} \end{aligned} \quad \left. \begin{array}{l} E \\ T \\ A \\ P \\ A \end{array} \right\} 2$$

$$\begin{aligned} q &= q_c = \dot{h}c A (T_{sc} - T_c) \\ q &= \frac{T_{sc} - T_c}{R_3} \end{aligned} \quad \left. \begin{array}{l} E \\ T \\ A \\ P \\ A \end{array} \right\} 3$$

- Estado estable. Calor conducido a la misma rapidez.
- • Calor radiante. Se desprecia (muy chico).

donde:

hc Conductancia por unidad de superficie; los valores de conductancia en la etapa 1 y 3 varían, así como el área de las tres secciones pero como la pared es muy delgada, la variación del área de flujo de calor es muy pequeña y puede despreciarse en este sistema.

qc Flujo de calor por conducción
 qr Flujo de calor por radiación
 A Area de sección considerada
 Ts Temperatura de superficie o de pared
 Tg Temperatura del gas o refrigerante
 Tsg Temperatura de la superficie del gas o refrigerante
 Tsc Temperatura de la superficie del radiador o fuente de calor
 Tc Temperatura del radiador o fuente de calor
 R Resistencia térmica

En la práctica sólo se conocen las temperaturas del gas caliente y el refrigerante y las temperaturas intermedias se eliminan por adición algebraica:

$$q = \frac{T_g - T_c}{R_1 + R_2 + R_3} = \frac{\Delta T \text{ total}}{R_1 + R_2 + R_3} \quad \begin{array}{l} q \text{ expresado en términos} \\ \text{de un potencial total} \\ \text{de temperatura.} \end{array}$$

La ecuación anterior se puede simplificar al combinar las resistencias a las conductancias en una cantidad llamada UNIDAD DE CONDUCTANCIA TOTAL O PROPORCION DE ENERGIA RADIANTE TOTAL TRANSMITIDA POR EL SISTEMA O COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR U. La expresión anterior se expresa como:

$$q = U A \Delta T \text{ total} \quad \text{donde} \quad U A = \frac{1}{R_1 + R_2 + R_3}$$

U puede basarse en cualquier área escogida, debidamente establecida. La evaluación numérica de las diferentes resistencias o conductancias de un sistema térmico es generalmente la parte más difícil de cualquier problema de la ingeniería de transferencia de calor. Una vez que las resistencias o conductancias individuales se han evaluado, puede obtenerse el coeficiente total de transferencia de calor y para condiciones en estado estable puede determinarse la rapidez de transferencia de calor para una diferencia de temperatura especificada.

El análisis del flujo de calor en las fronteras de geometrías complicadas y en problemas de conducción en estado inestable, pueden simplificarse usando una conductancia térmica combinada por unidad de superficie \bar{h} , ya que combina los efectos del flujo de calor por convección y radiación entre una superficie y un fluido y está dado por: $\bar{h} = \bar{h}_c + \bar{h}_r$; sus unidades: Kcal/ (h m °C).

Donde:

\bar{h} Conductancia por unidad de superficie que especifica la rapidez total promedio del flujo de calor por unidad de área, entre una superficie y un fluido, por grado de temperatura de diferencia.

NOTACION USADA EN ESTE CAPITULO:

dQ/dt	Razón de transferencia de calor o velocidad instantánea del flujo calórico.
A	Area de la sección considerada (m^2)
A_a	Area de la sección a
A_b	Area de la sección b
A_c	Area de la sección c
A_m	Area media en varias capas
C_p	Capacidad calorífica a presión constante (Kcal / (Kg °C))
C_v	Capacidad calorífica a volumen constante (Kcal / (Kg °C))
°C	Grados centígrados
g	Aceleración normal de la gravedad
gc	Factor de conversión gravitacional
h	Coefficiente de transferencia de calor por convección o coeficiente de convección desde la superficie del fluido. Algunas veces se le llama conductancia de película. (Kcal / ($h m^2 °C$))
\bar{h}	Conductancia por unidad de superficie que especifica la rapidez total promedio del flujo de calor por unidad de área
\bar{h}_c	Unidad de conductancia térmica promedio para la convección o transferencia de transferencia de calor por unidad de superficie o coeficiente de transferencia de calor por convección. (Kcal / ($h m^2 °C$))
h_c	Conductancia por unidad de superficie (secciones conectadas en serie) Coeficiente promedio.
\bar{h}_r	Unidad de conductancia térmica por radiación $\bar{h}_r = Kr/A_1$
$\Delta H/L$	Entalpia
Q/L	Calor
r/L	Trabajo
$\Sigma F/L$	Pérdidas por fricción
i	Corriente eléctrica
K	Conductancia térmica = $k A/l$

KC	Conductancia térmica para la transferencia de calor por conducción	$Kc = hc A$
Kr	Conductancia térmica para la transferencia de calor por Radiación	$Kr = \sigma A1 (T1 - T2) / (T1 - T2')$
k	Conductividad térmica	(Kcal / (h m °C))
k0	Conductividad térmica a 0 grados centígrados	
ka	Conductividad térmica de la pared a	
kb	Conductividad térmica de la pared b	
kc	Conductividad térmica de la pared c	
km	Valor medio de conductividad térmica	
L	Unidad de masa	(Kg)
l	Longitud	(m)
m	metros	
P	Presión	(atm.)
PM	Peso molecular	
Q	Pérdida de calor	(Kcal / h)
q	Flujo de calor	
qc	Velocidad de transmisión de calor por convección	(Kcal / h)
qr	Rapidez de calor transferido por radiación	
R	Resistencia térmica	
Rc	Resistencia térmica para la transferencia de calor por conducción	
Rr	Resistencia térmica para la transferencia de calor por radiación	
Re	Resistencia eléctrica	
r1	Radio interior	
r0	Radio exterior	
r1,r2	Radio del cuerpo cilíndrico (interior y exterior)	
r2,r3	Radios intermedios	
r4	Radio exterior	

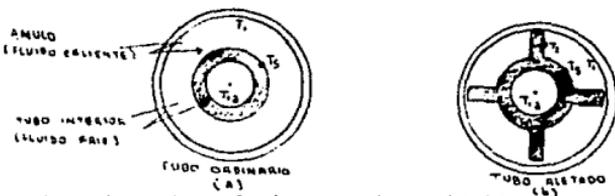
rm log	Radio medio Logarítmico	
T	Temperatura del fluido	(° C)
T0	Temperatura externa	(° C)
T1	Temperatura interior	(° C)
T2	Temperatura exterior o temperatura de la superficie	
T2'	temperatura conveniente de referencia	
Ti	temperatura interior	(° C)
Tc	Temperatura del radiador o fuente de calor	
Tg	temperatura de gas o refrigerante	
Ts	temperatura de superficie o de pared	
Tsc	Temperatura de superficie del radiante o fuente de calor	
Tsg	temperatura de superficie de gas o refrigerante	
Ts	Temperatura de la superficie del fluido	(° C)
T _o	Temperatura en algún lugar en específico	(° C)
ΔT	Diferencia de temperaturas	
U	Coficiente total de transferencia de calor o porción de energía radiante total transmitida por el sistema o unidad de conductancia total	(Kcal / (h m ² °C))
u	Velocidad	(m / s)
V	Voltaje o potencial	
W	Joules / Segundos	
x	Dirección positiva - Distancia	(m)
Δx a	Longitud o espesor de la pared de material a	
Δx b	Longitud o espesor de la pared de material b	
Δx c	Longitud o espesor de la pared de material c	
z	Distancia - Altura	(m)
α	Factor de proporcionalidad	
β	Coficiente de temperatura = 1/k0 dk/dθ	
ρ	Densidad	(Kg / m ³)

σ	Constante dimensional de Stefan-Boltzmann: 5.676 e(-8) W / m ² °K
σ	Diámetro de colisión (A)
μ	Viscosidad (g / cm)
Q_c	Integral de colisión - adimensional
ϵ_1	Coefficiente de emisión de la superficie gris
\int_{-1}	Módulo para radiadores perfectos que depende de los coeficientes de emisión y geometría
θ	Tiempo (h)

CAPITULO III

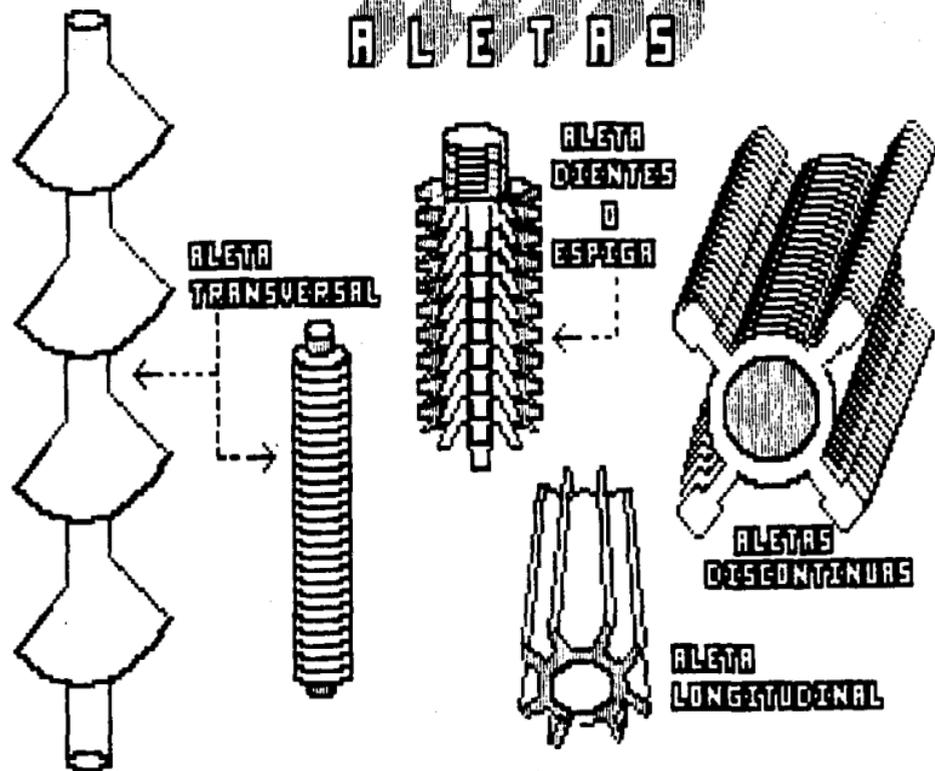
TRANSFERENCIA DE CALOR EN ALETAS Y BARRAS A REGIMEN PERMANENTE Y TRANSITORIO

INTRODUCCION. - Si a las superficies ordinarias de transferencia de calor se les añaden piezas adicionales de metal (aletas), se incrementa la superficie disponible de transferencia de calor, aumentando entonces la transmisión total de calor en un sistema determinado. Tomando como ejemplo un intercambiador de doble tubo que se muestra a continuación, y suponiendo que el fluido caliente fluye en el ánulo y el fluido frío en el tubo interior, las temperaturas sobre la sección transversal son T_1 y T_1a .



El calor transferido puede calcularse a través de la superficie del tubo interior, del coeficiente del ángulo y de la diferencia de temperatura $T_1 - T_2$, donde T_2 es la temperatura de la superficie exterior del tubo interior. Si a este tubo interior se le añaden aletas, como se muestra en la figura (b), se tendrá una transferencia de calor adicional del fluido caliente al tubo interior, de tal forma que la superficie total disponible para la transferencia de calor no corresponde ya a la circunferencia exterior del tubo interior, sino que está aumentada por la superficie adicional en los lados de las aletas. Las aletas adicionales no reducen el coeficiente de transferencia de calor, sino que permiten que se transfiera más calor del fluido caliente del ánulo al fluido frío que va en el tubo interior. Se debe tener la condición de que T_2 debe ser mayor que la temperatura de pared T_3 , ya que $T_1 - T_2$ es menor que $T_1 - T_3$ y el calor será conducido al tubo. Esto se debe a que la diferencia efectiva entre el fluido y la aleta es menor que la del fluido y el tubo y que resulta en una menor transferencia de calor por pie cuadrado de superficie para la aleta que para el tubo. Existe una transferencia de calor más pequeña que la anterior, si la diferencia de temperatura entre el fluido y la aleta cambia continuamente desde la extremidad a la base

ALETAS



debido a la velocidad a la que el calor entra a la aleta por convección y a la que es transferido a su base por conducción. A continuación se presentan 2 principios de transferencia en Aletas:

PRINCIPIOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN ALETAS:

- 1) La variación de la temperatura depende de la geometría de la aleta y de la conductividad del material de ésta.
- 2) Determinar el coeficiente de transferencia de calor para la aleta y la superficie estándar o no extendida.

DEFINICION DE ALETA:

ALETA.- Nombre que se le da a las piezas, fajas o tiras delgadas de metal que se emplean para extender las superficies de transferencia de calor. Las tiras se hacen sobresalir del cilindro de que forman parte, ya que por ejemplo en los motores de refrigeración por aire, se aumenta la superficie de enfriamiento.

Existe una gran variedad de tipos de aletas:

- Aleta		Fin-Flight
- Aleta anterior		Leading-edge Flap
- Aleta compensadora		Tab-violet
- Aleta curvada		Camber Flap
- Aleta de borde de ataque		Leading-edge Flap
- Aleta de curvatura		Trailing Flap
- Aleta de flecha		Camber Flap
- Aleta radiador		Radiator Flap
- Aleta de reacción		Jet Flap
- Aleta de recuperación de picada		Dive-recovery Flap
- Aleta de resorte		Spring Tab
- Aleta dividida		Split Flap
- Aleta estabilizadora		Fin
- Aleta extendible		Extension Flap
- Aleta hipersustentadora	*	Flap
- Aleta plana	*	Plain Flap
- Aleta de Getter	**	Flag
- Aleta longitudinal	***	
- Aletas transversales	***	
- Aletas discontinuas	***	
- Dientes o espigas	***	
- Espinas	***	

Todas las aletas que se mencionan son empleadas en la aeronáutica, a excepción de las últimas aletas.

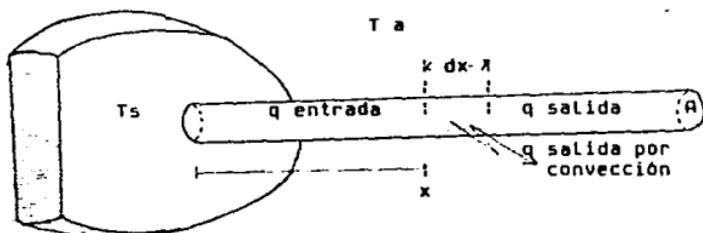
- * Aletas de uso de flecha (motores)
- ** Aletas de uso electromecánico
- *** Aletas comerciales de superficies extendidas

De las aletas de nuestro interés (superficies extendidas), tenemos:

- Aletas de enfriamiento (Cooling Gills).- Aletas controlables que varían el área de salida de una cubierta de motor refrigerado por circulación de aire o la de un radiador; También se le llaman aletas de capota, aletas de radiador o costillas de enfriamiento.

- Aletas directrices de admisión (Inlet Guide Vanes).- Son superficies sustentadoras radiales, en la toma de aire anular de los compresores de flujo axial, que dirigen el aire hacia la primera etapa con un ángulo de mayor rendimiento. Las paletas suelen ser orientables según sus ejes de montaje para conseguir diferentes velocidades de admisión del aire. En tal caso se llaman paletas directrices de admisión variable.

- Aletas de sección transversal uniforme.- Aleta de pasador que tiene la forma de una barra cuya base está adherida a una pared cuya temperatura superficial es T_s . La aleta es enfriada a lo largo de su superficie por un fluido a la temperatura T_a . Su sección transversal tiene una área uniforme A , está hecha de un material que tiene una conductividad térmica uniforme k , y el coeficiente de transferencia de calor entre la superficie de la aleta y el fluido es h . Considerando que los gradientes transversales de temperatura son tan pequeños, la temperatura en cualquier sección transversal de la barra es uniforme, es decir, $T = T(x)$.



ALETA EN FORMA DE BARRA COLOCADA CON UNA PARTE SALIENDO DE LA PARED

Haciendo un balance de calor para un pequeño elemento de la aleta tenemos:

Rapidez de flujo de calor por conducción que entra al elemento en x	=	Rapidez de flujo de calor por conducción que sale del elemento en $(x + dx)$	+	Rapidez de flujo de calor por convección a partir de la superficie entre x y $(x + dx)$
---	---	--	---	---

Empleando la ley de Fourier tenemos:

$$-k A \frac{dT}{dx} = \left[-k A \frac{dT}{dx} + \frac{d}{dx} \left(-k A \frac{dT}{dx} \right) dx \right] + \bar{h} P dx (T - T_a)$$

Donde P es el perímetro de la barra
 $P dx$ representa el área de la superficie entre las secciones x y $(x + dx)$ en contacto con el fluido que rodea la barra.

El balance anterior puede simplificarse a la siguiente forma:

$$\frac{d^2 T}{dx^2} = m^2 (T - T_a)$$

Donde: $m^2 = \bar{h} P / k A$

Esta ecuación representa una ecuación diferencial lineal ordinaria de segundo orden, cuya solución general es:

$$T - T_a = C_1 e^{(m x)} + C_2 e^{(-m x)}$$

donde C_1 y C_2 son constantes de integración que dependen de las condiciones de frontera:

1) La barra es infinitamente larga:

- $T = T_s$ en $x = 0$ La temperatura de la base de la barra es igual a la temperatura de la superficie a la cual está adherida, de tal forma que:

$$T_s - T_a = C_1 e^{(m \cdot 0)} + C_2 e^{(-m \cdot 0)} = C_1 + C_2$$

- • $T = T_a$ en $x \rightarrow \infty$ (barra infinitamente larga):

$$T_a - T_a = 0 = C_1 e^{(m \cdot \infty)} + C_2 e^{(-m \cdot \infty)}$$

como el segundo término [$C_2 e^{(-m \cdot \infty)}$] es cero, la condición frontera se satisface si $C_1 = 0$, por lo tanto:

$$C_2 = T_s - T_a ; \quad T - T_a = (T_s - T_a) e^{(-m x)}$$

La rapidez del flujo de calor de la aleta al fluido puede obtenerse por dos métodos diferentes. El calor se transmite por conducción a través de la raíz de la aleta y por convección desde la superficie de la barra hacia el fluido; el calor de la aleta es entonces:

$$q_{\text{aleta}} = -k A \left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=0} = \int_0^x \underbrace{\bar{h} P}_{\text{CONVECCION}} (T - T_a) dx$$

Utilizando la condición $x = 0$ en la ecuación se tiene:

$$q_{\text{aleta}} = -k A \left[-m (T_s - T_a) e^{(-m \cdot 0)} \right]_{x=0} = \sqrt{\bar{h} P k A} (T_s - T_a)$$

Utilizando el flujo de calor por convección se tiene el mismo resultado:

$$q_{\text{aleta}} = \int_0^{\infty} \bar{h} P (T_s - T_a) e^{(-m x)} dx = - \left. \frac{\bar{h} P}{m} (T_s - T_a) e^{(-m x)} \right|_0^{\infty} =$$

$$q_{\text{aleta}} = \sqrt{\bar{h} P k A} (T_s - T_a)$$

Las dos ecuaciones anteriores (arriba enmarcadas), son aproximaciones de la distribución de temperatura y de la rapidez de flujo de calor de una aleta finita.

2) La barra es de longitud finita:

El calor en el extremo de la barra es despreciable o bien se tiene aislado su extremo, se cumple la siguiente condición frontera: ($x = l$) = 0 o $dT/dx = 0$ en ($x = l$)

$C_2 = C_1 e^{(2 m l)}$, de tal forma que al sustituir C_2 en la ecuación:

se tiene: $T_s - T_a = C_1 e^{(m \cdot 0)} + C_2 e^{(-m \cdot 0)} = C_1 + C_2$

$$C_1 = \frac{T_s - T_a}{1 + e^{(2 m l)}} \quad \text{y} \quad C_2 = \frac{T_s - T_a}{1 + e^{(-2 m l)}}$$

la solución completa es:

$$T - T_a = (T_s - T_a) \left[\frac{e^{(m x)}}{1 + e^{(2 m l)}} + \frac{e^{(-m x)}}{1 + e^{(-2 m l)}} \right]$$

que se puede simplificar como:

$$\frac{T - T_a}{T_s - T_a} = \frac{\text{Cosh } m(l - x)}{\text{Cosh } (m l)}$$

• • si l tiende al infinito, esta ecuación tiende a la anterior

La pérdida de calor de la barra puede determinarse con la ecuación:

$$\left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=0} = (T_s - T_a) m \left[\frac{1}{1 + e^{(2 m l)}} + \frac{1}{1 + e^{(-2 m l)}} \right]$$

La ecuación anterior puede reducirse en:

$$\frac{e^{(m l)} - e^{(-m l)}}{e^{(m l)} + e^{(-m l)}} = \text{Tanh } (m l)$$

La rapidez del flujo de calor que se desprende de la barra es:

$$q_{\text{barra}} = -k A \left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=0} = \sqrt{P h k A} (T_s - T_a) \text{Tanh } (m l)$$

3) El extremo de la barra pierde calor por convección, el calor que fluye por conducción hacia la cara en $x = l$ debe ser igual al flujo de calor por convección del extremo de la barra al fluido, es decir:

$$-k A \left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=l} = h (T_{x=l} - T_a)$$

Donde \bar{h}_l es el coeficiente de transferencia de calor en el extremo de la barra (no necesariamente un valor de h sobre la superficie circunferencial de la barra).

sustituyendo $T_{x=l}$ y $(dT/dx)_{x=l}$ en la ecuación:

$$T - T_a = C_1 e^{(m x)} + C_2 e^{(-m x)} \quad \text{tenemos:}$$

$$q_{x=l} = -k [C_1 m e^{(m x)} - C_2 m e^{(-m x)}]_{x=l} = \bar{h}_l (T_{x=l} - T_a)$$

o bien:

$$C_2 e^{(-m l)} - C_1 e^{(m l)} = \frac{\bar{h}_l}{k m} [C_1 e^{(m l)} + C_2 e^{(-m l)}]$$

Resolviendo el siguiente sistema de ecuaciones:

$$T_s - T_a = C_1 e^{(m 0)} + C_2 e^{(-m 0)} = C_1 + C_2 \dots \dots \dots (1)$$

$$C_2 e^{(-m l)} - C_1 e^{(m l)} = \frac{\bar{h}_l}{k m} [C_1 e^{(m l)} + C_2 e^{(-m l)}] \dots (2)$$

que al sustituir en los valores de C_1 y C_2 , se tiene que la distribución adimensional a lo largo de la aleta es:

$$\frac{T - T_a}{T_s - T_a} = \frac{\text{Cosh } m(l-x) + (\bar{h}_l / m l) \text{ Senh } m(l-x)}{\text{Cosh } m l + (\bar{h}_l / m l) \text{ Senh } m l}$$

y la rapidez del flujo de calor que se desprende de la aleta es:

$$q_{\text{aleta}} = \sqrt{P \bar{h} R k} (T_s - T_a) \frac{\text{Senh } m l + (\bar{h}_l / m l) \text{ Cosh } m l}{\text{Cosh } m l + (\bar{h}_l / m l) \text{ Senh } m l}$$

Tomando estas dos últimas ecuaciones, bajo la condición frontera $h = 0$, es decir, $(dT/dx)_{x=l} = 0$, éstas se reducen a:

$$q_{\text{barra}} = -k A \left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=0} = \sqrt{P \bar{h} k R} (T_s - T_a) \text{Tanh } (m l)$$

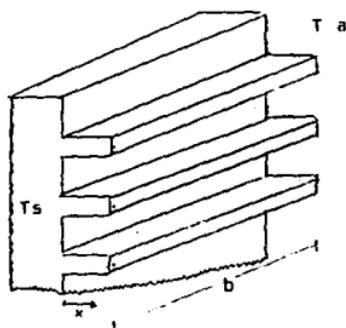
Vista ya anteriormente. El término h_f en la ecuación, indica la influencia del calor perdido por la cara externa de la barra, y modifica el resultado que se obtuvo al hacer despreciable las pérdidas en el extremo.

La aplicación de este tipo de aleta transversal la encontramos en los enfriadores de gases y en aplicaciones de calentamiento de los mismos como en los hornos y calderas, en los serpentines para aire acondicionado, en los condensadores de vapor enfriados por aire para turbinas y motores de explosión.

Es importante recordar que casi todos los intercambiadores de aletas transversales operan a flujo cruzado.

NOTA: El coeficiente de transferencia de calor h_f se determina experimentalmente y es realmente solo un valor promedio.

- Aleta rectangular de lados rectos. - Tomando el ancho b de la aleta, que es bastante grande comparado con su grueso t , el perímetro de la aleta está dado por: $P = 2(b + t) \approx 2b$; como el área de la aleta es $A = b t$, y $m = \sqrt{(h P)/(k A)} \approx (2 h)/(k t)$.



ALETA
RECTANGULAR

Fig. 1

- Aleta piramidal. - Este tipo de aleta es de gran significado ya que se aproxima mucho a la forma que proporciona el máximo flujo de calor por unidad de peso. Tomando el ancho b y suponiendo que la temperatura es solamente una función de x , el balance de calor en una sección diferencial es:

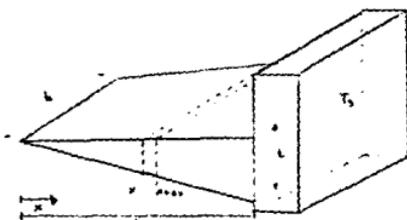
$$\frac{d}{dx} [k A \frac{dT(x)}{dx}] = \bar{h} P [T(x) - T_a]$$

En una aleta piramidal, el área A y el perímetro P son funciones de x, mientras que en la barra estas dos variables permanecen constantes. El balance anterior se puede escribir:

$$k A (x) \frac{d^2 T (x)}{dx^2} + \frac{dA (x)}{dx} k \frac{dT (x)}{dx} = \bar{h} P (x) [T(x) - T_a]$$

Esta ecuación es lineal de segundo orden. Dividiéndola todo entre k A se tiene:

$$\frac{d^2 T}{dx^2} + \frac{(dA / dx)}{A} \frac{dT}{dx} - \frac{\bar{h} P}{k A} (T - T_a) = 0$$



ALETA PIRAMIDAL O DE CUÑA

Al despreciar el efecto de los lados ($P \approx 2 b$), el área de la sección transversal de la aleta puede obtenerse; tomar el espesor de la aleta como $t (x/L)$ por lo que $A = (bt/L)x$. Expresando el balance en estas condiciones se tiene:

$$\frac{d^2 T}{dx^2} + \frac{1}{x} \frac{dT}{dx} - \frac{2 L \bar{h}}{k t x} (T - T_a) = 0 \dots\dots (a)$$

En la solución de problemas de ingeniería aparece un cierto número de ecuaciones diferenciales de segundo orden que puede resolverse mediante series de potencias. La solución puede escribirse como la suma de dos funciones arbitrarias y dos constantes arbitrarias. Utilizando la forma general para cualquier valor de n de la ecuación de Bessel se tiene:

$$z^2 \frac{d^2 y}{dz^2} + z \frac{dy}{dz} - (z^2 + n^2) y = 0 \dots\dots (b)$$

Las soluciones de estas ecuaciones se han tabulado en forma parecida a las funciones de Seno y Coseno, de tal forma que la ecuación (a) se transforma a la ecuación (b); cuyo fin es el de simplificar la resolución de (a), por medio de (b). Tomando que B^2 representa al término $(2 \cdot 1 \cdot h)/(k \cdot t)$ y que $y = (T - T_a)$, multiplicando la ecuación (b) por x^2 , se obtiene:

$$x^2 \frac{d^2y}{dx^2} + x \frac{dy}{dx} - B^2 x y = 0$$

Si el coeficiente del último término $B^2 x$ es el cuadrado de alguna otra variable; esta deberá ser proporcional a $B \sqrt{x}$, que es raíz cuadrada de $B^2 x$. Suponiendo que $z = C B \sqrt{x}$ o $x = z^2 / (C^2 B)$, al derivarla se tiene: $(dz/dx) = [(C B)/2 x^{-1/2}]$; la ecuación queda entonces:

$$\frac{dy}{dx} = \frac{dy}{dz} \frac{dz}{dx} = \frac{dy}{dz} \frac{C B}{2} x^{-1/2}$$

$$\frac{d^2y}{dx^2} = \frac{d}{dx} \left[\frac{dy}{dz} \frac{C B}{2} x^{-1/2} \right] = \frac{dy}{dz} \frac{C B}{2} \left[-\frac{1}{2} x^{-3/2} \right] + \frac{d^2y}{dz^2} \frac{dz}{dx} \frac{C B}{2} x^{-1/2}$$

Al sustituir estos términos en la ecuación arriba enmarcada, cambiando la variable x por z se tiene:

$$z^2 \frac{d^2y}{dz^2} + z \frac{dy}{dz} - \frac{4}{C^2} z^2 y = 0$$

Esta ecuación es idéntica a la modificada de Bessel de orden cero ($n = 0$) si $C^2 = 4$ o $z = 2 B \sqrt{x}$. La solución general es:

$$y = (T - T_a) = C_1 I_0(2 B \sqrt{x}) + C_2 K_0(2 B \sqrt{x})$$

Los valores de $I_0(z)$ y $K_0(z)$ son funciones modificadas de Bessel de orden cero de primera y segunda clase respectivamente.

Tomando en cuenta las condiciones frontera:

- 1) La temperatura en la base o raíz de la aleta es T_s . En este sistema de coordenadas la primera condición frontera es $T = T_s$, en $x = 1$.

- 2) La temperatura de la aleta debe ser finita en cualquier parte. En el extremo de la aleta ($x=0$), $K(0)$ tiende al infinito y por consiguiente el coeficiente C_2 debe ser cero para que la temperatura permanezca finita. La distribución de temperatura en base a estas dos condiciones frontera es:

$$\frac{T - T_a}{T_s - T_a} = \frac{I_0(2B\sqrt{x})}{I_0(2B\sqrt{l})}$$

La rapidez del flujo de calor se obtiene al derivar esta última ecuación, evaluando el gradiente de temperatura ($x = l$) y multiplicando y resolviendo por el área de la base, si $n = 0$:

$$\frac{d [I_0(2B\sqrt{x})]}{dx} = [I_1(2B\sqrt{x})] B x^{-1/2}$$

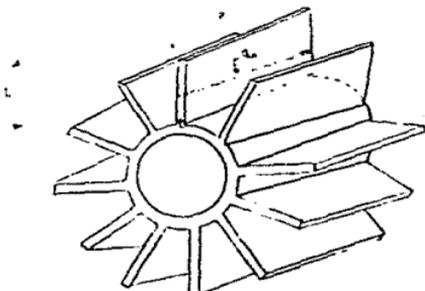
La rapidez del flujo de calor de la aleta es:

$$q_{\text{aleta}} = k A \frac{dT}{dx} \Big|_{x=l} = b \sqrt{2 h k t} (T_s - T_a) \frac{I_1(2B\sqrt{l})}{I_0(2B\sqrt{l})}$$

- Aletas longitudinales.- Es la aleta más simple desde el punto de vista de su manufactura como de su tratamiento. Es necesario tomar en cuenta las siguientes limitaciones dadas por Murray y Gardner:

- 1) El flujo de calor y la distribución de temperatura es independiente del tiempo.
- 2) El material de la aleta es homogéneo e isotrópico.
- 3) No hay fuentes de calor en la aleta.
- 4) El flujo de calor de la superficie de la aleta es directamente proporcional a la diferencia de temperatura entre la superficie en ese punto y la del fluido que la rodea.
- 5) La conductividad térmica de la aleta es constante.
- 6) El coeficiente de transferencia térmica es el mismo en toda la superficie de la aleta.
- 7) La temperatura del fluido que rodea a la aleta es constante.
- 8) La temperatura de la base de la aleta es constante.
- 9) El grueso de la aleta debe ser pequeño comparado con la altura de la aleta; los gradientes de temperatura a través de su espesor pueden despreciarse.
- 10) El calor transferido a través de la arista exterior de la aleta es despreciable comparado con el que pasa a la aleta a través de sus lados.
- 11) La junta entre la aleta y el tubo se supone que no ofrece resistencia.

El siguiente dibujo muestra una aleta longitudinal, donde T_c es la temperatura constante del fluido caliente que rodea a la aleta y T es la temperatura en cualquier punto de la aleta.



La diferencia de temperatura entre cualquier punto de su sección transversal está representado por θ , de tal forma que:

$$\theta = T_c - T$$

Si l es la altura de la aleta que varía de 0 a b , se tiene:

$d\theta/dl = -dT/dl$; el calor dentro de la aleta que pasa a través de su sección transversal por conducción es: $Q = k a, d\theta/dl$, donde a , es el área transversal de la aleta; Q es el calor que pasa a la aleta a través de sus lados desde $l = 0$ hasta la sección achurada. Si P es el perímetro de la aleta, el área de los lados es $P dl$ y el coeficiente de película del líquido al lado de la aleta es h_f , de modo que: $dQ = h_f \theta P dl$ y diferenciando con respecto a l :

$$\frac{dQ}{dl} = k a, \frac{d^2\theta}{dl^2} \quad \text{de tal forma que se llega a la siguiente igualdad:}$$

$$k a, \frac{d^2\theta}{dl^2} - h_f P \theta = 0$$

La solución directa a esta ecuación es:

$$\theta = C_1 e^{\left(\frac{h_f P}{k a}\right)^{1/2} l} + C_2 e^{-\left(\frac{h_f P}{k a}\right)^{1/2} l} \quad \text{si } m = \left(\frac{h_f P}{k a}\right)^{1/2}$$

$$\theta = C_1 e^{(m l)} + C_2 e^{(-m l)}, \quad \text{y para } l = 0:$$

$$\theta^* = C_1 + C_2$$

Cuando no entra calor en el extremo de la aleta ($d\theta/dl = 0$), se tiene que:

$$\theta^* = \frac{e^{(m l)} + e^{(-m l)}}{2}$$

En términos generales: $\theta = \theta^* \cosh ml$

Esta última expresión relaciona a la temperatura constante del fluido y la temperatura variable de la aleta. De aquí se deriva una expresión para Q en términos de l (altura de la aleta), de tal forma que:

$$Q = \frac{k a_c}{h_f P} \frac{d^2 \theta}{dl^2}$$

cuya solución es:

$$Q = C_1' e^{(m l)} + C_2' e^{(-m l)}$$

para $l = 0$ se tiene

$$dQ/dl = 0 \quad \text{de modo que} \quad C_1' = C_2'$$

y

$$dQ/dl = h_f P \theta^* = m C_1' - m C_2'$$

donde

$$C_1' = \frac{h_f P \theta^*}{2 m} \quad C_2' = - \frac{h_f P \theta^*}{2 m}$$

y Q está dado por:

$$Q = \frac{h_f P \theta^*}{m} \operatorname{Senh} ml$$

si $l = b$, Q es:

$$Q_b = \frac{h_f P \theta^*}{m} \operatorname{Senh} mb$$

donde Q_b es la carga térmica; esta última ecuación se puede escribir:

$$\frac{Q_b}{\theta_b} = \frac{h_f P \theta^* \operatorname{Senh} mb}{m \theta^* \cosh mb}$$

Aplicando funciones trigonométricas, se llega a:

$$\frac{Q_b}{\theta_b} = \frac{h_f P \theta^*}{m} \operatorname{Tanh} mb$$

la eficiencia de la aleta está dado por el cociente $h_b / h_f = \eta$ donde el valor promedio del coeficiente de transferencia térmica en la base de la aleta está dado en la ecuación de Fourier:

$$h_b = \frac{Q_b}{\theta b b P} \quad \text{y } h_f \text{ es: } \quad h_f = \frac{m Q_b}{\theta b P \operatorname{Tanh} mb}$$

de tal forma que la eficiencia de la aleta es:

$$\eta = \frac{h_b}{h_f} = \frac{Q_b / (\theta b b P)}{\frac{m Q_b}{\theta b P \operatorname{Tanh} mb}} = \frac{\operatorname{Tanh} mb}{mb}$$

- * * h es el coeficiente de toda la superficie exterior, ya sea la aleta o el tubo liso. Es importante saber que en la base de las aletas hay mayor flujo térmico que en el tubo liso entre ellas, puesto que el calor que fluye a través de la base de las aletas es mayor por unidad de área de tubo.

La última ecuación se aplica únicamente a la aleta y no a la porción del tubo entre ellas. El calor total del tubo aletado viene dado por la combinación del calor que fluye hacia la aleta con un coeficiente h y el calor que fluye al tubo sin aletas. El área del tubo liso que sostiene a las aletas es pequeña en comparación con el área total del tubo liso; el calor que fluye tanto de las aletas como de las partes lisas del tubo liso de diámetro exterior es:

$$Q_0 = h_f A_0 \theta b, \quad \text{donde } A_0 \text{ es la superficie lisa del tubo al diámetro exterior sin tomar en cuenta la base de las aletas.}$$

El número de las aletas (N_f) en el tubo es importante ya que ahora el área de toda la superficie de la aleta está dada por $b P N_f$ y la transferencia total de calor en el diámetro exterior está dada por:

$$Q = Q_0 + Q_b = h_b b P N_f \theta b + h_f A_0 \theta b$$

$$Q = \left(\frac{h_b b P N_f A_0}{A_0} + \frac{h_f b P N_f A_0}{b P N_f} \right) \theta b$$

$$Q = \left(\frac{h_b}{A_0} + \frac{h_f}{b P N_f} \right) b P N_f A_0 \theta b$$

como $h_b = \operatorname{Tanh} mb \cdot h_f / mb$ y que al sustituir la ecuación anterior:

$$Q = \left(\frac{\operatorname{Tanh} mb}{mb} + 1 \right) h_f b P N_f A_0 \theta b$$

Selección y diseño de aletas.- Para la selección de una aleta es necesario considerar factores como el costo, el peso, el espacio disponible y la caída de presión, así como las características de transferencia de calor de la superficie extendida. Harper y Brown y Gardner, han analizado una gran variedad de formas geométricas para aletas. Lo que a continuación se menciona se basa en los trabajos realizados por estas personas:

- Para una superficie plana de área A, la resistencia térmica es $1/h A$. La adición de aletas incrementa el área de la superficie, pero al mismo tiempo introduce una resistencia a la conducción sobre la parte de la superficie original en la cual están adheridas las aletas. La adición de aletas no siempre incrementará la rapidez de la transferencia de calor.

- Para una aleta de área uniforme en su sección transversal, la rapidez límite puede obtenerse, derivando la ecuación siguiente con respecto a la longitud de la aleta de tal forma que:

$$q_{\text{aleta}} = \sqrt{P \bar{h} A k} (T_s - T_{\infty}) \frac{\text{Senh } m L + (\bar{h}_c / m L) \text{Cosh } m L}{\text{Cosh } m L + (\bar{h}_c / m L) \text{Senh } m L}$$

Para valores dados de h , k , P , y A e igualando el resultado a cero.

Esta ecuación muestra que puede esperarse un incremento en la transferencia de calor por la adición de aletas. Únicamente si $h A/P k \leq 1$. En la práctica se justifica la adición de aletas siempre que h sea menor que $0.25 P k/A$. Hay que mencionar también los trabajos de Schmidt en relación a la gran variedad de tipos de aletas que estudió, encontrando aquellas que dan la transferencia más alta por la mínima cantidad de metal; según él, la aleta óptima es aquella que tiene un flujo de calor constante a cualquier sección transversal entre la arista exterior y la base. Para las aletas comunes longitudinales y transversales, esto correspondería a las formas altas y angostas con pequeñas áreas de base, mejorándose si estas aletas presentan curvaturas parabólicas. Esto significa una ganancia en transferencia de calor pero involucra una pérdida en el costo en la manufactura de la aleta ya que éste es elevado.

Las aletas incrementan la transferencia de calor en un gas, pero son menos efectivas cuando el medio es un líquido (transferencia de calor por convección forzada) y no ofrecen ninguna ventaja en la transferencia de calor hacia líquidos en ebullición o desde vapores condensantes. Esto se debe a que los coeficientes de película son muy altos y la aleta metálica casi alcanza la temperatura del fluido caliente y la diferencia de temperatura entre el fluido y la aleta es muy pequeña. Una aleta de un mismo material es más efectiva en un calentador de gas que en un calentador de agua. Como los coeficientes de película de la aleta son grandes en la condensación y en el calentamiento y enfriamiento de agua, se tiene poca ventaja en el uso de aletas, particularmente cuando se tiene que añadir un factor de obstrucción que puede ser la resistencia controlante.

En el uso de las aletas es necesario considerar que éstas deben colocarse en el lado de la superficie intercambiadora de calor donde es menor el coeficiente de transferencia de calor entre el fluido y la superficie. Desde el punto de transferencia de calor, son superiores las aletas cortas, delgadas y con pequeños espacios entre sí, que las aletas gruesas y en menor número. Obviamente son más adecuadas las aletas hechas de un material de alta conductividad térmica. Las aletas frecuentemente se adhieren circunferencialmente a la superficie exterior de los tubos. Debe cumplirse que la altura de la aleta sea pequeña comparada con el diámetro de la base.

Para el cálculo de la conductancia total de una superficie a la que se han adherido aletas y evaluar su comportamiento térmico, debe considerarse el gradiente de la temperatura a lo largo de superficies extendidas. Se conoce que la parte sin aletas está a la temperatura de pared y transfiere calor con una eficiencia de un 100 % y en porciones con aletas, que no están en contacto directo con el fluido, el calor fluye a través de ella por conducción hacia o desde la aleta, el calor transferido hacia o desde la superficie de la aleta es por convección, pero como la temperatura varía a lo largo de la aleta, su superficie no opera con máxima eficiencia; esto indica que es necesario conocer el valor de la eficiencia de la aleta. La eficiencia de una aleta η_f es la razón de calor transferido a través de la superficie de la aleta, al calor que sería transferido si toda la superficie estuviera a la misma temperatura de la base.

Para una aleta de sección transversal rectangular (longitud L y espesor t) la eficiencia de la aleta está dada por:

$$\eta_f = \frac{\text{Tanh} \left[\sqrt{2h/kt} (L + t/2) \right]}{\sqrt{2h/kt} (L + t/2)}$$

Y para las aletas en forma cilíndricas, diámetro D y longitud L , la eficiencia es:

$$\eta_f = \frac{\text{Tanh} \sqrt{4 L \cdot h/kD}}{\sqrt{4 L \cdot h/kD}}$$

Para aletas de sección transversal rectangular, adheridas circunferencialmente, la eficiencia de la aleta está graficada como la siguiente familia de curvas, que se aproxima en el caso límite al comportamiento de la aleta rectangular:

Para obtener la eficiencia total de una superficie con aletas, se combina la eficiencia del 100 % de la superficie sin aletas, con el área de la superficie de las aletas de eficiencia A_{η_f} , es decir:

$$A_{\eta_c} = A - A_f + A_f \eta_f = A - A_f (1 - \eta_f)$$

Donde A = Área total de transferencia de calor.
 A_f = Área de transferencia de calor de las aletas.

El coeficiente total de transferencia de calor U, basado en el área total de la superficie exterior se expresa como:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\eta_o \bar{h}_o} + R_{\text{pared}} + \frac{A_o}{\eta_i A_i h_i}}$$

- Donde
- A_o = Área total de la superficie exterior m^2
 - A_i = Área total de la superficie interior m^2
 - $A_i = \pi D l$ en tubos con aletas sobre el lado exterior.
 - \bar{h}_o = Unidad de conductancia promedio para la superficie exterior $Kcal / (h m^2 \text{ } ^\circ C)$
 - \bar{h}_i = Unidad de conductancia promedio para la superficie interior $Kcal / (h m^2 \text{ } ^\circ C)$
 - R_{pared} = Resistencia térmica de la superficie exterior de la pared a la cual están adheridas las aletas $Kcal / (h m^2 \text{ } ^\circ C)$
 - η_o = Eficiencia total para la superficie exterior
 - η_i = Eficiencia total para la superficie interior

En un análisis completo se debe tomar en cuenta la relación entre la geometría de la aleta y la transferencia de calor por convección.

Debido a que muchas de las aplicaciones involucran gases, se ha hecho costumbre en la transferencia de calor en superficies extendidas, usar el factor de transferencia de calor de COLBURN:

$$j_h = (h / c G) (c \mu / k) \quad (2/3)$$

Donde:

- j_h = Factor de Colburn para transferencia de calor, adimensional
- h = Coeficiente de transferencia de calor $Kcal / (h m^2 \text{ } ^\circ C)$
- c = Calor específico del fluido frío $Kcal / (Kg \text{ } ^\circ C)$
- G = Masa velocidad $Kg / (h m^2)$
- k = Conductividad térmica $Kcal / (h m \text{ } ^\circ C/m)$
- μ = Viscosidad $g / (cm s)$

NOTACION USADA EN ESTE CAPITULO :

A	Area uniforme	(m ²)
A	Area de la aleta (de los lados)	A = b t
A	Area con aletas	A = b P N
A	Area total de transferencia de calor	
A _f	Area total de transferencia de calor en las aletas	
A _o	Area total de la superficie exterior	
A _o	Superficie lisa del tubo	
A _i	Area total de la superficie interior	A _i = π D l
a _x	Area transversal de la aleta	
b	Ancho de la aleta	
B*	B* = (2 l h̄) / (k t)	
C	Capacidad específica del material	(Kcal / (Kg °C))
C	Constante de la ecuación modificada de Bessel de orden cero	C = 4
C ₁ , C ₂	Constantes de integración	
C ₁ ', C ₂ '	Constantes de integración	
D	Diámetro	
G	Masa velocidad	(Kg / (h m ²))
h	Coefficiente de transferencia de calor por convección o coeficiente de convección desde la superficie del fluido.	(Kcal / (h m ² °C))
h̄	Coefficiente de transferencia de calor entre la aleta y el fluido	
h _b	Coefficiente de transferencia de calor de una aleta longitudinal.	h _b = Q _b / (θ _b b P) h _b = Tan h m b h _f / (m b)
h _f	Coefficiente de película del líquido al lado de la aleta de toda la superficie exterior	h _f = (m Q _b) / (θ _b P Tanh mb)
h̄ _i	Unidad de conductancia promedio para la superficie interior	
h _l	Coefficiente de transferencia de calor en el extremo de la barra	

\bar{h}_o	Unidad de conductancia promedio para la superficie exterior
$I_0(z)$	Funcion modificada de Bessel de orden cero de 1a clase
J_h	Factor de Colburn - adimensional
$K_0(z)$	Funcion modificada de Bessel de orden cero de 2a clase
k	Conductividad térmica (Kcal / (h m °C))
L	Longitud de la barra (m)
m^*	$m^* = (\bar{h} P) / (k R) \approx (2 h) / (k t)$
m^*	$m^* = (h_f P) / (k a x)$
N_f	Número de aletas
P	Perimetro de la barra - aleta $P = 2 (b + t) \approx 2 b$
$P dx$	Area de la superficie entre las secciones x y $(x + dx)$
Q	Calor que pasa por la aleta a través de sus lados
Q_b	Carga térmica
Q_o	Calor que fluye de las aletas y del tubo liso
q	Flujo de calor
$R_{w \text{ pared}}$	Resistencia térmica de la superficie exterior de la pared
T	Temperatura en cualquier punto de la aleta (° C)
T_1	Temperatura de superficie interior del tubo exterior
T_{1a}	Temperatura del fluido en el tubo interior
T_2	Temperatura de superficie exterior del tubo interior
T_a	Temperatura ambiente
T_b	Temperatura de la superficie de la aleta
T_c	Temperatura constante del fluido
T_s	Temperatura superficial o de pared (° C)
T_w	Temperatura en algún lugar en específico (° C)
t	Grueso de la aleta (espesor)
U	Coefficiente total de transferencia de calor o porción de energía radiante total transmitida por el sistema o unidad de conductancia total (Kcal / (h m² °C))

x	Distancia	-	Dirección del flujo de calor
y	$y = (T - T_a)$		
z	$z = C B \sqrt{x}$	-	$z = 2 B \sqrt{x}$
μ	Viscosidad		(g / cm)
η	Eficiencia	$\eta = \frac{h_b}{h_f}$	
η_f	Eficiencia de una aleta		
η_{to}	Eficiencia total para superficie exterior		
η_{ti}	Eficiencia total para superficie interior		
θ	Diferencia de temperatura entre cualquier punto de la sección transversal de la aleta		
θ_b	$\theta_b = T_b - T$		
θ^*	$\theta^* = C_1 + C_2$		

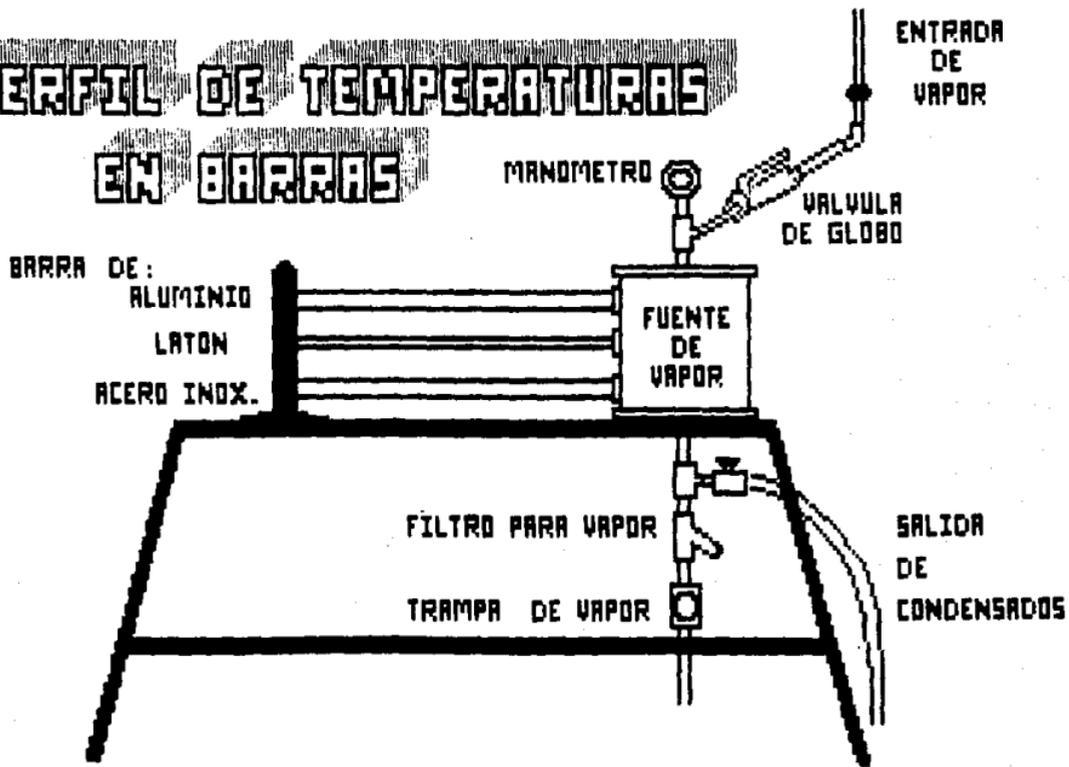
CAPITULO II

DISEÑO Y CONSTRUCCION

DEL APARATO

PROPUESTO

PERFIL DE TEMPERATURAS EN BARRAS



DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL APARATO PROPUESTO

DESCRIPCION DEL EQUIPO:

El aparato construido se muestra a continuación y está formado por:

- Tubo de acero inoxidable (T 304) de 203 mm de longitud, cédula 40. Este tubo se encuentra soldado con dos rondanas de acero inoxidable (T 304) de dimensiones 6.4 mm de ancho x 240 mm de radio exterior x 25.4 mm de radio interior. El radio interior es utilizado como conector para la línea de entrada de vapor (rondana superior) así como la salida de vapor y de condensados (rondana inferior). La conexión de la rondana superior con la línea de vapor es a través de la unión soldada de un tubo de media pulgada de diámetro y de longitud de 6 cm. La rondana inferior también tiene una unión soldada con un tubo de las mismas dimensiones que la rondana superior.

- El tubo de acero inoxidable (T 304) con sus dos rondanas soldadas (superior e inferior), forman la Fuente De Vapor (ver diagrama). Tiene una altura de 218.8 mm y si se toman en cuenta los extremos soldados en la ranura interior (radio interior de la rondana), la altura es de 338.8 mm.

- Barra redonda de acero inoxidable (T 304) de 25.4 mm de diámetro x 820 mm de longitud; barra redonda de latón de 19.1 mm de diámetro x 800 mm de longitud; barra exagonal de aluminio (T6) de 22.2 mm de diámetro x 800 mm de longitud. A las tres barras se les hicieron cuerdas (tarrajas estándar) para poder colocarse en tres rondanas reforzadas correspondientes a cada barra y que están sujetas (soldadas) a la pared de la fuente de vapor.

- Manómetro METRON (S1100/7-4) de rango 0 a 7 Kg/cm² y se encuentra localizado en la línea de entrada de vapor a la fuente de vapor.

- Válvula de globo de media pulgada de diámetro, que regula la entrada de vapor a la fuente.

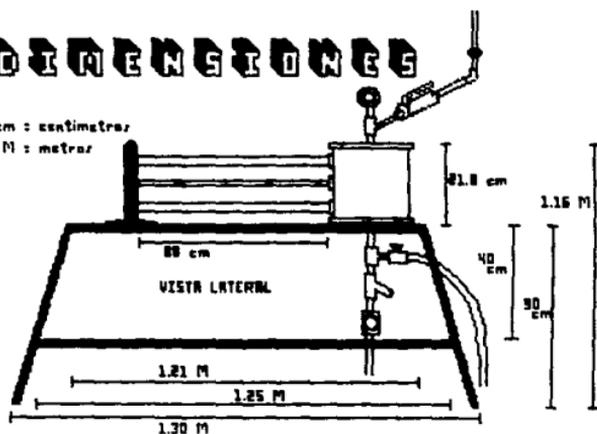
- Trampa termodinámica de vapor marca Sarco (TD 52) para tubería de media y filtro de vapor marca Sarco (AT) para tubería de media, localizados abajo de la fuente de vapor.

- Termómetro digital tipo pluma (TP - 16) emleado en la medición de las temperaturas en las barras en diferentes segmentos longitudinales de la barra ya establecidos.

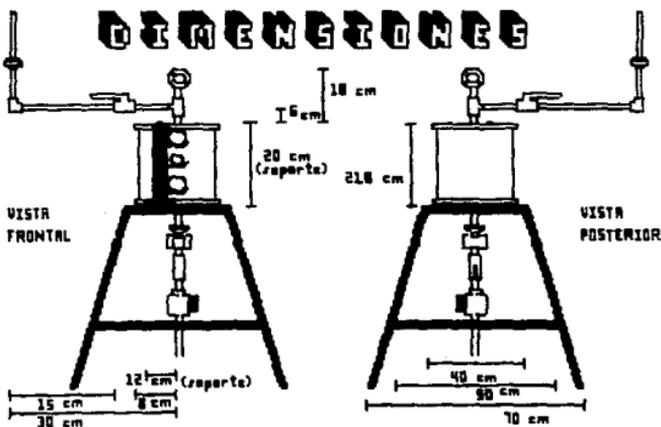
- Válvula de compuerta y tubería de cobre para la salida de condensados.

DIMENSIONES

cm : centímetros
M : metros



DIMENSIONES



- La fuente de vapor y las barras están montadas sobre una estructura de hierro (mesa) en forma trapezoidal de dimensiones 1.21 m x .40 m base superior y 1.25 m x .50 m de base inferior y de altura .40 m. La altura total de la mesa es de .90 m.

ANALISIS DEL EQUIPO:

1) El acero AISI 304 es un acero inoxidable austenítico, antimagnético, no templable, con excelentes propiedades de ductabilidad y resistencia al golpe. Posee buena resistencia a la corrosión a temperaturas de hasta 920 °C (1700 °F) en servicio continuo y 870 °C (1600 °F) en servicio intermitente. Su bajo contenido de carbono lo hace muy apropiado para someterse a procesos de soldadura. Tiene una gran aplicación en los evaporadores, en los tanques de oxígeno líquido, en barriles de cerveza, en muebles de cocina y laboratorio y en partes para válvulas.

Las propiedades físicas y químicas de este tipo de acero son:

PROPIEDADES FISICAS

DENSIDAD	g/cm ³	8.027
PUNTO DE FUSION	°C	1400-1450
ESTRUCTURA		AUSTENITICO
CALOR ESPECIFICO	Cal/g °C	0.12
CONDUCTIVIDAD TERMICA ..	Cal/cm seg °C	0.035
RESISTENCIA ELECTRICA ESPECIFICA A TEMPERATURAS BAJO TECHO	Microhmios-cm	72
PERMEABILIDAD MAGNETICA		102

PROPIEDADES MECANICAS A TEMPERATURA BAJO TECHO

ALARGAMIENTO EN 50.8 MM %		60
REDUCCION DE AREA %		70
CARGA DE ROTURA	Kg/mm ²	39.7
DUREZA BRINEL		150
DUREZA ROCKWELL		80

COMPOSICION QUIMICA TIPICA

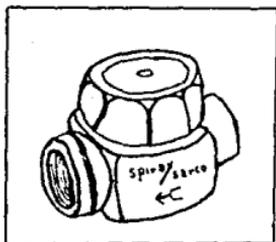
CARBONO	0.08	max
CROMO	18-20	
NIQUEL	8-11	
MANGANESO	2.0	max
SILICIO	1.0	max
FOSFORO	0.045	max
AZUFRE	0.03	max

Existen otro tipo de aceros inoxidables como lo son: AISI 303 que se emplean en la elaboración de tuercas, tornillos, flechas y piezas de máquinas en general; AISI 310 que se emplea en los cambiadores de calor, en partes para turbinas de gas, en incineradores y en hornos industriales; AISI 316 empleado en contenedores, tubería y equipo en general para la industria química y farmacéutica, en utensilios para fogata, en maquinaria para el procesamiento de pulpa y papel.

2) La trampa termodinámica de vapor modelo TD - 52 es una trampa de vapor que se basa en el **TEOREMA DE BERNOULLI** el cual se define de la siguiente forma:

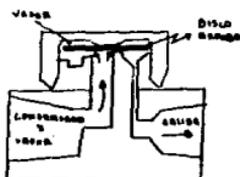
"En un fluido en movimiento, la presión es igual en todos los puntos. Esta presión está compuesta de presión estática y presión dinámica; la reducción en una ocasiona el aumento de la otra".

El flujo de condensado revaporizado a alta velocidad a través de la trampa hace variar la presión estática y dinámica ocasionando que el disco se eleve para descargar cualquier condensado presente pero evitando la fuga de vapor. Este modelo de trampa tiene la característica de que evita el desgaste disperejo del asiento, ya que el disco de acero inoxidable se eleva en forma paralela al asiento, evitándose así los rozamientos que ocasionan desgaste.

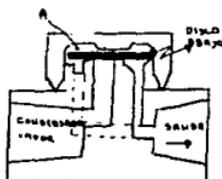


TRAMPA TERMODINAMICA

MODELO TD - 52



El vapor y condensado empujan el disco hacia arriba; el condensado pasa por la trampa y el vapor se acumula en la parte superior del disco, haciéndolo bajar



En el punto A hay una presión de control sobre una gran superficie; en el punto B hay una presión de entrada sobre una pequeña superficie ver (*).

- * La acumulación de condensado reduce la transferencia de calor y en el punto A se comienza a condensar de tal forma que el vapor y condensado ahora tienen una mayor presión de entrada, abriendo nuevamente el disco.

Existen otro tipo de trampas termodinámicas, algunas de ellas funcionan por diferencia de temperatura (trampa termodinámica con obturador esférico) y otras utilizan un flotador en su interior (Trampas a flotador).

La razón de la selección de la TD - 52 es debido a que responde eficientemente a los rangos de presión con cargas livianas o pesadas, que es totalmente de acero inoxidable y descarga el condensado a la temperatura del vapor saturado. A comparación con las otras trampas, es una trampa confiable, económica y simple.



TRAMPA TIEMPO NÚMERO 111 CONJUNTO DE
2 TRAMPAS TIEMPO NÚMERO 112 PRESIÓN
BALANCEADA

3) TERMOMETRO P5 - 15

ESPECIFICACIONES:

<u>RANGO:</u>	- 40 °C A + 999 °C
<u>EXACTITUD:</u>	± 2 °C
<u>TEMPERATURA DE MANEJO:</u>	0 °C A 50 °C
<u>BATERIA: (DIMENSIONES)</u>	3 x 1.4 V. (DURACELL MP675H) O SU EQUIVALENTE
<u>DURACION DE LA BATERIA:</u>	1000 HORAS
<u>DIMENSIONES DEL MEDIDOR:</u>	LARGO 154 mm ANCHO 29 mm ALTURA 16 mm PESO 65 gramos

MODO DE OPERACION:

- 1) REMOVER LA CAPSULA DE PROTECCION DEL MEDIDOR
- 2) CONECTAR LA SONDA AL MEDIDOR
- 3) ENCENDER EL MEDIDOR UTILIZANDO EL SWITCH EN LA PARTE SUPERIOR DEL MISMO
- 4) CON LA SONDA, MEDIR LAS TEMPERATURAS QUE SON REQUERIDAS

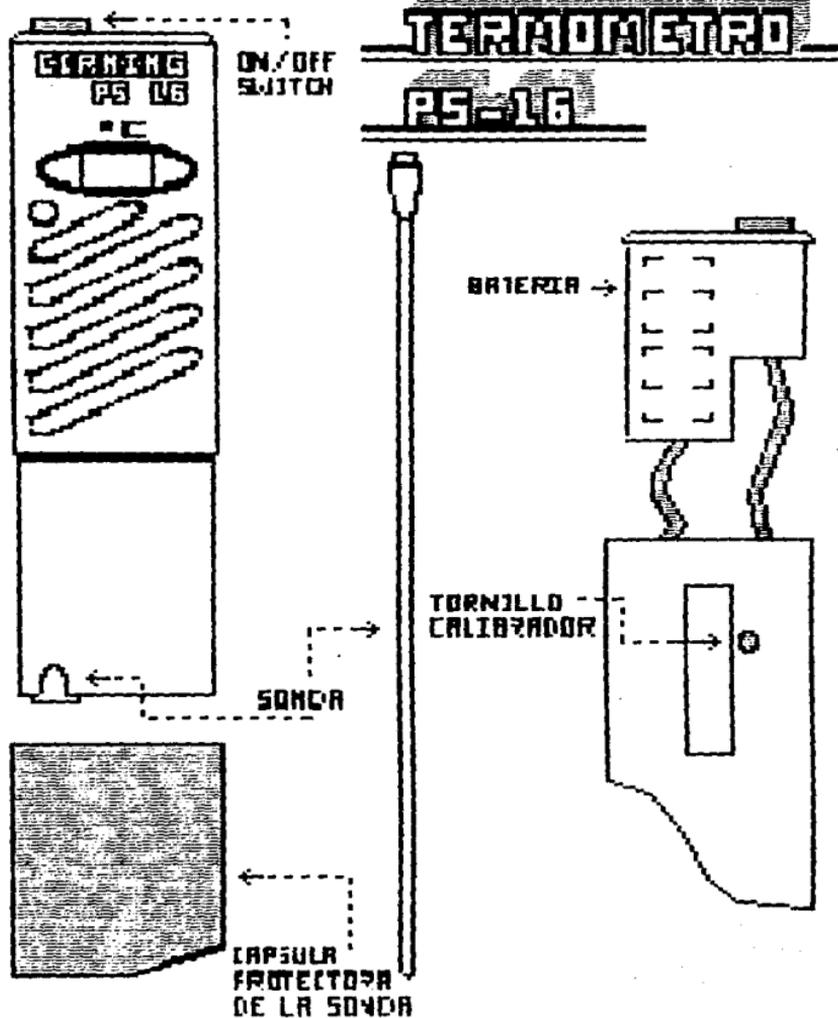
PRECAUCION: NO SUMERGIR MAS ALLA DE LA SONDA
SOLO LA SONDA PUEDE SER INTRODUCIDA
NO SUMERGIR EL MEDIDOR

- 5) AGITAR SUAVEMENTE Y ESPERAR POCOS SEGUNDOS PARA QUE LA LECTURA SE ESTABILICE



TRAMPAS A FLOTADOR

A ESTOS TRAMPAS SE DEBEN INSTALAR EN
TUBERIA HORIZONTAL CON UN FILTRO
ANTES DE ESTA Y UNA MANGUERA A LA
SALIDA DE LA MISMA



6) CUANDO NO SE ENCUENTRE EN USO APAGAR EL MEDIDOR

N O T A : NO ES NECESARIO REMOVER LA SONDA
DESPUES DE SU USO

CALIBRACION:

PARA LA CALIBRACION DEL PS - 16: SUMERGIR LA SONDA EN
UNA SOLUCION CONOCIDA Y AJUSTAR LA LECTURA USANDO EL
TORNILLO CALIBRADOR QUE SE LOCALIZA JUNTO AL SOSTEN
DEL APARATO MEDIDOR, EN SU PARTE POSTERIOR

CAMBIO DE BATERIA:

SI LA PANTALLA ES TENUE O DESAPARECE, REEMPLAZAR LA
BATERIA. PARA CAMBIAR LAS BATERIAS CAMBIAR
CUIDADOSAMENTE EL CAJO DE LA BATERIA (TAPA) Y
REEMPLAZAR LA BATERIA

SONDAS ADICIONALES:

HAY 4 TIPOS: - TIPO L PARA GASES Y LIQUIDOS
 - TIPO M PARA SOLIDOS, MOLDES,
 PLATOS Y HORNOS
 - TIPO C PARA GASES
 - TIPO P PARA CARNE SEMICONGELADA,
 COMIDA, CAUCHO

ENFOQUE GENERAL DEL APARATO

Como parte inicial de la tesis se llevo a cabo una recopilación de la mayor información posible correspondiente al equipo. Así mismo se llevó a cabo el armado del aparato y finalmente la experimentación del mismo, tomándose en cuenta los siguientes aspectos:

- MODO DE OPERAR EL EQUIPO. - Para la operación del aparato es necesario seguir los siguientes puntos:

- 1) Prender la caldera, supervisado por la autoridad correspondiente.
- 2) Medir las temperaturas iniciales de las barras y la temperatura ambiente. Para medir la temperatura ambiente es necesario tomar la termosonda y balancearla de izquierda a derecha lo más rápidamente posible y tomar la lectura que se registre; hacer este movimiento durante 7 a 10 segundos. Para una mejor lectura usar un psicrometro.
- 3) Abrir la válvula de desagüe para eliminar condensados. Es importante este punto debido a que después del uso del aparato, el vapor contenido en la fuente de vapor se condensa y si no se elimina, se dificulta la operación del mismo y se puede ocasionar un daño al equipo. Hay que señalar que se cuenta con una trampa termodinámica que elimina el condensado automáticamente, sin embargo se instaló una válvula de desagüe para mejor uso del aparato y conservación más duradera de la trampa.
- 4) Permitir la entrada de vapor al aparato. El aparato al recibir el vapor procedente de la línea de vapor, será regulado mediante una válvula de globo, manteniendo una presión de vapor en la fuente entre 1.5 y 2 Kg/cm². El estudiante deberá estar pendiente del control de entrada de vapor, abriendo y cerrando la misma y manteniendo lo mejor posible una misma presión de vapor.
- 5) Medición de las temperaturas en barras. Al suministrar el vapor al aparato y regulando la entrada de vapor al mismo, se comenzará a tomar el tiempo y temperatura en cada barra y se registrarán en un cuaderno de notas. Para la toma de datos se deberá introducir el termómetro dentro de los orificios disponibles, comenzando con los orificios que se encuentran pegados a la fuente de calor hasta terminar con los que se encuentran más alejados de la fuente de vapor. Se efectuarán las mediciones por periodos de tiempos similares, por ejemplo, medir la temperatura cada 5 a 10 minutos en cada orificio, de la forma ya indicada. Si en dos posiciones consecutivas se lee igual valor de temperatura, se deberá regresar al primer orificio, es decir, el de la barra más alta y el más cercano a la fuente de calor y se repetirán las mediciones hasta observar que se ha alcanzado

las condiciones de régimen estacionario (a medida que el sistema se aproxime a las condiciones de régimen estacionario se puede ir aumentando los intervalos de tiempo que se toman entre mediciones de temperatura).

- 6) Una vez alcanzado la condición del régimen estacionario, se hace una última medición de la temperatura en cada barra y se obtiene así la distribución de temperaturas.

- Resultados experimentales. - Una vez obtenido la distribución de temperatura en cada barra, se deberá hacer el siguiente procedimiento experimental:

- 1) Señalar la temperatura ambiente.
 - 2) Establecer una tabla de resultados. La tabla de resultados deberá mostrar las lecturas obtenidas en cada barra; señalar también el material de la barra, así como la geometría que presente [dimensiones, diámetro, longitud, forma (redonda, cuadrada o de cualquier otra geometría)].
 - 3) La barra al inicio del experimento tendrá la temperatura ambiental. Determinar la historia de la distribución de temperatura a lo largo de la barra, cuando se le calienta por uno de los extremos.
 - 4) Desarrollo del perfil de temperaturas. Para el desarrollo de perfil de temperaturas se necesita:
 - Temperatura del aire ambiente.
 - Temperatura de la barra en función de la posición del termómetro, una vez comenzado el calentamiento.
 - Temperatura de la barra en función de la posición del tiempo acumulado desde que comenzó el calentamiento.
 - 5) Perfil de temperaturas para régimen estacionario. Para el desarrollo del perfil de temperaturas en régimen estacionario se necesita:
 - La temperatura del aire ambiente.
 - La temperatura de la barra en función de la posición del termómetro, antes del calentamiento.
 - La temperatura de la barra en función de la posición del termómetro, una vez que el perfil de temperaturas se haya plenamente desarrollado.
 - La temperatura de la superficie de la barra, que es la que se obtiene al inicio de la toma de medidas en la barra, antes de que se introduzca vapor al aparato; tomar también la temperatura de la superficie de la barra una vez que el perfil de temperaturas se haya plenamente desarrollado.
- Información de datos. La información del perfil de temperaturas en barras se deberá hacer de la siguiente manera:

Justificar la temperatura en función de la posición a lo largo de cada barra, con el tiempo como parámetro y establecer el perfil de temperaturas como régimen estacionario.

- 2) Calcular los valores de coeficiente de transmisión del vapor, mediante la doble derivación de la distribución de temperaturas, determinada experimentalmente a través del balance energético diferencial.
- 3) Calcular el calor disipado por cada una de las barras.
- 4) Comparar los cálculos con la suposición de que el coeficiente tuviese un valor constante, cerca del extremo caliente de la barra, con el coeficiente que varía a lo largo de la barra.
- 5) Calcular la eficiencia de cada barra.
- 6) Calcular las eficiencias con la suposición de que el coeficiente de transmisión de calor es constante cerca del extremo caliente de la barra con la eficiencia que se obtiene con el coeficiente que varía a lo largo de la barra.

Se presenta a continuación una gráfica de Gantt de las actividades que se desarrollan en la obtención del perfil de temperaturas en barras; se muestra una idea general de tiempo y actividad, así como la dependencia de cada actividad (pasos para alcanzar la meta deseada) con las demás.

La primera gráfica de Gantt muestra las actividades o etapas, marcando el comienzo y culminación de cada actividad o etapa en el desarrollo de la mecánica de trabajo.

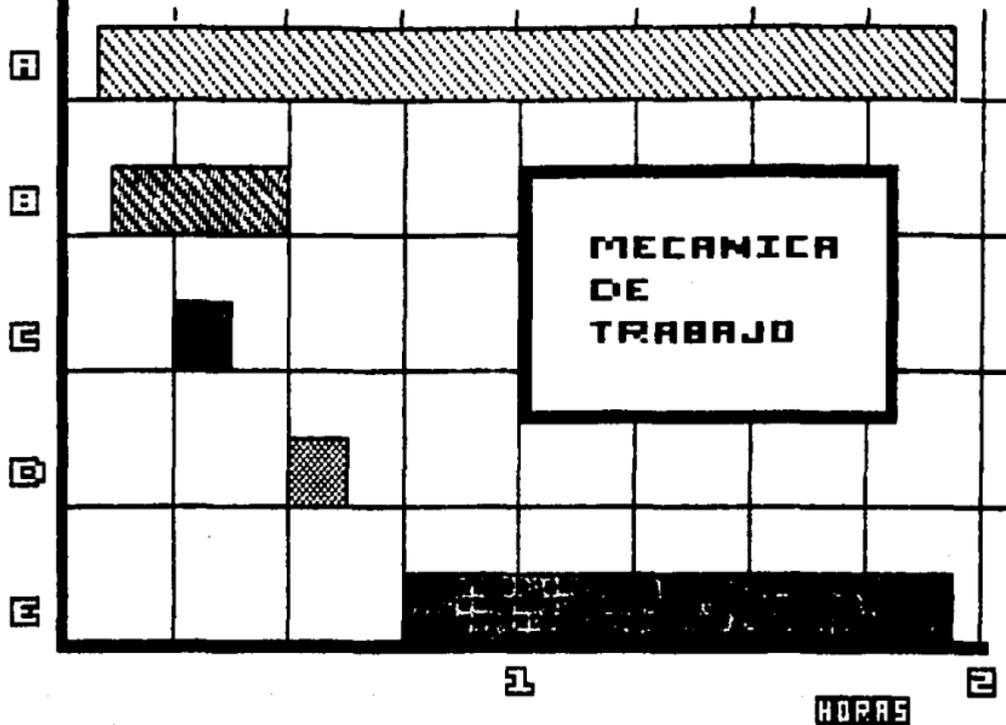
La segunda gráfica de Gantt muestra la relación de cada actividad con respecto a las otras actividades o etapas, para así llegar a la culminación del trabajo experimental.

A C T I V I D A D E S :

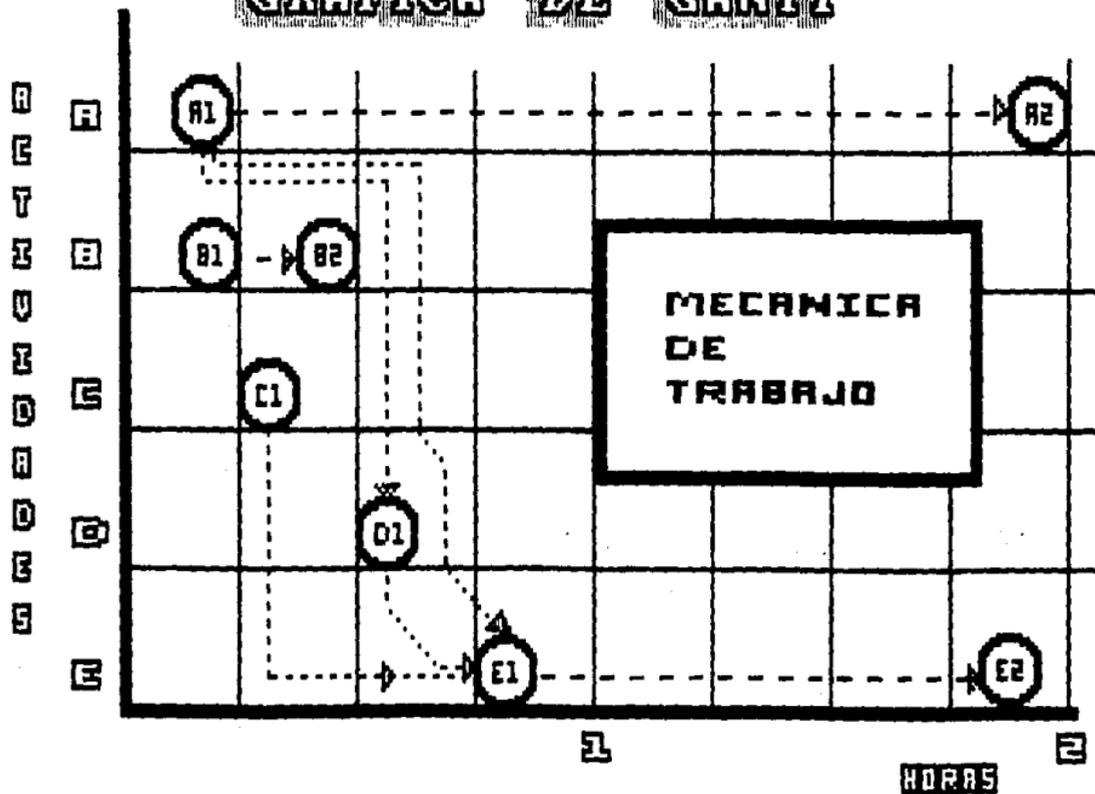
- | | |
|--|-----------------|
| A) Encendido de la caldera | (10 - 15 min) |
| B) Toma de las temperaturas de las barras y del ambiente | (10 - 15 min) |
| C) Eliminación del condensado..... | (5 min) |
| D) Introducción de vapor al aparato..... | (5 - 10 min) |
| E) Medición de temperaturas en las barras..... | (50 - 75 min) |

GRAFICA DE GANTT

A
E
T
I
V
I
D
A
D
E
S



GRAFICA DE GANTT



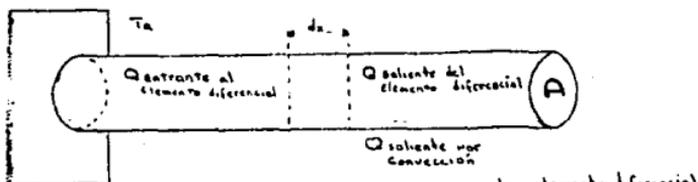
CAPITULO U

EXPERIMENTACION Y ANALISIS DE RESULTADOS

La experimentación con el aparato diseñado no fue posible debido a que el abastecimiento de vapor al aparato fue nulo ya que la caldera se encontraba en reparación debido a una fuga de gas, de tal forma que se trabajo con un aparato semejante en el laboratorio de ingeniería química de la ciudad universitaria. Se notificó a las autoridades correspondientes del desarrollo de este cambio debido a que, por causas de fuerza mayor, el trabajo de tesis ya no va a seguir siendo supervisado por el director de tesis, y quedando limitado de tiempo, se presentan a continuación las corridas correspondientes al aparato semejante al diseñado, quedando pendiente el trabajo experimental del mismo. (Ver apéndice 4).

Para el desarrollo experimental se da a continuación la forma en que se elaboraron los cálculos así como el planteamiento de las ecuaciones involucradas, para la obtención del perfil de temperaturas en barras, la pérdida de calor de cada barra y la eficiencia de la misma.

Tomando en cuenta el siguiente diagrama:



El balance energético correspondiente es:

$$\begin{aligned} q \text{ entrada} &= q_x A \\ q \text{ salida} &= q_s A \\ q \text{ convección} &= h P x (T - T_a) \end{aligned} \quad \text{donde } q_s = q(x+dx)$$

De tal forma que el balance de calor es:

$$\frac{dq_x}{dx} A = \frac{dq_s}{dx} A + h P x (T - T_a)$$

Utilizando la expresión de Fourier, el balance es:

$$-k A \frac{dT}{dx} = -k A \frac{dT}{dx} + \left[\frac{d}{dx} \left(-k A \frac{dT}{dx} \right) dx \right] + h P x (T - T_a)$$

Donde A = Area transversal de la barra.

P = Perimetro de la barra.

h = Coeficiente de transferencia de calor por convección y radiación.

$$h = h_r + h_c \quad \text{donde} \quad h_c = 9.74 \text{ W / (m}^2 \text{ °K)} \\ h_r = 0.07 \text{ W / (m}^2 \text{ °K)}$$

Tomando la ecuación $[q_x A = q(x + \Delta x) + h P \Delta x (T - T_a)]$ y dividiéndola entre A se tiene:

$$q_x = \frac{h P}{A} \Delta x (T - T_a) + q(x + \Delta x)$$

Si se tiene que $\theta = (T - T_a)$ y reorganizando la ecuación anterior se llega a:

$$q(x + \Delta x) - q_x = \frac{h P}{A} \Delta x \theta$$

$$\frac{q(x + \Delta x) - q_x}{\Delta x} = - \frac{h P}{A} \theta$$

Utilizando la ley de Fourier en la expresión anterior:

$$q = -k \frac{d\theta}{dx}, \quad \frac{d}{dx} \left(-k \frac{d\theta}{dx} \right) = - \frac{h P}{A} \theta$$

Si la k no varía, la ecuación anterior se escribe como:

$$- \frac{d^2 \theta}{dx^2} = - \frac{h P}{k A} \theta \quad \text{como } m^2 = \frac{h P}{k A}, \text{ reorganizando: } \frac{d^2 \theta}{dx^2} - m^2 \theta = 0$$

Esta última expresión es una ecuación diferencial ordinaria de segundo orden cuya solución general es:

$$T - T_a = C_1 e^{(m x)} + C_2 e^{(-m x)}$$

Tomando la condición frontera: $T = T_s$ en $x = 0$, la solución general queda:

$$T_s - T_a = C_1 e^{(m \cdot 0)} + C_2 e^{(-m \cdot 0)} = C_1 + C_2$$

Tomando la condición frontera: $T = T_a$ en $x = \infty$, la solución general queda:

$$T_a - T_a = 0 = C_1 e^{(m \cdot \infty)} + C_2 e^{(-m \cdot \infty)}, \quad \text{donde } C_1 = 0 \quad \text{y} \\ C_2 = T_s - T_a$$

La distribución de temperatura es entonces:

$$\frac{T - T_a}{T_s - T_a} = e^{-m x}$$

Si se toman en cuenta las condiciones frontera en la ecuación:

$$\frac{d^2 \theta}{dx^2} - m^2 \theta = 0 \quad \text{la solución general es:}$$

$$\theta = \frac{e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}}{e^{-ml} + e^{ml}}$$

Como $\text{Cos h } x = [e^{(x)} + e^{(-x)}] / 2$, rearreglando la ecuación:

1) multiplicando por 2 / 2:

$$\theta = \frac{e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}}{2} \times \frac{2}{e^{-ml} + e^{ml}}$$

2) sustituyendo la definición de Coseno Hiperbólico se tiene:

$$\theta = \frac{\text{Cos h } m(l-x)}{\text{Cos h } ml} \quad \text{o bien} \quad \theta = C_1 e^{(m x)} + C_2 e^{(-m x)}$$

Donde $\theta = T - T_a$ y $\theta^* = T_s - T_a$

La rapidez del flujo de calor de la barra al fluido es:

$$q_{\text{barra}} = \int_x^l h P \theta \, dx$$

Y el calor transferido en toda la barra es:

$$Q = \sqrt{h P k A} \theta^* \text{Tan h } ml$$

La eficiencia de la aleta se calcula por:

$$\eta = \frac{\sqrt{h P k A} \theta^* \text{Tan h } ml}{h P L \theta^*} = \frac{\text{Tan h } ml}{ml}$$

Para calcular el área transversal y el perímetro se utilizan:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$P = \pi D$$

Area transversal

Perímetro

OBSERVACIONES: La toma de datos puede hacerse en tablas como las que a continuación se muestran:

T O M A D E D A T O S

Temperatura ambiente = _____	Diámetro	Longitud	Forma Geométrica
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____

D A T O S E X P E R I M E N T A L E S

BARRA DE () _____ T = tiempo D = distancia

D	T	t0	t1	t2	t3	t4	t5	t6	t7
0	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
1	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
2	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
3	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
4	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
5	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
6	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
7	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
8	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
9	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
10	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____

R E S U L T A D O S

En esta seccion se presentan los resultados obtenidos en la corrida del aparato propuesto; asi como los cálculos correspondientes:

Tomando en cuenta de que el aparato consta de tres barras, la tabla(s) de la toma de datos queda de la siguiente manera:

T O M A D E D A T O S

Temperatura ambiente = 16 ° C	Diámetro	Longitud	Forma Geométrica
Barra de (1) ALUMINIO	1.89 cm	80 cm	REDONDA
Barra de (2) HIERRO F.	1.915 cm	80 cm	REDONDA
Barra de (3) ACERO	2.51 cm	80 cm	REDONDA
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____

D A T O S E X P E R I M E N T A L E S

B A R R A D E (1) ALUMINIO		T = tiempo D = distancia							
D	T	0 min	1 min	7 min	20 min	30 min	42 min	60 min	t7
0	0 cm	16 °C	87	100	104	106	106	105	105
1	10 cm	16 °C	54	77	82	84	83	82	84
2	20 cm	16 °C	34	56	63	66	66	65	66
3	30 cm	16 °C	26	41	50	52	53	53	53
4	40 cm	16 °C	21	33	40	44	44	45	44
5	50 cm	16 °C	18	27	34	36	37	37	37
6	60 cm	16 °C	17	23	29	32	33	33	33
7	70 cm	16 °C	17	21	25	28	28	30	30
8	80 cm	16 °C	17	19	24	27	27	28	28
9	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
10	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____

- * La temperatura (t7) de la tabla registra el perfil de temperaturas en la barra.

BARRA DE (2) HIERRO FUNDIDO

T = tiempo D = distancia

D	T								
	0 min	3 min	10 min	24 min	34 min	46 min	61 min	t7	___
0	0 cm	16 °C	38	54	59	64	64	65	65
1	10 cm	16 °C	22	35	39	41	41	43	43
2	20 cm	16 °C	19	23	27	29	31	30	30
3	30 cm	16 °C	18	19	21	22	23	25	25
4	40 cm	16 °C	17	18	20	20	20	21	20
5	50 cm	16 °C	17	18	19	19	20	20	20
6	60 cm	16 °C	17	18	19	19	19	19	19
7	70 cm	16 °C	17	17	18	17	18	18	18
8	80 cm	16 °C	17	17	17	18	17	18	17
9	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
10	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____

* La temperatura (t7) de la tabla registra el perfil de temperaturas en la barra.

BARRA DE (3) ACERO

T = tiempo D = distancia

D	T								
	0 min	5 min	15 min	27 min	38 min	51 min	66 min	t7	___
0	0 cm	16 °C	44	59	64	67	69	69	69
1	10 cm	16 °C	24	35	42	45	45	46	46
2	20 cm	16 °C	19	24	29	31	33	33	33
3	30 cm	16 °C	18	20	22	25	27	26	27
4	40 cm	16 °C	17	18	20	20	22	23	23
5	50 cm	16 °C	17	17	18	19	20	21	21
6	60 cm	16 °C	17	17	17	18	19	19	19
7	70 cm	16 °C	17	17	18	17	18	18	18
8	80 cm	16 °C	16	17	17	18	17	17	17
9	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____
10	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____

* La temperatura (t7) de la tabla registra el perfil de temperaturas en la barra.

El cálculo de las áreas y perímetros se muestra a continuación:

	A R E A	P E R I M E T R O
Barra (1)	$A = \pi/4 D^2$ $A = \pi/4 \times (1.89 \text{ cm})^2$ $A = 2.805520778 \text{ cm}^2$	$P = \pi D$ $P = \pi \times (1.89 \text{ cm})$ $P = 5.937610115 \text{ cm}$
Barra (2)	$A = 2.880231778 \text{ cm}^2$	$P = 6.016149932 \text{ cm}$
Barra (3)	$A = 4.948086967 \text{ cm}^2$	$P = 7.885397561 \text{ cm}$

Calculos:

1) La obtencion de la temperatura de la fuente de vapor se obtiene mediante la lectura de la presión de vapor en el manómetro: 2 Kg/cm². Utilizando una tabla de vapor $T_s = 119.5653 \text{ }^\circ\text{C}$

2) Hacer un balance energético de la barra tomando un elemento diferencial (ver esquema en el inicio de este capítulo).

3) Cálculo del coeficiente (h) y del valor (m):

Tomando $\theta_i = T - T_a$, $\theta^* = T_s - T_a$ y $x = l - x_i$

Donde l = longitud total de la barra.
 T_s = temperatura de superficie de la fuente de vapor.
 T_a = temperatura ambiente.
 T = temperatura, se tiene:

- Barra de Aluminio:

$\theta_0 = 106 - 16 = 90$	cuando	$x_0 = 80 - 0 = 80$
$\theta_1 = 84 - 16 = 68$	cuando	$x_1 = 80 - 10 = 70$
$\theta_2 = 66 - 16 = 50$	cuando	$x_2 = 80 - 20 = 60$
$\theta_3 = 53 - 16 = 37$	cuando	$x_3 = 80 - 30 = 50$
$\theta_4 = 45 - 16 = 29$	cuando	$x_4 = 80 - 40 = 40$
$\theta_5 = 37 - 16 = 21$	cuando	$x_5 = 80 - 50 = 30$
$\theta_6 = 33 - 16 = 17$	cuando	$x_6 = 80 - 60 = 20$
$\theta_7 = 30 - 16 = 14$	cuando	$x_7 = 80 - 70 = 10$
$\theta_8 = 28 - 16 = 12$	cuando	$x_8 = 80 - 80 = 0$

$$\theta^* = 119.5653 - 16 = 103.5653$$

$$\Delta T = 106 - 28 = 78$$

- Barra de Hierro Fundido:

$\theta_0 = 65 - 16 = 49$	cuando	$x_0 = 80 - 0 = 80$
$\theta_1 = 43 - 16 = 27$	cuando	$x_1 = 80 - 10 = 70$
$\theta_2 = 30 - 16 = 14$	cuando	$x_2 = 80 - 20 = 60$
$\theta_3 = 25 - 16 = 9$	cuando	$x_3 = 80 - 30 = 50$
$\theta_4 = 20 - 16 = 4$	cuando	$x_4 = 80 - 40 = 40$
$\theta_5 = 20 - 16 = 4$	cuando	$x_5 = 80 - 50 = 30$
$\theta_6 = 19 - 16 = 3$	cuando	$x_6 = 80 - 60 = 20$
$\theta_7 = 18 - 16 = 2$	cuando	$x_7 = 80 - 70 = 10$
$\theta_8 = 17 - 16 = 1$	cuando	$x_8 = 80 - 80 = 0$

$$\theta^* = 119.5653 - 16 = 103.5653 \quad \Delta T = \underline{65 - 17 = 48}$$

- Barra de Acero:

$\theta_0 = 69 - 16 = 53$	cuando	$x_0 = 80 - 0 = 80$
$\theta_1 = 46 - 16 = 30$	cuando	$x_1 = 80 - 10 = 70$
$\theta_2 = 33 - 16 = 17$	cuando	$x_2 = 80 - 20 = 60$
$\theta_3 = 27 - 16 = 11$	cuando	$x_3 = 80 - 30 = 50$
$\theta_4 = 23 - 16 = 7$	cuando	$x_4 = 80 - 40 = 40$
$\theta_5 = 21 - 16 = 5$	cuando	$x_5 = 80 - 50 = 30$
$\theta_6 = 19 - 16 = 3$	cuando	$x_6 = 80 - 60 = 20$
$\theta_7 = 18 - 16 = 2$	cuando	$x_7 = 80 - 70 = 10$
$\theta_8 = 17 - 16 = 1$	cuando	$x_8 = 80 - 80 = 0$

$$\theta^* = 119.5653 - 16 = 103.5653 \quad \Delta T = \underline{69 - 17 = 52}$$

a) Cálculo de h: $h = 9.74 + 0.07 \Delta T$

La determinación de h puede hacerse de dos maneras diferentes: sustituir el valor de ΔT del perfil de temperaturas en la fórmula $h = 9.74 + 0.07 \Delta T$; (al final de cada barra se encuentra señalado el valor de ΔT correspondiente); o bien, utilizar un promedio logarítmico como se tiene en el inciso a.2

a.1 Coeficiente de Transferencia con el ΔT promedio:

- Barra de Aluminio:

$$h = 9.74 + 0.07 (78) = 15.2 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} = 13.07526 \text{ Kcal/(h m}^2 \cdot \text{°C)}$$

Conversión:

$$15.2 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \times \frac{\text{J}}{\text{s W}} \times \frac{\text{Kcal}}{4185 \text{ J}} \times \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}} = 13.07526 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \cdot \text{°C}}$$

$$h = 0.001307526882 \quad \text{Kcal}/(\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C})$$

- Barra de Hierro Fundido:

$$h = 9.74 + 0.07 (48) = 13.1 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}) = 11.26881 \text{ Kcal}/(\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$h = 0.00112688172 \quad \text{Kcal}/(\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C})$$

- Barra de Acero:

$$h = 9.74 + 0.07 (52) = 13.38 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}) = 11.5096 \text{ Kcal}/(\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$h = 0.001150967742 \quad \text{Kcal}/(\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C})$$

a.2 Coeficiente de transferencia con la media logarítmica:

- Barra de Aluminio:

Como $h = h_c + h_r$; $h = 9.74 + 0.07 \Delta T$ se tiene que:

$$h \text{ a } 106 \text{ } ^\circ\text{C} \quad h = 9.74 + 0.07 (119.5653 - 16) = 16.989571$$

$$h \text{ a } 28 \text{ } ^\circ\text{C} \quad h = 9.74 + 0.07 (28 - 16) = 10.58$$

$$h_{ml} = \frac{16.989571 - 10.58}{\ln \frac{16.989571}{10.58}} = 13.53274363 \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}}$$

$$h_{ml} = 0.001164106979 \quad \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

- Barra de Hierro Fundido:

$$h \text{ a } 65 \text{ } ^\circ\text{C} \quad h = 9.74 + 0.07 (119.5653 - 16) = 16.989571$$

$$h \text{ a } 17 \text{ } ^\circ\text{C} \quad h = 9.74 + 0.07 (17 - 16) = 9.81$$

$$h_{ml} = 0.00112454555 \quad \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

- Barra de Acero:

$$h \text{ a } 69 \text{ } ^\circ\text{C} \quad h = 9.74 + 0.07 (119.5653 - 16) = 16.989571$$

$$h \text{ a } 17 \text{ } ^\circ\text{C} \quad h = 9.74 + 0.07 (17 - 16) = 9.81$$

$$h_{ml} = 0.00112454555 \quad \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Nota: ml significa medio logarítmico

$$b) \text{ Cálculo de } m \quad m^* = h P / (k R)$$

Para el cálculo de m se toman los siguientes puntos:

- Barra de Aluminio:

Area	=	2.805520778	cm ²
Perimetro	=	5.937610115	cm
Conductividad Térmica	=	1.77094488	Kcal/(h cm °C) a 100 °C
Conductividad Térmica	=	1.74118110	Kcal/(h cm °C) a 0 °C
Coefficiente Total De Transferencia De Calor	=	0.00130752	Kcal/(h cm ² °C)

b.1 Usando el coeficiente (h) de a.1 (0.001307526882):

$$m^* = \frac{0.00130752 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 5.937610 \text{ cm}}{1.77094488 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm } ^\circ\text{C}} \times 2.805520 \text{ cm}^2} = 0.001562585425 / \text{cm}^2$$

$$m = 0.039529551 / \text{cm}$$

Y con una k = 1.741181102 (0 °C) $m = 0.039865979$ (*)

Los valores k a 0 °C se identifican con un (*) al lado del valor.

b.2 Usando el coeficiente (h mL) de a.2 (0.001164106979):

$$m = 0.037298641 / \text{cm}$$

$$m = 0.037616082 / \text{cm} (*)$$

- Barra de Hierro fundido:

Area	=	2.880231778	cm ²
Perimetro	=	6.016149932	cm
Conductividad Térmica	=	0.44645669	Kcal/(h cm °C) a 100 °C
Conductividad Térmica	=	0.47622047	Kcal/(h cm °C) a 0 °C
Coefficiente Total De Transferencia De Calor	=	0.00112688	Kcal/(h cm ² °C)

b.1 Usando el coeficiente (h) de a.1 (0.00112688172):

$$m^* = \frac{0.00112688 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 6.016149 \text{ cm}}{0.44645669 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm } ^\circ\text{C}} \times 2.880231 \text{ cm}^2} = 0.005272179758 / \text{cm}^2$$

$$m = 0.072609777 / \text{cm}$$

$$m = 0.070304114 / \text{cm} (*)$$

b.2 Usando el coeficiente (h ml) de a.2 (0.00112454555):

$$m = 0.072534473 / \text{cm}$$
$$m = 0.070231202 / \text{cm} (*)$$

- Barra de Acero:

$$\begin{aligned} \text{Area} &= 4.948086967 \text{ cm}^2 \\ \text{Perimetro} &= 7.885397561 \text{ cm} \\ \text{Conductividad Termica} &= 0.13988976 \text{ Kcal / (h cm } ^\circ\text{C) a } 100 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Conductividad Termica} &= 0.128728 \text{ Kcal / (h cm } ^\circ\text{C) a } 0 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Coeficiente Total De} & \\ \text{Transferencia De Calor} &= 0.00115096 \text{ Kcal / (h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C)} \end{aligned}$$

b.1 Usando el coeficiente (h) de a.1 (0.001150967742):

$$m^2 = \frac{0.00115096 \text{ Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 7.885397 \text{ cm} = 0.013111835 / \text{cm}^2$$

$$m^2 = \frac{0.13988976 \text{ Kcal}}{\text{h cm } ^\circ\text{C}} \times 4.948087 \text{ cm}^2$$

$$m = 0.114506922 / \text{cm}$$
$$m = 0.114368061 / \text{cm} (*)$$

b.2 Usando el coeficiente (h ml) de a.2 (0.00112454555):

$$m = 0.113185006 / \text{cm}$$
$$m = 0.117989986 / \text{cm} (*)$$

c) Cálculo de m l como L = 80 cm

- Barra de Aluminio:

$$\begin{aligned} m \text{ l} &= (0.039529551 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 3.16236408 \text{ con b.1} \\ m \text{ l} (*) &= (0.039865979 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 3.18927832 \text{ con b.1} \\ m \text{ l} &= (0.037298641 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 2.98389128 \text{ con b.2} \\ m \text{ l} (*) &= (0.037616082 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 3.00928656 \text{ con b.2} \end{aligned}$$

- Barra de Hierro fundido:

$$\begin{aligned} m \text{ l} &= (0.072609777 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 5.80878216 \text{ con b.1} \\ m \text{ l} (*) &= (0.070304114 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 5.62432912 \text{ con b.1} \\ m \text{ l} &= (0.072534473 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 5.80275784 \text{ con b.2} \\ m \text{ l} (*) &= (0.070231202 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 5.61849616 \text{ con b.2} \end{aligned}$$

- Barra de Acero:

$$\begin{aligned} m \text{ l} &= (0.114506922 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 9.16055376 \text{ con b.1} \\ m \text{ l} (*) &= (0.114368061 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 9.14944488 \text{ con b.1} \\ m \text{ l} &= (0.113185006 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 9.05480048 \text{ con b.2} \\ m \text{ l} (*) &= (0.117989986 / \text{cm}) (80 \text{ cm}) = 9.43919888 \text{ con b.2} \end{aligned}$$

d) Cálculo de T para el perfil de temperaturas:

El cálculo del perfil de temperaturas se puede realizar mediante dos procedimientos diferentes:

d.1 Usando los términos exponenciales ($e^{-x} + e^x$):

Tomando la expresión:

$$\theta = \frac{e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}}{e^{-ml} + e^{ml}} \quad ; \quad \theta = \theta^* \frac{e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}}{e^{-ml} + e^{ml}}$$

Como $\theta^* = 119.5653 - 16 = 103.5653$ °C y $\theta = T - 16$, despejando y sustituyendo se llega a la siguiente expresión:

$$T = 16 + \frac{103.5653}{e^{-ml} + e^{ml}} (e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}) \dots \dots \dots (A)$$

Se tiene la siguiente tabla:

BARRAS	$\frac{-ml}{e}$	$\frac{ml}{e}$	$\frac{-ml}{e} + \frac{ml}{e}$	$\frac{103.5653}{\frac{-ml}{e} + \frac{ml}{e}}$
ALUMINIO				
ml por b.1	.0423255	23.62638	23.6687101	4.375620775
ml (*) por b.1	.0412015	24.27090	24.3121068	4.259824147
ml por b.2	.0505955	19.76457	19.8151722	5.226565714
ml (*) por b.2	.0493268	20.27293	20.3222581	5.086151159
HIERRO F.				
ml por b.1	.0030010	333.2130	333.216079	0.310805229
ml (*) por b.1	.0036089	277.0863	277.089939	0.373760592
ml por b.2	.0030192	331.2117	331.214749	0.312683236
ml (*) por b.2	.0036300	275.4748	275.478431	0.375947036
ACERO				
ml por b.1	.0001051	9514.324	9514.32437	0.010885197
ml (*) por b.2	.0001067	9409.227	9409.22783	0.011006779
ml por b.2	.0001168	8559.529	8559.52942	0.012099415
ml (*) por b.2	.0000795	12571.641	12571.64156	0.008238009295

Utilizando la expresión (A) y los valores de la tabla se tiene:

Distancia	ALUMINIO	HIERRO FUNDIDO	ACERO
10 cm	<u>85.89952173</u>	<u>66.10566295</u>	<u>48.95467754</u>
	85.65867405	67.27489754	47.39101708
	87.52466236*	66.1434237 *	49.39320343 *
	87.29034992*	67.31231886 *	47.82660363 *
20 cm	<u>63.29911005</u>	<u>40.24383062</u>	<u>26.48625087</u>
	62.97027778	41.38919811	25.51479555
	65.55034638*	40.28040485 *	26.76718907 *
	65.22227456*	41.42629321 *	25.78062428 *
30 cm	<u>48.18633176</u>	<u>27.73530934</u>	<u>19.33677677</u>
	47.84624261	28.57801016	18.88396776
	50.54971067*	27.7619119 *	19.47176908 *
	50.20151473*	28.60563251 *	19.00569931 *
40 cm	<u>38.16877517</u>	<u>21.69050407</u>	<u>17.06186688</u>
	37.85090775	22.24403891	16.87419757
	40.41157153*	21.70777319 *	17.11954113 *
	40.07749866*	22.26240688 *	16.92374652 *
50 cm	<u>31.66082205</u>	<u>18.77998365</u>	<u>16.33820391</u>
	31.37456754	19.12552007	16.26515901
	33.70909739*	18.79063025 *	16.36134399 *
	33.40073756*	19.13713435 *	16.2840926 *
60 cm	<u>27.6316054</u>	<u>17.40065635</u>	<u>16.10860768</u>
	27.37423527	17.51653012	16.08098621
	29.49896741*	17.40721946 *	16.11763751 *
	29.21529749*	17.62388597 *	16.08800887 *
70 cm	<u>25.44391936</u>	<u>16.79279953</u>	<u>16.03767215</u>
	25.20567464	16.93999427	16.02657808
	27.18871409*	16.79721738 *	16.04142628 *
	26.92193519*	16.94507538 *	16.0293385 *
80 cm	<u>24.75124155</u>	<u>16.62161046</u>	<u>16.0217704</u>
	24.51964829	16.74752119	16.01475615
	26.45313143*	16.62536647 *	16.02419883 *
	26.1923024 *	16.75189407 *	16.01647602 *

Nota: La tabla muestra los valores de perfil de temperatura, donde los valores empleados con una $k = 100$ °C están subrayados y los valores con una $k = 0$ °C no lo están. La temperatura señalada con un asterisco (*) proviene de los valores usando media logarítmica.

Conclusión: El cálculo mediante la media logarítmica da valores más aproximados a los del perfil de temperaturas experimentales; se encuentran en relieve los valores más parecidos a los valores experimentales, y en su mayoría son valores provenientes de una media logarítmica.

d.2 Usando los Cosenos Hiperbolicos:

$$\text{Como: } \frac{T - T_a}{T_s - T_a} = \frac{\text{Cos h } m (l - x)}{\text{Cos h } m l}$$

Despejando a T de la ecuacion:

$$T = \left[\frac{\text{Cos h } m (l - x)}{\text{Cos h } m l} \times (119.5653 - 16) \right] + 16$$

A continuacion solo se toman los valores de m con una conductiviada termica a 100 °C y un ΔT promedio; Los calculos empleando las otras variantes (k a 0 °C y promedios logaritmicos) se encuentran en el apéndice (1).

- Barra de Aluminio

$$\text{Como } m = 0.039529551 / \text{cm} \quad T_a = 16 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Intervalo } x = 0 \quad l - x = 80 - 0 = 80$$

$$T = \left[\frac{\text{Cos h } (.039529551/\text{cm} \times 80 \text{ cm})}{\text{Cos h } (.039529551/\text{cm} \times 80 \text{ cm})} \times (119.5653 - 16) \right] + 16$$

$$T = 119.5653 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Intervalo	x = 10	l - x = 80 - 10 = 70	T = 85.89952173 °C
Intervalo	x = 20	l - x = 80 - 20 = 60	T = 63.29911006 °C
Intervalo	x = 30	l - x = 80 - 30 = 50	T = 48.18633176 °C
Intervalo	x = 40	l - x = 80 - 40 = 40	T = 38.16877517 °C
Intervalo	x = 50	l - x = 80 - 50 = 30	T = 31.66062205 °C
Intervalo	x = 60	l - x = 80 - 60 = 20	T = 27.6316064 °C
Intervalo	x = 70	l - x = 80 - 70 = 10	T = 25.44391936 °C
Intervalo	x = 80	l - x = 80 - 80 = 0	T = 24.75124155 °C

- Barra de Hierro Fundido

Intervalo	x = 0	l - x = 80 - 0 = 80	T = 119.5653 °C
Intervalo	x = 10	l - x = 80 - 10 = 70	T = 66.10566295 °C
Intervalo	x = 20	l - x = 80 - 20 = 60	T = 40.24383062 °C
Intervalo	x = 30	l - x = 80 - 30 = 50	T = 27.73530934 °C
Intervalo	x = 40	l - x = 80 - 40 = 40	T = 21.69050407 °C
Intervalo	x = 50	l - x = 80 - 50 = 30	T = 18.77998365 °C
Intervalo	x = 60	l - x = 80 - 60 = 20	T = 17.40065635 °C
Intervalo	x = 70	l - x = 80 - 70 = 10	T = 16.79279953 °C
Intervalo	x = 80	l - x = 80 - 80 = 0	T = 16.62161046 °C

- Barra de Acero

Intervalo	x = 0	l - x = 80 - 0 = 80	T = 119.553 °C
Intervalo	x = 10	l - x = 80 - 10 = 70	T = 48.95467754 °C
Intervalo	x = 20	l - x = 80 - 20 = 60	T = 25.48625087 °C
Intervalo	x = 30	l - x = 80 - 30 = 50	T = 19.33677677 °C
Intervalo	x = 40	l - x = 80 - 40 = 40	T = 17.05186898 °C
Intervalo	x = 50	l - x = 80 - 50 = 30	T = 16.33820391 °C
Intervalo	x = 60	l - x = 80 - 60 = 20	T = 16.10860768 °C
Intervalo	x = 70	l - x = 80 - 70 = 10	T = 16.03767215 °C
Intervalo	x = 80	l - x = 80 - 80 = 0	T = 16.0217704 °C

Los siguientes valores son importantes para la resolución de la disipación de calor por unidad de superficie:

$$T_s = 119.5653 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_a = 16 \text{ } ^\circ\text{C}$$

BARRAS	L	D	k (100) Kcal	A	P	h	m	m l
	cm	cm	h cm °C	cm²	cm	h cm² °C	1 /cm	l = 80
ALUMINIO	80	1.89	1.77094	2.8055	5.9376	.001307	.039529	3.1623
HIERRO F.	80	1.915	0.44645	2.8802	6.0161	.001126	.072609	5.8087
ACERO	80	2.51	0.13988	4.9480	7.8853	.001150	.114506	9.1605

BARRA	C O N D U C T I V I D A D T E R M I C A Kcal/(h cm °C)					
	T = 0°C	T=100°C	T=200°C	T=300°C	T=400°C	T=500°C
ALUMINIO	1.741181	1.77094	1.84535	1.97929	2.14299	2.306692
HIERRO F.	0.476220	0.44645	0.41659	0.38692	0.34228	-----
ACERO	0.128728	0.13988	-----	-----	-----	0.184535

* Los datos de conductividades se obtuvieron del Perry "Manual Del Ingeniero Químico" sección 3 PROPIEDADES DE TRANSPORTE pag 280. Las conductividades térmicas se encuentran en el apéndice (2) pag 110.

Nota: Los valores fueron convertidos a las unidades de la tabla:

Ejemplo: La conductividad Térmica del Aluminio a 0 °C es 117 Btu/ (h pie² °F/pie) se tiene:

$$117 \frac{\text{Btu}}{\text{h Pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F/pie}} \times \frac{0.252 \text{ Kcal}}{\text{Btu}} \times \frac{\text{pie}}{30.48 \text{ cm}} \times \frac{1.8 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{ } ^\circ\text{C}} = 1.741181102 \text{ Kcal / (h cm } ^\circ\text{C)}$$

La eficiencia de la barra se determina por:

$$\eta = \frac{\text{Tan h m l}}{m l} = \frac{\sqrt{h P k A}}{h P l e^*} \text{ Tan h m l}$$

Donde:

Para la barra de Aluminio:

$$\text{Tan } h \text{ ml} = 0.9964235$$

$$m \text{ l} = 3.16236408$$

$$\eta = 0.315088166$$

Eficiencia del 31.50 %

$$\text{Usando la expresión } \eta = \frac{\sqrt{h P k A} \theta^* \text{Tan } h \text{ m l}}{h P L \theta^*}$$

$$\eta = \frac{\sqrt{(0.001307526)(5.93761011)(1.7709448)(2.805520778)}(103.5653)(.9964235)}{(0.001307526882)(5.93761011)(80)(103.5653)}$$

$$\eta = \frac{20.26742838}{64.32303944} = 0.315088163$$

Eficiencia del 31.50 %

Para la barra de Hierro fundido:

$$\text{Tan } h \text{ ml} = 0.999981987$$

$$m \text{ l} = 5.80878216$$

$$\eta = 0.172150023$$

Eficiencia del 17.21 %

Para la barra de Acero:

$$\text{Tan } h \text{ ml} = 0.999999977 \approx 1$$

$$m \text{ l} = 9.16055376$$

$$\eta = 0.109163703$$

Eficiencia del 10.91 %

La pérdida de calor de la barra se determina por:

$$q \text{ barra} = \sqrt{h P k A} (T_s - T_a) \text{Tan } h \text{ (m l)}$$

Donde:

Para la barra de Aluminio:

$$\sqrt{h P k A} = \sqrt{(0.0013 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}})(5.937 \text{ cm})(1.77 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}})(2.8 \text{ cm}^2)}$$

$$\sqrt{h P k A} = \sqrt{(0.03857277)(\text{Kcal}^2/(\text{h}^2 \text{ } ^\circ\text{C}^2))} = 0.196399 \text{ Kcal}/(\text{h } ^\circ\text{C})$$

$$\text{Tan } h \text{ (m L)} = \text{Tan } h \text{ (3.16236408)}$$

$$\text{Tan } h \text{ (m L)} = 0.9964235$$

$$q \text{ barra} = 0.19639951 \text{ Kcal}/(\text{h } ^\circ\text{C}) (119.5653 - 16)^\circ\text{C} (0.99642)$$

$$q \text{ barra} = 20.26742843 \text{ Kcal/h}$$

Para la barra de Hierro Fundido:

$$\sqrt{h P k A} = 0.093368822 \text{ Kcal} / (\text{h } ^\circ\text{C})$$

$$\text{Tan } h \text{ (m L)} = 0.999981987$$

$$q \text{ barra} = 9.669595899 \text{ Kcal} / \text{h}$$

Para la barra de Acero:

$$\sqrt{h P k A} = 0.07926017 \text{ Kcal} / (\text{h } ^\circ\text{C})$$

$$\text{Tan } h \text{ (m L)} = 0.999999977 \quad 1$$

$$q \text{ barra} = 8.208603156 \text{ Kcal} / \text{h}$$

CAPITULO 01

PRACTICA O PRACTICAS PROPUESTAS

PRACTICA PARA OBTENER PERFILES DE TEMPERATURAS EN BARRAS

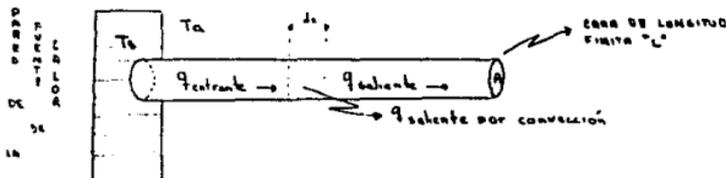
I OBJETIVO

- Determinación cuantitativa de la pérdida de calor a través de una barra metálica por los mecanismos de conducción y convección.
- Obtener el perfil experimental de temperaturas.
- Evaluación experimental del coeficiente de transferencia de calor (h) y compararlo con el coeficiente teórico.

II FUNDAMENTOS TEORICOS

La transferencia de calor es la ciencia que busca predecir la transferencia de energía que tiene lugar entre cuerpos como resultado de una diferencia de temperaturas. Al considerar la transmisión de calor bajo régimen permanente o transitorio es factible predecir con gran aproximación las distribuciones de temperaturas en un sistema dado.

En la transmisión de calor a través de una barra metálica de longitud finita, sujeta en un extremo a una fuente de energía, el calor se propaga por conducción a lo largo de la barra en sentido axial. El siguiente esquema muestra a una barra sujeta por uno de sus extremos, así como el balance energético de una sección diferencial determinada:



Rapidez de flujo de calor por conducción que entra al elemento en x = Rapidez de flujo de calor por conducción que sale del elemento en (x + dx) + Rapidez de flujo de calor por convección a partir de la superficie entre x y (x + dx)

La barra disipará calor hacia el ambiente por convección y radiación. El balance energético correspondiente es:

$$\begin{aligned} q \text{ entrada} &= q_x A \\ q \text{ salida} &= q_{x+dx} A \\ q \text{ convección} &= h P \Delta x (T - T_a) \end{aligned} \quad \text{donde } q_{x+dx} = q(x+dx)$$

De tal forma que el balance de calor es:

$$q_x A = q_{x+dx} A + h P \Delta x (T - T_a)$$

Utilizando la expresión de Fourier, el balance es:

$$-k A dx \frac{dT}{dx} = -k A dx \frac{dT}{dx} + \left[\frac{d}{dx} \left(-k A \frac{dT}{dx} \right) dx \right] + h P \Delta x (T - T_a)$$

Donde A = Área transversal de la barra.

P = Perímetro de la barra.

h = Coeficiente de transferencia de calor por convección y radiación.

$$h = h_c + h_r, \quad \text{donde } h_c = 9.74 \text{ W / (m}^2 \text{ }^\circ\text{K)} \\ h_r = 0.07 \text{ W / (m}^2 \text{ }^\circ\text{K)}$$

Utilizando la ley de Fourier en la expresión anterior:

$$q = -k \frac{d\theta}{dx}, \quad \frac{d}{dx} \left(-k \frac{d\theta}{dx} \right) = -\frac{h P}{A} \theta$$

Y si la k no varía, la ecuación anterior se escribe como:

$$-\frac{d^2\theta}{dx^2} = -\frac{h P}{k A} \theta \quad \text{como } m^2 = \frac{h P}{k A} \quad \text{y } \theta = (T - T_a)$$

Rearreglando:

$$\frac{d^2\theta}{dx^2} - m^2 \theta = 0$$

Esta última expresión es una ecuación diferencial ordinaria de segundo orden cuya solución general es:

$$T - T_a = C_1 e^{(m x)} + C_2 e^{(-m x)} \quad (*)$$

Tomando la condición frontera (**): T = T_s en x = 0, la solución general queda:

$$T_s - T_a = C_1 e^{(m \cdot 0)} + C_2 e^{(-m \cdot 0)} = C_1 + C_2$$

Tomando la condición frontera: $T = T_a$ en $x = 0$, la solución general queda:

$$T - T_a = 0 = C_1 e^{(m \cdot 0)} + C_2 e^{(-m \cdot 0)}, \text{ donde } C_1 = 0 \text{ y } C_2 = T_s - T_a$$

(*) La solución de la ecuación diferencial ordinaria está dada por BIRD - TRANSPORT PHENOMENA - WILEY - 1960 - pag 289.

(* *) Las condiciones frontera para una barra de cualquier sección uniforme están dadas en KREITH - PRINCIPIOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR - HERRERO - 1970 - pags 51-52.

La distribución de temperatura es entonces:

$$\frac{T - T_a}{T_s - T_a} = e^{(-m x)}$$

Si se toman en cuenta las condiciones frontera en la ecuación:

$$\frac{d^2 \theta}{dx^2} - m^2 \theta = 0 \quad \text{la solución general es:}$$

$$\theta = \frac{e^{-m(L-x)} + e^{m(L-x)}}{e^{-mL} + e^{mL}}$$

Como $\text{Cos h } x = (e^x + e^{-x}) / 2$, rearreglando la ecuación:

$$\frac{\theta}{\theta^*} = \frac{\text{Cos h } m(L-x)}{\text{Cos h } mL} \quad \text{o bien} \quad \theta = C_1 e^{(m x)} + C_2 e^{(-m x)}$$

Donde $\theta = T - T_a$ y $\theta^* = T_s - T_a$

La rapidez del flujo de calor de la barra al fluido es:

$$q_{\text{barra}} = \int_x^L h P \theta \, dx$$

Y el calor transferido en toda la barra es:

$$Q = \sqrt{h P k A} \theta^* \text{Tan h } mL$$

La eficiencia de la aleta se calcula por:

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

$$7 = \frac{\sqrt{h P k A} \theta + \text{Tan } h m L}{h P L \theta + m L} = \frac{\text{Tan } h m L}{m L}$$

III DESCRIPCION DEL EQUIPO

El aparato está formado por:

- Tubo de acero inoxidable (T 304) de 203 mm de longitud, espesa 40. Este tubo se encuentra soldado con dos rondanas de acero inoxidable (T 304) de dimensiones 6.4 mm de ancho x 240 mm de radio exterior x 25.4 mm de radio interior. El radio interior es utilizado como conector para la línea de entrada de vapor (rondana superior) así como la salida de vapor y de condensados (rondana inferior).

- El tubo de acero inoxidable (T 304) con sus dos rondanas soldadas (superior e inferior), forman la Fuente De Vapor (ver diagrama).

- Barra redonda de acero inoxidable (T 304) de 25.4 mm de diámetro x 820 mm de longitud; barra redonda de latón de 19.1 mm de diámetro x 800 mm de longitud; barra exagonal de aluminio (T6) de 22.2 mm de diámetro x 800 mm de longitud. Las tres barras están sujetas (soldadas) a la pared de la fuente de vapor. Las barras están montadas sobre soporte que evita que se pandeen.

- Manómetro METRON (51100/7-4) de rango 0 a 7 Kg/cm².

- Válvula de globo de media pulgada de diámetro, que regula la entrada de vapor a la fuente.

- Trampa termodinámica de vapor marca Sarco (TD S2) para tubería de media y filtro de vapor marca Sarco (AT) para tubería de media.

- Termómetro digital tipo pluma (TP - 16) empleado en la medición de las temperaturas en las barras en diferentes segmentos longitudinales de la barra ya establecidos.

- Válvula de compuerta y tubería de cobre para la salida de condensados.

IV TECNICA DE OPERACION

- 1) Prender la caldera, supervisado por la autoridad correspondiente.

- 2) Medir las temperaturas iniciales de las barras y la temperatura ambiente.
- 3) Abrir la válvula de desagüe para eliminar condensados. Hay que señalar que se cuenta con una trampa termodinámica que elimina el condensado automáticamente, sin embargo se instaló una válvula de desagüe para mejor uso del aparato.
- 4) Permitir la entrada de vapor al aparato. El aparato al recibir el vapor procedente de la línea de vapor, será regulado mediante una válvula de globo, manteniendo una presión de vapor en la fuente entre 1.5 y 2 Kg/cm².
- 5) Medición de la temperaturas en barras. Al suministrar el vapor al aparato y regulando la entrada de vapor al mismo, se comenzará a tomar el tiempo y temperatura en cada barra y se registrarán en un cuaderno de notas. Para la toma de datos se deberá introducir el termómetro dentro de los orificios disponibles, comenzando con los orificios que se encuentran pegados a la fuente de calor hasta terminar con los que se encuentran más alejados de la fuente de vapor. Si en dos posiciones consecutivas se lee igual valor de temperatura, se deberá regresar al primer orificio, es decir, el de la barra más alta y el más cercano a la fuente de calor y se repetirán las mediciones hasta observar que se ha alcanzado las condiciones de régimen estacionario.
- 6) Una vez alcanzado la condición del régimen estacionario, se hace una última medición de la temperatura en cada barra y se obtiene así la distribución de temperaturas.

V TRABAJO POSTERIOR A LA PRACTICA

- 1) Establecer una tabla de resultados. La tabla de resultados deberá mostrar las lecturas obtenidas en cada barra.
- 2) Entregar la hoja de datos experimentales.
- 3) Entregar la gráfica correspondiente al perfil de temperaturas. la gráfica debe estar en función de la posición a lo largo de la barra y el tiempo como parámetro.
- 4) Desarrollar el perfil de temperaturas. Se necesita:
 - Temperatura del aire ambiente.
 - Temperatura de la barra en función de la posición, una vez comenzado el calentamiento.
 - Temperatura de la barra en función del tiempo, una vez comenzado el calentamiento.

- 5) Perfil de temperaturas para régimen estacionario:
- La temperatura del aire ambiente.
 - La temperatura de la barra en función de la posición, antes del calentamiento.
 - La temperatura de la barra en función de la posición, una vez que el perfil de temperaturas se haya plenamente desarrollado.
 - La temperatura de la superficie de la barra, antes y después de alcanzar el perfil de temperaturas.
- 6) Comparar el perfil experimental con el teórico y explicar diferencias si las hay.
- 7) Calcular la cantidad de calor disipada por cada barra.
- 8) Calcular la eficiencia de cada barra.
- 9) Calcular los valores de coeficiente de transmisión del vapor, mediante la doble derivación de la distribución de temperaturas, determinada experimentalmente a través del balance energético diferencial.
- 10) Comparar los cálculos con la suposición de que el coeficiente tuviese un valor constante, cerca del extremo caliente de la barra, con el coeficiente que varía a lo largo de la barra.
- 11) Calcular las eficiencias con la suposición de que el coeficiente de transmisión de calor es constante cerca del extremo caliente de la barra con la eficiencia que se obtiene con el coeficiente que varía a lo largo de la barra.
- 12) Elaborar conclusiones, comentarios y recomendaciones.
- 13) Indicar la bibliografía empleada.

La toma de datos puede hacerse en tablas como las que a continuación se muestran:

T O M A D E D A T O S

Temperatura ambiente = _____	Diametro	Longitud	Forma Geometrica
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____

B A T O S E X P E R I M E N T A L E S

BARRA DE () _____ T = tiempo D = distancia

T	t0	t1	t2	t3	t4	t5	t6	t7
0								
1								
2								
3								
4								
5								
6								
7								
8								
9								
10								

R E F E R E N C I A S B I B L I O G R A F I C A S

- I R. BYRON E. "TRANSPORT PHENOMENA"
WILEY TOKIO, 1960
- II E.J. CROSBY "EXPERIMENTOS SOBRE FENOMENOS DE TRANSPORTE"
EDITORIAL HISPANOMERICANA BUENOS AIRES, 1968
- III KREITH FRANK "PRINCIPIOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR"
HERRERO HERMANOS, SUCESTORES MEXICO, 1970
- IV VALIENTE ANTONIO "PROBLEMAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR"
EDITORIAL LIMUSA NUEVA YORK, 1960
- V PERRY CHILTON "CHEMICAL ENGINEERS' HAND BOOK"
EDITORIAL Mc. GRAW HILL 5a EDICION
- VI KERN DONALD "EXTENDED SURFACE HEAT TRANSFER"
McGRAW HILL 1972

PROBLEMAS :

- 1) CUAL ES LA LEY FUNDAMENTAL DE CONDUCCION DE CALOR? DEFINA CADA TERMINO Y APLIQUE DICHA LEY A DIVERSAS GEOMETRIAS: PLANA, CILINDRICA, ESFERICA.
- 2) COMO SE DETERMINA LA CONDUCTIVIDAD EN SOLIDOS, LIQUIDOS Y GASES?
- 3) COMO SE DETERMINA LA TEMPERATURA AMBIENTE?
- 4) HACER UN DIAGRAMA DEL EQUIPO, EXPLICANDO EN EL COMO SE DETERMINO EL PERFIL DE TEMPERATURAS EN BARRAS
- 5) HACER EL BALANCE DE ENERGIA APLICADO A CADA BARRA

- 6) DEMOSTRAR QUE A PARTIR DE LA ECUACION $\frac{d^2\theta}{dx^2} - \frac{h P}{k A} \theta = 0$

$$\text{SE LLEGA A } \theta = \frac{e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}}{e^{-ml} + e^{ml}}$$

- 7) CUALES SON LAS CONDICIONES FRONTERA QUE SE PRESENTAN EN LA OBTENCION DEL PERFIL DE TEMPERATURAS EN BARRAS?
- 8) COMO SE SABE QUE SE HA ALCANZADO EL REGIMEN PERMANENTE?
- 9) QUE MODIFICACIONES SE HACEN EN LA FORMULA DE PERDIDAS DE CALOR Y CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LA BARRA SI ESTA ES DE LONGITUD INFINITA?
- 10) PORQUE RAZON LOS VALORES DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA TERMICA h VARIAN A LO LARGO DE LAS BARRAS?
- 11) COMO ES LA VARIACION DEL COEFICIENTE h CON RESPECTO A LA TEMPERATURA?
- 12) INDICAR OTRA MANERA DE CALCULAR EL COEFICIENTE h ANALOGA $h_t = h_r + h_c$, DONDE $h_r = 9.74$ Y $h_c = 0.07 T$
- 13) DEMOSTRAR ANALITICAMENTE COMO SE LLEGA A LA EXPRESION:
 $Q = \sqrt{(h P k A)} \theta_m \tan h m l$
- 14) QUE IMPORTANCIA TIENE LA PERDIDA DE CALOR POR RADIACION Y COMO SE CALCULA?
- 15) DEMOSTRAR QUE EL CALCULO EN FORMA EXPONENCIAL Y EL CALCULO CON FUNCIONES HIPERBOLICAS DAN LOS MISMOS RESULTADOS. TOME UN EJEMPLO DE SU PERFIL EXPERIMENTAL Y DETERMINELO DE LAS DOS MANERAS.
- 16) COMO SON SUS RESULTADOS EN COMPARACION CON LOS VALORES TEORICOS?

17) CON QUE ECUACION SE DETERMINA EL PERFIL DE TEMPERATURAS EN BARRAS A REGIMEN TRANSITORIO?

18) CUAL ES EL FUNDAMENTO DE LA TERMOSONDA?

NOTACION DE LA PRACTICA

A	Area de la sección considerada	(m ²)
C1,C2	Constantes de integración	
h	Coefficiente de transferencia de calor por convección y radiación. $h = h_r + h_c$	(Kcal / (h m ² °C))
h _c	Coefficiente de transferencia de calor por convección $h_c = 0.07 \Delta T$	(W / (m ² °K))
h _r	Coefficiente de transferencia de calor por radiación $h_r = 9.74$	(W / (m ² °K))
k	Conductividad térmica	(Kcal / (h m °C))
l	Longitud	(m)
m ²	$m^2 = h P / (k A)$	
P	Perimetro de la barra - aleta	
q	Flujo de calor	
q _x	Rapidez de flujo de calor por conducción que entra al elemento en x.	
q _s	Rapidez de flujo de calor por conducción que sale del elemento en x + dx.	
T	Temperatura del fluido	(° C)
T _a	Temperatura ambiente	
T _s	Temperatura de la superficie del fluido	(° C)
η	Eficiencia de una aleta	
θ	Diferencia de temperatura entre cualquier punto de la sección transversal de la aleta	
θ	$\theta = T - T_a$	
θ*	$\theta^* = T_s - T_a$	

CAPITULO III

CONCLUSIONES Y RESULTADOS

A continuación se presenta una tabla que reúne todos los resultados obtenidos para cada barra, así como las conclusiones y algunas sugerencias para un mejor resultado en la obtención del perfil de temperaturas en barras.

NOTA: Antes de seguir adelante, observar el apéndice (1), página 100, donde se presentan los cálculos del perfil de temperatura de cada barra empleando los coeficientes h obtenidos por un T y por un promedio logarítmico, así como los cálculos correspondientes a cada coeficiente empleando el valor de conductividad térmica a 0 y 100 °C respectivamente.

PERFIL DE TEMPERATURAS BARRA DE ALUMINIO

INTERVALO	EXPERIMENTAL	(1)	(2)	HIPERBOLICOS
0 cm	106	119.5653	119.5653	119.5653
10 cm	84	85.89952173	87.29034992	85.65867406
20 cm	66	63.29911006	65.22227456	62.97027778
30 cm	53	46.18633176	50.20151473	47.84624261
40 cm	44	38.16877517	40.07749866	37.85090775
50 cm	37	31.66062205	33.40073756	31.37456754
60? cm	33	27.6316064	29.21529749	27.37423527
70 cm	30	25.44391936	26.92193519	25.20567464
80 cm	28	24.75124255	26.1923024	24.51964829
EFICIENCIA CALOR PERDIDO		31.5088166	33.0691515	31.2487814
		20.26742843	18.93790213	20.10016596

EL valor (1) de la tabla indica el perfil de temperatura calculado empleando el coeficiente de transferencia h proveniente del valor T y el valor de conductividad térmica k a 100 °C.

EL valor (2) de la tabla indica el perfil de temperatura calculado empleando el coeficiente de transferencia h proveniente del valor por media logarítmica y el valor de conductividad térmica k a 0 °C.

EL valor HIPERBOLICOS de la tabla indica el perfil de temperatura calculado empleando el coeficiente de transferencia h proveniente del valor T y el valor de conductividad térmica k a 0 °C.

P E R F I L D E T E M P E R A T U R A S
B A R R A D E H I E R R O F U N D I D O

INTERVALO	EXPERIMENTAL	(1)	(2)	HIPERBOLICOS
0 cm	65	119.5653	119.5653	119.5653
10 cm	43	66.10566295	67.31231686	67.27489754
20 cm	30	40.24383062	41.42629321	41.38919811
30 cm	25	27.73530934	28.60563251	28.57801016
40 cm	20	21.69050407	22.26240688	22.24403891
50 cm	20	18.77998365	19.13713435	19.12552007
60 cm	19	17.40065635	17.62388597	17.61653012
70 cm	18	16.79279953	16.94507538	16.93999427
80 cm	17	16.62161046	16.75189407	16.74752119
E F I C I E N C I A		17.2150023	17.7978878	17.7794351
C A L O R P E R D I D O		9.669595899	9.976275236	9.986635443

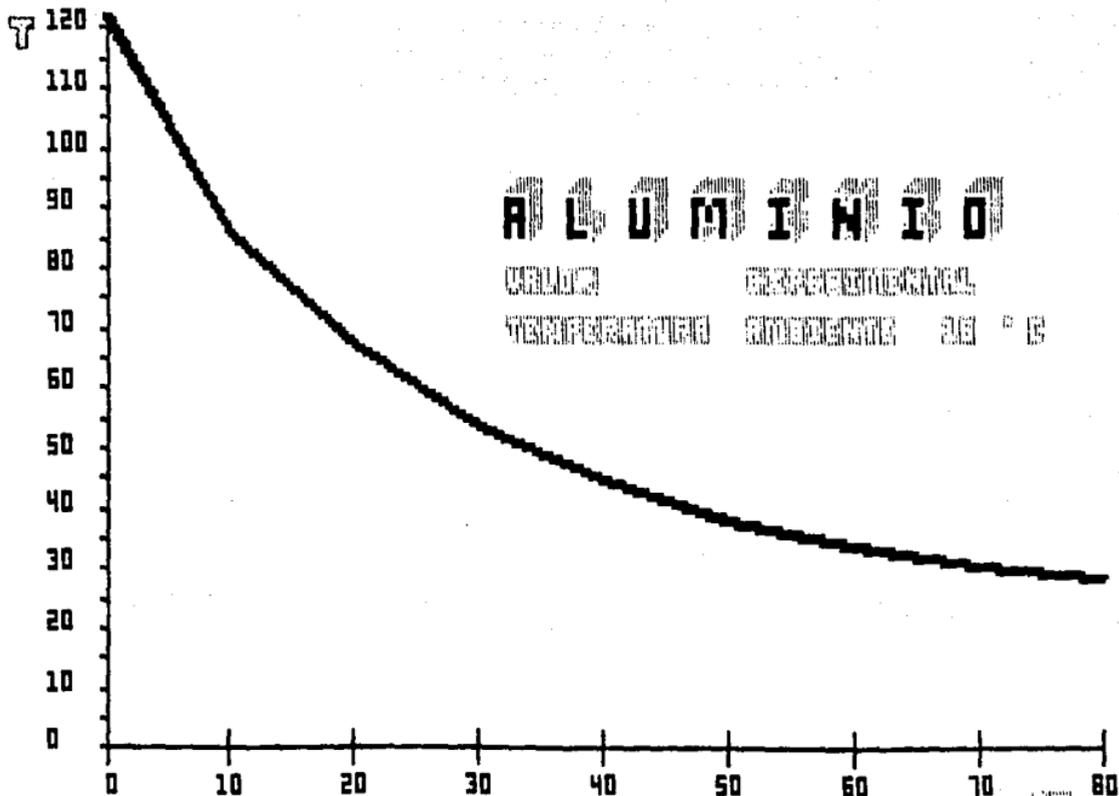
P E R F I L D E T E M P E R A T U R A S
B A R R A D E A C E R O

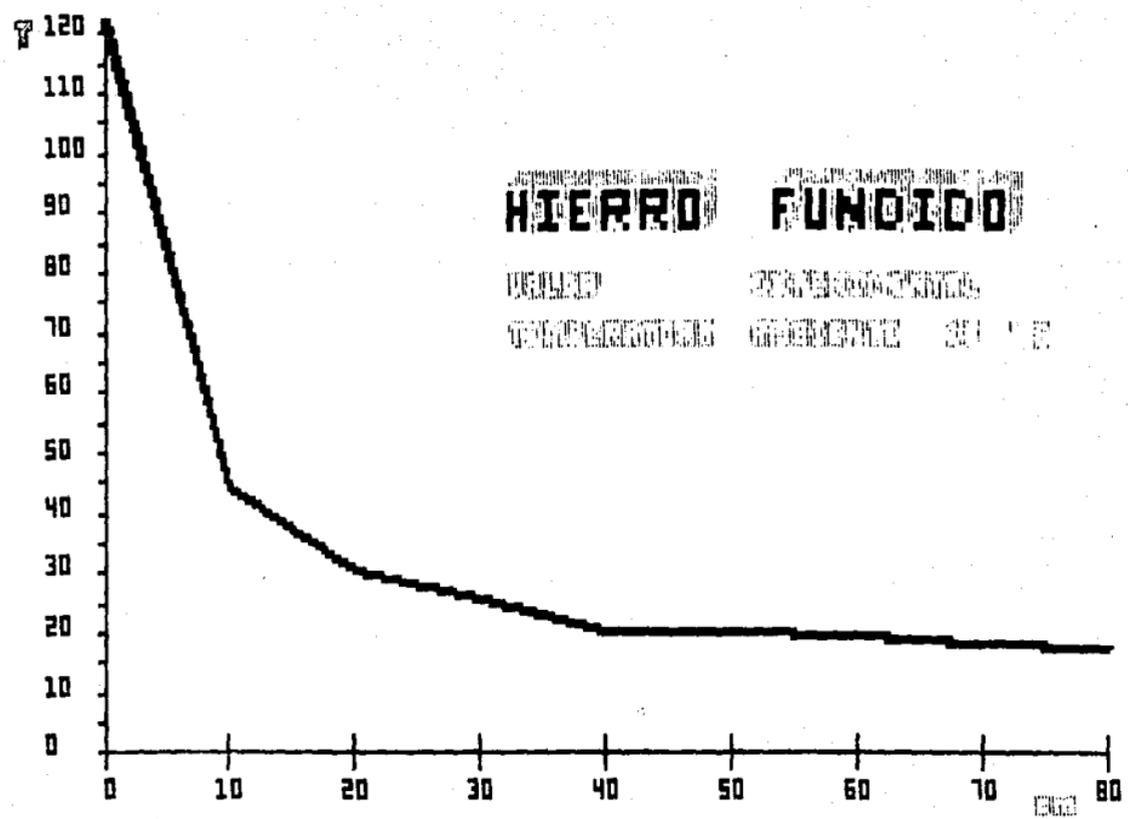
INTERVALO	EXPERIMENTAL	(1)	(2)	HIPERBOLICOS
0 cm	69	119.5653	119.5653	119.5653
10 cm	46	48.95467754	47.82660363	47.39101708
20 cm	33	26.48625087	25.78062428	25.51473555
30 cm	27	19.33677677	19.00569931	18.88396776
40 cm	23	17.06186898	16.92374652	16.87419757
50 cm	21	16.33820391	16.2840926	16.26515901
60 cm	19	16.10860768	16.08800887	16.08098621
70 cm	18	16.03767215	16.0293385	16.02657808
80 cm	17	16.0217704	16.01647602	16.01475515
E F I C I E N C I A		10.9163703	10.5941192	10.4718127
C A L O R P E R D I D O		8.208603156	7.783407308	7.874315454

En las siguientes páginas se anexan las gráficas obtenidas del perfil de temperatura experimental y analítico de cada barra, calculadas por diferentes valores del coeficiente h y k, según se trate. (ver apéndice 1 página 100).

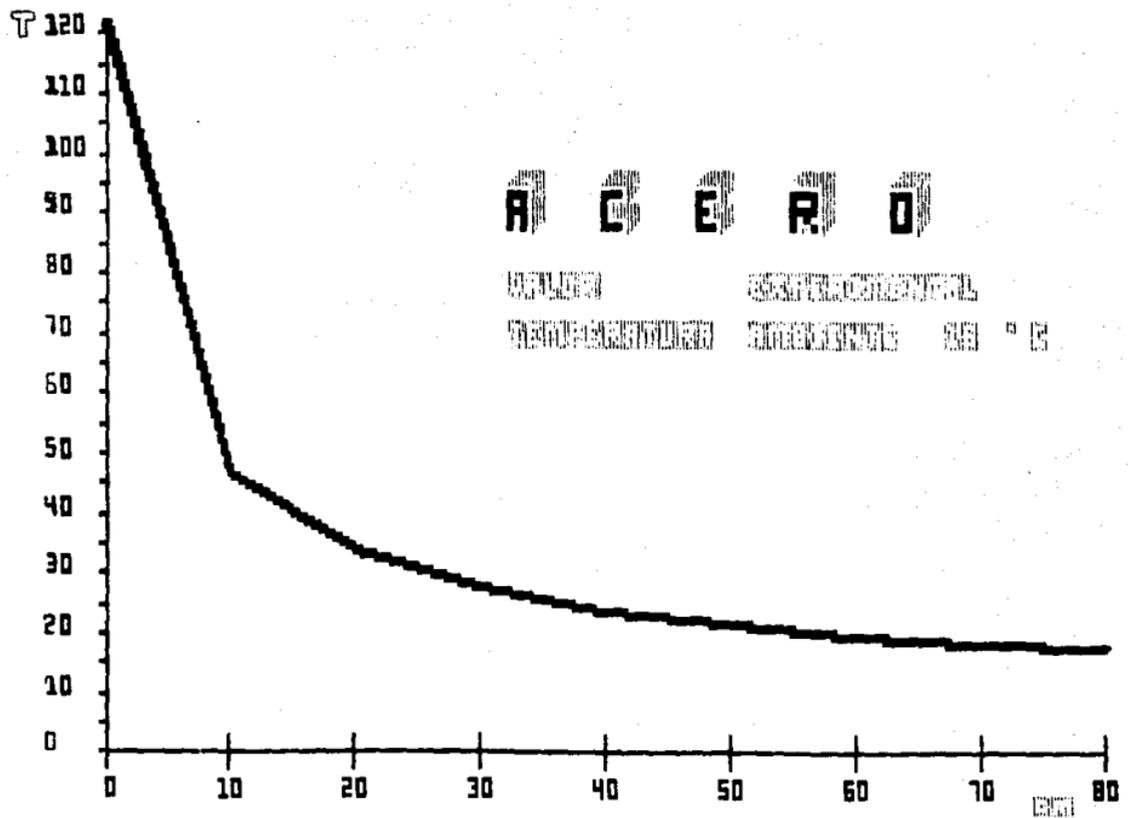
CONCLUSIONES:

El perfil de temperaturas indica que la barra disipa menos calor en la aproximación de la fuente de calor y que la mayor pérdida la encontramos en la orilla de la barra. Para una selección favorable de una aleta (barra) es necesario considerar la longitud ya que es un factor determinante en la transferencia de calor. Así como la longitud, también la forma de la aleta influye en la transmisión de calor ya que ésta entre más grande sea, tendrá un mayor flujo energético. Observar en las barras de acero como el perfil de temperatura es mayor en la barra de mayor diámetro que la de menor diámetro, de tal forma que el valor del coeficiente h así como el de conductividad térmica, son factores determinantes en la obtención del perfil de temperaturas en barras.



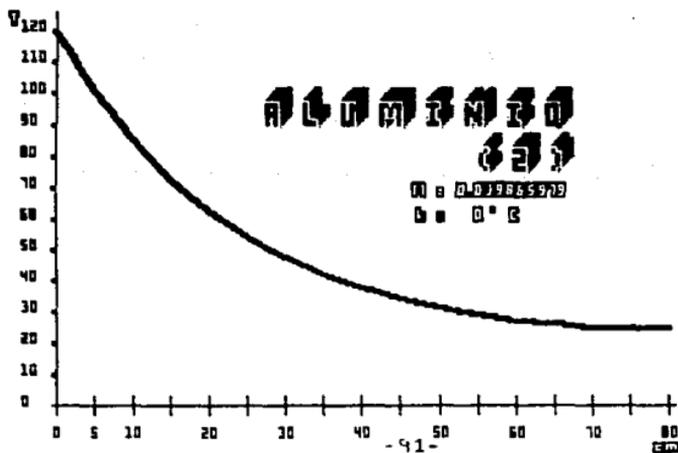
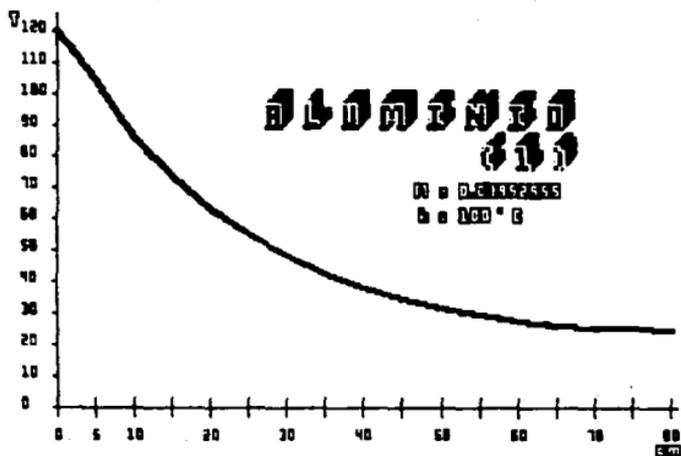


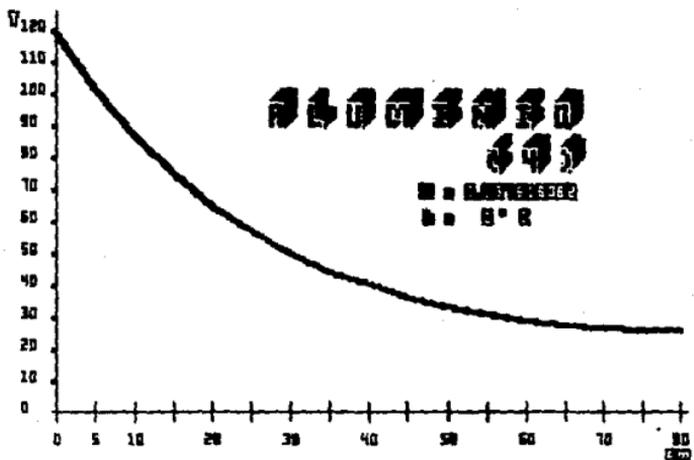
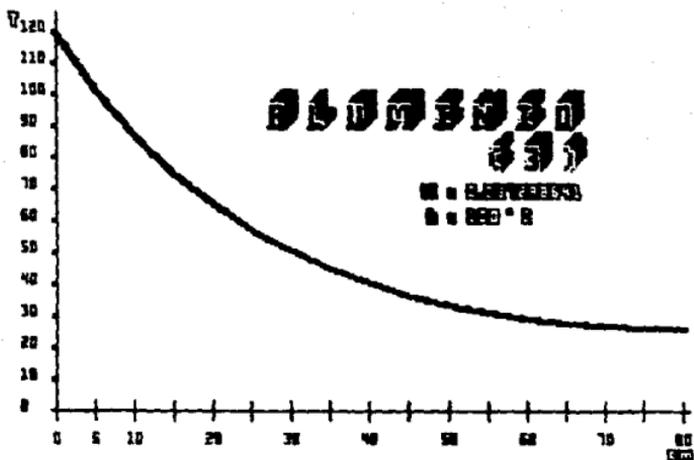
- 06 -

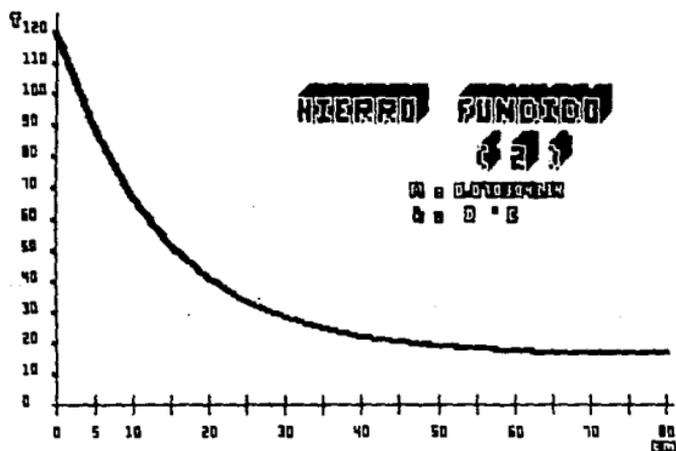
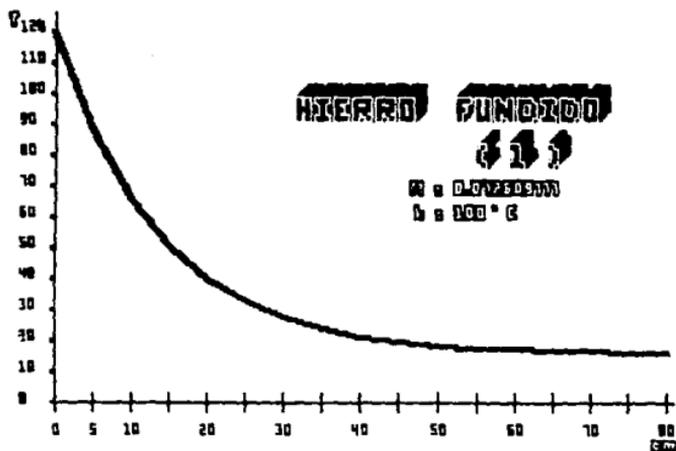


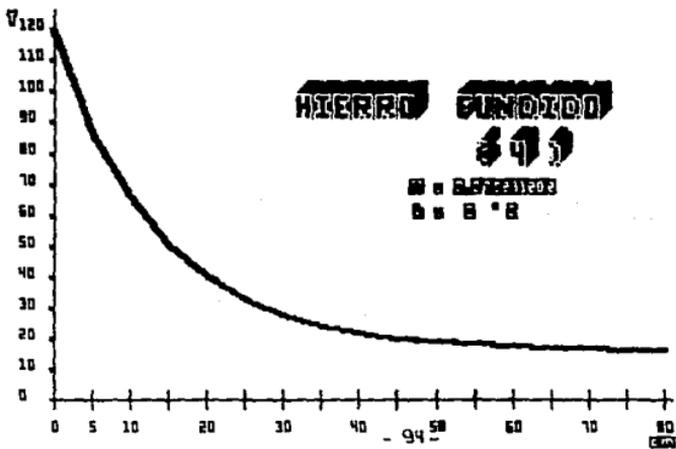
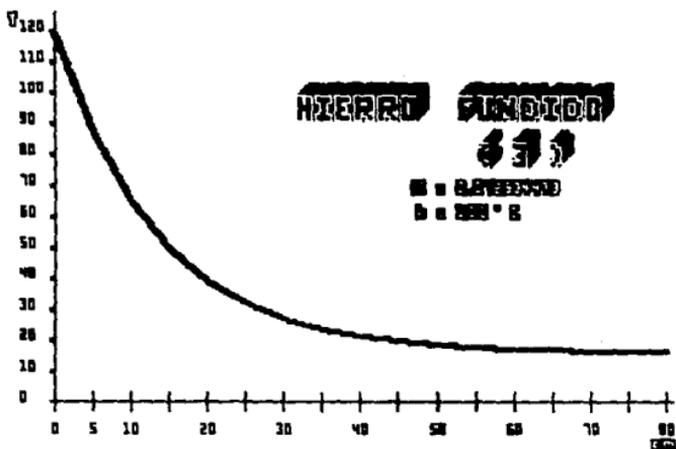
R C E R O

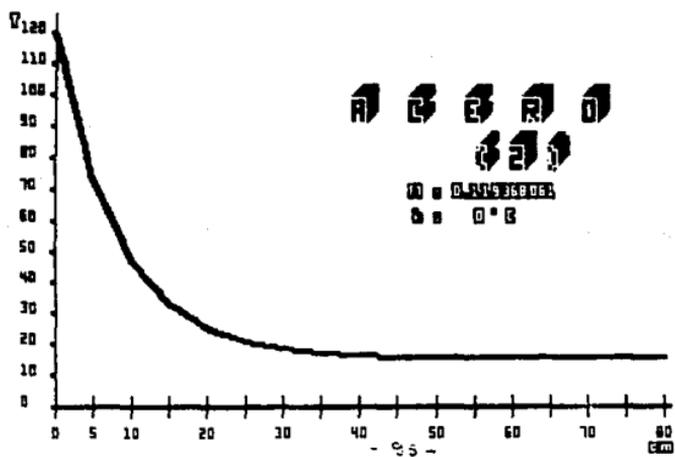
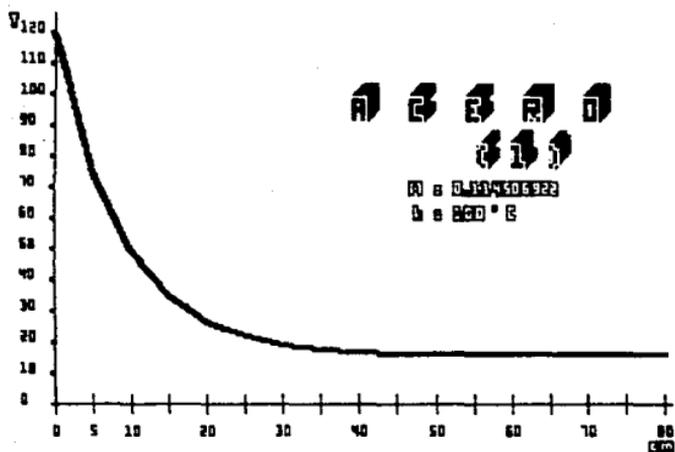
RESEARCH CENTER
RESEARCH CENTER

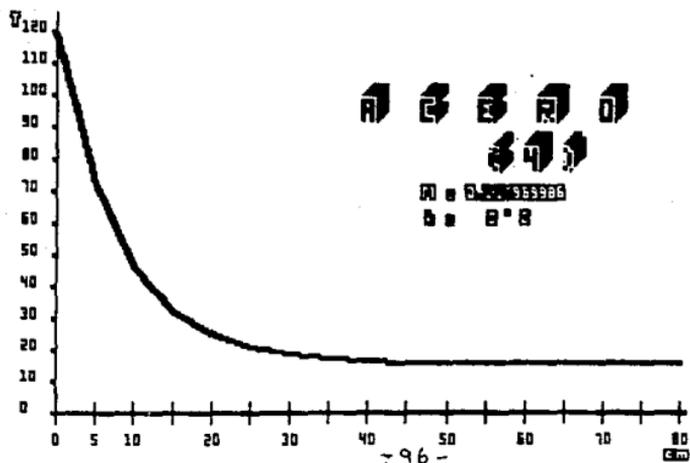
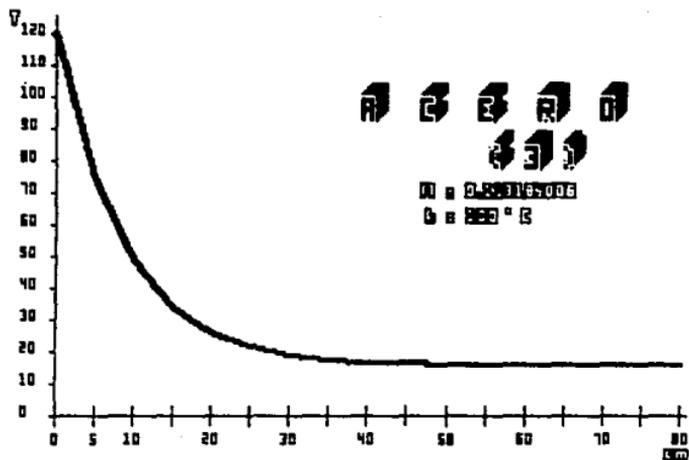












Como se observa en el apéndice (1) los valores calculados del perfil de temperaturas por el coeficiente de transferencia de calor h empleando la media logarítmica o el valor ΔT , dan valores iguales tanto para las Funciones Exponenciales como para las Funciones Hiperbólicas correspondientes. Se afirma entonces que el cálculo del perfil de temperaturas puede hacerse empleando Funciones Hiperbólicas debido a su fácil manejo y sus resultados satisfactorios.

Algunos valores de conductividad térmica difieren en la literatura, de modo que se emplearon los valores representados en el manual del Ingeniero Químico con su respectiva conversión de unidades al sistema Internacional.

El cálculo del perfil de temperaturas lo simplificamos en las siguientes dos formulas:

- Usando Cosenos Hiperbólicos:

$$T = \left[\frac{\cosh m(l-x)}{\cosh ml} \right] (T_s - T_a) + T_a$$

- Usando los Términos Exponenciales (e^{-x} + e^x):

$$\frac{\theta}{\theta_s} = \frac{e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}}{e^{-ml} + e^{ml}} ; \theta = \theta_s \frac{e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}}{e^{-ml} + e^{ml}}$$

Se llega a la expresión:

$$T = T_a + \frac{T_s - T_a}{e^{-ml} + e^{ml}} (e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)})$$

La Eficiencia de la barra se determina por:

$$\eta = \frac{\text{Tan } h \text{ m l}}{\text{m l}} = \frac{\sqrt{h P k R} \theta^* \text{ Tan } h \text{ m l}}{h P L \theta^*}$$

Para la barra de Aluminio:

Eficiencia del 31.50 %

Para la barra de Hierro fundido:

Eficiencia del 17.21 %

Para la barra de Acero:

Eficiencia del 10.91 %

La Pérdida De Calor de la barra se determina por:

$$q \text{ barra} = \sqrt{h P k R} (T_s - T_a) \text{ Tan } h \text{ (m l)}$$

Para la barra de Aluminio:

$$q \text{ barra} = 20.26742843 \text{ Kcal / h}$$

Para la barra de Hierro Fundido:

$$q \text{ barra} = 9.669595899 \text{ Kcal / h}$$

Para la barra de Acero:

$$q \text{ barra} = 8.208603156 \text{ Kcal / h}$$

RECOMENDACIONES:

1) Se recomienda poner un filtro sobre la línea de vapor, antes de que el vapor llegue al aparato; tiene la finalidad de que al destapar el filtro, permita el desagüe de condensados, así como impurezas que se encuentren en la línea. Con esto se evita que las impurezas penetren a la fuente de vapor y causen un mal funcionamiento o deterioren el equipo.

2) Se recomienda que la(s) persona(s) que maneje(n) el aparato sigan los pasos que se indican en la sección de DISEÑO DEL APARATO para que los datos obtenidos den un perfil de temperaturas y se llegue a determinar valores de coeficiente de transferencia experimentales razonables. Las medidas de temperatura en cada sección de la barra deben tratarse con intervalos de tiempo iguales, con el fin de observar el perfil de temperaturas cuando éste alcance la condición de régimen estacionario.

3) El manejo del termómetro es importante; para el buen funcionamiento de la termosonda es necesario girar lateralmente la sonda en el orificio de la barra, ejerciendo una pequeña presión y observar que la lectura en el termómetro no cambie. La toma de las lecturas del termómetro se realizan entre 5 a 8 segundos.

4) Se recomienda que se saquen las baterías del termómetro cuando éste no se encuentre en uso o no se utilice en un periodo de tiempo mayor a 2-3 semanas.

A P E N D I C E (1)

BARRA DE ALUMINIO				
COEFICIENTE h	0.001307526882		0.001164106979	
m	0.03952955 (1)	0.039865979 (2)	0.037298641 (3)	0.037616082 (4)
m l	e m l	e -m l	e m l -m l + e	103.5653 ----- m l -m l (e + e)
1)	3.16236408 : 23.62638462	: 0.042325561	: 23.66871018	: 4.375620775
2)	3.18927832 : 24.27090529	: 0.041201594	: 24.31210689	: 4.259824147
3)	2.98389128 : 19.7645767	: 0.050595568	: 19.81517227	: 5.226565714
4)	3.00928656 : 20.27293124	: 0.049326857	: 20.3222561	: 5.096151199

BARRA DE HIERRO FUNDIDO				
COEFICIENTE h	0.00112688172		0.00112454555	
m	0.072609777 (1)	0.070304114 (2)	0.072534473 (3)	0.070231202 (4)
m l	e m l	e -m l	e m l -m l + e	103.5653 ----- m l -m l (e + e)
1)	5.80878216 : 333.2130783	: .003001082686	: 333.2160793	: 0.310805229
2)	5.62432912 : 277.0863305	: .003608983519	: 277.0899395	: 0.373760592
3)	5.80275784 : 331.2117305	: .003019216737	: 331.2147497	: 0.312683236
4)	5.61849616 : 275.4748016	: .003630096090	: 275.4784317	: 0.375947036

BARRA DE ACERO

COEFICIENTE h	0.001150967742		0.00112454555	
m	0.114506922 (1)	0.119368061 (2)	0.113165006 (3)	0.117989986 (4)
m l	e m l	-m l e	m l e + e	103.5653 ----- m l -m l (e + e)
1) 9.16055376	9514.324271	.000105104679	8514.324376	0.010885197
2) 9.14944488	9409.227729	.000106786478	9409.227835	0.011006779
3) 9.05480048	8559.529306	.000116828854	8559.529423	0.012099415
4) 9.43919888	12571.64148	.000079544107	12571.64156	0.0082380092

Los valores representados en la columna (1), (2), (3) y (4), involucran el coeficiente de transferencia de calor arriba indicado así como el valor de conductividad térmica correspondiente a 100 y 0 grados centígrados, respectivamente, es decir, el valor de m en (1) proviene de h con un valor de ΔT y k evaluada a 100 °C; el valor de m en (2) proviene de h con un valor de ΔT y k evaluada a 0 °C; el de m en (3) proviene de h con un valor media logarítmica y una k evaluada a 100 °C; el valor de m en (4) proviene de h con un valor media logarítmica y una k evaluada a 0 °C.

Nota: los valores de cada columna representan valores calculados empleando diferentes procedimientos para evaluar el coeficiente de transferencia de calor h: tomando un ΔT y un promedio logarítmico.

La siguiente tabla muestra los valores del perfil de temperatura:

P E R F I L D E T E M P E R A T U R A S
B A R R A D E A L U M I N I O

COEFICIENTE	0.001307526882		0.001164106979	
	h			
m	0.039529551 (1)	0.039865979 (2)	0.037298641 (3)	0.037616082 (4)
INTERVALO	k = 100 °C	k = 0 °C	k = 100 °C	k = 0 °C
0 cm	119.5653	119.5653	119.5653	119.5653
1 cm	115.5659149	115.5317807	115.7933383	115.760856
2 cm	111.7221303	111.6564678	112.160224	112.0975873
3 cm	108.0279392	107.9332015	108.6609023	108.5703097
4 cm	104.4775683	104.3560639	105.2905043	105.1740318
5 cm	101.0654692	100.9193684	102.0443406	101.9039473
6 cm	97.7863094	97.61765301	98.91789469	98.75542858
7 cm	94.63486439	94.44566945	95.9068166	95.72402011
8 cm	91.60650922	91.39837582	93.00691686	92.805432
9 cm	88.69621106	88.47092842	90.21416059	89.99553407
10 cm	85.89952173	85.65867405	87.52466238	87.29034992
15 cm	73.47307436	73.17486265	75.49880981	75.20603734
20 cm	63.29911006	62.97027778	65.55034838	65.22227456
25 cm	54.97889112	54.6381225	57.32923455	56.98465122
30 cm	48.18633176	47.84624261	50.54971067	50.20151473
35 cm	42.6552142	42.32388569	44.97530262	44.63160153
40 cm	38.16877517	37.85090775	40.41157153	40.07749866
45 cm	34.55117015	34.24899738	36.69933154	36.37763275
50 cm	31.66062205	31.37456754	33.70909739	33.40073756
55 cm	29.3838446	29.11303156	31.33656779	31.04119691
60 cm	27.6316064	27.37423527	29.49898741	29.21529749
65 cm	26.33523379	26.08886305	28.13225028	27.85825888
70 cm	25.44391936	25.20567464	27.18871409	26.92193519
75 cm	24.92273075	24.68946251	26.63543736	26.37310692
80 cm	24.75124155	24.51964829	26.45313143	26.1923024
EFICIENCIA	31.5088166	31.2487814	33.3421414	33.0691515
CALOR PERDIDO	20.26742843	2.10016596	19.09423678	18.93790213

Los valores señalados (fuertemente impresos, como el valor 85.65867405 de la columna (2) en el intervalo 10 de la tabla de perfil de temperaturas del Aluminio), indican el mejor parecido de perfil de temperaturas de cada barra, correspondientes a los valores experimentales obtenidos.

P E R F I L D E T E M P E R A T U R A S
B A R R A D E H I E R R O F U N D I D O

COEFICIENTE	0.00112688172		0.00112454555	
	h			
m	0.072609777	0.070304114	0.072534473	0.070231202
	(1)	(2)	(3)	(4)
INTERVALO	k = 100 °C	k = 0 °C	k = 100 °C	k = 0 °C
	0 cm	119.5653	119.5653	119.5653
1 cm	112.3121002	112.5344736	112.3193547	112.5415144
2 cm	105.5668983	105.8609817	105.5803918	105.994106
3 cm	99.29411663	99.87241911	99.31294033	99.89077302
4 cm	93.46066949	94.17858089	93.4840113	94.20139281
5 cm	88.03578838	88.87131265	88.06292378	88.89789341
6 cm	82.99085979	83.92437153	83.02114356	83.95410498
7 cm	78.29927424	79.31329637	78.33213294	79.34563266
8 cm	73.93628599	75.01528675	73.97121104	75.04973615
9 cm	69.87888248	71.0080903	69.91542392	71.04521758
10 cm	66.10586295	67.27489754	66.1434237	67.31231686
15 cm	50.85254652	52.07986641	50.89196029	52.11937691
20 cm	40.24383062	41.38919811	40.28040485	41.42629321
25 cm	32.85581292	33.85823027	32.89764031	33.90089054
30 cm	27.73530934	28.57801016	27.7619119	28.60563251
35 cm	24.16863631	24.85808365	24.19027415	24.88082056
40 cm	21.69050407	22.24403691	21.70777319	22.26240688
45 cm	19.97068028	20.40952719	19.98428785	20.42418194
50 cm	18.77998365	19.12552007	18.79063025	19.13713435
55 cm	17.95974368	18.23171549	17.96806867	18.24092002
60 cm	17.40065635	17.61653012	17.40721946	17.62388597
65 cm	17.02821848	17.20315842	17.03350129	17.20916033
70 cm	16.79279953	16.93999427	16.79721738	16.94507538
75 cm	16.66302792	16.79418309	16.66694687	16.79873064
80 cm	16.62161046	16.74752119	16.62536647	16.75189407
EFICIENCIA	17.2150023	17.7794351	17.2328709	17.7978878
CALOR PERDIDO	9.669595899	9.986635443	9.659565434	9.976275236

PERFIL DE TEMPERATURAS
BARRA DE ACERO

COEFICIENTE h	0.001150967742		0.00112454555	
	m	m	m	m
	(1)	(2)	(3)	(4)
INTERVALO	k = 100 °C	k = 0 °C	k = 100 °C	k = 0 °C
0 cm	119.5653	119.5653	119.5653	119.5653
1 cm	108.3601319	107.9122458	108.482305	108.0389951
2 cm	98.3672984	97.57038056	98.58535193	97.79551093
3 cm	89.45563192	88.39217069	89.747517	88.69207581
4 cm	81.50815541	80.24668299	81.85545916	80.60180797
5 cm	74.42055197	73.01771667	74.80796649	73.4119469
6 cm	68.09978553	66.60214577	68.51465823	67.0222818
7 cm	62.46288963	60.90844791	62.89482567	61.34375482
8 cm	57.43587343	55.85539875	57.87639711	56.29721981
9 cm	52.95275147	51.37091318	53.39501358	51.81233919
10 cm	48.95467754	47.39101708	49.39320343	47.82660363
15 cm	34.58953585	33.28227818	34.96182287	33.64324081
20 cm	26.48625087	25.51473555	26.76718907	25.78062428
25 cm	21.91524346	21.23833021	22.11399915	21.42194704
30 cm	19.33677677	18.88396776	19.47176908	19.00569931
35 cm	17.88229823	17.58778789	17.97144106	17.66625278
40 cm	17.06186898	16.87419757	17.11954113	16.92374652
45 cm	16.59912866	16.48136695	16.63587029	16.51217535
50 cm	16.33820391	16.26515901	16.36134399	16.2840926
55 cm	16.19120264	16.14624295	16.20566761	16.15778691
60 cm	16.10850768	16.08098621	16.11763751	16.08800887
65 cm	16.06259706	16.04544486	16.06829965	16.0497603
70 cm	16.03767215	16.02657808	16.04142628	16.0293385
75 cm	16.02543706	16.01746331	16.02817846	16.01942731
80 cm	16.0217704	16.01475615	16.02419883	16.01647602
EFICIENCIA	10.9163703	10.4718127	11.0438653	10.5941192
CALOR PERDIDO	8.208603156	7.874315454	8.113835671	7.783407308

A continuación se presentan los valores con Funciones Hiperbólicas correspondientes a cada coeficiente de transferencia de calor, así como sus valores de conductividad térmica.

FUNCIONES HIPERBOLICAS
BARRA DE ALUMINIO

COEFICIENTE		0.001307526882		0.001164106979	
h					
m		0.039529551 (1)	0.039865979 (2)	0.037238641 (3)	0.037616082 (4)
INTERVALO		k = 100 °C	k = 0 ° C	k = 100 °C	k = 0 ° C
0 cm		119.5653	119.5653	119.5653	119.5653
10 cm		85.89952173	85.65867406	87.52466230	87.29034992
20 cm		63.29911006	62.97027778	65.55034830	65.22227456
30 cm		48.18633176	47.84624261	50.54971067	50.20151473
40 cm		38.16877517	37.85090775	40.41157153	40.07749866
50 cm		31.66062205	31.37456754	33.70909739	33.40073756
60 cm		27.6316064	27.37423527	29.49898741	29.21529749
70 cm		25.44391936	25.20567464	27.18871409	26.92193519
80 cm		24.75124155	24.51964829	26.45313143	26.1923024

FUNCIONES HIPERBOLICAS
BARRA DE HIERRO FUNDIDO

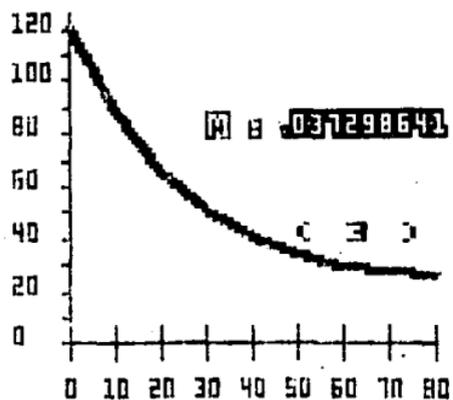
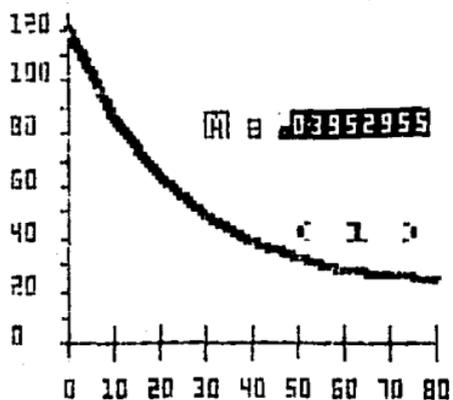
COEFICIENTE		0.00112688172		0.00112454555	
h					
m		0.072609777 (1)	0.070304114 (2)	0.072534473 (3)	0.070231202 (4)
INTERVALO		k = 100 °C	k = 0 ° C	k = 100 °C	k = 0 ° C
0 cm		119.5653	119.5653	119.5653	119.5653
10 cm		66.10566295	67.27489754	66.1434237	67.31231686
20 cm		40.24383062	41.38919811	40.28040485	41.42829321
30 cm		27.73530934	28.57801016	27.7619119	28.60563251
40 cm		21.69050407	22.24403891	21.70777319	22.26240688
50 cm		18.77998365	19.12552007	18.79063025	19.13713435
60 cm		17.40065635	17.61653012	17.40721946	17.62388597
70 cm		16.79279953	16.93999427	16.79721738	16.94507538
80 cm		16.62161046	16.74752119	16.62536647	16.75189407

F U N C I O N E S H I P E R B O L I C A S
B A R R A D E A C E R O

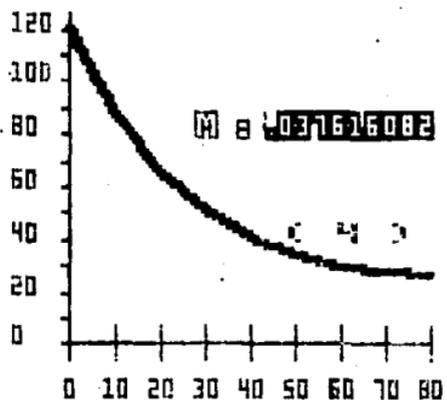
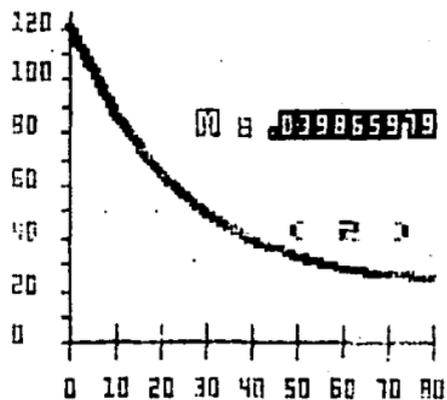
COEFICIENTE h	0.001150967742		0.00112454555	
m	0.114506922 (1)	0.119368061 (2)	0.113185006 (3)	0.117989986 (4)
INTERVALO	k = 100 °C	k = 0 ° C	k = 100 °C	k = 0 ° C
0 cm	119.5653	119.5653	119.5653	119.5653
10 cm	48.95467754	47.39101708	49.39320343	47.82660363
20 cm	26.48625087	25.51473555	26.76716907	25.78062428
30 cm	19.33677677	18.88396776	19.47176908	19.00569931
40 cm	17.06186898	16.87419757	17.11954113	16.92374652
50 cm	16.33820391	16.26515901	16.36134399	16.2840926
60 cm	16.10860768	16.08098621	16.11763751	16.08800887
70 cm	16.03767215	16.02657808	16.04142628	16.0293385
80 cm	16.0217704	16.01475615	16.02419883	16.01647602

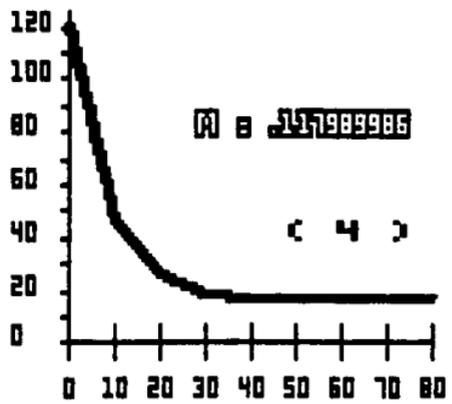
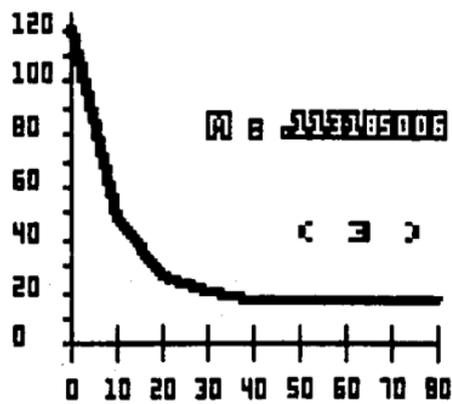
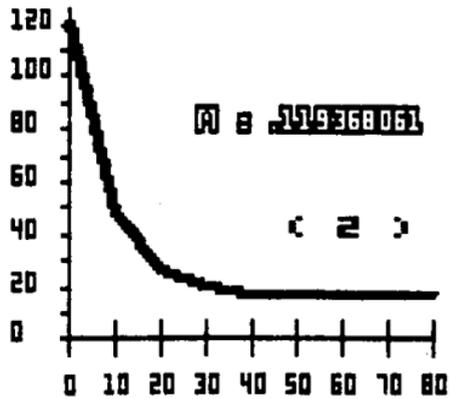
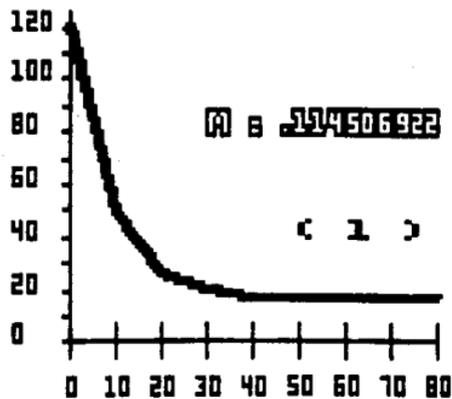
Los valores señalados (fuertemente impresos), como el valor 85.65867406 de la columna (2) en el intervalo 10 de la tabla del perfil de temperaturas del Aluminio (Funciones Hiperbolicas), indican el mejor parecido de perfil de temperaturas de cada barra, correspondientes a los valores experimentales obtenidos.

A continuacion se muestran las graficas obtenidas del perfil de temperaturas con las Funciones Hiperbolicas, según los valores del coeficiente h y k.



R
L
U
M
I
N
I
D





A P E N D I C E (2)
 * C O N D U C T I V I D A D T E R M I C A *

MATERIAL	k	k
ALUMINIO	(Btu / (h pie ² °F/pie))	(Kcal / (h m °C))
T = 0 °C	117	174.1181102
T = 100 °C	119	177.0944882
T = 200 °C	124	184.5354331
T = 300 °C	133	197.9291339
T = 400 °C	144	214.2992126
T = 500 °C	155	230.6692913

MATERIAL	k	k
L A T O N	(Btu / (h pie ² °F/pie))	(Kcal / (h m °C))
T = 0 °C	56	83.33858268
T = 100 °C	60	89.29133858
T = 200 °C	63	93.75590551
T = 300 °C	66	98.22047244
T = 400 °C	67	99.70866142
T = 500 °C	--	----

MATERIAL	k	k
HIERRO COLADO	(Btu / (h pie ² °F/pie))	(Kcal / (h m °C))
T = 0 °C	32	47.62204724
T = 100 °C	30	44.64566929
T = 200 °C	28	41.66929134
T = 300 °C	26	38.69291339
T = 400 °C	25	37.20472441
T = 500 °C	--	----

MATERIAL	k	k
C O B R E	(Btu / (h pie ² °F/pie))	(Kcal / (h m °C))
T = 0 °C	224	333.3543307
T = 100 °C	218	324.4251968
T = 200 °C	215	314.9606299
T = 300 °C	212	315.496063
T = 400 °C	210	312.519685
T = 500 °C	207	308.0551181
T = 600 °C	204	303.5905512

MATERIAL	k	k
HIERRO DULCE	(Btu / (h pie ² °F/pie))	(Kcal / (h m °C))
T = 0 °C	--	----
T = 100 °C	26	38.69291339
T = 200 °C	26	38.69291339
T = 300 °C	25	37.20472441
T = 400 °C	23	34.22834646
T = 500 °C	22	32.74015748
T = 600 °C	21	31.2519565

MATERIAL	k	k
HIERRO FORJADO	(Btu / (h pie ² °F/pie))	(Kcal / (h m °C))
T = 0 °C	--	----
T = 100 °C	32	47.62204724
T = 200 °C	30	44.64566929
T = 300 °C	28	41.66929134
T = 400 °C	26	38.69291339
T = 500 °C	23	34.22834646
T = 600 °C	--	----

MATERIAL	k (Btu / (h pie ² °F/pie))	k (Kcal / (h m °C))
Z I N C		
T = 0 °C	65	96.73228346
T = 100 °C	64	95.24409449
T = 200 °C	62	92.26771654
T = 300 °C	59	87.80314961
T = 400 °C	54	80.36220472
T = 500 °C	--	----

ACEROS	k (T = 212 °F) (Btu / (h pie ² °F/pie))	k (T = 100 °C) (Kcal / (h m °C))
301,302,302 B,303,304,316	9.4	13.98897638
308	8.0	13.09606299
309,310	8.0	11.90551181
321,347	9.3	13.84015748
403,406,410,414,416	14.4	21.42992126
430,430 F	15.1	22.47165354
442	12.5	18.6023622
501,502	21.2	31.5496063

ACEROS	k (T = 932 °F) (Btu / (h pie ² °F/pie))	k (T = 500 °C) (Kcal / (h m °C))
301,302,302 B,303,304,316	12.4	18.45354331
308	12.5	18.6023622
309,310	10.8	16.07244094
321,347	12.8	19.0488189
403,406,410,414,416	16.6	24.70393701
430,430 F	15.2	22.62047244
442	14.2	21.13228346
501,502	19.5	29.01968504

APENDICE (3)

" TERMOMETRO ELECTRICO "

Opera sobre el principio de que la resistencia de un alambre al paso de una corriente eléctrica varia al cambiar la temperatura. A mayor temperatura mayor resistencia.

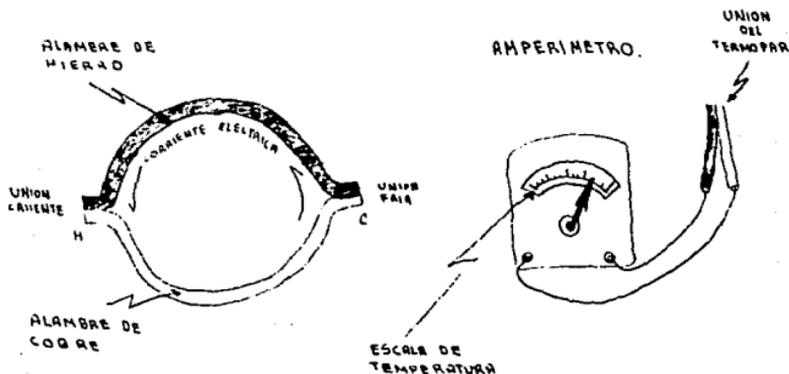
Bateria: Suministra la corriente eléctrica

Amperimetro: Determina el valor exacto de la corriente

Resistencia (del alambre) Disminuye la corriente, alcanza un valor constante

TERMOPAR (PAR TERMOELECTRICO)

Se basa en el principio termoelectrico siguiente: dos alambres uno de hierro y otro de cobre están unidos por los extremos para formar un aro completo. Cuando se calienta una de las uniones y la otra se mantiene fria, fluye una corriente eléctrica alrededor del aro en la dirección indicada por las flechas. Cuanto mayor sea la diferencia de temperaturas entre las dos uniones mayor será la corriente eléctrica.



El principio termoelectrico fué tr tado primeramente por seebeck en 1821. Los termopares o el aparato de medición están contruidos de tal manera que eliminan los efectos de resistencia del circuito, tomando en cuenta para ello un Fem (fuerza electromotriz) cuando la corriente i tiende a cero.

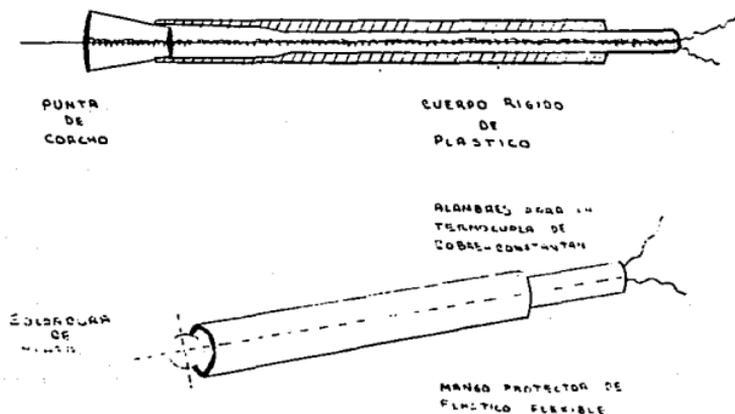
Existe una condición importante con respecto a los termopares y para que éstos den la lectura correcta se deben utilizar termopozos adecuados; al introducir el termopar en el termopozo, se debe evitar que el termopozo sea de diferente material, ya que si éste es de diferente material al del termopar, se produce una corriente eléctrica adicional entre el termopar y el termopozo y se produce un error de lectura; para evitar este error se debe de introducir termopozos de la misma naturaleza que el termopar.

Los termopares más empleados en la industria (rango = 1370 °C) son:

TERMOPAR	TIPO	RANGO
Cobre /Constantan	T	- 1.75 a 412.75
Fierro/Constantan	J	- 17.75 a 1204.0
Cromel/Constantan	E	- 17.75 a 982.0
Cromel/Alumel	R	- 17.75 a 1370.0

LA TERMOCUPLA O TERMOSONDA

A continuación se muestra un esquema de una zonda portátil con termosonda de cobre - constantan



ZONDA PORTATIL CON TERMOCUPLA DE COBRE - CONSTANTAN

A P E N D I C E (4)

* PRESENTACION DE LA CORRIDA EXPERIMENTAL DEL APARATO PROPUESTO *

A continuación se presentan los cálculos correspondientes al aparato definitivo diseñado para el laboratorio de la Universidad La Salle. La corrida experimental del mismo, no fue posible en el inicio de la tesis debido a que el suministro de vapor al aparato (caldera) se encontraba fuera de servicio. En este anexo se muestran las corridas experimentales siguiendo el mismo procedimiento presentado en esta tesis.

T O M A D E D A T O S

Temperatura ambiente = 22.222 ° C	Diámetro	Longitud	Forma Geométrica
Barra de (1) ALUMINIO	2.22 cm	80 cm	EXAGONAL
Barra de (2) LATON	1.91 cm	80 cm	REDONDA
Barra de (3) ACERO	2.54 cm	80 cm	REDONDA
Barra de () _____	_____	_____	_____
Barra de () _____	_____	_____	_____

D A T O S E X P E R I M E N T A L E S

BARRA DE (1) ALUMINIO		T = tiempo D = distancia							
T	0 min	3 min	6 min	9 min	12 min	15 min	18 min	21 min	24 min
D									
0	10 cm : 22.2 °C	59	69	83	87	88	91	92	
1	20 cm : 22.2 °C	48	65	74	74	74	75	74	
2	30 cm : 22.2 °C	41	55	52	58	60	59	59	
3	40 cm : 22.2 °C	36	42	41	48	50	50	50	
4	50 cm : 22.2 °C	30	36	39	41	42	42	41	
5	60 cm : 22.2 °C	26	36	35	36	38	39	39	
6	70 cm : 22.2 °C	24	27	32	33	33	34	34	
7	80 cm : 22.2 °C	23	25	29	32	32	33	34	
8	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	
9	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	
10	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	

* La temperatura (t7) de la tabla registra el perfil de temperaturas en la barra.

BARRA DE (2)		LATON		T = tiempo D = distancia						
D	T									
		0 min	2 min	4 min	7 min	12 min	23 min	37 min	t7	
0	10 cm	22.2 °C	67	75	79	86	85	84	84	
1	20 cm	22.2 °C	43	56	61	63	63	64	64	
2	30 cm	22.2 °C	35	39	46	46	47	46	45	
3	40 cm	22.2 °C	27	31	40	36	37	35	36	
4	50 cm	22.2 °C	25	28	31	31	34	32	33	
5	60 cm	22.2 °C	24	26	28	26	28	31	31	
6	70 cm	22.2 °C	23	25	26	25	28	28	29	
7	80 cm	22.2 °C	23	24	25	25	25	24	25	
8	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	
9	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	
10	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	

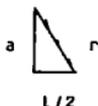
* La temperatura (t7) de la tabla registra el perfil de temperaturas en la barra.

BARRA DE (3)		ACERO		T = tiempo D = distancia						
D	T									
		0 min	5 min	9 min	11 min	21 min	32 min	47 min	t7	
0	10 cm	22.2 °C	48	57	61	65	71	72	71	
1	20 cm	22.2 °C	33	36	43	40	52	43	43	
2	30 cm	22.2 °C	24	31	34	33	34	32	33	
3	40 cm	22.2 °C	23	25	26	30	27	27	27	
4	50 cm	22.2 °C	23	24	25	25	25	25	25	
5	60 cm	22.2 °C	23	23	24	24	24	24	24	
6	70 cm	22.2 °C	23	23	23	23	23	23	23	
7	80 cm	22.2 °C	23	23	23	23	22	23	23	
8	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	
9	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	
10	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	_____	

* La temperatura (t7) de la tabla registra el perfil de temperaturas en la barra.

1) Cálculo de áreas y perímetros:

- Barra de Aluminio:



DONDE:

a = Apotema
L = Longitud
r = Radio

El cálculo del área está dado por la siguiente expresión:

$$A = \frac{L \times 6 \times a}{2}$$

DONDE:

DIMENSIONES:

Diámetro D 2.22 cm
Radio r 1.11 cm
Lado L 1.2 cm
Apotema a 0.933862945 cm

POR PITAGORAS:

$$(1.11)^2 - (0.6)^2 = 0.8721 \text{ cm}^2$$

$$\sqrt{0.8721} = 0.933862945 \text{ cm}$$

$$A = \frac{L \times 6 \times a}{2} = \frac{(1.2) (6) (0.933862945)}{2} = 3.361906602 \text{ cm}^2$$

El perímetro está dado por la expresión:

$$P = L \times 6$$

$$P = 1.2 \text{ cm} \times 6 = 7.2 \text{ cm}$$

- Barra de Latón:

El cálculo del área y perímetro están dados por:

$$A = \pi / 4 \times D^2$$

$$P = \pi D$$

$$A = \pi / 4 \times (1.91)^2 = 2.866521104 \text{ cm}^2 \quad P = \pi (1.91) = 6.000441968 \text{ cm}$$

- Barra de Acero:

$$A = \pi / 4 \times (2.54)^2 = 5.067074791 \text{ cm}^2 \quad P = \pi (2.54) = 7.97964534 \text{ cm}$$

2) Cálculo del coeficiente de transferencia (h):

La obtención de la temperatura de la fuente de vapor se obtiene mediante la lectura de la presión de vapor en el manómetro: 2.5 Kg/cm². Utilizando una tabla de vapor Ts = 126.5146 °C

$$m^2 = \frac{0.00116519 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 7.2 \text{ cm}}{1.77094488 \frac{\text{Kcal}}{\text{h cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 3.351906 \text{ cm}^2} = 0.001409099972 \text{ /cm}^2$$

$$m = 0.03753798 \text{ / cm con una k} = 1.770944882 \text{ (100 } ^\circ\text{C)}$$

$$m = 0.037857458 \text{ / cm con una k} = 1.741181102 \text{ (0 } ^\circ\text{C)}$$

- Barra de Latón:

Área = 2.86521104 cm²
 Perímetro = 6.000441968 cm
 Conductividad Térmica = 0.89291338 Kcal/(h cm °C) a 100 °C
 Conductividad Térmica = 0.83338562 Kcal/(h cm °C) a 0 °C
 Coeficiente Total De Transferencia De Calor = 0.00112922 Kcal/(h cm² °C)

$$m = 0.051463345 \text{ / cm con una k} = 0.8929133858 \text{ (100 } ^\circ\text{C)}$$

$$m = 0.053269623 \text{ / cm con una k} = 0.8333856268 \text{ (0 } ^\circ\text{C)}$$

- Barra de Acero:

Área = 5.067074791 cm²
 Perímetro = 7.97864534 cm
 Conductividad Térmica = 0.139888976 Kcal/(h cm °C) a 100 °C
 Conductividad Térmica = 0.128728 Kcal/(h cm °C) a 0 °C
 Coeficiente Total De Transferencia De Calor = 0.00112557 Kcal/(h cm² °C)

$$m = 0.112565909 \text{ / cm con una k} = 0.13988897638 \text{ (100 } ^\circ\text{C)}$$

$$m = 0.117344662 \text{ / cm con una k} = 0.128728 \text{ (0 } ^\circ\text{C)}$$

4) Cálculo de ml:

- Barra de Aluminio: si l = 80 cm

$$ml = 3.0030384 \text{ con una k} = 1.770944882 \text{ (100 } ^\circ\text{C)}$$

$$ml = 3.02859664 \text{ con una k} = 1.741181102 \text{ (0 } ^\circ\text{C)}$$

- Barra de Latón:

$$ml = 4.1170676 \text{ con una k} = 0.8929133858 \text{ (100 } ^\circ\text{C)}$$

$$ml = 4.26156984 \text{ con una k} = 0.8333856268 \text{ (0 } ^\circ\text{C)}$$

- Barra de Acero:

ml = 9.00527272
ml = 9.38757296

con una k = 0.1398697638 (100 °C)
con una k = 0.128728 (0 °C)

5) Cálculo del Perfil de Temperaturas:

A) Usando Términos Exponenciales:

$$T = 22.222 + \frac{104.2926}{\frac{e^{-ml} + e^{ml}}{e^{-ml} + e^{ml}}} (e^{-m(l-x)} + e^{m(l-x)}) \dots (A)$$

Se tiene la siguiente tabla:

BARRAS	$\frac{-ml}{e}$	$\frac{ml}{e}$	$\frac{-ml}{e} + \frac{ml}{e}$	$\frac{104.2926}{\frac{-ml}{e} + \frac{ml}{e}}$
ALUMINIO				
ml k = 100	.0496360	20.14665	20.1962936	5.163947495
ml k = 0	.0483834	20.66820	20.7165907	5.034254965
LATON				
ml k = 100	.0162922	61.37899	61.3952825	1.698707061
ml k = 0	.0141001	70.92123	70.9353312	1.470249002
ACERO				
ml k = 100	.0001227	8145.922	8145.92218	0.012803043
ml k = 0	.0000837	11939.067	11939.08758	0.008735391

Utilizando la expresión (A) y Los valores de la tabla se tiene:

Distancia	ALUMINIO	LATON	ACERO
10 cm	<u>94.07095156</u> <u>93.8342796</u>	<u>84.58949607</u> <u>83.46699758</u>	<u>56.05854557</u> <u>54.47960588</u>
20 cm	<u>71.8709821</u> <u>71.54050388</u>	<u>59.5500666</u> <u>58.21347355</u>	<u>33.19989357</u> <u>32.19925428</u>
30 cm	<u>56.74958823</u> <u>56.39981484</u>	<u>44.61701716</u> <u>43.41688687</u>	<u>25.78369319</u> <u>25.30797779</u>
40 cm	<u>46.55087622</u> <u>46.21622817</u>	<u>35.74730175</u> <u>34.77824766</u>	<u>23.37767754</u> <u>23.17656234</u>
50 cm	<u>39.82079099</u> <u>39.51273073</u>	<u>30.53949133</u> <u>29.7876916</u>	<u>22.59733757</u> <u>22.51747899</u>
60 cm	<u>35.599808</u> <u>35.31705664</u>	<u>27.58359836</u> <u>26.99526669</u>	<u>22.34497978</u> <u>22.31414711</u>
70 cm	<u>33.28613149</u> <u>33.02067121</u>	<u>26.07933021</u> <u>25.58966311</u>	<u>22.26561595</u> <u>22.25294439</u>
80 cm	<u>32.54989499</u> <u>32.29050993</u>	<u>25.61941412</u> <u>25.162498</u>	<u>22.24760609</u> <u>22.23947076</u>

La tabla muestra los valores de perfil de temperatura, donde los valores empleados con una $k = 100$ °C están subrayados y los valores con una $k = 0$ °C no lo están.

N O T A : Se encuentran en relieve los valores más parecidos a los valores experimentales.

B) Usando Funciones Hiperbólicas:

$$T = \left[\frac{\text{Cos h } m(l-x)}{\text{Cos h } m l} \right] \times (126.5146 - 22.222) + 22.222$$

Distancia	ALUMINIO	LATON	ACERO
10 cm	<u>94.07095156</u> 93.8342796	<u>84.58949607</u> 83.46699758	<u>56.05854557</u> 54.47960588
20 cm	<u>71.8709821</u> 71.54050388	<u>59.5500668</u> 58.21347355	<u>33.19989357</u> 32.19925428
30 cm	<u>56.74958823</u> 56.39981484	<u>44.61701716</u> 43.41688687	<u>25.78369319</u> 25.30797779
40 cm	<u>46.55087622</u> 46.21622817	<u>35.74730175</u> 34.77824768	<u>23.37767754</u> 23.17658234
50 cm	<u>39.82079099</u> 39.51273073	<u>30.53949133</u> 29.7876918	<u>22.59733757</u> 22.51747899
60 cm	<u>35.599808</u> 35.31705664	<u>27.58359836</u> 26.99526669	<u>22.34497978</u> 22.31414711
70 cm	<u>33.28613149</u> 33.02067121	<u>25.07933021</u> 25.58966311	<u>22.26561595</u> 22.25294439
80 cm	<u>32.54989499</u> 32.29050993	<u>25.61941412</u> 25.162498	<u>22.24760609</u> 22.23947078

6) Cálculo de La eficiencia

A) $\eta = \text{Tanh ml} / (\text{ml})$

	ml	Tanh ml	η
Aluminio	3.0030384 3.02859664	0.99508464 0.99532901	0.331359279 0.328643635
Latón	4.1170676 4.26156984	0.999469268 0.99960245	0.242762413 0.234562024
Acero	9.00527272 9.38757296	0.999999969 0.999999986	0.11104605 0.106523804

B) $= \frac{\sqrt{(h P k A)}}{\sqrt{(h P L x 104.2926)}} \text{Tanh ml} / (\text{h P L x } 104.2926)$

	$\sqrt{(h P k A)}$	Tanh ml	η
Aluminio	0.223491799 0.221605758	0.99508464 0.99532901	0.331359275 0.328643632
Latón	0.131663065 0.127198806	0.999469268 0.99960245	0.24276241 0.234562022
Acero	0.079790306 0.076540919	0.999999969 0.999999986	0.11104605 0.106523803

$$C) \quad \eta = \frac{\sqrt{(k A) / (h P L^2)}}{\sqrt{(k A) / (h P L^2)}}$$

	$\sqrt{(k A) / (h P L^2)}$	η
Aluminio	0.332996071	33.29 %
	0.330165927	33.02 %
Latón	0.242891322	24.28 %
	0.234655531	23.46 %
Acero	0.111046053	11.10 %
	0.106523605	10.65 %

7) Cálculo de la pérdida de calor de la barra:

$$q = \sqrt{(h P k A)} \times 104.2926 \times \text{Tanh ml}$$

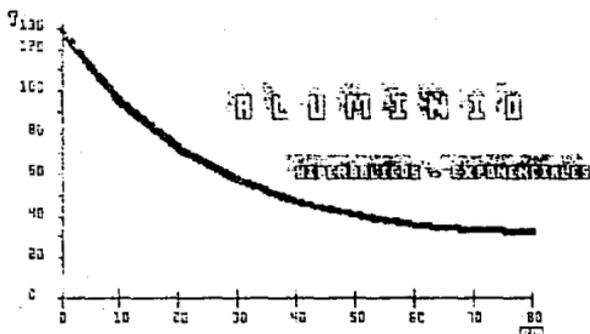
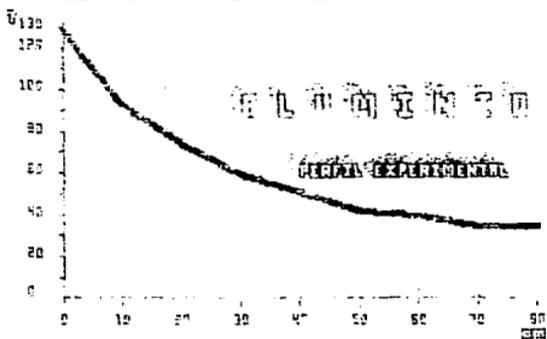
	$\sqrt{(h P k A)}$	Tanh ml	q (Kcal/h)
Aluminio	0.223491799	0.99508464	23.19397093
	0.221805758	0.99532901	23.0038855
Latón	0.131663065	0.999469268	13.72419564
	0.127198606	0.99960245	13.26059949
Acero	0.079790306	0.999999969	8.32153621
	0.076540919	0.999999966	7.962651337

CONCLUSION: Los cálculos elaborados con una conductividad (k) a 100 °C dan mejores aproximaciones. Los valores Hiperbólicos y Exponenciales dan los mismos valores de perfil de temperaturas para cada barra, siendo así que se pueden simplificar los cálculos con el manejo de las Funciones Hiperbólicas.

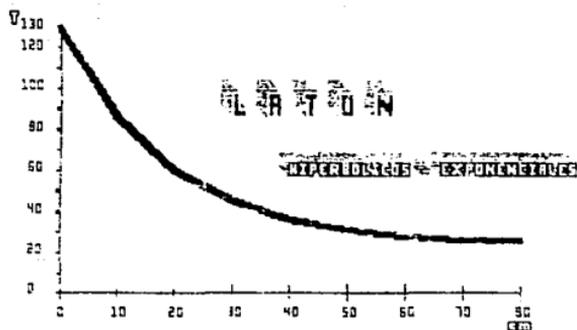
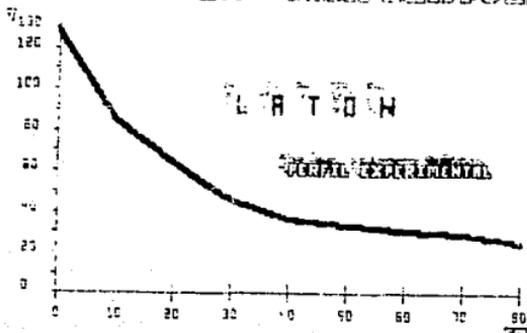
Los valores de eficiencia obtenidos señalan que el Aluminio es la barra más adecuada para un diseño de intercambiador aletado, afirmandose con la literatura que nos dice que el material en que se elaboran los intercambiadores aletados en la industria es el aluminio.

A continuación se muestran las gráficas de los valores experimentales y analíticos para cada barra:

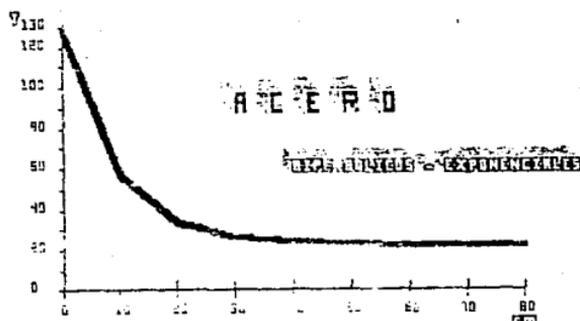
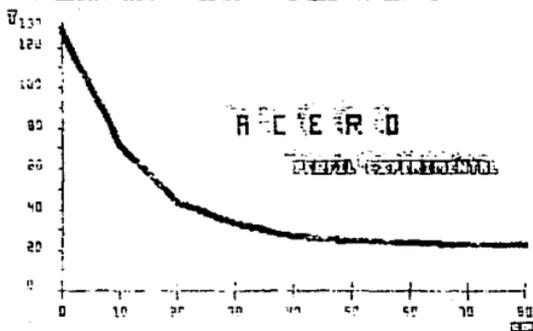
PERFIL DE TEMPERATURAS



PERFIL DE TEMPERATURAS



PERFIL DE TEMPERATURAS



KERN DONALD MCGRAW HILL	<u>"EXTENDED SURFACE HEAT TRANSFER"</u> 1972
KERN DONALD CONTINENTAL	<u>"PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR"</u>
KNUDSEN JAMES GEORGE ROBERT E. KRIEGER	<u>"FLUID DYNAMICS AND HEAT TRANSFER"</u> NUEVA YORK 1979
KREITH FRANK HERRERO HERMANOS, SUCESTORES	<u>"PRINCIPIOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR"</u> MEXICO 1970
MANRIQUE JOSE HARLA	<u>"TRANSFERENCIA DE CALOR"</u> MEXICO 1976
Mc. ADAMS Mc. GRAW HILL	<u>"HEAT TRANSMISSION"</u> NUEVA YORK 1977
OZOSK M. NECATI Mc. GRAW HILL	<u>"TRANSFERENCIA DE CALOR"</u> BOGOTA 1975
PERRY - CHILTON Mc. GRAW HILL	<u>"CHEMICAL ENGINEERS' HAND BOOK"</u> 5a EDICION 1973
VALIENTE ANTONIO EDITORIAL LIMUSA	<u>"PROBLEMAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR"</u> NUEVA YORK 1960
WELTY JAMES LIMUSA	<u>"TRANSFERENCIA DE CALOR APLICADA A LA INGENIERIA"</u> MEXICO 1978