



Dirección General de Computo y de
Tecnologías de Información y Comunicación



CURSO: TRANSFERENCIA DE ENERGÍA

Doctor Rafael Fernández Flores

Trabajo realizado con el apoyo del
Programa UNAM-DGAPA-PAPIME
PE110517



**CONVECCIÓN
FORZADA EN TUBERÍA**

PROBLEMA

¿Cómo se conoce la tasa de transferencia de calor de fluidos circulando en tuberías?
Tanto en la zona de transición como en la de flujo establecido?



OBJETIVOS

1

Conocer los grupos de números adimensionales para calcular la transferencia de energía por convección forzada en tuberías.

2

Conocer los criterios para determinar la correlación que debe utilizarse.

3

Usar hojas de Excel para realizar cálculos de transferencia de calor por convección forzada en tuberías.

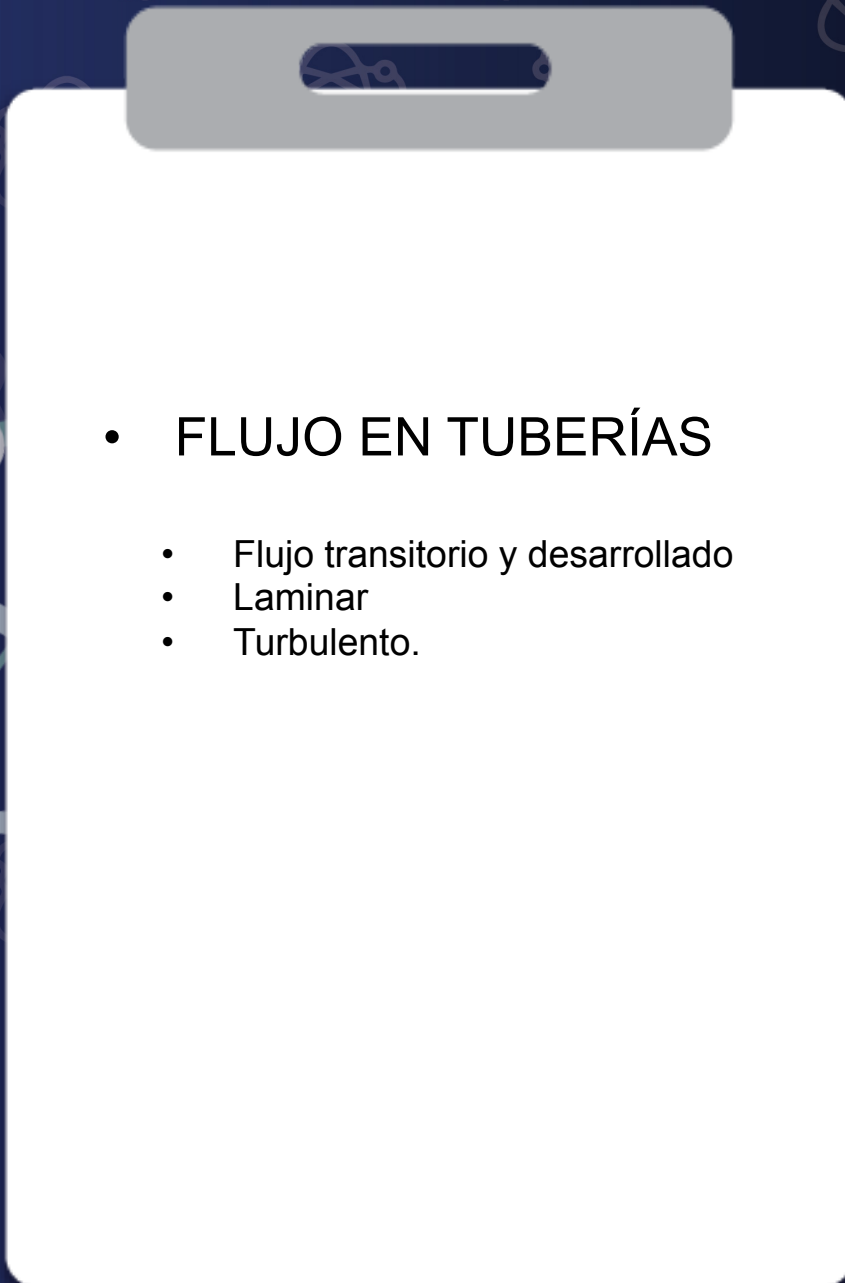
4

Usar simuladores de Matemática para realizar cálculos de transferencia de calor por convección forzada en tuberías

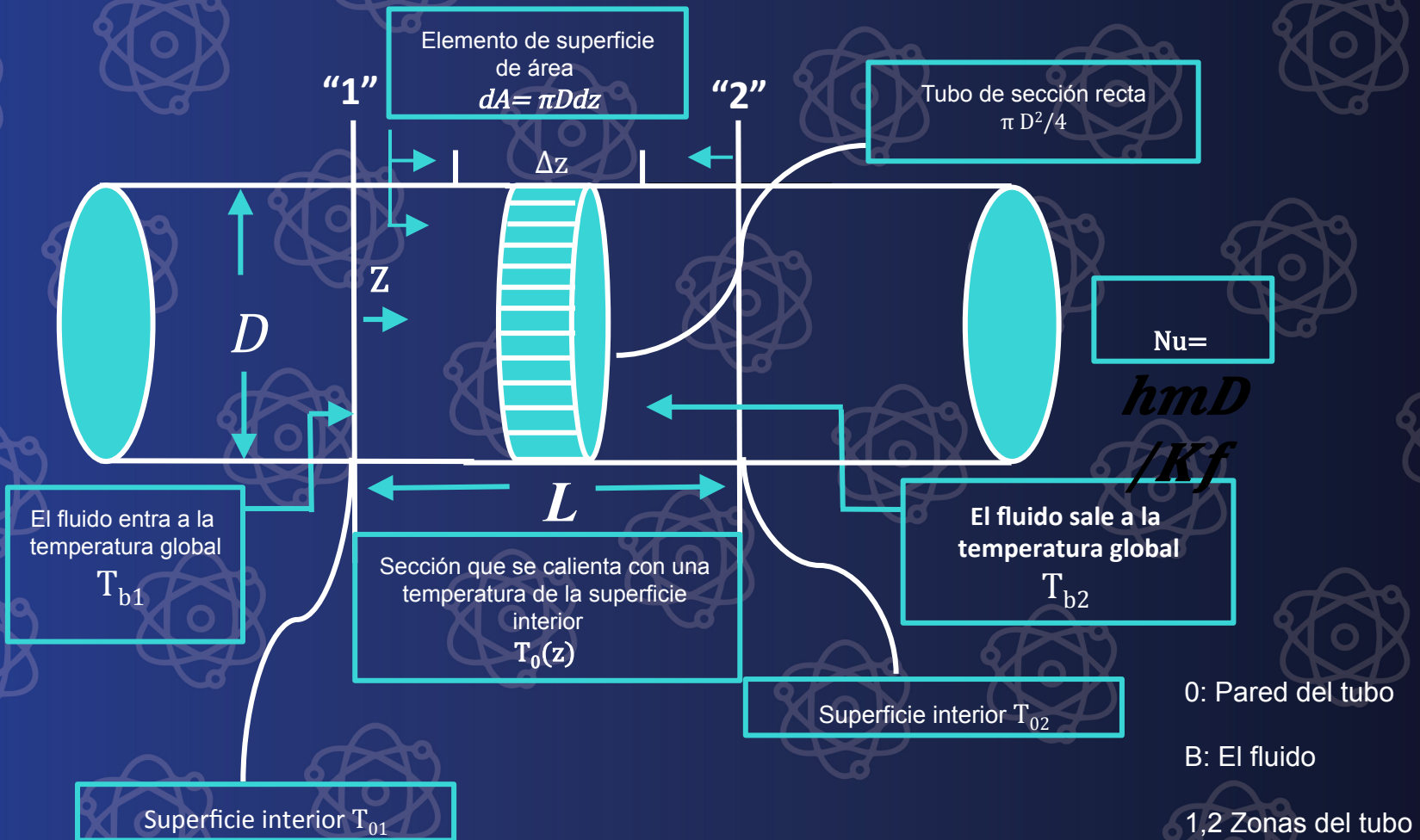




MENÚ

- 
- **FLUJO EN TUBERÍAS**
 - Flujo transitorio y desarrollado
 - Laminar
 - Turbulento.

TRANSMISIÓN DE CALOR EN UN TUBO CIRCULAR: NOMENCLATURA



Convección forzada en tuberías. Análisis dimensional

Análisis dimensional que muestra:

$$Nu_1 = Nu_2(Re, Pr, Br, L/D)$$

Como en general la disipación viscosa es pequeña:

$$Nu_1 = Nu_2(Re, Pr, L/D)$$

$$\text{Brinkman} = \mu v^2 / K(T_1 - T_0)$$

Si la viscosidad varía significativamente con la temperatura se agrega el cociente μ_b / μ_o

Algunas consideraciones referentes a la definición de h para la convección forzada en tuberías

A partir de las diferencias de temperatura inicial

$$T_{01} - T_{b1}$$

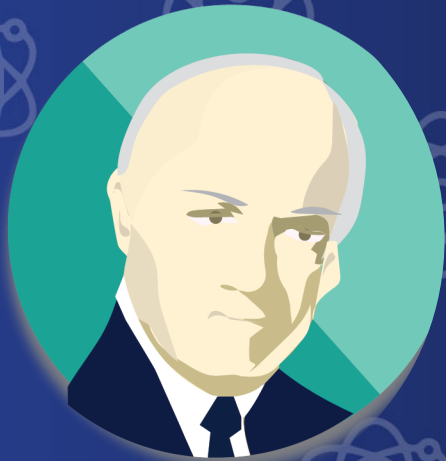
A partir de la medida aritmética de las diferencias de temperatura en dos regiones diferentes del tubo

$$(T_{01} - T_{b1}) + (T_{02} - T_{b2}) / 2$$

A partir de la *media logarítmica* de las diferencias de temperatura en dos regiones diferentes del tubo

$$\frac{(T_{01} - T_{b1}) + (T_{02} - T_{b2})}{\ln[(T_{01} - T_{b1}) / (T_{02} - T_{b2})]}$$

Definición de
“h”
(h_1 , h_a y h_{ln})



NUSSELT

COMENTARIOS

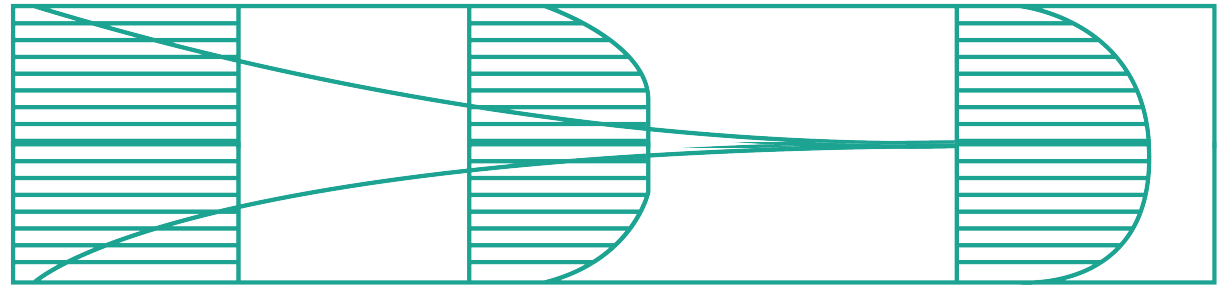
El Nu se construye con base en h por lo tanto también hay: Nu_1 , Nu_a , Nu_{ln}

Tener cuidado con las escalas seleccionadas para el Re, por ejemplo: D, R_h , a (Volumen/área en lecho fluidizado), u otra

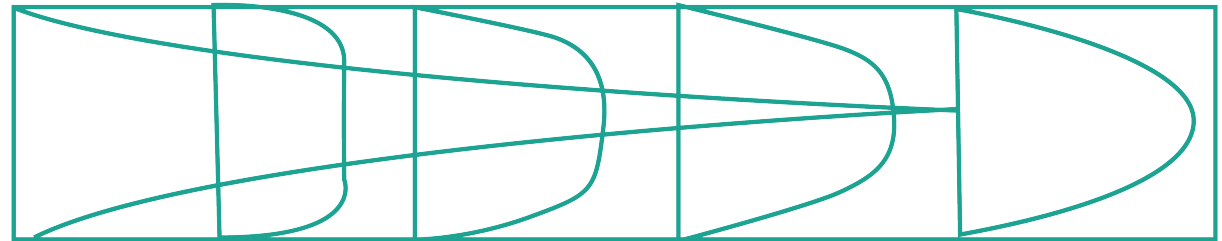
Tener cuidado con los subíndices, por ejemplo f (temperatura de película)
 $T_f = (T_0 + T_\infty)/2$

VALORES TÍPICOS DE h

Tipo de conveccion	h W/m ² k
Convección natural en gases	2-25
Convección natural en líquidos	10-1000
Convección forzada en gases	15-250
Convección forzada en líquidos	50-20 000
Ebullición y condensacion	2500-100 000

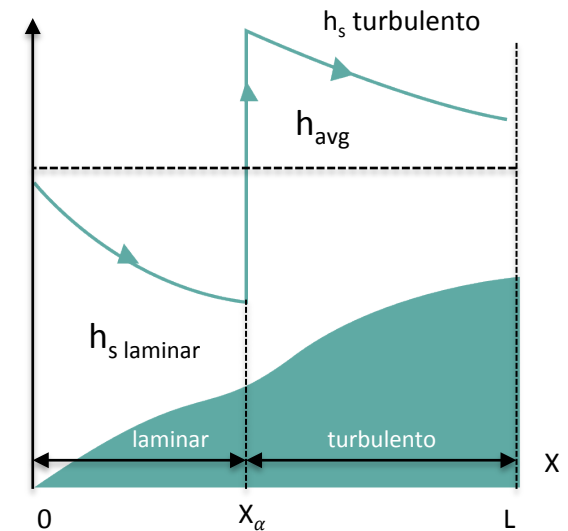


Capa límite hidrodinámica



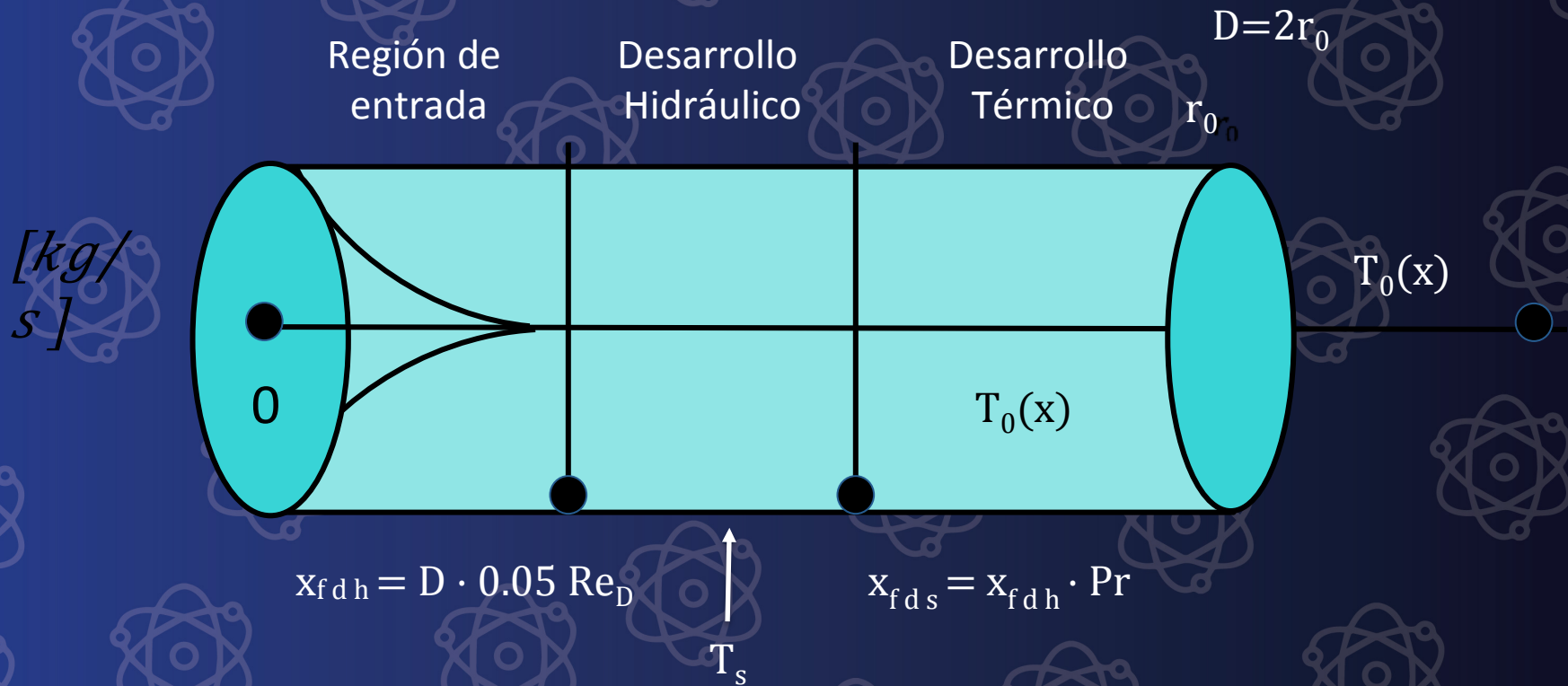
Capa límite térmica

El resultado es que en la sección de entrada el coeficiente de transferencia de calor es mayor, lo mismo que el factor de fricción



ZONA DE
TRANSICIÓN Y FLUJO
DESARROLLADO

FLUJO LAMINAR



Laminar

$$L_{h_lam} = 0.05 Re_D$$

$$L_{t_lam} = 0.05 Re_D Pr = L_{h_lam} Pr$$

$$Re_D = \frac{\rho u_m D}{\mu}$$

$$= \frac{4m}{\pi \mu D}$$

$$Nu_D = \frac{hD}{k}$$

Flujo laminar completamente desarrollado

$$L_{t_lam} > 0.05 \text{ RePrD}$$

$$h = h_x = \text{constante}$$

$$\text{Nu}_D = \text{Nu}_{Dx} = \text{constante}$$

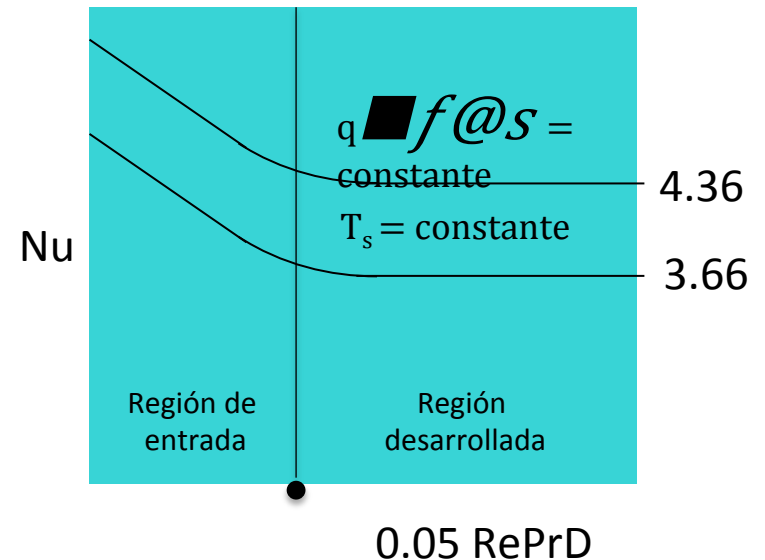
$$q \blacksquare f @ s = \text{constante}$$

$$\text{Nu}_D = 4.36$$

$$T_s = \text{constante}$$

$$\text{Nu}_D = 3.66$$

$$h = k \cdot \text{Nu} D / D$$



CRITERIOS PARA USO DE
CORRELACIONES

COMENTARIOS

- El número de Nu es mucho más grande en la región de entrada
- El número de Nu se vuelve constante aproximadamente a una distancia de $0.05 ReDPr$ (flujo completamente desarrollado)



Desarrollo de flujo $L_{t_lam} < 0.05 RePrD$



Longitud de la entrada combinada

Perfiles de velocidad y temperatura

$T_s = \text{constant}$

e

$$Nu_{in} = 1.86 (RePrD/L)^{1/3} (\mu_b/\mu_0)^{0.14}$$

Válida si: $(ReDPr)(D/L) > 10$

$$0.48 <$$

$$Pr < 16.700$$

$$0.0044 < \mu_b/\mu_0 < 9.75$$

¿Qué valor debe tener D/L para estar en la zona de desarrollo $0.05 RePrD$?

EJEMPLO: TUBOS CIRCULARES



- Agua a $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ entra a un tubo de 1 in de diámetro interno y 100 in de longitud, a una velocidad media de 2 cm/s. Calcula el coeficiente de transferencia de calor promedio si la temperatura de la pared del tubo se mantiene constante a $80\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- Determina el efecto del Diámetro.
- La conductividad térmica, la densidad y el calor específico del material del que está hecho el tubo, son respectivamente:
 - $K = 0.651\text{ W/m K}$
 - $\rho = 985\text{ Kg/ m}^3$
 - $C_p = 4180\text{ J/Kg C}$

SOLUCIÓN

Construimos una hoja de Excel en la que colocamos los datos:

	A	B	C	D
1	Datos			
2	D (in)	1.00	D(m)	0.0254
3	L (in)	100.00	L (m)	2.54
4	v (cm/s)	2.00	v (m/s)	0.02
5	k (W/m K)	0.651		
6	Cp (J/kg °C)	4180.0		
7	rho (kg/m ³)	985.0		
8	visc (kg/(m s))	4.71E-04		
9	visc_w (kg/(m s))	3.55E-04		
10	T_f (°C)	60		
11	T_w (°C)	80		

En las columnas C y D los convertimos al Sistema Internacional de Unidades

SOLUCIÓN

Determinamos cuál de las dos correlaciones se va a utilizar

B16		fx		=B14*B15*(D2/D3)	
	A	B	C	D	E
1	Datos				
2	D (in)	1.00	D(m)	0.0254	
3	L (in)	100.00	L (m)	2.54	
4	v (cm/s)	2.00	v (m/s)	0.02	
5	k (W/m K)	0.651			
6	Cp (J/kg °C)	4180.0			
7	rho (kg/m^3)	985.0			
8	visc (kg/(m s))	4.71E-04			
9	visc_w (kg/(m s))	3.55E-04			
10	T_f (°C)	60			
11	T_w (°C)	80			
12	Cálculos preliminares				
13	L/D	100			
14	Re (basado en D)	1062	(laminar)		
15	Pr	3.02			
16	RePr(D/L)	32.13	OK		

Para eso se calcula el término:

$$(ReDPr)(D/L)$$

Por lo tanto se usa la correlación de flujo laminar.

$$Nu_{ln} = 1.86 (RePrD/L)^{1/3} (\mu_b/\mu_0)^{0.14}$$

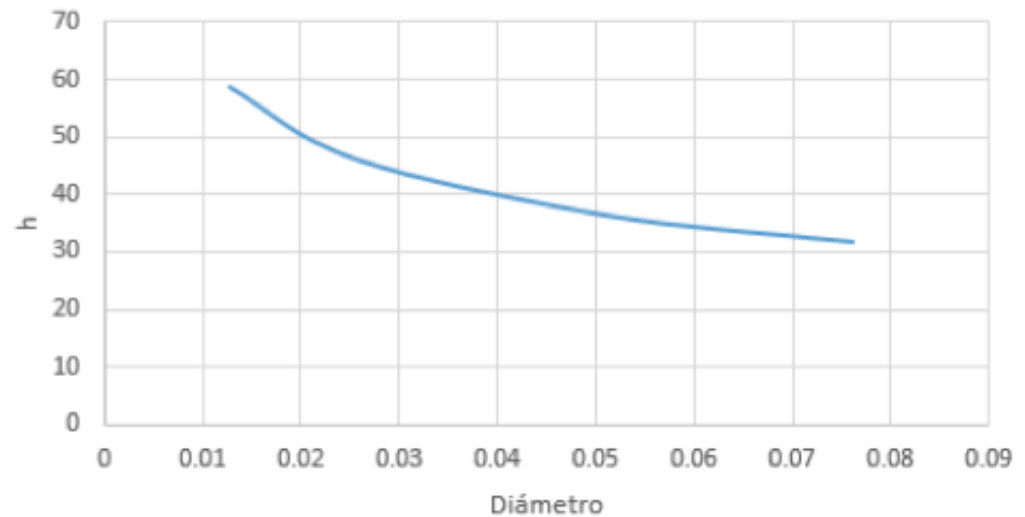
Calculamos el Nu y h

G2		fx		=1.86*(B14*\$B\$15)^0.33*(D2/\$D\$3)^0.33*(\$B\$8/\$B\$9)^0.14						
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	
1	Datos					Resultados (coef. promedio de transf. de calor)				
2	D (in)	1.00	D(m)	0.0254		Nu (basado en D)	6.1			
3	L (in)	100.00	L (m)	2.54		h prom (W/m^2 °C)	156			
4	v (cm/s)	2.00	v (m/s)	0.02						

EFFECTO DEL DIÁMETRO

Efecto de D				
D (m)	0.0127	0.0254	0.0508	0.0762
Re	531	1062	2125	3187
RePr(D/L)	16	32	64	96
Nusselt	1.1	1.8	2.9	3.7
h prom (W/m ² °C)	59	46	37	32

Efecto de D



ACTIVIDAD



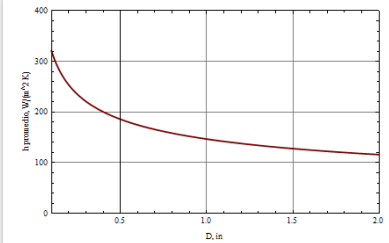
Utiliza el simulador para resolver el siguiente problema:

Calcula el coeficiente de transferencia de calor h para un fluido que circula a 5 m/s en un tubo de 8 cm de diámetro y 10 metros de longitud. Considera el flujo de calor constante a través de la superficie y resuelve para dos casos:

- para un flujo de aire
- para un flujo de agua

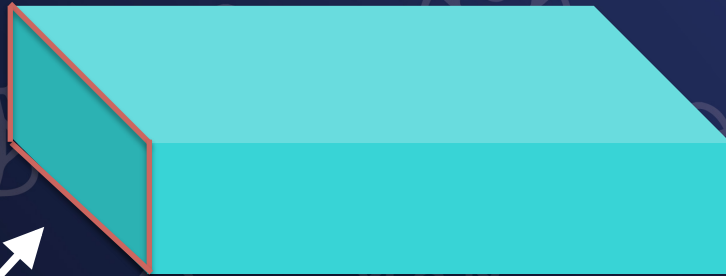
**Transferencia de calor por convección forzada:
flujo laminar al interior de un ducto circular
(aproximación de intercara)**

	Re	parametro adimensional	Nu	h promedio
Longitud, in	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Velocidad, cm/s	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Temperatura del fluido, °C	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Temperatura de la pared, °C	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Conductividad térmica, W/(m °C)	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>



Tubos no circulares

Sección transversal



$$u_m = m / \rho A c$$

P perímetro mojado

$$D_h = 4Ac/P$$

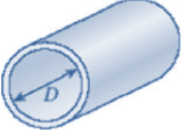
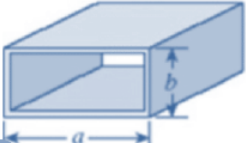
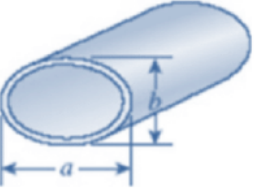
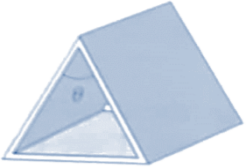
$$Re_D = \rho u_m D_h / \mu \\ = 4m / \mu P$$

$$Re_{Dh} < 2300 \text{ laminar}$$

$$Re_{Dh} < 2300 \text{ turbulento}$$

Diámetro hidráulico

Nu PARA DUCTOS NO CIRCULARES

Geometria del tubo	a/b ó θ°	Numero de Nusslet	
		Ts = constante	qs=constante
	--	3.66	4.36
	A'b		
	1	2.98	3.61
	2	3.39	4.12
	3	3.96	4.79
	4	4.44	5.33
	6	5.14	6.05
	8	5.60	6.49
=	7.54	8.24	
	A'b		
	1	3.66	4.36
	2	3.74	4.56
	4	3.79	4.88
	8	3.72	5.09
16	3.65	5.18	
	θ		
	10°	3.66	4.36
	30°	3.74	4.56
	60°	3.79	4.88
	90°	3.72	5.09
120°	3.65	5.18	

FLUJO TURBULENTO

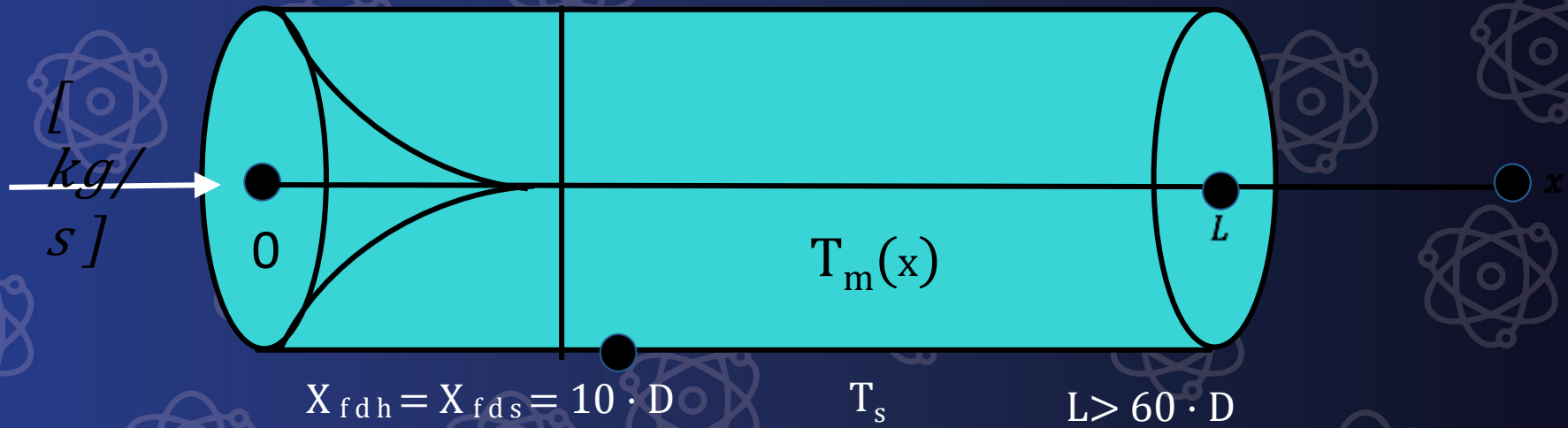
Tubo circular

Región en desarrollo

Región completamente desarrollada

$$D = 2r_0$$

$$Re_D > 2300$$



Turbulento

$$L_{h_tur} = L_{t_tur} = 10D$$

$$Re_D = \frac{\rho u m D}{\mu}$$

$$= \frac{m u m}{\pi \mu D}$$

$$Nu_D = \frac{h D}{k}$$

$$h = \frac{k \cdot Nu_D}{D}$$

Para tubos largos

$$\overline{Nu_D} = Nu_D$$



Para flujo altamente turbulento (Re > 20 000)

$$\frac{h \ln D / k b}{(\mu b / \mu_0)^{0.14}} = 0.026 (DG / \mu b)^{0.8} (Cp \mu / k)^{1/3}$$

La región de transición $2100 < Re < 10\,000$ se conoce menos, se evita hasta donde se puede.

La correlación tiene márgenes de error de 20%

CORRELACIÓN PARA Nu

Metales líquidos

Por $q_s = \text{constante}$

Skupinski

$$Nu_D = 4.82 + 0.0185 Pe_D^{0.287}$$

$$100 < Pe_D < 10000$$

$$3.6e3 < Re_D < 9.05e6$$

Por $T_s = \text{constante}$

Seban

$$Nu_D = 5.0 + 0.025 Pe_D^{0.8}$$

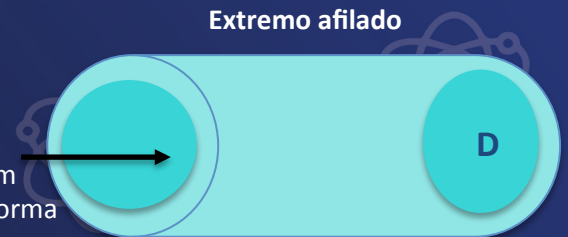
$$Pe_D \geq 100$$

Tubos cortos

$$Nu_D = Nu_D \cdot \left[1 + \frac{C}{(x/D)^m} \right]$$

Nu_D es calculado por Flujo completamente desarrollado

Coficiente C y m depende de la forma de la entrada



$$C=2.4254$$

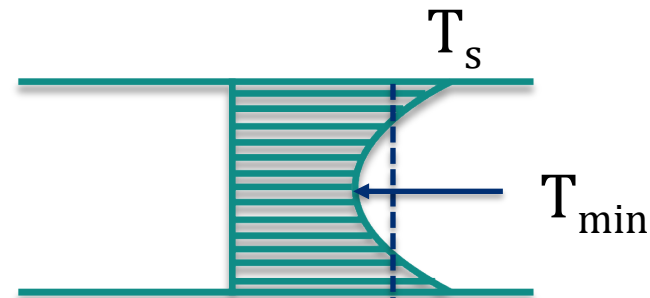
$$m=0.676$$

X

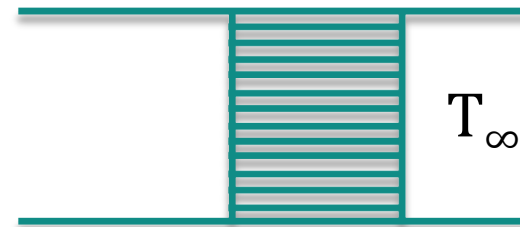
METALES LÍQUIDOS Y TUBOS CORTOS

VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA MEDIA (TM) DEL FLUIDO EN LA DIRECCIÓN DEL FLUJO.

- Al conocer h se puede calcular, mediante la ley de enfriamiento de Newton, el flujo de calor a través de la superficie del tubo.
- Un problema que no hemos estudiado aún es el de la variación de la temperatura a lo largo de la dirección del flujo.
- Para resolver este tipo de problemas realizamos un balance de energía



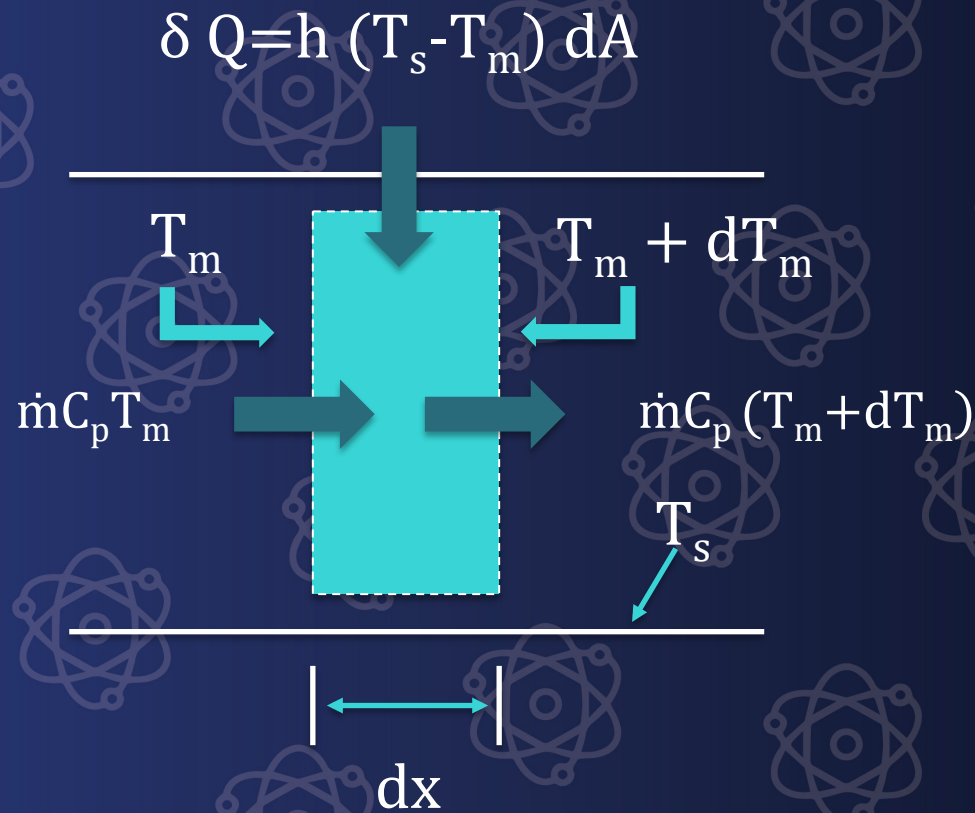
(a) Real



(b) Idealizado

$$\dot{m}C_p T_m$$

Representa el flujo de energía en cualquier sección transversal



$$\dot{m} C_p dT_m = h (T_s - T_m) dA_s$$

BALANCE DIFERENCIAL

INTEGRACIÓN DE LA ECUACIÓN DE BALANCE. EVOLUCIÓN DE T

$$\dot{m}C_p dT_m = h(T_s - T_m) dA_s$$

$$dA_s = p dx,$$



$$\frac{d(T_s - T_m)}{T_s - T_m} = - \frac{hp}{\dot{m}C_p} dx$$



$$\ln \frac{T_s - T_e}{T_s - T_i} = - \frac{hA_s}{\dot{m}C_p}$$



$$T_e = T_s - (T_s - T_i) \exp(-hA_s / \dot{m}C_p)$$

FLUJO DE CALOR (MEDIA LOGARÍTMICA)

$$\dot{m}C_p = hA_s / \ln[(T_s - T_e) / (T_s - T_i)]$$

$$Q = \dot{m}C_p(T_e - T_i)$$

$$Q = hA_s \Delta T_{In}$$

$$\Delta T_{In} = T_i - T_e / \ln((T_s - T_e) / (T_s - T_i)) = \Delta T_e - \Delta T_i / \ln(\Delta T_e / \Delta T_i)$$

ACTIVIDAD

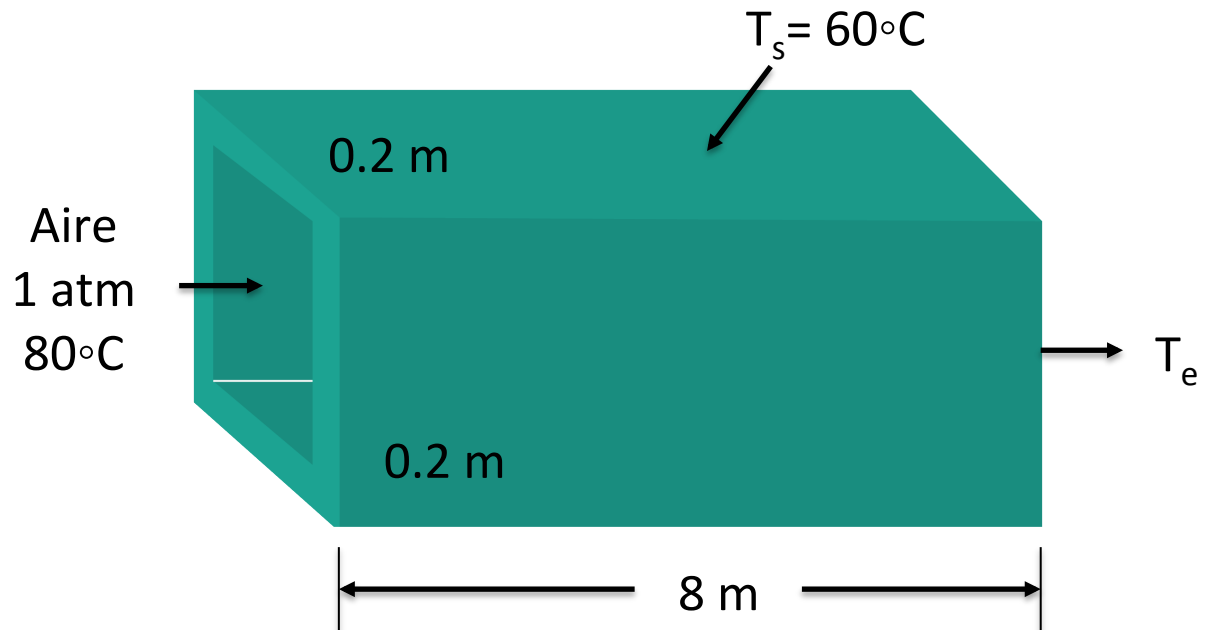


- Calcular las unidades de $\dot{m}C_pT_m$
- Mostrar que \dot{m} puede escribirse como $\rho V_{\text{prom}}A$
- Calcular el valor de $\dot{m}C_pT_m$ para agua fluyendo a 0.3 Kg/s a una temperatura media de 65 C. El C_p del agua a esa temperatura es de 4187 J/kg C

En el ático de una casa pasa un ducto, no aislado, de longitud 8 m y sección transversal de 0.2 m X 0.2 m que transporta aire a presión atmosférica a una tasa de 0.15 m³/s. La temperatura a la cual entra el aire al ducto es 80 C. ¿Cuál es la temperatura de salida del aire y la tasa de pérdida de calor del ducto al recinto?

EJEMPLO 2

Pérdida de calor en ductos no circulares



SOLUCIÓN

CÁLCULO DEL REYNOLDS Y LONGITUD DE ENTRADA

Las propiedades físicas del aire en las condiciones de entrada del aire son:

$$\rho = 0.9994 \text{ kg/m}^3$$

$$K = 0.02953 \text{ W/m C}$$

$$\gamma = 2.097 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$C_p = 1008 \text{ J/Kg C}$$

$$\text{Pr} = 0.7154$$

Con lo que podemos calcular el Re y la longitud para tener un flujo establecido

$$D_h = 4Ac/p = 4a^2/4a = a = 0.2 \text{ m}$$

$$V_{\text{avg}} = V/Ac = 0.15 \text{ m}^3/\text{s}/(0.2 \text{ m})^2 = 3.75 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = V_{\text{avg}} D_h / \nu = (3.75 \text{ m/s})(0.2 \text{ m}) / 2.097 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{Re} = 35765 \approx 10D = 10 \times 0.2 \text{ m} = 2 \text{ m}$$

El flujo es turbulento y esta completamente desarrollado, usaríamos por lo tanto la correlación:

$$hD/kb = 0.026 (DG/\mu b)^{0.8} ($$

$$C_p \mu / k)^{1/3} (\mu b / \mu_0)^{0.14}$$

Sin embargo Cengel utiliza: $Nu = hD_{in}/k = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$

CALCULO DE h

Para determinar h

Es decir asume que μ no varía mucho

$$Nu = hD_{in}/k = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023(35.765)^{0.8} (0.7154)^{0.4} = 91.4$$

$$h = k/Dh = Nu = 0.02953 \text{ w/m} \cdot \text{ }^\circ\text{C}/0.2 \text{ m}$$

$$(91.4) = 13.5 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

CÁLCULO DE LA
TASA DE CALOR
PERDIDO

$$\Delta T_{\ln} = T_i - T_e / \ln T_s - T_e / T_s - T_i =$$
$$80 - 71.3 / \ln 60 - 71.3 / 60 - 80$$
$$= -15.2^{\circ}\text{C}$$

$$Q = hA_s \Delta T_{\ln} = (13.5 \text{ W/m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})(6.4 \text{ m}^2)(-15^{\circ}\text{C}) =$$
$$-1313 \text{ W}$$

CÁLCULO DE LA TEMPERATURA A LA SALIDA

Para calcular la temperatura de salida usamos la fórmula

$$T_e = T_s - (T_s - T_i) \exp(-hA_s / \dot{m}C_p)$$

Calculando

$$A_s = 4aL = 4(0.2\text{m})(8\text{m}) = 6.4\text{m}^2$$

$$\dot{m} = \rho\dot{V} = (0.9994 \text{ kg/m}^3)(0.15\text{m}^3/\text{s}) = 0.150 \text{ kg/s}$$

Y sustituyendo:

$$= 60^\circ\text{C} - [(60 - 80)^\circ\text{C}] \exp[-(13.5 \text{ W/m}^2/\cdot^\circ\text{C})(6.4$$

$$= 71.3^\circ\text{C}$$

Resumen de correlaciones para convección forzada en fluidos elementales (127)

Descripción del sistema	Correlación recomendada	Ecuación en el libro
Factor de fricción para flujo laminar en tubos y conductos largos	Líquidos: $f = (64/Re_D)(\mu_s/\mu_b)^{0.14}$	(6.44)
	Gases: $f = (64/Re_D)(T_s/T_b)^{0.14}$	(6.45)
Número de Nusselt para flujo laminar completamente desarrollado en tubos largos con flujo de calor uniforme, $Pr > 0.6$	$\overline{Nu}_D = 4.36$	(6.31)
Número de Nusselt para flujo laminar completamente desarrollado en tubos largos con temperatura de pared uniforme, $Pr > 0.6$	$\overline{Nu}_D = 3.36$	(6.32)
Número de Nusselt promedio para flujo laminar en tubos y conductos de longitud intermedia con temperatura de pared uniforme, $(Re_{D_H} Pr D_H / L)^{0.33} (\mu_b / \mu_s)^{0.14} > 2$, $0.004 < (\mu_b / \mu_s) < 10$ y $0.5 < Pr < 16000$	$\overline{Nu}_{D_H} = 1.86(Re_{D_H} Pr D_H / L)^{0.33} (\mu_b / \mu_s)^{0.14}$	(6.42)

^aTodas las propiedades físicas en las correlaciones se evaluaron a la temperatura global T_b , excepto μ_s , que se evaluó a la temperatura de pared T_s .

^b $Re_{D_H} = D_H \overline{U} \rho / \mu$, $D_H = 4A_c / P$ y $\overline{U} = \dot{m} / \rho A_c$.

^cLas correlaciones para flujo incompresible son válidas cuando la velocidad promedio es menor que la mitad de la velocidad del sonido (número de Mach < 0.5) para gases y vapores.

^dse aplican a metales líquidos y conductos largos y lisos

Número de Nusselt promedio para flujo turbulento completamente desarrollado a través de tubos y conductos largos y lisos, $6000 < Re_D < 10^7$, $0.7 < Pr < 10000$ y $L/D_H > 60$

$$\overline{Nu}_{D_H} = 0.027 Re_{D_H}^{0.8} Pr^{1/3} (\mu_b / \mu_s)^{0.14} \quad (6.61)$$

o tabla 6.3 o la correlación de Gnielinski, ecuación (6.65) para $Re_D > 2300$

$$(6.63)$$

Número de Nusselt promedio para metales líquidos en flujo turbulento completamente desarrollado a través de tubos lisos con flujo térmico uniforme, $100 < Re_D Pr < 10^4$ y $L/D > 30$

$$\overline{Nu}_D = 4.82 + 0.0185 (Re_D Pr)^{0.827} \quad (6.68)$$

Igual que lo anterior, pero en la región de entrada con calor constante cuando $Re_D Pr < 100$

$$\overline{Nu}_D = 3.0 Re_D^{0.0833} \quad (6.69)$$

Número de Nusselt promedio para metales líquidos en flujo turbulento completamente desarrollado a través de tubos lisos con temperatura superficial uniforme, $Re_D Pr > 100$ y $L/D > 30$

$$\overline{Nu}_D = 5.0 + 0.025 (Re_D Pr)^{0.8} \quad (6.70)$$

LECHO FLUIDIZADO

- En ese caso por ejemplo el Re puede definirse como $Re = G_0 / a\mu_f \psi$
Con G_0 la velocidad másica y ψ un parámetro empírico que depende de la forma de las partículas del lecho.
- Para el lecho fluidizado (y otros problemas) se utilizan para h valores locales definidos en una sección transversal.

$$j_H = 0.91 Re^{-0.51} \psi \quad (Re < 50)$$

$$j_H = 0.61 Re^{-0.41} \psi \quad (Re > 50)$$

Donde:

$$j_H = h \frac{10c}{C_p b G_0} \left(\frac{C_p \mu_f}{k} \right)^{1/2} \quad Y \quad Re = G_0 / a\mu_f \psi$$

Partículas para las correlaciones de lechos de relleno

Forma de la partícula	ψ
Esferas	1,00
Cilindros	0,91
Laminillas	0,86
Anillos de Raschig	0,79
Anillos tabicados	0,67
Monturas de Berl	0,80

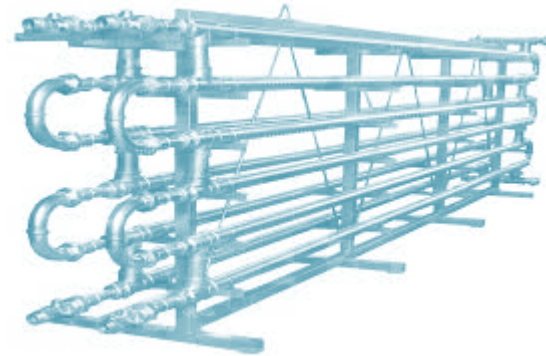
**FACTORES DE
FORMA**

Resumen de correlaciones para convección forzada en lechos fluidizados.

Geometría	Ecuación de correlación	Restricciones																								
Lecho empacado: transferencia de calor hacia o desde la pared de contención, gas	$\overline{Nu}_{D_p} = 2.58 Re_{D_p}^{1/3} Pr^{1/3} + 0.094 Re_{D_p}^{0.8} Pr^{0.4}$	$40 < Re_{D_p} < 2000$ empaquete en forma cilíndrica																								
Paquete de tubos en flujo transversal (consulte las figuras 7.21 y 7.22)	$\overline{Nu}_{D_p} = 0.203 Re_{D_p}^{1/3} Pr^{1/3} + 0.220 Re_{D_p}^{0.8} Pr^{0.4}$ $\overline{Nu}_D Pr^{-0.36} (Pr/Pr_s)^{-0.25} = C(S_T/S_L)^n Re_D^m$	$40 < Re_{D_p} < 2000$ empaquete en forma esférica																								
	<table border="1"> <thead> <tr> <th>C</th> <th>m</th> <th>n</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>0.8</td> <td>0.4</td> <td>0</td> </tr> <tr> <td>0.9</td> <td>0.4</td> <td>0</td> </tr> <tr> <td>0.27</td> <td>0.63</td> <td>0</td> </tr> <tr> <td>0.35</td> <td>0.60</td> <td>0.2</td> </tr> <tr> <td>0.40</td> <td>0.60</td> <td>0</td> </tr> <tr> <td>0.021</td> <td>0.84</td> <td>0</td> </tr> <tr> <td>0.022</td> <td>0.84</td> <td>0</td> </tr> </tbody> </table>	C	m	n	0.8	0.4	0	0.9	0.4	0	0.27	0.63	0	0.35	0.60	0.2	0.40	0.60	0	0.021	0.84	0	0.022	0.84	0	$10 < Re_D < 100$, en línea $10 < Re_D < 100$, cruzados $1000 < Re_D < 2 \times 10^5$, en línea $S_T/S_L \geq 0.7$ $1000 < Re_D < 2 \times 10^5$, cruzados $S_T/S_L < 2$ $1000 < Re_D < 2 \times 10^5$, cruzados $S_T/S_L \geq 2$ $Re_D > 2 \times 10^5$, en línea $Re_D > 2 \times 10^5$, cruzados $Pr > 1$ $Re_D > 2 \times 10^5$, cruzados $Pr = 0.7$
C	m	n																								
0.8	0.4	0																								
0.9	0.4	0																								
0.27	0.63	0																								
0.35	0.60	0.2																								
0.40	0.60	0																								
0.021	0.84	0																								
0.022	0.84	0																								
Flujo sobre paquete de tubos cruzados, gas o líquido ($Pr > 0.5$)	$\overline{Nu}_D = 0.0131 Re_D^{0.883} Pr^{0.36}$	$4.5 \times 10^5 < Re_D < 7 \times 10^6$ $S_T/D = 2, S_L/D = 1.4$																								
Metales líquidos	$\overline{Nu}_D = 4.03 + 0.228(Re_D Pr)^{2/3}$	$2 \times 10^4 < Re_D < 8 \times 10^4$, cruzados																								

APLICACIONES

- Bancada de tubos paralelos.



- Pulverizadores de gotas o burbujas



REFERENCIAS

Cengel. «Fundamentals of Thermal-Fluid Science»

