

**T15.- Correlaciones para la Convección Forzada**

Las transparencias son el material de apoyo del profesor para impartir la clase. No son apuntes de la asignatura. Al alumno le pueden servir como guía para recopilar información (libros, ...) y elaborar sus propios apuntes

**Departamento:** Ingeniería Eléctrica y Energética  
**Area:** Máquinas y Motores Térmicos

CARLOS J RENEDO [renedoc@unican.es](mailto:renedoc@unican.es)  
Despachos: ETSN 236 / ETSIIT S-3 28  
<http://personales.unican.es/renedoc/index.htm>  
Tfn: ETSN 942 20 13 44 / ETSIIT 942 20 13 82

1

**XV.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCION FORZADA**

$$\overline{Re} = \frac{\overline{u}L}{\nu} \quad Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\eta c_p}{k} \quad \overline{Nu} = \frac{h_c L}{k} \quad St = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{h_c}{\rho c_p u}$$

**XV.1.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA EN PLACAS (I)**

*FLUJO LAMINAR SOBRE PLACA PLANA HORIZONTAL*

$$Nu_x = 0,332 \sqrt{Re_x} Pr^{1/3} = \frac{h_{cx} x}{k} \quad Re < 5.10^5 \quad 0,1 < Pr < 10^3$$

Nusselt medio para la longitud L

$$Nu = \frac{h_c L}{k} = 0,664 \sqrt{Re_L} Pr^{1/3} , \text{ para: } \begin{cases} 10^3 < Re_L < 5.10^5 \\ Pr > 0,5 \end{cases}$$

para metales líquidos  $Nu = 1,128 \sqrt{Re_L} Pr^{1/3}$

2

**XV.1.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA EN PLACAS (II)**

**FLUJO LAMINAR TOTALMENTE DESARROLLADO ENTRE PLACAS PLANAS PARALELAS**

$$Nu_{d_h} = 7,54 + \frac{0,03 \frac{d_h}{L} Re_{d_h} Pr}{1 + 0,016 \left(\frac{d_h}{L} Re_{d_h} Pr\right)^{2/3}} \quad Re_{d_h} < 2800$$

$d_h = 2 \times$  separación entre placas

**FLUJO TURBULENTO SOBRE PLACA PLANA HORIZONTAL LISA**

$$St_x Pr^{2/3} = \frac{C_x}{2}, \text{ para: } \begin{cases} 5 \cdot 10^5 < Re < 10^7 & ; St_x Pr^{2/3} = 0,0296 Re_x^{-0,2} \\ 10^7 < Re < 10^9 & ; St_x Pr^{2/3} = 0,185 (\lg Re_x)^{-2,584} \end{cases}$$

$$Nu_x = 0,029 Re_x^{0,8} Pr^{0,43}, \text{ para: } \begin{cases} 5 \cdot 10^5 < Re_x < 3 \cdot 10^7 \\ 0,7 < Pr < 400 \end{cases}$$

$$Nu_L = 0,036 \{Re_L^{0,8} - 9200\} Pr^{0,43} \left(\frac{\eta_F}{\eta_{PF}}\right)^{0,25}, \text{ para: } \begin{cases} 2 \cdot 10^5 < Re_L < 5,5 \cdot 10^6 \\ 0,7 < Pr < 380 \\ 0,26 < (\eta_F/\eta_{PF}) < 3,5 \end{cases}$$

$$Nu_L = 0,664 \sqrt{Re_c} Pr^{1/3} + 0,036 Re_L^{0,8} Pr^{0,43} \left\{1 - \left(\frac{Re_c}{Re_L}\right)^{0,8}\right\}, \begin{cases} 5 \cdot 10^5 < Re_x < 3 \cdot 10^7 \\ 0,7 < Pr < 400 \end{cases}$$

**XV.2.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (I)**

**FLUJO LAMINAR POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS.-  $Re < 2.100$ .**

*Flujos desarrollados*. tubo circular,  $L \rightarrow \infty$  | *flujo de calor q/A constante*  $Nu = 4,3636$   
 | *temperatura de pared constante*  $Nu = 3,656$

**Flujos no desarrollados.-**

*temperatura de pared constante*

$$Nu = 1,86 \sqrt[3]{Gz} \left(\frac{\eta_F}{\eta_{PF}}\right)^{0,14}, \text{ con, } Gz = \left(\frac{d}{L} Re_d Pr\right) \text{ y } \begin{cases} Gz > 10 & ; \sqrt[3]{Gz} \eta_c > 2 \\ Pr > 0,5 \end{cases}$$

$$Nu = 4,36 + \frac{0,023 Gz}{1 + 0,0012 Gz} \eta_c$$

$\eta_F$  a  $T^a$  del fluido

$\eta_{PF}$  a  $T^a$  de la pared

*temperatura de pared constante*

$$Nu = 3,66 + \frac{0,0668 Gz}{1 + 0,04 Gz^{2/3}} \eta_c$$

**XV.2.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA  
POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (II)**

**FLUJO TURBULENTO DESARROLLADO POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS. (I)**

Dittus-Boelter: líquidos, gases y vapores,

$$\boxed{Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^a} \quad \frac{L}{d} > 60, \text{ y } \begin{cases} 0,7 < Pr < 160 & a = 0,4 \text{ para calentamientos} \\ Re > 10.000 & a = 0,3 \text{ para enfriamientos} \end{cases}$$

Polley  $0,5 < Pr < 3000$

$$\boxed{St = \exp[-3,796 - 0,205 \ln(Re) - 0,505 \ln(Pr) - 0,0255 \{\ln(Pr)\}^2]}$$

Sieder y Tate.-

$$\boxed{Nu = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\eta_F}{\eta_{pF}}\right)^{0,14}} \quad \begin{cases} Re > 10.000 & ; \quad \frac{L}{d} > 60 \\ 0,7 < Pr < 16.500 \end{cases}$$


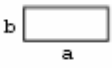

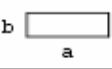

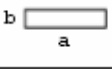

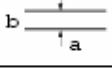
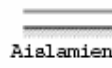
Notter y Sleicher. para el aire

$$\boxed{Nu = 5 + 0,016 Re^a Pr^b} \quad \begin{cases} a = 0,88 - \frac{0,24}{4 + Pr} & ; \quad b = 0,33 + 0,5 e^{-0,6 Pr} \\ \frac{L}{d} > 25 & ; \quad 10^4 < Re < 10^6 & ; \quad 0,1 < Pr < 10^4 \end{cases}$$

**XV.2.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA  
POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (III)**

**FLUJO TURBULENTO DESARROLLADO POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS. (II)**

Tabla XV.1.- Números de Nu y factor de fricción  $\lambda$  para flujos completamente desarrollados, térmica e hidrodinámicamente, en conductos de sección transversal circular y no circular

$[(L/d_b) > 100]$	$Nu_T$	$Nu_{H1}$	$Nu_{H2}$	$\lambda Re$	$[(L/d_b) > 100]$		$Nu_T$	$Nu_{H1}$	$Nu_{H2}$	$\lambda Re$
	3,657	4,364	4,364	64		b/a=0,5	3,391	4,125	3,017	62,2
	3,34	4,002	3,862	60,22		b/a=0,25	3,66	5,099	4,35	74,8
	2,47	3,111	1,892	53,33		b/a=0,125	5,597	6,49	2,904	82,34
	2,976	3,608	3,091	56,91		b/a=0	7,541	8,235	8,235	96
						Aislamiento b/a=0,5	4,861	5,385	-----	96

$Nu_T$  es el número de Nu para paredes con temperatura uniforme;  $Nu_{H1}$  es el número de Nu con flujo de calor uniforme en la superficie en la dirección del flujo, mientras que la temperatura permanece uniforme en la periferia;  $Nu_{H2}$  es el número de Nu con flujo de calor uniforme en la superficie, en la dirección del flujo y en la periferia

**XV.2.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA  
POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (IV)**

**FLUJO TURBULENTO DESARROLLADO POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS. (III)**

*tubos rugosos*

Kârmân 
$$St = \frac{\lambda}{8} \frac{1}{1 + 5 \sqrt{\frac{\lambda}{8}} \left\{ (Pr - 1) + \ln \frac{5 Pr + 1}{6} \right\}} \quad Pr < 30$$

Petukhov

$$Nu_d = \frac{Re_d Pr}{X} \frac{\lambda}{8} \left( \frac{\eta_F}{\eta_{pF}} \right)^n$$

$n = 0,11$  para calentamiento con  $T_{pF}$  uniforme

$n = 0,20$  para enfriamiento con  $T_{pF}$  uniforme

$n = 0$  para flujo de calor uniforme o gases

$$X = 1,07 + 12,7 (Pr^{2/3} - 1) \sqrt{\frac{\lambda}{8}}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} 10^4 < Re < 5 \cdot 10^6 ; 0,5 < Pr < 200 \\ 10^4 < Re < 5 \cdot 10^6 ; 0,5 < Pr < 2000 \\ 0 < \frac{\eta_F}{\eta_{pF}} < 40 \end{array} \right.$$

Gnielinski

$$Nu = \frac{\frac{\lambda}{8} (Re_d - 1000) Pr}{1 + 12,7 \sqrt{\frac{\lambda}{8}} (Pr^{2/3} - 1)}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} 3000 < Re_d < 10^6 \\ Pr > 0,5 \end{array} \right.$$

7

**XV.2.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA  
POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (V)**

**FLUJO TURBULENTO NO DESARROLLADO POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS**

$$Nu = 0,036 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left( \frac{d}{L} \right)^{0,055} \quad (10 < (L/d) < 100)$$

$$Nu = 0,024 Re^{0,786} Pr^{0,42} \left\{ 1 + \left( \frac{d}{L} \right)^{0,66} \right\} \eta_c$$

$$\left\{ \begin{array}{l} 2300 < Re < 10^6 \\ 0,7 < Pr < 10 \\ L/d < 40 \end{array} \right.$$

$$Nu = 0,036 Re^{0,8} Pr^{0,333} \left( \frac{d}{L} \right)^{1/18}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} 2300 < Re < 10^6 \\ 0,7 < Pr < 10 \\ 10 < L/d < 400 \end{array} \right.$$

8

**XV.2.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA  
POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (VI)**

**FLUJO TURBULENTO DE METALES LÍQUIDOS POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (I)**

*Flujo completamente desarrollado con flujo de calor uniforme desde la pared*

$$\boxed{Nu = 0,625 Pe^{0,4}} \quad \left\{ \begin{array}{l} 10^2 < Pe < 10^4 \quad Pe = Re Pr \\ \frac{L}{d} > 60 \end{array} \right.$$

$$\boxed{Nu = 4,82 + 0,0185 Pe^{0,827}} \quad \left\{ \begin{array}{l} 10^2 < Pe < 10^4 \quad ; \quad 3,6 \cdot 10^3 < Re < 9 \cdot 10^5 \\ \frac{L}{d} > 60 \end{array} \right.$$

*Flujo completamente desarrollado con temperatura de pared uniforme*

$$\boxed{Nu = 5 + 0,025 Pe^{0,8}} \quad \left\{ \begin{array}{l} Pe > 100 \\ \frac{L}{d} > 60 \end{array} \right.$$

$$\boxed{Nu = 4,8 + 0,015 Pe^{0,91} Pr^{0,3}} \quad \left\{ \begin{array}{l} Pr < 0,05 \\ \frac{L}{d} > 60 \end{array} \right.$$

9

**XV.2.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA  
POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (VII)**

**FLUJO TURBULENTO DE METALES LÍQUIDOS POR EL INTERIOR DE TUBERÍAS (II)**

*Flujo no desarrollado*

flujo de calor uniforme:  $\boxed{Nu = 6,3 + 0,0167 Pe^{0,85} Pr^{0,08}}$   $Pe = Re Pr$

temperatura de pared uniforme:  $\boxed{Nu = 4,8 + 0,0156 Pe^{0,85} Pr^{0,08}}$

**FLUJO TURBULENTO POR UN SERPENTÍN TUBULAR.**

$$\boxed{h_{c(\text{serpentin})} = h_c \left(1 + 3,54 \frac{d}{D}\right)}$$

$h_c$  el del tubo recto

$d$  diámetro del tubo

$D$  diámetro del serpentín

**XV.3.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA POR EL EXTERIOR DE TUBERÍAS (I)**

*FLUJO TURBULENTO PARALELO POR EL EXTERIOR DE UN TUBO.*

gases, vapores y líquidos  $\boxed{Nu = 0,26 Re^{0,6} Pr^{0,3} \eta_c}$   $10^3 < Re < 10^5$

líquidos  $\boxed{Nu = 0,86 Re^{0,43} Pr^{0,3} \eta_c}$   $0,2 < Re < 200$

*FLUJO TURBULENTO PARALELO POR EL EXTERIOR DE TUBOS EN BATERÍA.*

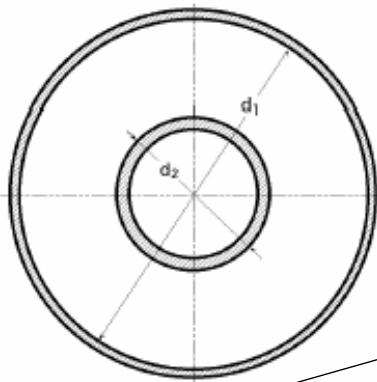
Fluido paralelo y pegado a la pared (pantallas)  $\Rightarrow$  como tubo único

Demás casos:  $Re = \frac{u_F d_h}{\nu}$   $Nu = \frac{h_{CF} d_h}{k_F}$

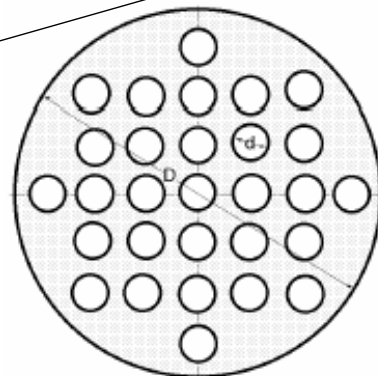
Diámetro hidráulico,  $d_h = 4 \frac{\text{Sección transversal mojada}}{\text{Perímetro mojado}}$

**XV.3.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA POR EL EXTERIOR DE TUBERÍAS (II)**

Diámetro hidráulico,  $d_h = 4 \frac{\text{Sección transversal mojada}}{\text{Perímetro mojado}}$



$$d_h = 4 \frac{\pi \frac{d_1^2 - d_2^2}{4}}{\pi (d_1 + d_2)} = \frac{(d_1 + d_2)(d_1 - d_2)}{d_1 + d_2} = d_1 - d_2$$



$$d_h = 4 \frac{\pi \frac{D^2 - n d^2}{4}}{\pi (D + n d)} = \frac{D^2 - n d^2}{D + n d}$$

**XV.4.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN FORZADA EN ESFERAS**

superficie isotérmica,

$$\text{Whitaker} \quad \boxed{\text{Nu}_d = 2 + (0,4 \sqrt{\text{Re}_d} + 0,06 \sqrt[3]{\text{Re}_d^2}) \text{Pr}^{0,4} \sqrt[4]{\frac{\eta_F}{\eta_{pF}}}}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} 3,5 < \text{Re}_d < 8.10^4 \quad ; \quad 0,7 < \text{Pr} < 380 \\ 1 < \frac{\eta_F}{\eta_{pF}} < 3,2 \end{array} \right.$$

flujo de gases sobre una esfera,

$$\text{Mc Adams} \quad \boxed{\text{Nu} = 0,37 \text{Re}^{0,6}} \quad 17 < \text{Re} < 70000$$

flujo de líquidos sobre una esfera,

$$\boxed{\text{Nu}_d = (1,2 + 0,53 \text{Re}_d^{0,54}) \text{Pr}^{0,3} \sqrt[4]{\frac{\eta_F}{\eta_{pF}}}} \quad 1 < \text{Re}_d < 200.000$$

metal líquido sobre una esfera

$$\boxed{\text{Nu}_d = 2 + 0,386 \sqrt{\text{Re Pr}}} \quad 3.10^4 < \text{Re}_d < 1,5.10^5$$

13

**XV.5.- CONVECCIÓN NATURAL Y FORZADA COMBINADAS (I)**

velocidades bajas, menores de 0,3 m/seg.

$$\text{Gz} = \text{Re Pr} \left(\frac{d}{L}\right)$$

en tubos horizontales

$$\boxed{\text{Nu} = 1,75 \eta_c \sqrt[3]{\text{Gz} + 0,0083 \sqrt[4]{(\text{Gr Pr})^3}}} \quad \left\{ \begin{array}{l} \text{Re} < 500 \quad ; \quad 10^{-2} < \text{Pr} \frac{d}{L} < 1 \\ \text{Gz} = \text{Re Pr} \frac{d}{L} \end{array} \right.$$

$$\boxed{\text{Nu} = 4,69 \text{Re}^{0,27} \text{Pr}^{0,21} \text{Gr}^{0,07} \left(\frac{d}{L}\right)^{0,36}} \quad \text{Re} > 500 \quad ; \quad 10^{-2} < \text{Pr} \frac{d}{L} < 1$$

agua por un tubo horizontal temperatura de pared uniforme:

$$\boxed{\text{Nu}_d = 1,75 \sqrt[3]{\text{Gz} + 0,012 \sqrt[3]{(\text{Gz Gr}_d^{0,33})^4}} \left(\frac{\eta_F}{\eta_{pF}}\right)^{0,14}}$$

14

**XV.5.- CONVECCIÓN NATURAL Y FORZADA COMBINADAS (II)**

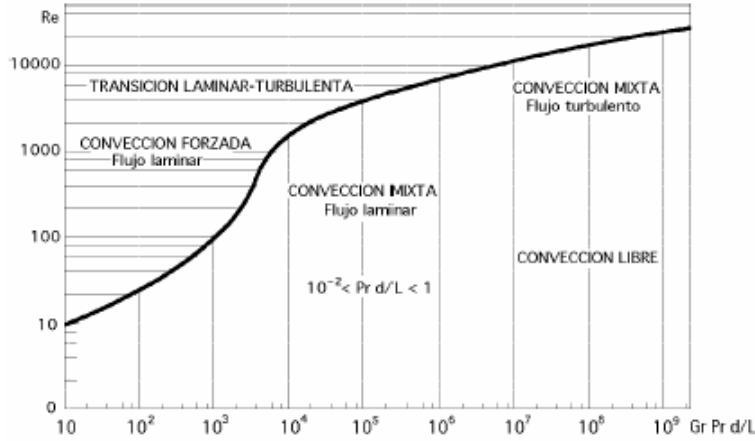


Fig XV.3.- Convección libre, forzada y mixta, por tubos horizontales

convección forzada y flujo no desarrollado:

$$Nu = 0,116 (Re^{2/3} - 125) Pr^{1/3} \left\{ 1 + \left(\frac{d}{L}\right)^{2/3} \right\} \left(\frac{\eta_F}{\eta_{PF}}\right)^{0,14}$$

$$\begin{cases} 0,6 < Pr < 500 ; & \frac{L}{d} < 60 \\ 2100 < Re < 10^6 \end{cases}$$

**XV.6.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN EN FLUJOS CRUZADOS (I)**

**FLUJO CRUZADO EN TUBO ÚNICO LISO.(I)**

$$Nu = C Re^n Pr^{1/3}$$

Tabla XV.3.- Valores de n y C para tuberías cilíndricas en función del número de Reynolds

Reynolds (Para el diámetro d)	C	n
0,4 a 4	0,989	0,330
4 a 40	0,911	0,385
40 a 4.000	0,683	0,466
4.000 a 40.000	0,193	0,618
40.000 a 400.000	0,0266	0,805

Tabla XV.4- Valores de n y C, función de la geometría del conducto

Configuración	Re (d)	C	n
	2.500 a 7.500	0,261	0,624
	5.000 a 100.000	0,222	0,588
	2.500 a 8.000	0,16	0,699
	5.000 a 100.000	0,092	0,675
	5.000 a 19.500	0,144	0,638
	19.500 a 100.000	0,035	0,782
	5.000 a 100.000	0,138	0,638
	4.000 a 15.000	0,205	0,731
	3.000 a 15.000	0,085	0,804
	2.500 a 15.000	0,224	0,612

Whitaker

$$Nu = (0,4 \sqrt{Re} + 0,06 Re^{2/3}) Pr^{0,4} \sqrt[4]{\frac{\eta_F}{\eta_{PF}}}$$

$$\begin{cases} 0,67 < Pr < 300 ; & 40 < Re < 10^5 \\ 0,25 < \frac{\eta_F}{\eta_{PF}} < 5,2 \end{cases}$$



**XV.6.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN EN FLUJOS CRUZADOS (II)**

**FLUJO CRUZADO EN TUBO ÚNICO LISO. (II)**

las propiedades se evalúan a la temperatura del fluido  $T_F$

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \sqrt{Re_d} Pr^{1/3}}{\sqrt[4]{1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{2/3}}} \quad \begin{matrix} Re_d < 10^4 \\ Pr > 0,5 \end{matrix}$$

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \sqrt{Re_d} Pr^{1/3}}{\sqrt[4]{1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{2/3}}} \left\{1 + \sqrt{\frac{Re_d}{282.000}}\right\} \quad \begin{matrix} Pr > 0,5 \\ 2 \cdot 10^4 < Re_d < 4 \cdot 10^5 \end{matrix}$$

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \sqrt{Re_d} Pr^{1/3}}{\sqrt[4]{1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{2/3}}} \left\{1 + \left(\frac{Re_d}{282.000}\right)^{5/8}\right\}^{4/5} \quad \begin{matrix} Pr > 0,5 \\ 4 \cdot 10^5 < Re_d < 5 \cdot 10^6 \end{matrix}$$

$$Nu_d = \frac{1}{0,8237 - \ln \sqrt{Re_d Pr}} \quad Re_d Pr < 0,2$$

**XV.6.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN EN FLUJOS CRUZADOS (III)**

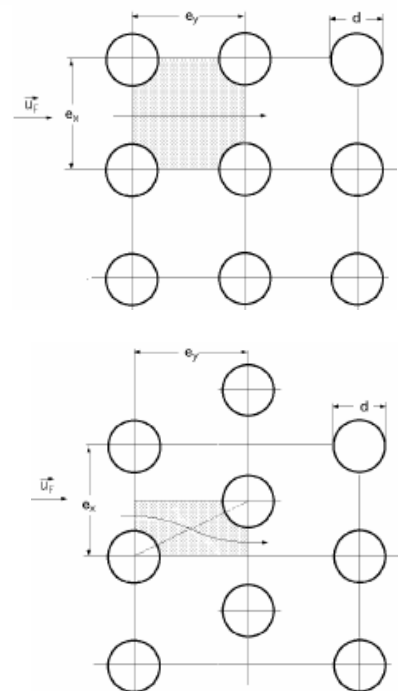
**FLUJO CRUZADO EN TUBOS EN BATERÍA. (I)**

flujo turbulento sobre baterías de 10 ó más tubos en la dirección del flujo

$$Nu_d = C Re_{m\acute{a}x}^n Pr^{1/3} \quad \begin{cases} 2000 < Re_{m\acute{a}x} < 40000 \\ Pr > 0,7 \end{cases}$$

Tabla XV.5.- Valores de C y n para baterías de 10 ó más tubos

EN LINEA								
$e_y/d$	$e_x/d = 1,25$		$e_x/d = 1,50$		$e_x/d = 2,00$		$e_x/d = 3,00$	
	C	n	C	n	C	n	C	n
1,25	0,386	0,592	0,303	0,608	0,111	0,704	0,0703	0,752
1,5	0,407	0,586	0,278	0,620	0,112	0,702	0,0753	0,744
2	0,464	0,570	0,332	0,602	0,254	0,632	0,220	0,648
3	0,322	0,601	0,396	0,584	0,415	0,581	0,317	0,608
AL TRESBOLILLO								
$e_y/d$	Base triángulo $e_x$ ; altura triángulo $e_y$							
	$e_x/d = 1,25$		$e_x/d = 1,50$		$e_x/d = 2,00$		$e_x/d = 3,00$	
C	n	C	n	C	n	C	n	
0,6	---	---	---	---	---	---	0,236	0,636
0,9	---	---	---	---	0,495	0,571	0,445	0,581
1	---	---	0,552	0,558	---	---	---	---
1,125	---	---	---	---	0,531	0,565	0,575	0,560
1,25	0,575	0,556	0,561	0,554	0,576	0,556	0,579	0,562
1,5	0,501	0,568	0,511	0,562	0,502	0,568	0,542	0,568
2	0,448	0,572	0,462	0,568	0,535	0,556	0,498	0,570
3	0,344	0,592	0,395	0,580	0,488	0,562	0,467	0,574



**XV.6.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN EN FLUJOS CRUZADOS (IV)**

**FLUJO CRUZADO EN TUBOS EN BATERÍA. (II)**

Disposición regular. Paso mínimo =  $(e_x - d) \Rightarrow u_{\text{máx}} = \frac{u_F e_x}{e_x - d}$

Disposición triangular. el menor de los pasos:  $\left\{ \begin{array}{l} \frac{e_x - d}{2} \\ \sqrt{\left(\frac{e_x}{2}\right)^2 + e_y^2} - d \end{array} \right\} \Rightarrow u_{\text{máx}} = \frac{\frac{u_F e_x}{2}}{\text{Paso mínimo}}$

el número de tubos en la dirección del flujo sea menor de 10,

$$h_{C(N)} = \psi h_{C(1 \text{ tubo})}$$

Tabla XV.6.- Factor de corrección  $\psi$  del valor de  $h_C$  para N tubos por fila dividido por el valor correspondiente a 10 tubos por fila

N	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Tubos al tresbolillo	0,68	0,75	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99	1
Tubos alineados	0,64	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1

**XV.6.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN EN FLUJOS CRUZADOS (IV)**

**FLUJO CRUZADO EN TUBOS EN BATERÍA. (III)**

Cuando el número N de tubos por fila sea superior a 20,

Para gases: 
$$Nu_d = C^* Re_{\text{máx}}^m Pr^{0,36} \frac{Pr_{T_F}}{Pr_{T_{PF}}}$$

Para líquidos: 
$$Nu_d = C^* Re_{\text{máx}}^m Pr^{0,36} \sqrt[4]{\frac{Pr_{T_F}}{Pr_{T_{PF}}}} \quad \begin{array}{l} 0,7 < Pr < 500 \\ 10 < Re_{\text{med}} < 10^6 \end{array}$$

Tabla XV.7.- Valores de  $C^*$  y  $m$  para baterías de 20 ó más tubos por fila, ecuación de Zukauskas

Geometría	Re	$C^*$	$m$	Observaciones
EN LINEA	10 a 100	0,8		
	100 a 1.000	Se considera como tubo simple		
	1.000 a 200.000	0,27	0,63	
	200.000 a 1.000.000	0,21	0,84	
AL TRESBOLILLO	10 a 100	0,9	0,4	
	100 a 1.000	20% más que para tubo simple		
	1.000 a 200.000	$0,35 (e_x/e_y)^{0,2}$	0,6	$(e_x/e_y) < 2$
	1.000 a 200.000	0,4	0,6	$(e_x/e_y) > 2$
	200.000 a 1.000.000	0,022	0,84	

**XV.6.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN EN FLUJOS CRUZADOS (V)**

**FLUJO CRUZADO EN TUBOS EN BATERÍA. (IV)**

con menos de 20 tubos por fila,

$$Nu_{(N)} = x Nu_{N > 20}$$

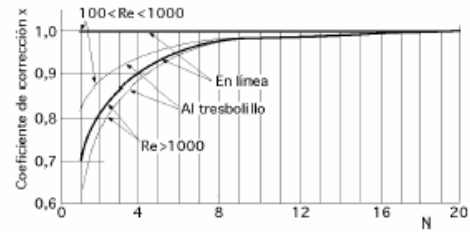


Fig XV.7.- Factor de corrección x de la ecuación de Zukauskas

**HUMOS.-**

**METALES LÍQUIDOS.-** 
$$Nu = 4,03 + 0,228 (Re_{\text{máx}} Pr)^{0,67} ; 2 \cdot 10^4 < Re < 8 \cdot 10^4$$

**XV.7.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN DE UN FLUJO A TRAVÉS DE UN LECHO COMPACTO**

**XV.8.- CORRELACIONES PARA LA CONVECCIÓN EN SUPERFICIE GIRATORIAS**

**CILINDROS.-**

**ESFERAS.-**