

Selección de fórmulas recomendadas para el cálculo de coeficientes de CONVECCIÓN FORZADA

Nusselt	$Nu = \frac{hL}{k}$
Reynolds	$Re = \frac{vL}{\nu}$
Prandtl	$Pr = \frac{\nu}{\alpha}$
Grashof	$Gr = \frac{g\beta L^3 \Delta T}{\nu^2}$
Rayleigh	$Ra = Gr Pr$

1. FLUJO EXTERNO

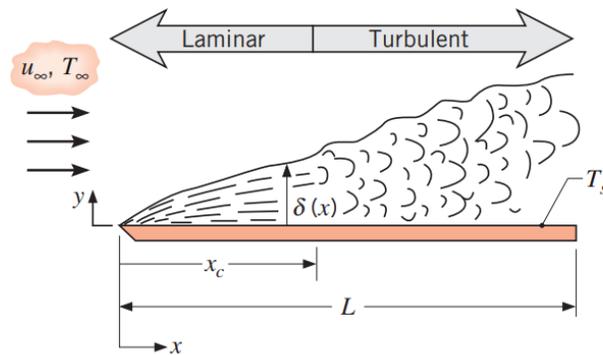
1.1 Placa plana con flujo paralelo

Propiedades evaluadas a la temperatura de film, $T_{film} = \frac{T_s + T_\infty}{2}$.

Velocidad: $v = u_\infty$.

Longitud característica en parámetros locales: x (distancia desde el borde de ataque).

Longitud característica en parámetros globales: L (longitud de la placa).



1.1.1. Parámetros locales

Régimen laminar ($x < x_c$)

$$Re_x < 500.000$$

$$Pr > 0,6$$

$$a) \quad \frac{\delta(x)}{x} = \frac{5}{Re_x^{1/2}}$$

$$b) \quad C_{f_x} = 0,664 Re_x^{-1/2}$$

$$c) \quad Nu_x = \frac{h_x x}{k} = 0,332 Re_x^{0,5} Pr^{0,33}$$

$$d) \quad \frac{\delta(x)}{\delta_t(x)} \approx Pr^{1/3}$$

Referencia [2], capítulo 7

Régimen turbulento ($x > x_c$)

$$500.000 < Re_x < 10^8$$

$$0,6 < Pr < 60$$

$$a) \quad \frac{\delta(x)}{x} = \frac{0,37}{Re_x^{1/5}}$$

$$b) \quad C_{f_x} = 0,0592 Re_x^{-1/5}$$

$$c) \quad Nu_x = \frac{h_x x}{k} = 0,0296 Re_x^{0,8} Pr^{0,33}$$

$$d) \quad \delta(x) \approx \delta_t(x) \approx \delta_c(x)$$

Referencia [2], capítulo 7

1.1.2. Parámetros globales o medios

Régimen laminar ($L < x_c$)

$$Re_L < 500.000$$

$$Pr > 0,6$$

$$a) \quad \overline{C}_{f_L} = 1,328 Re_L^{-1/2}$$

$$b) \quad \overline{Nu}_L = 0,664 Re_L^{0,5} Pr^{0,33}$$

Referencia [2], capítulo 7

Régimen laminar + turbulento ($L > x_c$)

Incluye toda la región laminar que se desarrolla desde el borde de ataque hasta el x_c y la región turbulenta desde el x_c hasta L .

$$500.000 < Re_L < 10^8$$

$$0,6 < Pr < 60$$

$$a) \quad \overline{C}_{f_L} = 0,074 Re_L^{-1/5} - \frac{1742}{Re_L}$$

$$b) \quad \overline{Nu}_L = (0,037 Re_L^{0,8} - 871) Pr^{0,33}$$

Referencia [2], capítulo 7

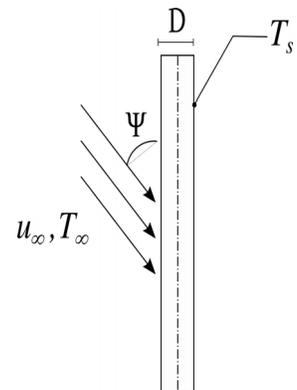
1.2 Cilindro con flujo cruzado

Propiedades evaluadas a la temperatura del fluido lejos del cilindro, T_∞ , excepto $Pr_s = Pr @ T_s$, que es el Prandtl del fluido a la temperatura de la pared (Prandtl “de pared”).

Velocidad: $v = u_\infty$.

Longitud característica: $L = D$ diámetro del cilindro.

El término $\left(\frac{Pr}{Pr_s}\right)^{0,25}$ es un factor de corrección para considerar el efecto del cambio de las propiedades del fluido en temperaturas entre T_∞ y T_s .



$10 < Re < 1.000$

$$Nu = \epsilon_{\Psi} 0,59 Re^{0,47} Pr^{0,38} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

$1.000 < Re < 200.000$

$$Nu = \epsilon_{\Psi} 0,21 Re^{0,62} Pr^{0,38} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

El factor de corrección ϵ_{Ψ} depende del ángulo Ψ que abre el flujo respecto al cilindro, llamado ángulo de ataque. Cuando el flujo es normal al eje del cilindro este ángulo vale 90° .

$\Psi (^\circ)$	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ϵ_{Ψ}	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Referencia [1], capítulo 4

1.3 Banco de tubos en línea

Propiedades evaluadas a la temperatura media entre la de entrada y la de salida del fluido, excepto $Pr_s = Pr @ T_s$, que es el Prandtl del fluido a la temperatura de la pared.

Velocidad: $v = v_{m\acute{a}x}$ (velocidad en la sección transversal mínima de pasaje, A_1).

Longitud característica: $L = D$ diámetro del cilindro.

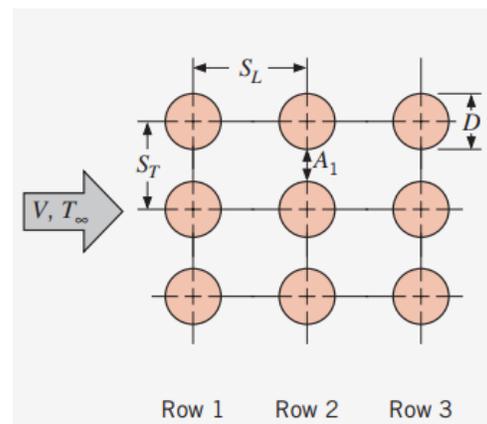
$$v_{m\acute{a}x} = \left(\frac{S_T}{S_T - D} \right) V$$

$10 < Re < 100$

$$Nu = 0,80 Re^{0,4} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

$100 < Re < 1.000$

$$Nu = 0,51 Re^{0,5} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$



$1.000 < Re < 200.000$

$$Nu = 0,27 Re^{0,63} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

$200.000 < Re < 2.000.000$

$$Nu = 0,021 Re^{0,84} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

Factor de corrección C, por el número de filas N_L : para $N_L < 20$ y $Re_D > 1.000$, se debe multiplicar el valor de Nu por el factor C.

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13	16
C	0,70	0,80	0,86	0,90	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99

Referencia [2], capítulo 7

1.4 Banco de tubos en tresbolillo

Propiedades evaluadas a la temperatura media entre la de entrada y la de salida del fluido, excepto $Pr_s = Pr @ T_s$, que es el Prandtl del fluido a la temperatura de la pared.

Velocidad: $v = v_{m\acute{a}x}$ (velocidad en la sección transversal mínima de pasaje).

Longitud característica: $L = D$ diámetro del cilindro.

$$S_D = \left(S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2} \right)^2 \right)^{0,5}$$

Si $2(S_D - D) > (S_T - D)$

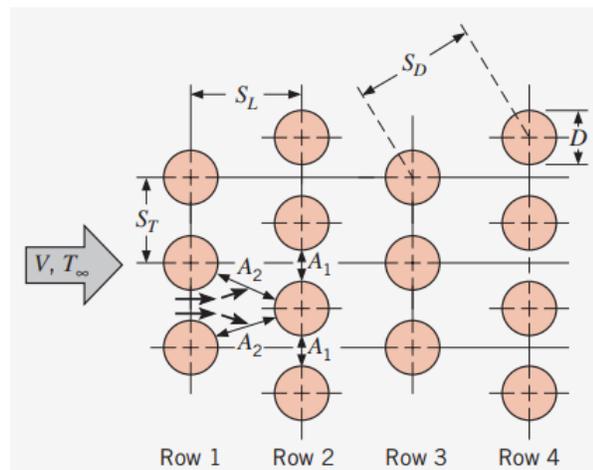
$$v_{m\acute{a}x} = \left(\frac{S_T}{S_T - D} \right) V$$

($v_{m\acute{a}x}$ ocurre en A_1)

Si $2(S_D - D) < (S_T - D)$

$$v_{m\acute{a}x} = \left(\frac{S_T}{2(S_D - D)} \right) V$$

($v_{m\acute{a}x}$ ocurre en A_2)



$10 < Re < 100$

$$Nu = 0,9 Re^{0,4} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

$100 < Re < 1.000$

$$Nu = 0,51 Re^{0,5} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

$1.000 < Re < 200.000$

$$Nu = 0,35 \left(\frac{S_T}{S_L} \right)^{0,2} Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25} \quad \text{si} \quad \left(\frac{S_T}{S_L} \right) < 2$$

$$Nu = 0,4 Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25} \quad \text{si} \quad \left(\frac{S_T}{S_L} \right) > 2$$

$200.000 < Re < 2.000.000$

$$Nu = 0,022 Re^{0,84} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

Factor de corrección C, por el número de filas N_L : para $N_L < 20$ y $Re > 1.000$, se debe multiplicar el valor de Nu por el factor C.

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13	16
C	0,64	0,76	0,84	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99

Referencia [2], capítulo 7

2. FLUJO INTERNO

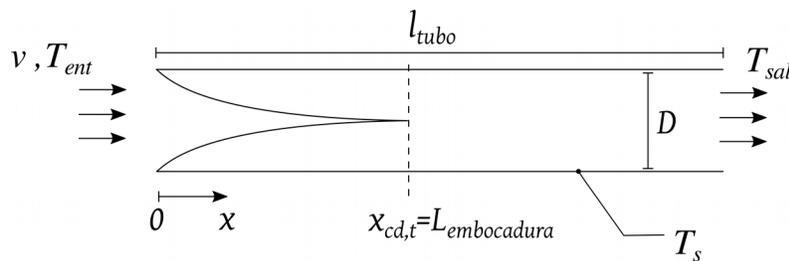
Propiedades evaluadas a la temperatura media entre la de entrada y la de salida del fluido, excepto $Pr_s = Pr @ T_s$, que es el Prandtl del fluido a la temperatura de la pared.

v : Velocidad media en la sección.

Longitud característica: $L = D$ diámetro en tubos circulares.

Para otras secciones usar $L =$ diámetro hidráulico ($4 \times$ área de pasaje / perímetro mojado).

l_{tubo} : largo del tubo.



2.1 Régimen laminar

$Re < 2.000$

$$Nu = \epsilon_{l_{tubo}} 0,17 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25} \quad (*)$$

El factor de corrección $\epsilon_{l_{tubo}}$ se utiliza en tubos “cortos”, en los que $x_{cd,t}$ (longitud de embocadura térmica) no es despreciable respecto al largo del tubo, l_{tubo} . En la zona de embocadura el coeficiente de convección local puede ser mucho mayor que el global.

l_{tubo}/D	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$\epsilon_{l_{tubo}}$	1,9	1,7	1,44	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1

Referencia [1], capítulo 4

(*) Gr aparece en esta fórmula para considerar los efectos de convección natural.

2.2 Transición

$$2.000 < Re < 10.000$$

$$Nu = K_0 Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

$Re \times 10^{-3}$	2,2	2,3	2,5	3	3,5	4	5	6	7	8	9	10
K_0	2,2	3,6	4,9	7,5	10	12,2	16,5	20	24	27	30	33

Referencia [1], capítulo 4
1.

2.3 Régimen turbulento

$$10.000 < Re < 5.000.000$$

$$0,6 < Pr < 2.500$$

$$Nu = \varepsilon_{l_{tubo}} \varepsilon_R 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0,25}$$

El factor de corrección $\varepsilon_{l_{tubo}}$ se utiliza en tubos “cortos”, en los que $x_{cd,t}$ (longitud de embocadura térmica) no es despreciable respecto al largo del tubo, l_{tubo} . En la zona de embocadura el coeficiente de convección local puede ser mucho mayor que el global.

$\varepsilon_{l_{tubo}}$	l_{tubo}/D								
	1	2	5	10	15	20	30	40	50
Re									
1×10^4	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
2×10^4	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
5×10^4	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
1×10^5	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1
1×10^6	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04	1,03	1,02	1,01	1

El factor de corrección ε_R se utiliza en tubos curvados. Para cilindros rectos este factor es 1.

$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{D}{R}$$

, donde D es el diámetro del tubo y R el radio de curvatura.

Referencia [1], capítulo 4

Referencias bibliográficas

[1] M. Mikheyev, *Fundamentals of heat transfer*. Moscú 1968.

[2] Frank D. Incropera, David P. De Witt, *Fundamentos de Transferencia de Calor*, 4º Edición, Prentice Hall. México 1999.