

FORMULÁRIO TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM ESTADO ESTACIONÁRIO

CONDUÇÃO → 1ª Lei de Fourier: $Q = -k \cdot A \cdot \frac{dT}{dx}$

→ Casos práticos: $Q = \frac{1}{R} \cdot (T_1 - T_2)$

Placa semi ∞	Cilindro semi ∞	Círculo
$R = \frac{L}{A \cdot k}$	$R = \frac{r_2 - r_1}{A_{lm} \cdot k} = \frac{r_2 - r_1}{\frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \cdot k} = \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k}$	$R = \frac{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}}{4 \cdot \pi \cdot k}$

CONVECÇÃO → Lei de Newton: $Q = h \cdot A \cdot (T_s - T_a)$

RADIAÇÃO →

$$q^E = \varepsilon \sigma A T_s^4$$

$$q^E = \varepsilon \sigma A (T_s^4 - T_s'^4)$$

RAIO CRÍTICO DE ISOLAMENTO

$$r_{cr, esfera} = \frac{2 \cdot k}{h}$$

$$r_{cr, cilindro} = \frac{k}{h}$$





RESISTÊNCIAS EM SÉRIE E PARALELO

$$R_{serie} = R_{conv,1} + R_{wall,1}$$

$$\frac{1}{R_{paralelo}} = \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2}$$

FÓRMULAS IMPORTANTES:

$$Mv = u \cdot S \Leftrightarrow M = Mv \cdot \rho$$

			
$D_{eq} = L$	$D_{eq} = \frac{2 \cdot a \cdot b}{a + b}$	$D_{eq} = 2 \cdot \frac{(r_e^2 - r_i^2)}{r_i + r_e}$	

$$A_{círculo} = \pi \times r^2$$

$$A_{esfera} = 4 \times \pi \times r^2$$

$$A_{cilindro} = 2 \times \pi \times r \times L$$

$$A_{placa} = comp \times largura$$

PERMUTADORES DE CALOR

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm} = \frac{\Delta T}{R}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

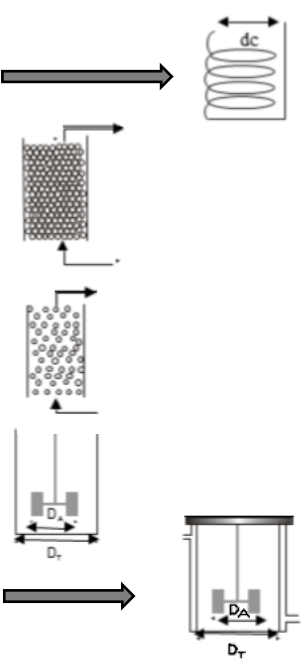
$$Q = M \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Números adimensionais

Número de Reynolds	$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot L}{\mu}$	Razão entre as forças cinemáticas (ou de inércia) e as forças viscosas
Número de Nusselt	$Nu = \frac{h \cdot L}{k}$	Razão entre o calor trocado por convecção e o calor que seria trocado por condução se o fluido estivesse parado
Número de Prandtl	$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k}$	Razão entre a difusividade da quantidade de movimento (viscosidade cinemática) e a difusividade térmica
Número de Péclet	$Pe = Pr \cdot Re$	Produto entre o nº de Reynolds e o nº de Prandtl
Número de Grashof	$Gr = \frac{D^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot (T_s - T_f)}{\mu^2}$	Razão entre as F. impulsão e as F. viscosas
Número de Rayleigh	$Ra = Gr \cdot Pr$	Produto entre o nº de Grashof e o nº de Prandtl

Convecção Forçada							
Situação		Nu					
Placa plana	Laminar	$Nu = \frac{hL}{k} = 0.664 Re_L^{0.5} Pr^{1/3}$			$Re_L < 5 \times 10^5$		
	turbulento	$Nu = \frac{hL}{k} = 0.037 Re_L^{0.8} Pr^{1/3}$			$5 \times 10^5 \leq Re_L \leq 10^7$ $0.6 \leq Pr \leq 60$		
Fora	Cilindro $T = \frac{T_\infty - T_s}{2}$	$Nu = 0.3 + \frac{0.62 Re^{\frac{1}{2}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}}}{(1 + (0.4/Pr)^{2/3})^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282} \right)^{\frac{5}{8}} \right]^{\frac{4}{5}}$			$Re > 0.2$ $Pr > 0.2$		
	Esfera $T = T_\infty$	$Nu = 2 + \left(0.4 Re^{\frac{1}{2}} + 0.6 Re^{\frac{2}{3}} \right) \cdot Pr^{0.4} \cdot \left(\frac{\mu_\infty}{\mu_s} \right)^{1/4}$			$3.5 < Re < 80000$ $0.7 < Pr < 380$		
Dentro da tubagem	R. turbulento $Re > 4000$ $T = \frac{T_\infty - T_s}{2}$	$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^n$			$n = 0.4$ - Aquecer $n = 0.3$ - Arrefecer Desenvolvido		
		$Nu = 0.027 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$			μ varia com a temp.		
	R. transição $T = \frac{T_\infty - T_s}{2}$	$Nu = 0.116 \left(Re^{\frac{2}{3}} - 125 \right) \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \left(1 + \frac{d}{L} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$					
	R. laminar $Re < 2000$ $T = \frac{T_\infty - T_s}{2}$	$Nu = 4.1$			$\frac{Re \cdot Pr \cdot d}{L} < 17$ Desenvolvido		
		$Nu = 1.86 \cdot \left(\frac{Re \cdot Pr \cdot d}{L} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$			$\frac{Re \cdot Pr \cdot d}{L} > 12$ μ varia c/ a temp.		
Escoamento	Interior de uma serpentina		$h = h_c \cdot \left(1 + 3.4 \frac{d}{d_c} \right)$			d – d.int. do tubo d_c – d. espiral	
	Leito fixo	Gás	$Nu = \frac{0.455}{\varepsilon} \cdot Re^{*0.593} \cdot Pr^{1/3}$			$Re^* = \frac{u_s \cdot d_p \cdot \mu}{\mu}$	
		Líquido	$Nu = \frac{C}{\varepsilon} \cdot Re^{*n} \cdot Pr^{1/3}$		Re	C	n
					1.6E3 - 55	1.09	0.8
			55 - 1500	0.25	0.69		
	Leito fluidizado	Gás	$Nu = \frac{0.455}{\varepsilon} \cdot Re^{*0.593} \cdot Pr^{1/3}$				
Líquido		$Nu = \frac{C}{\varepsilon} \cdot Re^{*n} \cdot Pr^{1/3}$		Re	C	n	
				1 - 10	1.107	0.28	
		10 - 400	0.455	0.593			
Tanque	Líquido agitado	$\frac{h \cdot D_T}{k} = 0.9 \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{D_A^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{0.62}$			DT – d. tanque DA – d. agitador N- velocidade de agitação (rot/s)		
	Com camisa e 25	$\frac{h \cdot D_T}{k} = Pr^{1/3} \cdot C \cdot \left(\frac{D_A^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3}$			C = 0.4 - Aquecer C = 0.55 - arrefece		

DETERMINAR h



Convecção forçada no exterior de tubos									
Situação	Nu								
Tubo isolado	$Nu_m = \frac{h_m \, d_0}{k}$	$Nu_m = C \, Re^n \, Pr^{1/3}$	Re		C		n		
			0.4 - 4		0.989		0.33		
			4 - 40		0.911		0.385		
			40 - 4000		0.683		0.466		
			4000 - 40 000		0.193		0.618		
			40 000 - 400 000		0.027		0.805		
Feixe de tubos	$Nu_m = \frac{h_m \, d_0}{k}$	$Nu_m = a \, Re^m \, Pr^{1/3}$	$Re^m = u_{m\acute{a}x} \, d_0 \, \rho / \mu$		Re	Tubos alinhados		Tubos desencontrados	
						a	m	a	m
			10 - 300			0.742	0.431	1.309	0.360
			300 - 200 000			0.211	0.651	0.273	0.635
			200 000 - 2 000 000			0.166	0.700	0.124	0.700

Convecção Natural		
Geometria	Valor de Ra	Nu
Plano vertical	$10^4 - 10^9$	$Nu = 0.59 \cdot Ra^{1/4}$
	$10^9 - 10^{13}$	$Nu = 0.1 \cdot Ra^{1/3}$
	Outros	$Nu = \left(0.825 + \frac{0.387 \cdot Ra^{1/6}}{(1 + (0.492/Pr)^{9/16})^{8/27}} \right)^2$
Plano inclinado	$g = g \cdot \sin(\theta)$	Utilizar valores de cima
Plano horizontal (isolado em baixo)	$10^4 - 10^7$	$Nu = 0.54 \cdot Ra^{1/4}$
	$10^7 - 10^{11}$	$Nu = 0.15 \cdot Ra^{1/3}$
Plano horizontal (isolado em cima)	$10^5 - 10^{11}$	$Nu = 0.27 \cdot Ra^{1/4}$
Cilindro vertical		Vertical plano se $D \geq \frac{35 \cdot L}{Gr^{0.25}}$
Cilindro horizontal	$10^{-5} - 10^{12}$	$Nu = \left(0.6 + \frac{0.387 \cdot Ra^{1/6}}{(1 + (0.559/Pr)^{9/16})^{8/27}} \right)^2$
Esfera	$Ra \leq 10^{11}$ $Pr \geq 0.7$	$Nu = 2 + \frac{0.589 \cdot Ra^{1/4}}{(1 + (0.469/Pr)^{9/16})^{4/9}}$