

OPERAÇÕES UNITÁRIAS II

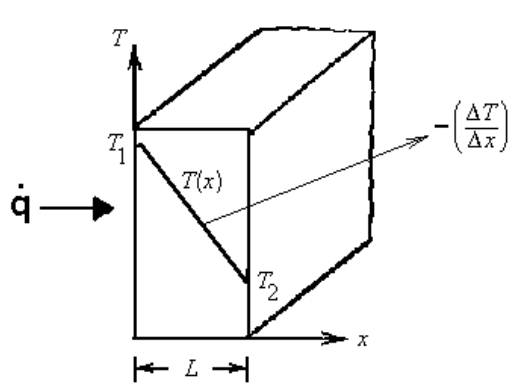
AULA 2:

- ESTIMAR COEFICIENTES CONVECTIVOS INTERNO E EXTERNO. COEFICIENTE GLOBAL DE TROCA DE CALOR.
- ESTIMAR PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS DE ALIMENTOS.

Profa. Dra. Milena Martelli Tosi

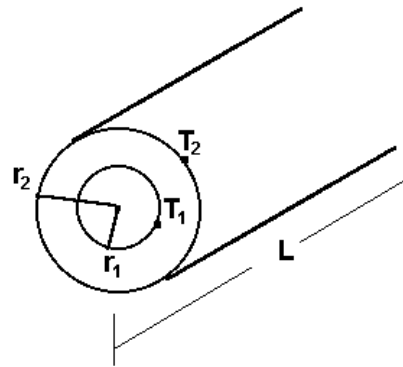
CONDUÇÃO (AULA ANTERIOR)

p/ Regime permanente e sem os termos de geração ou acúmulo de energia



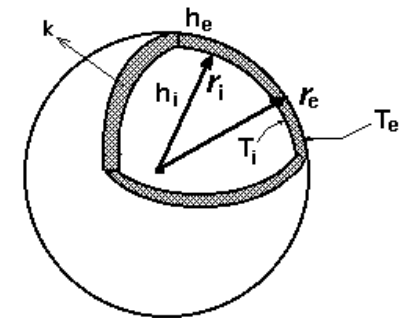
$$q = \frac{k \cdot A}{L} \cdot \Delta T$$

Com $T_1 > T_2$



$$q = \frac{k \cdot 2 \cdot \pi \cdot L}{\left(\ln \frac{r_2}{r_1} \right)} \cdot (T_1 - T_2)$$

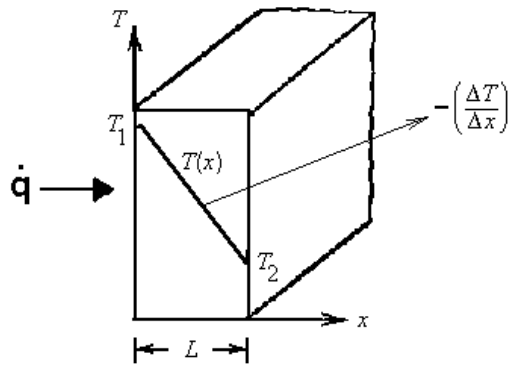
$$q = - \frac{k \cdot 2 \cdot \pi \cdot L}{\left(\ln \frac{r_2}{r_1} \right)} \cdot (T_2 - T_1)$$



$$q = \frac{4 \cdot k \cdot \pi}{\left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right)} \cdot (T_1 - T_2)$$

$$q = - \frac{4 \cdot k \cdot \pi}{\left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right)} \cdot (T_2 - T_1)$$

RESISTÊNCIA TÉRMICA (R)



- $R \rightarrow$ Definida pela eq. :

Razão entre um potencial motriz (ΔT) e a correspondente taxa de transferência \dot{q}

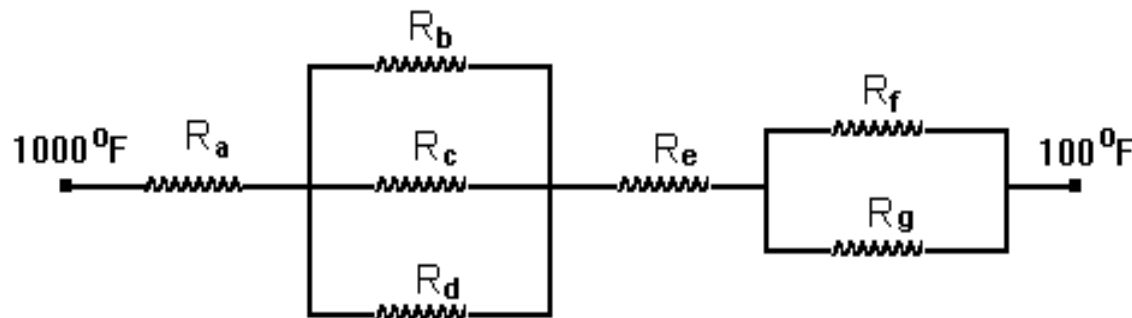
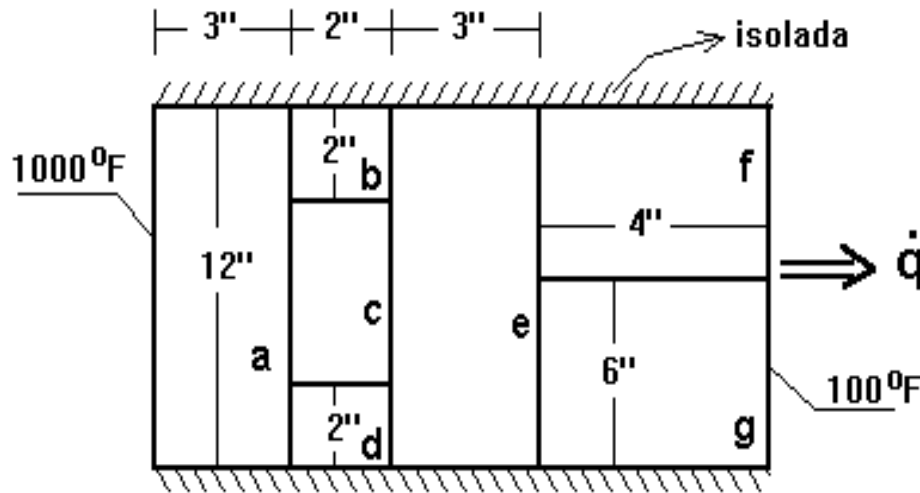
- Assim, para condução em uma placa plana :

$$\dot{q}_x = \frac{k.A}{L} . \Delta T$$

$$R = \frac{\Delta T}{\dot{q}_x} = \frac{L}{k.A}$$

**Inversamente proporcional à k : METAL: $\uparrow k$ e $\downarrow R$
ALIMENTO: $\downarrow k$ e $\uparrow R$**

CONDUÇÃO X RESISTÊNCIA TÉRMICA



Parede plana

$$\Rightarrow R = \frac{L}{k.A}$$

resistência térmica

p / condução

$$q = \frac{(\Delta T)_{total}}{R_t}, \quad \text{onde} \quad R_t = \sum_{i=1}^n R_i = R_a + \left(\frac{1}{R_b} + \frac{1}{R_c} + \frac{1}{R_d} \right) + R_e + \left(\frac{1}{R_f} + \frac{1}{R_g} \right)$$

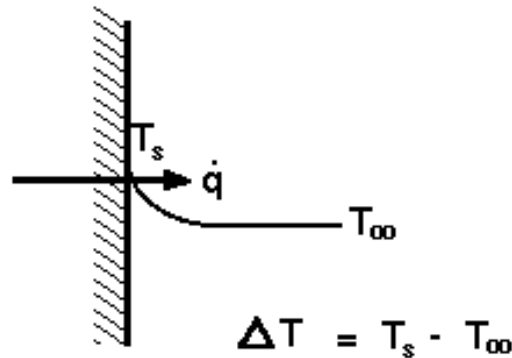


CONVECÇÃO

○ Lei de Newton do resfriamento

Fenômeno de superfície entre um sólido e um fluido

$$\dot{q}_s = h.A_s.\Delta T$$



q_s : taxa de calor na superfície (W)

h : coeficiente de troca térmica por convecção ou coeficiente convectivo ($W.m^{-2}.K^{-1}$)

A_s : Área superficial do contato sólido/líquido

$\Delta T = T_s - T_{\infty}$ potencial térmico quando o sólido está mais quente que o líquido

ou $\Delta T = T_{\infty} - T_s$, caso contrário.

h

Meio	kcal/h.m ² .°C
Ar, convecção natural	5-25
Vapor, convecção forçada	25-250
Óleo, convecção forçada	50-1500
Água, convecção forçada	250-10000
Água convecção em ebulição	2500-50000
Vapor, em condensação	5000-100000

CONVECÇÃO

○ Lei de Newton do resfriamento

Fenômeno de superfície entre um sólido e um fluido

$$\dot{q}_s = h \cdot A_s \cdot \Delta T$$

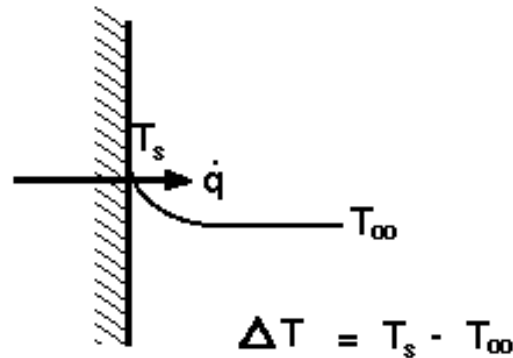


Tabela 9.6 Faixas de valores típicos do coeficiente convectivo h para ar e água

SISTEMA		h [$\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$]
Convecção natural	Gases	3 a 20
	Líquidos	100 a 600
	Água em ebulição	1000 a 20.000
Convecção forçada	Gases	10 a 100
	Líquidos	50 a 500
	Água	500 a 10.000
Condensação de vapores		1000 a 100.000

Fonte: Bird et al. (2004).

MECANISMOS ENVOLVIDOS NA CONVECÇÃO

- Transferência de calor pelo transporte molecular;
- Transferência de calor pelo transporte turbulento;
- Transferência de momento pelo transporte molecular;
- Transferência de momento pelo transporte turbulento.



CONVECÇÃO

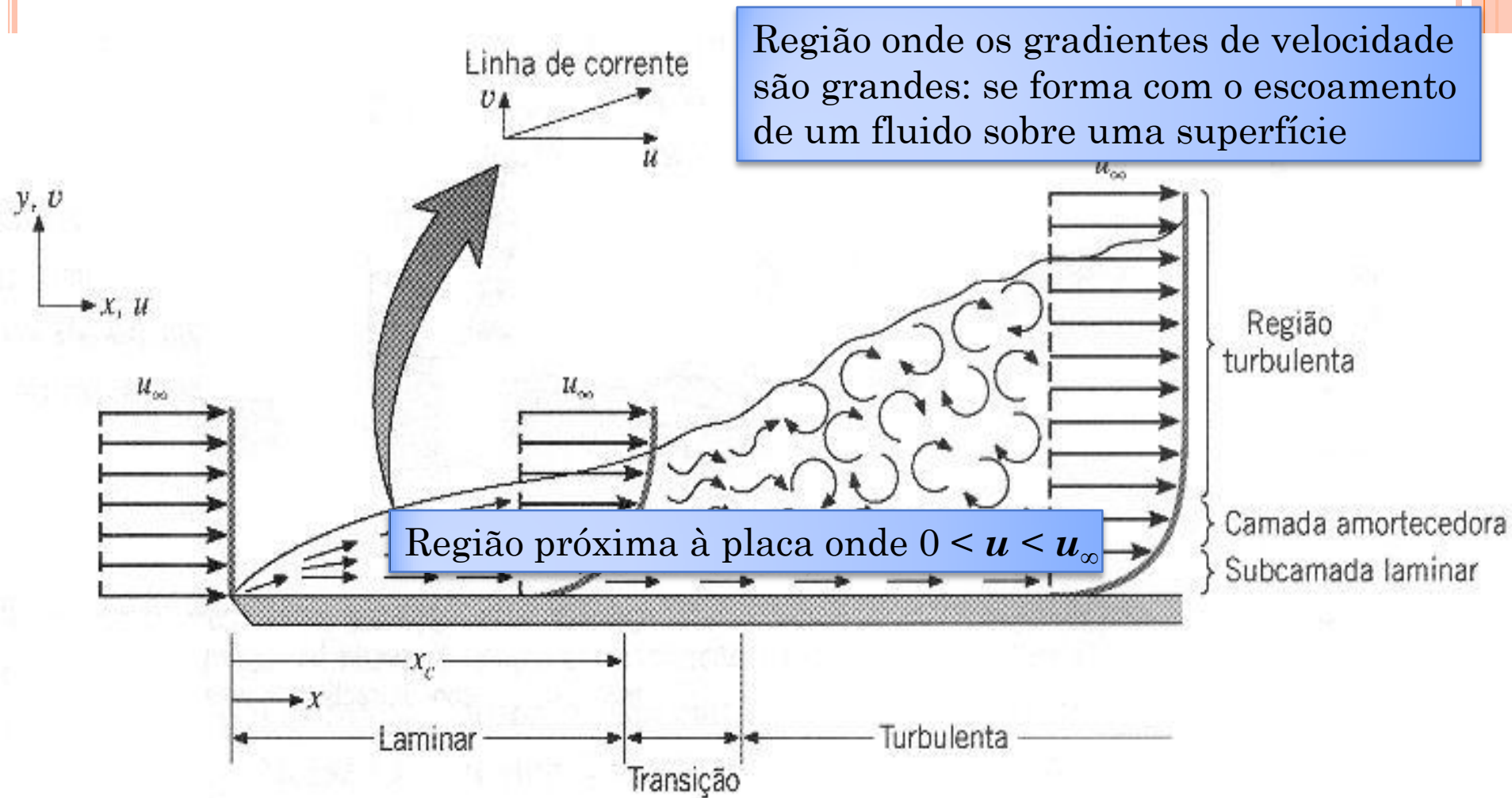
Dependência de h :

- Posição na superfície do sólido;
- Propriedades do fluido;
- Velocidade de escoamento;
- Direção do escoamento em relação à superfície
- Geometria da superfície;
- Rugosidade, dentre outros...



CAMADA LIMITE

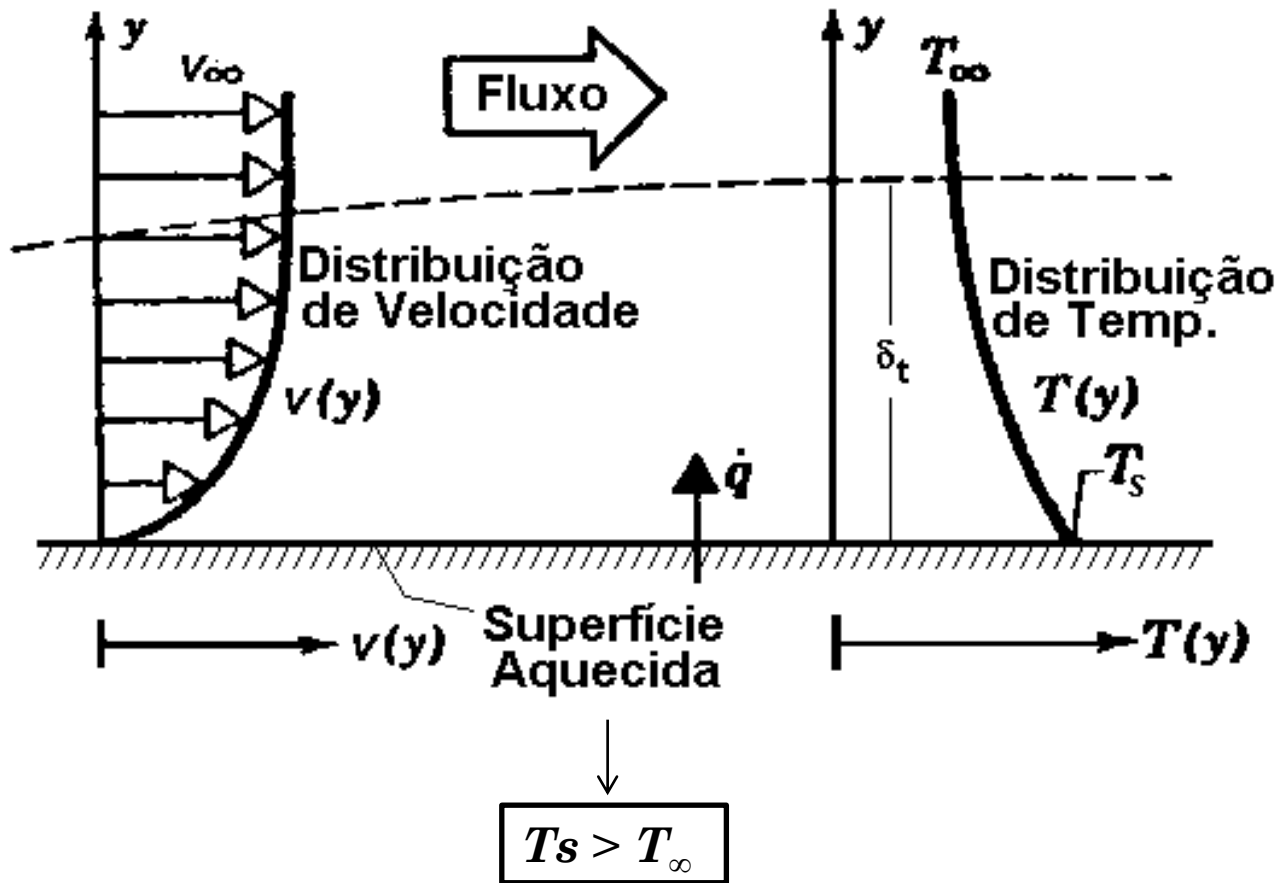
- Camada limite hidrodinâmica ou de velocidade



CAMADA LIMITE

- Camada limite térmica

Região próxima à placa onde $T_{\infty} < T < T_s$



AUMENTO DA TROCA DE CALOR ENTRE FLUIDOS

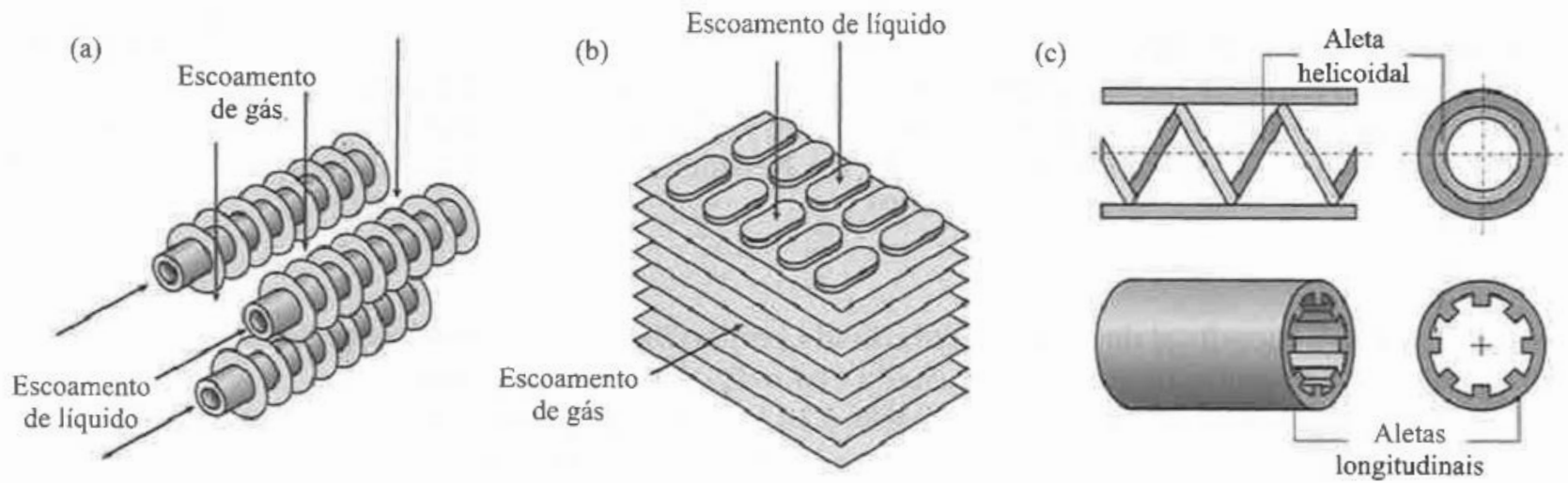


Figura 9.9 Exemplos de aletas, superfícies estendidas para aumentar a área de troca térmica sólido/fluido: (a) aletas circulares sobre tubos; (b) aletas planas sobre banco de tubos; (c) aletas no interior de tubos (adaptado de Incropera et al., 2008).



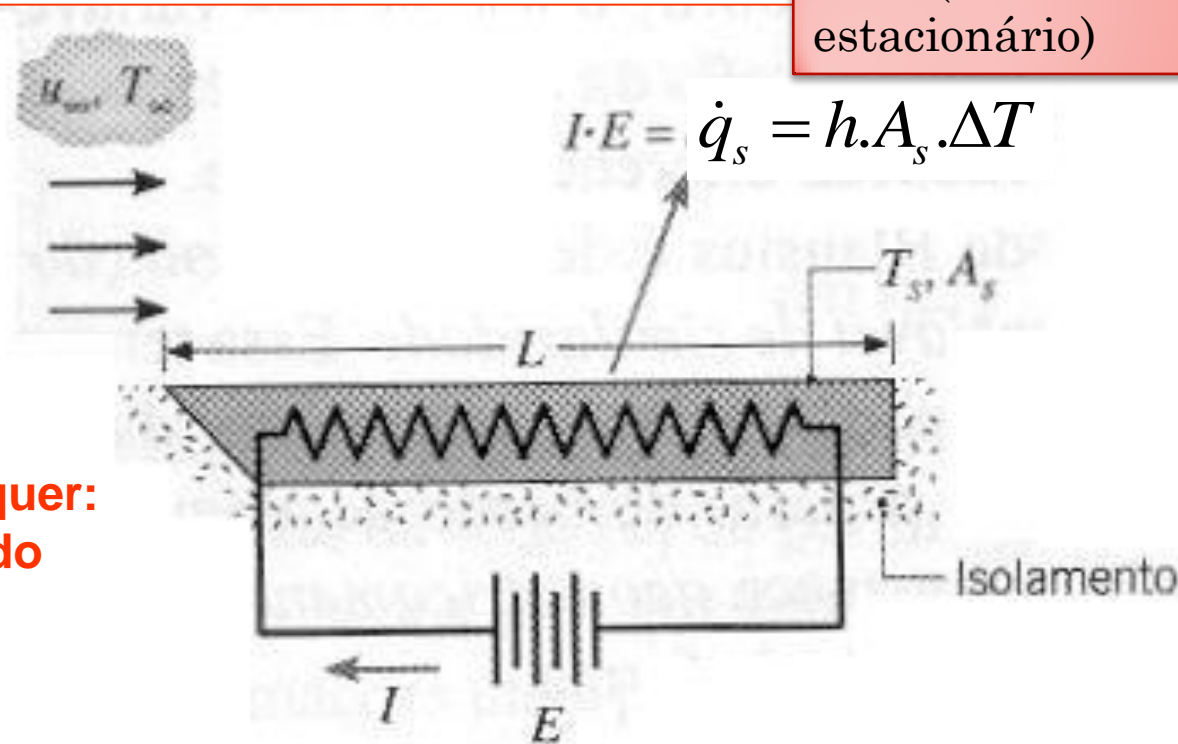
E como calcular h ??



MÉTODO EMPÍRICO

ESCOAMENTO EXTERNO

Energia elétrica fornecida para fluido a T_∞
- dissipada na forma de calor (mede-se T_s - estado estacionário)



Válido para qualquer:
 $u_\infty, T_\infty, T_s, L, \text{ fluido}$

Experimento para a medição do coeficiente médio de transferência de calor por convecção h_L .

É possível estudar como as características do fluido interferem em $h \rightarrow$ equações empíricas são propostas

EQUAÇÕES EMPÍRICAS FORMULADAS COM GRUPOS ADIMENSIONAIS

Re: número de Reynolds

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot L}{\mu}$$

Forças de inércia
Forças viscosas

Pr: número de Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k_f}$$

difusividade de momento
difusividade térmica

Nu: número de Nusselt

$$Nu = \frac{h \cdot L}{k_f} = f(x^*, Re, Pr)$$

transf. de calor transporte molecular e turbulento
transf. de calor transporte molecular

Gr: número de Grashof

$$Gr = \frac{\beta \cdot g \cdot \Delta T \cdot d^3 \cdot \rho^2}{\mu^2} \quad \frac{\text{Forças empuxo}}{\text{Forças visc}}$$

d: dimensão característica (L ou D);

g: aceleração da gravidade

ρ : densidade

C_p : calor específico

k: condutividade térmica

μ : viscosidade

β : coeficiente de expansão térmica volumétrica

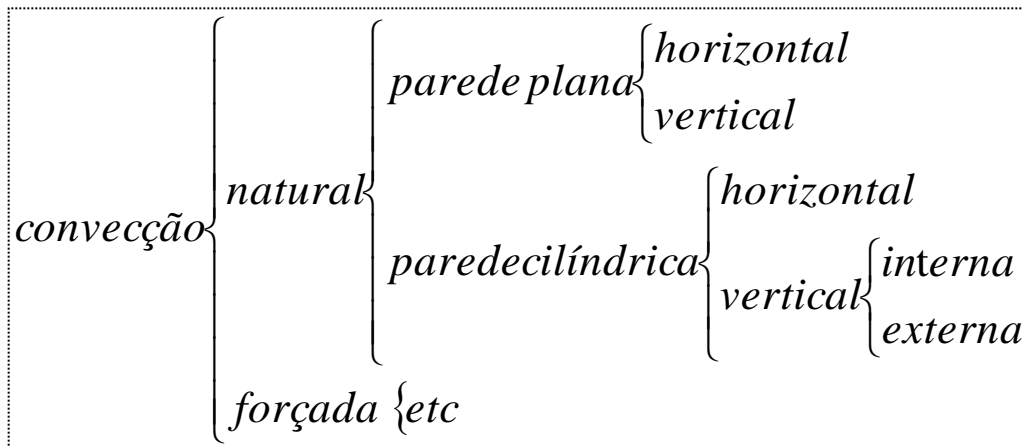
Determinadas na
 $T_{m\acute{e}dia} = (T_{\infty} + T_s)/2$



PREDIÇÃO DE COEFICIENTES CONVECTIVOS

$$h = f(d, \mu, \rho, c_p, k, v, g, \Delta T)$$

- o **Região de baixa velocidade** → a **condução** é mais importante
- o **Região de alta velocidade** → a **mistura** entre o fluido mais quente e o mais frio contribui substancialmente para a transferência de calor



Natural

$$Nu = f(Gr, Pr)$$

Forçada

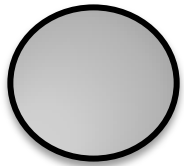
$$Nu = f(Re, Pr)$$

ESCOAMENTO NO INTERIOR DE TUBOS

$d = D_h$ (Diâmetro hidráulico) e v é a velocidade média na seção transversal do tubo

$$D_h = \frac{4.A_s}{P_w} \longrightarrow \text{Área e Perímetro molhado da seção transversal de escoamento}$$

Para seção circular



$$D_h = \frac{4.\pi.r_i^2}{2\pi.r_i} = 2r_i = D_i$$

Condições:

- (i) Regime Laminar Desenvolvido
- (ii) Regime Laminar não-desenvolvido
- (iii) Regime Turbulento desenvolvido



ESCOAMENTO NO INTERIOR DE TUBOS

i. Regime Laminar Desenvolvido

Camadas limite de velocidade e T aumentam até o centro do tubo, quando o escoamento passa a ser “desenvolvido”

$$Re \leq 2100$$

e

$$\frac{\left(\frac{L}{D}\right)}{Re \cdot Pr} \geq 0,05$$

Nu constante e depende apenas da seção do tubo e da condição de temperatura na parede do tubo (**Temperatura uniforme ou fluxo de calor uniforme**) → Dados teóricos obtidos pela resolução de equações de escoamento laminar e de troca térmica



ESCOAMENTO NO INTERIOR DE TUBOS

i. Regime Laminar Desenvolvido

Camadas limite de velocidade e T aumentam até o centro do tubo, quando o escoamento passa a ser “desenvolvido”

Tabela 9.7 Números de Nusselt (N_{Nu}) para escoamento laminar desenvolvido em tubos de seção circular ou retangular

SEÇÃO TRANSVERSAL	N_{Nu} PARA \dot{q}_S/A UNIFORME	N_{Nu} PARA T_{sup} UNIFORME
Circular com diâmetro D	4,36	3,66
Retangular com razão entre os lados:		
1,00	3,61	2,98
1,43	3,73	3,08
2,00	4,12	3,39
3,00	4,79	3,96
4,00	5,33	4,44
8,00	6,49	5,60
∞	8,23	7,54

Fonte: Kays et al. (2004).

ESCOAMENTO NO INTERIOR DE TUBOS CIRCULARES

ii. Regime Laminar Não-Desenvolvido

Espessura da camada-limite varia com a posição no tubo $\rightarrow h$
também varia com a posição

$$Re \leq 2100$$

e

$$\frac{\left(\frac{L}{D}\right)}{Re \cdot Pr} \leq 0,05$$

Se $0,6 \leq Pr \leq 5$ e $0,0044 \leq \mu/\mu_p \leq 9,75$

$$Nu = 1,86 \cdot \left(\frac{Re \cdot Pr}{L/D}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{0,14}$$

(Sieder e Tate, 1936)



Razão entre viscosidade do líquido (μ) e sua viscosidade avaliada na temperatura da parede do tubo (μ_p).

ESCOAMENTO NO INTERIOR DE TUBOS CIRCULARES

iii. Regime Turbulento Desenvolvido

Essa consideração pode ser feita após 10x o diâmetro da entrada do tubo, ou seja, $L/D \geq 10$

$$Re \geq 10^4$$

e

$$\left(\frac{L}{D}\right) \geq 10$$

Se $0,7 \leq Pr \leq 700$

$$Nu = 0,027 \cdot (Re)^{\frac{4}{5}} \cdot (Pr)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{0,14}$$

(Sieder e Tate, 1936)



CONVECÇÃO FORÇADA SOBRE SÓLIDOS:

- (i) para escoamento paralelo a uma placa plana de comprimento L , camada-limite laminar ($N_{Re} \leq 5 \times 10^5$) e $N_{Pr} > 0,6$ (Incropera et al., 2008):

$$N_{Nu} = 0,664(N_{Re})^{\frac{1}{2}}(N_{Pr})^{\frac{1}{3}} \quad (9.22)$$

- (ii) para escoamento paralelo a uma placa plana de comprimento L , camada-limite mista laminar/turbulenta ($5 \times 10^5 \leq N_{Re} \leq 10^8$) e $0,6 < N_{Pr} < 60$ (Incropera et al., 2008):

$$N_{Nu} = \left(0,037(N_{Re})^{\frac{4}{5}} - 871 \right) (N_{Pr})^{\frac{1}{3}} \quad (9.23)$$

- (iii) para escoamento cruzado sobre cilindro de diâmetro D com $N_{Re}N_{Pr} > 0,2$ (Churchill e Bernstein, 1977):

$$N_{Nu} = 0,3 + \frac{0,62(N_{Re})^{\frac{1}{2}}(N_{Pr})^{\frac{1}{3}}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{N_{Pr}} \right)^{\frac{2}{3}} \right]^{\frac{1}{4}}} \left[1 + \left(\frac{N_{Re}}{282000} \right)^{\frac{5}{8}} \right]^{\frac{4}{5}} \quad (9.24)$$

- (iv) para escoamento sobre esfera de diâmetro D com $0,7 \leq N_{Pr} \leq 380$ e $3,5 \leq N_{Re} \leq 7,6 \times 10^4$ (Whitaker, 1972). Nessa correlação, todas as propriedades físicas, exceto μ_p , são avaliadas a T_∞ :

$$N_{Nu} = 2 + \left[0,4(N_{Re})^{\frac{1}{2}} + 0,06(N_{Re})^{\frac{2}{3}} \right] (N_{Pr})^{\frac{2}{5}} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (9.25)$$

CONVECÇÃO NATURAL SOBRE SÓLIDOS

$$Nu = a.(Gr.Pr)^b$$

Tabela 9.8 Coeficientes *a* e *b* da Equação 9.26 para convecção natural em escoamento externo (Singh, 2006)

CASO	<i>a</i>	<i>b</i>
Placas e cilindros verticais com $L > 1$ m		
Laminar, $N_{Gr}N_{Pr} < 10^4$	1,36	$1/5$
Laminar, $10^4 < N_{Gr}N_{Pr} < 10^9$	0,59	$1/4$
Turbulento, $N_{Gr}N_{Pr} > 10^9$	0,13	$1/3$
Esferas e cilindros horizontais com $D < 0,2$ m		
Laminar, $10^3 < N_{Gr}N_{Pr} < 10^9$	0,53	$1/4$
Turbulento, $N_{Gr}N_{Pr} > 10^9$	0,13	$1/3$
Placas horizontais, resfriadas por cima ou aquecidas por baixo		
Laminar, $10^5 < N_{Gr}N_{Pr} < 2 \times 10^7$	0,54	$1/4$
Turbulento, $2 \times 10^7 < N_{Gr}N_{Pr} < 3 \times 10^{10}$	0,14	$1/3$
Placas horizontais, resfriadas por baixo ou aquecidas por cima		
Laminar, $3 \times 10^5 < N_{Gr}N_{Pr} < 3 \times 10^{10}$	0,27	$1/4$

EXEMPLO 1:

Maças a 25°C são resfriadas pela passagem de ar frio a 0°C com uma velocidade de $3,0 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. O diâmetro médio de uma maçã é de 7 cm . Considerando o instante inicial, quando a temperatura da superfície das maçãs é de 25°C , determine:

- a) O coeficiente de convecção médio do ar sobre a superfície de uma maçã;
- b) A taxa e o fluxo de calor sobre uma maçã.



OBS: Para se estimar viscosidade do ar na pressão atmosférica, pode-se usar a equação a seguir (com μ em Pa.s = kg.m⁻¹.s⁻¹)

$$\mu = \frac{1,458 \cdot 10^{-6} \cdot (T)^{\frac{3}{2}}}{T + 110,4}$$



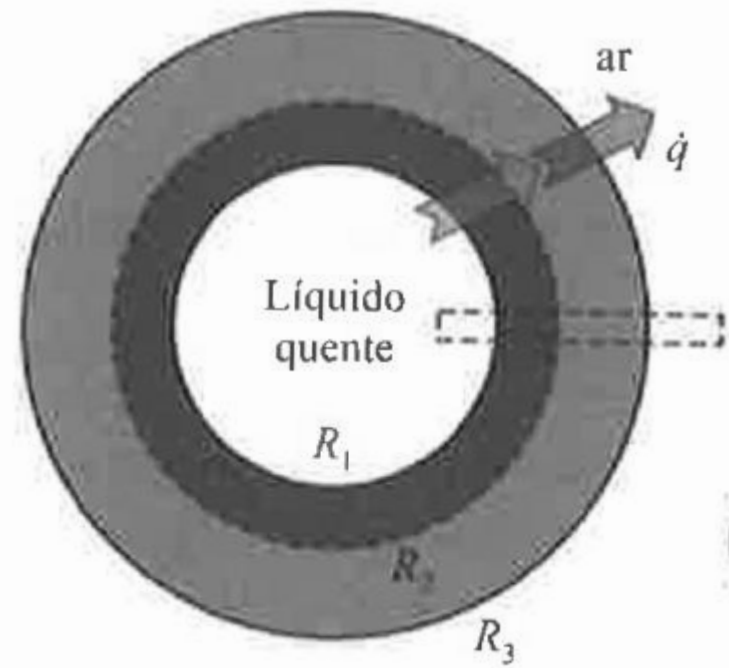
Tabela 9.1 Propriedades termofísicas de materiais comuns, em função da temperatura

MATERIAL	T [K]	ρ [kg · m ⁻³]	C_p [J · kg ⁻¹ · K ⁻¹]	k [W · m ⁻¹ · K ⁻¹]
Sólidos metálicos				
Aço-carbono AISI 1010	300	7832	434	63,9
	800	—	685	39,2
Aço inoxidável AISI 304	300	7900	477	14,9
	800	—	582	22,6
Líquidos				
Água	273	1000	4217	0,569
	300	997	4179	0,613
	373	958	4217	0,680
Etilenoglicol C ₂ H ₄ (OH) ₂	300	1114	2415	0,252
	373	1058	2742	0,263
Glicerina C ₂ H ₅ (OH) ₃	273	1276	2261	0,282
	320	1247	2564	0,287
Óleo de motor, novo	300	884	1909	0,145
	430	806	2471	0,132
Gases (pressão atmosférica)				
Água, vapor	373	0,596	2029	0,0248
	550	0,400	1997	0,0379
Ar seco	200	1,746	1007	0,0181
	300	1,161	1007	0,0263
	550	0,633	1040	0,0439

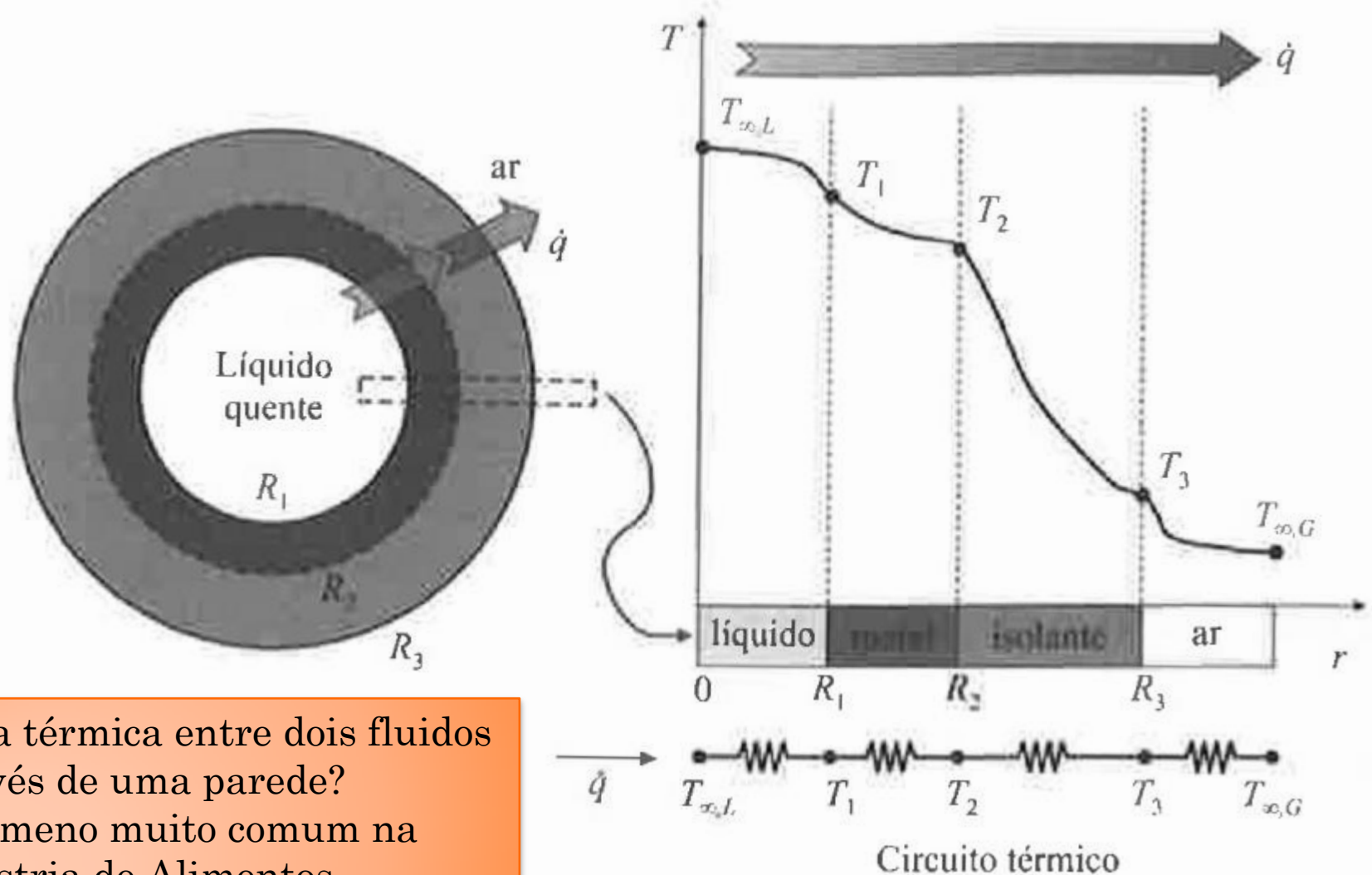
Fonte: Incropera et al. (2008).

E o que é o Coeficiente Global de Troca Térmica - U ??

$$\frac{\dot{q}}{A} = U \cdot \Delta T$$



MECANISMOS COMBINADOS: CONDUÇÃO E CONVECÇÃO



Troca térmica entre dois fluidos através de uma parede?
Fenômeno muito comum na Indústria de Alimentos

MECANISMOS COMBINADOS: COEFICIENTE GLOBAL DE TROCA TÉRMICA

Possibilidade de combinar as Leis de Fourier e de resfriamento de Newton em uma ÚNICA EQUAÇÃO GERAL

$$\dot{q} = \frac{\Delta T}{R_t}$$

Vantagem: Combinar R_t em série

q : taxa de transferência de calor (W) proporcional a força motriz de troca térmica ΔT (K) e inversamente proporcional a uma resistência térmica total R_t (K/W)

$$q = \frac{k.A}{L} \cdot \Delta T$$

$$q = - \frac{k.2.\pi.L}{\left(\ln \frac{r_2}{r_1} \right)} \cdot (T_2 - T_1)$$

$$q = - \frac{4.k.\pi}{\left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right)} \cdot (T_2 - T_1)$$

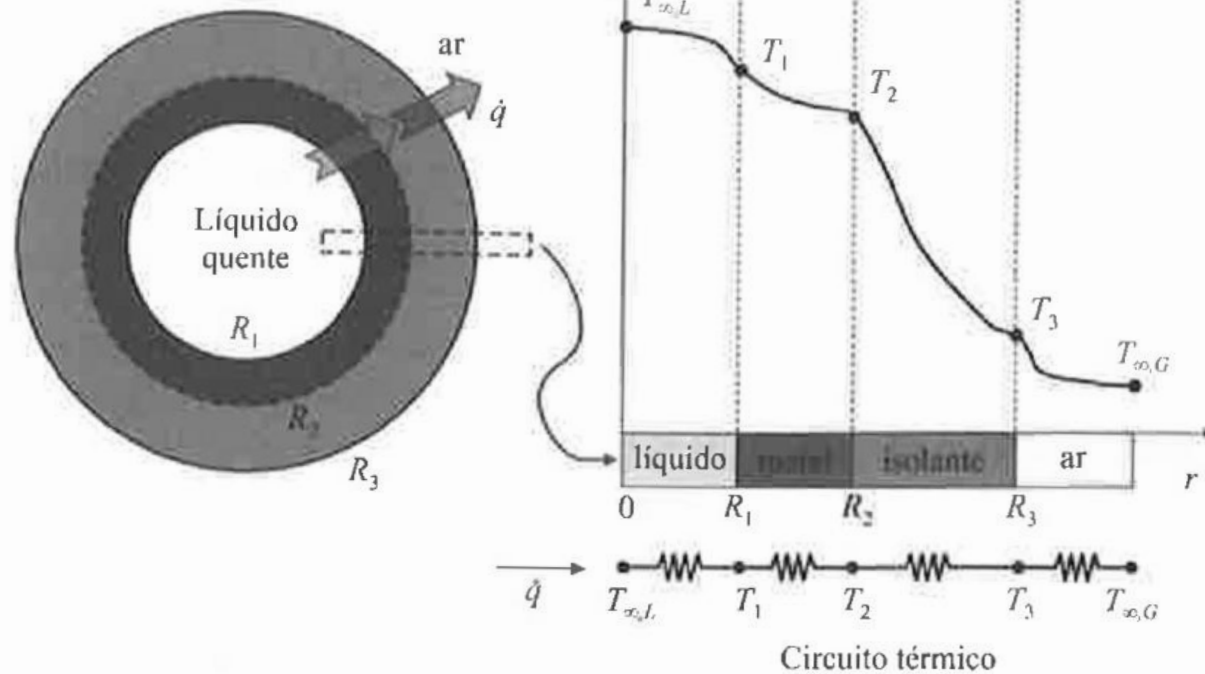
$$\dot{q}_s = h.A_{s_i} \cdot \Delta T$$

RESISTÊNCIA TÉRMICA PARA DIFERENTES GEOMETRIAS

Tabela 9.9 Resistência térmica (R_t) para diferentes geometrias e meios

SITUAÇÃO	R_t [K · W ⁻¹]
Condução através de parede plana sólida de espessura e e área da seção transversal A_x	$R_t = \frac{\Delta x}{kA_x} = \frac{e}{kA_x}$
Condução através de parede cilíndrica sólida com raios R_1 e R_2 e comprimento L	$R_t = \frac{\Delta r}{kA_{\ln}} = \frac{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}{2\pi Lk}$
Condução através de parede esférica sólida com raios R_1 e R_2	$R_t = \frac{\Delta r}{kA_{gm}} = \frac{\left(\frac{1}{R_1}\right) - \left(\frac{1}{R_2}\right)}{4\pi k}$
Convecção de fluido sobre superfície sólida com área A_s	$R_t = \frac{1}{hA_s}$

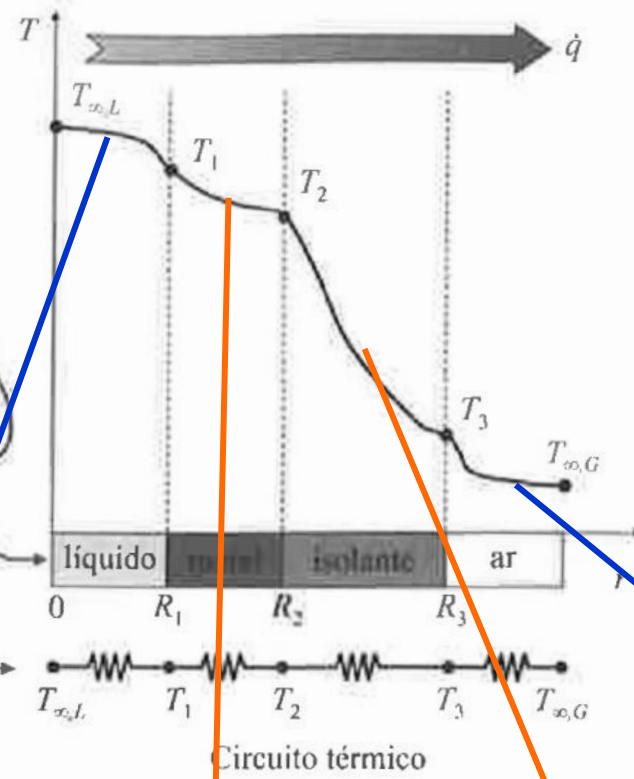
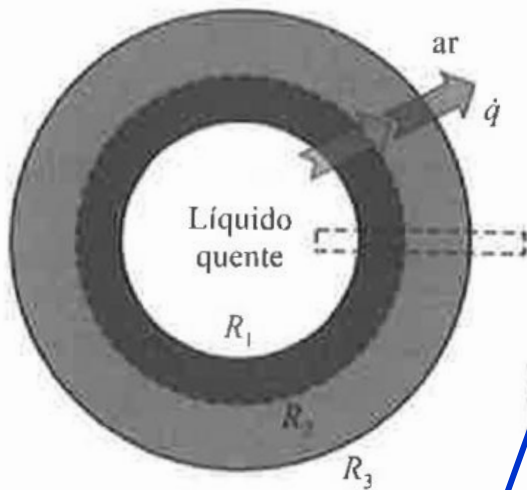
Líquido quente escoando dentro de um tubo e perdendo calor para o ambiente externo



A energia é continuamente transferida do líquido para o ar, atravessando 4 resistências térmicas:

- Filme do líquido ($R_{t,L}$)
- Parede metálica do tubo ($R_{t,M}$)
- Camada de Isolante Térmico ($R_{t,I}$)
- Filme de ar ($R_{t,ar}$)





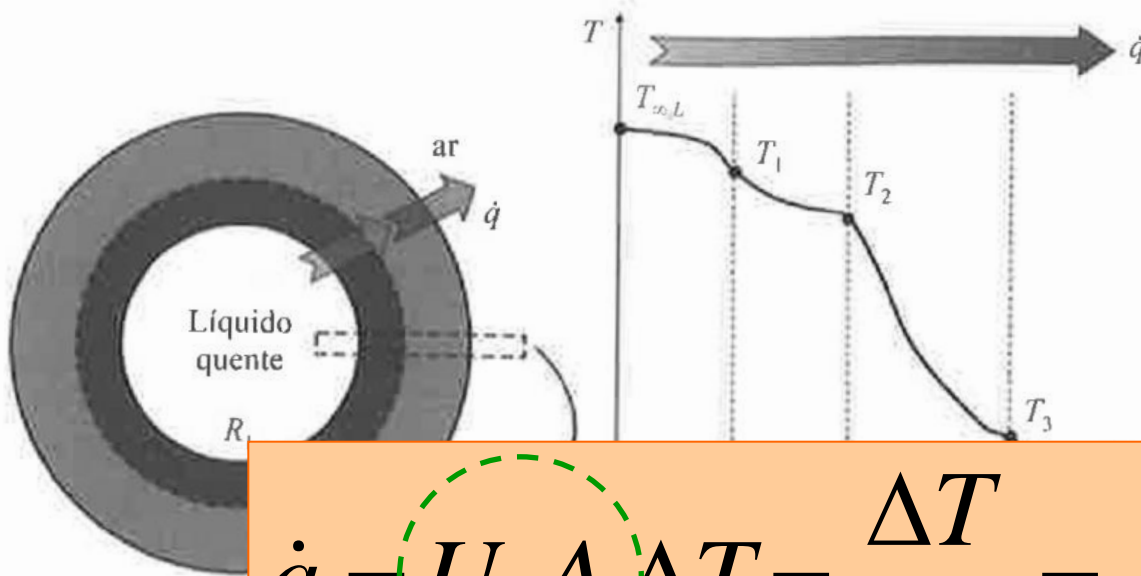
Condução em CC

$$\dot{q} = k \cdot A_{\ln} \frac{\Delta T}{\Delta r}$$

Convecção em CC:

$$\dot{q}_s = h \cdot A_s \cdot \Delta T$$

$$\dot{q} = \frac{\Delta T}{R_t} = \frac{(T_{\infty,L} - T_1)}{\frac{1}{h \cdot A_S|_L}} = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{\Delta r}{k \cdot A_{\ln}|_M}} = \frac{(T_2 - T_3)}{\frac{\Delta r}{k \cdot A_{\ln}|_{Iso}}} = \frac{(T_3 - T_{\infty,G})}{\frac{1}{h \cdot A_S|_{Ar}}}$$



Condução em CC

$$\dot{q} = k \cdot A_{\ln} \frac{\Delta T}{\Delta r}$$

$$\dot{q} = U \cdot A \cdot \Delta T = \frac{\Delta T}{R_t} = \frac{\Delta T}{1/A \cdot U} = h \cdot A_s \cdot \Delta T$$

vecção em CC:

$$\dot{q} = \frac{\Delta T}{R_t} = \frac{(T_{\infty,L} - T_{\infty,G})}{\frac{1}{h \cdot A_S|_L} + \frac{\Delta r}{k \cdot A_{\ln}|_M} + \frac{\Delta r}{k \cdot A_{\ln}|_{Iso}} + \frac{1}{h \cdot A_S|_{Ar}}}$$

Se for possível escolher uma área comum de TC

MECANISMOS COMBINADOS: COEFICIENTE GLOBAL DE TROCA TÉRMICA

$$\frac{1}{U.A} = \frac{1}{h.A_S|_L} + \frac{\Delta r}{k.A_{\ln}|_M} + \frac{\Delta r}{k.A_{\ln}|_{Iso}} + \frac{1}{h.A_S|_{Ar}}$$

DESAFIO....

Resistência térmica total: $R_L + R_M + R_{iso} + R_{Ar}$

Considerando a Área de Transferência de Calor de referência a área interna do tubo: $2\pi R_1 L$

$$\frac{1}{U \cdot 2\pi \cdot L \cdot R_1} = \frac{1}{h_L \cdot 2\pi \cdot L \cdot R_1} + \frac{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}{2\pi \cdot L \cdot k_M} + \frac{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}{2\pi \cdot L \cdot k_{Iso}} + \frac{1}{h_{Ar} \cdot 2\pi \cdot L \cdot R_3}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{R_1}{h_L \cdot R_1} + \frac{R_1 \cdot \ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}{k_M} + \frac{R_1 \cdot \ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}{k_{Iso}} + \frac{R_1}{R_3} \cdot \frac{1}{h_{Ar}}$$

EXEMPLO 2:

Nitrogênio líquido (densidade = 804 kg.m^{-3}) é estocado, à temperatura de saturação de -196°C , em um tanque esférico, não pressurizado, com raio interno igual a 30 cm. A espessura da parede metálica é relativamente pequena, comparada com o raio interno. Para reduzir a perda do produto por evaporação, coloca-se externamente ao tanque uma camada de poliuretano expandido (isolamento térmico) de espessura igual a 14cm. A temperatura do ar ambiente é em torno de 23°C . O coeficiente de troca térmica por convecção entre o ar e a superfície externa do isolante térmico é de $20 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$. O calor latente de vaporização do nitrogênio é de 199 kJ.kg^{-1} . Calcule o volume de nitrogênio evaporado por dia.



Tabela 9.1 Propriedades termofísicas de materiais comuns, em função da temperatura

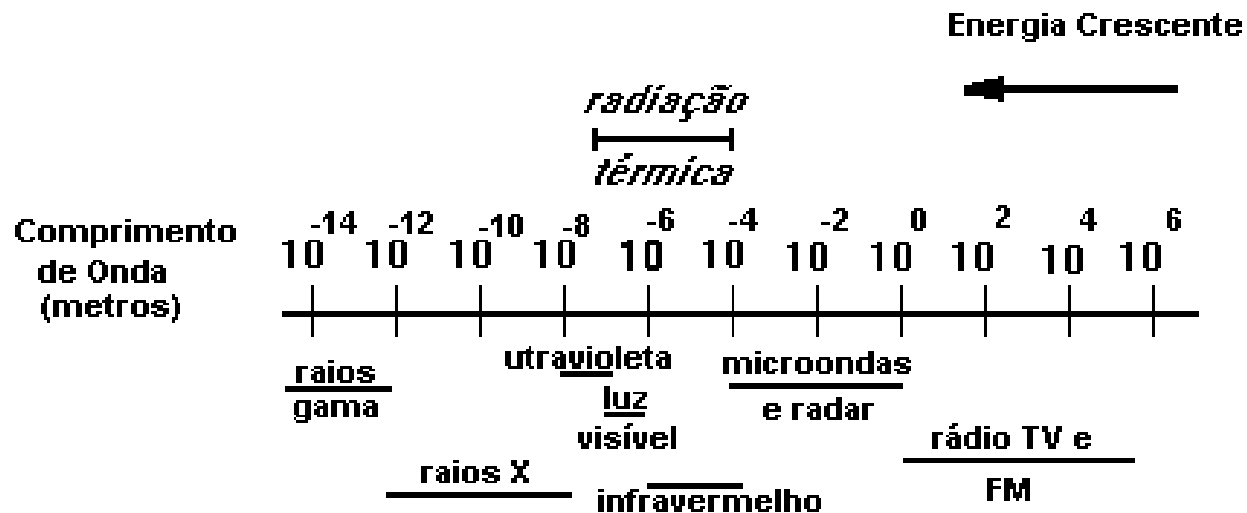
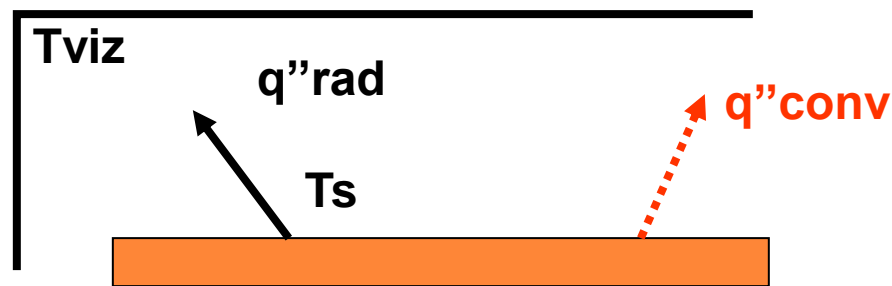
MATERIAL	T [K]	ρ [kg · m ⁻³]	C_p [J · kg ⁻¹ · K ⁻¹]	k [W · m ⁻¹ · K ⁻¹]
Sólidos metálicos				
Aço-carbono AISI 1010	300	7832	434	63,9
	800	-	685	39,2
Aço inoxidável AISI 304	300	7900	477	14,9
	800	-	582	22,6
Alumínio, puro	300	2702	903	237
	800	-	1146	218
Cobre, puro	300	8933	385	401
	800	-	433	366
Sólidos não metálicos e compostos				
Argamassa de cimento	300	1860	780	0,72
Asfalto	300	2115	920	0,062
Borracha vulcanizada macia	300	1100	2010	0,13
Compensado de madeira de alta densidade	300	1010	1380	0,15
Concreto com brita	300	2300	880	1,4
Gelo	273	920	2040	1,88
Isolamento: espuma de borracha rígida	310	70	-	0,033
Isolamento: manta de fibra de vidro	300	32	835	0,038
Isolamento: poliuretano expandido	300	55	1210	0,027
Madeira (pinho), chapa para construção	300	510	1380	0,12
Parafina	300	900	2890	0,240
Plástico ABS	300	1070	1470	0,18
Tijolo refratário de argila queimada	478	2645	960	1,0
Vidro comum	300	2500	750	1,4
Líquidos				
Água	273	1000	4217	0,569
	300	997	4179	0,613
	373	958	4217	0,680
Etilenoglicol C ₂ H ₄ (OH) ₂	300	1114	2415	0,252
	373	1058	2742	0,263
Glicerina C ₂ H ₅ (OH) ₃	273	1276	2261	0,282
	320	1247	2564	0,287
	300	884	1909	0,145
Óleo de motor, novo	430	806	2471	0,132
	Gases (pressão atmosférica)			
Água, vapor	373	0,596	2029	0,0248
	550	0,400	1997	0,0379
Ar seco	200	1,746	1007	0,0181
	300	1,161	1007	0,0263
	550	0,633	1040	0,0439

Fonte: Incropera et al. (2008).



RADIAÇÃO TÉRMICA

- Emissão de ondas eletromagnéticas
- Diferença de temperatura entre 2 corpos

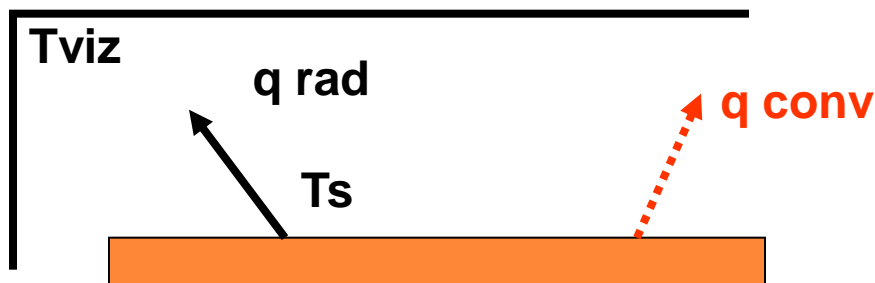


RADIAÇÃO TÉRMICA

Fluxo de transferência de calor

$$\frac{\dot{q}_{RAD}}{A} = \varepsilon \sigma (T_S^4 - T_{VIZ}^4)$$
$$\left[\frac{W}{m^2} \right] = \left[\frac{W}{m^2 \cdot K^4} \right] [K^4]$$

$$\frac{\dot{q}_{CONV}}{A} = h_r (T_S - T_{VIZ})$$
$$\left[\frac{W}{m^2} \right] = \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] [K]$$



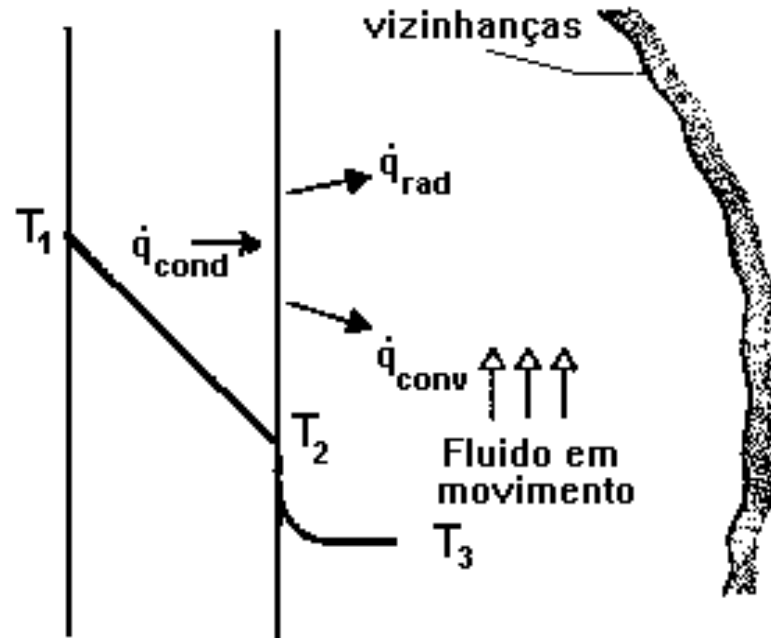
ε : emissividade

σ : Constante de Stefan-Boltzmann



MECANISMOS COMBINADOS

CONDUÇÃO, CONVECÇÃO E RADIAÇÃO

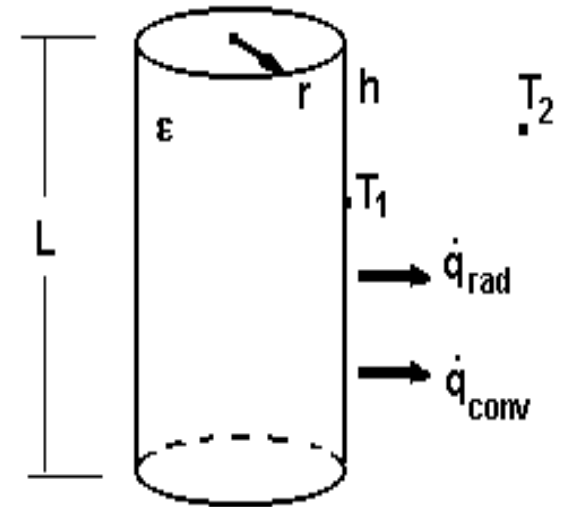


$$\dot{q}_{cond} = \dot{q}_{conv} + \dot{q}_{rad}$$



EXEMPLO 3 (MECANISMOS COMBINADOS)

Um reator em uma indústria trabalha a $600\text{ }^{\circ}\text{C}$ em um local onde a temperatura ambiente é $27\text{ }^{\circ}\text{C}$ e o coeficiente de película externo é $40\text{ Kcal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$. O reator foi construído de aço inox ($\varepsilon = 0,06$) com 2 m de diâmetro e 3 m de altura. Tendo em vista o alto fluxo de calor, deseja-se aplicar uma camada de isolante ($k = 0,05\text{ kcal/h m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $\varepsilon = 0,65$) para reduzir a transferência de calor a 10% da atual. Desconsiderando as resistências térmicas que não podem ser calculadas, pede-se :



- A taxa de calor antes da aplicação do isolamento;
- A parcela transferida por convecção após o isolamento e a espessura do isolante a ser usada nas novas condições sabendo-se que a temperatura externa do isolamento deve ser $62\text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$T_1 = 600^{\circ}\text{C} \quad T_2 = 27^{\circ}\text{C}$$
$$\varepsilon = 0,06(\text{inox}) \quad h = 40\text{ Kcal/h.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$
$$L = 3\text{ m} \quad \varnothing = 2\text{ m} \Rightarrow r = 1\text{ m}$$

$$\sigma = 4,88 \times 10^{-8} \text{ kcal/h.m}^2.\text{k}^4$$





PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS DOS ALIMENTOS

- DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO (h)

$$h = f(D, \mu, \rho, c_p, k, \delta, V, g, \Delta T)$$

PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS DOS ALIMENTOS

ONDE ENCONTRAR?

- Apostila de operações unitárias
- Equações correlação empírica
- Tabela nutricional (composição centesimal)
- Bibliografia em livros e periódicos
- Pesquisa em universidades e em laboratórios



$$q = \frac{k \cdot A}{L} \cdot \Delta T$$

CONDUTIVIDADE DE TÉRMICA (k)

Em alimentos $k < 1$ w/m.k

Resistência térmica

Thermal Conductivity of Some Foods

Product	Water Content (%)	Temperature (°C)	Thermal Conductivity (J/s·m·°C)
Oil			
Olive		15	0.189
	—	100	0.163
Soybean	13.2	7–10	0.069
Vegetable and animal	—	4–187	0.169
Sugars	—	29–62	0.087–0.22
Cod	83	2.8	0.544
Meats			
Pork			
Perpendicular to the fibers	75.1	6	0.488
		60	0.54
Parallel to the fibers	75.9	4	0.443
		61	0.489
Fatty meat	—	25	0.152
Lamb			
Perpendicular to the fibers	71.8	5	0.45
		61	0.478
Parallel to the fibers	71.0	5	0.415
		61	0.422
Veal			
Perpendicular to the fibers	75	6	0.476
		62	0.489
Parallel to the fibers	75	5	0.441
		60	0.452
Beef			
Freeze-dried			
1000 mm Hg	—	0	0.065
0.001 mm Hg	—	0	0.035
Lean			
Perpendicular to the fibers	78.9	7	0.476
	78.9	62	0.485
Parallel to the fibers	78.7	8	0.431
	78.7	61	0.447
Fatty	—	24–38	0.19
Strawberries	—	–14–25	0.675
Peas	—	3–17	0.312

CALOR ESPECÍFICO C_P

- Quantidade de calor requerido para aumentar a temperatura de uma unidade de massa por 1°C ou K.

Specific Heat for Some Foods

Product	Water (%)	Specific heat (kJ/kg.K)
Meats		
Bacon	49.9	2.01
Beef		
Lean beef	71.7	3.433
Roast beef	60.0	3.056
Hamburger	68.3	3.520
Veal	68.0	3.223
Prawns	66.2	3.014
Eggs		
Yolk	49.0	2.810
Milk		
Pasteurized, whole	87.0	3.852
Skim	90.5	3.977–4.019
Butter	15.5	2.051–2.135
Apples (raw)	84.4	3.726–4.019
Cucumbers	96.1	4.103
Potatoes	79.8	3.517
	75.0	3.517
Fish		
Fresh	80.0	3.600
	76.0	3.600
Cheese (fresh)	65.0	3.265
Sardines	57.4	3.014
Carrots (fresh)	88.2	3.810–3.935

Source: Reidy, G.A., M.S. thesis, Michigan State University, 1968.

DENSIDADE ($\rho=m/V$)

- Para sucos é função do índice de refração: °Brix
- Composição do produto (equações)
- Determinação por picnometria
- Alimentos particulados
 - Densidade do leite (conjunto total)
 - Densidade do sólido
 - Densidade das partículas
- Ex: grãos, pós, etc..



DIFUSIVIDADE TÉRMICA

- A difusividade térmica ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$) de um material é a razão da sua capacidade de conduzir calor pela sua capacidade de armazená-lo. Proporcional à velocidade com que o material responde a variações de temperatura.

$$\alpha = \frac{k}{\rho \cdot C_p}$$

Thermal Diffusivity for Some Foods

Product	Water (%)	Temperature ^a (°C)	Thermal Diffusivity $\times 10^5$ (m^2/s)
Fruits, Vegetables			
Avocado (pulp)	—	24 (0)	1.24
Seed	—	24 (0)	1.29
Whole	—	41 (0)	1.54
Sweet potato	—	35	1.06
	—	55	1.39
	—	70	1.91
Cherries (pulp)	—	30 (0)	1.32
Squash	—	47 (0)	1.71
Strawberries (pulp)	92	5	1.27
Beans (purée)	—	26–122	1.80
Peas (purée)	—	26–128	1.82
String beans (cooked)	—	4–122	1.68
Limes	—	40 (0)	1.07
Apples	85	0–30	1.37
Applesauce	37	5	1.05
	37	65	1.12
	80	5	1.22
	80	65	1.40
	—	26–129	1.67

Thermal Diffusivity for Some Foods

Product	Water (%)	Temperature ^a (°C)	Thermal Diffusivity $\times 10^5$ (m^2/s)
Peach	—	27 (4)	1.39
Turnip	—	48 (0)	1.34
Potato			
Pulp	—	25	1.70
Mashed (cooked)	78	5	1.23
Banana (pulp)	76	5	1.18
	76	65	1.42
Grapefruit			
(pulp)	88.8	—	1.27
(albedo)	72.2	—	1.09
Beet	—	14 (60)	1.26
Tomato (pulp)	—	4.26	1.48
Fishes and Meats			
Cod	81	5	1.22
	81	65	1.42
Hipogloso	76	40–65	1.47
Salted meat	65	5	1.32
	65	65	1.18
Ham (smoked)	64	5	1.18
	64	40–65	1.38
Beef			
Loin ^b	66	40–65	1.23
Round	71	40–65	1.33
Tongue	68	40–65	1.32
Water	—	30	1.48
	—	65	1.60
Ice	—	0	11.82

EQUAÇÕES PARA PREDIÇÃO



Equations for Calculating Thermal Properties

Thermal Property	Component	Equation as a Function of Temperature
k (W/m·°C)	Carbohydrate	$k = 0.20141 + 1.3874 \times 10^{-3} T - 4.3312 \times 10^{-6} T^2$
	Ash	$k = 0.32962 + 1.4011 \times 10^{-3} T - 2.9069 \times 10^{-6} T^2$
	Fiber	$k = 0.18331 + 1.2497 \times 10^{-3} T - 3.1683 \times 10^{-6} T^2$
	Fat	$k = 0.18071 + 2.7604 \times 10^{-3} T - 1.7749 \times 10^{-7} T^2$
	Protein	$k = 0.17881 + 1.1958 \times 10^{-3} T - 2.7178 \times 10^{-6} T^2$
$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Carbohydrate	$\alpha = 8.0842 \times 10^{-2} + 5.3052 \times 10^{-4} T - 2.3218 \times 10^{-6} T^2$
	Ash	$\alpha = 1.2461 \times 10^{-1} + 3.7321 \times 10^{-4} T - 1.2244 \times 10^{-6} T^2$
	Fiber	$\alpha = 7.3976 \times 10^{-2} + 5.1902 \times 10^{-4} T - 2.2202 \times 10^{-6} T^2$
	Fat	$\alpha = 9.8777 \times 10^{-2} + 1.2569 \times 10^{-4} T - 3.8286 \times 10^{-8} T^2$
	Protein	$\alpha = 6.8714 \times 10^{-2} + 4.7578 \times 10^{-4} T - 1.4646 \times 10^{-6} T^2$
ρ (kg/m ³)	Carbohydrate	$\rho = 1.5991 \times 10^3 - 0.31046 T$
	Ash	$\rho = 2.4238 \times 10^3 - 0.28063 T$
	Fiber	$\rho = 1.3115 \times 10^3 - 0.36589 T$
	Fat	$\rho = 9.2559 \times 10^2 - 0.41757 T$
	Protein	$\rho = 1.3299 \times 10^3 - 0.51840 T$
\hat{C}_p (kJ/kg·°C)	Carbohydrate	$\hat{C}_p = 1.5488 + 1.9625 \times 10^{-3} T - 5.9399 \times 10^{-6} T^2$
	Ash	$\hat{C}_p = 1.0926 + 1.8896 \times 10^{-3} T - 3.6817 \times 10^{-6} T^2$
	Fiber	$\hat{C}_p = 1.8459 + 1.8306 \times 10^{-3} T - 4.6509 \times 10^{-6} T^2$
	Fat	$\hat{C}_p = 1.9842 + 1.4733 \times 10^{-3} T - 4.8008 \times 10^{-6} T^2$
	Protein	$\hat{C}_p = 2.0082 + 1.2089 \times 10^{-3} T - 1.3129 \times 10^{-6} T^2$

Source: Choi and Okos (1986b).

Equations to Calculate Thermal Properties of Water and Ice

Temperature Functions^a

Water	$k_A = 0.57109 + 1.7625 \times 10^{-3} T - 6.7036 \times 10^{-6} T^2$	(W/m·°C)
	$\alpha_A = [0.13168 + 6.2477 \times 10^{-4} T - 2.4022 \times 10^{-6} T^2] \cdot 10^{-6}$	(m ² /s)
	$\rho_A = 997.18 + 3.1439 \times 10^{-3} T - 3.7574 \times 10^{-3} T^2$	(kg/m ³)
	$\hat{C}_{PA1} = 4.0817 - 5.3062 \times 10^{-3} T + 9.9516 \times 10^{-4} T^2$	(kJ/kg·°C)
	$\hat{C}_{PA2} = 4.1762 - 9.0864 \times 10^{-5} T + 5.4731 \times 10^{-6} T^2$	(kJ/kg·°C)
Ice	$k_H = 2.2196 - 6.2489 \times 10^{-3} T + 1.0154 \times 10^{-4} T^2$	(W/m·°C)
	$\alpha_H = [1.1756 - 6.0833 \times 10^{-3} T + 9.5037 \times 10^{-5} T^2] \times 10^{-6}$	(m ² /s)
	$\rho_H = 916.89 - 0.13071 T$	(kg/m ³)
	$\hat{C}_{PH} = 2.0623 + 6.0769 \times 10^{-3} T$	(kJ/kg·°C)

^a \hat{C}_{PA1} = For a temperature range between -40 and 0°C.

\hat{C}_{PA2} = For a temperature range between 0 and 150°C.

Source: Choi and Okos (1986b).



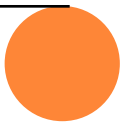
CHOI E OKOS (1986)

Condutividade $\mathbf{k} = \sum (k_i X_i^v)$ Em que: $X_i^v = \frac{X_i^m}{\rho_i} \cdot \rho$

Densidade $\rho = \frac{1}{\sum_i \left(\frac{X_i^m}{\rho_i} \right)}$

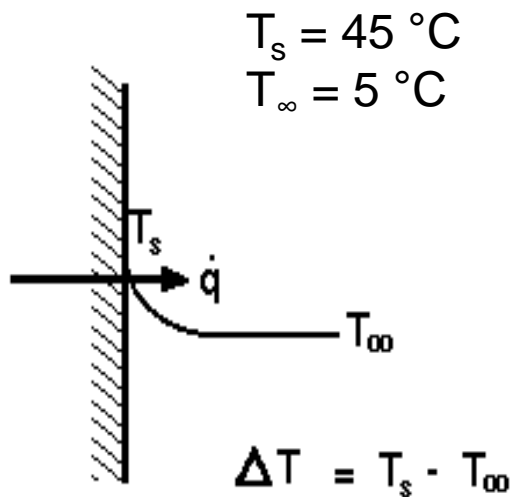
Calor específico $\hat{C}_P = \sum_i \left(\hat{C}_{Pi} X_i^m \right)$

Difusividade térmica $\alpha = \sum_i \left(\alpha_i X_i^v \right)$ ou $\alpha = \frac{k}{\rho \hat{C}_P}$



EXEMPLO 4

- Determinar a densidade, condutividade térmica, calor específico e difusividade térmica para um caldo fermentativo sob aquecimento.



$$T_s = 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\infty} = 5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Composição centesimal:
(Fração mássica)

Água: 77%

Carboidratos: 19%

Proteínas: 3%

Gordura: 0,2%

Cinzas: 0,8%



EXEMPLO 4

Component	ρ_i (kg/m ³)	k_i (W/m·°C)	\hat{C}_{Pi} (kJ/kg·°C)	$\alpha_i \times 10^7$ (m ² /s)
Water	994.91	0.6110	4.1773	1.458
Carbohydrate	1591.34	0.2334	1.5942	0.927
Protein	1316.94	0.2070	2.0376	0.797
Fat	915.15	0.2496	2.0180	1.019
Ash	2416.78	0.3628	1.1375	1.332

Component	X_i^m	X_i^y
Water	0.77	0.8398
Carbohydrate	0.19	0.1296
Protein	0.03	0.0247
Fat	0.002	0.0024
Ash	0.008	0.0036



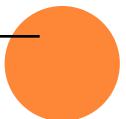
PROBLEMA - RESULTADOS

$$k = \sum (k_i X_i^v) = 0.55 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C}) = 5.5 \times 10^{-4} \text{ kJ}/(\text{s} \cdot \text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\rho = \frac{1}{\sum_i \left(\frac{X_i^m}{\rho_i} \right)} = 1085 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$\hat{C}_p = \sum_i (\hat{C}_{pi} X_i^m) = 3.594 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\alpha = \sum_i (\alpha_i X_i^v) = 1.37 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s} \quad \longrightarrow \quad \alpha = \frac{k}{\rho \hat{C}_p} = 1.41 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$



TRABALHO: PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS

ENTREGA: PRÓXIMA AULA

- Tabela nutricional TACO
- <http://www.unicamp.br/nepa/taco/>
- Trabalho extraclasse: até 2 pessoas
- Escolher **3 alimentos** com teor de umidade diferentes
- Estimar as propriedades termofísicas
- Temperaturas: -50 a 150 °C, a cada 5 °C
- Utilizar EXCEL (considerar ponto congelamento: -5 °C)
- (gráficos: propriedade x temperatura)

