



INTERCAMBIADORES DE CALOR

DISEÑO TÉRMICO

Prof. Dosinda González-Mendizabal



Idealizaciones

- Estado estacionario.
- Pérdidas de calor a los alrededores despreciables.
- No hay fuentes de calor dentro del equipo.
- C_p , de cada fluido constante.
- La velocidad y la temperatura de los fluidos a la entrada del intercambiador son uniformes.
- Para intercambiadores con aletas, la eficiencia global de la superficie extendida, η_o , se considera constante y uniforme.
- U es constante a través del equipo.



Idealizaciones

- El área de transferencia de calor está distribuida uniformemente sobre cada fluido. En intercambiadores de pasos múltiples, el área de transferencia de calor se considera igualmente repartida en cada paso.
- El posible incremento de temperatura debido al paso del fluido por los *baffles*, es despreciable con respecto al aumento que sufre T a lo largo del intercambiador.



Localización de los fluidos

- **Viscosidad:** Por lo general se obtienen mayores flujos de calor cuando se hace pasar el fluido más viscoso por la coraza.
- **Fluidos tóxicos y/o letales:** Se deben pasar por los tubos para minimizar pérdidas o derrames.
- **Flujo volumétrico:** Usualmente, para que el diseño resulte más económico, se debe pasar el fluido de menor flujo volumétrico por la coraza. Esto se debe a que en la coraza se alcanza un grado de turbulencia mayor a números de Reynolds más pequeños que dentro de los tubos.



Localización de los fluidos

- **Corrosión:** Si se coloca el fluido corrosivo por los tubos, se requiere menor cantidad de materiales especiales a la hora de construir el equipo, lo que lo hace mucho más económico.

- **Ensuciamiento:** Colocando el fluido con mayor factor de ensuciamiento por los tubos, se minimiza la limpieza del equipo. Además, incrementando la velocidad del fluido tiende a reducirse el ensuciamiento.



Localización de los fluidos

- **Temperatura y presión:** Cuando se trabaja a altas T o P, se requiere de materiales especiales, por lo tanto, si el fluido con alguna de estas características se hace pasar por los tubos, se minimiza el uso de estos materiales, con la consecuente disminución de costos del equipo.
- **Caída de presión:** Para una misma caída de presión, se obtienen coeficientes de transferencia de calor mayores del lado de los tubos que del lado de la carcaza. Por lo tanto, se recomienda colocar por los tubos el fluido que tenga una menor caída de presión permitida.



Se recomienda por los tubos...

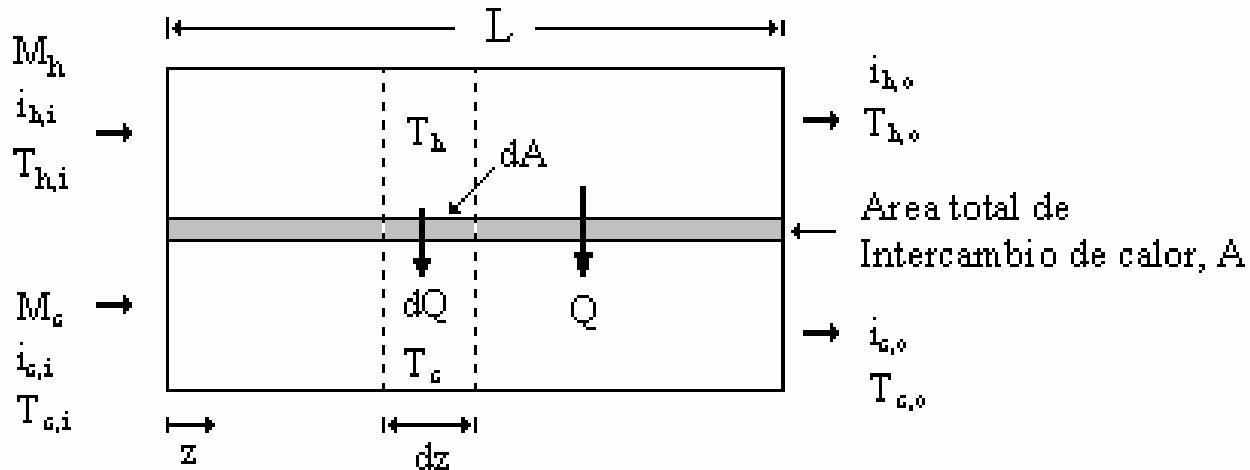
- Fluidos corrosivos o un fluido propenso al depósito de coque, sedimentos y otros sólidos.
- Agua de enfriamiento
- Fluidos con alto factor de ensuciamiento.
- El menos viscoso de los dos fluidos.
- Fluido a mayor presión. Para presiones extremadamente altas, 6.900 kPa (1.000 psi) manométricas, para que el diseño sea económico, esta característica debería colocarse de primera en esta lista.
- El fluido más caliente.
- El líquido de menor volumen.



Excepciones...

- ❖ Los vapores condensables se pasan, por lo general, a través de la carcaza.
- ❖ El vapor de agua se pasa, usualmente, por los tubos.
- ❖ Si la variación de temperatura de un fluido es muy grande (300-350 °F) y se requiere de un equipo con más de un paso de tubos, entonces este fluido es pasado, usualmente por la carcaza. Esto minimiza los problemas por efectos de expansión térmica.

Diseño térmico



$$Q_h = M_h (i_{h,i} - i_{h,o}) \longrightarrow Q_h = M_h C_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o})$$

$$Q_c = M_c (i_{c,o} - i_{c,i}) \longrightarrow Q_c = M_c C_{p,c} (T_{c,o} - T_{c,i})$$

$$Q = U A \Delta T$$

Diseño térmico

$$Q_h = M_h (i_{h,i} - i_{h,o}) \longrightarrow Q_h = M_h C_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o})$$

$$Q_c = M_c (i_{c,o} - i_{c,i}) \longrightarrow Q_c = M_c C_{p,c} (T_{c,o} - T_{c,i})$$

$$Q = U A \Delta T$$

Dos tipos de problemas:

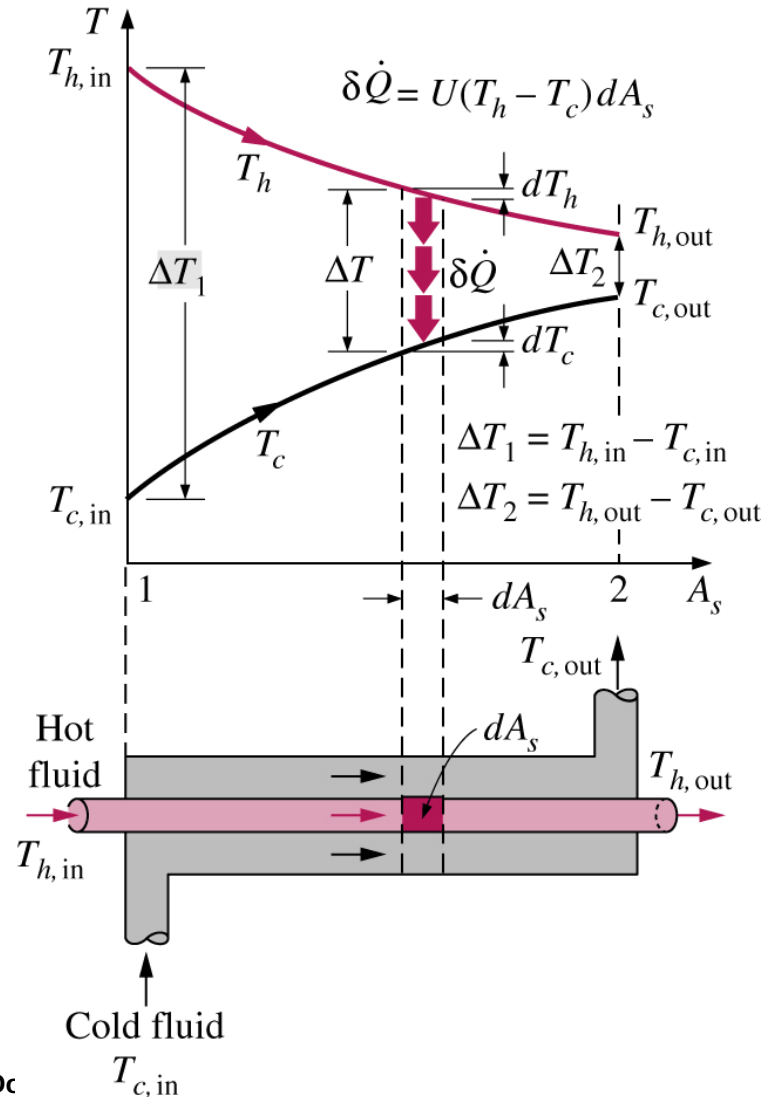
- Evaluación de un equipo existente.

Incógnitas: Q , $T_{h,o}$ y $T_{c,o}$

- Diseño de un equipo para satisfacer una determinada necesidad.

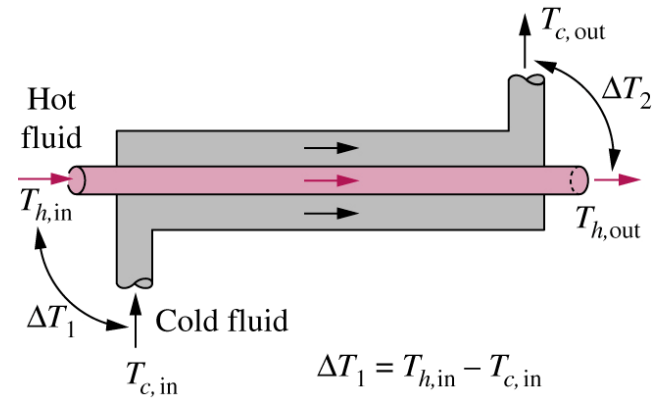
Incógnitas: A , Q , una variable de entre las cuatro temperaturas y los dos flujos másicos

Cálculo de ΔT



Cálculo de ΔT

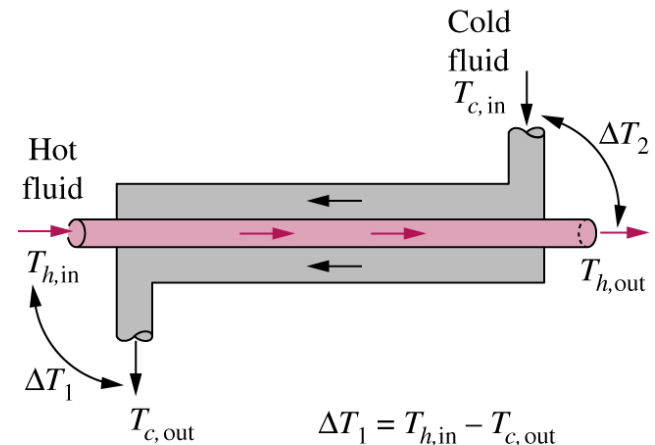
$$\Delta T_{\ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$



$$\Delta T_1 = T_{h,in} - T_{c,in}$$

$$\Delta T_2 = T_{h,out} - T_{c,out}$$

(a) Parallel-flow heat exchangers



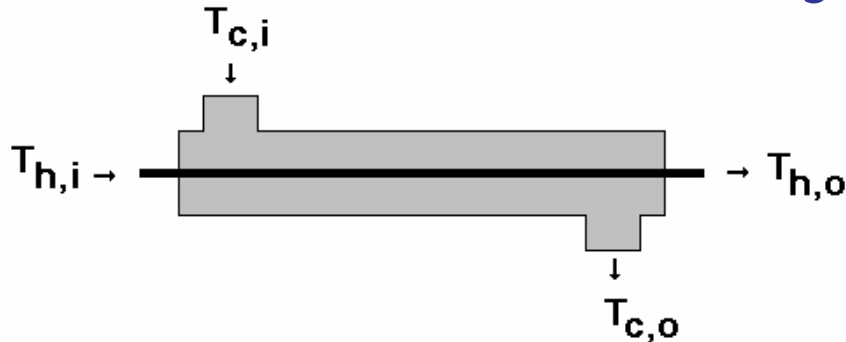
$$\Delta T_1 = T_{h,in} - T_{c,out}$$

$$\Delta T_2 = T_{h,out} - T_{c,in}$$

(b) Counter-flow heat exchangers

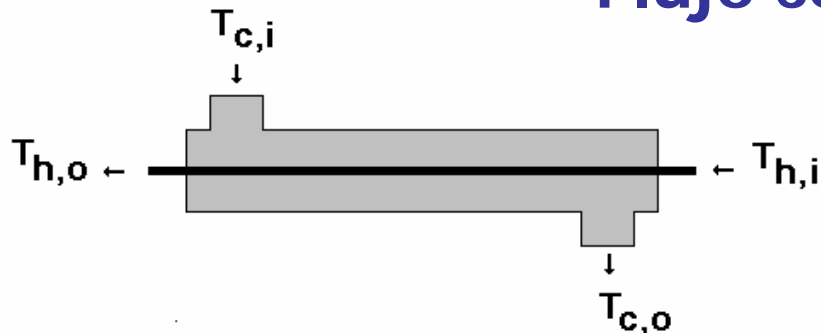
Cálculo de ΔT

Flujo paralelo



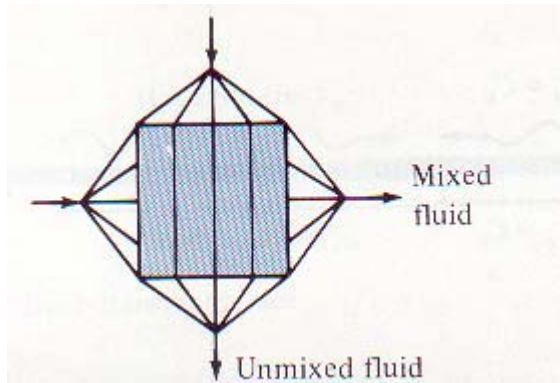
$$Q = UA \frac{(T_{h,o} - T_{c,o}) - (T_{h,i} - T_{c,i})}{\ln \frac{(T_{h,o} - T_{c,o})}{(T_{h,i} - T_{c,i})}}$$

Flujo contracorriente

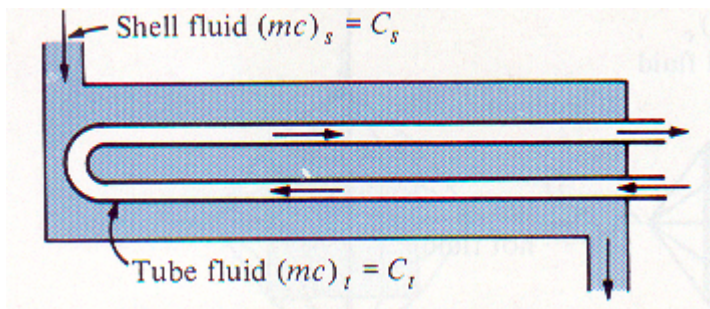


$$Q = UA \frac{(T_{h,o} - T_{c,i}) - (T_{h,i} - T_{c,o})}{\ln \frac{(T_{h,o} - T_{c,i})}{(T_{h,i} - T_{c,o})}} = UA \cdot \text{LMTD}$$

Cálculo de ΔT



Flujo cruzado



Tubo y coraza 1-2

Métodos de cálculo

$$Q = U A \Delta T$$

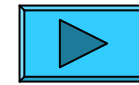
- Método F-LMTD
(*Log Mean Temperature Difference*)

$$Q = U A \cdot \text{LMTD} \cdot F$$



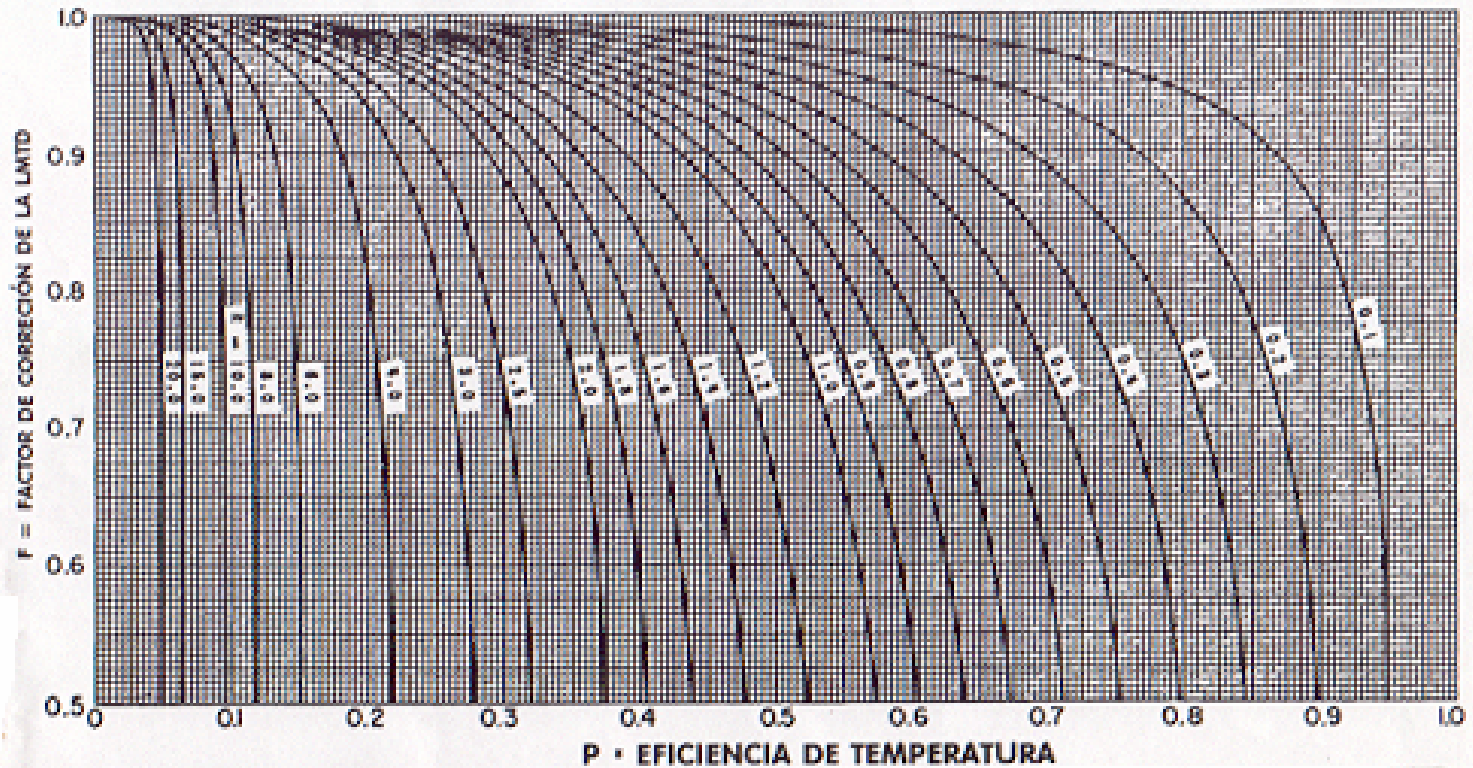
- Método ε -NTU
(*Effectiveness-Number of Transfer Units*)

$$Q = \varepsilon Q_{\max}$$



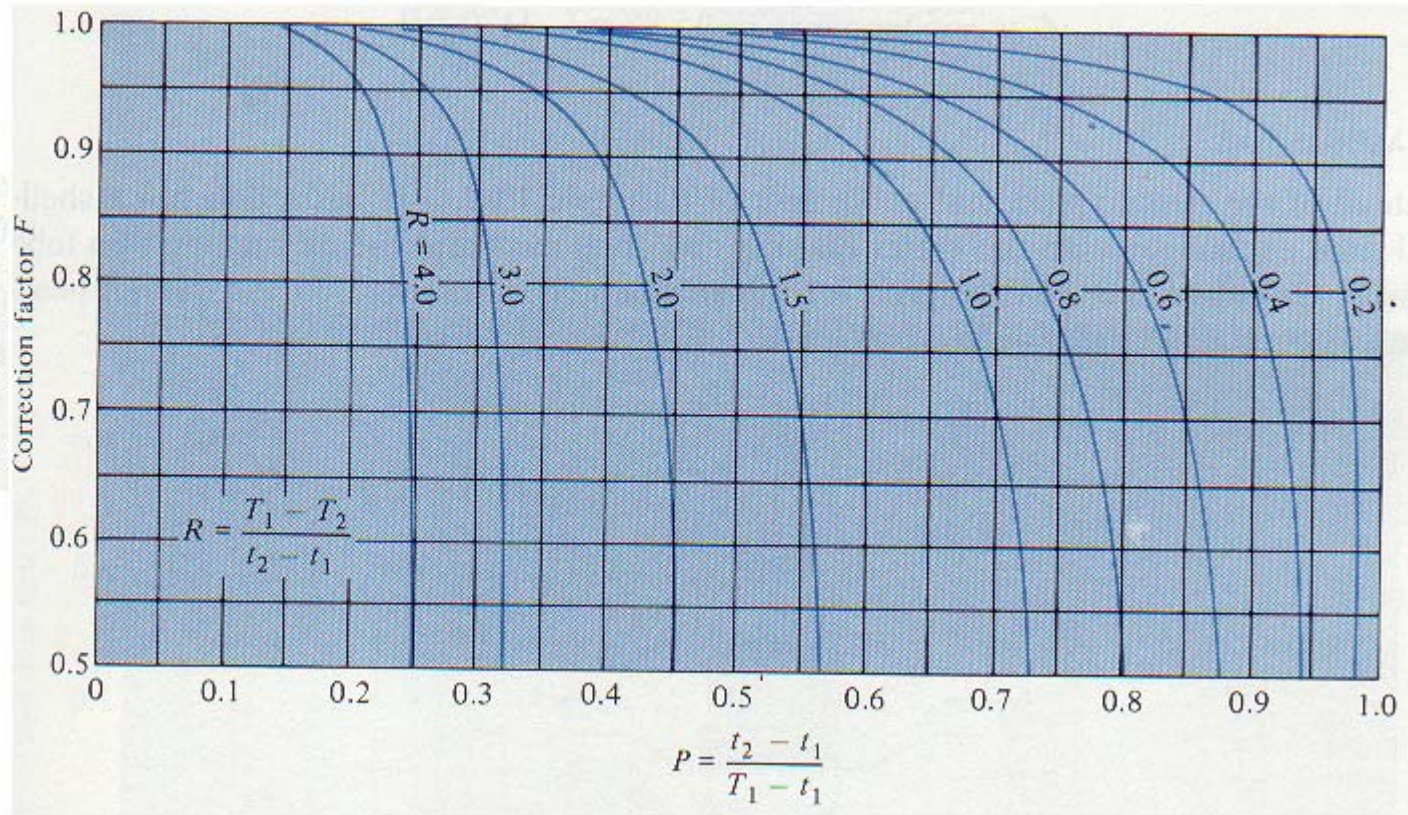
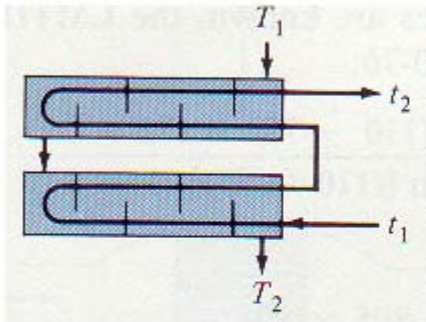
$$Q_{\max} = (M C_p)_{\min} (T_{h,i} - T_{c,i})$$

Método F-LMTD

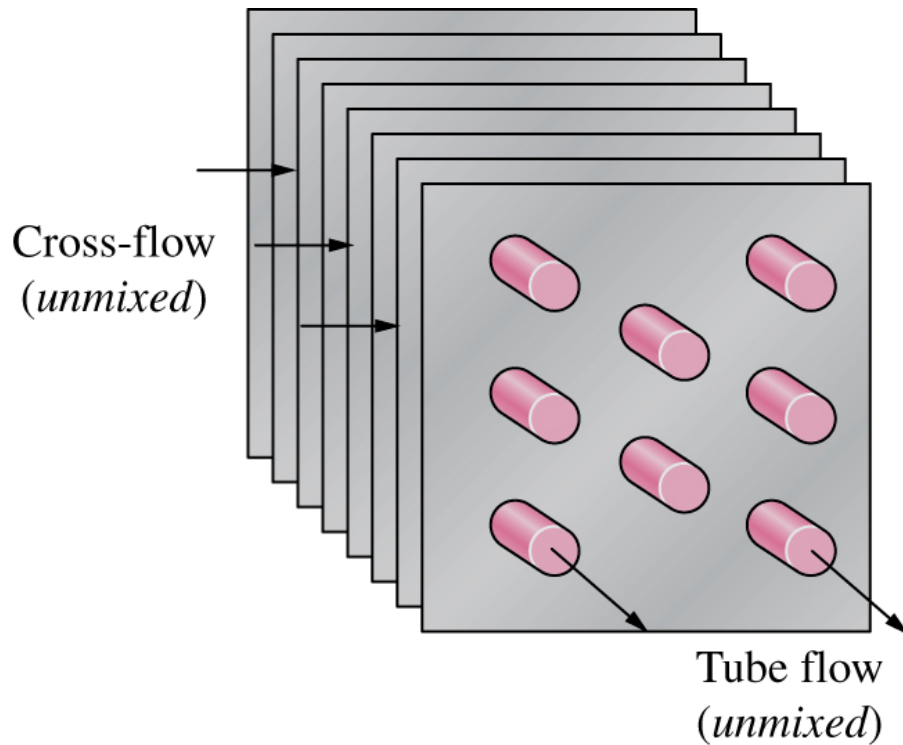


	FACTOR DE CORRECCIÓN DE LA DTML	
	1 PASO POR CARCASA	CUALQUIER NÚMERO DE PASOS POR LOS TUBOS
	$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$	$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$

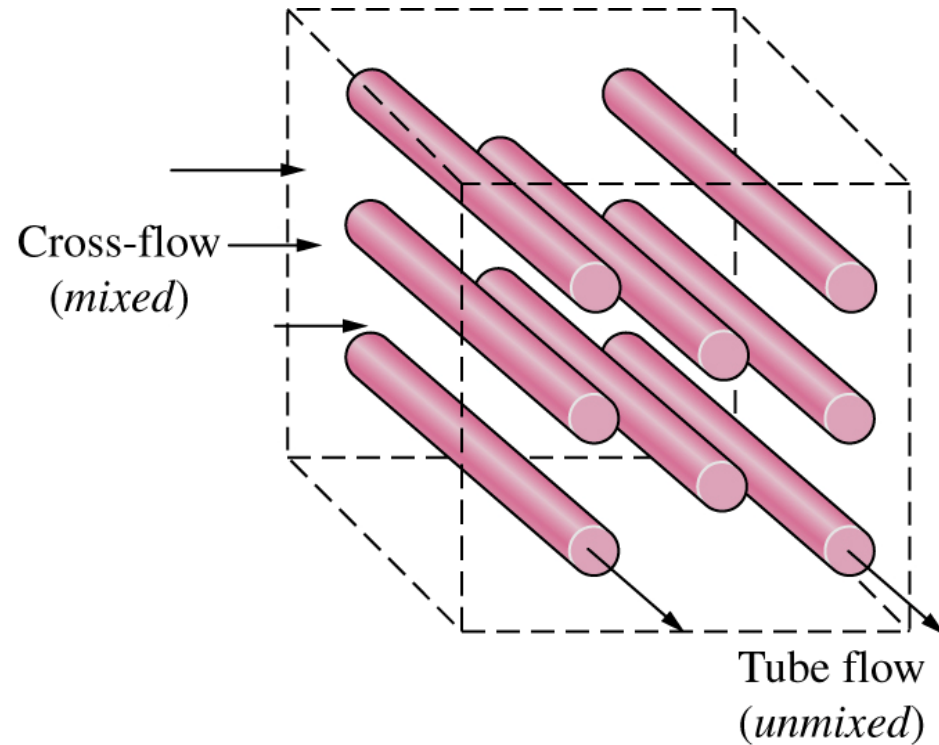
Método F-LMTD



Método F-LMTD



(a) Both fluids unmixed



(b) One fluid mixed, one fluid unmixed

Métodos de cálculo

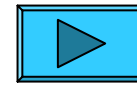
$$Q = U A \Delta T$$

- Método F-LMTD
(*Log Mean Temperature Difference*)

$$Q = U A \cdot \text{LMTD} \cdot F$$

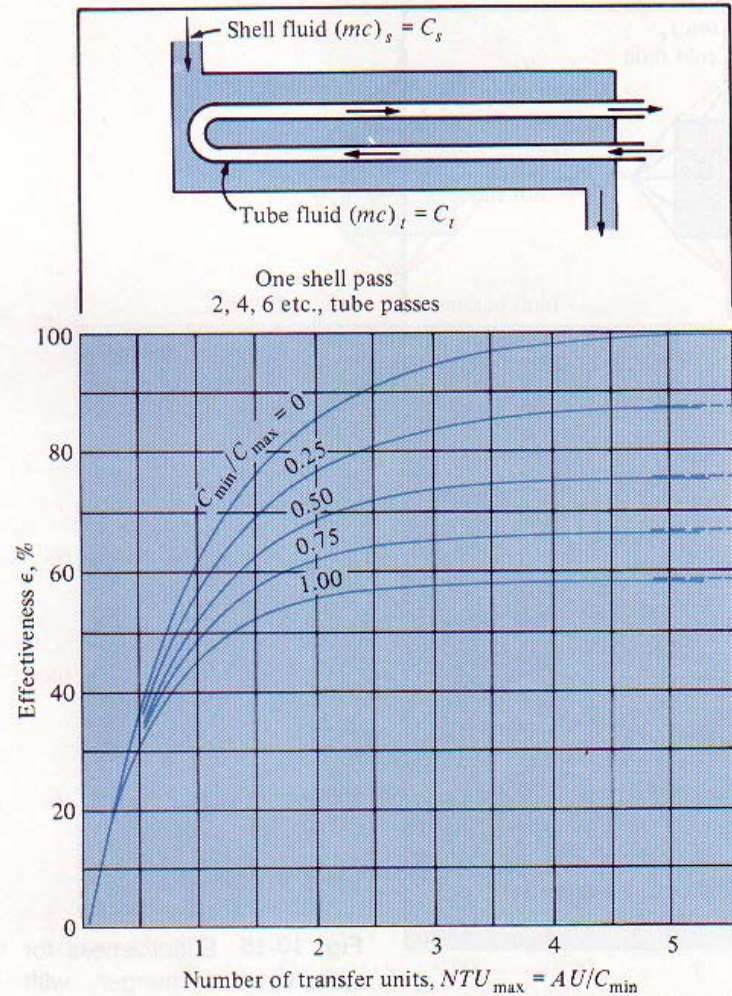
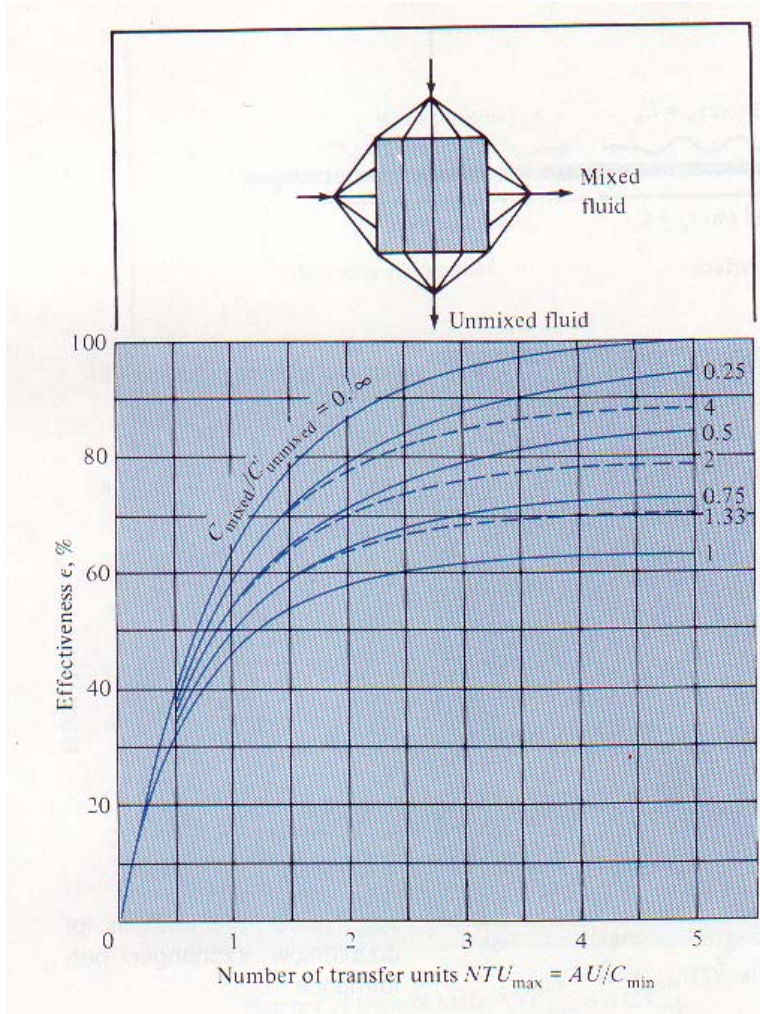
- Método ε -NTU
(*Effectiveness-Number of Transfer Units*)

$$Q = \varepsilon Q_{\max}$$

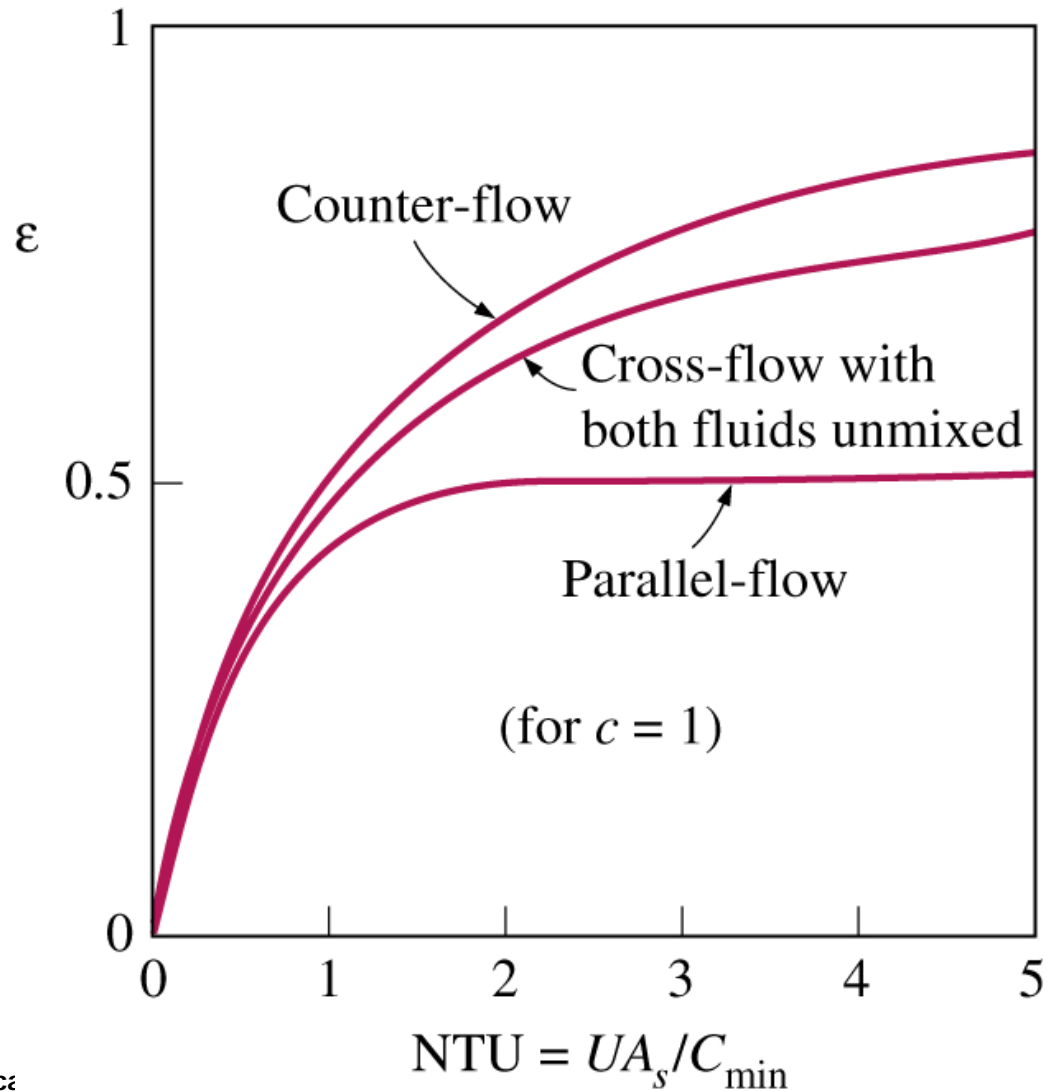


$$Q_{\max} = (M C_p)_{\min} (T_{h,i} - T_{c,i})$$

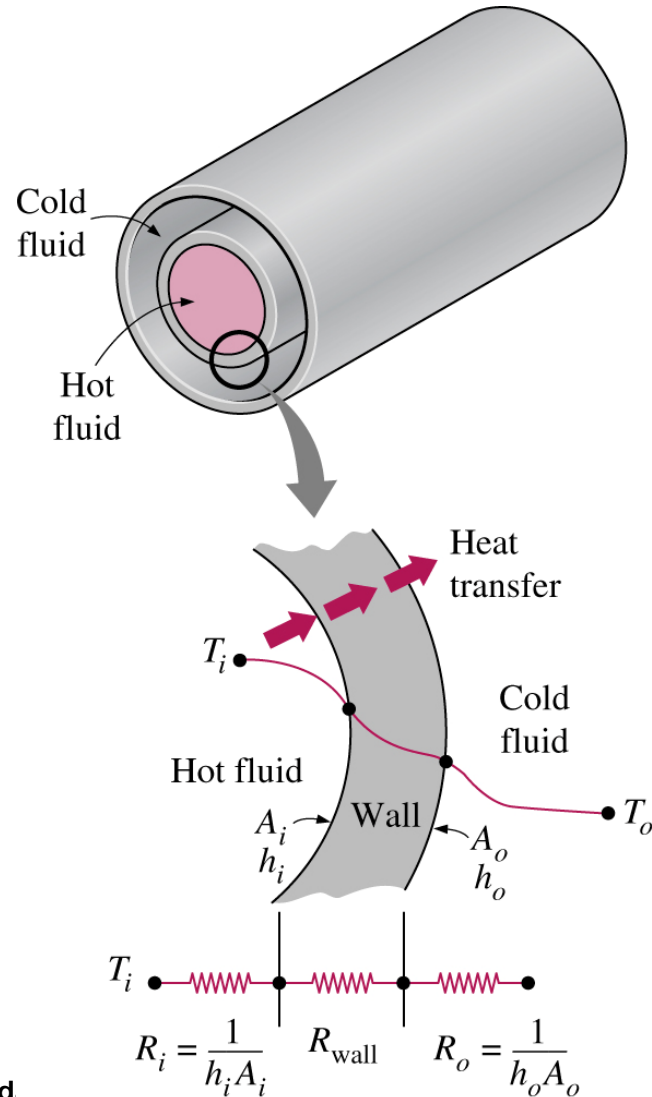
Método ϵ -NTU



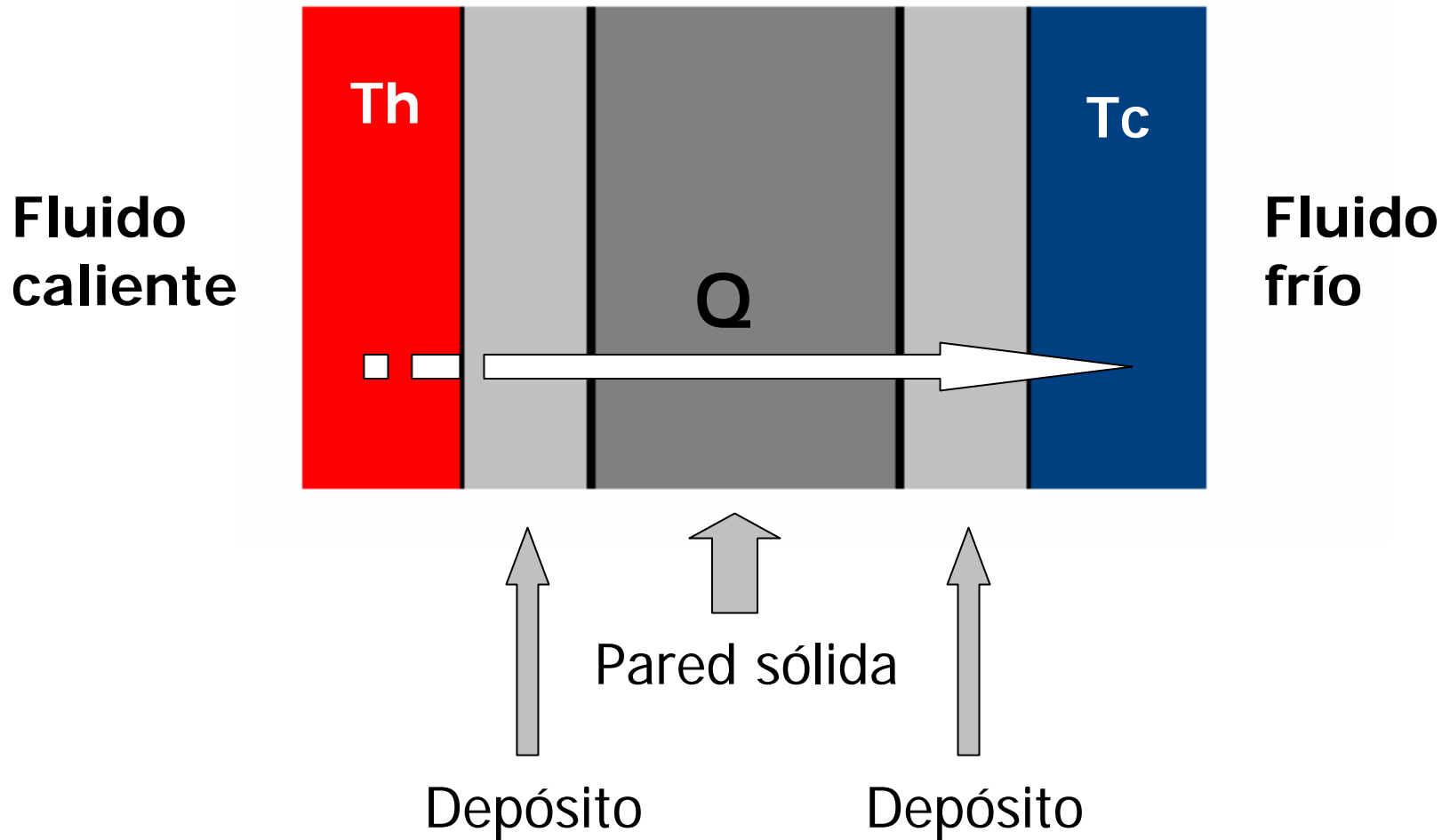
Método ε -NTU



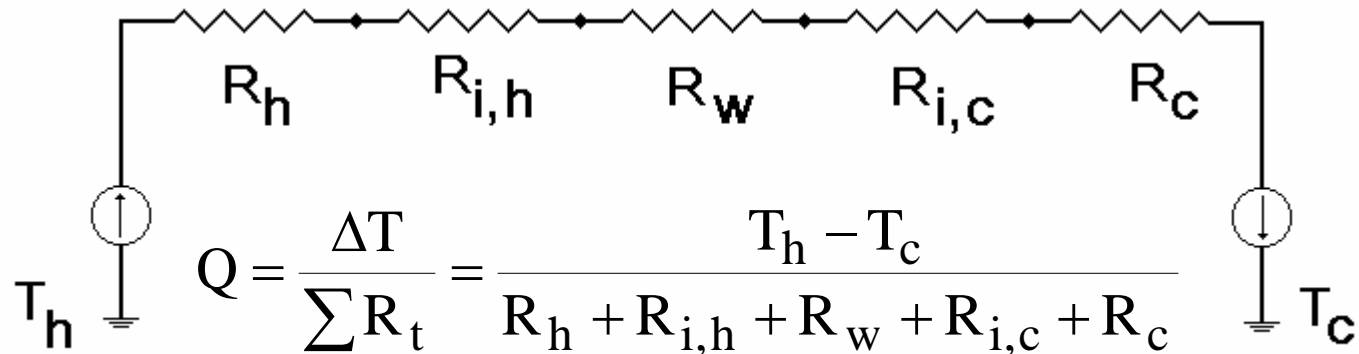
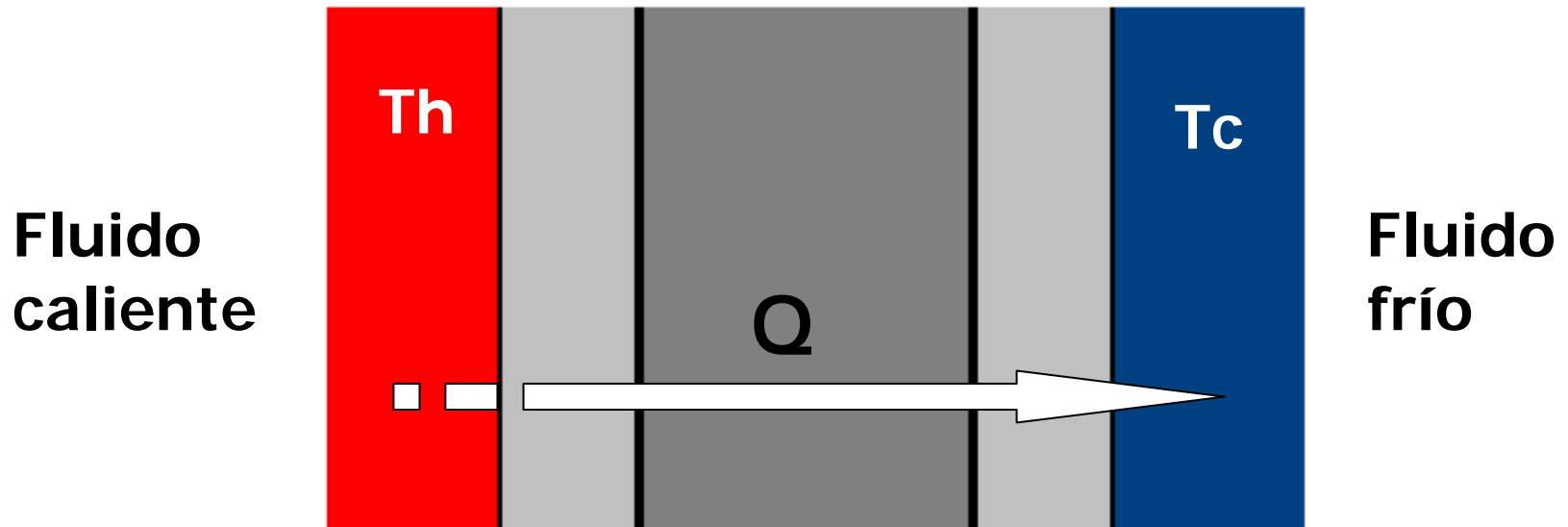
Cálculo de U



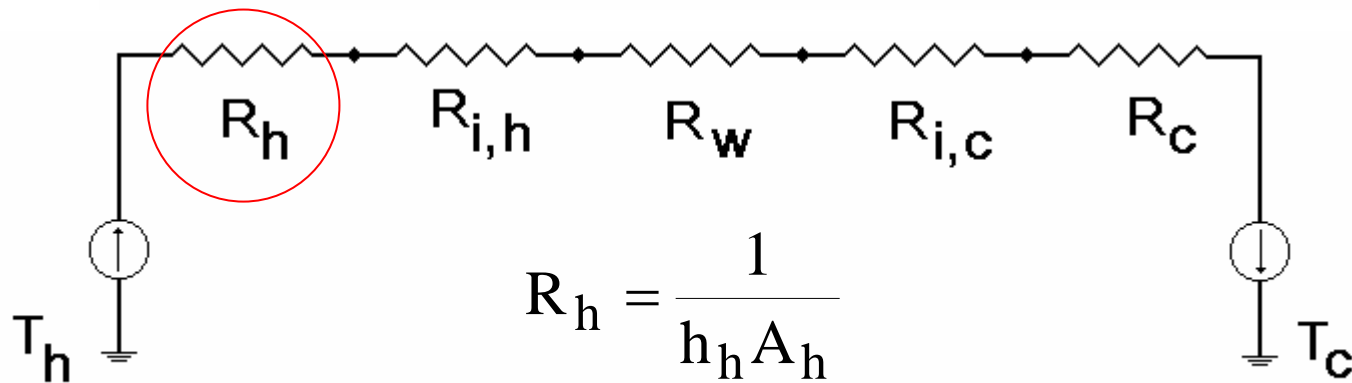
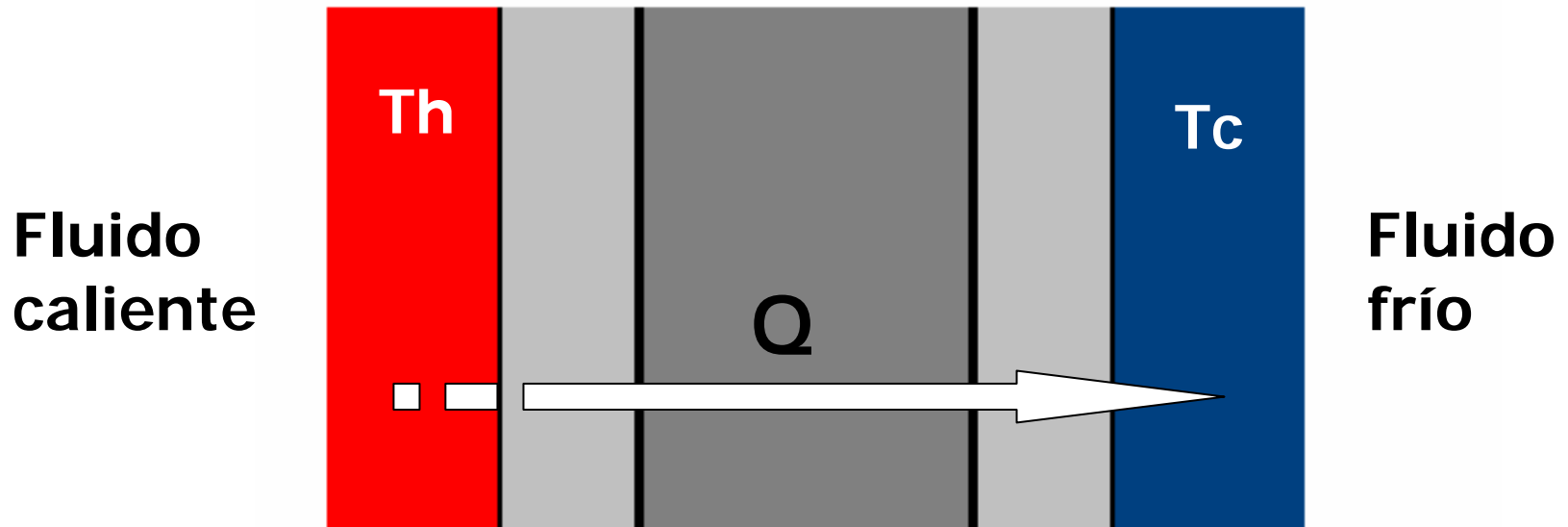
Cálculo de U



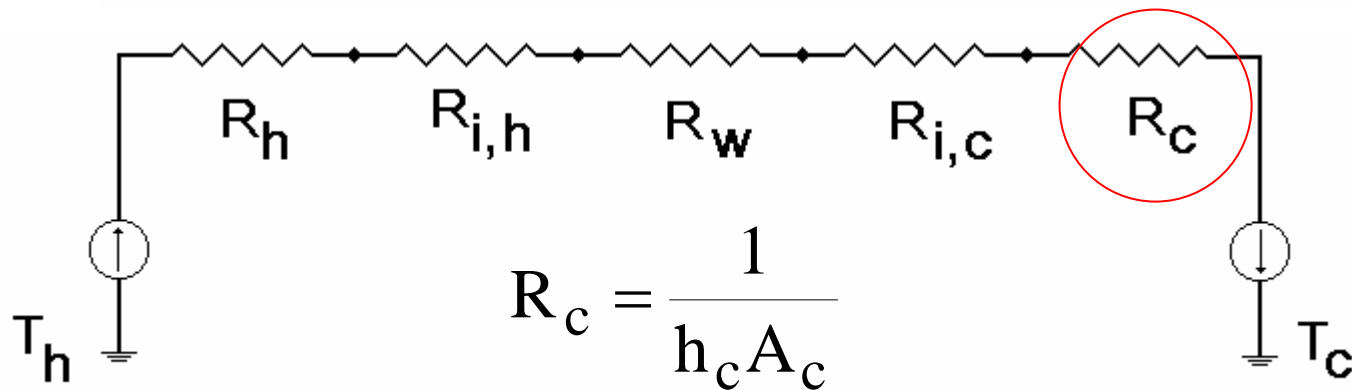
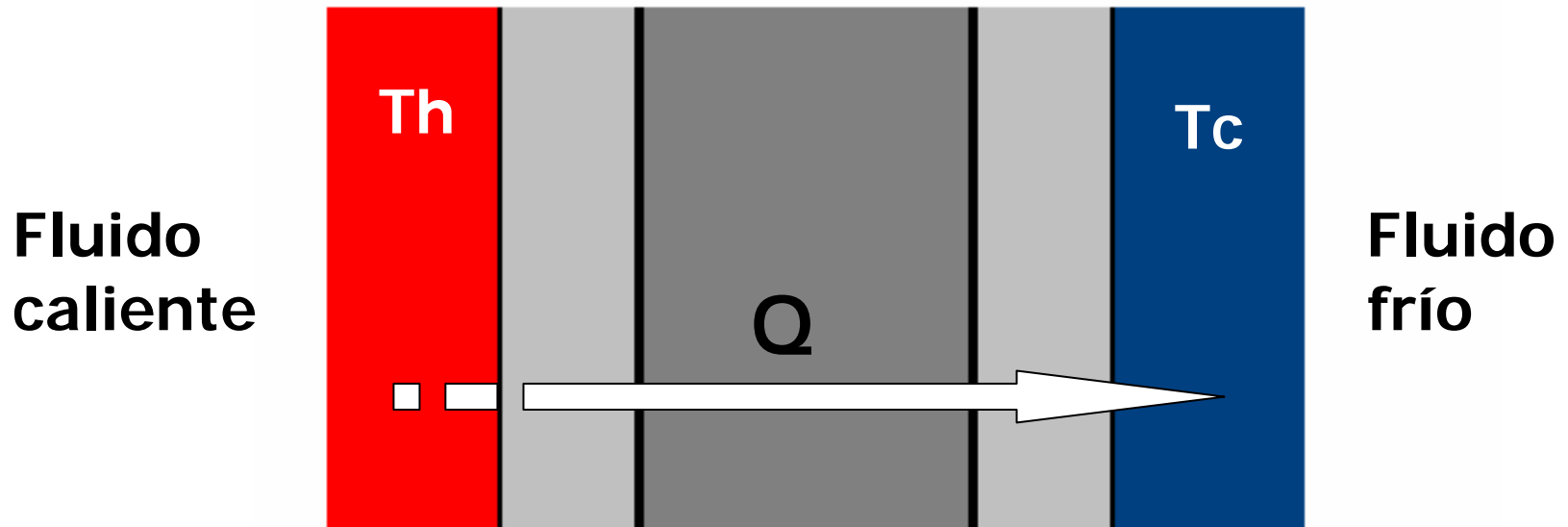
Resistencias térmicas



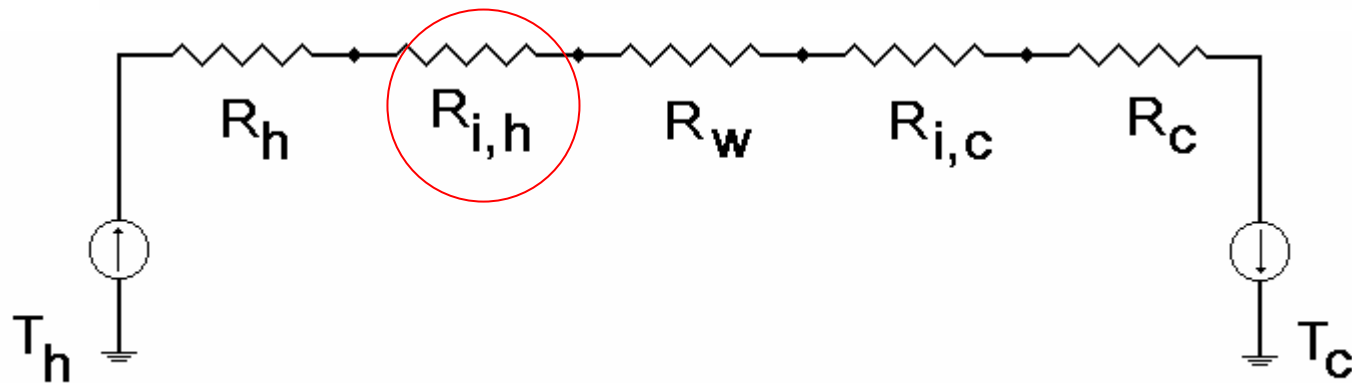
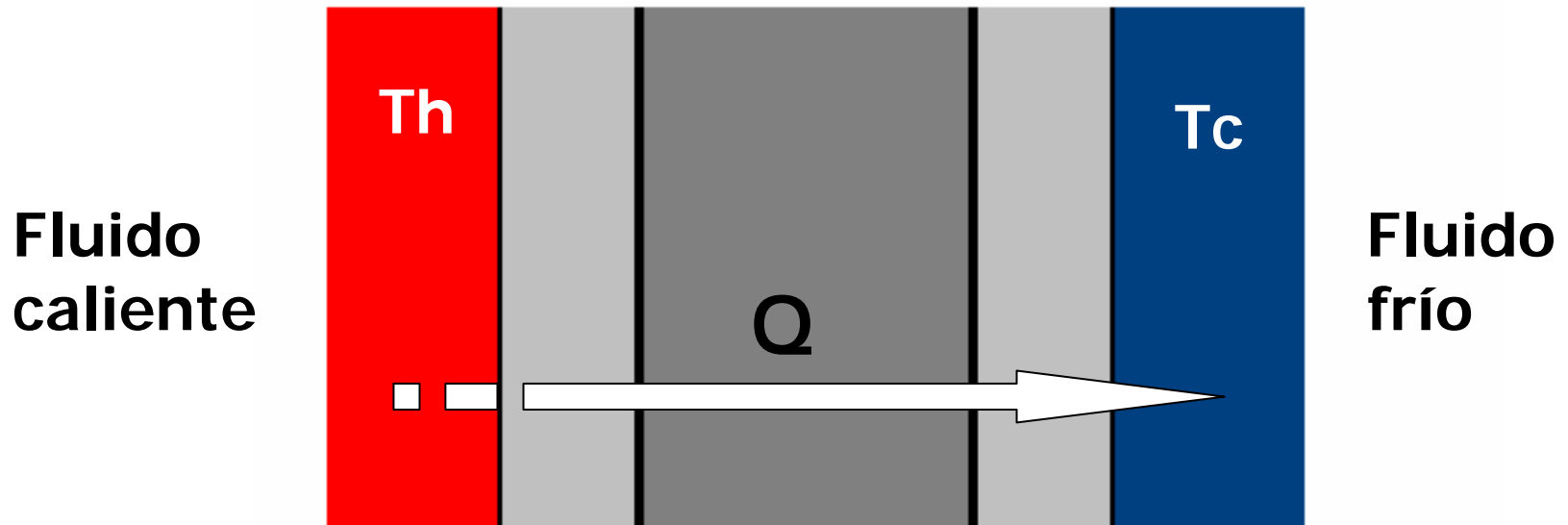
Transferencia de calor



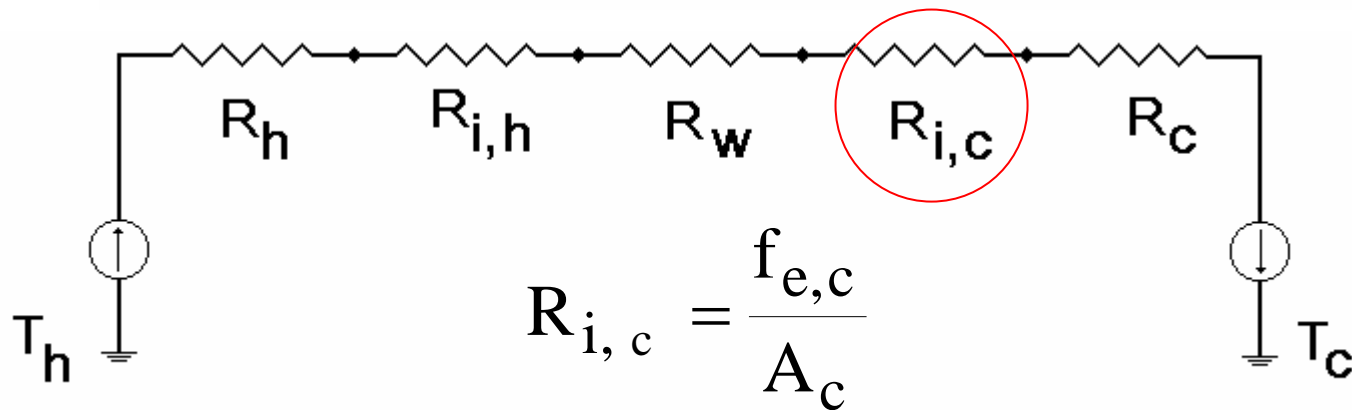
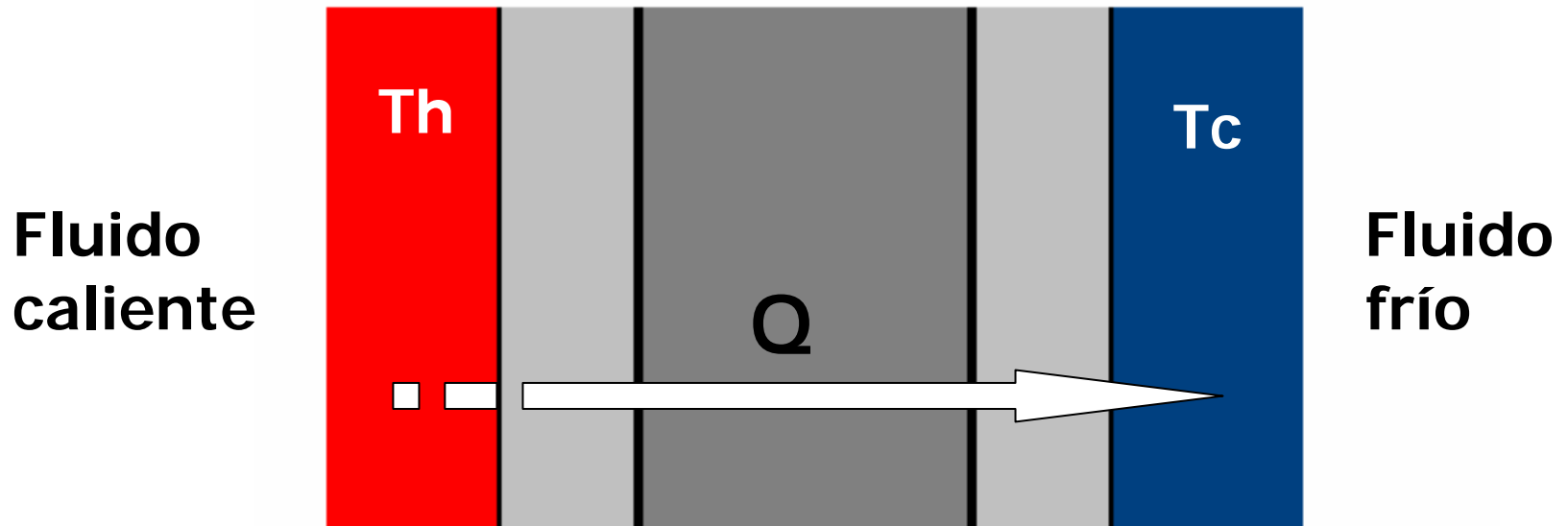
Transferencia de calor



Transferencia de calor



Transferencia de calor



Factores de ensuciamiento

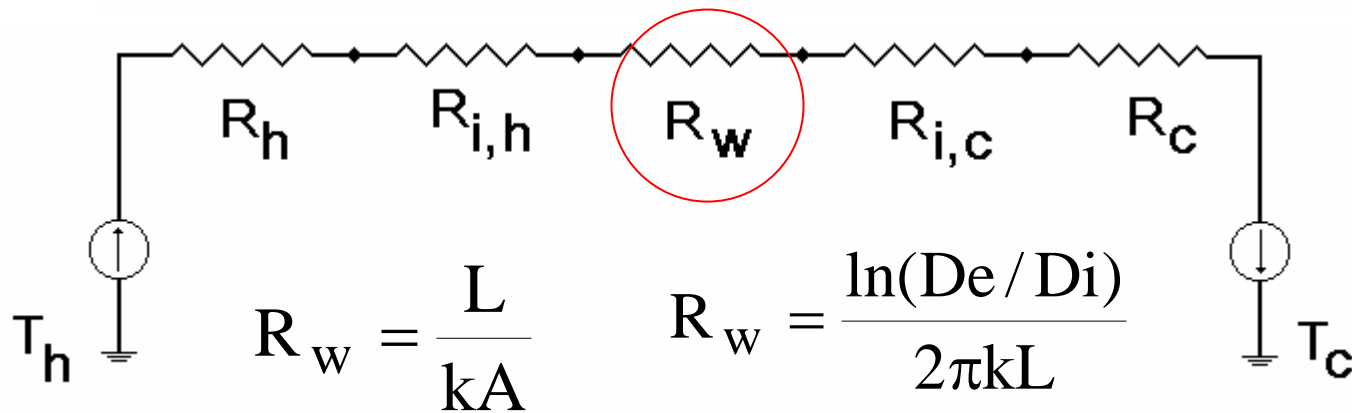
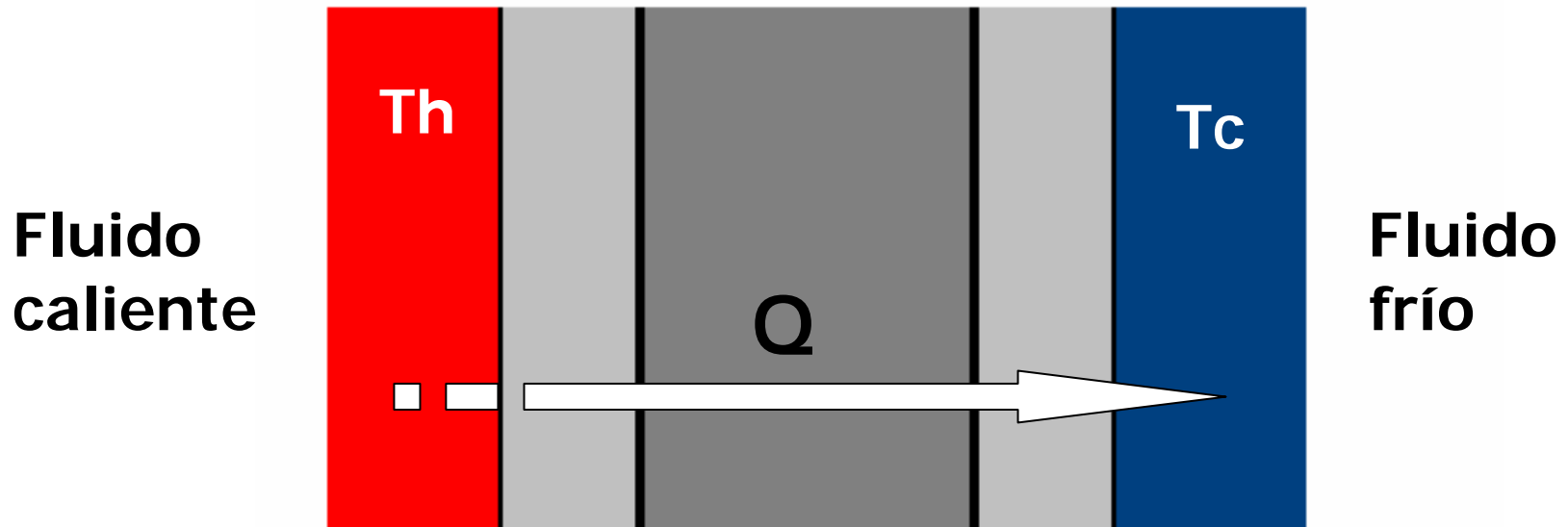




Factores de ensuciamiento

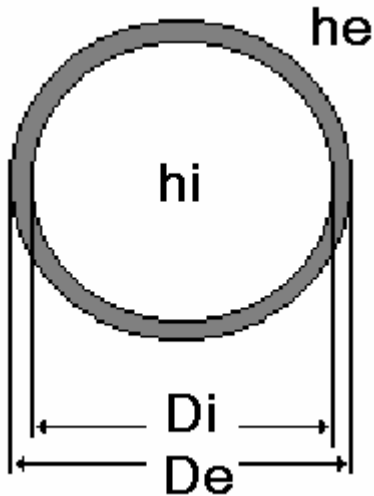
Fluid	$R_f, \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$
Distilled water, sea water, river water, boiler feedwater:	
Below 50°C	0.0001
Above 50°C	0.0002
Fuel oil	0.0009
Steam (oil-free)	0.0001
Refrigerants (liquid)	0.0002
Refrigerants (vapor)	0.0004
Alcohol vapors	0.0001
Air	0.0004

Transferencia de calor



Cálculo de U

$$\frac{1}{UA} = \sum R_t = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{f_{e,i}}{A_i} + \frac{\ln(D_e/D_i)}{2\pi kL} + \frac{f_{e,e}}{A_e} + \frac{1}{h_e A_e}$$



Cálculo de U

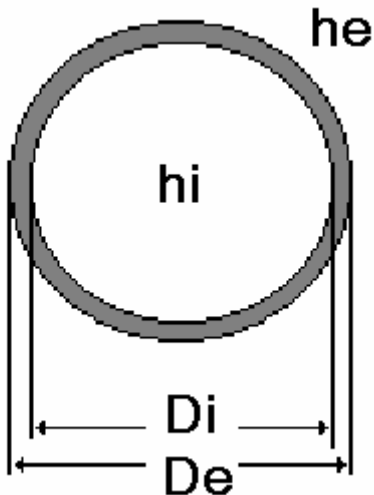
$$\frac{1}{UA} = \sum R_t = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{f_{e,i}}{A_i} + \frac{\ln(De/Di)}{2\pi kL} + \frac{f_{e,e}}{A_e} + \frac{1}{h_e A_e}$$

Con aletas:

$$R_t = \frac{1}{h \left(A_{sa} + n \eta A_{sup. aleta} \right)}$$

$$\frac{1}{UA} = \sum R_t = \frac{1}{(\eta_0 h A)_i} + \frac{f_{e,i}}{(\eta_0 A)_i} + R_w + \frac{f_{e,e}}{(\eta_0 A)_e} + \frac{1}{(\eta_0 h A)_e}$$

$$\eta_0 = 1 - \frac{A_f}{A} (1 - \eta_f)$$

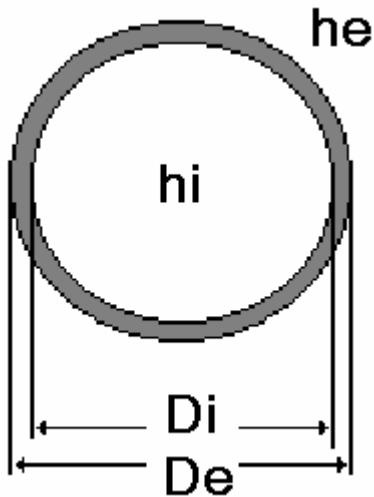


Cálculo de h_i

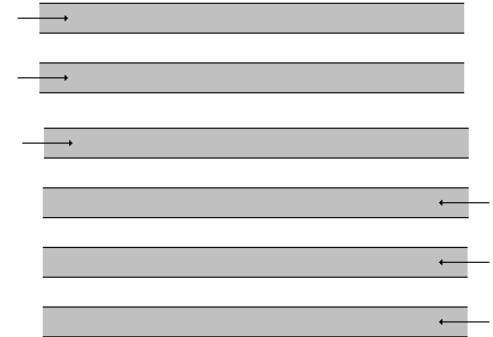
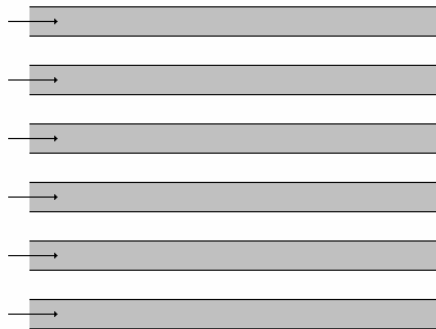
$$v = \frac{M}{\rho A_F}$$



$$Re = \frac{\rho v D_i}{\mu}$$



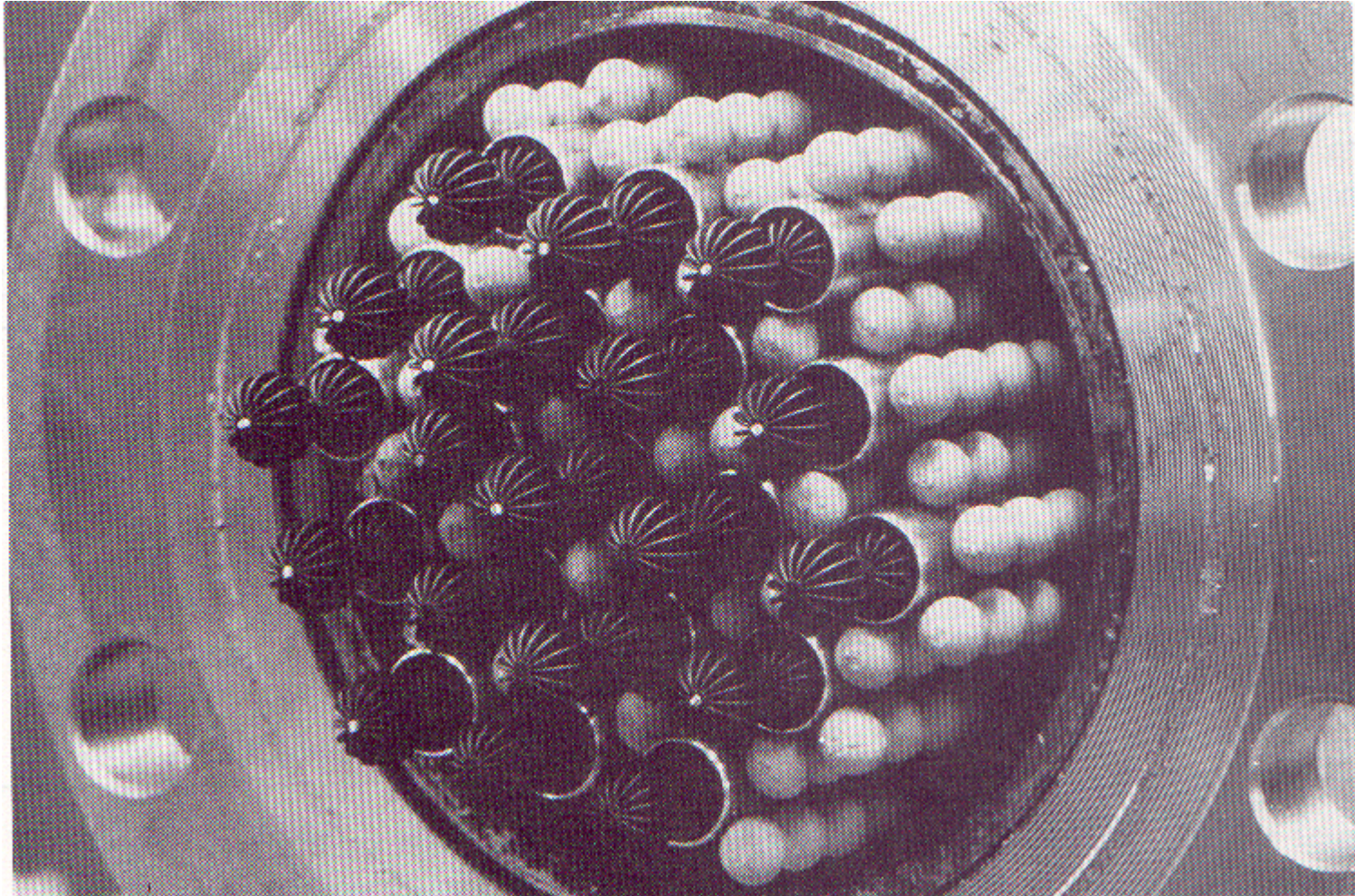
Si hay mas de 1 paso por los tubos



$$A_F = \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \frac{N_T}{N_P}$$

$$A = \pi D_e L N_T$$

Mezclador estático



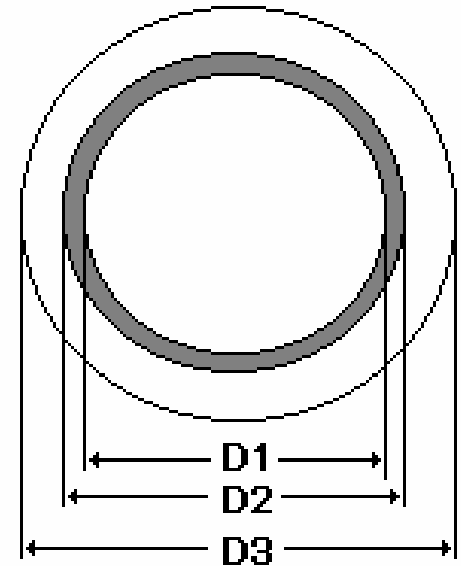
Región anular

$$Re_{Deq} = \frac{\rho v D_{eq}}{\mu}$$

$$A = \pi D_2 L$$

$$v = \frac{M}{\rho A_F}$$

$$A_F = \frac{\pi}{4} [(D_3)^2 - (D_2)^2]$$



$$D_{eq} = 4 \frac{A_F}{P_M} \left\{ \begin{array}{l} D_{eq} = 4 \frac{\frac{\pi}{4} [(D_3)^2 - (D_2)^2]}{\pi (D_2)} = \frac{(D_3)^2 - (D_2)^2}{D_2} \longrightarrow \text{Calor} \\ D_{eq} = 4 \frac{\frac{\pi}{4} [(D_3)^2 - (D_2)^2]}{\pi (D_2 + D_3)} = D_3 - D_2 \longrightarrow \text{Fricción} \end{array} \right.$$

Tubo y coraza: Coraza

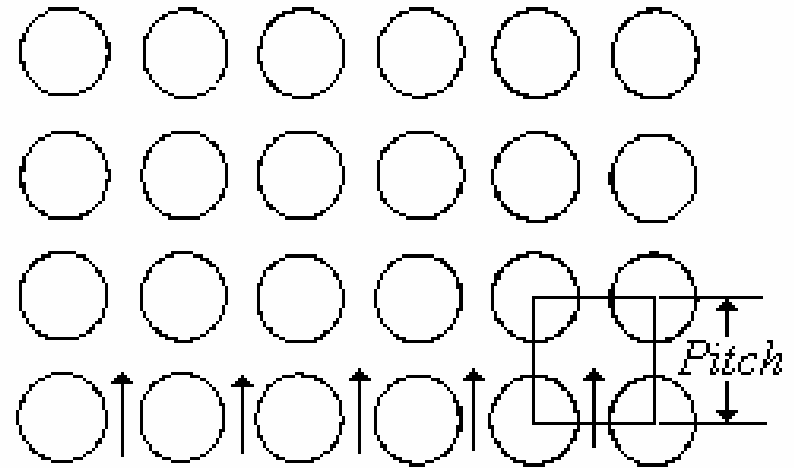
Método de Kern

$$Re_{D_{eq}} = \frac{\rho v D_{eq}}{\mu}$$

$$v = \frac{M}{\rho A_F}$$

$$A_F = B \cdot D_S \frac{(P_T - D_e)}{P_T}$$

$$D_{eq} = 4 \frac{A_F}{P_M}$$



$$D_{eq} = 4 \frac{\left(P_T^2 - \frac{\pi}{4} D_e^2 \right)}{\pi D_e}$$

Tubo y coraza: Coraza

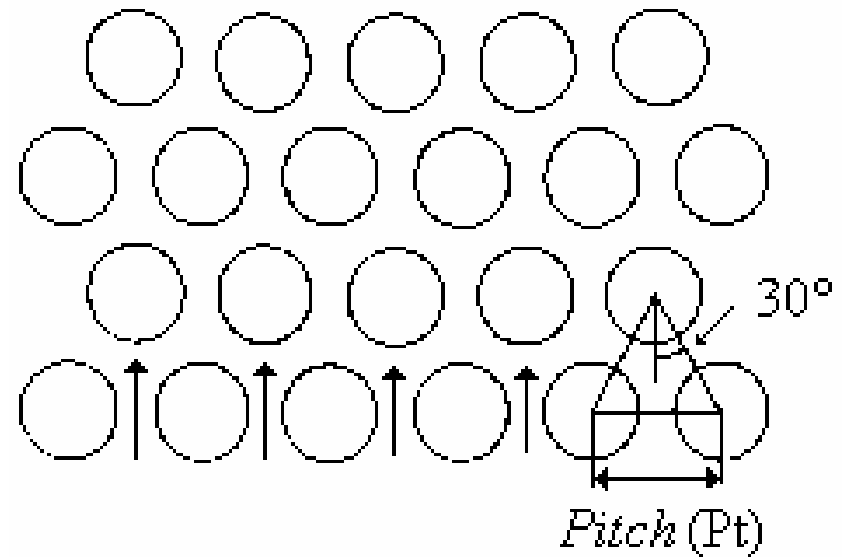
Método de Kern

$$Re_{D_{eq}} = \frac{\rho v D_{eq}}{\mu}$$

$$v = \frac{M}{\rho A_F}$$

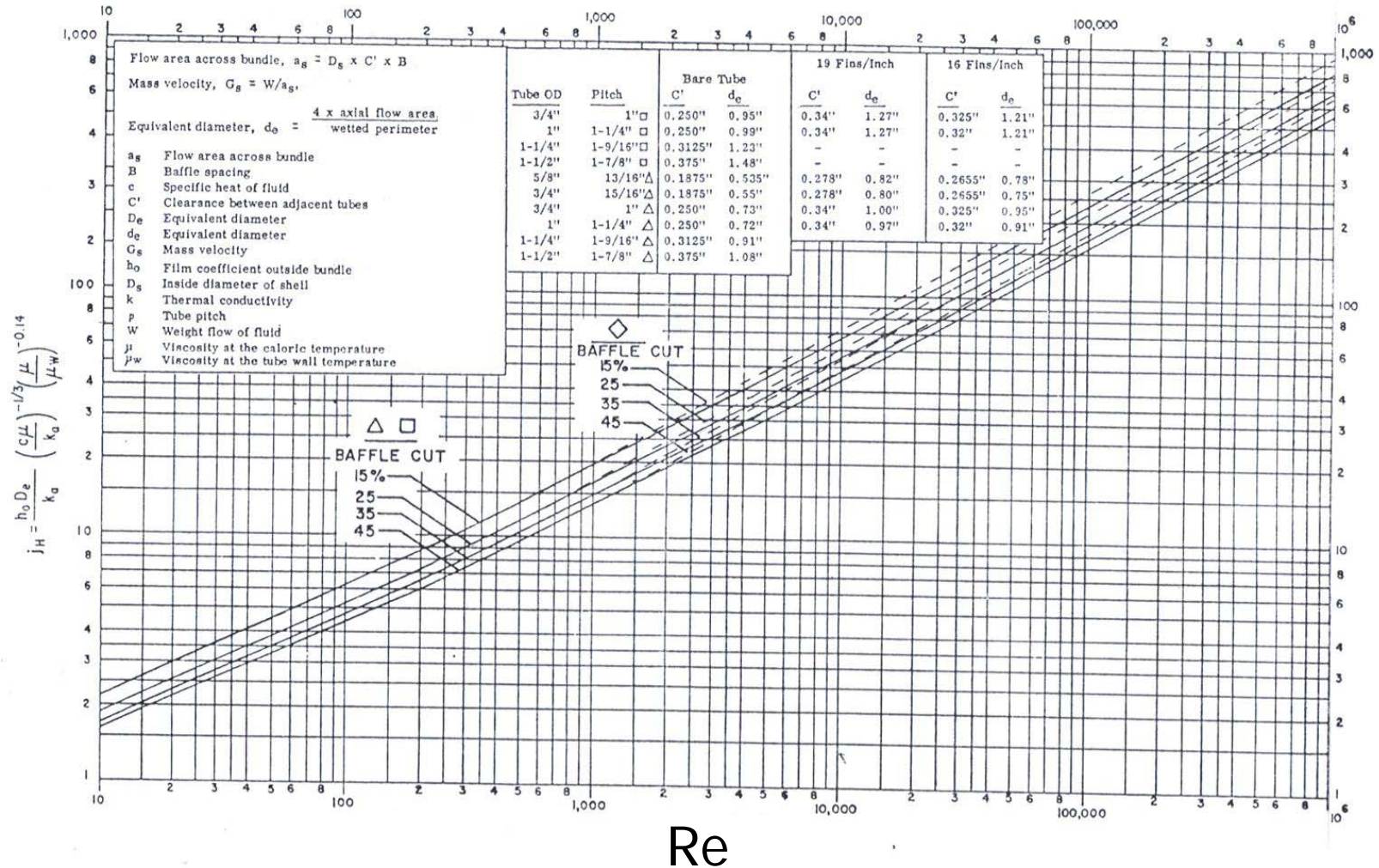
$$A_F = B \cdot D_S \frac{(P_T - D_e)}{P_T}$$

$$D_{eq} = 4 \frac{A_F}{P_M}$$



$$D_{eq} = 4 \frac{\left(\frac{P_T^2}{2} \text{sen} 60^\circ - 0,5 \frac{\pi}{4} D_e^2 \right)}{0,5 \pi D_e}$$

h para coraza (Método Kern)





h para coraza (Método Kern)

$$\text{Nu}_{\text{Deq}} = 0.36 \text{Re}_{\text{Deq}}^{0.55} \text{Pr}^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$$

Válida para:

- Arreglo cuadrado y triangular
- $2000 < \text{Re}_{\text{Deq}} < 10^6$
- Propiedades a T_b excepto μ_s a T_s
- Deflectores segmentados simples 25%

Resumiendo: Método de Kern

$$Re_{D_{eq}} = \frac{\rho v D_{eq}}{\mu}$$

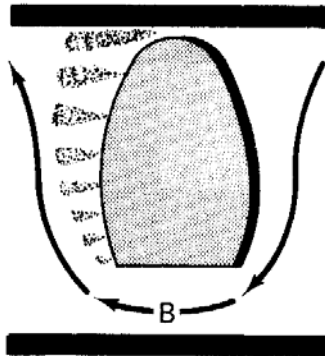
$$v = \frac{M}{\rho A_F}$$

$$A_F = B \cdot D_S \frac{(P_T - D_e)}{P_T}$$

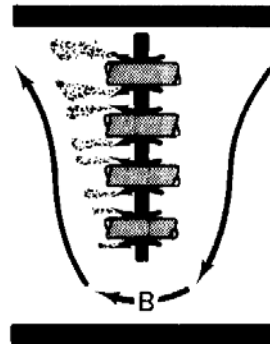
$$D_{eq} = 4 \frac{A_F}{P_M} \left\{ \begin{array}{l} D_{eq} = 4 \frac{\left(P_T^2 - \frac{\pi}{4} D_e^2 \right)}{\pi D_e} \longrightarrow \text{Cuadrado} \\ D_{eq} = 4 \frac{\left(\frac{P_T^2}{2} \text{sen}60^\circ - 0,5 \frac{\pi}{4} D_e^2 \right)}{0,5 \pi D_e} \longrightarrow \text{Triangular} \end{array} \right.$$

h coraza (Método Bell-Delaware)

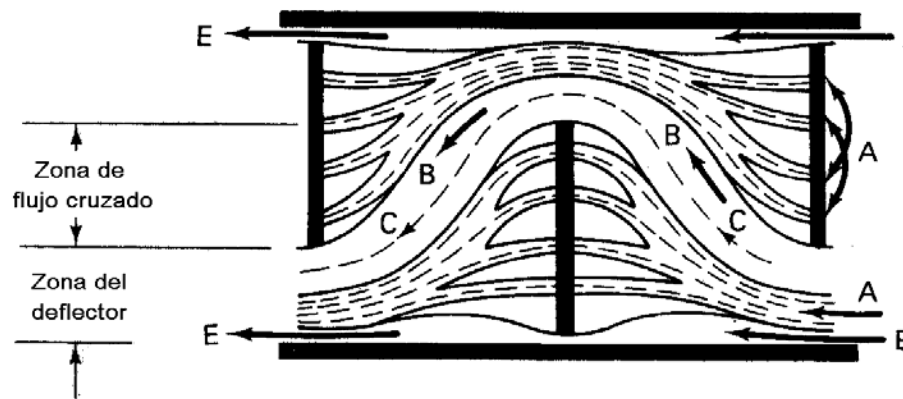
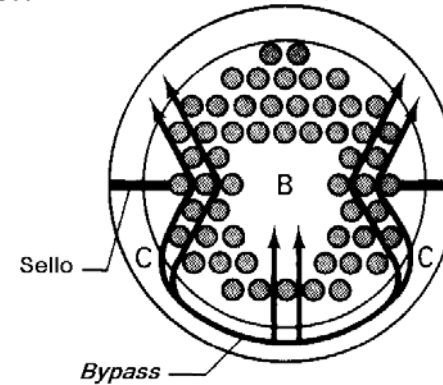
Fuga coraza-deflector. Corriente E



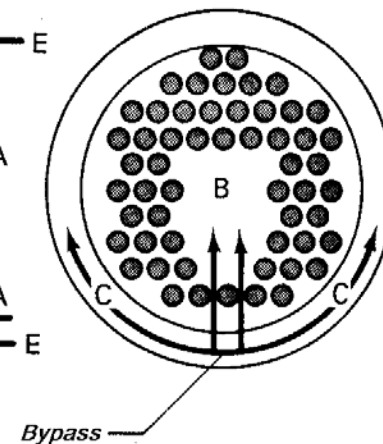
Fuga tubo-deflector. Corriente A



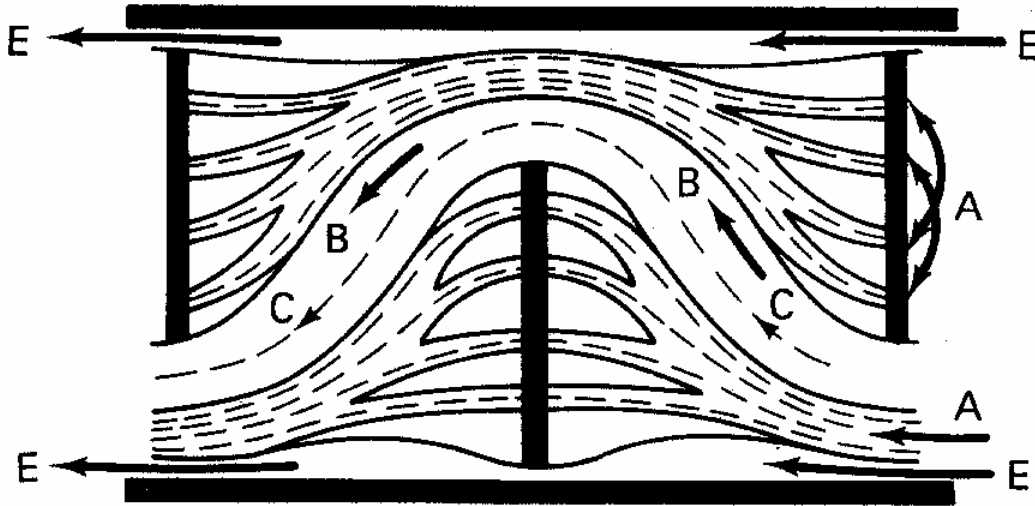
Con un *sealing-strip*



Sin *sealing-strip*



h coraza (Método Bell-Delaware)



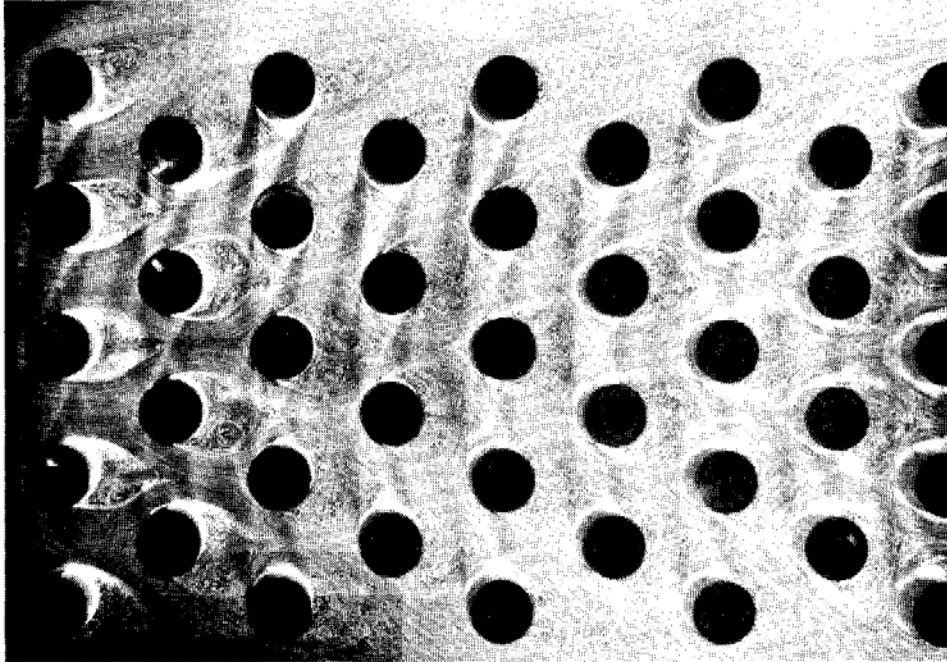
h_{oc} : Flujo cruzado ideal

Factores de corrección:

- J_c : Efectos de borde por separación finita
- J_l : Corrientes de fuga deflectores-tubos, A, y deflectores-coraza, E
- J_b : *Bypass* haz de tubos-carcaza, C
- J_r : Disminución de h a medida que circula el fluido en el equipo.
- J_s : corrige espaciamiento desigual de los baffles

$$h = h_{oc} \cdot J_c \cdot J_l \cdot J_b \cdot J_r \cdot J_s$$

h banco de tubos



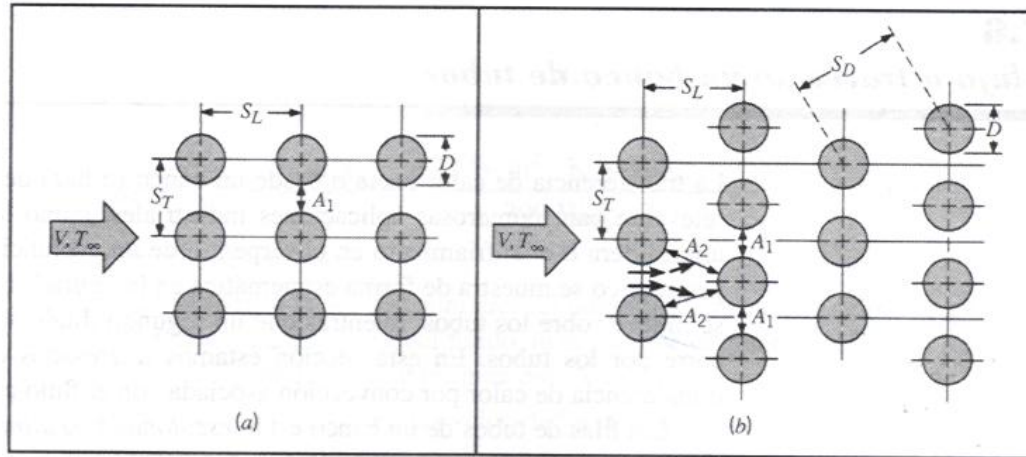
Correlaciones:

- Grimison
- Zhukauskas

$$Re_{\text{máx}} = \frac{\rho \cdot V_{\text{máx}} \cdot D}{\mu}$$

$$Nu = C_1 \left(C_2 Re_{\text{máx}}^m Pr^n \right)$$

h banco de tubos



Alineado \longrightarrow

$$V \cdot S_T = V_{\text{máx}} \cdot (S_T - D) \Rightarrow V_{\text{máx}} = \frac{S_T}{(S_T - D)} V$$

Escalonado \longrightarrow

$$2(S_D - D) < (S_T - D) \quad S_D = \left[S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2} \right)^2 \right]^{1/2} < \frac{S_T + D}{2}$$

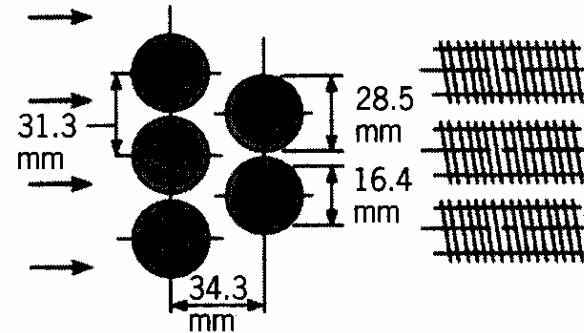
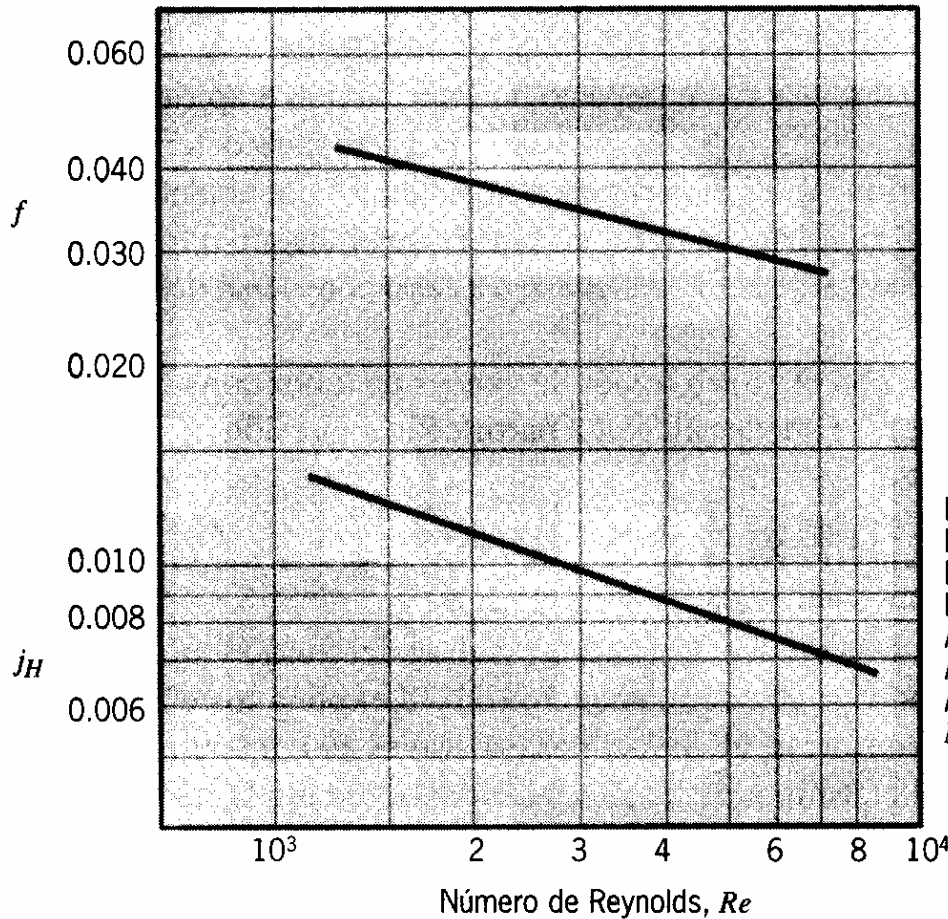
SI

NO

$$V_{\text{máx}} = \frac{S_T}{2(S_D - D)} V$$

$$V_{\text{máx}} = \frac{S_T}{(S_T - D)} V$$

Intercambiadores compactos



Diámetro exterior del tubo, $D_o = 16.4$ mm
 Espaciado de aletas = 275 por metro
 Diámetro hidráulico del paso del flujo, $D_h = 6.68$ mm
 Espesor de aleta, $t = 0.254$ mm
 Área de flujo libre/área frontal, $\sigma = 0.449$
 Área de transferencia de calor/volumen total, $\alpha = 269$ m²/m³
 Área de aleta/área total, $A_f/A = 0.830$
 Nota: El área mínima de flujo libre es transversal al flujo en espacios.

Intervalos de U

Type of heat exchanger	U, W/m ² · °C*
Water-to-water	850–1700
Water-to-oil	100–350
Water-to-gasoline or kerosene	300–1000
Feedwater heaters	1000–8500
Steam-to-light fuel oil	200–400
Steam-to-heavy fuel oil	50–200
Steam condenser	1000–6000
Freon condenser (water cooled)	300–1000
Ammonia condenser (water cooled)	800–1400
Alcohol condensers (water cooled)	250–700
Gas-to-gas	10–40
Water-to-air in finned tubes (water in tubes)	30–60 [†]
	400–850 [†]
Steam-to-air in finned tubes (steam in tubes)	30–300 [†]
	400–4000 [‡]

*Multiply the listed values by 0.176 to convert them to Btu/h · ft² · °F.

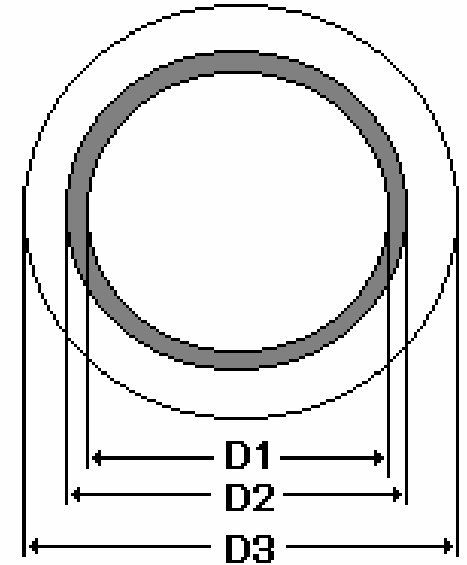
[†]Based on air-side surface area.

[‡]Based on water- or steam-side surface area.

Caída de presión

Doble tubo

$$h_f = \frac{\Delta P}{\rho g} = \left(\frac{\Delta P}{\rho g} \right)_{\text{parte recta}} + \left(\frac{\Delta P}{\rho g} \right)_{\text{accesorios}}$$



Tuberías



$$h_f = f_M \frac{L_T}{D} \frac{v^2}{2g}$$

Anulos



$$h_f = f_M \frac{L_T}{D_{eq}} \frac{v^2}{2g} + N_H \frac{v^2}{2g}$$



Tubo y coraza

Corazas



$$h_f = f \frac{D_s (N_B + 1)}{D_{eq}} \frac{v^2}{2g}$$

Tubos

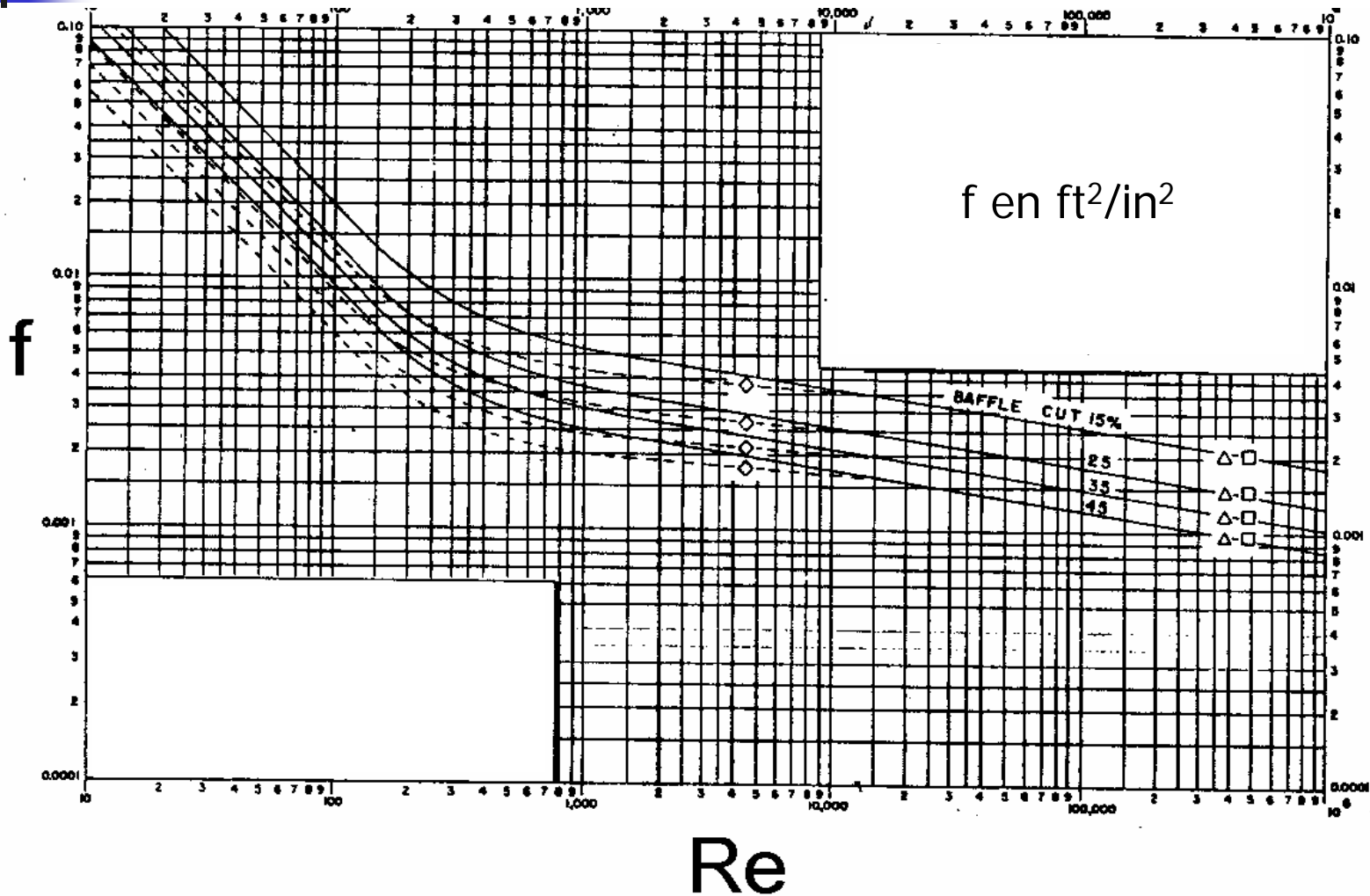


$$h_f = f_M \frac{L_T}{D} \frac{v^2}{2g} + 4N_{PT} \frac{v^2}{2g}$$

Para tubo y coraza y doble tubo se recomienda:

$$\Delta P \leq 10 \text{ psi}$$

Factor de fricción: Coraza



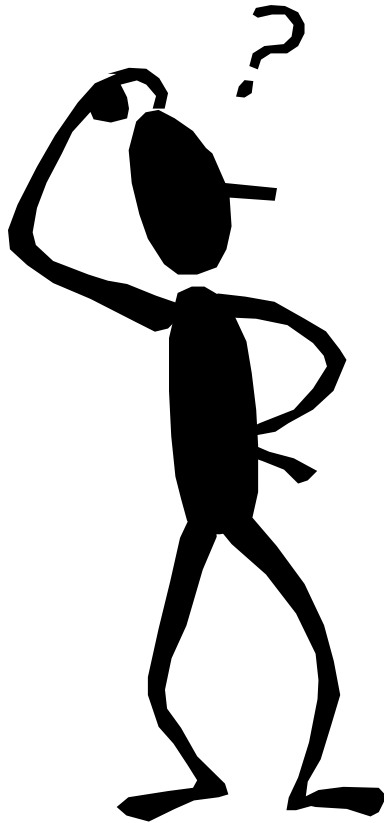
Flujo cruzado sin aletas

Tubos \longrightarrow
$$h_f = f_M \frac{L_T}{D} \frac{v^2}{2g}$$

Banco de tubos \longrightarrow
$$h_f = f' \frac{v_{\text{máx}}^2 N}{g} \left(\frac{\mu_s}{\mu} \right)^{0,14}$$

Alineado \longrightarrow
$$f' = \left\{ 0,25 + \frac{0,118}{[(S_T - D)/D]^{1,08}} \right\} \text{Re}_{\text{máx}}^{-0,16}$$

Escalonado \longrightarrow
$$f' = \left\{ 0,044 + \frac{0,08 \cdot S_L / D}{[(S_T - D)/D]^{(0,43+1,13 \cdot D/S_L)}} \right\} \text{Re}_{\text{máx}}^{-0,15}$$



**Muchas
gracias por
su atención**