

Dispensa del corso di “MACCHINE”

Argomento: Dispositivi di scambio termico

Prof. Pier Ruggero Spina
Dipartimento di Ingegneria



università di ferrara
DA SEICENTO ANNI GUARDIAMO AVANTI.

Trasmissione del calore



Conduzione

$$\dot{q} = \frac{\dot{Q}}{A} = \lambda \frac{\partial T}{\partial n} \quad \text{legge di Fourier}$$

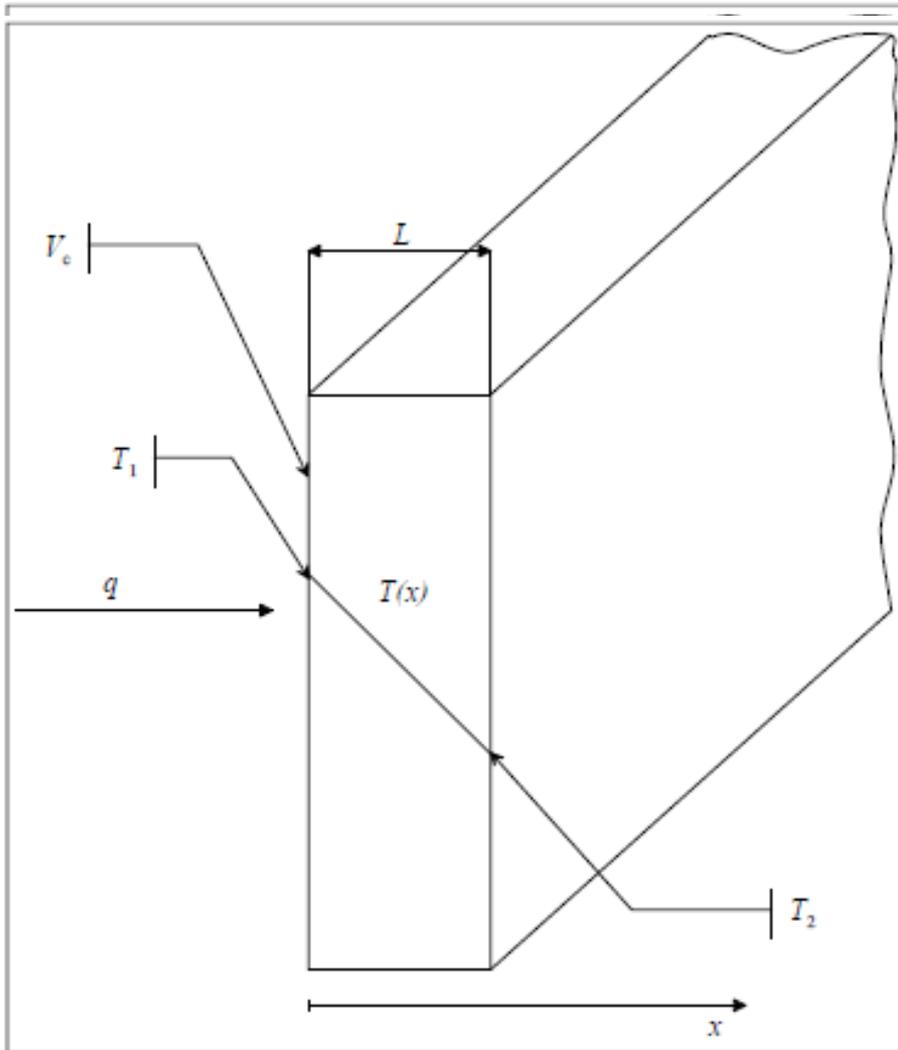
λ conducibilità termica [W/(m K)]

A area di scambio [m²]

<i>Materiale</i>	<i>Conducibilità [W/(mK)]</i>
Vapore acqueo saturo a 100 °C	0,0248
Ammoniaca	0,0218
Elio	0,1415
Ossigeno	0,0244
Acqua	0,5910
Alcool Etilico	0,1770
Mercurio	7,9600
Olio di oliva	0,1700
Pomice	0,2300
Polistirolo espanso (25 kg/m ³)	0,0350
Sughero in lastre	0,0500
Calcestruzzo	0,93-1,5
Laterizi	0,7-1,3
Terreno asciutto	0,8200
Acciaio	30-50
Ferro	75
Piombo	35
Oro	296
Rame	380
Argento	419
Diamante	2100



Conduzione



conduzione monodimensionale in parete piana.

$$\dot{Q} = \dot{q} A = \frac{\lambda A}{L} (T_1 - T_2)$$

$$\dot{Q} = \frac{(T_1 - T_2)}{R_k}$$

$$(T_1 - T_2) = R_k \dot{Q}$$

R_k resistenza termica [K/W]



Convezione

$$\dot{Q} = \dot{q} A = h A (T_p - T_f)$$

$$\dot{Q} = \frac{(T_p - T_f)}{R_c}$$

$$(T_p - T_f) = R_c \dot{Q}$$

h coefficiente di convezione [W/(m² K)]

A area di scambio [m²]

T_p temperatura di parete [K]

T_f temperatura del fluido [K]

R_c resistenza termica [K/W]

Meccanismo	h $\left[\frac{W}{m^2 K} \right]$
Convezione naturale	5-25
Convezione forzata	
Gas	25-250
liquidi	50- 20000
Ebollizione e condensazione	2500- 100000

valori tipici del coefficiente h .



Convezione

Applicando l'analisi dimensionale si ottiene:

$$Nu = f(Re, Pr, Gr) \approx C Re^a Pr^b Gr^c$$

$$Nu = \frac{h L}{\lambda} \quad \text{numero di Nusselt}$$

$$Re = \frac{V L}{\nu} \quad \text{numero di Reynolds}$$

$$Pr = \frac{\mu c}{\lambda} \quad \text{numero di Prandtl}$$

$$Gr = \frac{g \beta L (T_p - T_f)}{\nu^2} \quad \text{numero di Grashof}$$

λ	conducibilità termica
h	coefficiente di convezione
L	lunghezza caratteristica
V	velocità
$\nu = \mu/\rho$	viscosità cinematica
μ	viscosità dinamica
ρ	densità
c	calore specifico
g	accelerazione di gravità
β	coefficiente di dilatazione termica
T_p	temperatura di parete
T_f	temperatura del fluido



Convezione forzata

$$Nu = f(Re, Pr) \approx C Re^a Pr^b$$

$$St = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{h}{\rho V c} \approx C Re^{a-1} Pr^{b-1} \quad \text{numero di Stanton}$$

Esempio: correlazione di Colburn valida per flusso completamente sviluppato all'interno di tubi circolari di diametro D

$$Nu = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^{\frac{1}{3}}$$



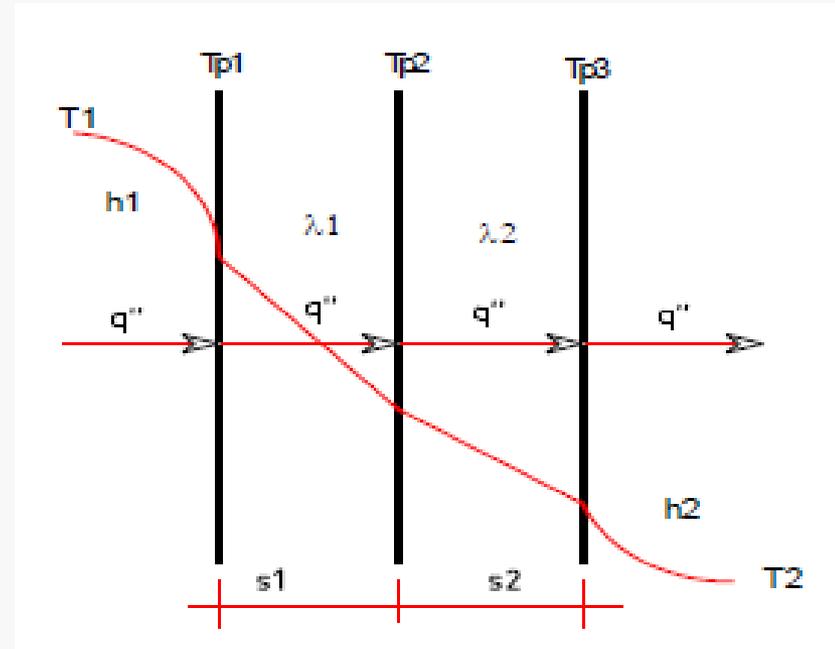
Trasmissione del calore tra due fluidi separati da una parete composta

$$(T_1 - T_{p1}) = R_{c1} \dot{Q}$$

$$(T_{p1} - T_{p2}) = R_{k1} \dot{Q}$$

$$(T_{p2} - T_{p3}) = R_{k2} \dot{Q}$$

$$(T_{p3} - T_2) = R_{c2} \dot{Q}$$



$$(T_1 - T_2) = (R_{c1} + R_{k1} + R_{k2} + R_{c2}) \dot{Q}$$

$$\dot{Q} = \frac{(T_1 - T_2)}{(R_{c1} + R_{k1} + R_{k2} + R_{c2})} = U A (T_1 - T_2)$$

$$\dot{Q} = \dot{q}'' A$$

U coefficiente globale di scambio termico

A area di scambio



Irraggiamento

Massima potenza termica che può essere emessa da una superficie a temperatura T_s (corpo nero)

$$\dot{Q} = \dot{q} A = \sigma_0 A T_s^4 \quad \text{legge di Stefan-Boltzmann}$$

Nel caso di una superficie reale "grigia" a temperatura T_s

$$\dot{Q} = \dot{q} A = \varepsilon \sigma_0 A T_s^4$$

$\sigma_0 = 5.67 \times 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K}^4)$ costante di Stefan-Boltzmann

$\varepsilon < 1$ emissività della superficie "grigia"

A area della superficie [m^2]

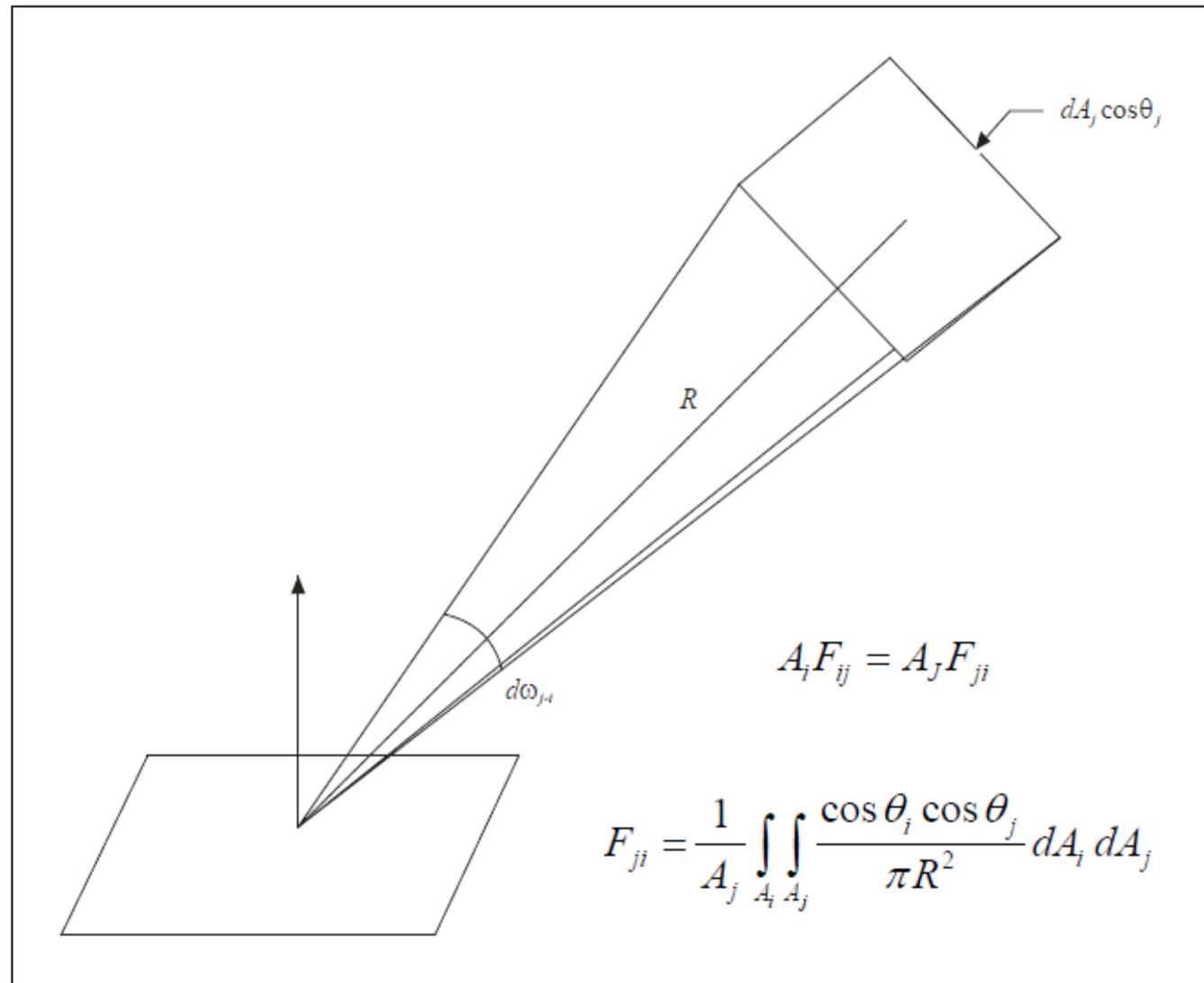
T_s temperatura della superficie [K]

Potenza termica scambiata per irraggiamento tra due superfici affacciate

$$\dot{Q} = \varepsilon \sigma_0 A_1 F_{12} (T_1^4 - T_2^4)$$



Fattore di vista tra due superfici affacciate



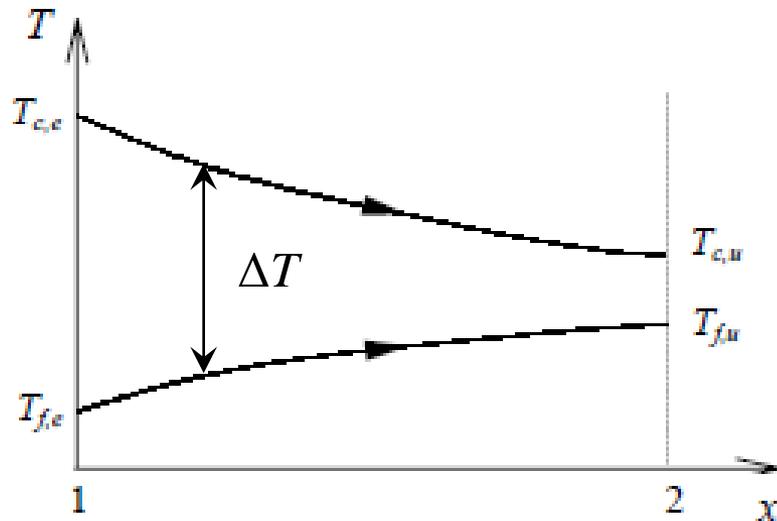
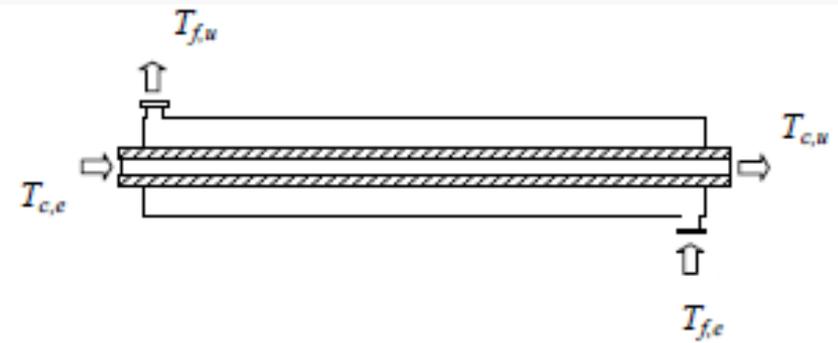
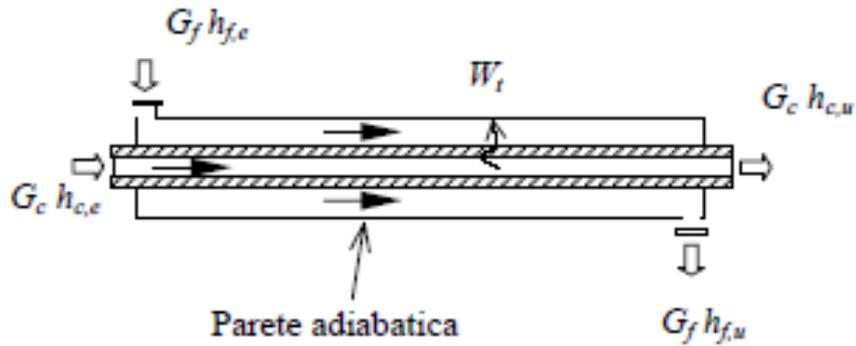
Angolo solido sotteso dA_j rispetto a dA_i .



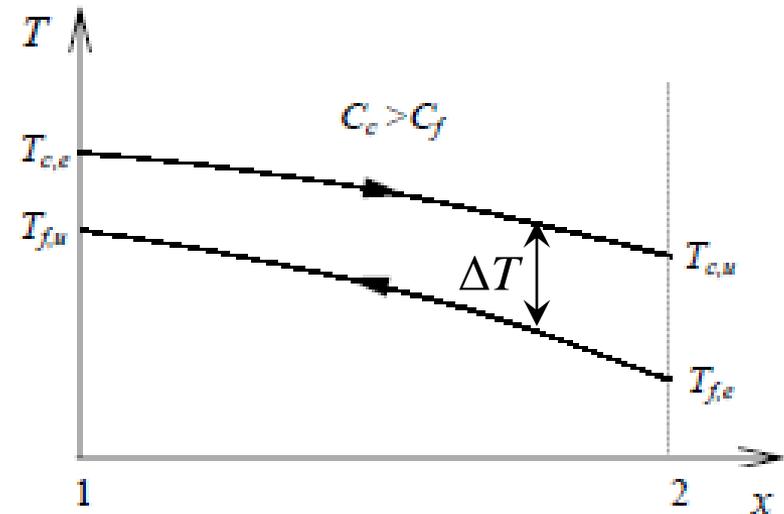
Scambiatori di calore



Scambiatori di calore a correnti parallele



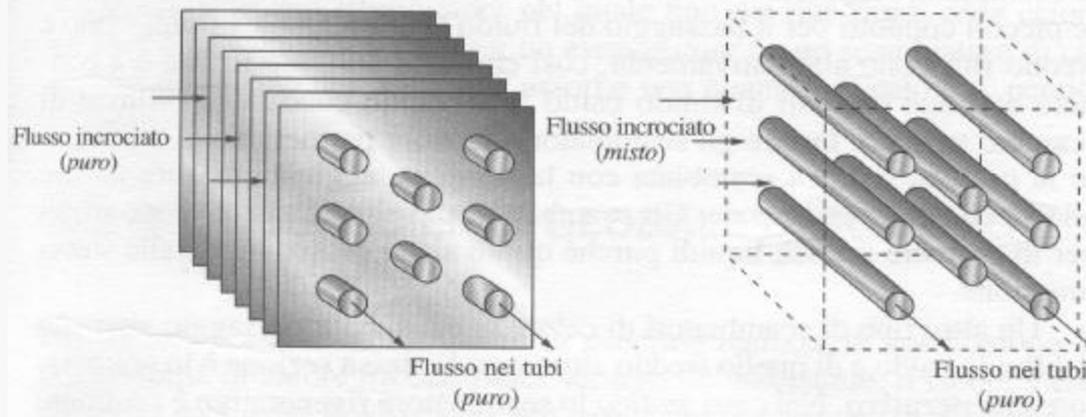
Scambiatore equicorrente



Scambiatore controcorrente

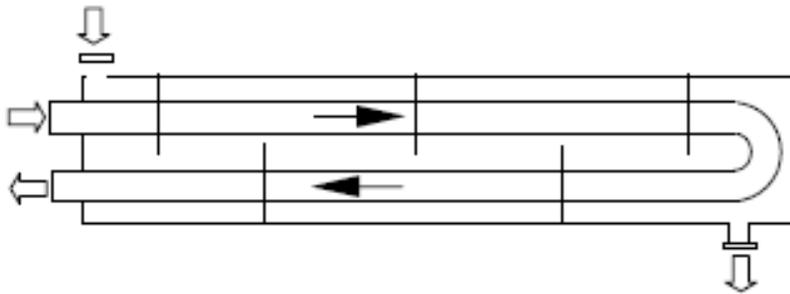


Scambiatori di calore a flussi incrociati



(a) Entrambi i flussi puri.

(b) Un flusso misto ed uno puro.



Scambiatore a tubi e mantello
con 1 passaggio nel mantello
e 2 passaggi nei tubi

Scambiatori **compatti** gas-fluido:

$$\text{Area/Volume} > 700 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Scambiatori **compatti** liquido-liquido
o con cambiamento di fase:

$$\text{Area/Volume} > 400 \text{ m}^2/\text{m}^3$$



Scambiatori di calore a correnti parallele

Per un tratto di scambiatore di calore controcorrente di lunghezza infinitesima:

$$d\dot{Q} = C_f dT_f = C_c dT_c \quad , \quad C = c \dot{M}$$

$$dT_c - dT_f = d(T_c - T_f) = d(\Delta T) = d\dot{Q} \left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_f} \right) = B d\dot{Q} = B U (T_c - T_f) dA$$

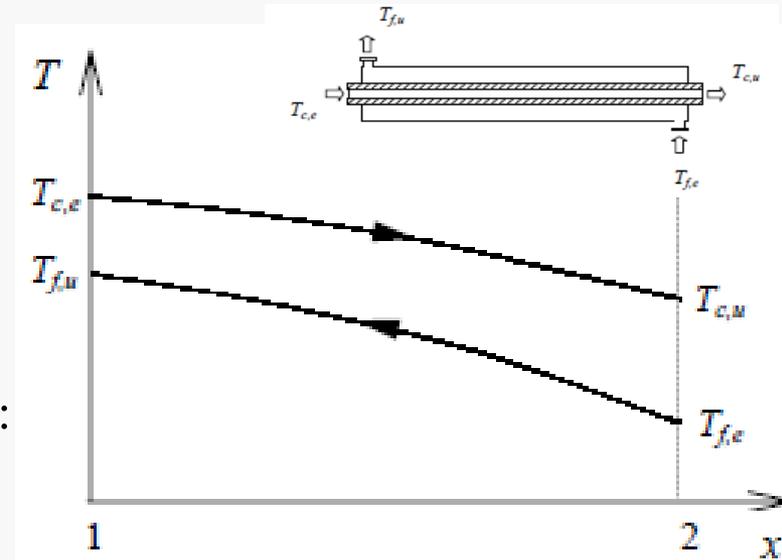
$$d\dot{Q} = \frac{d(\Delta T)}{B} \quad (*)$$

$$B U dA = \frac{d(T_c - T_f)}{(T_c - T_f)} \quad (**)$$

Integrando la (*) e (**) tra le sez. "1" e "2" si ottiene:

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{B} \Rightarrow B = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\dot{Q}}$$

$$B U A = \ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \Rightarrow U A \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\dot{Q}} = \ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \Rightarrow \dot{Q} = U A \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = U A \Delta T_{ml}$$



Scambiatori di calore - Potenza termica scambiata

$$\dot{Q} = F U A \Delta T_{ml}$$

dove:

F	fattore di correzione per scambiatori a flussi incrociati
U	coefficiente globale di scambio termico
A	area di scambio

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

salto di temperatura medio logaritmico

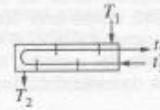
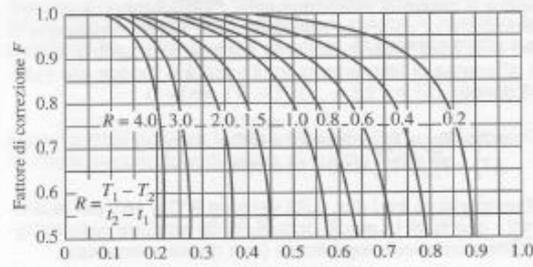
$$\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fe} ; \Delta T_2 = T_{cu} - T_{fu} ; F = 1$$
 scambiatore equicorrente

$$\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fu} ; \Delta T_2 = T_{cu} - T_{fe} ; F = 1$$
 scambiatore controcorrente

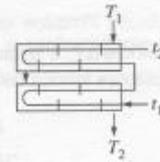
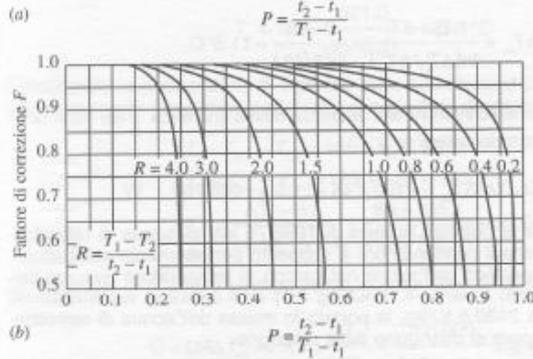
$$\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fu} ; \Delta T_2 = T_{cu} - T_{fe} ; F < 1$$
 scambiatore a correnti incrociate

$$U A = 1 / [R_c + R_k + R_f] = 1 / \left[\frac{1}{h_c A_c} + R_k + \frac{1}{h_f A_f} \right]$$

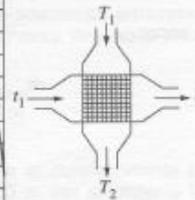
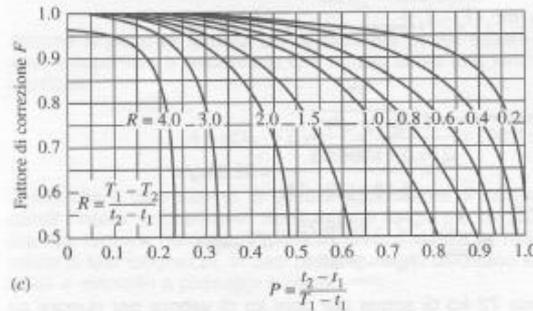




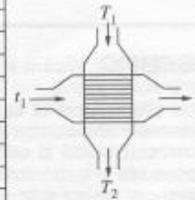
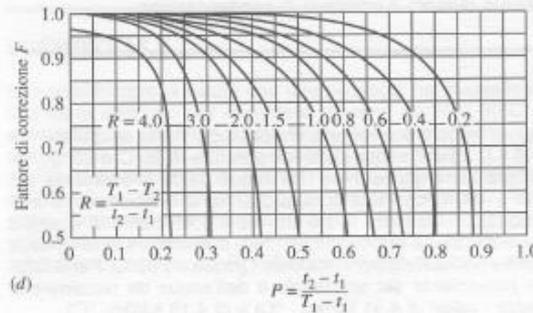
Scambiatore ad 1 passaggio nel mantello e 2, 4, 6, ... nei tubi.



Scambiatore a 2 passaggi nel mantello e 4, 8, 12, ... nei tubi.



Scambiatore a flussi incrociati con entrambi i fluidi puri.



Scambiatore a flussi incrociati con un fluido puro e l'altro misto.



Scambiatori di calore - Metodo ε - NTU

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{\max}} \quad , \quad 0 \leq \varepsilon \leq 1 \quad , \quad \dot{Q}_{\max} = C_{\min} (T_{ce} - T_{fe})$$

$$\dot{Q}_{\max} = C_f (T_{ce} - T_{fe}) \quad \text{se } C_c > C_f$$

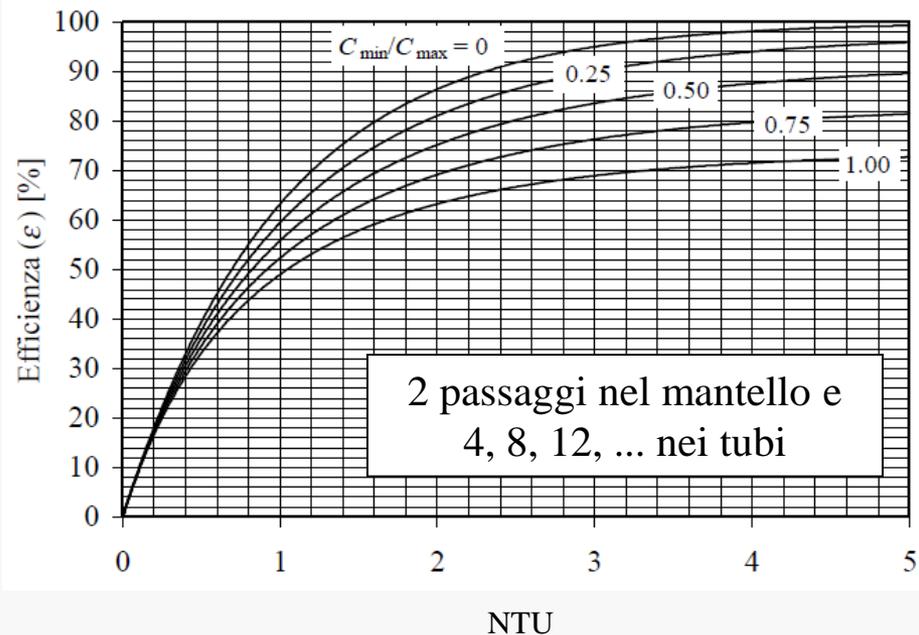
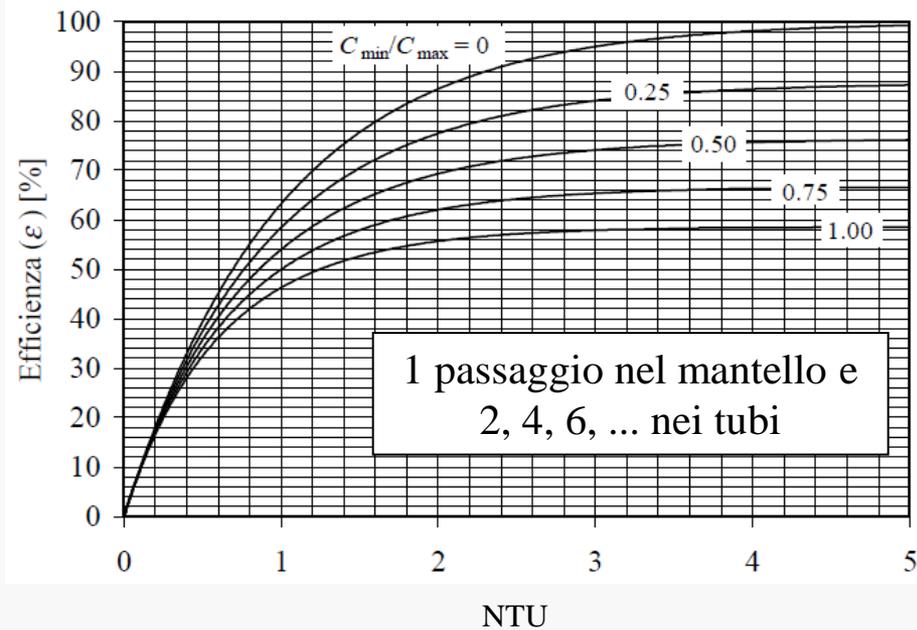
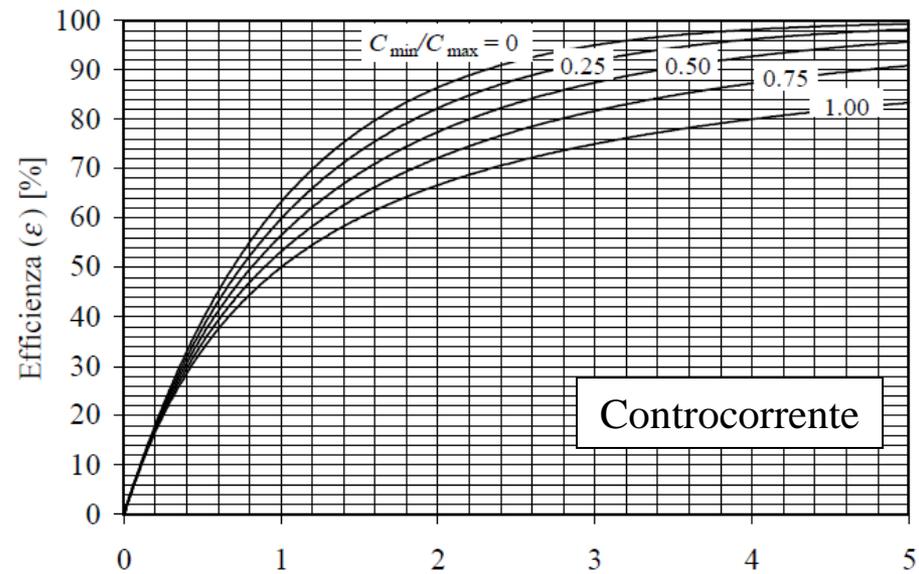
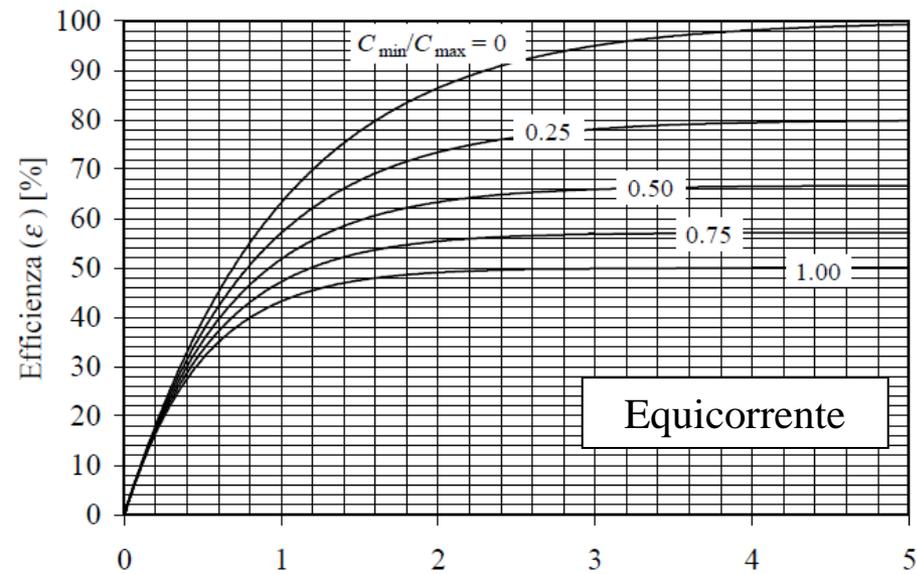
$$\dot{Q}_{\max} = C_c (T_{ce} - T_{fe}) \quad \text{se } C_c < C_f$$

$$\dot{Q} = \varepsilon \dot{Q}_{\max} = \varepsilon C_{\min} (T_{ce} - T_{fe})$$

$$\varepsilon = f(NTU, C^*)$$

$$NTU = \frac{U A}{C_{\min}} \quad , \quad C^* = \frac{C_{\min}}{C_{\max}}$$

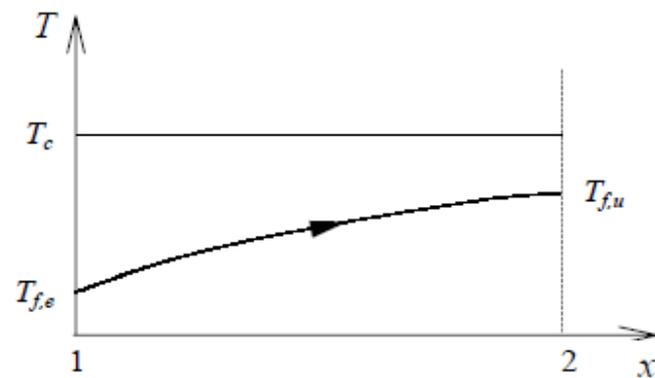
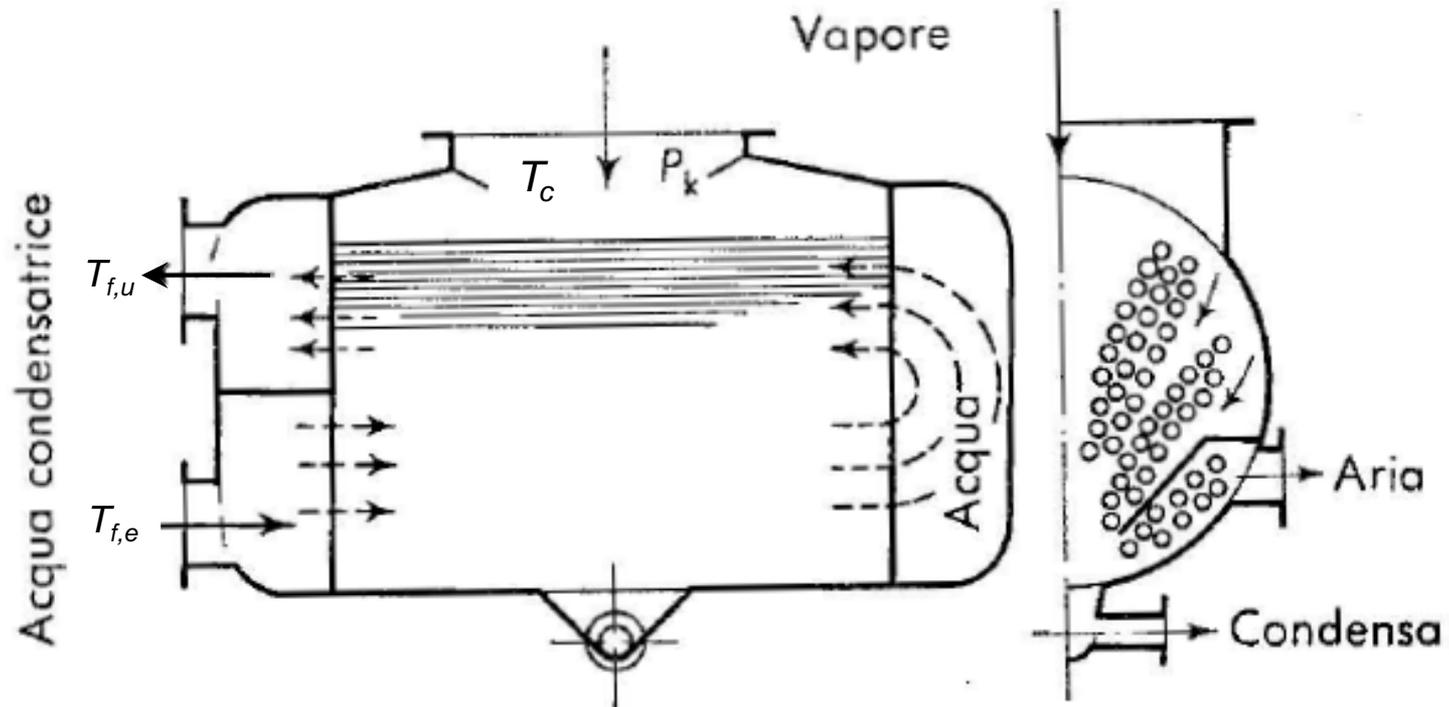




Condensatori



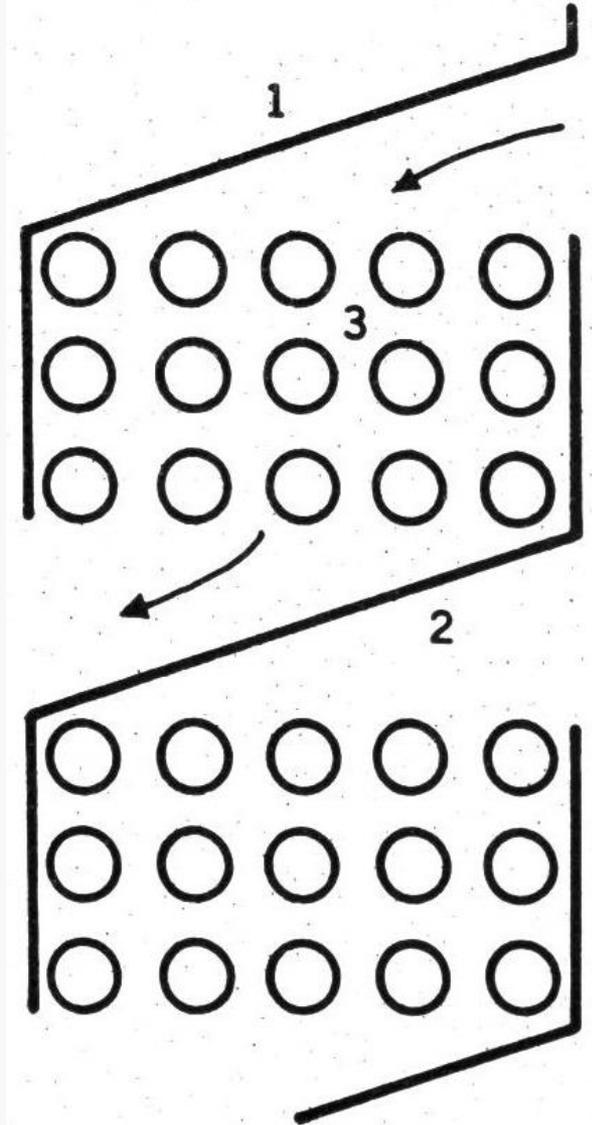
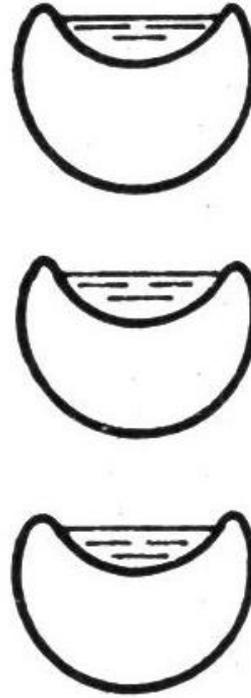
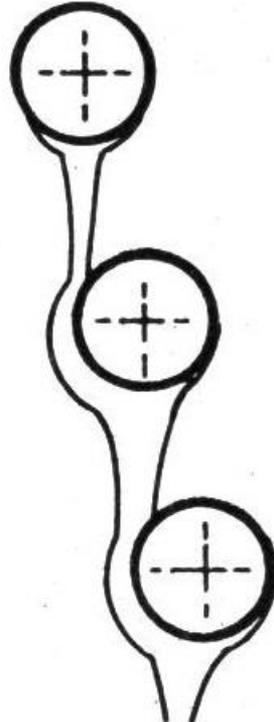
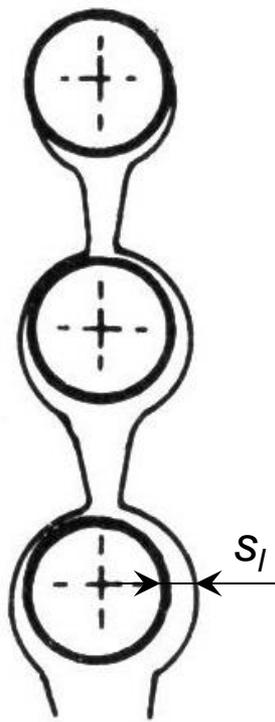
Schema di un condensatore



Condensatore.



Disposizione tubi condensatore



$$h_v \approx \frac{\lambda_l}{s_l}$$

$$R_l = (2 \div 10)(R_v \& R_k)$$

