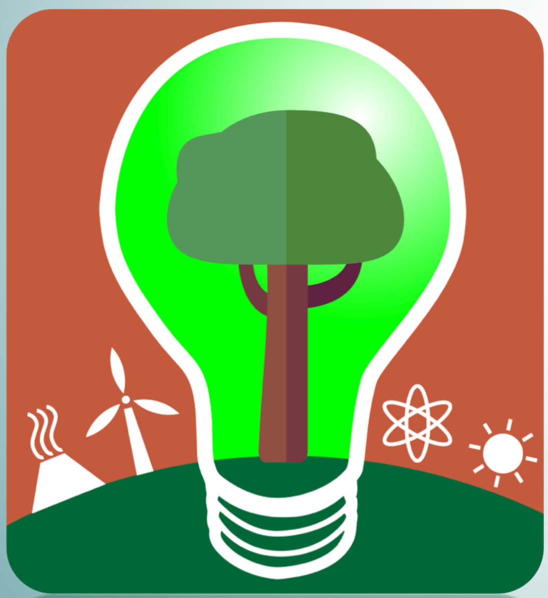
Transformación y Uso Eficiente de la Energía

BLOQUE I. CALOR Y FRÍO

2. Intercambiadores de calor



Juan Carcedo Haya

Departamento de Ingeniería Eléctrica y Energética

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Un intercambiador de calor es un equipo que permite la transmisión de calor entre dos o más fluidos que se encuentran a diferente temperatura, sin que se produzca mezcla entre ellos.

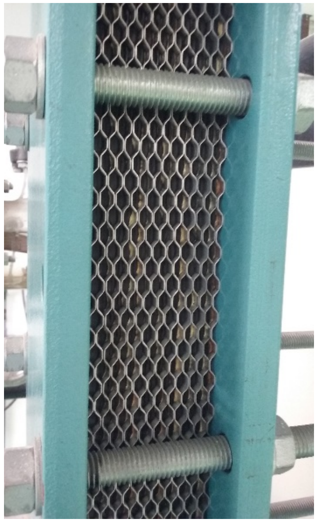
Palabras clave:

- … transmisión de calor…
- … dos o más fluidos…
- … sin mezcla…

Aplicaciones prácticas:

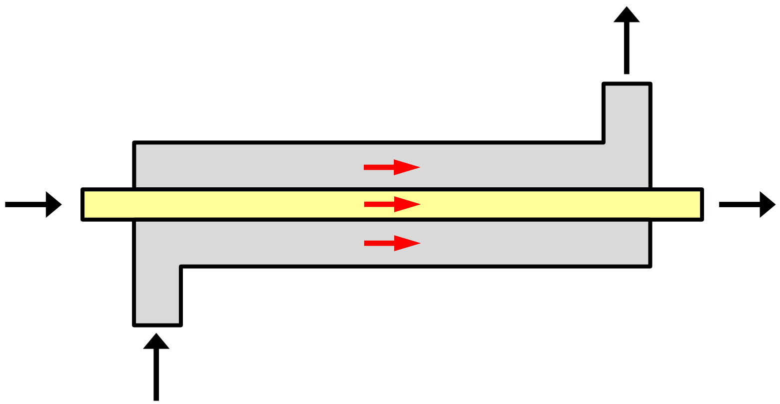
INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los hay de muy diversos tipos. El más simple es de carcasa y tubo.

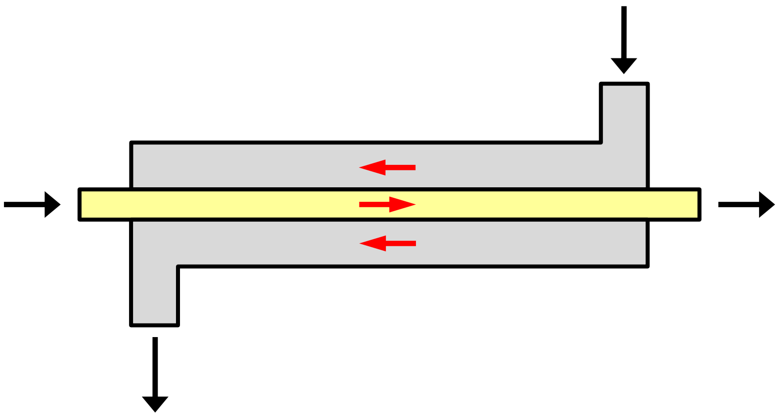


Intercambiador de carcasa y tubo o de **tubos concéntricos**.

Tipos de flujo: En equicorriente o en contracorriente.

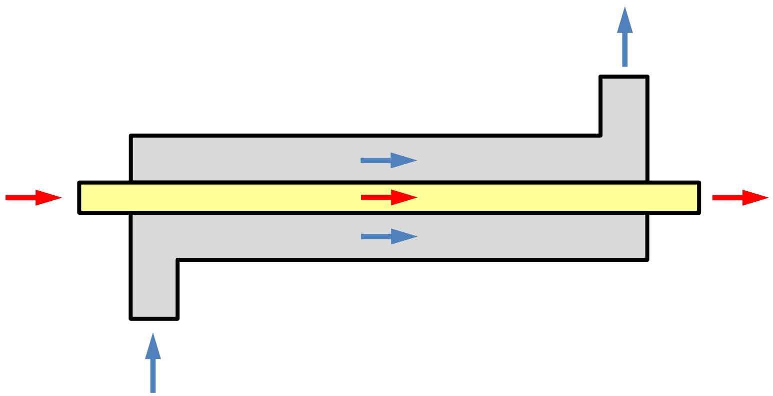


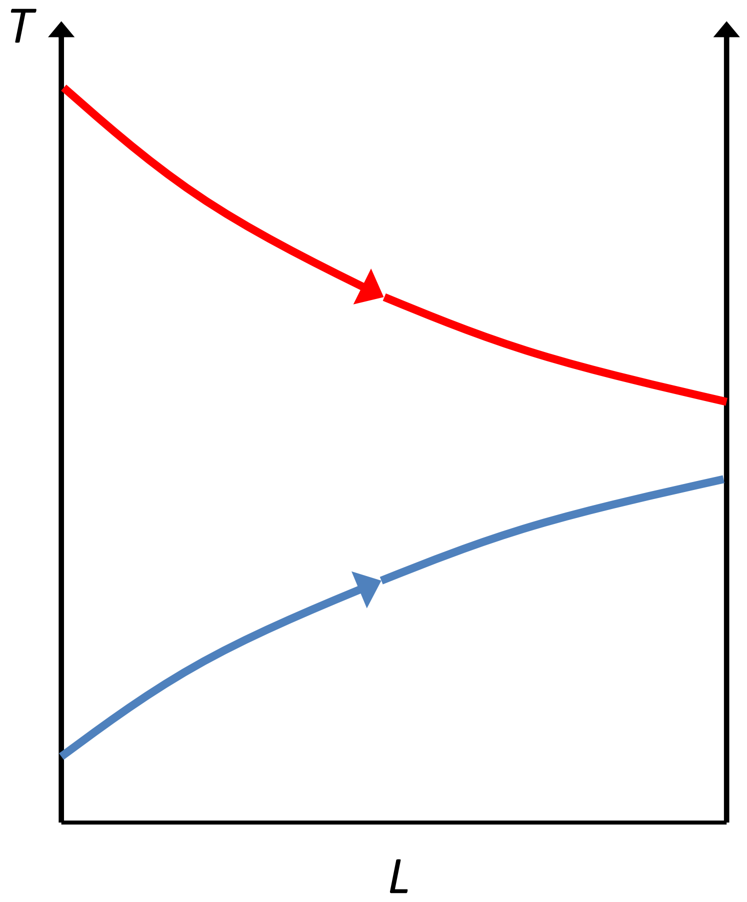
Equicorriente



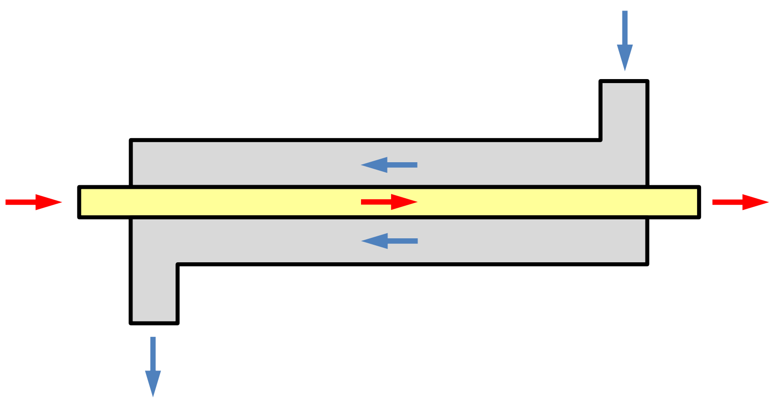
Contracorriente

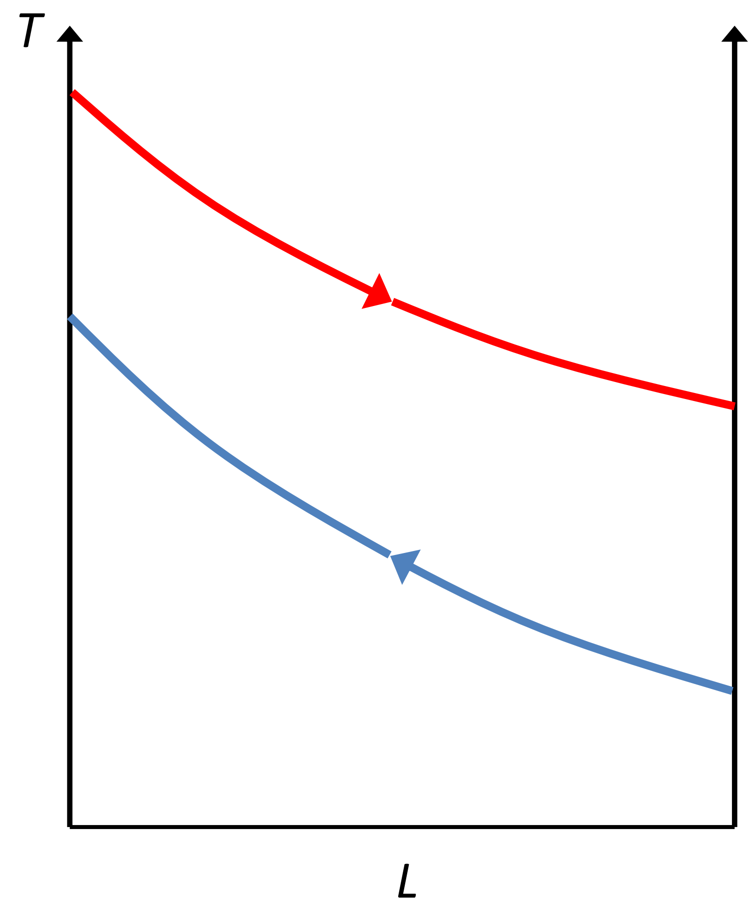
Perfil de temperaturas en un intercambiador de tubos concéntricos con circulación en equicorriente.



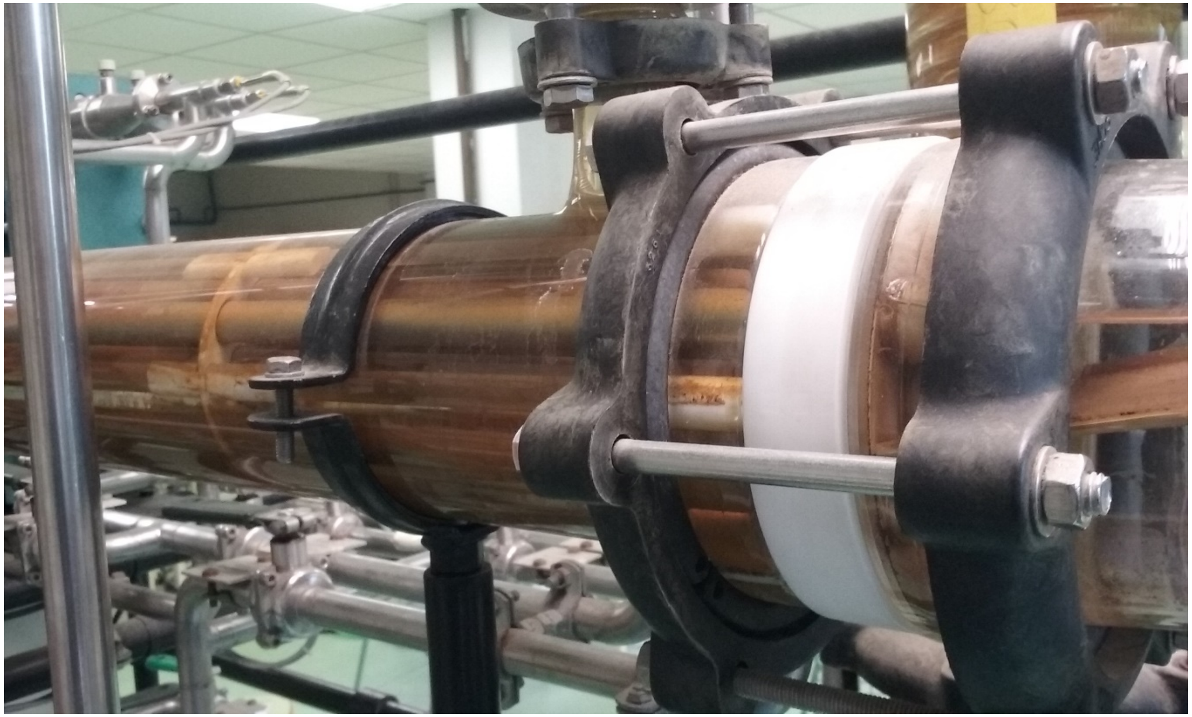


Perfil de temperaturas en un intercambiador de tubos concéntricos con circulación en contracorriente.



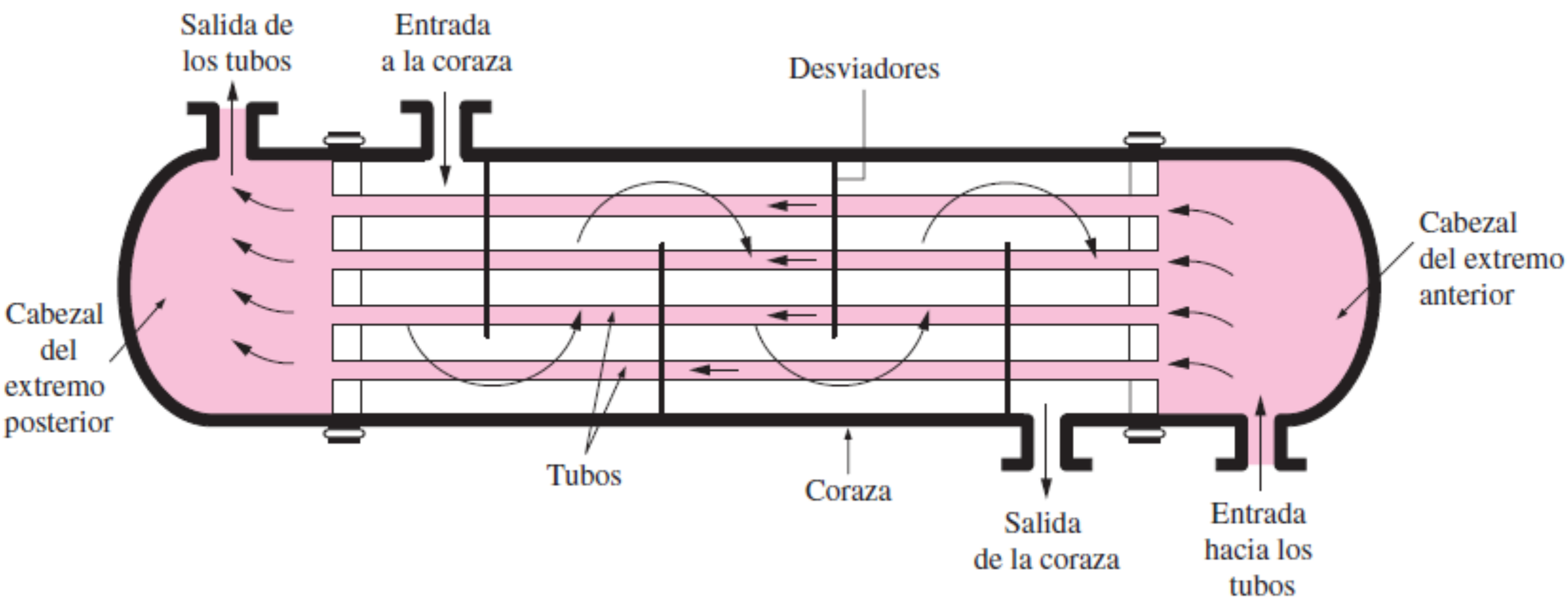


Cuando la sección de la tubería interior resulta demasiado grande es preferible sustituirla por varias de menor diámetro => Intercambiador de carcasa y tubos.



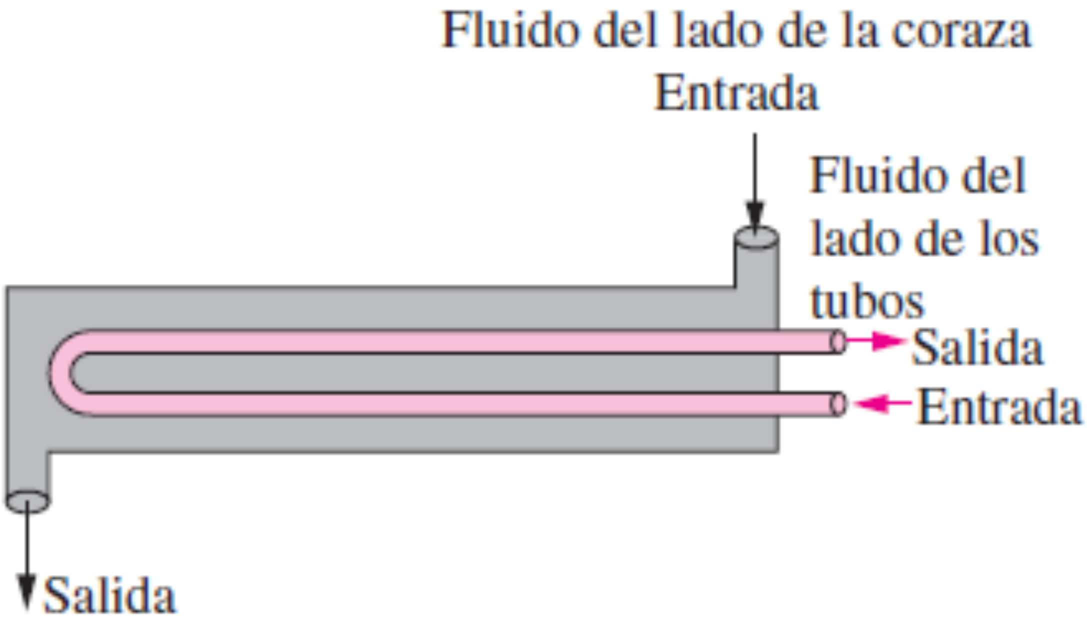
¿Por qué?

Intercambiador de carcasa y tubos. Ejemplo: Un paso por la carcasa y un paso por los tubos.



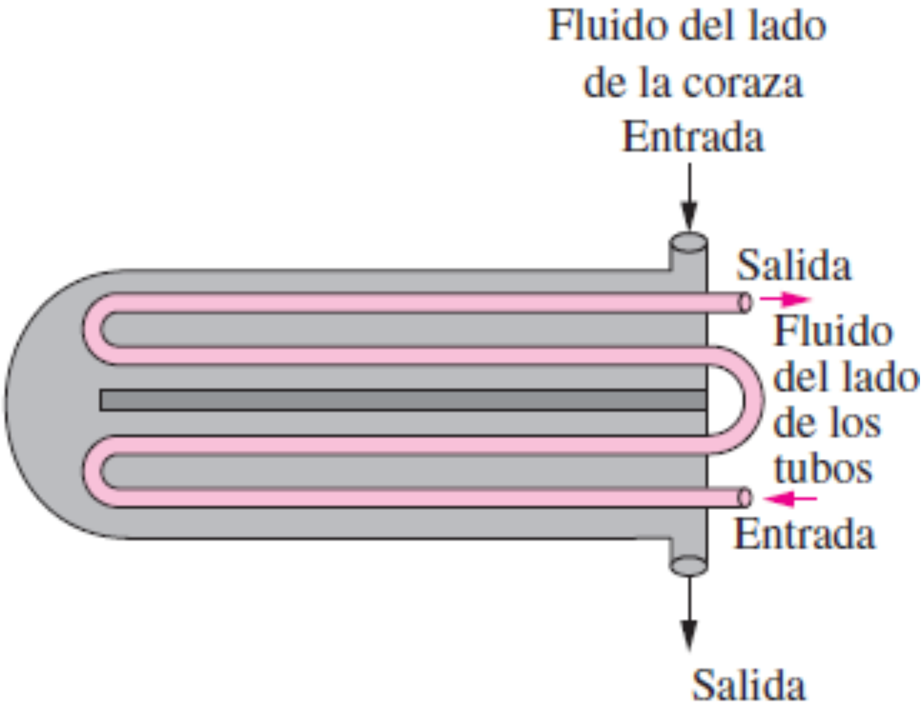
Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

Intercambiador de carcasa y tubos. Ejemplo: Un paso por la carcasa y dos pasos por los tubos.



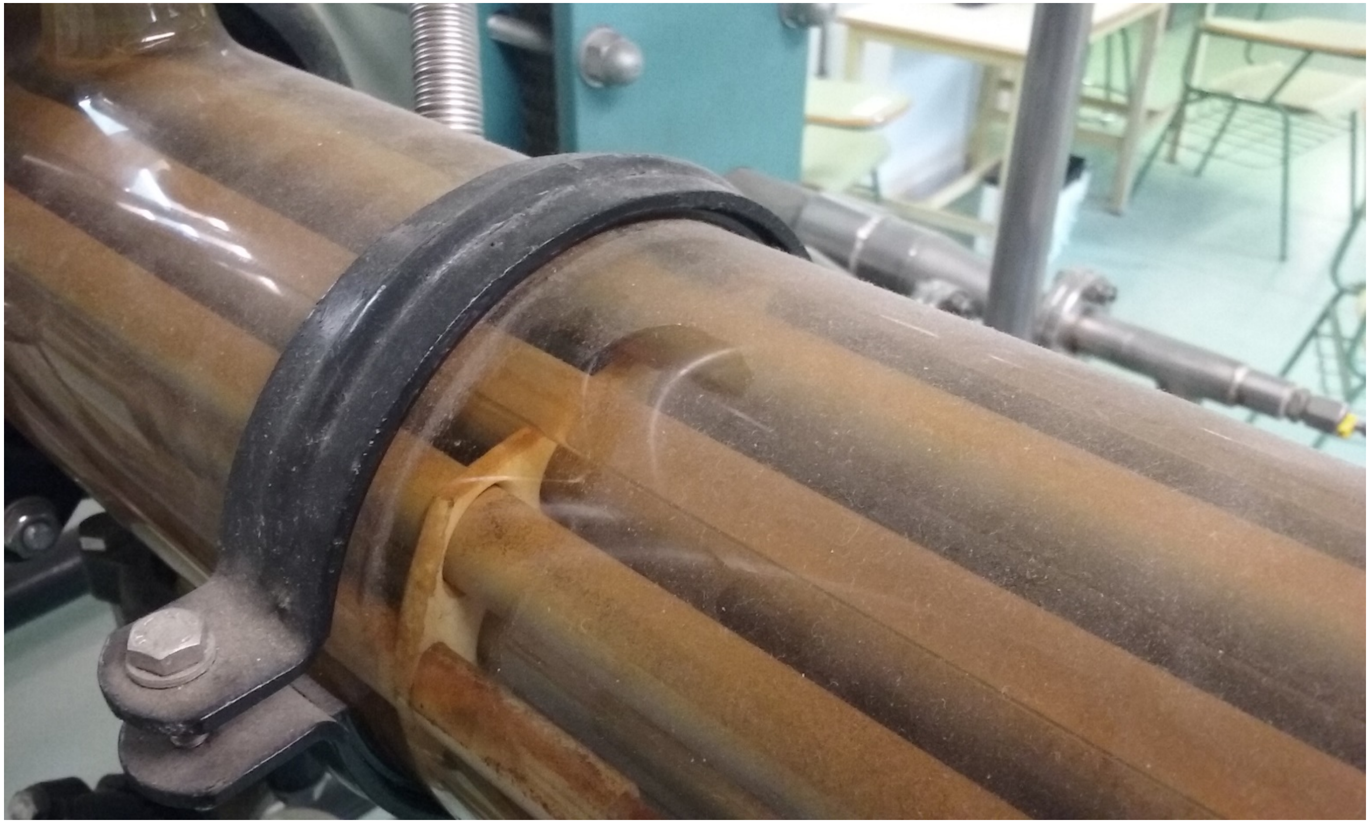
Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

Intercambiador de carcasa y tubos. Ejemplo: Dos pasos por la carcasa y cuatros pasos por los tubos.



Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

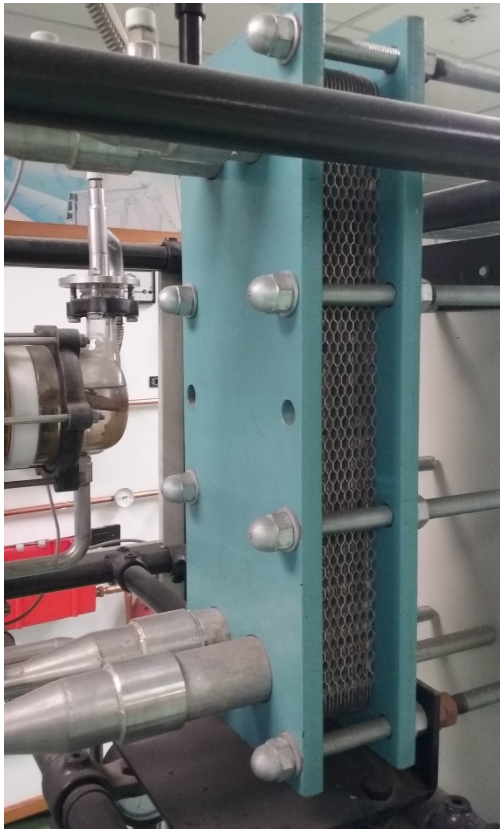
Las pantallas fuerzan el paso del líquido de forma ortogonal a los tubos y sirven de soporte de éstos.

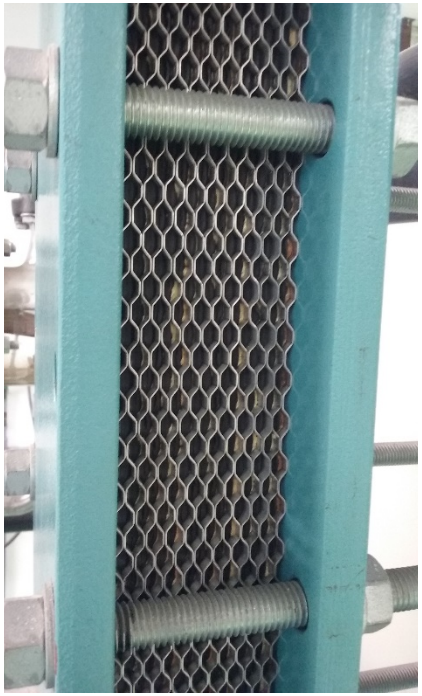


INTERCAMBIADORES DE CALOR

En este intercambiador, un tubo de gran longitud discurre enrollado sobre si mismo en el interior de una carcasa.

Otro tipo de intercambiador muy utilizado es el de placas. Los fluidos caliente y frío circulan alternativamente entre cada dos placas; por lo tanto, cada pasada tiene a ambos lados sendas pasadas del otro líquido.

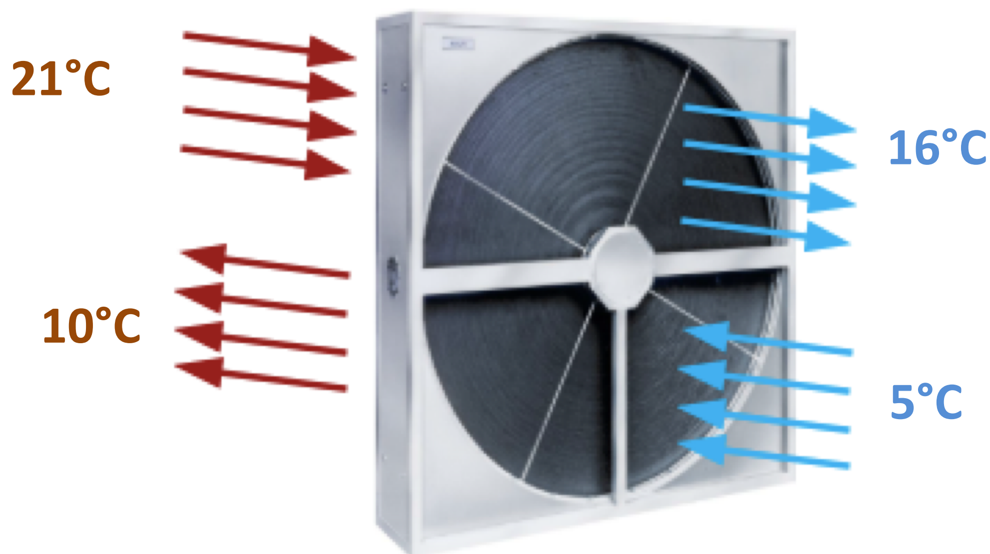




Detalle

Una gran ventaja de los intercambiadores de placas es que pueden desmontarse fácilmente para su limpieza. Otra gran ventaja es que su potencia se puede modificar añadiendo o retirando placas.

En el caso de que los fluidos sean gases, es común el uso de intercambiadores de tipo regenerativo. Su funcionamiento se basa en sucesivos ciclos de calentamiento/enfriamiento de una masa acumuladora que rota a baja velocidad.



Fuente: https://www.solerpalau.com

Se define la **compacidad** (β) de un intercambiador de calor como la relación entre el área de intercambio y el volumen que ocupa éste.

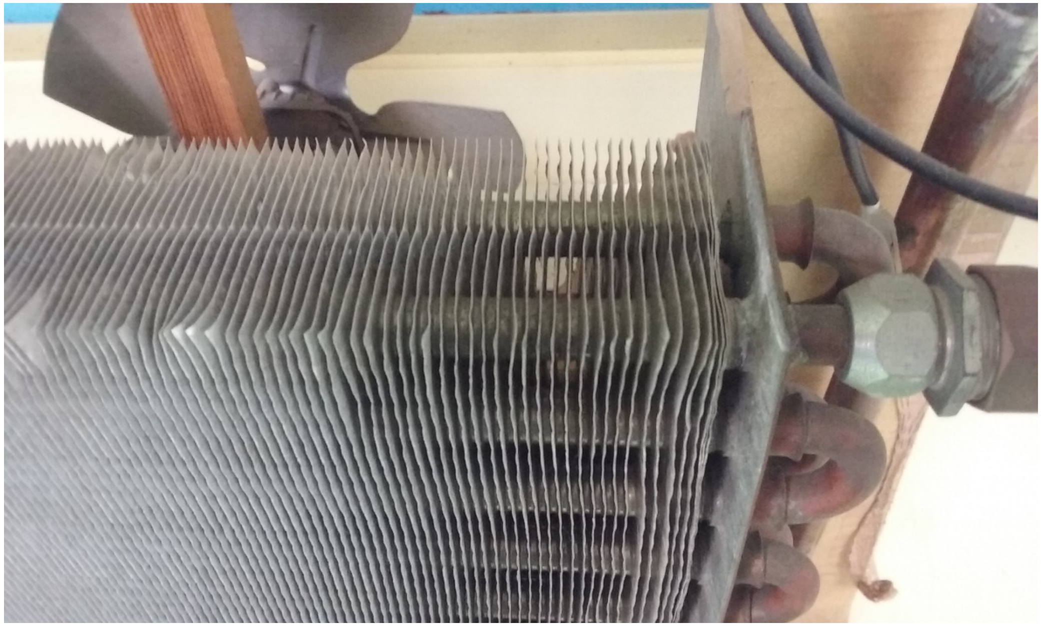
Cuando se cumple que β > 700 m^2/m^3 se dice que el intercambiador de calor es de tipo compacto.

Algunos valores de referencia:

Intercambiador	β
Radiador de coche	1000
Regenerador de una TG	6000
Pulmón humano	20000

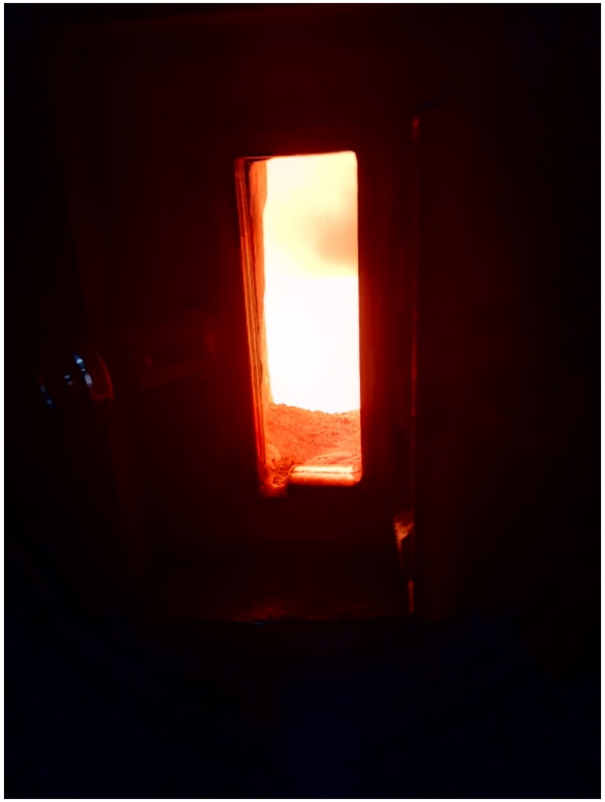
INTERCAMBIADORES DE CALOR

La disposición más común en el caso de intercambiadores compactos es la de **flujos cruzados**.



INTERCAMBIADORES DE CALOR

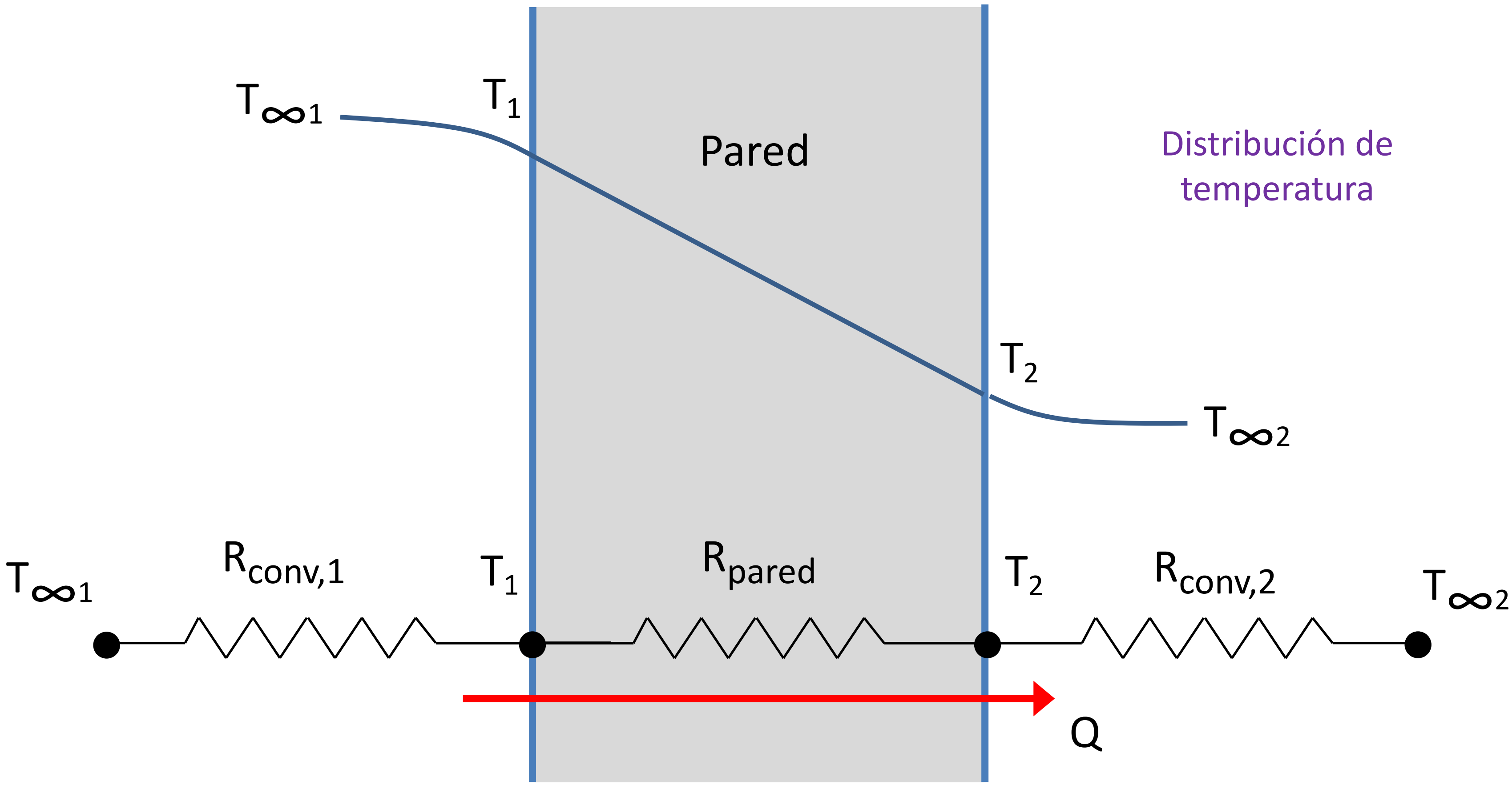
Las formas de transmisión de calor que predominan en los intercambiadores de calor son la conducción y la convección. Sólo en algunos casos la radiación es también importante.



Por ejemplo, en el interior del hogar de un generador de vapor la transmisión de calor por radiación es muy importante.

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Flujo de calor a través de una pared: Convección + conducción + convección.



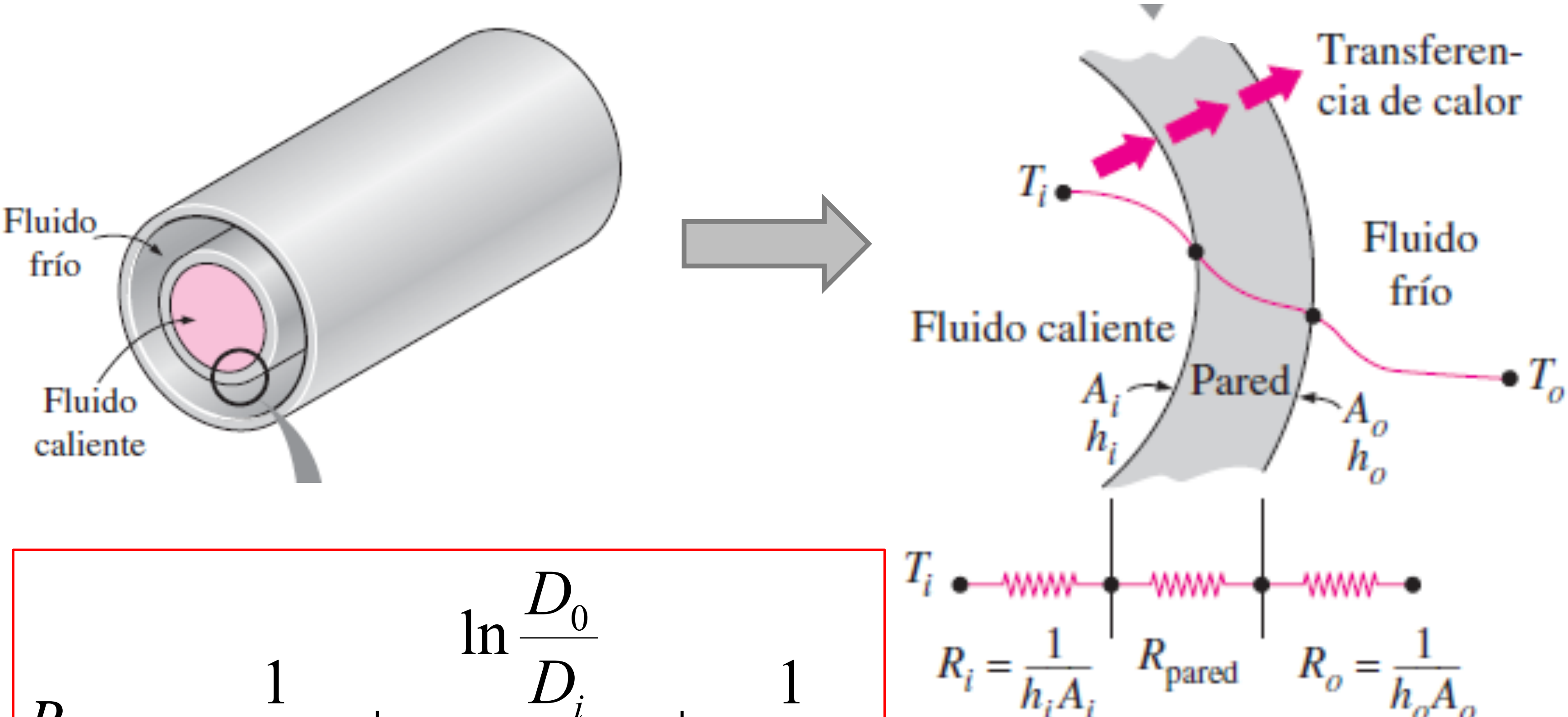
Flujo de calor a través de una pared: Convección + conducción + convección.

$$Q = \frac{T_{\infty 1} - T_1}{\dfrac{1}{h_1 \cdot A}} = \frac{T_1 - T_2}{\dfrac{t}{k \cdot A}} = \frac{T_2 - T_{\infty 2}}{\dfrac{1}{h_2 \cdot A}}$$

$$Q = \frac{T_{\infty 1} - T_{\infty 2}}{\dfrac{1}{h_1 \cdot A} + \dfrac{t}{k \cdot A} + \dfrac{1}{h_2 \cdot A}} = \frac{\Delta T}{R_{total}}$$

$$R_{total} = \frac{1}{h_1 \cdot A} + \frac{t}{k \cdot A} + \frac{1}{h_2 \cdot A}$$

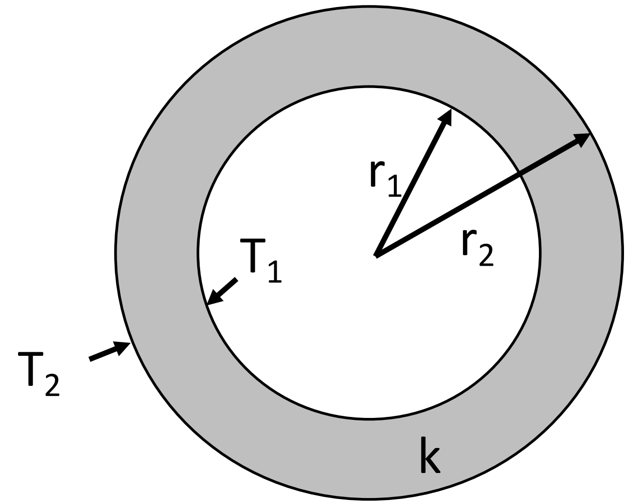
En un intercambiador de tubos concéntricos se tendrá:



$$R_{total} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{\ln \frac{D_0}{D_i}}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L} + \frac{1}{h_o \cdot A_o}$$

Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

Justificación: Pared cilíndrica



$$Q = -k \cdot A \cdot \frac{dT}{dr}$$

$$\frac{Q}{A} \cdot dr = -k \cdot dT$$

$$Q \cdot \frac{dr}{2 \cdot \pi \cdot r \cdot L} = -k \cdot dT \quad \Rightarrow \quad \int_{r_1}^{r_2} \frac{Q \cdot dr}{2 \cdot \pi \cdot r \cdot L} = -k \cdot \int_{T_1}^{T_2} dT$$

$$Q = 2 \cdot \pi \cdot k \cdot L \cdot \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad \Rightarrow \quad Q = \frac{T_1 - T_2}{\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L}} = \frac{T_1 - T_2}{R_{cil}}$$

INTERCAMBIADORES DE CALOR

En cualquier caso, el calor intercambiado depende de la superficie atravesada, la diferencia de temperatura y otras variables que podemos agrupar en lo que se conoce como **coeficiente global de transmisión de calor** (**U**), de forma que:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Comparando esta expresión con la obtenida anteriormente, se tiene:

$$U \cdot A = \frac{1}{R_{total}}$$

Normalmente la superficie interior de un intercambiador de calor no coincide con la exterior, con lo que el coeficiente *U* debe referirse a una de ellas.

$$Q = U_i \cdot A_i \cdot \Delta T = U_o \cdot A_o \cdot \Delta T$$

En ocasiones el espesor de la pared es suficientemente pequeño, o su conductividad térmica suficientemente grande, como para despreciar la resistencia térmica de ésta, lo cual implica que:

$$R_{wall} \approx 0 \qquad \frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}$$

El uso normal de un intercambiador de calor puede dar lugar a la formación de depósitos de suciedad, lo cual se traduce en un aumento de la resistencia térmica.

Factores de incrustación representativos (resistencia térmica debida a la incrustación para una unidad de área superficial)

Fluido	R_f, m$^2 \cdot$ °C/W
Agua destilada, agua de mar, agua de río, agua de alimentación para calderas:	
Por debajo de 50°C	0.0001
Arriba de 50°C	0.0002
Combustóleo	0.0009
Vapor de agua (libre de aceite)	0.0001
Refrigerantes (líquido)	0.0002
Refrigerantes (vapor)	0.0004
Vapores de alcohol	0.0001
Aire	0.0004

(*Fuente:* Tubular Exchange Manufacturers Association.)

$$R_{total} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{R_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln\left(\frac{D_0}{D_i}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L} + \frac{R_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o \cdot A_o}$$

A la hora de analizar el funcionamiento de un intercambiador de calor, asumiremos las siguientes hipótesis:

- Régimen estacionario
- Energías cinética y potencial despreciables
- Calor específico constante (al menos en un cierto rango de temperaturas)
- Conducción despreciable en la dirección axial de los tubos
- Superficie exterior adiabática

En tales condiciones, se cumple que:

$$Q = \dot{m}_c \cdot c_{pc} \cdot \left(T_{c,out} - T_{c,in}\right) = \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot \left(T_{h,in} - T_{h,out}\right)$$

Es decir: Lo que se enfría el fluido caliente, se calienta el fluido frío.

En lo que atañe a intercambiadores de calor, los problemas que un ingeniero debe resolver son de dos tipos:

- Diseñar el intercambiador de calor que consiga un determinado salto de temperaturas en una determinada corriente fluida.
- Predecir las temperaturas de unas determinadas corrientes fluidas a la salida de un determinado intercambiador de calor.

Cada uno de estos problemas tiene su solución:

- Método de la temperatura media logarítmica (LMTD)
- Método de la eficiencia (NTU)

1. Método de la LMTD (I)

En principio el problema parece sencillo, pues se trata de resolver la siguiente expresión vista anteriormente:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

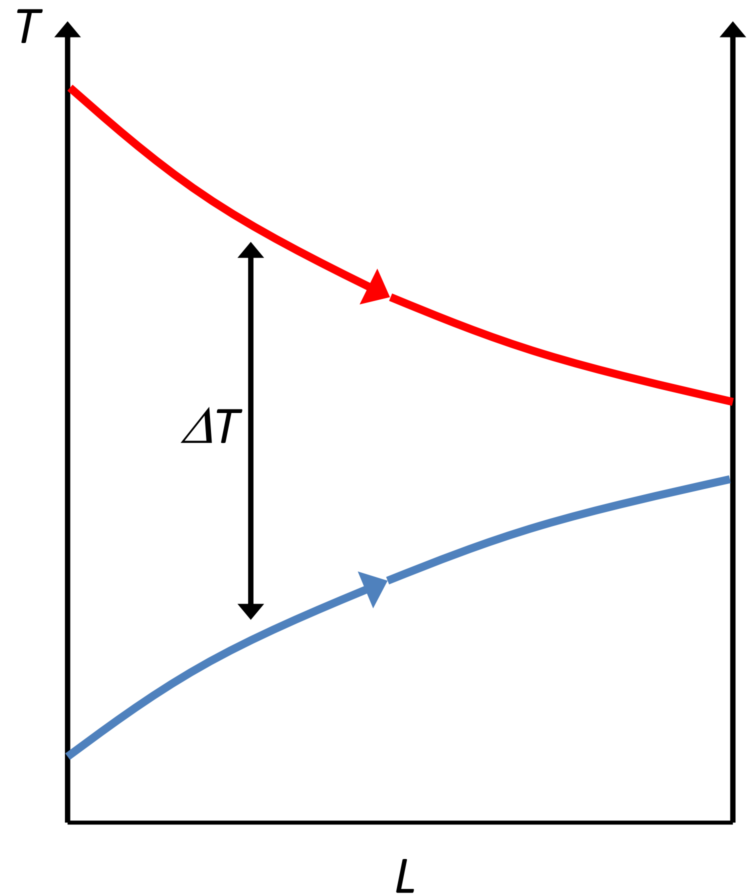
Con mayor o menor esfuerzo, el valor de *U* podrá calcularse de alguna manera.

En cuanto a la superficie de intercambio, podrá medirse o estimarse…

Lo que no está tan claro es la diferencia de temperaturas, ya que en general será diferente en cada sección del intercambiador.

1. Método de la LMTD (II)

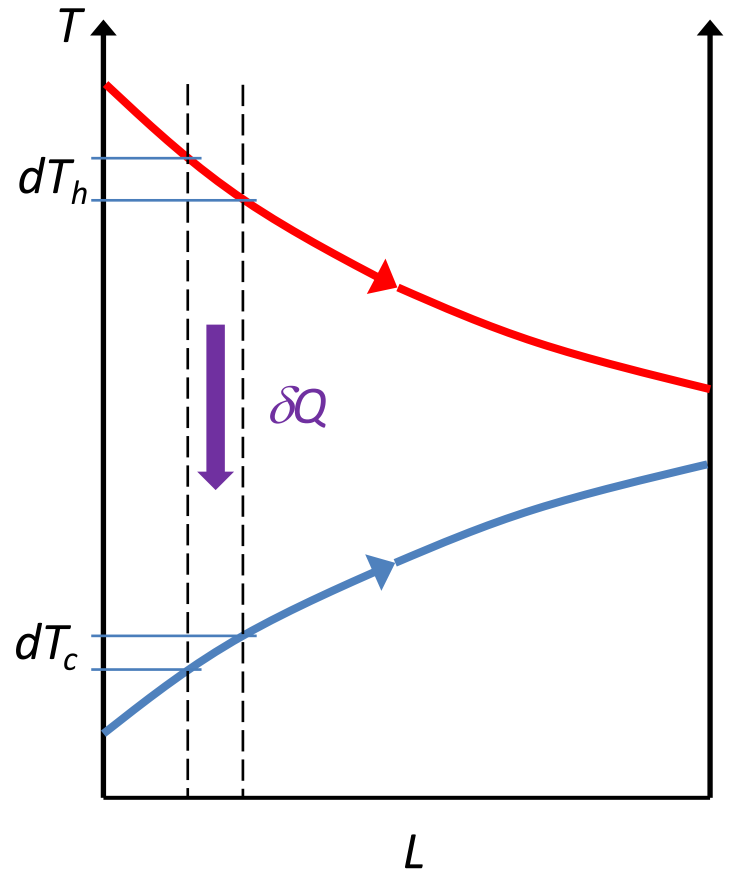
¿Qué valor tomamos como diferencia de temperaturas? ¿La media aritmética? ¿Y por qué no la media geométrica?



1. Método de la LMTD (III)

Consideremos un sencillo intercambiador de calor de tubos concéntricos con flujos en equicorriente. Un balance de energía en una sección diferencial de los tubos (rodaja) cumpliría lo siguiente:

$$\delta Q = -\dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot dT_h = \dot{m}_c \cdot c_{pc} \cdot dT_c$$



Despejando dT_h y dT_c tendremos:

$$dT_h = -\frac{\delta Q}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} \qquad dT_c = \frac{\delta Q}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}}$$

1. Método de la LMTD (IV)

La diferencia entre ambas es: $dT_h - dT_c = d\left(T_h - T_c\right) = -\delta Q \cdot \left(\frac{1}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} + \frac{1}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}} \right)$

Recordemos que la cantidad de calor intercambiada puede expresarse como:

$$\delta Q = U \cdot dA \cdot \left(T_h - T_c\right)$$

Entonces:
$$\frac{d\left(T_h - T_c\right)}{T_h - T_c} = -U \cdot dA \cdot \left(\frac{1}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} + \frac{1}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}} \right)$$

Integrando «de lado a lado» del intercambiador, obtenemos:

$$\ln \frac{T_{h,out} - T_{c,out}}{T_{h,in} - T_{c,in}} = -U \cdot A \cdot \left(\frac{1}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} + \frac{1}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}} \right)$$

1. Método de la LMTD (V)

Recordemos también que:

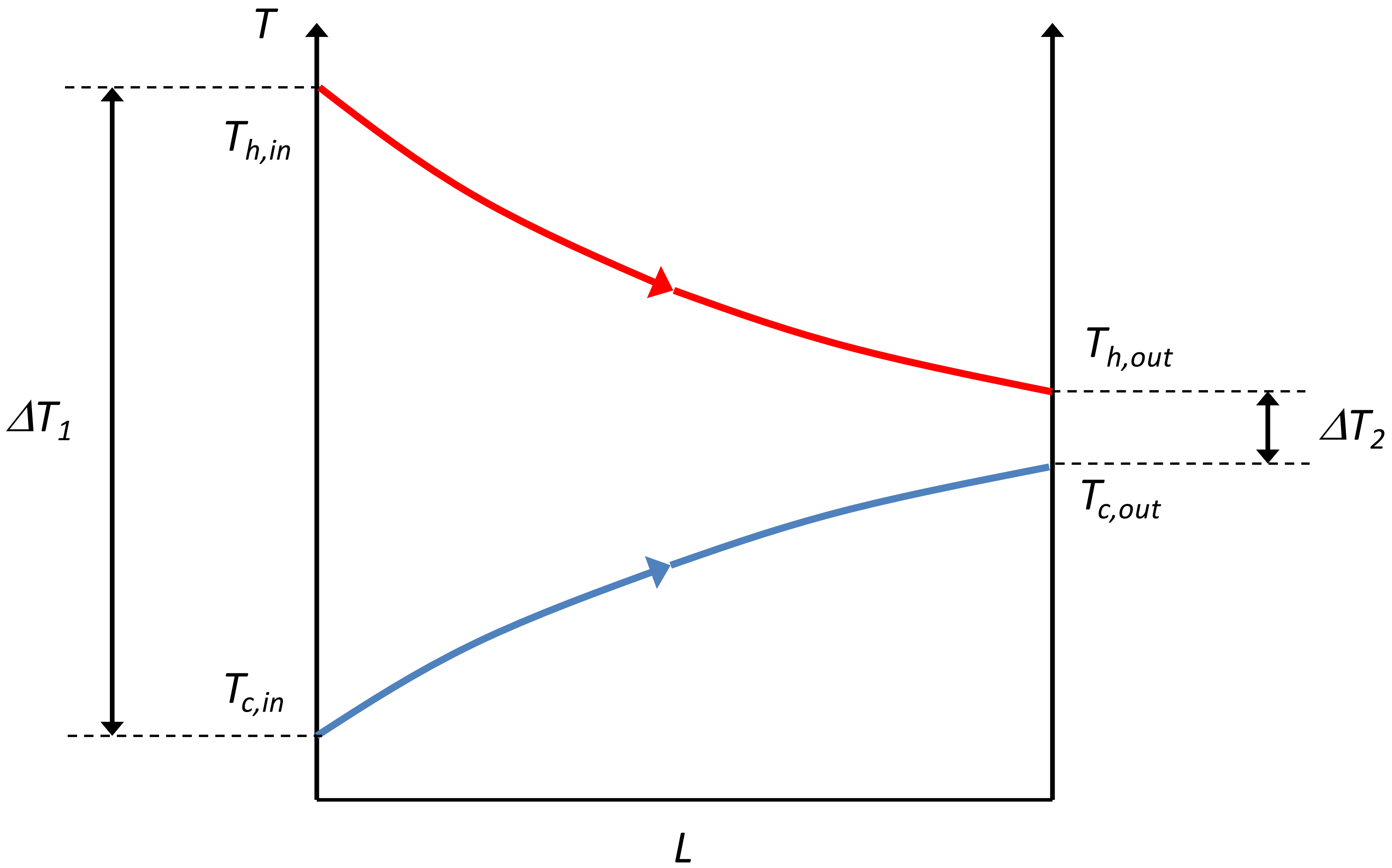
$$\dot{m}_c \cdot c_{pc} = \frac{Q}{T_{c,out} - T_{c,in}} \qquad \dot{m}_h \cdot c_{ph} = \frac{Q}{T_{h,in} - T_{h,out}}$$

Y por lo tanto:

$$\ln \frac{T_{h,out} - T_{c,out}}{T_{h,in} - T_{c,in}} = -U \cdot A \cdot \left(\frac{T_{c,out} - T_{c,in}}{Q} + \frac{T_{h,in} - T_{h,out}}{Q} \right)$$

$$-\ln \frac{T_{h,out} - T_{c,out}}{T_{h,in} - T_{c,in}} = \ln \frac{T_{h,in} - T_{c,in}}{T_{h,out} - T_{c,out}} = U \cdot A \cdot \frac{T_{h,in} - T_{c,in} - \left(T_{h,out} - T_{c,out}\right)}{Q}$$

1. Método de la LMTD (VI)



1. Método de la LMTD (VII)

De acuerdo a la figura anterior, $\Delta T_1 = T_{h,in} - T_{c,in}$ $\Delta T_2 = T_{h,out} - T_{c,out}$

Resultando: $Q = U \cdot A \cdot \dfrac{T_{h,in} - T_{c,in} - \left(T_{h,out} - T_{c,out}\right)}{\ln \dfrac{T_{h,in} - T_{c,in}}{T_{h,out} - T_{c,out}}} = U \cdot A \cdot \dfrac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \dfrac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$

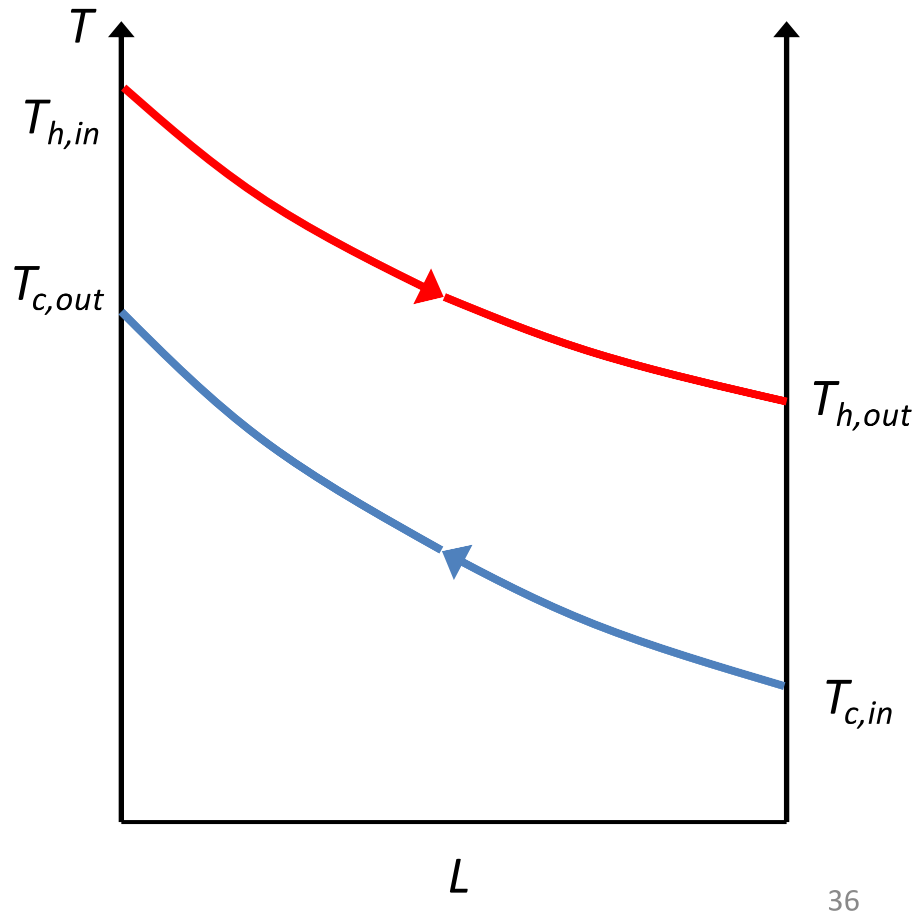
$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \qquad LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \dfrac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

1. Método de la LMTD (VIII)

En el caso de un intercambiador de tubos concéntricos con circulación en contracorriente, la diferencia es que:

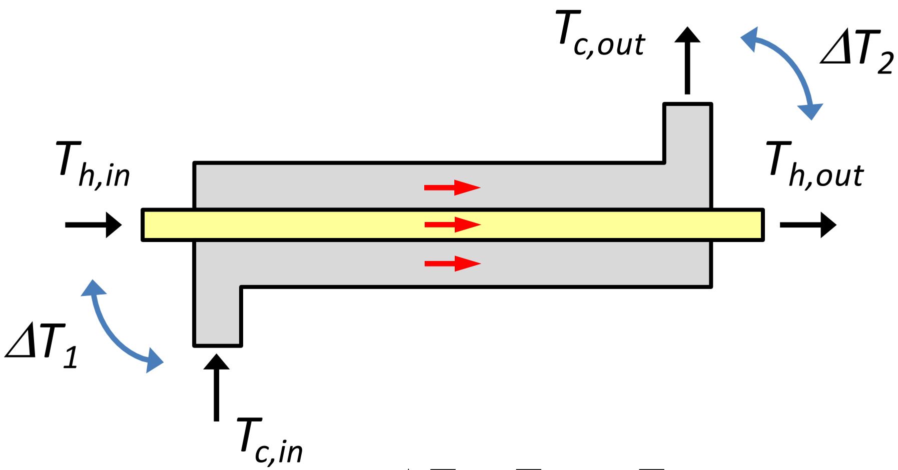
$$\Delta T_1 = T_{h,in} - T_{c,out}$$

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



1. Método de la LMTD (IX)

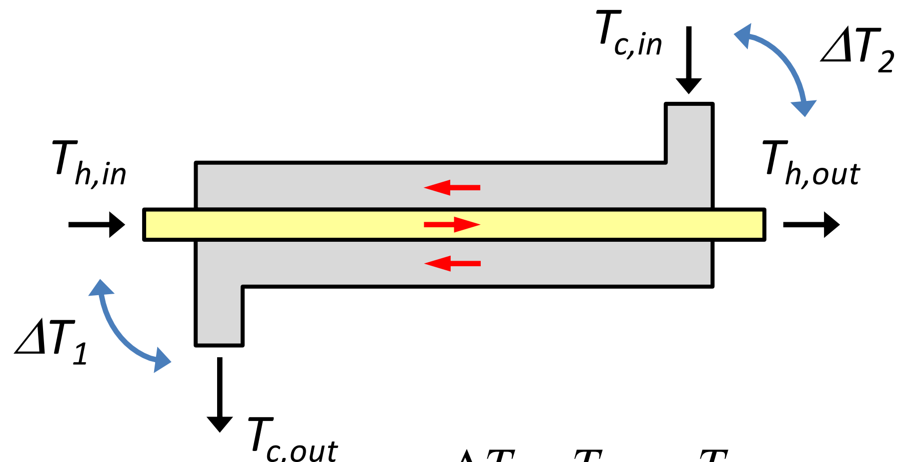
Para unos determinados valores de temperatura (entrada y salida), se comprueba que el valor de la LMTD es siempre mayor en circulación contracorriente que en equicorriente, con lo que el intercambiador necesario resulta más pequeño (en igualdad de condiciones)



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

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

Equicorriente



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

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

Contracorriente

1. Método de la LMTD (X)

Siguiendo el mismo procedimiento podríamos obtener el valor de la LMTD para cualquier tipo de intercambiador de calor y cualquier configuración. Sin embargo, esto requiere un trabajo tedioso.

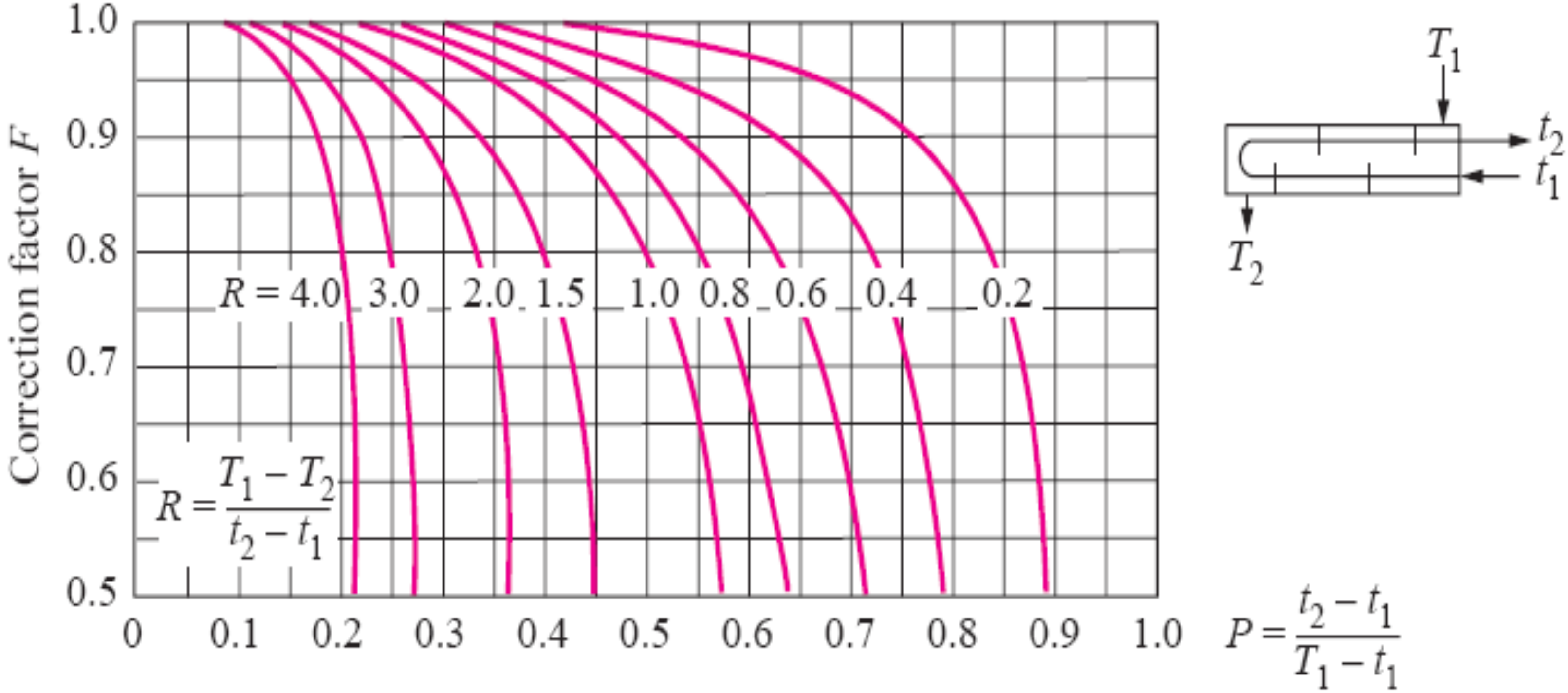
Para evitar desarrollos complicados se define el **factor de corrección** de la LMTD según la siguiente expresión:

$$F = \frac{LMTD}{LMTD_{CF}}$$

CF = Counter-flow

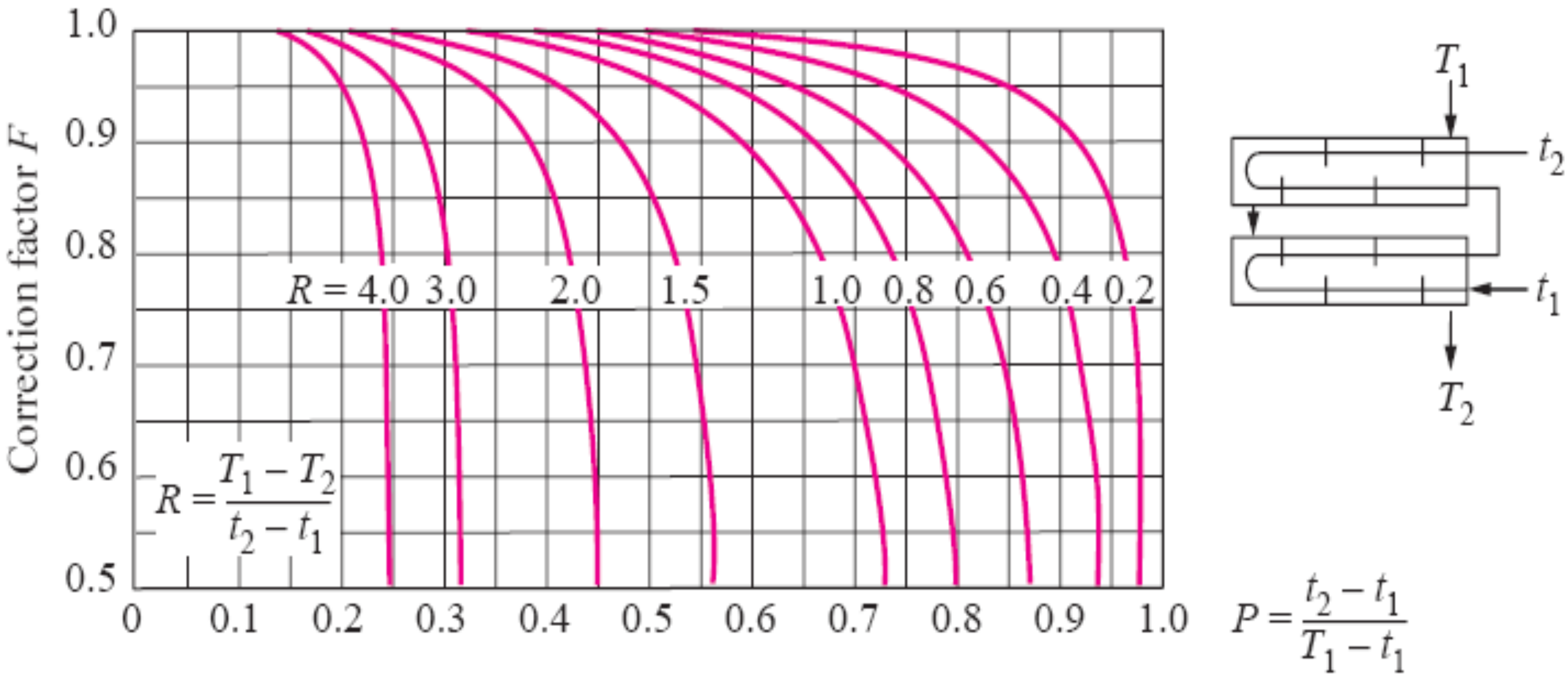
La utilidad práctica de este método se justifica en los siguientes gráficos.

INTERCAMBIADORES DE CALOR



(*a*) One-shell pass and 2, 4, 6, etc. (any multiple of 2), tube passes

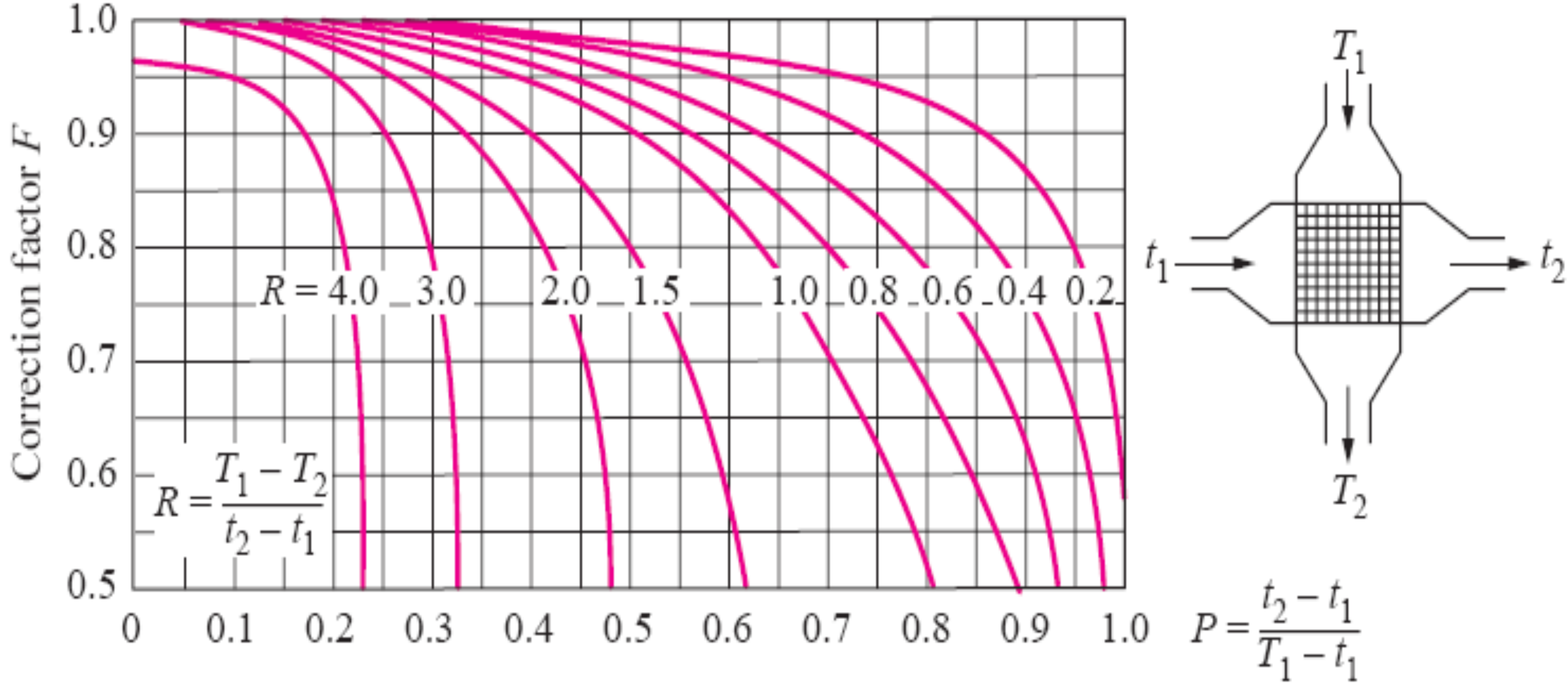
Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007



(b) Two-shell passes and 4, 8, 12, etc. (any multiple of 4), tube passes

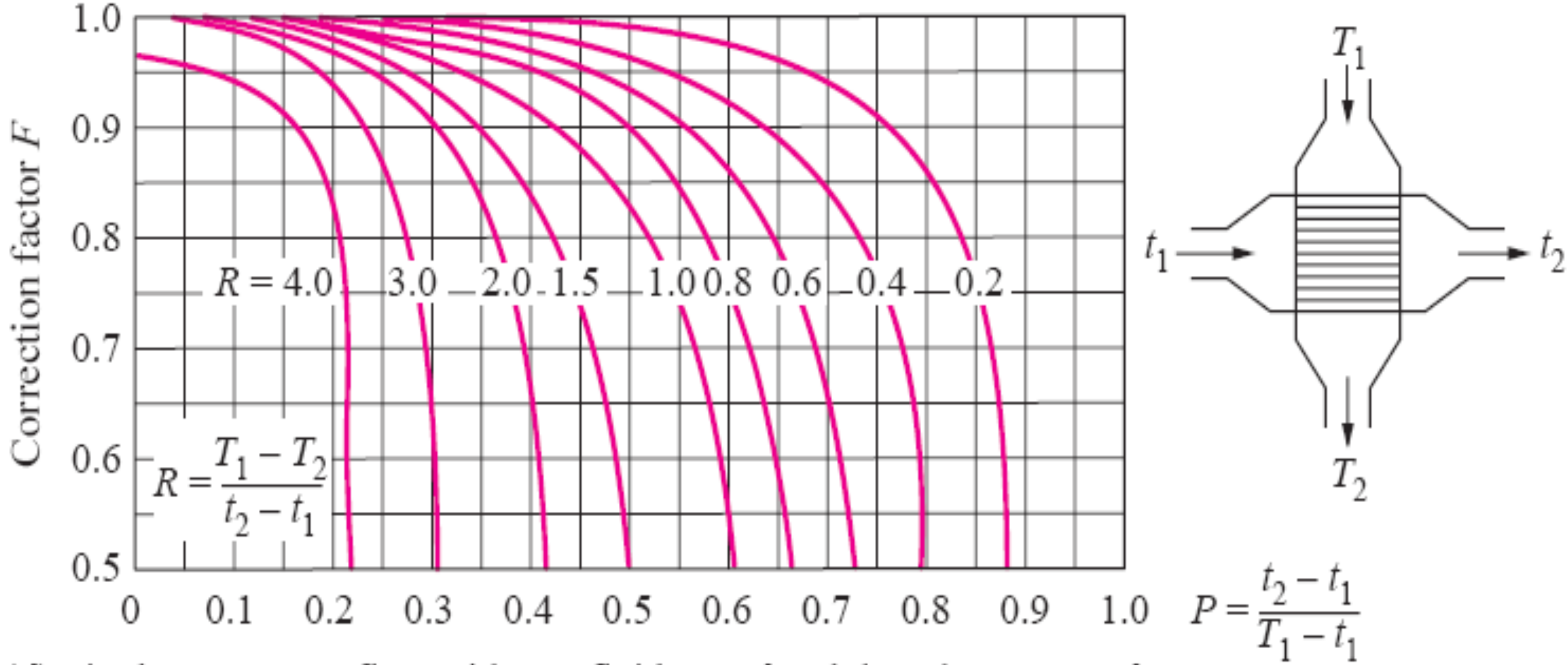
Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

INTERCAMBIADORES DE CALOR



(c) Single-pass cross-flow with both fluids *unmixed*

Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007



(*d*) Single-pass cross-flow with one fluid *mixed* and the other *unmixed*

Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

1. Método de la LMTD (XI)

Los parámetros *P* y *R* son dos ratios de temperatura definidos como:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \qquad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

donde los subíndices *1* y *2* representan respectivamente la entrada y la salida del intercambiador.

De esta forma, el valor de la LMTD para cualquier tipo de intercambiador se puede determinar calculando antes la LMTD de un intercambiador de tubos concéntricos con circulación en contracorriente que trabajase con las mismas temperaturas y aplicando posteriormente el correspondiente factor de corrección.

$$LMTD = F \cdot LMTD_{CF}$$

2. Método de las NTU (I)

Se define la **eficiencia** de un intercambiador como la relación entre la energía realmente transmitida y la máxima que podría transmitirse en las condiciones de trabajo de dicho intercambiador.

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

La primera tarea es determinar la máxima cantidad de calor que podría intercambiarse.

$$Q = \dot{m}_c \cdot c_{pc} \cdot \left(T_{c,out} - T_{c,in}\right) = \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot \left(T_{h,in} - T_{h,out}\right)$$

2. Método de las NTU (II)

Se define la **capacidad calorífica** de una corriente de fluido como el producto de su caudal másico y su calor específico.

$$C_h = \dot{m}_h \cdot c_{ph} \qquad C_c = \dot{m}_c \cdot c_{pc}$$

De manera que: $$Q = C_c \cdot \left(T_{c,out} - T_{c,in}\right) = C_h \cdot \left(T_{h,in} - T_{h,out}\right)$$

De acuerdo a esta última expresión, la corriente de fluido con un valor menor de capacidad calorífica sufrirá un mayor salto de temperatura.

2. Método de las NTU (III)

Es decir, el máximo intercambio posible depende de:

- La máxima diferencia de temperaturas
- La capacidad calorífica de ambas corrientes

Obviamente, la mayor diferencia de temperaturas posible es la diferencia entre las temperaturas extremas (2º principio de la Termodinámica):

- La más caliente es la del fluido caliente a la entrada
- La más fría es la del fluido frío a la entrada

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

Es decir, el intercambio será máximo cuando el fluido frío se caliente hasta la temperatura de entrada del fluido caliente, o cuando el fluido caliente se enfríe hasta la temperatura de entrada del fluido frío.

2. Método de las NTU (IV)

Como se ha visto, la corriente con un menor valor de capacidad calorífica experimentará un mayor cambio de temperatura, con lo cual será la primera en alcanzar (si se alcanza) la situación en la cual termina el intercambio de calor (2º principio de la Termodinámica)

Equivalente al concepto de reactivo limitante

Por lo tanto, la máxima transmisión de calor se calcula según:

$$Q_{\max} = C_{\min} \cdot \left(T_{h,in} - T_{c,in}\right)$$

Entonces:

$$Q = \varepsilon \cdot Q_{\max} = \varepsilon \cdot C_{\min} \cdot \left(T_{h,in} - T_{c,in}\right)$$

2. Método de las NTU (V)

Por lo tanto, el problema realmente reside en averiguar el valor de la eficiencia ε del intercambiador en cuestión, la cual depende de la **geometría** de éste y de la **disposición de los flujos**.

Es decir, cada tipo de intercambiador tendrá un valor diferente de ε en cada situación, dependiendo de los fluidos con los que trabaje, los caudales másicos, la circulación, etc.

Como ejemplo, consideremos un intercambiador de tubos concéntricos con circulación en equicorriente. Según lo visto en la página 33,

$$\ln\frac{T_{h,out}-T_{c,out}}{T_{h,in}-T_{c,in}} = -U\cdot A\cdot\left(\frac{1}{\dot{m}_h\cdot c_{ph}}+\frac{1}{\dot{m}_c\cdot c_{pc}}\right)$$

2. Método de las NTU (VI)

La ecuación anterior puede escribirse como:

$$\ln\frac{T_{h,out}-T_{c,out}}{T_{h,in}-T_{c,in}}=-U\cdot A\cdot\left(\frac{1}{C_h}+\frac{1}{C_c}\right)=\frac{-U\cdot A}{C_c}\cdot\left(1+\frac{C_c}{C_h}\right)\qquad[1]$$

Por otra parte, no olvidar que:

$$Q=C_c\cdot\left(T_{c,out}-T_{c,in}\right)=C_h\cdot\left(T_{h,in}-T_{h,out}\right)$$

Si despejamos $T_{h,out}$ obtenemos:

$$T_{h,out}=T_{h,in}-\frac{C_c}{C_h}\cdot\left(T_{c,out}-T_{c,in}\right)\qquad[2]$$

2. Método de las NTU (VII)

Sustituyendo [2] en [1] después de sumar y restar $T_{c,in}$ se obtiene:

$$\ln \frac{T_{h,in} - T_{c,in} + T_{c,in} - T_{c,out} - \dfrac{C_c}{C_h} \cdot \left(T_{c,out} - T_{c,in}\right)}{T_{h,in} - T_{c,in}} = \frac{-U \cdot A}{C_c} \cdot \left(1 + \frac{C_c}{C_h}\right)$$

Esta ecuación puede simplificarse, de manera que:

$$\ln\left[1 - \left(1 + \frac{C_c}{C_h}\right) \cdot \frac{T_{c,out} - T_{c,in}}{T_{h,in} - T_{c,in}}\right] = \frac{-U \cdot A}{C_c} \cdot \left(1 + \frac{C_c}{C_h}\right) \qquad [3]$$

2. Método de las NTU (VIII)

De la propia definición de eficiencia se tiene:

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{C_c \cdot \left(T_{c,out} - T_{c,in}\right)}{C_{\min} \cdot \left(T_{h,in} - T_{c,in}\right)}$$

De la cual puede despejarse

$$\frac{T_{c,out} - T_{c,in}}{T_{h,in} - T_{c,in}} = \varepsilon \cdot \frac{C_{\min}}{C_c}$$

Sustituyendo este cociente en [3] y despejando el valor de ε resulta:

2. Método de las NTU (IX)

$$\varepsilon_{parallel\ flow} = \frac{1-\exp\left[-\frac{U\ A}{C_c}\cdot\left(1+\frac{C_c}{C_h}\right)\right]}{\left(1+\frac{C_c}{C_h}\right)\cdot\frac{C_{\min}}{C_c}}$$

Tomando C_h o C_c como $C_{mín}$ (no importa cuál de las dos) se tiene:

$$\varepsilon_{parallel\ flow} = \frac{1-\exp\left[-\frac{U\ A}{C_{\min}}\cdot\left(1+\frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1+\frac{C_{\min}}{C_{\max}}}$$

2. Método de las NTU (X)

$U\,A\,/\,C_{mín}$ es un adimensional llamado *número de unidades de transferencia:*

$$NTU = \frac{U \cdot A}{C_{\min}}$$

El valor de *NTU* es proporcional al área del intercambiador, por lo que para unos ciertos valores de *U* y $C_{mín}$ es proporcional al tamaño del intercambiador.

$C_{mín}\,/\,C_{máx}$ es el ratio de capacidades caloríficas, también adimensional, y se expresa como:

$$c = \frac{C_{\min}}{C_{\max}}$$

¿Qué ocurre en un condensador o en un evaporador?

2. Método de las NTU (XI)

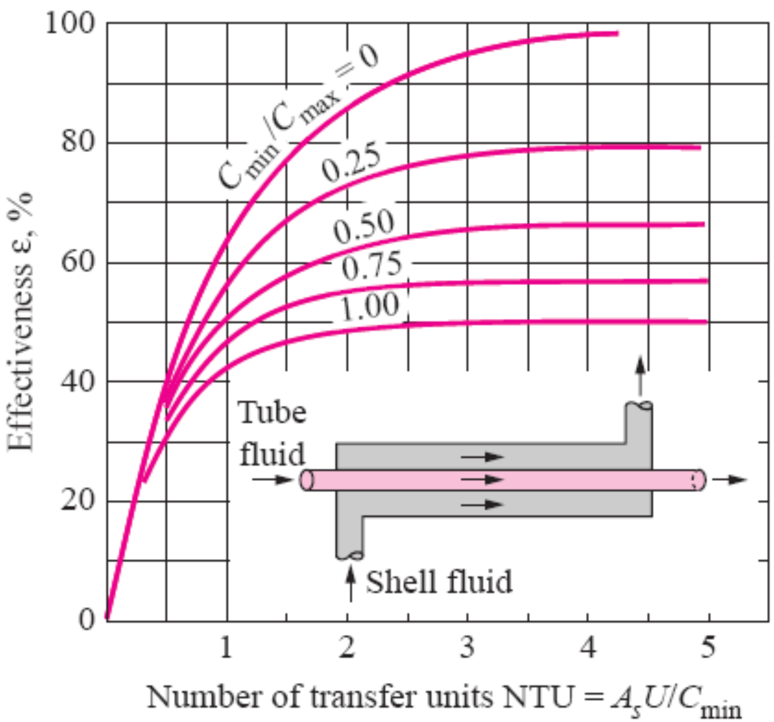
Lo visto en este desarrollo es válido sólo para un intercambiador de tubos concéntricos con flujos en equicorriente. Afortunadamente, no tendremos que realizar un desarrollo similar para cada tipo de intercambiador y cada caso concreto de circulación, ya que alguien ha hecho ya todo ese trabajo…

INTERCAMBIADORES DE CALOR

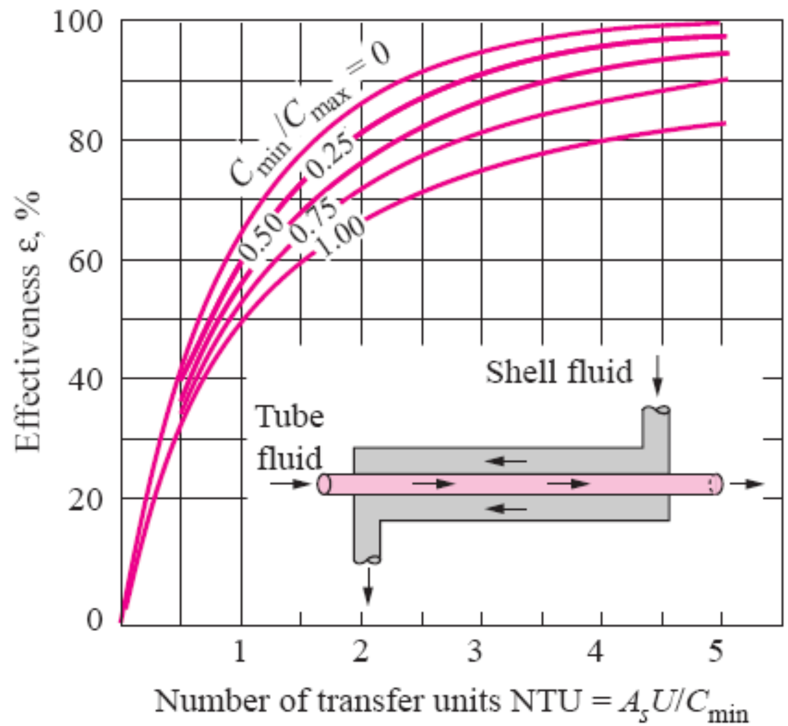
Heat exchanger type	Effectiveness relation
1 *Double pipe:*	
Parallel-flow	$\varepsilon = \dfrac{1 - \exp[-\mathrm{NTU}(1 + c)]}{1 + c}$
Counter-flow	$\varepsilon = \dfrac{1 - \exp[-\mathrm{NTU}(1 - c)]}{1 - c\exp[-\mathrm{NTU}(1 - c)]}$
2 *Shell and tube:*	
One-shell pass 2, 4, . . . tube passes	$\varepsilon = 2\left\{1 + c + \sqrt{1 + c^2}\,\dfrac{1 + \exp[-\mathrm{NTU}\sqrt{1 + c^2}]}{1 - \exp[-\mathrm{NTU}\sqrt{1 + c^2}]}\right\}^{-1}$
3 *Cross-flow (single-pass)*	
Both fluids unmixed	$\varepsilon = 1 - \exp\left\{\dfrac{\mathrm{NTU}^{0.22}}{c}\left[\exp(-c\ \mathrm{NTU}^{0.78}) - 1\right]\right\}$
C_{max} mixed, C_{min} unmixed	$\varepsilon = \dfrac{1}{c}(1 - \exp\{1 - c[1 - \exp(-\mathrm{NTU})]\})$
C_{min} mixed, C_{max} unmixed	$\varepsilon = 1 - \exp\left\{-\dfrac{1}{c}[1 - \exp(-c\,\mathrm{NTU})]\right\}$
4 *All heat exchangers with $c = 0$*	$\varepsilon = 1 - \exp(-\mathrm{NTU})$

Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

INTERCAMBIADORES DE CALOR

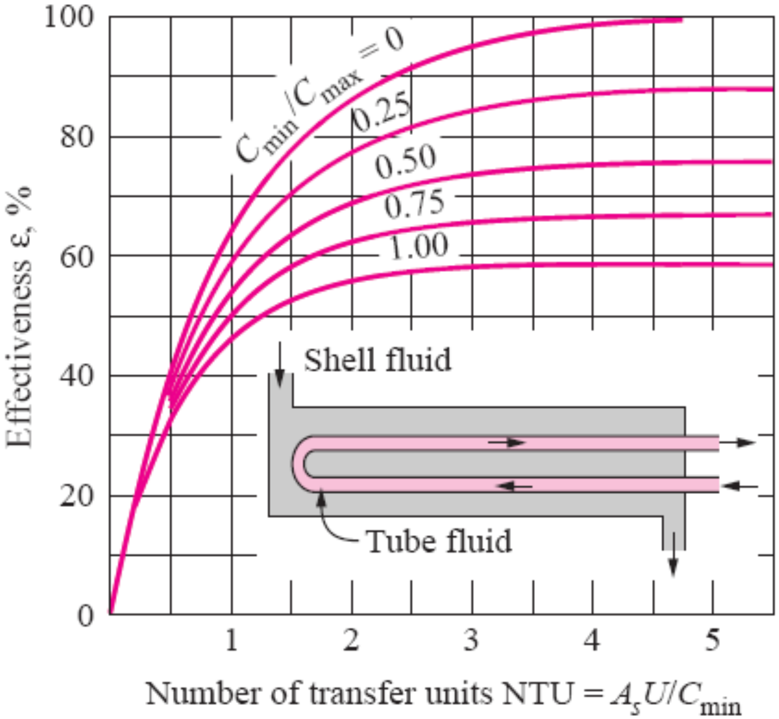


(a) Parallel-flow

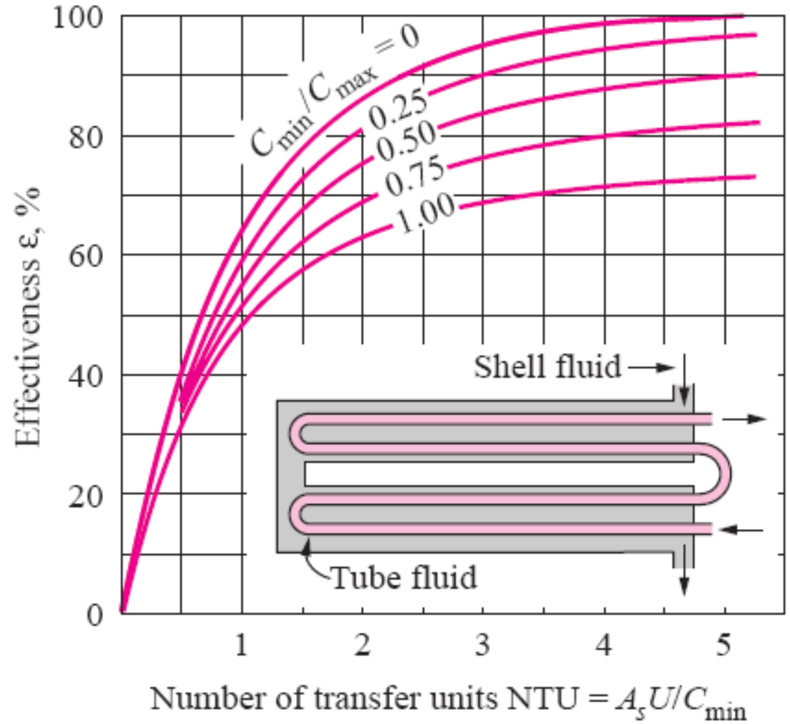


(b) Counter-flow

Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007



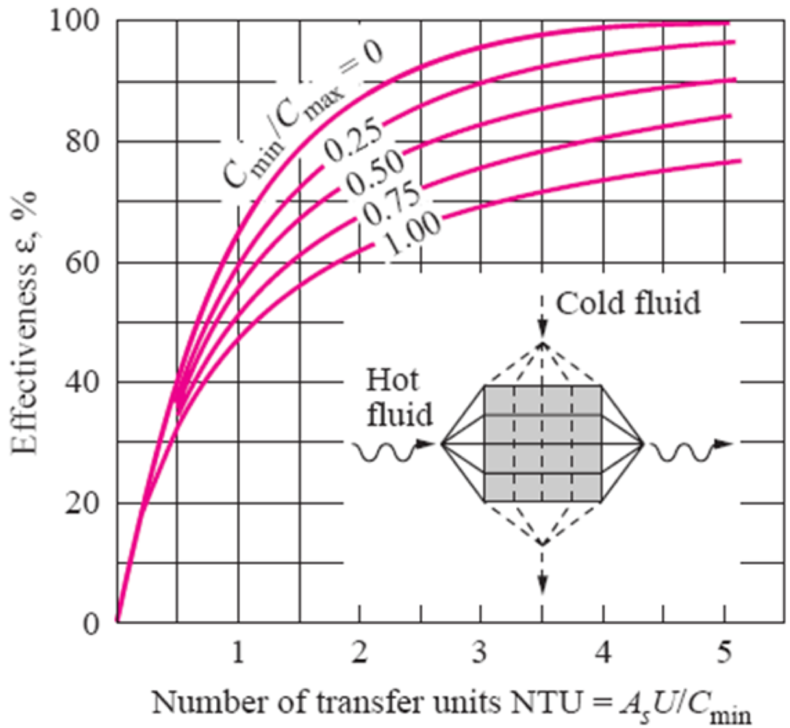
(*c*) One-shell pass and 2, 4, 6, … tube passes



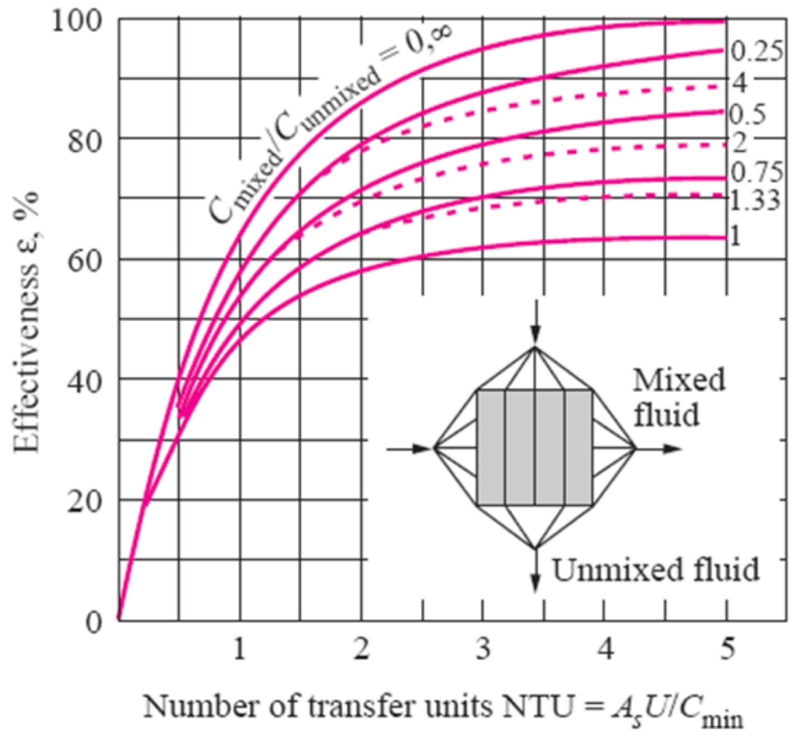
(*d*) Two-shell passes and 4, 8, 12, … tube passes

Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007

INTERCAMBIADORES DE CALOR



(*e*) Cross-flow with both fluids unmixed



(*f*) Cross-flow with one fluid mixed and the other unmixed

Fuente: *Transferencia de Calor y Masa*. Y. Çengel. McGrawHill, 2007