ANEXO 3.- COEFICIENTES DE TRANSMISIÓN DE CALOR POR CONVECCIÓN, PARA EL CASO PARTICULAR DEL AGUA

Convección forzada en el interior de tubos en régimen turbulento.- El coeficiente de convección forzada por el interior de tubos en condiciones turbulentas se obtiene, en general, a partir de la ecuación:

$$Nu = 0{,}023\, Re^{0,8}\, Pr^{a}\, \eta_c$$

en la que η_c es un factor de corrección de la viscosidad, que para el caso del agua se considera la unidad.

El valor del exponente a es igual a $\begin{cases} 0{,}4 \text{ para los calentamientos} \\ 0{,}3 \text{ para los enfriamientos} \end{cases}$

Esta ecuación se puede transformar en otra, para el caso particular del agua, en la que las características del flujo, y las propiedades físicas del agua, se ponen por separado, en la forma:

$$h_C = 0{,}023 \left(\frac{u^{0,8}}{d^{0,2}}\right) f_1(T)\ ,\ \text{siendo: } f_1(T) = \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^{0,8} Pr^{0,33}\, k$$

con ρ densidad en kg/m^3, η viscosidad dinámica en $N.seg/m^2$, y k conductividad térmica en $W/m°C$

Tabla C.1.- Parámetros para la evaluación de los coeficientes de transmisión de calor para el agua en convección forzada

Temperatura	$f_1(T)$	$f_2(T)$	$f_3(T)$	$f_4(T)$	$f_5(T)$	$f_6(T)$	$f_7(T)$
5	*57100*	*105*	*3910*	*400*	----------	----------	----------
25	*82900*	*119*	*5110*	*479*	----------	----------	----------
30	*80900*	*110*	*4880*	*449*	----------	----------	----------
40	*94600*	*112*	*5380*	*470*	----------	----------	----------
100	*138400*	*117*	*8620*	*528*	*14000*	*942*	*370000*
150	*165700*	*117*	*7560*	*548*	*18300*	*1064*	*574000*
200	*180000*	*114*	*7850*	*546*	*20800*	*1095*	*735000*
250	----------	----------	----------	----------	*21200*	*1036*	*821000*
300	*179800*	*100*	*7420*	*493*	*20100*	*910*	*852000*

Convección forzada en el interior de tubos en régimen laminar.- Para la convección en tubos en régimen laminar, se tiene:

$$Nu = 1{,}62\,(Re\, Pr\, \frac{d}{L})^{1/3} \quad \Rightarrow \quad h_C = 1{,}62 \left(\frac{u}{L\, d}\right)^{1/3} f_2(T), \quad \text{siendo: } f_2(T) = \left(\frac{\rho}{\eta}\right)^{1/3} Pr^{1/3} \quad k_F = \left(\frac{Pr}{\nu}\right)^{1/3} k_F$$

Convección forzada en el exterior de tubos en régimen turbulento.- La convección forzada fuera de los tubos en régimen turbulento, se puede representar por la ecuación:

$$Nu = 0{,}33\ Re^{0,6}\ Pr^{0,33}\ \eta_c\ \alpha\ \psi$$

en la que: η_c *es un factor de corrección de la viscosidad*; α *depende de la disposición de los tubos, y vale* 0,85 *para tubos en línea*, 1 *para tubos al tresbolillo*; ψ *es un factor de corrección que se toma de la Tabla XIII.6.*

El valor de h_C se obtiene también en la forma:

$$h_C = 0{,}33\ (\frac{u^{0,6}}{d^{0,4}})\ f_3(T)\ \alpha\ \psi\ ,\ \ siendo:\ f_3(T) = (\frac{\rho}{\eta})^{0,6}\ Pr^{0,33}\ k$$

Si el número de Reynolds es Re < 2000, el coeficiente de convección forzada fuera de los tubos toma la forma:

$$Nu = 0{,}86\ Re^{0,43}\ Pr^{0,3}$$

y para el agua en particular:

$$h_C = 0{,}86\ (\frac{u^{0,43}}{d^{0,57}})\ f_4(T)\ ,\ \ \ siendo:\ f_4(T) = (\frac{\rho}{\eta})^{0,43}\ Pr^{0,30}\ k$$

Condensación en régimen laminar.- El coeficiente de condensación en flujo laminar en el exterior de tuberías depende de la posición del tubo, y viene dado por la ecuación:

$$h_C = 1{,}5\ \ Re^{-1/3}\ \sqrt[3]{\frac{g\ \rho_l^2\ k_l^3}{\eta_l^2}}$$

en la que las propiedades del fluido en estado líquido se toman a la temperatura: $T = \frac{T_{pF} + T_{cond}}{2}$

El valor de h_C se puede poner, para el caso del *agua*, en la forma:

$$h_C = 1{,}5\ (\frac{g}{Re})^{1/3} f_5(T) = 1{,}5\ g^{1/3} \alpha_1\ f_6(T)\ ,\ \ en\ la\ que:\ \begin{cases} f_5(T) = \sqrt[3]{\rho_l^2\ k_l^3\ /\ \eta_l^2} \\ f_6(T) = \sqrt[3]{\rho_l^2\ k_l^3\ /\ \eta_l} \end{cases}$$

$$Valores\ de\ \alpha_1\ para\ tubos \begin{cases} horizontales:\ \alpha_1 = \sqrt[3]{L/4\,G}\ \ ;\ \ Re = 4\,G/\eta_l L \\ verticales:\ \alpha_1 = \sqrt[3]{\pi\ d/4\,G}\ \ ;\ \ Re = 4\,G/\eta_l\ \pi\ d \end{cases}$$

siendo L la longitud del tubo en metros, y *G* el gasto en kg/seg.

Condensación en régimen turbulento en placa vertical.- El coeficiente de condensación en placa vertical en flujo turbulento viene dado por la expresión de Kirkbride, para valores de Re > 1800:

$$h_C = 0,0077\ Re^{0,4}\ \sqrt[3]{\frac{g\ \rho_l^2\ k_l^3}{\eta_l^2}}$$

en la que las propiedades del fluido se toman a la temperatura: $T = \frac{T_{pF} + T_{cond}}{2}$

Condensación en régimen turbulento en el exterior de tubos.- Para el caso del agua se tiene:

$$h_C = 0,0077\, g^{1/3}\ Re^{0,4}\ f_5(T) = 0,0077\, g^{1/3} \alpha_2\ f_7(T)\ (W/m^2\,^oC)\ ,\ \text{en la que:}\ \begin{cases} f_5(T) = \sqrt[3]{\rho_l^2\ k_l^3\ /\eta_l^2} \\ f_7(T) = \eta^{-0,4} f_5(T) \end{cases}$$

$$\text{Valores de } \alpha_2 \text{ para tubos } \begin{cases} \text{horizontales: } \alpha_2 = (4G/L)^{0,4} \quad ; \quad Re = 4\,G/\eta_l L \\ \text{verticales: } \alpha_2 = (4G/\pi\, d)^{0,4} \quad ; \quad Re = 4\,G/\eta_l\ \pi\ d \end{cases}$$

Las propiedades del vapor de agua que condensa se toman a la temperatura media entre la temperatura del vapor de agua y la temperatura media del fluido refrigerante, que es muy próxima a la de la pared del tubo.

Vaporización.- Las correlaciones de los coeficientes de transmisión de calor en la vaporización son demasiado numerosas y complejas para ser tratadas en la misma forma que las anteriormente citadas. Un gran número de variables, que a su vez incluyen un gran número de regímenes de vaporización, así como la naturaleza de la superficie del tubo, hacen que no sea posible una simplificación, como en los casos anteriores.

Pico de calor.- Una correlación simple viene dada por:

$$q_m = 12,2\ \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0,6}\ h_{C\,(líq\text{-}vapor)}\ \rho_v$$

Otra formulación que se puede utilizar es:

- Pico de calor y coeficiente de convección en la vaporización fuera de los tubos:

$$\text{Disposición horizontal: } \begin{cases} q < 15\ \frac{kW}{m^2} \quad \Rightarrow \quad h_C = 1043\ \sqrt[3]{\Delta T}\, p^{0,4} \\ 15 < q < 236\ \frac{kW}{m^2} \quad \Rightarrow \quad h_C = 5,56\,(\Delta T)^3\, p^{0,4} \end{cases}$$

$$\text{Disposición vertical: } \begin{cases} q < 3\ \frac{kW}{m^2} \quad \Rightarrow \quad h_C = 537\ \sqrt[7]{\Delta T}\, p^{0,4} \\ 3 < q < 63\ \frac{kW}{m^2} \quad \Rightarrow \quad h_C = 7,95\,(\Delta T)^3\, p^{0,4} \end{cases}$$

b) Coeficiente de convección en la vaporización en el interior de los tubos:

$$h_C = 2,55\ (\Delta T)^3\ exp\frac{p}{15,5}$$

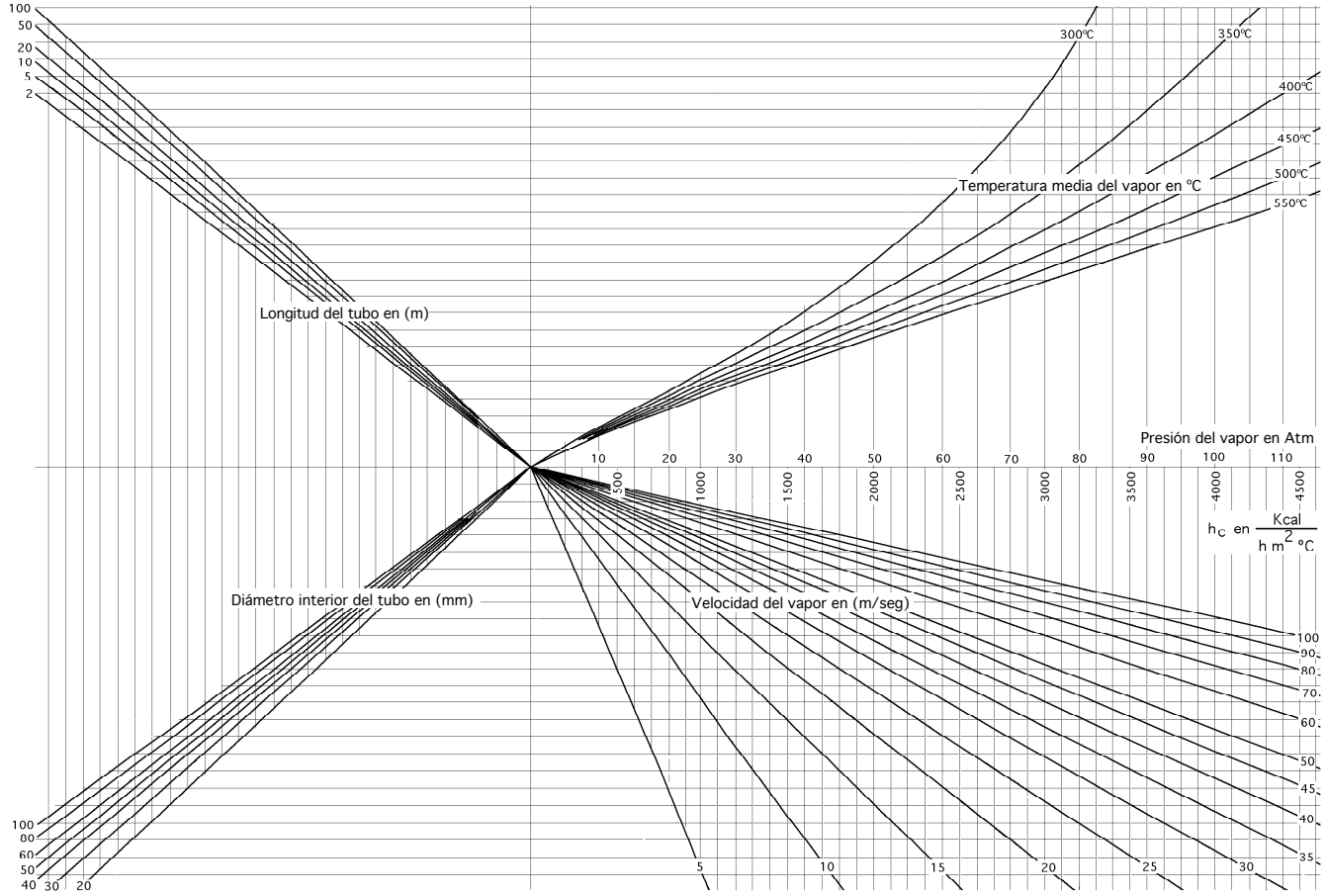

Fig C1.- Ábaco para el cálculo del coeficiente de transmisión de calor por convección, para el vapor de agua recalentado que circula por el interior de un tubo (Muenzinger)

En estas ecuaciones, h_C se obtiene en W/m²°C, p (presión absoluta) en atm, y T en °C.

Las funciones $f_1(T)$ *a* $f_7(T)$ expresan la dependencia de los coeficientes de condensación y convección forzada, con las propiedades físicas del agua líquida y del vapor de agua.

- Los valores $f_1(T)$ *a* $f_4(T)$ *para convección forzada, usando agua de refrigeración o agua caliente a alta presión, se toman a la temperatura media de película*

- Los valores $f_5(T)$ *a* $f_7(T)$*, para condensación del vapor se toman a la temperatura media entre la de la pared* T_{pF} *y la del vapor* T_s*.*

Las expresiones algebraicas de estas funciones, con la temperatura T en °C, son:

$$f_1(T) = (5{,}37.10^4) + 1067{,}8\ T - 2{,}162\ T^2$$

$$f_5(T) = -\ 60 + 177{,}63\ T - 0{,}3686\ T^2$$

$$f_6(T) = 460{,}2 + 6{,}51\ T - (1{,}67.10^{-2})\ T^2$$

$$f_7(T) = -\ (2{,}35.10^5) + 7233{,}4\ T - 12{,}03\ T^2$$

que permiten prescindir de las Tablas.