

**INSTITUTO DE INGENIERÍA QUÍMICA
DEPARTAMENTO DE OPERACIONES UNITARIAS EN
INGENIERÍA QUÍMICA E INGENIERÍA DE ALIMENTOS**

**TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA
NIVEL 1 y 2**

**RESUMEN DE FÓRMULAS, GRÁFICOS Y
TABLAS UTILIZADAS DURANTE EL CURSO**

TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA –NIVEL 1

1) TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN NATURAL

Coefficiente de transferencia de calor:

$$h = c(Gr \cdot Pr)^d \frac{k}{L}$$

$$Ra = Gr \cdot Pr = aL^3 \Delta T$$

$$a = \frac{g\beta\rho^2 C_p}{\mu k}$$

CONFIGURACION	Ra	c	d
Superficie vertical (plana o cilíndrica) L: dimensión vertical < 3 ft. (ver nota)	< 10^4	1.36	0.20
	$10^4 - 10^9$	0.59	0.25
	$10^9 - 10^{13}$	0.13	1/3
Cilindro horizontal L: diámetro externo < 8 in. (ver nota)	$10^{-10} - 10^{-2}$	0.675	0.058
	$10^{-2} - 10^2$	1.02	0.148
	$10^2 - 10^4$	0.85	0.188
	$10^4 - 10^7$	0.48	0.25
	$10^7 - 10^{12}$	0.125	1/3
Superficie plana horizontal perdiendo calor hacia arriba	$10^4 - 10^7$	0.54	0.25
Superficie plana horizontal perdiendo calor hacia abajo	$10^7 - 10^{10}$	0.15	1/3
	$10^5 - 10^{10}$	0.27	0.25

Otras ecuaciones:

Superficie vertical (plana o cilíndrica)

L: dimensión vertical < 3 ft. (ver nota)

$$h = \left(0.825 + \frac{0.387 \cdot Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.492}{Pr} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right)^2 \cdot \frac{k}{L}$$

Válida para todo rango de Ra

Cilindro horizontal

L: diámetro externo < 8 in. (ver nota)

$$h = \left(0.60 + \frac{0.387 \cdot Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.559}{Pr} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right)^2 \cdot \frac{k}{L}$$

Válida para $Ra \leq 10^{12}$

NOTA: Si los valores de altura o diámetro son superiores a los límites indicados, se toma L igual al valor límite para el empleo en las ecuaciones.

2) TRANSFERENCIA DE CALOR POR RADIACIÓN

Transferencia de calor por radiación en recintos cerrados de dos superficies (grises y difusas)

$$Q_{1-2} = \frac{\sigma(T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1-\epsilon_1}{A_1\epsilon_1} + \frac{1}{A_1F_{12}} + \frac{1-\epsilon_2}{A_2\epsilon_2}}$$

Q_{1-2} : Flujo neto de calor entre la superficie 1 y la superficie 2.

T_1, T_2 : Temperaturas de las superficies 1 y 2, respectivamente (K o °R).

ϵ_1, ϵ_2 : Emisividades de las superficies 1 y 2, respectivamente.

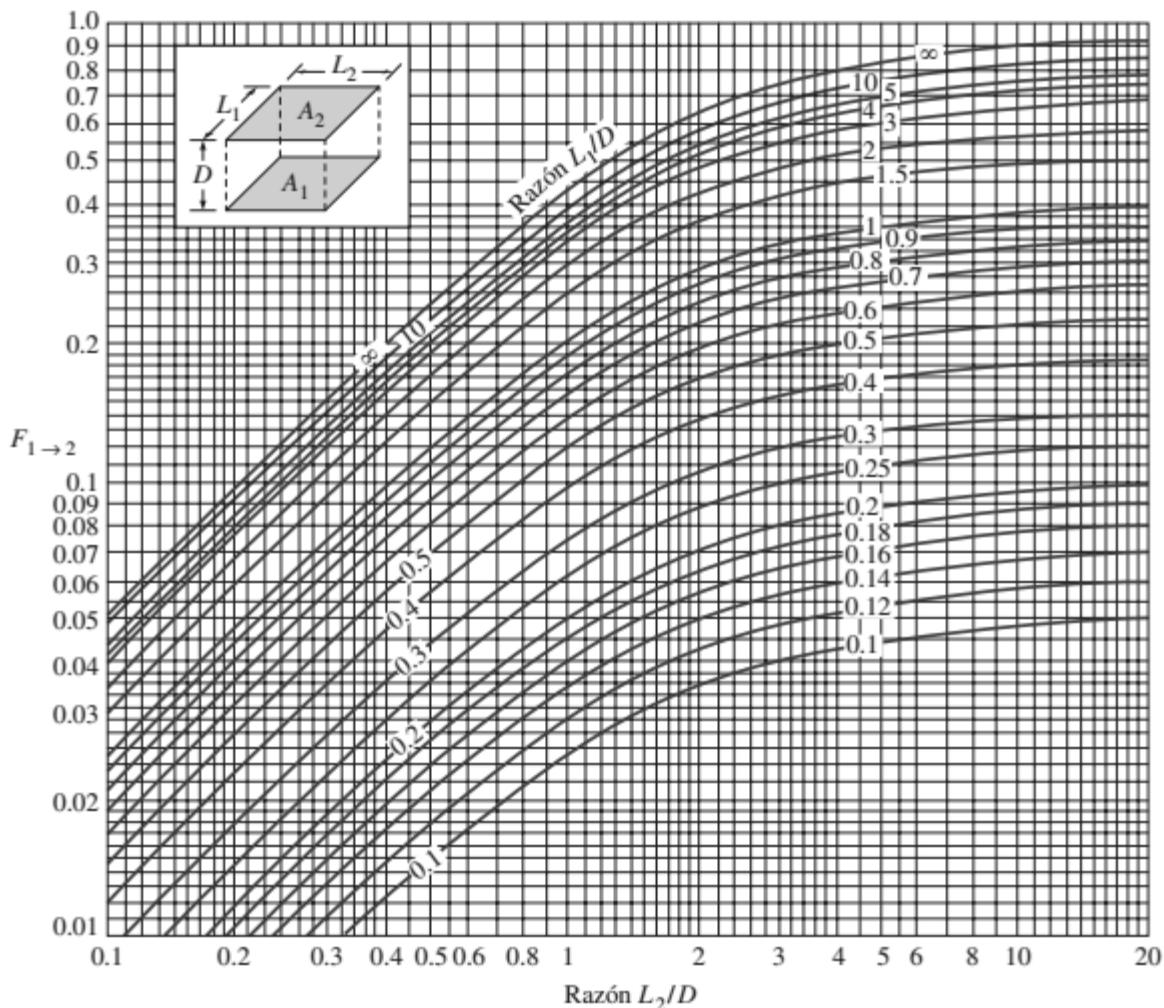
A_1, A_2 : Áreas de las superficies 1 y 2, respectivamente.

F_{12} : Factor de visión.

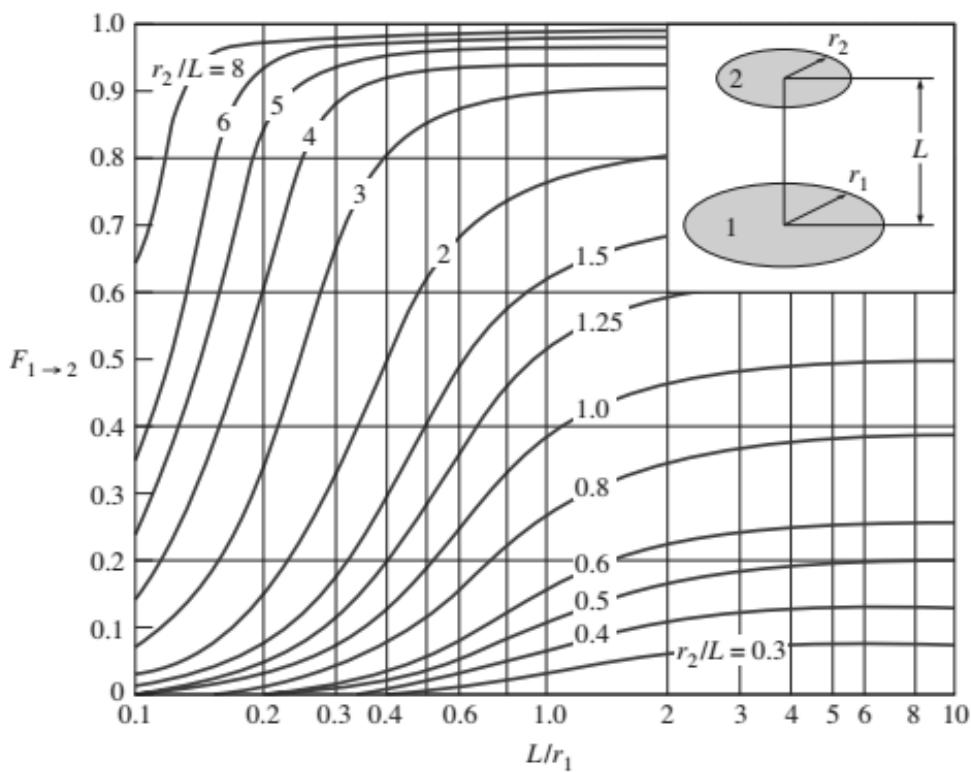
σ : Constante de Stefan-Boltzmann ($5.67 \times 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K}^4) \leftrightarrow 1.714 \times 10^{-9} \text{ BTU}/(\text{h ft}^2 \text{ }^\circ\text{R}^4)$)

Factores de visión

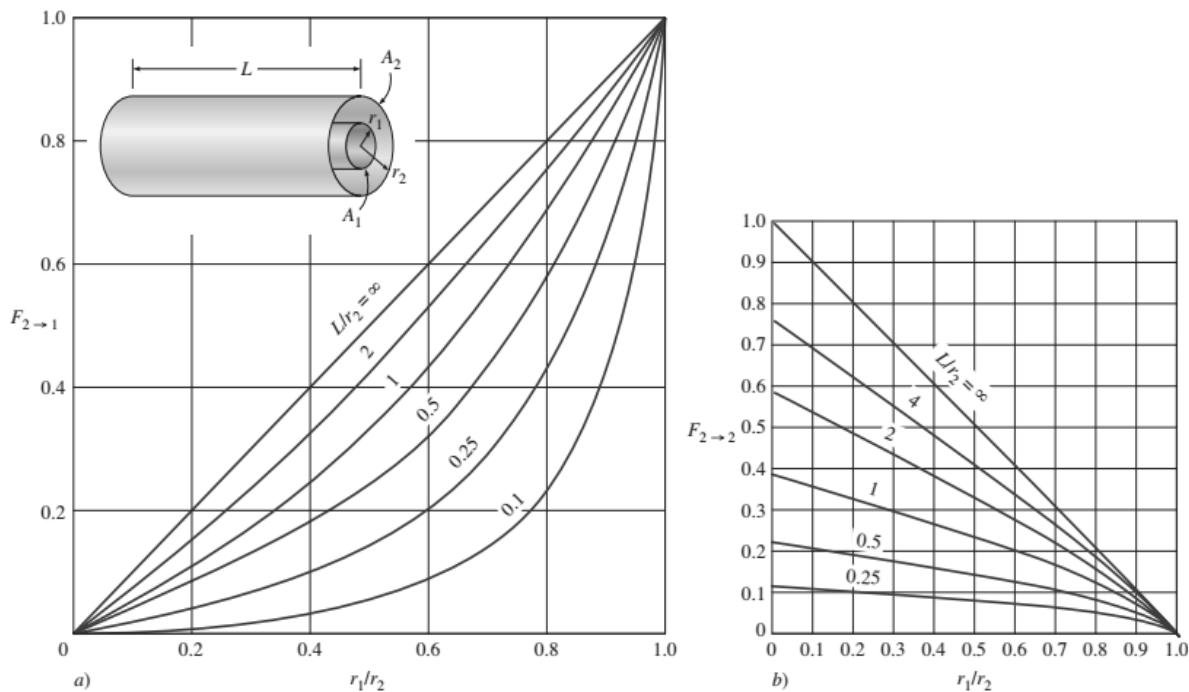
Factor de visión entre dos rectángulos paralelos alineados de igual tamaño



Factor de visión entre dos discos paralelos coaxiales



Factor de visión para dos cilindros concéntricos de longitud finita



- Del cilindro exterior hacia el interior.
- Del cilindro exterior hacia sí mismo.

3) TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN FORZADA

Coeficiente de transferencia de calor en el interior de tubos

Flujo turbulento en tubos circulares

a) Ecuación de Sieder y Tate:

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Re > 10⁴, 0.7 < Pr < 700, L/d > 60

b) Ecuación de Eagle – Ferguson (Válida para agua en un rango de 40 a 220 °F)

$$h_i = 150(1 + 0.011 \cdot t_m) \frac{u^{0.8}}{d^{0.2}}$$

Donde: h_i = coeficiente pelicular de TC en BTU/(hr·ft²·°F)

t_m = temperatura media aritmética del agua (°F)

u = velocidad media del agua (ft/s)

d = diámetro interior del tubo (in)

Flujo laminar en tubos circulares

Ecuación de Hausen:

$$Nu = \left(3.66 + \frac{0.19 \cdot Gz^{0.8}}{1 + 0.117 \cdot Gz^{0.467}} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{donde } Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d}{L}$$

0.1 < Gz < 10⁴, Re < 2100

Flujo en transición en tubos circulares

Ecuación de Hausen:

$$Nu = 0.116 \left(Re^{2/3} - 125 \right) Pr^{1/3} \left[1 + \left(\frac{d}{L} \right)^{2/3} \right] \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

2100 < Re < 10000

Coeficiente de transferencia de calor exterior de tubos, con flujo perpendicular a su eje

$$Nu = c Re^b Pr^{1/3} \quad Pr > 0.6$$

Re	b	c
1- 4	0.330	0.989
4 - 40	0.385	0.911
40 - 4000	0.466	0.683
4000 - 40.000	0.618	0.193
40.000 - 250.000	0.805	0.0266

Coeficiente de transferencia de calor exterior de esferas

$$Nu = 2.0 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{1/3}$$

1 < Re < 7 · 10⁴, 0.6 < Pr < 400

4) INTERCAMBIADORES DE CALOR

Coefficiente de transferencia de calor en camisa

a) Ecuación de Kern (válida para chicanas segmentadas 25 %)

$$\frac{h_0 D_e}{k} = 0.36 \left(\frac{D_e \cdot G_s}{\mu} \right)^{0.55} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$2 \cdot 10^3 < Re_s < 10^6$

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} \quad a_s = \frac{D_s C' B}{P_T \cdot 144}$$

$$\text{Disposición cuadrada: } D_e = \frac{4(P_T^2 - \pi/4 d_0^2)}{\pi d_0}$$

$$\text{Disposición triangular: } D_e = \frac{4(0.86 \cdot P_T^2 - \pi/4 d_0^2)}{\pi d_0}$$

Donde:

a_s = área máxima de flujo en camisa (ft^2)

D_s = diámetro interior de la camisa (in)

C' = separación entre paredes exteriores de tubos adyacentes (in) $C' = P_T - d_0$

P_T = distancia centro a centro de tubos adyacentes (in)

d_0 = diámetro exterior de tubos (in)

B = separación entre chicanas (in)

w_s = flujo masa en camisa

G_s = velocidad gravimétrica en camisa

b) Ecuación de Donohue para camisa con chicanas segmentadas

$$\frac{h_0 d_0}{k} = 0.22 \left(\frac{d_0 G_e}{\mu} \right)^{0.6} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$G_e = \sqrt{G_b \cdot G_c} = \frac{w_s}{\sqrt{S_b \cdot S_c}} \quad S_b = \text{área de flujo paralela a los tubos} \quad S_b = f_b \frac{\pi D_s^2}{4} - N_b \frac{\pi d_0^2}{4}$$

$$S_c = \text{área de flujo transversal a los tubos} \quad S_c = B \cdot D_s \left(1 - \frac{d_0}{P_T} \right)$$

Donde:

f_b = fracción de la sección de la camisa sin ocupar por la chicana

D_s = diámetro interior de la camisa

N_b = número de tubos ubicados en el área libre de la chicana

Factor F_T

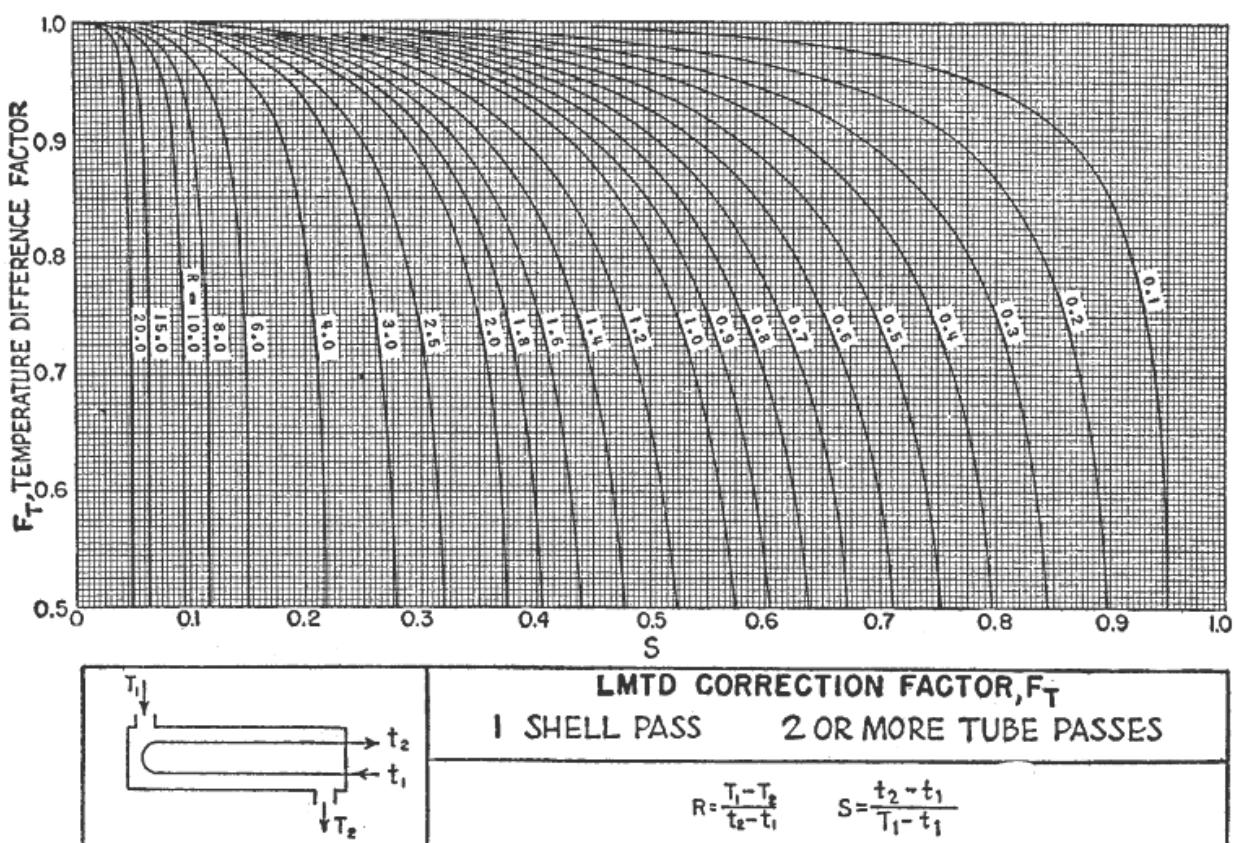
Intercambiador 1-n:

$$F_T = \frac{(R^2 + 1)^{1/2} \ln \left[\frac{1-S}{1-RS} \right]}{(R-1) \ln \left[\frac{2-S(R+1-(R^2+1)^{1/2})}{2-S(R+1+(R^2+1)^{1/2})} \right]}$$

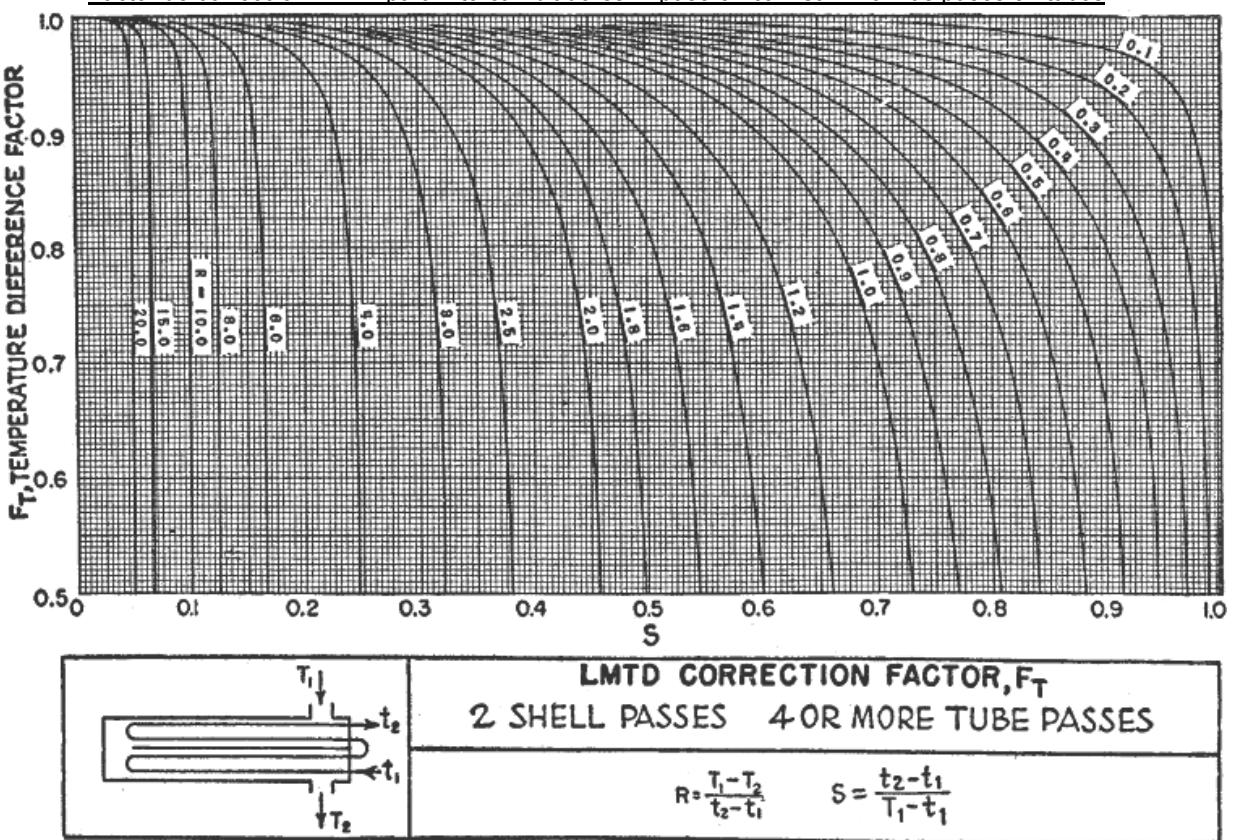
$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{wc_p}{WC_p}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

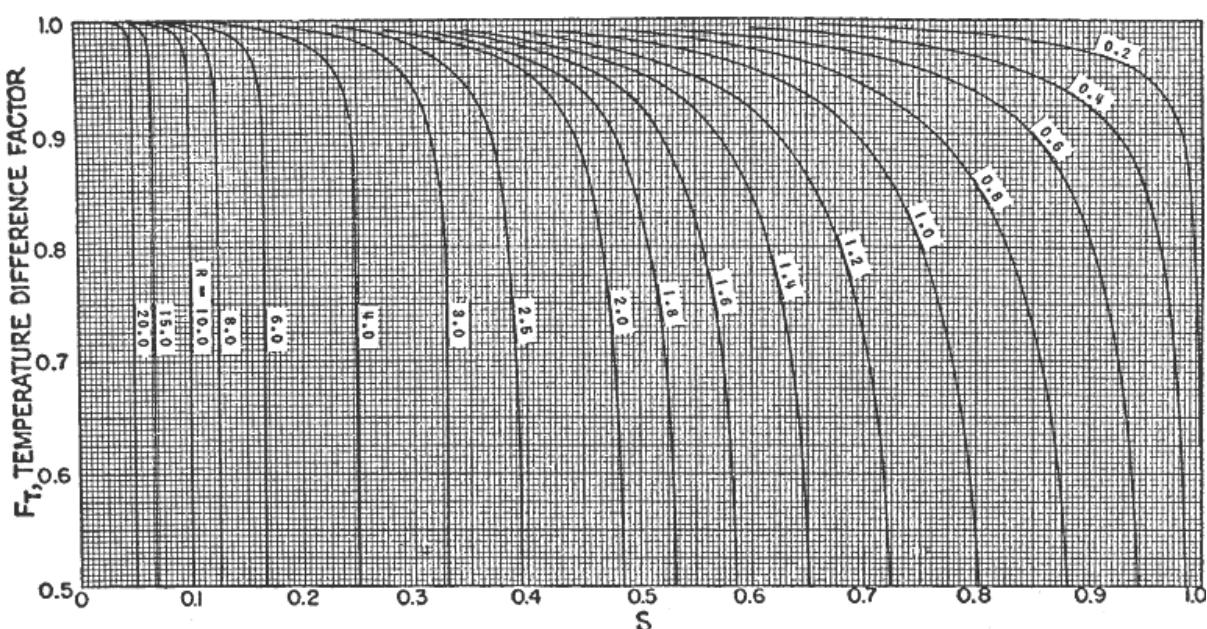
Gráficos de F_T :



Factor de corrección MLDT para intercambiadores: 1 pase en camisa - 2 o más pasos en tubos



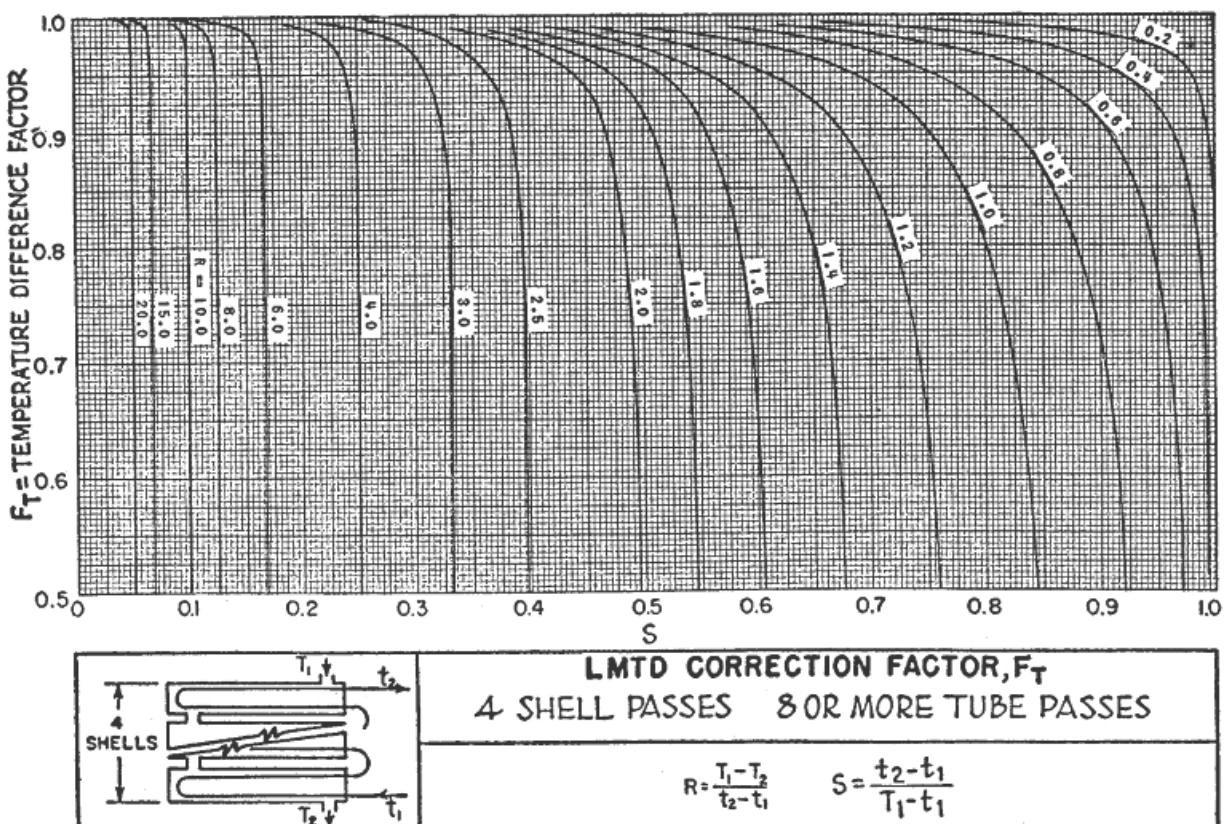
Factor de corrección MLDT para intercambiadores: 2 pases en camisa - 4 o más pasos en tubos



LMTD CORRECTION FACTOR, F_T
3 SHELL PASSES 6 OR MORE TUBE PASSES

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Factor de corrección MLDT para intercambiadores: 3 pasos en camisa - 6 o más pasos en tubos



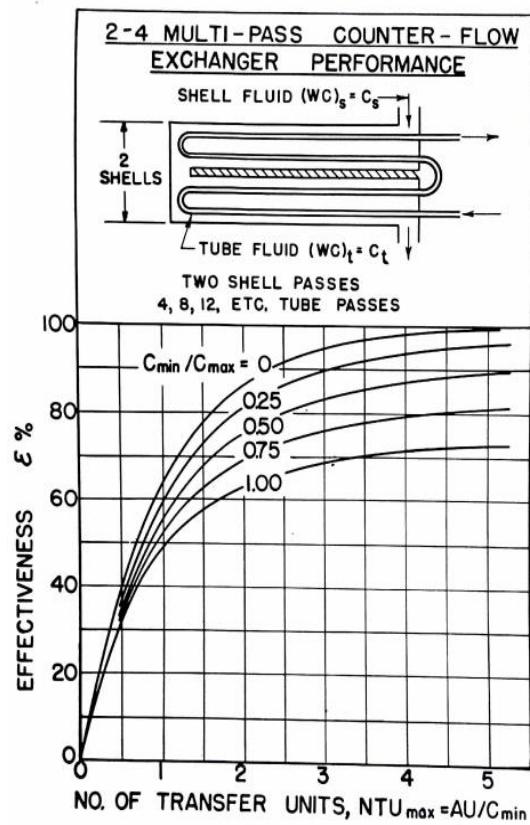
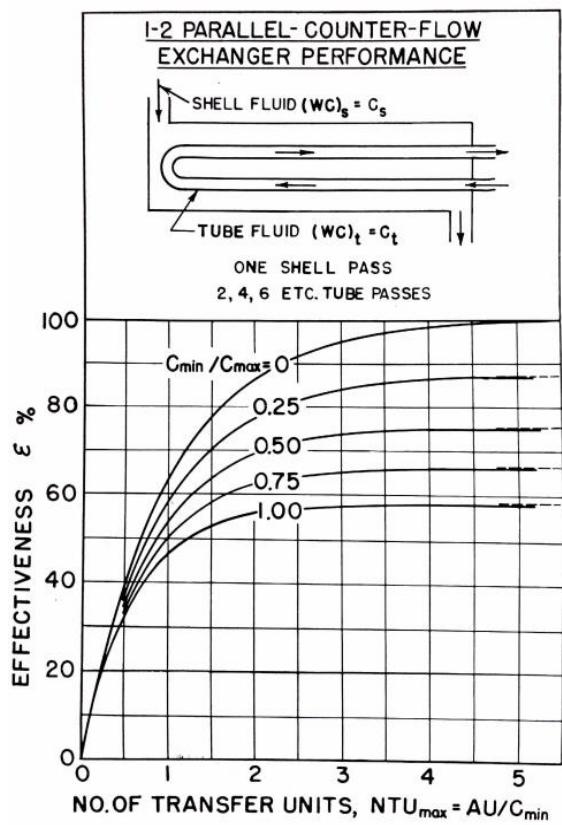
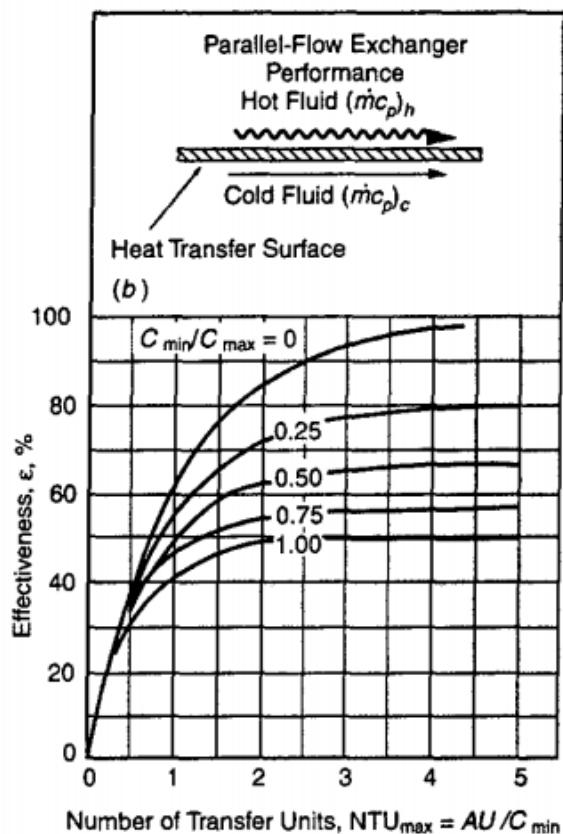
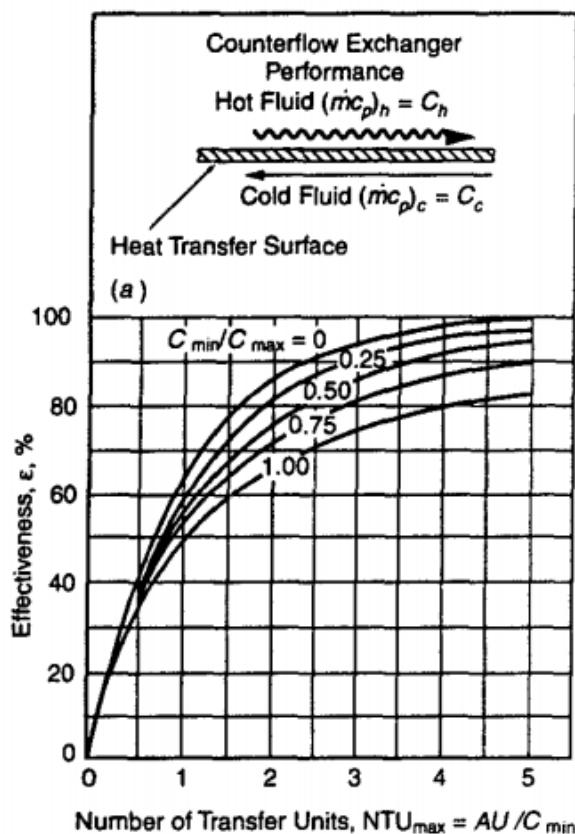
LMTD CORRECTION FACTOR, F_T
4 SHELL PASSES 8 OR MORE TUBE PASSES

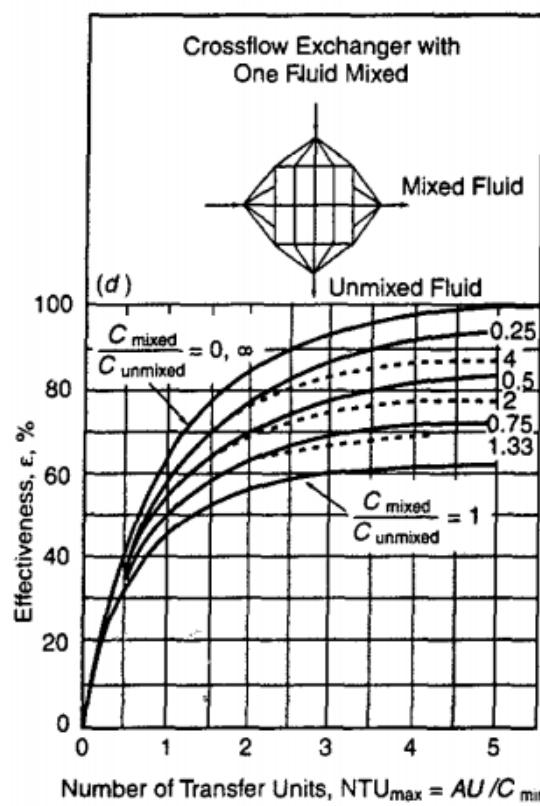
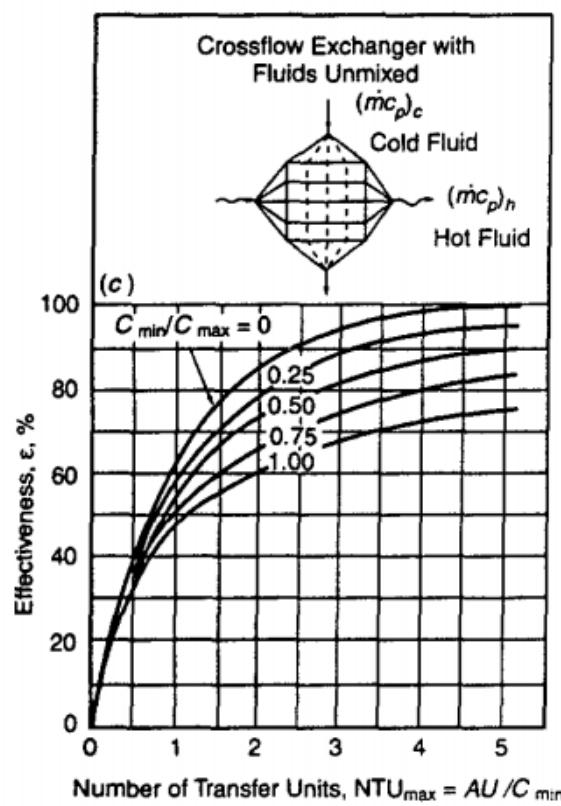
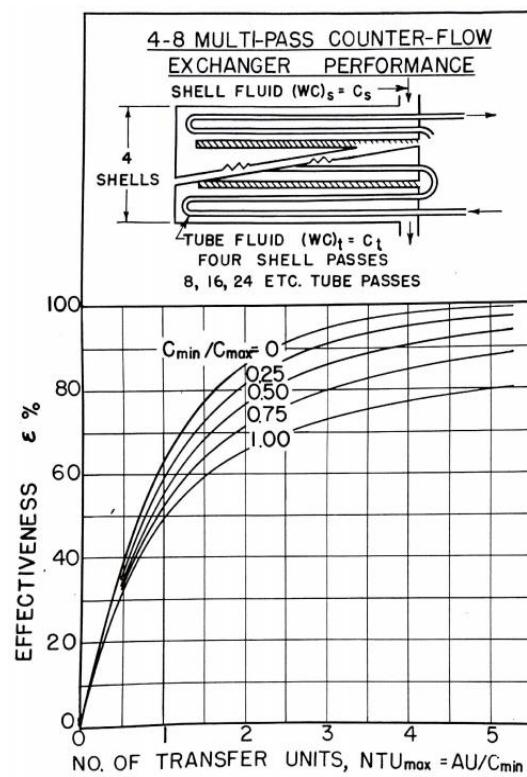
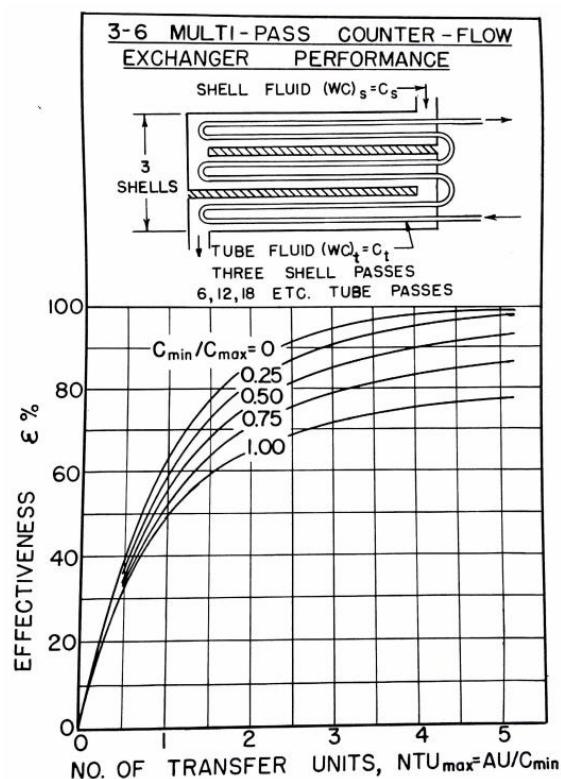
$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Factor de corrección MLDT para intercambiadores: 4 pasos en camisa - 8 o más pasos en tubos

Método E-NTU_{máx}

Gráficos





Método E-NTU_{máx}

Ecuaciones

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

Disposición de flujos	$\epsilon = f(NTU, R)$
Cocorriente	$\epsilon = \frac{1 - \exp[-NTU \cdot (1 + R)]}{1 + R}$
Contracorriente $R < 1$	$\epsilon = \frac{1 - \exp[-NTU \cdot (1 - R)]}{1 - R \cdot \exp[-NTU \cdot (1 - R)]}$
Contracorriente $R = 1$	$\epsilon = \frac{NTU}{1 + NTU}$
Camisa y tubos 1-n	$\epsilon = \frac{2}{1 + R + (1 + R^2)^{1/2} \cdot \frac{1 + \exp[-NTU \cdot (1 + R^2)^{1/2}]}{1 - \exp[-NTU \cdot (1 + R^2)^{1/2}]}}$
Camisa y tubos n pasos por camisa ($2n$, $4n, \dots$ pasos por tubo)	$\epsilon = \left[\left(\frac{1 - \epsilon_1 \cdot R}{1 - \epsilon_1} \right)^n - 1 \right] \cdot \left[\left(\frac{1 - \epsilon_1 \cdot R}{1 - \epsilon_1} \right)^n - R \right]^{-1}$ En donde ϵ_1 corresponde a la ecuación de eficiencia de un intercambiador 1-n
Flujo cruzado (1 fase) Ambos fluidos sin mezclar	$\epsilon = 1 - \exp \left[\left(\frac{1}{R} \right) \cdot NTU^{0,22} \cdot \{ \exp[-R \cdot NTU^{0,78}] - 1 \} \right]$
Flujo cruzado (1 fase) C_{\max} mezclado C_{\min} no mezclado	$\epsilon = \left(\frac{1}{R} \right) \cdot (1 - \exp\{-R \cdot [1 - \exp(-NTU)]\})$
Flujo cruzado (1 fase) C_{\max} no mezclado C_{\min} mezclado	$\epsilon = 1 - \exp(-R^{-1} \cdot \{1 - \exp[-R \cdot NTU]\})$

Disposición de flujos	NTU = f(ε, R)
Cocorriente	$\text{NTU} = \frac{\ln \left[\frac{1}{1 - \varepsilon \cdot (1 + R)} \right]}{1 + R}$
Contracorriente $R < 1$	$\text{NTU} = \frac{\ln \left(\frac{1 - \varepsilon \cdot R}{1 - \varepsilon} \right)}{1 - R}$
Contracorriente $R = 1$	$\text{NTU} = \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon}$
Camisa y tubos 1-n	$\text{NTU} = \frac{1}{(1 + R^2)^{1/2}} \cdot \ln \left[\frac{2 - \varepsilon \cdot \{1 + R - (1 + R^2)^{1/2}\}}{2 - \varepsilon \cdot \{1 + R + (1 + R^2)^{1/2}\}} \right]$
Flujo cruzado (1 fase) C_{\max} mezclado C_{\min} no mezclado	$\text{NTU} = - \ln \left[1 + \frac{\ln(1 - \varepsilon \cdot R)}{R} \right]$
Flujo cruzado (1 fase) C_{\max} no mezclado C_{\min} mezclado	$\text{NTU} = - \frac{\ln[R \cdot \ln(1 - \varepsilon) + 1]}{R}$

Coeficiente de transferencia de calor en intercambiadores de calor de placas

$$\boxed{\text{Nu} = \frac{hD_e}{k} = 0.37 \text{Re}^{0.67} \text{Pr}^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.17}}$$

Pérdida de carga en intercambiadores de calor de placas

$$\Delta P_T = \Delta P_P + \Delta P_C$$

En las placas (ΔP_P)

$$\boxed{\Delta P_P = 4f \frac{N_p L_v}{D_e} \frac{G_p^2}{2g_c \rho} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.17}}$$

$$\boxed{f = 2.5 \text{Re}^{-0.3}}$$

En las conexiones (ΔP_C)

$$\boxed{\Delta P_C = 1.4 N_p \frac{G_c^2}{2g_c \rho}}$$

Pérdida de carga en intercambiadores de calor

Pérdida de carga en tubos (ΔP_T)

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

En los tubos rectos (ΔP_t)

$$\boxed{\Delta P_t = \frac{4f_F}{\phi_t} \frac{nL}{D} \frac{\rho u_t^2}{2g_c}}$$

En los cabezales (ΔP_r)

$$\boxed{\Delta P_r = 4n \frac{\rho u_t^2}{2g_c}}$$

siendo: n: número de pases en tubos

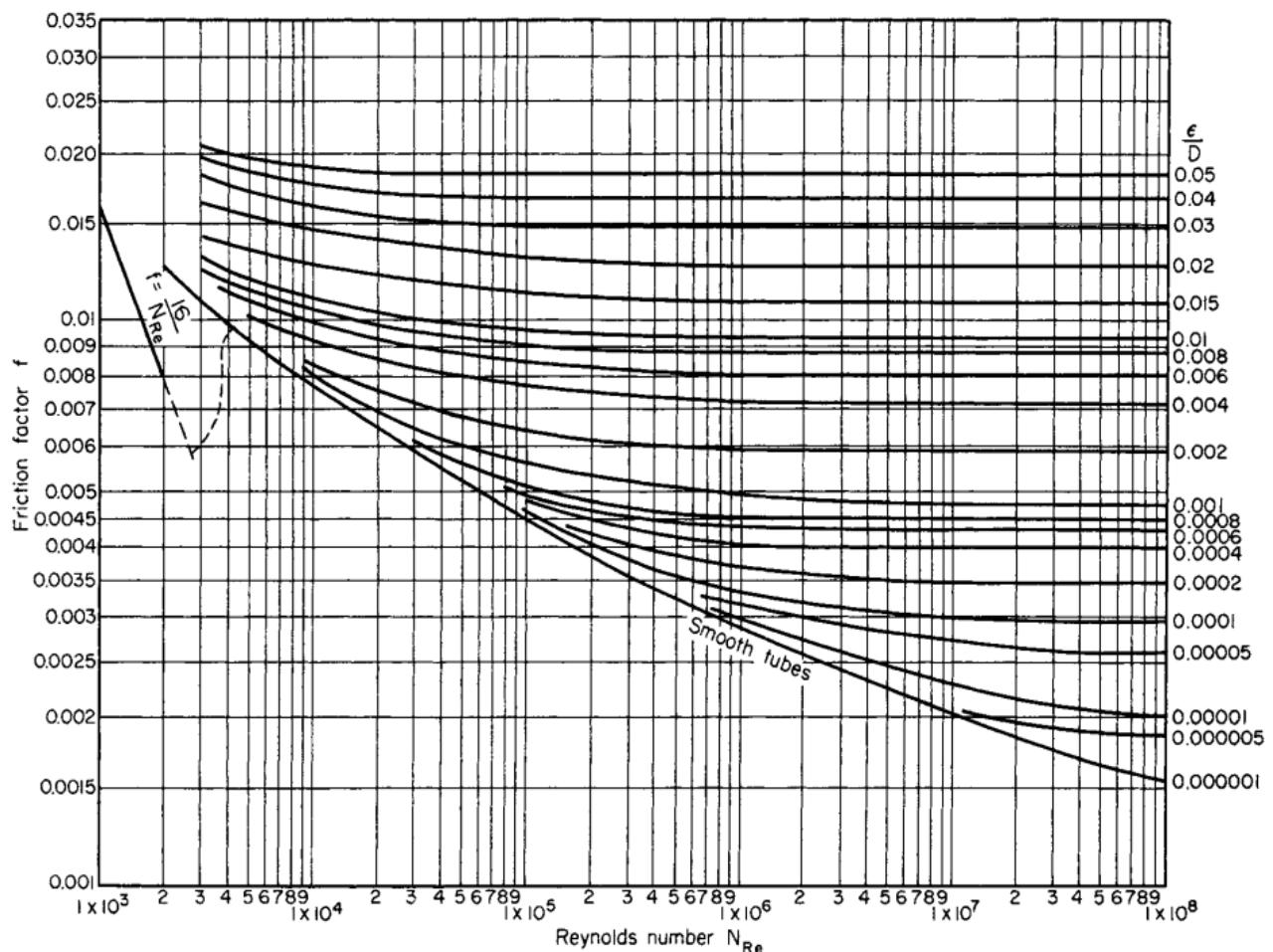
L: largo de los tubos

D: diámetro interno de los tubos

f_F: factor de fricción de FANNING

$$\phi_t: \text{factor de viscosidad} \quad Re_t < 2100 \Rightarrow \phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.25}; \quad Re_t > 2100 \Rightarrow \phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Diagrama de Moody (factor de fricción de Fanning):



Pérdida de carga en camisas (ΔP_S)

$$\Delta P_S = \frac{f_{k,s}}{\phi_S} \frac{(N+1)D_s}{D_e} \frac{G_s^2}{2\rho g_c}$$

siendo: $f_{k,s}$: factor de fricción de Kern para camisa.

N : número de chicanas

D_s : diámetro de la camisa

D_e : diámetro equivalente longitudinal (ver página 6, ec. de Kern)

G_s : velocidad gravimétrica transversal del fluido en camisa (ver página 6, ec. de Kern)

$$\phi_S = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Factor de fricción de Kern en camisa (gráfico)

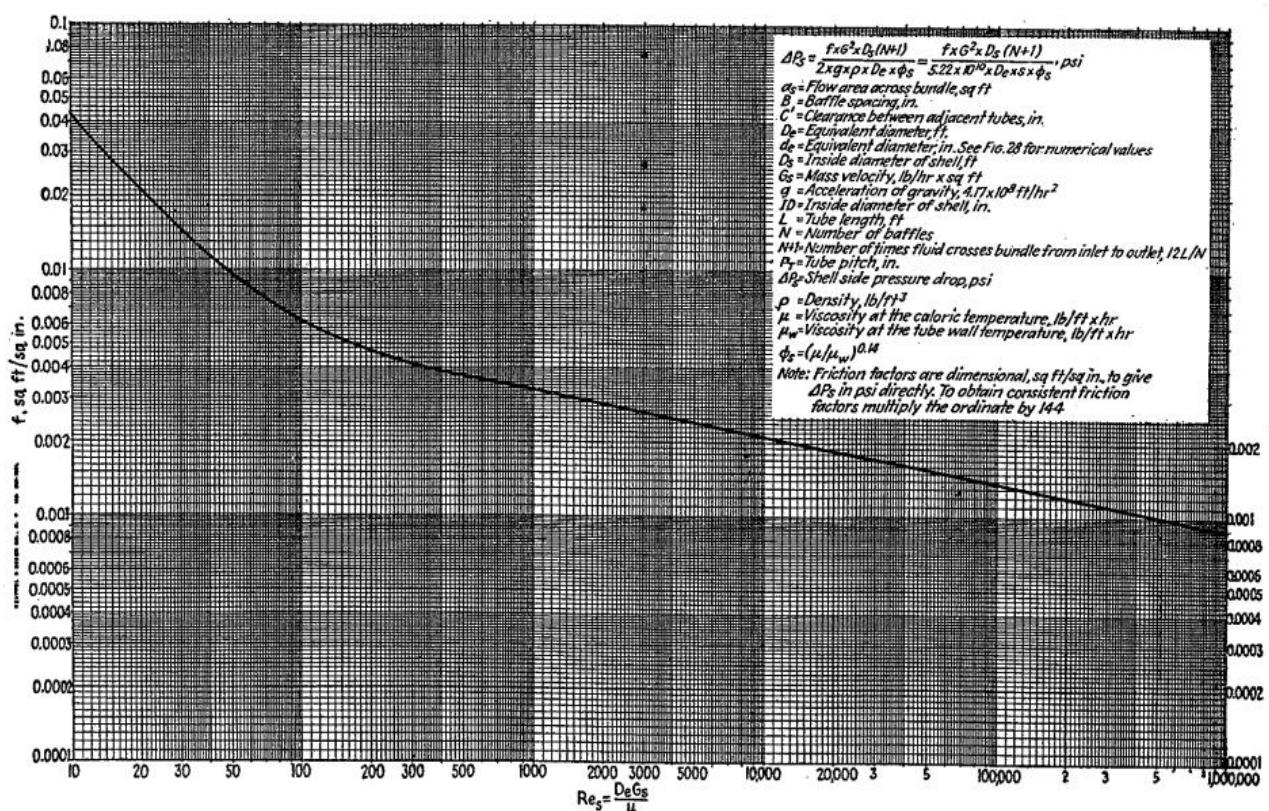


FIG. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25 % cut segmental baffles.

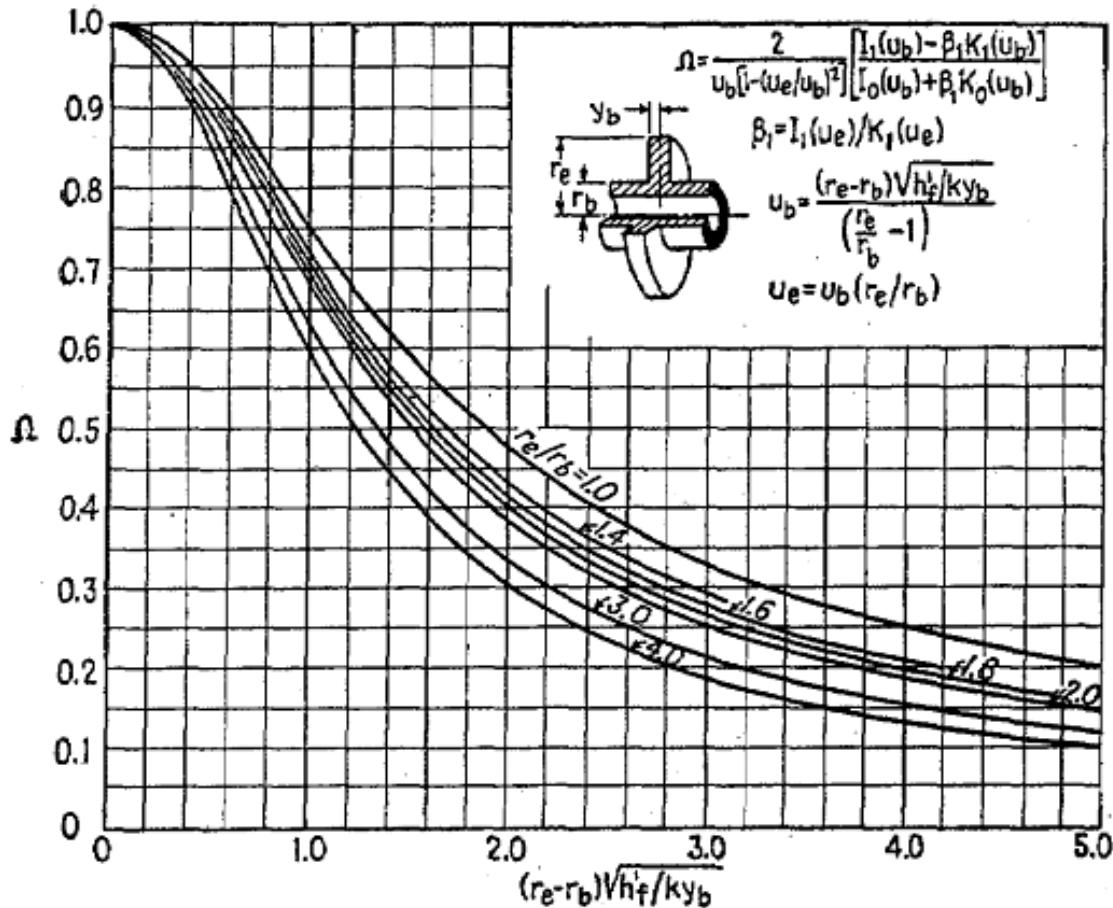
Factor de fricción de Kern en camisa (ecuación)

$$f_{k,s} = \frac{\exp[0.576 - 0.19 \cdot \ln(Re_s)]}{144}$$

$400 < Re_s < 10^6$

5) SUPERFICIES EXTENDIDAS

Gráfico de eficiencia de aletas transversales de espesor constante (sección rectangular)



Eficiencia de aletas longitudinales

$$\Omega = \frac{\tanh(m \cdot b)}{m \cdot b}$$

con: $m = \left(\frac{h_f \cdot 2 \cdot (e + L)}{k \cdot e \cdot L} \right)^{1/2}$

Ω : Eficiencia de la aleta.

h_f : Coeficiente de T.C. para la superficie exterior corregido por incrustaciones.

e: Espesor de la aleta.

b: Altura de la aleta.

k: Conductividad térmica de la aleta.

L: Longitud de la aleta (aprox. igual a la longitud del tubo).

Coeficiente de transferencia de calor

Ecuación de Briggs y Young

$$\frac{h_f D_b}{k} = 0.134 \left(\frac{D_b G}{\mu} \right)^{0.681} Pr^{1/3} \left(\frac{s}{b} \right)^{0.2} \left(\frac{s}{e} \right)^{0.113}$$

1100 < Re < 18000

0.45 in < D_b < 2.0 in

h_f: Coeficiente de T.C. medio para la superficie exterior.

D_b: Diámetro del tubo a la base de la aleta.

k: Conductividad térmica del gas fuera de tubos.

G: velocidad gravimétrica calculada usando el área libre perpendicular al flujo presentada por una bancada de tubos.

μ: Viscosidad del gas

Pr: Número de Prandtl del gas.

s: Distancia libre entre aletas adyacentes del mismo tubo.

b: Altura de la aleta.

e: Espesor de la aleta.

Pérdida de carga

Ecuación de Robinson y Briggs

$$\Delta P = 18.93 \frac{nG^2}{\rho g_c} \left(\frac{D_b G}{\mu} \right)^{-0.316} \left(\frac{P_t}{D_b} \right)^{-0.927} \left(\frac{P_t}{P_l} \right)^{0.515}$$

2000 < Re < 50000

0.75 in < D_b < 2.0 in

ΔP: Pérdida de carga.

ρ: Densidad del gas.

n: Número de camadas de tubos en la dirección de flujo.

G: velocidad gravimétrica calculada usando el área libre perpendicular al flujo presentada por una bancada de tubos.

μ: Viscosidad del gas.

D_b: Diámetro del tubo a la base de la aleta.

P_t: Distancia entre centros de tubos adyacentes en la misma camada.

P_l: Distancia entre centros de tubos más próximos de camadas adyacentes medidos según la diagonal.

g_c: Factor gravitacional.

6) RECIPIENTES CON SERPENTINES

Coeficientes de transferencia de calor:

Dentro del serpentín helicoidal cilíndrico con diámetro de espira D_s

a) Si circula un líquido con $Re < 10.000$

Sustituir (L/d_i) en ecuaciones de tubos rectos por $(D_s/d_i)^{1/2}$

a) Si circula un líquido con $Re > 10.000$

$$h_{i,\text{serpentín}} = h_{\text{tubo recto}} \left(1 + 3.5 \frac{d_i}{D_s} \right)$$

En ambos casos: d_i es el diámetro interno del tubo del serpentín.

Fuera del serpentín, tanque con agitación:

$$Re_j = \frac{D_a^2 N_p}{\mu}$$

a) Tanque cilíndrico de fondo curvo, Serpentín helicoidal cilíndrico interior, Agitador de paletas planas, sin chicana

$$Nu_{TK} = 0.87 Re_j^{0.62} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{donde } Nu_{TK} = \frac{h_0 D_T}{k}$$

$300 < Re_j < 4 \cdot 10^5$

b) Tanque cilíndrico de fondo plano, Serpentín helicoidal cilíndrico interior, Turbina de disco plano y 6 paletas planas, con chicana

$$Nu_{TB} = 0.17 Re_j^{0.67} Pr^{0.37} \left(\frac{D_a}{D_T} \right)^{0.1} \left(\frac{d_0}{D_T} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^m \quad \text{donde } m = 0.71 \mu - 0.2$$

$0.30 < \mu(\text{cP}) < 1000$

Nu_{TB} referido al diámetro exterior del caño del serpentín d_0 .

$400 < Re_j < 1.5 \cdot 10^6$

D_s : diámetro de curvatura del serpentín

D_a : diámetro del agitador

D_T : diámetro del tanque

d_0 : diámetro externo del tubo del serpentín

Fuera del serpentín, tanque sin agitación

Serpentín helicoidal cilíndrico interior: $h_0 = 1.7 h_c$

h_c : coeficiente de transferencia por convección natural del fluido de proceso sobre un tramo horizontal de tubo recto de diámetro d_0 .

7) RECIPIENTES CON CAMISA

Coefficientes de transferencia de calor dentro del recipiente (hi)

Recipientes de fondo curvo con relaciones geométricas estándar y agitadores estándar.

$$Nu_{TK} = \frac{h_i D_T}{k} = c Re_j^a Pr^b \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^m \quad \text{con} \quad Re_j = \frac{D_a^2 N_p}{\mu}$$

siendo: D_T : Diámetro interior del tanque.

c, a, b y m : constantes que dependen del escurrimiento y del tipo de agitador

Agitador	c	a	b	m	Re _j	Baffle
1	0.415	0.67	0.33	0.24	20 – 4000	Indiferente
	0.36	0.67	0.33	0.14	> 4000	No
2	0.54	0.67	0.33	0.14	30 – 400	Indiferente
	0.74	0.67	0.33	0.14	> 400	Si
(*)	0.76	0.66	0.33	0.14	5E4 – 8.5E5	Si
3	0.53	0.67	0.33	0.24	80 - 200	Indiferente
4 a)	0.68	0.67	0.33	0.14		No
b)	0.33	0.67	0.33	0.14		Si
c)	0.37	0.67	0.33	0.14		Si
5	0.54	0.67	0.25	0.14		No
6 a)	1.00	0.50	0.33	0.18	30 – 300	No
b)	0.38	0.67	0.33	0.18	300 – 4000	No
c)	0.55	0.67	0.25	0.14	4000 – 37000	No

Referencias:

- 1) Paletas Planas
- 2) Turbina de disco plano y 6 paletas planas
- 3) Turbina de 6 paletas planas inclinadas 45°
- 4) Turbina de paletas curvas
 - a. 6 paletas metálicas
 - b. 3 paletas vidriadas
 - c. 3 paletas metálicas
- 5) Hélice marina, 4 paletas a 45°
- 6) Ancla
 - a. Separación ancla – pared menor a 1"
 - b. Separación ancla – pared menor a 1"
 - c. Separación entre 1" – 5 1/8"

(*) Recipiente cilíndrico de fondo plano

8) INTRODUCCIÓN A LA TRANSFERENCIA DE MASA Y ABSORCIÓN

Procesos en contracorriente

Número de etapas ideales: N

$$\text{Factor de absorción: } A \equiv \frac{L}{mG}$$

$$\text{Factor de desorción: } S \equiv \frac{mG}{L}$$

Subíndices: 1: base de la torre 2: cabeza de la torre

Absorción en contracorriente, $m = \text{cte}$, $L/G = \text{cte}$, $A > 1$

$$N = \frac{\log\left(\frac{y_{A1}^* - y_{A2}}{y_{A2}^* - y_{A1}}\right)}{\log\left(\frac{y_{A1} - y_{A2}^*}{y_{A1}^* - y_{A2}}\right)} \quad m \neq \frac{L}{G}$$

$$N = \frac{y_{A1} - y_{A2}^*}{y_{A1}^* - y_{A1}} \quad m = \frac{L}{G}$$

Desorción en contracorriente, $m = \text{cte}$, $L/G = \text{cte}$, $S > 1$

$$N = \frac{\log\left(\frac{x_{A2} - x_{A2}^*}{x_{A1} - x_{A1}^*}\right)}{\log\left(\frac{x_{A2}^* - x_{A1}}{x_{A2} - x_{A1}^*}\right)} \quad m \neq \frac{L}{G}$$

$$N = \frac{x_{A2} - x_{A1}^*}{x_{A1} - x_{A1}^*} \quad m = \frac{L}{G}$$

Altura de torre (z)

$$z = H_G N_G = H_L N_L = H_{OG} N_{OG} = H_{OL} N_{OL}$$

H_L , H_G , N_L , N_G : altura de la unidad de transferencia y número de unidades de transferencia individuales de cada fase.

H_{OL} , H_{OG} , N_{OL} , N_{OG} : altura de la unidad de transferencia y número de unidades de transferencia globales, referidos a una fase.

$$(a) \quad (1 - y_A)_{ml} = \frac{(1 - y_A) - (1 - y_{Ai})}{\ln\left(\frac{1 - y_A}{1 - y_{Ai}}\right)}$$

$$(c) \quad (1 - x_A)_{ml} = \frac{(1 - x_A) - (1 - x_{Ai})}{\ln\left(\frac{1 - x_A}{1 - x_{Ai}}\right)}$$

$$(b) \quad (1 - y_A)^*_{ml} = \frac{(1 - y_A) - (1 - y_A^*)}{\ln\left(\frac{1 - y_A}{1 - y_A^*}\right)}$$

$$(d) \quad (1 - x_A)^*_{ml} = \frac{(1 - x_A) - (1 - x_A^*)}{\ln\left(\frac{1 - x_A}{1 - x_A^*}\right)}$$

(a), (b), (c), (d): se refieren a la tabla que sigue

Mecanismo	Número de unidades de transferencia	Altura de la unidad de transferencia (ft)	Fuerza motriz
Contradifusión equimolar	1 $N_G = \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{dy_A}{y_{Ai} - y_A}$	$H_G = \frac{\bar{G}}{k_y^0 a}$	$y_{Ai} - y_A$
	2 $N_{OG} = \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{dy_A}{y_A^* - y_A}$	$H_{OG} = \frac{\bar{G}}{K_y^0 a}$	$y_A^* - y_A$
	3 $N_L = \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{dx_A}{x_A - x_{Ai}}$	$H_L = \frac{\bar{L}}{k_x^0 a}$	$x_A - x_{Ai}$
	4 $N_{OL} = \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{dx_A}{x_A - x_A^*}$	$H_{OL} = \frac{\bar{L}}{K_x^0 a}$	$x_A - x_A^*$
Difusión en un componente estacionario	5 $N_G = \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{(1 - y_A)_{lm} dy_A}{(1 - y_A)(y_{Ai} - y_A)}$	$H_G = \frac{\bar{G}}{k_y a (1 - y_A)_{lm}} \quad (a)$	$y_{Ai} - y_A$
	6 $N_{OG} = \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} \frac{(1 - y_A)^*_{lm} dy_A}{(1 - y_A)(y_A^* - y_A)}$	$H_{OG} = \frac{\bar{G}}{K_y a (1 - y_A)^*_{lm}} \quad (b)$	$y_A^* - y_A$
	7 $N_L = \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{(1 - x_A)_{lm} dx_A}{(1 - x_A)(x_A - x_{Ai})}$	$H_L = \frac{\bar{L}}{k_x a (1 - x_A)_{lm}} \quad (c)$	$x_A - x_{Ai}$
	8 $N_{OL} = \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{(1 - x_A)^*_{lm} dx_A}{(1 - x_A)(x_A - x_A^*)}$	$H_{OL} = \frac{\bar{L}}{K_x a (1 - x_A)^*_{lm}} \quad (d)$	$x_A - x_A^*$

Sistemas simples

Absorción, flujos en contracorriente, sistema diluido, $m = \text{cte}$, $K_y = \text{cte}$.

$$z = \frac{\bar{G}}{K_y a} \frac{(y_{A1} - y_{A2})}{(y_A - y_{Ai})_{ml}} = \frac{\bar{G}}{K_y a} \frac{(y_{A1} - y_{A2})}{(y_A - y_A^*)_{ml}} \quad (y_A - y_A^*)_{ml} = \frac{(y_{A1} - y_{A1}^*) - (y_{A2} - y_{A2}^*)}{\ln \left(\frac{y_{A1} - y_{A1}^*}{y_{A2} - y_{A2}^*} \right)}$$

Absorción, flujos en contracorriente, sistema diluido, $m = \text{cte}$, $K_x = \text{cte}$.

$$z = \frac{\bar{L}}{K_x a} \frac{(x_{A1} - x_{A2})}{(x_{Ai} - x_A)_{ml}} = \frac{\bar{L}}{K_x a} \frac{(x_{A1} - x_{A2})}{(x_A^* - x_A)_{ml}} \quad (x_A^* - x_A)_{ml} = \frac{(x_{A1}^* - x_{A1}) - (x_{A2}^* - x_{A2})}{\ln \left(\frac{x_{A1}^* - x_{A1}}{x_{A2}^* - x_{A2}} \right)}$$

En todos los casos:

$$\bar{L} = \frac{\text{lbmol líquido}}{\text{hft}^2} \quad \bar{G} = \frac{\text{lbmol gas}}{\text{hft}^2}$$

Pérdidas de carga en torres llenas

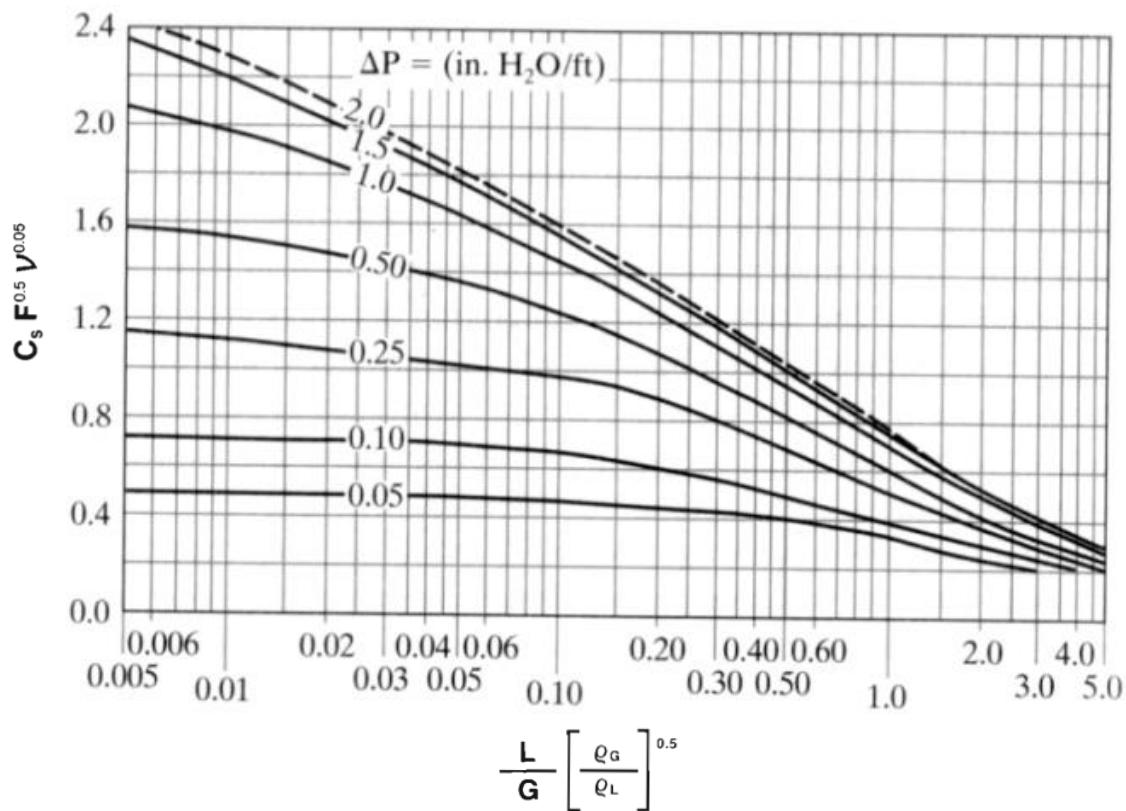
Pérdida de carga en el punto de inundación

$\Delta P_{\text{inundación}} = 0.115 \cdot F_p^{0.7}$	si $F_p < 60 \text{ ft}^{-1}$
$\Delta P_{\text{inundación}} = 2.0$	si $F_p > 60 \text{ ft}^{-1}$

$\Delta P_{\text{inundación}}$: in H₂O/ft_{relleno}.

F_p : Factor del relleno (ft⁻¹).

Rellenos desordenados



$$C_s = U_s \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5}$$

U_s : Velocidad superficial del gas (ft/s).

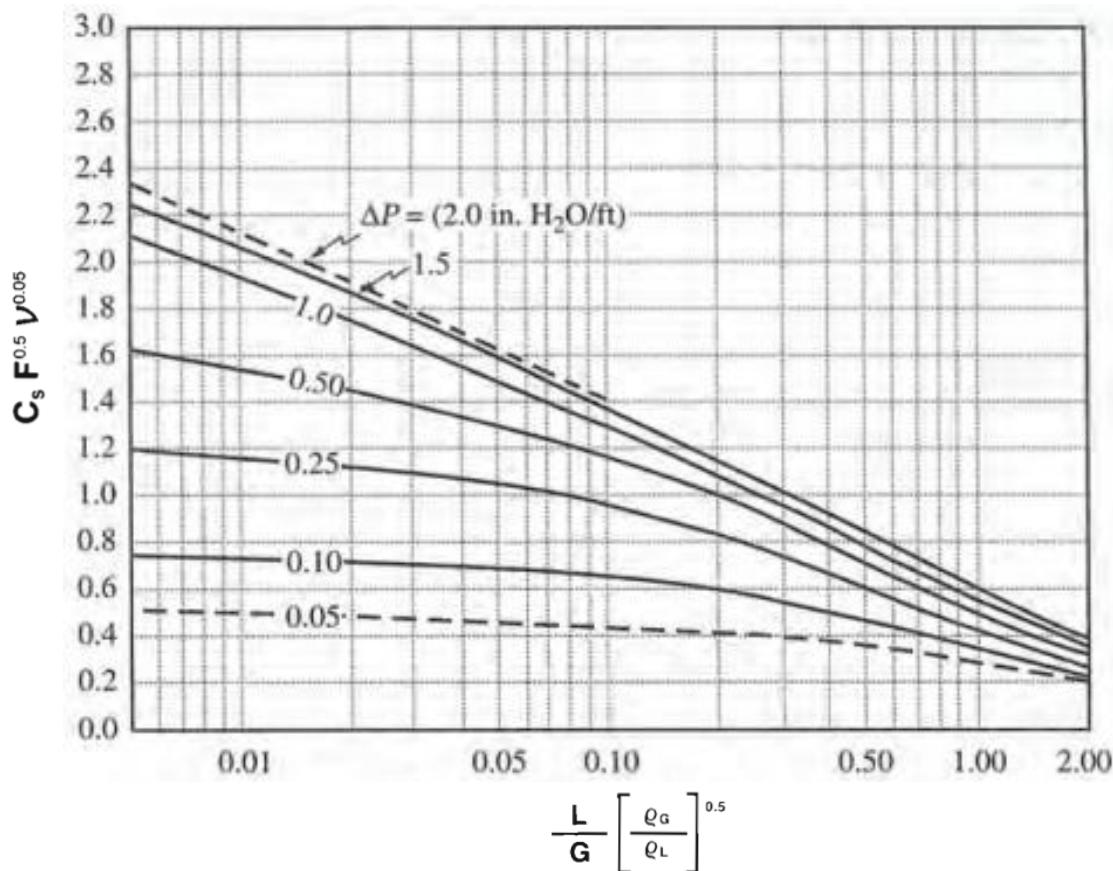
ρ_G, ρ_L : Densidades del gas y del líquido, respectivamente (lb/ft³).

L, G : Flujo másico de líquido y de gas, respectivamente.

F_p : Factor del relleno (ft⁻¹).

v : Viscosidad cinemática del líquido (cSt, cociente entre la viscosidad μ_L en cP y la densidad ρ_L en g/cm³).

Rellenos ordenados



- Igual nomenclatura y unidades que gráfico de pérdida de carga para rellenos desordenados.

Correlación de Kessler y Wankat para el cálculo de G_{in}

$$\log(Y) = -1.6678 - 1.085 \cdot \log(X) - 0.29655 \cdot [\log(X)]^2$$

$$Y = \frac{G_{in}^2 F_p \Psi \mu_L^{0.2}}{\rho_G \rho_L g_c}$$

$$X = \frac{L}{G_{in}} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

L: Velocidad gravimétrica del líquido ($lb/(h \text{ ft}^2)$).

G_{in} : Velocidad gravimétrica del gas en el punto de inundación ($lb/(h \text{ ft}^2)$).

ρ_G , ρ_L : Densidades del gas y del líquido, respectivamente (lb/ft^3).

F_p : Factor del relleno (ft^{-1}).

μ_L : Viscosidad del líquido (cP).

Ψ : Relación ρ_{H_2O}/ρ_L .

g_c : Factor gravitacional (32.2 ($lb \text{ ft}/(lb_f \text{ s}^2)$)).

TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA –NIVEL 2

1) TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDENSACION

$$Re = \frac{4 \cdot \Gamma_{\text{cond}}}{\mu_l}$$

Siendo Γ el flujo másico de condensado por unidad de perímetro mojado de TC

Para el curso se tomará

$$\begin{aligned} Re > 1800 & \text{ Régimen turbulento} \\ Re < 1800 & \text{ Régimen laminar} \end{aligned}$$

Coefficientes de transferencia de calor:

Flujo Laminar escurrimiento sobre placas planas verticales

$$\Gamma_{\text{cond}} = \frac{W_{\text{cond}}}{Z}$$

Siendo

Z: el ancho de la placa (ft)

W_{cond} : El flujo másico de condensado (lb/h)

Ecuación de Nusselt

$$h_{\text{medio}} = 1,47 \cdot Re^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_l^2}{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot k_l} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

μ_l : Viscosidad del condensado (lb/ (ft.h))

ρ_l : Densidad del condensado (lb/ft³)

ρ_v : Densidad del vapor (lb/ft³)

k_l : Conductividad térmica del condesado(Btu/(h.ft.°F))

g : Constante gravitacional (32,2 ft/s² <> 4,17x10⁸ ft/h²)

Ecuacion de S.S.Kutateladze

$$h_{\text{medio}} = \frac{Re \cdot k_l}{1,08 \cdot Re^{1,22} - 5,2} \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_l^2}{\mu_l^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Válida para $30 < Re < 1800$ y $\rho_v << \rho_l$ (laminar ondulado)

μ_l : Viscosidad del condensado (lb/(ft.h))

ρ_l : Densidad del condensado (lb/ft³)

k_l : Conductividad térmica del condesado(Btu/(h.ft.°F))

g : Constante gravitacional (32,2 ft/s² <> 4,17x10⁸ ft/h²)

Condensación externa sobre tubos

Externa en tubos verticales

$$\Gamma_{\text{cond}} = \frac{W_{\text{cond}}}{N_{\text{tubos}} \pi \cdot d_o}$$

Ecuaciones para régimen laminar

$$h_{\text{medio}} = 1.47 \cdot Re^{-\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_l^2}{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot k_l^3} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

W_{cond} : Flujo másico de condensado (lb/h)

μ_l : Viscosidad del condensado (lb/ (ft.h))

ρ_l : Densidad del condensado (lb/ft³)

ρ_v : Densidad del vapor (lb/ft³)

k_l : Conductividad térmica del condesado(Btu/(h.ft.°F))

g : Constante gravitacional (32,2 ft/s² <> 4,17x10⁸ ft/h²)

Externa en un tubo horizontal

$$\Gamma_{\text{cond}} = \frac{W_{\text{cond}}}{L}$$

$$h_{\text{medio}} = 1.51 \cdot Re^{-\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_l^2}{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot k_l^3} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

W_{cond} : Flujo másico de condensado (lb/h)

μ_l : Viscosidad del condensado (lb/ (ft.h))

ρ_l : Densidad del condensado (lb/ft³)

ρ_v : Densidad del vapor (lb/ft³)

k_l : Conductividad térmica del condesado(Btu/(h.ft.°F))

g : Constante gravitacional (32,2 ft/s² <> 4,17x10⁸ ft/h²)

Condensador de tubos horizontales con salpicaduras

Con salpicaduras,

$$\Gamma_{\text{cond}} = \frac{W_{\text{cond}}}{\frac{2}{L} \cdot N_{\text{tubos}}^{\frac{3}{2}}}$$

$$h_{\text{medio}} = 1.51 \cdot (Re)^{-\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_l^2}{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot k_l^3} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

W_{cond} : Flujo másico de condensado (lb/h)

μ_l : Viscosidad del condensado (lb/ (ft.h))

ρ_l : Densidad del condensado (lb/ft³)

ρ_v : Densidad del vapor (lb/ft³)

k_l : Conductividad térmica del condesado(Btu/(h.ft.°F))

g : Constante gravitacional (32,2 ft/s² <> 4,17x10⁸ ft/h²)

Ecuaciones para régimen turbulento

Externa a tubos verticales

$$h_{\text{medio,vertical}} = 7,7 \times 10^{-3} \cdot (Re)^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu_f^2}{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot k_l^3} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

Condensación externa en gotas

Ecuación válida para vapor de agua sobre superficies de cobre

$$h \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right) = 51,104 + 2,044 \cdot T (^{\circ}C)$$

Si se cumple que $22^{\circ}C < T_{\text{sat}} < 100^{\circ}C$

Si $T_{\text{sat}} > 100^{\circ}C$

$$h = 255,310 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} <> 44,962 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

Condensación interna en tubos

$$\Gamma_{\text{cond}} = \frac{W_{\text{cond}}}{N_{\text{tubos}} \pi \cdot d_i}$$

Verticales

Velocidades de vapor bajas, control por fuerzas gravitatorias

Si $Re < 1800$

$$h_{\text{medio}} = 1,47 \cdot Re^{-\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_l^2}{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot k_l^3} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

Si $Re > 1800$

$$h_{\text{medio}} = 7,7 \times 10^{-3} \cdot (Re)^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu_f^2}{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot k_l^3} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

Velocidades de vapor altas, control por fuerzas de arrastre

Mismas ecuaciones para tubos horizontales y verticales

La determinación de coeficiente de transferencia de calor se obtiene con la ecuación

Colburn-Carpenter

$$\frac{hm \cdot \mu_l}{k_l \cdot \rho_l^{\frac{1}{2}}} = 0,065 \cdot \left(\frac{C_{p,l} \cdot \mu_l}{k_l} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot F_v^{\frac{1}{2}}$$

$$F_v = f \cdot \frac{G_{vm}^2}{2 \cdot \rho_v}$$

Evaluar las propiedades físicas a la T_F , siendo $T_F = T_v - 0,75 \cdot (T_v - T_w)$

f =factor de Fanning para tubo liso

Siendo G_{vm} la velocidad gravimétrica del vapor entre la entrada y la salida del tubo calculada mediante la ecuación

$$G_{vm} = \left[\frac{G_{v,1}^2 + G_{v,2}^2 + G_{v,1} \cdot G_{v,2}}{3} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Con $G_{v,1} = \frac{4w}{\pi d_i^2}$

Velocidad gravimétrica a la entrada

$$G_{v,2} = \frac{4w'}{\pi d_i^2}$$

Velocidad gravimétrica a la salida

Se debe calcular el Reynolds para determinarlo

$$Re = \frac{(G_{vm} \cdot Di)}{\mu_v}$$

Velocidades intermedias de Vapor

Identificación de las fuerzas controlantes

Si no se dispone de información experimental Perry recomienda calcular el coeficiente de transferencia de calor por ecuaciones de ambos tipos de control y usar el valor **MAYOR**

Horizontales

1) Velocidades de vapor bajas, Control por fuerzas gravitatorias

$$h_m = 0,612 \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot \lambda \cdot k_l^3}{\mu_l \cdot (T_v - T_w) \cdot Di} \right)^{\frac{1}{4}}$$

- 2) **Velocidades de vapor altas**, la posición no influye, se usa las mismas ecuaciones que para tubos verticales
- 3) **Velocidades intermedias de vapor**; se usa el mismo criterio que para tubos verticales recomendado por Perry

2) TRANSFERENCIA DE CALOR EBULLICION

Ebullición nucleada Incipiente

Ecuación de Armstrong, válida para compuestos orgánicos y $(T_p - T_s) < 100^\circ F$

$$(T_p - T_s) = 11,48 \cdot \left(10^3 \cdot \frac{Q}{A} \right)^{0,293}$$

Con $\frac{Q}{A}$ en Btu/(h.ft²) , T_p y T_s en °F

Ebullición nucleada Generalizada

Ecuación de Rohsenow, válida para ebullición de líquidos puros.

$$c_{pl} \cdot \frac{T_p - T_s}{\lambda_s} = C \cdot \left[\frac{Q}{\mu \cdot \lambda_s} \cdot \sqrt{\frac{g_c \cdot \sigma}{g \cdot (\rho_l - \rho_v)}} \right]^{\frac{1}{3}} \cdot Pr^n$$

Donde se puede determinar el coeficiente pelicular de ebullición por

$$h_{ebull} = \frac{\left(\frac{Q}{A}\right)}{T_p - T_s}$$

Siendo

c_{pl}, μ, Pr : la capacidad calorífica, la viscosidad absoluta, y el número de Prandtl del líquido, estando los dimensionales expresados en unidades inglesas.

λ_s : Calor latente de vaporización (Btu/lb)

ρ_v : Densidad del vapor saturado a T_s (lb/ft³)

ρ_l : Densidad del líquido saturado a T_s (lb/ ft³)

σ : Tensión interfacial, líquido-vapor a T_s (lb*/ft)

Q/A : flujo de calor desde la superficie calefactora al líquido en ebullición (Btu/h.ft²)

g : aceleración de la gravedad, cuyo valor es de $4,17 \times 10^8$ ft/h²

g_c : constante dimensional de la ley de newton, cuyo valor es de $4,17 \times 10^8$ lb.ft/ lb* .h²

El valor del exponente n es

- 1 para agua
- 1.7 para otros líquidos

El valor de la constante C depende de la combinación líquido/material de la superficie calefactora, los valores de dicha constante se adjuntan en la tabla siguiente

Combinación líquido superficie	Csf
Agua-Cobre	0,0130
Agua-Cobre rayado	0,0068
Agua-Cobre esmerilado o pulido	0,0128
Agua-Cobre esmerilado o pulido, tratado con parafina	0,0147
Agua-Acero inoxidable	0,0133
Agua-Acero inoxidable pulido mecánicamente	0,0132
Agua-Acero inoxidable esmerilado y pulido	0,0080
Agua-Acero inoxidable picado, relleno con teflón	0,0058
Agua-Platino	0,0130
Agua-Latón	0,0060
Benceno-Cromo	0,0100
Alcohol Etílico-Cromo	0,0027
Tetracloruro de Carbono-Cobre	0,0130
Tetracloruro de Carbono-Cobre esmerilado y pulido	0,0070
n-pentano-Cobre esmerilado y pulido	0,0154
n-pentano-Níquel esmerilado y pulido	0,0127
n-pentano-Cobre esmerilado y frotado	0,0074
n-pentano-Cobre laminado	0,0049

Valores de tensión interfacial (σ^*) para varios líquidos en la superficie de separación líquido vapor

Líquido	Temperatura de saturación °F	Temperatura de saturación °C	Tensión superficial $\sigma^* \cdot 10^4 (\text{lb}^*/\text{ft})$	Tensión superficial $\sigma^* \cdot 10^3 (\text{N}/\text{m})$
Agua	32	0	51,8	75,6
Agua	60	15,56	50,2	73,2
Agua	100	37,78	47,8	69,7
Agua	200	93,34	41,2	60,1
Agua	212	100	40,3	58,8
Agua	320	160	31,6	46,1
Agua	440	226,7	21,9	31,9
Agua	560	293,3	11,1	16,2
Agua	680	360	1	1,46
Agua	705,4	374,11	0	0
Sodio	1618	881,1	77	11,2
Potasio	1400	760	43	62,7
Rubidio	1270	687,8	30	43,8
Cesio	1260	682,2	20	29,2
Mercurio	675	357,2	27	39,4
Benceno	176	80	19	27,7
Alcohol etílico	173	78,3	15	21,9
Freón 11	112	44,4	5,8	8,5

Con respecto a la tensión interfacial del Agua, se dispone de una ecuación de predicción

$$\sigma = 5,28 \times 10^{-3} \cdot (1 - 0,0013 \cdot T_s) \quad \sigma: \left(\frac{\text{lb}^*}{\text{ft}} \right), \quad T_s : {}^\circ\text{F}$$

Zona de punto de quemado

Ecuación de Zuber válida para un solo tubo, o una superficie plana

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = \frac{\pi}{24} \cdot \rho_v \cdot \lambda_s \cdot \left[\frac{\sigma \cdot g \cdot g_c \cdot (\rho_l - \rho_v)}{\rho_v^2} \right]^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_l + \rho_v} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Siendo:

λ_s : Calor latente de vaporización (Btu/lb)

ρ_v : Densidad del vapor saturado a T_s (lb/ft³)

ρ_l : Densidad del líquido saturado a T_s (lb/ ft³)

σ : Tensión interfacial, líquido-vapor a T_s (lb*/ft)

Q/A : flujo de calor máximo desde la superficie calefactora al líquido en ebullición (Btu/h.ft²)

g : aceleración de la gravedad, cuyo valor es de $4,17 \times 10^8$ ft/h²

g_c : constante dimensional de la ley de newton, cuyo valor es de $4,17 \times 10^8$ lb.ft/ lb* .h²

Ecuación de Zuber corregida para haz de tubos

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = 61,6 \cdot \frac{P_T \rho_v \cdot \lambda_s}{D_o \cdot N^{0,5}} \cdot \left[\frac{\sigma \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v)}{\rho_v^2} \right]^{\frac{1}{4}}$$

Siendo:

P_T : espaciado(centro a centro) entre tubos, ft

D_o : diámetro externo de tubos, ft

N : número de tubos del haz

Las restantes variables tienen igual significado y unidades que en la ecuación de Zuber válida para un solo tubo.

Zona de ebullición en película estable

Ecuación de Bromley

$$h_o = 0,62 \cdot \left[\frac{K_v^3 \cdot \rho_v \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot g \cdot \lambda_s}{\mu_v \cdot D_o \cdot \Delta T} \cdot \left(1 + \frac{0,4 \cdot C_{pv} \cdot \Delta T}{\lambda_s} \right) \right]^{0,25}$$

Válida para ebullición en régimen de película estable, sobre la superficie exterior de geometrías cilíndricas (tubos, alambres), suponiendo que el calor se transfiere únicamente con conducción y se desprecia los efectos de radiación.

Siendo:

h_o : coeficiente medio de T.C. por ebullición en película estable sin efectos de radiación(Btu/h.ft².°F)

ρ_v, K_v, C_{pv} : Propiedades físicas del vapor evaluadas a $(T_p+T_s)/2$

ρ_l, λ_s : Propiedades del líquido evaluadas a T_s

D_o : diámetro externo en ft

Las temperaturas en °F

Cuando los efectos de radiación no son despreciables, o sea la T_p es demasiado alta Bromley propone determinar el coeficiente medio de ebullición incluyendo el efecto de radiación por la siguiente expresión:

$$h_m = h_o \cdot \left(\frac{h_o}{h_m} \right)^{\frac{1}{3}} + h_r$$

Siendo el h_r el coeficiente de transferencia de calor por radiación, cuya fórmula es:

$$h_r = \sigma \cdot \frac{T_p^4 - T_s^4}{\left(\frac{1}{e} + \frac{1}{a} - 1 \right) \cdot (T_p - T_s)}$$

Siendo:

a : la absorbividad del líquido

e : la emisividad del material de la superficie calefactora

T_p, T_s en grados Rankine
 σ : Constante de Stefan-Boltzmann
 La ecuación de h_m se resuelve por iteración.

Si $h_r < h_o$ se puede hacer la siguiente aproximación

$$h_m = h_o + 0,75 \cdot h_r$$

EBULLICIÓN EN CONVECCIÓN FORZADA **Zona de entrada y ebullición nucleada incipiente**

Ecuación de Sieder- Tate modificada:

$$h_i = 0,0278 \cdot \left(\frac{u_i \cdot \rho_i \cdot D_i}{\mu_i} \right)^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \frac{K_i}{D_i} \cdot \Phi$$

Zona de ebullición nucleada generalizada

Zonas de flujo Bifásico

Ecuación de Badger y Fragen

$$U_m = \frac{2020 \cdot D_i^{0,57} \cdot u_i^{3,6} \cdot \Delta T^{0,1}}{\mu^{0,25}}$$

Se aplica a cualquier líquido en ebullición nucleada generalizada circulando dentro de tubos en convección forzada, cuyo medio calefactor es vapor de agua condensante, saturado a T_v .

Siendo

D_i : diámetro interno del tubo en ft

L : longitud del tubo calefaccionado en ft

u_i : velocidad lineal media del líquido en la sección de entrada al tubo en ft/s

μ : la viscosidad del líquido en lb/ft.h

$\Delta T = T_v - T_i$ (entrada) en °F

En el U_m se encuentran incluidos el coeficiente pelicular del vapor de calefacción, el del líquido en ebullición, la resistencia de la pared del tubo y las posibles resistencias de incrustaciones a ambos lados de la pared.

Ecuación de Levy

$$\left(\frac{Q}{A} \right) = \left[\frac{K_i \cdot c_{pl} \cdot \rho_i^2}{\sigma \cdot T_s \cdot (\rho_i - \rho_v)} \right] \cdot \frac{1}{B_L} \cdot \Delta T^3$$

Siendo:

K_i : Conductividad térmica del líquido a T_s (Btu/h.ft.°F)

c_{pl} : Calor específico del líquido a T_s (Btu/lb.°F)

ρ_i : Densidad del líquido saturado a T_s (lb/ ft³)

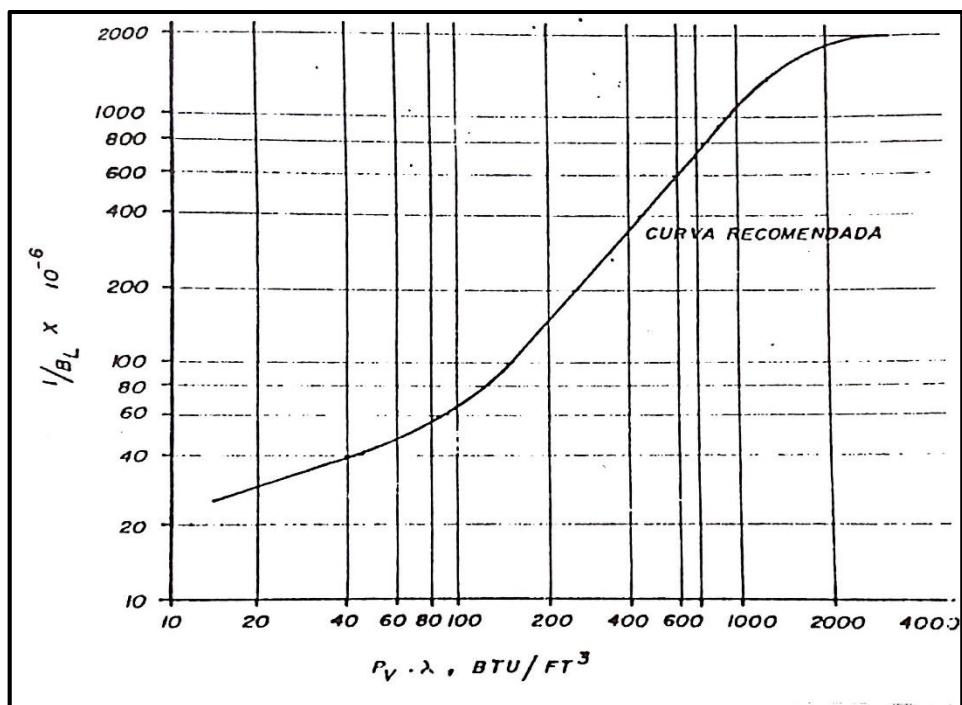
ρ_v : Densidad del vapor saturado a T_s (lb/ ft³)

σ : Tensión superficial (Btu/ft²)

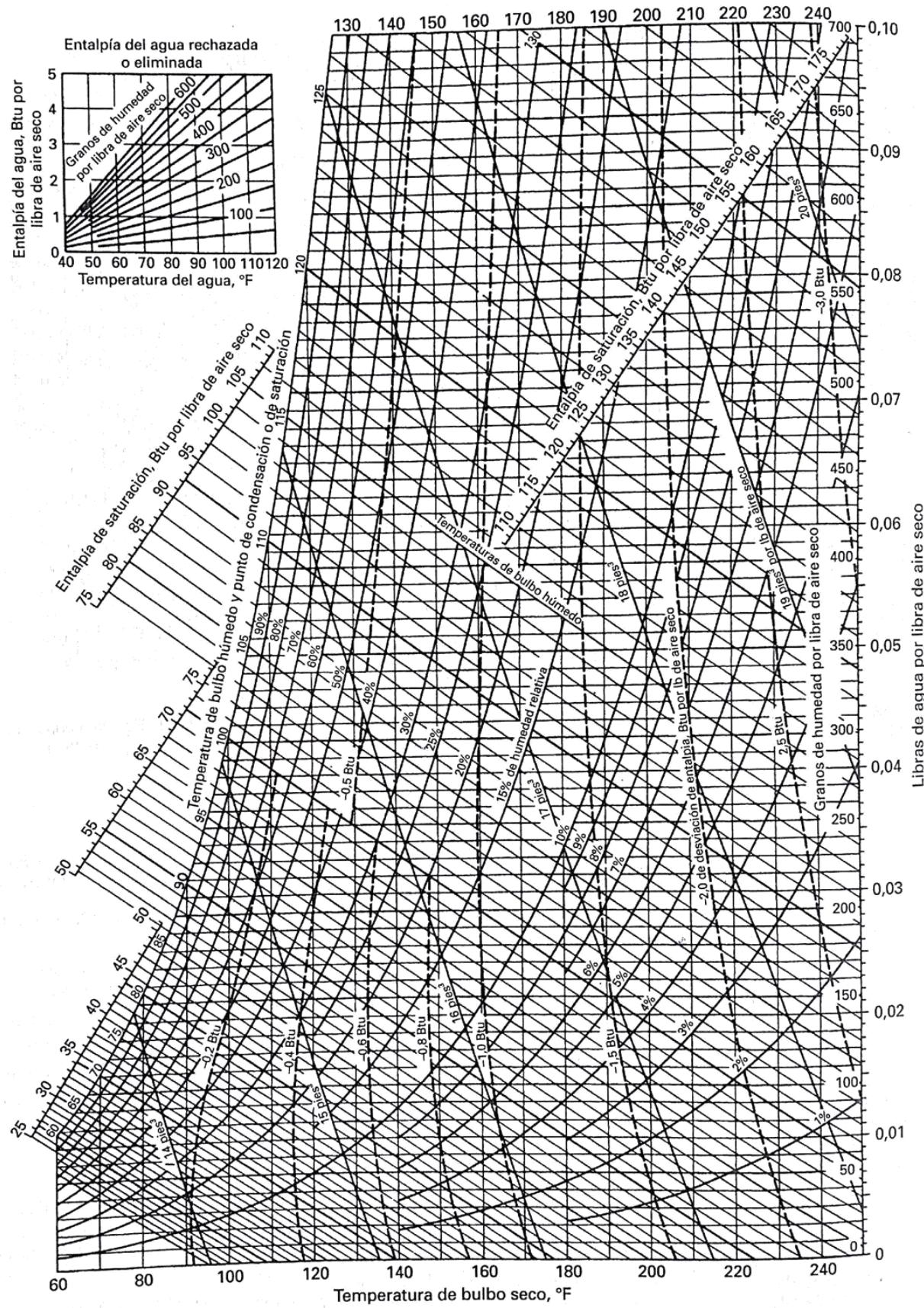
T_s : Temperatura de saturación (°F)

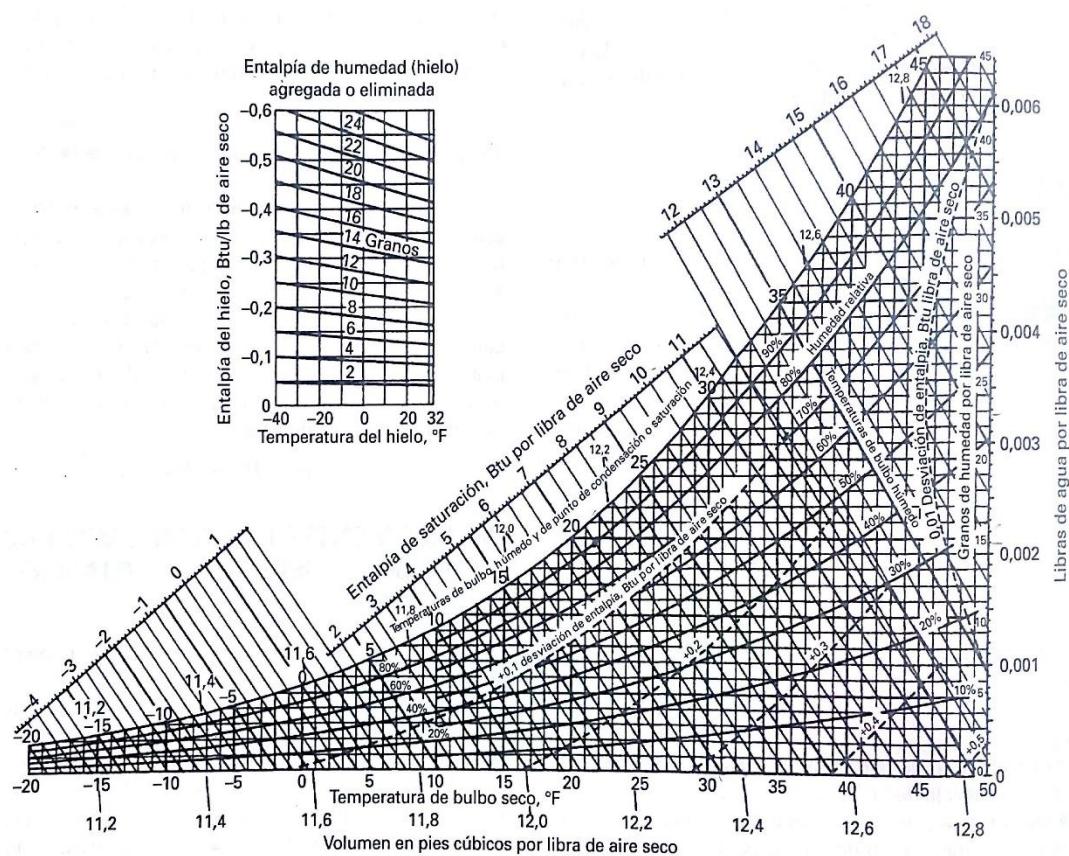
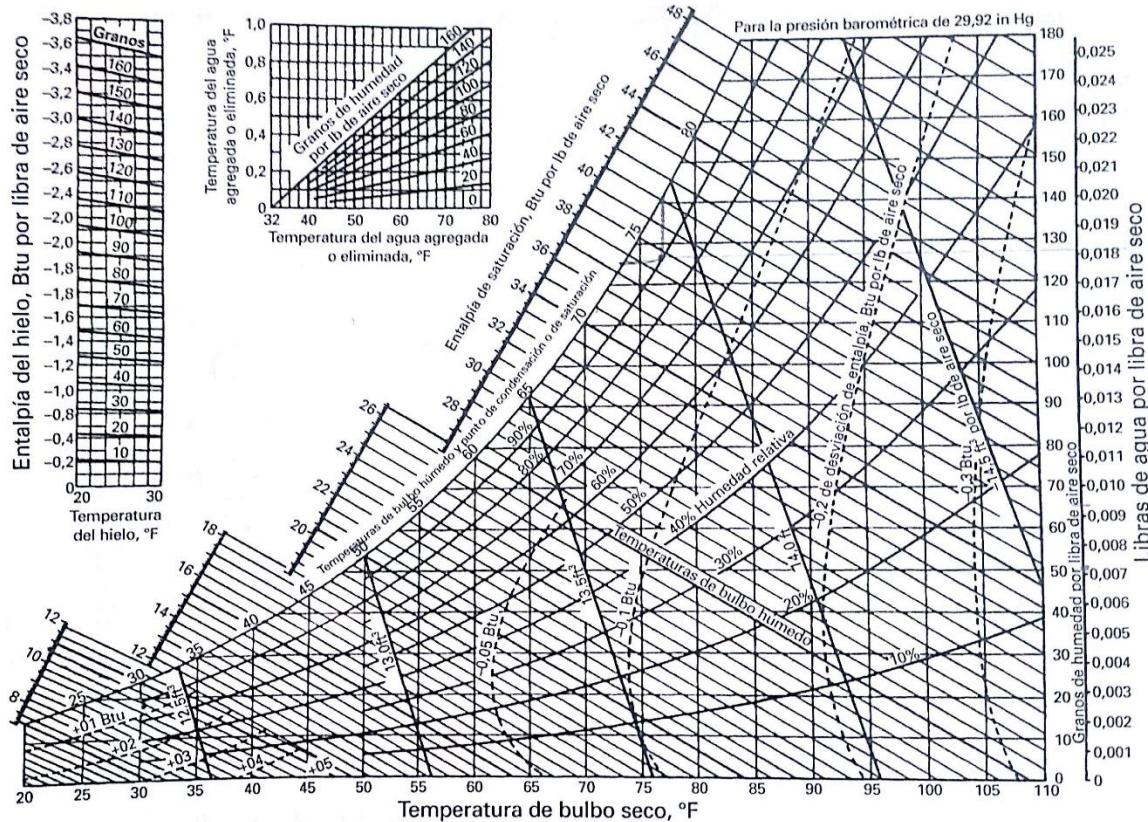
ΔT : $T_p - T_s$, siendo T_p la temperatura de pared en °F

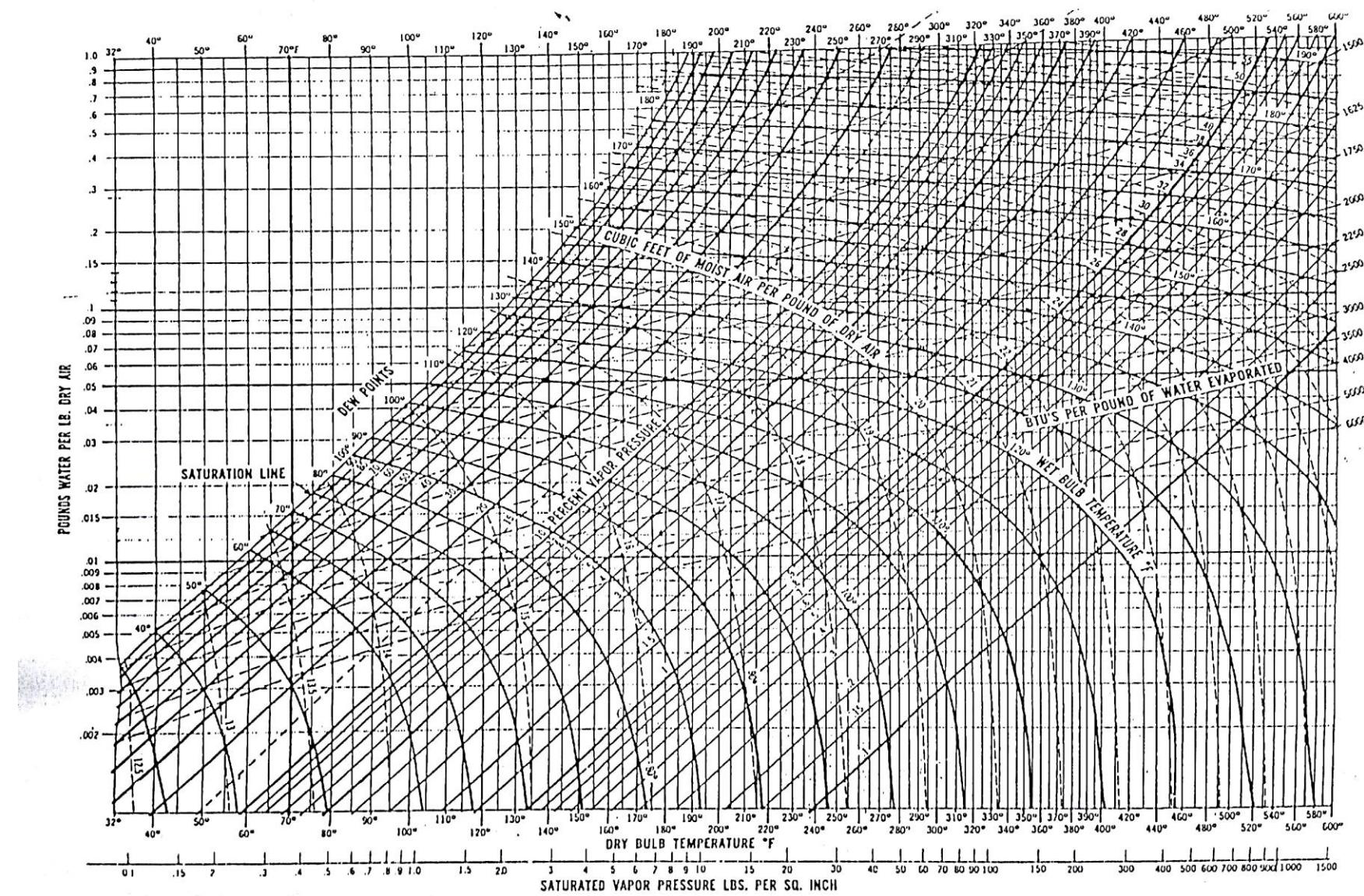
B_L : coeficiente obtenido de la figura siguiente en función de ρ_v y λ .



3) PSICROMETRÍA







4) HUMIDIFICACIÓN

$$NTU = \frac{k_y \cdot a_k \cdot Z}{L \cdot C_L}$$

Métodos para determinar NTU = $\int_{t_{L1}}^{t_{L2}} \frac{dt_l}{H_i - H_g}$

- 1) Carey Williamson
- 2) Tchebycheff
- 3) Nomograma de Woods y Betts

Carey Williamson:

$$NTU = \frac{t_{L2} - t_{L1}}{f \cdot \Delta H_m}$$

Para poder determinar el valor de **f** se debe calcular

$$\Delta H_1 = H_{i1} - H_{G1}$$

$$\Delta H_2 = H_{i2} - H_{G2}$$

$$\Delta H_m = H_{im} - H_{Gm}$$

Los valores de H_{i1} , H_{i2} , H_{im} corresponden a las entalpias del aire saturado, evaluadas a las temperaturas que se encuentra el agua en las correspondientes secciones de la torre. Se determinan utilizando el diagrama psicrométrico.

Corresponden al aire saturado a la temperatura del subíndice que se esté tratando.

El valor de f queda determinado por el siguiente gráfico

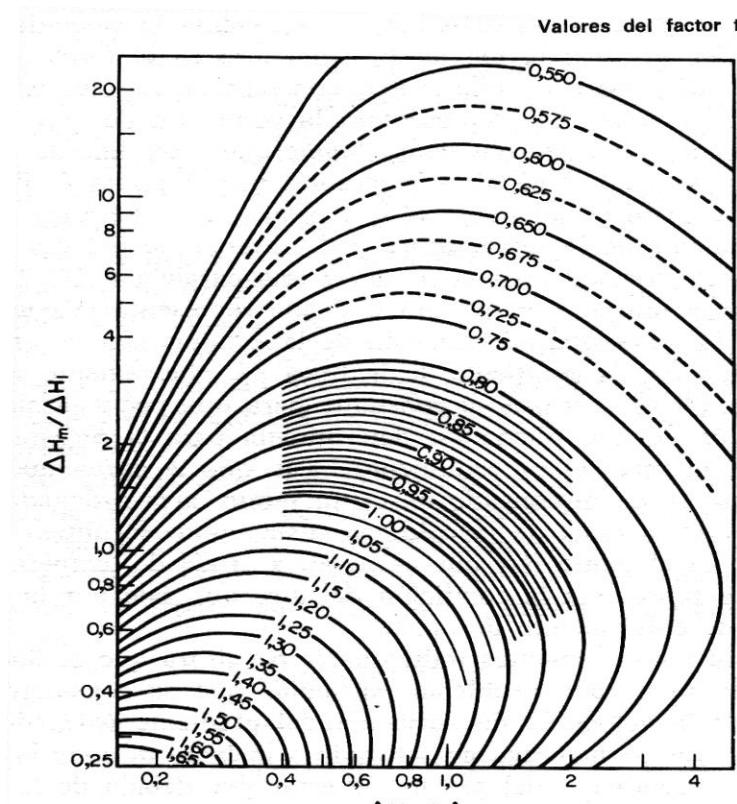


FIG. 11.17. Factor de corrección *f* para obtener la fuerza impulsora media eficaz en la columna.

Tchebycheff:

$$NTU = \frac{t_{L2} - t_{L1}}{4} \cdot \left(\frac{1}{\Delta H_1} + \frac{1}{\Delta H_2} + \frac{1}{\Delta H_3} + \frac{1}{\Delta H_4} \right)$$

Siendo:

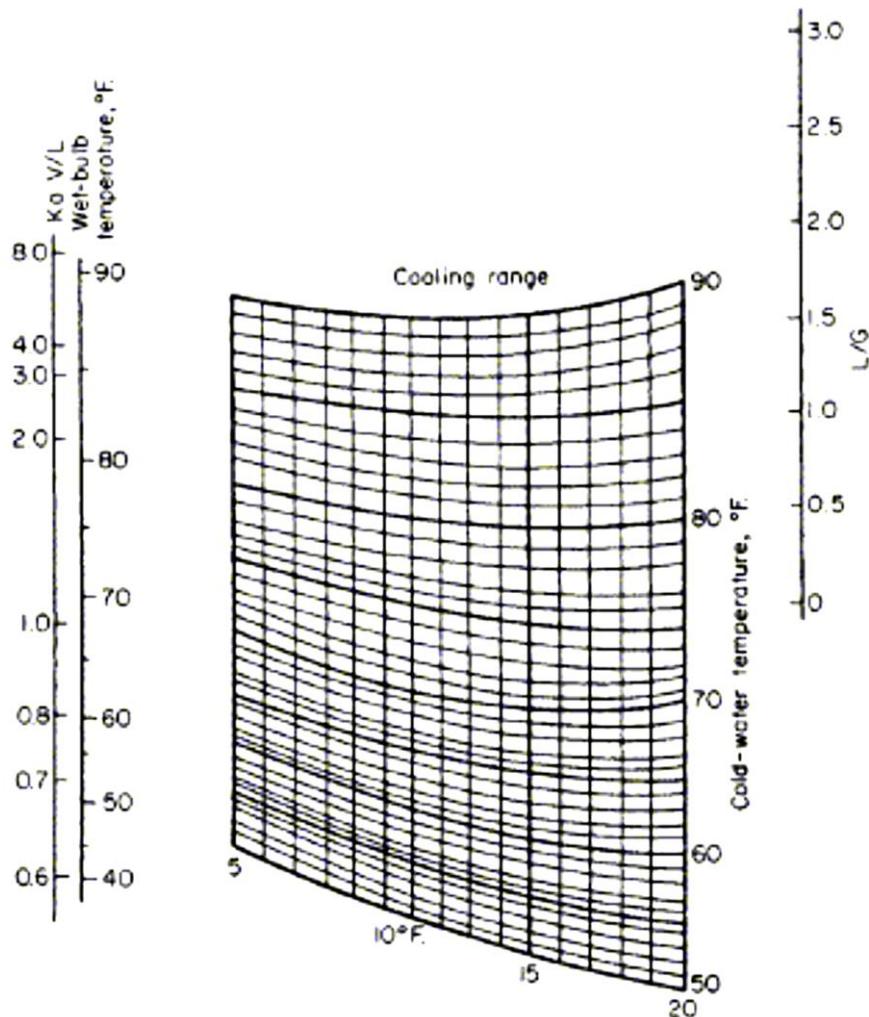
$$\begin{aligned}\Delta H_1 &= H_{i1} - H_{G1} & t_1 &= t_{L1} + 0,1 \cdot (t_{L2} - t_{L1}) \\ \Delta H_2 &= H_{i2} - H_{G2} & t_2 &= t_{L1} + 0,4 \cdot (t_{L2} - t_{L1}) \\ \Delta H_3 &= H_{i3} - H_{G3} & t_3 &= t_{L2} - 0,4 \cdot (t_{L2} - t_{L1}) \\ \Delta H_4 &= H_{i4} - H_{G4} & t_4 &= t_{L2} - 0,1 \cdot (t_{L2} - t_{L1})\end{aligned}$$

Siendo H_{in} el valor de la entalpia del aire saturado a t_n , el valor de la entalpia del aire H_{Gn} se determina con la LO

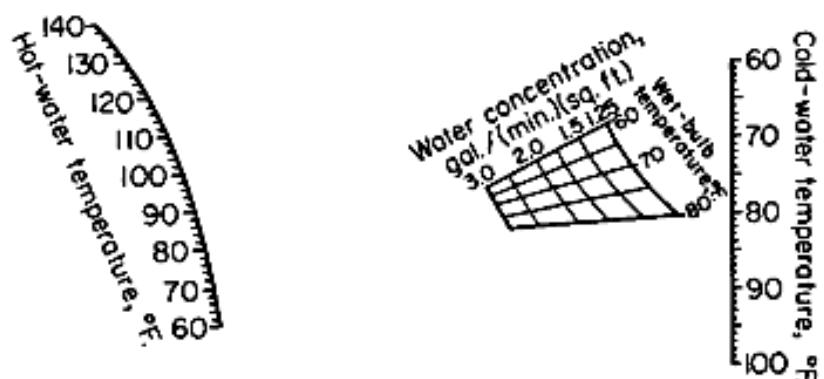
Woods y Betts:

Pasos a seguir

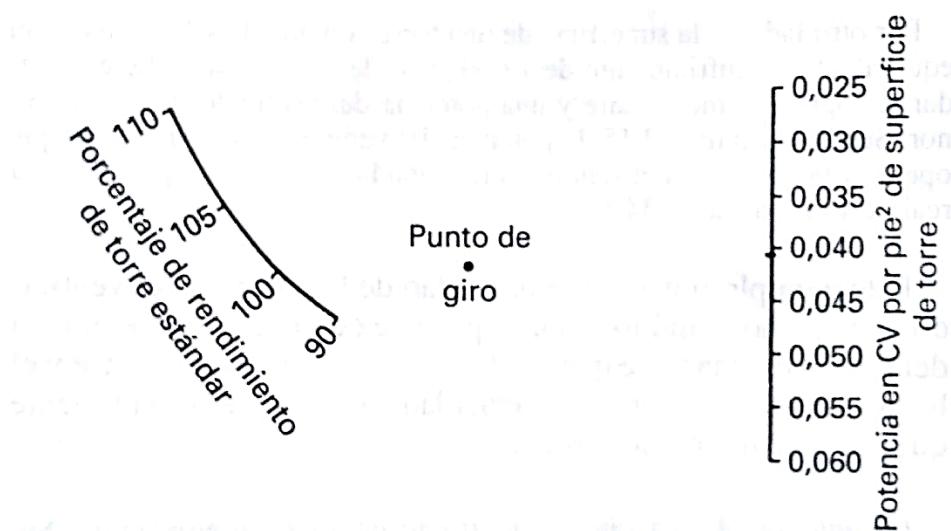
- 1) Con t_{L1} y t_{L2} determinar el cooling range, y por consecuencia ubicar 1 pto en el nomograma.
- 2) Trazar una recta que pase por el punto determinado en el paso 1 y la T_{wb1} .
- 3) Trazar una recta PARALELA a la anterior que pase por la relación L/G que opera la torre.
- 4) Leer el valor de los NTU en la intersección de la recta trazada en el paso 3 con la escala de valores correspondiente.



ESTIMACIONES RÁPIDAS DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL DE LA TORRE Y LA POTENCIA DEL VENTILADOR



Gráficos (Ecodyne Corp) para determinar las dimensiones de una torre de enfriamiento de tiro inducido y contracorriente. Para 1) sistema de aspersión ascendente y 24 ft de relleno o 2) sistema de distribución tipo canalón y 32 ft de relleno. El gráfico proporciona aproximaciones para torres de cualquier altura.



5) SECADO

Coefficientes de transferencia de calor:

Coefficientes peliculares para el secado en bandejas

Flujo de aire paralelo a la superficie

$$h_c (\text{BTU}/(\text{h.ft}^2 \circ\text{F})) = 0,01 \cdot G_{AH}^{0.8}$$

$$500 < G_{AH} (\text{lb}/(\text{h.ft}^2)) < 6000$$

Flujo de aire perpendicular a la superficie

$$h_c (\text{BTU}/(\text{h.ft}^2 \circ\text{F})) = 0,37 \cdot G_{AH}^{0.37}$$

$$800 < G_{AH} (\text{lb}/(\text{h.ft}^2)) < 4000$$

Relación de Lewis

$$C_s = \frac{h_c}{K_H} = 0,24 + 0,45 \cdot H$$

Secadores con circulación a través del sólido

$$\frac{\bar{m}}{\bar{m}_{max}} = 1 - e^{-NTG}$$

$$NTG = \frac{K_H \cdot a \cdot Z}{G_{AS}}$$

Valores de NTG

- a) Para partículas NO POROSAS ($0,0029 \text{ in} \leq d_p \leq 0,08 \text{ in}$) en lechos de más de $0,45 \text{ in}$ de espesor

$$NTG = \frac{1,14}{d_p^{0,35}} \cdot \left(\frac{d_p \cdot G_{AS}}{\mu} \right)^{0,215} \cdot (X \cdot \rho_s \cdot Z)^{0,64}$$

Siendo

G_{AS} : velocidad gravimétrica del aire seco

d_p : diámetro de la partícula

Cuando son partículas de geometría regular y de diámetro mayor a $0,125 \text{ in}$, se toma el diámetro de la esfera equivalente (igual área externa).

Cuando las partículas poseen un diámetro menor a $0,125 \text{ in}$

$$\frac{1}{d_p} = \sum \left(\frac{X'}{d_p} \right)$$

$$d_p' = (d_{p1} \cdot d_{p2})^{\frac{1}{2}}$$

Siendo

X' : la fracción en peso de las partículas comprendidas por las mallas de apertura d_{p1} y d_{p2} .

ρ_s : Densidad aparente del lecho (masa sólido seco/volumen del lecho).

X : Humedad del sólido en base seca.

- b)** Para partículas con o sin poros, de diámetro entre 1/8 in y 3/4 in, en lechos de poco espesor(0,4 a 2,5 in) secando a humedades superiores a la crítica, el gas sale no saturado y durante el periodo de velocidad constante:

$$K_H = J_D \cdot \left(\frac{G_{AS}}{\frac{2}{Sc^3}} \right) \text{ Sistema aire-agua } Sc = \left(\frac{\mu}{\rho \cdot D_{AB}} \right) \approx 0,6$$

$$Re'' = \frac{d_p \cdot V_m \cdot \rho}{\mu}$$

Si $90 < Re'' < 4000$

$$J_D = \frac{2,06}{\epsilon} \cdot (Re'')^{-0,575}$$

Siendo ϵ : porosidad del lecho (volumen vacío/volumen total)

d_p : diámetro de partícula (diámetro de la esfera con misma superficie que la partícula)

V_m : velocidad media del gas, supuesto lecho vacío.

Si $5000 < Re'' < 10300$

$$J_D = \frac{20,4}{\epsilon} \cdot (Re'')^{-0,815}$$

Para lechos fijos se cumple la siguiente relación: $a = 6 \left(\frac{1-\epsilon}{d_p \cdot \Phi_s} \right)$

Φ_s : Factor de forma = $\frac{\text{área de una esfera de igual volumen que la partícula}}{\text{área de la partícula}}$

Para cilindros uniformes de diámetro D_o y altura Z $a = \frac{4 \cdot (0,5 \cdot D_o + Z) \cdot (1-\epsilon)}{D_o \cdot Z}$

Secadores Continuos

$$Z = \sum H_{TG} \cdot N_{TG}$$

Siendo **Z** la longitud del secador (ft).

H_{TG}: Altura de la unidad de transferencia (ft) = $\frac{C_s \cdot G_{AS}}{U \cdot a}$.

C_s: calor húmedo del aire (BTU/lb_{AS}.°F).

G_{AS}: velocidad gravimétrica del aire seco (lb_{AS}/h.ft²).

U: coeficiente global de transferencia de calor entre el gas y la superficie expuesta del sólido (BTU/(h.ft². °F)).

a: área de transferencia por unidad de volumen del secador(ft²/ft³).

N_{TG}: número de unidades de transferencia.



$$N_{TG1} = \frac{T_{gc} - T_{g1}}{(T_{gc} - t_s) - (T_{g1} - t_{s1})} \cdot \ln \left(\frac{T_{gc} - t_s}{T_{g1} - t_{s1}} \right)$$

$$N_{TG2} = \ln \left(\frac{T_{gd} - t_s}{T_{gc} - t_s} \right)$$

$$N_{TG3} = \frac{T_{g2} - T_{gD}}{(T_{g2} - t_{s2}) - (T_{gD} - t_s)} \cdot \ln \left(\frac{T_{g2} - t_{s2}}{T_{gD} - t_s} \right)$$

Recomendaciones para secadores rotatorios continuos

Geométricas: $3 < D_{sec} < 10 \text{ ft}$; $4 < Z/D_{sec} < 10$

Velocidad gravimétrica: $200 < G_{AH} < 10.000 \text{ lb}_{AH}/(\text{h.ft}^2)$

Velocidad periférica lineal: $60 < V_{periférica} < 100 \text{ ft/min}$

Coeficiente de transferencia de calor para $3 < D_{sec} < 10 \text{ ft}$, valido cuando no se tiene información

específica : $U.a = \frac{0,5.G_{AS}^{0,67}}{D_{sec}}$

6) DESTILACION

Destilación simple o diferencial

Para mezclas binarias

$$\ln\left(\frac{W_f}{W_o}\right) = \int_{x_{W_o}}^{x_{W_f}} \frac{dx}{y^* - x}$$

$$y^* = f(x)$$

Con W_f y W_o la cantidad de moles en el instante final e inicial respectivamente.

Si α puede considerarse constante con la temperatura

$$\ln\left(\frac{x_{W_f} \cdot W_f}{x_{W_o} \cdot W_o}\right) = \alpha \cdot \ln\left(\frac{W_f \cdot (1-x_{W_f})}{W_o \cdot (1-x_{W_o})}\right)$$

Para sistemas multicomponentes

$$\ln\left(\frac{x_{j_{W_f}} \cdot W_f}{x_{j_{W_o}} \cdot W_o}\right) = \alpha_{j,i} \cdot \ln\left(\frac{W_f \cdot x_{i_{W_f}}}{W_o \cdot x_{i_{W_o}}}\right)$$

$\alpha_{j,i}$ Volatilidad relativa del componente j basada en el componente i

$$\alpha_{j,i} = \frac{K_j}{K_i} = \frac{\left(\frac{y_j}{x_j}\right)}{\left(\frac{y_i}{x_i}\right)}$$

Destilación Fraccionada con Reflujo

Relación de reflujo

$$R = \frac{L_o}{D}$$

Ecuación de Fenske para mezcla binaria

$$N_{\text{platos teóricos}} = \frac{\ln\left(\frac{x_{D,i}}{(1-x_{D,i})} \cdot \frac{(1-x_{w,i})}{x_{w,i}}\right)}{\ln(\alpha_{\text{prom}})}$$

$$\alpha_{\text{prom}} = (\alpha_{\text{base}} \cdot \alpha_{\text{cabeza}})^{\frac{1}{2}}$$

Línea de operación para la sección de enriquecimiento

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} \cdot x_n + \frac{D}{V_{n+1}} \cdot x_D$$

En función de la relación de reflujo

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{1}{R+1} \cdot x_D$$

Línea de operación para la sección de empobrecimiento

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} \cdot x_m - \frac{W}{V_{m+1}} \cdot x_W$$

Efectos de las condiciones de alimentación

$$q = \frac{H_v - H_F}{H_v - H_L}$$

H_v : Entalpia del vapor que abandona el plato de alimentación.

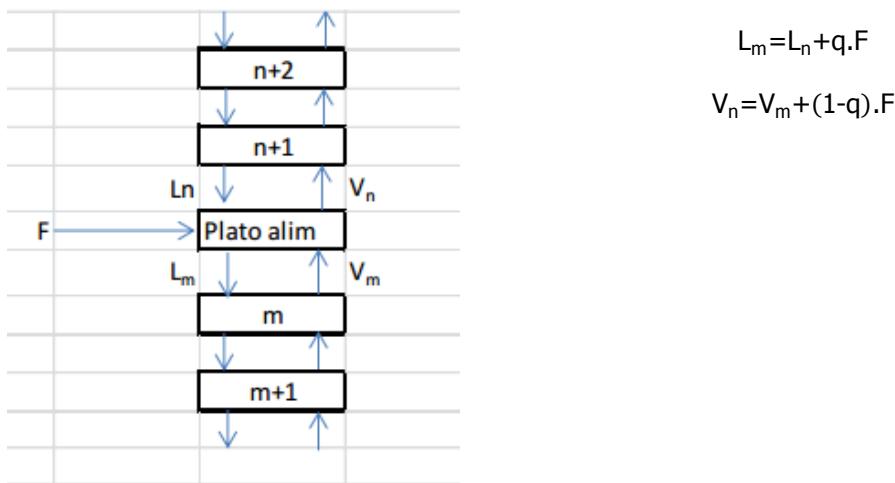
H_L : Entalpia del líquido que abandona el plato de alimentación.

H_F : Entalpia de la alimentación en condiciones de entrada al plato de alimentación

Línea q

$$y = \frac{q}{q-1} \cdot x - \frac{x_F}{q-1}$$

Balance en el plato de alimentación de la torre de destilación



APÉNDICE I: TUBERÍAS

Tuberías de Acero Comercial

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
1/8	0.405	10S	0.049	0.307	0.055	0.00051	0.106	0.0804	0.231	115.5	0.19
		40ST, 40S	.068	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.095	.215	.093	.00025	.106	.0563	.113	56.5	.31
1/4	0.540	10S	.065	.410	.097	.00092	.141	.107	.412	206.5	.33
		40ST, 40S	.088	.364	.125	.00072	.141	.095	.323	161.5	.42
		80XS, 80S	.119	.302	.157	.00050	.141	.079	.224	112.0	.54
3/8	0.675	10S	.065	.545	.125	.00162	.177	.143	.727	363.5	.42
		40ST, 40S	.091	.493	.167	.00133	.177	.129	.596	298.0	.57
		80XS, 80S	.126	.423	.217	.00098	.177	.111	.440	220.0	.74
1/2	0.840	5S	.065	.710	.158	.00275	.220	.186	1.234	617.0	.54
		10S	.083	.674	.197	.00248	.220	.176	1.112	556.0	.67
		40ST, 40S	.109	.622	.250	.00211	.220	.163	0.945	472.0	.85
		80XS, 80S	.147	.546	.320	.00163	.220	.143	0.730	365.0	1.09
		160	.188	.464	.385	.00117	.220	.122	0.527	263.5	1.31
		XX	.294	.252	.504	.00035	.220	.066	0.155	77.5	1.71
5/8	1.050	5S	.065	.920	.201	.00461	.275	.241	2.072	1036.0	0.69
		10S	.083	.884	.252	.00426	.275	.231	1.903	951.5	0.86
		40ST, 40S	.113	.824	.333	.00371	.275	.216	1.665	832.5	1.13
		80XS, 80S	.154	.742	.433	.00300	.275	.194	1.345	672.5	1.47
		160	.219	.612	.572	.00204	.275	.160	0.917	458.5	1.94
		XX	.308	.434	.718	.00103	.275	.114	0.461	230.5	2.44
1	1.315	5S	.065	1.185	.255	.00768	.344	.310	3.449	1725	0.87
		10S	.109	1.097	.413	.00656	.344	.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	.133	1.049	.494	.00600	.344	.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	.179	0.957	.639	.00499	.344	.250	2.240	1120	2.17
		160	.250	0.815	.836	.00362	.344	.213	1.625	812.5	2.84
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.878	439.0	3.66
1 1/4	1.660	5S	.065	1.530	.326	.01277	.435	.401	5.73	2865	1.11
		10S	.109	1.442	.531	.01134	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	.191	1.278	.881	.00891	.435	.335	3.99	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00734	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00438	.435	.235	1.97	985	5.21
1 1/2	1.900	5S	.065	1.770	.375	.01709	.497	.463	7.67	3835	1.28
		10S	.109	1.682	.614	.01543	.497	.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	1.610	0.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	.200	1.500	1.069	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.338	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41
2	2.375	5S	.065	2.245	.472	.02749	.622	.588	12.34	6170	1.61
		10S	.109	2.157	.776	.02538	.622	.565	11.39	5695	2.64
		40ST, 40S	.154	2.067	1.075	.02330	.622	.541	10.45	5225	3.65
		80ST, 80S	.218	1.939	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4600	5.02
		160	.344	1.687	2.195	.01552	.622	.436	6.97	3485	7.46
		XX	.436	1.503	2.656	.01232	.622	.393	5.53	2765	9.03
2 1/2	2.875	5S	.083	2.709	.728	.04003	.753	.709	17.97	8985	2.48
		10S	.120	2.635	1.039	.03787	.753	.690	17.00	8500	3.53
		40ST, 40S	.203	2.469	1.704	.03322	.753	.647	14.92	7460	5.79
		80XS, 80S	.276	2.323	2.254	.02942	.753	.608	13.20	6600	7.66
		160	.375	2.125	2.945	.02463	.753	.556	11.07	5535	10.01
		XX	.552	1.771	4.028	.01711	.753	.464	7.68	3840	13.69
3	3.500	5S	.083	3.334	0.891	.06063	.916	.873	27.21	13,605	3.03
		10S	.120	3.260	1.274	.05796	.916	.853	26.02	13,010	4.33
		40ST, 40S	.216	3.068	2.228	.05130	.916	.803	23.00	11,500	7.58
		80XS, 80S	.300	2.900	3.016	.04587	.916	.759	20.55	10,275	10.25
		160	.438	2.624	4.213	.03755	.916	.687	16.86	8430	14.32
		XX	.600	2.300	5.466	.02885	.916	.602	12.95	6475	18.58
3 1/2	4.0	5S	.083	3.834	1.021	.08017	1.047	1.004	35.98	17,990	3.48
		10S	.120	3.760	1.463	.07711	1.047	.984	34.61	17,305	4.97
		40ST, 40S	.226	3.548	2.680	.06870	1.047	.929	30.80	15,400	9.11
		80XS, 80S	.318	3.364	3.678	.06170	1.047	.881	27.70	13,850	12.50
4	4.5	5S	.083	4.334	1.152	.10245	1.178	1.135	46.0	23,000	3.92
		10S	.120	4.260	1.651	.09898	1.178	1.115	44.4	22,200	5.61
		40ST, 40S	.237	4.026	3.17	.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79

Transferencia de Calor y Masa, Nivel 1 y 2 - Resumen de fórmulas, gráficas y tablas

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
5	5.563	80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
		120	0.438	3.624	5.58	0.07170	1.178	0.949	32.2	16,100	19.00
		160	.531	3.438	6.62	.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.51
		XX	.674	3.152	8.10	.05419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54
		5S	.109	5.345	1.87	.1558	1.456	1.399	69.9	34,950	6.36
		10S	.134	5.295	2.29	.1529	1.456	1.386	68.6	34,300	7.77
		40ST, 40S	.258	5.047	4.30	.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80XS, 80S	.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04
		160	.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.96
		XX	.750	4.063	11.34	.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
6	6.625	5S	.109	6.407	2.23	.2239	1.734	1.677	100.5	50,250	7.60
		10S	.134	6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
		40ST, 40S	.280	6.065	5.58	.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	.432	5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
		120	.562	5.501	10.70	.1650	1.734	1.440	73.9	36,950	36.39
		160	.719	5.187	13.34	.1467	1.734	1.358	65.9	32,950	45.34
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16
8	8.625	5S	.109	8.407	2.915	.3855	2.258	2.201	173.0	86,500	9.93
		10S	.148	8.329	3.941	.3784	2.258	2.180	169.8	84,900	13.40
		20	.250	8.125	6.578	.3601	2.258	2.127	161.5	80,750	22.36
		30	.277	8.071	7.265	.3553	2.258	2.113	159.4	79,700	24.70
		40ST, 40S	.322	7.981	8.399	.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		60	.406	7.813	10.48	.3329	2.258	2.045	149.4	74,700	35.64
		80XS, 80S	.500	7.625	12.76	.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
		100	.594	7.437	14.99	.3017	2.258	1.947	135.4	67,700	50.95
		120	.719	7.187	17.86	.2817	2.258	1.882	126.4	63,200	60.71
		140	.812	7.001	19.93	.2673	2.258	1.833	120.0	60,000	67.76
		XX	.875	6.875	21.30	.2578	2.258	1.800	115.7	57,850	72.42
		160	.906	6.813	21.97	.2532	2.258	1.784	113.5	56,750	74.69
		5S	.134	10.482	4.47	.5993	2.814	2.744	269.0	134,500	15.19
10	10.75	10S	.165	10.420	5.49	.5922	2.814	2.728	265.8	132,900	18.65
		20	.250	10.250	8.25	.5731	2.814	2.685	257.0	128,500	28.04
		30	.307	10.136	10.07	.5603	2.814	2.655	252.0	126,000	34.24
		40ST, 40S	.365	10.020	11.91	.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80S, 60XS	.500	9.750	16.10	.5185	2.814	2.550	233.0	116,500	54.74
		80	.594	9.562	18.95	.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.43
		100	.719	9.312	22.66	.4729	2.814	2.438	212.3	106,150	77.03
		120	.844	9.062	26.27	.4479	2.814	2.372	201.0	100,500	89.29
		140, XX	1.000	8.750	30.63	.4176	2.814	2.291	188.0	94,000	104.13
		160	1.125	8.500	34.02	.3941	2.814	2.225	177.0	88,500	115.64
		5S	0.156	12.438	6.17	.8438	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98
12	12.75	10S	0.180	12.390	7.11	.8373	3.338	3.24	375.8	187,900	24.17
		20	0.250	12.250	9.82	.8185	3.338	3.21	367.0	183,500	33.38
		30	0.330	12.090	12.88	.7972	3.338	3.17	358.0	179,000	43.77
		ST, 40S	0.375	12.000	14.58	.7854	3.338	3.14	352.5	176,250	49.56
		40	0.406	11.938	15.74	.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.52
		XS, 80S	0.500	11.750	19.24	.7530	3.338	3.08	338.0	169,000	65.42
		60	0.562	11.626	21.52	.7372	3.338	3.04	331.0	165,500	73.15
		80	0.688	11.374	26.07	.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.63
		100	0.844	11.062	31.57	.6674	3.338	2.90	299.6	149,800	107.32
		120, XX	1.000	10.750	36.91	.6303	3.338	2.81	283.0	141,500	125.49
		140	1.125	10.500	41.09	.6013	3.338	2.75	270.0	135,000	139.67
		160	1.312	10.126	47.14	.5592	3.338	2.65	251.0	125,500	160.27
14	14	5S	0.156	13.688	6.78	1.0219	3.665	3.58	459	229,500	23.07
		10S	0.188	13.624	8.16	1.0125	3.665	3.57	454	227,000	27.73
		10	0.250	13.500	10.80	0.9940	3.665	3.53	446	223,000	36.71
		20	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219,000	45.61
		30, ST	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215,000	54.57
		40	0.438	13.124	18.66	0.9397	3.665	3.44	422	211,000	63.44
		XS	0.500	13.000	21.21	0.9218	3.665	3.40	414	207,000	72.09
		60	0.594	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.35	402	201,000	85.05
		80	0.750	12.500	31.22	0.8522	3.665	3.27	382	191,000	106.13
		100	0.938	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180,000	130.85
		120	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171,000	150.79
		140	1.250	11.500	50.07	0.7213	3.665	3.01	324	162,000	170.21
16	16	160	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153,000	189.11
		5S	0.165	15.670	8.21	1.3393	4.189	4.10	601	300,500	27.90
		10S	0.188	15.624	9.34	1.3314	4.189	4.09	598	299,000	31.75
		10	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.189	4.06	587	293,500	42.05

Transferencia de Calor y Masa, Nivel 1 y 2 - Resumen de fórmulas, gráficas y tablas

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
18	18	20	0.312	15.376	15.38	1.2985	4.189	4.03	578	289,000	52.27
		30, ST	0.375	15.250	18.41	1.2680	4.189	3.99	568	284,000	62.58
		40, XS	0.500	15.000	24.35	1.2272	4.189	3.93	550	275,000	82.77
		60	0.656	14.688	31.62	1.1766	4.189	3.85	528	264,000	107.50
		80	0.844	14.312	40.19	1.1171	4.189	3.75	501	250,500	136.61
		100	1.031	13.938	48.48	1.0596	4.189	3.65	474	237,000	164.82
		120	1.219	13.562	56.61	1.0032	4.189	3.55	450	225,000	192.43
		140	1.438	13.124	65.79	0.9394	4.189	3.44	422	211,000	223.64
		160	1.594	12.812	72.14	0.8953	4.189	3.35	402	201,000	245.25
		5S	0.165	17.670	9.25	1.7029	4.712	4.63	764	382,000	31.43
		10S	0.188	17.624	10.52	1.6941	4.712	4.61	760	379,400	35.76
		10	0.250	17.500	13.94	1.6703	4.712	4.58	750	375,000	47.39
		20	0.312	17.376	17.34	1.6468	4.712	4.55	739	369,500	58.94
		ST	0.375	17.250	20.76	1.6230	4.712	4.52	728	364,000	70.59
		30	0.438	17.124	24.16	1.5993	4.712	4.48	718	359,000	82.15
		XS	0.500	17.000	27.49	1.5763	4.712	4.45	707	353,500	93.45
		40	0.562	16.876	30.79	1.5533	4.712	4.42	697	348,500	104.67
		60	0.750	16.500	40.64	1.4849	4.712	4.32	666	333,000	138.17
		80	0.938	16.124	50.28	1.4180	4.712	4.22	636	318,000	170.92
		100	1.156	15.688	61.17	1.3423	4.712	4.11	602	301,000	207.96
		120	1.375	15.250	71.82	1.2684	4.712	3.99	569	284,500	244.14
		140	1.562	14.876	80.66	1.2070	4.712	3.89	540	270,000	274.22
		160	1.781	14.438	90.75	1.1370	4.712	3.78	510	255,000	308.50
20	20	5S	0.188	19.624	11.70	2.1004	5.236	5.14	943	471,500	39.78
		10S	0.218	19.564	13.55	2.0878	5.236	5.12	937	467,500	46.06
		10	0.250	19.500	15.51	2.0740	5.236	5.11	930	465,000	52.73
		20, ST	0.375	19.250	23.12	2.0211	5.236	5.04	902	451,000	78.60
		30, XS	0.500	19.000	30.63	1.9689	5.236	4.97	883	441,500	104.13
		40	0.594	18.812	36.21	1.9302	5.236	4.92	866	433,000	123.11
		60	0.812	18.376	48.95	1.8417	5.236	4.81	826	413,000	166.40
		80	1.031	17.938	61.44	1.7550	5.236	4.70	787	393,500	208.87
		100	1.281	17.438	75.33	1.6585	5.236	4.57	744	372,000	256.10
		120	1.500	17.000	87.18	1.5763	5.236	4.45	707	353,500	296.37
		140	1.750	16.500	100.3	1.4849	5.236	4.32	665	332,500	341.09
		160	1.969	16.062	111.5	1.4071	5.236	4.21	632	316,000	397.17
		5S	0.218	23.564	16.29	3.0285	6.283	6.17	1359	679,500	55.37
		10, 10S	0.250	23.500	18.65	3.012	6.283	6.15	1350	675,000	63.41
		20, ST	0.375	23.250	27.83	2.948	6.283	6.09	1325	662,500	94.62
		XS	0.500	23.000	36.90	2.885	6.283	6.02	1295	642,500	125.49
24	24	30	0.562	22.876	41.39	2.854	6.283	5.99	1281	640,500	140.68
		40	0.688	22.624	50.39	2.792	6.283	5.92	1253	626,500	171.29
		60	0.969	22.062	70.11	2.655	6.283	5.78	1192	596,000	238.35
		80	1.219	21.562	87.24	2.536	6.283	5.64	1138	569,000	296.58
		100	1.531	20.938	108.1	2.391	6.283	5.48	1073	536,500	367.39
		120	1.812	20.376	126.3	2.264	6.283	5.33	1016	508,000	429.39
		140	2.062	19.876	142.1	2.155	6.283	5.20	965	482,500	483.12
		160	2.344	19.312	159.5	2.034	6.283	5.06	913	456,500	542.13
		5S	0.250	29.500	23.37	4.746	7.854	7.72	2130	1,065,000	79.43
		10, 10S	0.312	29.376	29.10	4.707	7.854	7.69	2110	1,055,000	98.93
		ST	0.375	29.250	34.90	4.666	7.854	7.66	2094	1,048,000	118.65
		20, XS	0.500	29.000	46.34	4.587	7.854	7.59	2055	1,027,500	157.53
		30	0.625	28.750	57.68	4.508	7.854	7.53	2020	1,010,000	196.08

5S, 10S, 40S, and 80S are extracted from Stainless Steel Pipe, ASME B36.19M-1985, with permission of the publisher, the American Society of Mechanical Engineers, New York. ST = standard wall, XS = extra strong wall, XX = double extra strong wall, and Schedules 10 through 160 are extracted from Welded and Seamless Wrought Steel Pipe, ASME B36.10M-1996, with permission of the same publisher. Refer to these standards for a more comprehensive listing of material sizes and wall thicknesses. Decimal thicknesses for respective pipe sizes represent their nominal or average wall dimensions. Mill tolerances as high as $\pm 12\frac{1}{2}$ percent are permitted.

Plain-end pipe is produced by a square cut. Pipe is also shipped from the mills threaded, with a threaded coupling on one end, or with the ends beveled for welding, or grooved or sized for patented couplings.

To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert square inches to square millimeters, multiply by 645; to convert feet to meters, multiply by 0.3048; to convert square feet to square meters, multiply by 0.0929; to convert pounds per foot to kilograms per meter, multiply by 1.49; to convert gallons to cubic meters, multiply by 3.7854×10^{-3} ; and to convert pounds to kilograms, multiply by 0.4536.

Tubos BWG

Tube O.D., in.	B.W.G. gage	Thickness, in.	Internal area, in. ²	Sq. ft. external surface per foot length	Sq. ft. internal surface per foot length	Weight per ft. length steel, lb ^a	Tube I.D., in.	Moment of inertia, in. ⁴	Section modulus, in. ³	Radius of gyration, in.	Constant C†	O.D. I.D.	Transverse metal area, in. ³
1/4	22	0.028	0.0296	0.0654	0.0508	0.066	0.194	0.00012	0.00098	0.0791	46	1.289	0.0195
	24	0.022	0.0333	0.0654	0.0539	0.054	0.206	0.00010	0.00083	0.0810	52	1.214	0.0158
	26	0.018	0.0360	0.0654	0.0560	0.045	0.214	0.00009	0.00071	0.0823	56	1.168	0.0131
	27	0.016	0.0373	0.0654	0.0571	0.040	0.218	0.00008	0.00065	0.0829	58	1.147	0.0118
3/8	18	0.049	0.0603	0.0982	0.0725	0.171	0.277	0.00068	0.0036	0.1166	94	1.354	0.0502
	20	0.035	0.0731	0.0982	0.0798	0.127	0.305	0.00055	0.0029	0.1208	114	1.230	0.0374
	22	0.028	0.0799	0.0982	0.0835	0.104	0.319	0.00046	0.0025	0.1231	125	1.176	0.0305
	24	0.022	0.0860	0.0982	0.0867	0.083	0.331	0.00038	0.0020	0.1250	134	1.133	0.0244
1/2	16	0.065	0.1075	0.1309	0.0969	0.302	0.370	0.0021	0.0086	0.1555	168	1.351	0.0888
	18	0.049	0.1269	0.1309	0.1052	0.236	0.402	0.0018	0.0071	0.1604	198	1.244	0.0694
	20	0.035	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	0.0014	0.0056	0.1649	227	1.163	0.0511
	22	0.028	0.1548	0.1309	0.1162	0.141	0.444	0.0012	0.0046	0.1672	241	1.126	0.0415
5/8	12	0.109	0.1301	0.1636	0.1066	0.601	0.407	0.0061	0.0197	0.1865	203	1.536	0.177
	13	0.095	0.1486	0.1636	0.1139	0.538	0.435	0.0057	0.0183	0.1904	232	1.437	0.158
	14	0.083	0.1655	0.1636	0.1202	0.481	0.459	0.0053	0.0170	0.1939	258	1.362	0.141
	15	0.072	0.1817	0.1636	0.1259	0.426	0.481	0.0049	0.0156	0.1972	283	1.299	0.125
	16	0.065	0.1924	0.1636	0.1296	0.389	0.495	0.0045	0.0145	0.1993	300	1.263	0.114
	17	0.058	0.2035	0.1636	0.1333	0.352	0.509	0.0042	0.0134	0.2015	317	1.228	0.103
	18	0.049	0.2181	0.1636	0.1380	0.302	0.527	0.0037	0.0119	0.2044	340	1.186	0.089
	19	0.042	0.2299	0.1636	0.1416	0.262	0.541	0.0033	0.0105	0.2067	359	1.155	0.077
	20	0.035	0.2419	0.1636	0.1453	0.221	0.555	0.0028	0.0091	0.2090	377	1.126	0.065
	21	0.030	0.2539	0.1636	0.1489	0.180	0.569	0.0023	0.0080	0.2113	395	1.095	0.055
3/4	10	0.134	0.1825	0.1963	0.1262	0.833	0.482	0.0129	0.0344	0.2229	285	1.556	0.259
	11	0.120	0.2043	0.1963	0.1335	0.808	0.510	0.0122	0.0326	0.2267	319	1.471	0.238
	12	0.109	0.2223	0.1963	0.1393	0.747	0.532	0.0116	0.0309	0.2299	347	1.410	0.219
	13	0.095	0.2463	0.1963	0.1466	0.665	0.560	0.0107	0.0285	0.2340	384	1.339	0.195
	14	0.083	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	0.0098	0.0262	0.2376	418	1.284	0.174
	15	0.072	0.2884	0.1963	0.1587	0.522	0.606	0.0089	0.0238	0.2411	450	1.238	0.153
	16	0.065	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.0083	0.0221	0.2433	471	1.210	0.140
	17	0.058	0.3157	0.1963	0.1660	0.429	0.634	0.0076	0.0203	0.2455	492	1.183	0.126
	18	0.049	0.3339	0.1963	0.1707	0.367	0.652	0.0067	0.0178	0.2484	521	1.150	0.108
	19	0.042	0.3562	0.1963	0.1780	0.268	0.680	0.0050	0.0134	0.2531	567	1.103	0.079
7/8	10	0.134	0.2894	0.2291	0.1589	1.062	0.607	0.0221	0.0505	0.2662	451	1.442	0.312
	11	0.120	0.3167	0.2291	0.1662	0.969	0.635	0.0208	0.0475	0.2703	494	1.378	0.285
	12	0.109	0.3390	0.2291	0.1720	0.893	0.657	0.0196	0.0449	0.2736	529	1.332	0.262
	13	0.095	0.3685	0.2291	0.1793	0.792	0.685	0.0180	0.0411	0.2778	575	1.277	0.233
	14	0.083	0.3948	0.2291	0.1856	0.703	0.709	0.0164	0.0374	0.2815	616	1.234	0.207
	15	0.072	0.4197	0.2291	0.1914	0.618	0.731	0.0148	0.0337	0.2850	655	1.197	0.182
	16	0.065	0.4359	0.2291	0.1950	0.563	0.745	0.0137	0.0312	0.2873	680	1.174	0.165
	17	0.058	0.4525	0.2291	0.1987	0.507	0.759	0.0125	0.0285	0.2896	706	1.153	0.149
	18	0.049	0.4742	0.2291	0.2034	0.433	0.777	0.0109	0.0249	0.2925	740	1.126	0.127
	19	0.035	0.5090	0.2291	0.2107	0.314	0.805	0.0082	0.0187	0.2972	794	1.087	0.092
1	8	0.165	0.3526	0.2618	0.1754	1.473	0.670	0.0392	0.0784	0.3009	550	1.493	0.433
	10	0.134	0.4208	0.2618	0.1916	1.241	0.732	0.0350	0.0700	0.3098	656	1.366	0.365
	11	0.120	0.4536	0.2618	0.1990	1.129	0.760	0.0327	0.0654	0.3140	708	1.316	0.332
	12	0.109	0.4803	0.2618	0.2047	1.038	0.782	0.0307	0.0615	0.3174	749	1.279	0.305
	13	0.095	0.5153	0.2618	0.2121	0.919	0.810	0.0280	0.0559	0.3217	804	1.235	0.270
	14	0.083	0.5463	0.2618	0.2183	0.814	0.834	0.0253	0.0507	0.3255	852	1.199	0.239
	15	0.072	0.5755	0.2618	0.2241	0.714	0.856	0.0227	0.0455	0.3291	898	1.168	0.210
	16	0.065	0.5945	0.2618	0.2278	0.650	0.870	0.0210	0.0419	0.3314	927	1.149	0.191
	18	0.049	0.6390	0.2618	0.2361	0.498	0.902	0.0166	0.0332	0.3367	997	1.109	0.146
	20	0.035	0.6793	0.2618	0.2435	0.361	0.930	0.0124	0.0247	0.3414	1060	1.075	0.106
1-1/4	7	0.180	0.6221	0.3272	0.2330	2.059	0.890	0.0890	0.1425	0.3836	970	1.404	0.605
	8	0.165	0.6648	0.3272	0.2409	1.914	0.920	0.0847	0.1355	0.3880	1037	1.359	0.562
	10	0.134	0.7574	0.3272	0.2571	1.599	0.982	0.0742	0.1187	0.3974	1182	1.273	0.470
	11	0.120	0.8012	0.3272	0.2644	1.450	1.010	0.0688	0.1100	0.4018	1250	1.238	0.426
	12	0.109	0.8365	0.3272	0.2702	1.330	1.032	0.0642	0.1027	0.4052	1305	1.211	0.391
	13	0.095	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.0579	0.0926	0.4097	1377	1.179	0.345
	14	0.083	0.9229	0.3272	0.2838	1.036	1.084	0.0521	0.0833	0.4136	1440	1.153	0.304
	16	0.065	0.9852	0.3272	0.2932	0.824	1.120	0.0426	0.0682	0.4196	1537	1.116	0.242
	18	0.049	1.0423	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.0334	0.0534	0.4250	1626	1.085	0.185
	20	0.035	1.0936	0.3272	0.3089	0.455	1.180	0.0247	0.0395	0.4297	1706	1.059	0.134
1-1/2	10	0.134	1.1921	0.3927	0.3225	1.957	1.232	0.1354	0.1806	0.4853	1860	1.218	0.575
	12	0.109	1.2908	0.3927	0.3356	1.621	1.282	0.1159	0.1545	0.4933	2014	1.170	0.476
	14	0.083	1.3977	0.3927	0.3492	1.257	1.334	0.0931	0.1241	0.5018	2180	1.124	0.369
	16	0.065	1.4741	0.3927	0.3587	0.997	1.370	0.0756	0.1008	0.5079	2300	1.095	0.293
2	11	0.120	2.4328	0.5236	0.4608	2.412	1.760	0.3144	0.3144	0.6660	3795	1.136	0.709
	12	0.109	2.4941	0.5236	0.4665	2.204	1.782	0.2904	0.2904	0.6697	3891	1.122	0.648
	13	0.095	2.5730	0.5236	0.4739	1.935	1.810	0.2586	0.2588	0.6744	4014	1.105	0.569
	14	0.083	2.6417	0.5236	0.4801	1.701	1.834	0.2300	0.2300	0.6784	4121	1.091	0.500

*Weights are based on low-carbon steel with a density of 0.2836 lb/cu. in. For other metals multiply by the following factors: aluminum, 0.35; titanium, 0.58; A.I.S.I. 400 Series S/steels, 0.99; A.I.S.I. 300 Series S/steels, 1.02; aluminum bronze, 1.04; aluminum brass, 1.06; nickel-chrome-iron, 1.07; Admiralty, 1.09; nickel, 1.13; nickel-copper, 1.12; copper and cupro-nickels, 1.14.

$$\dagger \text{Liquid velocity} = \frac{\text{lb per tube hour}}{C \times \text{sp gr of liquid}} \quad \text{ft/s (sp gr of water at } 60^{\circ}\text{F} = 1.0\text{)}$$

APÉNDICE II: PROPIEDADES FÍSICAS

Propiedades del vapor saturado

Temp., °F	Pressure, lb/in² abs.	Volume, ft³/lb		Enthalpy, Btu/lb		Entropy, Btu/(lb)(°F)	
		Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
32.018	0.08865	0.016022	3302.4	0.000	1075.5	0.0000	2.1872
35	0.09991	0.016020	2948.1	3.002	1076.8	0.0061	2.1767
40	0.12163	0.016019	2445.8	8.027	1079.0	0.0162	2.1594
45	0.14744	0.016020	2037.8	13.044	1081.2	0.0262	2.1426
50	0.17796	0.016023	1704.8	18.054	1083.4	0.0361	2.1262
55	0.21392	0.016027	1432.0	23.059	1085.6	0.0458	2.1102
60	0.25611	0.016033	1207.6	28.060	1087.7	0.0555	2.0946
65	0.30545	0.016041	1022.1	33.057	1089.9	0.0651	2.0794
70	0.36292	0.016050	868.4	38.052	1092.1	0.0745	2.0645
75	0.42964	0.016060	740.3	43.045	1094.3	0.0839	2.0500
80	0.50683	0.016072	633.3	48.037	1096.4	0.0932	2.0359
85	0.59583	0.016085	543.6	53.027	1098.6	0.1024	2.0221
90	0.69813	0.016099	468.1	58.018	1100.8	0.1115	2.0086
95	0.81534	0.016114	404.4	63.008	1102.9	0.1206	1.9954
100	0.94294	0.016130	350.4	67.999	1105.1	0.1295	1.9825
110	1.2750	0.016165	265.39	77.98	1109.3	0.1472	1.9577
120	1.6927	0.016204	203.26	87.97	1113.6	0.1646	1.9339
130	2.2230	0.016247	157.33	97.96	1117.8	0.1817	1.9112
140	2.8892	0.016293	122.98	107.89	1122.0	0.1985	1.8895
150	3.7184	0.016343	97.07	117.95	1126.1	0.2150	1.8686
160	4.7414	0.016395	77.27	127.96	1130.2	0.2313	1.8487
170	5.9926	0.016451	62.06	137.97	1134.2	0.2473	1.8295
180	7.5110	0.016510	50.225	148.00	1138.2	0.2631	1.8111
190	9.340	0.016572	40.957	158.04	1142.1	0.2787	1.7934
200	11.526	0.016637	33.639	168.09	1146.0	0.2940	1.7764
210	14.123	0.016705	27.816	178.15	1149.7	0.3091	1.7600
212	14.696	0.016719	26.799	180.17	1150.5	0.3121	1.7568
220	17.186	0.016775	23.148	188.23	1153.4	0.3241	1.7442
230	20.779	0.016849	19.381	198.33	1157.1	0.3388	1.7290
240	24.968	0.016926	16.321	208.45	1160.6	0.3533	1.7142
250	29.825	0.017066	13.819	218.59	1164.0	0.3677	1.7000
260	35.427	0.017089	11.762	228.76	1167.4	0.3819	1.6862
270	41.856	0.017175	10.060	238.95	1170.6	0.3960	1.6729
280	49.200	0.017264	8.644	249.17	1173.8	0.4098	1.6599
290	57.550	0.01736	7.4603	259.4	1167.8	0.4236	1.6473
300	67.005	0.01745	6.4658	269.7	1179.7	0.4372	1.6351
320	89.643	0.01766	4.9138	290.4	1185.2	0.4640	1.6116
340	117.992	0.01787	3.7878	311.3	1190.1	0.4902	1.5892
360	153.01	0.01811	2.9573	332.3	1194.4	0.5161	1.5678
380	195.73	0.01836	2.3353	353.6	1198.0	0.5416	1.5473
400	247.26	0.01864	1.8630	375.1	1201.0	0.5667	1.5274
420	308.78	0.01894	1.4997	396.9	1203.1	0.5915	1.5080
440	381.54	0.01926	1.2169	419.0	1204.4	0.6161	1.4890
460	466.87	0.01961	0.99424	441.5	1204.8	0.6405	1.4704
480	566.15	0.02000	0.81717	464.5	1204.1	0.6648	1.4518
500	680.86	0.02043	0.67492	487.9	1202.2	0.6890	1.4333
520	812.53	0.02091	0.55956	512.0	1199.0	0.7133	1.4146
540	962.79	0.02146	0.46513	536.8	1194.3	0.7378	1.3954
560	1133.38	0.02207	0.38714	562.4	1187.7	0.7625	1.3757
580	1326.17	0.02279	0.32216	589.1	1179.0	0.7876	1.3550
600	1543.2	0.02364	0.26747	617.1	1167.7	0.8134	1.3330
620	1786.9	0.02466	0.22081	646.9	1153.2	0.8403	1.3092
640	2059.9	0.02595	0.18021	679.1	1133.7	0.8686	1.2821
660	2365.7	0.02768	0.14431	714.9	1107.0	0.8995	1.2498
680	2708.6	0.03037	0.11117	758.5	1068.5	0.9365	1.2086
700	3094.3	0.03662	0.07519	825.2	991.7	0.9924	1.1359
702	3135.5	0.03824	0.06997	835.0	979.7	1.0006	1.1210
704	3177.2	0.04108	0.06300	854.2	956.2	1.0169	1.1046
705.47	3208.2	0.05078	0.05078	906.0	906.0	1.0612	1.0612

*Extracted and condensed from 1967 ASME Steam Tables. Copyright reserved. Reproduced by permission.

Propiedades físicas del agua

$^{\circ}\text{F}$	c_p , Btu (lb _m) (°F)	ρ , lb _m cu ft	μ , lb _m (ft) (hr)	k , Btu (hr) (ft) (°F)	Pr	a , 1 (cu ft) (°F)
32	1.009	62.42	4.33	0.327	13.35	
40	1.005	62.42	3.75	0.332	11.35	0.3×10^8
50	1.002	62.38	3.17	0.338	9.40	1.0×10^8
60	1.000	62.34	2.71	0.344	7.88	1.7×10^8
70	0.998	62.27	2.37	0.349	6.78	2.3×10^8
80	0.998	62.17	2.08	0.355	5.85	3.0×10^8
90	0.997	62.11	1.85	0.360	5.12	3.9×10^8
100	0.997	61.99	1.65	0.364	4.53	5.2×10^8
110	0.997	61.84	1.49	0.368	4.04	6.6×10^8
120	0.997	61.73	1.36	0.372	3.64	7.7×10^8
130	0.998	61.54	1.24	0.375	3.30	8.9×10^8
140	0.998	61.39	1.14	0.378	3.01	10.2×10^8
150	0.999	61.20	1.04	0.381	2.73	12.0×10^8
160	1.000	61.01	0.97	0.384	2.53	13.9×10^8
170	1.001	60.79	0.90	0.386	2.33	15.5×10^8
180	1.002	60.57	0.84	0.389	2.16	17.1×10^8
190	1.003	60.35	0.79	0.390	2.03	
200	1.004	60.13	0.74	0.392	1.90	
220	1.007	59.63	0.65	0.395	1.66	
240	1.010	59.10	0.59	0.396	1.51	
260	1.015	58.51	0.53	0.396	1.36	
280	1.020	57.94	0.48	0.396	1.24	
300	1.026	57.31	0.45	0.395	1.17	
350	1.044	55.59	0.38	0.391	1.02	
400	1.067	53.65	0.33	0.384	1.00	
450	1.095	51.55	0.29	0.373	0.85	
500	1.130	49.02	0.26	0.356	0.83	
550	1.200	45.92	0.23			
600	1.362	42.37	0.21			

Propiedades físicas del aire a P = 1 atm

$^{\circ}\text{F}$	c_p , Btu (lb _m) ($^{\circ}\text{F}$)	ρ , * lb _m cu ft	μ , lb _m (ft) (hr)	k , Btu (hr) (ft) ($^{\circ}\text{F}$)	Pr	a , * 1 (cu ft) ($^{\circ}\text{F}$)
0	0.239	0.0862	0.040	0.0132	0.72	3.0 $\times 10^6$
20	0.240	0.0826	0.041	0.0138	0.71	2.5 $\times 10^6$
40	0.240	0.0793	0.043	0.0143	0.71	2.1 $\times 10^6$
60	0.240	0.0763	0.044	0.0148	0.71	1.7 $\times 10^6$
80	0.240	0.0734	0.045	0.0153	0.70	1.4 $\times 10^6$
100	0.240	0.0708	0.046	0.0158	0.70	1.2 $\times 10^6$
120	0.240	0.0684	0.047	0.0162	0.70	1.1 $\times 10^6$
140	0.240	0.0661	0.049	0.0168	0.70	0.89 $\times 10^6$
160	0.241	0.0640	0.050	0.0172	0.70	0.77 $\times 10^6$
180	0.241	0.0620	0.051	0.0177	0.69	0.68 $\times 10^6$
200	0.241	0.0601	0.052	0.0182	0.69	0.58 $\times 10^6$
250	0.242	0.0559	0.055	0.0192	0.68	0.42 $\times 10^6$
300	0.242	0.0522	0.058	0.0204	0.68	0.31 $\times 10^6$
350	0.243	0.0490	0.060	0.0216	0.68	0.23 $\times 10^6$
400	0.245	0.0461	0.062	0.0227	0.67	0.18 $\times 10^6$
450	0.246	0.0436	0.065	0.0239	0.67	0.14 $\times 10^6$
500	0.247	0.0413	0.067	0.0250	0.66	0.11 $\times 10^6$
600	0.250	0.0374	0.072	0.0271	0.66	0.070 $\times 10^6$
700	0.253	0.0342	0.076	0.0291	0.66	0.044 $\times 10^6$
800	0.257	0.0315	0.081	0.0312	0.66	0.033 $\times 10^6$
900	0.260	0.0292	0.085	0.0338	0.65	0.024 $\times 10^6$
1000	0.263	0.0272	0.089	0.0362	0.65	0.017 $\times 10^6$
1200	0.269	0.0239	0.097	0.0402	0.65	
1400	0.274	0.0213	0.104	0.0442	0.65	
1600	0.278	0.0193	0.111	0.0471	0.65	
1800	0.282	0.0175	0.117	0.0512	0.65	
2000	0.286	0.0161	0.120	0.0534	0.65	

* ρ and a are for 29.92 in. Hg pressure.

Sources of data:

c_p , μ , and k —Keenan, J. H., and J. Kaye, "Thermodynamic Properties of Air," John Wiley & Sons, Inc., New York, 1945.

ρ computed from simple gas law.

Notation: $a = g\beta\rho^2c_p/\mu k$.

NOTA: Para $P \neq 1$ atm, multiplicar a por P^2 .

APÉNDICE III: FACTORES DE CONVERSIÓN DE UNIDADES

Masa (M)		
1 libra de masa	= 453,5924 gramos = 0,45359 kilogramos = 7.000 granos = 32,174 libras de masa = 2.000 libras de masa = 2.240 libras de masa = 1.000 kilogramos = 2.204,62 libras de masa = 453,59 gramos mol	1 atmósfera = 760 mm mercurio a 0 °C (densidad 13,5951 g/cm³) = 29,921 pulgadas de mercurio a 32 °F = 14,696 libras fuerza/pulgada² = 33,899 pies de agua a 39,1 °F = 1,01325 × 10⁶ dinas/cm² = 1,01325 × 10⁵ Newtons/m²
1 slug		Densidad (M/L³)
1 tonelada (coria)		1 libra masa/pie³ = 0,01601846 gramos/cm³ = 16,01846 kilogramos/m³
1 tonelada (larga)		
1 tonelada (métrica)		Energía (H o FL)
1 libra mol		1 unidad térmica británica = 251,98 calorías = 1.054,4 Julios = 777,97 pie-libras fuerza = 10,409 litro-atmósferas = 0,2930 watos-hora
Longitud (L)		Difusividad (L²/θ)
1 pie	= 30,480 centímetros = 0,3048 metros	1 pie²/hora = 0,258 cm²/s = 2,58 × 10⁻⁵ m²/s
1 pulgada	= 2,54 centímetros = 0,0254 metros	
1 milla (U.S.)	= 0,0254 metros = 1,60935 kilómetros	Viscosidad (M/Lθ)
1 yarda	= 0,9144 metros	1 libra masa/pie · hora = 0,00413 g/cm · s = 0,000413 kg/m · s
Área (L²)		1 centipoise = 0,01 poise = 0,01 g/cm · s = 0,001 kg/m · s = 0,000672 lbm/pie · s = 0,0000209 lbs/pie²
1 pie²	= 929,0304 cm² = 0,09290304 m²	Conductividad térmica [H/θL²(TL)]
1 pulgada²	= 6,4516 cm²	1 Btu/h · pie²(°F/pie) = 0,00413 cal/s · cm²(°C/cm) = 1,728 J/s · m²(°C/m)
1 yarda²	= 0,836127 m²	
Volumen (L³)		Coefficiente de transferencia de calor
1 pie³	= 28,316,85 cm³ = 0,02831685 m³ = 28,31685 litros = 7,481 galones (U.S.) = 3,7853 litros = 231 pulgadas³	1 Btu/h · pie² °F = 5,678 J/s · m² · °C
1 galón		Capacidad calorífica (H/MT)
Tiempo (θ)		1 Btu/lbm °F = 1 cal/g °C = 4,184 J/kg °C
1 hora	= 60 minutos = 3.600 segundos	Constante de los gases
Temperatura (T)		1,987 Btu/lbm mol °R = 1,987 cal/mol · K = 82,057 atm · cm³/mol · K = 0,7302 atm · pie³/lb · mol · °F = 10,73 (lb/pulg²)(pie³)/lbmol · °R = 1,545 (lb/pie²)(pie³)/lbmol · °R = 8,314 (N/m²)(m³)/mol · K
Temperatura, Kelvin	= T °C + 273,15	Aceleración de la gravedad
Temperatura, Rankine	= T °F + 459,7	g = 9,8066 m/s² = 32,174 pie/s²
Temperatura, Fahrenheit	= (9/5)T °C + 32	
Temperatura, Celsius	= (5/9)(T °F - 32)	
Temperatura, Rankine	= 1,8T K	
Fuerza (F)		
1 libra de fuerza	= 444,822,2 dinas = 4,448222 Newtons = 32,174 poundals	
Presión (F/L²)		
Presión atmosférica normal		

Nota: En la columna de la izquierda se reflejan las unidades habituales U.S. o del sistema británico; y en la columna de la derecha se detallan las unidades SI.

* Adaptado de Faust et al., *Principles of Unit Operations*, John Wiley and Sons, 1980.