



# Formulario

Examen General para el Egreso  
de la Licenciatura en Ingeniería Química

## **EGEL Plus IQUM**

Formulario  
Examen General para el Egreso  
de la Licenciatura en Ingeniería Química  
**EGEL Plus IQUIM**

**Directorio**

**Carmen Enedina Rodríguez Armenta**  
Directora General

**Alejandra Zúñiga Bohigas**  
Directora de los Exámenes  
Generales para el Egreso de la Licenciatura

**David González Ramírez**  
Subdirector de Evaluación de Egreso  
en Diseño, Ingenierías y Arquitectura

**Luis Abraham Maya Olivares**  
Responsable del EGEL Plus® Sección  
Disciplinar en Ingeniería Química

*Formulario*

D.R. © 2025  
Centro Nacional de Evaluación  
para la Educación Superior, A.C. (Ceneval)

Cuarta edición

## Contenido

<b>Análisis elemental y fenomenológico de procesos .....</b>	<b>16</b>
Primera ley para sistemas termodinámicos.....	16
Trabajo del sistema.....	16
Segunda ley de la termodinámica.....	16
Relaciones termodinámicas para gases ideales.....	17
Coeficientes termodinámicos.....	18
Eficiencia térmica.....	18
Ciclos Termodinámicos.....	19
Ecuación de Clapeyron.....	19
Ecuación de Clausius-Clapeyron.....	19
Ecuaciones de Clausius-Clapeyron integrada.....	19
Ecuación de Antoine.....	19
Ley de los gases ideales.....	20
Ecuación de estado.....	20
Factor acéntrico de Pitzer.....	20
Factor de compresibilidad.....	20
Potenciales termodinámicos.....	21
Energía libre de Gibbs en una reacción.....	21
Entalpía total de una reacción.....	21
Relación entre la termodinámica y el equilibrio químico.....	21
Variación de la energía libre de Gibbs isotérmico.....	22
Fugacidad.....	23
Ley de Raoult.....	23
Presión de rocío.....	23
Presión de burbuja.....	23
Relaciones de Maxwell.....	23
Regla de las fases de Gibbs.....	24
Ecuaciones de estado.....	24
Cálculos del equilibrio líquido vapor.....	26
Constante de distribución.....	27
Sistema binario no ideal.....	27
Volatilidad relativa del componente 1 con respecto al 2.....	27
Balance general de energía en estado estacionario (sin cambio de fase ni reacción química).....	27
Balance general de energía en estado transitorio (sin cambio de fase ni reacción química).....	27
Balance de energía para una reacción.....	27
Ecuación de Nernst.....	28
Modelos de transferencia de momentum.....	28
Ecuación de continuidad.....	28
Ecuación de Bernoulli.....	28
Caída de presión en tuberías de sección transversal circular.....	29

Momentum .....	29
Ecuaciones de continuidad en distintos sistemas coordenados.....	29
Ecuaciones de movimiento en distintos sistemas coordenados.....	29
Ley de Newton para determinar viscosidad .....	31
Calor.....	31
Ecuaciones de energía térmica en distintos sistemas coordenados .....	31
a) En función de $q$ , densidad constante.....	31
b) En función de $T$ , densidad y conductividad constantes .....	32
Ley de conducción de calor de Fourier .....	33
Ley de Stefan-Boltzmann .....	33
Masa .....	33
Ecuación de continuidad de la especie A en términos del flujo $N_A$ .....	33
Ecuación de transporte de la especie A, en términos de $C_A$ ( $D_{AB}$ , $\rho$ constantes) .....	33
Ley de Fick de la difusión binaria .....	34
Contradifusión equimolar en estado estacionario .....	34
Difusión en estado estacionario de A a través de B que no se difunde .....	34
Análisis de grados de libertad en un proceso.....	35
Número de Sherwood .....	35
Resistencias térmicas .....	36
Balance de energía de un sistema abierto en estado transitorio.....	36
<b>Análisis y diseño de procesos de transformación básica .....</b>	<b>37</b>
Ley de viscosidad-Newton .....	37
Ecuación de la ley de velocidad de una reacción.....	37
Selectividad.....	38
Ecuación de Arrhenius .....	38
Constante de equilibrio.....	38
Constante de equilibrio químico en función de la temperatura Ecuación de Van't Hoff .....	39
Calor intercambiado .....	39
Calor con cambio de fase.....	40
Ecuación básica de transferencia de calor.....	40
Transferencia de calor por convección .....	40
Coeficiente convectivo de transferencia de calor, $h$ .....	40
Coeficiente global de transferencia de calor, $U_0$ .....	40
Factor de ensuciamiento .....	40
Número de tubos.....	41
Media logarítmica de diferencias de temperatura .....	41
Corrección de LMTD eficiencias térmicas $R$ y $S$ .....	41
Intercambiadores de placa.....	41
Economía del proceso de evaporación .....	41
Relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa.....	42
Transferencia de masa para casos sencillos .....	42

Torres de enfriamiento .....	44
Humidificación .....	44
Ósmosis inversa .....	44
Destilación .....	45
Líneas de operación columna (McCabe-Thiele) .....	46
Línea de alimentación (McCabe-Thiele) .....	46
Ecuación de Rayleigh para destilación por lotes en sistemas binarios de volatilidad constante .....	46
Método de Ponchon Savarit .....	47
Ecuaciones para métodos cortos .....	47
Número de ecuaciones necesarias para la separación continua de los componentes mediante métodos rigurosos (MESH) .....	49
Altura de la cama empacada en función de unidades de transferencia .....	49
Altura de la cama empacada en función de unidades de transferencia (soluciones diluidas) .....	49
Alturas de torres empacadas .....	50
Anillos Rasching .....	50
Sillas Berl .....	50
Constantes de empaques .....	50
Balances molares para reactor intermitente (o por lotes) .....	51
Balances molares para reactor tipo tanque agitado .....	51
Balances molares para reactor tubular con flujo pistón .....	52
Balances de energía para reactores adiabáticos ( $Q = 0$ y $W = 0$ ) .....	52
Selectividad para sistemas de reactores con reacciones múltiples en paralelo .....	53
Reactores de flujo no ideal .....	53
Caída de presión en lechos empacados .....	53
Modelo Kunii-Levenspiel para dimensionamiento de reactores de lecho fluidizado con reacción de primer orden .....	55
Agitación .....	56
Bomba NPSH .....	57
Balances de materia para el material del lecho .....	57
Intercambio de gas entre la burbuja y la nube .....	58
Correlación generalizada para inundación y caída de presión en columnas de relleno (Según Eckert) .....	58
Algunas técnicas de separación basadas en el equilibrio .....	59
<b>Diseño, optimización y control de procesos .....</b>	<b>60</b>
Heurística para síntesis de secuencia de separación .....	60
Reglas heurísticas para selección de secuencias de destilación .....	60
Costo base para hornos de proceso .....	61
Costo base para calentadores de fuego directo .....	62
Costo base de intercambiadores de calor .....	62
Costo de intercambiadores de calor (áreas pequeñas) .....	63
Costo de enfriadores de aire .....	64
Costo base de recipientes de proceso .....	65
Costo de platos para columnas de destilación .....	66

Costo base de bombas centrífugas.....	67
Costo base de compresores de gases.....	68
Automatización de procesos.....	69
Funciones de transferencia de los controladores P, PI, PID.....	70
Método de la Sección Dorada para optimización univariable.....	70
Método de Fibonacci para optimización univariable.....	70
<b>Gráficas y tablas.....</b>	<b>71</b>
Diagrama psicrométrico.....	71
Diagrama de Mollier.....	73
Gráfica de Eckert para torres empacadas.....	74
Gráficas-Factores de Corrección para cambiadores de calor.....	76
Diagrama de Moody.....	80
Constantes de la ecuación de Antoine.....	81
Constantes de propiedades físicas.....	84
Tablas de propiedades termodinámicas de algunos gases inorgánicos.....	85
Conductividades molares límite de los iones a 25 °C; $\lambda_{\infty} / 10^{-4} \text{ S m}^2/\text{mol}$ .....	91
Número de tubos en configuraciones comerciales de carcaza y tubos, 1 paso por carcaza, n pasos de tubos.....	92
Propiedades del agua saturada (líquido-vapor): Tabla de temperaturas.....	96
Tablas de vapor sobrecalentado.....	97
Factores K para accesorios.....	102
Factores K para codos bridados de 90°.....	102
Rugosidades absolutas para varios materiales.....	103
Especificaciones para tubos de acero comercial según norma ANSI.....	104
Grupos adimensionales.....	105
Teorema de Buckingham o teorema $\Pi$ (Pi).....	106
Transformada de Laplace.....	106
Procedimiento para dimensionar una válvula de control (método de la Masoneilan).....	108
Factores de dimensionamiento para flujo máximo (Masoneilan).....	110
Factores de dimensionamiento de válvulas en función de la apertura de acuerdo al modelo de Masoneilan.....	111
Criterio de estabilidad de Routh-Hurwitz.....	111
Tabla de conversiones.....	112
Constantes físicas.....	114
<b>Consejo Técnico.....</b>	<b>115</b>

## Análisis elemental y fenomenológico de procesos

### Primera ley para sistemas termodinámicos

$$\Delta U = Q - W$$

$\Delta U$  = es el cambio en la energía interna del gas ( $\Delta U = U_{final} - U_{inicial}$ )

$Q$  = es el calor añadido al sistema desde los alrededores

$W$  = es el trabajo realizado por el sistema sobre los alrededores

### Trabajo del sistema

$$W = \int_{V_1}^{V_2} [P(V)] dV$$

$W$  = trabajo del sistema

$P(V)$  = función de presión que depende del volumen

### Segunda ley de la termodinámica

#### Definición general de Entropía ( $S$ )

$$\Delta S_{sistema} = \int_i^f \frac{dQ_{reversible}}{T}$$

$$\Delta S_{entorno} = \int_i^f \frac{dQ_{entorno}}{T_{entorno}}$$

$\Delta S$  = cambio de entropía de un punto inicial ( $i$ ) a uno final ( $f$ )

$dQ$  = diferencial del calor intercambiado

$T$  = temperatura

$$\Delta S_{universo} = \Delta S_{sistema} + \Delta S_{entorno}$$

#### Proceso reversible

$$\Delta S_{universo} = 0$$

$\Delta S$  = cambio de entropía

$n$  = moles del sistema

$R$  = constante Universal de los gases

$V_f$  = volumen final del sistema

$V_i$  = volumen inicial del sistema

#### Proceso irreversible

$$\Delta S_{universo} > 0$$

#### Entropía de un proceso de expansión isotérmico (tanto reversible como irreversible)

$$\Delta S = nR \ln \frac{V_f}{V_i}$$

Variación de la entropía con la temperatura

$$S(T_f) = S(T_i) + \int_i^f \frac{dQ_{reversible}}{T}$$

A presión constante

$$dQ_{reversible} = C_p dT$$

$$S(T_f) = S(T_i) + \int_i^f \frac{C_p dT}{T}$$

A volumen constante

$$dQ_{reversible} = C_v dT$$

$$S(T_f) = S(T_i) + \int_i^f \frac{C_v dT}{T}$$

$C_p$  = capacidad calorífica a presión constante  
 $C_v$  = capacidad calorífica a volumen constante  
 $S(T_i)$  = entropía cuando el sistema está a una temperatura inicial  
 $S(T_f)$  = entropía cuando el sistema está a una temperatura final  
 $dQ$  = diferencial del calor intercambiado  
 $T$  = temperatura

Relaciones termodinámicas para gases ideales

Proceso	Energía interna ( $\Delta U$ )	Entalpía ( $\Delta H$ )	Calor (Q)	Trabajo (W)	Entropía ( $\Delta S$ )
Isotérmico irreversible	$\Delta U = 0$	$\Delta H = 0$	$Q = W$	$W = P_{op} (V_2 - V_1)$	$\Delta S = nR \ln \frac{V_2}{V_1}$
Isotérmico reversible	$\Delta U = 0$	$\Delta H = 0$	$Q = W$	$W = nRT \ln \left( \frac{V_2}{V_1} \right)$	$\Delta S = \int_{V_1}^{V_2} nR \frac{dV}{V}$
Isocórico	$\Delta U = C_v \Delta T$	$\Delta H = C_p \Delta T$	$Q_v = \Delta U = \Delta E$	$W = 0$	$\Delta S = C_v \ln \frac{T_2}{T_1}$
Isobárico	$\Delta U = C_v \Delta T$	$\Delta H = C_p \Delta T$	$Q_p = \Delta H$	$W = P_{op} (V_2 - V_1)$	$\Delta S = C_p \ln \frac{T_2}{T_1}$
Adiabático irreversible	$\Delta U = C_v \Delta T$	$\Delta H = C_p \Delta T$	$Q = 0$	$W = P_{op} (V_2 - V_1)$	$\Delta S = 0$
Adiabático reversible	$\Delta U = -W$	$\Delta H = C_p \Delta T$	$Q = 0$	$W = \frac{nR\Delta T}{1-\gamma} = \frac{P_2 V_2 - P_1 V_1}{1-\gamma}$	$\Delta S = 0$

$\Delta U$  = cambio de energía interna  
 $\Delta H$  = cambio de entalpía  
 $Q$  = calor  
 $W$  = trabajo  
 $\Delta S$  = cambio de entropía  
 $P_{op}$  = presión de operación  
 $V_1, V_2$  = volumen inicial y final

$T_1, T_2$  = temperatura inicial y final  
 $P_1, P_2$  = presión inicial y final  
 $\Delta T$  = cambio de temperatura  
 $n$  = mol  
 $R$  = constante de los gases  
 $C_v$  = calor específico a volumen constante  
 $C_p$  = calor específico a presión constante

## Coeficientes termodinámicos

### Capacidad calorífica

#### Isobárica

$$C_p = \left(\frac{\partial Q}{\partial T}\right)_p = T \left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_p$$

#### Isocórica

$$C_v = \left(\frac{\partial Q}{\partial T}\right)_v = T \left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_v = \left(\frac{\partial U}{\partial T}\right)_v$$

### Calidad del vapor

$$X = \frac{m_v}{m}$$

$$X = \frac{\hat{v}_i - \hat{v}_f}{\hat{v}_g - \hat{v}_f}$$

$$X = \frac{\hat{u}_i - \hat{u}_f}{\hat{u}_g - \hat{u}_f}$$

$$X = \frac{\hat{h}_i - \hat{h}_f}{\hat{h}_g - \hat{h}_f}$$

$$X = \frac{\hat{s}_i - \hat{s}_f}{\hat{s}_g - \hat{s}_f}$$

### Eficiencia térmica

$$\eta = \frac{W}{Q_1} = \frac{Q_1 - Q_2}{Q_1} = 1 - \frac{Q_2}{Q_1}$$

S = entropía cuando el sistema está a una temperatura inicial

Q = calor

H = entalpía

T = temperatura

U = energía interna

X = calidad del vapor

$m_v$  = masa de la fase vapor

m = masa total del sistema

$\hat{v}$  = volumen específico

$\hat{u}$  = energía interna específica

$\hat{h}$  = entalpía específica

$\hat{s}$  = entropía específica

f = líquido saturado

g = vapor saturado

i = mezcla líquido-vapor

$\eta$  = rendimiento o eficiencia térmica

W = trabajo realizado por la máquina

$Q_1, Q_2$  = calor. Representa el flujo de calor transferido entre la fuente - máquina y máquina - entorno respectivamente

## Ciclos termodinámicos

### Ciclos de potencia

Ciclo	Propiedad constante			
	1 → 2	2 → 3	3 → 4	4 → 1
Carnot	S	T	S	T
Rankine	S	P	S	P
Brayton	S	P	S	P
Otto	S	v	S	v
Diésel	S	P	S	v
Stirling	T	V	T	V
Ericsson	T	P	T	P
Atkinson	S	V	S	P

### Ecuación de Clapeyron

$$\frac{dP^\circ}{dT} = \frac{\Delta\bar{H}_v}{T(\bar{v}_g - \bar{v}_l)}$$

Para gases ideales

$$\frac{d(\ln P^\circ)}{d(1/T)} = \frac{\Delta\bar{H}_v}{R}$$

T = temperatura absoluta  
 $\bar{V}_g$  = volumen molar del gas  
 $\bar{V}_l$  = volumen molar del líquido  
 $\Delta\bar{H}_v$  = entalpía molar de vaporización  
 $P^\circ$  = presión de vapor  
 R = constante de los gases

### Ecuación de Clausius-Clapeyron

$$\frac{d \ln P^\circ}{dT} = \frac{\Delta\bar{H}_v}{RT^2}$$

$$\frac{d \ln P^\circ}{dT} = \frac{\Delta\bar{H}_s}{RT^2}$$

B = constante específica  
 $P^\circ$  = presión de vapor  
 $\Delta\bar{H}_{v,s}$  = entalpía de vaporización o sublimación  
 R = constante universal de los gases  
 T = temperatura absoluta

### Ecuaciones de Clausius-Clapeyron integrada

$$\ln P^\circ = -\frac{\Delta\bar{H}_v}{RT} + B$$

### Ecuación de Antoine

$$\log_{10} P^\circ = A - \frac{B}{T + C}$$

$P^\circ$  = presión de vapor  
 A, B, C = constantes específicas para cada sustancia  
 T = temperatura

## Ley de los gases ideales

### Ecuación de estado

$$PV = nRT$$

Para Estado 1 y Estado 2, donde n y R permanecen constantes:

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2}$$

V = volumen

n = mol de gas

P = presión total

T = temperatura absoluta

R = constante universal de los gases

### Para presiones parciales

$$P_A = P_T y_A$$

$P_A$  = presión parcial del gas A

$P_T$  = presión total de la mezcla

$y_A$  = fracción mol del gas A en la mezcla

### Factor acéntrico de Pitzer

$$\omega = -1 - \log(P_r^{sat}(T_r = 0.7))$$

$$P_r^{sat} = \frac{P^{sat}}{P_c} \quad T_r = \frac{T}{T_c}$$

$\omega$  = factor acéntrico

$P_r^{sat}$  = presión reducida de saturación

$T_r$  = temperatura reducida

$P^{sat}$  = presión de vapor

$T_c$  = temperatura crítica

$P_c$  = presión crítica

### Factor de compresibilidad

$$Z = Z^0 + \omega Z^1$$

$$Z^0 = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r}$$

$$Z^1 = B^1 \frac{P_r}{T_r}$$

Z = factor de compresibilidad

$\omega$  = factor acéntrico

$P_r$  = presión reducida

$T_r$  = temperatura reducida

$T_c$  = temperatura crítica

$P_c$  = presión crítica

### Correlaciones de M.M. Abbott

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}}$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

## Potenciales termodinámicos

### Energía interna

$$dU = T dS - PdV = C_v dT + \left[ T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dV$$

### Entalpía

$$H = U + PV$$

$$dH = T dS + V dP = C_p dT + \left[ V - T \left( \frac{\partial V}{\partial T} \right)_P \right] dP$$

### Energía libre de Helmholtz

$$A = U - TS$$

$$dA = -SdT - PdV$$

### Energía libre de Gibbs (entalpía libre)

$$G = H - TS$$

$$dG = VdP - SdT$$

S = entropía

V = volumen

P = presión total

T = temperatura absoluta

U = energía interna

H = entalpía

A = energía libre de Helmholtz

G = energía libre de Gibbs

## Energía libre de Gibbs en una reacción

$$\Delta G_r = \sum_{i=1}^n (v_i \Delta G_f)_{\text{productos}} - \sum_{i=1}^n (v_i \Delta G_f)_{\text{reactivos}}$$

$v_i$  = coeficientes estequiométricos

$\Delta G_f$  = cambio de la energía libre de Gibbs molar de formación de reactivos/productos

## Entalpía total de una reacción

$$\Delta H_r^\circ = \sum_{i=1}^n (v_i \Delta H_f^\circ)_{\text{productos}} - \sum_{i=1}^n (v_i \Delta H_f^\circ)_{\text{reactivos}}$$

$\Delta H(T)$  = cambio de entalpía total a una temperatura T

$\Delta H_r^\circ$  = cambio entalpía de reacción a condiciones estándar

$\Delta H_f^\circ$  = cambio de entalpía de formación molar a condiciones estándar

$C_p$  = calor específico

$$\Delta H(T) = \Delta H_r^\circ + \int_{T_0}^T C_p dT$$

## Relación entre la termodinámica y el equilibrio químico

$$\Delta G = -nRT \ln k_{eq}$$

$\Delta G$  = cambio de la energía libre de Gibbs

R = constante universal de los gases

$k_{eq}$  = constante de equilibrio de la reacción

## Variación de la energía libre de Gibbs isotérmico

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

la condición de equilibrio es  $\Delta G = 0$   
 la condición de espontaneidad es  $\Delta G < 0$   
 el proceso no es espontáneo cuando  $\Delta G > 0$

*A presión constante  
 (ecuación de Gibbs-Helmholtz)*

$$\left[ \frac{\partial \left( \frac{\Delta G}{T} \right)}{\partial \left( \frac{1}{T} \right)} \right]_P = \Delta H$$

$T_1, T_2$  = temperatura en el punto 1 y 2  
 $\Delta G_{(T_1)}^\circ, \Delta G_{(T_2)}^\circ$ , = cambio en energía libre  
 estándar de Gibbs a  $T_1$  y  $T_2$   
 $\Delta H_{(T_1)}^\circ$  = cambio de formación de entalpía  
 estándar a  $T_1$

*Forma integrada*

$$\frac{\Delta G_{(T_2)}^\circ}{T_2} - \frac{\Delta G_{(T_1)}^\circ}{T_1} = \Delta H_{(T_1)}^\circ \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

*A temperatura constante*

$$G(P_f) = G(P_i) + \int_{P_i}^{P_f} V dP$$

$G(P_i), G(P_f)$  = energía libre de Gibbs a la presión  
 inicial y final  
 $V$  = volumen

*Si la sustancia es un líquido o sólido  
 incomprensible*

$$\bar{G}(P_f) = \bar{G}(P_i) + \bar{V} \cdot (P_f - P_i)$$

$\bar{G}(P_i), \bar{G}(P_f)$  = energía libre de Gibbs molar a la  
 presión inicial y final  
 $\bar{V}$  = volumen molar

*Si la sustancia es un gas ideal*

$$G = G^\circ + nRT \ln \frac{P}{P^\circ}$$

$G^\circ$  = energía libre de Gibbs estándar del sistema  
 de referencia  
 $n$  = moles de sustancia  
 $R$  = constante universal de los gases  
 $T$  = temperatura  
 $P$  = presión  
 $P^\circ$  = presión vapor

## Fugacidad

$$G = G^\circ + nRT \ln \frac{f}{P^\circ}$$

$$f = \varphi P$$

$$\ln \varphi = \int_0^P \frac{Z - 1}{P} dP$$

$G^\circ$  = energía libre de Gibbs estándar del sistema de referencia

$f$  = fugacidad

$\varphi$  = coeficiente de fugacidad

$Z$  = factor de compresibilidad

$n$  = moles de sustancia

$R$  = constante universal de los gases

$T$  = temperatura

$P$  = presión

$P^\circ$  = presión de vapor

## Ley de Raoult

$$y_i P = x_i P_i^0$$

$$P = \frac{1}{\sum y_i / P_i^0}$$

## Presión de rocío

$$P = \frac{1}{\sum y_i / P_i^0}$$

## Presión de burbuja

$$P = \sum x_i P_i^0$$

$P_i^0$  = presión de vapor del componente  $i$

$P$  = presión

$x_i$  = fracción mol del componente  $i$  en estado líquido

$y_i$  = Fracción mol del componente  $i$  en el estado vapor

## Relaciones de Maxwell

$$\left(\frac{\partial T}{\partial V}\right)_S = -\left(\frac{\partial P}{\partial S}\right)_V$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S = \left(\frac{\partial V}{\partial S}\right)_P$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V = \left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T$$

$$\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P = -\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T$$

## Regla de las fases de Gibbs

$$L = C - F + 2$$

L = grados de libertad  
 C = número de componentes  
 F = número de fases en equilibrio

## Ecuaciones de estado

### Virial

$$Z = \frac{P\bar{V}}{RT} = 1 + \frac{B}{\bar{V}} + \frac{C}{\bar{V}^2} + \frac{D}{\bar{V}^3} + \dots \text{ Serie de potencias de } \frac{1}{\bar{V}^n}$$

$$Z = \frac{P\hat{V}}{RT} = 1 + B\rho + C\rho^2 + D\rho^3 + \dots \text{ Series de potencias de } \rho$$

$$Z = \frac{P\hat{V}}{RT} = 1 + B'P + C'P^2 + D'P^3 + \dots \text{ Serie de potencias de } P$$

Parámetros:

$$\bar{V} = \text{volumen molar}$$

$$B' = \frac{B}{RT}$$

$$C' = \frac{C - B^2}{(RT)^2}$$

$$D' = \frac{D - 3BC + 2B^3}{(RT)^3}$$

### Van der Waals

$$P = \frac{RT}{\hat{V} - b} - \frac{a}{\hat{V}^2}$$

Parámetros:

$$a = \frac{27 R^2 T_c^2}{64 P_c}$$

$$b = \frac{1 RT_c}{8 P_c} = \frac{1}{3} \hat{V}_c$$

### Redlich-Kwong

$$P = \frac{RT}{\hat{V} - b} - \frac{a T^{-0.5}}{\hat{V}(\hat{V} + b)}$$

Parámetros:

$$a = 0.42748 \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c}$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c}$$

*Soave-Redlich-Kwong*

$$P = \frac{RT}{\bar{V}-b} - \frac{a(T)}{\bar{V}(\bar{V}+b)}$$

*Peng-Robinson*

$$P = \frac{RT}{\bar{V}-b} - \frac{a(T) \cdot \alpha(T_r, \omega)}{(\bar{V}^2 + 2b\bar{V} - b^2)}$$

*Parámetros:*

$$a(T) = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_r, \omega)$$

$$\alpha(T_r, \omega) = \left[ 1 + m(\omega) \left( 1 - T_r^{\frac{1}{2}} \right) \right]^2$$

$$m(\omega) = 0.48 + 1.574 \omega - 0.176 \omega^2$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c}$$

*Parámetros:*

$$a(T) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$\alpha(T_r, \omega) = \left[ 1 + m(\omega) \left( 1 - T_r^{\frac{1}{2}} \right) \right]^2$$

$$m(\omega) = 0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c}$$

### Cálculos del equilibrio líquido vapor

Cálculo	Datos	Incógnitas	Criterio
Presión de burbuja	T, {x <sub>i</sub> }	P, {y <sub>i</sub> }	$\sum K_i x_i - 1 = 0$
Temperatura de burbuja	P, {x <sub>i</sub> }	T, {y <sub>i</sub> }	$\sum K_i x_i - 1 = 0$
Presión de rocío	T, {y <sub>i</sub> }	P, {x <sub>i</sub> }	$\frac{\sum y_i}{K_i - 1} = 0$
Temperatura de rocío	P, {y <sub>i</sub> }	T, {x <sub>i</sub> }	$\frac{\sum y_i}{K_i - 1} = 0$
			$x_i = \frac{z_i}{[1 + (K_i - 1)V]}$
			$y_i = K_i x_i = \frac{K_i z_i}{[1 + (K_i - 1)V]}$
			$\sum_{i=1}^c y_i = 1$
Flash isotérmico	T, P, {z <sub>i</sub> }	L, V, {y <sub>i</sub> }, {x <sub>i</sub> }	$\sum_{i=1}^c x_i = 1$
			$\sum_{i=1}^c y_i - \sum_{i=1}^c x_i = 0$
			$\sum_{i=1}^c \frac{z_i(K_i - 1)}{[1 + (K_i - 1)V]} = 0^*$
			* Ecuación de Rachford-Rice
			$\frac{\sum z_i(K_i - 1)}{[1 + (K_i - 1)V]} = 0$
Flash adiabático	H <sub>F</sub> , {z <sub>i</sub> }, P	{x <sub>i</sub> }, {y <sub>i</sub> }, V, T	H <sub>F</sub> - H <sub>V</sub> - H <sub>L</sub> = 0
			$x_i = \frac{z_i}{[1 + (K_i - 1)V]}$
			$y_i = K_i x_i = \frac{z_i K_i}{[1 + (K_i - 1)V]}$
T = temperatura de equilibrio		{y <sub>i</sub> } = composición del compuesto i del vapor	
P = presión de equilibrio		{x <sub>i</sub> } = composición del compuesto i líquido	
		{z <sub>i</sub> } = composición global del sistema	
		V = flujo de vapor	
		L = flujo de líquido	

Smith-Van Ness. (s/f). Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, Mc Graw Hill, 4ta edición, capítulo 12

### Constante de distribución

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

### Sistema binario no ideal

$$y_1 P = \gamma_1 x_1 P^\circ$$

$$y_2 P = \gamma_2 x_2 P^\circ$$

### Volatilidad relativa del componente 1 con respecto al 2

$$\alpha_{12} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{\left(\frac{y_1}{x_1}\right)}{\left(\frac{y_2}{x_2}\right)}$$

$y_i$  = fracción mol del vapor

$x_i$  = fracción mol del líquido

$\gamma_i$  = coeficiente de actividad del componente  $i$

$P$  = presión

$P^\circ$  = presión de vapor

$\alpha_{12}$  = volatilidad relativa del componente 1 con respecto al 2

### Balance general de energía en estado estacionario (sin cambio de fase ni reacción química)

$$\Delta H + m\Delta\left(\frac{1}{2}u^2\right) + mg\Delta h = Q - W$$

$m$  = masa del sistema

$\dot{m}$  = flujo másico

### Balance general de energía en estado transitorio (sin cambio de fase ni reacción química)

$$m c_v \frac{dT}{dt} = \dot{m}_{in} \left( c_p T_{in} + \frac{u_{in}^2}{2} + g z_{in} \right) - \dot{m}_{out} \left( c_p T_{out} + \frac{u_{out}^2}{2} + g z_{out} \right) + \dot{Q} - \dot{W}$$

### Balance de energía para una reacción

$$Q = \xi \Delta H^\circ r + \sum \dot{n}_{salida} \hat{H}_{salida} - \sum \dot{n}_{entrada} \hat{H}_{entrada}$$

$$\xi = \frac{n_{A \text{ salida}} - n_{A \text{ entrada}}}{v_A}$$

$v_A$  = coeficiente estequiométrico de un reactivo o producto

$\xi$  = avance de reacción

$\Delta H^\circ r$  = entalpía de reacción en condiciones estándar

### Ecuación de Nernst

$$E = E^\circ - \frac{RT}{nF} \ln(Q)$$

E = potencial corregido del electrodo  
 E° = potencial del electrodo en condiciones estándar  
 R = constante universal de los gases  
 T = temperatura (absoluta)  
 n = número de moles de electrones participantes en la reacción  
 F = constante de Faraday (F = 96 500 C/mol)  
 Q = cociente de reacción

Para la reacción  $aA + cB \rightarrow cC + dD$ , el cociente es

$$Q = \frac{\prod_j a_j^{n_j}}{\prod_i a_i^{n_i}} = \frac{[C]^c [D]^d}{[A]^a [B]^b}$$

$a_i, a_j$  = es la actividad de los productos y reactivos respectivamente  
 $n_i, n_j$  = es el coeficiente estequiométrico de los productos y reactivos respectivamente

### Modelos de transferencia de momentum

#### Ecuación de continuidad

$$\dot{V}_1 = \dot{V}_2$$

$$\rho_1 A_1 v_1 = \rho_2 A_2 v_2$$

$\dot{V}$  = flujo volumétrico  
 A = área de sección transversal  
 v = velocidad promedio de sección  
 $\rho$  = densidad del fluido

#### Ecuación de Bernoulli

Para fluidos incompresibles

$$\Delta z g + \frac{\Delta u^2}{2} + \frac{\Delta P}{\rho} = -\frac{\wp}{\dot{m}} - \Sigma F$$

Para fluidos compresibles

$$\Delta z g + \frac{\Delta u^2}{2} + \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{\rho} = -\frac{\wp}{\dot{m}} - \Sigma F$$

Donde:

$\Delta z$  = diferencia de altura final e inicial  
 $\Delta u$  = diferencia de velocidad final e inicial  
 $\Delta P$  = diferencia de presión final e inicial  
 $P_{1,2}$  = presión inicial, final  
 $\wp$  = Potencia de la bomba  
 $\Sigma F$  = Pérdidas por fricción en tubería y accesorios  
 $\dot{m}$  = flujo másico  
 $g = 9.81 \text{ m/s}^2$

### Caída de presión en tuberías de sección transversal circular

$$\Delta P = \frac{f_D u^2 L \rho}{2D}$$

$\Delta P$  = caída de presión

$f_D$  = factor de fricción de Darcy

$u$  = velocidad

$L$  = longitud

$\rho$  = densidad

$D$  = diámetro interno para una tubería de acero comercial

### Momentum

#### Ecuaciones de continuidad en distintos sistemas coordenados

##### Coordenadas rectangulares ( $x, y, z$ )

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z) = 0$$

##### Coordenadas cilíndricas ( $r, \theta, z$ )

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(\rho r v_r) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \theta}(\rho r v_\theta) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z) = 0$$

#### Ecuaciones de movimiento en distintos sistemas coordenados

##### Coordenadas rectangulares ( $x, y, z$ )

En función de  $\tau$ :

Componente x

$$\rho \left( \frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial x} - \left( \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} \right) + \rho g_x$$

Componente y

$$\rho \left( \frac{\partial v_y}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_y}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_y}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_y}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial y} - \left( \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z} \right) + \rho g_y$$

Componente z

$$\rho \left( \frac{\partial v_z}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_z}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_z}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial z} - \left( \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} \right) + \rho g_z$$

En términos de los gradientes de velocidad para fluidos newtonianos, con densidad y viscosidad constantes:

*Coordenadas esféricas (x, y, z)*

Componente x

$$\rho \left( \frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial x} + \mu \left( \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \right) + \rho g_x$$

Componente y

$$\rho \left( \frac{\partial v_y}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_y}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_y}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_y}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial y} + \mu \left( \frac{\partial^2 v_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_y}{\partial z^2} \right) + \rho g_y$$

Componente z

$$\rho \left( \frac{\partial v_z}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_z}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_z}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial z} + \mu \left( \frac{\partial^2 v_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right) + \rho g_z$$

*Coordenadas cilíndricas (r, θ, z)*

En función de τ:

Componente r

$$\rho \left( \frac{\partial v_r}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \theta} - \frac{v_\theta^2}{r} + v_z \frac{\partial v_r}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial r} - \left( \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\tau_{rr}) + \frac{1}{r} \frac{\partial \tau_{r\theta}}{\partial \theta} - \frac{\tau_{\theta\theta}}{r} + \frac{\partial \tau_{rz}}{\partial z} \right) + \rho g_r$$

Componente θ

$$\rho \left( \frac{\partial v_\theta}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_\theta}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} + \frac{v_r v_\theta}{r} + v_z \frac{\partial v_\theta}{\partial z} \right) = -\frac{1}{r} \frac{\partial P}{\partial \theta} - \left( \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \tau_{r\theta}) + \frac{1}{r} \frac{\partial \tau_{\theta\theta}}{\partial \theta} + \frac{\partial \tau_{z\theta}}{\partial z} \right) + \rho g_\theta$$

Componente z

$$\rho \left( \frac{\partial v_z}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_z}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_z}{\partial \theta} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial z} - \left( \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\tau_{rz}) + \frac{1}{r} \frac{\partial \tau_{\theta z}}{\partial \theta} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} \right) + \rho g_z$$

En términos de los gradientes de velocidad para fluidos newtonianos, con densidad y viscosidad constantes:

Componente r

$$\rho \left( \frac{\partial v_r}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \theta} - \frac{v_\theta^2}{r} + v_z \frac{\partial v_r}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial r} + \mu \left[ \left( \frac{\partial}{\partial r} \left[ \frac{1}{r} \frac{\partial (rv_r)}{\partial r} \right] + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 v_r}{\partial \theta^2} - \frac{2}{r^2} \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} + \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} \right) \right] + \rho g_r$$

Componente  $\theta$

$$\rho \left( \frac{\partial v_\theta}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_\theta}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} - \frac{v_r v_\theta}{r} + v_z \frac{\partial v_\theta}{\partial z} \right) = -\frac{1}{r} \frac{\partial P}{\partial \theta} + \mu \left[ \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{1}{r} \left[ \frac{\partial}{\partial r} (r v_\theta) \right] \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 v_\theta}{\partial \theta^2} + \frac{2}{r^2} \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} + \frac{\partial^2 v_\theta}{\partial z^2} \right] + \rho g_\theta$$

Componente z

$$\rho \left( \frac{\partial v_z}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_z}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_z}{\partial \theta} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial z} + \mu \left[ \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( \left[ r \frac{\partial v_z}{\partial r} \right] \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 v_z}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right] + \rho g_z$$

Ley de Newton para determinar viscosidad

$$\tau = \frac{F}{A} = -\mu \frac{du}{dy}$$

$\tau$  = esfuerzo cortante

$\mu$  = viscosidad

$du$  = diferencia de velocidad final e inicial

$dy$  = diferencia de distancia final e inicial

Calor

Ecuaciones de energía térmica en distintos sistemas coordenados

a) En función de q, densidad constante

Coordenadas rectangulares (x, y, z)

$$\rho \hat{C}_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + v_x \frac{\partial T}{\partial x} + v_y \frac{\partial T}{\partial y} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = - \left( \frac{\partial q_x}{\partial x} + \frac{\partial q_y}{\partial y} + \frac{\partial q_z}{\partial z} \right) + \dot{e}_{gen}$$

Coordenadas cilíndricas (r,  $\theta$ , z)

$$\rho \hat{C}_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + v_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = - \left( \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r q_r) + \frac{1}{r} \frac{\partial q_\theta}{\partial \theta} + \frac{\partial q_z}{\partial z} \right) + \dot{e}_{gen}$$

Coordenadas esféricas (r,  $\theta$ ,  $\varphi$ )

$$\rho \hat{C}_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + v_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} + \frac{v_\varphi}{r \sin \theta} \frac{\partial T}{\partial \varphi} \right) = - \left( \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 q_r) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (q_\theta \sin \theta) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial q_\varphi}{\partial \varphi} \right) + \dot{e}_{gen}$$

**b) En función de T, densidad y conductividad constantes**

*Coordenadas rectangulares (x, y, z)*

$$\rho \hat{C}_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + v_x \frac{\partial T}{\partial x} + v_y \frac{\partial T}{\partial y} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = k \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + \dot{e}_{gen}$$

*Coordenadas cilíndricas (r, θ, z)*

$$\rho \hat{C}_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + v_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = k \left( \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial \theta} \left( r \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + \dot{e}_{gen}$$

*Coordenadas esféricas (r, θ, φ)*

$$\begin{aligned} \rho \hat{C}_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + v_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} + \frac{v_\phi}{r \sin \theta} \frac{\partial T}{\partial \phi} \right) \\ = k \left[ \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \left( \frac{\partial^2 T}{\partial \phi^2} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left( \sin \theta \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) \right] + \dot{e}_{gen} \end{aligned}$$

**Nota:**

El término  $\dot{e}_{gen}$  representa una fuente (+) o sumidero (-) de calor

## Ley de conducción de calor de Fourier

### Coordenadas rectangulares

$$q_x = -k \frac{\partial T}{\partial x} \qquad q_y = -k \frac{\partial T}{\partial y} \qquad q_z = -k \frac{\partial T}{\partial z}$$

### Coordenadas cilíndricas

$$q_r = -k \frac{\partial T}{\partial r} \qquad q_\theta = -k \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} \qquad q_z = -k \frac{\partial T}{\partial z}$$

### Coordenadas esféricas

$$q_r = -k \frac{\partial T}{\partial r} \qquad q_\theta = -k \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} \qquad q_\varphi = -k \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial T}{\partial \varphi}$$

## Ley de Stefan-Boltzmann

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

$A_1$  = área de la superficie 1  
 $F_{12}$  = Factor de vista de la superficie 1 a la superficie 2  
 $\sigma$  = constante de Stefan-Boltzmann

## Masa

### Ecuación de continuidad de la especie A en términos del flujo NA

$$\frac{\partial N_{Ax}}{\partial x} + \frac{\partial N_{Ay}}{\partial y} + \frac{\partial N_{Az}}{\partial z} + \frac{\partial C_A}{\partial t} = r_A$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r N_{Ar}) + \frac{1}{r} \frac{\partial N_{A\theta}}{\partial \theta} + \frac{\partial N_{Az}}{\partial z} + \frac{\partial C_A}{\partial t} = r_A$$

$$\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 N_{Ar}) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (N_{A\theta} \sin \theta) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial N_{A\varphi}}{\partial \varphi} + \frac{\partial C_A}{\partial t} = r_A$$

### Ecuación de transporte de la especie A, en términos de CA (DAB, ρ constantes)

$$v_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + v_y \frac{\partial C_A}{\partial y} + v_z \frac{\partial C_A}{\partial z} + \frac{\partial C_A}{\partial t} = D_{AB} \left( \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) + r_A$$

$$v_r \frac{\partial C_A}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial C_A}{\partial \theta} + v_z \frac{\partial C_A}{\partial z} + \frac{\partial C_A}{\partial t} = D_{AB} \left( \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial C_A}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 C_A}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) + r_A$$

$$v_r \frac{\partial C_A}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial C_A}{\partial \theta} + \frac{v_\varphi}{r \sin \theta} \frac{\partial C_A}{\partial \varphi} + \frac{\partial C_A}{\partial t} = D_{AB} \left( \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \frac{\partial C_A}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left( \sin \theta \frac{\partial C_A}{\partial \theta} \right) + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial^2 C_A}{\partial \varphi^2} \right) + r_A$$

## Ley de Fick de la difusión binaria

### Coordenadas rectangulares

$$J_{Ax} = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial x}$$

$$J_{Ay} = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial y}$$

$$J_{Az} = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z}$$

### Coordenadas cilíndricas

$$J_{Ar} = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial r}$$

$$J_{A\theta} = -D_{AB} \frac{1}{r} \frac{\partial C_A}{\partial \theta}$$

$$J_{Az} = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z}$$

### Coordenadas esféricas

$$J_{Ar} = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial r}$$

$$J_{A\theta} = -D_{AB} \frac{1}{r} \frac{\partial C_A}{\partial \theta}$$

$$J_{A\varphi} = -D_{AB} \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial C_A}{\partial \varphi}$$

## Contradifusión equimolar en estado estacionario

### Coordenadas rectangulares

$$\dot{m}_{dif,A} = D_{AB} \cdot A \cdot \frac{\rho_{A,1} - \rho_{A,2}}{L}$$

$$\dot{N}_{dif,A} = D_{AB} \cdot A \cdot \frac{C_{A,1} - C_{A,2}}{L}$$

### Coordenadas cilíndricas

$$\dot{m}_{dif,A} = 2 \cdot \pi \cdot L \cdot D_{AB} \cdot \frac{\rho_{A,1} - \rho_{A,2}}{\ln(r_2/r_1)}$$

$$\dot{N}_{dif,A} = 2 \cdot \pi \cdot L \cdot D_{AB} \cdot \frac{C_{A,1} - C_{A,2}}{\ln(r_2/r_1)}$$

### Coordenadas esféricas

$$\dot{m}_{dif,A} = 4 \cdot \pi \cdot r_1 \cdot r_2 \cdot D_{AB} \cdot \frac{\rho_{A,1} - \rho_{A,2}}{r_2 - r_1}$$

$$\dot{N}_{dif,A} = 4 \cdot \pi \cdot r_1 \cdot r_2 \cdot D_{AB} \cdot \frac{C_{A,1} - C_{A,2}}{r_2 - r_1}$$

## Difusión en estado estacionario de A a través de B que no se difunde

$$N_{A,z} = \frac{cD_{AB}}{(z_2 - z_1)} \ln \frac{(1 - y_{A2})}{(1 - y_{A1})}$$

$$N_A = \frac{D_{AB} \cdot P_T}{R \cdot T \cdot z \cdot p_{B,M}} (p_{A1} - p_{A2})$$

$$p_{B,M} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln \left( \frac{p_{B2}}{p_{B1}} \right)}$$

## Análisis de grados de libertad en un proceso

El número de grados de libertad del proceso se calcula como:

$$n_{df} = n_{incógnitas} - n_{ec. indep.}$$

Considerando:

- $n_{df} = 0$ , existe una solución única
- $n_{df} > 0$ , sistema subespecificado
- $n_{df} < 0$ , sistema sobreespecificado

## Número de Sherwood

$$Sh = \frac{h_{masa} L_c}{D_{AB}}$$

### Resistencias térmicas

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{\sum R_{convección} + \sum R_{conducción}}$$

Coordenadas	Convección	Conducción
Rectangulares	$\frac{1}{hA}$	$\frac{L}{kA}$
Cilíndricas	$\frac{1}{h2\pi rL}$	$\frac{\ln\left(\frac{r_j}{r_i}\right)}{2\pi Lk}$
Esféricas	$\frac{1}{4\pi r^2 h}$	$\frac{1}{4\pi k} \left( \frac{1}{r_i} - \frac{1}{r_j} \right)$

$\dot{Q}$  = flujo de calor [W]  
 $\Delta T$  = diferencia de temperatura [°C]  
 $R$  = resistencias [W/°C]  
 $L$  = longitud [m]  
 $A$  = área [m<sup>2</sup>]  
 $k$  = conductividad térmica [W/(m °C)]  
 $h$  = coeficiente de convección [W/(m<sup>2</sup> °C)]  
 $r$  = radio [m]

### Balance de energía de un sistema abierto en estado transitorio

$$\left( H + \frac{v^2}{2} + gz \right)_{ent} \dot{m}_{ent} - \left( H + \frac{v^2}{2} + gz \right)_{sal} \dot{m}_{sal} + d\dot{Q} - d\dot{W} = \frac{d}{dt} \left[ \left( U + \frac{v^2}{2} + gz \right) m \right]$$

$H$  = entalpía específica  
 $v$  = velocidad  
 $g$  = gravedad  
 $z$  = posición  
 $\dot{m}$  = flujo másico  
 $\dot{Q}$  = flujo de calor  
 $\dot{W}$  = flujo de trabajo  
 $U$  = energía interna  
 $m$  = masa

## Análisis y diseño de procesos de transformación básica

### Ley de viscosidad-Newton

#### Casos representativos en coordenadas rectangulares

$$\tau_{xy} = \tau_{yx} = -\mu \left[ \frac{\partial v_y}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial y} \right]$$

$$\tau_{yz} = \tau_{zy} = -\mu \left[ \frac{\partial v_z}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial z} \right]$$

$$\tau_{zx} = \tau_{xz} = -\mu \left[ \frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial x} \right]$$

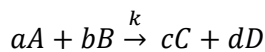
#### Casos representativos en coordenadas cilíndricas

$$\tau_{r\theta} = \tau_{\theta r} = -\mu \left[ r \frac{\partial}{\partial r} \left( \frac{v_\theta}{r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \theta} \right]$$

$$\tau_{\theta z} = \tau_{z\theta} = -\mu \left[ \frac{1}{r} \frac{\partial v_z}{\partial \theta} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_\theta}{\partial z} \right]$$

$$\tau_{zr} = \tau_{rz} = -\mu \left[ \frac{\partial v_r}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial r} \right]$$

### Ecuación de la ley de velocidad de una reacción



Balance molar para A en un reactor por lotes a volumen constante

$$-\frac{dC_A}{dt} = r_A$$

$$-r_A = kC_A^\alpha C_B^\beta$$

$-r_A$  = velocidad de reacción

$k$  = constante de velocidad de reacción

$\alpha$  = orden de reacción con respecto a A

$\beta$  = orden de reacción con respecto a B

$n$  = orden global de la reacción;  $n = \alpha + \beta$

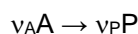
$C_i$  = concentración molar de la especie cinéticamente activa  $i$

Las formas integradas para un modelo cinético del tipo:

$$-r_A = kC_A^\alpha$$

## Selectividad

En una reacción química:



$v$  = es el coeficiente estequiométrico, la selectividad de un producto deseado P ( $S_P$ ) = que consume  $n_{A,0} - n_A$  moles del reactivo A para obtener  $n_P$  moles del producto deseado, se puede expresar de la siguiente manera:

$$S_P = \frac{n_P/v_P}{(n_{A,0} - n_A)/v_A}$$

Donde  $\alpha$  puede ser 0,1,2 o n se dan a continuación:

Orden de reacción	Balance molar	Balance molar integrado	Unidades de k	Gráfica lineal para determinación de k
<b>Cero</b>	$\frac{dC_A}{dt} = -k$	$C_A = C_{A0} - kt$	$\frac{mol}{l s}$	$C_A vs t$
<b>Primer</b>	$\frac{dC_A}{dt} = -kC_A$	$C_A = C_{A0}e^{-kt}$	$\frac{1}{s}$	$\ln C_A vs t$
<b>Segundo</b>	$\frac{dC_A}{dt} = -kC_A^2$	$\frac{1}{C_A} = \frac{1}{C_{A0}} + kt$	$\frac{l}{mol s}$	$\frac{1}{C_A} vs t$
<b>n<sup>avo</sup></b>	$\frac{dC_A}{dt} = -kC_A^n$	$\frac{1}{C_A^{n-1}} = \frac{1}{C_{A0}^{n-1}} + (n-1)kt$	$\frac{l^{n-1}}{mol^{n-1}}$	$\frac{1}{C_A^{n-1}} vs t$

## Ecuación de Arrhenius

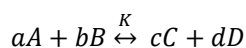
$$k = Ae^{-\frac{E_a}{RT}}$$

$$\ln\left(\frac{k_2}{k_1}\right) = \frac{E_a}{R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$k$  = constante de velocidad de reacción  
 $E_a$  = energía de activación  
 $A$  = factor de frecuencia o factor preexponencial  
 $R$  = constante universal de los gases

## Constante de equilibrio

Para la reacción



$$K_a = \frac{a_C^c a_D^d}{a_A^a a_B^b}$$

$$K_a = e^{-\frac{\Delta G_r^\circ}{RT}}$$

$$\Delta G_r^\circ = \sum_{i=1}^n v_i \Delta G_{f,i}^\circ$$

$$\Delta H_r^\circ = \sum_{i=1}^n v_i \Delta H_{f,i}^\circ$$

$$\Delta S_r^\circ = \sum_{i=1}^n v_i S_i^\circ$$

$$\Delta G_r^\circ = \Delta H_r^\circ - T \Delta S_r^\circ$$

### Conversión del reactivo limitante

$$a_A = C_A = C_{A0}(1-X_A)$$

$$a_B = C_B = C_{A0} \left( M_B - \frac{b}{a} X_A \right)$$

$$M_B = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$a_R = C_R = C_{A0} \left( M_R + \frac{r}{a} X_A \right)$$

$$M_R = \frac{C_{R0}}{C_{A0}}$$

$$a_S = C_S = C_{A0} \left( M_S + \frac{s}{a} X_A \right)$$

$$M_S = \frac{C_{S0}}{C_{A0}}$$

$X_A$  = conversión del reactivo limitante

### Constante de equilibrio químico en función de la temperatura Ecuación de Van't Hoff

$$\ln \frac{K_{T2}}{K_{T1}} = - \frac{\Delta H_r^\circ}{R} \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$\Delta H_r^\circ$  = entalpía de reacción estándar  
 R = constante universal de los gases  
 T = temperatura absoluta  
 K = constante de equilibrio

### Calor intercambiado

$$Q = -m_c C_{pc} (T_2 - T_1) = m_f C_{pf} (t_2 - t_1)$$

Q = flujo de calor  
 $m_c$  = flujo másico  
 $C_{pc}$  = capacidad calorífica del fluido caliente  
 (constante o promedio)  
 $T_1$  = temperatura de entrada del fluido caliente  
 $T_2$  = temperatura de salida del fluido caliente  
 $C_{pf}$  = capacidad calorífica del fluido frío  
 (constante o promedio)  
 $t_2$  = temperatura de entrada del fluido frío  
 $t_1$  = temperatura de salida del fluido frío

### Calor con cambio de fase

$$\dot{Q}_{\text{Total}} = \dot{Q}_{\text{sensible}} + \dot{Q}_{\text{latente}}$$

$$\dot{Q}_{\text{sensible}} = \dot{m} * C_p * (T_2 - T_1)$$

$$\dot{Q}_{\text{latente}} = \dot{m} * \lambda$$

$\dot{Q}_{\text{Total}}$  = flujo de calor total

$\dot{Q}_{\text{sensible}}$  = flujo de calor sensible

$\dot{Q}_{\text{latente}}$  = flujo de calor latente

$\dot{m}$  = flujo másico

$C_p$  = capacidad calorífica del fluido

$T_1$  = temperatura inicial del fluido

$T_2$  = temperatura final del fluido

$\lambda$  = calor por cambio de fase del fluido

### Ecuación básica de transferencia de calor

$$Q = U_0 * A_0 * \text{LMTD}$$

$U_0$  = coeficiente global de transferencia de calor referido al área externa de transferencia de calor

$A_0$  = área externa de transferencia de calor

LMTD = media logarítmica de temperaturas

### Transferencia de calor por convección

$$Q = h * A * (T_{\infty} - T_s)$$

$Q$  = flujo de calor por convección

$h$  = coeficiente convectivo de transferencia de calor

$A$  = área de transferencia de calor

$T_{\infty}$  = temperatura del fluido

$T_s$  = temperatura de la superficie

### Coficiente convectivo de transferencia de calor, h

$$h = \frac{Nu * k}{L}$$

$Nu$  = número de Nusselt

$k$  = conductividad térmica

$L$  = longitud

### Coficiente global de transferencia de calor, $U_0$

$$U_0 = \frac{h_i h_o}{h_i + h_o}$$

$U_0$  = coeficiente global de transferencia de calor referido a el área externa de transferencia de calor

$h_o$  = coeficiente de película exterior

$h_i$  = coeficiente de película interior

### Factor de ensuciamiento

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_0}$$

$R_d$  = factor de ensuciamiento

$U_0$  = coeficiente global de transferencia de calor limpio

$U_D$  = coeficiente global de transferencia de calor sucio

### Número de tubos

$$N_t = \frac{A_0}{\pi D_0 L N_s}$$

$N_t$  = número de tubos en un intercambiador de calor

$A_0$  = área calculada de transferencia de calor

$D_0$  = diámetro exterior de los tubos

$L$  = longitud de los tubos

$N_s$  = número de pasos

### Media logarítmica de diferencias de temperatura

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$T_1$  = temperatura de entrada del fluido caliente

$T_2$  = temperatura de salida del fluido caliente

$t_2$  = temperatura de entrada del fluido frío

$t_1$  = temperatura de salida del fluido frío

### Corrección de LMTD eficiencias térmicas R y S

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)}$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)}$$

$$MTD = LMTD * F_T$$

$T_1$  = temperatura de entrada del fluido caliente

$T_2$  = temperatura de salida del fluido caliente

$t_1$  = temperatura de entrada del fluido frío

$t_2$  = temperatura de salida del fluido frío

LMTD = media logarítmica de diferencias de temperaturas

MTD = media logarítmica de diferencias de temperaturas corregida

$F_T$  = factor de corrección

### Intercambiadores de placa

#### Área por placa

$$A_p = L * W$$

$A_p$  = área de placa

$L$  = largo de placa

$W$  = ancho de placa

#### Número de placas

$$N_p = \frac{A}{A_p}$$

$N_p$  = número de placas

$A$  = área de transferencia de calor requerida

### Economía del proceso de evaporación

$$Economía = \frac{S}{m_s}$$

$m_s$  = flujo másico de vapor alimentado al evaporador

$S$  = flujo másico del vapor generado en el evaporador

### Relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa

Ecuación de rapidez		Unidades del coeficiente
Contradifusión equimolal	Difusión de A a través de B que no se difunde	
<b>Gases</b>		
$N_A = k'_G \Delta \bar{P}_A$	$N_A = k_G \Delta \bar{P}_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{presión})}$
$N_A = k'_y \Delta y_A$	$N_A = k_y A_{yA}$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{fracción molar})}$
$N_A = k'_c \Delta c_A$	$N_A = k_c P_c$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{moles/vol})}$
	$W_A = k_y \Delta Y_A$	$\frac{\text{Masa transferida}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{masa A/masa B})}$
<b>Conversiones</b>		
$F = k_G \bar{P}_{B,M} = k_y \frac{\bar{P}_{B,M}}{P_t} = k_c \frac{\bar{P}_{B,M}}{RT} = \frac{k_Y}{M_B} = k'_G P_t = k'_y = k'_c \frac{P_t}{RT} = k'_c c$		
<b>Líquidos</b>		
$N_A = k'_L \Delta C_A$	$N_A = k_L \Delta C_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{moles/vol})}$
$N_A = k'_x A x,$	$N_A = k_x A x$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{fracción mol})}$
<b>Conversiones</b>		
$F = k_x x_{B,M} = k_L x_{B,M} c = k'_L c = k'_L \frac{\rho}{M} = k'_x$		

### Transferencia de masa<sup>1</sup> para casos sencillos

Movimiento del fluido	Rango de las condiciones	Ecuación
1. Dentro de tubos circulares	$Re = 4\,000 - 60\,000$ $Sc = 0.6 - 3\,000$	$j_D = 0.023 Re^{-0.17}$ $Sh = 0.023 Re^{0.83} Sc^{\frac{1}{3}}$
	$Re = 10\,000 - 400\,000$ $Sc > 100$	$j_D = 0.0149 Re^{-0.12}$ $Sh = 0.0149 Re^{0.88} Sc^{\frac{1}{3}}$
2. Flujo paralelo ilimitado, con respecto a placas planas <sup>2</sup>	La transferencia empieza en el lado principal $Re, < 50\,000$	$j_D = 0.664 Re_x^{-0.5}$
	$Re, = 5 \times 10^4 - 3 \times 10^7$ $Pr = 0.7 - 380$	$Nu = 0.037 Re_x^{0.8} Pr_0^{0.43} \left(\frac{Pr_0}{Pr_1}\right)^{0.25}$
	$Re, = 2 \times 10^4 - 5 \times 10^5$ $Pr = 0.7 - 380$	Entre la parte superior y $Nu = 0.0027 Re_x Pr_0^{0.43} \left(\frac{Pr_0}{Pr_1}\right)^{0.25}$
3. Gas confinado, flujo paralelo a una placa plana en una tubería	$Re, = 2\,600 - 22\,000$	$j_D = 0.11 Re^{-0.29}$

<sup>1</sup> Coeficientes de transferencia de masa promedio de la totalidad, para concentraciones constantes de soluto en la superficie de la fase. Generalmente, las propiedades del fluido se calculan en las condiciones promedio entre la superficie de la fase y el seno del fluido. La analogía de la transferencia de masa-calor es completamente válida.

<sup>2</sup> Los datos de transferencia de masa para este caso están bastante dispersos, pero se representan razonablemente bien haciendo  $j_D = j$ ,

Movimiento del fluido	Rango de las condiciones	Ecuación
4. Película líquida en una torre de paredes mojadas, transferencia entre líquido y gas	$\frac{4\Gamma}{\mu} = 0 - 1\ 200$ agitaciones suprimidas	Eqs. (3.18)-(3.22)
	$\frac{4\Gamma}{\mu} = 1\ 300 - 8\ 300$	$Sh = (1.76 \times 10^{-5}) \left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)^{1.506} Sc^{0.5}$
5. Perpendicular a cilindros sencillos	$Re = 400 - 25\ 000$ $Sc = 0.6 - 2.6$	$\frac{k_G P_t}{G_M} Sc^{0.56} = 0.281 Re'^{0.4}$
	$Re' = 0.1 - 10^5$ $Pr = 0.7 - 1\ 500$	$Nu = (0.35 + 0.34 Re'^{0.5} + 0.15 Re'^{0.58}) Pr^{0.3}$
6. A través de esferas sencillas	$Sc = 0.6 - 3\ 200$ $Re'' Sc^{0.5} = 1.8 - 600\ 000$	$Sh = Sh_0 + 0.347 (Re'' Sc^{0.5})^{0.62}$ $Sh_0 = \begin{cases} 2.0 + 0.569 (Gr_D Sc)^{0.250} & Gro \\ 2.0 + 0.0254 (Gr_D Sc)^{0.333} Sc^{0.244} Gr_D & \end{cases}$
7. A través de lecho fijo de gránulos <sup>3,4</sup>	$Re'' = 90 - 4\ 000$ $Sc = 0.6$	$j_D = j_H = \frac{2.06}{\varepsilon} Re''^{-0.575}$
	$Re'' = 5\ 000 - 10\ 300$ $Sc = 0.6$	$j_D = 0.95 j_H = \frac{20.4}{\varepsilon} Re''^{-0.815}$
	$Re'' = 0.0016 - 55$ $Sc = 168 - 70\ 600$	$j_D = \frac{1.09}{\varepsilon} Re''^{-2/3}$
	$Re'' = S - 1\ 500$ $Sc = 168 - 70\ 600$	$j_D = \frac{0.250}{\varepsilon} Re''^{-0.31}$

<sup>3</sup> Para lechos fijos, la relación entre  $\varepsilon$  y  $d_p$  es  $a = 6(1 - \varepsilon)$ , en donde  $a$  es la superficie sólida específica, superficie/ volumen del lecho.

<sup>4</sup> Para tamaños mezclados,  $d_p = \frac{\sum_{i=1}^n n_i d_{pi}^3}{\sum_{i=1}^n n_i d_{pi}^2}$

## Torres de enfriamiento

### Altura de torre de enfriamiento

$$Z = HTU * NTU$$

### Unidades de transferencia

$$NTU = \int_{H_1}^{H_2} \frac{dH}{H^* - H}$$

## Humidificación

### Entalpía para mezclas aire – vapor

$$H = [0.24 + 0.46 * Y] * (T - 0) + 596 * Y [=] \frac{kcal}{kg_{aire\ seco}}$$

Volumen Húmedo se calcula como:

$$V_H = \left[ \frac{1}{PM_{gas}} + \frac{Y}{PM_{vapor}} \right] * \frac{R * T}{P_t} [=] \frac{m^3}{kg_{aire\ seco}}$$

## Ósmosis inversa

### Presión osmótica

$$\pi = i MRT$$

$\pi$  = presión osmótica

$i$  = número de especies producto de la disociación del soluto, o constante de disociación iónica

$M$  = concentración molar de soluto

$R$  = constante de los gases ideales

$T$  = temperatura

### Ley de Kohlrausch

$$\lambda^0 = \lambda_+^0 + \lambda_-^0$$

$\lambda_+^0, \lambda_-^0$  = conductividad iónica molar

### Ecuación de Onsager

$$\lambda_m = \lambda^0 - (0.2273 * \lambda^0 + 59.78) * \sqrt{C}$$

$C$  = concentración

$\lambda_m$  = conductividad molar

### Concentración

$$C = \frac{1\ 000 * K}{\lambda_m} [=] \frac{mol}{l}$$

$K$  = conductividad

## Destilación

### Composición del azeótropo

$$x_i = y_i$$

$$\alpha_{12} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{\left(\frac{y_1}{x_1}\right)}{\left(\frac{y_2}{x_2}\right)}$$

$$\alpha_{12} = 1 \text{ para el azeótropo}$$

$$\alpha_{12} = \gamma_1^\infty \left(\frac{P_1^S}{P_2^S}\right) \text{ a } x_1 = 0$$

$$\alpha_{12} = \left(\frac{1}{\gamma_2^\infty}\right) \left(\frac{P_1^S}{P_2^S}\right) \text{ a } x_1 = 1$$

$$\frac{\gamma_1}{\gamma_2} = \frac{P_2^S}{P_1^S} \text{ para la composición azeotrópica}$$

$y_i$  = fracción mol del vapor

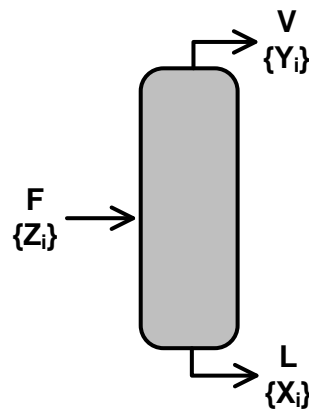
$x_i$  = fracción mol del líquido

$\gamma_i$  = coeficiente de actividad del componente  $i$

$\alpha_{12}$  = volatilidad relativa del componente 1 con respecto al 2

$\gamma_i^\infty$  = coeficiente de actividad a dilución infinita del componente  $i$

$P_i^S$  = presión de vapor saturado del componente  $i$



### Líneas de operación columna (McCabe-Thiele)

Línea de rectificación

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

Línea de agotamiento

$$y = \frac{S+1}{S}x - \frac{x_B}{S}$$

### Línea de alimentación (McCabe-Thiele)

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{z_F}{q-1}$$

R = relación de reflujo en el condensador de la columna  $\left[ \frac{L}{D} \right]$

S = relación de reflujo en el ebullición de la columna  $\left[ \frac{V}{B} \right]$

y, x = composiciones (vapor y líquido respectivamente) de los flujos que se cruzan entre cada etapa

$x_D, x_B$  = composiciones (destilado y fondos respectivamente) de los productos de la columna de destilación

q = condición térmica de la alimentación  $\left[ \frac{\bar{L}-L}{F} \right]$

$z_F$  = composición de la alimentación (fracción mol)

### Ecuación de Rayleigh para destilación por lotes en sistemas binarios de volatilidad constante

$$\ln\left(\frac{L_0}{L}\right) = \frac{1}{\alpha-1} \left[ \ln\left(\frac{x_0}{x}\right) + \alpha * \ln\left(\frac{1-x}{1-x_0}\right) \right]$$

$L_0$  = cantidad de moles originales cargados

$L$  = cantidad de moles remanentes en el destilador

$\alpha$  = volatilidad de la mezcla binaria

$x_0$  = fracción mol del componente más volátil en la alimentación

$x$  = fracción mol del componente más volátil en el líquido residual

### Método de Ponchon Savarit

$$q = \frac{H_V - h_F}{H_V - h_l}$$

$$R_{min} = \frac{H_{op.min} - H_{vxD}}{H_{vxD} - hl_{xD}}$$

$$R = \frac{H_{op} - H_{vxD}}{H_{vxD} - hl_{xD}}$$

q = condición térmica de la alimentación

R<sub>min</sub> = relación de reflujo mínimo

R = relación de reflujo

H<sub>v</sub> = entalpía de vapor

h<sub>F</sub> = entalpía de alimentación

h<sub>l</sub> = entalpía de líquido

H<sub>op</sub> = entalpía de operación

### Ecuaciones para métodos cortos

#### Ecuación de Fenske

$$N_m = \frac{\ln \left[ \frac{\left(\frac{d}{b}\right)_{lk}}{\left(\frac{d}{b}\right)_{hk}} \right]}{\ln \alpha_{lk}}$$

#### Distribución de componentes no claves

$$\left(\frac{d}{b}\right)_{nk} = \left(\frac{f-b}{b}\right)_{nk} = \left(\frac{d}{b}\right)_{lk} \left(\frac{\alpha_{nk}}{\alpha_{lk}}\right)^{N_m}$$

o,

$$\left(\frac{d}{b}\right)_{nk} = \ln \left(\frac{d}{b}\right)_{lk} + N_m \ln \left(\frac{\alpha_{nk}}{\alpha_{lk}}\right)$$

#### Ecuación de Underwood, primera

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_{Fi}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

*Ecuación de Underwood, segunda, (reflujo mínimo)*

$$R_m + 1 = \frac{1}{D} \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i d_i}{\alpha_i - \theta}$$

o,

$$R_m + 1 = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_{D_i}}{\alpha_i - \theta}$$

*Correlación de Gilliland*

$$X = \frac{R - R_m}{R + 1}$$

$$Y = \frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left( \frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right]$$

Donde:

$d_i$	=	moles de destilado del componente $i$ por mol de destilado total
$b_i$	=	moles de fondo del componente $i$ por mol de fondo total
$\alpha_i$	=	volatilidad del componente $i$
$x_{F_i}$	=	composición de la alimentación del componente $i$
$x_{D_i}$	=	composición del destilado del componente $i$
$d_i$	=	moles de destilado del componente $i$
$\theta$	=	parámetro de las ecuaciones de Underwood
$q$	=	condición térmica de la alimentación
$D$	=	moles de destilado totales
$R_m$	=	relación de reflujo mínima
$R$	=	relación de reflujo de operación
$N$	=	número de etapas teóricas
$N_m$	=	número mínimo de etapas
$X$ e $Y$	=	parámetros de la correlación de Gilliland

Subíndices:

$I$	=	componentes
$1, \dots, c,$		
$lk$	=	componente clave ligero
$hk$	=	componente clave pesado
$nk$	=	componente no clave

### Número de ecuaciones necesarias para la separación continua de los componentes mediante métodos rigurosos (MESH)

Núm. de ecuaciones =  $N(2C + 3)$

$N$  = número de etapas

$C$  = número de componentes

#### Altura de la cama empacada en función de unidades de transferencia

$$z = H_G \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{iM}}{(1-y)(y-y_i)} dy$$

$$z = H_L \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{iM}}{(1-x)(x_i-x)} dx$$

$$z = H_{OG} \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{*M}}{(1-y)(y-y^*)} dy$$

$$z = H_{OL} \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{*M}}{(1-x)(x^*-x)} dx$$

$H_G, H_L$  = altura de una unidad de transferencia basada en la película de gas y líquidos, respectivamente

$N_G, N_L$  = número de una unidad de transferencia basada en la película de gas y líquidos, respectivamente

$x$  = composiciones de líquido

$y$  = composiciones de gas

$i$  = interface

$*$  = equilibrio

#### Altura de la cama empacada en función de unidades de transferencia (soluciones diluidas)

$$z = H_G N_G = H_G \left[ \frac{(1-y)_{iM}}{(1-y)} \right]_{prom} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(y-y_i)}$$

$$z = H_L N_L = H_L \left[ \frac{(1-x)_{iM}}{(1-x)} \right]_{prom} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{(x_i-x)}$$

$$z = H_{OG} N_{OG} = H_{OG} \left[ \frac{(1-y)_{*M}}{(1-y)} \right]_{prom} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(y-y^*)}$$

$$z = H_{OL} N_{OL} = H_{OL} \left[ \frac{(1-x)_{*M}}{(1-x)} \right]_{prom} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{(x^*-x)}$$

### Alturas de torres empacadas

$$HETP = \frac{HTU * \ln\left(\frac{mG_m}{L_m}\right)}{\left(\frac{mG_m}{L_m} - 1\right)}$$

### Anillos Rasching

$$HTU_G = \frac{\psi S_{c_g}^{0.5}}{(L f_1 f_2 f_3)^{0.6}} \left(\frac{D'}{12}\right)^{1.24} \left(\frac{Z}{10}\right)^{1/3}$$

### Sillas Berl

$$HTU_G = \frac{\psi S_{c_g}^{0.5}}{(L f_1 f_2 f_3)^{0.5}} \left(\frac{D'}{12}\right)^{1.11} \left(\frac{Z}{10}\right)^{1/3}$$

$$HETP = K_1 G^{k_2} D'^{k_3} Z^{1/3} \frac{\alpha * \mu'_L}{\rho'_L}$$

$D_G$  = coeficiente de Difusión Gaseosa  
 $D'$  = diámetro de la columna (in)  
 $f_1 = (\mu_L/2.42)^{0.16}$   
 $f_2 = (62.4/ \rho_L)1.25$   
 $f_3 = (72.8/ \sigma)^{0.8}$   
 $G$  = flujo Másico de gas (lb/h ft<sup>2</sup>)  
 $G_m$  = flujo molar de gas por unidad de superficie  
 $HTU$  = altura de una unidad de transferencia de fase gaseosa  
 $HETP$  = altura de relleno equivalente a un plato teórico  
 $K_1, K_2, K_3$  = constantes de la siguiente tabla  
 $L_m$  = flujo molar de líquido por unidad de superficie  
 $L$  = flujo másico de líquido por unidad de superficie (lb/h ft<sup>2</sup>)  
 $m$  = pendiente de la recta de operación  
 $S_{c_g}$  = número de Schmidt  
 $Z$  = altura del empaque (ft)  
 $\mu_L$  = viscosidad de líquido (lb / ft h)  
 $\mu'_L$  = viscosidad de líquido (cp)  
 $\rho_L$  = densidad de líquido (lb/pie<sup>3</sup>)  
 $\rho'_L$  = densidad de líquido (g/cm<sup>3</sup>)  
 $\sigma$  = tensión superficial (dina/cm)  
 $\Psi$  = parámetro de material de relleno

### Constantes de empaques

Empaque	Tamaño (in)	Constantes del empaque		
		K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>
Anillos	1/4	-	-	-
	3/8	2.1	-0.37	1.24
	1/2	8.53	-0.34	1.24
	1	0.57	-0.1	1.24
	2	0.42	0	1.24
Sillas o monturas	1/2	5.62	-0.45	1.11
	1	0.76	-0.14	1.11
McMahon	1/4	0.017	0.5	1
	3/8	0.2	0.25	1
	1/2	0.33	0.2	1
Empaques estructurados	0.16	0.39	0.25	0.3
	0.24	0.076	0.5	0.3
	0.48	0.45	0.3	0.3
	1	3.06	0.12	0.3
Stedman	2	0.077	0.48	0.24
	3	0.363	0.26	0.24
	6	0.218	0.32	0.24

### Balances molares para reactor intermitente (o por lotes)

*En función de mol o conversión*

$$\frac{dN_A}{dt} = r_A V$$

$$-N_{A0} \frac{dX_A}{dt} = r_A V$$

*En función de concentración para volumen constante*

$$\frac{dC_A}{dt} = r_A$$

$C_A$  = concentración molar de A  
 $C_{A0}$  = concentración de A en la alimentación  
 $X_A$  = conversión de A  
 $V$  = volumen del reactor  
 $Q_0$  = flujo volumétrico  
 $F_A$  = flujo molar de A  
 $F_{A0}$  = flujo molar de A en la alimentación  
 $N_A$  = mol de A  
 $r_A$  = velocidad de producción de A  
 $-r_A$  = velocidad de reacción de A

### Balances molares para reactor tipo tanque agitado

*En función de flujos o conversión*

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{-r_A} = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0} (-r_A)}$$

*En función de concentración para flujo volumétrico constante*

$$V = \frac{Q_0 (C_{A0} - C_A)}{-r_A}$$

## Balances molares para reactor tubular con flujo pistón

En función de flujo o conversión

$$\frac{dF_A}{dV} = r_A$$

$$\frac{dX_A}{dV} = \frac{-r_A}{F_{A0}}$$

$$\tau = C_{A0} \int_{X_{Ai}}^{X_{Af}} \frac{dX_A}{-r_A}$$

En función de concentración para flujo volumétrico constante

$$Q_0 \frac{dC_A}{dV} = r_A$$

## Balances de energía para reactores adiabáticos (Q = 0 y W = 0)

$$X_A = \frac{\sum \theta_i \bar{C}_{p_i} (T - T_0)}{-[\Delta H_{rxn}^0 + \Delta C_p (T - T_{ref})]}$$

$$T = \frac{X_A \Delta H_{rxn}^0 + \sum \theta_i \bar{C}_{p_i} T_0 + X_A \Delta C_p T_{ref}}{\sum \theta_i \bar{C}_{p_i} + X_A \Delta C_p}$$

donde:

$$\theta_i = \frac{F_{i0}}{F_{A0}}$$

$$\Delta C_p = \sum \frac{v_i}{a} \bar{C}_{p_i}$$

$v_i$  = coeficiente estequiométrico en la reacción general

$a$  = coeficiente estequiométrico del reactivo limitante

$\bar{C}_{p_i}$  = capacidad calorífica promedio de la especie  $i$

$T$  = temperatura del reactor

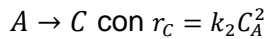
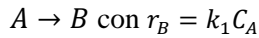
$T_0$  = temperatura de alimentación (para reactores continuos); temperatura inicial para reactores intermitentes

$T_{ref}$  = temperatura de referencia para  $\Delta H_{rxn}^0$

$\Delta H_{rxn}^0$  = calor de reacción a temperatura de referencia  $T_{ref}$

$X_A$  = conversión de A

## Selectividad para sistemas de reactores con reacciones múltiples en paralelo



$$S = \frac{r_B}{r_C} = \frac{k_1 C_A}{k_2 C_A^2} = \frac{A_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) C_A}{A_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right) C_A^2}$$

$A_1$  = factor preexponencial de reacción 1

$A_2$  = factor preexponencial de reacción 2

$C_A$  = concentración molar de A

$E_1$  = energía de activación de reacción 1

$E_2$  = energía de activación de reacción 2

$R$  = constante universal de gases

$S$  = selectividad

$r_B$  = velocidad de producción de B

$r_C$  = velocidad de producción de C

$T$  = temperatura (absoluta)

## Reactores de flujo no ideal

### Funciones de distribución de tiempo de residencia

#### Alimentación de trazador tipo pulso

$$E = \frac{C}{\int_0^{\infty} C dt}$$

$$F = \int_0^t E dt$$

#### Tiempo de residencia medio

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t E dt}{\int_0^{\infty} E dt}$$

#### Alimentación de trazador tipo escalón

$$E = \frac{d}{dt} \left[ \frac{C}{C_0} \right]$$

$$F = \frac{C}{C_0}$$

#### Tiempo adimensional

$$\theta = \frac{t}{\tau}$$

## Caída de presión en lechos empacados

### Ecuación de Ergun

La aplicación está sujeta al cumplimiento de algunos criterios; entre ellos, la relación del diámetro del contenedor y el diámetro de la partícula debe ser mayor a 10 y, asimismo, la porosidad debe ser mayor al 50%.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{\mu_g U}{\phi_s^2 d_p^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1.75 \frac{\rho_g U^2}{\phi_s d_p} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}$$

### Ecuación de Burke-Plummer

Para Reynolds mayores a 1 000

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{1.75 \rho \bar{V}_0^2}{\phi_s D_p} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}$$

### *Ecuación de Kozeny-Carman*

Para Reynolds hasta 1.0

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \bar{V}_0 \mu (1 - \varepsilon)^2}{\phi_s^2 D_p^2 \varepsilon^3}$$

donde:

$\Delta P$  = Caída de presión a través de un lecho fijo, considerando partículas esféricas (Pa)

$L$  = Longitud (m)

$\mu_g$  = viscosidad (Pa • s)

$U$  = Velocidad superficial (m/s)

$d_p$  = diámetro de la partícula (m)

$\varepsilon$  = porosidad del lecho

$\rho_g$  = densidad (kg/m<sup>3</sup>)

$\phi_s$  = esfericidad de la partícula

### *Cálculo de la concentración del reactivo que se encuentra dentro del sistema en un reactor intermitente*

$$C_B = \frac{C_{B0} V_0}{(V_0 + \dot{v}_0 t) \exp(kt)}$$

### *Cálculo de la concentración del reactivo que se alimenta al sistema en un reactor intermitente*

$$C_B = \frac{C_{B0} V_0 + \frac{\dot{v}_0 C_{BE}}{k} [\exp(kt) - 1]}{(V_0 + \dot{v}_0 t) \exp(kt)}$$

### *Cálculo de la concentración de un reactivo en un reactor discontinuo (batch)*

$$C_B = C_{B0} \exp(-kt)$$

## Modelo Kunii-Levenspiel para dimensionamiento de reactores de lecho fluidizado con reacción de primer orden

*Peso de catalizador en un reactor de lecho fluidizado con reacción de primer orden*

$$w = \frac{v_b \left( \frac{\pi D_T^2}{4} \right) (1 - \delta)(1 - \varepsilon_{mf})}{K_R k_{obs}} \ln \left( \frac{1}{1 - F_A} \right)$$

$$K_R = \left\{ \frac{\rho_P k_{obs}}{K_{bn}} + \left[ \gamma_n + \left( \frac{1}{\gamma_e} + \frac{\rho_P k_{obs}}{K_{ne}} \right)^{-1} \right]^{-1} \right\}^{-1} + \gamma_b$$

*Altura de lecho en un reactor de lecho fluidizado con reacción de primer orden*

$$h = \frac{w}{\left( \frac{\pi D_T^2}{4} \right) (1 - \delta)(1 - \varepsilon_{mf}) \rho_P}$$

*Fracción volumen del lecho ocupada por burbujas*

$$\delta = \frac{V_0 - V_{mf}}{V_b - V_{mf} (1 + \alpha)} \approx \frac{V_0 - V_{mf}}{V_b}$$

*Velocidad de burbujas*

$$v_b = v_0 - v_{mf} + 0.711 \sqrt{g d_b}$$

$v_b$  = es la velocidad de ascenso de burbujas

$D_T$  = es el diámetro del lecho

$\delta$  = es la fracción volumen de burbujas en el lecho

$\varepsilon_{mf}$  = es la fracción vacía mínima de fluidización

$k_{obs}$  = es la constante observada o aparente de velocidad de reacción de primer orden, que en este caso tiene unidades de volumen entre masa de catalizador entre tiempo (correspondiente a una rapidez catalítica en moles entre masa entre tiempo)

$f_A$  = es la fracción conversión de reactivo de referencia

$K_{bn}$  y  $K_{ne}$  = son coeficientes de transferencia de masa entre burbuja y nube y nube y emulsión, respectivamente

$\gamma_b$ ,  $\gamma_n$  y  $\gamma_e$  = son las fracciones volumétricas de catalizador en la burbuja, nube y emulsión, respectivamente, con respecto al volumen de burbuja

$\alpha$  = es la relación entre el volumen de la estela y el volumen de la burbuja

$d_b$  = es diámetro promedio de las burbujas

$v_{mf}$  = es la velocidad mínima de fluidización

**Velocidad mínima de fluidización para partículas esféricas**

$$v_{mf} = \frac{d_p^2}{150\mu} [g(\rho_p - \rho_g)] \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}}$$

$d_p$  = es diámetro promedio de las partículas  
 $\rho_p$  y  $\rho_g$  = son las densidades de partícula y del gas, respectivamente  
 $\mu$  = es la viscosidad dinámica del gas

**Fracción vacía mínima de fluidización para partículas esféricas**

$$\varepsilon_{mf} = 0.586 \left[ \frac{\mu^2}{\rho_g g (\rho_p - \rho_g) d_p^3} \right]^{0.029} \left( \frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0.021}$$

$D_A$  = es la difusividad molecular del reactivo en la mezcla gaseosa

Los coeficientes de transferencia de masa entre burbuja y nube y entre nube y estela son, respectivamente:

$$K_{bn} = 4.5 \left( \frac{v_{mf}}{d_b} \right) + 5.85 \left( \frac{D_A^{0.5} g^{0.25}}{d_b^{1.25}} \right)$$

$$K_{ne} = 6.77 \left( \frac{\varepsilon_{mf} D_A v_b}{d_b^3} \right)^{0.5}$$

en caso de no proporcionarse como datos:

$$\gamma_n = (1 - \varepsilon_{mf}) \left[ \frac{3(v_{mf}/\varepsilon_{mf})}{v_b - (v_{mf}/\varepsilon_{mf})} + \alpha \right]$$

$$\gamma_e = (1 - \varepsilon_{mf}) \left( \frac{1 - \delta}{\delta} \right) - \gamma_n - \gamma_b$$

**Agitación**

Número de Reynolds en tanque agitado

$$Re = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu}$$

$Re$  = Número de Reynolds

$n$  = velocidad (rps)

$D_a$  = diámetro de la turbina (m)

$\rho$  = densidad (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu$  = viscosidad (Pa • s)

Cálculo del consumo de potencia (energía)

$P = K_L n^2 D_a^3 \mu$  para Reynolds menores a 10

$P = K_T n^3 D_a^5 \mu$  para Reynolds superiores a aproximadamente 10 000

$P$  = Potencia eléctrica (W)

$K_{L,T}$  = Constante para tanques que tienen cuatro deflectores en la pared del tanque, cuya anchura es igual a 10% del diámetro del tanque

$n$  = velocidad (rps)

$D_a$  = diámetro de la turbina (m)

$\mu$  = viscosidad (Pa • s)

Tipo de impulsor	$K_L$	$K_T$
Impulsor hélice, 3 palas		
Paso 1.0 <sup>43</sup>	41	0.32
Paso 1.5 <sup>37</sup>	48	0.87
Turbina		
Disco de 6 palas <sup>37</sup> ( $S_3 = 0.25$ , $S_4 = 0.2$ )	65	5.75
6 palas inclinadas <sup>42</sup> ( $45^\circ$ , $S_4 = 0.2$ )	--	1.63
4 palas inclinadas <sup>37</sup> ( $45^\circ$ , $S_4 = 0.2$ )	44.5	1.27
Paleta plana, 2 palas <sup>43</sup> ( $S_4 = 0.2$ )	36.5	1.70
Impulsor HE-3	43	0.28
Cinta helicoidal	52	--
Ancla <sup>37</sup>	300	0.35

Fuente: Warren L. McCabe, Julian C. Smith y Peter Harriot (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*, McGraw Hill, p. 278.

## Bomba NPSH

*NPSH disponible:*

$$NPSH_d = \frac{P_{at}}{\rho g} - \frac{P_v}{\rho g} - z - h_f$$

*Pérdida de carga en tuberías  $h_f = \Delta h_{12}$ :*

$$h_f = \Delta h_{12} = f \cdot \frac{L}{D^5} \cdot \frac{8 \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot g}$$

*Altura de elevación de la bomba  $H$ :*

$$H = \frac{W}{\rho \cdot g \cdot Q}$$

$P_{at}$  = presión atmosférica

$P_v$  = presión vapor

$\rho$  = densidad del fluido

$Q$  = caudal

$W$  = potencia de la bomba

$f$  = coeficiente de fricción

$D$  = diámetro de tubería

$L$  = longitud de tubería

$g$  = aceleración de gravedad

## Balance de materia para el material del lecho

$$u_{br} = 0.711(gd_b)^{\frac{1}{2}}$$

$$u_b = u_0 - u_{mf} + u_{br}$$

$$\delta = \frac{u_0}{u_b}$$

Determinar fracción de vacíos:  $\epsilon_f = 1 - (1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)$

### Intercambio de gas entre la burbuja y la nube

$$k_{ce} = 6.77 \left( \frac{\epsilon_{mf} D u_{br}}{d_b^3} \right)^{1/2}$$

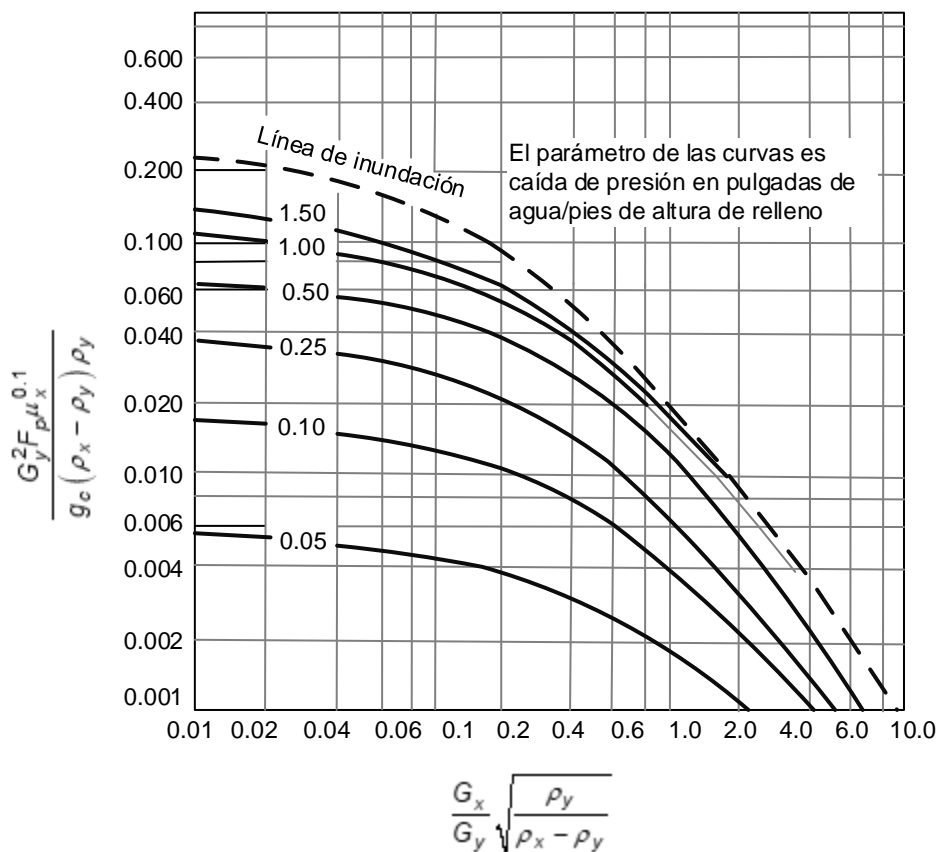
$$f_b + f_c + f_e$$

$$f_e = (1 - \epsilon_f) - f_b - f_c$$

$$H_{BFB} = \frac{W}{\rho_s A (1 - \epsilon_f)}$$

$$\ln = \frac{C_{A0}}{C_A} = \frac{f_b k''' + \frac{1}{\delta \cdot k_{bc} + \frac{1}{f_c k''' + \frac{1}{\delta \cdot k_{ce} + \frac{1}{f_e k'''}}}}}{f_{total}} \cdot \frac{f_{total} H_{BFB}}{u_0}$$

### Correlación generalizada para inundación y caída de presión en columnas de relleno (Según Eckert)



Fuente: McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (1991) *Operaciones básicas de Ingeniería Química*. Mc Graw Hill, p. 722.

### Algunas técnicas de separación basadas en el equilibrio

Técnica	Fase de la alimentación/fases de los productos	Diferencia de la propiedad física	Cómo funciona	Ejemplos
Evaporación	Líquido/líquido y vapor	Presión de vapor (punto de ebullición)	La mezcla líquida se calienta hasta que una parte del material se vaporiza	La separación de butano del asfalto
Condensación	Vapor/líquido y vapor	Presión de vapor (punto de ebullición)	La mezcla de vapor se enfría hasta que una parte del material se condensa	La recuperación de los compuestos orgánicos volátiles del gas de escape en una campana de humos
Destilación	Líquido o vapor/líquido y vapor	Presión de vapor (punto de ebullición)	Se alimenta la mezcla en una columna de múltiples etapas, donde evaporación y condensación se repiten	Separación del petróleo crudo en gasolina, turbosina, diésel, etcétera
Cristalización	Líquido/sólido y líquido	Solubilidad a temperaturas bajas (punto de fusión)	Se enfría la solución hasta que se rebasa el límite de solubilidad	Purificación de la aspirina
Secado	Solución o suspensión/sólido y vapor	Presión de vapor	Se calienta la alimentación para volatilizar el disolvente, dejando atrás el sólido no volátil	Secado de películas fotográfica
Absorción	Gas	Solubilidad del gas en el disolvente adicionado	La mezcla gaseosa entra en contacto con el disolvente; uno de los componentes del gas es más soluble en el disolvente	Separación de CO <sub>2</sub> del H <sub>2</sub> por la adición del disolvente etanolamina-agua
Adsorción	Fluido (gas o líquido)	Afinidad por la superficie sólida	El fluido entra en contacto con un material sólido; uno de los componentes de la mezcla se pega al sólido	Separación de las impurezas coloridas del jarabe de maíz mediante carbón
Lixiviación	Sólido	Solubilidad de los componentes sólidos en el disolvente adicionado	El sólido contiene componentes solubles e insolubles, los componentes solubles se disuelven en el disolvente adicionado	Recuperación de cafeína de los granos de café
Extracción	Líquido	Distribución entre dos fluidos inmiscibles	Un disolvente inmiscible entra en contacto con la alimentación; el soluto del fluido se reparte de preferencia en el disolvente adicionado	Purificación de antibióticos provenientes del caldo de cultivo

Fuente: Regina M. Murphy (2007). Introducción a los Procesos Químicos, McGraw Hill.

## Diseño, optimización y control de procesos

### Heurística para síntesis de secuencia de separación

Se pueden plantear los siguientes heurísticos o reglas para generar las secuencias:

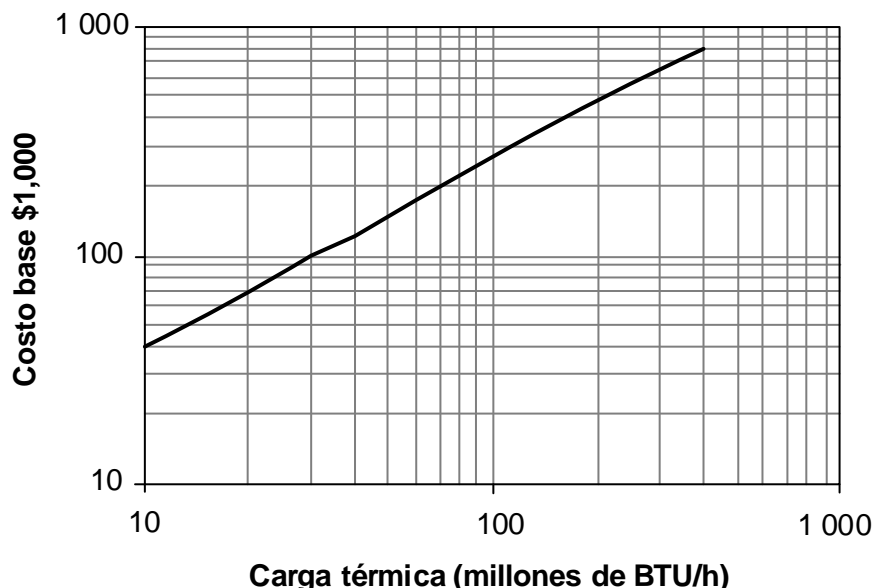
1. Si ya tiene la alimentación en dos fases, utilice una técnica de separación mecánica.
2. Si la alimentación es una sola fase, primero considere las técnicas de separación basadas en el equilibrio, en particular para productos fabricados en grandes cantidades.
3. Considere las técnicas de separación basadas en la velocidad de transferencia de masa para productos de volumen pequeño, con alto valor agregado, que requieren alta pureza.
4. Para las separaciones basadas en el equilibrio, tome en cuenta las diferencias en: a) punto de ebullición; b) punto de fusión; c) solubilidad en disolventes comunes; y d) la unión a las superficies sólidas, en ese orden. Se pueden aprovechar con eficacia las diferencias de 10 °C en el punto de ebullición. Por lo general, se necesitan diferencias más grandes en el punto de fusión, en solubilidad o unión.
5. Favorezca la secuencia directa
6. Reducir la carga de separación mediante la división y mezclado de corrientes
7. Tratar de separar los componentes más abundantes primero, si las cantidades son iguales separar en partes iguales
8. Separar componentes corrosivos y peligrosos primero
9. Hacer la separación más difícil al último
10. Evite en lo posible adicionar materia extraña. Si adiciona materia extraña, evite materiales tóxicos o peligrosos y elimínelos tan pronto como pueda.
11. Trabaje a temperaturas y presiones tan cercanas a las del ambiente como sea posible, pero prefiera temperaturas y presiones superiores a las ambientales más que las inferiores
12. En destilación obtener el producto deseado como destilado
13. Para recuperar cantidades en trazas, utilice métodos de separación donde el costo aumenta con la cantidad de material a recuperarse, no con la cantidad de la corriente que se va a procesar.
14. Para separar cantidades pequeñas de contaminantes que no sea necesario recuperar, tome en cuenta el uso de reacciones químicas destructivas más que en separaciones físicas.

### Reglas heurísticas para selección de secuencias de destilación

1. Separaciones en las cuales la volatilidad relativa de los componentes claves es cercana a 1 o los cuales tienen una conducta azeotrópica deben ser realizados al final de la secuencia.
2. En caso de que la volatilidad relativa ni la concentración en la alimentación varían ampliamente, se debe eliminar uno a uno los componentes como productos del domo.
3. El componente que constituya una gran fracción de la alimentación debe ser removido primero.
4. Favorezca las particiones casi equimolares entre los productos del domo y fondo en columnas individuales.
5. Realizar primero la separación más fácil, es decir, la que requiere de menos platos y reflujo, y dejar las separaciones más difíciles al último.
6. Cuando los componentes adyacentes ordenados en la alimentación varían ampliamente de acuerdo con la volatilidad relativa, la secuencia de separación se lleva a cabo en orden decreciente de volatilidad.

7. Cuando las concentraciones de la alimentación varían ampliamente, pero las volatilidades relativas no, se eliminan los componentes en orden decreciente de concentración en la alimentación.
8. Si el producto deseado puede obtenerse alternativamente por secuencias que lo producen como destilado o como fondo, es conveniente preferir la secuencia que lo produce como destilado.

### Costo base para hornos de proceso



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Hornos de proceso

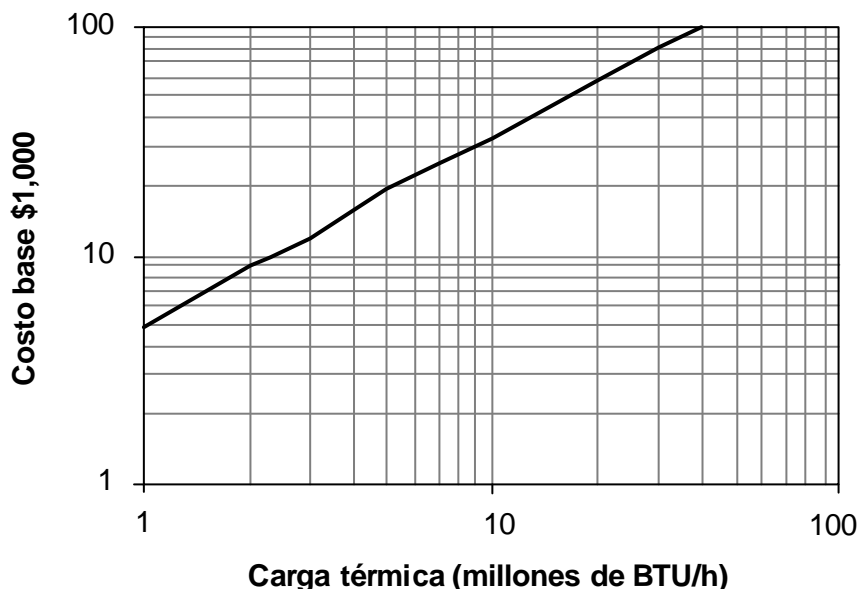
Costo de un horno de proceso, \$ = [costo base (Fd + Fm + Fp)]
Costo de un horno reformador o de pirólisis, \$ = [costo base (Fd + Fp)]

### Factores de ajuste

Tipo de diseño	Fd	Material de la tubería	Fm	Presión de diseño (psi)	Fp
Calentador	1.00	Acero al carbón	0.00	Inferior a 500	0.00
Pirólisis	1.10	Cromo/molibdeno	0.35	1 000	0.10
Reformador (sin catalizador)	1.35	Acero inoxidable	0.75	1 500	0.15
				2 000	0.25
				2 500	0.40
				3 000	0.60

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Costo base para calentadores de fuego directo



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Calentadores a fuego directo

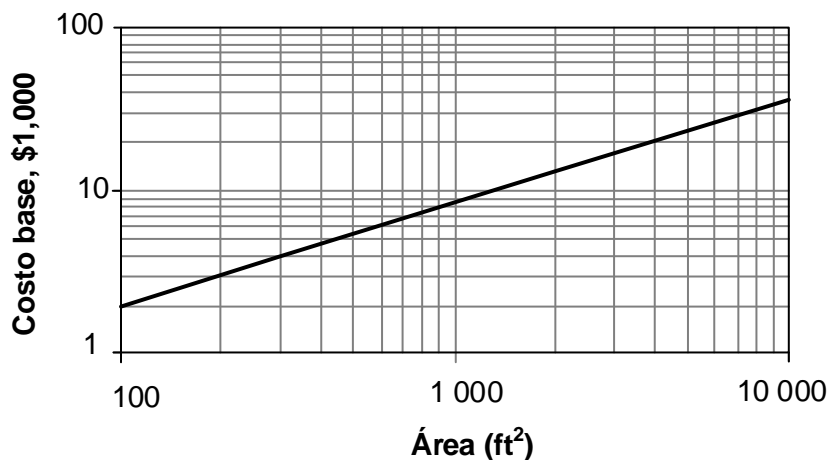
$$\text{Costo del calentador a fuego directo, \$} = [\text{costo base (Fd + Fm + Fp)}]$$

### Factores de ajuste

Tipo de diseño	Fd	Material de la tubería	Fm	Presión de diseño (psi)	Fp
Cilíndrico	1.00	Acero al carbón	0.00	Inferior a 500	0.00
Dowtherm	1.33	Cromo/molibdeno	0.45	1 000	0.15
		Acero inoxidable	0.50	1 500	0.20

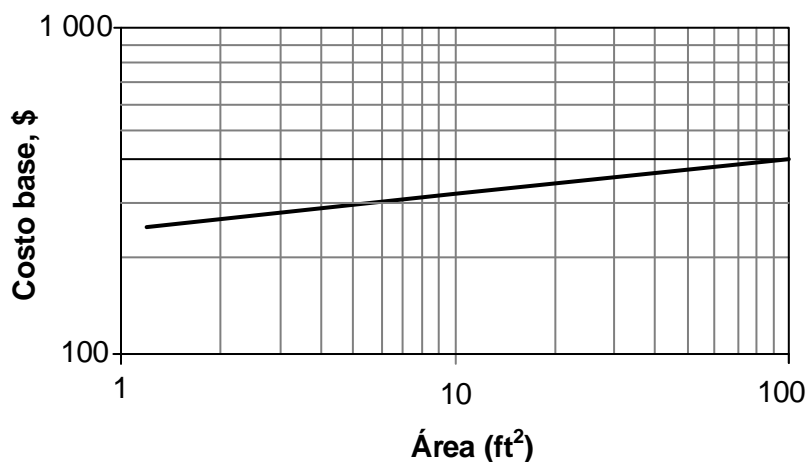
Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Costo base de intercambiadores de calor



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Costo de intercambiadores de calor (áreas pequeñas)



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Intercambiadores de calor

$$\text{Costo del intercambiador de calor, \$} = [\text{costo base (Fd + Fp)}] * F_m$$

### Factores de ajuste

Tipo de diseño	Fd	Presión de diseño (psi)	Fp
Reboiler, Kettle	1.35	Inferior a 150	0.00
Cabezal flotante	1.00	300	0.10
Tubo U	0.85	400	0.25
Hoja de tubos fijos	0.80	800	0.52
		1 000	0.55

Material de la coraza/tubo, Fm									
Área (ft <sup>2</sup> )	AC/A C	AC/ Latón	AC/ Mo	AC/AI	AI/ AI	AC/ Monel	Monel/ Monel	AC/Ti	Ti/Ti
Inferior a 100	1.00	1.05	1.60	1.54	2.50	2.00	3.20	4.10	10.28
100 a 500	1.00	1.10	1.75	1.78	3.10	2.30	3.50	5.20	10.60
500 a 1 000	1.00	1.15	1.82	2.25	3.26	2.50	3.65	6.15	10.75
1 000 a 5 000	1.00	1.30	2.15	2.81	3.75	3.10	4.25	8.95	13.05
5 000 a 10 000	1.00	1.52	2.50	3.52	4.50	3.75	4.95	11.1	16.60

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

Intercambiadores de calor de doble tubo

Costo del intercambiador de calor de doble tubo (para procesos con requerimientos menores a 100 ft<sup>2</sup> con especificación de unidades de doble tubo).

Factores de ajuste

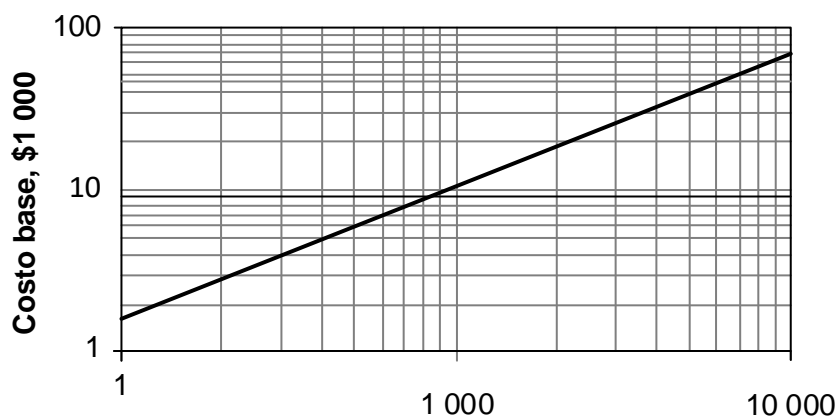
Material	Fm	Presión de diseño (psi)	Fp
AC/AC	1.00	Inferior a 600	1.00
AC/Al	1.85	900	1.10
		1 000	1.25

Factores de módulo

Instalación de campo	1.35
Factor de módulo (normalizado)	1.83

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

Costo de enfriadores de aire



Área calculada/15.5 (ft<sup>2</sup>)

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

Enfriadores de aire

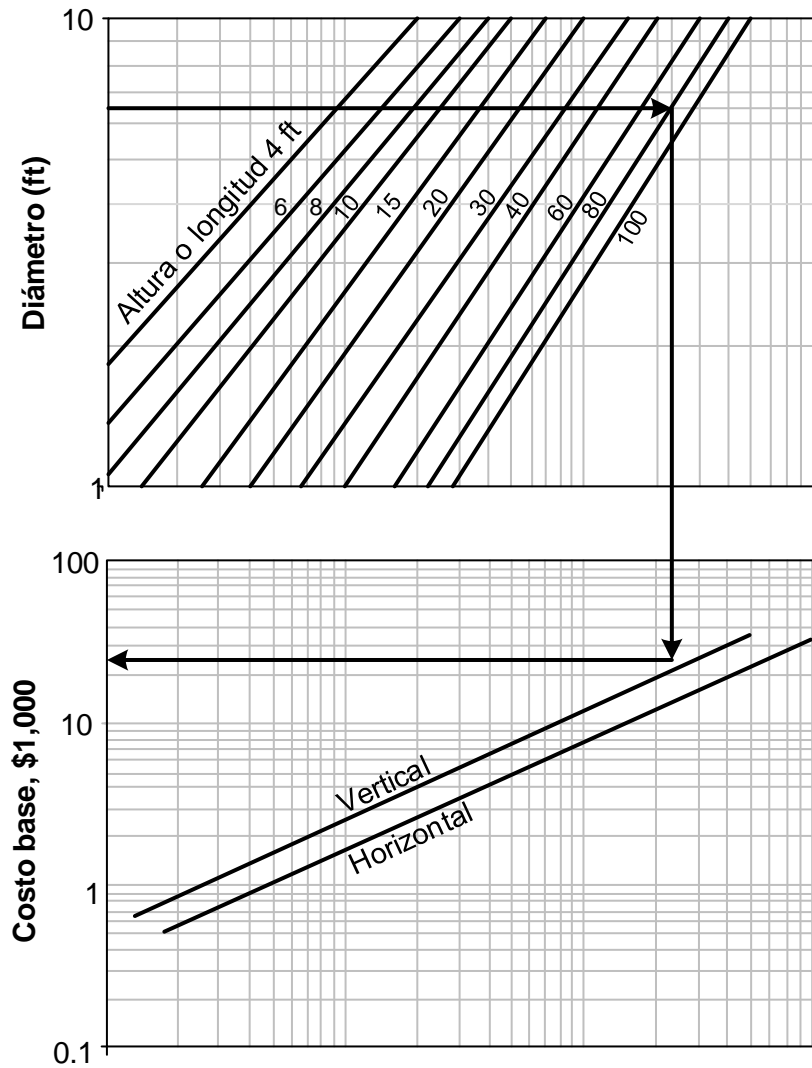
Costo del enfriador de aire, \$ = [costo base (Fp + Ft + Fm)]

Factores de ajuste

Presión (psi)	Fp	Longitud del tubo (ft)	Ft	Material del tubo	Fm
150	1.00	16	0.00	Acero al carbón	0.00
250	1.05	20	0.05	Aluminio	0.50
500	1.10	24	0.10	Acero inoxidable	1.85
1 000	1.15	30	0.15	Monel	2.20

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Costo base de recipientes de proceso



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Recipientes de proceso

$$\text{Costo de recipientes de proceso, \$} = [\text{costo base} * F_m * F_p]$$

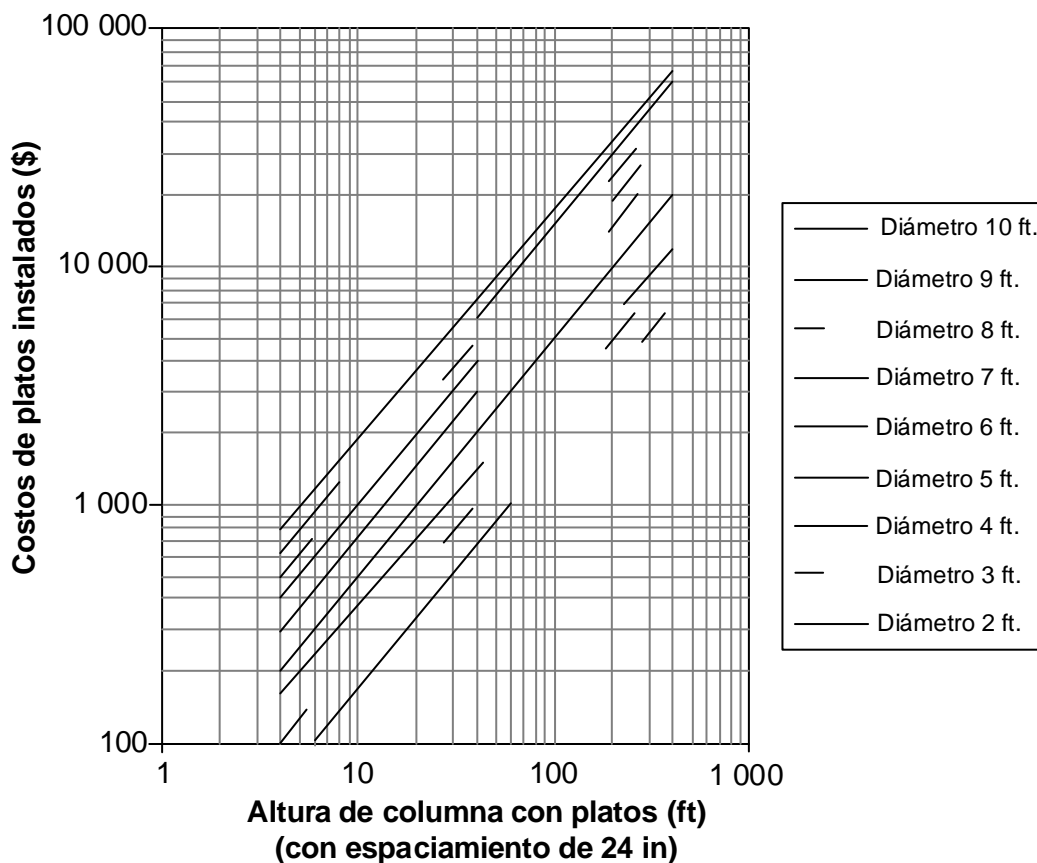
### Factores de ajuste

Material de recubrimiento	Fm revestido	Fm sólido
Acero al carbón	1.00	1.00
Acero inoxidable 316	2.25	3.67
Monel	3.89	6.34
Titanio	4.23	7.89

Factor de presión (psi)	Fp
Hasta 50	1.00
100	1.05
200	1.15
300	1.20
400	1.35
500	1.45
600	1.60
700	1.80
800	1.90
900	2.30
1 000	2.50

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Costo de platos para columnas de destilación



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Platos

$$\text{Costo de platos, \$} = [\text{costo base (Fs + Ft + Fm)}]$$

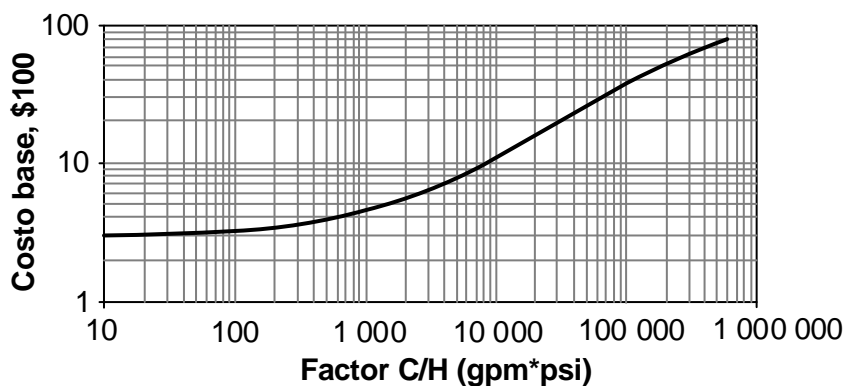
### Factores de ajuste

Espaciamiento entre platos (in)	Fs	Tipo de plato	Ft	Material del plato	Fm
24	1.00	Rejilla (sin rebasadero)	0.00	Acero al carbón	0.00
18	1.40	Sieve	0.00	Acero inoxidable	1.70
12	2.20	Válvula	0.40	Monel	8.90
		Campana de burbujeo	1.80		
		Cascada de Koch	3.90		

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Costo base de bombas centrífugas

El factor C/H se refiere al producto de la capacidad en gpm por la carga dinámica total en psi.



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Bombas centrífugas

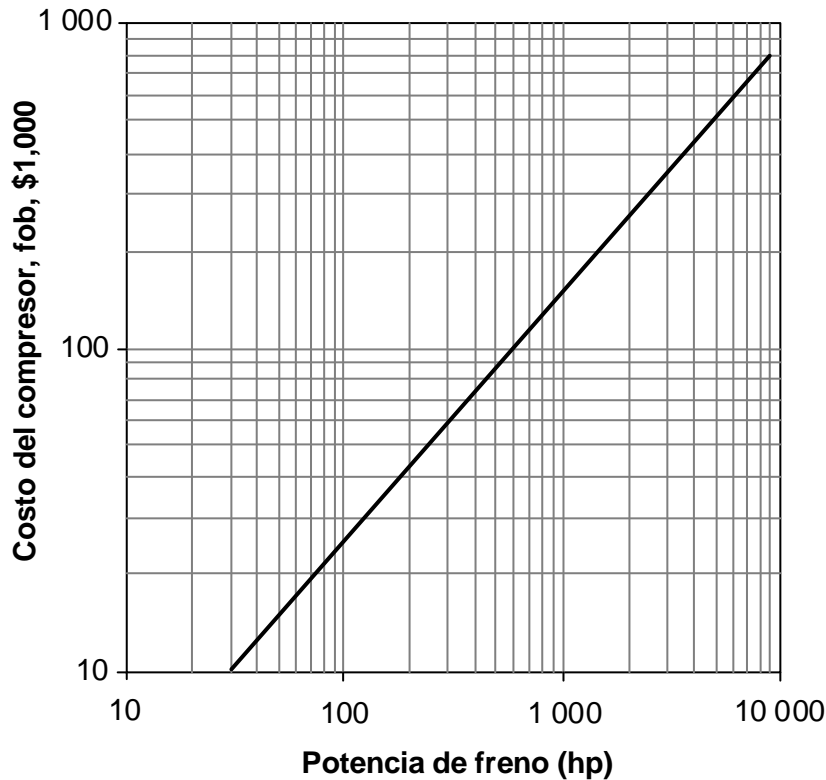
$$\text{Costo de bombas centrífugas, \$} = [\text{costo base} * \text{Fm} * \text{Fo}]$$

### Factores de ajuste

Material de la bomba centrífuga	Fm	Límites de operación	Valor máximo		
Hierro moldeado	1.00	Presión de succión, psig	150	500	1 000
Bronce	1.28	Temperatura del sistema, °F	250	550	850
Acero colado	1.32				
Acero inoxidable	1.93	Factor Fo	1.00	1.50	1.90
Carpenter 20	2.10				
Worthite	2.44				
Hastelloy C	2.89				
Monel	3.23				
Níquel	3.48				
Titanio	8.98				

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Costo base de compresores de gases



Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

### Compresores

$$\text{Costo de compresor, \$} = [\text{costo base} * F_d]$$

### Factores de ajuste

Tipo de diseño	F <sub>d</sub>
Centrífuga/motor	1.00
Alternativo/vapor*	1.07
Centrífuga/turbina*	1.15
Alternativo/motor*	1.29
Alternativo/máquina de gas*	1.82

\*Incluyen recipientes de etapas internas y ventiladores, pero no empaques u otras divisiones de flujos

Fuente: Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* [E-book]. Editorial Reverté

## Automatización de procesos

### Sistemas de primer orden

$$G(S) = \frac{K}{\tau_c s + 1}$$

$$\frac{\Delta r}{\Delta m} = K(1 - e^{-\tau/\tau_c})$$

K = ganancia del sistema de primer orden

$\tau_c$  = constante de tiempo del sistema de primer orden

$\Delta r$  = cambio en la variable de salida

$\Delta m$  = cambio en la variable manipulada

### Sistemas de segundo orden

Subamortiguado **Caso I**  $0 < \zeta < 1$

$$G(S) = \frac{K\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2}$$

$$\frac{\Delta r}{\Delta m} = K \left[ 1 - \frac{1}{\sqrt{1-\zeta^2}} e^{-\zeta\omega_n t} \sin \left( \omega_n \sqrt{1-\zeta^2} t + \tan^{-1} \frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{\zeta} \right) \right]$$

$$\text{Sobretiro: \%S} = e^{-\left(\frac{\zeta}{\sqrt{1-\zeta^2}}\right)\pi} \times 100$$

$$\text{Razón de decaimiento: } e^{-\left(\frac{2\pi\zeta}{\sqrt{1-\zeta^2}}\right)}$$

Tiempo de respuesta:  $\pm 5\% \Delta$

Periodo de oscilación:

$$T[\text{tiempo/ciclo}] = \frac{2\pi\tau}{\sqrt{1-\zeta^2}}$$

$$\omega(\text{radianes}) = \frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{2\pi\tau}$$

$\zeta$  es el factor de amortiguamiento relativo del sistema

$\omega_n$  es la frecuencia angular natural no amortiguada

Críticamente amortiguado **Caso II** ( $\zeta = 1$ )

$$G(S) = \frac{K\omega_n^2}{(s + \omega_n)^2}$$

$$\frac{\Delta r}{\Delta m} = K[1 - e^{-\omega_n t} - \omega_n t e^{-\omega_n t}]$$

Sobreamortiguado **Caso III** ( $\zeta > 1$ )

$$G(S) = \frac{K\omega_n^2}{(s + \zeta\omega_n + \omega_n\sqrt{\zeta^2 - 1})(s + \zeta\omega_n - \omega_n\sqrt{\zeta^2 - 1})}$$

donde:

$$s_1 = \left( \zeta + \sqrt{\zeta^2 - 1} \right) \omega_n$$

$$s_2 = \left( \zeta - \sqrt{\zeta^2 - 1} \right) \omega_n$$

$$\frac{\Delta r}{\Delta m} = K \left[ 1 + \frac{\omega_n}{2\sqrt{\zeta^2 - 1}} \left( \frac{e^{-s_1 t}}{s_1} - \frac{e^{-s_2 t}}{s_2} \right) \right]$$

### Funciones de transferencia de los controladores P, PI, PID

$$\text{Controlador P: } G = K_p$$

$K_p$  = ganancia proporcional

$$\text{Controlador PI: } G = K_p \left( 1 + \frac{1}{\tau_i s} \right)$$

$\tau_i$  = constante de tiempo integral

$\tau_D$  = constante de tiempo derivativo

$$\text{Controlador PID: } G = K_p \left( 1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_D s \right)$$

### Método de la Sección Dorada para optimización univariable

$$x_1 = x_l + d$$

$$x_2 = x_u - d$$

$$d = \frac{\sqrt{5} - 1}{2} (x_u - x_l)$$

### Método de Fibonacci para optimización univariable

$$x_1 = x_l + d$$

donde  $\tau_i$  es la sucesión de Fibonacci, que es la relación de los números de Fibonacci ( $F_i$ ):

$$x_2 = x_u - d$$

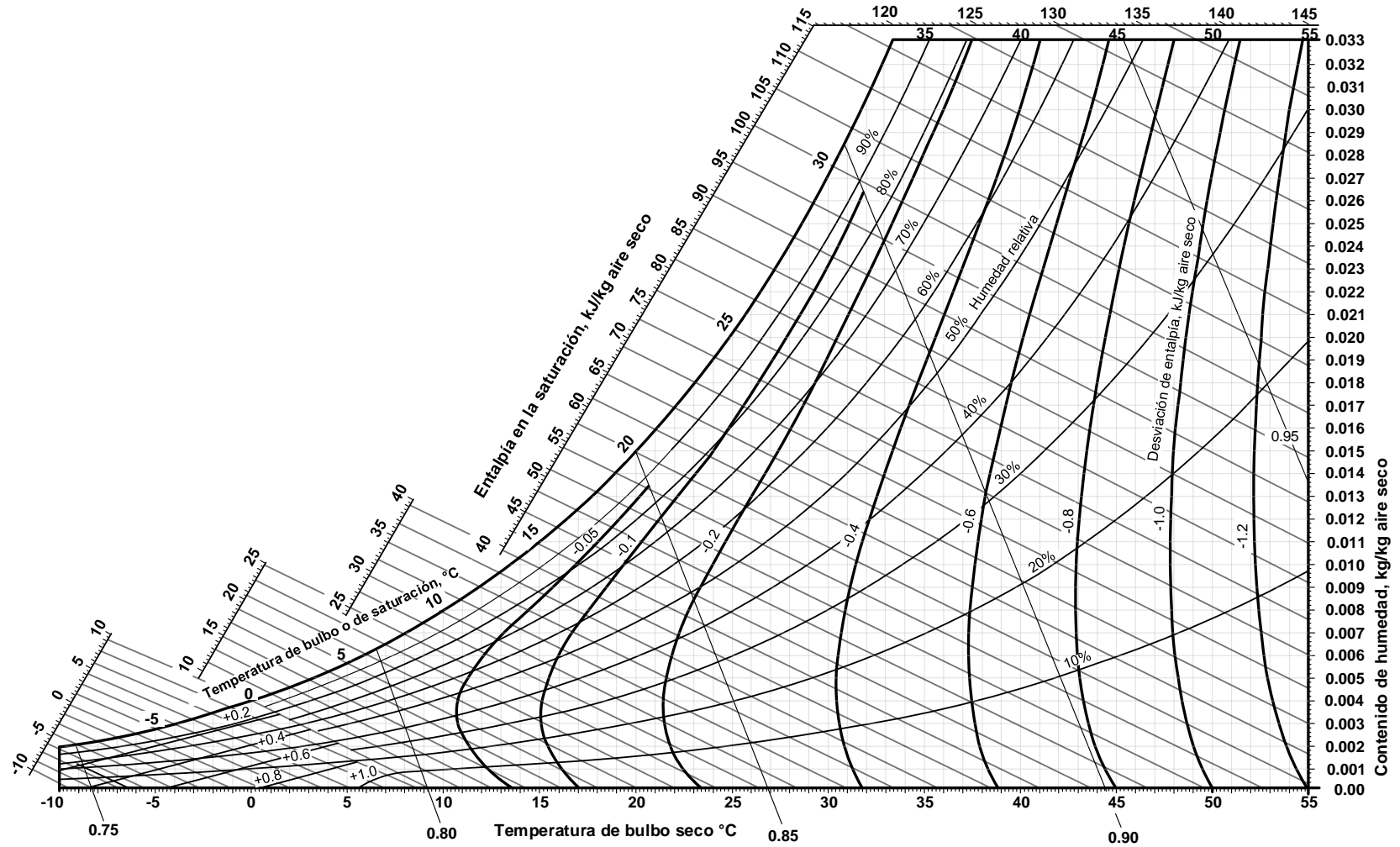
$$F_0 = 1, F_1 = 1, F_2 = 2, F_3 = 3, F_4 = 5, F_6 = 8 \dots \dots$$

$$d = \tau_i (x_u - x_l)$$

$$\tau_i = \frac{F_{n-1}}{F_n}$$

## Gráficas y tablas

Diagrama psicrométrico

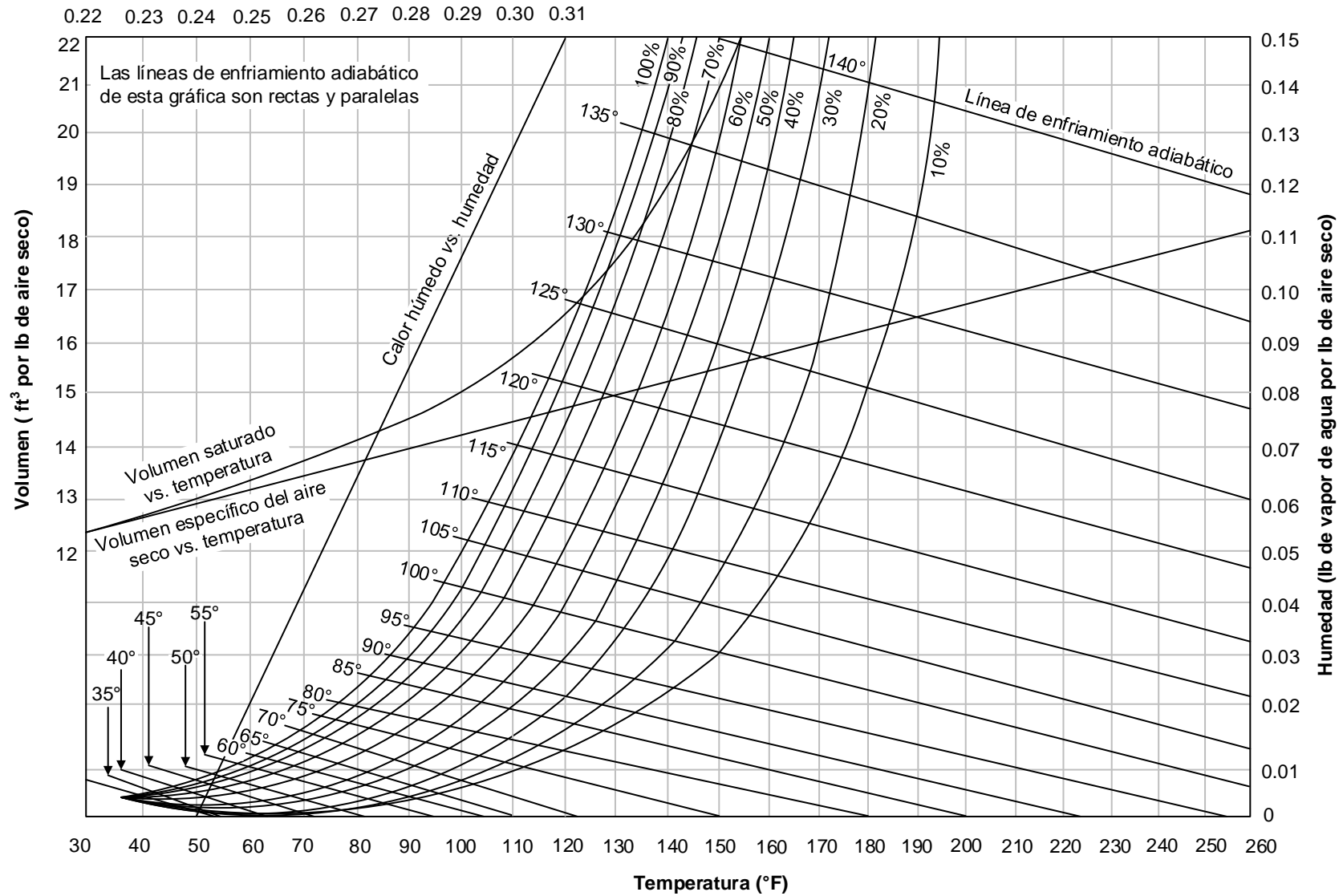


Bajo 0 °C las propiedades y líneas de desviación en las entalpias son para el hielo

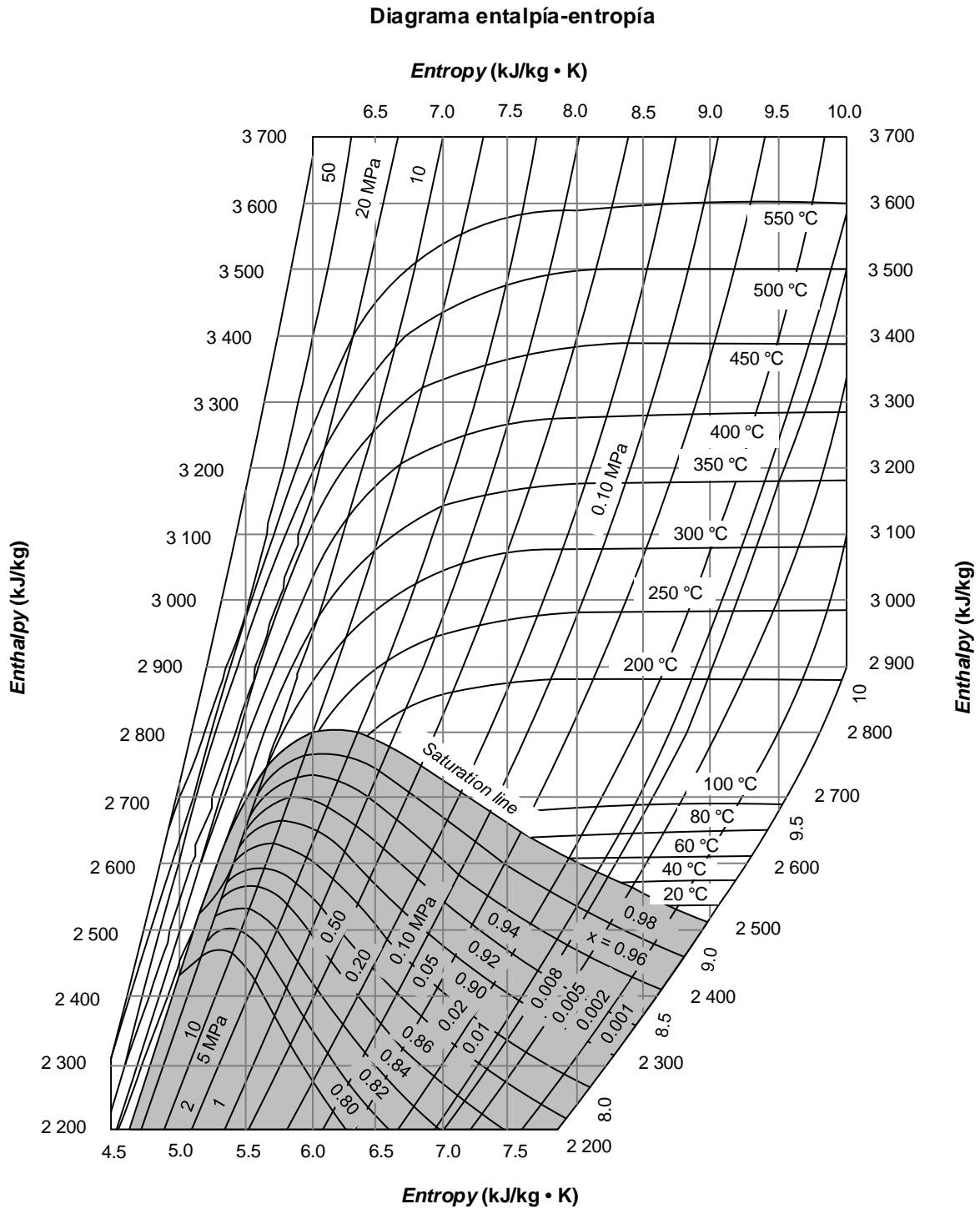
Volumen húmedo, m<sup>3</sup>/kg aire seco

Fuente: Felder, M. R. & Rousseau, R. W. (2004). Principios Elementales de los Procesos Químicos. 3ª ed. México. Limusa. Pp. 385

**Calor húmedo BTU por grado Fahrenheit por lb de aire seco**

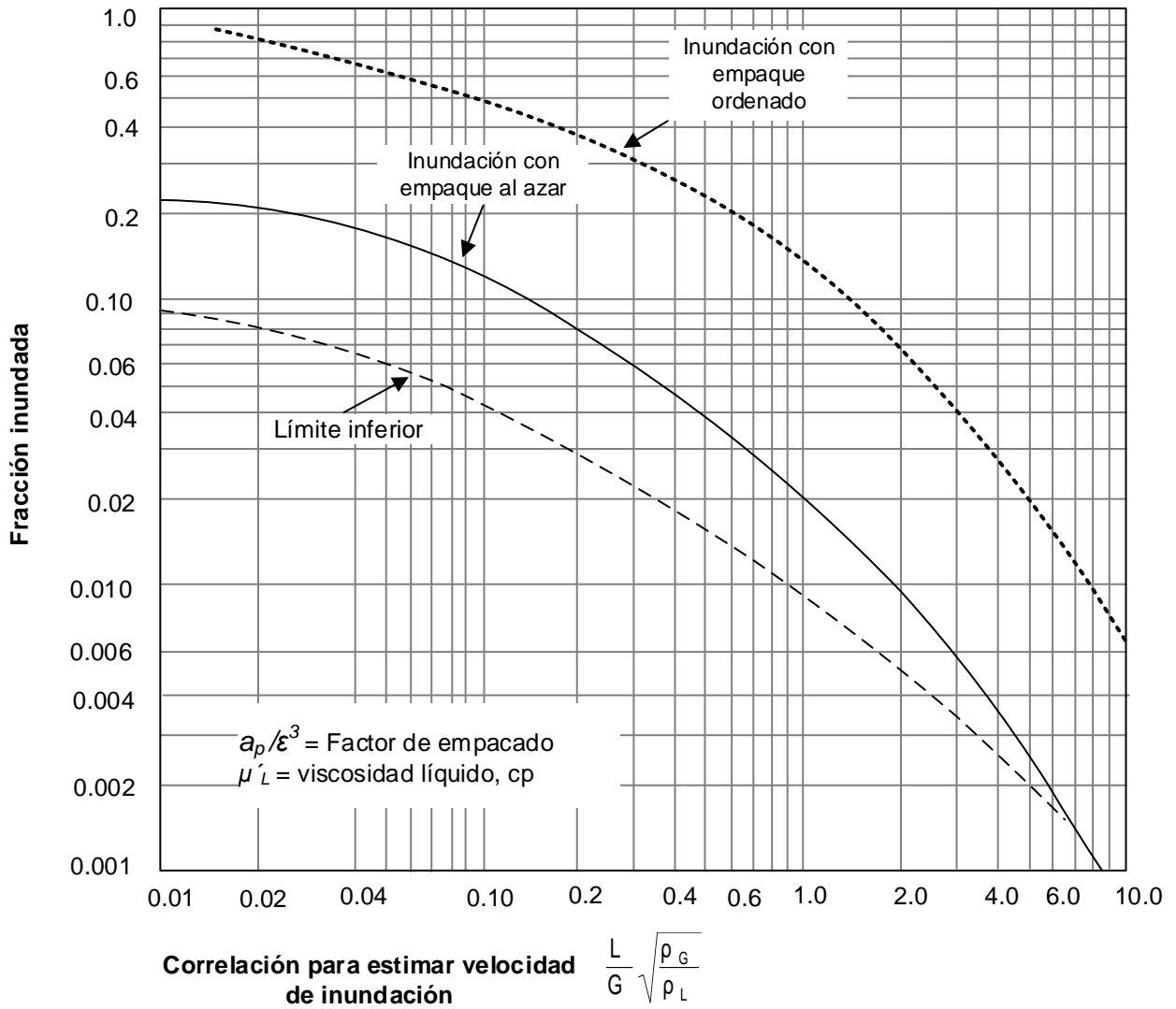


## Diagrama de Mollier

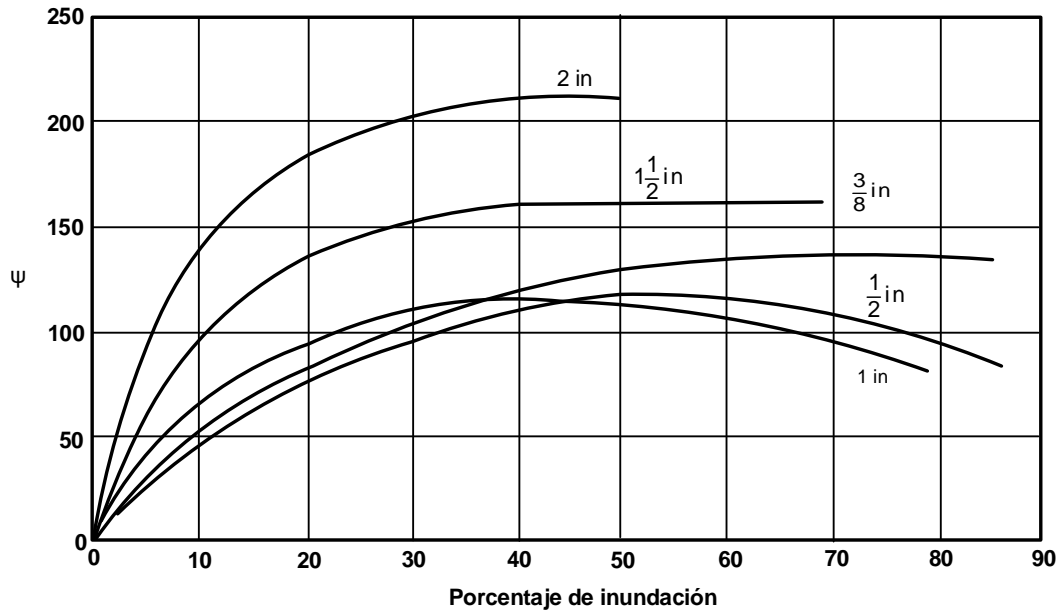


Gráfica de Eckert para torres empacadas

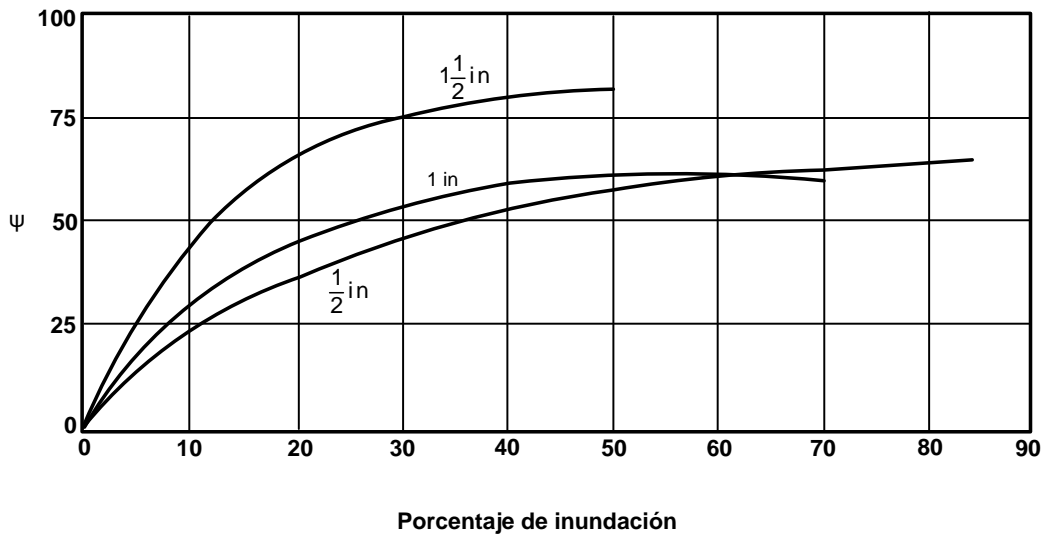
$$\frac{V^2 \left(\frac{a_p}{\epsilon^3}\right) \rho_G (\mu'_L)^{0.2}}{g \rho_L} = \frac{G^2 \left(\frac{a_p}{\epsilon^3}\right) \rho_G (\mu'_L)^{0.2}}{g \rho_G \rho_L}$$



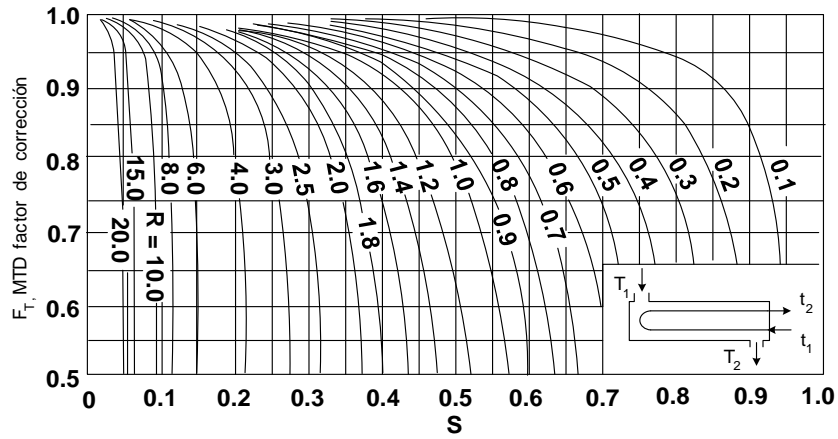
$\psi$  Parámetro usado para calcular HTUG para diferentes tamaños de anillos Rasching en torres empacadas



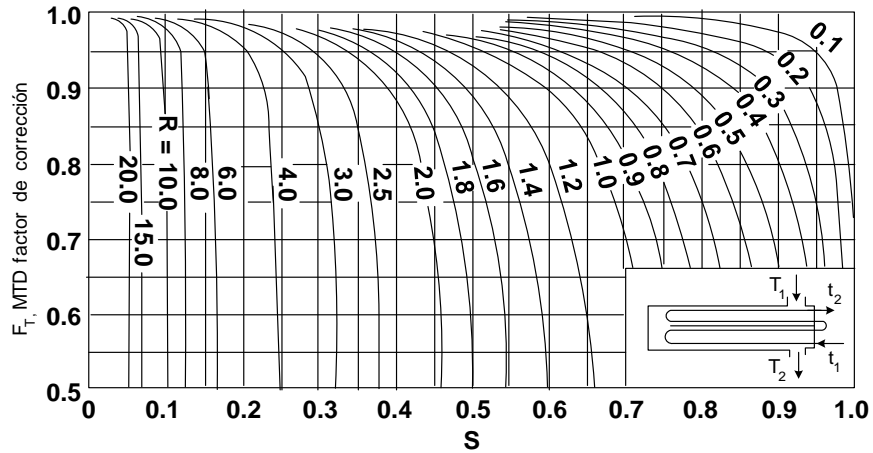
$\psi$  Parámetro usado para calcular HTUG para diferentes tamaños de sillas Berl en torres empacadas



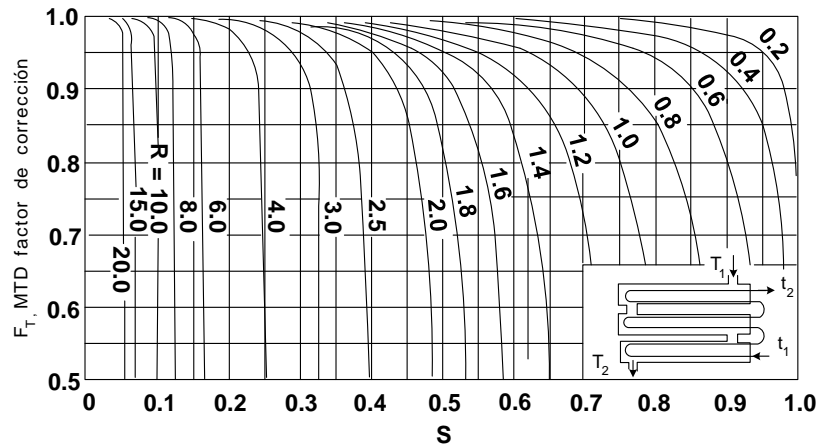
Gráficas-Factores de Corrección para cambiadores de calor



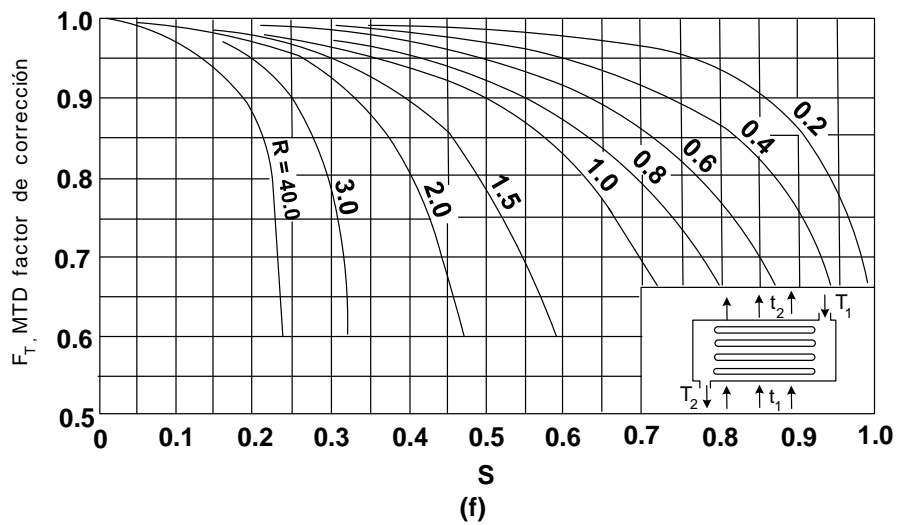
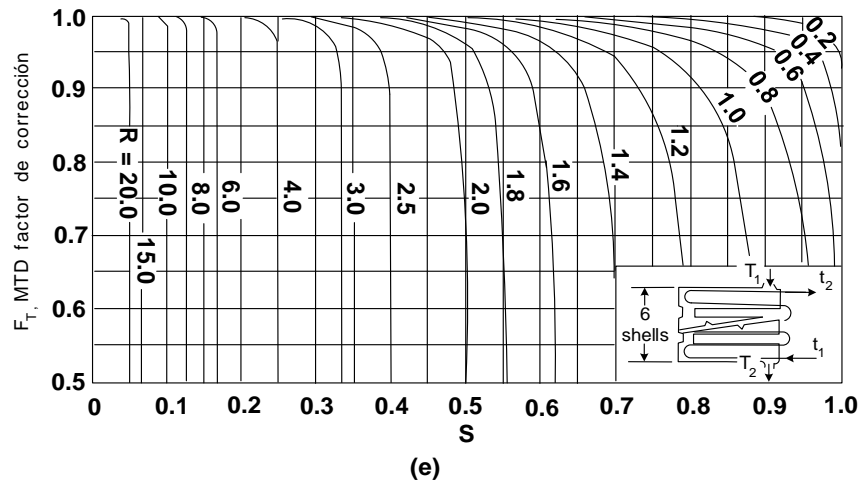
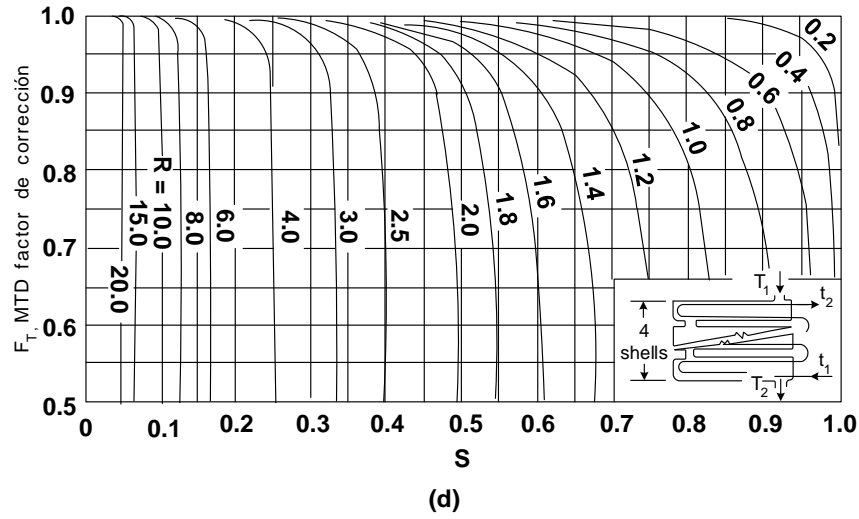
(a)

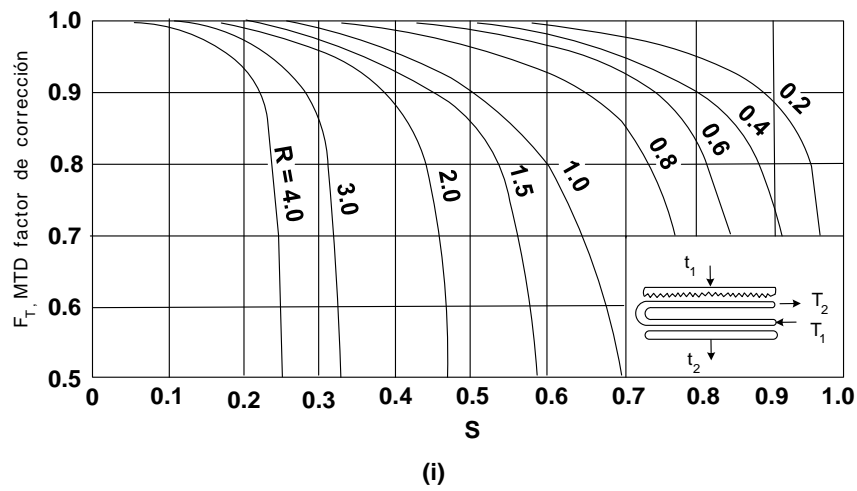
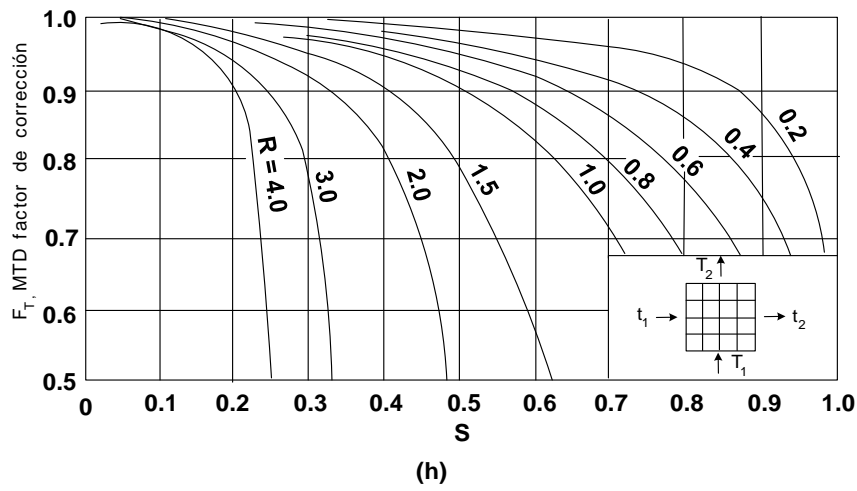
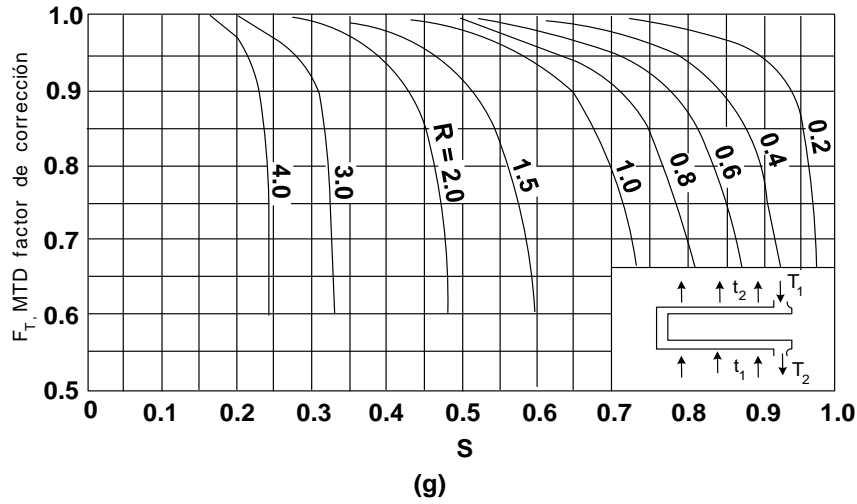


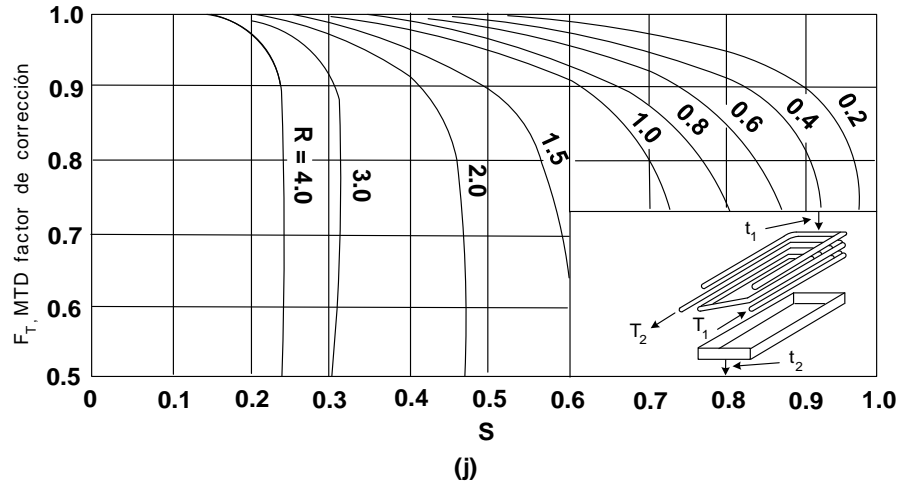
(b)



(c)

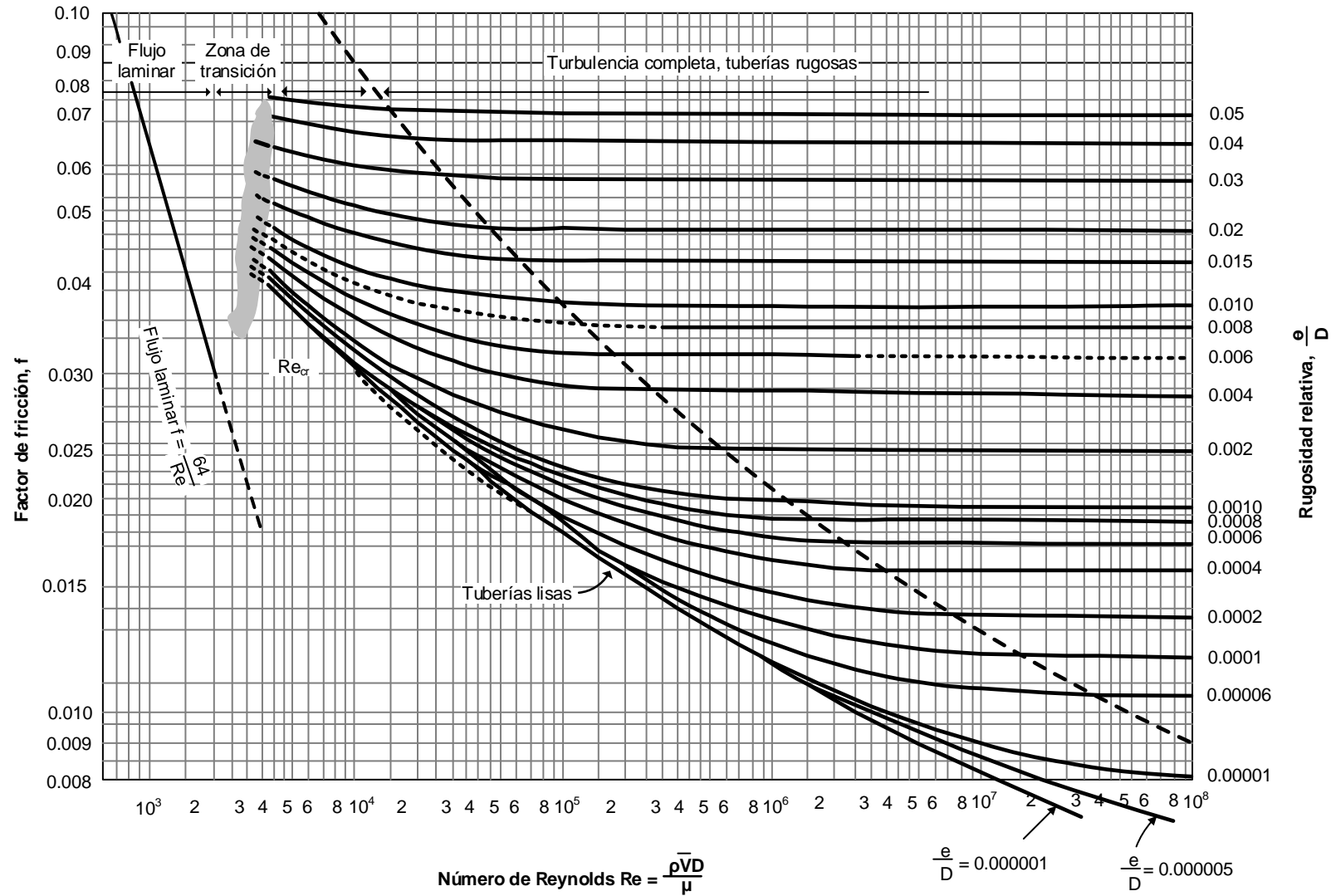






Fuente: Factor de Corrección de LMTD Manual del Ingeniero Químico, Perry

### Diagrama de Moody



Fuente: L.F. Moody. (1944) Trans. ASME, Vol. 66

### Constantes de la ecuación de Antoine

$$\log_{10} P^{\circ}(\text{mmHg}) = A - \frac{B}{T(^{\circ}\text{C}) + C}$$

Compuesto	Fórmula	Intervalo (°C)	A	B	C
Acetaldehído	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	-0.2 a 34.4	8.00552	1 600.017	291.809
Acetato de etilo	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	15.6 a 75.8	7.10179	1 244.951	217.881
Acetato de etilo *	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	-20 a 150	7.09808	1 238.710	217.000
Acetato de metilo	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1.8 a 55.8	7.06524	1 157.630	219.726
Acetato de vinilo	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	21.8 a 72.0	7.21010	1 296.130	226.655
Acetona	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	-12.9 a 55.3	7.11714	1 210.595	229.664
Ácido acético	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	29.8 a 126.5	7.38782	1 533.313	222.309
Ácido acético *	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	0 a 36	7.18807	1 416.700	225.000
Ácido acrílico	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	20.0 a 70.0	5.65204	648.629	154.683
Ácido butírico	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	20.0 a 150.0	8.71019	2 433.014	255.189
Ácido fórmico	CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	37.4 a 100.7	7.58178	1 699.173	260.714
Ácido propiónico	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	72.4 a 128.3	7.71423	1 733.418	217.724
Agua *	H <sub>2</sub> O	0 a 60	8.10765	1 750.286	235.000
Agua *	H <sub>2</sub> O	60 a 150	7.96681	1 668.210	228.000
Amoniaco *	NH <sub>3</sub>	-83 a 60	7.55466	1 002.711	247.885
Anhídrido acético	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	62.8 a 139.4	7.14948	1 444.718	199.817
Anilina	C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> N	102.6 a 185.2	7.32010	1 731.515	206.049
Benceno	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	14.5 a 80.9	6.89272	1 203.531	219.888
Bromuro de metilo	CH <sub>3</sub> Br	-70.0 a 3.6	7.09084	1 046.066	244.914
<i>i</i> -Butano	<i>i</i> -C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-85.1 a -11.6	6.78866	899.617	241.942
<i>n</i> -Butano	<i>n</i> -C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-78.0 a -0.3	6.82485	943.453	239.711
1-Butanol	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	89.2 a 125.7	7.36366	1 305.198	173.427
2-Butanol	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	72.4 a 107.1	7.20131	1 157.000	168.279
1-Buteno	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	-77.5 a -3.7	6.53101	810.261	228.066
Cianuro de hidrógeno	HCN	-16.4 a 46.2	7.52823	1 329.490	260.418
Ciclohexano	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	19.9 a 81.6	6.84941	1 206.001	223.148
Ciclohexanol	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O	93.7 a 160.7	6.25530	912.866	109.126
Clorobenceno	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> Cl	62.0 a 131.7	6.97808	1 431.053	217.550
Clorobenceno*	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> Cl	0 a 42	7.10690	1 500.000	224.000
Clorobenceno*	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> Cl	42 a 30	6.94504	1 413.120	216.000
Cloroformo	CHCl <sub>3</sub>	-10.4 a 60.3	6.95465	1 170.966	226.232
Cloroformo*	CHCl <sub>3</sub>	-30 a 150	6.90328	1 163.030	227.400

Compuesto	Fórmula	Intervalo (°C)	A	B	C
Cloruro de etilo	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	-55.9 a 12.5	6.98647	1 030.007	238.612
Cloruro de metilo	CH <sub>3</sub> Cl	-75.0 a 5.0	7.09349	948.582	249.336
<i>n</i> -Decano	<i>n</i> -C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	94.5 a 175.1	6.95707	1 503.568	194.738
1-Deceno	C <sub>10</sub> H <sub>20</sub>	86.8 a 171.6	6.95433	1 497.527	197.056
1, 1-Dicloroetano	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	-38.8 a 17.6	6.97702	1 174.022	229.060
1, 2-Dicloroetano	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl	-30.8 a 99.4	7.02530	1 271.254	222.927
Diclorometano	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	-40.0 a 40	7.40916	1 325.938	252.616
Dietilcetona	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> O	56.5 a 111.3	7.02529	1 310.281	214.192
Dietilenglicol	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	130.0 a 243.0	7.63666	1 939.359	162.714
Dimetilamina	C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> N	-71.8 a 6.9	7.08212	960.242	221.667
<i>N, N</i> -Dimetilformamida	C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> NO	30.0 a 90.0	6.92796	1 400.869	196.434
1, 4-Dioxano	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	20.0 a 105.0	7.43155	1 554.679	240.337
Disulfuro de carbono	CS <sub>2</sub>	3.6 a 79.9	6.94279	1 169.110	241.593
Estireno	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	29.9 a 144.8	7.06623	1 507.434	214.985
Etanol	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	19.6 a 93.4	8.11220	1 592.864	226.184
Etanolamina	C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	65.4 a 170.9	7.45680	1 577.670	173.368
Éter dietílico	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	-60.8 a 19.9	6.92032	1 064.066	228.799
Éter dimetílico	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	-78.2 a -24.9	6.97603	889.264	241.957
Etilbenceno	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	56.5 a 137.1	6.95650	1 423.543	213.091
1, 2-Etilendiamina	C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N	26.5 a 117.4	7.16871	1 336.235	194.366
Etilenglicol	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	50.0 a 200.0	8.09083	2 088.936	203.454
Fenol	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O	107.2 a 181.8	7.13301	1 516.790	171.954
Formaldehído	HCHO	-109.4 a -22.3	7.19578	970.595	244.124
Glicerol	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	183.3 a 260.4	6.16504	1 036.056	28.097
<i>i</i> -Heptano	<i>i</i> -C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	18.5 a 90.9	6.87689	1 238.122	219.783
<i>n</i> -Heptano	<i>n</i> -C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	25.9 a 99.3	6.90253	1 267.828	216.823
1-Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	21.6 a 94.5	6.91381	1 265.120	220.051
<i>i</i> -Hexano	<i>i</i> -C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	12.8 a 61.1	6.86839	1 151.401	228.477
<i>n</i> -Hexano	<i>n</i> -C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	13.0 a 69.5	6.88555	1 175.817	224.867
1-Hexeno	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	15.9 a 64.3	6.86880	1 154.646	226.046
Metacrilato de metilo	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	39.2 a 89.2	8.40919	2 050.467	274.369
Metanol	CH <sub>3</sub> OH	14.9 a 83.7	8.08097	1 582.271	239.726

Compuesto	Fórmula	Intervalo (°C)	A	B	C
Metanol *	CH <sub>3</sub> OH	-20 a 140	7.87863	1 473.110	230.000
Metilamina	CH <sub>5</sub> N	-83.1 a -6.2	7.33690	1 011.532	233.286
Metilciclohexano	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub>	25.6 a 101.8	6.82827	1 273.673	221.723
Metiletilcetona	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	42.8 a 88.4	7.06356	1 261.339	221.969
Metilisobutilcetona	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O	21.7 a 116.2	6.67272	1 168.408	191.944
Naftaleno	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub>	80.3 a 179.5	7.03358	1 756.328	204.842
Nitrobenzeno	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	134.1 a 210.6	7.11562	1 746.586	201.783
Nitrometano	CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	55.7 a 136.4	7.28166	1 446.937	227.600
<i>n</i> -Nonano	<i>n</i> -C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	70.3 a 151.8	6.93764	1 430.459	201.808
<i>i</i> -Noneno	C <sub>9</sub> H <sub>18</sub>	66.6 a 147.9	6.95777	1 437.862	205.814
<i>i</i> -Octano	<i>i</i> -C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	41.7 a 118.5	6.88814	1 319.529	211.624
<i>n</i> -Octano	<i>n</i> -C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	52.9 a 126.6	6.91874	1 351.756	209.100
<i>i</i> -Octeno	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	44.9 a 122.2	6.93637	1 355.779	213.022
Óxido de etileno	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	0.3 a 31.8	8.69016	2 005.779	334.765
Óxido de propileno	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	-24.2 a 34.8	7.01443	1 086.369	228.594
<i>i</i> -Pentano	<i>i</i> -C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	16.3 a 28.6	6.73457	992.019	229.564
<i>n</i> -Pentano	<i>n</i> -C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	13.3 a 36.8	6.84471	1 060.793	231.541
1-Pentanol	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O	74.7 a 156.0	7.18246	1284.625	161.330
1-Penteno	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	12.8 a 30.7	6.84268	1 043.205	233.344
Piridina	C <sub>5</sub> H <sub>5</sub> N	67.3 a 152.9	7.04115	1 373.799	214.979
1-Propanol	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	60.2 a 104.6	7.74416	1 437.686	198.463
2-Propanol	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	52.3 a 89.3	7.74021	1 359.517	197.527
Tetracloruro de carbono	CCl <sub>4</sub>	14.1 a 76.0	6.87926	1 212.021	226.409
Tolueno	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	35.3 a 111.5	6.95805	1 346.773	219.693
1, 1, 1-Tricloroetano	C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl <sub>3</sub>	-5.4 a 16.9	8.64344	2 136.621	302.769
1, 1, 2-Tricloroetano	C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl <sub>3</sub>	50.0 a 113.7	6.95185	1 314.410	209.197
Tricloroetileno	C <sub>2</sub> HCl <sub>3</sub>	17.8 a 86.5	6.51827	1 018.603	192.731
<i>m</i> -Xileno	<i>m</i> -C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	59.2 a 140.0	7.00646	1 460.183	214.827
<i>o</i> -Xileno	<i>o</i> -C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	63.5 a 145.4	7.00154	1 476.393	213.872
<i>p</i> -Xileno	<i>p</i> -C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	58.3 a 139.3	6.98820	1 451.792	215.111

Las constantes con asterisco (\*) se tomaron de Lange's. (2017). *Handbook of Chemistry*, (17<sup>a</sup>. ed.). McGraw Hill. [http://highered.mcgraw-hill.com/sites/dl/free/0072849606/315014/physical\\_properties\\_table.pdf](http://highered.mcgraw-hill.com/sites/dl/free/0072849606/315014/physical_properties_table.pdf)

### Constantes de propiedades físicas

M = masa molar, g/mol

T<sub>b</sub> = temperatura normal de ebullición, °R

T<sub>c</sub> = temperatura crítica, °R

P<sub>c</sub> = presión crítica, psia

Z<sub>c</sub> = factor de compresibilidad crítico

ω = factor acéntrico de Pitzer

δ = parámetro de solubilidad de Hildebrand a 25 °C (cal/cm<sup>3</sup>)<sup>1/2</sup>

V<sub>L</sub> = volumen molar del líquido a la temperatura indicada (°C), cm<sup>3</sup>/mol

Núm.	Fórmula empírica	Nombre	M	T <sub>b</sub>	T <sub>c</sub>	P <sub>c</sub>	Z <sub>c</sub>	ω	δ	V <sub>L</sub>
1	H <sub>2</sub> O	Agua	18.015	671.7	1165.1	3206.7	0.232	0.3477	18.0	18.1 (20)
2	CH <sub>4</sub>	Metano	16.043	201.0	343.9	673.1	0.289	0.0	5.680	52.0 (25)
3	CH <sub>3</sub> O	Metanol	32.042	607.8	923.7	1153.6	0.228	0.5556	14.510	40.5 (20)
4	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	Acetileno	26.038	339.0	555.0	890.3	0.267	0.1917	5.329	42.3 (-84)
5	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	Etileno	28.054	305.0	509.5	742.2	0.284	0.0872	5.801	61.0 (25)
6	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Etano	30.070	332.2	550.0	709.8	0.282	0.1064	6.050	68.0 (25)
7	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> O	Etanol	46.069	632.1	929.3	925.3	0.250	0.6341	12.915	58.4 (20)
8	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	Propileno	42.081	405.8	657.2	667.0	0.279	0.1421	6.208	79.02 (25)
9	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	Acetona	58.080	592.1	917.0	693.7	0.247	0.3035	9.566	73.5 (20)
10	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Propano	44.097	416.0	665.9	617.4	0.278	0.1538	6.400	84.0 (25)
11	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	n-Propanol	60.096	666.7	966.4	737.1	0.250	0.6111	12.050	74.7 (20)
12	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1-Buteno	56.108	480.2	755.3	583.0	0.274	0.2085	6.766	95.6 (25)
13	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-Butano	58.124	490.8	765.3	550.7	0.274	0.1954	6.634	101.4 (25)
14	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	Ciclopentano	70.135	580.4	921.2	655.0	0.274	0.1966	8.010	94.7 (25)
15	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	1-Penteno	70.135	545.6	853.0	586.0	0.273	0.2198	7.055	110.4 (25)
16	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	n-Pentano	72.151	556.6	845.6	489.5	0.269	0.2387	7.020	116.1 (25)
17	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	Benceno	78.114	635.9	1012.7	714.2	0.272	0.2116	9.158	89.4 (25)
18	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	Ciclohexano	84.162	637.0	995.3	591.5	0.272	0.2149	8.193	108.7 (25)
19	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	n-Hexano	86.178	615.4	914.2	440.0	0.266	0.2972	7.266	131.6 (25)
20	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	Tolueno	92.141	790.8	1069.1	587.8	0.263	0.2415	8.914	106.8 (25)
21	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	n-Heptano	100.205	668.9	972.3	396.9	0.261	0.3403	7.430	147.5 (25)
22	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	Estireno	104.152	752.9	1146.4	559.0	0.261	0.2885	9.211	115.0 (20)
23	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	Etilbenceno	106.168	736.8	1115.5	540.0	0.265	0.2981	8.783	123.1 (25)
24	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	m-Xileno	106.168	742.1	1114.6	510.0	0.264	0.3086	8.818	123.5 (25)
25	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	o-Xileno	106.168	751.6	1138.0	530.0	0.266	0.2904	8.987	121.2 (25)
26	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	p-Xileno	106.168	740.7	1112.8	500.0	0.265	0.3304	8.769	124.0 (25)
27	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	n-Octano	114.232	717.9	1024.9	362.1	0.258	0.3992	7.551	163.5 (25)

Fuente: Henley, E.J., Seader, J.D. (1988) *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*. Reverté.

Tablas de propiedades termodinámicas de algunos gases inorgánicos

Nitrógeno diatómico (N<sub>2</sub>)

$$\log_{10} P^{\circ}(\text{mmHg}) = A - \frac{B}{T(^{\circ}\text{C}) + C}$$

( $\Delta h_f^{\circ} = 0 \text{ kJ / kmol}$ ; T, K;  $\bar{h}$  y  $\bar{u}$ , kJ / kmol;  $\bar{s}^{\circ}$ , kJ / (kmol · K); el estado estándar es 1 atm)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^{\circ}$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^{\circ}$
0	0	0	0	600	17 563	12 574	212.066
220	6 391	4 562	182.639	610	17 864	12 792	212.564
230	6 683	4 770	683.938	620	18 166	13 011	213.055
240	6 975	4 979	185.180	630	18 468	13 230	213.541
250	7 266	5 188	186.370	640	18 772	13 450	214.018
260	7 558	5 396	187.514	650	19 075	13 671	214.489
270	7 849	5 604	188.614	660	19 380	13 892	214.954
280	8 141	5 813	189.673	670	19 685	14 114	215.413
290	8 432	6 021	190.695	680	19 991	14 337	215.866
298	8 669	6 190	191.502	690	20 297	14 560	216.314
300	8 723	6 229	191.682	700	20 604	14 784	216.756
310	9 014	6 437	192.638	710	20 912	15 008	217.192
320	9 306	6 645	193.562	720	21 220	15 234	217.624
330	9 597	6 853	194.459	730	21 529	15 460	218.059
340	9 888	7 061	195.328	740	21 839	15 686	218.472
350	10 180	7 270	196.173	750	22 149	15 913	218.889
360	10 471	7 478	196.995	760	22 460	16 141	219.301
370	10 763	7 687	197.794	770	22 772	16 370	219.709
380	11 055	7 895	198.572	780	23 085	16 599	220.113
390	11 347	8 104	199.331	790	23 398	16 830	220.512
400	11 640	8 314	200.071	800	23 714	17 061	220.907
410	11 932	8 523	200.794	810	24 027	17 292	221.298
420	12 225	8 733	201.499	820	23 342	17 524	221.684
430	12 518	8 943	202.189	830	24 658	17 757	222.067
440	12 811	9 153	202.863	840	24 974	17 990	222.447
450	13 105	9 363	203.523	850	25 292	18 224	222.822
460	13 399	9 574	204.170	860	25 610	18 459	223.194
470	13 693	9 786	204.803	870	25 928	18 695	223.562
480	13 988	9 997	205.424	880	26 248	18 931	223.927
490	14 285	10 210	206.033	890	26 568	19 168	224.288
500	14 581	10 423	206.630	900	26 890	19 407	224.647
510	14 876	10 635	207.216	910	27 210	19 644	225.002
520	15 172	10 848	207.792	920	27 532	19 883	225.353
530	15 469	11 062	208.358	930	27 854	20 122	225.701
540	15 766	11 277	208.914	940	28 178	20 362	226.047
550	16 064	11 492	209.461	950	28 501	20 603	226.389
560	16 363	11 707	209.999	960	28 826	20 844	226.728
570	16 662	11 923	210.528	970	29 151	21 086	227.064
580	16 962	12 139	211.049	980	29 476	21 328	227.398
590	17 262	12 356	211.562	990	29 803	21 571	227.728

Fuente: Janaf. (1971). *Thermochemical Tables*, NSRDS-NBS-37

Oxígeno diatómico ( $O_2$ )

( $\Delta h_f^\circ = 0 \text{ kJ / kmol}$ ; T, K;  $\bar{h}$  y  $\bar{u}$ , kJ / kmol;  $\bar{s}^\circ$ , kJ / (kmol · K); el estado estándar es 1 atm)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$
0	0	0	0	600	17 929	12 940	226.346
220	6 404	4 575	196.171	610	18 250	13 178	226.877
230	6 694	4 782	197.461	620	18 572	13 417	227.400
240	6 984	4 989	198.696	630	18 895	13 657	227.918
250	7 275	5 197	199.885	640	19 219	13 898	228.429
260	7 566	5 405	201.027	650	19 544	14 140	228.932
270	7 858	5 613	202.128	660	19 870	14 383	229.430
280	8 150	5 822	203.191	670	20 197	14 626	229.920
290	8 443	6 032	204.218	680	20 524	14 871	230.405
298	8 682	6 203	205.033	690	20 854	15 116	230.885
300	8 736	6 242	205.213	700	21 184	15 364	231.358
310	9 030	6 453	206.177	710	21 514	15 611	231.827
320	9 325	6 664	207.112	720	21 845	15 859	232.291
330	9 620	6 877	208.020	730	22 177	16 107	232.748
340	9 916	7 090	208.904	740	22 510	16 357	233.201
350	10 213	7 303	209.765	750	22 844	16 607	233.649
360	10 511	7 518	210.104	760	23 178	16 859	234.091
370	10 809	7 733	211.423	770	23 513	17 111	234.528
380	11 109	7 949	212.222	780	23 850	17 364	234.960
390	11 409	8 166	213.002	790	24 186	17 618	235.387
400	11 711	8 384	213.765	800	24 523	17 872	235.810
410	12 012	8 603	214.510	810	24 861	18 126	236.230
420	12 314	8 822	215.241	820	25 199	18 382	236.644
430	12 618	9 043	215.955	830	25 537	18 637	237.055
440	12 923	9 264	216.656	840	25 877	18 893	237.462
450	13 228	9 487	217.342	850	26 218	19 150	237.864
460	13 535	9 710	218.016	860	26 559	19 408	238.264
470	13 842	9 935	218.676	870	26 899	19 666	238.660
480	14 151	10 160	219.326	880	27 242	19 925	239.051
490	14 460	10 386	219.963	890	27 584	20 185	239.439
500	14 770	10 614	220.589	900	27 928	20 445	239.823
510	15 082	10 842	221.206	910	28 272	20 706	240.203
520	15 395	11 071	221.812	920	28 616	20 967	240.580
530	15 708	11 301	222.409	930	28 960	21 228	240.953
540	16 022	11 533	222.997	940	29 306	21 491	241.323
550	16 338	11 765	223.576	950	29 652	21 754	241.689
560	16 654	11 998	224.146	960	29 999	22 017	242.052
570	16 971	12 232	224.708	970	30 345	22 280	242.411
580	17 290	12 467	225.262	980	30 692	22 544	242.768
590	17 609	12 703	225.808	990	31 041	22 809	243.120

Fuente: Janaf. (1971). *Thermochemical Tables*, NSRDS-NBS-37

Monóxido de carbono (CO)

( $\Delta h_f^\circ = 0 \text{ kJ / kmol}$ ; T, K;  $\bar{h}$  y  $\bar{u}$ , kJ / kmol;  $\bar{s}^\circ$ , kJ / (kmol · K); el estado estándar es 1 atm)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$
0	0	0	0	600	17 611	12 622	218.204
220	6 391	4 562	188.683	610	17 915	12 843	218.708
230	6 683	4 771	189.980	620	18 221	13 066	219.205
240	6 975	4 979	191.221	630	18 527	13 289	219.695
250	7 266	5 188	192.411	640	18 833	13 512	220.179
260	7 558	5 396	193.554	650	19 141	13 736	220.656
270	7 849	5 604	194.654	660	19 449	13 962	221.127
280	8 140	5 812	195.173	670	19 758	14 187	221.592
290	8 432	6 020	196.735	680	20 068	14 414	222.052
298	8 669	6 190	197.543	690	20 378	14 641	222.505
300	8 723	6 229	197.723	700	20 690	14 870	222.953
310	9 014	6 437	198.678	710	21 002	15 099	223.396
320	9 306	6 645	199.603	720	21 315	15 328	223.833
330	9 597	6 854	200.500	730	21 628	15 558	224.265
340	9 889	7 062	201.371	740	21 943	15 789	224.692
350	10 181	7 271	202.217	750	22 158	16 022	225.115
360	10 473	7 480	203.040	760	22 573	16 255	225.533
370	10 765	7 689	203.842	770	22 890	16 488	225.947
380	11 058	7 899	204.622	780	23 208	16 723	226.357
390	11 351	8 108	205.383	790	23 526	16 957	226.762
400	11 644	8 319	206.125	800	23 844	17 193	227.162
410	11 938	8 529	206.850	810	24 164	17 429	227.559
420	12 232	8 740	207.549	820	24 483	17 665	227.952
430	12 526	8 951	208.252	830	24 803	17 902	228.339
440	12 821	9 163	208.929	840	25 124	18 140	228.724
450	13 116	9 375	209.593	850	25 446	18 379	229.106
460	13 412	9 587	210.243	860	25 768	18 617	229.482
470	13 708	9 800	210.880	870	26 091	18 858	229.856
480	14 005	10 014	211.504	880	26 415	19 099	230.227
490	14 302	10 228	212.117	890	26 740	19 341	230.593
500	14 600	10 443	212.719	900	27 066	19 583	230.957
510	14 898	10 658	213.310	910	27 392	19 826	231.317
520	15 197	10 874	213.890	920	27 719	20 070	231.674
530	15 497	11 090	214.460	930	28 046	20 314	232.028
540	15 797	11 307	215.020	940	28 375	20 559	232.379
550	16 097	11 524	215.572	950	28 703	20 805	232.727
560	16 399	11 743	216.115	960	29 033	21 051	233.072
570	16 701	11 961	216.649	970	29 362	21 298	233.413
580	17 003	12 181	217.175	980	29 693	21 545	233.752
590	17 307	12 401	217.693	990	30 024	21 793	234.088

Fuente: Janaf. (1971). *Thermochemical Tables*, NSRDS-NBS-37

Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)

( $\Delta h_f^\circ = 0 \text{ kJ / kmol}$ ; T, K;  $\bar{h}$  y  $\bar{u}$ , kJ / kmol;  $\bar{s}^\circ$ , kJ / (kmol · K); el estado estándar es 1 atm)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$
0	0	0	0	600	22 280	17 291	243.199
220	6 601	4 772	202.966	610	22 754	17 683	243.983
230	6 938	5 026	204.464	620	23 321	18 076	244.758
240	7 280	5 285	205.920	630	23 709	18 471	245.524
250	7 627	5 548	207.337	640	24 190	18 869	246.282
260	7 979	5 817	208.717	650	24 674	19 270	247.032
270	8 335	6 091	210.062	660	25 160	19 672	247.773
280	8 697	6 369	211.376	670	25 648	20 078	248.507
290	9 063	6 651	212.660	680	26 138	20 484	249.233
298	9 364	6 885	213.685	690	26 631	20 894	249.952
300	9 431	6 939	213.915	700	27 125	21 305	250.663
310	9 807	7 230	215.146	710	27 622	21 719	251.368
320	10 186	7 526	216.351	720	28 121	22 134	252.065
330	10 570	7 826	217.534	730	28 622	22 552	252.755
340	10 959	8 131	218.694	740	29 124	22 972	253.539
350	11 351	8 439	219.831	750	29 629	23 393	254.117
360	11 748	8 752	220.948	760	30 135	23 817	254.787
370	12 148	9 068	222.044	770	30 644	24 242	255.452
380	12 552	9 392	223.122	780	31 154	24 669	256.110
390	12 960	9 718	224.182	790	31 665	25 097	256.762
400	13 372	10 046	225.225	800	32 179	25 527	257.408
410	13 787	10 378	226.250	810	32 694	25 959	258.048
420	14 206	10 714	227.258	820	33 212	26 394	258.682
430	14 628	11 053	228.252	830	33 730	26 829	259.311
440	15 054	11 393	229.230	840	34 251	27 267	259.934
450	15 483	11 742	230.194	850	34 773	27 706	260.551
460	15 916	12 091	231.144	860	35 296	28 125	261.164
470	16 351	12 444	232.080	870	35 821	28 588	261.770
480	16 791	12 800	233.004	880	36 347	29 031	262.371
490	17 232	13 158	233.916	890	36 876	29 476	262.968
500	17 678	13 521	234.814	900	37 405	29 922	263.559
510	18 126	13 885	235.700	910	37 935	30 369	264.146
520	18 576	14 253	236.575	920	38 467	30 818	264.728
530	19 029	14 622	237.439	930	39 000	31 268	265.304
540	19 485	14 996	238.292	940	39 535	31 719	265.877
550	19 945	15 372	239.135	950	40 070	32 171	266.444
560	20 407	15 751	239.962	960	40 607	32 625	267.007
570	20 870	16 131	240.789	970	41 145	33 081	267.566
580	21 337	16 515	241.602	980	41 685	33 537	268.119
590	21 807	16 902	242.405	990	42 226	33 995	268.670

Fuente: Janaf. (1971). *Thermochemical Tables*, NSRDS-NBS-37

Agua (H<sub>2</sub>O)

( $\Delta h_f^\circ = 0$  kJ / kmol; T, K;  $\bar{h}$  y  $\bar{u}$ , kJ / kmol;  $\bar{s}^\circ$ , kJ / (kmol · K); el estado estándar es 1 atm)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$
0	0	0	0	600	20 402	15 413	212.920
220	7 295	5 466	178.576	610	20 765	15 639	213.529
230	7 628	5 715	180.054	620	21 130	15 975	214.122
240	7 961	5 965	181.471	630	21 495	16 257	214.707
250	8 294	6 215	182.831	640	21 862	16 541	215.285
260	8 627	6 466	184.139	650	22 230	16 826	215.856
270	8 961	6 716	185.399	660	22 600	17 112	216.419
280	9 296	6 968	186.616	670	22 970	17 399	216.976
290	9 631	7 219	187.791	680	23 342	17 688	217.527
298	9 904	7 425	188.720	690	23 714	17 978	218.071
300	9 966	7 472	188.928	700	24 088	18 268	218.610
310	10 302	7 725	190.030	710	24 464	18 561	219.142
320	10 639	7 978	191.098	720	24 840	18 854	219.668
330	10 976	8 232	192.136	730	25 218	19 148	220.189
340	11 314	8 487	193.144	740	25 597	19 444	220.707
350	11 652	8 742	194.125	750	25 977	19 741	221.215
360	11 992	8 998	195.081	760	26 358	20 039	221.720
370	12 331	9 255	196.012	770	26 741	20 339	222.221
380	12 672	9 513	196.920	780	27 125	20 639	222.717
390	13 014	9 771	197.807	790	27 510	20 941	223.207
400	13 356	10 030	198.673	800	27 896	21 245	223.693
410	13 699	10 290	199.521	810	28 284	21 549	224.174
420	14 043	10 551	200.350	820	28 672	21 855	224.651
430	14 388	10 813	201.166	830	29 062	22 162	225.123
440	14 734	11 075	201.955	840	29 454	22 470	225.592
450	15 080	11 339	202.734	850	29 846	22 779	226.057
460	15 428	11 603	203.497	860	30 240	23 090	226.517
470	15 777	11 869	204.247	870	30 635	23 402	226.973
480	16 126	12 135	204.982	880	31 032	23 715	227.426
490	16 477	12 403	205.705	890	31 429	24 029	227.875
500	16 828	12 671	206.413	900	31 828	24 345	228.321
510	17 181	12 940	207.112	910	32 228	24 662	228.763
520	17 534	13 211	207.799	920	32 629	24 980	229.202
530	17 889	13 482	207.475	930	33 032	25 300	229.637
540	18 245	13 755	209.139	940	33 436	25 621	230.070
550	18 601	14 028	209.795	950	33 841	25 943	230.499
560	18 959	14 303	210.440	960	34 247	26 265	230.924
570	19 318	14 579	211.075	970	34 653	26 588	231.347
580	19 678	14 856	211.702	980	35 061	26 913	231.767
590	20 039	15 134	212.320	990	35 472	27 240	232.184

Fuente: Janaf. (1971). *Thermochemical Tables*, NSRDS-NBS-37

Hidrógeno diatómico ( $H_2$ )

( $\Delta h_f^\circ = 0 \text{ kJ / kmol}$ ; T, K;  $\bar{h}$  y  $\bar{u}$ , kJ / kmol;  $\bar{s}^\circ$ , kJ / (kmol · K); el estado estándar es 1 atm)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$
0	0	0	0	1.440	42 808	30 835	177.410
260	7 370	5 209	126.636	1.480	44 091	31 786	178.291
270	7 657	5 412	127.719	1.520	45 384	32 746	179.153
280	7 945	5 617	128.765	1.560	46 683	33 713	179.995
290	8 233	5 822	129.775	1.600	47 990	34 687	180.820
298	8 468	5 989	130.574	1.640	49 303	35 668	181.632
300	8 522	6 027	130.754	1.680	50 662	36 654	182.428
320	9 100	6 440	132.621	1.720	51 947	37 646	183.208
340	9 680	6 853	134.378	1.760	53 279	38 645	183.973
360	10 262	7 268	136.039	1.800	54 618	39 652	184.724
380	10 843	7 684	137.612	1.840	55 962	40 663	185.463
400	11 426	8 100	139.106	1.880	57 311	41 680	186.190
420	12 010	8 518	140.529	1.920	58 668	42 705	186.904
440	12 594	8 936	141.888	1.960	60 031	43 735	187.607
460	13 179	9 355	143.187	2.000	61 400	44 771	188.297
480	13 764	9 773	144.432	2.050	63 119	46 074	189.148
500	14 350	10 193	145.628	2.100	64 847	47 386	189.979
520	14 935	10 611	146.775	2.150	66 584	48 708	190.796
560	16 107	11 451	148.945	2.200	68 328	50 037	191.598
600	17 280	12 291	150.698	2.250	70 080	51 373	192.385
640	18 453	13 133	152.863	2.300	71 839	52 716	193.159
680	19 630	13 976	154.645	2.350	73 608	54 069	193.921
720	20 807	14 821	156.328	2.400	75 383	55 429	194.669
760	21 988	15 669	157.923	2.450	77 168	56 798	195.403
800	23 171	16 520	159.440	2.500	78 960	58 175	196.125
840	24 359	17 375	160.891	2.550	80 755	59 554	196.837
880	25 551	18 235	162.277	2.600	82 558	60 941	197.539
920	26 747	19 098	163.607	2.650	84 386	62 335	198.229
960	27 948	19 966	164.884	2.700	86 186	63 737	198.907
1.000	29 154	20 839	166.114	2.750	88 008	65 144	199.575
1.040	30 364	21 717	167.300	2.800	89 838	66 558	200.234
1.080	31 580	22 601	168.449	2.850	91 671	67 976	200.885
1.120	32 802	23 490	169.560	2.900	93 512	69 401	201.527
1.160	34 028	24 384	170.636	2.950	95 358	70 831	202.157
1.200	35 262	25 284	171.682	3.000	97 211	72 268	202.778
1.240	36 502	26 192	172.698	3.050	99 065	73 707	203.391
1.280	37 749	27 106	173.687	3.100	100 926	75 152	203.995
1.320	39 002	28 027	174.652	3.150	102 793	76 604	204.592
1.360	40 263	28 995	175.593	3.200	104 667	78 061	205.181
1.400	41 530	29 889	176.510	3.250	106 545	79 523	205.765

Fuente: Janaf. (1971). *Thermochemical Tables*, NSRDS-NBS-37

Conductividades molares límite de los iones a 25 °C;  $\lambda^\infty / 10^{-4} \text{ S m}^2/\text{mol}$

Ion	$\lambda^\infty$	$\frac{\lambda^\infty}{z^2}$	Ion	$\lambda^\infty$	$\frac{\lambda^\infty}{z^2}$
H <sup>+</sup>	349.81	349.81	OH <sup>-</sup>	198.3	198.3
Li <sup>+</sup>	38.68	38.68	F <sup>-</sup>	55.4	55.4
Na <sup>+</sup>	50.10	50.10	Cl <sup>-</sup>	76.35	76.35
K <sup>+</sup>	73.50	73.50	Br <sup>-</sup>	78.14	78.14
Rb <sup>+</sup>	77.81	77.81	I <sup>-</sup>	76.84	76.84
Cs <sup>+</sup>	77.26	77.26	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	71.46	71.46
Ag <sup>+</sup>	61.90	61.90	ClO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	64.6	64.6
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	73.55	73.55	BrO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	55.74	55.74
(CH <sub>3</sub> ) <sub>4</sub> N <sup>+</sup>	44.92	44.92	IO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	40.54	40.54
(C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>4</sub> N <sup>+</sup>	32.66	32.66	ClO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	67.36	67.36
(C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> ) <sub>4</sub> N <sup>+</sup>	23.42	23.42	IO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	54.55	54.55
Be <sup>2+</sup>	90	22.5	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	44.50	44.50
Mg <sup>2+</sup>	106.10	26.52	HCOO <sup>-</sup>	54.59	54.59
Ca <sup>2+</sup>	119.00	29.75	CH <sub>3</sub> COO <sup>-</sup>	40.90	40.90
Sr <sup>2+</sup>	118.90	29.72	CH <sub>2</sub> BrCOO <sup>-</sup>	39.22	39.22
Ba <sup>2+</sup>	127.26	31.82	(NO <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> C <sub>6</sub> H <sub>2</sub> O <sup>-</sup>	30.39	30.39
Cu <sup>2+</sup>	107.2	26.80	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	160.04	40.01
Zn <sup>2+</sup>	105.6	26.40	C <sub>2</sub> O <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	148.30	37.08
Co <sup>2+</sup>	110	27.5	CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	138.6	34.65
Pb <sup>2+</sup>	139.0	34.75	Fe(CN) <sub>6</sub> <sup>3-</sup>	302.7	33.63
La <sup>3+</sup>	209.1	23.23	P <sub>3</sub> O <sub>9</sub> <sup>3-</sup>	250.8	27.87
Ce <sup>3+</sup>	209.4	23.26	Fe(CN) <sub>6</sub> <sup>4-</sup>	442.0	27.63
[Co(NH <sub>3</sub> ) <sub>6</sub> ] <sup>3+</sup>	305.7	33.97	P <sub>4</sub> O <sub>12</sub> <sup>4-</sup>	374.8	23.43
[Ni <sub>2</sub> tri-en <sub>3</sub> ] <sup>4+</sup>	210.0	13.13	P <sub>2</sub> O <sub>7</sub> <sup>4-</sup>	383.6	23.98
[Co <sub>2</sub> tri-en <sub>3</sub> ] <sup>6+</sup>	412.2	11.45	P <sub>3</sub> O <sub>10</sub> <sup>5-</sup>	545	21.8

Fuente: Castellan, G. (1987). *Fisicoquímica*. Ed. Addison Wesley. Pp. 820  
 (Con permiso de R. A. Robinson y R. H. Stokes, *Electrolyte Solutions*, 2ª ed. (revisada) Butterworths, Londres, 1959)

Número de tubos en configuraciones comerciales de carcaza y tubos, 1 paso por carcaza, n pasos de tubos

<b>Tubos de 3/4" de diámetro exterior</b>	<b>Pitch triangular de 1"</b>				
<b>Diámetro interior de la coraza (in)</b>	<b>1-P</b>	<b>2-P</b>	<b>4-P</b>	<b>6-P</b>	<b>8-P</b>
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1 074	1 044	1 012	986	870
39	1 026	1 176	1 128	1 100	1 078

<b>Tubos de 1" de diámetro exterior</b>	<b>Pitch triangular de 1 1/4"</b>				
<b>Diámetro interior de la coraza (in)</b>	<b>1-P</b>	<b>2-P</b>	<b>4-P</b>	<b>6-P</b>	<b>8-P</b>
8	21	16	16	14	
10	32	32	26	24	
12	55	52	48	46	44
13 1/4	68	66	58	54	50
15 1/4	91	86	80	74	72
17 1/4	131	118	106	104	94
19 1/4	163	152	140	136	128
21 1/4	199	188	170	164	160
23 1/4	241	232	212	212	202
25	294	282	256	252	242
27	349	334	302	296	286
29	397	376	338	334	316
31	472	454	430	424	400
33	538	522	486	470	454
35	608	592	562	546	532
37	674	664	632	614	598
39	766	736	700	688	672

<b>Tubos de 3/4" de diámetro exterior</b>	<b>Pitch triangular de 15/16"</b>				
<b>Diámetro interior de la coraza (in)</b>	<b>1-P</b>	<b>2-P</b>	<b>4-P</b>	<b>6-P</b>	<b>8-P</b>
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 1/4	127	114	96	90	86
15 1/4	170	160	140	136	128
17 1/4	239	224	194	188	178
19 1/4	301	282	252	244	234
21 1/4	361	342	314	306	290
23 1/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1 102	1 068	1 004	988	958
37	1 240	1 200	1 144	1 104	1 072
39	1 377	1 330	1 258	1 248	1 212

<b>Tubos de 3/4" de diámetro exterior</b>	<b>Pitch cuadrado de 1"</b>				
<b>Diámetro interior de la coraza (in)</b>	<b>1-P</b>	<b>2-P</b>	<b>4-P</b>	<b>6-P</b>	<b>8-P</b>
8	32	26	20	20	
10	52	52	40	36	
12	81	76	68	68	60
13 1/4	97	90	82	76	70
15 1/4	137	124	116	108	108
17 1/4	177	166	158	150	142
19 1/4	224	220	204	192	188
21 1/4	277	270	246	240	234
23 1/4	341	324	308	302	292
25	413	394	370	356	346
27	481	460	432	420	408
29	553	526	480	468	456
31	657	640	600	580	560
33	749	718	688	676	648
35	845	824	780	766	748
37	934	914	886	866	838
39	1 049	1 024	982	968	948

<b>Tubos de 1" de diámetro exterior</b>	<b>Pitch cuadrado de 1 1/4"</b>				
<b>Diámetro interior de la coraza (in)</b>	<b>1-P</b>	<b>2-P</b>	<b>4-P</b>	<b>6-P</b>	<b>8-P</b>
8	21	16	14		
10	32	32	26	24	
12	48	45	40	38	36
13 1/4	61	56	52	48	44
15 1/4	81	76	68	68	64
17 1/4	112	112	96	90	82
19 1/4	138	132	128	122	116
21 1/4	177	166	158	152	148
23 1/4	213	208	192	184	184
25	260	252	238	226	222
27	300	288	278	268	260
29	341	326	300	294	286
31	406	398	380	368	358
33	465	460	432	420	414
35	522	518	488	484	472
37	596	574	562	544	532
39	665	644	624	612	600

<b>Tubos de 1 1/4" de diámetro exterior</b>	<b>Pitch cuadrado de 1 9/16"</b>				
<b>Diámetro interior de la coraza (in)</b>	<b>1-P</b>	<b>2-P</b>	<b>4-P</b>	<b>6-P</b>	<b>8-P</b>
10	16	12	10		
12	30	24	22	16	16
13 1/4	32	30	30	22	22
15 1/4	44	40	37	35	31
17 1/4	56	53	51	48	44
19 1/4	78	73	71	64	56
21 1/4	96	90	86	82	78
23 1/4	127	112	106	102	96
25	140	135	127	123	115
27	166	160	151	146	140
29	193	188	178	174	166
31	226	220	209	202	193
33	258	252	244	238	226
35	293	287	275	268	256
37	334	322	311	304	293
39	370	362	348	342	336
10	16	12	10		

<b>Tubos de 1 1/2" de diámetro exterior</b>	<b>Pitch cuadrado de 1 7/8"</b>				
<b>Diámetro interior de la coraza (in)</b>	<b>1-P</b>	<b>2-P</b>	<b>4-P</b>	<b>6-P</b>	<b>8-P</b>
12	16	16	12	12	
13 1/4	22	22	16	16	
15 1/4	29	29	24	24	22
17 1/4	39	39	34	32	29
19 1/4	50	48	45	43	39
21 1/4	62	60	57	54	50
23 1/4	78	74	70	66	62
25	94	90	86	84	78
27	112	108	102	98	94
29	131	127	120	116	112
31	151	146	141	138	131
33	176	170	164	160	151
35	202	196	188	182	176
37	224	220	217	210	202
39	252	246	237	230	224
12	16	16	12	12	
13 1/4	22	22	16	16	

Propiedades del agua saturada (líquido-vapor): Tabla de temperaturas

Temp. ° C	Presión bar	Volumen específico m <sup>3</sup> /kg		Energía interna kJ/kg		Entalpía kJ/kg			Entropía kJ/kg, K	
		Líquido sat,	Vapor sat,	Líquido sat,	Vapor sat,	Líquido sat,	Vapor Vaportz	Líquido sat,	Líquido sat,	Vapor sat,
		$\hat{v}_f \times 10^3$	$\hat{v}_g$	$\hat{u}_f$	$\hat{u}_g$	$\hat{h}_f$	$\hat{h}_{fg}$	$\hat{h}_g$	$\hat{s}_f$	$\hat{s}_g$
0.01	0.00611	1.0002	206.136	0.00	2 375.3	0.01	2 501.3	2 501.4	0.0000	9.1562
4	0.00813	1.0001	157.232	16.77	2 380.9	16.78	2 491.9	2 508.7	0.0610	9.0514
5	0.00872	1.0001	147.120	20.97	2 382.3	20.98	2 489.6	2 510.6	0.0761	9.0257
6	0.00935	1.0001	137.734	25.19	2 383.6	25.20	2 487.2	2 512.4	0.0912	9.0003
8	0.01072	1.0002	120.917	33.59	2 386.4	33.60	2 482.5	2 516.1	0.1212	8.9501
10	0.01228	1.0004	106.379	42.00	2 389.2	42.01	2 477.7	2 519.8	0.1510	8.9008
11	0.01312	1.0004	99.857	46.20	2 390.5	46.20	2 475.4	2 521.6	0.1658	8.8765
12	0.01402	1.0005	93.784	50.41	2 391.9	50.41	2 473.0	2 523.4	0.1806	8.8524
13	0.01497	1.0007	88.124	54.60	2 393.3	54.60	2 470.7	2 525.3	0.1953	8.8285
14	0.01598	1.0008	82.848	58.79	2 394.7	58.80	2 468.3	2 527.1	0.2099	8.8048
15	0.01705	1.0009	77.926	62.99	2 396.1	62.99	2 465.9	2 528.9	0.2245	8.7814
16	0.01818	1.0011	73.333	67.18	2 397.4	67.19	2 463.6	2 530.8	0.2390	8.7582
17	0.01938	1.0012	69.044	71.38	2 398.8	71.38	2 461.2	2 532.6	0.2535	8.7351
18	0.02064	1.0014	65.038	75.57	2 400.2	75.58	2 458.8	2 534.4	0.2679	8.7123
19	0.02198	1.0016	61.293	79.76	2 401.6	79.77	2 456.5	2 536.2	0.2823	8.6897
20	0.02339	1.0018	57.791	83.95	2 402.9	83.96	2 454.1	2 538.1	0.2966	8.6672
21	0.02487	1.0020	54.514	88.14	2 404.3	88.14	2 451.8	2 539.9	0.3109	8.6450
22	0.02645	1.0022	51.447	92.32	2 405.7	92.33	2 449.4	2 541.7	0.3251	8.6229
23	0.02810	1.0024	48.574	96.51	2 407.0	96.52	2 447.0	2 543.5	0.3393	8.6011
24	0.02985	1.0027	45.883	100.70	2 408.4	100.70	2 444.7	2 545.4	0.3534	8.5794
25	0.03169	1.0029	43.360	104.88	2 409.8	104.89	2 442.3	2 547.2	0.3674	8.5580
26	0.03363	1.0032	40.994	109.06	2 411.1	109.07	2 439.9	2 549.0	0.3814	8.5367
27	0.03567	1.0035	38.774	113.25	2 412.5	113.25	2 437.6	2 550.8	0.3954	8.5156
28	0.03782	1.0037	36.690	117.42	2 413.9	117.43	2 435.2	2 552.6	0.4093	8.4946
29	0.04008	1.0040	34.733	121.60	2 415.2	121.61	2 432.8	2 554.8	0.4231	8.4739
30	0.04246	1.0043	32.894	125.78	2 416.6	125.79	2 430.5	2 556.3	0.4369	8.4533
31	0.04496	1.0046	31.165	129.96	2 418.0	129.97	2 428.1	2 558.1	0.4507	8.4329
32	0.04759	1.0050	29.540	134.14	2 419.3	134.15	2 425.7	2 559.9	0.4644	8.4127
33	0.05034	1.0053	28.011	138.32	2 420.7	138.33	2 423.4	2 561.7	0.4781	8.3927
34	0.05324	1.0056	26.571	142.50	2 422.0	142.50	2 421.0	2 563.5	0.4917	8.3728
35	0.05628	1.0060	25.216	146.67	2 423.4	146.68	2 418.6	2 565.3	0.5053	8.3531
36	0.05947	1.0063	23.940	150.85	2 424.7	150.86	2 416.2	2 567.1	0.5188	8.3336
38	0.06632	1.0071	21.602	159.20	2 427.4	159.21	2 411.5	2 570.7	0.5458	8.2950
40	0.07384	1.0078	19.523	167.56	2 430.1	167.57	2 406.7	2 574.3	0.5725	8.2570
45	0.09593	1.0099	15.258	188.44	2 436.8	188.45	2 394.8	2 583.2	0.6387	8.1648
50	0.1235	1.0121	12.032	209.32	2 443.5	209.33	2 382.7	2 592.1	.7038	8.0763
55	0.1576	1.0146	9.568	230.21	2 450.1	230.23	2 370.7	2 600.9	.7679	7.9913
60	0.1994	1.0172	7.671	251.11	2 456.6	251.13	2 358.5	2 609.6	.8312	7.9096
65	0.2503	1.0199	6.197	272.02	2 463.1	272.06	2 346.2	2 618.3	.8935	7.8310
70	0.3119	1.0228	5.042	292.95	2 469.6	292.98	2 333.8	2 626.8	.9549	7.7553
75	0.3858	1.0259	4.131	313.90	2 475.9	313.93	2 321.4	2 635.3	1.0155	7.6824
80	0.4739	1.0291	3.407	334.86	2 482.2	334.91	2 308.8	2 643.7	1.0753	7.6122
85	0.5783	1.0325	2.828	355.84	2 488.4	355.90	2 296.0	2 651.9	1.1343	7.5445
90	0.7014	1.0360	2.361	376.85	2 494.5	376.92	2 283.2	2 660.1	1.1925	7.4791
95	0.8455	1.0397	1.982	397.88	2 500.6	397.96	2 270.2	2 668.1	1.2500	7.4159
100	1.014	1.0435	1.673	418.94	2 506.5	419.04	2 257.0	2 676.1	1.3069	7.3549
110	1.433	1.0516	1.210	461.14	2 518.1	461.30	2 230.2	2 691.5	1.4185	7.2387
120	1.985	1.0603	0.8919	503.50	2 529.3	503.71	2 202.6	2 706.3	1.5276	7.1296
130	2.701	1.0697	0.6685	546.02	2 539.9	546.31	2 174.2	2 720.5	1.6344	7.0269
140	3.613	1.0797	0.5089	588.74	2 550.0	589.13	2 144.7	2 733.9	1.7391	6.9299
150	4.758	1.0905	0.3928	631.68	2 559.5	632.20	2 114.3	2 746.5	1.8418	6.8379
160	6.178	1.1020	0.3071	674.86	2 568.4	675.55	2 082.6	2 758.1	1.9427	6.7502
170	7.917	1.1143	0.2428	718.33	2 576.5	719.21	2 049.5	2 768.7	2.0419	6.6663
180	10.02	1.1274	0.1941	762.09	2 583.7	763.22	2 015.0	2 778.2	2.1396	6.5857
190	12.54	1.1414	0.1565	806.19	2 590.0	807.62	1 978.8	2 786.4	2.2359	6.5079
200	15.54	1.1565	0.1274	850.65	2 595.3	852.45	1 940.7	2 793.2	2.3309	6.4323
210	19.06	1.1726	0.1044	895.53	2 599.5	897.76	1 900.7	2 798.5	2.4248	6.3585
220	23.18	1.1900	0.08619	940.87	2 602.4	943.62	1 858.5	2 802.1	2.5178	6.2861
230	27.95	1.2088	0.07158	986.74	2 603.9	990.12	1 813.8	2 804.0	2.6099	6.2146
240	33.44	1.2291	0.05976	1 033.2	2 604.0	1 037.3	1 766.5	2 803.8	2.7015	6.1437
250	39.73	1.2512	0.05013	1 080.4	2 602.4	1 085.4	1 716.2	2 801.5	2.7927	6.0730
260	46.88	1.2755	0.04221	1 128.4	2 599.0	1 134.4	1 662.5	2 796.6	2.8838	6.0019
270	54.99	1.3023	0.03564	1 177.4	2 593.7	1 184.5	1 605.2	2 789.7	2.9751	5.9301
280	64.12	1.3321	0.03017	1 227.5	2 586.1	1 236.0	1 543.6	2 779.6	3.0668	5.8571
290	74.36	1.3656	0.02557	1 278.9	2 576.0	1 289.1	1 477.1	2 766.2	3.1594	5.7821
300	85.81	1.4036	0.02167	1 332.0	2 563.0	1 344.0	1 404.9	2 749.0	3.2534	5.7045
320	112.7	1.4988	0.01549	1 444.6	2 525.5	1 461.5	1 238.6	2 700.1	3.4480	5.5362
340	145.9	1.6379	0.01080	1 570.3	2 464.6	1 594.2	1 027.9	2 622.0	3.6594	5.3357
360	186.5	1.8925	0.00695	1 725.2	2 351.5	1 760.5	720.5	2 481.0	3.9147	5.0526
374.14	220.9	3.1550	0.003155	2 029.6	2 029.6	2 099.3	0	2 099.3	4.4298	4.4298

## Tablas de vapor sobrecalentado

T (°C)	P = 0.1 bar		T <sub>sat</sub> = 45.81 °C		P = 1 bar		T <sub>sat</sub> = 99.606 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)
T <sub>sat</sub>	14.670	2 437.2	2 583.9	8.1488	1.6939	2 505.6	2 674.9	7.3588
50	14.867	2 443.3	2 592.0	8.1741				
100	17.196	2 515.5	2 687.5	8.4489	1.6959	2 506.2	2 675.8	7.3610
150	19.513	2 587.9	2 783.0	8.6892	1.9367	2 585.9	2 776.6	7.6148
200	21.826	2 661.3	2 879.6	8.9049	2.1724	2 658.2	2 875.5	7.8356
250	24.136	2 736.1	2 977.4	9.1015	2.4062	2 733.9	2 974.5	8.0346
300	26.446	2 812.3	3 076.7	9.2827	2.6388	2 810.6	3 074.5	8.2172
400	31.063	2 969.3	3 279.9	9.6094	3.1027	2 968.3	3 278.6	8.5452
500	35.680	3 132.9	3 489.7	9.8998	3.5655	3 132.2	3 488.7	8.8361
600	40.296	3 303.3	3 706.3	10.1630	4.0279	3 302.8	3 705.6	9.0998
700	44.911	3 480.8	3 929.9	10.4060	4.4900	3 480.4	3 929.4	9.3424
800	49.527	3 665.3	4 160.6	10.6310	4.9519	3 665.0	4 160.2	9.5681
900	54.142	3 856.9	4 398.3	10.8430	5.4132	3 856.6	4 392.0	9.7800
1 000	58.758	4 055.2	4 642.8	11.0430	5.8754	4 055.0	4 642.6	9.9800
1 100	63.372	4 257.5	4 891.2	11.2287	6.3370	4 257.3	4 891.0	10.1659
1 200	67.987	4 467.9	5 147.8	11.4091	6.7990	4 467.7	5 147.6	10.3463
1 300	72.602	4 683.7	5 409.7	11.5811	7.2600	4 683.5	5 409.5	10.5183

T (°C)	P = 2 bar		T <sub>sat</sub> = 120.21 °C		P = 3 bar		T <sub>sat</sub> = 133.52 °C		P = 4 bar		T <sub>sat</sub> = 143.61 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)
T <sub>sat</sub>	0.88568	2 529.1	2 706.2	7.1269	0.60576	2543.2	2724.9	6.9916	0.46238	2 553.1	2 738.1	6.8955
150	0.95986	2 877.1	2 769.1	7.2810	0.63401	2571.0	2761.2	7.0791	0.47088	2 564.4	2 752.8	6.9306
200	1.08050	2 654.6	2 870.7	7.5081	0.71642	2651.0	2865.9	7.3131	0.53433	2 647.2	2 860.9	7.1723
250	1.19890	3 731.4	2 971.2	7.7100	0.79644	2728.9	2967.9	7.5180	0.59520	2 726.4	2 964.5	7.3804
300	1.31620	2 808.8	3 072.1	7.8941	0.87534	2807.0	3069.6	7.7037	0.65489	2 805.1	3 067.1	7.5677
400	1.54930	2 967.1	3 277.0	8.2236	1.0315	2966.0	3275.5	8.0347	0.77264	2 964.9	3 273.9	7.9002
500	1.78140	3 131.4	3 487.7	8.5152	1.18670	3130.6	3486.6	8.3271	0.88936	3 129.8	3 485.5	8.1933
600	2.01300	3 302.2	3 704.8	8.7792	1.34140	3301.6	3704.0	8.5914	1.00560	3 301.0	3 703.2	8.4580
700	2.24430	3 479.9	3 928.8	9.0220	1.4958	3479.5	3928.2	8.8344	1.12150	3 479.0	3 927.6	8.7012
800	2.47550	3 664.7	4 159.8	9.2479	1.65000	3664.3	4159.3	9.0604	1.23730	3 663.9	4 158.8	8.9273
900	2.70660	3 856.3	4 397.6	9.4598	1.80420	3856.0	4397.3	9.2724	1.35300	3 855.7	4 396.9	9.1394
1 000	2.93750	4 054.8	4 642.3	9.6599	1.95820	4054.5	4642.0	9.4726	1.46860	4 054.3	4 641.7	9.3396
1 100	3.16800	4 257.0	4 890.7	9.8458	2.11210	4256.8	4890.4	9.6585	1.58400	4 256.5	4 890.2	9.5256
1 200	3.39900	4 467.5	5 147.3	10.0262	2.26610	4467.2	5147.1	9.8389	1.69960	4 467.0	5 146.8	9.7060
1 300	3.63000	4 683.2	5 409.3	10.1982	2.42010	4683.0	5409.0	10.0110	1.81510	4 682.8	5 408.8	9.8780
T (°C)	P = 5 bar		T <sub>sat</sub> = 151.83 °C		P = 8 bar		T <sub>sat</sub> = 143.61 °C		P = 10 bar		T <sub>sat</sub> = 179.88 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)
T <sub>sat</sub>	0.37481	2 560.7	2 748.1	6.8207	0.24034	2 576.0	2 768.3	6.6616	0.19436	2 582.7	2 777.1	6.5850
200	0.42503	2 643.3	2 855.8	7.0610	0.26088	2 631.0	2 839.7	6.8176	0.20602	2 622.2	2 828.3	6.6955
250	0.47443	2 723.8	2 961.0	7.2724	0.29320	2 715.9	2 950.4	7.0401	0.23275	2 710.4	2 943.1	6.9265
300	0.52261	2 803.2	3 064.6	7.4614	0.32416	2 797.5	3 056.9	7.2345	0.25799	2 793.6	3 051.6	7.1246
350	0.57015	2 883.0	3 168.1	7.6346	0.35442	2 878.6	3 162.2	7.4106	0.28250	2 875.7	3 158.8	7.3029
400	0.61730	2 963.7	3 272.3	7.7955	0.38428	2 960.2	3 267.6	7.5734	0.30661	2 957.9	3 264.5	7.4669
500	0.71094	3 129.0	3 484.5	8.0892	0.44332	3 126.6	3 481.3	7.8692	0.35411	3 125.0	3 479.1	7.7641
600	0.80409	3 300.4	3 702.5	8.3543	0.50185	3 298.7	3 700.1	8.1354	0.40111	3 297.5	3 698.6	8.0310
700	0.89696	3 478.5	3 927.0	8.5977	0.56011	3 477.2	3 925.3	8.3794	0.44783	3 476.2	3 924.1	8.2755
800	0.98966	3 663.6	4 158.4	8.8240	0.61820	3 662.4	4 157.0	8.6061	0.49438	3 661.7	4 156.1	8.5024
900	1.08230	3 855.4	4 396.6	9.0362	0.67619	3 854.5	4 395.5	8.8185	0.54083	3 853.9	4 394.8	8.7150
1 000	1.17480	4054.0	4 641.4	9.2364	0.73411	4 053.2	4 640.5	9.0189	0.58721	4 052.7	4 639.9	8.9155
1 100	1.26720	4 256.3	4 889.9	9.4224	0.79190	4 255.6	489.1	9.2050	0.63350	4 255.1	4 888.6	9.1017
1 200	1.35960	4 466.8	5 146.6	9.6029	0.84970	4 466.1	5 145.9	9.3855	0.67980	4 465.6	5 145.4	9.2822
1 300	1.45210	4 682.5	5 408.6	9.7749	0.90760	4 681.8	5 407.9	9.5575	0.72610	4 681.3	5 407.4	9.4543

T (°C)	P = 16 bar		T <sub>sat</sub> = 201.37 °C		P = 18 bar		T <sub>sat</sub> = 207.11 °C		P = 20 bar		T <sub>sat</sub> = 212.38 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)
T <sub>sat</sub>	0.12374	2 594.8	2 792.8	6.4199	0.11037	2 597.2	2 795.9	6.3775	0.09959	2 599.1	2 798.3	6.3390
225	0.13293	2 645.1	2 857.8	6.5537	0.11678	2 637.0	2 847.2	6.4824	0.10381	2 628.5	2 836.1	6.4160
250	0.14190	2 692.9	2 919.9	6.6753	0.12502	2 686.7	2 911.7	6.6087	0.11150	2 680.2	2 903.2	6.5475
300	0.15866	2 781.6	3 035.4	6.8863	0.14025	2 777.4	3 029.9	6.8246	0.12551	2 773.2	3 024.2	6.7684
350	0.17459	2 866.6	3 146.0	7.0713	0.15460	2 863.6	3 141.8	7.0120	0.13860	2 860.5	3 137.7	6.9583
400	0.19007	2 950.7	3 254.9	7.2394	0.16849	2 948.3	3 251.6	7.1814	0.15121	2 945.9	3 248.3	7.1292
500	0.22029	3 120.1	3 472.6	7.5409	0.19551	3 118.5	3 470.4	7.4845	0.17568	3 116.9	3 468.2	7.4337
600	0.24999	3 293.9	3 693.9	7.8100	0.22200	3 292.7	3 692.3	7.7543	0.19961	3 291.5	3 690.7	7.7043
700	0.27940	3 473.5	3 920.5	8.0557	0.24821	3 472.6	3 919.4	8.0040	0.22326	3 471.6	3 918.2	7.9509
800	0.30865	3 659.5	4 153.3	8.2834	0.27426	3 658.8	4 152.4	8.2284	0.24674	3 658.0	4 151.5	8.1790
900	0.33780	3 852.1	4 392.6	8.4965	0.30020	3 851.5	4 391.9	8.4416	0.27012	3 850.9	4 391.1	8.3925
1 000	0.36687	4 051.2	4 638.2	8.6974	0.32606	4 050.7	4 637.6	8.6426	0.29342	4 050.2	4 637.0	8.5936
1 100	0.39580	4 253.7	4 887.0	8.8837	0.35180	4 253.2	4 886.4	8.8290	0.31660	4 252.7	4 885.9	8.7800
1 200	0.42480	4 464.2	5 143.9	9.0643	0.37760	4 463.7	5 143.4	9.0096	0.33980	4 459.3	5 142.9	8.9607
1 300	0.45380	4 679.9	5 406.0	9.2364	0.40340	4 679.5	5 405.6	9.1818	0.36310	4 679.0	5 405.1	9.1329
T (°C)	P = 25 bar		T <sub>sat</sub> = 223.95 °C		P = 30 bar		T <sub>sat</sub> = 233.85 °C		P = 35 bar		T <sub>sat</sub> = 242.86 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)
T <sub>sat</sub>	0.079949	2 602.1	2 801.9	6.2558	0.06666	2 603.2	2 803.2	6.1856	0.05706	2 602.9	2 802.6	6.1243
225	0.080260	2 604.8	2 805.5	6.2629								
250	0.087053	2 663.3	2 880.9	6.4107	0.07063	2 644.7	2 856.5	6.2893	0.05876	2 624.0	2 829.7	6.1764
300	0.098937	2 762.2	3 009.6	6.6459	0.08118	2 750.8	2 994.3	6.5412	0.06845	2 738.8	2 978.4	6.4484
350	0.109790	2 852.5	3 127.0	6.8424	0.09056	2 844.4	3 116.1	6.7449	0.07680	2 836.0	3 104.8	6.6601
400	0.120120	2 939.8	3 240.1	7.0170	0.09938	2 933.5	3 231.7	6.9234	0.08456	2 927.2	3 223.2	6.8427
450	0.130150	3 026.2	3 351.6	7.1767	0.10789	3 021.2	3 344.8	7.0856	0.09198	3 016.1	3 338.0	7.0074
500	0.139990	3 112.8	3 462.7	7.3254	0.11620	3 108.6	3 457.2	7.2359	0.09920	3 104.5	3 451.6	7.1593
600	0.159310	3 288.5	3 686.8	7.5979	0.13245	3 285.5	3 682.8	7.5103	0.11325	3 282.5	3 678.9	7.4356
700	0.178350	3 469.3	3 915.2	7.8455	0.14841	3 467.0	3 912.2	7.7590	0.12702	3 464.7	3 909.3	7.6854
800	0.197210	3 656.2	4 149.2	8.0743	0.16420	3 654.3	4 146.9	7.9885	0.14061	3 652.5	4 144.6	7.9156
900	0.215970	3 849.4	4 389.3	8.2882	0.17988	3 847.9	4 387.5	8.2028	0.15410	3 842.4	4 385.7	8.1303
1 000	0.234660	4 048.9	4 635.6	8.4896	0.19549	4 047.7	4 631.1	8.4045	0.16751	4 046.4	4 632.7	8.3324
1 100	0.253200	4 251.5	4 884.6	8.6762	0.21098	4 250.3	4 883.3	8.5912	0.18080	4 249.2	4 881.9	8.5192
1 200	0.271800	4 462.1	5 141.7	8.8569	0.22652	4 460.9	5 140.5	8.7720	0.19415	4 459.8	5 139.3	8.7000
1 300	0.290500	4 677.8	5 404.0	9.0291	0.24206	4 676.6	5 402.8	8.9442	0.20749	4 675.5	5 401.7	8.8723

T (°C)	P = 40 bar		T <sub>sat</sub> = 250.35 °C		P = 45 bar		T <sub>sat</sub> = 257.44 °C		P = 50 bar		T <sub>sat</sub> = 263.94 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)
T <sub>sat</sub>	0.049776	2 601.7	2 800.8	6.0696	0.044059	2 599.7	2 797.9	6.0197	0.039446	2 597.0	2 794.2	5.9737
275	0.054607	2 668.9	2 887.3	6.2312	0.047333	2 651.3	2 864.3	6.1429	0.041439	2 632.3	2 839.5	6.0571
300	0.058870	2 726.2	2 961.7	6.3639	0.051378	2 713.0	2 944.2	6.2854	0.045346	2 699.0	2 925.7	6.2110
350	0.066473	2 827.4	3 093.3	6.5843	0.058423	2 818.6	3 081.5	6.5153	0.051969	2 809.5	3 069.3	6.4516
400	0.073431	2 920.7	3 214.5	6.7714	0.064772	2 914.2	3 205.6	6.7070	0.057837	2 907.5	3 196.7	6.6483
450	0.080043	3 011.0	3 331.2	6.9386	0.070756	3 005.8	3 324.2	6.8770	0.063323	3 000.6	3 317.2	6.8210
500	0.086442	3 100.3	3 446.0	7.0922	0.076521	3 096.0	3 440.4	7.0323	0.068583	3 091.7	3 434.7	6.9781
600	0.098859	3 279.4	3 674.9	7.3705	0.087662	3 276.4	3 670.9	7.3127	0.078704	3 273.3	3 666.8	7.2605
700	0.110980	3 462.4	3 906.3	7.6214	0.098500	3 460.0	3 903.3	7.5646	0.088518	3 457.7	3 900.3	7.5136
800	0.122920	3 650.6	4 142.3	7.8523	0.109160	3 648.8	4 140.0	7.7962	0.098158	3 646.9	4 137.7	7.7458
900	0.134760	3 844.8	4 383.9	8.0674	0.119720	3 843.3	4 382.1	8.0118	0.107690	3 841.8	4 380.2	7.9618
1 000	0.146520	4 045.1	4 631.2	8.2697	0.130200	4 043.9	4 629.8	8.2144	0.117150	4 042.6	4 628.3	8.1648
1 100	0.158170	4 248.0	4 880.6	8.5467	0.140560	4 264.8	4 879.3	8.4015	0.126480	4 245.6	4 878.0	8.3520
1 200	0.169870	4 458.6	5 128.1	8.6376	0.150980	4 457.5	5 136.9	8.5825	0.135870	4 456.3	5 135.7	8.5331
1 300	0.181560	4 674.3	5 400.5	8.8100	0.161390	4 673.1	5 399.4	8.7549	0.145260	4 672.0	5 398.2	8.7055

T (°C)	P = 90 bar		T <sub>sat</sub> = 303.34 °C		P = 100 bar		T <sub>sat</sub> = 311 °C		P = 125 bar		T <sub>sat</sub> = 327.81 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg*K)
T <sub>sat</sub>	0.020490	2 558.5	2 742.9	5.6791	0.018030	2 545.2	2 725.5	5.6160	0.013496	2 505.6	2 674.3	5.4638
325	0.023284	2 647.6	2 857.1	5.8738	0.019877	2 611.6	2 810.3	5.7596				
350	0.025816	2 724.9	2 957.9	6.0380	0.022440	2 699.6	2 924.0	5.9459	0.016138	2 624.8	2 826.6	5.7130
400	0.029960	2 849.2	3 118.8	6.2876	0.026436	2 833.1	3 097.4	6.2141	0.020030	2 789.6	3 040.0	6.0433
450	0.033524	2 956.3	3 258.0	6.4872	0.029782	2 944.5	3 242.3	6.4219	0.023019	2 913.7	3 201.4	6.2749
500	0.036793	3 056.3	3 387.4	6.6603	0.032811	3 047.0	3 375.1	6.5995	0.025630	3 023.2	3 343.6	6.4650
550	0.039885	3 153.0	3 512.0	6.8164	0.035654	3 145.4	3 502.0	6.7585	0.028033	3 126.1	3 476.5	6.6317
600	0.042861	3 248.4	3 634.1	6.9605	0.038378	3 242.0	3 625.8	6.9045	0.030306	3 225.8	3 604.6	6.7828
650	0.045755	3 343.4	3 755.2	7.0953	0.041018	3 337.9	3 748.1	7.0408	0.032490	3 324.1	3 730.2	6.9227
700	0.048589	3 438.8	3 876.1	7.2229	0.043597	3 434.0	3 870.0	7.1693	0.034612	3 422.0	3 854.6	7.0539
800	0.054132	3 632.0	4 119.1	7.4606	0.048629	3 628.2	4 114.5	7.4085	0.038724	3 616.7	4 102.8	7.2967
900	0.059562	3 829.6	4 365.7	7.6802	0.053547	3 826.5	4 362.0	7.6290	0.042720	3 818.9	4 350.9	7.5197
1 000	0.064918	4 032.4	4 616.7	7.8855	0.058390	4 029.9	4 613.8	7.8349	0.046641	4 023.5	4 606.5	7.7269
1 100	0.070160	4 236.3	4 867.7	8.0740	0.063120	4 234.0	4 865.1	8.0237	0.050450	4 228.2	4 858.8	7.9165
1 200	0.075440	4 447.2	5 126.2	8.2556	0.067890	4 444.9	5 123.8	8.2055	0.054300	4 439.3	5 118.0	8.0987
1 300	0.080720	4 662.7	5 389.2	8.4284	0.072650	4 460.5	5 387.0	8.3783	0.058130	4 654.8	5 381.4	8.2717

T (°C)	P = 150 bar		T <sub>sat</sub> = 342.52 °C		P = 175 bar		T <sub>sat</sub> = 354.67 °C		P = 200 bar		T <sub>sat</sub> = 365.75 °C	
	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)	v (m <sup>3</sup> /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)
T <sub>sat</sub>	0.010338	2 455.6	2 610.7	5.3106	0.007929	2 390.5	2 529.3	5.1431	0.005865	2 295.0	2 412.3	4.9314
350	0.011481	2 520.9	2 693.1	5.4437								
400	0.015671	2 740.6	2 975.7	5.8819	0.012463	2 684.3	2 902.4	5.7211	0.009950	2 617.9	2 816.9	5.5525
450	0.018477	2 880.7	3 157.9	6.1434	0.015204	2 845.4	3 111.0	6.0212	0.012721	2 807.2	3 061.7	5.9043
500	0.020827	2 998.4	3 310.8	6.3480	0.017385	2 972.4	3 276.7	6.2424	0.014793	2 945.3	3 241.2	6.1446
550	0.022945	3 106.2	3 450.4	6.5230	0.019305	3 085.8	3 423.6	6.4266	0.016571	3 064.7	3 396.1	6.3389
600	0.024921	3 209.3	3 583.1	6.6796	0.021073	3 192.5	3 561.3	6.5890	0.018185	3 175.3	3 539.0	6.5075
650	0.026804	3 310.1	3 712.1	6.8233	0.022742	3 295.8	3 693.8	6.7366	0.019695	3 281.4	3 675.3	6.6593
700	0.028621	3 409.8	3 839.1	6.9572	0.024342	3 397.5	3 823.5	6.8734	0.021133	3 385.1	3 807.8	6.7990
800	0.032121	3 609.2	4 091.1	7.2037	0.027405	3 599.7	4 079.3	7.1236	0.023869	3 590.1	4 067.5	7.0531
900	0.035503	3 811.2	4 343.7	7.4288	0.030348	3 803.4	4 334.5	7.3511	0.026483	3 795.7	4 325.4	7.2829
1 000	0.038808	4 017.1	4 599.2	7.6378	0.033215	4 010.7	4 592.0	7.5616	0.029020	4 004.3	4 584.7	7.4950
1 100	0.042000	4 222.6	4 952.6	7.8283	0.035970	4 216.9	4 846.4	7.7531	0.031450	4 211.3	4 840.2	7.6874
1 200	0.045523	4 433.8	5 112.3	8.0108	0.038760	4 428.3	5 106.6	7.9360	0.033910	4 422.8	5 101.0	7.8707
1 300	0.048450	4 649.1	5 376.0	8.1840	0.415400	4 646.5	5 370.5	8.1093	0.036360	4 638.0	5 360.1	8.0442

Propiedades de vapor de agua, Diagrama de Mollier y vapor sobrecalentado.  
Fuente: The American Society of Mechanical Engineer (1967) New York.

## Factores K para accesorios

	Diámetro nominal, pulgadas											
	1/2	3/4	1	1 ½	2	3	4	5	6	8-10	12-16	12-24
Válvula de compuerta (abierto)	0.22	0.20	0.18	0.16	0.15	0.14	0.14	0.13	0.12	0.11	0.10	0.096
Válvula de globo (abierto)	9.2	8.5	7.8	7.1	6.5	6.1	5.8	5.4	5.1	4.8	4.4	4.1
Codo estándar (atornillado) 90°	0.80	0.75	0.69	0.63	0.57	0.54	0.51	0.48	0.45	0.42	0.39	0.36
Codo estándar (atornillado) 45°	0.43	0.40	0.37	0.34	0.30	0.29	0.27	0.26	0.24	0.22	0.21	0.19
"T" estándar (flujo recto)	0.54	0.50	0.46	0.42	0.38	0.36	0.34	0.32	0.30	0.28	0.26	0.24
"T" estándar (flujo cruzado)	1.62	1.50	1.38	1.26	1.14	1.08	1.02	0.96	0.90	0.84	0.78	0.72

## Factores K para codos bridados de 90°

r/d	Tamaño nominal de la tubería, pulgadas										
	1 <sub>1</sub>	4	1	2	3	4	5	6	8-10	12-16	18-24
1	0.54	0.50	0.46	0.38	0.36	0.34	0.32	0.30	0.28	0.26	0.24
3	0.32	0.30	0.276	0.228	0.216	0.204	0.192	0.018	0.168	0.156	0.144
6	0.459	0.425	0.391	0.32	0.31	0.29	0.27	0.26	0.24	0.22	0.20
10	0.81	0.75	0.69	0.57	0.54	0.51	0.48	0.45	0.42	0.39	0.36
14	1.03	0.95	0.87	0.72	0.68	0.65	0.61	0.57	0.53	0.49	0.46
20	1.35	1.25	1.15	0.95	0.9	0.85	0.80	0.75	0.70	0.65	0.60

Fuente: Shames H. I. (1995). Mecánica de Fluidos. McGRAW-HILL. 3 ed.

### Rugosidades absolutas para varios materiales

Material	Rugosidad absoluta $\epsilon$ (mm)
Acero bridado	0.9-9
Acero comercial	0.45
Acero Galvanizado	0.15
Concreto con acabado normal	1 - 3
Concreto pre- esforzado	0.25 - 0.4
CCP	0.12
Hierro forjado	0.06
Hierro fundido	0.15
Hierro dúctil	0.25
Hierro galvanizado	0.15
Hierro dulce asfaltado	0.12
GRP	0.030
Polietileno	0.007
PVC	0.0015

Foust, W., *Principios de operaciones unitarias*. Rugosidad rel. en función del diámetro para tubos de varios materiales (1 in = 25.4)

Especificaciones para tubos de acero comercial según norma ANSI

<b><math>D_{Nominal}</math> (in)</b>	<b>Cédula</b>	<b><math>D_{Interior}</math> (in)</b>	<b><math>D_{Exterior}</math> (in)</b>
3/4	40	0.824	1.050
	80	0.742	
1	40	1.049	1.315
	80	0.957	
1 1/4	40	1.38	1.660
	80	1.278	
1 1/2	40	1.61	1.900
	80	1.50	
2	40	2.067	2.375
	80	1.939	
2 1/2	40	2.469	2.875
	80	2.323	
3	40	3.068	3.500
	80	2.900	
3 1/2	40	3.548	4.000
	80	3.364	
4	40	4.026	4.500
	80	3.826	
5	40	5.047	5.563
	80	4.813	
6	40	6.065	6.625
	80	5.761	
8	40	7.981	8.625
	80	7.625	
10	40	10.020	10.750
	80	9.562	

Grupos adimensionales

Núm.	Transferencia de masa	Transferencia de calor
1	$\frac{C_A - C_{A1}}{C_{A2} - C_{A1}}$	$\frac{t - t_1}{t_2 - t_1}$
2	Número de Reynolds $Re = \frac{lu\rho}{\mu}$	Número de Reynolds $Re = \frac{lu\rho}{\mu}$
3	Número de Schmidt $Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{\nu}{D_{AB}}$	Número de Prandtl $Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha}$
4	Número de Sherwood $Sh = \frac{Fl}{cD_{AB}}, \frac{k_G \bar{p}_{B,M} RTI}{p_t D_{AB}},$ $\frac{k_c \bar{p}_{B,M} l}{p_t D_{AB}}, \frac{k'_c l}{D_{AB}}, \frac{k'_y RTI}{p_t D_{AB}},$ etc.	Número de Nusselt $Nu = \frac{hl}{k}$
5	Número de Grashof † $Gr_D = \frac{gl^3 \Delta\rho}{\rho} \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2$	Número de Grashof † $Gr_H = gl^3 \beta \Delta t \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2$
6	Número de Péclet $Pe_D = Re Sc = \frac{lu}{D_{AB}}$	Número de Péclet $Pe_H = Re Pr = \frac{C_p lu\rho}{k} = \frac{lu}{\alpha}$
7	Número de Stanton $St_D = \frac{Sh}{Re Sc} = \frac{Sh}{Pe_H} = \frac{F}{cu},$ $\frac{F}{G}, \frac{k_G \bar{p}_{B,M} M_{av}}{\rho u},$ etc.	Número de Stanton $St_D = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{Nu}{Pe_H} = \frac{h}{C_p u \rho}$
8	$j_D = St_D Sc^{2/3}$	$j_H = St_H Pr^{2/3}$

† El número de Grashof aparece en los casos en que hay convección natural;  
 $\Delta\rho = |\rho_1 - \rho_2|, \Delta t = |t_1 - t_2|$  en la misma fase

Fuente: Treybal, R. (s/f). Operaciones de Transferencia de Masa. 2ª ed. McGraw-Hill pp.77.

## Teorema de Buckingham o teorema $\Pi$ (Pi)

Establece que dada una variable física expresable mediante una ecuación en la que están involucradas  $n$  variables, y si dichas variables se expresan en términos de  $m$  magnitudes fundamentales (longitud (L), masa (M), tiempo (t), etc.), entonces, la ecuación original puede escribirse como otra ecuación equivalente con una serie de  $n - m$  números adimensionales construidos con las variables originales.

### Secuencia:

1. Elaborar un listado de las variables implicadas en el problema
2. Formular la expresión dimensional equivalente en cada una de las variables obtenidas en el punto anterior
3. Determinar las unidades dimensionales fundamentales usadas en las variables del problema, y basadas en el sistema internacional SI
4. Determinar el número de parámetros adimensionales independientes en los que se pueden agrupar las variables del problema
5. Generar los parámetros adimensionales  $\Pi$
6. Comprobar que cada parámetro adimensional obtenido, efectivamente no tiene dimensiones
7. Fin

## Transformada de Laplace

$$L\{f(t)\} = \int_0^{\infty} e^{-st} f(t) dt$$

$f(t)$	$L\{f(t)\} = F(s)$
1	$\frac{1}{s}$
t	$\frac{1}{s^2}$
$t^n$	$\frac{n!}{s^{n+1}}$
$t^{1/2}$	$\frac{\sqrt{\pi}}{2s^{3/2}}$
$\text{sen}(kt)$	$\frac{k}{s^2 + k^2}$
$\text{cos}(kt)$	$\frac{s}{s^2 + k^2}$
$\text{sen}^2(kt)$	$\frac{2k^2}{s(s^2 + 4k^2)}$
$\text{cos}^2(kt)$	$\frac{s^2 + 2k^2}{s(s^2 + 4k^2)}$
$e^{at}$	$\frac{1}{s - a}$
$\text{senh}(kt)$	$\frac{k}{s^2 + k^2}$

$f(t)$	$L\{f(t)\} = F(s)$
$\cosh(kt)$	$\frac{s}{s^2 + k^2}$
$t\text{sen}(kt)$	$\frac{2ks}{(s^2 + k^2)^2}$
$t\cos(kt)$	$\frac{s^2 - k^2}{(s^2 + k^2)^2}$
$1 - \cos(kt)$	$\frac{k^2}{s(s^2 + k^2)}$
$e^{at}f(t)$	$F(s - a)$
$t^n f(t)$	$(-1)^n \frac{d^n(F(s))}{ds^n}$
$U(t - a)$	$\frac{e^{-as}}{s}$
$f(t - a)U(t - a)$	$e^{-as}F(s)$
$f(t)U(t - a)$	$e^{-as}L\{f(t + a)\}$
$f'(t)$	$sF(s) - f(0)$
$f''(t)$	$s^2F(s) - sf(0) - f'(0)$
$\delta(t - t_0)$	$e^{-st_0}$
$\int_0^t f(\tau)g(t - \tau)d\tau$	$F(s)G(s)$
$\frac{\omega_n}{\sqrt{1 - \xi^2}} e^{-\xi\omega_n t} \text{sen } \omega_n \sqrt{1 - \xi^2} t$	$\frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2}$
$-\frac{1}{\sqrt{1 - \xi^2}} e^{-\xi\omega_n t} \text{sen}(\omega_n \sqrt{1 - \xi^2} t - \phi)$ $\phi = \tan^{-1} \frac{\sqrt{1 - \xi^2}}{\xi}$	$\frac{s}{s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2}$
$1 - \frac{1}{\sqrt{1 - \xi^2}} e^{-\xi\omega_n t} \text{sen}(\omega_n \sqrt{1 - \xi^2} t + \phi)$ $\phi = \tan^{-1} \frac{\sqrt{1 - \xi^2}}{\xi}$	$\frac{\omega_n^2}{s(s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2)}$

Fuente: Stephanopoulos G. (1983) Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice. Pearson.

### Procedimiento para dimensionar una válvula de control (método de la Masoneilan)

Las siguientes ecuaciones son dimensionales y deben usarse con las siguientes definiciones y unidades de medida:

$Q$	ft <sup>3</sup> /h	Flujo volumétrico (caudal). Cuando se utiliza en las ecuaciones para gases, se refiere al flujo volumétrico en condiciones estándar (14.7 psia y 60 °F)
$C_V$	-	Coefficiente de dimensionamiento de la válvula
$p_1$	psia	Presión del fluido aguas arriba de la válvula
$p_2$	psia	Presión del fluido aguas abajo de la válvula
$\Delta p_V$	psi	= $p_1 - p_2$ . Caída de presión a través de la válvula
$p_v$	psia	Presión de vapor del fluido a la temperatura de trabajo
$p_c$	psia	Presión crítica del fluido
$\gamma$	-	Densidad relativa del fluido (aire = 1)
$\mu$	cp	Viscosidad dinámica del fluido
$K_c$	-	Coefficiente de cavitación incipiente, proporcionado por el fabricante
$C_f$	-	Factor de fluido crítico suministrado por el fabricante
$\dot{M}$	lb/h	Flujo másico del fluido
$T$	°R	Temperatura de trabajo del fluido
$\Delta T_{sh}$	°R	Grados de sobresaturación del vapor

El  $C_V$  se define en la ecuación  $Q = C_V \sqrt{\frac{\Delta p_V}{\gamma}}$  y se calcula como sigue:

Para **líquidos** y:

- a) Flujo laminar, es decir, si la viscosidad cinemática  $\nu \geq 20$  cSt:

$$C_V = 0.072 \left( \frac{\mu \times Q}{\Delta p_V} \right)$$

- b) Flujo turbulento, es decir, si la viscosidad cinemática  $\nu < 20$  cSt:

$$C_V = \frac{Q}{\sqrt{\frac{\Delta p_V}{\gamma}}}$$

#### IMPORTANTE:

- i) Si hay riesgo de **cavitación** incipiente (es decir, si  $\Delta p_V \geq K_c(p_1 - p_v)$ ), la caída de presión que debe usarse es  $\Delta p_V = K_c(p_1 - p_v)$ .
- ii) Si el flujo está en el **punto crítico**, es decir, si  $\Delta p_V \geq C_f^2 \Delta p_S$  y:

$$\Delta p_S = p_1 - p_v \left( 0.96 - 0.28 \sqrt{\frac{p_v}{p_c}} \right)$$

Entonces la caída de presión que debe usarse es  $\Delta p_V = C_f^2 \Delta p_S$ .

Si además se verifica  $p_v < 0.5p_1$  y deberá usarse como caída de presión máxima  $\Delta p_V = C_f^2(p_1 - p_v)$

- iii) Si el flujo es **subcrítico**, el cálculo es igual que en el punto crítico, pero siempre usando  $\Delta p_V = C_f^2(p_1 - p_2)$ , donde  $p_2$  es la presión del fluido aguas abajo.

Para gases

<b>Flujo subcrítico</b> $\Delta p_V < 0.5C_f^2 p_1$	<b>Flujo crítico</b> $\Delta p_V \geq 0.5C_f^2 p_1$
En términos del flujo volumétrico:	
$C_V = \frac{Q}{963} \sqrt{\frac{\gamma T}{\Delta p_V (p_1 + p_2)}}$	$C_V = \frac{Q}{834 C_f p_1}$
En términos de flujo másico:	
$C_V = \frac{\dot{M}}{3.22 \sqrt{\Delta p_V (p_1 + p_2) \gamma}}$	$1 C_V = \frac{\dot{M}}{2.8 C_f p_1 \sqrt{\gamma}}$
Para vapor saturado:	
$C_V = \frac{\dot{M}}{2.1 \sqrt{\Delta p_V (p_1 + p_2)}}$	$C_V = \frac{\dot{M}}{1.83 C_f p_1}$
Para vapor sobrecalentado:	
$C_V = \frac{\dot{M}(1 + 0.0007 \Delta T_{sh})}{2.1 \sqrt{\Delta p_V (p_1 + p_2)}}$	$C_V = \frac{\dot{M}(1 + 0.0007 \Delta T_{sh})}{1.83 C_f p_1}$

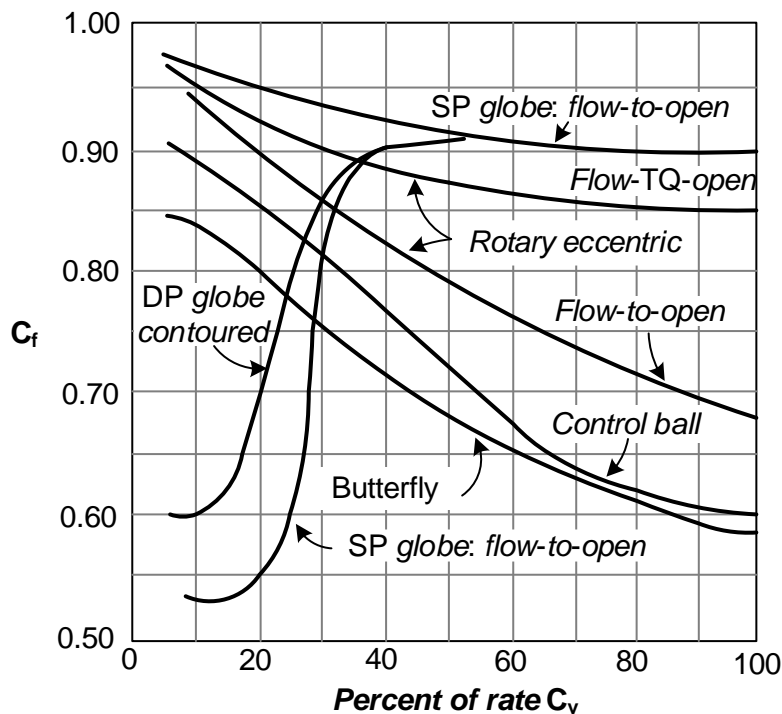
Factores de dimensionamiento para flujo máximo (Masoneilan)

Valve type	Trim size*	Flow to	Cf	Kc*	Cfr	D/d = 1.5		D/d = 2.0	
					D/d ≥ 1.5	R	Cfr/R	R	Cfr/R
Single-port top-entry globe	A	Close	0.85	0.58	0.81	0.96	0.84	0.94	0.86
		Open	0.90	0.65	0.86	0.96	0.89	0.94	0.91
	B	Close	0.80	0.52	0.80	1.00	0.80	1.00	0.80
		Open	0.90	0.65	0.90	1.00	0.90	1.00	0.90
Single-port balanced quick-change Top-entry angle	A	Close	0.90	0.65	0.86	0.96	0.89	0.94	0.91
	B	Close	0.90	0.65	0.90	1.00	0.90	1.00	0.90
	A	Close	0.81	0.53	0.78	0.96	0.81	0.94	0.82
		Open	0.89	0.64	0.85	0.96	0.88	0.94	0.90
	B	Close	0.80	0.52	0.80	1.00	0.80	1.00	0.80
		Open	0.90	0.65	0.90	1.00	0.90	1.00	0.90
Streamlined angle	A	Close	0.48	0.17	0.45	0.85	0.53	0.77	0.57
		Open	0.90	0.65	0.84	0.95	0.89	0.91	0.91
	B	Close	0.55	0.23	0.54	1.00	0.54	1.00	0.54
		Open	0.95	0.72	0.93	1.00	0.93	1.00	0.93
Split body globe	A	Close	0.80	0.51	0.77	0.96	0.80	0.94	0.81
		Open	0.75	0.46	0.72	0.96	0.75	0.94	0.77
	B	Close	0.80	0.52	0.80	1.00	0.80	1.00	0.80
		Open	0.90	0.65	0.89	1.00	0.89	1.00	0.90
Top-and-bottom-guided double port	A	Cont	0.90	0.70	0.86	0.96	0.90	0.94	0.92
		V port	0.98	0.80	0.94	0.96	0.98	0.94	1.00
	B	Cont	0.80	0.31	0.80	1.00	0.80	1.00	0.80
		V port	0.95	0.73	0.94	1.00	0.94	1.00	0.94
Single-port eccentric rotating	A	Close	0.68	0.35	0.65	0.95	0.68	0.92	0.71
		Open	0.85	0.60	0.80	0.95	0.84	0.92	0.86
	B	Close	0.70	0.39	0.70	1.00	0.70	1.00	0.70
		Open	0.88	0.62	0.87	1.00	0.87	1.00	0.87
Butterfly	A	60°	0.68	0.35	0.63	0.91	0.69	0.85	0.73
		90°	0.58	0.25	0.51	0.77	0.66	0.67	0.74
Control ball	A		0.60	0.24	0.55	0.87	0.63	0.80	0.68

• A, full capacity trim, orifice diameter 0.8 valve size; B, reduced capacity trim 50% of A and below.

Fuente: Miranda Medrano, J. A. Fundamentos de la Medición y Control de Procesos. Palibrio.

### Factores de dimensionamiento de válvulas en función de la apertura de acuerdo al modelo de Masoneilan



Fuente: Miranda Medrano, J. A. *Fundamentos de la Medición y Control de Procesos*. Palibrio.

### Criterio de estabilidad de Routh-Hurwitz

Ecuación característica:

$$a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + a_{n-2} s^{n-2} + \dots + a_1 s + a_0 = 0$$

$s^n$	$a_n$	$a_{n-2}$	$a_{n-4}$	$\dots$		
$s^{n-1}$	$a_{n-1}$	$a_{n-3}$	$a_{n-5}$	$\dots$	$\alpha_1 = \frac{(a_{n-1} * a_{n-2}) - (a_n * a_{n-3})}{a_{n-1}}$	$\beta_1 = \frac{(\alpha_1 * a_{n-3}) - (a_{n-1} * \alpha_2)}{\alpha_1}$
$s^{n-2}$	$\alpha_1$	$\alpha_2$	$\alpha_3$	$\dots$	$\alpha_2 = \frac{(a_{n-1} * a_{n-4}) - (a_n * a_{n-5})}{a_{n-1}}$	$\beta_2 = \frac{(\alpha_1 * a_{n-5}) - (a_{n-1} * \alpha_3)}{\alpha_1}$
$s^{n-3}$	$\beta_1$	$\beta_2$	$\beta_3$	$\dots$	$\alpha_3 = \frac{(a_{n-1} * a_{n-6}) - (a_n * a_{n-7})}{a_{n-1}}$	$\beta_3 = \frac{(\alpha_1 * a_{n-7}) - (a_{n-1} * \alpha_4)}{\alpha_1}$
$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$
$s^2$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$
$s^1$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$
$s^0$	$\delta_1$					

Fuente: Miranda Medrano, J. A. *Fundamentos de la Medición y Control de Procesos*. Palibrio

Tabla de conversiones

Dimensión	Métrico	Métrico/Inglés
Masa	1 t métrica = 1 000 kg	1 kg = 2.2046 lb <sub>m</sub> 1 lb <sub>m</sub> = 0.4536 kg 1 onza = 28.3495 g 1 slug = 32.174 lb <sub>m</sub> = 14.5939 kg 1 t corta = 907.1847 kg
Longitud	1 m = 10 <sup>6</sup> μm	1 ft = 12 in = 0.3048 m 1 in = 2.54 cm 1 m = 39.370 in = 3.2808 ft = 1.0936 yd 1 milla = 5 280 ft = 1.6093 km
Fuerza	1 N = 1 kg • m/s <sup>2</sup> = 10 <sup>5</sup> dina 1 dina = 1 g • cm/s <sup>2</sup> 1 kg <sub>f</sub> = 9.8070 N	1 N = 0.2248 lb <sub>f</sub> 1 lb <sub>f</sub> = 32.174 lb <sub>m</sub> • ft/s <sup>2</sup> = 4.448 N
Presión	1 Pa = 1 N/m <sup>2</sup> 1 kPa = 10 <sup>3</sup> Pa = 10 <sup>-3</sup> MPa 1 atm = 101.325 kPa = 1.01325 bar = 10.33 mca (metros de columna de agua) = 29.92 in Hg = 760 mm Hg a 0 °C = 1.03323 kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> 1 mm Hg = 0.1333 kPa = 1 torr	1 Pa = 1.4504 x 10 <sup>-4</sup> psia = 0.020886 lb <sub>f</sub> /ft <sup>2</sup> 1 psi = 144 lb <sub>f</sub> /ft <sup>2</sup> = 6.8948 kPa 1 atm = 14.696 psia = 29.92 in Hg a 30 °F 1 in Hg = 3.387 kPa
Temperatura	T (K) = T (°C) + 273.15 ΔT (K) = ΔT (°C)	T (°R) = T (°F) + 459.67 T (°F) = 1.8 T (°C) + 32 T (°R) = 1.8 (T (°C) + 273.15) T (°C) = 0.556 (T (°R) - 491.67) ΔT (°F) = ΔT (°R) = 1.8 ΔT (K) = 1.8 ΔT (°C)
Volumen	1 m <sup>3</sup> = 1 000 L = 10 <sup>6</sup> cm <sup>3</sup> (cc) = 1 000 dm <sup>3</sup> 1 L = 1 dm <sup>3</sup>	1 m <sup>3</sup> = 6.1024 x 10 <sup>4</sup> in <sup>3</sup> = 35.315 ft <sup>3</sup> = 264.17 gal (U.S.) 1 gal(U.S.) = 231 in <sup>3</sup> = 3.7854 L 1 fl onza = 29.5735 cm <sup>3</sup> = 0.0295735 L 1 gal(U.S.) = 128 fl onzas
Volumen específico	1 m <sup>3</sup> /kg = 1 000 L/kg = 1 000 cm <sup>3</sup> /g	1 m <sup>3</sup> /kg = 16.02 ft <sup>3</sup> /lb <sub>m</sub> 1 ft <sup>3</sup> /lb <sub>m</sub> = 0.062428 m <sup>3</sup> /kg
Viscosidad	1 poise = 1 g/cm • s 1 cp (centipoise) = 0.01 poise = 0.1 μPa • s 1 cSt (centistoke) = 10 <sup>-2</sup> St (stoke) = 10 <sup>-6</sup> m <sup>2</sup> /s	

Dimensión	Métrico	Métrico/Inglés
Energía, calor, trabajo, energía interna, entalpía	1 cal = 4.1868 J 1 kWh = 3 600 kJ	1 kJ = 0.9478 BTU 1 J = 10 <sup>7</sup> erg = 6.242 x 10 <sup>18</sup> eV 1 BTU = 1.0551 kJ = 0.2521 kcal = 3.9290 x 10 <sup>-4</sup> hp • h = 5.4040 psia • ft <sup>3</sup> = 778.169 lb <sub>f</sub> • ft = 6.5850 x 10 <sup>21</sup> eV 1 BTU/lb <sub>m</sub> = 25 037 ft <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> = 2.326 kJ/kg 1 kJ/kg = 0.430 BTU/lb <sub>m</sub> 1 kWh = 3 412.14 BTU 1 Tesla = 10 000 Gauss
Potencia, velocidad de transferencia de calor	1 W = 1 J/s 1 W = 0.860 kcal/h 1 kW = 1.341 hp 1 hp = 745.7 W	1 kW = 3 412.14 BTU/h = 737.56 lb <sub>f</sub> • ft/s 1 hp = 1.014 CV = 550 lb <sub>f</sub> • ft/s = 0.7068 BTU/s = 42.41 BTU/min = 2 544.6 BTU/h = 178.1 cal/s 1 hp de caldera = 33.475 BTU/h 1 BTU/h = 1.0551 kJ/h 1 t de refrigeración = 200 BTU/min
Coeficiente de transferencia de calor	1 W/m <sup>2</sup> • °C = 1 W/m <sup>2</sup> K	1 W/m <sup>2</sup> • °C = 0.1761 BTU/h • ft <sup>2</sup> • °F
Flujo de calor	1 W/cm <sup>2</sup> = 10 <sup>4</sup> W/m <sup>2</sup>	1 W/m <sup>2</sup> = 0.3171 BTU/h • ft <sup>2</sup>
Calor específico	1 kJ/kg • °C = 1 kJ/kg • K	1 BTU/lb <sub>m</sub> • °F = 4.1868 kJ/kg • °C 1 kJ/kg • °C = 0.23885 BTU/lb <sub>m</sub> • °F = 0.23885 BTU/lb <sub>m</sub> • °R
Conductividad térmica	1 W/m • °C = 1 W/m • K	1 W/m • °C = 0.57782 BTU/h • ft • °F

Fuente: Yunus A. Çengel & Michael A. Boles. (1996) *Termodinámica*. MacGraw-Hill

### Constantes físicas

Aceleración de la gravedad estándar	$g = 9.81 \text{ m/s}^2$ $= 32.174 \text{ ft/s}^2$
Calor de fusión ( $h_{if}$ ) y evaporación ( $H_{fg}$ ) del agua a 1 atm	$h_{if} = 333.7 \text{ kJ/kg}$ $= 143.5 \text{ BTU/lb}_m$ $H_{fg} = 2\,256.5 \text{ kJ/kg}$ $= 970.3 \text{ BTU/lb}_m$
Constante de Boltzmann	$k = 1.38065 \times 10^{-23} \text{ J/K}$
Constante de Stefan-Boltzmann	$\sigma = 5.66961 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ $= 0.1714 \times 10^{-8} \text{ BTU/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°R}^4$ $= 1.355 \times 10^{-12} \text{ cal/s} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{K}^4$
Constante universal de los gases	$R = 8.31434 \text{ J/mol} \cdot \text{K}$ $= 0.082057 \text{ L} \cdot \text{atm} / \text{mol} \cdot \text{K}$ $= 8.31434 \text{ Pa} \cdot \text{m}^3 / \text{mol} \cdot \text{K}$ $= 0.0831434 \text{ bar} \cdot \text{m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{K}$ $= 82.057 \text{ atm} \cdot \text{cm}^3 / \text{gmol} \cdot \text{K}$ $= 1.9858 \text{ BTU/lbmol} \cdot \text{°R}$ $= 1\,545.35 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lbmol} \cdot \text{°R}$ $= 10.73 \text{ psia} \cdot \text{ft}^3 / \text{lbmol} \cdot \text{°R}$ $= 1.9858 \text{ cal/gmol} \cdot \text{K}$ $= 21.9 \text{ in Hg} \cdot \text{ft}^3 / \text{lbmol} \cdot \text{°R}$ $= 0.7302 \text{ atm} \cdot \text{ft}^3 / \text{lbmol} \cdot \text{°R}$
Factor de conversión gravitacional	$g_c = 32.1740 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}^2$ $= 980.665 \text{ g}_m \cdot \text{cm} / \text{gr} \cdot \text{s}^2$ $= 1 \text{ kg m} / \text{N} \cdot \text{s}^2$
Presión atmosférica estándar	$1 \text{ atm} = 101.325 \text{ kPa}$ $= 1.01325 \text{ bar}$ $= 14.696 \text{ psia}$ $= 760 \text{ mm Hg} (0 \text{ °C})$ $= 29.9213 \text{ in Hg} (32 \text{ °F})$ $= 10.3323 \text{ m H}_2\text{O} (4 \text{ °C})$
Velocidad de la luz en el vacío	$c_o = 2.9979 \times 10^8 \text{ m/s}$ $= 9.836 \times 10^8 \text{ ft/s}$
Velocidad del sonido en aire seco a 0 °C y 1 atm	$c = 331.36 \text{ m/s}$ $= 1\,087 \text{ ft/s}$

Fuente: Yunus A. Çengel & Michael A. Boles. (1996) *Termodinámica*. MacGraw-Hill

## Consejo Técnico

Representantes de Instituciones de Educación Superior

Dr. Enrique Michel Valdivia  
**Consejo de Acreditación de la Enseñanza  
de la Ingeniería, A.C.**

Dra. Claudia Araceli Ruiz Mercado  
**Universidad Autónoma de Yucatán**

Dr. Ulises Iván Bravo Sánchez  
**Instituto Tecnológico de Aguascalientes**

Dra. Florentina Zurita Martínez  
**Universidad de Guadalajara**

Dr. José Luis López Salinas  
**Instituto Tecnológico y de Estudios  
Superiores de Monterrey**

Dr. Juan Martínez Gómez  
**Universidad Iberoamericana**

Mtra. Alma Delia Rojas Rodríguez  
**Universidad Anáhuac**

Dra. Edelia Claudina Villareal Ibarra  
**Universidad Popular de la Chontalpa**

Dra. Mónica María Alcalá Rodríguez  
**Universidad Autónoma de Nuevo León**

Mtra. Myriam Valdivia Barrientos  
**Universidad Tecnológica de México**

Dr. José Fernando Orejel Pajarito  
**Universidad Autónoma  
de San Luis Potosí**

Dr. Raúl Alejandro Luna Sánchez  
**Universidad Veracruzana**

Este Formulario es un instrumento de apoyo para quienes sustentarán el Examen General para el Egreso de la Licenciatura en Ingeniería Química (EGEL Plus® IQUIM).

El Formulario para el sustentante es un documento cuyo contenido está sujeto a revisiones periódicas. Las posibles modificaciones atienden a los aportes y críticas que hagan los miembros de las comunidades académicas de instituciones de educación superior de nuestro país, los usuarios y, fundamentalmente, las orientaciones del Consejo Técnico del examen.

El Ceneval y el Consejo Técnico del EGEL Plus® IQUIM agradecerán todos los comentarios que puedan enriquecer este material. Sírvase dirigirlos a:

**Centro Nacional de Evaluación para la Educación Superior, A.C.  
Subdirección de Evaluación de Egreso  
en Diseño, Ingenierías y Arquitectura**

Av. Camino al Desierto de los Leones (Altavista) 37,  
Col. San Ángel, Álvaro Obregón,  
C.P. 01000, Ciudad de México.  
Tel: 55 53 22 92 00 ext. 5102  
[www.ceneval.edu.mx](http://www.ceneval.edu.mx)  
[abraham.maya@ceneval.edu.mx](mailto:abraham.maya@ceneval.edu.mx)

El Centro Nacional de Evaluación para la Educación Superior es una asociación civil sin fines de lucro constituida formalmente el 28 de abril de 1994, como consta en la escritura pública número 87036 pasada ante la fe del notario 49 del Distrito Federal.

Sus órganos de gobierno son la Asamblea General, el Consejo Directivo y la Dirección General. Su máxima autoridad es la Asamblea General, cuya integración se presenta a continuación, según el sector al que pertenecen los asociados:

Asociaciones e instituciones educativas: Asociación Nacional de Universidades e Instituciones de Educación Superior, A.C.; Federación de Instituciones Mexicanas Particulares de Educación Superior, A.C.; Instituto Politécnico Nacional; Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey; Universidad Autónoma del Estado de México; Universidad Autónoma de San Luis Potosí; Universidad Autónoma de Yucatán; Universidad Nacional Autónoma de México\*; Universidad Popular Autónoma del Estado de Puebla; Universidad Tecnológica de México.

Asociaciones y colegios de profesionales: Barra Mexicana Colegio de Abogados, A.C.; Colegio Nacional de Actuarios, A.C.; Colegio Nacional de Psicólogos, A.C.; Federación de Colegios y Asociación de Médicos Veterinarios y Zootecnistas de México, A.C.; Instituto Mexicano de Contadores Públicos, A.C.

Organizaciones productivas y sociales: Academia de Ingeniería, A.C.; Academia Mexicana de Ciencias, A.C.; Academia Nacional de Medicina, A.C.; Fundación ICA, A.C.

Autoridades educativas gubernamentales: Secretaría de Educación Pública.

El Centro está inscrito en el Registro Nacional de Instituciones Científicas y Tecnológicas del Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología con el número 506 desde el 10 de marzo de 1995. También es miembro de la International Association for Educational Assessment.

\* A petición de la institución, sus derechos y obligaciones en el Ceneval se encuentran suspendidos.



CENEVAL®

[ceneval.edu.mx](http://ceneval.edu.mx)



@SomosCeneval