

## *Dimensionamiento Rápido de Equipos Mayores*

### *Bibliografía:*

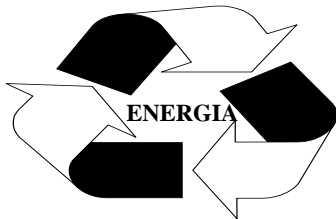
- C. Branan. *Soluciones Prácticas para el Ingeniero Químico*
- Happel & Jordan. *Economía de los Procesos Químicos*.
- S. Walas. *Chemical Process Equipment*.
- *Manual de Cálculos del Ingeniero Químico*.

### *Algunas relaciones importantes de recordar para el Ingeniero de Procesos.*

Categoría	desde	Unidades	hasta	Unidades
Masa	1	kg	2,2	lbm
	1	TM	1000	kg
Presión	1	atm	1	bar
	1	atm	101	kPa
	1	atm	10	m H <sub>2</sub> O
	1	atm	14,7	psi
Temperatura	1	atm	760	mmHg
	0	K	-273	°C
	0	°R	-460	°F
	1	ΔR	1,8	ΔK
Volumen	1	ΔK o ΔR	1	ΔC o ΔF
	1	bbbl	42	US gal
	1	M <sup>3</sup>	6,3	bbbl
Capacidad Calorífica	1	M <sup>3</sup>	35	pie <sup>3</sup>
	1	Btu/lbm °F	1	cal/g °C
Energía	1	Btu	1055	joules

## Correspondencias energéticas en sistemas de procesos.

*Es comúnmente aceptado que por cada lb de vapor generado se requiere un consumo energético de 1000 Btu, esto está basado en que el calor de vaporización de agua es de aproximadamente 1000 Btu por libra*



Esto	Equivale a...
1 lb de vapor generado	1000 Btu ( $\Delta h_{\text{vap}}$ )
1 lb fuel oil	20.000 Btu ( $\Delta h_{\text{comb}}$ )
1 lb carbón	10.000 Btu ( $\Delta h_{\text{comb}}$ )
1 ft <sup>3</sup> gas natural	900 Btu ( $\Delta h_{\text{comb}}$ )
1 ft <sup>3</sup> gas de refinería	750 Btu ( $\Delta h_{\text{comb}}$ )
1 bbl fuel oil	6 MM Btu

## Ordenes de magnitud

Categoría	Orden de Magnitud
Densidad	62,4 lbm/pe <sup>3</sup> agua
	1 000 kg / m <sup>3</sup> agua
	1 gr / cm <sup>3</sup> agua
Viscosidad del agua	1 cpoise cond. normales
Viscosidad hidrocarburos	de diez -miles cpoise
Viscosidad de gases	Menor a 0,1 cpoise

### Algunas eficiencias relacionadas con aprovechamiento energético.

Equipo	% Eficiencia Típico
Motor Eléctrico	90
Turbina de Vapor	35
Compresor Politrópico	77
Bomba Centrífuga	80-
Hornos	
Sección de Radiación	60
Calor Total Transferido	88

Para una Turbina de Vapor, una eficiencia del 35% significa que si se utiliza 1 lb de vapor solo el 35% será energía aprovechable, lo que se traduce que de los 1000Btu necesarios para generar la libra de vapor solo se recuperan 350 Btu

### Algunas propiedades importantes al tratar con hidrocarburos.

En refinación y petroquímica son de utilidad el uso de aproximaciones como las listas en la tabla siguiente:

	Gas de refinería	Propano	Butano	Nafta	Diesel	Gasoil
Peso molecular	11	44,1	58,1	114	230	350
Punto de Ebullición @ 1 atm (°F)		- 43,75	31,08	243,9	550	800
Gravedad específica @ 60°F		0,507	0,584	0,7243	0,825	0,922
Presión de Vapor @ 100°F (psia)		188,6	51,7	0,798	--	--
C <sub>p</sub> vap @ 60°F y 1 atm (Btu/lb °F)	1,5	0,3885	0,3950	0,3678	0,35	0,33
C <sub>p</sub> liq @ 60°F (Btu/lb °F)		0,6200	0,5701	0,4997	0,45	0,40
ΔH <sub>vap</sub> (Btu/lb)		183	166	125	95	75
ΔH <sub>comb</sub> @ 77°F (Btu/lb)	750*	19,918	19,657	19,093	19,000	18,900

\* Btu/scf

**//// Tomando decisiones rápidas y oportunas.**

**Ejemplo:**

En un proceso se desea calentar 8.000 bpd de diesel que se encuentra a 60°F. Para ello se dispone de 5.000 lb/h de vapor saturado a 300°F; también se cuenta con un intercambiador de 1.200 ft<sup>2</sup> de área.

Se desea saber cuanto puede calentarse el diesel y si el intercambiador disponible es adecuado para garantizar este servicio.



- Hipótesis: No hay pérdidas de calor.
- Una rápida respuesta a este planteamiento pasa por las siguientes etapas:
  - Verificar cuál es la disponibilidad energética, y a partir de ella establecer la temperatura máxima a la que puede calentarse el diesel.
  - Chequear si el área del intercambiador puede garantizar este servicio.

**Del balance de energía...**

Energía disponible = 5.000 lb/h (1.000 Btu/lb)  
= 5.10<sup>6</sup> Btu/h.

Esta es la energía que podremos utilizar para calentar el diesel, así que la temperatura que este puede alcanzar es:

- Del flujo de diesel:

$$8.000 \text{ bpd} \frac{350,5 \text{ lb agua}}{1 \text{ bbl}} \frac{0,825 \text{ lb diesel}}{\text{lb agua}} \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} = 96.000 \text{ lb diesel / h}$$

Para este flujo de diesel, la temperatura máxima que puede lograrse es:

Dado que el disel está en fase líquida (Pto Ebullición normal = 550°F)  
Cp<sub>Diesel</sub> = 0,45 Btu /lb °F

$$q = mCp\Delta T \Rightarrow \Delta T = \frac{5.10^6 \text{ Btu / h}}{96.000 \text{ lb/h } 0,45 \text{ Btu / lb}^\circ\text{F}} = 116^\circ\text{F} \Rightarrow T_{\text{final}} = 60 + 116 = 176^\circ\text{F}$$

**Podemos ahora abordar la verificación del diseño (área) del intercambiador...**

$$Q = U A \Delta T_{\log} \text{ con } \Delta T_{\log} = \frac{(300-60)-(300-176)}{\ln \frac{240}{124}} \cong 176^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{\ln}} \cong \frac{5000000 \text{ Btu / h}}{(30 \text{ Btu / h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})(176^\circ\text{F})} \cong 950 \text{ ft}^2$$

**Área requerida < Área disponible**  
↓  
**El equipo puede suplir el servicio**

**Tomando decisiones rápidas y oportunas.**

**Ejemplo:**

Una despropanizadora se viene operando con un reflujo de 30.000 bpd. Nuevas condiciones operacionales reducen el reflujo en un 10%.

Cual es el ahorro en vapor al rehervidor para la nueva condición de operación.

ó

(En cuanto debe reducirse el suministro de vapor en el rehervidor de dicha torre)



**•Calor suministrado en el rehervidor:**

donde: 350,5 lb agua por bbl.  
24 horas por día

$$Q_r \approx \frac{350,5 SG (R + D) \Delta H_v}{24}$$

D y R flujo de destilado y vapor bpd.

SG Gravedad específica y  $\Delta H_v$  Calor de vaporización

**•Si no hay variación en el flujo de destilado:**

Gravedad específica del propano = 0,51

$\Delta H_v$  propano = 183 Btu/lb

$$Q_r \propto \frac{350,5 (0,51) (30.000) 183}{24} = 41.10^6 \text{ Btu/h}$$

**•Considerando que cada lb de vapor suministra 1.000 Btu, el ahorro (o la reducción en el consumo de vapor) para el nuevo reflujo:**

$$(0,1)(41.10^6) / 1000 = 4.100 \text{ lb/h}$$

# Selección y Dimensionamiento Rápido de Intercambiadores de Calor

## Bibliografía:

- S. Walas. *Chemical Process Equipment. Selection and Design.*
- E. Ludwing. *Design for Chemical and Petrochemical Plants.*
- C. Branan. *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico.*
- D. Kern. *Process Heat Transfer.*

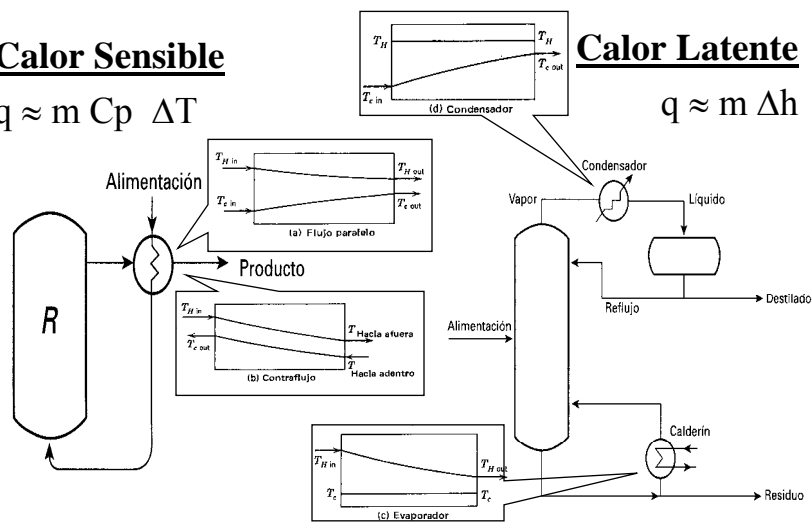
## Transferencia de calor: Desde el punto de vista del proceso

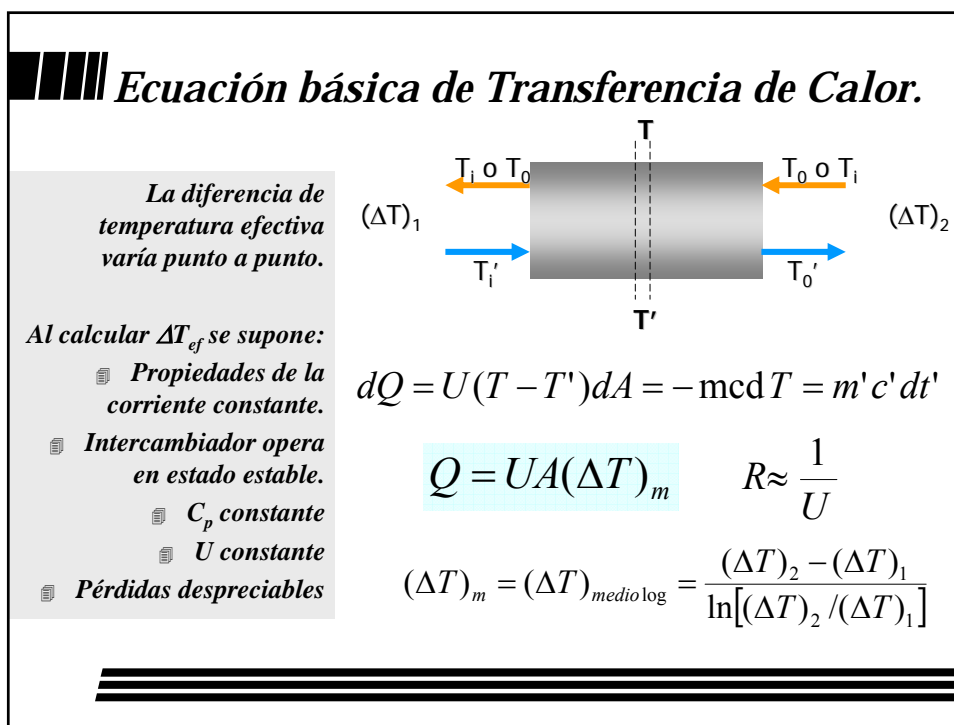
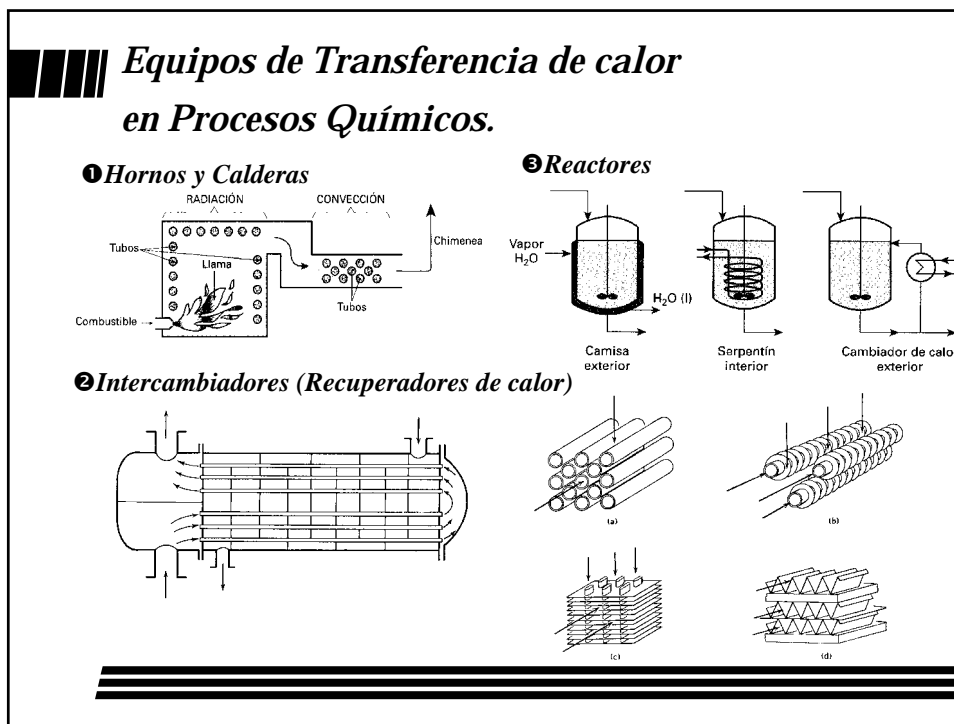
### Calor Sensible

$$q \approx m C_p \Delta T$$

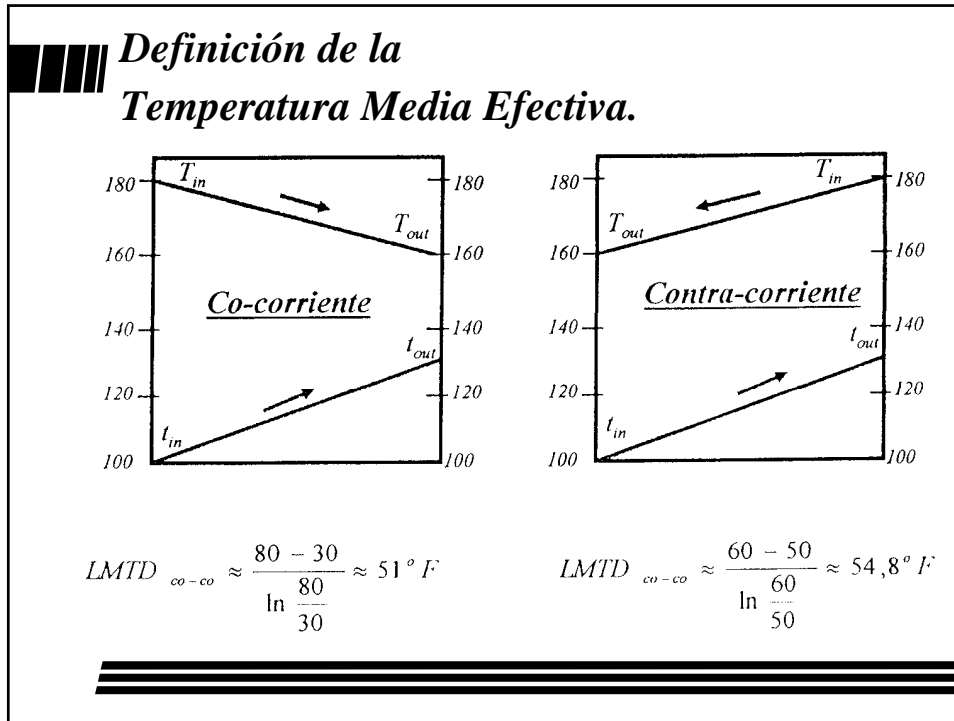
### Calor Latente

$$q \approx m \Delta h$$









### Factores que contribuyen a la resistencia térmica

$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} + r_i + r_e + r_w$$

Contribuyen los siguientes factores:

- Coeficiente de película interno ( $h_i$ )
- Coeficiente de película externo ( $h_e$ )
- Ensuciamiento del lado de los tubos ( $r_i$ )
- Ensuciamiento del lado carcasa ( $r_e$ )
- Espesor y conductividad térmica de la tubería ( $r_w$ )

Con:

- Coeficientes de película calculados a partir de correlaciones.
- Ensuciamiento para diferentes líquidos se calcula a partir de datos y experiencia.
- Resistencia de pared calculada a partir de espesor y conductividad térmica

Se debe tener en cuenta que:

- Turbulencia incrementa dramáticamente los coeficientes de película.
- Turbulencia incrementa dramáticamente el  $\Delta P$

**Coeficientes de transferencia de calor para servicios típicos en refinerías.**

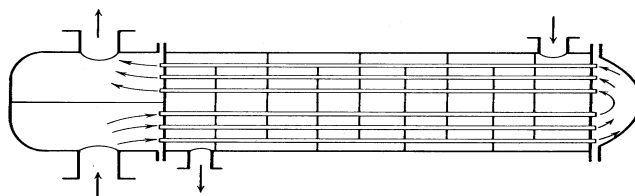
Carcasa	Tubo	U (Btu/h ft <sup>2</sup> °F)	Aplicación
Butano	Gas oil	90	Rehervidor / Líquido
Gas Oil	Agua	20	Líquido / Líquido
Gas Oil	Oil	10	Líquido / Líquido
Querosén	Agua	40	Líquido / Líquido
Querosén	Oil	20	Líquido / Líquido
Querosén	Agua	50	Vaporcond / Líquido
Querosén	Gas Oil	45	Rehervidor / Líquido
Nafta	Agua	60	Líquido / Líquido
Nafta	Oil	30	Líquido / Líquido
Nafta	Agua	70	Vaporcond / Líquido
Nafta	Gas Oil	55	Rehervidor / Líquido

**Reglas del pulgar para valores del Coeficiente Global de Transferencia de Calor.**

- **Intercambiadores a contracorriente**  
 Intercambiadores liquido-liquido:  $U = 50 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$   
 Intercambiadores gas-liquido o gas-gas:  $U = 5 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$
- **Condensador con servicio agua de enfriamiento**  
 $U = 150 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$
- **Refrigerante**  
 $U = 150 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$  Aumento de Temperatura =  $30^\circ\text{F}$
- **Rehervidores:**  
 $U = 250 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$        $q/A=U \cdot \Delta T=11\ 250 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)$   
 $\Delta T=45^\circ\text{F} (25^\circ\text{C})$

### Temperatura Media Efectiva para el caso de flujo cruzado.

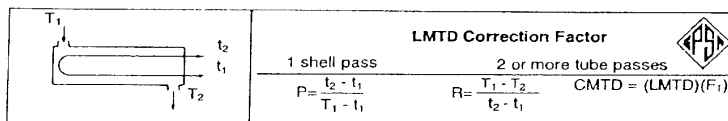
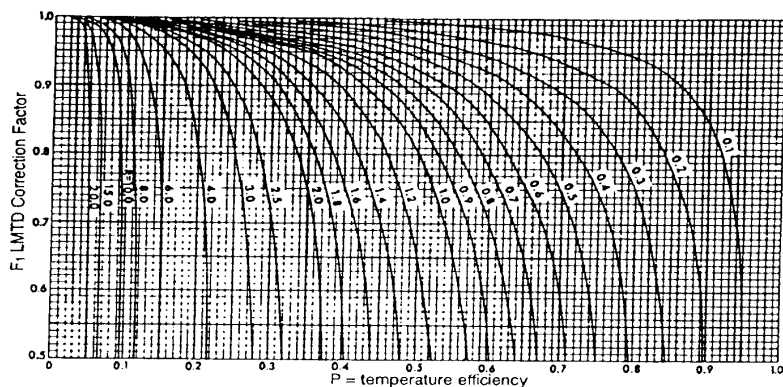
Cuando el patrón de flujo en el intercambiador no es completamente co-corriente o contra-corriente, se aplica un factor de corrección "F"

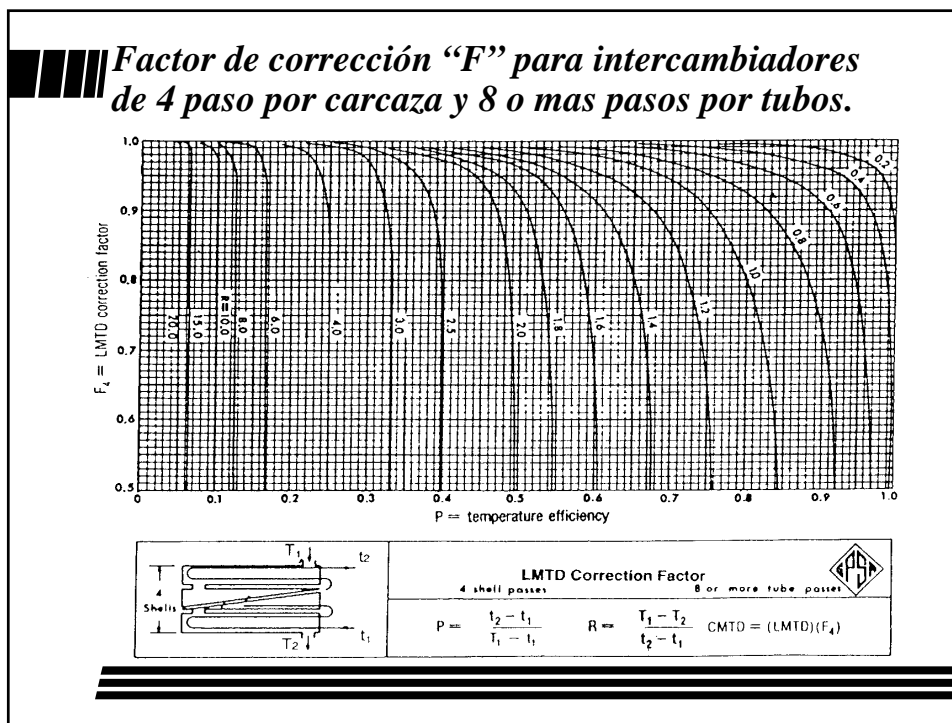
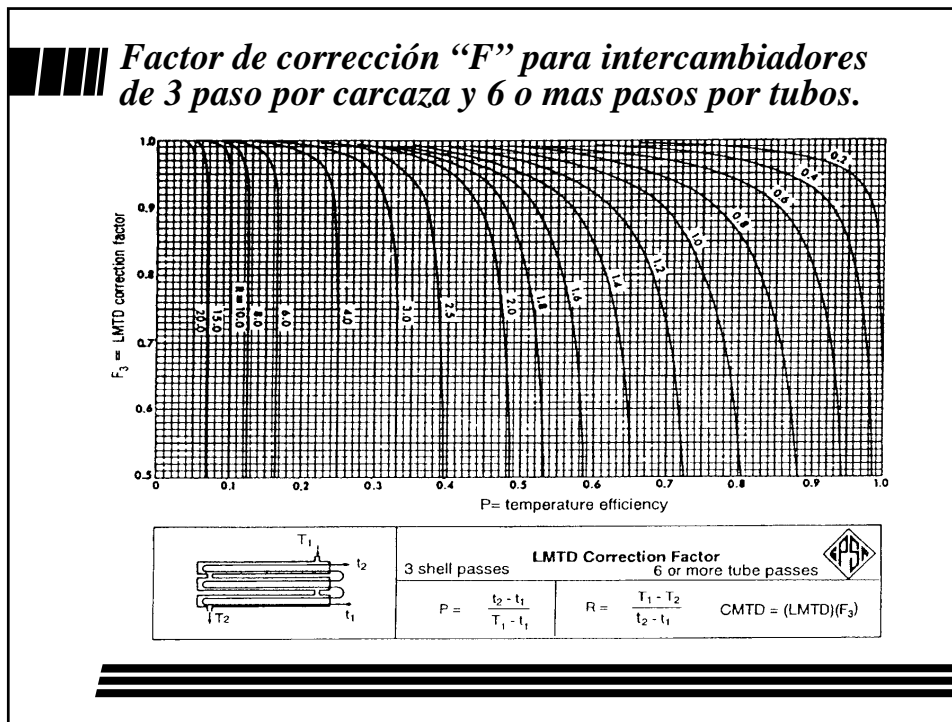


El valor del factor de corrección "F" depende del número de carcasas en serie.

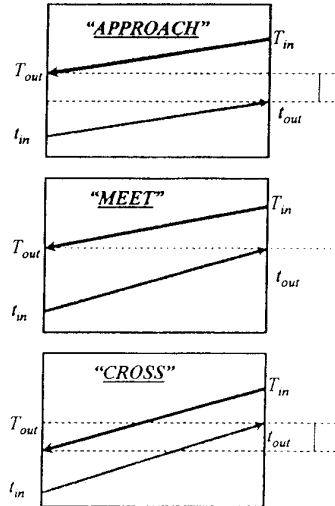
- Al incrementar el número de carcasas en serie  $F \rightarrow 1$
- Frecuentemente el valor mínimo de  $F \approx 0,8$

### Factor de corrección "F" para intercambiadores de 1 paso por carcasa y 2 o mas pasos por tubos.





### **Approach, Meet & Cross.**



- Intercambiadores a contracorriente pueden manejar “approach”, “meet” y “cross”.
  - En una sola carcaza se puede manejar “approach” y “meet”
  - El “cross” de temperatura requiere múltiples carcazas.
  - Intercambiadores a cocorriente sólo pueden manejar “approach”
- En condensación o evaporación es independiente el flujo a co o contra corriente.

### **Recomendaciones genéricas para el diseño rápido de intercambiadores.**

Establecer flujo en contracorriente como base. No se hacen correcciones por diferencia de temperatura

La temperatura mínima de aproximación es de 20 °F para enfriadores normales y de 10 °F para refrigerantes

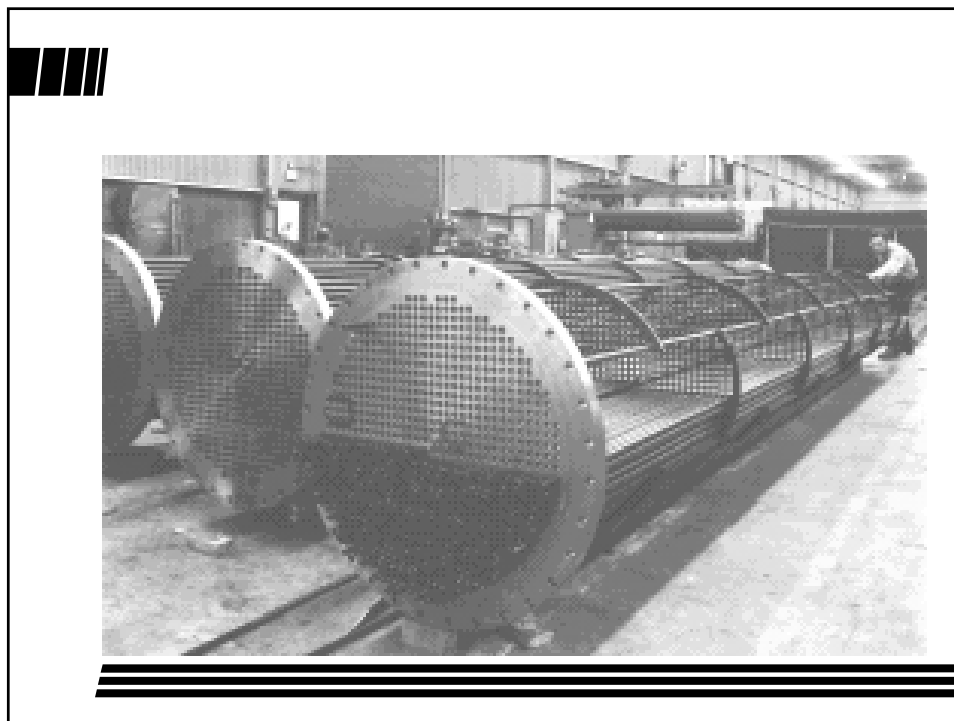
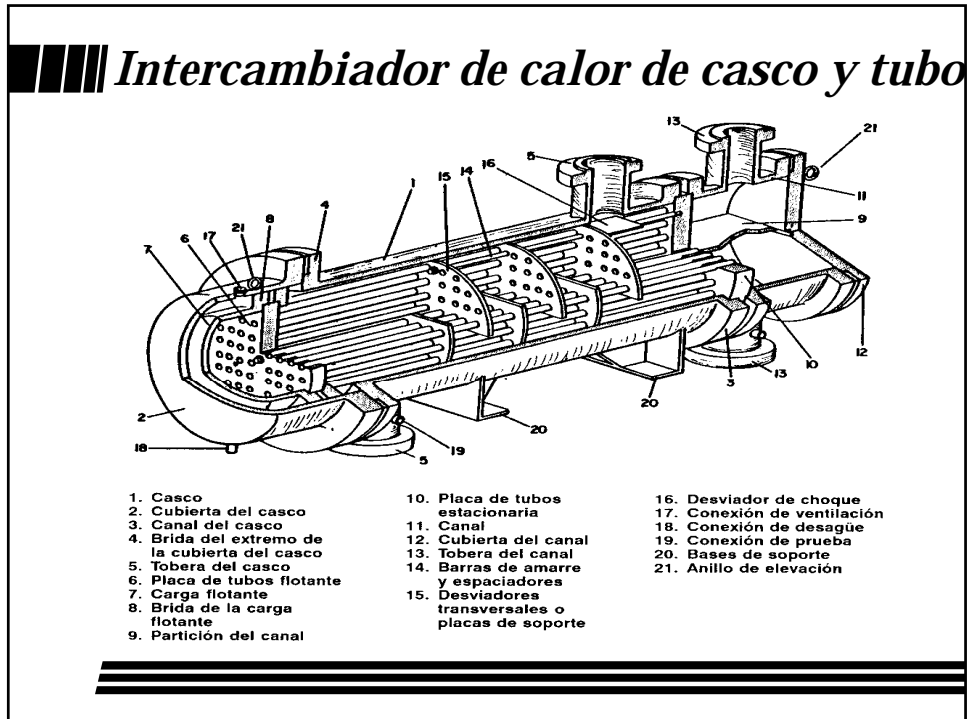
La temperatura de entrada del agua es 90 °F y la máxima de salida es 120 °F

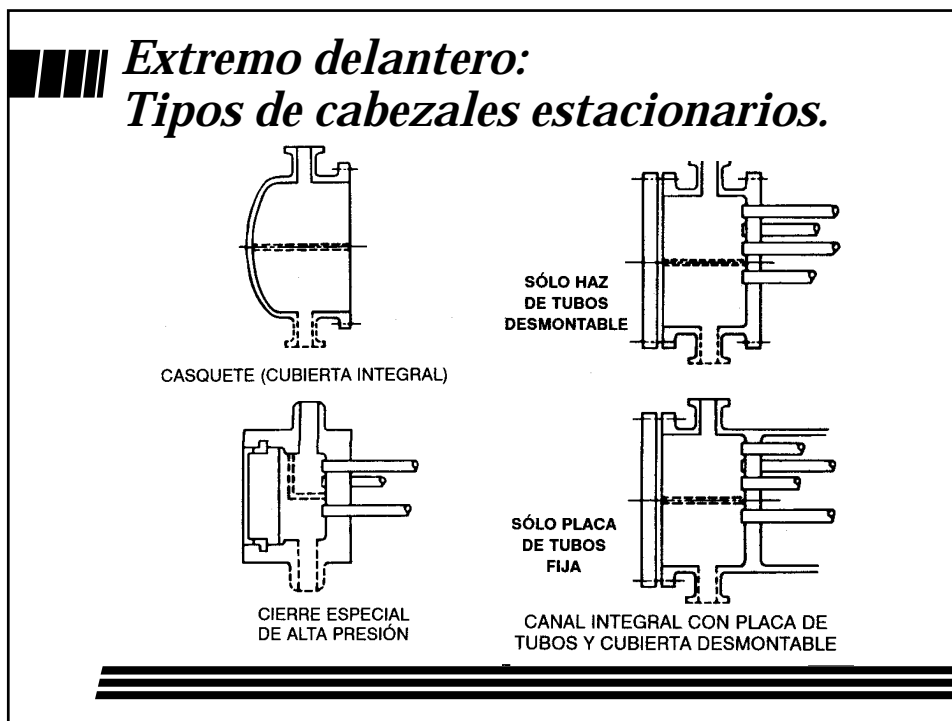
Los fluidos corrosivos, sucios, que causen incrustaciones y de alta presión van por los tubos.

Las caídas de presión son de 1.5 psi para rehervidores y entre 3-9 psi para otros servicios






Los tubos estándar son de 3/4” OD, espaciado triangular de 1”, 16 pie de largo

Una carcaza de 1 pie de diámetro aloja 100 pie<sup>3</sup>; 2 pie diámetro 400 pie<sup>3</sup> y 3 pie de diámetro 1100 pie<sup>3</sup>

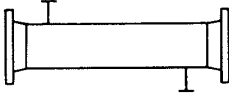




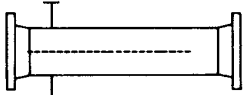
**Tipos de cabezal estacionario para extremos delanteros.**

A	 <small>CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE</small>	Con canal y placa desmontable de cubierta. Utilizado en placas de tubos fijos, tubos U y diseño de intercambiadores de haz de tubos removibles. Es el cabezal estacionario más común.
B	 <small>CASQUETE (CUBIERTA INTEGRAL)</small>	Canal removible con cubierta integrada. Usado en placas de tubos fijos, tubos en U y diseño de intercambiadores de haz de tubos removibles.
C	 <small>SÓLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE</small>	Canal con cubierta desmontable unida al casco por junta con bridas. Empleado para tubos en U y conjuntos removibles.
N	 <small>CANAL INTEGRAL CON PLACA DE TUBOS Y CUBIERTA DESMONTABLE</small>	Canal con cubierta integrado al casco. Empleado en diseños de placas de tubos fijos. No recomendable con tubos en U y conjuntos removibles.
D	 <small>CIERRE ESPECIAL DE ALTA PRESIÓN</small>	Cabezal especial para alta presión utilizado cuando la presión de diseño del lado del tubo excede 6900 kPa. Canal y placa de tubos integrados en la misma construcción con cubierta del canal unida mediante tornillos especiales de alta presión.

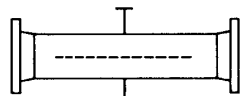
### Tipos de casco.



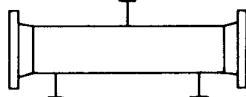
CASCO DE UN SOLO PASO



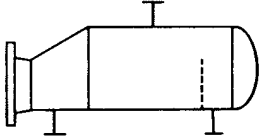
CASCO DE DOS PASOS CON DESVIADOR LONGITUDINAL



DE FLUJO PARTIDO



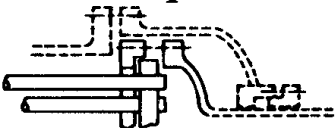
DE FLUJO DIVIDIDO



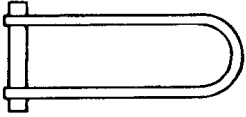
REHERVIDOR DEL TIPO DE MARMITA

Diámetro (ft)	Volumen de carcaza (ft <sup>3</sup> )
1	100
2	400
3	1100

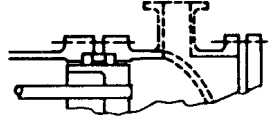
### Extremo posterior: Tipos de cabezal.



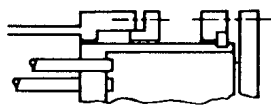
CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE RESPALDO



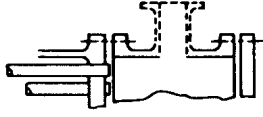
HAZ DE TUBO EN U



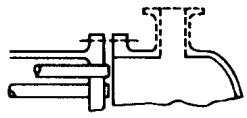
PLACA DE TUBOS FLOTANTE EMPACADA CON ANILLO DE CIERRE HIDRÁULICO



CABEZAL FLOTANTE EMPACADO EN EL EXTERIOR



PLACA DE TUBOS FIJA, COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"



PLACA DE TUBOS FIJA, COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"



## Selección de Intercambiadores de Calor.

**Tabla 1**  
Guía de selección para tipos de intercambiadores de calor

Designación del tipo	Característica significativa	Aplicaciones a las que mejor se ajusta	Limitaciones	Costo relativo en construcción de acero al carbono
De placas de tubos fijas.	Las dos placas de tubos están fijas al casco.	Condensadores; líquido-líquido; gas-gas; gas-líquido; enfriamiento y calentamiento; horizontal o vertical; rehervido.	Diferencia de temperaturas en los extremos de alrededor de 200°F, debido a la expansión diferencial.	1.0
De cabezal o placa de tubos flotantes (haces desmontables y no desmontables).	Una placa de tubos "flota" en el casco o con éste; el haz de tubos puede ser desmontable o no del casco, pero la cubierta posterior se puede quitar para dejar expuestos los extremos de los tubos.	Elevadas diferenciales de temperatura, por encima de extremos de 200°F; fluidos sucios que requieren la limpieza del interior así como del exterior del casco; horizontal o vertical.	Los empaques internos presentan el peligro de fugas. Lo corrosivo de los fluidos sobre las partes flotantes del lado del casco. Por lo general confinados a unidades horizontales.	1.28
De tubos en U; de haces en U	Sólo se requiere una placa de tubos. Los tubos se doblan para darles la forma de U. El haz es desmontable.	Elevadas diferenciales de temperatura que podrían requerir medidas relacionadas con la expansión en las unidades de tubos fijos. Servicio limpio o condiciones para una fácil limpieza tanto en el lado de los tubos como en el del casco. Horizontal o vertical.	Los dobleces se deben hacer con cuidado o se pueden tener daños mecánicos y peligro de ruptura. Las velocidades del lado de los tubos pueden causar erosión del interior de las curvas. El fluido no debe de tener partículas suspendidas.	1.08
De marmita.	Haz de tubos desmontable, sea del tipo en U o de cabezal flotante. Casco agrandado para permitir la ebullición y el desprendimiento de vapor.	Fluido en ebullición del lado del casco, como refrigerante o fluidos de procesos que se están vaporizando. Enfriamiento, rápido o paulatino, del fluido del lado de los tubos en la evaporación del refrigerante del lado del casco.	Para instalación horizontal. Físicamente grande para otras aplicaciones.	1.2-1.4

*Fuente: C. Branam. Soluciones prácticas para el ingeniero químico, 2000.*

## Caída de presión del lado de los tubos en intercambiadores de casco v tubo.

**Reglas Prácticas:**

- ☞ Las caídas de presión son de 1.5 psi para rehervidores y entre 3-9 psi para otros servicios
- ☞ Los tubos estándar son de 3/4" OD, espaciado triangular de 1", 16 pie de largo

Parte	Caída de presión en número de cargas de velocidad	Ecuación
Entrada más salida del intercambiador	1.6	$\Delta h = 1.6 \frac{U_p^2}{2g}$ (Este término es pequeño y con frecuencia se desprecia)
Entrada más salida de los tubos	1.5	$\Delta h = 1.5 \frac{U_t^2}{2g} N$
Pérdidas en los extremos, en los casquetes y canales del lado del tubo	1.0	$\Delta h = 1.0 \frac{U_t^2}{2g} N$
Pérdida en el tubo recto	Véase el capítulo 1, Flujo de fluidos, Caída de presión en la tubería	

$\Delta h$  = Pérdida de carga en pies del fluido en movimiento  
 $U_p$  = Velocidad en el tubo que conduce al intercambiador y que sale de él, ft/s  
 $U_t$  = Velocidad en los tubos  
 $N$  = Número de pasos en los tubos

*Fuente: C. Branam. Soluciones prácticas para el ingeniero químico, 2000.*

## **Dimensionamiento Rápido de Equipos: Intercambiadores de Calor.**

- ☆ **Propiedades térmicas de las sustancias.**
  - Bases de Datos ( $C_p$ ;  $\lambda$ ; etc.)
  - Naturaleza corrosiva del medio ambiente; Incrustaciones, etc.
- 🕒 **Selección del tipo de Intercambiador.**
- 🕒 **Balance de Energía y Diseño del Intercambiador.**
  - 3.1. Refrigerantes y Condensadores:
    - Temperatura del agua de entrada = 90°F (32°C)
    - Aumento de la temperatura del agua = 30°F (16°C)
    - $U = 150 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$  (851,7 W/m<sup>2</sup> K)
  - 3.2. Rehervidores:
    - $\Delta T = 45^\circ\text{F}$  (25°C)
    - $U = 250 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$  (1419,5 W/m<sup>2</sup> K)

$$\left. \begin{array}{l} \Delta T = 45^\circ\text{F} \text{ (25}^\circ\text{C)} \\ U = 250 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \text{ (1419,5 W/m}^2\text{ K)} \end{array} \right\} \frac{Q}{A} = U * \Delta T = 11250 \text{ Btu hr}^{-1}\text{ft}^{-2}$$

## **Estimación de costo de equipos: Relación Costo-Tamaño de equipo**

Dado por:  $\frac{C_a}{C_b} = \left( \frac{A_a}{A_b} \right)^M$       equivalente a:  $C_a = K(A_a)^M$

$A$  = atributo de costo del equipo      donde  $K = C_b / (A_b)^M$

$C$  = Costo de compra       $a$  = equipo con los atributos requeridos

$M$  = exponente de costo       $b$  = equipo de referencia

Tipo de Equipo	Unidades de capacidad	Intervalo validez de la correlación	Exponente de costo
Compresor recíprocante	kW	220 a 3000	0,70
Intercambiador de calor de tubo y carcasa en acero al carbón	m <sup>2</sup>	5 a 50	0,44
Tanque vertical en acero al carbón	m <sup>3</sup>	1 a 40	0,52
Hervidor con revestimiento vítreo	m <sup>3</sup>	3 a 10	0,65
Filtro prensa	m <sup>2</sup>	1 a 25	0,85
Recipientes a presión no calentados en acero al carbón	kg	1500 a 3000	0,60
	kg	15000 a 45000	0,80
Bombas centrífugas	HP	10 a 25	0,68
		25 a 100	0,86

Fuente: Turton / Bauman

## ■■■■ Efecto del tiempo sobre el costo de compra del equipo

$$\text{Costo Hoy} = \text{Costo base} \left( \frac{\text{Valor actual del Índice}}{\text{Valor del Índice para costo base}} \right)$$

En lo posible debe preferirse el Índice referido en la correlación para la estimación de costo del equipo.

### Ejemplo:

Costo intercambiador 500 m<sup>2</sup> = 25.000 \$ (1978)

Índice	M&S	PCI
1978	552	219
2001	1093	394

Costo en 2001:

49.502	44.977
--------	--------

Diferencia Promedio:  $(\Delta C / C_{\text{promedio}}) * 100$

**9.6 % < error estimación**

## ■■■■ Índices de costo.

- **Engineering News-Record Index. (1913 = 100)**
  - Publicación de *Engineering News-Record*. Industria de la construcción. Ponderación de costos del acero, madera, cemento y mano de obra.
- **Marshall & Stevens Index. (1926 = 100)**
  - Publicado regularmente en *Chemical Engineering*. Redefinido como Marshall & Swift, es un promedio ponderado de costo de equipos en ocho diferentes industrias de procesos.
- **Índice de precios al por mayor. (1958 = 100)**
  - Dpto. Comercio de EEUU publicado en *Business Statistics*. En conjunto con *Consumer Price Index* es una medida del poder de compra de dólar estadounidense.

## **Chemical Engineering Plant Cost Index.** **(1957 = 100)**

Publicado regularmente en *Chemical Engineering*

Aspectos considerados en la definición del  
*Chemical Engineering Plant Cost Index.*

Componente del Índice	Peso en la determinación (%)
<b>Equipos, maquinarias y estructura</b>	
Fabricantes de equipos	37
Procesos de mecanizado	14
Tuberías, válvulas y conexiones	20
Instrumentación y control	7
Bombas y compresores	7
Equipamiento eléctrico y materiales	5
Estructuras, soportes, instalaciones y pintura	10
	100%
	<b>61% del total</b>
<b>Labores de instalación y levantamiento</b>	<b>22</b>
<b>Edificaciones y materiales</b>	<b>7</b>
<b>Ingeniería y supervisión</b>	<b>10</b>

Año	Marshall & Swift Equipment Cost Index (1926 = 100)	Chemical Engineering Plant Cost Index (1957 = 100)
1978	552	219
1979	607	239
1980	675	261
1981	745	297
1982	774	314
1983	786	317
1984	806	323
1985	813	325
1986	817	318
1987	814	324
1988	852	343
1989	895	355
1990	915	358
1991	931	361
1992	943	358
1993	964	359
1994	993	368
1995	1028	381
1996	1039	382
1997	1057	387
1998	1062	390
1999	1068	391
2000	1089	394
2001	1093	394
2002		396
2003		398

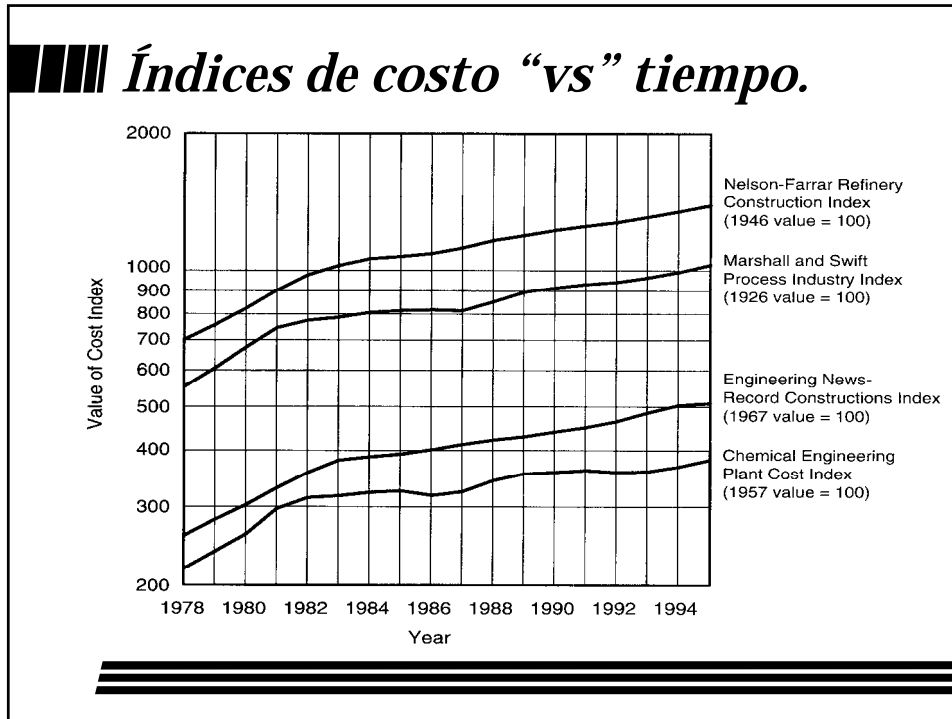
## **Nelson-Farrar Refinery Construction Index.** **(1946 = 100)**

Publicado mensualmente en *Oil and Gas Journal.*

Aspectos considerados en la definición del  
*Nelson-Farrar Refinery Construction Index.*

Componente del Índice	Peso en la categoría (%)	Peso total en Índice (%)
<b>Material y Equipos</b>		
Hierro y Acero	50	20
Materiales de construcción	20	8
Equipos misceláneos	30	12
<b>Labor</b>		
Labor clasificada	65	39
Labor común	35	21

Sus componentes comprenden sólo costos directos; no incluye costos indirectos (construcción e ingeniería).



- ### Al usar Índices tenga en cuenta que...
- Representan valores promedios estadísticos.
  - Utilizan precios de lista, por lo que no son indicativos de los precios reales de compra (descuento por cantidad, descuento por compra a cliente fijo, etc.)
  - No reflejan cambios/mejoras en las tecnologías y en los métodos de fabricación.
  - Relacionan costos actuales con costos históricos, por lo que no permiten estimar costos futuros.
  - No deben ser utilizados para actualizaciones en períodos mayores de 10 ó 15 años; la mayoría de datos de costo por encima de este período es obsoleta.

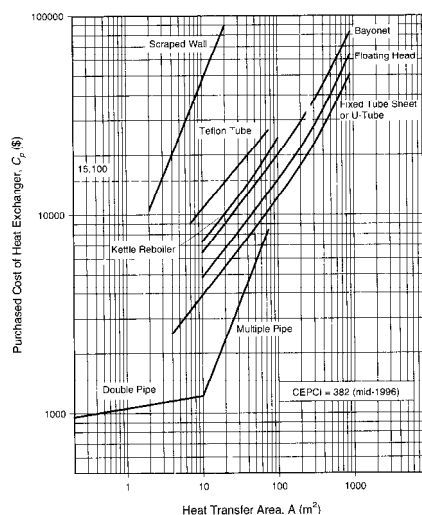
## ■ ■ ■ Fuentes de datos sobre costos.

- Bases de datos de las compañías.
- Literatura de Ingeniería Química
  - Chemical Engineering: 1960 / 1970 / 1980 / 1990 / 2000  
Compilación artículos de costo e índices.
  - Hydrocarbon Processing; Petroleum Refiner; Oil & Gas Journal; Industrial and Engineering Chemistry.
  - Baunan. *Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry.*

• *Deben ser utilizadas con discreción*

• *Rebuscar y escoger entre las publicaciones aplicando conocimientos y criterios basados en la experiencia.*

## ■ ■ ■ Costo de Intercambiadores de calor.



Base: CEP Cost Index = 325 (1985)

**11. Heat exchangers**  
Shell-and-tube (Evans):  $C = f_1 f_2 f_3 C_b$ , price in \$

$$C_b = \exp[8.821 - 0.30863(\ln A) + 0.0681(\ln A)^2], 150 < A < 12,000 \text{ sqft}$$

Type	$f_1$
Fixed-head	$\exp[-1.1156 + 0.0906(\ln A)]$
Kettle reboiler	1.35
U-tube	$\exp[-0.9816 + 0.0830(\ln A)]$

Pressure Range (psig)	$f_2$
100-300	$0.7771 + 0.04991(\ln A)$
300-600	$1.0305 + 0.07140(\ln A)$
600-900	$1.1400 + 0.12088(\ln A)$

$$f_3 = g_1 + g_2(\ln A)$$

Material	$g_1$	$g_2$
Stainless steel 316	0.8693	0.23296
Stainless steel 304	0.8193	0.15884
Stainless steel 347	0.8116	0.22186
Nickel 200	1.5092	0.60859
Monel 400	1.2989	0.43377
Inconel 600	1.2040	0.50764
Incoloy 825	1.1854	0.43706
Titanium	1.5420	0.42513
Hastelloy	0.1549	0.51774

Double pipe (IFP):  $C = 900 f_4 f_5 A^{0.18}$ ,  $2 < A < 60 \text{ sqft}$ , price in \$

Material:	$f_4$
Shell/Tube	
cs/cs	1.0
cs/304L stainless	1.9
cs/316 stainless	2.2

Pressure (bar)	$f_5$
≤ 4	1.00
4-6	1.10
6-7	1.25

Air coolers (Hall):  $C = 24.6 A^{0.40}$ ,  $0.05 < A < 200 \text{ K sqft}$ , price in K\$

## Ejemplo: Costo de Intercambiador

**1** Determinar costo de compra (función del tipo y área)

**3** Determinar costo instalado

## Ejemplo: Costo de Intercambiador

**2** Corregir costo por efecto de material y condiciones de presión

**Table 2.9 Material Factors Floating Head Heat Exchangers**  
(From Table A.2 and references [4] and [7])

Shell Material	Tube Material	Material Factor, $F_M$
Carbon steel (CS)	Carbon steel (CS)	1.00
Carbon steel (CS)	Copper (Cu)	1.25
Copper (Cu)	Copper (Cu)	1.60
Carbon steel (CS)	Stainless steel (SS)	1.70
Stainless steel (SS)	Stainless steel (SS)	3.00
Carbon steel (CS)	Nickel alloy (Ni)	2.80
Nickel alloy (Ni)	Nickel alloy (Ni)	3.80
Carbon steel (CS)	Titanium (Ti)	7.20
Titanium (Ti)	Titanium (Ti)	12.00

$f_{Material} * f_{Presión}$

Emplearlo para determinar factor multiplicador de costos de instalación

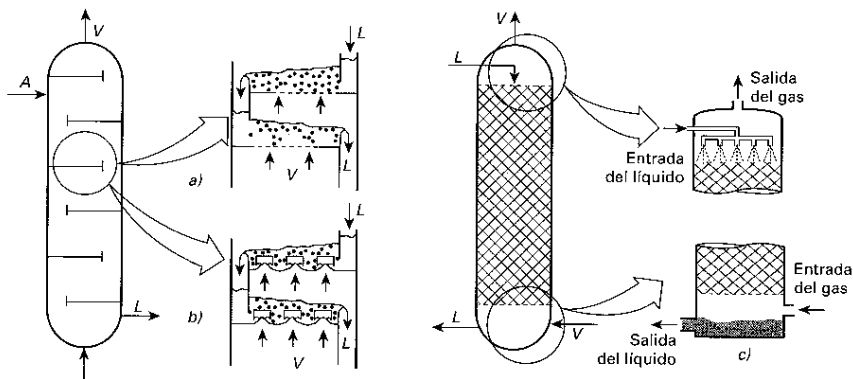
# Selección y Dimensionamiento Rápido de Columnas de Destilación

## Bibliografía:

- S. Walas. *Chemical Process Equipment. Selection and Design.*
- E. Ludwing. *Design for Chemical and Petrochemical Plants.*
- C. Branan. *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico.*
- E. Henley & J. Seader. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química.*

Fractionation Research Inc

## Tipos de Columnas de destilación.



- **Columnas de platos**
  - Plato perforado
  - Plato de válvulas
  - Plato de barboteo

- **Columnas empacadas**
  - Rellenos estructurados
  - Rellenos aleatorios



## Condiciones favorables para el uso de columnas de...

### ● Platos.

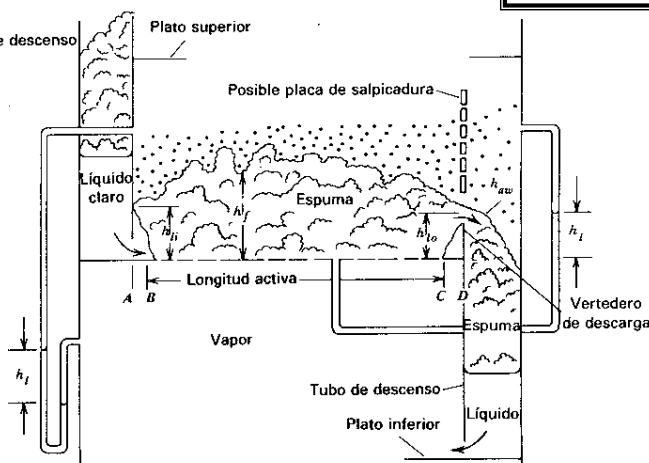
- Cargas variables de líquido y/o vapor.
- Presión superior a la atmosférica.
- Bajas velocidades de líquido.
- Gran número de etapas y/o diámetro.
- Alto ensuciamiento.
- Elevados esfuerzos térmico o mecánicos.
- Elevado tiempo de residencia del líquido.

### ● Empacadas.

- Diámetro  $< 0,6$  m.
- Medios corrosivos.
- Destilación al vacío con bajas caídas de presión.
- Baja retención de líquido.
- Formación de espuma.

## Columna de platos.

### Plato perforado.

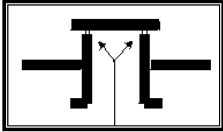
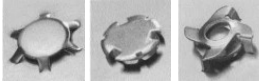


## Columna de platos.

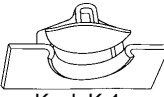
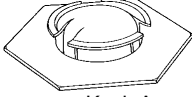
### Plato de válvulas.

**Distintos tipos atendiendo a:**

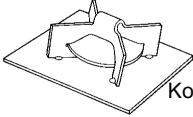
- caída de presión del vapor
- cierre de líquido
- espumas
- costos, etc.

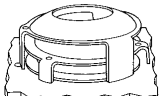
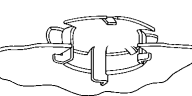
**Tipos de válvulas**

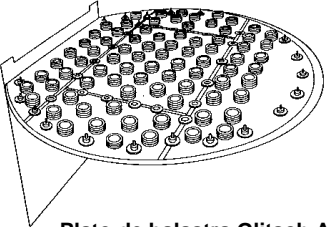
Kock K-1      Kock A



Kock T

Glitsch A-1      Glitsch V-1



Plato de balastra Glitsch A-1

## Columna de platos.

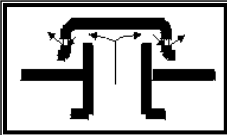
### Plato de barboteo.

**• Ventajas:**

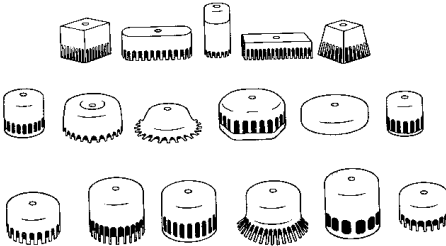
- No permiten el goteo.

**• Desventajas:**

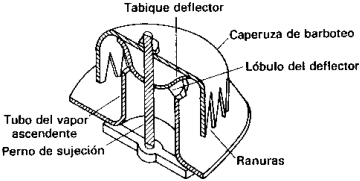
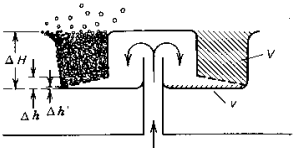
- Elevada caída de presión.
- Menor eficiencia.
- Elevado costo.



**Tipos de caperuzas de barboteo**

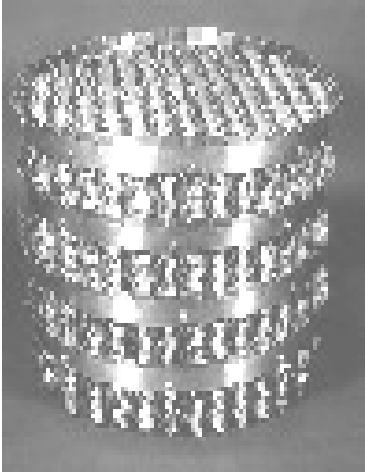


**Diseño de caperuza de barboteo**

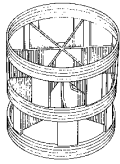



## Columna empacada.


**Rellenos estructurados**



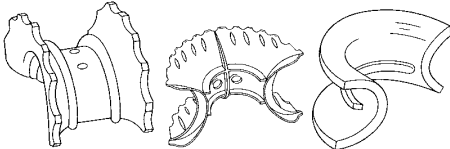
**Rellenos aleatorios o no estructurados**



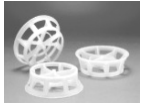
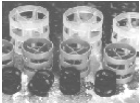
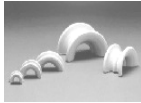
ANILLOS PALL



ANILLOS RASCHIG



MONTURAS INTALOX

## Balance de masa y rectas de operación

- **Balance de masa global:**

Total:  $F = D + B$

Componente:  $Fz = Dy + Bx$

Combinando (1) y (2) se obtiene:  
 $D/F = (z-x)/(y-x)$  Eliminando B  
 $B/F = (y-z)/(y-x)$  Eliminando D
- **Balance en el tope:**

Total:  $D = V_{n+1} - L_n$

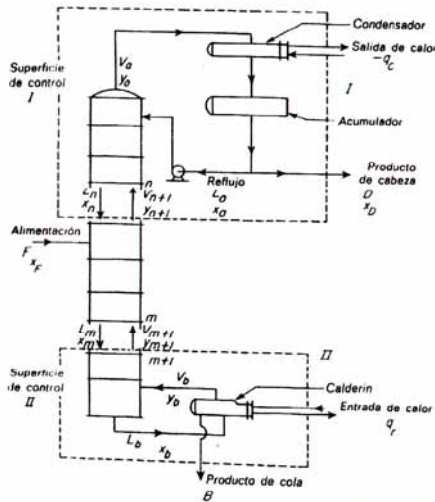
Com.:  $Dy = V_{n+1}y_{n+1} - L_nx_n$

$y_{n+1} = [L_n/(L_n + D)]x_n + Dy/(L_n + D)$
- **Balance en el fondo:**

Total:  $B = L_m - V_m$

Com.:  $Bx = L_mx_m - V_my_{m+1}$

$y_{m+1} = [L_m/(L_m - V_m)]x_m - Bx/(L_m - B)$



### Condiciones de alimentación y recta de operación del plato de alimentación

alimentación fría  

$$f = -\frac{Cp_L(T_b - T_F)}{\lambda}$$

$f$  moles de vapor en zona de rectificación resultantes de introducir un mol de alimentación

alimentación sobrecalentada  

$$f = 1 + \frac{Cp_V(T_F - T_d)}{\lambda}$$

$$y = -\frac{1-f}{f}x + \frac{x_F}{f}$$

### Número mínimo de etapas.


La pendiente de la línea de rectificación aumenta con la relación de reflujo hasta alcanzar el valor 1 para reflujo infinito (reflujo total)

Para reflujo total se obtiene el mínimo de etapas necesarias para la separación.

Para volatilidad relativa constantes, el número mínimo de platos teóricos viene dado por la ecuación de Fenske:

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \frac{x_D (1 - x_W)}{x_W (1 - x_D)}}{\log \alpha_{AB}}$$

## Dimensionamiento de Columnas de Destilación



**Reglas del Pulgar**

☆ **Datos de equilibrio de fases.**

- ▣ Mezclas azeotrópicas.
- ▣ Presencia de compuestos sensibles al calor.
- ▣ Naturaleza corrosiva del medio ambiente.

*Como primera aproximación puede suponer comportamiento ideal*

🕒 **Propiedades térmicas de las sustancias.**

Bases de Datos (Cp; λ; etc.) ; Ref: *Reid & Sherwood.*

🕒 **Concentración de los fluidos.**

- ▣ Concentración de alimentación, destilado y fondo.

*Primera aproximación: Destilado con 99,5% de pureza*  
*Fondo 0,1% del liviano*

## Dimensionamiento de Columnas de Destilación (Cont...)

🕒 **Diseño de columna (Etapas de equilibrio)**

- ▣ Reflujo mínimo:  $R_{\text{MIN}} / (R_{\text{MIN}} + 1) = (x_D - y_F) / (x_D - x_F)$
- ▣ Usar  $R = 1,2 R_{\text{MIN}}$  ( $\sim N = 2 N_{\text{MIN}}$ )
- ▣ Eficiencia de plato: (60 a 75% por plato; 40 a 90% global)

*Primera aproximación 50% (  $N_{\text{REAL}} = 4 N_{\text{MIN}}$  ).*

🕒 **Dimensionamiento de columna**

- ▣ Separación entre platos: 2 ft (0,6 m); 1,5 ft si altura > 150 ft (45,7 m)
- ▣ Relación empírica Diámetro de la torre a servicio del rehervidor

Situación	Servicio del Rehervidor 10 <sup>6</sup> Btu/h
A presión	0,5 D <sup>2</sup>
Presión atmosférica	0,3 D <sup>2</sup>
Al vacío	0,15 D <sup>2</sup>

- ▣ Destilación atmosférica: Velocidad de vapor = 3 ft/s  
Pérdida de carga = 3 plg H<sub>2</sub>O / plato

**Costo de equipos individuales.**  
**Torre de platos: Destilación**

$$C (\$) = f_1 C_b + N f_2 f_3 f_4 C_t + C_{p1}$$

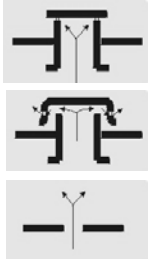
$$C_b = \exp \left[ 7,123 + 0,1478 \ln W + 0,02488 (\ln W)^2 + 0,0158 (L/D) \ln \left( \frac{T_b}{T_p} \right) \right]$$

9020 < W < 2470000 lb  
 $C_t = 375,8 \exp(0,1739 D)$  2 < D < 16 ft  
 N = número de platos  
 $C_{p1} = 204,9 D^{0,6332} L^{0,8016}$  2 < D < 24 & 57 < L < 170 ft

Material	f <sub>1</sub>	f <sub>2</sub>
Stainless steel, 304	1,7	1,189 + 0,0577 D
Stainless steel, 316	2,1	1,401 + 0,0724 D
Carpenter 20CB-3	3,2	1,525 + 0,0788 D
Nickel-200	5,4	
Monel-400	3,6	2,306 + 0,1120 D
Iconel-600	3,9	
Iconel-825	3,7	
Titanium	7,7	

$$f_4 = \frac{2,25}{1,0414^N} \text{ si } N < 20$$

Tipo de Plato	f <sub>3</sub>
Valve	1,00
Grid	0,80
Bubble cap	1,59
Sieve (with downcomer)	0,95



Base: CEP Cost Index = 325 (1985)

Fuente: Evans et al., Chemical Engineering Magazine, Modern Cost Engineering II. 1984

**Dimensionamiento rápido de Tanques de almacenamiento**

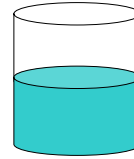
**Bibliografía:**

- S. Walas. *Chemical Process Equipment. Selection and Design.*
- E. Ludwing. *Design for Chemical and Petrochemical Plants.*
- C. Branam. *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico.*
- E. Henley & J. Seader. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química.*

## Clasificación

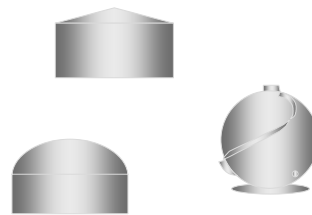
### • Sin techo

- Pérdidas despreciables
- No hay impacto ambiental
- El oxígeno no daña el producto
- No se contamina con la lluvia



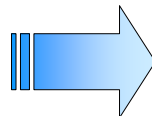
### • Con techo

- Fijo: Oxigenación o humedad
- Flotante: Emisiones atmosférico
- Fijo con flotante interno



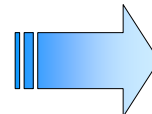
## Límites de presión

$P \leq 1.5$  psig @ T de almacén



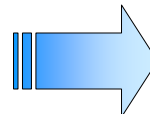
Techo flotante  
venteado a la  
atmósfera

$1.5 \leq P_{vap} \leq 11$  psig @ T de almacén



Techo  
flotante

$P_{vap} \geq 11$  psig @ T de almacén



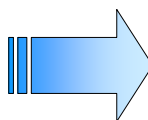
Techo fijo con  
flotante interno  
y/o recuperación  
de vapores

## **■■■■ Normas aplicables**

- *API-2000: Criterios e información para válvulas de alivio y vacío*
- *API-650: Criterios para protección del tanque por sobrepresión y tamaños comerciales*
- *API-12F: Criterios para tanques pequeños*
- *API-620: Criterios para tanques refrigerados*

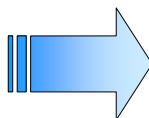
## **■■■■ Criterio de seguridad para la selección de tanques: Pto. Inflamación**

$T \text{ de almacén} < T_{inf}$



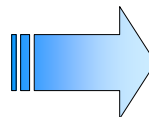
Tanque de techo fijo venteado a la atmósfera

$T_{inf} < 100 \text{ }^\circ\text{F}$



Tanques de techo fijo con sistema de inertización o tanque de techo flotante

$T_{inf} < 100^\circ\text{F}$  y  $P_v \text{ Reid} > 5 \text{ psig}$



Tanque de techo flotante



## Reglas prácticas...

- Para almacenar menos de 1000 galones usar tanques verticales.
- Entre 1000 y 10000 galones usar tanques horizontales con soporte de concreto.
- Para capacidades mayores de 10000 galones usar tanques verticales con bases de concreto.
- Los líquidos sujetos a pérdidas deben almacenarse en tanques de techo flotante.
- La capacidad típica para tanques de almacén de materia prima y de productos es de 30 días, pero depende de la programación de los equipos de transporte asociados.
- La capacidad de los tanques de almacenamiento es al menos 1.5 veces el tamaño de los equipos de transporte asociados. Por ejemplo: camiones tanqueros de 7500 galones o 34500 galones.

## Procedimiento para el dimensionamiento rápido...

- Definir el volumen a almacenar aumentando en 10 a 30% dicho volumen para seguridad.
- Definir una relación  $L/D$  (estabilidad mecánica).
- Determinar una de las dimensiones a partir del volumen y hacer uso de la relación  $L/D$  para obtener la otra.

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4}$$

$$\frac{L}{D} = \phi \therefore L = \phi D$$

$$V = \frac{\pi D^3 \phi}{4}$$

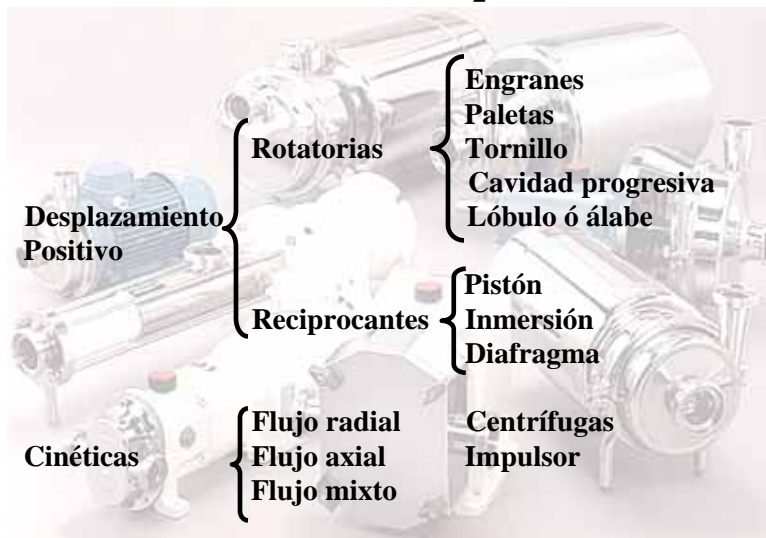
$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi\phi}}$$

## *Aplicación, Selección y Dimensionamiento Rápido de Bombas*

### ***Bibliografía:***

- S. Walas. *Chemical Process Equipment. Selection and Design.*
- E. Ludwing. *Design for Chemical and Petrochemical Plants.*
- C. Branan. *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico.*
- *Chemical Engineering DeskBook. Pump & Valve selector.*

## *Clasificación de los tipos de bombas*



### Valores típicos por tipos de bombas

Desplazamiento Positivo	Rotatorias	Q: 1 – 5.000 gpm H: ≤ 50.000 ft η: 50 – 85%
	Reciprocantes	Q: 10 – 10.000 gpm H: ≤ 1.000.000 ft η: 70% @ 10 HP 85% @ 50 HP 90% @ 500 HP
Cinéticas	Flujo radial	Centrífugas Simples Q: 15 – 5.000 gpm H: ≤ 500 ft η: 45%; 100gpm
		Centrífugas Multietapas Q: 20 – 100.000 gpm H: ≤ 5.500 ft η: 75%; 500gpm 80%; 10.000gpm
	Flujo axial	Q: 20 – 100.000 gpm H: ≤ 40 ft η: 65-85%

Fuente: Walas: *Heuristics in Chemical Engineering*, 1998

### Algunos términos que debemos recordar...

- **Altura de succión ( $h_s$ ):** Altura a la que está situada la bomba sobre el nivel de líquido.
- **Altura de descarga ( $h_d$ ):** Altura a la que debe elevarse el líquido sobre la cota de la bomba.
- **Carga estática ( $h$ ):** Altura medida entre los niveles de succión y descarga.
- **Carga de fricción ( $f_s$  y  $f_d$ ):** Resistencia que debe vencer el fluido en las tuberías de succión y descarga
- **Cabezal (H) ó Carga dinámica total:** Presión expresada en metro o pie de columna de agua que debe suministrar la bomba para garantizar el servicio

**Bomba con cabezal positivo en la succión.**

$h_s$ : Carga estática en la succión.  
 $h_d$ : Carga estática en la descarga.  
 $f_s$ : Pérdidas por fricción en el tramo de succión.  
 $f_d$ : Pérdidas por fricción en el tramo de descarga.  
 $h$ : Carga estática total  
 $h = h_d - h_s$   
 $H$ : Cabezal de la bomba  
 $H = (h_d + f_d) - (h_s - f_s)$

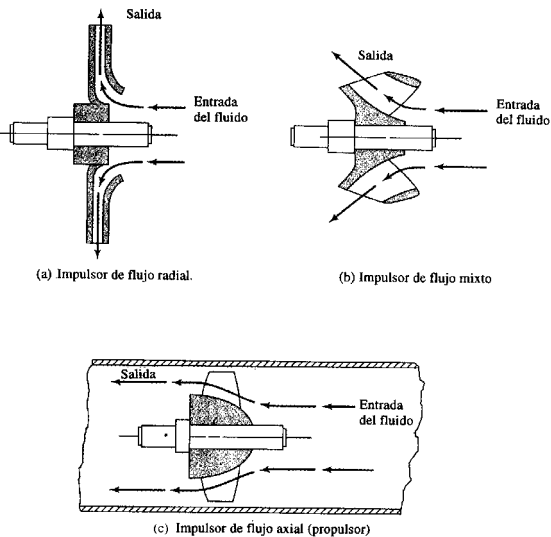
**Bomba con cabezal negativo en la succión.**

$h_s$ : Carga estática en la succión.  
 $h_d$ : Carga estática en la descarga.  
 $f_s$ : Pérdidas por fricción en el tramo de succión.  
 $f_d$ : Pérdidas por fricción en el tramo de descarga.  
 $h$ : Carga estática total  
 $h = h_d + h_s$   
 $H$ : Cabezal de la bomba  
 $H = (h_d + f_d) + (h_s + f_s)$

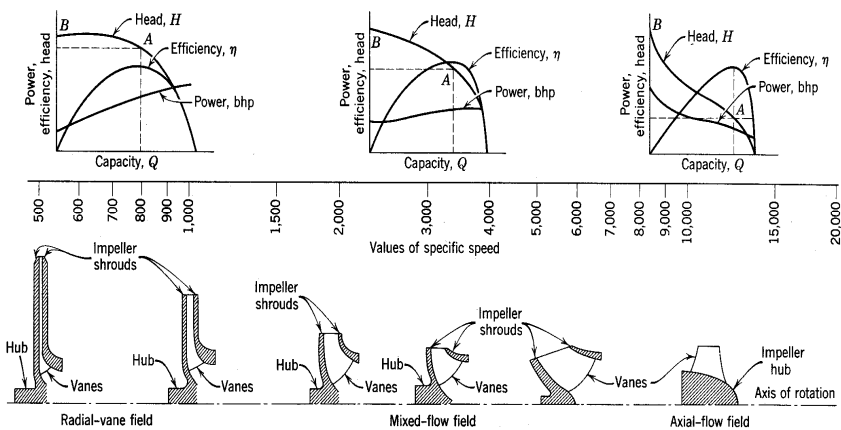
## Bombas cinéticas.

Las centrífugas (flujo radial) son las más frecuentes y están compuestas por los siguientes elementos:

- Carcasa.
- Impulsor.
- Eje de acoplamiento.
- Voluta.
- Prensa estopera.



## Curvas características y escala de velocidad específica para varios tipos de impulsores.



**Relación entre cabezal, presión y gravedad específica en sistemas con bombas centrífugas.**

- Líquidos de menor gravedad específica permiten alcanzar mayor altura de descarga para un mismo valor de presión en la descarga.

$H = 115.5 \text{ FT.}$   
 $60 \text{ P.S.I.}$   
 $SG = 1.2$

$H = 115.5 \text{ FT.}$   
 $50 \text{ P.S.I.}$   
 $SG = 1.0$

$H = 115.5 \text{ FT.}$   
 $35 \text{ P.S.I.}$   
 $SG = 0.70$

- Mayor gravedad específica del fluido requiere mayor presión en la descarga para garantizar una altura de descarga dada.

$H = 96 \text{ FT.}$   
 $50 \text{ P.S.I.}$   
 $SG = 1.2$






$H = 115.5 \text{ FT.}$   
 $50 \text{ P.S.I.}$   
 $SG = 1.0$

$H = 164 \text{ FT.}$   
 $50 \text{ P.S.I.}$   
 $SG = 0.70$

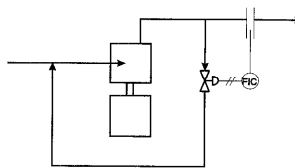
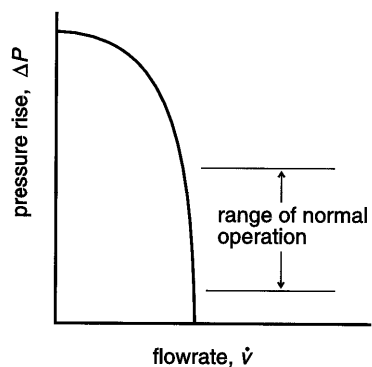
**Bombas de desplazamiento positivo.**

(a) Pistón axial.  
 (b) Diafragma.  
 (c) Peristáltica.  
 (d) Engranajes externos.  
 (e) Engranajes internos.  
 (f) Lóbulo.  
 (g) Lóbulo cilíndrico.  
 (h) Doble tornillo.  
 (i) Paletas.

**Ejemplo: Bombas rotatorias de tornillo.**

	DESIGN CAPACITY	VISCOSITIES SSU.	DISCHARGE PRESSURE	TYPICAL APPLICATION
 Sier-Bath External Screw Pump	1 to 4,000 gpm.	32 to 100,000,000 SSU.	2,500 psi., for viscous liquids. 500 psi. for 500 SSU. minimum.	Corrosive or non-lubricating chemical, solvents, etc.
 Sier-Bath Internal Screw Pump	1 to 4,000 gpm.	32 to 100,000,000 SSU.	2,500 psi., for viscous liquids. 500 psi. for 500 SSU. minimum.	Bunker C, Non-corrosive fluids, etc.
 Sier-Bath Integral Screw Pumps	1 to 4,000 gpm.	32 to 100,000,000 SSU.	Up to 2,500 psi.	Synthetic rubber, Plastics, Oil Industry, Process Industries, Power.
 Sier-Bath Gearex* and TR-Gearex Pumps	1 to 800 gpm.	32 to 5,000,000 SSU.	350 psi. for viscous fluids, 50 psi. for water.	Lube Oil, Food Services, Synthetic Fibers, Chemical Processing.
 Sier-Bath Hydrex II Pumps	1 to 500 gpm.	32 to 500,000 SSU.	350 psi. continuous. 500 psi. intermittent.	Power, Hydraulic Marine, Paint.

**Curva característica y montaje típico para bombas de desplazamiento positivo.**



### **Parámetros implicados en la selección de una bomba.**

- La capacidad requerida (flujo volumétrico).
- Cabezal total requerido ( $H_B$  en la Ec. Bernoulli).
- La naturaleza del líquido que se va a bombear.
- Tipo de sistema al que la bomba entrega el fluido.
- Condiciones en la succión y descarga de la bomba.
- Condiciones ambientales.
- Accionamiento (motor eléctrico; motor diesel, turbina a vapor, etc.).
- Limitaciones de espacio, peso y posición.
- Costo de la bomba, instalación y operación.
- Códigos y normas que rigen su selección y operación.

### **Procedimiento para la selección de la bomba de un sistema dado.**

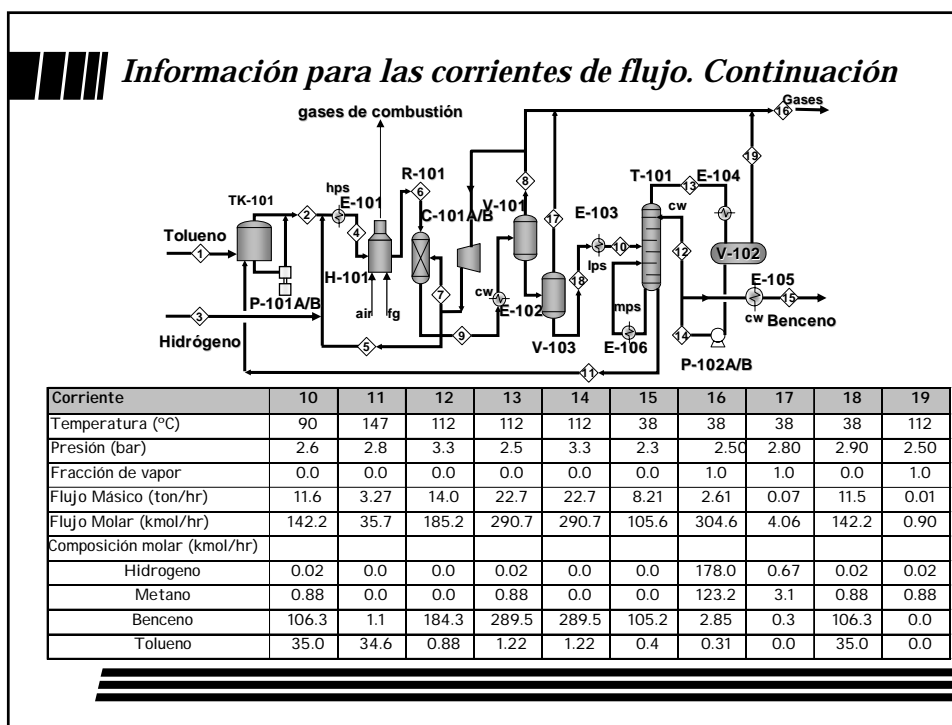
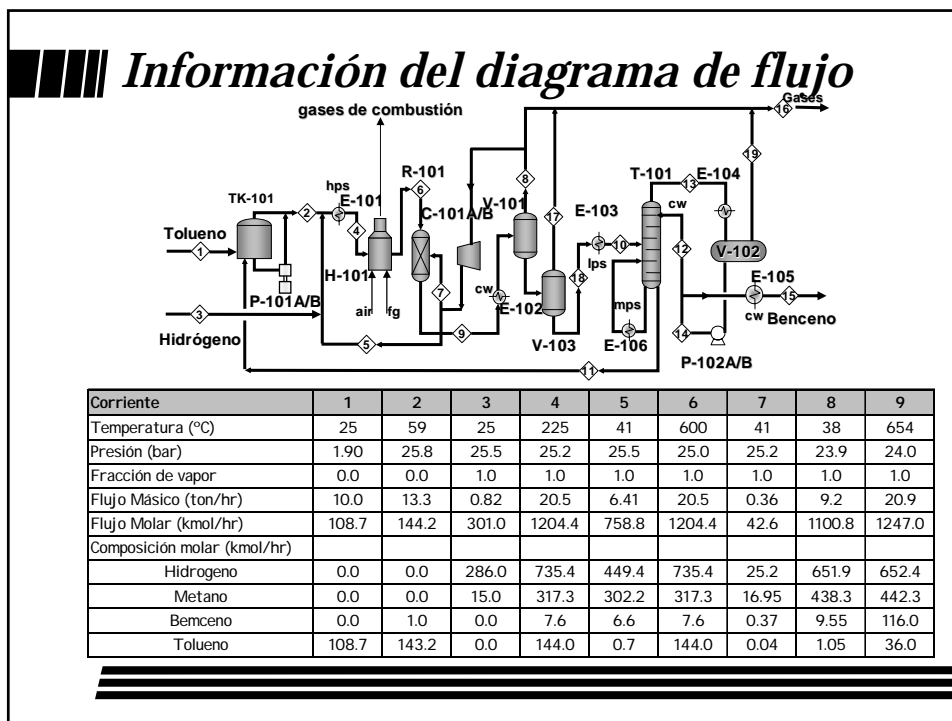
- ☆ Elabore un diagrama para el sistema de bombeo propuesto.
- ⌚ Determine la capacidad requerida de la bomba.
- ⌚ Calcule la carga total sobre la bomba.
- ⌚ Evalúe las características del líquido.
- ⌚ Seleccione la clase y tipo de bomba.
- ⌚ Evalúe la bomba seleccionada para la instalación.
- ⌚ Elabore la lista de especificaciones.

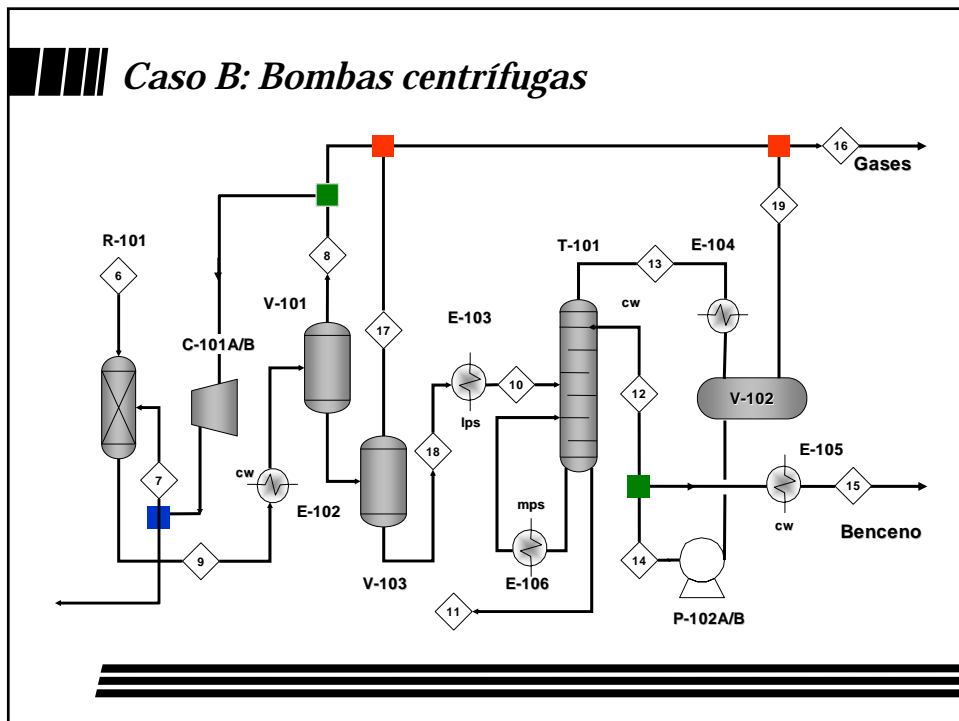
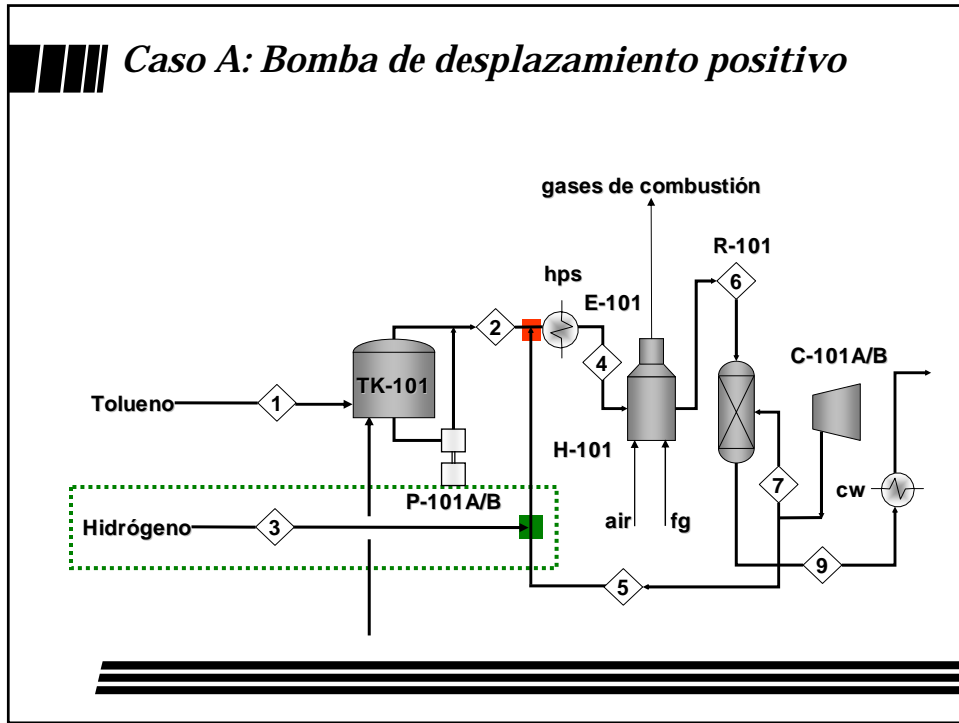


**Selección de bomba.**

	Centrífuga		Rotatoria	De pistón		
	Voluta y difusor	Flujo axial	Tornillo y engranes	Vapor de acción directa	Potencia de acción doble	Triple
Flujo de descarga Elevación máxima de succión, ft (m)	Continuo 15 (4.6)	Continuo 15 (4.6)	Continuo 22 (6.7)	Intermitente 22 (6.7)	Intermitente 22 (6.7)	Intermitente 22 (6.7)
Líquidos manejados	Limpios, claros, sucios, abrasivos, con alto contenido de sólidos		Viscosos, no abrasivos	Limpios y claros		
Intervalo de la presión de descarga	Baja hasta alta		Media	Baja hasta la más alta obtenida		
Intervalo usual de capacidad	Baja hasta la más grande disponible		Baja a media	Relativamente baja		
Efecto de un incremento de carga sobre: La capacidad La potencia de entrada	Disminuye Depende de la velocidad específica	Ninguno Se incrementa	Disminuye Se incrementa	Ninguno Se incrementa	Ninguno Se incrementa	Ninguno Se incrementa
Efecto de un decremento de carga sobre: La capacidad La potencia de entrada	Se incrementa Depende de la velocidad específica	Ninguno Disminuye	Pequeño incremento Disminuye	Ninguno Disminuye	Ninguno Disminuye	Ninguno Disminuye

- Información que debe suministrarse para especificar una bomba.**
- Tipo de bomba y fabricante.
  - Tamaño de la bomba.
  - Velocidad de operación.
  - Diámetro y tipo de las conexiones de succión y de descarga.
  - Especificaciones del servicios (Ej., potencia requerida por el motor eléctrico, voltaje, fase, frecuencia, etc.)
  - Características de montaje.
  - Materiales y accesorios especiales (si es necesario).
  - Diseño del sello de la flecha y materiales de sellado.





### ■■■■ NPSH para líquido en punto de ebullición.

LECTURA DEL MANÓMETRO  
37.5 PSI

**CÁLCULO DE LA NPSH PARA UN LÍQUIDO EN EL PUNTO DE EBULLICIÓN**

GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL n - BUTANO A 100°F = 0.56

PRESIÓN ABSOLUTA = PRESIÓN MANOMÉTRICA + PRESIÓN ATMOSFÉRICA  
= PRESIÓN MANOMÉTRICA + 14.7

PRESIÓN DEL GAS  
52.2 psia  
(n - BUTANO)  
A 100°F

$\Delta P_{\text{línea}} = 2.5 \text{ ft}$

NPSH = PRESIÓN ABSOLUTA - PRESIÓN DE VAPOR - PÉRDIDA EN LA LÍNEA ± DIFERENCIA EN ELEV. ft

EN DONDE PRESIÓN EN PIES = (PRESIÓN, PSIA) (2.31) (GRAVEDAD ESPECÍFICA)

NPSH =  $\frac{(37.5 + 14.7) (2.31)}{(0.56)} - \frac{(52.2) (2.31)}{(0.56)} - 2.5 + 8$

NPSH = 215.3 - 215.3 - 2.5 + 8  
= 5.5 PIES

LA NPSH DISPONIBLE DEBE SER MAYOR QUE LA NPSH REQUERIDA POR LA BOMBA

### ■■■■ NPSH para un tanque a presión.

LECTURA DEL NÚMERO 10 psi

**CÁLCULO DE LA NPSH PARA UN TAMBOR A PRESIÓN**

GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL AGUA = 1.0

PRESIÓN ABSOLUTA = PRESIÓN MANOMÉTRICA + PRESIÓN ATMOSFÉRICA  
= PRESIÓN MÉTRICA + 14.7

PRESIÓN DEL AIRE  
0.5 psia  
(AGUA A 80°F)

PÉRDIDA EN LA LÍNEA = 45 ft

NPSH = PRESIÓN ABSOLUTA - PRESIÓN DE VAPOR - PÉRDIDA EN LA LÍNEA ± DIFERENCIA EN ELEV. ft

EN DONDE PRESIÓN EN PIES = (PRESIÓN, psia) (2.31) (GRAVEDAD ESPECÍFICA)

NPSH =  $\frac{(10 + 14.7) (2.31)}{(1.0)} - \frac{(0.5) (2.31)}{(1.0)} - 45 + 5$

NPSH = 57.1 - 1.2 - 45 + 5  
= 15.9 PIES

LA NPSH DISPONIBLE DEBE SER MAYOR QUE LA NPSH REQUERIDA POR LA BOMBA

### NPSH para una altura de succión.

CÁLCULO DE LA NPSH PARA  
CIERTA ALTURA DE SUCCIÓN

GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL AGUA = 1.0

NPSH  
DISPONIBLE = PRESIÓN ABSOLUTA, ft - PRESIÓN DE VAPOR, ft - PÉRDIDA EN LA LÍNEA, ft ± DIFERENCIA EN ELEV., ft

EN DONDE PRESIÓN EN PIES =  $\frac{(PRESIÓN, psia) (2.31)}{(GRAVEDAD ESPECÍFICA)}$

NPSH  
DISPONIBLE =  $\frac{(14.7) (2.31)}{(1.0)} - \frac{(0.5) (2.31)}{(1.0)} - 3 - 10$

= 33.9 - 1.2 - 3 - 10

= 19.7 PIES

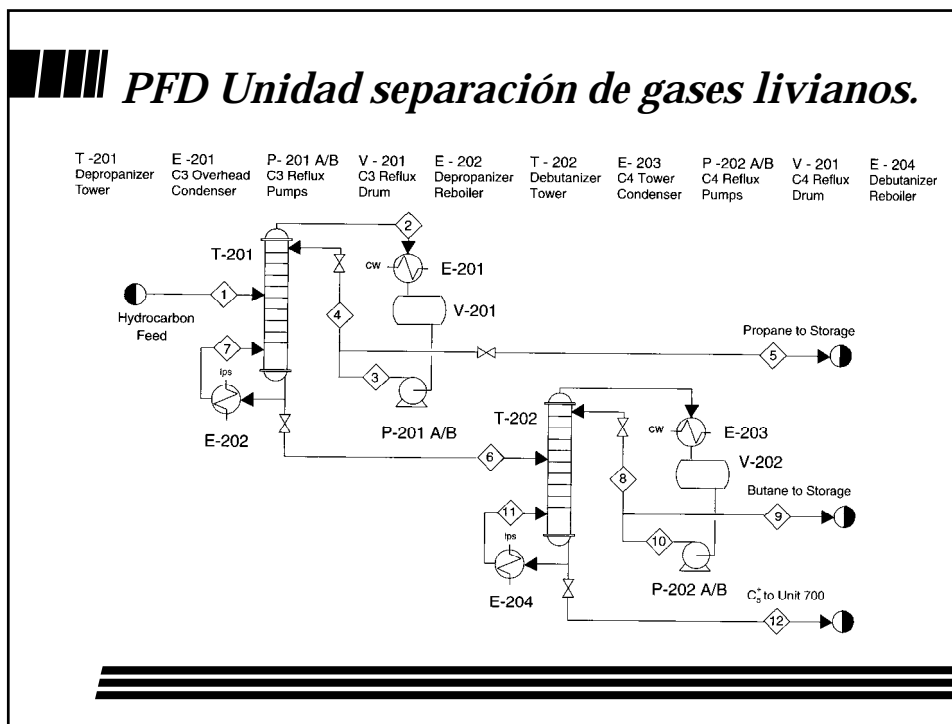
**LA NPSH DISPONIBLE DEBE SER MAYOR QUE  
LA NPSH REQUERIDA POR LA BOMBA**

### Cálculo rápido del NPSH<sub>min</sub> Ecuación de Evans

$$C = \frac{n \sqrt{Q}}{\sqrt[4]{NPSH^3}}$$

n: velocidad, rpm  
Q: capacidad, gpm  
C: constante [7.000; 10.000]

En la gráfica C = 9.000



**Características y costo de equipos de la Unidad de separación de gases livianos.**

	E-201	E-202	E-203	E-204	T-201	T-202	P-201 <sup>a</sup> /B	P-202 <sup>b</sup> /B	V-201	V-202
Tipo	Cabezal Flotante				Torre	Torre	B. Centrifuga	B. Centrifuga	Horizontal	Horizontal
Area (m <sup>2</sup> )	155	45	85	20	--	--	--	--	--	--
P Carcaza (barg)	15	4	5	4	--	--	--	--	--	--
P Tubos (barg)	4	15	4	5	--	--	--	--	--	--
Material	CS	CS	CS	CS	CS	CS	Cast steel	Cast steel	CS	CS
Diámetro (m)	--	--	--	--	0.95	1.00	--	--	1.25	1.25
Log ó Alt (m)	--	--	--	--	19.0	21.0	--	--	3.75	3.75
Presión (barg)	--	--	--	--	15	5	--	--	15	5
Internos	--	--	--	--	36 Sieve	40 Sieve	--	--	--	--
Material	--	--	--	--	SS	SS	--	--	--	--
Potencia (kW)	--	--	--	--	--	--	1.3	1.2	--	--
P Succión (barg)	--	--	--	--	--	--	16	6	--	--
C <sub>P</sub> (2003)	19309	9669	13554	6641	45389 24071	51575 27434	2(4305)	2(4195)	6733	6733
C <sub>BM</sub> <sup>o</sup> (2003)	64703	32152	44727	21915	277998	257547	2(22829)	2(18951)	28713	22195
<b>Total Costo compra de equipos</b>									$\Sigma C_P$	228000
<b>Total costo directos e indirectos de Planta Base (CS @ 0 barg)</b>									$\Sigma C_{BM}$	700000
<b>Total costos directos e indirectos de Planta</b>									$\Sigma C_{BM}$	834000
<b>Costos sistema de proceso integrado</b>									$C_{TM} = 1,18 \Sigma C_{BM}$	984000
<b>Costo de planta instalada en terreno (Método Turtón et al.)</b>									$C_{GR} = C_{TM} + 0,35 \Sigma C_{BM}$	1229000
<b>Costo de planta instalada en terreno (Método Happel et al.)</b>									$C_{GR} \text{ (Inversión total)} = 1,56 \Sigma C_{BM}$	1301040
<b>Costo de planta instalada en terreno (Factor de Lang)</b>									$C_{GR} = 4,74 \Sigma C_P$	1078440
<b>COSTO PROMEDIO Y DESVIACIÓN</b>									$1.202.727 \pm 92.740 \text{ (Error } \approx 8\%)$	