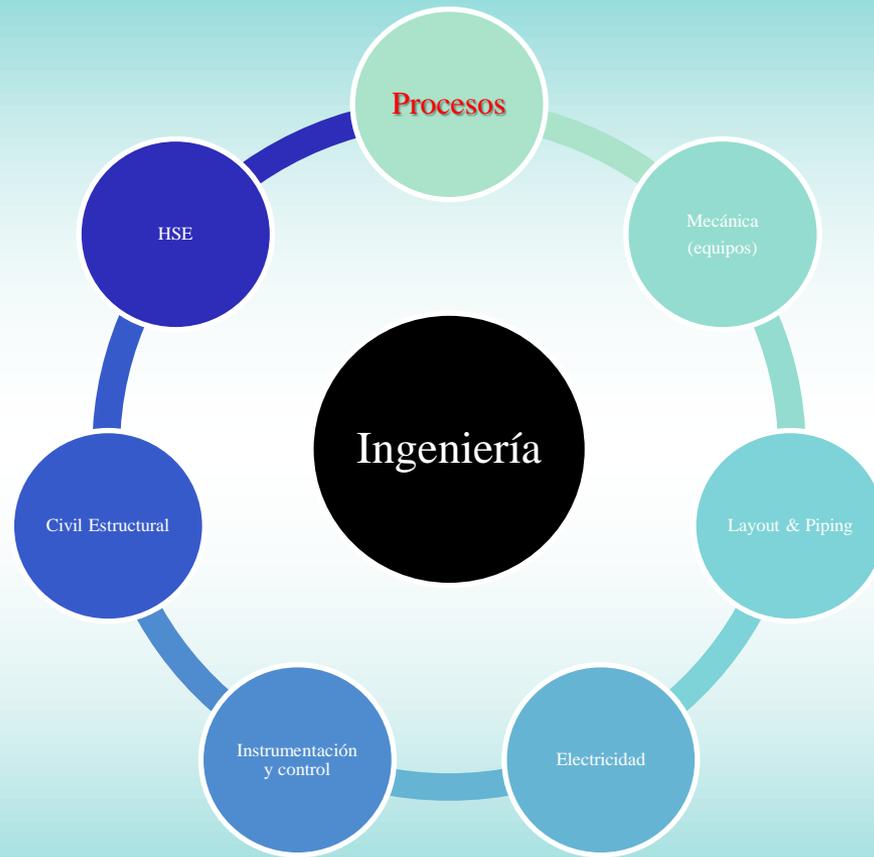


Facultad de Ingeniería - UNJu
Ingeniería Química

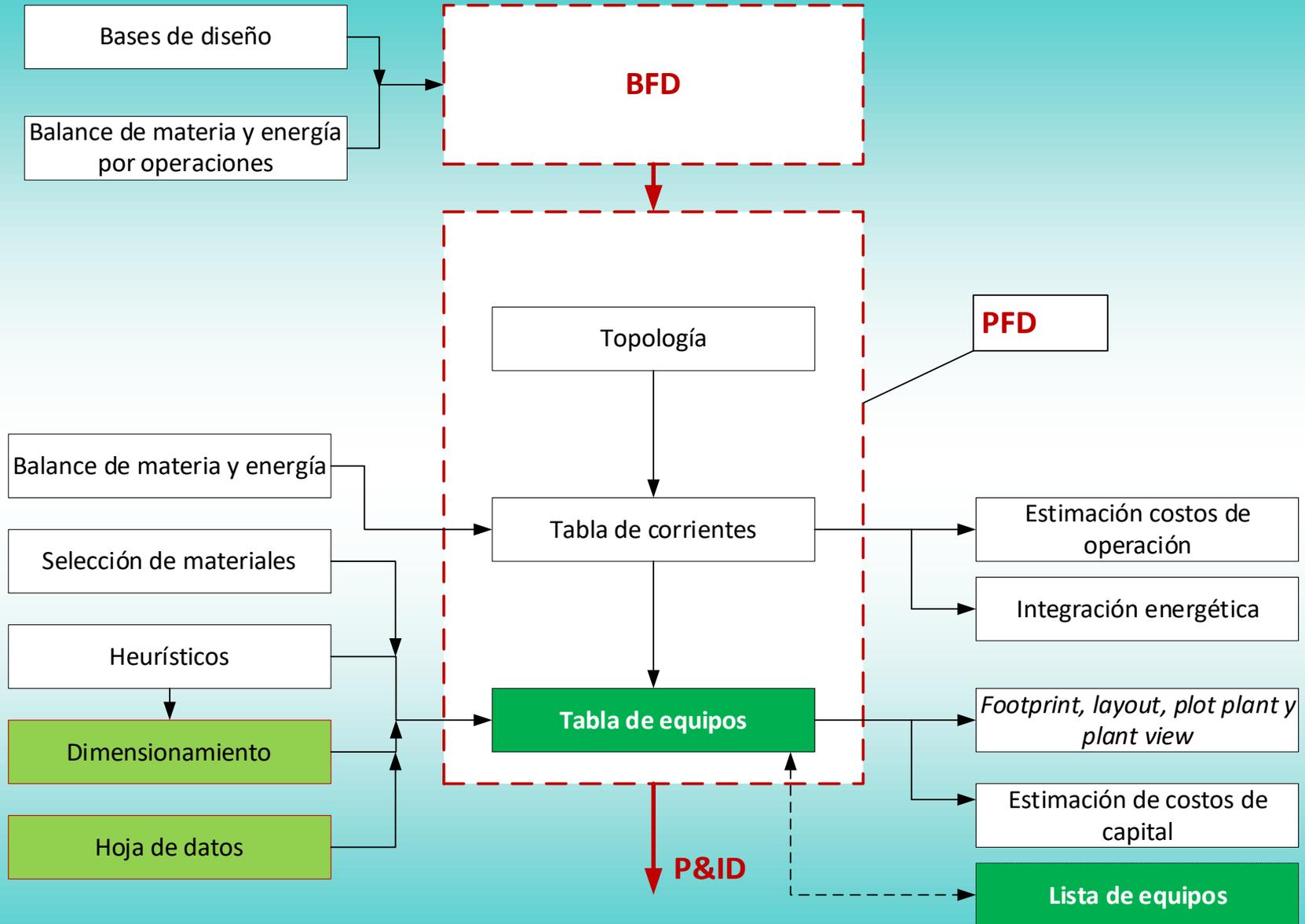
Ingeniería de Procesos



ADS: Romina Gisela Huaranca
Prof. Adj: Demetrio Humana



PFD. Tabla de equipos



PFD

| | | | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------|--------------------|----------------|--------|---------|------------------------|-------------------------|-----------------------|----------------------|----------------|------------------|----------------|-------------------|-------------|-------------|----------------|
| V-101 | P-101A/B | E-101 | H-101 | R-101 | C-101A/B | E-102 | V-102 | V-103 | E-103 | E-106 | T-101 | E-104 | V-104 | P-102A/B | E-105 |
| Toluene Feed Drum | Toluene Feed Pumps | Feed Preheater | Heater | Reactor | Recycle Gas Compressor | Reactor Effluent Cooler | High Pres. Phase Sep. | Low Pres. Phase Sep. | Feed Preheater | Benzene Reboiler | Benzene Column | Benzene Condenser | Reflux Drum | Reflux Pump | Product Cooler |

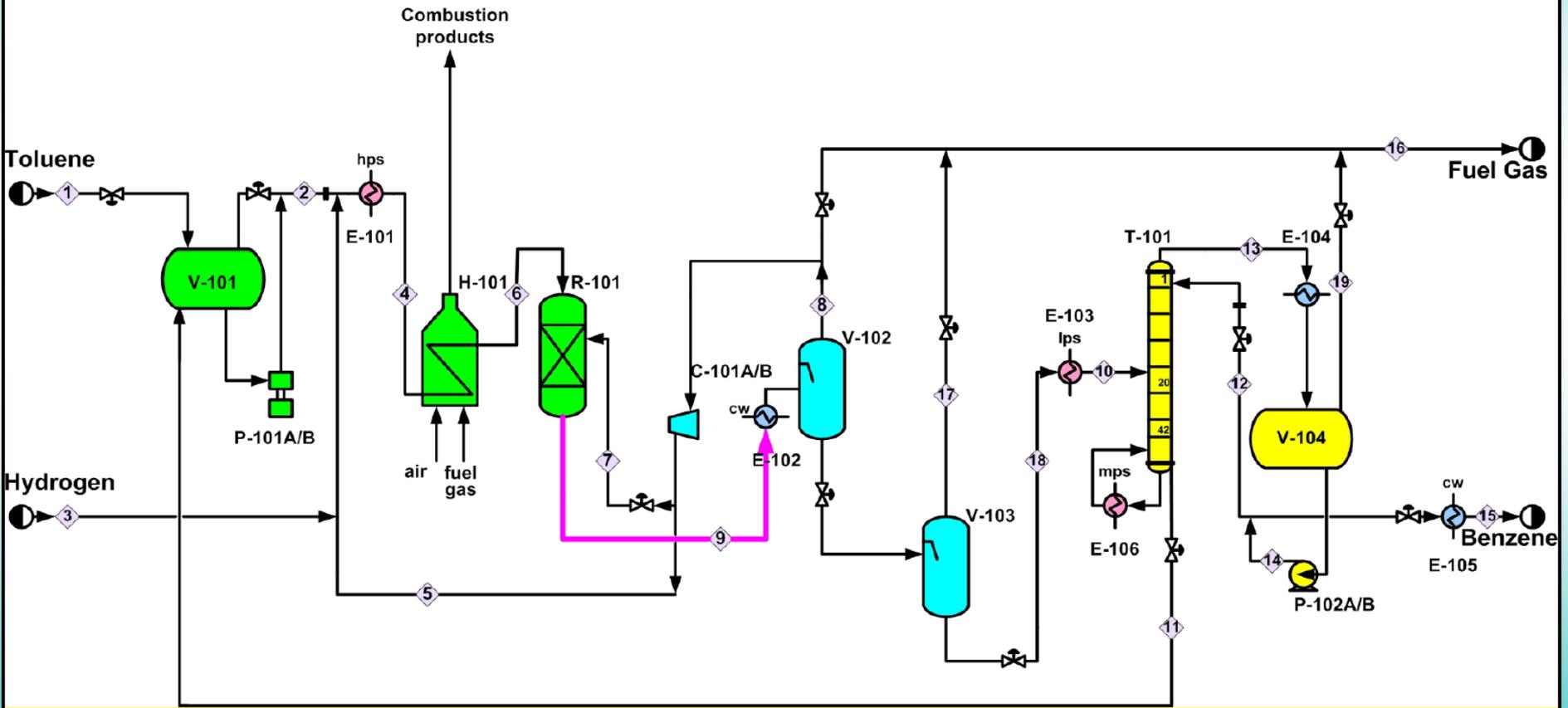


Tabla de corrientes

| Stream Number | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|---------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| Temperature (°C) | 25 | 59 | 25 | 225 | 41 | 600 | 41 | 38 |
| Pressure (bar) | 1.90 | 25.8 | 25.5 | 25.2 | 25.5 | 25.0 | 25.5 | 23.9 |
| Vapor Fraction | 0.0 | 0.0 | 1.00 | 1.0 | 1.0 | 1.0 | 1.0 | 1.0 |
| Mass Flow (tonne/h) | 10.0 | 13.3 | 0.82 | 20.5 | 6.41 | 20.5 | 0.36 | 9.2 |
| Mole Flow (kmol/h) | 108.7 | 144.2 | 301.0 | 1204.4 | 758.8 | 1204.4 | 42.6 | 1100.8 |
| Component Mole Flow (kmol/h) | | | | | | | | |
| Hydrogen | 0.0 | 0.0 | 286.0 | 735.4 | 449.4 | 735.4 | 25.2 | 651.9 |
| Methane | 0.0 | 0.0 | 15.0 | 317.3 | 302.2 | 317.3 | 16.95 | 438.3 |
| Benzene | 0.0 | 1.0 | 0.0 | 7.6 | 6.6 | 7.6 | 0.37 | 9.55 |
| Toluene | 108.7 | 143.2 | 0.0 | 144.0 | 0.7 | 144.0 | 0.04 | 1.05 |

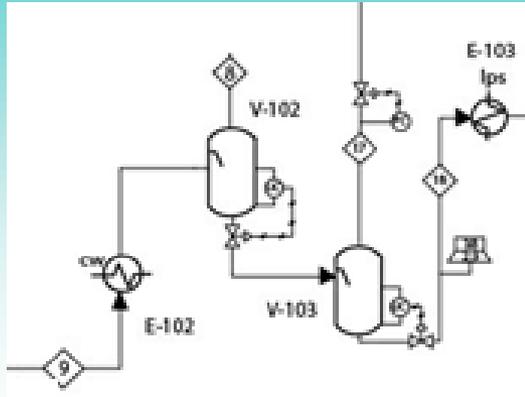
PFD. Tabla de equipos

Lista de equipos de proceso: Es un registro de todos los equipos de proceso extraídos del PFD.

| N° | Area | TAG | Description | DI (mm) | Height / Length | Orientation | Flowrate (m3/h) | TDH (m) | Area (m2) | Operating T (°C) | Operating P (barg) | Design T (°C) | Design P (barg) | Materials+Corrosion Allowance (mm) | Insulation Type | Insulation Thick (mm) |
|----|------|---------|-------------------------------|---------|-----------------|-------------|-----------------|---------|-----------|------------------|--------------------|---------------|-----------------|------------------------------------|-----------------|-----------------------|
| 1 | 100 | V-101 | Toluene Feed Drum | 1900 | 5900 | Horizontal | | | | 55 | 2 | 66 | 2,4 | CS | SI | 25 |
| 2 | 100 | V-102 | High pressure phase separator | 1100 | 3500 | Vertical | | | | 38 | 24 | 45,6 | 28,8 | CS | No | |
| 3 | 100 | V-103 | Low pressure phase separator | 1100 | 3500 | Vertical | | | | 38 | 3 | 45,6 | 3,6 | CS | No | |
| 4 | 100 | V-104 | Reflux Drum | 1300 | 3900 | Horizontal | | | | 112 | 2,5 | 134,4 | 3 | CS | No | |
| 5 | 100 | P-101 A | Toluene Feed Pump | | | | | | | | | | | CS | | |
| 6 | 100 | P-101 B | Toluene Feed Pump | | | | | | | | | | | CS | | |
| 7 | 100 | P-102 A | Reflux Pump | | | | | | | | | | | CS | | |
| 8 | 100 | P-102 B | Reflux Pump | | | | | | | | | | | CS | | |
| 7 | 100 | C-101 A | Recycle gas compressor | | | | | | | | | | | CS | | |
| 8 | 100 | C-101 B | Recycle gas compressor | | | | | | | | | | | CS | | |
| 9 | 100 | E-101 | Feed preheater | | | | | | 36 | | | | | 316 SS/316 SS | | |
| 10 | 100 | H-101 | Heater | | | | | | 427 | | | | | 316 SS | | |
| 11 | 100 | R-101 | Reactor | | | | | | | | | | | 316 SS | | |
| 12 | 100 | E-102 | Reactor Effluent Cooler | | | | | | 763 | | | | | 316 SS/316 SS | | |
| 13 | 100 | E-103 | Feed preheater | | | | | | 11 | | | | | CS/CS | | |
| 14 | 100 | E-104 | Benzene Condenser | | | | | | 35 | | | | | CS/CS | | |
| 15 | 100 | E-105 | Product Cooler | | | | | | 12 | | | | | CS/CS | | |
| 16 | 100 | E-106 | Benzene Reboiler | | | | | | 80 | | | | | CS/CS | | |

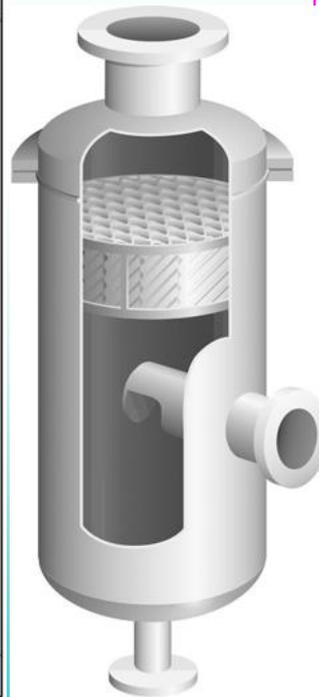
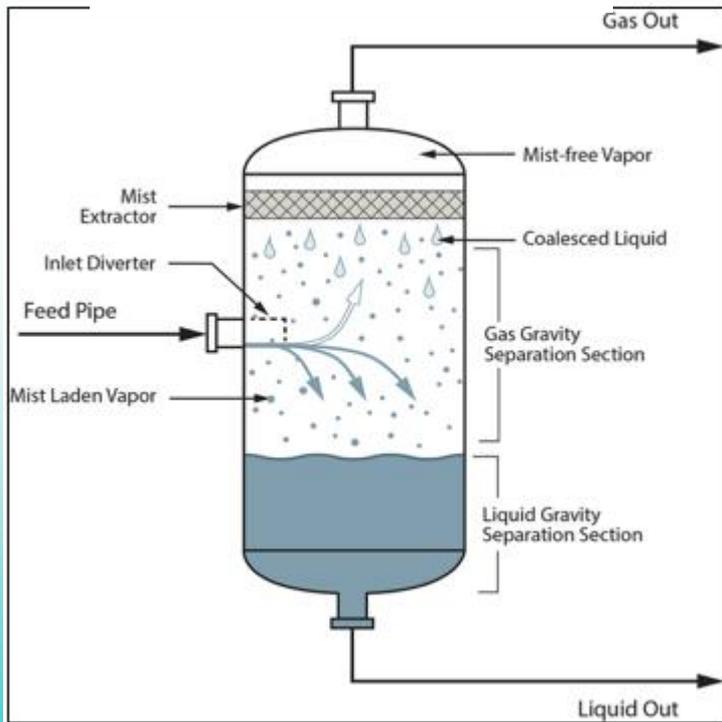
PFD. Tabla de equipos

Estimación tamaño separador flash V-102:

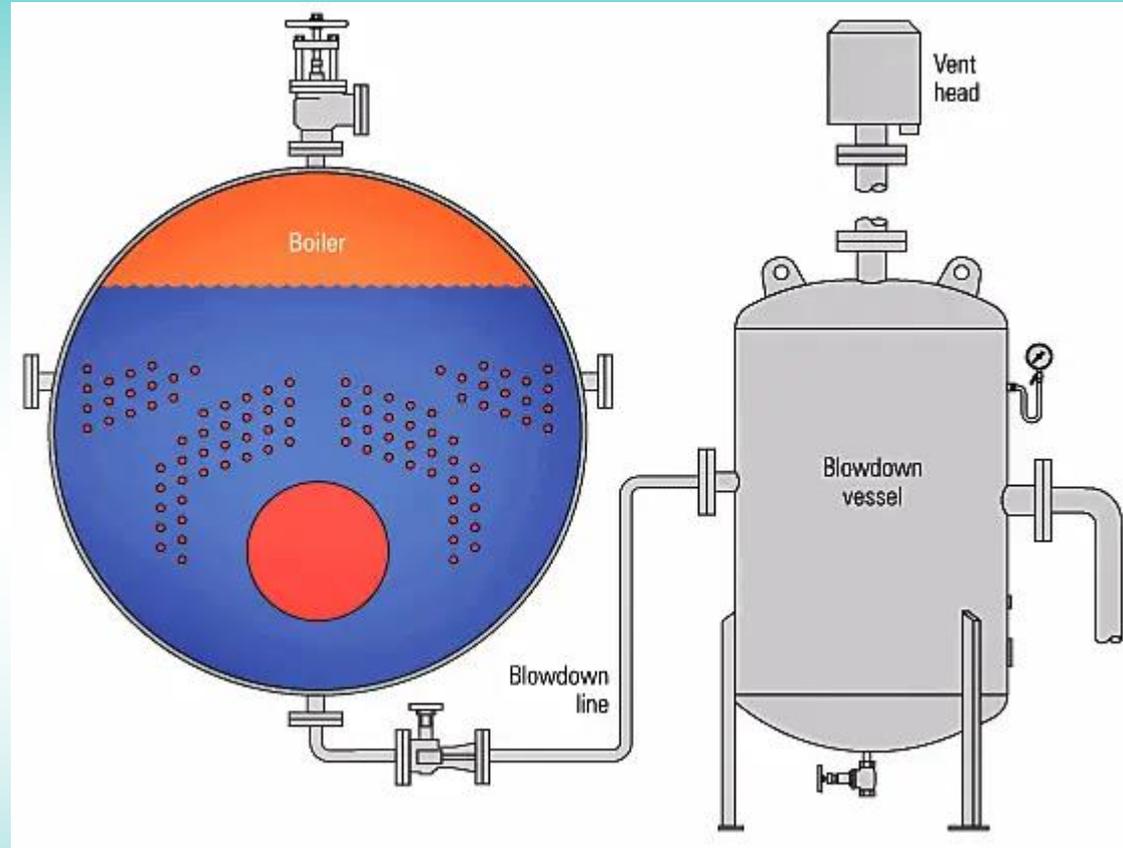
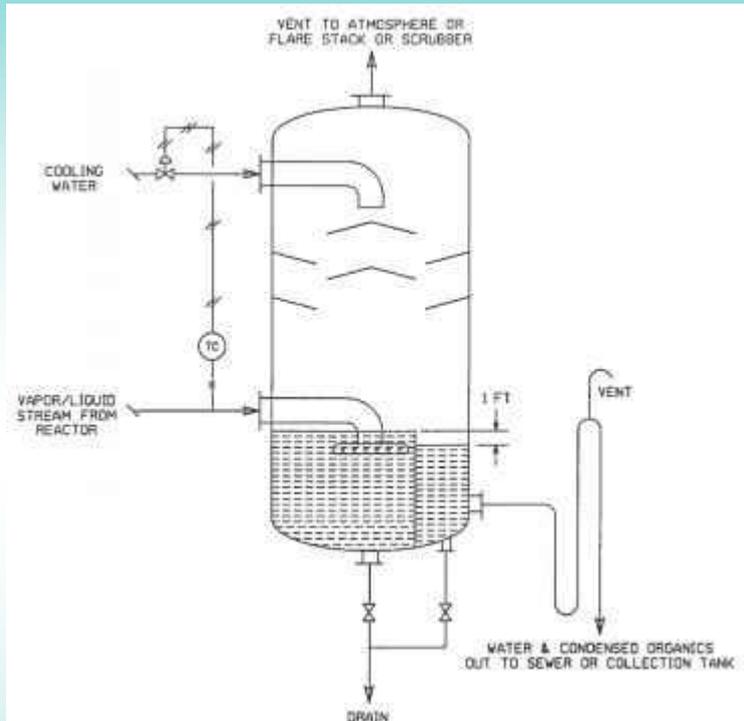


The summary table for the Benzene process

| Stream | 8 | 9 |
|-------------------------------------|--------|--------|
| Temperature (°C) | 38 | 654 |
| Pressure (bar) | 23,9 | 24,0 |
| Vapor Fraction | 1,0 | 1,0 |
| Flow (ton/h) | 9,2 | 20,9 |
| Flow (kmol/h) | 1100,8 | 1247,0 |
| Component Mole Flow (kmol/h) | | |
| Hydrogen | 651,9 | 652,6 |
| Methane | 438,3 | 442,3 |
| Benzene | 9,6 | 116,0 |
| Toluene | 1,1 | 36,0 |

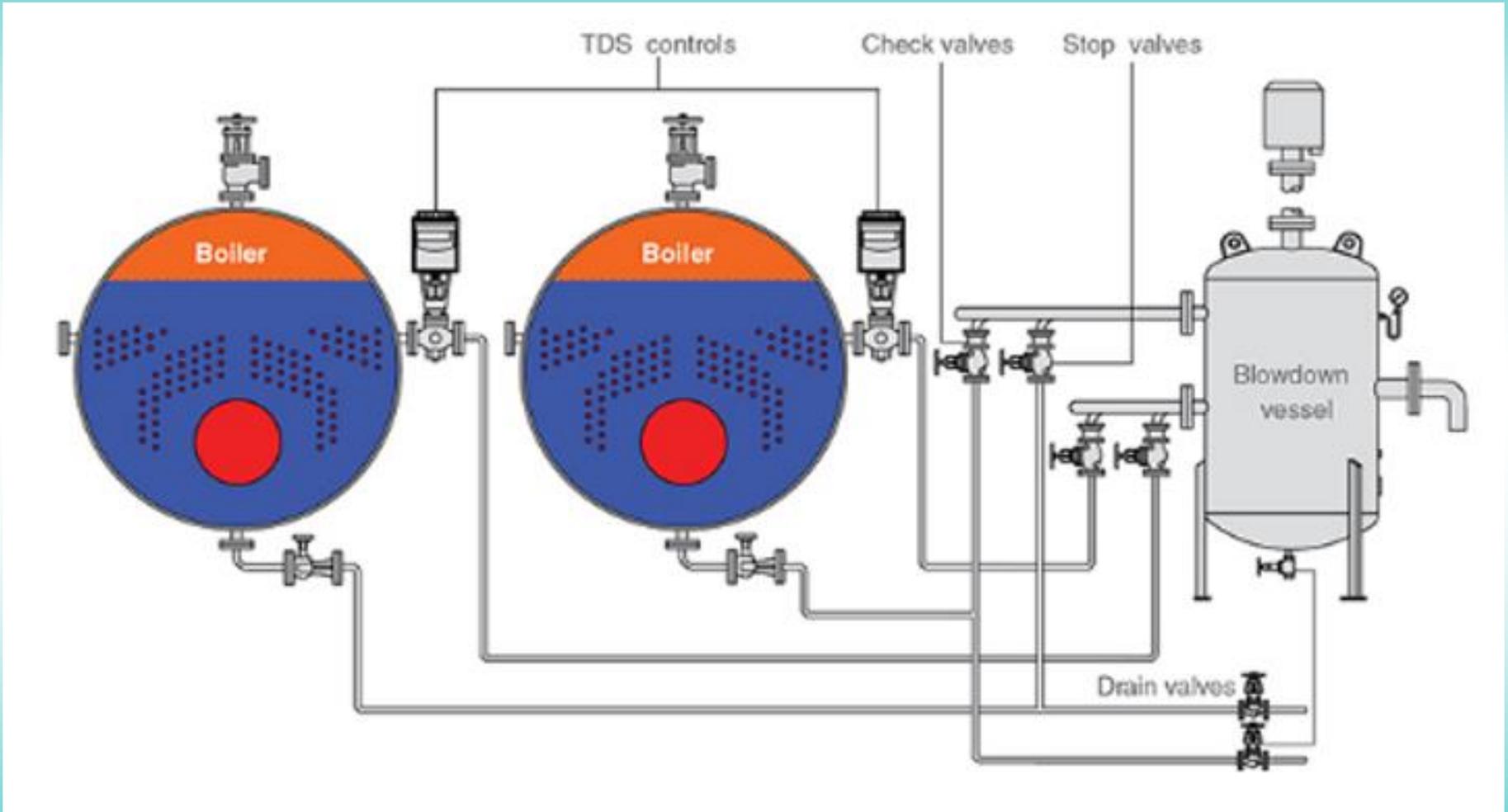


Separador flash

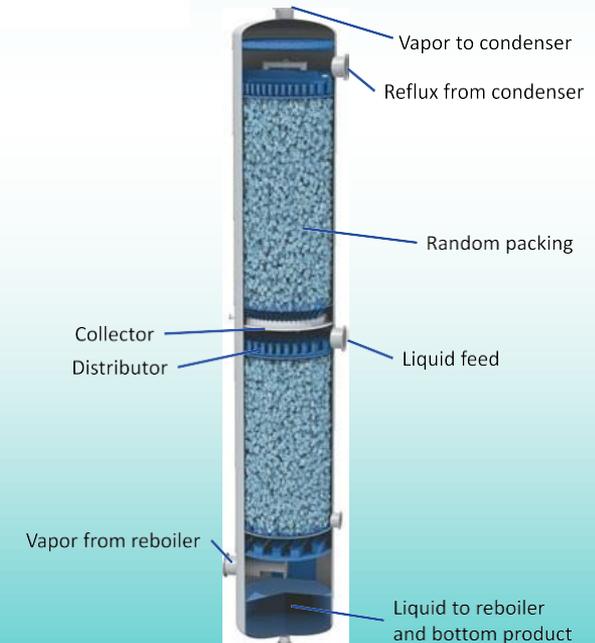
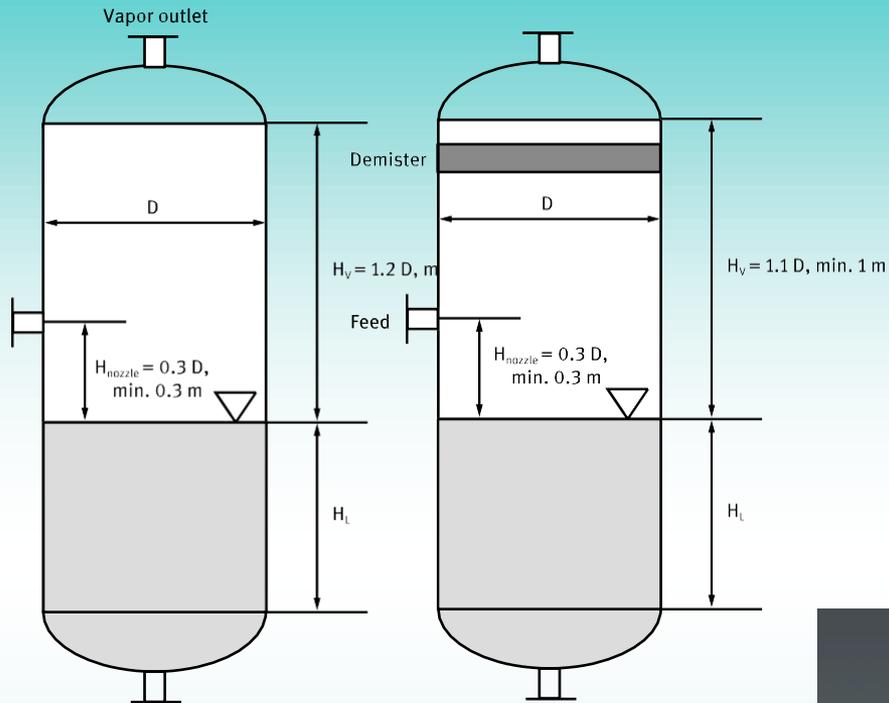


https://cheguide.com/vapor_liquid_separator.html

Separador flash



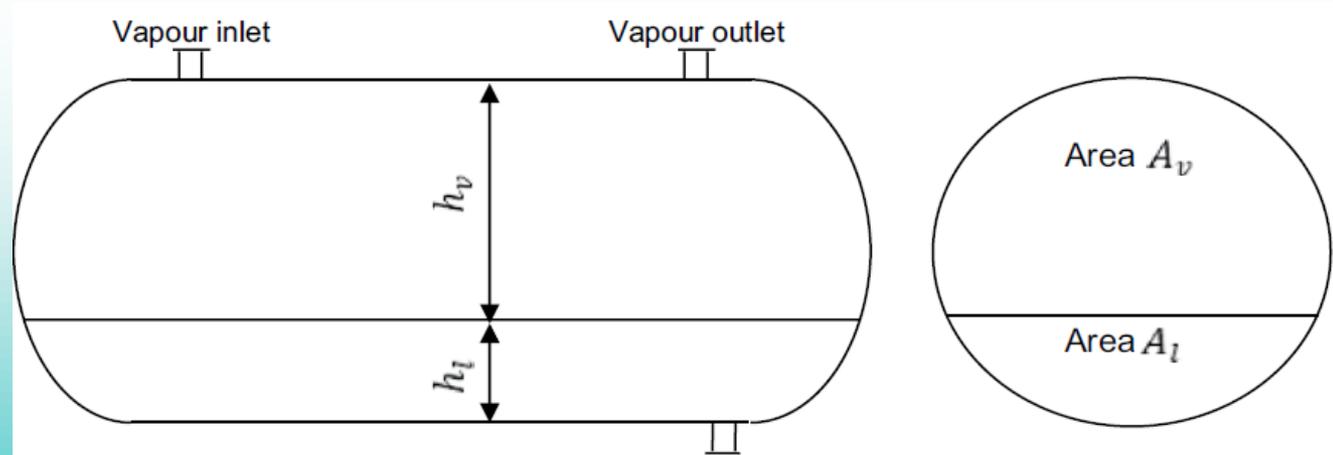
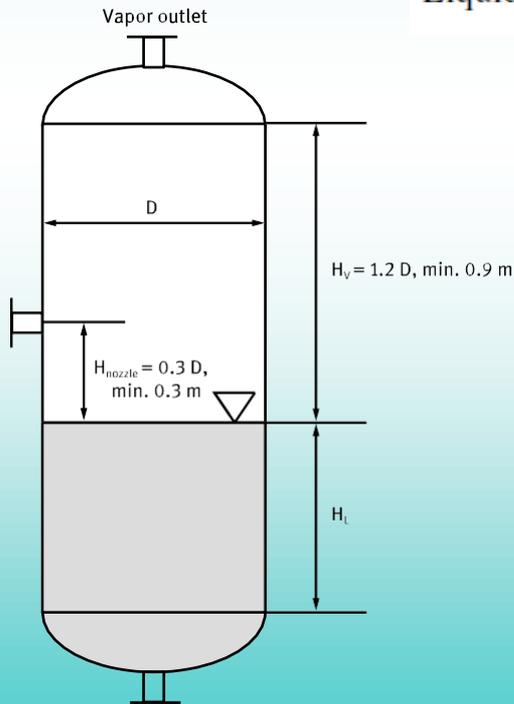
Dimensionamiento de equipos



Dimensionamiento de equipos

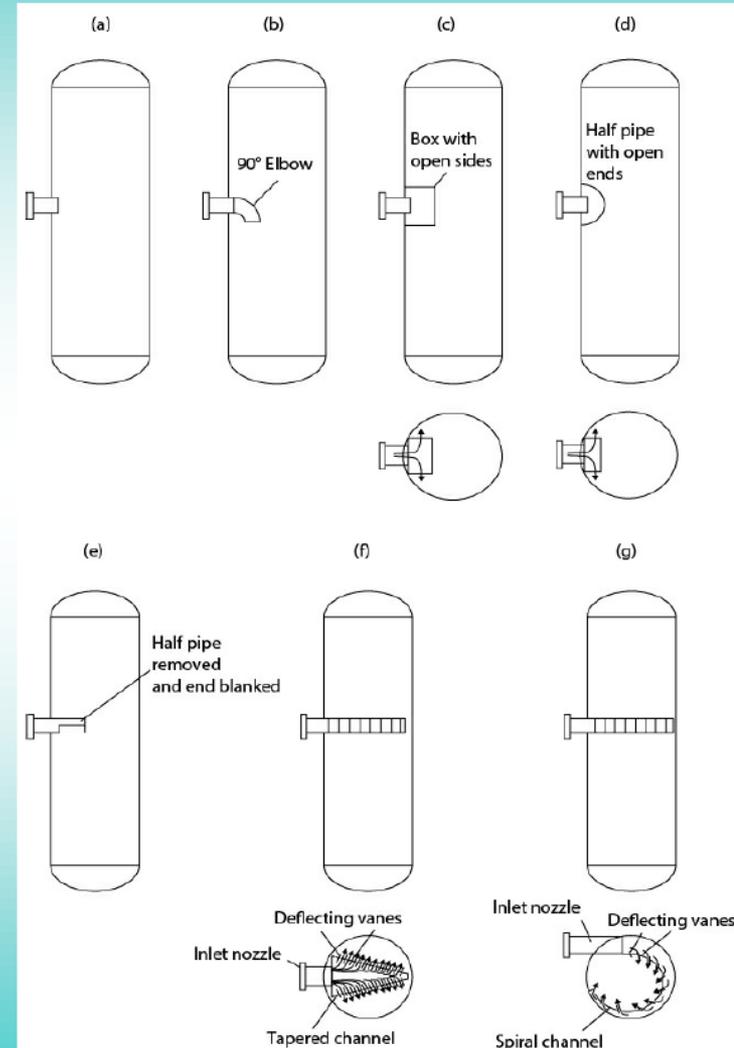
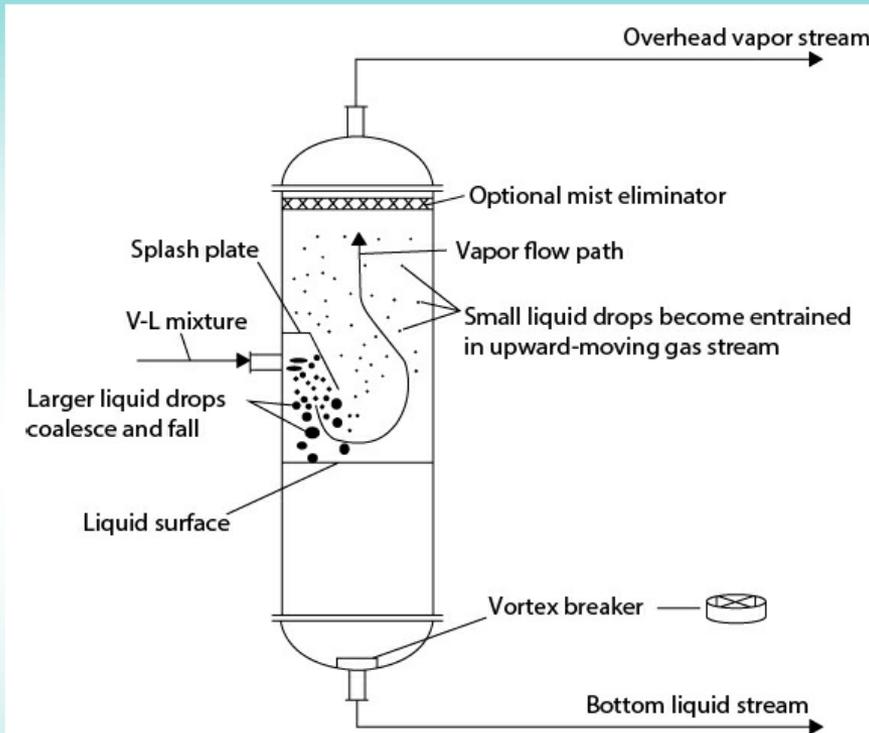
Normal Liquid Hold-up in Process Vessels

| Service | Residence Time, min |
|--------------------------------------|---------------------|
| Feed Surge Drum | 15 |
| Distillate Reflux Drum | 5 |
| Condensate Flash Drum | 5 |
| Compressor Interstage Knock-out Drum | 5 |
| Flare Knock-out Drum | 20–30 |
| Gas-Liquid Separator | 5 |
| Liquid Feed to a Furnace | 10–20 |



PFD. Tabla de equipos

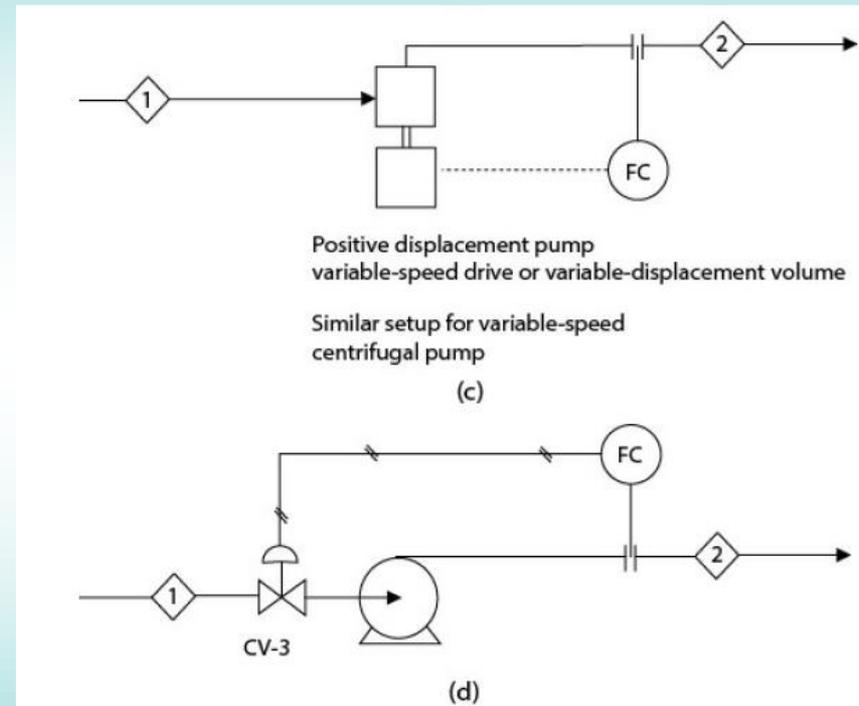
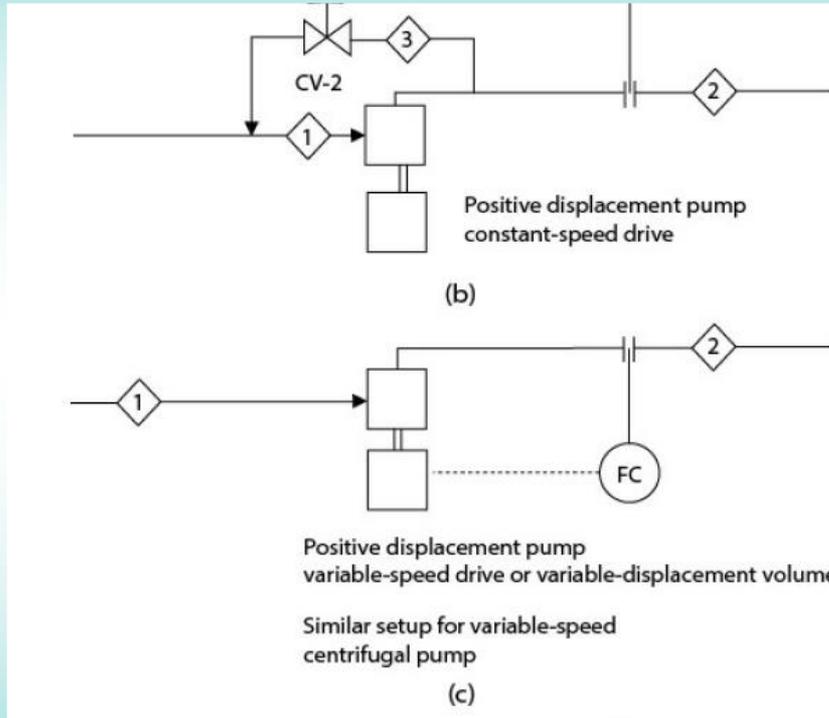
Estimación tamaño separador flash V-102:



Liquid Separators: (a) Straight Pipe, (b) 90° Elbow, (c) Open Box/Splash Plate, (d) Open Pipe Crossflow Orientation, (e) Open Pipe Inlet, (f) Tapered Channel (Schoepentoeter-Type), and (g) Cyclonic Distributor

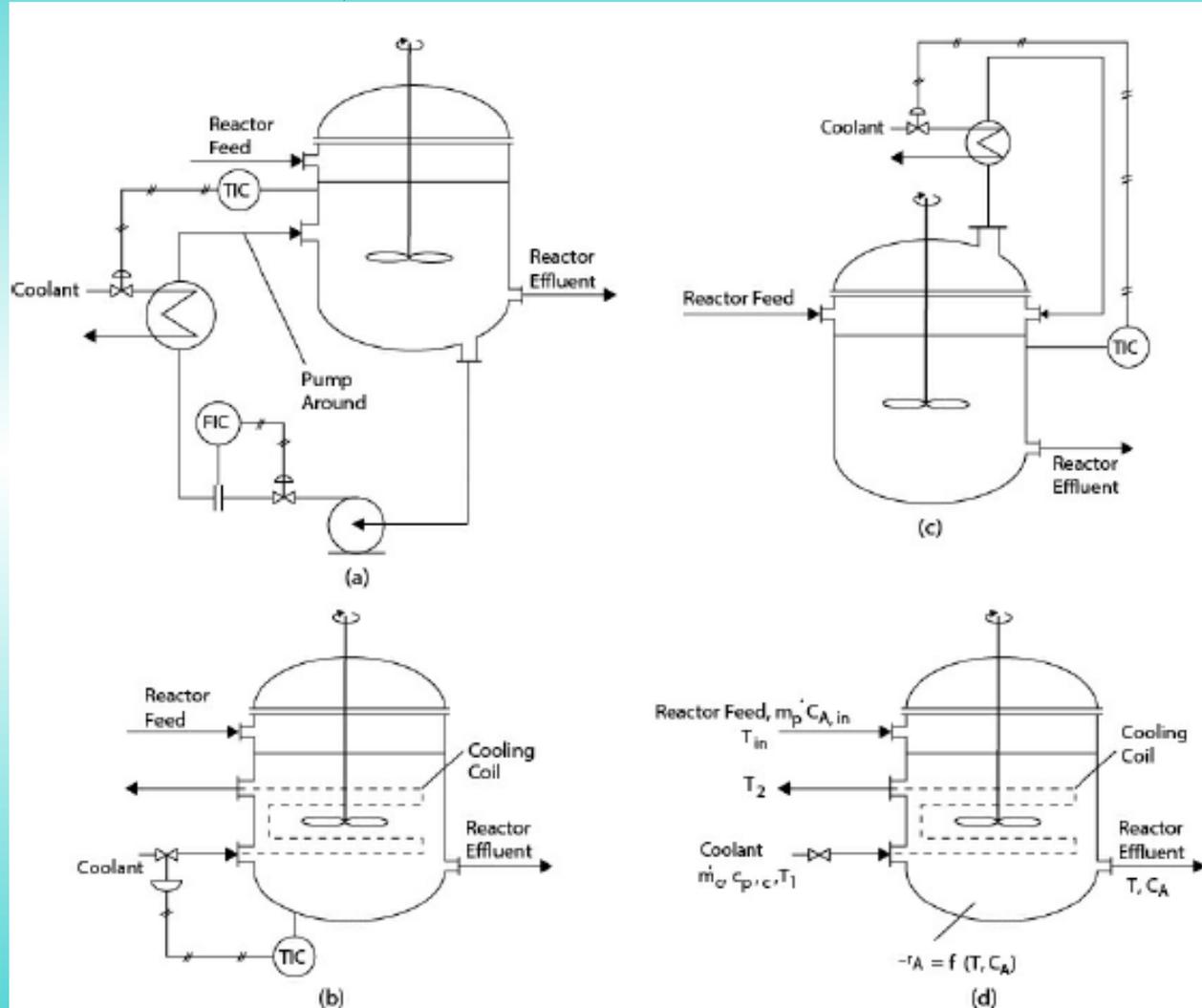
PFD. Tabla de equipos

Bombas:



PFD. Tabla de equipos

Reactores, CSTRs:

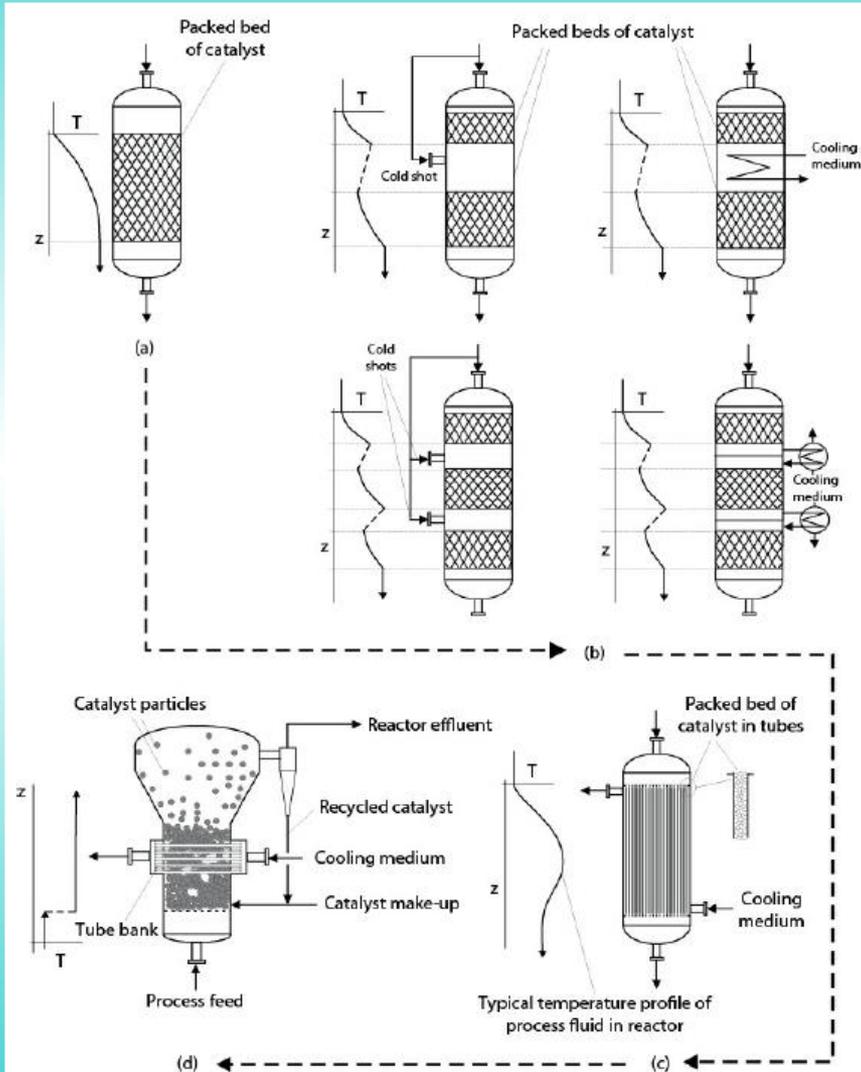


Configurations for Heat Removal from CSTRs:

- (a) Pump Around with External Heat Exchange,
- (b) Internal Cooling Coils,
- (c) Partial Vaporization and Subsequent Condensation of Reactor Contents in an External Heat Exchanger;
- (d) Notation for Configuration (b) Used in Model Development

PFD. Tabla de equipos

Plug Flow Reactor:

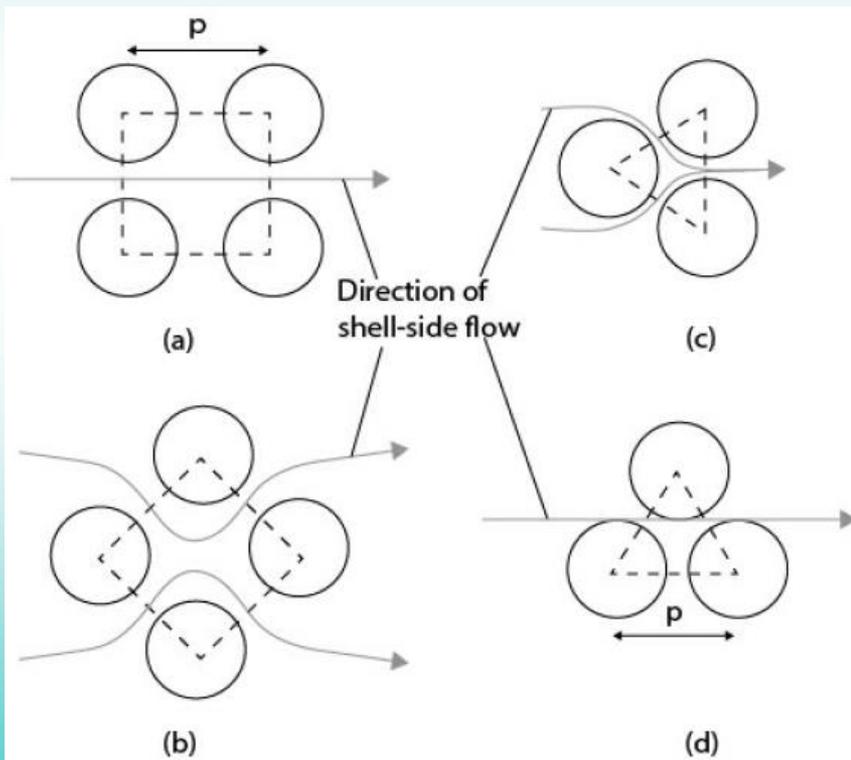
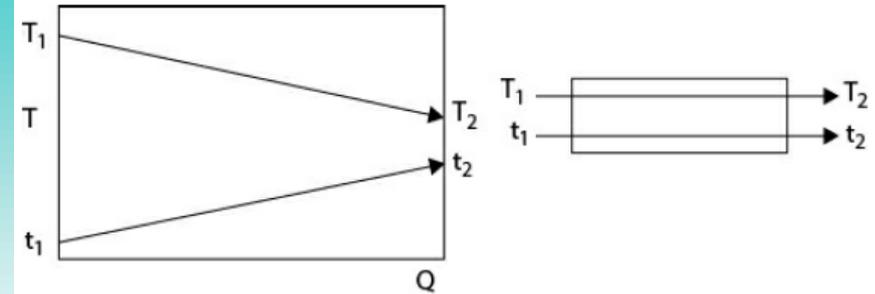
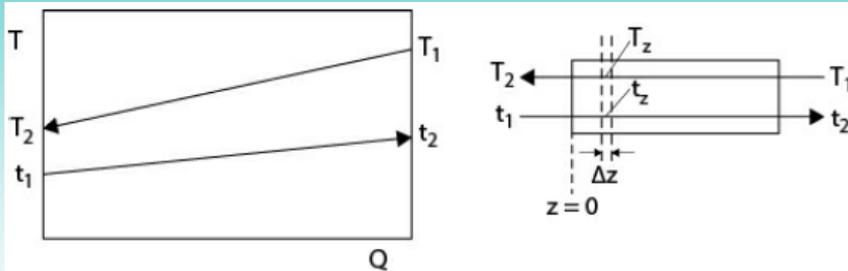


Reactor Configurations for Increasingly Exothermic Reactions (Shown by the Direction of the Dotted Line):

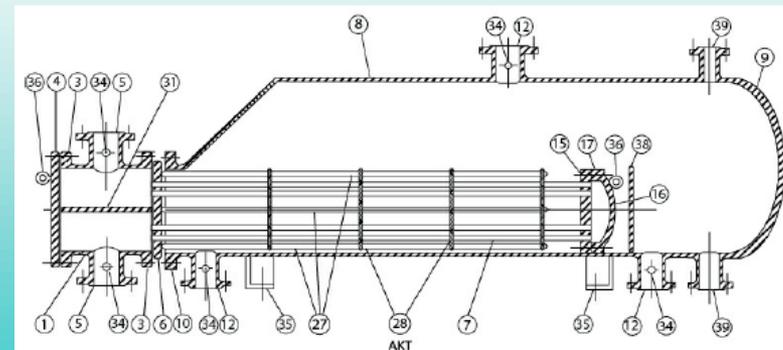
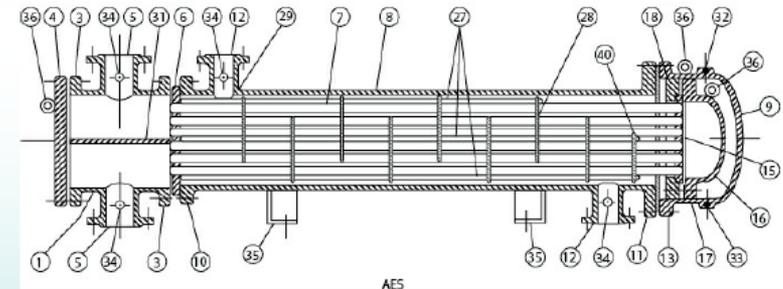
- (a) Single Packed Bed,
- (b) Multiple Packed Beds with Intermediate Cooling or the Additions of Cold Shots,
- (c) Shell and Tube Arrangements,
- (d) Fluidized Beds

PFD. Tabla de equipos

Intercambiador de calor:

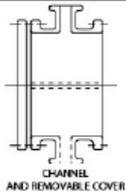
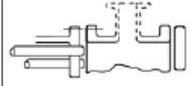
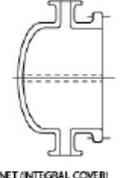
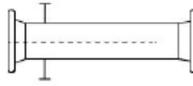
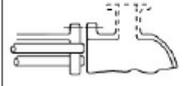
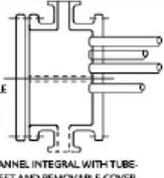
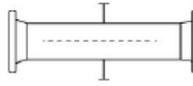
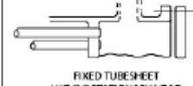
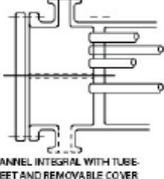
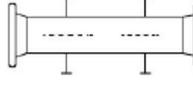
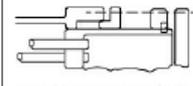
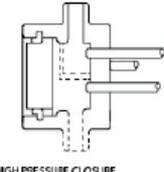
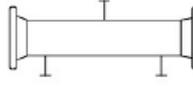
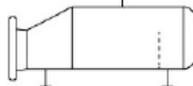
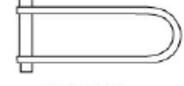


- | | | |
|---|----------------------------------|--|
| 1. Stationary Head-Channel | 14. Expansion Joint | 27. Tierods and Spacers |
| 2. Stationary Head-Bonnet | 15. Floating Tubesheet | 28. Transverse Baffles or Support Plates |
| 3. Stationary Head Flange-Channel or Bonnet | 16. Floating Head Cover | 29. Impingement Plate |
| 4. Channel Cover | 17. Floating Head Cover Flange | 30. Longitudinal Baffle |
| 5. Stationary Head Nozzle | 18. Floating Head Backing Device | 31. Pass Partition |
| 6. Stationary Tubesheet | 19. Split Shear Ring | 32. Drain Connection |
| 7. Tubes | 20. Slip-on Backing Flange | 33. Vent Connection |
| 8. Shell I | 21. Floating Head Cover-External | 34. Instrument Connection |
| 9. Shell Cover | 22. Floating Tubesheet-External | 35. Support Saddle |
| 10. Shell Flange-Stationary Head End | 23. Packing Box | 36. Lifting Lug |
| 11. Shell Flange-Rear Head End | 24. Packing | 37. Support Bracket |
| 12. Shell Nozzle | 25. Packing Gland | 38. Weir |
| 13. Shell Cover Flange | 26. Lantern Ring | 39. Liquid Level Connection |
| | | 40. Floating Head Support |



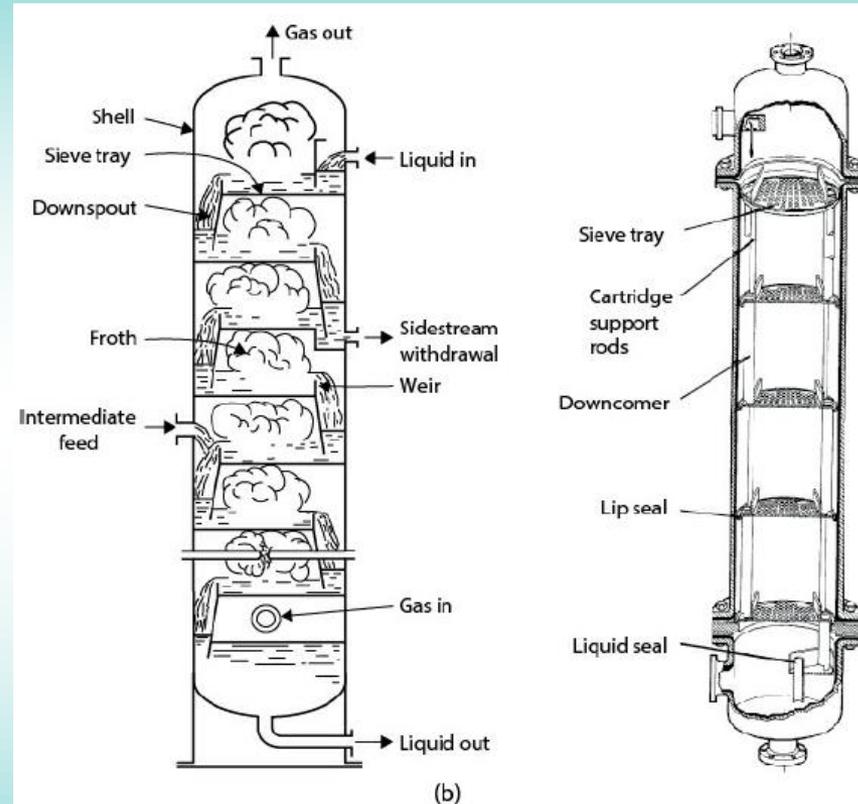
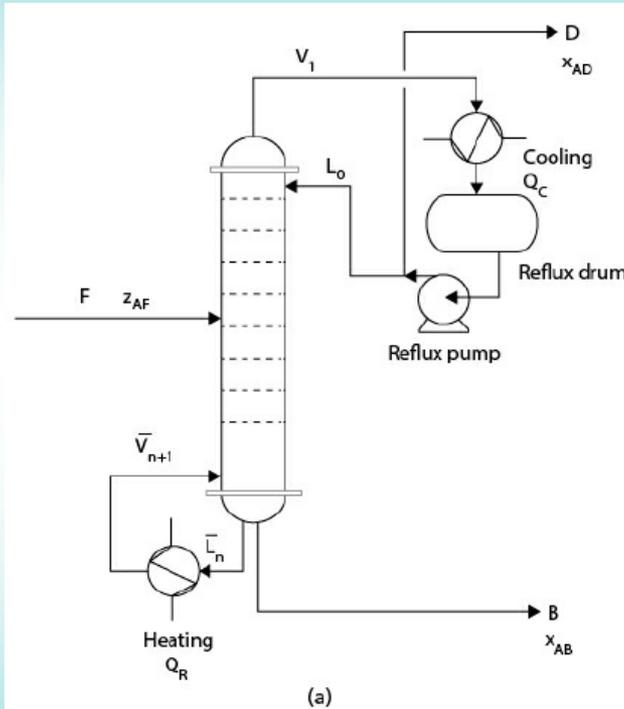
PFD. Tabla de equipos

Intercambiador de calor, norma TEMA:

| | FRONT END STATIONARY HEAD TYPES | SHELL TYPES | REAR END HEAD TYPES |
|---|--|--|--|
| A |  CHANNEL AND REMOVABLE COVER | E  ONE PASS SHELL | L  FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD |
| B |  BONNET (INTEGRAL COVER) | F  TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE | M  FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD |
| C |  REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER | G  SPLIT FLOW | N  FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD |
| N |  CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER | H  DOUBLE SPLIT FLOW | P  OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD |
| D |  SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE | J  DIVIDED FLOW | S  FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE |
| | | K  KETTLE TYPE REBOILER | T  FULL THROUGH FLOATING HEAD |
| | | X  CROSS FLOW | U  U-TUBE BUNDLE |
| | | | W  EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET |

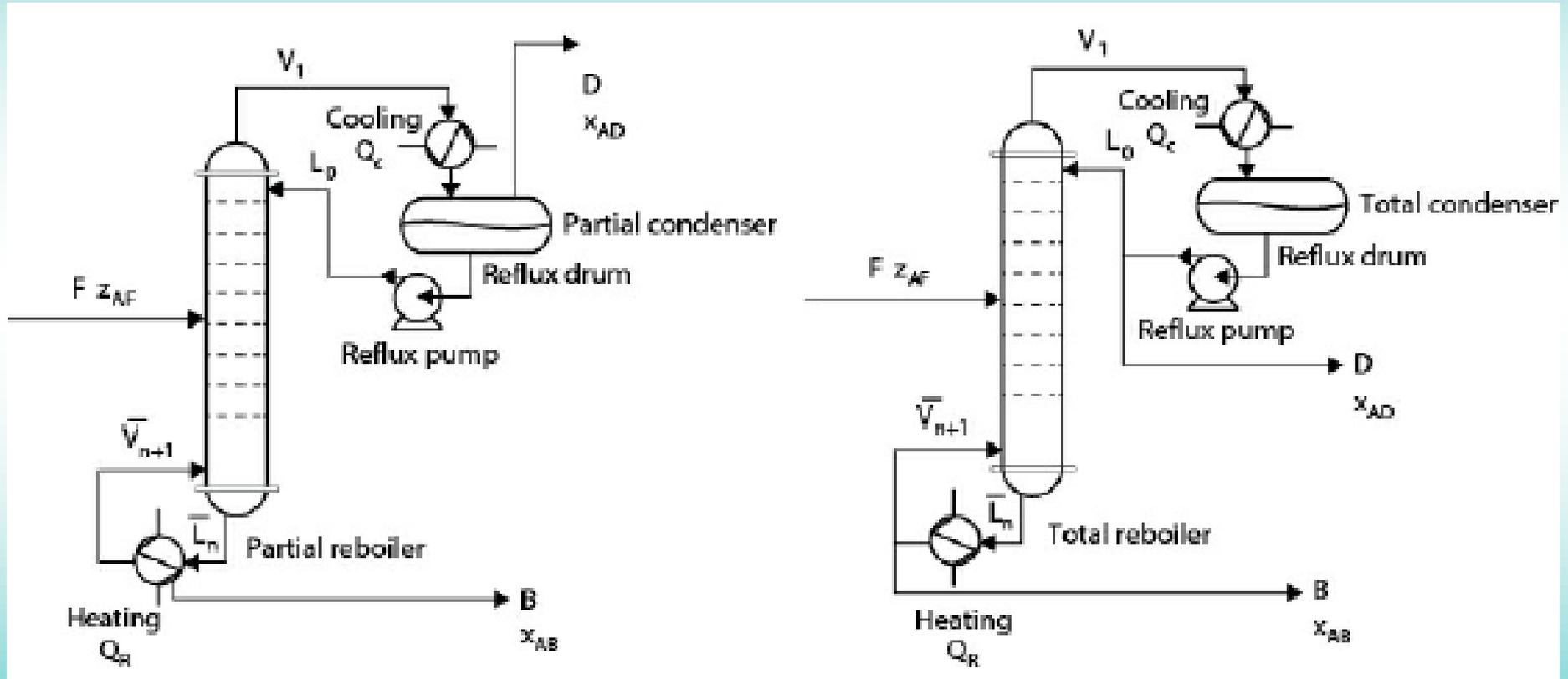
PFD. Tabla de equipos

Columna de destilación:



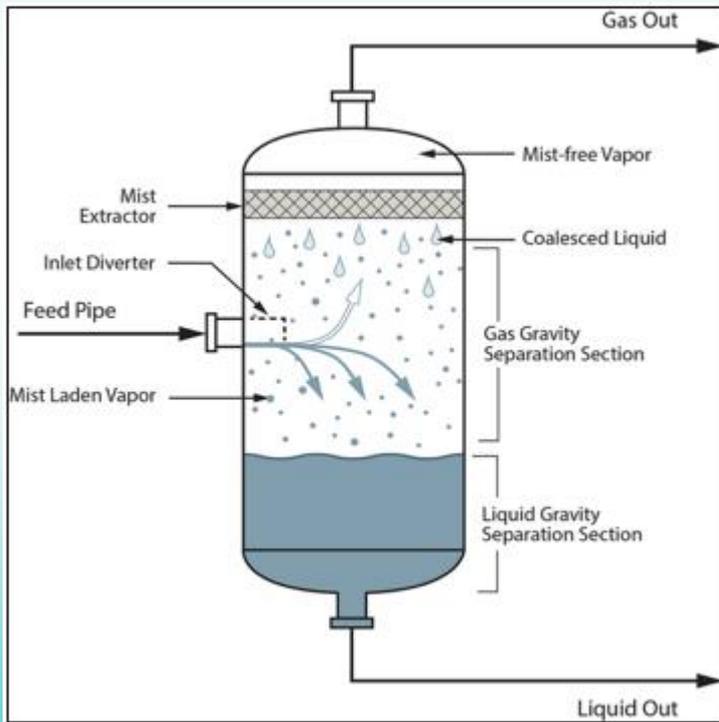
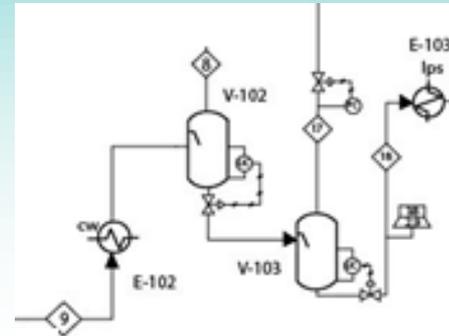
PFD. Tabla de equipos

Columna de destilación:



PFD. Tabla de equipos

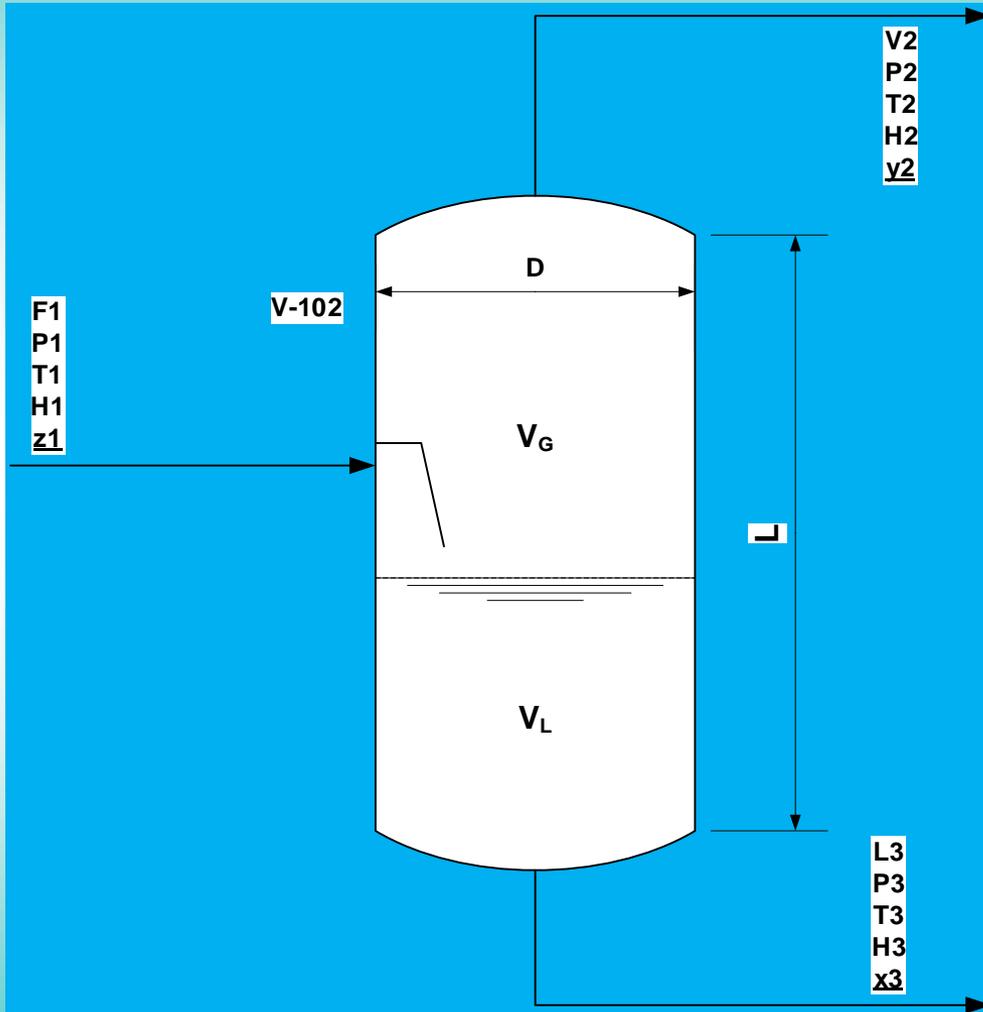
Estimación tamaño separador flash **V-102**:



The summary table for the Benzene process

| Stream | 8 | 9 |
|-------------------------------------|--------|--------|
| Temperature (°C) | 38 | 654 |
| Pressure (bar) | 23,9 | 24,0 |
| Vapor Fraction | 1,0 | 1,0 |
| Flow (ton/h) | 9,2 | 20,9 |
| Flow (kmol/h) | 1100,8 | 1247,0 |
| Component Mole Flow (kmol/h) | | |
| Hydrogen | 651,9 | 652,6 |
| Methane | 438,3 | 442,3 |
| Benzene | 9,6 | 116,0 |
| Toluene | 1,1 | 36,0 |

Estimación tamaño separador flash **V-102**



$$u = k \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1}$$

$$u_v = u \eta$$

$$F_v = u_v \frac{\pi D^2}{4} \quad \dot{m}_v = \rho_v F_v$$

$$\dot{m}_v = \rho_v u_v \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\tau_l = \frac{V_l}{F_l} \quad V_l = \frac{V}{2}$$

$$\tau_l = \frac{V}{2F_l} = \frac{\frac{\pi D^2}{4} L}{2 \frac{\dot{m}_l}{\rho_l}} = \frac{\pi D^2 L \rho_l}{8 \dot{m}_l}$$

$$2,5 \leq \frac{L}{D} \leq 5$$

Reglas heurísticas

Tabla 9.6. Heurísticas para Tanques de proceso (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design")

| | |
|----|--|
| 1 | Tambores son tanques relativamente pequeños que suministran capacidad de sobrecarga o separación de fases mezcladas |
| 2 | Los tambores para líquidos son horizontales |
| 3 | Los separadores de fases Gas/Líquido normalmente son verticales |
| 4 | La relación óptima de longitud/diámetro = 3, pero el rango va de 2.5 a 5. |
| 5 | El tiempo de retención es de 5 min para tambores de reflujo a media capacidad y separadores gas/líquido, y de 5-10 min para tambores que alimentan a otra torre |
| 6 | En tambores que alimentan a un horno, 30 min para el tambor medio lleno es lo permisible |
| 7 | Tambores de amortiguamiento antes de compresores deberán retener no menos de 10 veces el flujo volumétrico de líquido por minuto |
| 8 | Las separaciones líquido/líquido se deberán diseñar para velocidades de sedimentación de 0.085-0.127 cm/s |
| 9 | La velocidad del gas en los separadores gas/líquido es $u = k(\rho_l/\rho_v - 1)^{0.5}$ en m/s donde $k = 0.11$ para sistemas con desnebulizador de malla y $k = 0.0305$ sin desnebulizador. |
| 10 | La remoción del arrastre de 99% se logra con espesores de malla de 102 a 305 mm; siendo 152.5 mm el más usual. |
| 11 | Para colchonetas verticales el valor del coeficiente en el paso 9 se reduce por un factor de 2/3 |
| 12 | Buen desempeño se puede esperar a velocidades del 30 a 100% de las calculadas con la k dada; un 75% es muy popular |
| 13 | Espacios para separar de 152 a 457 mm antes de las colchonetas y de 305 mm sobre la colchoneta son adecuados |
| 14 | Separadores tipo ciclón pueden diseñarse con un 95% de recolección para partículas con diámetros de 5 μm , pero normalmente sólo gotitas mayores de 50 μm pueden removerse |

Aplicación de reglas heurísticas

- **Separador flash**
- **Proceso para dehidroalquilación de tolueno.**
- **Tambor o recipiente V-102. Estimación de tamaño.**
- **Se usarán las reglas heurísticas de la [Tabla 9.6](#) y el propósito será estimar las dimensiones del tambor y compararlas con el diseño de la [Tabla 1.7](#).**
- **¿Cuál es el propósito del equipo V-102?**
- **¿Qué es lo que acontece en su interior?**
- **¿Qué reglas heurísticas se deben usar?**

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Tambor)**

- a. V-102 Separador de Fases de Alta Presión**

Usando de la Tabla 9.6 las siguientes heurísticas

Regla 3 → Tanque vertical

Regla 4 → L/D entre 2.5 y 5, el óptimo en 3.0

Regla 5 → Retención de líquido de 5 min basado en un volumen de 0.5 el tanque

Regla 9 → Velocidad del gas dada por:

$$u = k \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1} \quad m/s$$

donde $k = 0.0305$ en recipientes sin desnebulizador

Regla 12 → Buen desempeño se puede esperar a velocidades del 30 a 100% de las calculadas con la k dada; un 75% es muy popular

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Tambor)**

De la Tabla 1.5 para el proceso de producción de benceno

| | | | |
|--------------------|------------------|-----------------------|--------------------|
| Corriente 8 | Flujo de vapor | 9,200 kg/h | |
| | Flujo de vapor | 2.56 kg/s | |
| | Densidad vapor | 8 kg/m ³ | |
| | Presión | 23.9 bar | |
| | Temperatura | 38 °C | |
| Corrientes 17 y 18 | Flujo de líquido | 11,570 kg/h | |
| | Flujo de líquido | 3.21 kg/s | |
| | Densidad líquido | 850 kg/m ³ | estimada Tabla 1.7 |

Aplicación de reglas heurísticas

• Ejemplo 9.2 (continuación Tambor)

Aplicando regla 9

$$k = 0.0305$$

$$u = 0.313 \text{ m/s}$$

$$u_{\text{act}} = 0.235 \text{ m/s}$$

$$u \rho_v \pi D^2 / 4 = 9,200 / 3,600 = 2.56 \text{ kg/s}$$

$$F_g = u \frac{\pi D^2}{4}$$

De donde $D = 1.32 \text{ m}$

De la regla 5

Volúmen del líquido

$$0.5 L \pi D^2 / 4 = 0.726 L \text{ m}^3$$

$$\tau_l = \frac{V_l}{F_l}$$

Con 5 min tiempo de residencia para el líquido

$$(5)(60)(11,570) / 850 / 3600 = 1.13 \text{ m}^3$$

$$L = 1.67 \text{ m}$$

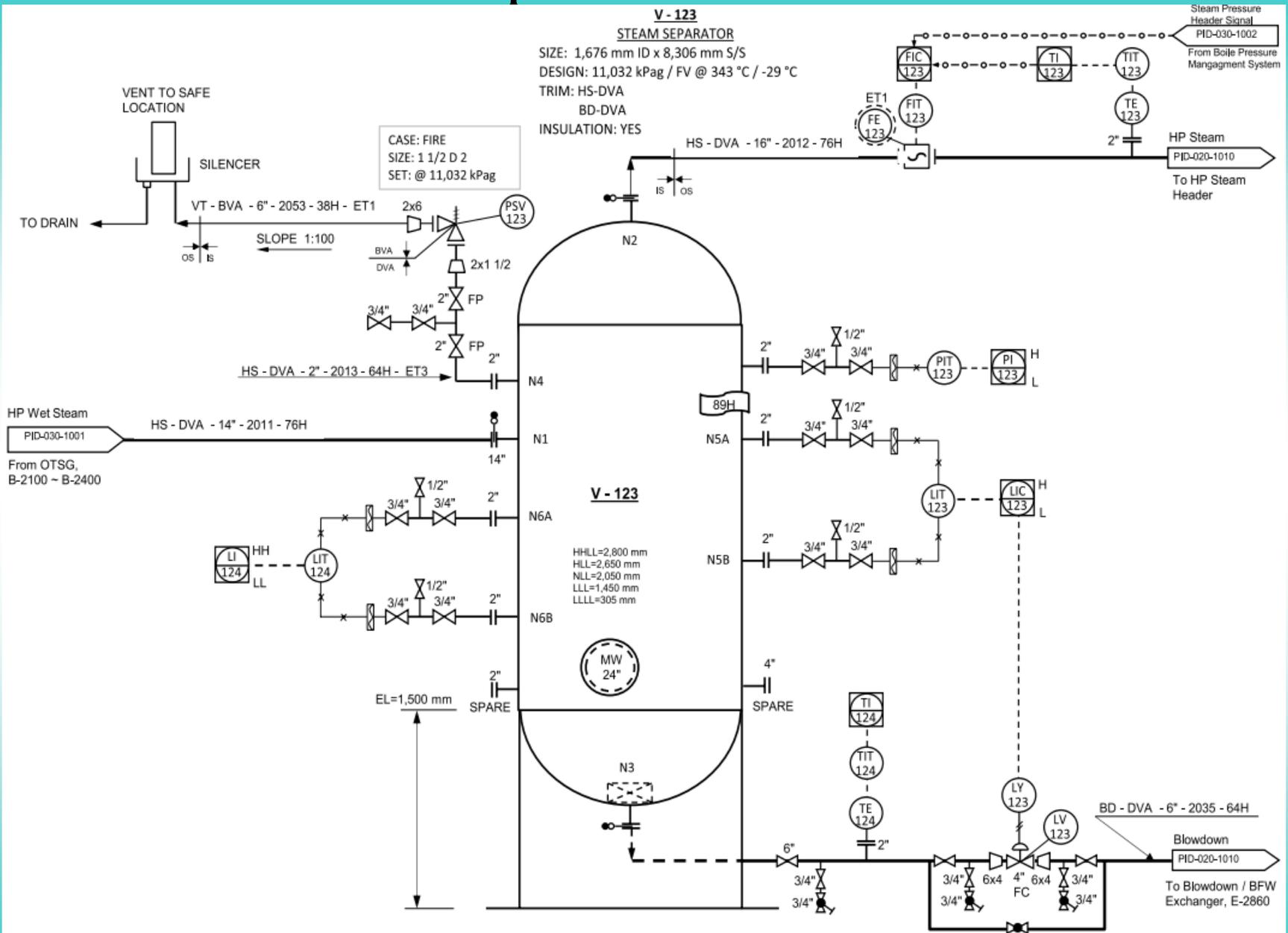
$$L/D = 1.266 < 2.5 \text{ por lo que no cumple}$$

Se escoge $L/D = 2.5$

Por lo tanto $L = 3.29 \text{ m}$

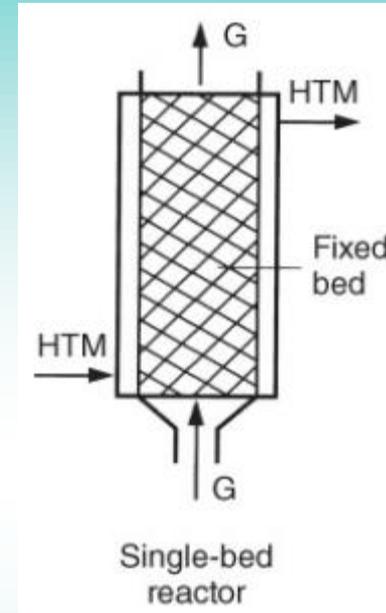
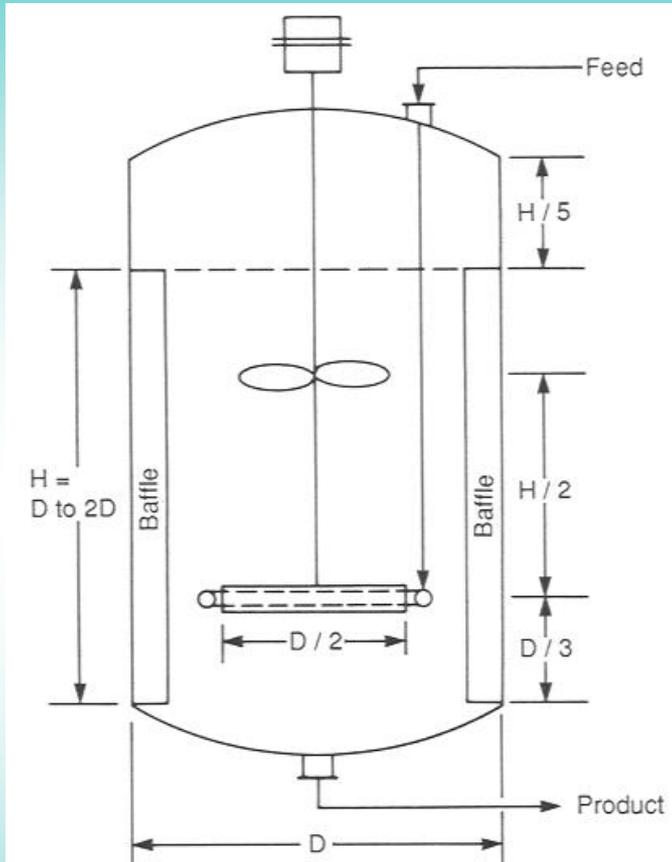
| | Cálculo actual | | Tabla 1.7 | |
|----------|----------------|------------------|-----------|------------|
| Así pues | $D =$ | 1.32 m | 1.1 | m |
| | $L =$ | 3.29 m | 3.5 | m |

Separador flash



PFD. Tabla de equipos

Estimación tamaño Reactor **R-102**:



$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{\tau}{C_{A0}} = \frac{x_A}{-r_A}$$

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{\tau}{C_{A0}} = \int_0^x \frac{dx_A}{-r_A}$$

Tabla 9.7. Heurísticas para Tanques de proceso [Presión y Almacenamiento] (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| Recipientes a Presión | | | | | | |
|--------------------------------------|---|---------|--------|--------|-------|-------|
| 1 | Temperatura de diseño entre -30 a 345°C está 25°C por encima de la máxima temperatura de operación; mayores márgenes de seguridad se usan cuando tiene temperaturas fuera de este rango | | | | | |
| 2 | La presión de diseño es 10% o debe estar 0.69-1.7 bar (10 a 25 psi) sobre la máxima presión de operación | | | | | |
| 3 | Las presiones de diseño para recipientes que operan de 0-0.69 bar (0-10 psig) y 95-540°C (200-1000°F) son de 2.76 barg (40 psig) | | | | | |
| 4 | Para operación al vacío, las presiones de diseño son de 1 barg (15 psig) y vacío total | | | | | |
| 5 | El espesor de pared mínimo para rigidez es 6.4 mm (0.25 in) para un diámetro de 1.07 m (42 in) o menores, 8.1 mm (0.32 in) entre 1.07 -1.52 m (42-60 in) y de 9.7 mm (0.38 in) para diámetros superiores a 1.52 m (60 in) | | | | | |
| 6 | El espesor adicional debe ser de 8.9 mm (0.35 in) para condiciones de corrosión, 3.8 mm (0.15 in) para corrientes no corrosivas y 1.5 mm (0.06 in) para tambores de vapor y receptáculos de aire | | | | | |
| 7 | Los esfuerzos máximos permisibles son de un cuarto el esfuerzo de cedencia del material | | | | | |
| 8 | Los esfuerzos máximos permisibles dependen fuertemente de la temperatura | | | | | |
| | Temperatura (°C) | -30-345 | 400 | 455 | 540 | |
| | Acero de baja aleación SA 203 (psi) | 18,759 | 15,650 | 9,950 | 2,500 | |
| | (bar) | 1,290 | 1,070 | 686 | 273 | Acero |
| | inoxidable 302 (psi) | 18,750 | 18,750 | 15,950 | 6,250 | |
| | (bar) | 1,290 | 1,290 | 1,100 | 431 | |
| Recipientes de Almacenamiento | | | | | | |
| 1 | Para volumen menor a 3.8 m ³ (1,000 gal) use tanques verticales sobre patas | | | | | |
| 2 | Entre 3.8-38 m ³ (1,000-10,000 gal) use tanque horizontal sobre soportes de concreto | | | | | |
| 3 | Mayor a 38 m ³ (10,000 gal) use tanques verticales sobre base de concreto | | | | | |
| 4 | Los líquidos susceptible a pérdidas por evaporación pueden almacenarse en tanques con cabezas flotantes o techos expandibles para conservación | | | | | |
| 5 | El espacio libre superior es de 15% para volúmenes menores a 1.9 m ³ (500 gal) y 10% por encima de 1.9 m ³ (500 gal)} | | | | | |
| 6 | Una capacidad para 30 díasse específica para materia prima y productos, pero depende en los programas de los equipos de transporte | | | | | |
| 7 | Las capacidades de los tanques de almacenamiento deben ser 1.5 veces el tamaño del equipo de transporte de material, por ejemplo de 28.4 m ³ (7,500 gal) para trailer, 130 m ³ (34,500 gal) carro tanque de ferrocarril | | | | | |

Tabla 9.5. Heurísticas para Motores y Equipo para recuperación de Potencia (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design")

| | |
|---|--|
| 1 | La eficiencia es mayor para máquinas más grandes. Eficiencias para Motores eléctricos son 85-95%; turbinas de vapor son 42-78%, motores de combustión interna y turbinas de gas son 28-38% (Ver Fig. 6.7) |
| 2 | Para potencias menores a 74.6 kW (100 HP) se usan exclusivamente motores eléctricos. Están disponibles para servicios hasta 14,900 kW (20,000 HP) |
| 3 | Las turbinas de vapor son competitivas arriba de 74.6 kW (100 HP). Su velocidad se puede controlar. Se usan frecuentemente como apoyo para fallas de corriente eléctrica. |
| 4 | Los motores de combustión y turbinas están restringidos para localizaciones remotas o móviles |
| 5 | Los expansores de gas para recuperación de potencia pueden justificarse para capacidades de varios cientos de HP; de otra manera cualquier disminución de presión en el proceso se hace con válvulas |
| 6 | Las siguientes definiciones útiles se dan: |
| | $potencia\ de\ flecha = \frac{potencia\ teórica\ para\ bombear\ el\ fluido\ (líquido\ o\ gas)}{eficiencia\ de\ la\ bomba\ o\ compresor,\ \epsilon_{sh}}$ |
| | $potencia\ de\ motor = \frac{potencia\ de\ flecha}{eficiencia\ del\ motor,\ \epsilon_{dr}}$ |
| | $eficiencia\ global,\ \epsilon_{ov} = \epsilon_{sh} \epsilon_{dr}$ |
| | ϵ_{dr} los valores están dados en esta Tabla y la Fig. 6.7 |
| | ϵ_{sh} los valores están dados en las Tablas 9.9 y 9.10. Generalmente ϵ_{sh} se dan en el DFP |

Tabla 9.8. Heurísticas para Tubería (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | |
|---|--|
| 1 | Velocidades en la línea (u) y caídas de presión (ΔP): (a) Para descarga en una bomba de líquidos; $u = (5+D/3)$ ft/s y $\Delta P = 2.0$ psi/100 ft. (b) Para la succión del líquido $u = 20D$ ft/s y $\Delta P = 0.5$ psi/100ft, D= diámetro de la tubería en pulgadas |
| 2 | Las velocidades en líneas de gas o vapor de agua= 61 m/s (200 ft/s) y $\Delta P = 0.1$ bar/100 m (0.5 psi/100 ft) |
| 3 | En estimaciones preliminares establece caídas de presión para una longitud equivalente de tubería igual a 30 m (100 ft) entre cada equipo |
| 4 | Las válvulas de control requieren por lo menos 0.69 bar (10 psi) para un buen control |
| 5 | Las válvulas de globo se usan para gases, control y dondequiera se necesite un cierre hermético. Las válvulas de compuerta se requieren para la mayoría de los otros servicios. |
| 6 | Las conexiones roscadas se usan sólo en tamaños de 38 mm (1.5 in) o menores, bridas o conexiones soldadas se usan de otra manera. |
| 7 | Las bridas y conexiones clasifican para servicios de 10, 20, 40, 103, 175 bar (150, 300, 600, 1,500 o 2,500 psig) |
| 8 | El número de cédula requerido = $100 P/S$, donde P es la presión interna en psig y S es el esfuerzo de trabajo permisible [cerca de 690 bar (10,000 psi)] para acero al carbono A120 a 260°C (500°F). La cédula 40 es la más común. |

Tabla 9.9. Heurísticas para Bombas (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | |
|---|--|
| 1 | La potencia para bombear líquidos: $kW = (1.67)[\text{Flujo (m}^3/\text{min)}][\Delta P(\text{bar})]/\epsilon$ [$hp = \text{Flujo(gpm)}\Delta P(\text{psi})/1714/\epsilon$], donde ϵ es la eficiencia fraccional= ϵ_{sh} (ver Tabla 9.5) |
| 2 | La Carga Neta Positiva de Succión (NPSH) de una bomba debe estar por encima de cierto número, dependiendo del tipo de bomba y las condiciones de operación, si se busca evitar dañar a la bomba. $NPSH = (\text{presión en el centro del impulsor} - \text{presión de vapor})/(\rho g)$. El rango más común es de 1.2-6.1 m de líquido (4-20 ft) |
| 3 | La velocidad específica $N_s = (\text{rpm})(\text{gpm})^{0.5}/(\text{carga en pies})^{0.75}$. La bomba puede dañarse si algunos límites sobre N_s se exceden, y la eficiencia es mejor en ciertos rangos. |
| 4 | Bombas centrífugas: Una sola etapa para 0.057-41.6 m ³ /min (15-5000 gpm), con 152 m (500 ft) máximo de carga; multietapas para 0.076-41.6 m ³ /min (20-11,000gpm), con 1,675 m(5,500 ft)máximo de carga. Eficiencia de 45% a 0.378 m ³ /min (100 gpm), 70% a 1.89 m ³ /min (500 gpm), 80% a 37.8 m ³ /min (10,000 gpm) |
| 5 | Bombas axiales para 0.076-378 m ³ /min (20-100,000 gpm), con 12 m (40 ft) de carga, 65-85% de eficiencia |
| 6 | Bombas rotatorias para 0.00378-18.9 m ³ /min (1-5000 gpm), con 15,200 m (50,000 ft) de carga, 50-80% de eficiencia |
| 7 | Bombas reciprocantes (vaiven) para 0.0378-37.8 m ³ /min (10-10,000 gpm), 300 km (1,000,000 ft) máximo de carga. Eficiencia de 70% a 7.46 kW (10 HP), 85% a 37.3 kW (50 HP) y 90% a 373 kW (500 HP) |

Tabla 9.10. Heurísticas para Compresores, Ventiladores, Sopladores y Bombas de Vacío (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | | |
|----|---|------|
| 1 | Los ventiladores se usan para elevar la presión cerca de 3% {12 in (30 cm) de agua}, los sopladores la elevan a menos de 2.75 barg (40 psig) y los compresores a presiones mayores, aunque el rango de los sopladores se incluye normalmente dentro del rango de los compresores | |
| 2 | La potencia adiabática reversible $=mz_1 RT_1[(\{P_2/P_1\}^a - 1)]/a$ donde T_1 es la temperatura de entrada, R = constante de los gases, z_1 = compresibilidad, m = flujo molar, $a=(k-1)/k$ y $k=C_p/C_v$. Valores de R : = 8.314 J/mol°K, =1.987 Btu/lbmol°R, = 0.7302 atm ft ³ /lbmol °R | |
| 3 | La temperatura de salida para un proceso adiabático reversible $= T_2= T_1 (P_2/P_1)^a$ | |
| 4 | Las temperaturas de salida no deben sobrepasar de 167-204°C (350-400°F); para gases diatómicos ($C_p/C_v= 1.4$). Esto corresponde a una relación de compresión cercana a 4. | |
| 5 | La relación de compresión debe ser aproximadamente la misma en cada etapa para una unidad de multietapas, relación $= (P_n/P_1)^{1/n}$ | |
| 6 | Las eficiencias para los compresores recíprocos: 65% para relaciones de compresión de 1.5, 75% a 2.0 y 80-85% entre 3-6. | |
| 7 | Las eficiencias para compresores centrífugos grandes, 2.83-47.2 m ³ /s (6000-100,000 acfm) en la succión, son entre 76-78% | |
| 8 | Para bombas al vacío se usa lo siguiente: recíproca de pistón -hacia abajo hasta 1 Torr Tipo pistón rotatorio -hacia abajo hasta 0.001 Torr Tipo rotatorio de dos lóbulos -hacia abajo hasta 0.0001 Torr Eyectores de vapor (a) - 1 etapa hacia abajo hasta 100 Torr (b) - 3 etapas hacia abajo hasta 1 Torr (c) - 5 etapas hacia abajo hasta 0.05 Torr | Tipo |
| 9 | Un eyector de tres etapas necesita 100 kg vapor/kg aire para mantener una presión de 1 Torr | |
| 10 | La entrada de aire a equipo al vacío depende de la presión absoluta, Torr, y del volumen del equipo, V en m ³ (ft ³) de acuerdo a $W= kV^{2/3}$ kg/h (lb/h) donde $k=0.98$ (0.2) cuando $P>90$ Torr, $k= 0.39$ (0.08) entre 3 y 20 Torr y $k= 0.12$ (0.025) a menos de 1 Torr | |

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2**
- **Proceso para deshidroalquilación de tolueno.**
- **Bomba de Producto P-101. Estimación de tamaño.**
- **Se usarán las reglas heurísticas de la [Tabla 9.9](#) y el propósito será estimar la potencia de la bomba de vaivén y compararla con el diseño de la [Tabla 1.7](#).**
- **¿Cuál es el propósito del equipo P-101?**
- **¿Qué reglas heurísticas se deben usar?**

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Bomba)**

c. P-101 Bomba de vaivén ("Reciprocating")

Usando de la Tabla 9.9 las siguientes heurísticas

Regla 1 → La potencia esta dada por:

$$Potencia(kW) = (1.67) [Flujo(m^3/min)] \Delta P(bar) / \varepsilon$$

donde ε es la eficiencia

Regla 4 a 7 → Tipo de bomba basado en la carga o cabeza

De la Figura 1.5 y Tablas 1.5 y 1.7 para el proceso de producción de benceno

| | | |
|--------------|------------------|-----------------------|
| Corrientes 2 | Flujo de líquido | 13,300 kg/h |
| | Flujo de líquido | 221.67 kg/min |
| | densidad líquido | 870 kg/m ³ |

$$\Delta P = 25.8 - 1.2 = 24.6 \text{ bar}$$

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Bomba)**

| | |
|------------------------------|---------------------------|
| $\Delta P =$ | 24.6 bar |
| $\Delta P =$ | 251 m de agua |
| Flujo volumétrico de líquido | 0.255 m ³ /min |
| Potencia | 10.5 kW |
| Eficiencia | 0.75 |
| Potencia diseño | 14.0 kW |

La heurística da una potencia de 14.0 kW
El diseño en la Tabla 1.7 da una potencia de 14.2 kW

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2**
- **Proceso para deshidroalquilación de tolueno.**
- **Compresor para reciclo C-101. Estimación de tamaño.**
- **Se usarán las reglas heurísticas de la [Tabla 9.10](#) y el propósito será estimar la potencia de la bomba de vaivén y compararla con el diseño de la [Tabla 1.7](#).**
- **¿Cuál es el propósito del equipo C-101?**
- **¿Qué reglas heurísticas se deben usar?**

Aplicación de reglas heurísticas

• Ejemplo 9.2 (continuación Bomba)

d. C-101 Compresor

Usando de la Tabla 9.10 las siguientes heurísticas

Regla 2 ? La potencia esta dada por:

$$W_{rev \text{ adiab}} = m z_1 R T_1 \left[\left(P_2 / P_1 \right)^a - 1 \right] / a$$

De la Tabla 1.7 se tiene que

| | |
|------------------------|------------------|
| Flujo masa | 6,770 kg/h |
| Peso molecular | 8.45 |
| T ₁ | 38 °C |
| P ₁ | 23.9 bar |
| P ₂ | 25.5 bar |
| k= | 1.41 suposición |
| R= | 8.314 J/(mol °K) |
| a= | 0.2908 |
| m = | 0.223 kmol/s |
| W _{rev adiab} | 37.7 kW |
| eficiencia | 75% |
| W _{actual} | 50.2 kW |

La heurística da una potencia de 50.2 kW
El diseño en la Tabla 1.7 da una potencia de 49.1 kW

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Bomba)**

| | |
|------------------------------|---------------------------|
| $\Delta P =$ | 24.6 bar |
| $\Delta P =$ | 251 m de agua |
| Flujo volumétrico de líquido | 0.255 m ³ /min |
| Potencia | 10.5 kW |
| Eficiencia | 0.75 |
| Potencia diseño | 14.0 kW |

La heurística da una potencia de 14.0 kW
El diseño en la Tabla 1.7 da una potencia de 14.2 kW

Tabla 9.11. Heurísticas para Cambiadores de Calor (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | |
|----|---|
| 1 | Una estimación conservadora es usar $F = 0.9$ para cambiadores de coraza y tubos sin cambio de fase, $q = UAF\Delta T_{in}$. Cuando ΔT en los extremos del cambiador varía mucho entonces verificar F , reconfigurar si F es menor a 0.85 |
| 2 | Los tubos estándar son 19 mm (3/4 in), en un arreglo triangular de 25.4 mm (1 in), 4.9 m (16 ft) de longitud. Una coraza de: (a) 300 mm (1 ft) de diámetro, acomoda 9.3 m ² (100 ft ²) (b) 600 mm (2 ft) de diámetro, acomoda 37.2 m ² (400 ft ²) (c) 900 mm (3 ft) de diámetro, acomoda 102 m ² (1,100 ft ²) |
| 3 | El lado de tubos es para fluidos corrosivos, que ensucian, que incurstan y de alta presión |
| 4 | El lado de coraza es para fluidos viscosos o que condensan |
| 5 | Las caídas de presión son de 0.1 bar (1.5 psi) para ebullición y de 0.2-0.62 bar (3-9 psi) para otros servicios |
| 6 | La temperatura mínima de acercamiento es de 10°C (20°F) para fluidos y de 5°C (10°F) para refrigerantes |
| 7 | La entrada de agua de enfriamiento es a 30°C (90°F), la salida máxima a 45°C (115°F) |
| 8 | Los coeficientes de transferencia de calor para efectos de estimación, W/m ² °C (Btu/hr ft ² °F): agua a líquido 850 (150); condensadores 850 (150); líquido a líquido, 280 (50); líquido a gas, 60 (10); gas a gas, 30 (5); rehervidor 1,140 (200). El Flux máximo en el rehervidor de 31.5 kW/m ² (10,000 btu/hr ft ²). Cuando hay cambio de fase, use un análisis por zonas con los coeficientes adecuados para cada zona |
| 9 | Cambiadores de doble tubo son competitivos para servicios requiriendo 9.3-18.6 m ² (100-200 ft ²) |
| 10 | Cambiadores compactos de aletas tienen 1,150 m ² /m ³ y cerca de 4 veces la transferencia de calor por corte de unidades de coraza y tubo |
| 11 | Los cambiadores de placas son adecuados para servicios con requerimientos sanitarios elevados, y son entre 25 a 50% más baratos que los de coraza y tubos manufacturados en acero inoxidable |
| 12 | Enfriadores de aire: Los tubos son 0.75-1.0 in diámetro externo, área total aletada 15-20 m ² /m ² (ft ² /ft ² superficie descubierta), $U = 450-570$ W/m ² °C (80-100 Btu/hr ft ² [superficie descubierta]°F). La temperatura mínima de acercamiento = 22°C (40°F). Potencia de ventilador a la entrada = 1.4-3.6 kW/(MJ/h) [2-5 HP/(1000 Btu/hr)] |
| 13 | Los calentadores a fuego directo, zona radiación 37.6 kW/m ² (12,000 Btu/hr ft ²); 12.5 kW/m ² (4,000 Btu/hr ft ²); velocidad del aceite frío en el tubo = 1.8 m/s (6 ft/s); aproximadamente la misma área de transferencia en ambas secciones; eficiencia térmica entre 70-90% basada en extremo bajo del valor calorífico; temperatura en gases de combustión 140-195°C (250-350°F) por encima de la alimentación de entrada; temperaturas en los gases de chimenea 345-510°C (650-950°F) |

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2**
- **Proceso para deshidroalquilación de tolueno.**
- **Enfriador de Producto E-105. Estimación de tamaño.**
- **Se usarán las reglas heurísticas de la [Tabla 9.11](#) y el propósito será estimar el área del intercambiador y compararla con el diseño de la [Tabla 1.7](#).**
- **¿Cuál es el propósito del equipo E-105?**
- **¿Qué reglas heurísticas se deben usar?**

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Intercambiador)**

- b. E-105 Enfriador de Producto**

- Usando de la Tabla 9.11 las siguientes heurísticas

- Regla 1 → Hacer $F = 0.9$

- Regla 6 → Una $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$

- Regla 7 → El agua entra a 30°C y sale a 40°C

- Regla 8 → $U = 850 \text{ W/m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$

- Regla 9 → Cambiadores de tubos concéntricos son competitivos para áreas de 9.3 a 18.6 m^2

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Intercambiador)**

De la Tabla 1.5 y Figura 1.5 para el proceso de producción de benceno la Regla 6 no se cumple ya que $\Delta T = 8^{\circ}\text{C}$

ignorando esto calculemos el área del intercambiador

$$\Delta T_{\ln} = [(105 - 40) - (38 - 30)] / \ln [(105 - 40) / (38 - 30)] = 27.2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Intercambiador)**

$$\Delta T_{In} = 27.21 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U = 850 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De la Tabla 1.7

$$Q = 1,085 \text{ MJ/h}$$

$$Q = 301.4 \text{ kW}$$

$$\mathbf{A = 14.48 \text{ m}^2}$$

Por la Regla 9 se deberá usar un cambiadores de tubos concéntricos

| | |
|--|---------------------------|
| La heurística da un área de | 14.5 m² |
| El diseño en la Tabla 1.7 da un área de | 12.0 m² |
| con un cambiador de coraza y tubos | |

Tabla 9.13. Heurísticas para Torres (Destilación y Absorción de gases) (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | |
|----|--|
| 1 | La destilación es normalmente el método más económico par separar líquidos, mejor que la extracción, absorción, cristalización y otros |
| 2 | Para mezclas ideales, la volatilidad relativa es la relación de presiones de vapor $\alpha_{12} = P^*_1/P^*_2$ |
| 3 | La presión de operación en la torre frecuentemente está determinada por la temperatura del medio de condensación, 38-50°C (100-120°F) si se usa agua de enfriamiento o por la máxima temperatura permitida en el rehervidor para evitar la descomposición/degradación química |
| 4 | La secuencia de columnas para separar mezclas multicomponentes: a. Realice la separación más fácil primero, aquella que demande menos platos y reflujo y deje la más difícil para el final. b. Cuando ni la volatilidad relativa, ni la composición de alimentación varían ampliamente, quite los componentes uno a uno como productos arriba de la torre. c. Cuando los componentes en la alimentación ordenados de manera adyacente de acuerdo a su volatilidad relativa varían ampliamente, haga secuencias de separación donde las particiones estén ordenadas de manera decreciente de volatilidad. d. Cuando las concentraciones en la alimentación varían ampliamente pero las volatilidades relativas no, quite los componentes en el orden de la concentración decreciente. |
| 5 | La relación de reflujo óptimo económico está en el rango de 1.2-1.5 veces la relación de reflujo mínimo, R_{min} . |
| 6 | El número óptimo económico de platos teóricos es cerca de dos veces el valor mínimo N_{min} . |
| 7 | El número óptimo económico de platos teóricos es cerca de dos veces el valor mínimo $N_{min} = \ln\{[x/(1-x)]_{ovhd}/[x/(1-x)]_{btms}\}/\ln\alpha$. |
| 8 | La relación de reflujo mínimo para mezclas binarias o pseudobinarias está dado por lo siguiente, cuando la separación es prácticamente completa ($x_D \geq 1.0$) y D/F es la relación de la tasa del producto en el domo entre la tasa de alimentación: 1), cuando la alimentación está en su punto de burbuja. $R_{min} \cdot D/F = 1/(\alpha - 1)$ 1), cuando la alimentación está en su punto de rocío. $(R_{min} + 1) D/F = \alpha/(\alpha - 1)$ |
| 9 | Un factor de seguridad de 10% en el número de platos calculados es sugerido como adecuado. |
| 10 | Las bombas para el reflujo deben tener un 10% de sobrediseño |
| 11 | El valor óptimo del facotr de absorción de Kremser $A=(L/mV)$ está en el rango de 1.25 a 2.0 |
| 12 | Los tanques de reflujo son normalmente horizontales, con una retención del líquido de 5 minutos a media capacidad. Un tanque para una segunda fase líquida, tal como agua en sistemas de hidrocarburos, se dimensiona para una velocidad lineal de dicha fase de 1.3 m/s (0.5 ft/s), con un diámetro mínimo de 0.4 m (16 in) |
| 13 | Para torres con un diámetro cercano a 0.9 m (3 ft), agregar 1.2 m en el domo para separación del vapor y 1.8 m (6 ft) en el fondo para el nivel de líquido y el retorno del rehervidor. |
| 14 | Limitar la altura de la torre a 53 m (175 ft) máximo debido a consideraciones de carga del viento y cimentación. Un criterio adicional es que L/D sea menor a 30 (muy a menudo $20 < L/D < 30$ muy a menudo requiere diseño especial) |

Tabla 9.14. Heurísticas para Platos de Torres (Destilación y Absorción de gases) (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | |
|---|--|
| 1 | Por razones de accesibilidad, el espacio entre platos debe estar entre 0.5-0.6 m (20-24 in) |
| 2 | El máximo de eficiencia en los platos se dan para valores del Factor de Vapor $F_s = u\rho^{0.5}$ en el rango de 1.2-1.5 m/s(kg/m ³) ^{0.5} (1-1.2 ft/s[lb/ft ³) ^{0.5} . Este rango de F_s establece el diámetro de la torre. |
| 3 | La caída de presión por plato es del orden de 76 mm (3 in) de agua o 0.007 bar (0.1 psi) |
| 4 | Las eficiencias de plato para destilación de hidrocarburos ligeros y soluciones acuosas están entre 60-90%; para absorción de gases y desorción, 10-20% |
| 5 | Los platos perforados tienen agujeros con diámetros entre 6-7 mm (0.25-0.5 in), siendo el área perforada del orden de 10% el área activa del plato. |
| 6 | Los platos con válvulas tiene agujeros con diámetro de 38 mm (1.5 in) cada uno provisto de una tapa que se levanta, 130-150 tapas/m ² (12-14 tapas/ft ²) del área activa del plato. Los platos de válvulas son normalmente más baratos que los platos perforados. |
| 7 | Los platos de cachuchas deben usarse sólo cuando se debe mantener un nivel de líquido en el plato cuando se opera a capacidad baja; pueden diseñarse para una menor caída de presión que los platos perforados o los de válvulas |
| 8 | Alturas de vertedero son de 50 mm (2 in), longitudes del vertedero son alrededor de 75% del diámetro del plato, el flujo de líquido -un máximo de 1.2 m ³ /min m de vertedero (8 gpm/in de vertedero); los arreglos de pasos múltiples se usan para flujos altos de líquido. |

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2**
- **Proceso para deshidroalquilación de tolueno.**
- **Torre de Destilación T-101. Estimación de tamaño.**
- **Se usarán las reglas heurísticas de las Tablas 9.13 y 9.14, el propósito será estimar el diámetro y número de platos y compararlos con el diseño de la Tabla 1.7.**
- **¿Cuál es el propósito del equipo T-101?**
- **¿Qué reglas heurísticas se deben usar?**

Aplicación de reglas heurísticas

• Ejemplo 9.2 (continuación Torre de Destilación)

c. T-101 Torre purificadora de benceno

Usando de la Tabla 9.13 las siguientes heurísticas

Regla 5 → Rango óptimo de reflujo entre 1.2 a 1.5 R_{\min}

Regla 6 → Número óptimo de etapas, aproximadamente $2N_{\min}$

Regla 7 → N_{\min} está dado por:

$$N_{\min} = \ln \left[\frac{[x/(1-x)]_{\text{destilado}}}{[x/(1-x)]_{\text{fondo}}} \right] / \ln \alpha$$

Regla 8 → $R_{\min} = [F/D]/(\alpha-1)$

Regla 9 → Use un factor de seguridad del 10% para los platos

Regla 14 → $L_{\max} = 53$ m y $L/D < 30$

De la Tabla 9.14 use las siguientes heurísticas

Regla 2 → $F_s = u\rho^{0.5} = 1.2$ a 1.5 m/[s(kg/m³)]^{0.5}

Regla 3 → $\Delta P_{\text{plato}} = 0.007$ bar

Regla 4 → $\varepsilon_{\text{plato}} = 60$ a 90%

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Torre de Destilación)**

$$\begin{array}{lcl} x_{\text{ovhd}} = & 0.9962 & x_{\text{bot}} = 0.0308 \\ \alpha_{\text{ovhd}} = & 2.44 & \alpha_{\text{bot}} = 2.13 \\ \alpha_{\text{geom avg}} = & (\alpha_{\text{ovhd}} \alpha_{\text{bot}})^{0.5} = & 2.28 \end{array}$$

$$N_{\text{mín}} = \ln \left[\frac{0.9962}{1 - 0.9962} \right] / \left[\frac{0.0308}{1 - 0.0308} \right] / \ln(2.28) = 10.9$$

$$N_{\text{mín}} = 10.9 \text{ etapas}$$

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Torre de Destilación)**

De la Tabla 1.5 para el proceso de producción de benceno

Corrientes 10 Flujo de líquido 142.2 kmol/h

Corrientes 15 Flujo de líquido 105.6 kmol/h

$$R_{\text{mín}} = 1.05$$

$$\text{Rango para } R = (1.2 \text{ a } 1.5)R_{\text{mín}} = \mathbf{1.26} \quad \text{a} \quad \mathbf{1.58}$$

$$N_{\text{teórico}} \text{ aprox.} = 21.9 \text{ etapas}$$

$$\varepsilon_{\text{plato}} = 0.6$$

$$N_{\text{reales}} = (21.9/0.6)(1.1) = \mathbf{40} \text{ etapas}$$

Aplicación de reglas heurísticas

- Ejemplo 9.2 (continuación Torre de Destilación)**

$$\rho_{\text{vapor}} = 6.1 \text{ kg/m}^3$$

$$u = (1.2 \text{ a } 1.5)/6.1^{0.5} = \mathbf{0.49} \text{ a } \mathbf{0.61} \text{ m/s}$$

Corrientes 13 Flujo de vapor 22,700 kg/h

Flujo volumétrico de vapor (Q) 1.03 m³/s

$$D_{\text{torre}} = [4Q/\pi u]^{0.5} \quad \mathbf{1.65} \quad \text{a} \quad \mathbf{1.47} \quad \text{m}$$

$$\Delta P_{\text{torre}} = (N_{\text{real}})(\Delta P_{\text{plato}}) = (40)(0.007) = \mathbf{0.28} \text{ bar}$$

Aplicación de reglas heurísticas

- **Ejemplo 9.2 (continuación Torre de Destilación)**

Tabla 1.5

Tabla 1.7

Fig. 1.5

Por

heurísticas

| | | | | | | |
|---------------------|------|-----|------|-----|------|---|
| Diámetro de Torre | 1.5 | m | 1.65 | a | 1.47 | m |
| Relación de Reflujo | 1.75 | | 1.26 | a | 1.58 | |
| Número de platos | 42 | | 40 | | | |
| Caida de Presión | 0.3 | bar | 0.28 | bar | | |

Tabla 9.17. Heurísticas para Reactores (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | |
|----|---|
| 1 | La tasa de reacción para cada circunstancia debe establecerse en el laboratorio , y el tiempo de residencia o espacio velocidad y la distribución del producto eventualmente debe establecerse en una planta piloto |
| 2 | Las dimensiones de las partículas del catalizador son de 0.1 mm (0.004 in) en lechos fluidizados, 1 mm en lechos de suspensiones y de 2-5 mm (0.078-0.197 in) en lechos fijos |
| 3 | Las proporciones óptimas de reactores tipo tanque agitado son con el nivel del líquido igual al diámetro del tanque, pero a presiones altas una proporción más delgada es económica. |
| 4 | La potencia para un reactor homogéneo de tanque agitado es 0.1-0.3 kW/m ³ (0.5-1.5 HP/1000 gal), pero deberá ser 3 veces está cantidad cuando se transfiere calor. |
| 5 | El comportamiento ideal de un CSTR (reactor de tanque agitado continuo) se adquiere cuando el tiempo medio de residencia es 5-10 veces la longitud necesaria para alcanzar la homogeneidad, lo que se logra con 500-2000 revoluciones de un agitador bien diseñado. |
| 6 | Las reacciones por lotes se llevan a cabo en tanques agitados para tasas baja de producción diaria o cuando los tiempos de residencia son grandes o cuando alguna condición como la tasa de alimentación o la temperatura se deban programar de alguna manera |
| 7 | Reacciones relativamente lentas de líquidos y suspensiones se llevan a cabo en tanques continuos agitados. Una batería de 4 o 5 en serie es más económica |
| 8 | Reactores tubulares son adecuados para altas tasas de producción y tiempos de residencia cortos (segundos o minutos) o cuando una transferencia de calor importante se necesita. |
| 9 | En reactores catalíticos empacados, la distribución de tiempo de residencia muy a menudo no resulta mejor que una batería de 5 CSTR |
| 10 | Para una conversión cercana al 95% del equilibrio, el desempeño de una batería de 5 CSTR se aproxima a flujo tapón |
| 11 | El efecto de la temperatura en la tasa de reacción química es duplicar la tasa por cada 10°C |
| 12 | La tasa de reacción en un sistema heterogéneo, muy a menudo está controlada por la tasa de transferencia de calor o de masa, más que por la cinética de la reacción. |
| 13 | El valor de un catalizador es mejorar la selectividad más que aumentar la tasa global de reacción |

Tabla 9.18. Heurísticas para Refrigeración y Especificaciones de Servicios (tomado de Turton y adaptado del Walas "Chemical Process Equipment: Selection and Design)

| | |
|----|---|
| 1 | Una ton de refrigeración remueve 12,700 kJ/h (12,000 Btu/h) de calor |
| 2 | Para los siguientes niveles de temperatura usar: -18 a 10°C (0 a 50°F), salmuera fría o soluciones de glicol; 45 a -10°C (-50 a 14 °F), amoníaco, freón, butano; -100 a -45°C (-150 a -50°F) etano o propano |
| 3 | La refrigeración por compresión con un condensador a 38°C (100°F) requiere kW/Mg (HP/ton corta) para los siguientes niveles de temperatura; 0.93 (1.24) a -7°C (20°F); 1.31 (1.75) a -18°C (0°F); 2.3 (3.1) a -40°C (-40°F); 3.9 (5.2) a -62°C (-80°F) |
| 4 | Por debajo de -62°C (-80°F), se deben usar cascadas de 2 o 3 refrigerantes |
| 5 | Para compresión de una etapa, la relación de compresión debe limitarse a 4 |
| 6 | Para compresión multi-etapas, la economía se mejora usando "flashing" entre las etapas y reciclo, la llamada operación con economizador |
| 7 | La refrigeración por absorción: amoníaco a -34°C (-30°F), bromuro de litio a 7°C (45°F) es económica cuando se dispone de vapor de escape a 0.9 barg (12 psig) |
| 8 | Vapor: 1-2 barg (15-30 psig), 121-135°C (250-275°F); 10 barg (150 psig), 186°C (366 °F); 27.6 barg (400 psig), 231 °C (448°F); 41.3 barg (600 psig), 252°C (488°F) o que tenga un sobrecalentamiento entre 55-85°C (100-150°F) |
| 9 | Agua de enfriamiento: Para el diseño de la torre de enfriamiento use un valor entre 27-32°C (80-90°F) para el servicio y para el retorno 45-52°C (115-125°F); retorno de agua de mar a 43°C (110°F); retorno de agua tibia o condensado de vapor por encima de 52°C (125°F) |
| 10 | Asuministro de aire de enfriamiento entre 29-35°C (85-95°F); acercamiento de temperautra a proceso de 22°C (40°F) |
| 11 | Aire comprimido a los niveles de 3.1 barg (45 psig), 10.3 (150), 20.6 (300) o 30.9 (450) |
| 12 | Aire para instrumentos a 3.1 barg (45 psig), con -18°C (0°F) de punto de rocío |
| 13 | Combustibles: gas de 37,200 kJ/m ³ (1,000 Btu/SCF) a 0.35-0.69 barg (5-10 psig), o hasta 1.73 barg (25 psig) para algunos tipos de quemadores; líquidos a 39.8 GJ/m ³ (6 millones Btu/barril) |
| 14 | Fluidos de transferencia de calor: aceites de petróleo por debajo de 315°C (600°F), Dowtherms por debajo de 400°C (750°F), sales fundidas por debajo de 600°C (1100°F), fuego directo o electricidad por encima de 450 °C (840°F) |
| 15 | Electricidad: 0.75-74.7 kW, (1-100 HP), 220-550 V; 149-1864 kW (200-2500 HP), 2300-4000 V |

Costeo de Equipo usando CAPCOST

$$\log_{10} C_p^o = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 (\log_{10} A)^2 \quad A.1$$

$$C_{BM} = C_p (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad A.4$$

| | Recipiente | | |
|------------------|----------------|---------------|----------|
| | V-102 | 2001 | |
| | Volumen | Costo | |
| | m ³ | dólar | |
| Base | 4.48 | 6,840 | C_p^o |
| Bare module cost | 4.48 | 57,258 | C_{BM} |

| | Cambiador | | |
|------------------|----------------|---------------|----------|
| | E-105 | 2001 | |
| | Área | Costo | |
| | m ² | dólar | |
| Base | 14.5 | 15,601 | C_p^o |
| Bare module cost | 14.5 | 51,327 | C_{BM} |

$$F_{P,vessel} = \frac{(P+1)D}{2[850-0.6(P+1)]} + 0.00315 \quad \text{para } t_{vessel} \geq 0.0063 \text{ m}$$

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \quad A.3$$

| | Bomba con motor | | |
|------------------|-----------------|---------------|----------|
| | P-101 | 2001 | |
| | Potencia | Costo | |
| | kW | dólar | |
| Base | 14.0 | 24,623 | C_p^o |
| Bare module cost | 14.0 | 87,295 | C_{BM} |

| | Compresor | | | |
|------------------|-----------|---------------|---------------|---------------|
| | C-101 | 2001 | 2001 | Total |
| | Potencia | Costo | Costo | Costo |
| | kW | dólar | dólar | dólar |
| Base | 50.2 | 20,222 | 22,590 | |
| Bare module cost | 50.2 | 55,408 | 33,885 | 89,293 |

Fuera del rango para la correlación

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \quad A.3$$

| | Compresor | | | |
|------------------|-----------|---------------|---------------|---------------|
| | C-101 | 2001 | 2001 | Total |
| | Potencia | Costo | Costo | Costo |
| | kW | dólar | dólar | dólar |
| Base | 50.2 | 22,968 | 22,590 | |
| Bare module cost | 50.2 | 55,352 | 33,885 | 89,238 |

Costeo de Equipo usando CAPCOST

$$\log_{10} C_p^o = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 (\log_{10} A)^2 \quad A.1$$

$$C_{BM} = C_p (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad A.4$$

| | Torre | | |
|------------------|----------------|----------------|----------|
| | T-101 | 2001 | |
| | Volumen | Costo | |
| | m ³ | dólar | |
| Base | 48.0 | 35,895 | C_p^o |
| Bare module cost | 48.0 | 146,092 | C_{BM} |

| | Platos | | |
|------------------|----------------|---------------|----------|
| | T-101 | 2001 | |
| | Área | Costo | |
| | m ² | dólar | |
| Base | 2.1 | 1,527 | C_p^o |
| Bare module cost | 2.1 | 61,277 | C_{BM} |

$$F_{P,vessel} = \frac{(P+1)D}{2[850-0.6(P+1)]} + 0.00315 \quad \text{para } t_{vessel} \geq 0.0063 \text{ m}$$

$$\log_{10} F_q = 0.4771 + 0.08516 \log_{10} N - 0.3473 (\log_{10} N)^2 \quad \text{para } N < 20$$

$$F_q = 1.0 \quad \text{para } N \geq 20$$

| | Torre y Platos | | |
|---------------------------------|----------------|----------------|----------|
| | T-101 | 2001 | |
| | | Costo | |
| Bare module cost torre y platos | | 207,369 | C_{BM} |

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

- Los ingenieros químicos con experiencia tienen las habilidades necesarias para realizar cálculos detallados y exactos para el diseño, análisis y operación de equipo y procesos químicos.
- Esto se usará para:
 - Revisión de nuevos diseños de procesos.
 - Estimar tamaños de equipos y sus desempeños.
 - Resolver problemas con sistemas de operación.
 - Verificar que los resultados obtenidos de computadora y simulaciones sean adecuadamente razonables.
 - Suministrar valores razonables para iniciar un simulador y asegurar convergencia.
 - Obtener estimaciones del costo de las unidades de proceso.
 - Desarrollar Distribuciones preliminares de equipo de proceso.

Heurísticos

- Cuando el diseño de un proceso es revisado, es aconsejable comparar el diseño con reglas adecuadamente establecidas.
- Aunque el diseño difiere de los resultados de estos métodos rápidos, permite identificar rápidamente diferencias grandes y errores potenciales.
- Las reglas prácticas ayuda a los ingenieros a comprobar su trabajo a medida que progresa el diseño

Heurísticos

- Un heurístico tiene que ver con conocimientos prácticos respecto de tamaño de equipo, condiciones de operación, y *performance* de equipo que reduce la necesidad de realizar muchos cálculos.
- A menudo son llamadas “ Rule Of Thumb ”.
- Un ejemplo de heurístico es la velocidad de diseño de 2 m/s para el cálculo de tuberías.

Utilización de Heurísticos

- Verificación de diseño de nuevo proceso
- Proveer de tamaño de equipo y estimar la *performance*.
- Ayudan a problemas de localización de fallas en la operación de sistemas.
- Verificar la razonabilidad de resultados de cálculos de computadora y simulaciones.
- Proveer de valores iniciales razonables de inicio para un simulador de proceso para lograr convergencia de programa.
- Obtener costos aproximados para unidades de proceso
- Desarrollando layout preliminares de proceso.

Características de los Heurísticos

- Un heurístico no garantiza una solución.
- Un heurístico puede contradecir a otro heurístico.
- Permite reducir el tiempo para resolver un problema.
- Su aceptación depende del contexto inmediato en lugar de en un estándar absoluto.

Importancia de la Experiencia

- Es importante para poder usar conocimiento ganado de la experiencia para los problemas futuros.
- Un ingeniero experimentado retiene un cuerpo de información, formado mayormente de heurísticos y métodos de cálculo *short-cut*, esto es disponible para ayuda a solucionar problemas nuevos.

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

- **Métodos cortos y reglas heurísticas.**
- Un **método corto** sustituye la necesidad de cálculos amplios y que consumen menos tiempo.
- **HEURISTICO: que sirve para guiar, descubrir o revelar. De valor para la investigación empírica pero sin prueba o incapaz de ser demostrado.**
- Así pues una **heurística** es una regla que concierne al tamaño de los equipos, condiciones de operación y desempeño del equipo que reduce la necesidad de cálculos extensos.

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

- **Métodos cortos y reglas heurísticas.**
- Llamaremos a ambos conceptos como Guías generales o simplemente guías.
- Las guías y los heurísticos las usamos con frecuencia para realizar estimaciones rápidas en diversas situaciones de desempeño en el campo profesional.
- Proceso mediante el cual se genera una regla heurística (PAR):
 - **P**redecir
 - **A**utentificar
 - **R**e-evaluar

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

- **PAR.**
- **1. Predicción:** implica hacer suposiciones basándose en reglas heurísticas y la experiencia. Los cálculos deberán hacerse con métodos cortos.
- **2. Autenticar/Analizar:** Se buscan ecuaciones que describan el fenómeno o proceso involucrado y se realizan cálculos para obtener el resultado. Es posible usar datos de operaciones reales para esta etapa.
- **3. Re-evaluar/Repensar:** Comparación de la respuesta de 2 con la solución predicha en 1. Corregirla en caso necesario modificando el razonamiento que generó la discrepancia. Este es el paso crítico.

Relación a caso base

Hay que establecer predicciones de cambios del proceso sobre datos de operación conocidos, no sobre datos de diseño.

$$X = \frac{x_2}{x_1}$$

X1: Característica del sistema del caso base

X2: característica del sistema en el nuevo caso.

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

• Ejemplo 9.1

- Evaluar el coeficiente de transferencia de calor para agua a 93 °C y que fluye a 3.05 m/s dentro de un tubo de 38 mm de diámetro.
- De experiencia previa se sabe que el coeficiente para el agua a 25 °C y a 1.83 m/s en estos tubos es de 5.25 kW/(m² °C).
- Usando el método PAR
- Paso 1. Predecir: Suponer que la velocidad y la temperatura no afectan, esto da un $h=5.25$ kW/(m² °C)
- Paso 2. Autenticar/ Analizar
- Usando la ecuación de Sieder y Tate para la predicción del número de Nusselt en tubos tenemos:

$$Nu = hD/k = 0.023 \left(\frac{Dv\rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3}$$

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

• Ejemplo 9.1 (continuación)

| Propiedad | Unidad | a 21°C | a 93°C | Relación |
|----------------|-------------------|---------|----------|----------|
| ρ | kg/m ³ | 997.992 | 963.284 | 0.9652 |
| k | W/m°C | 0.604 | 0.678 | 1.1225 |
| C _p | kJ/kg °C | 4.19 | 4.2 | 1.0024 |
| μ | kg/m s | 0.00098 | 0.000306 | 0.3122 |

- La relación de los números de Nusselt para las condiciones a 93°C y 21°C es:

$$\frac{Nu'}{Nu} = \frac{h' D' k}{h D k'} = \left(\frac{D' v' \rho' \mu}{D v \rho \mu'} \right)^{0.8} \left(\frac{Cp' \mu' k}{Cp \mu k'} \right)^{1/3}$$

- Reagrupando, la relación de los coeficientes de transferencia de calor para las condiciones a 93°C y 21°C es:

$$\frac{h'}{h} = \left(\frac{D'}{D} \right)^{0.2} \left(\frac{v'}{v} \right)^{0.8} \left(\frac{\rho'}{\rho} \right)^{0.8} \left(\frac{\mu}{\mu'} \right)^{0.467} \left(\frac{Cp'}{Cp} \right)^{1/3} \left(\frac{k'}{k} \right)^{2/3}$$

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

- **Ejemplo 9.1 (continuación)**
- **Los cálculos nos dan un valor para $h'/h = 2.7230$**
- **Con lo cual el coeficiente de transferencia de calor a las condiciones de 93°C es:**
 - **$h' = 14.30 \text{ kW}/(\text{m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C})$**
- **Que sí lo comparamos con $h = 5.25 \text{ kW}/(\text{m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C})$ vemos que la diferencia es notoria.**

Criterios de ingeniería para diseñar equipos

- **Ejemplo 9.1 (continuación)**
- a) Se puede concluir que los cambios de temperatura en las propiedades fisicoquímicas de densidad, calor específico y conductividad térmica son despreciables.
- b) El efecto del diámetro es pequeño, ya que en la ecuación derivada está elevado al exponente 0,2.
- c) El efecto más notable lo representan la velocidad y la viscosidad, ya que la primera tiene un exponente de 0,8, mientras que la segunda un exponente de 0,467 y la temperatura ocasiona cambios grandes en la misma.
- d) Recordemos que esto es válido para las condiciones donde la ecuación de Sieder y Tate es válida.
- Verse la siguiente ecuación como referencia:

$$\frac{h'}{h} = \left(\frac{D'}{D}\right)^{0.2} \left(\frac{v'}{v}\right)^{0.8} \left(\frac{\rho'}{\rho}\right)^{0.8} \left(\frac{\mu}{\mu'}\right)^{0.467} \left(\frac{Cp'}{Cp}\right)^{1/3} \left(\frac{k'}{k}\right)^{2/3}$$