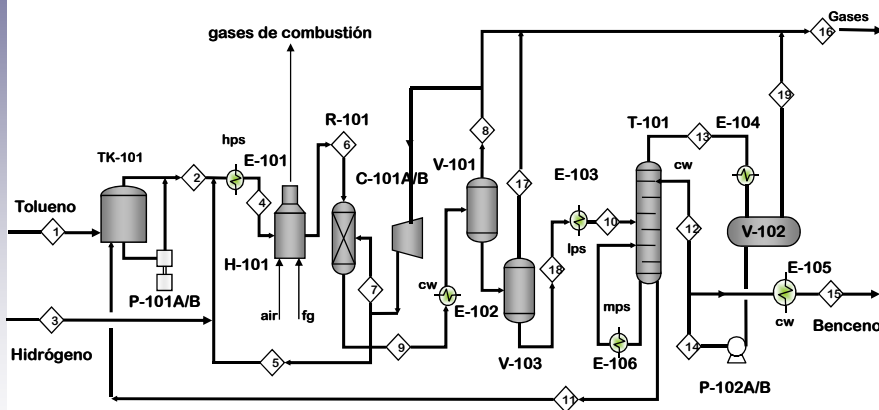


DFP. Planta de Benceno



Corrientes de Proceso

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Temperatura (°C)	25	59	25	225	41	600	41	38	654
Presión (bar)	1.90	25.8	25.5	25.2	25.5	25.0	25.2	23.9	24.0
Fracción de vapor	0.0	0.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Flujo Másico (ton/hr)	10.0	13.3	0.82	20.5	6.41	20.5	0.36	9.2	20.9
Flujo Molar (kmol/hr)	108.7	144.2	301.0	1204.4	758.8	1204.4	42.6	1100.8	1247.0
Comp. molar (kmol/hr)									
Hidrógeno	0.0	0.0	286.0	735.4	449.4	735.4	25.2	651.9	652.4
Metano	0.0	0.0	15.0	317.3	302.2	317.3	16.95	438.3	442.3
Benceno	0.0	1.0	0.0	7.6	6.6	7.6	0.37	9.55	116.0
Tolueno	108.7	143.2	0.0	144.0	0.7	144.0	0.04	1.05	36.0

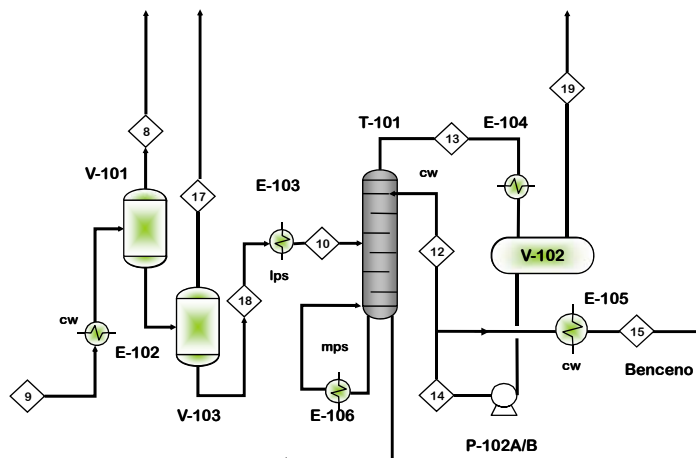
Corriente	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Temperatura (°C)	90	147	112	112	112	38	38	38	38	112
Presión (bar)	2.6	2.8	3.3	2.5	3.3	2.3	2.50	2.80	2.90	2.50
Fracción de vapor	0.0	0.0	0.0	1.0	0.0	0.0	1.0	1.0	0.0	1.0
Flujo Másico (ton/hr)	11.6	3.27	14.0	22.7	22.7	8.21	2.61	0.07	11.5	0.01
Flujo Molar (kmol/hr)	142.2	35.7	185.2	290.7	290.7	105.6	304.6	4.06	142.2	0.90
Comp. molar (kmol/hr)										
Hidrógeno	0.02	0.0	0.0	0.02	0.0	0.0	178.0	0.67	0.02	0.02
Metano	0.88	0.0	0.0	0.88	0.0	0.0	123.2	3.1	0.88	0.88
Benceno	106.3	1.1	184.3	289.5	289.5	105.2	2.85	0.3	106.3	0.0
Tolueno	35.0	34.6	0.88	1.22	1.22	0.4	0.31	0.0	35.0	0.0

Propiedades de los compuestos

	Hidrógeno	Metano	Benceno	Tolueno
Fórmula	H ₂	CH ₄	C ₆ H ₆	C ₇ H ₈
Peso Molecular	2,016	16,04	78,11	92,13
Gravedad Específica	---	---	0,879	0,866
Solubilidad (g/100g H ₂ O)	Insoluble	Insoluble	Insoluble	Insoluble
P. fusión (K)	13,96	90,65	278,68	178,16
P. ebullición normal (K)	20,39	111,65	353,25	383,77
ΔH vaporización normal (kJ/gmol)	0,904	8,179	30,765	33,47



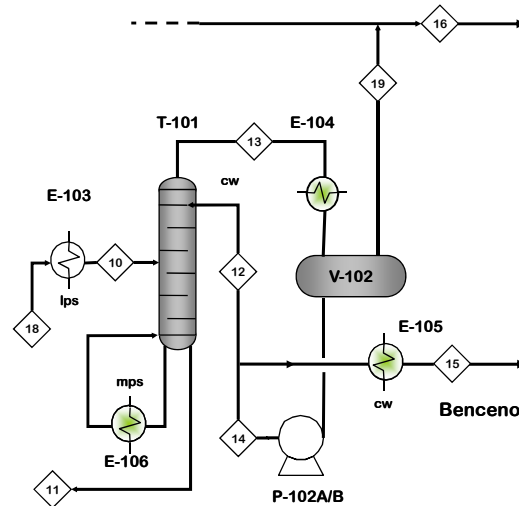
Tambores de Separación



DFP
Propiedades



Intercambiadores de Calor



DFP
Propiedades



Intercambiador E-104

Corriente 13 contiene 99,6% Benceno

$$Q = F^{mol} \cdot \Delta H_v \quad \text{Calor latente}$$

Se aproxima ΔH_v al de benceno puro.

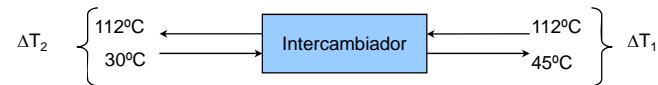
$$Q = 289,46 \frac{kmol}{h} \cdot 30,765 \frac{kJ}{gmol} \cdot 1.000 \frac{gmol}{kmol} = 8.905.237 \frac{kJ}{h} = 8.440.983 \frac{BTU}{h}$$

**Este es el calor a retirar
de la corriente**

DFP
Propiedades



Intercambiador E-104



$$\Delta T_1 = (112 - 45)^\circ C = 67^\circ C$$

$$\Delta T_2 = (112 - 30)^\circ C = 82^\circ C$$

$$\Delta T_{\log} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{(82 - 67)^\circ C}{\ln\left(\frac{82}{67}\right)} = 74,25^\circ C = 133,65^\circ F$$

DFP
Propiedades

Intercambiador E-104

Para condensadores con agua de enfriamiento se tiene:

$$U = 150 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{\log}$$

Luego:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{8.440.983 \frac{BTU}{h}}{150 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F} \cdot 133,65^\circ F} = 421,06 \text{ ft}^2 = 39,12 \text{ m}^2$$

DFP
Propiedades

Intercambiador E-106

El calor del rehervidor se puede estimar por la ecuación de los **"5 minutos del Ingeniero Químico"**

$$Q_r = \frac{350,5 \cdot sg \cdot (R + D) \cdot \Delta H_v}{24}$$

$$Q_r = (R + D) \cdot \Delta H_v$$

$$(R + D) = 289,46 \text{ kmol/h}$$

$$Q_r = 289,46 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot 30,765 \frac{\text{kJ}}{\text{gmol}} \cdot 1.000 \frac{\text{gmol}}{\text{kmol}} = 8.905.237 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 8.440.983 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

350,5	lb agua por bbl
24	horas por día
D	Flujo de destilado (bpd)
R	Flujo de reciclo (bpd)
ΔH_v	Calor de vaporización (BTU/lb)
Q_r	Calor del rehervidor (BTU/h)
Sg	Gravedad específica

[DFP](#)
[Propiedades](#)

Intercambiador E-106

Para rehervidores se tiene:

$$U = 250 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \quad \text{Y se toma un } \Delta T = 45^\circ\text{F}$$

Luego:

$$\frac{Q_r}{A} = U \cdot \Delta T = 11.250 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2}$$

$$A = \frac{Q_r}{U \cdot \Delta T} = \frac{8.440.983 \text{ BTU/h}}{11.250 \text{ BTU/h} \cdot \text{ft}^2} = 750,31 \text{ ft}^2 = 69,71 \text{ m}^2$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)

Intercambiador E-105

Corriente 15 contiene 99,6% Benceno

$$Q = F^{\text{másico}} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad \text{Calor sensible}$$

Se aproxima C_p al de benceno puro.

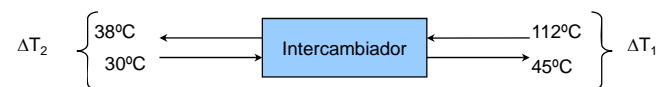
$$\Delta T = (112 - 38)^{\circ}\text{C} = 78^{\circ}\text{C} = 133,2^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 8.210 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 0,4536 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \cdot 1,5066 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^{\circ}\text{F}} \cdot 133,2^{\circ}\text{F} = 747.340,28 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

DFP
Propiedades



Intercambiador E-105



$$\Delta T_1 = (112 - 45)^{\circ}\text{C} = 67^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_2 = (38 - 30)^{\circ}\text{C} = 8^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{\log} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{(8 - 67)^{\circ}\text{C}}{\ln\left(\frac{8}{67}\right)} = 27,76^{\circ}\text{C} = 49,97^{\circ}\text{F}$$

DFP
Propiedades



Intercambiador E-105

Para intercambiadores agua-líquido se tiene:

$$U = 150 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{\log}$$

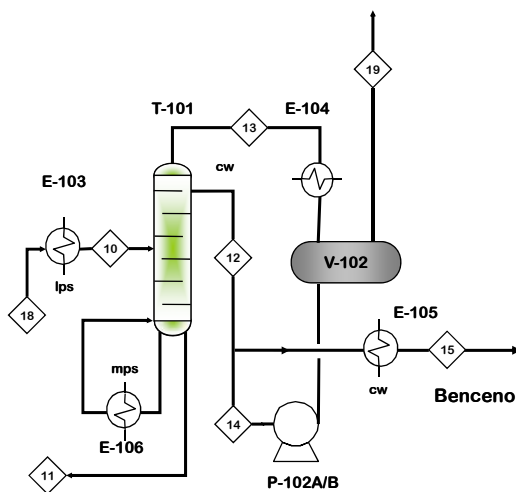
Luego:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{747.340,28 \frac{BTU}{h}}{150 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F} \cdot 49,97^\circ F} = 99,7 \text{ ft}^2 = 9,26 \text{ m}^2$$

DFP
Propiedades



Columna de Destilación



DFP
Propiedades



Columna T-101

El número mínimo se calcula como:

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

Tope: [Corriente 15](#)

$$x_{\text{tope}} = \frac{F_{\text{benceno}}^{\text{mol}}}{F_{\text{total}}^{\text{mol}}} \frac{105,2 \text{ kmol/h}}{105,6 \text{ kmol/h}} = 0,9962$$

Fondo: [Corriente 11](#)

$$x_{\text{fondo}} = \frac{F_{\text{benceno}}^{\text{mol}}}{F_{\text{total}}^{\text{mol}}} \frac{1,1 \text{ kmol/h}}{35,7 \text{ kmol/h}} = 0,0308$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)

Columna T-101

La volatilidad por la Ecuación de Antoine:

$$\ln \frac{P^{\text{sat}}}{P_c} = A - \frac{B}{T(K) + C}$$

$$\alpha = \frac{P_1^{\text{sat}}}{P_2^{\text{sat}}}$$

P. Vapor (kPa)	112°C	147°C
Benceno	243,76	546,21
Tolueno	106,98	263,22
α	2,28	2,08

$$\alpha_{\text{tope}} = 2,28$$

$$\alpha_{\text{fondo}} = 2,08$$

$$\bar{\alpha} = \sqrt{\alpha_{\text{tope}} \cdot \alpha_{\text{fondo}}} = 2,18$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)

Columna T-101

El número de platos será:

$$N_{\min} = \frac{\ln \left(\frac{\left(\frac{0,9962}{1-0,9962} \right)}{\left(\frac{0,0308}{1-0,0308} \right)} \right)}{\ln(2,18)} = 11,57$$

$$N_{\text{etapas teóricas}} = 2 \cdot N_{\min} = 2 \cdot 11,57 = 23,14$$

$$N_{\text{etapas reales}} = 2 \cdot N_{\text{etapas teóricas}} = 2 \cdot 23,14 = 46,3 \approx 46$$

$$N_{\text{platos}} = N_{\text{etapas reales}} - 1 = 46 - 1 = 45$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)



Columna T-101

La altura de la torre:

$$H_{\text{torre}} = 1,1 \cdot \text{espaciamiento} \cdot N_{\text{platos}} = 1,1 \cdot 0,6m \cdot 45 = 29,7m$$

El diámetro se estima a partir del calor del rehervidor:

$$Q_r \times 10^{-6} = 0,3 \cdot D^2$$

Anteriormente habíamos calculado el calor del rehervidor:

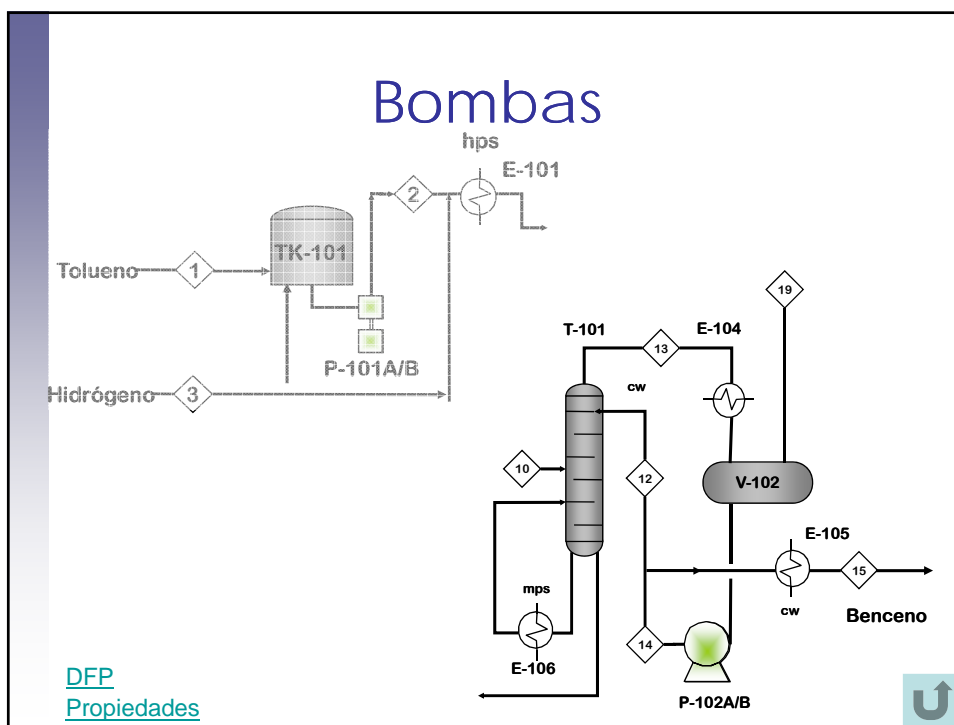
$$Q_r = 8.440.983 \text{ BTU/h}$$

$$D = 3,0415 \text{ ft} = 0,93m \approx 1m$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)



Dimensionamiento de equipos *Planta de Benceno*



Bomba P-101

Corriente 2 Tolueno Puro

$$F^v = \frac{F^m}{\rho} = \frac{13,3 \text{ ton/h}}{866 \text{ kg/m}^3} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \cdot \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} = 0,255 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

El cabezal de bomba puede estimarse por la ecuación de los **"5 minutos del Ingeniero Químico"**

$$H[\text{ft}] = 2,31 \cdot \Delta P[\text{psi}] \cdot \text{sg}$$

DFP
Propiedades

Bomba P-101

El diferencial de presión (corriente 2 y1)

$$\Delta P[\text{psi}] = (25,8 - 1,90) \text{ bar} = 23,9 \text{ bar} = 351,33 \text{ psi}$$

Luego el cabezal de la bomba

$$H[\text{ft}] = 2,31 \cdot 351,33 \cdot 0,866 = 702,82 \text{ ft} = 214,22 \text{ m}$$

DFP
Propiedades

Bomba P-101

La potencia de la bomba

$$Potencia * [Hp] = \frac{F^v [gpm] \cdot H [ft] \cdot sg}{3960}$$

$$Potencia * [Hp] = \frac{\left(0,255 \frac{m^3}{min}\right) \left(264,1728 \frac{gal}{m^3}\right) \cdot 702,82 ft \cdot 0,866}{3960}$$

$$Potencia * [Hp] = 10,35 Hp$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)

Bomba P-102

Corriente 13 mezcla de benceno y tolueno

$$\rho = \frac{F^{masico}}{F^{vol}} = \frac{F^{masico}}{\sum_i F_i^{vol}} = \frac{F^{masico}}{\sum_i F_i^{mas} / \rho_i} = \frac{F^{masico}}{\sum_i F_i^{mol} \cdot PM_i / \rho_i}$$

$$\rho = \frac{22.700 \frac{kg}{h}}{\frac{289,46 \frac{kmol}{h} \cdot 78,11 \frac{kg}{kmol}}{879 \frac{kg}{m^3}} + \frac{1,22 \frac{kmol}{h} \cdot 92,13 \frac{kg}{kmol}}{866 \frac{kg}{m^3}}}$$

$$\rho = 878,08 \frac{kg}{m^3}$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)

Bomba P-102

El Flujo volumétrico será

$$F^v = \frac{F^m}{\rho} = \frac{22,7 \text{ ton/h}}{878,08 \text{ kg/m}^3} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \cdot \frac{h}{60 \text{ min}} = 0,4308 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

Diferencial de Presión ([corriente 14 y 19](#))

$$\Delta P[\text{psi}] = (3,3 - 2,5) \text{ bar} = 0,8 \text{ bar} = 23,5254 \text{ psi}$$

$$H[\text{ft}] = 2,31 \cdot 23,5254 \cdot 0,87808 = 47,72 \text{ ft} = 14,54 \text{ m}$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)



Bomba P-102

La potencia de la bomba

$$\text{Potencia} * [\text{Hp}] = \frac{F^v [\text{gpm}] \cdot H[\text{ft}] \cdot \text{sg}}{3960}$$

$$\text{Potencia} * [\text{Hp}] = \frac{\left(0,4308 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}\right) \left(264,1728 \frac{\text{gal}}{\text{m}^3}\right) \cdot 47,72 \text{ ft} \cdot 0,87808}{3960}$$

$$\text{Potencia} * [\text{Hp}] = 1,2 \text{ Hp}$$

[DFP](#)
[Propiedades](#)



DFP. Planta de Benceno

