



**P2.1.-** Determinar la composición de una mezcla supuesta ideal de acetona y tolueno, que hierve a 80 °C, si a esta temperatura sus  $p^{\circ}_{\text{vap}}$  son de 1610 y 290 mmHg, respectivamente.

| Sustancia | Formula                        | $P_{\text{vap}} 80^{\circ}\text{C}$<br>(mmHg) | Masa<br>molecular |
|-----------|--------------------------------|---|-------------------|
| Acetona   | $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$ | 1610  | 58                |
| Tolueno   | $\text{C}_7\text{H}_8$         | 290   | 92                |

Teniendo en cuenta que la disolución hierve cuando  $P_T$  es igual a la presión atmosférica

$$P_T = P^{\circ}_{\text{acet}} x_{\text{acet}} + P^{\circ}_{\text{tol}} (1 - x_{\text{acet}}) = P^{\circ}_{\text{tol}} + x_{\text{acet}} (P^{\circ}_{\text{acet}} - P^{\circ}_{\text{tol}})$$

Sustituyendo

$$P_T = 760 \text{ mm Hg} = 290 + x_{\text{acet}} (1610 - 290) \Rightarrow$$

$$x_{\text{acet}} = 0,356$$

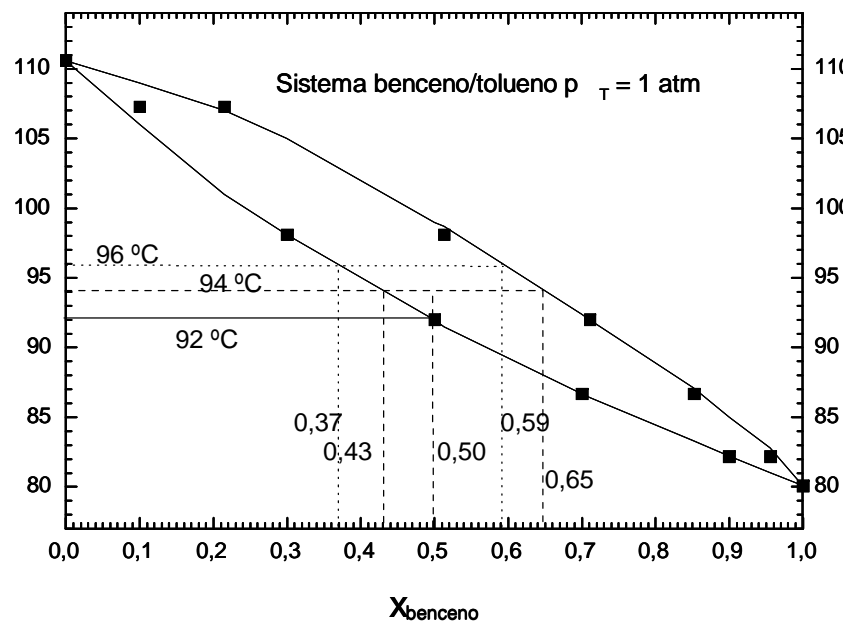


**P2.2.-** Las fracciones molares de líquido y vapor en equilibrio y las temperaturas de ebullición para mezclas de benceno y tolueno son las siguientes:

|                                       |       |       |       |       |       |       |      |
|---------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|------|
| $x \text{ C}_6\text{H}_6 \text{ (l)}$ | 0     | 0,1   | 0,3   | 0,5   | 0,7   | 0,9   | 1    |
| $y \text{ C}_6\text{H}_6 \text{ (g)}$ | 0     | 0,215 | 0,513 | 0,711 | 0,852 | 0,956 | 1    |
| $T \text{ (}^\circ\text{C)}$          | 110,6 | 107,3 | 98,1  | 92,0  | 86,7  | 82,2  | 80,1 |

- Trace el diagrama de puntos de ebullición del sistema benceno/tolueno.
- Determine la temperatura de ebullición de la mezcla líquida de fracción molar en benceno 0,37 y la composición del vapor en equilibrio.
- Si se calienta una mezcla equimolecular de benceno y tolueno hasta que la temperatura de ebullición aumente en  $2^\circ\text{C}$ , calcule la composición de la mezcla líquida y la cantidad de líquido que ha pasado a vapor.

**Temperatura**



**BASE DE CÁLCULO: 1 mol de disolución**

El número de moles se conserva, por lo que los moles iniciales han de ser igual a los existentes en fase vapor más los de la fase líquida a la temperatura de ebullición.

$$E = S$$

nº de moles totales:  $n_v + n_l = 1$

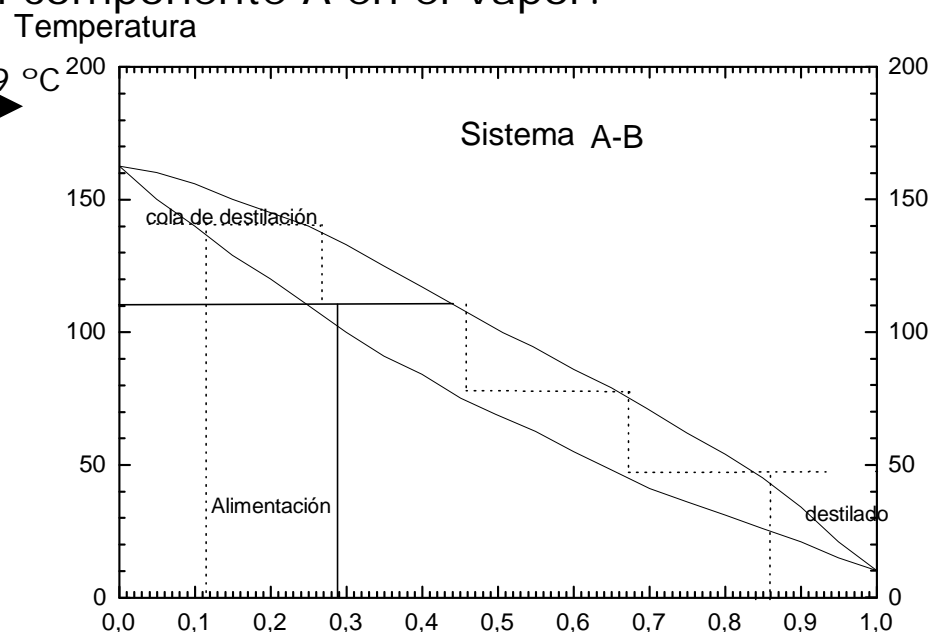
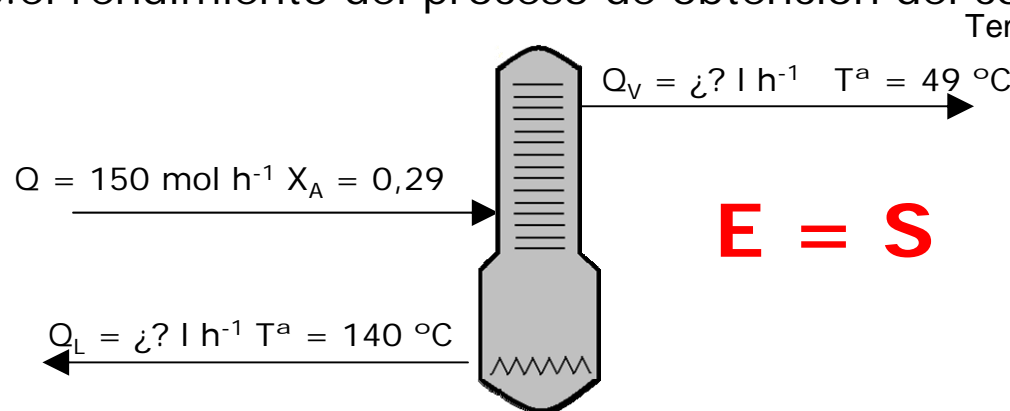
nº de moles de benceno:  $0,65 \cdot n_v + 0,43 \cdot n_l = 0,5 \cdot 1$   $n_v = 0,32$

**% vaporizado = 32%**



**P2.3.-** En un proceso de destilación con reflujo de una mezcla de componentes A y B, cuya curva de destilación queda reflejada en el gráfico adjunto, se introducen en la columna de fraccionamiento 150 mol h<sup>-1</sup> de disolución de fracción molar 0,29 en A a 110 °C. Si las temperaturas del vapor y el líquido obtenidos son respectivamente de 49 y 140 °C, determinar:

- la fracción molar en A del vapor y líquido obtenidos,
- el caudal de líquido y vapor condensado a la salida del destilador,
- el rendimiento del proceso de obtención del componente A en el vapor.



**BASE DE CÁLCULO: 1 hora.**

**Balance de A:**

$$150 \cdot 0,29 = 0,84 \cdot Q_V + 0,10 Q_L = 43,5$$

**Balance total**

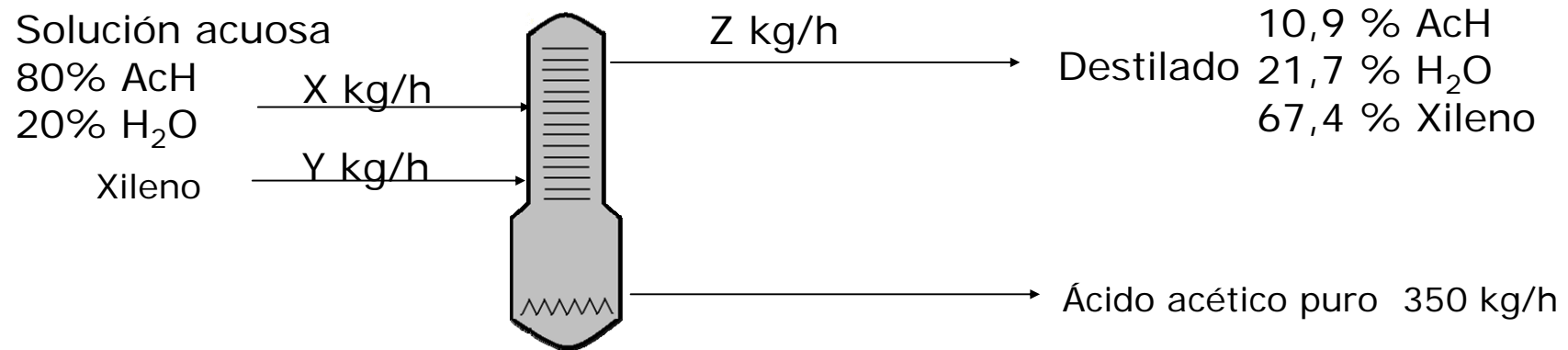
$$150 = Q_V + Q_L$$

$$Q_L = 111,5 \text{ mol} \cdot \text{h}^{-1} \quad Q_V = 38,5 \text{ mol} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$R (\%) = 38,5 \cdot 0,84 / (150 \cdot 0,29) \cdot 100 = 74 \%$$



**P2.4.-** Dado el esquema de la figura adjunta, para un sistema de destilación por arrastre de vapor de xileno. Calcule los flujos de alimentación y del destilado.



**BASE DE CÁLCULO: 1 hora.**

$$E = S$$

**Balance de ac. acético:**

$$0,8 \cdot X = 0,109 \cdot Z + 350$$

**Balance de agua:**

$$0,2 \cdot X = 0,217 \cdot Z$$

**Balance de Xileno:**

$$Y = 0,674 \cdot Z$$

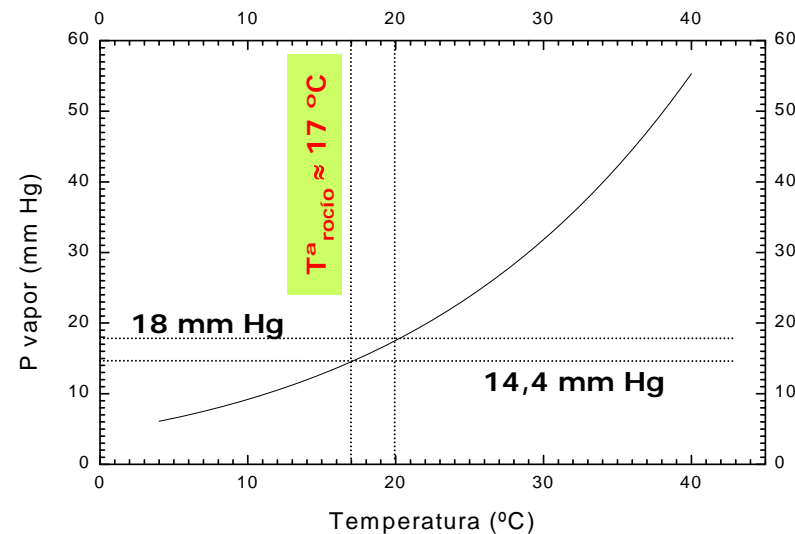
$$X = 500 \text{ kg/h}$$

$$Y = 311 \text{ kg/h}$$

$$Z = 461 \text{ kg/h}$$



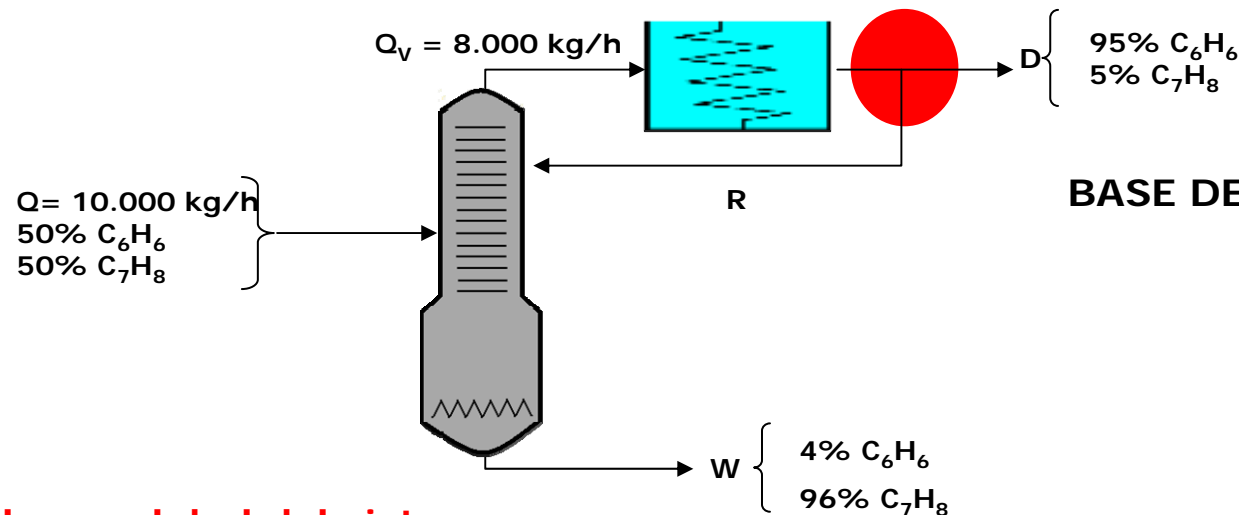
**P2.5.-**Dada la gráfica adjunta, ¿cuál sería la temperatura de rocío de una corriente de gas con una humedad relativa del 80 % a 20 °C?



$$HR = \frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{H}_2\text{O}}^0} \cdot 100 \Rightarrow P_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{HR \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}^0}{100} \quad P_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{80 \cdot 18}{100} = 14,4 \text{ mm Hg}$$



**P2.6.**-En una columna de destilación se procede a la separación de 10.000 kg/h de una mezcla de benceno y tolueno al 50 %. El producto recuperado, tras condensar el vapor (V) en cabeza de columna, contiene un 95% de benceno y el residuo recogido en cola de columna (W), un 96% de tolueno. La corriente de vapor que llega al condensador es de 8.000 kg/h. Una parte del producto se regresa a la columna como reflujo (R) ¿Cuál es la relación entre el reflujo y el producto destilado (R/D)? (Nota todos los porcentajes son en peso)



BASE DE CÁLCULO: 1 hora.

$$E = S$$

**Balance global del sistema:**

$$C_6H_6 \Rightarrow 5.000 = 0,04 * W + 0,95 * D$$

$$C_7H_8 \Rightarrow 5.000 = 0,96 * W + 0,05 * D$$

$$\text{Total} \Rightarrow 10.000 = W + D$$

$$D = 5.055 \text{ kg/h}$$

$$W = 4.945 \text{ kg/h}$$

**Balance a la salida del condensador:**

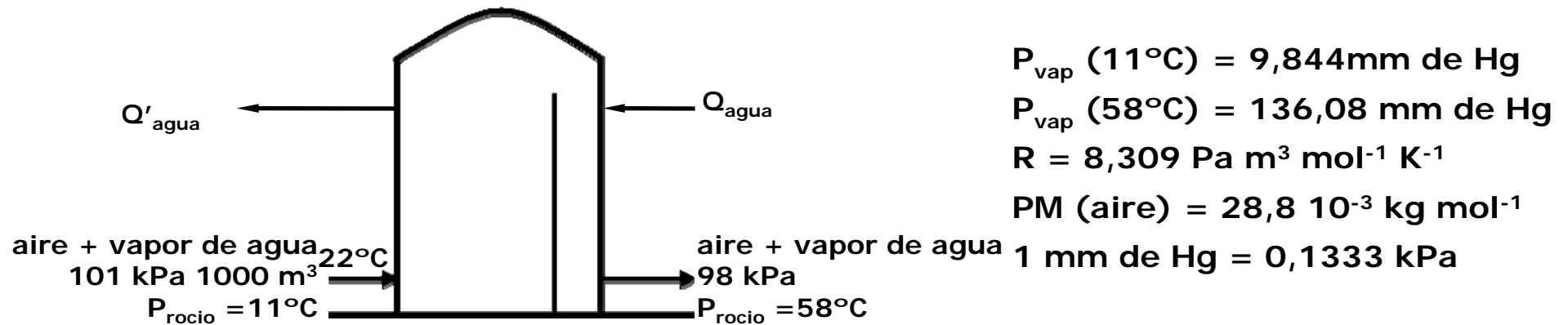
$$\text{Total} \Rightarrow V = R + D$$

$$R = 2.945 \text{ kg/h}$$

$$R/D = 0,583$$



**P2.7.-** A un proceso entran 1000 m<sup>3</sup> de aire húmedo a 101 kPa y 22°C, con un punto de rocío de 11°C. El aire sale del proceso a 98 kPa con un punto de rocío de 58°C  
¿Cuántos kilogramos de vapor de agua se adicionan por cada kilogramo de aire húmedo que entra al proceso?



**BASE DE CÁLCULO:** 1000 m<sup>3</sup> de aire húmedo en la corriente de entrada

$$E = S$$

**Balance de aire seco:**

Entrada:

$$(101 - 9,844 \cdot 0,1333) \cdot 10^3 \cdot \text{Pa} \cdot 1000 \text{ m}^3 = n_{\text{aire}} \cdot 8,309 \text{ Pa m}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ K}^{-1} \cdot (273 + 22) \text{ K} \quad n_{\text{aire}} = 40,670 \text{ kmol}$$

Salida:

$$V_{\text{salida}} = 40,670 \cdot 10^3 \text{ mol} \cdot 8,309 \text{ Pa m}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ K}^{-1} \cdot (273 + 58) \text{ K} / (98 - 136,08 \cdot 0,1333) 10^3 \text{ Pa} = 1400,6 \text{ m}^3$$



## P2.7.- (cont.)

### Balance de vapor de agua:

Entrada:

$$9,844 \cdot 0,1333 \cdot 103 \text{ Pa} \cdot 1000 \text{ m}^3 = n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 8,309 \text{ Pa m}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ K}^{-1} \cdot (273+22) \text{ K} \quad n_{\text{H}_2\text{O}} = 535,3 \text{ mol}$$

Salida:

$$136,08 \cdot 0,1333 \cdot 103 \text{ Pa} \cdot 1400,6 \text{ m}^3 = n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 8,309 \text{ Pa m}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ K}^{-1} \cdot (273+58) \text{ K} \quad n_{\text{H}_2\text{O}} = 9237,7 \text{ mol}$$

### Corriente de entrada:

$1000 \text{ m}^3 \Leftrightarrow 40670 \text{ moles de aire} + 535,3 \text{ moles de H}_2\text{O} \Leftrightarrow 40,670 \cdot 28,8 \text{ kg de aire} + 0,5353 \cdot 18 \text{ kg de H}_2\text{O} \Leftrightarrow 1180,9 \text{ kg de aire húmedo}$

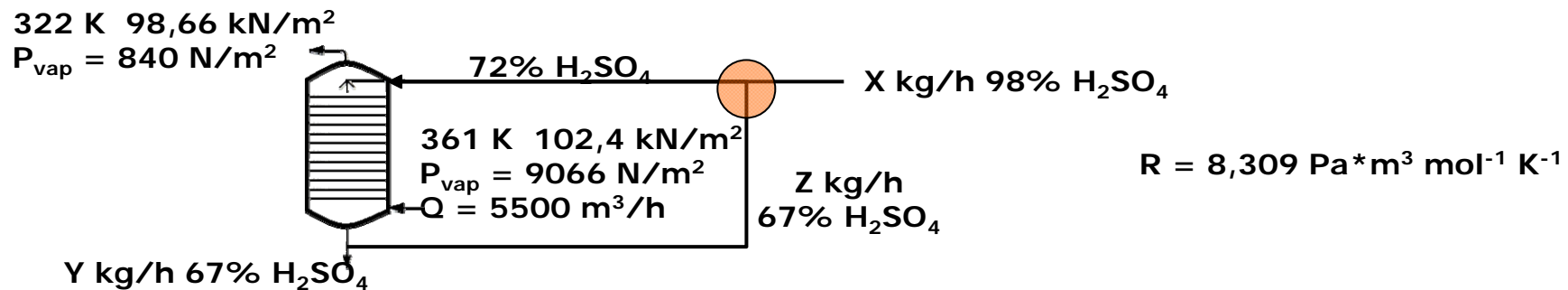
### H<sub>2</sub>O incorporada a la corriente de salida:

$9237,7 - 535,3 \Leftrightarrow 8702,4 \cdot 18 \cdot 10^{-3} \text{ kg} / 1180,9 \text{ kg aire húmedo} \Leftrightarrow 0,133 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg entrada aire húmedo}$





**P2.8.**-Se desea secar una corriente de  $5500 \text{ m}^3/\text{h}$  de aire húmedo (medidos a  $361 \text{ K}$  y  $102,4 \text{ kN/m}^2$ ) con una presión parcial de vapor de agua de  $9066 \text{ N/m}^2$ . Para ello se pone en contacto dicha corriente con otra de ácido sulfúrico del 72% en peso en una columna de absorción. El aire "seco" abandona la columna a  $322 \text{ K}$  y  $98,66 \text{ kN/m}^2$ , con una presión parcial de vapor de agua de  $840 \text{ N/m}^2$ . El ácido sale de la columna con una concentración del 67%; parte de él se elimina y el resto se mezcla con ácido del 98% para preparar el ácido del 72%. Calcular: a) caudal volumétrico del aire "seco" que abandona la columna; b) caudal de ácido del 98% necesario; c) caudal de ácido del 67% que se elimina d) caudal de ácido del 67% que abandona la columna, e) mínima temperatura a la que podría utilizarse el aire que sale de la columna sin que se observe condensación de agua



**BASE DE CÁLCULO: 1 hora.**

**Balance corriente de gas:**

$$E = S$$

**Balance de aire:**  $P_{\text{aire}} = P_{\text{total}} - P_{\text{H}_2\text{O}}$

Entrada:  $n_{\text{aire}} = (102,4 \cdot 10^3 - 9066) \cdot 5500 / (8,309 \cdot 361) = 171138 \text{ moles h}^{-1}$

Salida:  $Q_{\text{salida}} = 171138 \cdot 8,309 \cdot 322 / (98,66 \cdot 10^3 - 840) = 4680,8 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$



## P2.8.- (cont.)

### Balance de agua:

$$\text{Entrada } n_{\text{H}_2\text{O}} = P_{\text{vap}} Q / RT = 9066 \text{ N} \cdot \text{m}^{-2} \cdot 5500 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} / (8,309 \text{ Pa} \cdot \text{m} \cdot \text{mol}^{-1} \text{K}^{-1} \cdot 361 \text{ K}) = 16623 \text{ mol} \cdot \text{h}^{-1} = 299,22 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$\text{Salida: } n_{\text{H}_2\text{O}} = 840 \cdot 4680,8 / (8,309 \cdot 322) = 1469,6 \text{ moles h}^{-1} = 26,45 \text{ kg h}^{-1}$$

$$\text{Transferidos al ácido: } 299,22 - 26,45 = 272,77 \text{ kg de H}_2\text{O h}^{-1}$$

### Balance corriente de ácido:

#### Balance de ácido:

$$0,98 X = 0,67 Y$$

$$X = 589,4 \text{ kg h}^{-1}$$

#### Balance de agua:

$$0,02 X + 272,77 \text{ kg h}^{-1} = 0,33 Y$$

$$Y = 862,1 \text{ kg h}^{-1}$$

### Recirculación:

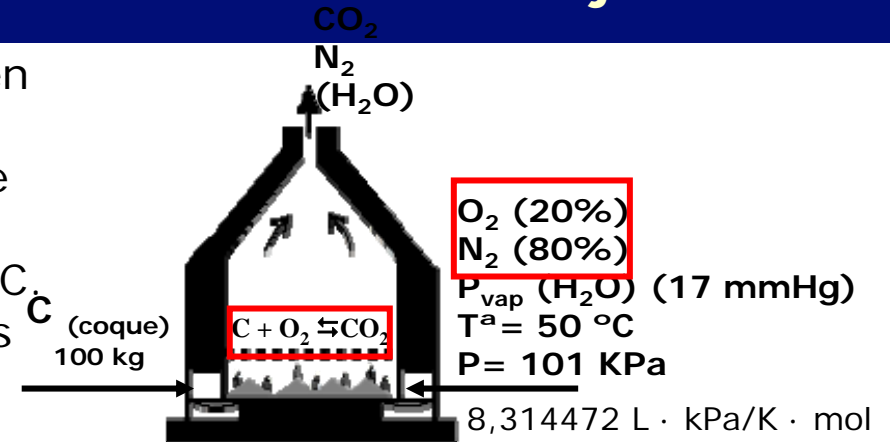
#### Balance de agua

$$0,02 X + 0,33 Z = 0,28 (X + Z) \quad Z = 3064,9 \text{ kg h}^{-1} \quad \Rightarrow \quad Z + Y = 3926,4 \text{ kg h}^{-1}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}}(\text{salida}) = 1469,6 \text{ moles h}^{-1} \cdot 8,309 \cdot 322 / 4680,8 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} = 0,840 \text{ kPa} <> 6,30 \text{ mm Hg} <> 5 \text{ }^\circ\text{C}$$



**P2.9.-** Se quema carbono libre de hidrógeno en forma de coque con combustión completa empleando las cantidades estequiométricas de aire (20/80 v/v O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>), e inyectado a 50°C y 101 KPa, con una temperatura de rocío de 20°C. Calcular la cantidad y composición de los gases de salida por cada 100 kg de coque quemado. (P°<sub>agua</sub>(20°C)=17 mmHg)



**Base de cálculo:** 100 kg de coque <> 8,3 Kmol de C <> 8,3 Kmoles de O<sub>2</sub> <> 8,3 Kmoles de CO<sub>2</sub>

$$E = C$$

**Balance de aire:**

$$n_{\text{aire}} = n_{\text{O}_2} + n_{\text{N}_2} = 5 \cdot n_{\text{O}_2} <> 5 \cdot n_{\text{C}} = 5 \cdot 8,3 = 41,5 \text{ Kmol} \quad n_{\text{O}_2} = 8,3 \text{ Kmoles O}_2 \quad n_{\text{N}_2} = 33,2 \text{ Kmoles N}_2$$

$$(101 \cdot 10^3 - 17 \cdot 133,3) \cdot V = 41,5 \cdot 8,309 \cdot (273 + 50) \quad \Rightarrow \quad V_{\text{total}} = 1,13 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

**Balance gases combustión:**

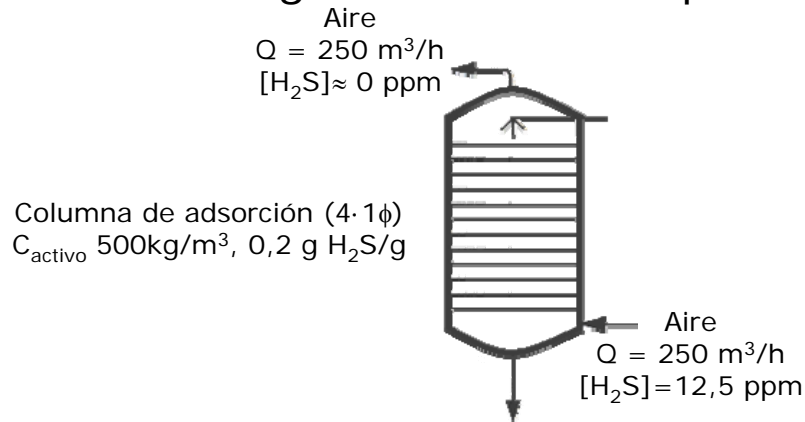
$$P_{\text{H}_2\text{O}} \cdot V = n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot R \cdot T \quad \Rightarrow \quad 17 \cdot 133,3 \cdot 1,13 = n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 8,309 \cdot (273 + 50) \quad \Rightarrow \quad n_{\text{H}_2\text{O}} = 1,0 \text{ Kmol}$$

$$n_{\text{gases}} = n_{\text{CO}_2} + n_{\text{N}_2} + n_{\text{H}_2\text{O}} = 8,3 + 33,2 + 1 = 42,5 \text{ Kmol}$$

|                  |   |                   |       |
|------------------|---|-------------------|-------|
| CO <sub>2</sub>  | → | 8,3/42,5 * 100 =  | 19,5% |
| N <sub>2</sub>   | → | 33,2/42,5 * 100 = | 78,1% |
| H <sub>2</sub> O | → | 1,0/42,5 * 100 =  | 2,4%  |



**P2.10.**-En una fábrica de curtidos se produce una corriente gaseosa de 250 m<sup>3</sup>/h con un contenido en H<sub>2</sub>S de 12,5 ppm (mg/l). Se quiere eliminar el H<sub>2</sub>S de dicha corriente, para lo cual se diseña una línea de tratamiento de gases que entre otros elementos posee una columna cilíndrica de adsorción con carbón activo de 1 m de diámetro y 4 m de longitud. En ensayos en planta piloto se ha determinado que el valor de saturación del H<sub>2</sub>S para el carbón activo de densidad 500 kg/m<sup>3</sup> empleado, es de 0,2 g/ g de carbón activo. ¿Cada cuanto tiempo ha de ser sustituida la columna?



**BASE DE CÁLCULO: volumen de columna**

$$E = A$$

$$V = h \cdot \pi \cdot r^2 = 4 \text{ m} \cdot \pi \cdot (0,5 \text{ m})^2 = 3,14 \text{ m}^3$$

$$W_{\text{carbon}} = V_{\text{columna}} \cdot \rho = 3,14 \text{ m}^3 \cdot 500 \text{ kg/m}^3 = 1570 \text{ kg carbón}$$

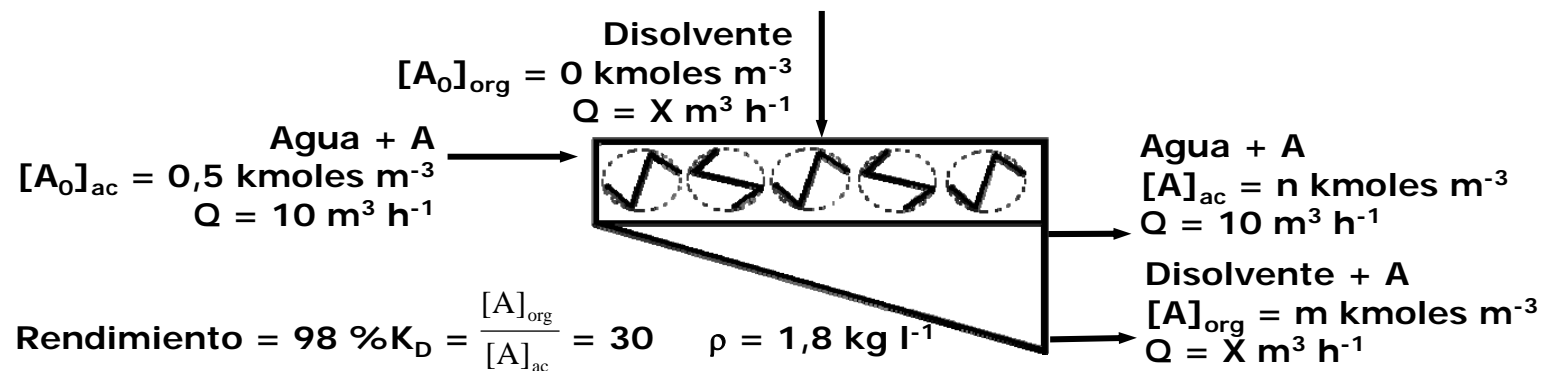
$$(H_2S)_{\text{adsorbido}} = 0,2 \text{ kg H}_2\text{S/kg carbón} \cdot 1570 \text{ kg carbón} = 314 \text{ kg de H}_2\text{S}$$

$$Q = 250 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 12,5 \text{ g/m}^3 = 3,125 \text{ kg/h de H}_2\text{S}$$

$$t = (H_2S)_{\text{adsorbido}} / Q = 314 \text{ kg de H}_2\text{S} / 3,125 \text{ kg/h de H}_2\text{S} = \mathbf{100 \text{ h}}$$



**P2.11.**-En un proceso de extracción de una sustancia A presente en una disolución acuosa, mediante un disolvente orgánico inmiscible en el agua y de densidad  $1,8 \text{ kg l}^{-1}$ , se quiere alcanzar un rendimiento en la extracción del 98%. Teniendo una corriente de entrada de disolución acuosa de  $10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  con una concentración en el componente A de  $0,5 \text{ kmoles m}^{-3}$  y, sabiendo que el coeficiente de reparto disolvente/agua es de 30, determinar el caudal de disolvente necesario. Repetir los cálculos para rendimientos del 94 y 90%. ¿Cuál es el motivo de estas variaciones?



**BASE DE CÁLCULO:** 1 hora.

$$E = S$$

**Balance de A:**

**Entrada fase acuosa:**  $n^\circ \text{ moles} = 0,5 \text{ kmoles m}^{-3} \cdot 10 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} = 5 \text{ kmoles h}^{-1}$

**Salida fase acuosa:**  $n^\circ \text{ moles} = 5 \text{ kmoles} \cdot \text{h}^{-1} \cdot 0,02 = 0,1 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$



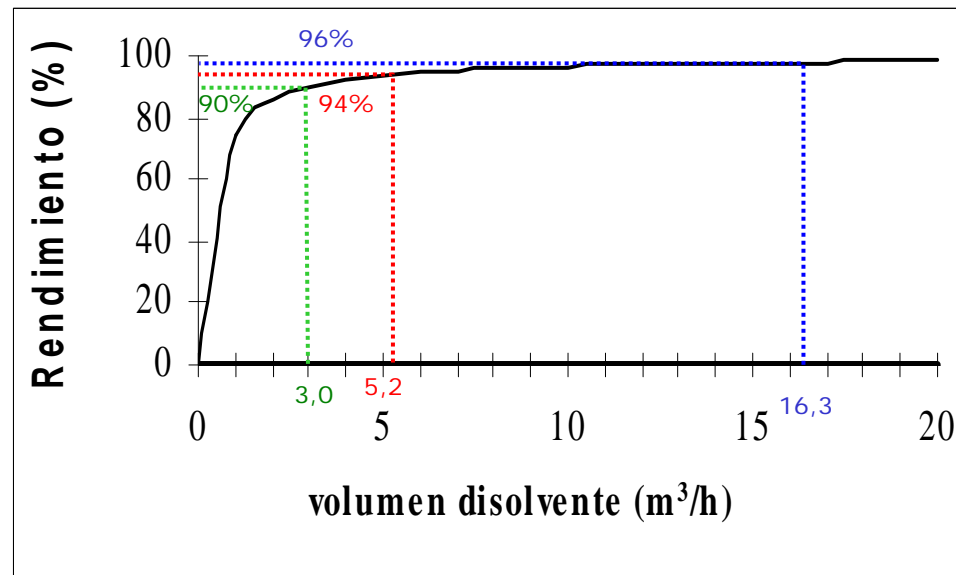
## P2.11.- (cont.)

$$[A]_{ac} = \frac{0,1(\text{kmoles} \cdot \text{h}^{-1})}{10(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})} = 0,01 \cdot \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

**Salida fase orgánica:**  $[A]_{org} = 30 \cdot [A]_{ac} = 0,3 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$

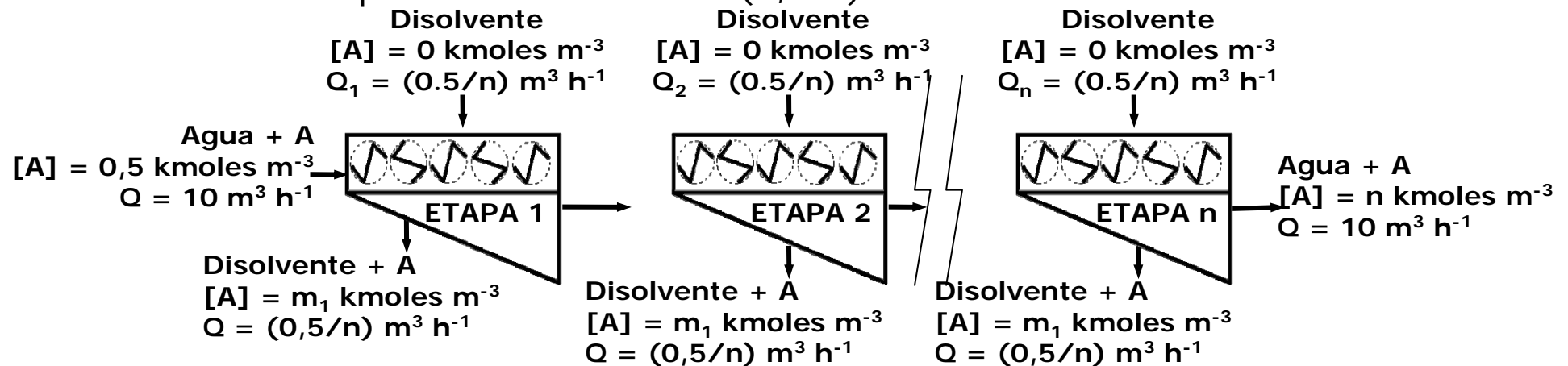
$n^\circ \text{ moles} = 5 \text{ kmoles} \cdot \text{h}^{-1} \cdot 0,98 = 4,9 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$

$$Q_{\text{disolvente}} = \frac{n^\circ \text{ moles}}{[A]_{org}} = \frac{4,9}{0,3} = 16,3 \cdot \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$





**P2.12.-** Se quiere modificar el sistema de extracción del problema anterior, para lo cual se plantea utilizar un caudal de disolvente orgánico de  $0,5 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ . ¿Cual sería el rendimiento alcanzado si el proceso de extracción se realiza en una etapa? ¿y si se realizara en "n" etapas con un caudal de  $(0,5/n) \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  cada una?



$$\text{Rendimiento} = X \% \quad K_D = \frac{[A]_{\text{org}}}{[A]_{\text{ac}}} = 30 \quad \rho = 1,8 \text{ kg l}^{-1}$$

**BASE DE CÁLCULO: 1 hora.**

$$E = S$$

**ETAPA 1:**

**Balance de A:**

• Entrada fase acuosa:  $n^\circ \text{ moles}_{\text{entrada}} = [A_0]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}$

• Salida fase acuosa:  $n^\circ \text{ moles}_{\text{salida}} = [A_1]_{\text{agua}} V_{\text{agua}} = [A_0]_{\text{agua}} V_{\text{agua}} - [A_1]_{\text{org}} V_{\text{org}} = [A_0]_{\text{agua}} V_{\text{agua}} - ([A_1]_{\text{agua}} K_D) \cdot V_{\text{org}}$

Reagrupando variables:  $[A_1]_{\text{agua}} V_{\text{agua}} + [A_1]_{\text{agua}} K_D V_{\text{org}} = [A_0]_{\text{agua}} V_{\text{agua}} = [A_1]_{\text{agua}} (V_{\text{agua}} + V_{\text{org}} K_D)$

Despejando  $[A_1]_{\text{agua}} \Rightarrow [A_1]_{\text{agua}} = [A_0]_{\text{agua}} \frac{V_{\text{agua}}}{V_{\text{org}} \cdot K_D + V_{\text{agua}}}$

$$\text{Rd}(\%) = \frac{([A_0]_{\text{agua}} - [A_1]_{\text{agua}}) V_{\text{agua}}}{[A_0]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}} \cdot 100 = \left( 1 - \frac{V_{\text{agua}}}{K_D \cdot V_{\text{org}} + V_{\text{agua}}} \right) \cdot 100$$

**Rd = 60%**



## P2.12.- (cont.)

### ETAPA 2:

#### Balance de A:

- $[A_1]_{\text{agua}} = [A_2]_{\text{agua}} \text{ entrada}$

- Entrada fase acuosa:  $n^\circ \text{ moles}_{\text{entrada}} = [A_1]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}$

- Salida fase acuosa:  $[A_2]_{\text{agua}} = [A_0]_{\text{agua}} \left( \frac{V_{\text{agua}}}{V_{\text{org}} \cdot K_D + V_{\text{agua}}} \right)^2$

$$\text{Rd}(\%) = \frac{([A_0]_{\text{agua}} - [A_2]_{\text{agua}}) V_{\text{agua}}}{[A_0]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}} \cdot 100 = \left( 1 - \frac{V_{\text{agua}}}{K_D \cdot V_{\text{org}} + V_{\text{agua}}} \right)^2 \cdot 100$$

### ETAPA 3:

#### Balance de A:

- $[A_2]_{\text{agua}} = [A_3]_{\text{agua}} \text{ entrada}$

- Entrada fase acuosa:  $n^\circ \text{ moles}_{\text{entrada}} = [A_3]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}$

- Salida fase acuosa:  $[A_3]_{\text{agua}} = [A_2]_{\text{agua}} \left( \frac{V_{\text{agua}}}{V_{\text{org}} \cdot K_D + V_{\text{agua}}} \right)^3$

$$\text{Rd}(\%) = \frac{([A_0]_{\text{agua}} - [A_3]_{\text{agua}}) V_{\text{agua}}}{[A_0]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}} \cdot 100 = \left( 1 - \frac{V_{\text{agua}}}{K_D \cdot V_{\text{org}} + V_{\text{agua}}} \right)^3 \cdot 100$$

### ETAPA n:

#### Balance de A:

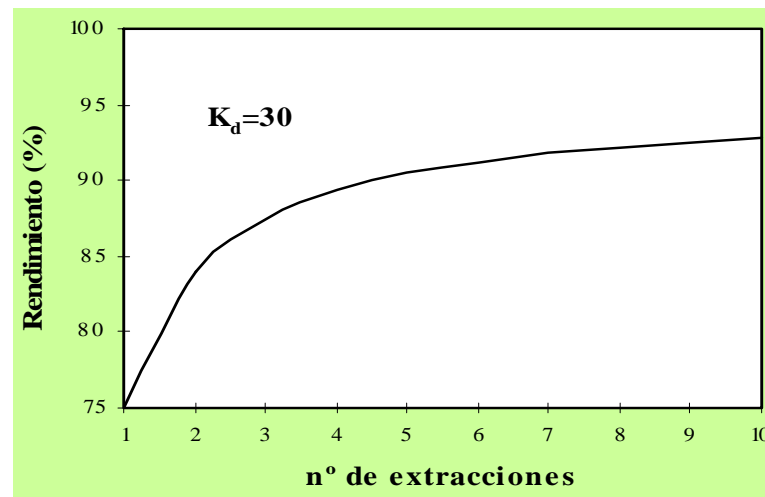
- $[A_{n-1}]_{\text{agua}} = [A_n]_{\text{agua}} \text{ entrada}$

- Entrada fase acuosa:  $n^\circ \text{ moles}_{\text{entrada}} = [A_n]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}$

- Salida fase acuosa:

$$[A_n]_{\text{agua}} = [A_{n-1}]_{\text{agua}} \left( \frac{V_{\text{agua}}}{V_{\text{org}} \cdot K_D + V_{\text{agua}}} \right)^n$$

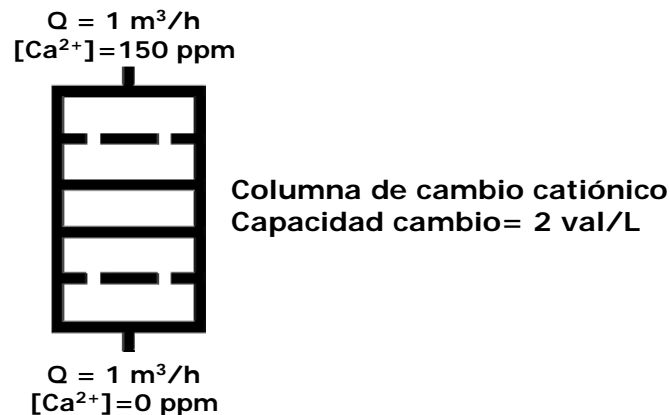
$$\text{Rd}(\%) = \frac{([A_0]_{\text{agua}} - [A_n]_{\text{agua}}) V_{\text{agua}}}{[A_0]_{\text{agua}} \cdot V_{\text{agua}}} \cdot 100 = \left( 1 - \frac{V_{\text{agua}}}{K_D \cdot V_{\text{org}} + V_{\text{agua}}} \right)^n \cdot 100$$







**P2.13.**-Se tiene un sistema de ablandamiento de aguas formado por una columna de cambio catiónico de  $1 \text{ m}^3$  de capacidad de cambio  $2 \text{ val}\cdot\text{l}^{-1}$ . Si se quiere tratar un caudal de  $1 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  de un agua dura con  $150 \text{ ppm}$  de calcio ¿cada cuanto tiempo habrá que regenerar la columna?



**BASE DE CÁLCULO:** volumen de columna

$$E = A$$

Calcio retenido:  $1 \text{ m}^3 \text{ resina} \leftrightarrow 10^3 \text{ L} \leftrightarrow 2 \cdot 10^3 \text{ val} \leftrightarrow 10^3 \text{ eq Ca}^{2+} \leftrightarrow 40 \cdot 10^3 \text{ g Ca}^{2+}$

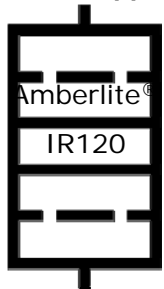
$$t = \frac{V}{Q} = \frac{\text{Ca}^{2+} \text{ retenido}}{Q \cdot [\text{Ca}^{2+}]_{\text{disol.}}} = \frac{40 \cdot 10^3}{150} = 267 \text{ h}$$



**P2.14.-** En un taller de niquelado, se quiere recuperar el Ni(II) residual de los baños de lavado, para lo cual se propone el empleo de una columna de lecho fijo de resina Amberlite® IR-120 de volumen tal que sea necesaria su regeneración trimestral. La disolución de alimentación de la columna de intercambio catiónico tiene un caudal de  $100 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$ , con una concentración de 7 ppm en Ni(II). La resina tiene una capacidad de cambio de 2,23 eq/kg y una densidad aparente de 0,85 kg/l. Si en el taller se trabaja durante los cinco días de la semana, ¿cuál debe ser el volumen de la columna? Si por un aumento en la producción se tuvieran que tratar  $135 \text{ m}^3/\text{día}$  de agua, ¿cada cuanto tiempo tendría que regenerarse la columna?

$$Q = 100 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$[\text{Ni}^{2+}] = 7 \text{ ppm}$$



Uso: 3 meses, 5 días a la semana

Columna de cambio catiónico  
CCC = 2,23 eq/L  
 $\rho = 0,85 \text{ kg/L}$

BASE DE CÁLCULO: 3 meses

**E = A**

$$Q = 100 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$[\text{Ni}^{2+}] = 0 \text{ ppm}$$

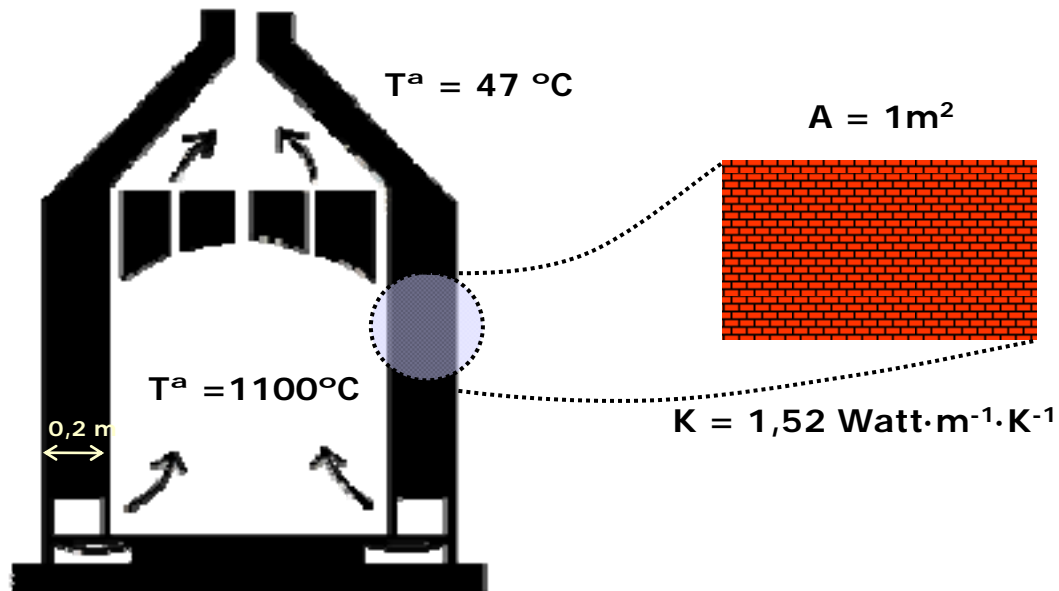
$$\text{n}^\circ \text{ de moles de Ni: } Q \cdot [\text{Ni}^{2+}] \cdot t = 10^5 \text{ L} \cdot \text{día}^{-1} \cdot \frac{7 \cdot 10^{-3} \text{ g/L}}{58,71 \text{ g/mol}} \cdot 3 \text{ meses} \cdot 4 \frac{\text{semanas}}{\text{mes}} \cdot 5 \frac{\text{días}}{\text{semana}} = 715,4 \text{ mol}$$

$$V_{\text{resina}} = \frac{W_{\text{resina}}}{\rho_{\text{resina}}} = \frac{\text{n}^\circ \text{ moles Ni(II)} / (\text{CCC}) / \text{n}^\circ \text{ eq mol}^{-1}}{\rho_{\text{resina}}} = \frac{715,4 \text{ moles} / 2,23 \text{ eq kg}^{-1} / 2 \text{ eq mol}^{-1}}{0,85 \text{ kg/L}} = \mathbf{755 \text{ L}}$$

$$t = \frac{\text{n}^\circ \text{ moles} / [\text{Ni(II)}]}{Q} = \frac{715,4 \text{ mol} / \frac{7 \cdot 10^{-3} \text{ g/L}}{58,71 \text{ g/mol}}}{1,35 \cdot 10^5 \text{ L/día}} = 44,4 \text{ días} \approx \mathbf{2,2 \text{ meses}}$$



**P2.15.**-La pared de ladrillo refractario de un horno prismático, tiene 1 m<sup>2</sup> de área y 20 cm de espesor. Si la cara exterior del mismo se encuentra a 47°C cuando en el interior se alcanzan los 1100°C, determinar la perdida de calor que tiene lugar a su través.



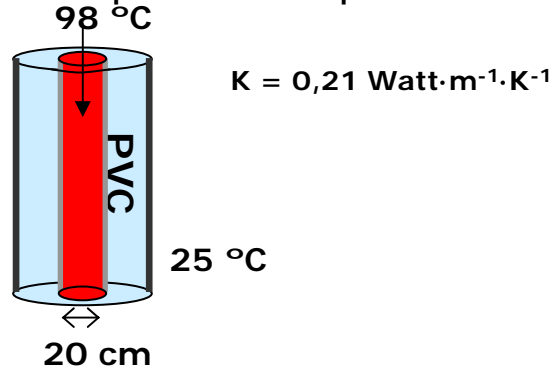
Suponiendo estado estacionario,  **$E = S$**

y aplicando la ley de Fourier, tenemos  $Q = \frac{\Delta T}{\frac{e}{K \cdot A}} = \frac{\Delta T}{R}$

$$Q = \frac{1,52\text{ W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1} \cdot 1\text{ m}^2 \cdot (320 - 1.373)\text{K}}{0.2\text{ m}} = -8\text{ kW}$$



**P2.16.**-Una tubería de PVC de 20 cm de diámetro interno, transporta una disolución a 98 °C. Si queremos que las pérdidas sean inferiores a 800 W/m, ¿que espesor debe tener suponiendo que la temperatura exterior es de 25 °C?

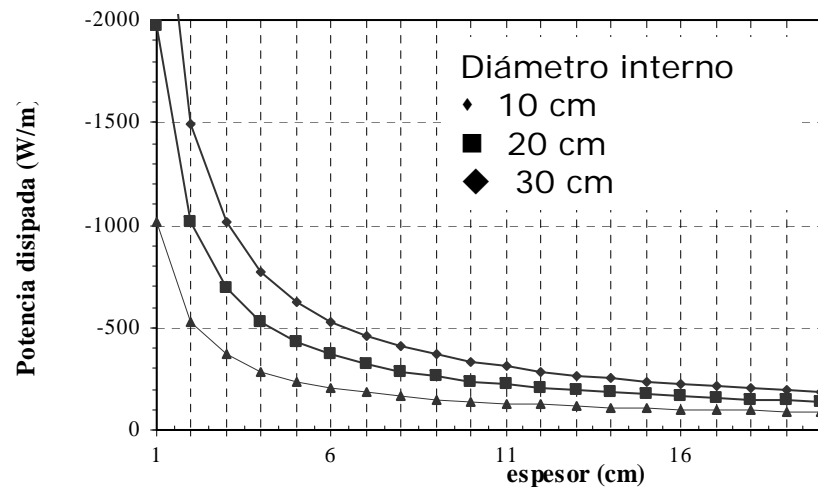


Suponiendo estado estacionario, **E = S**

y aplicando la ley de Fourier, tenemos  $Q = \frac{2\pi L K \Delta T}{\ln \frac{r_2}{r_1}}$

$$\frac{Q}{L} = \frac{2\pi K (T_1 - T_2)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{2\pi 0,21 (371 - 298)}{\ln r_2 - \ln 0,10} = 800 \text{ W}$$

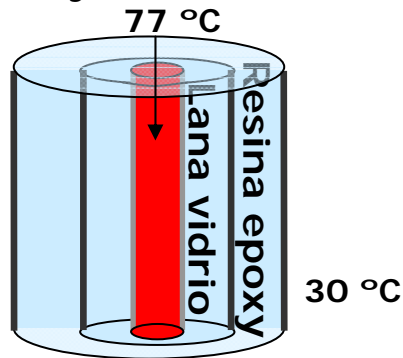
$$\rightarrow \ln r_2 = -2,182 \quad \rightarrow r_2 = 0,113 \text{ m}$$



$$e = r_2 - r_1 = 0,10 - 0,113 = 0,013 \text{ m} = 1,3 \text{ cm}$$



**P2.17.**-Una conducción de acero inoxidable de 40 cm de diámetro interno y espesor de 2 cm, esta aislado mediante una capa de fibra de vidrio de 10 cm de espesor y recubierto exteriormente de 2 cm de resina epoxy. Si la temperatura interna es de 77 °C y la externa de 30 °C, calcular las pérdidas energéticas por metro de tubería



| Material         | $r_{\text{interno}} \text{ (m)}$ | $r_{\text{externo}} \text{ (m)}$ | $K \text{ (Watt} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})$ |
|------------------|----------------------------------|----------------------------------|--|
| Acero inoxidable | 0,20                             | 0,22                             | 16,24  |
| Lana de vidrio   | 0,22                             | 0,32                             | 0,502  |
| Resina epoxy     | 0,32                             | 0,34                             | 1,19   |

Aplicando la expresión  $R_{\text{total}}$  para una superficie cilíndrica

$$\frac{Q}{L} = \frac{\sum_n \Delta T_n}{\sum_n \frac{\ln(r_{ne} / r_{ni})}{K_n 2\pi}} = \frac{\Delta T_{\text{total}}}{R_{\text{total}}} \Rightarrow R_{\text{total}} = \sum_n R_n = \frac{1}{2\pi} \sum_n \frac{\ln(r_{ne} / r_{ni})}{K_n}$$

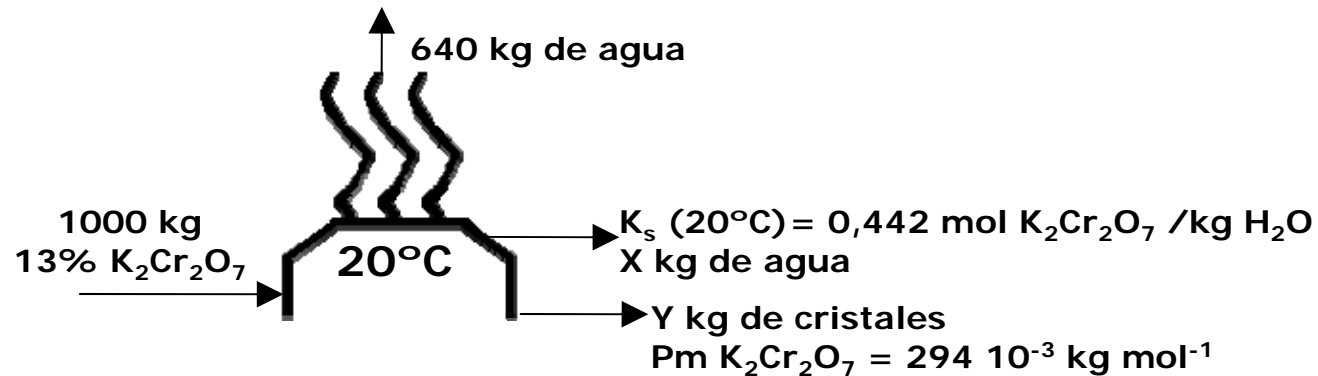
$$R_{\text{total}} = \frac{1}{2\pi} \left( \frac{\ln(0,22/0,20)}{16,24} + \frac{\ln(0,32/0,22)}{0,502} + \frac{\ln(0,34/0,32)}{1,19} \right) = 0,1277 \text{ m} \cdot \text{K} \cdot \text{Watt}^{-1}$$

|         | Acero                | I.vidrio | epoxy                |
|---------|----------------------|----------|----------------------|
| (K.m/W) | $9,34 \cdot 10^{-4}$ | 0,1187   | $8,10 \cdot 10^{-3}$ |
|         | 0,7%                 | 93%      | 6,3%                 |

$$\frac{Q}{L} = \frac{(303 - 350)}{0,1277} = -368 \text{ Watt} \cdot \text{m}^{-1}$$



**P2.18.**-1000 kg de una disolución acuosa caliente de dicromato potásico, con un contenido del 13% en peso de  $K_2Cr_2O_7$  se enfrían por evaporación de 640 kg de agua a  $20^\circ C$ . Calcular la cantidad y el rendimiento en tanto por ciento de cristales de  $K_2Cr_2O_7$  obtenido.



Base de cálculo: 1000 kg de disolución de entrada.

$$E = S$$

**Balance total:**  $1000 = 640 + X + Y$

**Balance de agua:**  $1000 \cdot 0,87 = 640 + X$

**Balance  $K_2Cr_2O_7$ :**  $1000 \cdot 0,13 = 0,442 \cdot 294 \cdot 10^{-3} \cdot 230 + Y$

**X = 230 kg de agua a la salida**  
**Y = 100,1 kg de  $K_2Cr_2O_7$ (crist)**

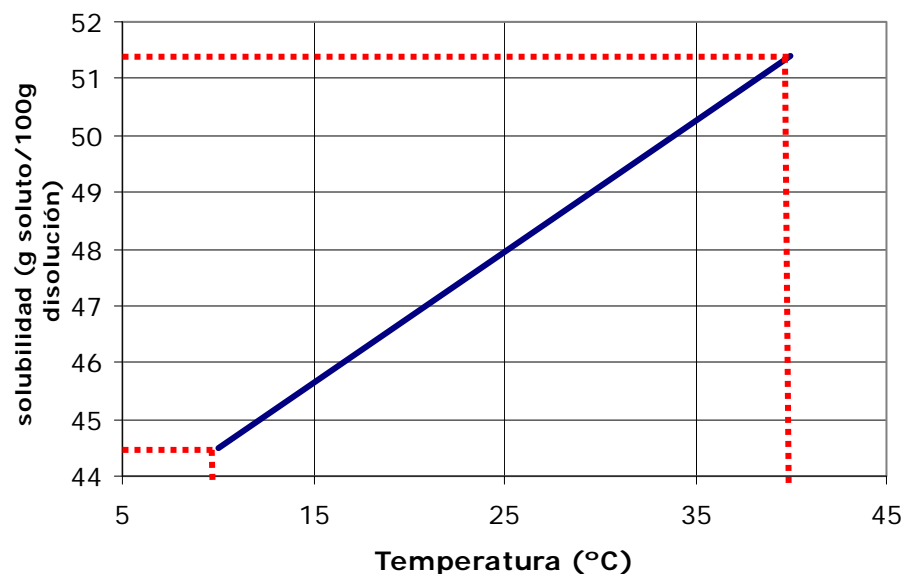
**Rendimiento:**  $(100,1/130) \cdot 100 = 77\%$



**P2.19.**-Una disolución de nitrato sódico en agua a una temperatura de 40°C contiene 49% de  $\text{NaNO}_3$  en peso. Calcular:

a) porcentaje de saturación de esta disolución,

b) peso que puede cristalizarse de  $\text{NaNO}_3$  a partir de 1000 kg de disolución por enfriamiento a 10°C, c) rendimiento en tanto por ciento del proceso.



Base de cálculo: 1000kg de disolución inicial.

a)  $\text{NaNO}_3$  saturada a 40°C  $51,4/(100-51,4) = 1,06 \text{ kg NaNO}_3 / \text{kg H}_2\text{O}$

$\text{NaNO}_3$  solución entrada  $49/(100-49) = 0,96 \text{ kg NaNO}_3 / \text{kg H}_2\text{O}$

$$\text{Rd (\%)} = (0,96/1,06) * 100 = \mathbf{90,6\%}$$

b) Balance de agua:  $100 * 0,51 = X * 0,555 \Rightarrow X = 918,9 \text{ kg solución salida}$

Balance  $\text{NaNO}_3$  :  $1000 * 0,49 = X * 0,455 + Y \Rightarrow Y = \mathbf{81,1 \text{ kg de NaNO}_3}$

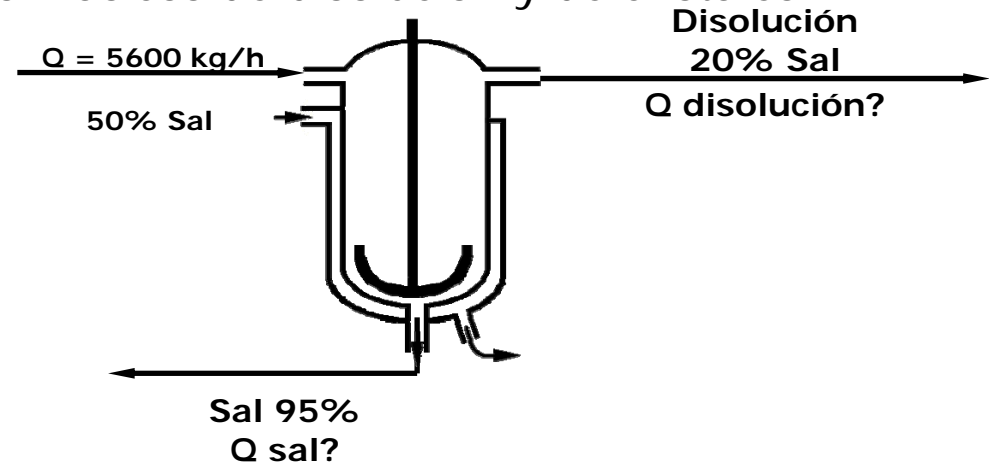
c)  $\text{Rd (\%)} (81,1/490) * 100 = \mathbf{16,6\%}$



**P2.20.**-En un cristalizador se alimentan 5600 kg/h de una disolución salina caliente con una concentración del 50% en peso de sal. Al enfriar cristaliza la sal, separándose una disolución fría saturada con un 20% en peso de sal y cristales húmedos con un 5% en peso de agua. Calcular los caudales máxicos de disolución y de cristales húmedos que salen del cristalizador

Base de cálculo: 1 h

$$E = S$$



$$Q_{\text{entrada}} = Q_{\text{sal}} + Q_{\text{disolución}}$$

**Balance de sal:**

$$5600\text{kg/h} * 1\text{h} * 0,5 = Q_{\text{sal}} * 1\text{h} * 0,95 + Q_{\text{disolución}} * 1\text{h} * 0,2$$

**Balance de agua:**

$$5600\text{kg/h} * 1\text{h} * 0,5 = Q_{\text{sal}} * 1\text{h} * 0,05 + Q_{\text{disolución}} * 1\text{h} * 0,8$$

$$Q_{\text{sal}} = 2240 \text{ kg/h}$$

$$Q_{\text{disolución}} = 3360 \text{ kg/h}$$

**Rendimiento:**

entra 5600kg/h \* 1h \* 0,5 = 2800kg sal/h en alimentación

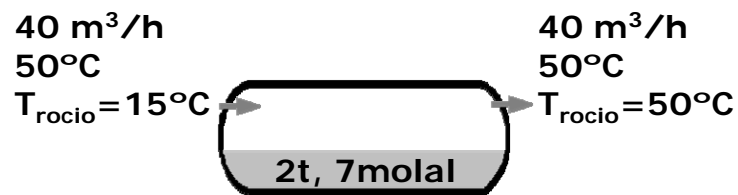
sale 2240 kg/h \* 1h \* 0,95 = 2128kg sal/h en producto

$$(2128\text{kg sal/h} / 2800\text{kg sal/h}) * 100 = 76\%$$





**P2.21.**-Se tiene un tanque con una capacidad de 2 toneladas de disolución 7,0 molal de nitrato potásico a una temperatura de 50 °C. Para provocar la separación por precipitación de dicha sal se hace pasar una corriente de aire de 40 m<sup>3</sup>/h a una temperatura de 50 °C y con una temperatura de rocío de 15 °C. Determínese el tiempo necesario para que comience la precipitación de la sal potásica. Supóngase comportamiento ideal de los gases y que la corriente de aire a la salida esta saturada en vapor de agua. Datos: M<sub>r</sub> (H) = 1,0, M<sub>r</sub> (N) = 14,0, M<sub>r</sub> (O) = 16,0, M<sub>r</sub> (K) = 39,1; ρ (H<sub>2</sub>O)<sub>50°C</sub> = 0,988 g cm<sup>-3</sup>.



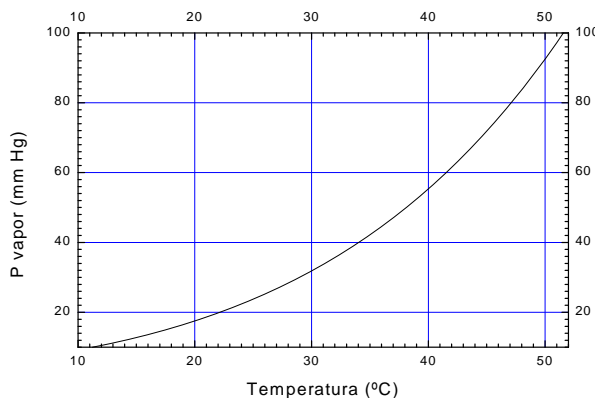
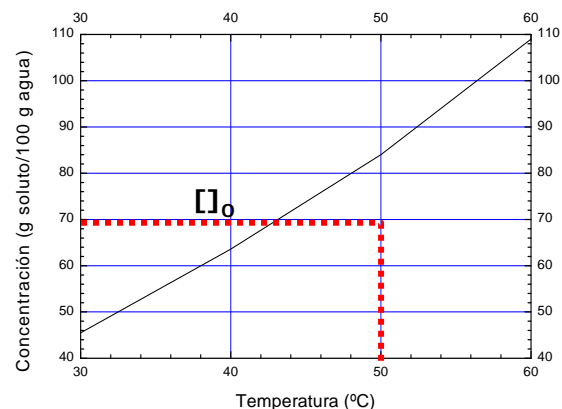
Base de cálculo: 2 t

**E = S**

M<sub>r</sub> (KNO<sub>3</sub>) = 101,11 g mol<sup>-1</sup> M<sub>r</sub> (H<sub>2</sub>O) = 18,02 g mol<sup>-1</sup>

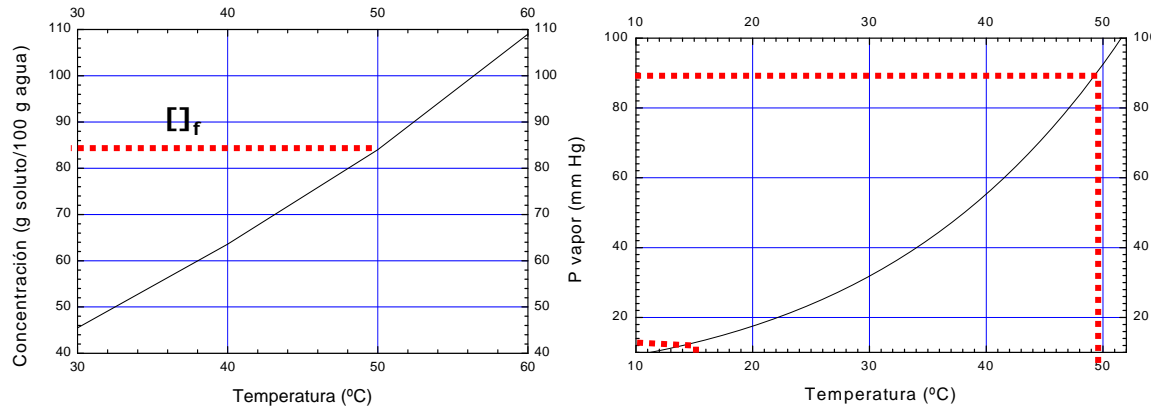
**Concentración inicial:** 7,0 molal  $\diamond$   $\frac{7,0 \text{ moles KNO}_3}{1000 \text{ g H}_2\text{O}}$   $\diamond$   $\frac{70,8 \text{g KNO}_3}{100 \text{g H}_2\text{O}}$  **disolución no saturada**

$$\frac{70,8 \text{ g KNO}_3}{100 \text{ g H}_2\text{O}} \diamond \frac{70,8 \text{ g KNO}_3}{170,8 \text{ g disolucion}} \diamond \frac{0,829 \text{ t KNO}_3}{2 \text{ t disolucion}} \Rightarrow 1,171 \text{ t H}_2\text{O}$$





## P2.21.- (cont.)



**Concentración final:**

$$\frac{84 \text{ g } KNO_3}{100 \text{ g } H_2O} \diamond \frac{84 \text{ g } KNO_3}{184 \text{ g disolución}} \diamond \frac{0,829 \text{ t } KNO_3}{1,816 \text{ t disolución}} \Rightarrow 0,987 \text{ t } H_2O$$

**H<sub>2</sub>O transferida a corriente gaseosa:**  $n_{\text{transf}} = 1,171 \text{ t} - 0,987 \text{ t} = 0,184 \text{ t } H_2O \Leftrightarrow 10211 \text{ moles } H_2O$

**H<sub>2</sub>O corriente de entrada:**

$$n_E = \frac{13,5 / 760 \cdot \text{atm} \cdot 40.000 \cdot \text{l} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{t} \cdot \text{h}}{0,082 \cdot \text{atm} \cdot \text{l} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1} \cdot 323 \cdot \text{K}} = 26,8 \cdot \text{t} \cdot \text{moles}$$

**H<sub>2</sub>O corriente de salida:**

$$n_S = \frac{92,5 / 760 \cdot \text{atm} \cdot 40.000 \cdot \text{l} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{t} \cdot \text{h}}{0,082 \cdot \text{atm} \cdot \text{l} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1} \cdot 323 \cdot \text{K}} = 183,8 \cdot \text{t} \cdot \text{moles}$$

**Balance total de H<sub>2</sub>O:**  $n_{\text{transf}} = n_S - n_E = 183,8 \cdot \text{t} - 26,8 \cdot \text{t} = 10211 \Rightarrow \text{t} =$

**65 h**



**P2.22.-** Se desea preparar una disolución saturada de  $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$  en agua a  $100^\circ\text{C}$ .

a) Calcular la cantidad de agua necesaria para disolver 1 kg de  $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$ .

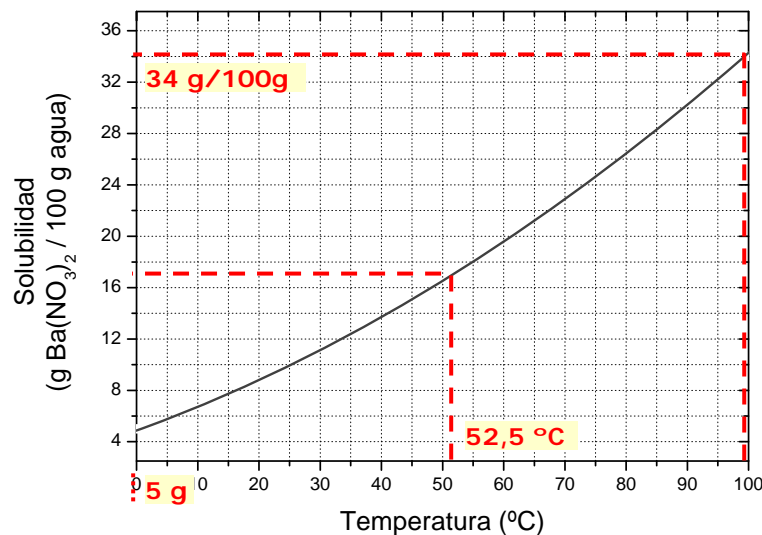
Una vez disuelto el nitrato de Bario, se empieza a enfriar la disolución para precipitarlo. Calcular:

a) A que temperatura habrá precipitado la mitad del  $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$  inicial.

b) El rendimiento obtenido en cristales de  $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$  cuando la disolución inicial es enfriada hasta  $0^\circ\text{C}$ .

c) Razonar si sería posible conseguir un rendimiento en cristales del 90% mediante enfriamiento.

Otra forma de inducir la precipitación de cristales es aumentando la concentración y sobresaturando la disolución. Indicar la cantidad de agua que es necesario evaporar para conseguir precipitar el 90% del  $\text{Ba}(\text{NO}_3)_2$  de la disolución inicial saturada a una temperatura de  $100^\circ\text{C}$



a) 
$$\frac{34 \text{ g Ba}(\text{NO}_3)_2}{100 \text{ g H}_2\text{O}} : \frac{1000 \text{ g Ba}(\text{NO}_3)_2}{X \text{ g H}_2\text{O}} = 2941 \text{ g de H}_2\text{O}$$

b)  $T^a \approx 52,5^\circ\text{C}$

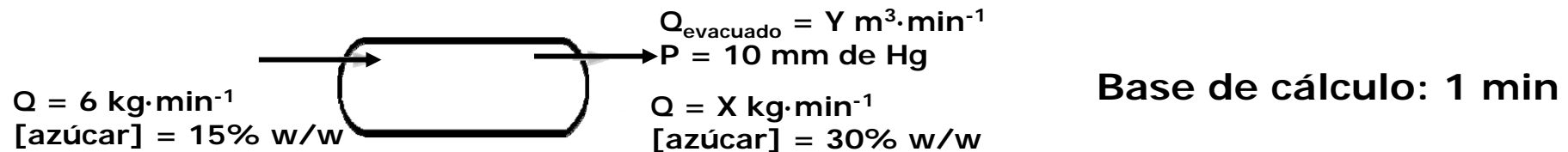
c) 
$$\frac{(34 - 5) \text{ g Ba}(\text{NO}_3)_2}{34 \text{ g Ba}(\text{NO}_3)_2} : \frac{X \text{ g Ba}(\text{NO}_3)_2}{100 \text{ g H}_2\text{O}} \Rightarrow 85,3 \%$$

d) No, pues el agua habría solidificado antes.

e)  $2941 \text{ g} \cdot 0,90 = 2647 \text{ g de H}_2\text{O}$



**P2.23.**-Una melaza (disolución acuosa de azúcares) producida en un proceso de inversión de azúcares, se somete a un proceso de concentración por evaporación a vacío. La alimentación del evaporador es de  $6 \text{ kg}\cdot\text{min}^{-1}$ , con un contenido en azúcares del 15 % en peso y una temperatura de  $15 \text{ }^\circ\text{C}$ , y se quiere obtener un concentrado con un contenido del 30% en azúcares. ¿Cuál será el caudal de la bomba de vacío necesaria para mantener una presión en el evaporador de 10 mm de Hg.



$$E = S$$

**Balance de azúcares:**

Entrada:  $6 \cdot 0,15 = 0,9 \text{ kg}$  de azúcares

Salida:  $X \cdot 0,3 = 0,9 \quad \Rightarrow \quad X = 3 \text{ kg}\cdot\text{min}^{-1}$

**Balance de agua:**

Entrada:  $6 \cdot 0,85 = 5,1 \text{ kg}$  de agua

Salida melaza:  $3 \cdot 0,7 = 2,1 \text{ kg}$  de azúcares

Corriente de vacío:  $5,1 - 2,1 = 3 \text{ kg}\cdot\text{min}^{-1} <> 166,7 \text{ moles}\cdot\text{min}^{-1}$

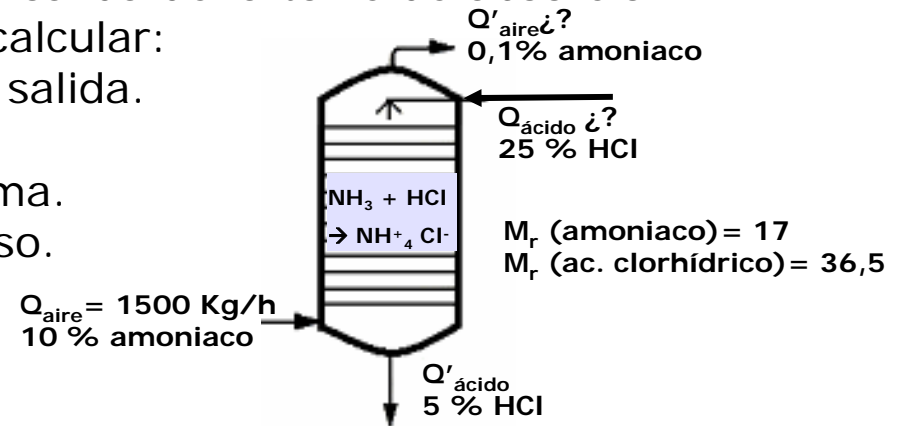
$$Q_{\text{evacuado}} = \frac{166,7 \cdot 0,082 \cdot 288}{\frac{10}{760}} = 29920 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1} \approx 300 \text{ m}^3\cdot\text{min}^{-1}$$





**P2.25.-** A un sistema de absorción de amoníaco mediante una corriente de ácido clorhídrico al 25% se hace pasar un caudal de 1500 kg de aire por hora, con un 10% de amoníaco. Si la corriente de salida de gas contiene un 0,1% de amoníaco residual, y la corriente de ácido clorhídrico a la salida de la torre de absorción presenta una concentración del 5% en ácido, calcular:

- El caudal másico de la corriente de gas a la salida.
  - La cantidad de amoníaco eliminada.
  - La cantidad de ácido introducida en el sistema.
- Todos los porcentajes están expresados en peso.



**BASE DE CÁLCULO: 1 hora.**

**Balance de inerte:  $E = S$**

$$Q_{\text{aire}} \cdot 0,9 = Q'_{\text{aire}} \cdot 0,999 \quad \Rightarrow \quad Q'_{\text{aire}} = 1500 \cdot 0,9 / 0,999 \text{ Kg/h} = 1351,4 \text{ Kg/h}$$

**Balance de Amoníaco:  $E - S = C$**

$$\text{NH}_3(\text{transferido}) = Q_{\text{aire}} \cdot 0,1 - Q'_{\text{aire}} \cdot 0,001 = 148,6 \text{ Kg/h} <> 8,7 \text{ Kmol/h}$$

**Balance de Ac. clorhídrico:  $E - S = C$**

$$\text{HCl}_{\text{consumido}} = \text{NH}_3(\text{transferido}) <> \text{NH}_3(\text{transferido}) \cdot 36,5 \text{ Kg/h} \quad \text{HCl}_{\text{consumido}} = 319,2 \text{ Kg/h}$$

$$Q_{\text{ácido}} \cdot 0,25 - Q'_{\text{ácido}} \cdot 0,05 = \text{HCl}_{\text{consumido}}$$

$$Q_{\text{ácido}} = 1632,9 \text{ Kg/h}$$

**Balance Total:  $E = S$**

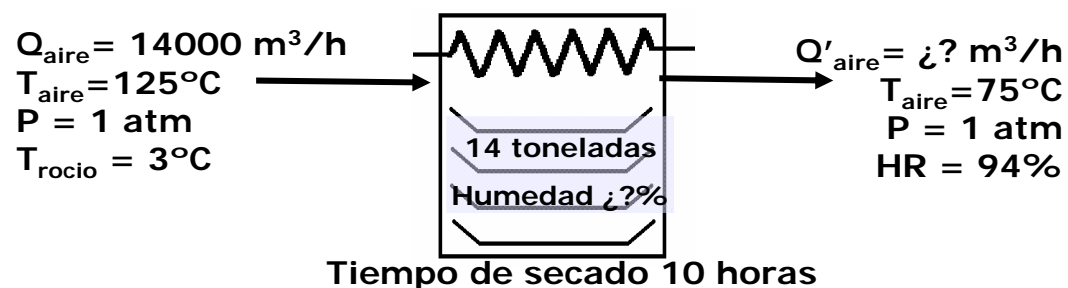
$$Q_{\text{aire}} + Q_{\text{ácido}} = Q'_{\text{aire}} + Q'_{\text{ácido}}$$

$$Q'_{\text{ácido}} = 1781,6 \text{ Kg/h}$$



**P6.26.**-En una fabrica de pintura en polvo se tiene un horno de secado con una capacidad de  $14 \text{ t}\cdot\text{día}^{-1}$  de emulsión acuosa base. Para el proceso de secado se hace pasar una corriente de  $14000 \text{ m}^3/\text{h}$  de aire a  $125^\circ\text{C}$ , una atmósfera de presión y una temperatura de rocío de  $3^\circ\text{C}$ . La corriente de aire a la salida secador tiene una temperatura de  $75^\circ\text{C}$ , una presión de  $1 \text{ atm}$  y una humedad relativa del  $94\%$ . Sabiendo que el proceso de secado dura  $10 \text{ horas}$  y que el rendimiento del mismo es del  $93\%$ , calcular:

a) Caudal de aire a la salida del horno, b) agua transferida por ciclo y c) contenido en agua de la emulsión de pintura.



**DATOS:**  $P_{\text{H}_2\text{O}}(125^\circ\text{C}) = 2,29 \text{ atm}$ ;  
 $P_{\text{H}_2\text{O}}(75^\circ\text{C}) = 0,28 \text{ atm}$ ;  
 $P_{\text{H}_2\text{O}}(3^\circ\text{C}) = 7,4 \cdot 10^{-3} \text{ atm}$ ;  
 $\text{Mr}(\text{H}_2\text{O}) = 18$

**BASE DE CÁLCULO:** 14 toneladas de polvo de pintura  $\leftrightarrow$  10 horas

**Balance de aire seco:  $E = S$**

$$n_{\text{aire}} = Q_{\text{aire}} \cdot t \cdot (1 - 7,4 \cdot 10^{-3}) / 0,082 \cdot 10^{-3} \cdot (273 + 125) = Q'_{\text{aire}} \cdot t \cdot (1 - 0,28 \cdot 0,94) / 0,082 \cdot 10^{-3} \cdot (273 + 75)$$

$$30 \cdot Q_{\text{aire}} = 26 \cdot Q'_{\text{aire}} \Rightarrow$$

$$Q'_{\text{aire}} = 16156,0 \text{ m}^3/\text{h}$$

**Balance de agua transferida:  $E = S$**

$$\text{H}_2\text{O (transferida)} = (Q_{\text{aire}} \cdot t \cdot 7,4 \cdot 10^{-3}) / (0,082 \cdot 10^{-3} \cdot (273 + 125)) - (Q'_{\text{air}} \cdot t \cdot 0,28 \cdot 0,94) / (0,082 \cdot 10^{-3} \cdot (273 + 75))$$

$$\text{H}_2\text{O}_{(\text{transf})} = t \cdot (Q_{\text{aire}} / 0,227 - Q'_{\text{aire}} / 8,065) = 596708 \text{ moles } \leftrightarrow 10,74 \text{ ton}$$

**Contenido en agua de la emulsión de pintura base:**

$$\text{H}_2\text{O}_{(\text{transf})} = 14 \cdot \text{HR} / 100 \cdot 0,93 = 71,74 \%$$