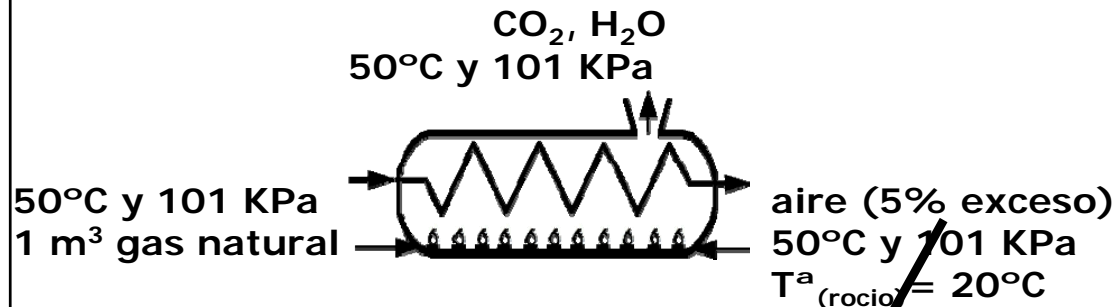




P.3.1.- Se quema gas natural de composición

	Metano	Etano	Dióxido de carbono	Nitrógeno
% (v/v)	86	9	1	4

con combustión completa, empleando un exceso del 5% de aire con una temperatura de rocío de 20°C. Calcular la cantidad y composición de los gases de salida por cada 1 m³ de gas natural quemado (todos los gases se suponen medidos a 50°C y 101 KPa). (Datos: $P^{\circ}_{\text{agua}}(20^{\circ}\text{C})=17 \text{ mmHg}$, $1 \text{ mmHg} = 133,3 \text{ Pa}$, $R = 0,082 \text{ atm}\cdot\text{L}\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}=8,309 \text{ Pa}\cdot\text{m}^3\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$)



Datos: $P^{\circ}_{\text{agua}}(20^{\circ}\text{C})=17 \text{ mmHg}$, $1 \text{ mmHg} = 133,3 \text{ Pa}$, $R = 0,082 \text{ atm}\cdot\text{L}\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}=8,309 \text{ Pa}\cdot\text{m}^3\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$

Base de cálculo: 1 m³ de gas natural

Entrada:

$$n = (101 \cdot 10^3 \cdot 0,86) / (8,309 \cdot 323) = 32,36 \text{ moles de CH}_4 \text{ } \langle \rangle \text{ } 64,73 \text{ moles de O}_2$$

$$n = (101 \cdot 10^3 \cdot 0,09) / (8,309 \cdot 323) = 3,39 \text{ moles de CH}_3\text{CH}_3 \text{ } \langle \rangle \text{ } 11,87 \text{ moles O}_2$$

$$\text{Moles de O}_2 (64,73 + 11,87) \cdot 1,05 = 80,43 \text{ moles de O}_2$$

$$\text{Moles de N}_2 80,43 \cdot 4 = 321,72 \text{ moles de N}_2$$

$$E = S - G + C + A$$



P.3.1.-(cont.)

	Metano	Etano	Dióxido de carbono	Nitrógeno
% (v/v)	86	9	1	4

$$P_{\text{agua}} = P_T \cdot X_{\text{agua}}; 17 \cdot 133,3 = 101 \cdot 10^3 \cdot X_{\text{agua}}; X_{\text{agua}} = 0,02244$$

$$1 = X_{\text{O}_2} + X_{\text{N}_2} + X_{\text{agua}}; 1 - 0,02244 = (80,43 + 321,72)/n_T; n_T = 411,38 \text{ moles totales de aire húmedo};$$

$$n_T = 411,38 = 80,43 + 321,72 + n_{\text{agua}}; n_{\text{agua}} = 9,23 \text{ moles de agua}$$

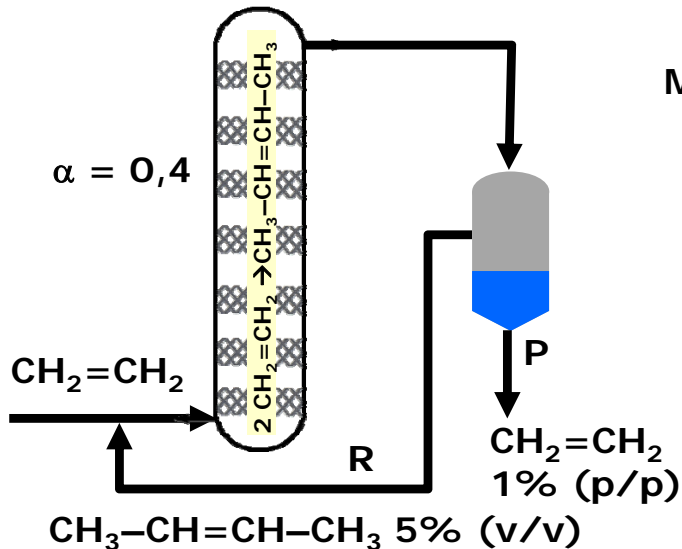
$$\text{Volumen total ocupado por los gases } V = (411,38 \cdot 8,309 \cdot 323) / 101 \cdot 10^3 = 10,93 \text{ m}^3 \text{ de aire húmedo}$$

Salida:

CO ₂	$32,36 + 2 \cdot 3,39 + (101 \cdot 10^3 \cdot 0,01) / (8,309 \cdot 323) = 39,52$ moles de CO ₂	8,77%	1,05 m ³
H ₂ O	$2 \cdot 32,36 + 3 \cdot 3,39 + 9,23 = 84,12$ moles de H ₂ O	18,66%	2,24 m ³
N ₂	$402,15 \cdot 4/5 + (101 \cdot 10^3 \cdot 0,04) / (8,309 \cdot 323) = 323,23$ moles de N ₂	71,72%	8,59 m ³
O ₂	$80,43 - 64,73 - 11,87 = 3,83$ moles de O ₂	0,85%	0,10 m ³
Total	$39,52 + 84,12 + 323,23 + 3,83 = 450,7$ moles de gases a la salida	100,0%	11,98 m ³



P.3.2.-En una planta industrial se dimeriza etileno ($\text{CH}_2=\text{CH}_2$), transformándolo en buteno ($\text{CH}_3-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}_3$). La conversión en el reactor catalítico utilizado es del 40%. La corriente de efluente del reactor se conduce a un condensador para separar el buteno y el etileno gaseoso no reaccionado, el cual se recicla al reactor. Sabiendo que la corriente de buteno condensado contiene un 1% de etileno en peso y que la corriente gaseosa contiene un 5% en volumen de buteno, calcular, por cada mol de etileno fresco alimentado: a) los moles de buteno producidos; b) los moles de etileno reciclados. Repetir el problema pero suponiendo que en el condensador se separa totalmente el etileno del buteno



$$\text{Mr}(\text{CH}_2=\text{CH}_2) = 28 \quad \text{Mr}(\text{CH}_3-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}_3) = 56$$

Base de cálculo: 1 mol de etileno fresco

Composición en moles:

A \equiv 100% Etileno $\langle \rangle$ 1 mol R \equiv 95% Etileno, 5% 2-buteno

P \equiv 1g etileno $\langle \rangle$ 0,035714 moles \rightarrow 1,98% etileno

99g 2-buteno $\langle \rangle$ 1,767857 moles \rightarrow 98,02% 2-buteno

a₁) **Balance total**

$$\rightarrow \quad \mathbf{E = S - G + C + A}$$

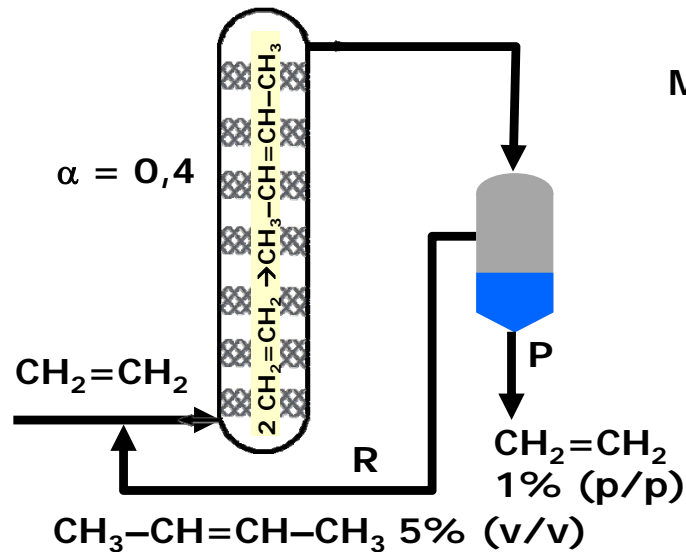
Balance de carbono: $2 \cdot (A) = P \cdot (2 \cdot 0,0198 + 4 \cdot 0,9802)$

P = 0,505 moles

Balance de 2-buteno: $0 = 0,9802 \cdot P - G + 0 \rightarrow \quad \mathbf{G = 0,498 \text{ moles generados}}$



P.3.2.- (cont.)



$$Mr(\text{CH}_2=\text{CH}_2) = 28 \quad Mr(\text{CH}_3-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}_3) = 56$$

b₁) Balance condensador



$$E = S - G + C + A$$

Balance de etileno: $0,6 \cdot (A + 0,95 \cdot R) = 0,95 \cdot R + 0,0198 \cdot P$



R = 1,553 moles recirculados

Moles etileno recirculados = $0,95 \cdot R = 1,475$ moles etileno recirculados

a₂) 0,5 moles generados de 2-buteno

b₂) Balance condensador



$$E = S - G + C + A$$

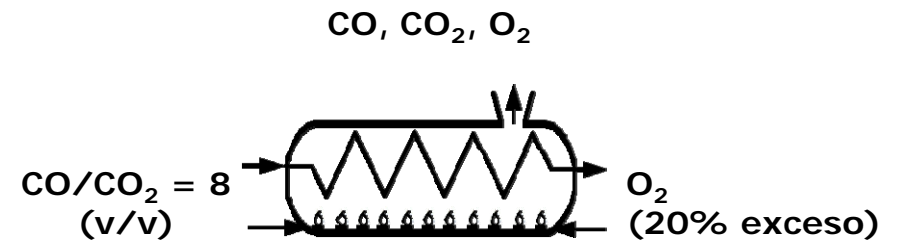
Balance de etileno: $(1 + R)0,6 = R$



R = 1,5 moles recirculados



P.3.3.- Un gas obtenido a partir de coque tiene una composición en volumen de CO del 88,9%. Este gas se quema con oxígeno puro en exceso del 20% respecto al estequiométrico. Si la combustión ocurre en un 98%, calcular el peso y la composición en tanto por ciento en volumen del producto gaseoso formado por cada 100 k de gas quemado.



Reactivo limitante: CO puesto que el O₂ en exceso

%volumen = % moles

Base de cálculo: 100 moles de gas inicial

Balance de O₂ :

$$88,9 \cdot \frac{1}{2} \cdot 1,2 - X = 88,9 \cdot \frac{1}{2} \cdot 0,98$$

$$X = 9,78 \text{ moles/100moles g.inicial}$$

Balance CO:

$$88,9 - 88,9 \cdot 0,98 = Y$$

$$Y = 1,78 \text{ moles/100moles g.inicial}$$

Balance CO₂ :

$$11,1 + 88,9 \cdot 0,98 = Z$$

$$Z = 98,2 \text{ moles/100moles g.inicial}$$

Gases de entrada

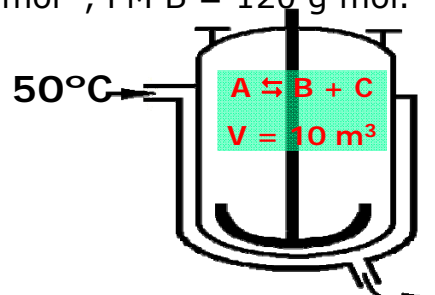
	% moles	Pm	Peso
CO	88,9	28	2489,2
CO ₂	11,1	44	488,4
Total	100,0		2977,6

Gases de salida

	n° moles	% moles	Peso (g/100 moles)	Peso (kg/100 kg)
CO	1,78	1,62	49,84	1,67
CO ₂	98,2	89,47	4320,80	145,11
O ₂	9,78	8,91	312,96	10,51
Total	109,76	100,00	4683,60	157,29



P.3.4.- La energía de activación de la reacción $A \rightarrow B + C$ es de $8,336 \text{ kJ mol}^{-1}$ y su factor de frecuencia A de $1,783 \text{ L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$. Si la temperatura del proceso es de $50 \text{ }^\circ\text{C}$ y la concentración inicial de A es 2 M , a) calcule la producción diaria de B (kg dia^{-1}) de una planta que posee un reactor discontinuo agitado de mezcla perfecta de 10 m^3 . La conversión requerida es del 95% y el tiempo de parada por proceso de carga/descarga y acondicionamiento es de $0,4 \text{ h}$. b) En el caso de que hubiera que aumentar la producción un 20% , ¿Cuál sería la temperatura a la que habría que realizar el proceso, suponiendo que las demás variables permanecen constantes? Datos: $M_r A = 160 \text{ g mol}^{-1}$, $M_r B = 120 \text{ g mol}^{-1}$.



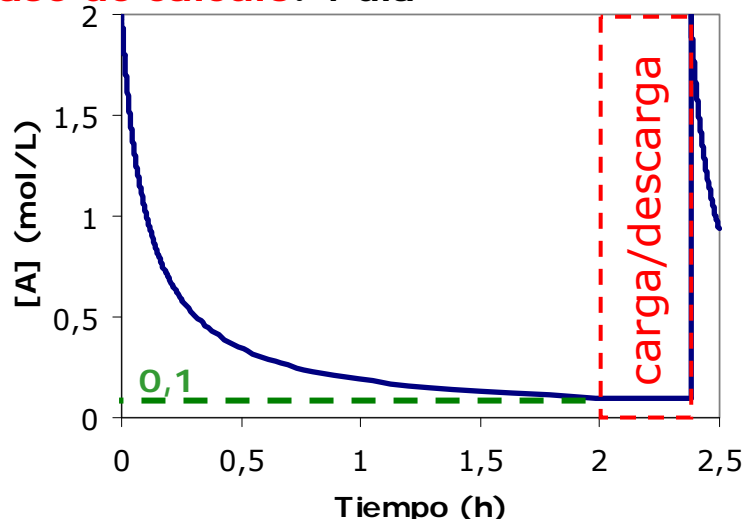
$E_a = 8,336 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$
 $A = 1,783 \text{ L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$
 $[A]_0 = 2 \text{ M}$
 $\alpha = 0,95$
 $t_{\text{parada}} = 0,4 \text{ h}$
 $M_r A = 160, M_r B = 120$

$$k = A \cdot e^{-E_a / R \cdot T} =$$

$$k = 1,783 \text{ L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{min}^{-1} \cdot e^{-8,336 / (8,314 \cdot 10^{-3} \cdot 323 \text{ K})}$$

$$k = 8 \cdot 10^{-2} \text{ L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$$

Base de cálculo: 1 día



$$|\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}| = |\text{L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}| \cdot |\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}|^n \Rightarrow \text{OR } \langle \rangle n = 2$$

$$v = -d[A]/dt = k \cdot [A]^2 \Rightarrow k \cdot dt = -d[A]/[A]^2$$

$$-\int_{[A]_0}^{[A]_0 \cdot 0,05} \frac{d[A]}{[A]^2} = \int_0^t 0,08 \cdot dt \quad t = \frac{1}{0,08} \cdot \left. \frac{1}{[A]} \right|_2^{0,1}$$

$$t_{\text{total}} = t_{\text{reac}} + t_{\text{parada}} \approx 2 \text{ h} + 0,4 \text{ h}$$

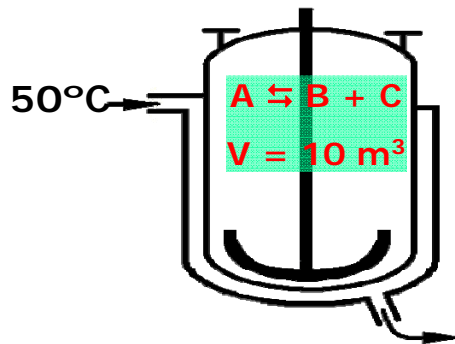
$$n^\circ \text{ ciclos} = 24 / 2,4 \approx 10 \text{ ciclos/día}$$

$$[B]_{\text{final}} = 1,9 \text{ mol/l } \langle \rangle 1,9 \text{ kmol/m}^3 \langle \rangle 228 \text{ kg/m}^3$$

Producción $100 \text{ m}^3 / \text{día} \langle \rangle 22800 \text{ kg/día}$



P.3.4.- (cont)



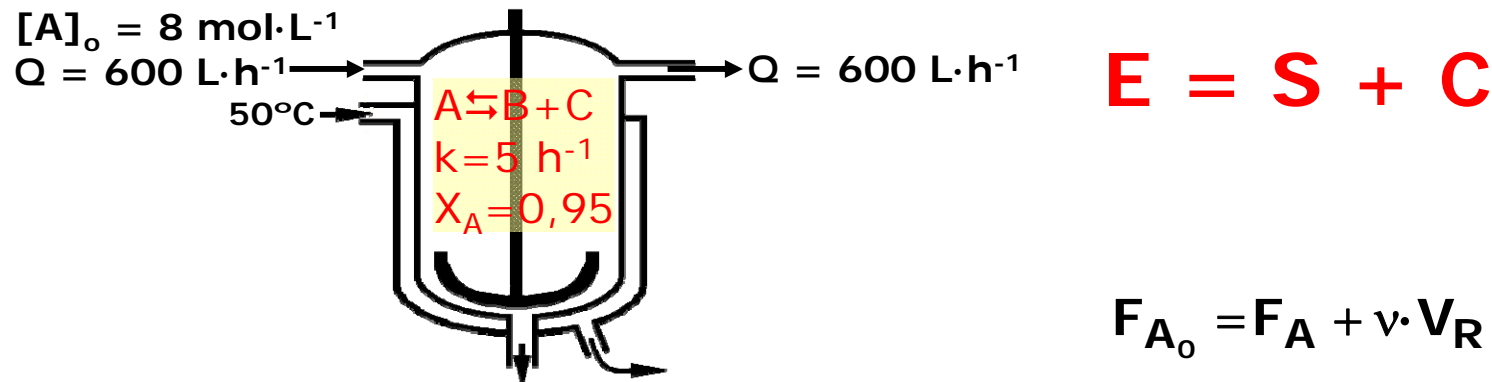
$$\begin{aligned} E_a &= 8,336 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1} \\ A &= 1,783 \text{ L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{min}^{-1} \\ [A]_0 &= 2\text{M} \\ \alpha &= 0,95 \\ t_{\text{parada}} &= 0,4 \text{ h} \\ M_r \text{ A} &= 160, M_r \text{ B} = 120 \end{aligned}$$

Producción $22800 \cdot 1,2 = 27360 \text{ kg/ día} \leftrightarrow 120 \text{ m}^3/\text{día} \rightarrow 12 \text{ ciclos/día} \rightarrow 2 \text{ h/ciclo}$
 $2 \text{ h/ciclo} - 0,4 \text{ h} = 1,6 \text{ h duración del proceso} \rightarrow 96 \text{ min}$

$$k = \frac{1}{96} \cdot \frac{1}{[A]_2} \Big|^{0,1} \Rightarrow k = 0,1 \text{ L}\cdot\text{mol}^{-1} \cdot \text{min}^{-1} \Rightarrow T = -\frac{E_a}{R} \ln \frac{A}{k} \quad \mathbf{T = 348 \text{ K} \leftrightarrow 75 \text{ }^\circ\text{C}}$$



P.3.5.- Sea la reacción $A \rightarrow B + C$ con una constante de velocidad igual a $8 \cdot 10^{-2} \text{ l mol}^{-1} \text{ min}^{-1}$. Si la concentración inicial de A es 2 M, calcule la producción diaria de B (kg dia^{-1}) de una planta que posee un reactor discontinuo agitado de mezcla perfecta de 10 m^3 . La conversión requerida es del 95 % y el tiempo de parada por proceso de carga/descarga y acondicionamiento es de 0,4 h. Datos: $M_r(A) = 160$, $M_r(B) = 120$.



$$|\text{mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}| = |\text{h}^{-1}| \cdot |\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}|^n \quad \Rightarrow \quad \text{OR } \llcorner n = 1$$

$$v = -\frac{d[A]}{dt} = k \cdot [A] = k \cdot [A]_0 \cdot (1 - X_A) \quad F_A = F_{A_0} (1 - X_A)$$

$$F_{A_0} = F_{A_0} \cdot (1 - X_A) + k \cdot [A]_0 \cdot (1 - X_A) \cdot V_R$$

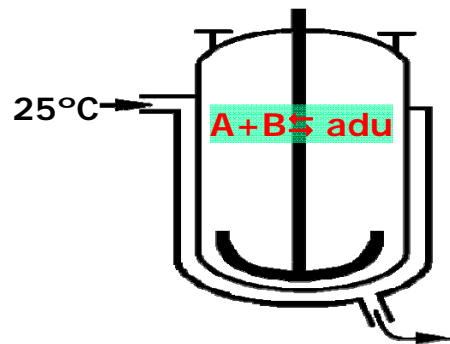
$$V_R = \frac{F_{A_0} X_A}{k \cdot [A]_0 \cdot (1 - X_A)}$$

$$V_R = \frac{4800 \cdot 0,95}{5 \cdot 8 \cdot (1 - 0,95)}$$

$$V_R = 2280 \text{ L}$$



P.3.6.- La reacción de Diels-Alder del ciclopentadieno (A) con la benzoquinona (B) para dar el aducto a 25°C, posee una k de $9.92 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{s}$. Suponiendo que el cambio de volumen durante la reacción es despreciable, que el grado de conversión deseado es del 95% y que las concentraciones iniciales de A y B son de 0,1 y 0,08 kmol/m³ respectivamente, calcular el volumen del reactor necesario para obtener la producción de aducto de 10 m³/día, utilizando el reactor discontinuo isotermo de mezcla perfecta y que el ciclo de carga y descarga utiliza 1,80 horas de tiempo muerto



$k = 9,92 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
 $[A]_o = 0,1 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$
 $[B]_o = 0,08 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$
 $X_B = 0,95$
 $t_{\text{parada}} = 1,8 \text{ h}$
 Producción $10 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$

$$E = S + C$$

Base de cálculo: 1 ciclo

Estequimetría 1:1

$[A]_o > [B]_o \Rightarrow$ **Reactivo limitante B**

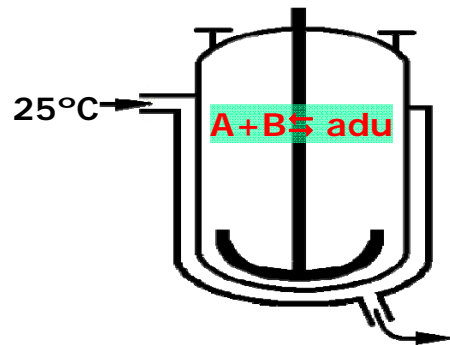
$$\begin{cases} n_B = n_{B_o} (1 - X_B) \Rightarrow [B] = [B]_o (1 - X_B) \\ [A] = [A]_o - ([B]_o - [B]) = [A]_o - [B]_o X_B \end{cases}$$

$$|\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}| = |\text{m}^3 \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}| \cdot |\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}|^n \Rightarrow \text{OR } < > n = 2$$

$$v = -\frac{d[B]}{dt} = -\frac{1}{V} \frac{dn_B}{dt} = k \cdot [A] \cdot [B] \begin{cases} v = -\frac{1}{V} \frac{dn_B}{dt} = -\frac{1}{V} \frac{d(n_{B_o} (1 - X_B))}{dt} = \frac{n_{B_o}}{V} \frac{dX_B}{dt} = [B]_o \frac{dX_B}{dt} \\ v = k \cdot [A] \cdot [B] = k \cdot ([A]_o - [B]_o X_B) [B]_o (1 - X_B) = k \cdot [A]_o [B]_o (1 - X_B) \left(1 - \frac{[B]_o X_B}{[A]_o}\right) \end{cases}$$



P.3.6.- (cont.)



$k = 9,92 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
 $[A]_o = 0,1 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$
 $[B]_o = 0,08 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$
 $X_B = 0,95$
 $t_{\text{parada}} = 1,8 \text{ h}$
 Producción $10 \text{ m}^3 \cdot \text{día}^{-1}$

$$v = [B]_o \frac{dX_B}{dt} = k \cdot [A]_o [B]_o (1 - X_B) \left(1 - \frac{[B]_o X_B}{[A]_o} \right) \quad \Rightarrow \quad \frac{dX_B}{k \cdot [A]_o (1 - X_B) \left(1 - \frac{[B]_o X_B}{[A]_o} \right)} = dt$$

$$\frac{1}{k \cdot [A]_o} \int_0^{X_B} \frac{dX_B}{(1 - X_B) \left(1 - \frac{[B]_o X_B}{[A]_o} \right)} = \int_0^{t_r} dt \Rightarrow t_r = \frac{1}{k \cdot ([A]_o - [B]_o)} \cdot \log \frac{([A]_o - [B]_o \cdot X_B)}{([A]_o (1 - X_B))} \Rightarrow t_r = 3434 \text{ s}$$

$$\int \frac{dx}{(a + bx)(c + dx)} = \frac{1}{(a \cdot d + b \cdot c)} \log \frac{(c + dx)}{(a + bx)} \quad a = 1; b = -1; c = 1; d = -\frac{[B]_o}{[A]_o} \quad \Downarrow \quad t_r = 0,95 \text{ h}$$

$t_{\text{total}} = t_r + t_{\text{muerto}} = 0,95 + 1,8 \text{ h} = 2,75 \text{ h ciclo}^{-1}$

$n^\circ \text{ ciclos dia}^{-1} = 24 \text{ h dia}^{-1} / 2,75 \text{ h ciclo}^{-1} = 8,7 \approx 8 \text{ ciclos dia}^{-1}$

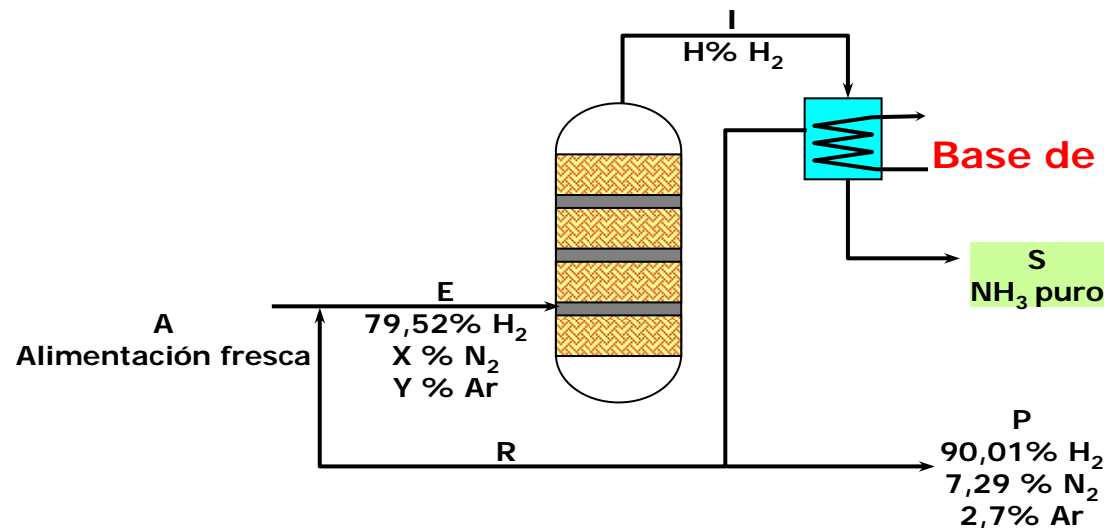
$V_R = 10 \text{ m}^3 \text{ dia}^{-1} / 8 \text{ ciclos dia}^{-1} = 1,25 \text{ m}^3$



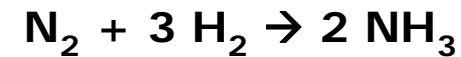
P.3.7.- En un convertidor de amoniaco, la alimentación fresca (A) es de 75,16% de H_2 , 24,57% de N_2 y 0,27% de Ar. La alimentación fresca se junta con el gas recirculado y entra al reactor con un contenido del 79,52% en H_2 , mientras que el gas que sale del separador de amoniaco contiene un 90,01% de H_2 y nada de amoniaco. Sabiendo que la purga (P) tiene un 2,7% de Ar, calcular:

- El valor de las corrientes R (recirculado) y P (purga), expresado en moles por cada 100 moles de alimentación fresca.
- ¿Cuál es la conversión fraccional del hidrógeno a su paso por el reactor?

Nota: todos los porcentajes son en volumen. Utilizar para las diferentes corrientes la nomenclatura indicada en el esquema del proceso



Base de cálculo: 100 moles alimentación fresca



BALANCE ATÓMICO GENERAL DEL SISTEMA

$$\text{Balance de H: } 2 \cdot 75,16 = 2 \cdot 0,9001 \cdot P + 3 \cdot S$$

$$\text{Balance de Ar: } 0,27 = 0,027 \cdot P + 0$$

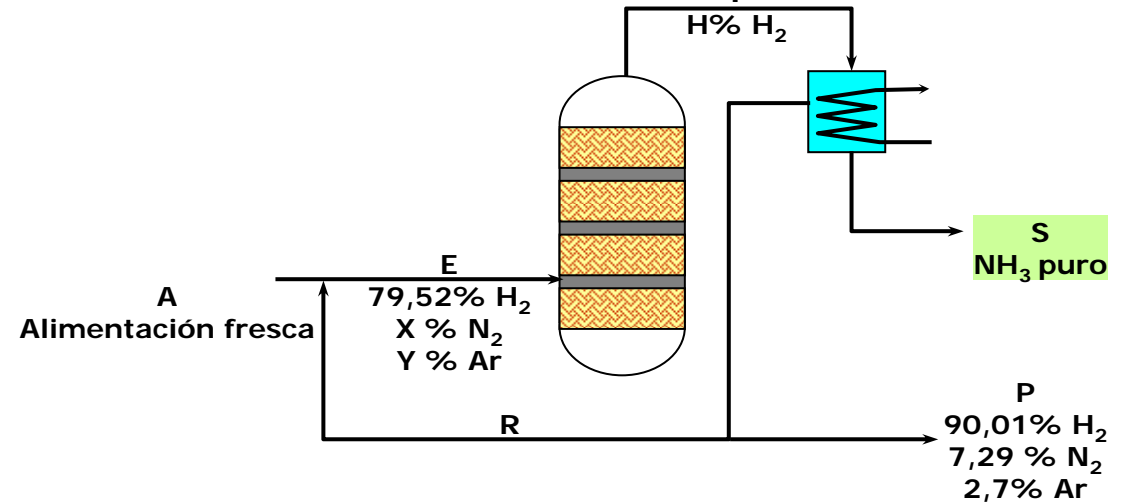
$$E = S$$

$$P = 10 \text{ moles}$$

$$S = 44,11 \text{ moles}$$



P.3.7.- (cont.)



BALANCE DE LA ALIMENTACIÓN DEL CONVERTIDOR

$$\text{Balance de H}_2: 75,16 + 0,9001 * R = 0,7952 * E$$

$$\text{Balance de N}_2: 24,57 + 0,0729 * R = X/100 * E$$

$$\text{Balance total : } 100 + R = E$$

BALANCE DEL SEPARADOR

$$\text{Balance Total : } I = 44,11 + 10 + 41,56$$

$$\text{Balance de H}_2: H/100 * 95,67 = 0,9001 (10 + 41,56)$$

$$X_{H_2} = 1 - (48,51 * 95,72)/(79,52 * 141,56)$$

$$E = S$$

$$R = 41,56 \text{ moles}$$

$$E = 141,56 \text{ moles}$$

$$X = 19,50 \% \text{ N}_2$$

$$I = 95,67 \text{ moles}$$

$$H = 48,51 \% \text{ de H}_2$$

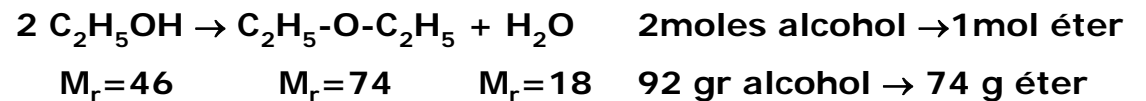
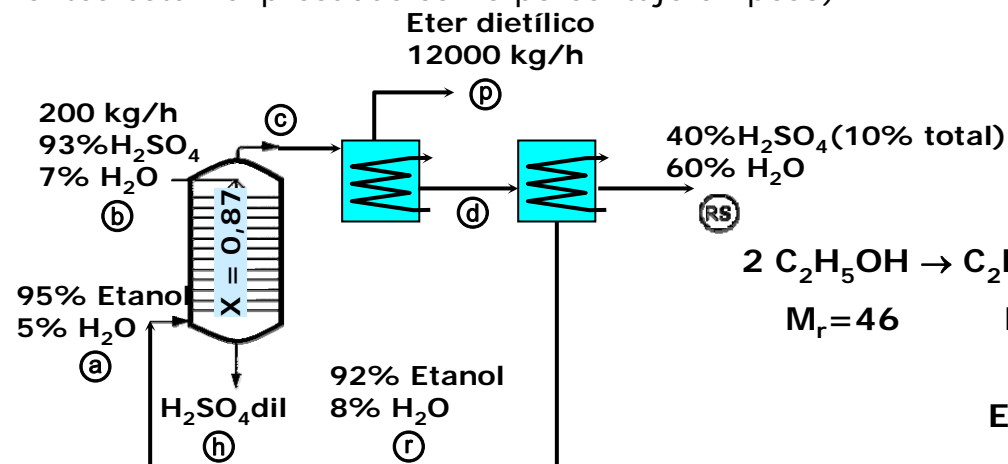
$$X_{H_2} = 0,588$$



P.3.8.- En una planta industrial se obtiene éter dietílico por condensación de etanol en medio ácido, según la reacción: $2 C_2H_5OH \leftrightarrow C_2H_5-O-C_2H_5 + H_2O$. La alimentación está constituida por una mezcla de etanol y agua (95% de etanol, 5% de agua, porcentajes en peso), que se alimenta en contracorriente a un reactor con una disolución concentrada de ácido sulfúrico, tal y como se indica en el esquema adjunto. El reactor se ha diseñado de modo que se obtiene una conversión del 87% del etanol alimentado. El éter producido se separa de la corriente de etanol acuoso, la cual se alimenta a un nuevo separador con el objetivo de recuperar el etanol no reaccionado. Si la producción final de éter dietílico es de 12000 kg/h, determinar:

- El valor de la corriente de alimentación, A, expresado en kg/h.
- El valor de la corriente de recirculación, R, expresado en kg/h.
- Si la corriente de H_2SO_4 (93% peso) que se alimenta al reactor es de 200 kg/h y el residuo, RS, obtenido tras la segunda operación de separación, contiene el 10% del ácido sulfúrico que se alimenta al reactor, calcular la concentración de ácido sulfúrico, expresada como porcentaje en peso, en la disolución diluida que sale del reactor, H. La composición de la corriente RS es del 40% de ácido sulfúrico y 60% de agua. (Todas las composiciones de las corrientes están expresadas como porcentaje en peso)

Base de cálculo: 1 hora



$$\text{Eter/alcohol} \leftrightarrow 0,5 \text{ mol/mol} \leftrightarrow 0,804 \text{ g/g}$$



P.3.8.- (cont.)

Balances en el reactor

$$E = S + C - G$$

alcohol: $(0,95A + 0,92R) = 0,92R + (0,95A + 0,92R)0,87 - 0 \rightarrow A = 6,48R$

éter: $0 = 12000 + 0 - (0,95A + 0,92R)0,87 \cdot 0,804 \rightarrow A = 18058,53 - 0,97R$

$$A = 15707,5 \text{ kg/h} \quad R = 2424 \text{ kg/h}$$

Balance en todo el sistema

$$E = S - G$$

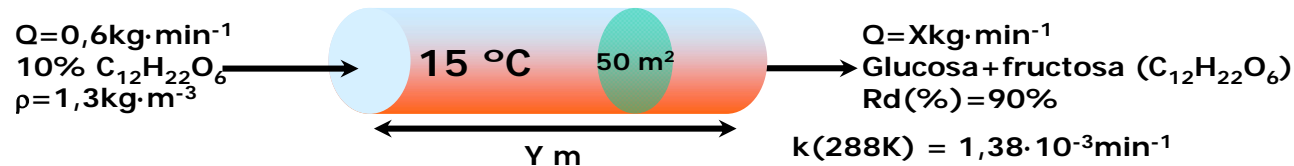
$0,4RS = 200 \cdot 0,93 \cdot 0,1 \rightarrow RS = 46,5 \text{ kg/h}$

Total $200 + A = 12000 + RS + H \rightarrow H = 4061 \text{ kg/h}$

sulfúrico: $0,93 \cdot 200 = 0,4RS + H \cdot y \rightarrow y = 0,05 < 5\%$



P.3.9.- La hidrólisis enzimática de la sacarosa ($C_{12}H_{22}O_{11}$) para producir azúcar invertido (glucosa y fructosa ($C_6H_{12}O_6$)), presenta a 15 °C una constante de velocidad de $1,38 \cdot 10^{-3} \text{ min}^{-1}$. Se ha de diseñar un reactor de flujo pistón de sección 50 m², para el tratamiento de 0,6 kg·min⁻¹ de una melaza (disolución acuosa de azúcar) de densidad 1,3 kg·m⁻³, que contiene un 10 % en peso de sacarosa, si se quiere alcanzar un rendimiento del 90 %, cual debe ser la longitud del mismo



Base de cálculo: 1 min Sacarosa \rightleftharpoons Glucosa + Fructosa **E + G = S + C**

$$|\text{mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}| = |\text{min}^{-1}| \cdot |\text{mol} \cdot \text{L}|^n \quad \Rightarrow \quad \text{OR } \langle \rangle n = 1$$

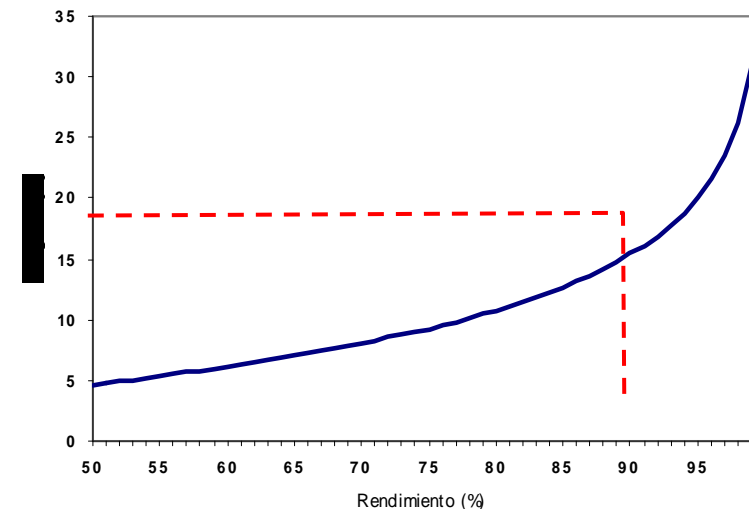
$$[\text{sac}]_f = 0,1 \cdot [\text{sac}]_0 \quad v = k \cdot [\text{sac}] = -d[\text{sac}]/dt \quad \Rightarrow \quad k \cdot dt = -(d[\text{sac}]/[\text{sac}])$$

$$k \int_0^t dt = - \int_{[\text{sac}]_0}^{[\text{sac}]_f} \frac{d[\text{sac}]}{[\text{sac}]}$$

$$t = \frac{1}{k} \cdot \ln \frac{[\text{sac}]_0}{[\text{sac}]_f} = \frac{1}{k} \cdot \ln \frac{[\text{sac}]_0}{0,1 \cdot [\text{sac}]_0} = \frac{\ln 10}{1,38 \cdot 10^{-3}} = 1669 \text{ min}$$

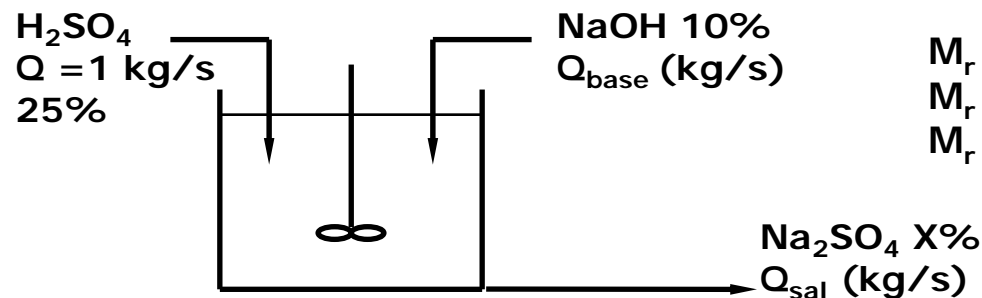
$$V = Q \cdot t = 0,6 \cdot 1669 = 1001,4 \text{ kg } \langle \rangle 770,3 \text{ m}^3$$

$$\Rightarrow \quad l = V/A = 770,3/50 = \mathbf{15,4 \text{ m}}$$





P.3.10.- Se desea neutralizar una corriente de 1kg/s de una disolución acuosa de H_2SO_4 25% w/w, para lo cual se introduce esta corriente en un tanque agitado al que llega otra corriente de una disolución acuosa de NaOH al 10% w/w. Suponiendo mezcla perfecta en el tanque y una vez alcanzado el estado estacionario. Calcular el caudal necesario de NaOH al 10% en peso para neutralizar toda la corriente de disolución acuosa de H_2SO_4 que entra en el reactor



$$M_r (Na_2SO_4) = 143 \cdot 10^{-3} \text{ kg mol}^{-1}$$

$$M_r (H_2SO_4) = 98 \cdot 10^{-3} \text{ kg mol}^{-1}$$

$$M_r (NaOH) = 40 \cdot 10^{-3} \text{ kg mol}^{-1}$$



Base de cálculo: 1 segundo

Los caudales se calculan en $\text{moles} \cdot \text{s}^{-1}$

Balance total:

$$E = S$$

$$Q_{\text{ácido}} + Q_{\text{base}} = Q_{\text{sal}} \Rightarrow 1 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1} + Q_{\text{base}} = Q_{\text{sal}} \Rightarrow Q_{\text{acid}} = 0,25 \cdot 1 \text{ kg s}^{-1} / 98 \cdot 10^{-3} \text{ kgmol}^{-1} = \mathbf{2,55 \text{ moles} \cdot \text{s}^{-1}}$$

Balance de $SO_4^{=}$:

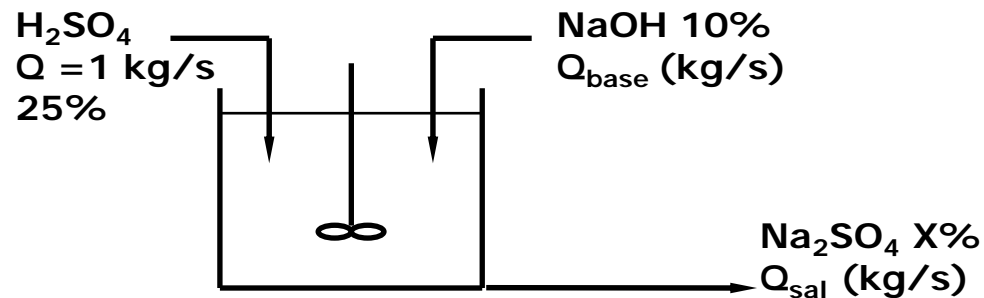
$$E = S$$

$$0,25 \cdot Q_{\text{ácido}} / M_r (H_2SO_4) = X / 100 \cdot Q_{\text{sal}} / M_r (Na_2SO_4)$$

$$2,55 \text{ moles} \cdot \text{s}^{-1} = X / 100 \cdot Q_{\text{sal}} / 143 \cdot 10^{-3} \text{ kg} \cdot \text{mol}^{-1}$$



P.3.10.- (cont.)



Balance de Na⁺:

E = S

$$Q_{\text{base}} / M_r(\text{NaOH}) = X / 100 \cdot 2 \cdot Q_{\text{sal}} / M_r(\text{Na}_2\text{SO}_4)$$

$$0,1 \cdot Q_{\text{base}} / 40 \cdot 10^{-3} = X/100 \cdot 2 \cdot Q_{\text{sal}} / 143 \cdot 10^{-3} \text{ kg mol}^{-1}$$

Balance de neutralización:

E = S

$$2 \cdot Q_{\text{ácido}} / M_r(\text{H}_2\text{SO}_4) = Q_{\text{base}} / M_r(\text{NaOH})$$

$$2 \cdot 2,55 \text{ moles s}^{-1} = 0,1 \cdot Q_{\text{base}} / 40 \cdot 10^{-3}$$

$$X = 17,9\%$$

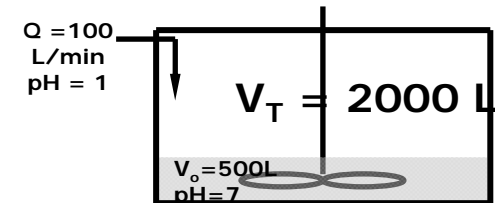
⇒

$$Q_{\text{base}} = 2,04 \text{ kg s}^{-1}$$

$$Q_{\text{sal}} = 3,04 \text{ kg s}^{-1}$$



P.3.11.- Un tanque de 2000 l de capacidad contiene inicialmente 500 l de agua a pH = 7. Se alimenta con una disolución de ácido sulfúrico de pH = 1, con un caudal de 100 l/min. El tanque, perfectamente agitado, está provisto de rebosadero. Determinése:



- pH cuando está lleno.
- El tiempo transcurrido hasta alcanzar un pH = 1,15.
- ¿Es válido suponer que el pH varía linealmente con el tiempo?

Base de cálculo: 1 min

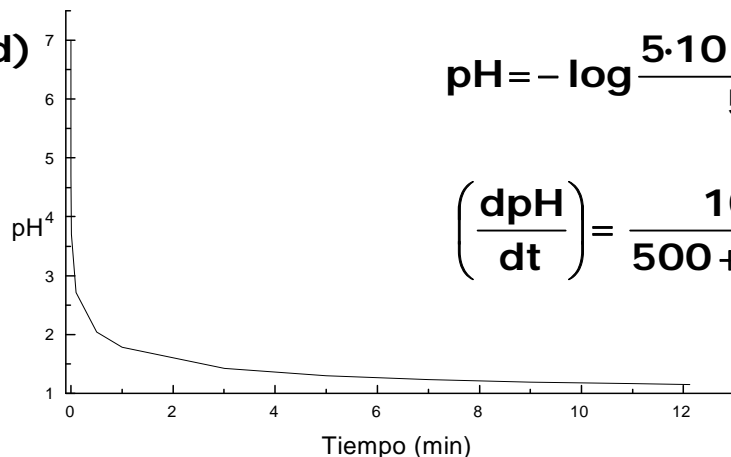
a) $[H^+]_0 = 10^{-7} \text{ mol/L} \Rightarrow n^\circ \text{ eq } H^+ = 5 \cdot 10^{-5}$

$$[H^+]_f = \frac{5 \cdot 10^{-5} + 10^{-1} \cdot 1500}{2000} = 0,075 \text{ mol/L} \Rightarrow \text{pH} = 1,13$$

b) $[H^+]_f = \frac{5 \cdot 10^{-5} + 10^{-1} \cdot 100 \cdot t}{500 + 100 \cdot t} = 10^{-1,15} \Rightarrow t = 12,12 \text{ min}$

c) No es válido, sigue una ley de tipo logarítmico

d)
$$\text{pH} = -\log \frac{5 \cdot 10^{-5} + 10^{-1} \cdot 100 \cdot t}{500 + 100 \cdot t} = \log(500 + 100 \cdot t) - \log(5 \cdot 10^{-5} + 10 \cdot t)$$

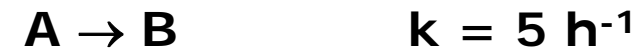
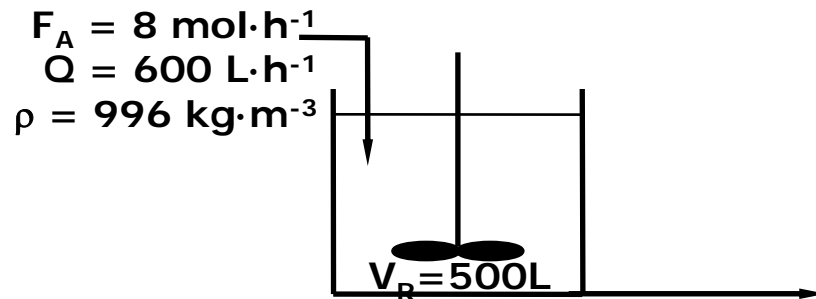


$$\left(\frac{dpH}{dt} \right) = \frac{100}{500 + 100 \cdot t} - \frac{10}{5 \cdot 10^{-5} + 10 \cdot t} = \frac{5 \cdot 10^{-6} - 5}{t^2 + 5 \cdot t (1 + 10^{-6}) + 25 \cdot 10^{-6}}$$

$$\left(\frac{dpH}{dt} \right) \approx - \frac{5}{t^2 + 5 \cdot t + 25 \cdot 10^{-6}}$$



P.3.12.- En un tanque agitado de 500 l, se quiere realizar la reacción irreversible de isomerización $A \rightarrow B$. La disolución de entrada presenta una concentración 8 moles l^{-1} en el componente A (Mr 105). En el tanque transcurre la reacción con una $k = 5 h^{-1}$, originando B, siendo el caudal volúmico de salida igual al de entrada (600 $l h^{-1}$), y admitiendo que la densidad de las corrientes de salida y entrada, así como en el reactor son constantes ($d = 996 kg m^{-3}$). Cuando se alcanza el estado estacionario, calcular la evolución de la concentración de B en la salida con el tiempo



Base de cálculo: 1 h

$$|\text{mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}| = |\text{h}^{-1}| \cdot |\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}|^n \Rightarrow \text{OR } \langle \rangle n = 1$$

Reactor de mezcla perfecta

$$E = S + C \quad \left\{ \begin{array}{l} F_A = F_{A_0} \cdot (1 - X_A) \\ v = k \cdot [A] = k \cdot [A]_0 \cdot (1 - X_A) \end{array} \right\} F_{A_0} = F_{A_0} \cdot (1 - X_A) + k \cdot [A]_0 \cdot (1 - X_A) V_R$$



P.3.12.- (cont)

$$\tau_R = \frac{V_R}{Q} \quad \Rightarrow \quad \tau_R = \frac{V_R \cdot [A]_0}{F_{A_0}} = \frac{X_A}{k \cdot [1 - X_A]} \quad \Leftarrow \quad F_{A_0} X_A = k \cdot [A]_0 \cdot (1 - X_A) V_R$$

$$\tau_R = \frac{500}{600} = 0,833 \text{ h} \quad \Rightarrow \quad \tau_R = 0,833 = \frac{X_A}{k \cdot [1 - X_A]} \quad \Rightarrow \quad X_A = 0,806$$

$$F_{A_s} = F_{A_0} (1 - X_A) \quad \Rightarrow \quad [A]_s = [A]_0 \cdot (1 - X_A) = 8 \cdot (1 - 0,806) = 1,55 \text{ mol/L}$$

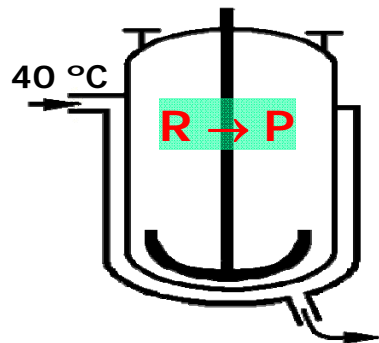
$$n_{B_s} = n_{A_0} - n_{A_s} \quad \Rightarrow \quad [B]_s = [A]_0 - [A]_s = 8 - 1,55 = 6,45 \text{ mol/L}$$

no hay evolución con el tiempo, puesto que estamos en estado estacionario



P.3.12.- En un reactor discontinuo de mezcla perfecta, se lleva a cabo la reacción isoterma irreversible, $R \rightarrow P$ en fase líquida. La constante cinética sigue la expresión: $k = 4.48 \times 10^6 \exp(-7000/T)$, en s^{-1} , donde T es la temperatura del proceso expresada en grados Kelvin. Datos: $[R]_0 = 3 \text{ mol/L}$; $V_R = 18 \text{ L}$.

- Calcule el tiempo de reacción necesario para alcanzar una conversión del 80% a la temperatura de 40°C .
- Indicar la producción molar diaria de P en las condiciones del apartado (a), sabiendo que el tiempo de carga, descarga y acondicionamiento es de 22 minutos (suponer 24 horas de trabajo diarias).
- Si se desea alcanzar una conversión del 95%, sin variar las condiciones de operación del apartado (a), calcule el tiempo necesario.
- ¿Cuál tendría que ser la temperatura del proceso si se quiere alcanzar el 95% de conversión sin variar el tiempo de reacción determinado en el apartado (a)?
- Si se modifica el reactor, para que funcione como un reactor continuo de mezcla perfecta. Calcular el tiempo de residencia necesario, así como el caudal volumétrico de entrada, para alcanzar la conversión del 80%.



$$[R]_0 = 3 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-3}$$

$$X_B = 0,80$$

$$k = 4,48 \cdot 10^6 \cdot e^{-7000/T} \text{ s}^{-1}$$

$$t_{\text{parada}} = 22 \text{ min}$$

$$V_R = 18 \text{ L}$$

$$|\text{mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}| = |\text{s}^{-1}| \cdot |\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}|^n \Rightarrow \text{OR } \langle \rangle n = 1$$

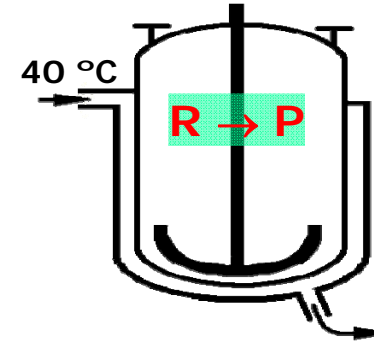
$$v = -d[R]/dt = -1/V_R \cdot dn_R/dt = k \cdot [R]$$

$$t_r = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_R} \quad \leftarrow \quad k \int_0^{t_r} dt = \int_0^{X_R} \frac{dX_R}{(1 - X_R)} \quad \leftarrow \quad [R]_0 (dX_R/dt) = k [R]_0 (1 - X_R)$$

a) $k = 4,48 \cdot 10^6 \cdot e^{-7000/(273+40)} \text{ s}^{-1} = 8,68 \cdot 10^{-4} \text{ s}^{-1}$ $t_r = \frac{1}{8,68 \cdot 10^{-4}} \ln \frac{1}{1 - 0,8} = 1854 \text{ s} \quad \langle \rangle 31 \text{ min}$



P.3.12.- (cont.)



b) $t_{\text{ciclo}} = t_r + t_m = 31 + 22 = 53 \text{ min/ciclo}$

$n^\circ \text{ ciclos/día} = 1440(\text{min/día}) / 53(\text{min/ciclo}) = 27,2 \text{ ciclo/día} \approx 27 \text{ ciclo/día}$

$P(\text{mol/día}) = 0,8 \cdot 3(\text{mol/L}) \cdot 18(\text{L/ciclo}) \cdot 27(\text{ciclo/día}) = 1166 \text{ mol/día}$

c) $t_r = \frac{1}{8,68 \cdot 10^{-4}} \ln \frac{1}{1-0,95} = 3451 \text{ s} \approx 57,5 \text{ min}$

d) $k = \frac{1}{1854} \ln \frac{1}{1-e^{-7000/T}} = 1,62 \cdot 10^{-3} \text{ s}^{-1} = 4,48 \cdot e^{-7000/T} \Rightarrow T = 322 \text{ K} < 49 \text{ °C}$

e) $E = S + C$

$$\left. \begin{aligned} F_{R0} &= F_R + V_R k [R] \Rightarrow F_{R0} - F_R = V_R k [R] \\ [R] &= [R]_0 (1 - X_R) \\ X_R &= (F_{R0} - F_R) / F_{R0} \Rightarrow X_R \cdot F_{R0} = (F_{R0} - F_R) \end{aligned} \right\} X_R F_{R0} = V_R k [R]_0 (1 - X_R) \Rightarrow F_{R0} / [R]_0 = Q = V_r k (1 - X_R) / X_R$$

$V_r / Q = \tau_r = X_R / ((1 - X_R) \cdot k) \Rightarrow \tau_r = 0,8 / ((1 - 0,8) \cdot 8,68 \cdot 10^{-4}) = 4608 \text{ s}$

$Q = V_r / \tau_r = 18 / 4608 = 3,9 \cdot 10^{-3} \text{ L/s}$



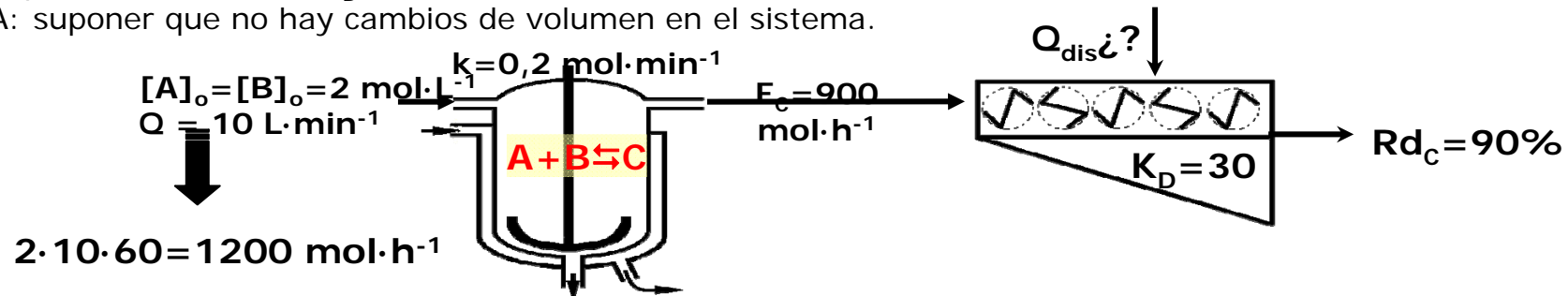
P.3.13.- En una instalación industrial se lleva a cabo una reacción $A+B \rightarrow C$ en disolución acuosa, en un reactor continuo de tanque agitado. La ecuación cinética del proceso es $v = kC_A C_B$ y el valor de la constante cinética es de $0,2 \text{ l mol}^{-1} \text{ min}^{-1}$. Después de la reacción, el producto C se separa de los reactivos no reaccionados mediante la extracción en continuo con un disolvente selectivo, tal como se muestra en el diagrama adjunto.

Si la alimentación al reactor es de 10 l/min y la concentración en la alimentación es $C_{A0} = 2 \text{ mol/l}$ y $C_{B0} = 2 \text{ mol/l}$, calcular:

El volumen del reactor necesario para que la producción de C en el reactor sea de 900 mol/h .

El caudal de disolvente que debería utilizarse en la etapa de extracción si se quiere recuperar en el extracto el 90% del producto C. Datos: $K_D = 30$

NOTA: suponer que no hay cambios de volumen en el sistema.



Base de cálculo: 1 h

$E = S + C$

Estequiometría 1:1 $\Rightarrow [A] = [B] = [A]_0 - [C]$

$$F_{A0} = F_A + v \cdot V_R \quad \begin{matrix} [A] = [A]_0 (1 - X_A) \\ v = k \cdot [A][B] = k \cdot [A]^2 \end{matrix} \quad V_R = \frac{X_A F_A}{k \cdot [A]_0^2 \cdot (1 - X_A)^2}$$

$$F_A = 1200 - 900 = 300 \text{ mol} \cdot \text{h}^{-1} \quad \Rightarrow \quad X_A = \frac{(1200 - 900) / 900 \cdot 0,9}{1200} = 0,25$$

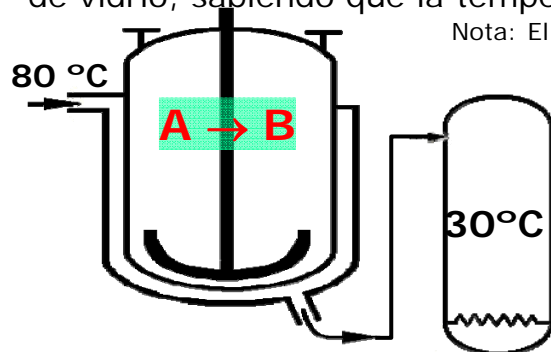
$$V_R = \frac{0,25 \cdot 900}{0,2 \cdot 2^2 \cdot (1 - 0,25)^2} = \mathbf{500 \text{ L}} \quad K_D = \frac{[C]_{org}}{[C]_{agua}} = 30 = \frac{900 \cdot 0,9 / Q_{dis}}{900 \cdot 0,1 / 10 \cdot 60} = \frac{5400}{Q_{dis}} \quad \Rightarrow \quad \mathbf{Q_{dis} = 180 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}}$$



P.3.14.- En un reactor discontinuo se pretende llevar a cabo, con agitación y a una temperatura constante de 80°C, la reacción $A \rightarrow B$ en disolución acuosa. La constante cinética del proceso a 80°C es de $K=5,37 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$. Si el volumen del reactor es de 1000 litros y la concentración de A en la alimentación es de 0,5 mol/l, calcular:

- El número de ciclos/día necesario para conseguir una producción de B de 1600 mol/día, si en cada ciclo se alcanza una conversión del 80%.
- El tiempo total de operación/día del reactor, si el tiempo de carga y descarga es de 30 minutos.
- El producto obtenido en cada ciclo se enfría rápidamente hasta 30°C (temperatura a la que se detiene la reacción química), tras lo cual se traslada a un contenedor cilíndrico de acero de 92 centímetros de diámetro interno y 1 centímetro de espesor que está recubierto de una capa de lana de vidrio aislante, donde debe permanecer a temperatura constante (30°C) para evitar la formación de precipitados. Para ello el contenedor tiene una resistencia calefactora capaz de aportar 2000 J/s. Considerando que las cubiertas superior e inferior del contenedor están perfectamente aisladas y no intercambian calor con el exterior, calcular el espesor que deberá tener la capa de lana de vidrio, sabiendo que la temperatura mínima en la instalación sigue la pauta que se refleja a continuación:

Nota: El volumen total es constante durante el proceso. Datos: $K(\text{acero})=15 \text{ W/mK}$; $K(\text{lana de vidrio})=0,2 \text{ W/mK}$.



$$\begin{aligned}
 [A]_0 &= 0,5 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1} \\
 X_B &= 0,80 \\
 k &= 5,37 \cdot 10^{-4} \text{ s}^{-1} \\
 V_R &= 1000 \text{ L} \\
 P_B &= 1600 \text{ mol/día}
 \end{aligned}$$

$$E = S + C$$

Base de cálculo: 1 día Estequimetría 1:1

$$[B]_f = 0,5 \cdot 0,8 = 0,4 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1} \quad \Rightarrow \quad B = 0,4 \cdot 1000 = 400 \text{ mol} \cdot \text{ciclo}^{-1}$$

$$|\text{mol} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}| = |\text{s}^{-1}| \cdot |\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}|^n \Rightarrow \text{OR } \langle \rangle n = 1$$

$$n^\circ \text{ ciclos} = 1600/400 = 4 \text{ ciclo} \cdot \text{día}^{-1}$$

$$t_r = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_R} \quad \Rightarrow \quad t_r = \frac{1}{5,37 \cdot 10^{-4}} \ln \frac{1}{1 - 0,8} = 2997 \text{ s}$$

$\langle \rangle 50 \text{ min}$

$$t_{\text{ciclo}} = t_r + t_m = 50 + 30 = 80 \text{ min} \cdot \text{ciclo}^{-1}$$

$$t_{\text{uso}} = 320 \text{ min} \cdot \text{día}^{-1}$$



P.3.14.- (cont.)

Mes	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
$T_{\min} (^{\circ}\text{C})$	2	5	9	13	15	16	18	20	18	16	9	4

$$h = V_R / \pi \cdot r^2 = 10^6 / \pi \cdot 46^2 = 1,5 \text{ cm}$$

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

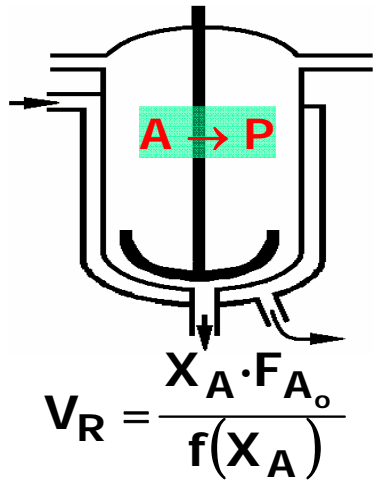
$$2000 = \frac{(303 - 275)}{R_{total}}$$

$$R_{total} = \frac{1}{2\pi \cdot 1,5} \left(\frac{\ln(x/0,47)}{0,2} + \frac{\ln(0,47/0,46)}{15} \right) = \frac{28 \text{ K}}{2000 \text{ J/s}} = 0,014 \text{ K} \cdot \text{Watt}^{-1}$$

e = 0,0124 cm ← **x = 0,4824 m**



P.3.15.- Para una reacción $A \rightarrow \text{Productos}$, determinar: a) la expresión de la ecuación cinética, sabiendo que la conversión alcanzada es del 50% en un reactor continuo de mezcla perfecta de 1 litro de capacidad, y del 70,3% en otro equivalente de 4 litros de capacidad. b) ¿Cual será la conversión a la salida del reactor de 4 litros si la concentración de A en la corriente de alimentación se duplica? Justificar las respuestas



Base de cálculo: 1 hora.

$$E = S + C$$

$$1 = \frac{0,5 \cdot F_{A_0}}{k \cdot [A]_0^n \cdot 0,5^n}$$

$$4 = \frac{0,703 \cdot F_{A_0}}{k \cdot [A]_0^n \cdot 0,297^n}$$

$$\frac{1}{4} = \frac{0,5/0,703}{(0,5/0,297)^n} \rightarrow n = 2$$

$$v_r = k \cdot [A]^2$$

$$4 = \frac{0,703 \cdot F_{A_0}}{k \cdot [A]_0^n \cdot 0,297^n}$$

$$4 = \frac{X_A \cdot 2 \cdot F_{A_0}}{k \cdot 2^2 \cdot [A]_0^2 \cdot (1 - X_A)^2}$$

$$1 = \frac{X_A / 0,703}{2 \cdot ((1 - X_A) / 0,297)^2} = \frac{X_A}{16 \cdot (1 - X_A)^2} \rightarrow X_A = 0,779$$

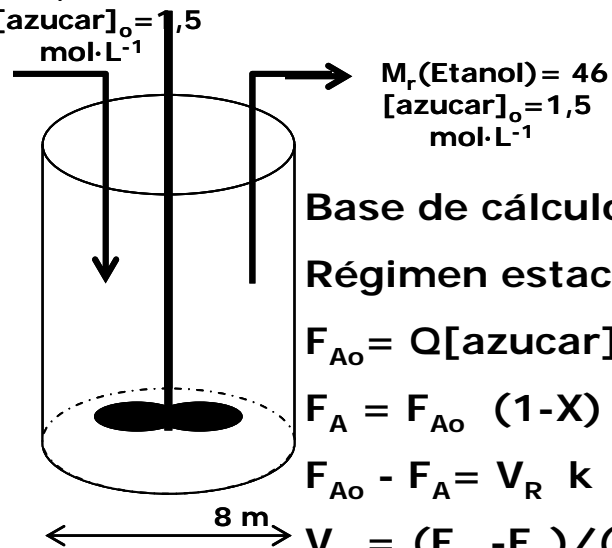
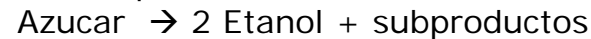
$$77,9\%$$



P.3.16.- La fermentación enzimática de una melaza de caña de azúcar (disolución acuosa de azúcar) para producir biocombustible (etanol $M_r = 46$), presenta a 15°C una constante de velocidad de 10^{-2} min^{-1} . Se ha de diseñar un reactor de mezcla perfecta cilíndrico de 8 m de diámetro, para el tratamiento de $0,5 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, con un contenido en azúcar de $1,5 \text{ mol/L}$. Se quiere alcanzar un rendimiento del 90 %, calcular: a) altura del fermentador, b) producción diaria de etanol expresada en toneladas·día $^{-1}$.

$$Q = 0,5 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$$

$$[\text{azúcar}]_o = 1,5 \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$$



Base de cálculo: 1 min

Régimen estacionario: $E-S = C$ O.R. = 1

$$F_{A_o} = Q[\text{azúcar}]_o = 0,5 \text{ (m}^3\text{min}^{-1}) 1,5 \text{ (molL}^{-1}) 10^3 \text{ (Lm}^{-3}) = 0,75 \text{ (Kmolmin}^{-1})$$

$$F_A = F_{A_o} (1-X) = 0,75 \text{ (Kmolmin}^{-1}) 0,1 = 0,075 \text{ (Kmolmin}^{-1})$$

$$F_{A_o} - F_A = V_R k [\text{azúcar}]$$

$$V_R = (F_{A_o} - F_A) / (k(1-X)[\text{azúcar}]) = 675 \text{ (molmin}^{-1}) / (10^{-2} \text{ (min}^{-1}) (1-0,9) 1,5 \cdot 10^3 \text{ (molm}^{-3})) = 450 \text{ m}^3$$

$$H_R = V_R / (\pi(d/2)^2) = 450 \text{ m}^3 / (\pi 4^2 \text{ (m}^2)) = 9 \text{ m}$$

$$F_{\text{azúcar}} = 750 \cdot 0,9 \text{ (molmin}^{-1}) = 675 \text{ (molmin}^{-1}) \langle \rangle 1944 \text{ (Kmol día}^{-1})$$

$$1944 \text{ (Kmol día}^{-1}) 46 \cdot 10^{-3} \text{ (tonKmol}^{-1}) = 89,4 \text{ tondía}^{-1}$$