

**AMPLIACIÓ D'OPERACIONS DE SEPARACIÓ  
CURS 2008/09**

**PROBLEMES**

**TEMA 1**

**TBTR1.** Prepara un full de càlcul per a la determinació de punts de bombolla i de rosada d'una mescla ternària ideal i aplica'l al sistema benzè-toluè-m-xilè.

Dades:

$\ln P_i^0 = A + B/T + C \ln T + D T^E$   
 $P_i^0$  en Pa  
 T en K.

Component	A	B	C	D	E
Benzè	78,050	-6275,5	-8,4443	6,26E-06	2
Toluè	83,359	-6995,0	-9,1635	6,23E-06	2
m-xilè	84,744	-7594,1	-9,2570	5,55E-06	2

**TBTR2.** Prepara un full de càlcul per a la determinació de punts de bombolla i de rosada de la mescla ternària n-propanol (1)-isopropanol (2)-benzè (3). Els punts d'ebullició normals dels tres components són, respectivament, 97,3°C, 82,3°C i 80,1°C. El par binari 1, 3 forma un azeòtrop de punt d'ebullició mínim a 77,1°C i el par 2, 3, un altre a 71,7°C. Utilitza el següent model per al càlcul dels coeficients d'activitat:

$$\gamma_i = \exp \left\{ \frac{v_{iL} \left[ \delta_i - \sum_{j=1}^c \phi_j \delta_j \right]^2}{RT} + \ln \left( \frac{v_{iL}}{v_L} \right) + 1 - \frac{v_{iL}}{v_L} \right\}$$

$$\phi_i = \frac{x_i v_{iL}}{v_L} \quad v_L = \sum x_i v_{iL}$$

on:

$v_{iL}$  és el volum molar del component i, líquid ( $\text{cm}^3/\text{mol}$ )  
 $i$  és la fracció en volum de j, suposant volums additius

$\delta_j$  és el coeficient de solubilitat del component j ( $\text{cal}/\text{cm}^3$ )<sup>1/2</sup> ( $\delta_j = \left[ \frac{\lambda_j - RT}{v_{jL}} \right]^{1/2}$ )

Dades:

Densitat molar (kmol/m<sup>3</sup>):  $\rho = \frac{A}{B \left(1 - \frac{T}{C}\right)^D}$  (T en K)

Componente	A	B	C	D
n-propanol	1,235	0,27136	536,78	0,24
isopropanol	1,18	0,26475	508,31	0,243
benzè	1,0259	0,26666	562,05	0,28394

Pressió de vapor:  $\ln P_i^0 = A - B/(T + C)$ ;  $P_i^0$  en mm Hg i T en K.

Component	A	B	C
n-propanol	17,232	3008,3	-83,491
Isopropanol	17,664	3109,3	-73,546
Benzè	16,175	2948,8	-44,563

$\lambda_i$  pot calcular-se en funció de la temperatura mitjançant la següent correlació:

$$\lambda_i = A(1 - T_r)^{(B+C \cdot T_r)}$$

amb  $\lambda_i$  en J/kmol i  $T_r = T/T_c$

Component	A	B	C	T <sub>c</sub> (K)
n-propanol	6.330·10 <sup>7</sup>	0.35750	-	562.05
isopropanol	5.698·10 <sup>7</sup>	0.08700	0.3007	508.31
Benzè	4.535·10 <sup>7</sup>	0.39053	-	536.71

**TBTR3.** La següent mescla s'introdueix en una columna de destil·lació com a líquid saturat a 1.72 MPa. Calcula la temperatura del punt de bombolla. Resol considerant que es tracta d'una mescla ideal.

Compost	kmol /h
Età	1.5
Propà	10.0
n-Butà	18.5
n-Pentà	17.5
n-Hexà	3.5

**TBTR4.** Una mescla equimolar de benzè i toluè s'evapora totalment a una temperatura constant de 90°C. Quines són les pressions de començament i finalització del procés de vaporització? Considera una dissolució ideal i utilitza l'equació d'Antoine per a les pressions de vapor.

**TBTR5.** S'ha de separar propilè de 1-butè per destil·lació amb la finalitat d'obtenir un vapor destil·lat que continga 90% en mols de propilè. Calcula la pressió d'operació de la columna suposant que la temperatura a l'eixida del condensador parcial és de 100°F (37.8°C), la mínima assolible amb l'aigua de refrigeració. Determina la composició del líquid de reflux.

**TBTR6.** a) Calcula la temperatura del punt de bombolla de la següent mescla a 50 psia, b) calcula la temperatura que resulta per a una vaporització d'un 25% a aquesta pressió. Determina les corresponents composicions del líquid i el vapor.

Dades:

$$(K_i/T)^{1/3} = a_1 + a_2T + a_3T^2 + a_4T^3 \quad (T \text{ en } ^\circ\text{R})$$

Component	$z_i$	$a_1 \times 10^1$	$a_2 \times 10^3$	$a_3 \times 10^6$	$a_4 \times 10^9$
Metà	0.005	-2,2389	1,8427	0,9633	-3,3378
Età	0.595	-0,7618	0,3052	1,6787	-1,7814
n-Butà	0.400	-0,2429	0,3136	-1,2511	2,1044

**FLI1.** Calcula la composició i les quantitats relatives de les fases en equilibri formades en sotmetre a destil·lació sobtada, a 150°F i 50 psia, una mescla amb la següent composició:

Component	fracció molar	$K_i$
C <sub>2</sub>	0.0079	16.2
C <sub>3</sub>	0.1321	5.2
i-C <sub>4</sub>	0.0849	2.6
n-C <sub>4</sub>	0.2690	1.98
i-C <sub>5</sub>	0.0589	0.91
n-C <sub>5</sub>	0.1321	0.72
C <sub>6</sub>	0.3151	0.28

**FLI2.** Els 5597 kmol/h de vapor calent que ixen d'un reactor d'hidrodealquilació tèrmica a alta pressió i alta temperatura de toluè a benzè es condensen parcialment, refredant-los amb aigua fins a 100°F, i després se separen les fases que es produeixen en una cambra de destil·lació sobtada. L'objectiu és separar i recircular l'hidrogen. Si la composició de l'efluent del reactor és la que s'indica seguidament, i la pressió de la cambra de destil·lació sobtada és 485 psia, calcula les composicions d'equilibri i les velocitats de flux del vapor i del líquid que ixen de la cambra de destil·lació.

Component	Fracció molar
Hidrogen	0.31767
Metà	0.58942
Benzè	0.07147
Toluè	0.02144

Utilitza la correlació de Chao-Seader per a calcular el coeficient d'activitat de la fase líquida i considereu que la fase vapor es comporta idealment. La correlació de Chao-Seader:

$$\gamma_i = \exp \left\{ \frac{v_{iL} \left[ \delta_i - \sum_{j=1}^c \phi_j \delta_j \right]^2}{RT} + \ln \left( \frac{v_{iL}}{v_L} \right) + 1 - \frac{v_{iL}}{v_L} \right\}$$

$$\phi_i = \frac{x_i v_{iL}}{v_L} \quad v_L = \sum x_i v_{iL}$$

on:

$v_{iL}$  és el volum molar del component  $i$ , líquid ( $\text{cm}^3/\text{mol}$ )  
 $i$  és la fracció en volum de  $j$ , suposant volums additius

$\delta_j$  és el coeficient de solubilitat del component  $j$  ( $\text{cal}/\text{cm}^3$ )<sup>1/2</sup> ( $\delta_j = \left[ \frac{\lambda_j - RT}{v_{jL}} \right]^{1/2}$ )

Dades:

component	$\delta_i$ ( $\text{cal}/\text{cm}^3$ ) <sup>1/2</sup>	$v_{iL}$ ( $\text{cm}^3/\text{mol}$ )
H	0	31
M	5,68	52

$$\ln (P_i^0/P_{ci}) = A_1 - A_2/(T + A_3)$$

$P_{ci}$ = presió crític de  $i$ ;  $T$  en °F

component	$A_1$	$A_2$	$A_3$	$P_c$ (psia)
H	5,602657	418,1773	474,214	190,8
M	5,14135	1742,638	452,974	673,1
B	5,658375	5307,813	379,456	714,2
T	5,944251	5836,287	374,745	587,8

Densitat molar ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ ):  $\rho = \frac{A}{B \cdot 1 + \left( \frac{T}{C} \right)^D}$  (T en K)

Component	A	B	C	D
B	1,0259	0,26666	562,05	0,28394
T	0.8792	0.27136	591.75	0.29241

$\lambda_i$  pot calcular-se en funció de la temperatura mitjançant la següent correlació:

$$\lambda_i = A(1 - T_r)^{(B+C \cdot T_r + D \cdot T_r^2)}$$

amb  $\lambda_i$  en  $\text{J}/\text{kmol}$  i  $T_r = T/T_c$

Componente	A	B	C	D	$T_c$ (K)
B	$4.5350 \cdot 10^7$	0.39053	-	-	536.71
T	$4.9510 \cdot 10^7$	0.37742	-	-	591.79

**FLI3.** Una mescla d'hidrocarburs que conté 20% en mols de n-butà, 50% en mols de n-pentà i 30% en mols de n-hexà, s'introdueix com a aliment a una cambra de vaporització sobtada, on s'obté un producte en equilibri a 250°F. El 90% de l'hexà es recupera en la fracció líquida. Calcula el cabal i la composició del vapor, i també la pressió necessària per a portar a terme l'operació. Si el mateix aliment s'introdueix en una cambra de vaporització a 10 atm i 270°F, calcula els cabals i les composicions de les dues fases en equilibri que s'obtenen.

**FLI4.** 100 kmol/h d'una alimentació composta per 25 mols % de n-butà, 40 mols % de n-pentà i 35% mols % de n-hexà se sotmeten a vaporització sobtada en condicions d'estat estacionari. Si s'ha de recuperar el 80% de l'hexà en el líquid a 240°F, quina pressió es requereix i quines són les composicions del líquid i el vapor?

**FLI5.** S'afegeixen 0,25 mols d'un component que només es troba en la fase lleugera a 1 mol d'hidrocarburs, per a obtenir un aliment amb la composició que s'indica en la següent taula. Calcula la quantitat i la composició de les fases en equilibri a 150°F i 50 psia.

Component	$z_i$ (fracció molar)	$K_i$ (a 160°C y 50 psia)
Sols en fase lleugera	0.2	
C <sub>2</sub>	0.0063	16.2
C <sub>3</sub>	0.1057	5.2
i-C <sub>4</sub>	0.0679	2.6
n-C <sub>4</sub>	0.2152	1.98
i-C <sub>5</sub>	0.0471	0.91
n-C <sub>5</sub>	0.1057	0.72
C <sub>6</sub>	0.2521	0.28

**FLI6.** Calcula les temperatures del punt de bombolla i del punt de rosada d'una mescla de 0,4 de fracció molar de toluè (1) i 0,6 de fracció molar de iso-butanol (2) a 101,3 kPa. Els valors de K es poden calcular utilitzant l'equació d'Antoine per a la pressió de vapor i  $\gamma_1$  i  $\gamma_2$  a partir de l'equació de Van Laar amb  $A_{12} = 0,169$  i  $A_{21} = 0,243$ . Si la mateixa mescla se sotmet a destil·lació sobtada a una temperatura mitjana aritmètica entre el punt de bombolla i el punt de rosada a 101,3 kPa, quina fracció es vaporitza i quines són les composicions de les dues fases?

**FLA1.** Atés la següent mescla, calcula la quantitat de vapor que es forma quan se sotmet a una destil·lació sobtada adiabàtica a 300 psia i 200° F. Quina ha de ser la temperatura (i l'entalpia) de l'aliment perquè l'operació transcórrega adiabàticament? Utilitza el valor obtingut per a, suposant desconegut el valor de la temperatura de la destil·lació, recalcula-la perquè el procés siga adiabàtic.

Component	lbmol
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2.0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3.0
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	5.0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	10.0
n-C <sub>4</sub>	60.0
i-C <sub>4</sub>	20.0

Per al càlcul de l'entalpia, utilitzeu la següent aproximació, vàlida a pressions moderades:

$$H_v = \sum y_i H_{i,v}^0$$

$$H_{iv}^0 = \int_{T_0}^T c_p^0 dT = \sum_{k=1}^5 \frac{a_k (T^k - T_0^k)}{k} \quad (T_0 = T \text{ de referencia} = 0^\circ\text{F})$$

$$H_L = \sum x_i (H_{iv}^0 - \lambda_i)$$

$$\lambda_i = A_2 RT^2 / (T' + A_3)^2 \quad (T' \text{ en } ^\circ\text{F} \text{ y } T \text{ en } ^\circ\text{R})$$

(L'estat de referència és vapor a 0°F)

**FLA2.** Un corrent d'1 kmol format pels sis hidrocarburs que s'indica després, se sotmet a flash adiabàtic. L'entalpia de l'alimentació,  $H_F$ , és 13210 Btu i la pressió és 300 psia. Calcula la temperatura del flash, així com també la quantitat i composició dels productes formats.

Dades:

Composició de l'aliment (fraccions molars) i valors de K :  $(K_i/T)^{1/3} = a_{1,i} + a_{2,i} \cdot T + a_{3,i} \cdot T^2 + a_{4,i} \cdot T^3$  (T=°R)

Component	$z_i$	$a_1 \times 10^2$	$a_2 \times 10^5$	$a_3 \times 10^8$	$a_4 \times 10^{12}$
Etilè	0.02	-2.177995	62.124576	-37.562082	8.0145501
Età	0.03	-9.8400210	67.545943	-37.459290	-9.0732459
Propilè	0.05	-25.098770	102.39287	-75.221710	153.84329
Propà	0.10	-14.512474	53.638924	-5.3051604	-173.58329
n-butà	0.60	-14.181715	36.866353	16.521412	-248.23843
i-butà	0.20	-18.967651	61.239667	-17.891649	-90.855512

Entalpia (T en °R)

$$(H_{li})^{1/2} = c_{1,i} + c_{2,i} \cdot T + c_{3,i} \cdot T^2$$

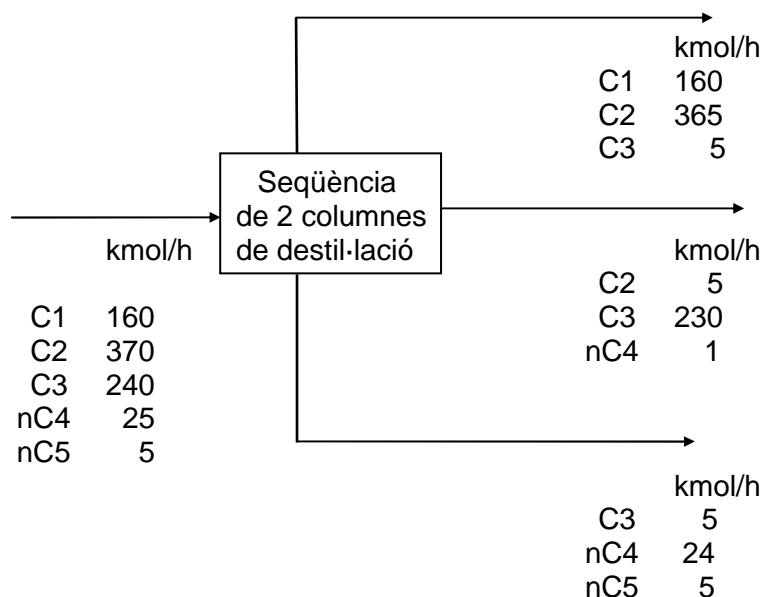
$$(H_{vi})^{1/2} = e_{1,i} + e_{2,i} \cdot T + e_{3,i} \cdot T^2$$

Component	$z_i$	$a_1 \times 10^2$	$a_2 \times 10^5$	$a_3 \times 10^8$	$a_4 \times 10^{12}$
Etilè	0.02	-2.177995	62.124576	-37.562082	8.0145501
Età	0.03	-9.8400210	67.545943	-37.459290	-9.0732459
propilè	0.05	-25.098770	102.39287	-75.221710	153.84329
Propà	0.10	-14.512474	53.638924	-5.3051604	-173.58329
n-butà	0.60	-14.181715	36.866353	16.521412	-248.23843
i-butà	0.20	-18.967651	61.239667	-17.891649	-90.855512

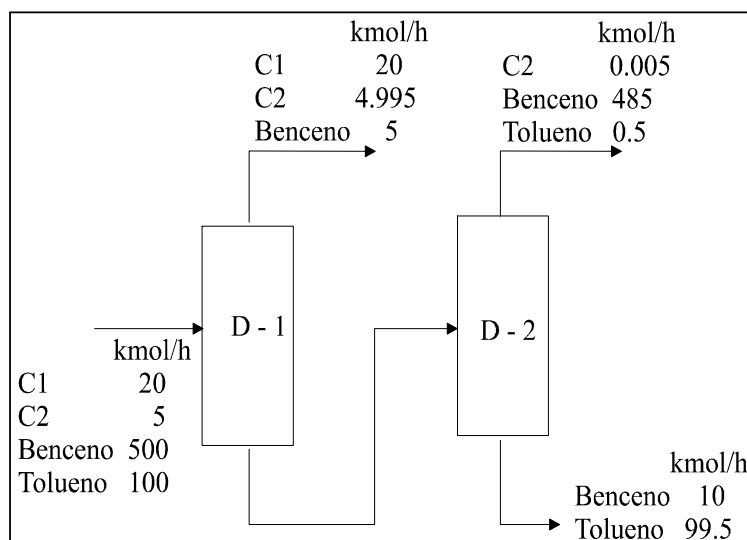
**P1.** Una mescla dels àcids propiònic i n-butíric, que pot admetre's que formen una dissolució ideal, ha de separar-se per destil·lació per a obtenir un destil·lat amb 95% en mols d'àcid propiònic i unes cues amb 95% d'àcid butíric. Determina el tipus de condensador que s'ha d'utilitzar i fixa la pressió d'operació en la columna de destil·lació.

**P2.** Ha d'utilitzar-se una seqüència de dues columnes de destil·lació per a obtenir els productes que s'indiquen en la figura. Determina el tipus de condensador adient i una pressió d'operació per a cadascuna de les columnes en els casos següents:

- Seqüència directa (primera separació C2/C3)
- Seqüència indirecta (primera separació C3/nC4)



**P3.** Per a cadascuna de les dues separacions per destil·lació (D - 1 i D - 2) que s'indiquen més avall, determina el tipus de condensador adient i la pressió d'operació. Les mesclres poden considerar-se ideals.



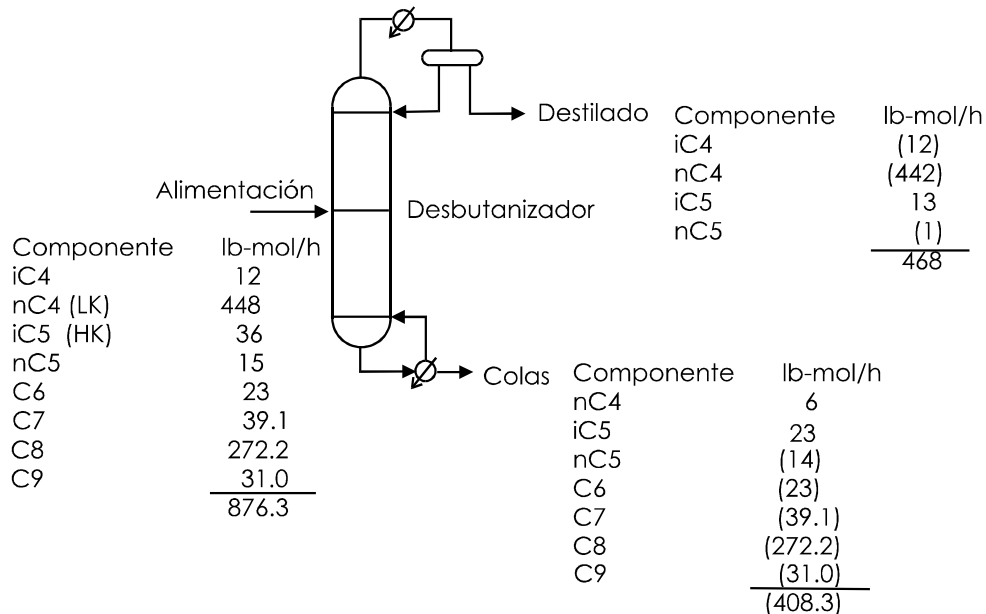
**P4.** Una mescla d'hidrocarburs entra com a aliment d'una columna de destil·lació, com a líquid saturat a 200 psia, amb la següent composició, en fraccions molars:  $C_2 = 0.08$ ,  $C_3 = 0.15$ ,  $nC_4 = 0.20$ ,  $nC_5 = 0.27$ ,  $nC_6 = 0.20$  y  $nC_7 = 0.10$ . <Per a un a separació nítida entre  $nC_4$  i  $nC_5$ , determina la pressió d'operació de la columna i el tipus de condensador, si la temperatura a l'eixida d'aquest és de 120°F.

**FUG1.** Per al desbutanitzador de la figura:

- Calcula el nombre mínim d'etapes d'equilibri per l'equació de Fenske. Suposa una pressió uniforme de 80 psia en tot el sistema.
- Calcula la distribució dels components no clau mitjançant l'equació de Fenske.
- Calcula el reflux intern mínim, suposant una separació de classe 1. L'aliment entra vaporitzat un 13.3 %. Comprova la validesa d'aquesta suposició.

- d) Calcula el reflux intern mínim, suposant una separació de classe 2 i utilitzant les equacions d'Underwood per aquest tipus de sistemes. Comprova la validesa de les suposicions d'Underwood. Calcula també la relació de reflux externa.
- e) Utilitza la correlació de Gilliland per a calcular les etapes teòriques necessàries per a un reflux extern de  $1,5 \cdot R_{\min}$ .
- f) Utilitza l'equació de Kirkbride per a determinar la localització de l'etapa d'alimentació.

En la següent figura, els valors entre parèntesi són estimacions de distribució de components no clau.



Utilitza el mateix model que en el problema FLA1 per a calcular les entalpies.

**FUG2.** La mescla multicomponent que es descriu en el següent quadre, s'alimenta a una columna de rectificació. L'aliment és un líquid saturat. Dissenya la columna per a obtenir un percentatge de recuperació en el destil·lat del 90% de component C i del 10% de component D. Es considera adequat que la columna opere a una raó de reflux 1.5 vegades superior a la mínima. Es pot considerar que el reflux extern i l'intern són pràcticament iguals. Especifica en quin moment es fa ús de la consideració anterior.

Component	$F_{x_F}$	$\alpha$
A	0.05	3
B	0.1	2.1
C	0.3	2
D	0.5	1
E	0.05	0.8

**FUG3.** Considera la separació per destil·lació d'un efluent clorat per a la recuperació de  $C_2H_5Cl$ . L'alimentació és un líquid al seu punt de bombolla per a una pressió de la columna de 240 psia, amb la composició i els valors de K que s'indiquen per a les condicions de la columna:



Component	Fracció molar	K
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.05	5.1
HCl	0.05	3.8
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.10	3.4
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0.80	0.15

Les especificacions són:

$(x_D/x_B)$  per a C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>Cl = 0.01

$(x_D/x_B)$  per a C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> = 75

Calcula (mitjançant mètodes aproximats):

- 1 . El nombre mínim d'etapes teòriques
- 2 . La distribució de productes
- 3 . El reflux mínim (intern).
- 4 . El nombre d'etapes teòriques per a un reflux 1.5 vegades superior al valor del reflux mínim (intern)
- 5 . L'etapa d'alimentació

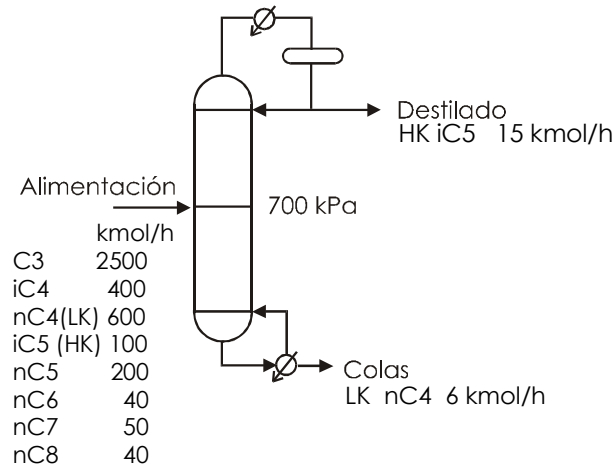
La columna tindrà un condensador parcial i un ebullidor parcial.

**FUG4.** Una columna de rectificació s'alimenta amb una mescla, vaporitzada en un 50%, la composició de la qual s'indica en la taula adjunta. La columna consta de caldera i un condensador parcial, i la relació de reflux és d'1.5. La pressió d'operació de la columna és de 315 psia. Considera menyspreables les pèrdues de pressió en el condensador i en la columna. S'ha de recuperar el 98,4 % del C3 alimentat i l'1,76% del C4 alimentat en el destil·lat. Dissenya la columna de forma aproximada.

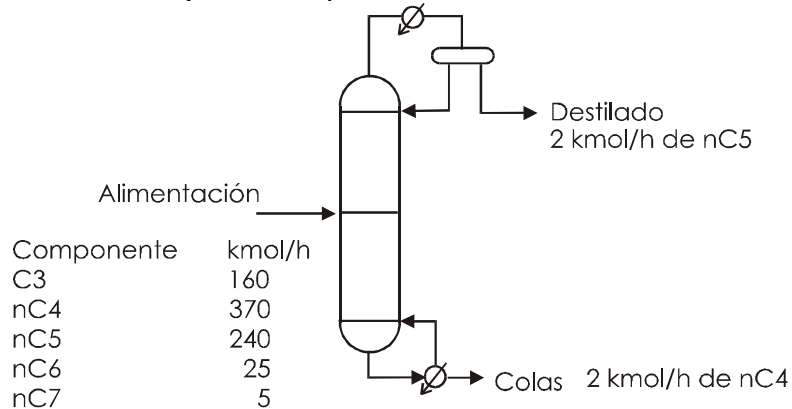
- a) Dissenya la columna de forma aproximada
- b) Realitza una simulació rigorosa

Component	zi (fracc. molar)
metàno	0.26
Età	0.09
Propà	0.25
n-butà	0.17
n-propà	0.11
n-hexà	0.12

**FUG5.** Per a l'operació de destil·lació que s'indica seguidament, calcula el nombre mínim d'etapes d'equilibri i la distribució dels components no clau.



**FUG6.** S'ha de dissenyar una columna de rectificació per a la separació que s'indica. Calcula el nombre d'etapes d'equilibri que es requereixen, suposant que és igual a 2.5 vegades el nombre d'etapes per a reflux total. Quina és la relació de reflux òptima per a aquesta separació? L'aliment s'introdueix vaporitzat en un 50% i la pressió d'operació (constant en tota la columna) és de 30 psia.



**FUG7.** S'ha de separar la següent mescla d'alimentació mitjançant destil·lació ordinària a 120 psia, per a obtenir un destil·lat amb el 92.5% en mols del n-C4 i un residu amb el 82.0% en mols del i-C5.

- Calcula el nombre mínim d'etapes d'equilibri si s'utilitza l'equació de Fenske.
- Utilitza l'equació de Fenske per a determinar la distribució de components no clau en el destil·lat i en el residu.
- Si es suposa que l'alimentació està en el seu punt de bombolla, utilitza el mètode d'Underwood per a estimar la relació de reflux mínima.
- Determina el nombre d'etapes teòriques que es requereixen si es considera  $L/D=1,2(L/D)_{\min}$ , ebullidor parcial i condensador total.
- Estima la localització de l'etapa d'alimentació.

Component	lbmol/h
C3	5
iC4	15
nC4	25
iC5	20
nC5	35
Suma	100

**FUG8.** Calcula el reflux mínim (intern) per a portar a terme la separació d'una mescla de 100 kmol/h amb la següent composició: 5% de component LLK, 45% de component LK i 50% de component HK, per a obtenir un destil·lat que continga el 90% del component LK alimentat i un residu amb el 90% del component HK alimentat. A 1 atm (pressió en el plat d'alimentació de la columna), l'aliment es troba vaporitzat un 10%. Considera que el sistema es comporta com a mescla ideal i que el component LLK no està repartit.

Dades:

Compuesto	A	B	C	D	E
LLK	83,107	-6486,2	-9,2194	6,98E-06	2
LK	76,945	-6729,8	-8,179	5,30E-06	2
HK	78,341	-8019,8	-8,1458	3,90E-06	2

$$\ln P_i^o = A + \frac{B}{T} + C \ln T + D T^E$$

P en Pa y T en K

**FUG9.** Una columna de destil·lació s'alimenta amb 100 kmoles/h d'una mescla amb la següent composició (% molares): 10% de component LLK, 55% de component LK i 35% de component HK. L'aliment és un líquid saturat i la raó de reflux es 1.2 vegades el mínim. Es vol recuperar un 99.5% de LK en el destil·lat de forma que, a més la fracció molar de LK en el destil·lat siga de 0.75. Calcula, de manera aproximada, el nombre d'etapes de equilibri necessàries i la localització òptima del pis d'alimentació. Dades:  $\alpha_{LNK} = 5.33$ ,  $\alpha_{LK} = 1.33$ ,  $\alpha_{HK} = 1$ .

**HENG1.** Una columna de rectificació s'alimenta amb una mescla, vaporitzada en un 66%, la composició de la qual s'indica en la taula adjunta. La columna consta de caldera i condensador parcial i la relació reflux és de 1.5. La pressió d'operació de la columna és de 315 psia. Considera menyspreables les pèrdues de pressió en el condensador i en la columna. S'ha de recuperar el 98.4 % del C3 alimentat i l'1.76% del C4 alimentat en el destil·lat. Construeix el diagrama de Hengstebeck i calcula el nombre de pisos i el reflux mínim.

Component	zi (fracc. molar)
Metà	0.26
Età	0.09
Propà	0.25
n-butà	0.17
n-propà	0.11
n-hexà	0.12

**HENG2.** Per al mateix sistema del problema **FUG8**, calcula el nombre d'etapes ideals per a un reflux 1,5 veces superior al mínim, utilitzant el mètode de Hengstebeck. Sugerències:

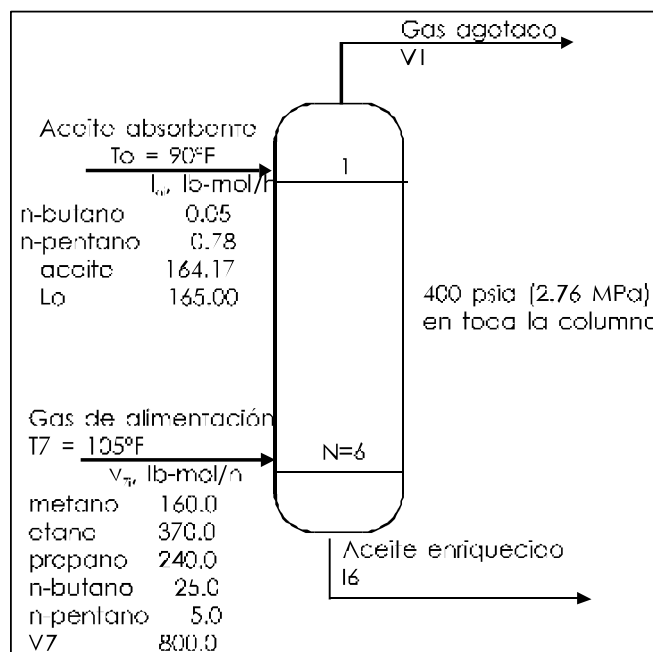
- utilitza el valor de  $R_{\min}$  calculat en el problema FUG8.
- per a la determinació de les compomposicions limitants, calcula  $K_{HK}$  com  $L/V$  i  $K_{LK}$  i  $K_{LNK}$  a partir de  $\alpha_i = K_i/K_{HK}$ , considerant  $\alpha_{LLK} = 13.9$  i  $\alpha_{LK} = 6.2$ .

- calcula l'equilibri efectiu considerant que es tracta d'una mescla binària i utilitzant les volatilitats relatives suggerides en el punt anterior.

**HENG3.** L'aliment d'un despropanitzador es troba vaporitzat un 66% en entrar en la columna. La composició i la volatilitat relativa de l'aliment s'indiquen en la següent taula. Es vol recuperar el 98% del propà en el destil·lat i el 99% del butà en el residu. Calcula les composicions efectives d'aliment, destil·lat i residu. Amb les dades de l'enunciat, es poden calcular les equacions de les rectes operatives efectives? En cas afirmatiu, calcula'ls i, en cas negatiu, indica els dades addicionals requerits, justificant en cada cas la resposta.

	$Z_f$	$\alpha$
metano	0,26	18,71
etano	0,09	4,74
propano	0,25	1,93
butano	0,17	1,00
pentano	0,11	0,47
hexano	0,12	0,24

**GR1.** En la figura es mostra un absorbidor en el qual els components més pesants d'una mescla sobreescalfada d'hidrocarburs gasosos han de separar-se per absorció a 400 psia amb un oli de pes molecular relativament elevat. S'ha de realitzar una estimació dels fluxos i composicions del vapor i del líquid a l'eixida, pel mètode de grup, si la velocitat de flux d'absorbent que entra és 165 lbmol/h i s'utilitzen 6 etapes teòriques. Es pot suposar que l'absorbent es recircula des d'un absorbidor, i que té una temperatura i una composició conegudes.



Dades:

Les propietats termodinàmiques de les sis espècies a 400 psia, des de  $0^\circ\text{F}$  fins  $300^\circ\text{F}$  es correlacionen mitjançant les següents expressions, les constants de les quals es tabulen en les taules següents i on  $T = ^\circ\text{F}$  i  $H = \text{Btu/lbmol}$

$$K_i = \alpha_i + \beta_i T + \gamma_i T^2 + \delta_i T^3$$

$$H_{Vi} = A_i + B_i T + C_i T^2$$

$$h_{Li} = a_i + b_i T + c_i T^2$$

Component	$\alpha$	$\beta$	$\gamma$	$\delta$
C1	4,35	0,02542	-0,00002	8,33E-09
C2	0,65	0,008183	0,0000225	-2,33E-08
C3	0,15	0,002383	0,0000235	-2,33E-08
C4	0,0375	0,0005725	0,00001075	-2,50E-10
C5	0,0105	0,0002692	0,00000255	1,11E-08
OLI	0,0000142	0,000000364	3,44E-09	1,50E-11

Component	A	B	C	a	b	c
C1	1064	9,357	0,001782	0	14,17	0,001782
C2	4661	15,54	0,003341	0	16,54	0,003341
C3	5070	26,45	0	0	22,78	0,004899
C4	5231	33,9	0,005812	0	31,97	0,005812
C5	5411	42,09	0,008017	0	39,68	0,008017
OLI	8000	74,67	0,03556	0	69,33	0,03556

**GR2.** Del corrent líquid que s'indica en la següent figura, s'han de desorbir SO<sub>2</sub> i butadiens (B3 i B2) amb nitrogen, de forma que el producte de butadièsulfona (BS) continga menys de 0,05% en mols de SO<sub>2</sub> i menys de 0,5% en mols de butadiens. Calcula la velocitat de flux de nitrogen i el nombre d'etapes d'equilibri que es requereixen.

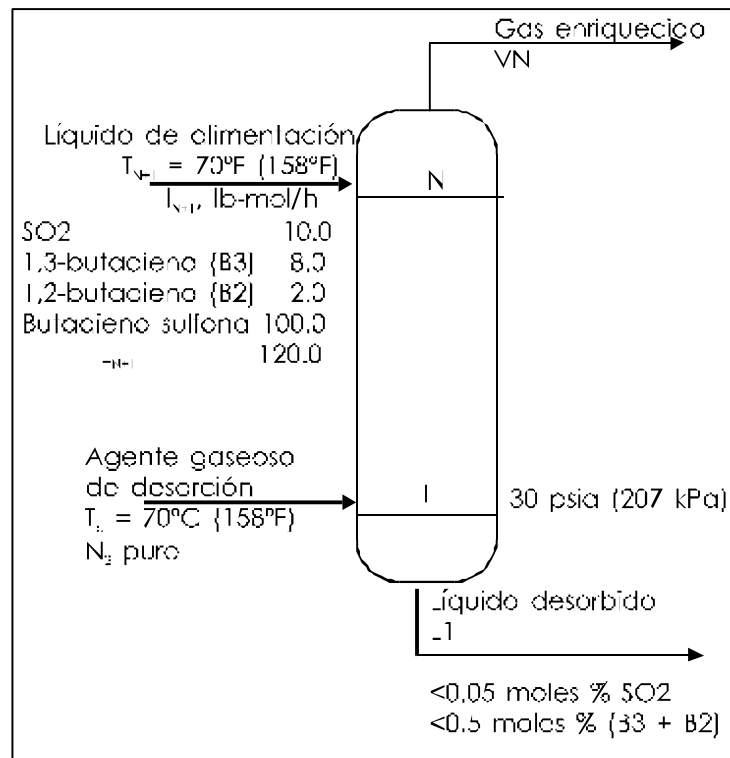
Dades:

Per al càlcul dels valors de K es considerarà que la mescla es comporta de manera ideal i s'utilitzarà l'equació d'Antoine per a calcular les pressions de vapor.

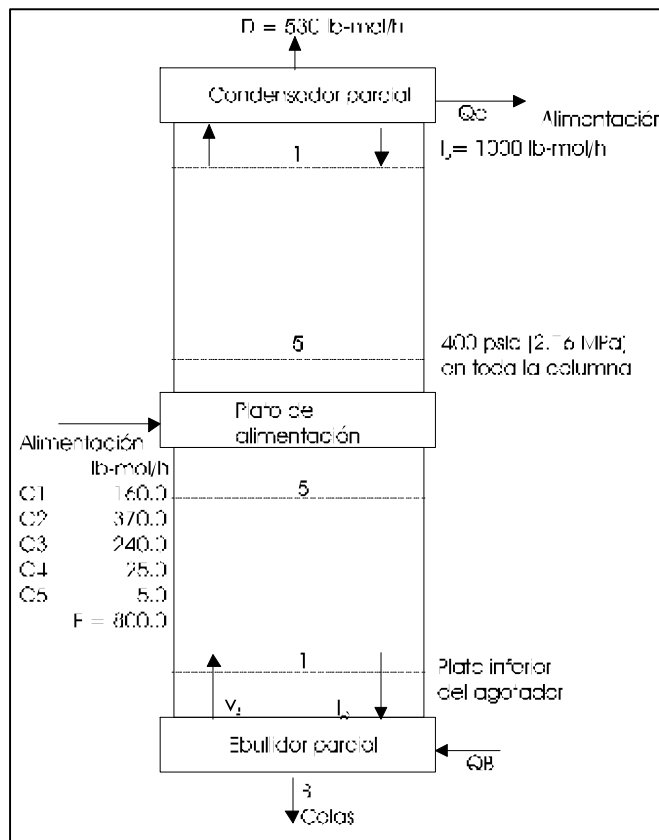
Butadièsulfona (BS):

$$P^o = \exp(17.30 - 11142/(T + 459.7)); P \text{ en psia i } T \text{ en } ^\circ\text{F}$$

$$\text{entalpia BS (líquid)} = 50 \cdot T \text{ (Btu/lbmol; } T \text{ en } ^\circ\text{F)}$$



**GR3.** La mescla d'hidrocarburs que es mostra en la següent figura ha de destil·lar-se a 400 psia (2.76 MPa) per a separar l'età del propà. Calcula les composicions del destil·lat i de les cues pel mètode de grup. L'aliment és vapor saturat.



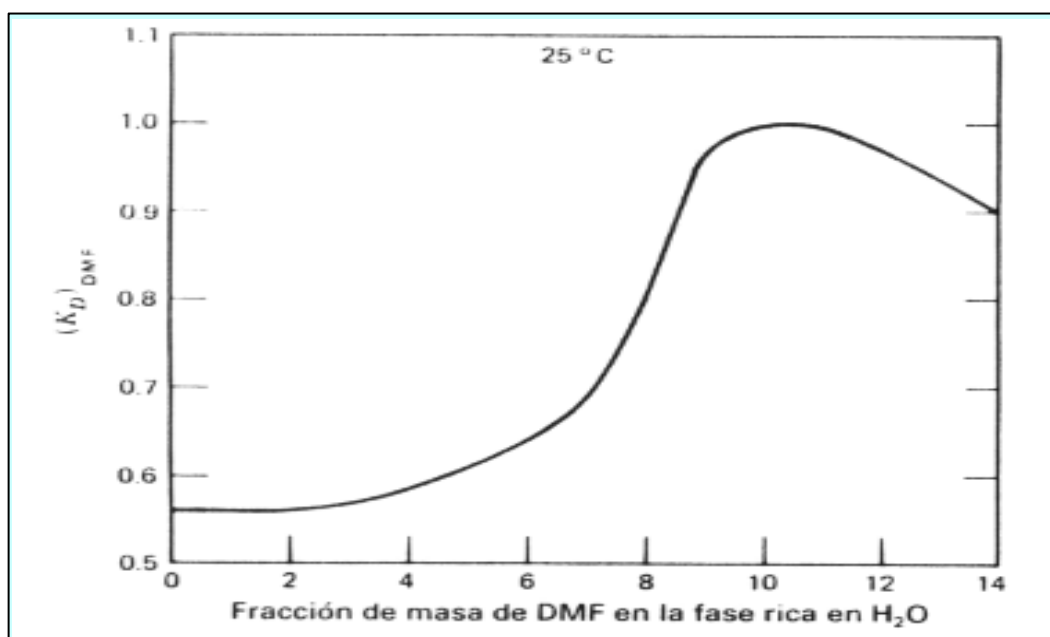
**GR4.** L'extracció líquid-líquid en contracorrent amb clorur de metilè ha d'utilitzar-se per a recuperar formamida d'un corrent aquós, d'acord amb les especificacions de la taula adjunta. Calcula els fluxos i composicions dels corrents d'extracte i refinat pel mètode de grup, utilitzant unitats de massa. Els coeficients de distribució per a tots els components, excepte la DMF, són essencialment constants per a tot l'interval de composició d'operació i per a fraccions massiques, són:

Component	T =25 °C	
	N =10	
	lb/h	
Component	Aliment ( $l_0$ )	Disolvent ( $V_{N+1}$ )
Àcid formic (FA)	20	
Dimetilamina (DMA)	20	
Dimetilformamida (DMF)	400	2
Aigua (W)	3560	25
Clorur de metilè (MC)		9973
TOTAL	4000	10000

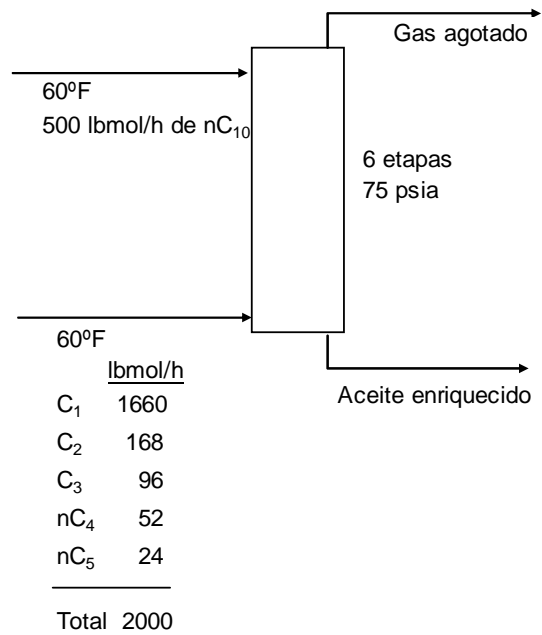
  

Component	$K_{Di}$
MC	40,2
FA	0,005
DMA	2,2
W	0,003

El coeficient de distribució de la DMF depèn de la concentració de la fase rica en aigua, de la forma que s'indica en la figura:



**GR5.** Determina, pel mètode de grups, la separació que es pot arribar per a la següent operació d'absorció. Considera que es tracta d'un procés isotèrmic.



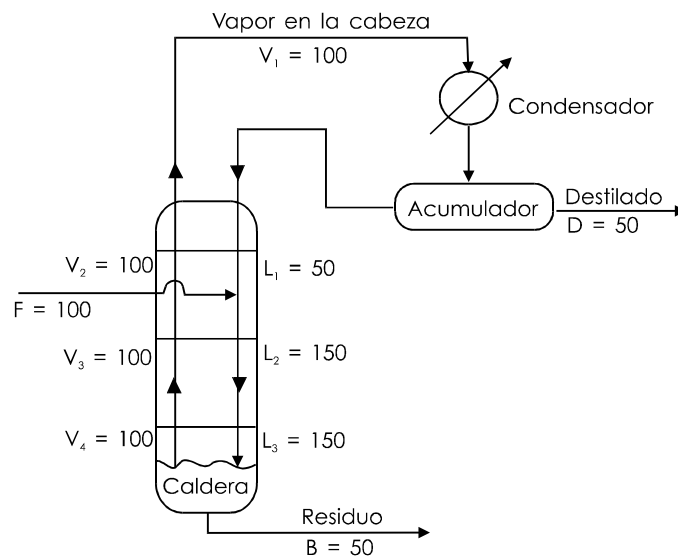
**GR6.** 1000 kmol/h d'un gas que es troba a 70°F i que conté 25% de C<sub>1</sub>, 15% de C<sub>2</sub>, 25% de C<sub>3</sub>, 20% de nC<sub>4</sub> i 15% de nC<sub>5</sub>, ha d'absorbir-se amb 500 kmol/h de nC<sub>10</sub> a 70°C en un absorbidor que treballa a 4 atm. Calcula, pel mètode de grups, el percentatge d'absorció de cada component per a 4 etapes teòriques. Considera que es tracta d'un procés isotèrmic.



## TEMA 2.

**RIG-TG1.** Resol la primera iteració del mètode de Thiele-Geddes amb iteració directa per a una columna com la que es mostra. Suposa que els cabals de V i de L són constants en cada secció de la columna, així com les volatilitats relatives al llarg de la columna. L'estimació inicial és  $K_{jb} = 1$  (igual per a tots els pisos). Utilitza el full de càlcul creat per a resoldre completament el problema utilitzant l'eina "solver".

Component	$FX_i$	$\alpha_i$	Especificacions
1	33.3	1	Condensador total. $D = 50$ mol/h. Aliment líquid a Teb.
2	33.3	2	$N = 3$ . $f = 2$ . $V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 100$ mol/h.
3	33.4	3	$L_1 = L_o = 50$ mol/h. $L_2 = L_3 = 150$ mol/h



**RIG-LM1.** Resol la primera iteració del mètode de Lewis-Matheson amb iteració directa per a una columna com la que es mostra al problema 29. Suposa que els cabals de V i de L són constants en cada secció de la columna, així com les volatilitats relatives al llarg de la columna. Utilitza el full de càlcul creat per a resoldre completament el problema utilitzant l'eina "solver".

**RIG-BP1.** Calcula la composició dels productes, les temperatures de les etapes, les composicions i cabals dels corrents de vapor i líquid interetapes, el servei de la caldera i el servei del condensador que resulten després de la primera iteració, per a les especificacions de la següent columna de destil·lació, utilitzant el mètode BP.

Alimentació (líquid saturat a 250 psia i 213.9°F):

Component	lbmol/h
età	3.0
propà	20.0
n-butà	37.0
n-pentà	35.0
n-hexà	5.0

Pressió de la columna = 250 psia  
Condensador parcial i ebullidor parcial

Cabal de destil·lat = 23.0 lbmol/h

Reflux = 150 lbmol/h

Nombre d'etapes d'equilibri (exclosos el condensador i l'ebullidor) = 15

L'alimentació l'envia a l'etapa intermèdia

Per a aquest sistema a 250 psia, els valors de K i les entalpies poden calcular-se, dintre d'un interval de temperatura de 50°F a 350°F, mitjançant les següents equacions polinòmiques, utilitzant les constants que s'indiquen (Amundson i Pontinen):

$$K_i = \alpha_i + \beta_i T + \gamma_i T^2 + \delta_i T^3$$

$$H_{Vi} = A_i + B_i T + C_i T^2$$

$$H_{Li} = a_i + b_i T + c_i T^2$$

Valors de les constants:

COMPONENT	$\alpha$	$\beta \cdot 10^4$	$\gamma \cdot 10^6$	$\delta \cdot 10^8$
C2	1.665	-1.5	73.5	-3
C3	0.84	-46.6	49.4	-3.033
nC4	-0.177	49.5	-4.15	2.22
nC5	-0.0879	17.7	0.2031	1.31
nC6	0.093	-15.39	10.37	-0.159

COMPONENT	A	B	$C \cdot 10^2$
C2	8310	13.2	0.602
C3	11950	12.35	2.21
nC4	16550	9.01	3.78
nC5	19200	29.5	0.72
nC6	22000	37	0
COMPONENT	a	b	$c \cdot 10^2$
C2	6120	9.35	1.5
C3	3620	40.5	-1.32
nC4	6280	25	4.65
nC5	6840	38.5	2.52
nC6	7920	43.5	3.02

T=°F  
H=Btu/lb  
mol

**RIG-SR1.** S'ha de dissenyar un absorbidor, a una pressió de 75 psia, per a tractar 2000 lbmol/h d'un gas a 60°F amb la següent composició:

Component	Fracció molar
metà	0.830
età	0.084
propà	0.048
n-butà	0.026
n-pentà	0.012

L'absorbent és un oli que pot considerar-se com un component pur amb un pes molecular de 161. Calcula, pel mètode SR de Burningham-Otto, les composicions i cabals de productes, les temperatures de les etapes i les composicions i cabals dels corrents interetapes per a les següents condicions:

Cas	Nombre d'etapes d'equilibri	Cabal d'entrada d'absorbent (lb-mol/h)	Temperatura d'entrada de l'absorbent, °F
a)	6	500	90
b)	12	500	90
c)	6	1000	90
d)	6	500	60

Per a aquest sistema, a 75 psia, els valors de K poden calcular-se, dintre d'un interval de temperatura de 50 a 150°F, mitjançant les equacions polinòmiques del problema RIG-BP1r, utilitzant les següents constants:

Constants per a les propietats termodinàmiques, 75 psia, 50 -150°F

Component	$\alpha$	$\beta \cdot 10^4$	$\gamma \cdot 10^6$	$\delta \cdot 10^8$
C1	12.25	2500	-625	0
C2	4.75	-4.27	208	-8.55
C3	2.35	-131	138	-8.47
nC4	-0.434	121	-10.2	5.44
nC5	-0.207	41.6	0.477	3.08
Oli absorbent	-0.00009	0.02	0	0

Component	A	B	C	a	b	c
C1	4800	9	0	3300	11	0
C2	8310	13.2	0.00602	6120	9.35	0.015
C3	11950	12.35	0.0221	3620	40.5	-0.0132
nC4	16550	9.01	0.0378	6280	25	0.0465
nC5	19200	29.5	0.0072	6840	38.5	0.0252
Oli absorbent	37400	44	0	12800	73	0.0302

**RIG-ISR1.** S'ha de separar una mescla de ciclohexà i ciclopentà per extracció líquid-líquid a 25°C amb metanol. L'equilibri entre les fases pot predir-se a partir de les equacions de van Laar ( $A_{\text{ciclopentano, ciclohexano}} =$  ,  $A_{\text{ciclohexano, ciclopentano}} =$  ). Calcula, pel mètode ISR, les composicions i cabals de producte i les composicions i cabals dels corrents interetapes per a les següents condicions:

- N = 1 etapa d'equilibri
- N = 2 etapes d'equilibri
- N = 5 etapes d'equilibri
- N = 10 etapes d'equilibri

Alimentació (pis 1) = 700 lb-mol/h de ciclohexà i 300 lb-mol/h de ciclopentà  
 Dissolvent (pis N) = 1000 lb-mol/h de metanol.

**RIG-SC1.** Utilitza el mètode SC de Naphtali-Sandholm, amb la correlació de Chao-Seader per a les propietats termodinàmiques, per a calcular les composicions dels productes, les temperatures de les etapes, els cabals i composicions interetapes, el servei de l'ebullidor i el servei del condensador per a les següents especificacions de destil·lació. Compara els resultats obtinguts amb els que es troben en el "Chemical Engineers' Handbok", 5ª edició, pp- 13-32 a 13-35. ¿Per què difereixen les dues solucions?

### TEMA 3.

**FR1.** Traça el mapa de línies de destil·lació qualitatiu per als següents sistemes ternaris:

i) Benzè (80,09°C)-ciclohexà (80,72°C)-2-propanol (82,26°C); azeòtrops binaris (A.B.):BP (71,5°C), BC (80°C), CP(70,5°C); azeòtrops ternaris (A.T.): 69,15°C.

ii) Acetona (56,25°C)-cloroform (61,18°C)-metanol (64,7°C); A.B.:AC (64°C), AM (55°C), CM (53°C); A.T.: 58°C.

iii) Aigua (100°C)-àcid acètic (117,9°C)-àcid fòrmic (100,56°C); A.B.:AF (107,5°C); A.T.: 107°C.

iv) 2-propanol (82,26°C)-benzè (80,09°C)-aigua (100,1°C); A.B.: PB (71,5°C), PA (80,35°C), AB (69,4°C); A.T.: 66,5°C.

v) A (100°C)-B (150°C)-C (140°C); A.B.: BC (200°C).

vi) Acetona (56,25°C)-cloroform (61,18°C)-hexà (68,73); A.B.: AC (64°C), AH(49°C), HC (60,4°C); A.T.: 60,8°C.

**FR2.** Calcula el diagrama de corbes de destil·lació per al sistema benzè-toluè-m-xilè. Considera comportament de mescla ideal.

**FR3.** a) Representa una corba de destil·lació per al sistema n-propanol-isopropanol-benzè. b) Dibuixa les fronteres de destil·lació per al sistema considerat. Les dades per al càlcul de l'equilibri es poden prendre de l'exercici TBTR2.

**FR4.** Representa una corba de residu per al sistema n-propanol-isopropanol-benzè. Què ocorre si es fa  $\Delta\xi = -1$ ? Les dades per al càlcul de l'equilibri es poden agafar del problema TBTR2.

**FR5** Per al sistema n-propanol-isopropanol-benzè (problemes 41 i 42), compara la corba de residu i la línia de destil·lació que passen pel punt de composició  $x_1 = 0.95$ ,  $x_2 = 0.04$  i  $x_3 = 0.01$ .

**FR6.** Siga un sistema ternari format per A, B i C, amb les temperatures d'ebullició i azeòtrops binaris i ternaris que s'indica:

- Es pot obtenir el component A pràcticament pur utilitzant una única columna de rectificació?
- Si una columna de rectificació s'alimenta amb un corrent d'A pur i amb una mescla binària de B i C, la composició de la qual és més rica en component C que l'azeòtrop binari BC, què possibles productes de elevada puresa (components purs o azeòtrops) poden obtenir-se mitjançant una única columna de rectificació, segons siguin les quantitats relatives d'ambdós corrents (A pur i mescla binària) que s'alimenta a la columna?
- Dibuixa las regions de productes possibles si la mescla global dels aliments introduïts en la columna descrita en l'apartat anterior hi és en la regió de destil·lació que conté el vèrtex d'A pur.

Dades: temperatures d'ebullició,  $A = 60^{\circ}\text{C}$ ,  $B = 80^{\circ}\text{C}$ ,  $C = 90^{\circ}\text{C}$ , azeòtrop AB =  $85^{\circ}\text{C}$ , azeòtrop AC =  $50^{\circ}\text{C}$ , azeòtropo BC =  $65^{\circ}\text{C}$ , azeòtropo ternari:  $66^{\circ}\text{C}$ .