

**République Algérienne Démocratique et Populaire**  
**Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique**  
**Université A. MIRA-BEJAIA**  
**Faculté de Technologie**  
**Département de Génie des Procédés**



**RECUEIL D'EXERCICES DE DISTILLATION-  
RECTIFICATION**

**Présenté par**

**M<sup>r</sup> BOUDRAHEM Farouk**

**OPTION : GENIE CHIMIQUE, GENIE DE L'ENVIRONNEMENT,  
SCIENCE ET TECHNOLOGIE DU MEDICAMENT ET POLYMERES ET  
COMPOSITES**

**UNIVERSITE DE BEJAIA 2014**

## Distillation - Rectification

### Exercice 1

La séparation d'un mélange binaire benzène-toluène est réalisée au moyen d'une colonne de rectification à la pression atmosphérique avec 2 alimentations  $F_1$  et  $F_2$  et un soutirage  $S_L$  ayant pour débits  $F_1=F_2=S_L=100\text{kmol/h}$  et pour titre  $x_{F1}=0.7$ ,  $x_{F2}=0.3$ ,  $x_S=0.5$ .

En régime permanent la colonne doit fournir les constituants séparés titrant respectivement  $x_D=0.95$  et  $x_B=0.05$  à des débits identiques  $D=B=50\text{kmol/h}$ .

#### 1. Etude des propriétés du mélange étudié

Le tableau ci-dessous fournit les pressions de vapeur saturantes (mmHg) en fonction de la température ( $^{\circ}\text{C}$ ) des constituants purs de benzène (1) et toluène (2).

T( $^{\circ}\text{C}$ )	80.1	100	110.6
$P_{\text{Sat}}^1$ (mmHg)	760	1344	1770
$P_{\text{Sat}}^2$ (mmHg)	291.5	557	760

**1.1.** Quelles sont les températures d'ébullition de ces constituants à la pression atmosphérique ?

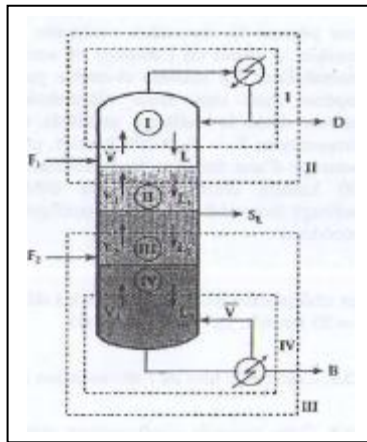
- Quel est le constituant le plus volatil ?
- Que peut-on dire sur le comportement thermodynamique de ces deux constituants au cours du mélange ?

**1.2.** Compléter le tableau joint à la courbe d'équilibre en calculant les titres molaires de vapeur ( $y$ ) en équilibre avec le liquide de composition ( $x$ ). Expliquer comment vous effectuer ce calcul.

#### 2. Etude de la colonne à 2 alimentations et 1 soutirage intermédiaire

**2.1.** A partir du schéma ci-contre établir les équations des 4 droites opératoires en effectuant des bilans molaires dans les 4 domaines considérés. Pour simplifier

l'écriture on ne fera pas figurer les indices sur les titres des phases qui se croisent.  
L'équation  $y_n = f(x_{n+1})$  s'écrira  $y = f(x)$ .



**2.2.** Etablir les expressions de  $f_1$ ,  $f_2$ ,  $f_s$  (fraction du débit du courant concéder a l'état vapeur) en fonction des débits interne de vapeur dans la colonne.

De la même façon établir les expressions liants  $(1-f_1)$ ,  $(1-f_2)$  et  $(1-f_s)$  avec les débits internes de liquide dans la colonne.

**2.3.** Sachant que les trois courants  $F_1$ ,  $F_2$  et  $SL$  sont a état de liquide bouillant et le débit de vapeur  $V$  dans le bouilleur est mesuré a  $100 \text{Kmol/h}$ .

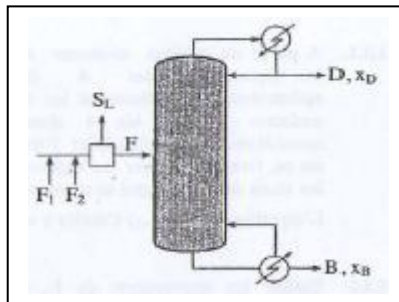
- conclure sur des valeurs des débits de vapeur  $V$ ,  $V_1$ ,  $V_2$ ,  $V_3$  en  $\text{Kmol/h}$ .
- conclure sur les valeurs des débits de liquide  $L$ ,  $L_1$ ,  $L_2$ ,  $L_3$  en  $\text{Kmol/h}$ .
- conclure sur la valeur du taux de reflux  $R$ .
- calculer le débit minimum de la vapeur  $V_{\min}$  pour effectuer cette séparation.

**2.4.** Tracer les 4 droites opératoires et 3 droites d'état thermique des 2 alimentations et du soutirage

- Déterminer le nombre de plateaux théorique nécessaire pour effectuer cette séparation dans les conditions expérimentales retenues.
- conclure sur la position optimum des alimentations et du soutirage dans la colonne (numérotation des plateaux croissantes du haut vers le bas de la colonne).

### 3. Etude de la séparation avec 1 alimentation équipée d'un mélangeur et d'un diviseur de courant

Pour obtenir la séparation souhaitée il est possible d'opérer en l'absence du soutirage intermédiaire. Le schéma ci-contre propose d'opérer avec une seule alimentation  $F$  obtenue après le mélange préalable des 2 alimentations  $F_1=F_2= 100 \text{ kmol/h}$ , puis, le soutirage d'une fraction de ce courant  $S_L= 100 \text{ kmol/h}$  correspondant au débit du soutirage intermédiaire dans la configuration précédente.



Les obligations pour les titres et les débits des distillat et résidu restent les mêmes,  $D=B=50 \text{ kmol/h}$ ,  $x_D=0.95$ ,  $x_B=0.05$ .

3.1. Calculer de l'alimentation  $F$ .

3.2. Cette nouvelle configuration oblige à augmenter le taux de reflux. On choisit dans ce cas  $R' = 2R$  avec  $R$  : taux de reflux calculé dans la question précédente.

- Tracer les droites opératoires et la droite d'alimentation.
- Estimer graphiquement le nombre de plateaux théorique.
- Déterminer la position optimum de l'alimentation  $F$ .
- Calculer le débit de vapeur  $V$  au bouilleur.
- Calculer le débit de vapeur minimum  $V_{\min}$  pour effectuer cette séparation.

### 4. Comparaison des deux configurations

4.1. A partir des données ci-dessous calculer les puissances  $Q_B$  et  $Q'_B$  (en MW) à fournir au bouilleur en régime permanent pour effectuer cette séparation.

4.2. Indiquer les avantages et les inconvénients de chaque configuration.

Données : Enthalpie des corps purs en Btu/lb.mol

	Liquide bouillant	vapeur saturante
Toluène pur	8075	21885
Benzène pur	4900	18130

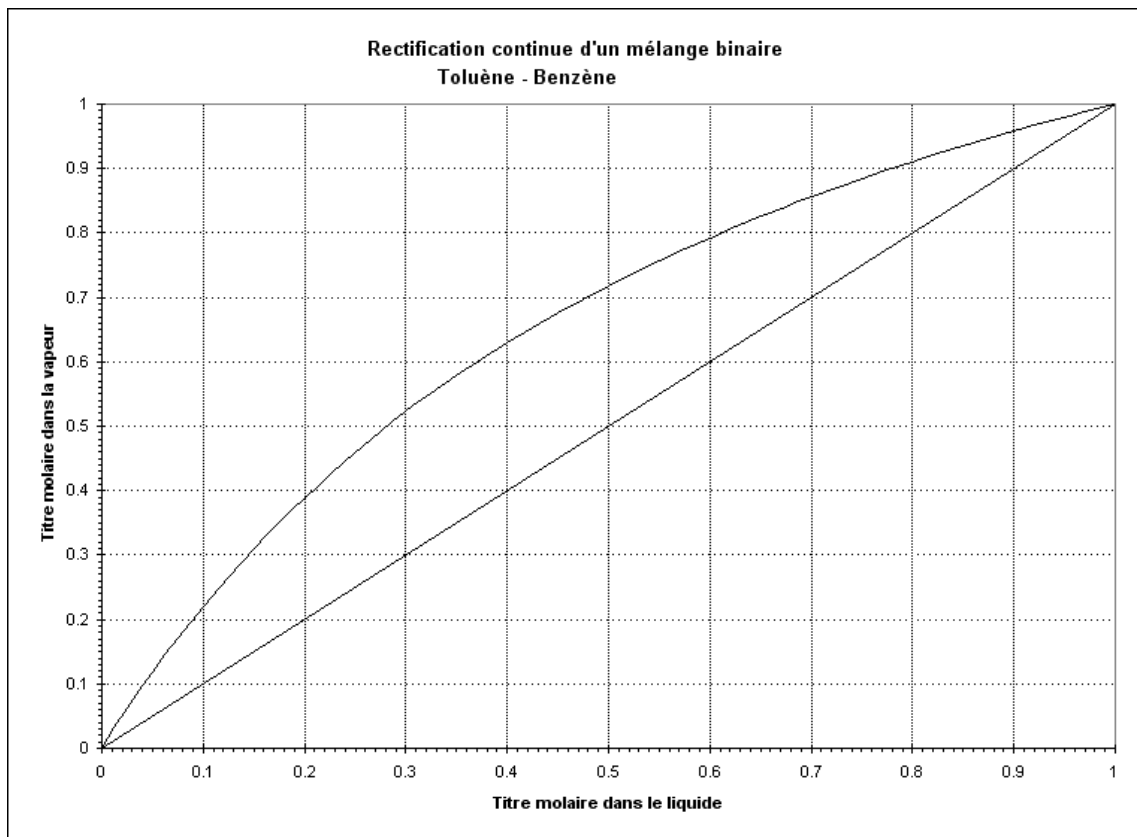
Avec : 1 Btu = 1.055 KJ

1 lb = 0.4536 kg

### Courbe d'équilibre Liquide-Vapeur du mélange Benzène -Toluène

Calcul des titres  $y=f(x)$

x	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
y									



## Correction

### 1. Etude des propriétés du mélange étudié

1.1. -Benzène : 80.1 °C, Toluène : 110.6 °C

-Constituant le plu volatil : benzène car  $P_{\text{sat}} \text{ benzène} > P_{\text{sat}} \text{ toluène}$

-Mélange idéal car composition chimique proche pour les deux constituants :

$$V_m = h_m = 0, \text{ soit } E_{11} = E_{22} = E_{12}.$$

1.2. La colonne présente un gradient de température avec les valeurs extrêmes  $T_{\text{haut}} = 80.1^\circ\text{C}$  et  $T_{\text{bas}} = 110.6^\circ\text{C}$ . Le coefficient de volatilité va donc varier selon les rapports

$$\alpha = \frac{P_{\text{sat}}^1}{P_{\text{sat}}^2} \text{ avec :}$$

$$\left. \begin{array}{l} T = 80.1^\circ\text{C} \quad \alpha_1 = 2.61 \\ T = 100^\circ\text{C} \quad \alpha_2 = 2.41 \\ T = 110.6^\circ\text{C} \quad \alpha_3 = 2.33 \end{array} \right\} \begin{array}{l} \bar{\alpha} = \frac{\sum^n \alpha}{n} = 2.45 \\ \text{ou} \\ \bar{\alpha} = \sqrt[n]{\alpha_1 \cdot \alpha_2 \cdot \dots \cdot \alpha_n} = 2.45 \end{array}$$

Calcul des valeurs pour le tableau (voir Tableau joint) :

$$y = \frac{\bar{\alpha} \cdot x}{(1 + \bar{\alpha} - 1)x} \quad \text{avec } \bar{\alpha} = 2.45$$

### 2. Etude de la colonne à 2 alimentations et 1 soutirage intermédiaire

2.1. Domaine I  $y = \frac{L}{V} x + \frac{D}{V} x_D$

Domaine II  $y = \frac{L_1}{V_1} x + \frac{D \cdot x_D - F_1 \cdot x_{F_1}}{V_1}$

Domaine III  $y = \frac{L_2}{V_2} x + \frac{F_2 \cdot x_{F_2} - B \cdot x_B}{V_2}$

Domaine IV  $y = \frac{L_3}{V_3} x + \frac{B \cdot x_B}{V_3}$

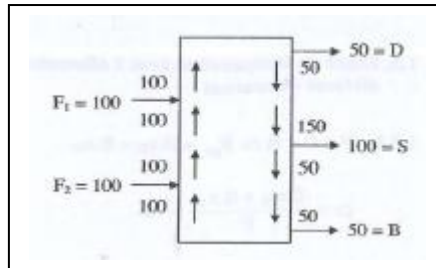
2.2.  $f_1 = \frac{V - V_1}{F_1} \quad 1 - f_1 = \frac{L_1 - L}{F_1}$

$$f_s = \frac{V_2 - V_1}{S_L} \quad 1 - f_s = \frac{L_1 - L_2}{S_L}$$

$$f_2 = \frac{V_2 - V_3}{F_2} \quad 1 - f_2 = \frac{L_3 - L_2}{F_2}$$

2.3. \*  $F_1 = F_2 = S_L = \text{Liquide bouillants} \rightarrow f_1 = f_2 = f_s = 0$

$$\implies V = V_1 = V_2 = V_3 = 100 \text{ kmol/h}$$



\*  $B = 50 \text{ kmol/h}$

$$L_3 = V_3 + B = 150 \text{ kmol/h}$$

$$L_2 = L_3 - (1 - f_2) F_2 = 50 \text{ kmol/h}$$

$$L_1 = S_L = L_2 = 150 \text{ kmol/h}$$

$$L = L_1 - (1 - f_1) F_1 = 50 \text{ kmol/h}$$

$$* R = \frac{L}{D} = \frac{50}{50} = 1$$

$$* y_{F1} = \frac{\alpha \cdot X_{F1}}{1 + (\alpha - 1) X_{F1}} = 0.851$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{X_D - y_{F1}}{X_D - X_{F1}} = 0.396 \implies R_{\min} = 0.6556$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{L_{\min}}{V_{\min}} = \frac{R_{\min} D}{V_{\min}} \implies V_{\min} = (R_{\min} + 1) D = 82.78 \text{ kmol/h}$$

2.4. Equation-droites

Pentes

Abscisses

$$\text{I: } y = 0.5x + 0.475$$

$$R = \frac{L}{D} = 1 \implies \frac{R}{R+1} = 0.5 \quad x_D = 0.95$$

$$\text{II: } y = 1.5x + 0.225$$

$$\frac{L_1}{V_1} = 1.5$$

$$\text{III: } y=0.5x+0.275 \quad \frac{L_2}{V_2} = 0.5$$

$$\text{IV : } y=1.5x+0.025 \quad \frac{L_3}{V_3} = 1.5 \quad x_B=0.05$$

$$\text{Alimentation } F_1 \quad f_1=0 \Rightarrow \text{pente } \infty \quad x_{F1}=0.7$$

$$\text{Alimentation } F_2 \quad f_2=0 \Rightarrow \text{pente } \infty \quad x_{F2}=0.3$$

$$\text{Soutirage } S_L \quad f_s=0 \Rightarrow \text{pente } \infty \quad x_s=0.5$$

Nombre de plateaux : 11 :10+1- voir le tracé

Position des alimentations  $F_1$  : entre le plateau 2 et 3

$F_2$  : entre le plateau 5 et 6

Position soutirage  $S$  : entre le plateau 4 et 5

### 3. Etude de la séparation avec alimentation équipée d'un mélangeur et d'un diviseur de courant

$$3.1. \quad F=D+B \quad \Rightarrow \quad F_{gf}=D.X_D+B.X_B$$

$$g_F = \frac{D.X_D - B.X_B}{F} = 0.5$$

$$3.2. \quad R' = 2R = 2$$

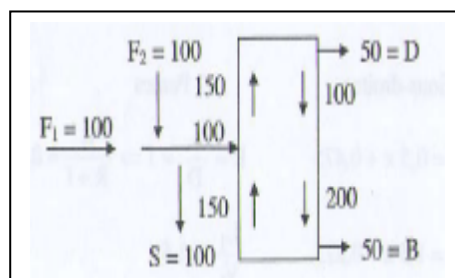
Equations/droites Pentes Abscisses

Alimentation F  $f=0 \rightarrow$  pente  $\infty$   $g_F=0.5$

Concentration pente  $= \frac{R}{R+1} = \frac{2}{3}$   $x_D=0.95$

Epuisement

$y=0.66x+0.32$  0.66  $x_B=0.05$





Nombre de plateau : 10 :9+1 (voir figure)

Position optimum de l'alimentation entre le plateau n°4 et n°5(voir figure)

Tout au long de la colonne V et constante

$$\text{Avec } V=L+D \text{ et } R'=\frac{L}{D} = 2R \implies V=D(2R+1)=150\text{kmol/h}$$

$$\left. \begin{array}{l} \frac{R_{\min} - X_D - y_F}{R_{\min} + 1 - X_D - X_F} \\ y_F = \frac{\alpha X_F}{1 + (\alpha - 1)X_F} = 0.710 \end{array} \right\} \longrightarrow R_{\min} = 1.141$$

$$V_{\min} = D(R_{\min} + 1) = 107.066\text{kmol/h.}$$

#### 4. Comparaison des deux configurations

Dans le bouilleur  $V=100\text{kmol/h}$  et  $V = 150\text{kmol/h}$

Dans les deux cas on a du toluène presque pur ( $X_B = 0.05$ )

Enthalpie de vaporisation pour le toluène pur

$$\Delta H_v = H_v - L_L (21885 - 8075) \times \frac{1.055}{0.4536} = 32119.8\text{kJ/mol}$$

$$Q_B = V \cdot \Delta H_v = \frac{100}{3600} \cdot 32119.8 = 892\text{KW} = 0.89\text{ MW}$$

$$Q'_B = V \cdot \Delta H_v = \frac{150}{3600} \cdot 32119.8 = 1335\text{KW} = 1.33\text{ MW}$$

Soit  $Q'_B = 1.5 Q_B$

Paramètres	Configuration1 (2 alimentation +1 soutirage)	Configuration2 (1 alimentation)
Taux de reflux	1	2
Nombre de plateaux	11	10

Position des alimentations	$F_1 : n^{\circ}2-n^{\circ}3$	
Et soutirage	$F_2 : n^{\circ}5-n^{\circ}6$	$F : n^{\circ}4-n^{\circ}5$
	$S_L : n^{\circ}4-n^{\circ}5$	
Débits au bouilleur		
L (kmol/h)	150	200
V (kmol/h)	100	150
Puissance fournie au bouilleur(MW) 0.89		

Dans les deux cas il faut traiter une charge de 100kmol/h titrant 0.5 le passage de la configuration 1 à 2 est réalisée avec  $R'=R \times 2$ . les débits de distillat sont les mêmes. Le nombre de plateaux est proche. L'augmentation du taux de reflux augmente les débits internes

$$(L=150 \rightarrow L'=200) \text{ et } (V=100 \rightarrow V=150) \text{ soit } L'=L \times \frac{2}{1.5} \text{ et } V=V \times 1.5.$$

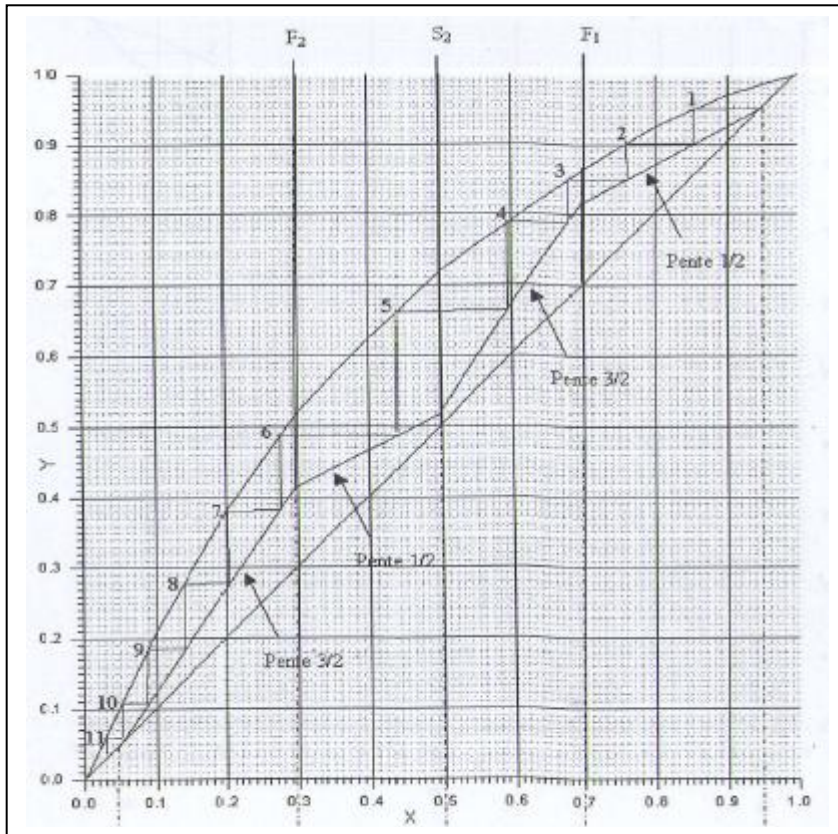
Par conséquent l'énergie à fournir est supérieure dans la configuration 2 avec  $Q'B=QB \times 1.5$ . Le mode opératoire n°1 donc plus intéressant puisque pour les même débits et les même titres des distillats et résidu, la consommation énergétique est faible. Il est donc préférable de maintenir les deux alimentations séparées plutôt que de les mélanger avant de l'introduire seule dans la colonne.

### Distillation du mélange Benzène-Toluène

Colonne à 2 alimentations et 1 soutirage intermédiaire.

Calcul des titres  $y=f(x)$ .

x	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
y	0.21	0.38	0.51	0.62	0.72	0.79	0.85	0.91	0.96

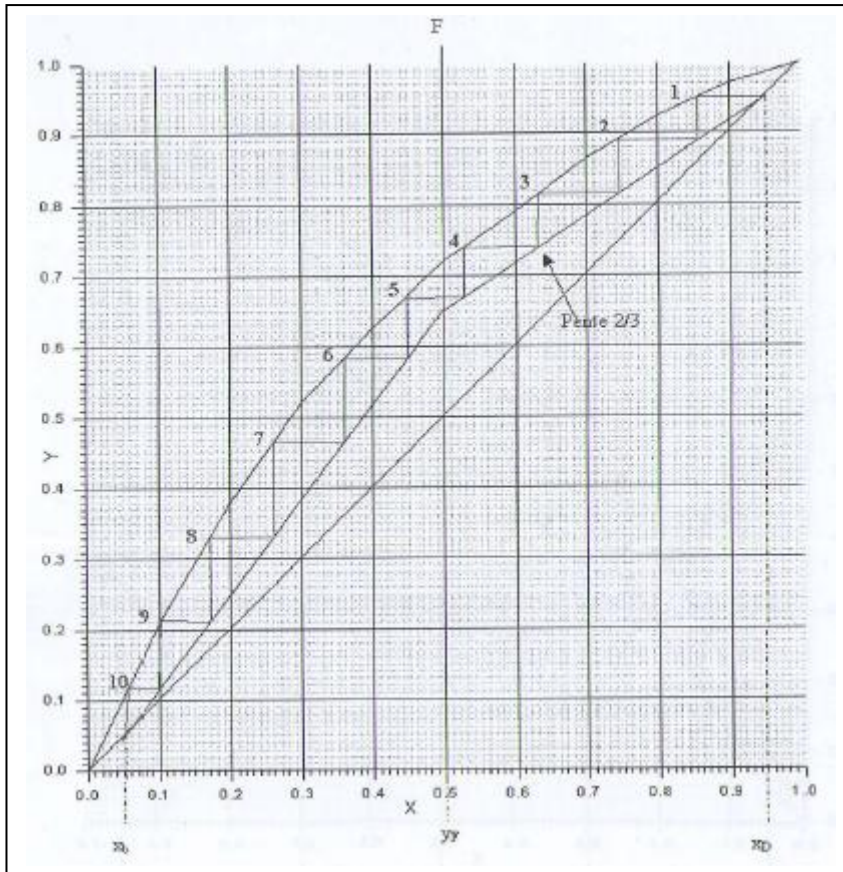


### Distillation du mélange Benzène-Toluène

Colonne à 1 alimentation équipée d'un mélangeur et d'un diviseur de courant.

Calcul des titres  $y=f(x)$ .

x	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
y	0.21	0.38	0.51	0.62	0.72	0.79	0.85	0.91	0.96



## Exercice 2

On désire séparer, en discontinu, l'éthanol contenu dans 1000 kg de mélange eau - alcool à 25% poids en alcool. On souhaite de plus récupérer 80% de l'alcool dans le distillat. On dispose pour l'opération d'une colonne à 6 plateaux théoriques (dont le bouilleur) et on choisit d'opérer de manière à ce que le distillat ait un titre massique en alcool de 90%.

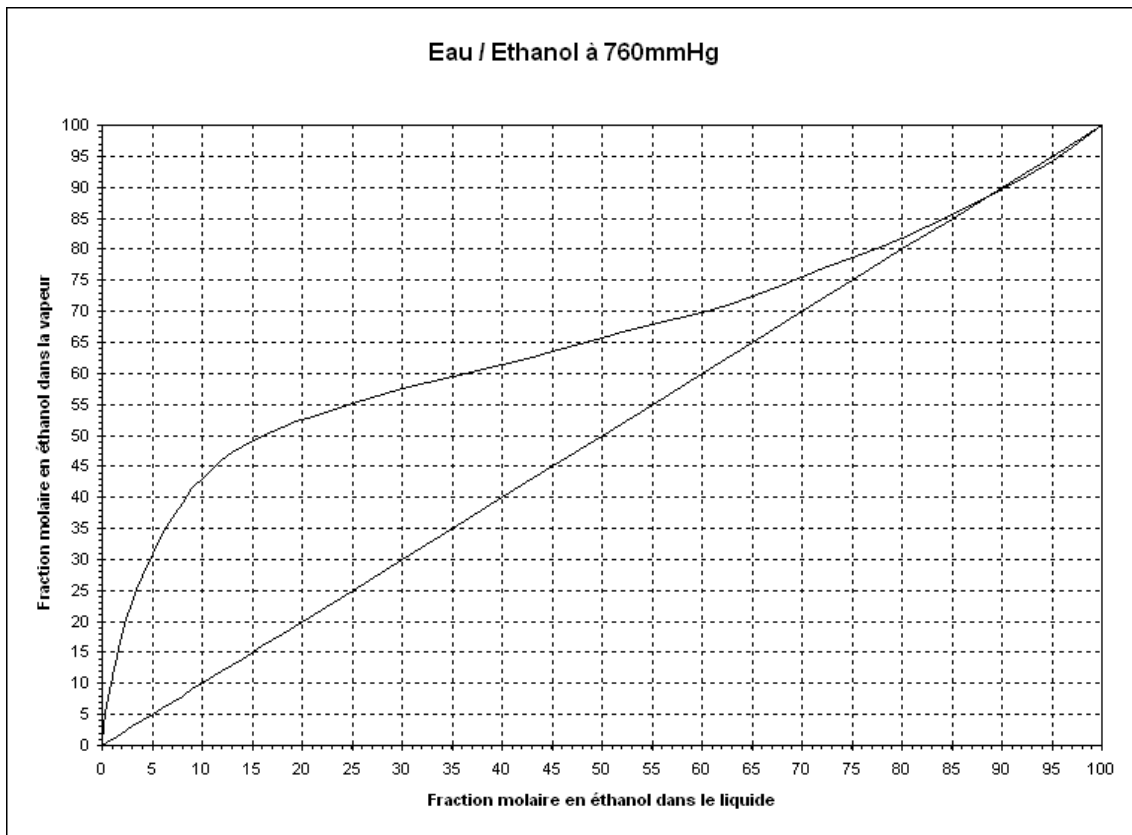
1°) Déterminer le titre molaire et massique noté  $x_{\text{azéto}}$  de l'azéotrope eau-alcool.

2°) L'installation est démarrée à reflux total. En considérant que la composition du bouilleur est identique à celle de la charge, soit 25%, déterminer la composition du produit obtenu en tête avant que l'on ait commencé à soutirer du distillat.

3°) Déterminer les masses, titres massiques, nombre de moles et titres molaires du distillat, du résidu et de la charge.

4°) Vérifier que pour obtenir la qualité de distillat souhaitée, il faut appliquer un taux de reflux d'environ 3,5 en début de rectification, et de 7 en fin de rectification.

Données: courbe d'équilibre liquide-vapeur du mélange eau-éthanol;  $M_{\text{éth}}=46\text{g}\cdot\text{mol}^{-1}$ ;  
 $M_{\text{eau}}=18\text{g}\cdot\text{mol}^{-1}$ .

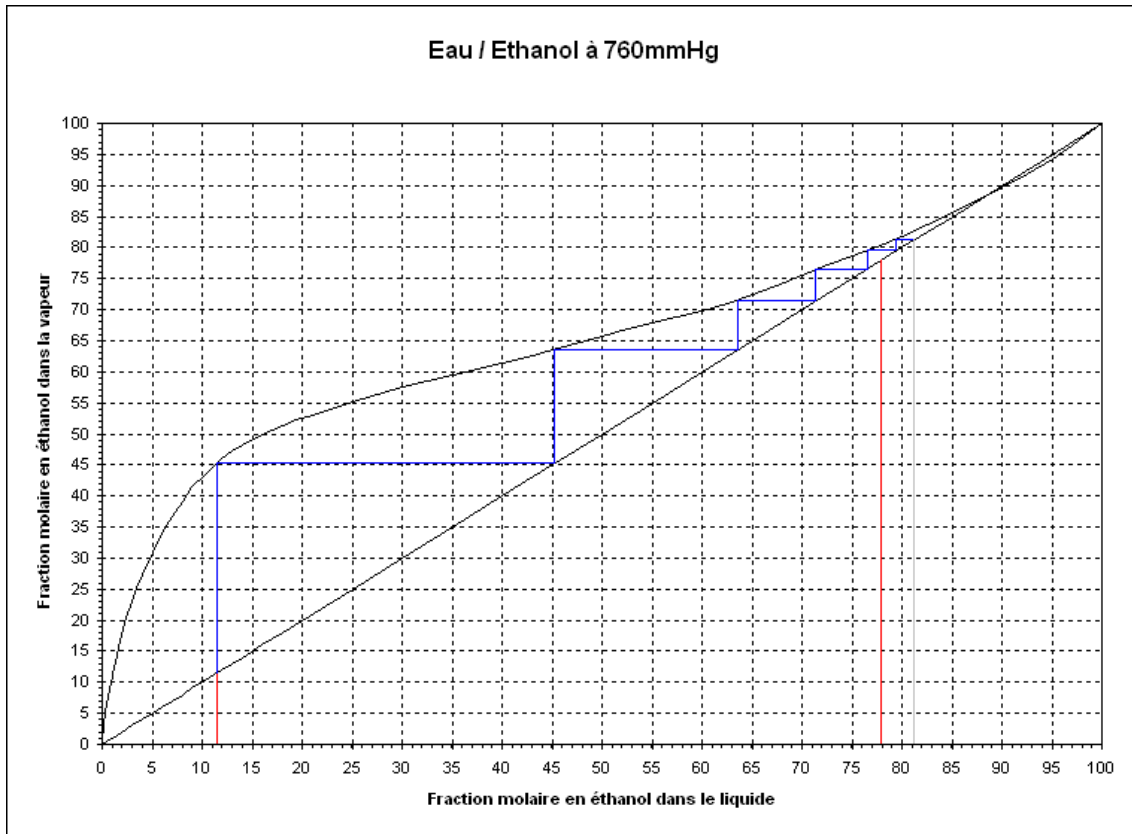


Courbe d'équilibre liquide-vapeur Eau-Ethanol

### Correction

1°) La lecture de la courbe d'équilibre donne le titre molaire de l'azéotrope eau-éthanol, soit environ **88%**. Le titre massique s'écrit  $x_{\text{az}}^{\text{mass}}=88 \times 46 / (88 \times 46 + 12 \times 18) = 95\%$ .

2°) On considère que la composition initiale du bouilleur est  $x_{\text{B},i}^{\text{mol}}=(25/46)/(25/46+75/18)=11.54\%$ . On effectue alors la construction de McCabe et Thiele en partant de  $x_{\text{B},i}^{\text{mol}}=11.54\%$  et s'appuyant sur la bissectrice (reflux total), en traçant 6 étages théoriques. On trouve ainsi la composition du distillat initial  $x_{\text{D},i}^{\text{mol}}=81.5\%$ , soit  $x_{\text{D},i}^{\text{mass}}=81.5 \times 46 / (81.5 \times 46 + 18.5 \times 18) = 91.8\%$ .



Construction de Mc Cabe et Thiele à reflux total

3°) On récupère 80% de l'alcool dans le distillat, ce qui s'écrit  $D x_D = 0.80 F x_F$  (1). Nos trois inconnues sont  $x_W$ ,  $D$  et  $W$ . On écrit les équations de bilan matière global et en éthanol, ce qui nous donne trois équations à trois inconnues.

$$F = D + W \quad (2), \text{ et } F x_F = D x_D + W x_W \quad (3)$$

De (1) on tire  $D = 0.80 F x_F / x_D = 0.80 \times 1000 \times 0.25 / 0.90 = 222.2 \text{ kg}$

De (2) on tire  $W = F - D = 1000 - 222.2 = \mathbf{777.8 \text{ kg}}$

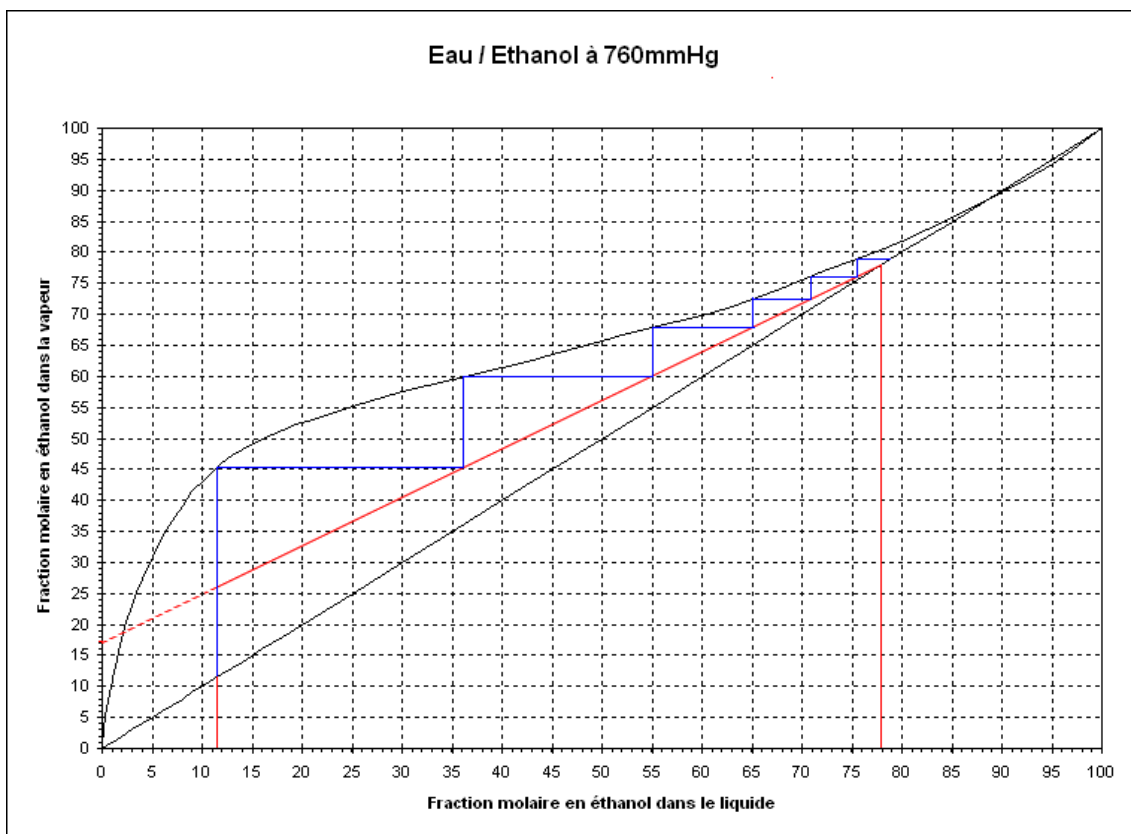
De (3) on tire  $x_W = (F x_F - D x_D) / W = (1000 \times 0.25 - 222.2 \times 0.90) / 777.8 = \mathbf{6.43\%}$

On en tire le tableau suivant exprimé en masses:

	Masse (kg)	Titre massique	Masse éthanol (kg)	Masse eau (kg)
Charge	1000	25%	250	750
Distillat	222.2	90%	200	22.2
Résidu	777.8	6.43%	50	727.8

et le tableau suivant exprimé en moles:

	Moles	Titre molaire	Moles d'éthanol	Moles d'eau
Charge	5435+41667 =47102	5435/47102 =11.54%	250/46e-3 =5435	750/18e-3 =41667
Distillat	4378+1233 =5581	4348/5581 =77.9%	200/46e-3 =4348	22.2/18e-3 =1233
Résidu	1087+40433 =41520	1087/41520 =2.62%	50/46e-3 =1087	727.8/18e-3 =40433



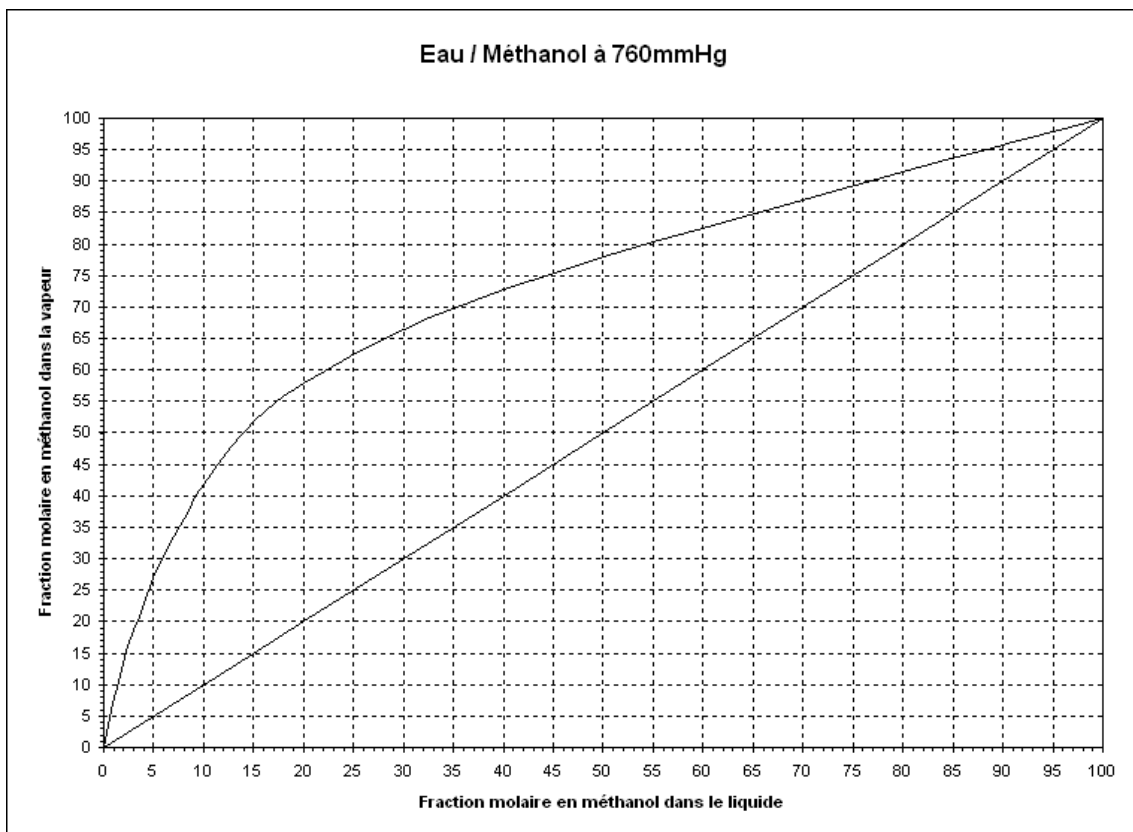
Construction de Mc Cabe et Thiele à R=3.5

4°) En début de rectification, le titre molaire du bouilleur est  $x_{B,i}^{\text{mol}} = x_F^{\text{mol}} = 11.54\%$ , et le titre du distillat souhaité est 77.9%. Pour un taux de reflux de 3.5, on a  $x_D / (R+1) = 0.779 / 4.5 = 0.173$ . Lorsque l'on effectue la construction de McCabe et Thiele en partant de 11.54%, s'appuyant sur la droite opératoire passant par (0.779; 0.779) et coupant l'axe (o;y) en 0.173, on trouve 6 étages théoriques. C'est donc bien le taux de reflux à appliquer en début de rectification.

### Exercice 3

On désire rectifier en continu dans une colonne à plateaux fonctionnant à pression atmosphérique un mélange méthanol - eau à 60 % poids de méthanol. L'alimentation est liquide à son point d'ébullition, son débit est  $F=2000 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ . On souhaite un distillat de titre massique en méthanol  $x_D=98 \%$  et un résidu de titre massique en méthanol  $x_W=2 \%$ .

- 1°) Déterminer tous les débits et compositions massiques et molaires, les présenter dans un tableau.
- 2°) Déterminer le nombre minimal de plateaux théoriques pour réaliser la séparation à reflux total.
- 3°) Déterminer le taux de reflux minimal pour réaliser la séparation demandée.
- 4°) Déterminer, pour un taux de reflux égal à 1,4 le nombre de plateaux théoriques nécessaires et le plateau d'alimentation (les plateaux seront numérotés de bas en haut, le bouilleur étant le plateau n°1)



Courbe d'équilibre liquide-vapeur Eau-Méthanol



5°) Faire le schéma détaillé de l'installation en respectant les points suivants:

- la colonne fonctionne à pression atmosphérique,
- le condenseur est à faisceau tubulaire horizontal, l'eau circule côté tubes,
- les condensats, récupérés dans un ballon de reflux, sont repris par une pompe centrifuge en charge.
- le rebouilleur est alimenté par de la vapeur vive et fonctionne en thermosiphon.
- l'alimentation est préchauffée à son point d'ébullition dans un échangeur multitubulaire par une partie du résidu, l'autre partie bypassant l'échangeur.
- la température de tête de colonne est régulée par action sur le débit de reflux.
- la température de fond est régulée par action sur la vapeur de rebouillage.
- prévoir toutes les régulations et équipements de sécurité nécessaires.

Données: courbe d'équilibre liquide-vapeur du mélange eau-méthanol;  $M_{\text{méth}}=32\text{g.mol}^{-1}$ ;  $M_{\text{eau}}=18\text{g.mol}^{-1}$ .

### Correction

1°) On écrit les équations de bilan matière global et en méthanol, ce qui nous donne deux équations à deux inconnues:

$$F = D + W \quad (1), \text{ et } F x_F = D x_D + W x_W \quad (2)$$

De (1) on tire  $W = F - D$ , et en remplaçant  $W$  dans (2) on obtient:

$$F x_F = D x_D + F x_W - D x_W, \text{ soit encore:}$$

$$D = F (x_F - x_W) / (x_D - x_W) = 2000 \times (0.6 - 0.02) / (0.98 - 0.02) = \mathbf{1208.3 \text{ kg.h}^{-1}}, \text{ et}$$

$$W = F - D = 2000 - 1208.3 = \mathbf{791.7 \text{ kg.h}^{-1}}.$$

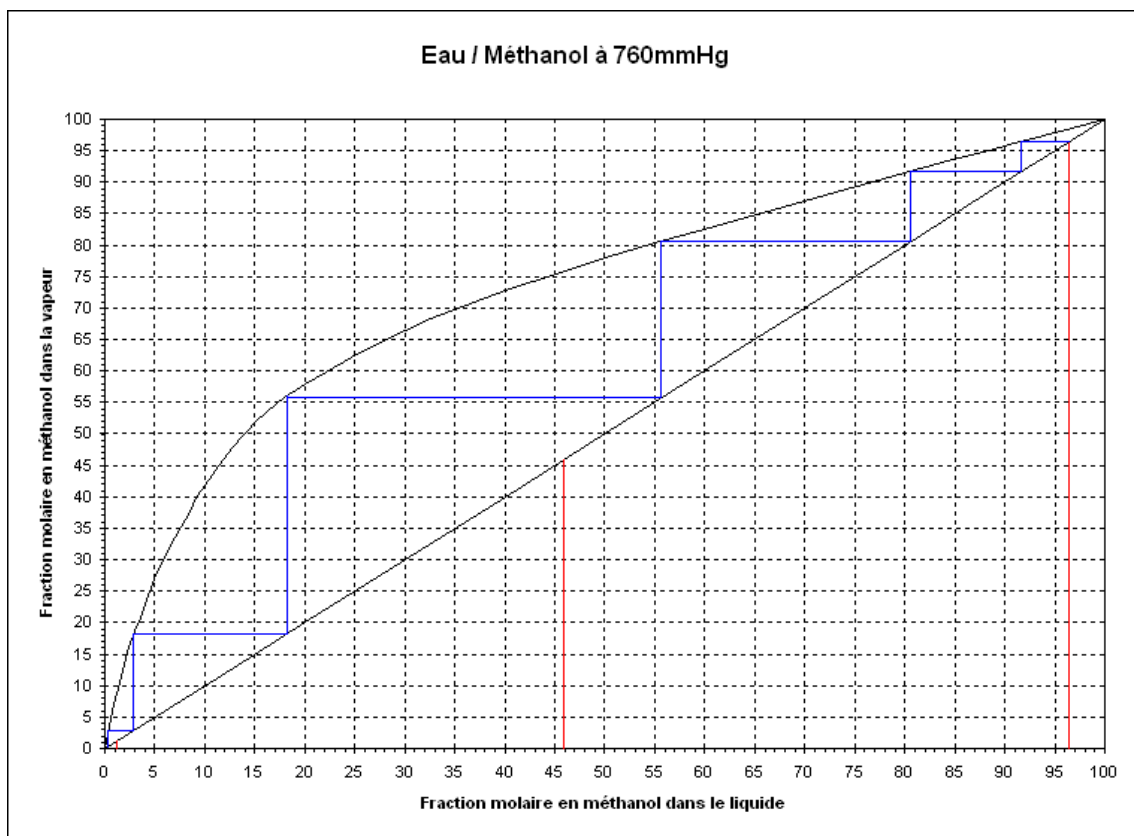
On en tire le tableau suivant exprimé en masses:

	Débit ( $\text{kg.h}^{-1}$ )	Titre massique	Débit de méthanol ( $\text{kg.h}^{-1}$ )	Débit d'eau ( $\text{kg.h}^{-1}$ )
Alimentation	2000	60%	$F x_F = 1200$	$F(1-x_F) = 800$
Distillat	1208.3	98%	$D x_D = 1184.1$	$D(1-x_D) = 24.2$
Résidu	791.7	2%	$W x_W = 15.8$	$W(1-x_W) = 775.9$

et le tableau suivant exprimé en moles:

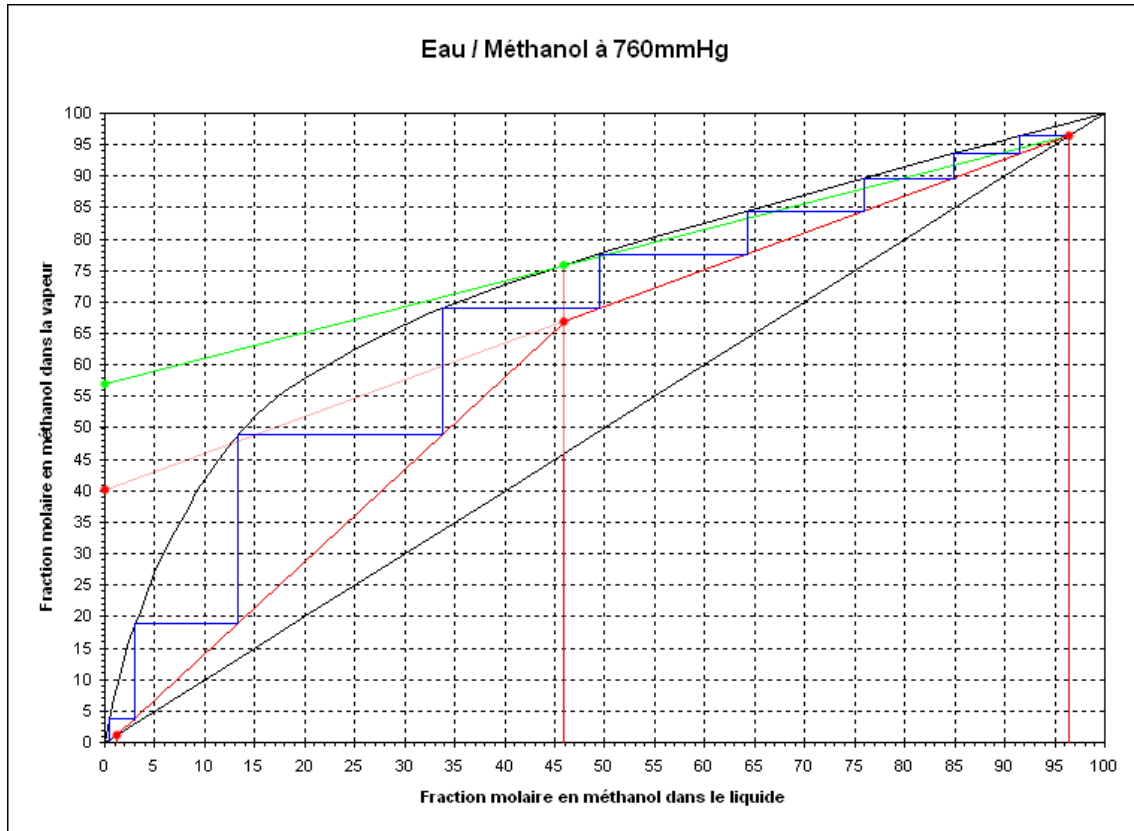
	Débit mol.h <sup>-1</sup>	Titre molaire	Débit méthanol mol.h <sup>-1</sup>	de	Débit d'eau mol.h <sup>-1</sup>
Alimentation	37500+44444 =81944	37500/81944 =45.8%	1200/32e-3 =37500		800/18e-3 =44444
Distillat	37004+1343 =38347	37004/38347 =96.5%	1184.1/32e-3 =37004		24.2/18e-3 =1343
Résidu	495+43104 =43599	495/43599 =1.14%	15.8/32e-3 =495		775.9/18e-3 =43104

Rq: on calcule les débits molaires de chaque constituant en premier ( $1200/32e-3=37500$  et  $800/18e-3=44444$ ), puis le débit global ( $37500+44444=81944$ ), et enfin le titre molaire en constituant volatil, c-à-d en méthanol  $37500/81944=45.8\%$ ). On pourrait également convertir les titres massiques en titre molaires, on trouverait les mêmes valeurs ( $((60/32)/(60/32+40/18))=45.8\%$ ).



Construction de Mc Cabe et Thiele à reflux total

2°) Pour déterminer le nombre minimal de plateaux pour réaliser cette séparation (c'est à dire à reflux total, le texte est volontairement redondant), on réalise la construction de McCabe et Thiele partant de  $x_W^{\text{mol}}=1.14\%$ , s'appuyant sur la bissectrice, ce jusqu'à  $x_D^{\text{mol}}=96.5\%$ . On trouve un nombre d'étages théoriques  $NET=6$ , soit **NET=5+bouilleur**.



3°) Pour déterminer le taux de reflux minimal à appliquer pour réaliser la séparation demandée, on trace la droite opératoire d'enrichissement qui coupe la courbe d'équilibre en  $x=x_F=45.8\%$ , et on détermine la valeur de son ordonnée à l'origine, **0.570**, qui est égale à  $x_D^{\text{mol}}/(R_{\text{min}}+1)$ . On en tire  **$R_{\text{min}}=x_D^{\text{mol}}/0.570-1 = 0.69$** .

4°) Pour un taux de reflux  $R=1.4$ , on a  $x_D^{\text{mol}}/(R+1) = 0.965/(1.4+1) = \mathbf{0.402}$ , qui est l'ordonnée à l'origine de la droite opératoire d'enrichissement. Elle passe également par le point (0.965;0.965). L'alimentation est à son point d'ébullition, donc la droite d'état thermique est une verticale passant par  $x=x_F=0.458$ . La droite opératoire d'épuisement passe par le point (0.011;0.011), et coupe la droite opératoire d'enrichissement à son intersection avec la droite d'état thermique.

Le tracé des étages théoriques en partant de  $(x_D; x_D)$  donne **NET=9=8+bouilleur**. Si le bouilleur est noté 1, le plateau d'alimentation est le plateau n°4. La zone d'enrichissement contient 5 étages théoriques, la zone d'épuisement contient 4 étages théoriques dont le bouilleur.

#### Exercice 4

On désire rectifier en continu  $10\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$  d'un mélange à 80% poids de benzène et 20% poids de toluène, de façon à obtenir un distillat à 98% poids de benzène et un résidu à 97% de toluène avec un taux de reflux de 4.

1°) Etablir le bilan matière des divers courants et les représenter sur un schéma de principe.

2°) Déterminer le nombre de plateaux théoriques (ou Nombre d'Etages Théoriques NET) dans le cas où l'alimentation est préchauffée à son point d'ébullition.

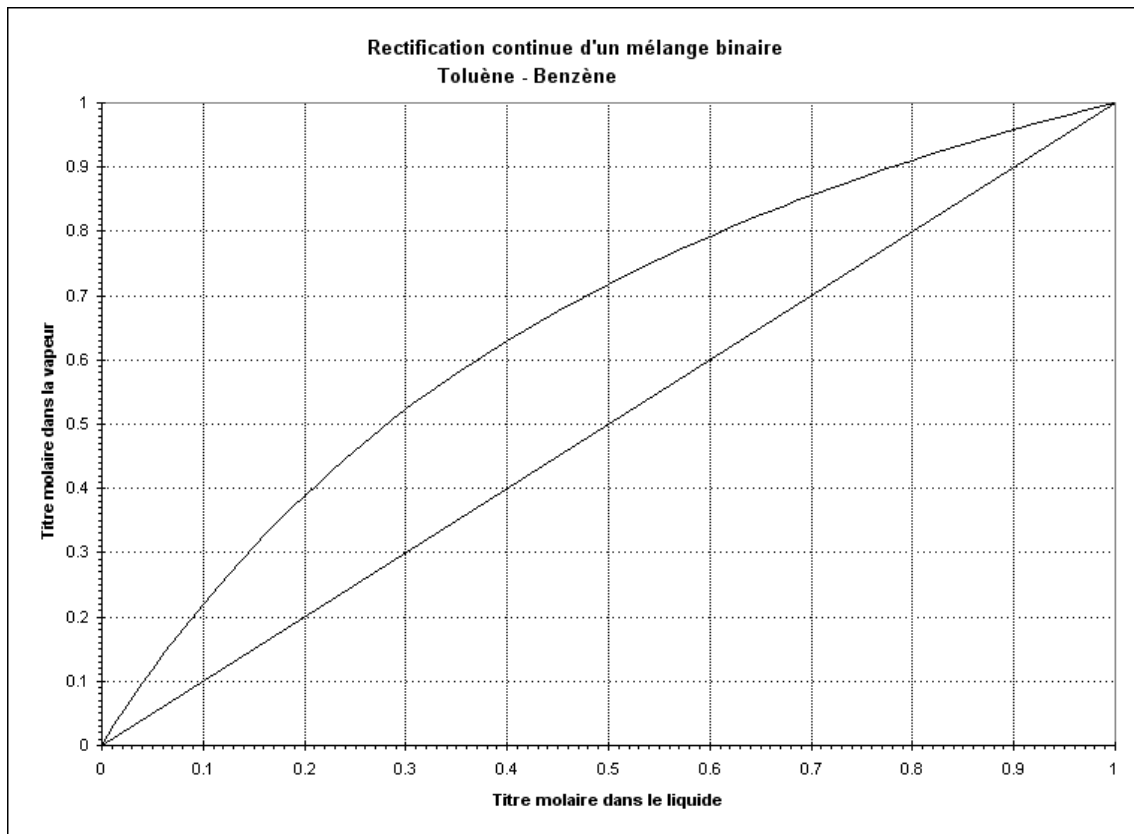
3°) Etablir le bilan énergétique de la colonne, et déterminer le débit d'eau de refroidissement au condenseur et le débit de vapeur de chauffe dans les conditions suivantes:

- l'eau de refroidissement rentre à  $15^\circ\text{C}$  et sort à  $60^\circ\text{C}$ ,
- le distillat est obtenu à  $38^\circ\text{C}$ ,
- la vapeur de chauffe a une pression effective de 1.5 bar.

4°) Déterminer le NET (Nombre d'Etages Théoriques) et le débit de vapeur de chauffe pour un taux de reflux de 1.4. Comparer  $R/R_{\min}$  dans les deux cas, et discuter du compromis coût de fonctionnement - coût d'investissement.

Données:

- enthalpie massique de l'alimentation à son point d'ébullition  $h_F=153.4\text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ ,
- enthalpie massique du résidu à son point d'ébullition  $h_W=200.6\text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ ,
- enthalpie massique du reflux et du distillat à  $38^\circ\text{C}$   $h_D=66.9\text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ ,
- enthalpie massique des vapeurs saturantes en tête de colonne  $H_V=539.2\text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ ;
- pour la vapeur d'eau,  $P=(\theta/100)^4$  et  $L_V=2535-2.9\theta$  en  $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ ,  $P$  en atm et  $\theta$  en  $^\circ\text{C}$ .
- $M_{\text{benzène}}=78\text{ g}\cdot\text{mol}^{-1}$ ,  $M_{\text{toluène}}=92\text{ g}\cdot\text{mol}^{-1}$ .



Courbe d'équilibre liquide-vapeur Benzène-Toluène

Equilibre liquide-vapeur:

- équation d'Antoine:  $\log(P^\circ) = A - B / (C + \theta)$ ,  $P^\circ$  pression de vapeur saturante en mmHg et  $\theta$  température en °C, avec pour le benzène  $A=6.90565$ ,  $B=1211.033$ ,  $C=220.790$ , et pour le toluène  $A=6.95464$ ,  $B=1344.8$ ,  $C=219.482$ ,
- ou courbe d'équilibre liquide-vapeur du mélange Benzène-Toluène,
- ou volatilité relative benzène/toluène  $\alpha=2.55$ .

### Correction

1°) On écrit les équations de bilan matière global et en benzène, ce qui nous donne deux équations à deux inconnues:

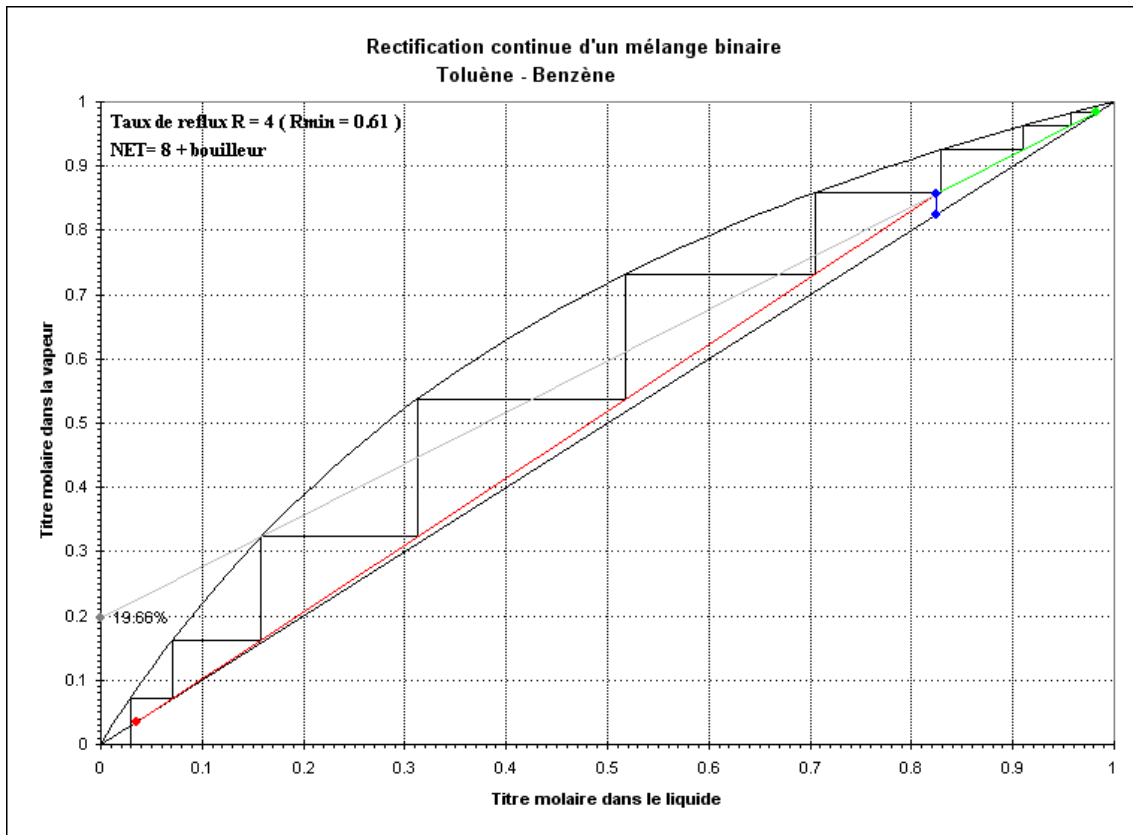
- $F = D + W$  (1), et  $F x_F = D x_D + W x_W$  (2)
- De (1) on tire  $W = F - D$ , et en remplaçant  $W$  dans (2) on obtient:
- $F x_F = D x_D + F x_W - D x_W$ , soit encore:

- $D = F (x_F - x_W) / (x_D - x_W) = 10000 \times (0.80 - 0.03) / (0.98 - 0.03) = 8105 \text{ kg.h}^{-1}$ , et
- $W = F - D = 10000 - 8105 = 1895 \text{ kg.h}^{-1}$ .

Le taux de reflux est  $R = L/D = 4$ , donc  $L = 4D = 4 \times 8105 = 32420 \text{ kg.h}^{-1}$ .

Les titres molaires sont donnés par:  $x_F^{\text{mol}} = (0.80/78) / (0.80/78 + 0.2/92) = 82.5\%$

- $x_D^{\text{mol}} = (0.98/78) / (0.98/78 + 0.02/92) = 98.3\%$
- $x_W^{\text{mol}} = (0.03/78) / (0.03/78 + 0.97/92) = 3.5\%$



Construction de Mc Cabe et Thiele à  $R=4$

2°) La droite opératoire d'enrichissement passe par le point (0.983;0.983) et coupe l'axe (o;y) en  $x_D^{\text{mol}} / (R+1) = 0.983 / (4+1) = 0.1966$ . La droite d'état thermique est une verticale passant par  $x = x_F^{\text{mol}} = 0.825$ , car l'alimentation est à son point d'ébullition. La droite d'épuisement passe par (0.035;0.035) et par l'intersection de la droite d'état thermique et de la droite d'enrichissement.

En traçant les plateaux entre les droites opératoires et la courbe d'équilibre, on trouve  $NET = 9 = 8$  étages théoriques + le bouilleur.

3°) Le bilan enthalpique sur la colonne s'écrit:

- enthalpies entrantes = enthalpies sortantes, ou encore
- $F h_F + \Phi_B = D h_D + W h_W + \Phi_C$  (pertes thermiques négligées)

D'autre part, les bilans matière et énergétique au condenseur s'écrivent:

- $V = L+D = RD+D = (R+1)D = 5D$ ,
- et  $V h_V = (L+D) h_D + \Phi_C$ .

En combinant ces deux équations, on obtient:

- $\Phi_C = 5D (h_V - h_D) = 5 \times 8105 \times (539.2 - 66.9) = 19.1 \cdot 10^6 \text{ kJ.h}^{-1}$ , d'où:
- $\Phi_B = D h_D + W h_W - F h_F + \Phi_C = 8105 \times 66.9 + 1895 \times 200.6 - 10000 \times 153.4 + 19.1 \cdot 10^6$
- $\Phi_B = -0.61 \cdot 10^6 + 19.1 \cdot 10^6 = 18.5 \cdot 10^6 \text{ kJ.h}^{-1}$ .

Le bilan sur le condenseur côté eau s'écrit:

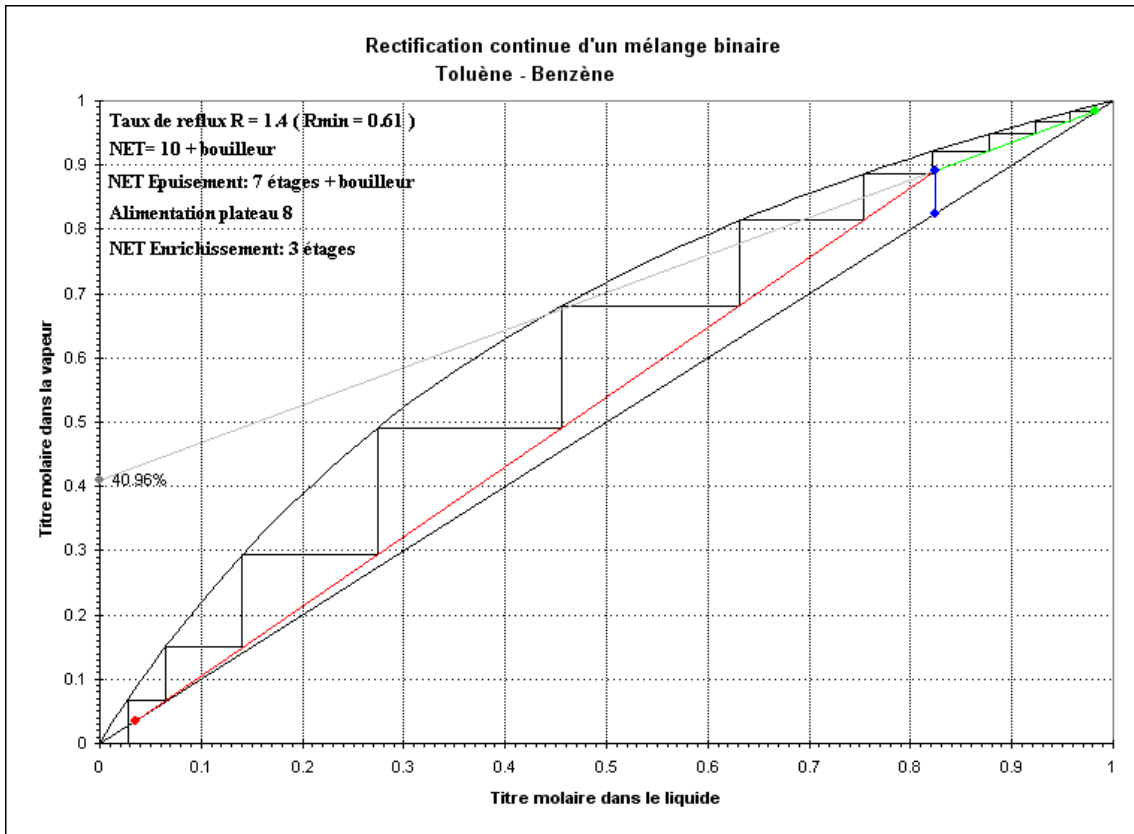
- $\Phi_C = D_{\text{eau}} C_{p,\text{eau}} (T_{S,\text{eau}} - T_{E,\text{eau}})$ , soit
- $D_{\text{eau}} = \Phi_C / [C_{p,\text{eau}} (T_{S,\text{eau}} - T_{E,\text{eau}})] = 19.1 \cdot 10^6 / [4.18 \times (60 - 15)] = 101.5 \text{ t.h}^{-1}$ .

Le bilan sur le rebouilleur côté vapeur de chauffe s'écrit (en notant G la vapeur):

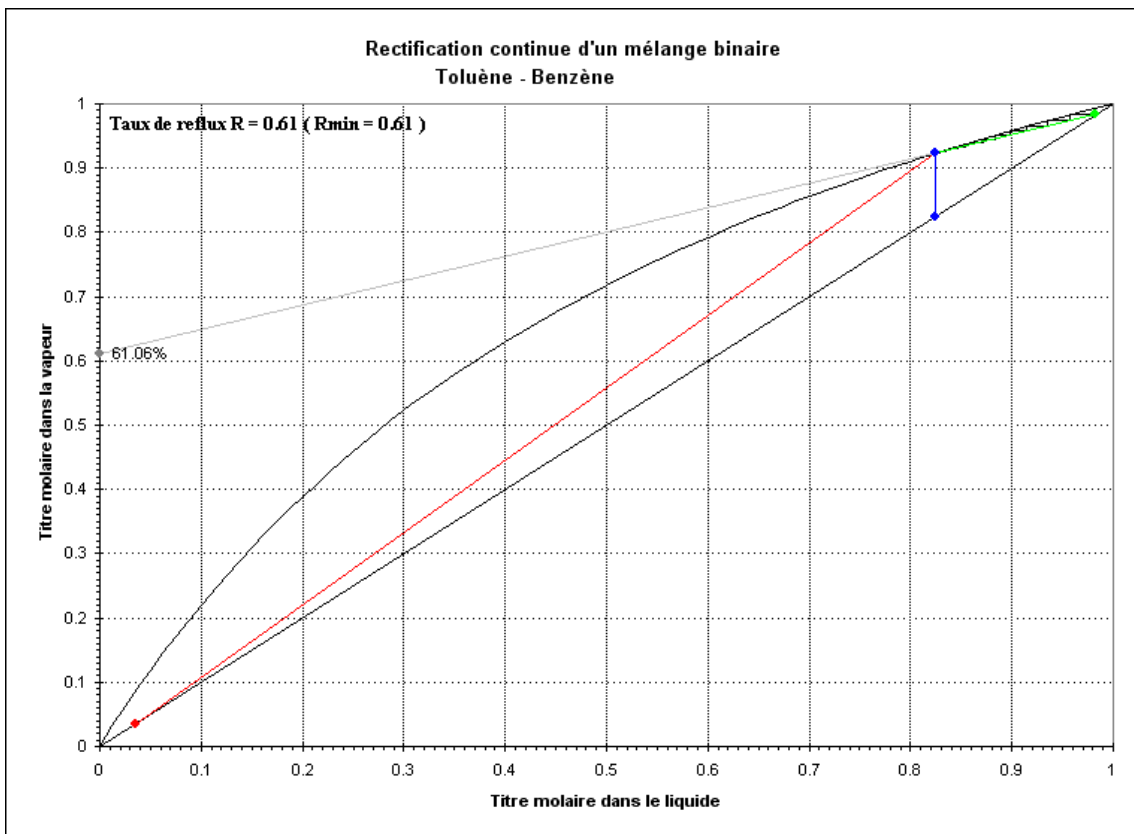
- $\Phi_B = G L_{V(G)}$  avec
- $P_G = (\theta_G / 100)^4$ , d'où  $\theta_G = 100 P_G^{0.25} = 100 \times 2.5^{0.25} = 125.7^\circ\text{C}$ ,
- et  $L_{V(G)} = 2535 - 2.9 \theta_G = 2535 - 2.9 \times 125.7 = 2170 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,
- $G = \Phi_B / L_{V(G)} = 18.5 \cdot 10^6 / 2170 = 8525 \text{ kg.h}^{-1}$ .

4°) Pour un taux de reflux  $R=1.4$ , on obtient  $x_D^{\text{mol}} / (R+1) = 0.983 / (1.4+1) = 0.4096$ .

La construction donne **NET = 11 = 10 étages théoriques + le bouilleur.**



Construction de Mc Cabe et Thiele à  $R=1.4$



Construction de Mc Cabe et Thiele,  $R_{min}$

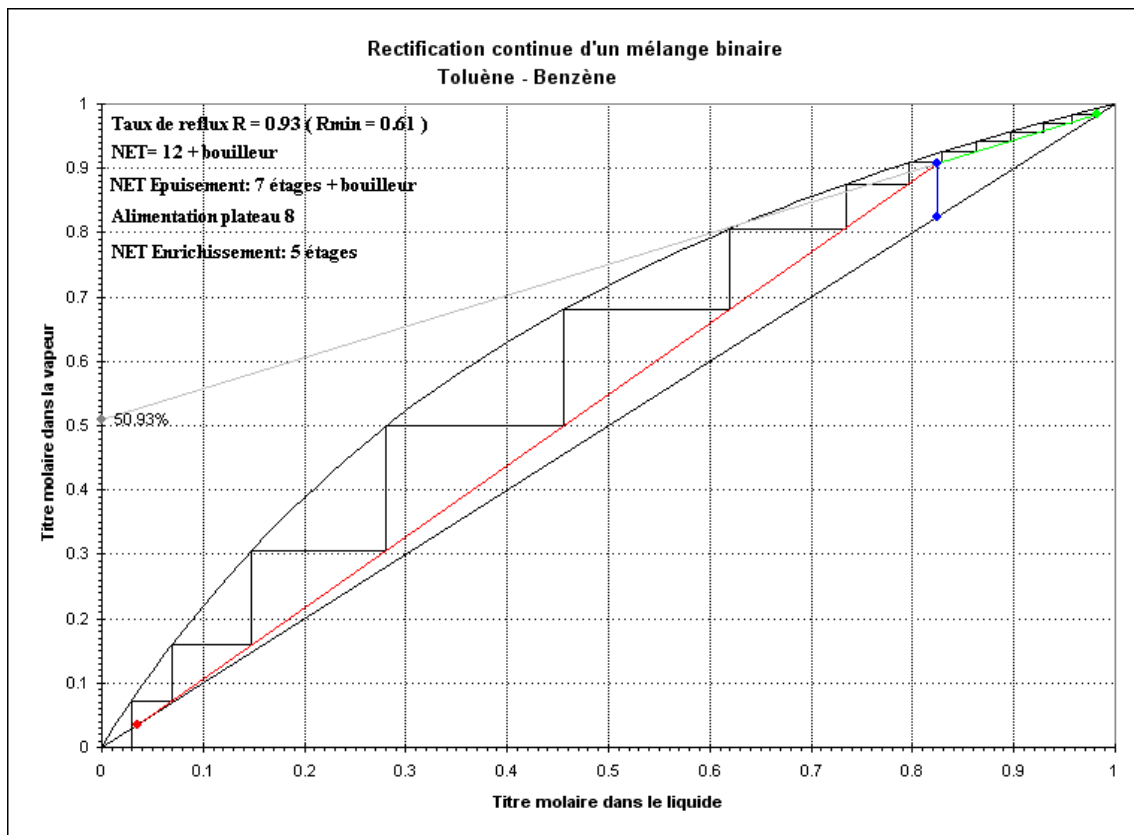


Pour déterminer le taux de reflux minimum  $R_{\min}$ , on trace la droite opératoire qui coupe la courbe d'équilibre en  $x=x_F$ , et on lit son ordonnée à l'origine, soit:

- $x_D^{\text{mol}}/(R_{\min}+1) = 0.61$ , d'ou
- $R_{\min} = x_D^{\text{mol}}/0.61 - 1 = 0.983/0.61 - 1 = 0.61$ , et
- $R/R_{\min} = 1.4/0.61 = 2.3$  (versus  $4/0.61=6.6$  question 2°)

On résout les bilans énergétiques comme en 3°),

- $V = L+D = RD+D = (R+1)D = 2.4D$ ,
- $V h_V = (L+D) h_D + \Phi_C$ ,
- $\Phi_C = 2.4D (h_V-h_D) = 2.4 \times 8105 \times (539.2-66.9) = 9.19.e6 \text{ kJ.h}^{-1}$ ,
- $\Phi_B = D h_D + W h_W - F h_F + \Phi_C = 8105 \times 66.9 + 1895 \times 200.6 - 10000 \times 153.4 + 9.19.e6$
- $\Phi_B = -0.61e6 + 9.19e6 = 8.58e6 \text{ kJ.h}^{-1}$ .
- $G = \Phi_B/LV_{(G)} = 8.58e6/2170 = 3954 \text{ kg.h}^{-1}$ .



Construction de Mc Cabe et Thiele à  $R=0.93$

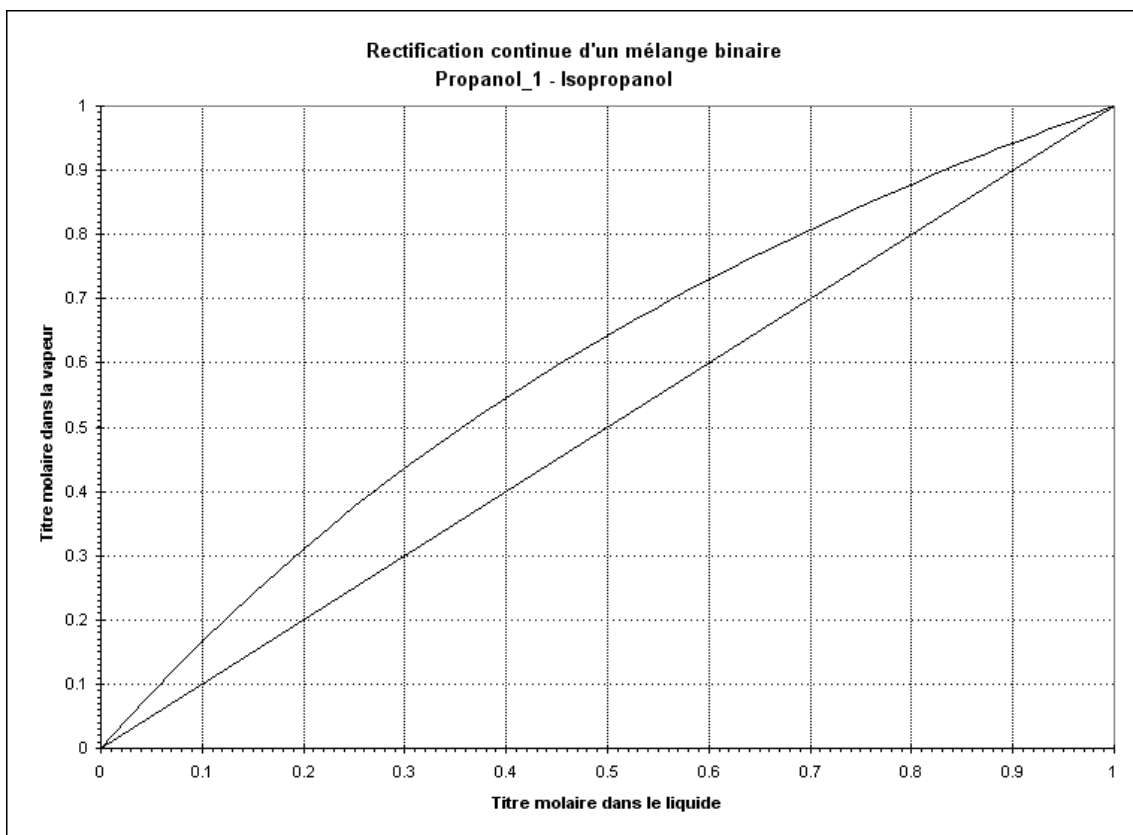
Discussion: on choisit en général de fonctionner avec un rapport  $R/R_{\min}$  de 1.3 à 1.5, ce qui permet de minimiser le flux  $\Phi_B$  (vapeur de chauffe), tout en conservant un nombre d'étages théoriques NET requis raisonnable.

- En 3°,  $R/R_{\min}$  est très élevé (6.8), la consommation de vapeur également ( $8105 \text{ kg.h}^{-1}$ ), pour un  $\text{NET}=9$ .
- En 4°, avec  $R=1.4$ ,  $R/R_{\min}$  tombe à 2.3, la consommation de vapeur est réduite de moitié ( $3950 \text{ kg.h}^{-1}$ ) pour un  $\text{NET}=11$ .
- En prenant  $R=0.93$  par ex, on aurait eu  $R/R_{\min}=1.5$ ,  $\text{NET}=13$  et une consommation vapeur encore réduite ( $\sim 3000 \text{ kg.h}^{-1}$ ).

On voit bien qu'un taux de reflux excessif conduit à une surconsommation de vapeur, sans réduire de façon significative le nombre d'étages théoriques requis.

### Exercice 5

On relève sur la colonne de rectification continue pilote d'un atelier les conditions opératoires suivantes:



Courbe d'équilibre liquide-vapeur Propanol-1 – Isopropanol

- débit d'alimentation  $F=4200 \text{ g.h}^{-1}$ ,
- titre molaire en propanol-2 de l'alimentation  $x_F^{\text{mol}}=30\%$ ,
- titre molaire du distillat  $x_D^{\text{mol}}=55\%$ ,
- titre molaire du résidu  $x_W^{\text{mol}}=10\%$ ,
- taux de reflux  $R=1.4$ .

1°) Déterminer le nombre d'étage minimum pour réaliser cette séparation (à reflux total).

2°) Déterminer le taux de reflux minimum pour réaliser cette séparation.

3°) Pour le taux de reflux appliqué de 1.4, déterminer les débits de distillat et résidu D et W, le NET et le plateau d'alimentation.

4°) Calculer  $\Phi_C$  le flux de chaleur à enlever au condenseur en négligeant le sous-refroidissement. Calculer également le terme de variation d'enthalpie des flux de matières  $Fh_F - Dh_D - Wh_W$ . En déduire  $\Phi_B$  le flux de chaleur à fournir au bouilleur, et l'intensité à appliquer si le rebouillage est assuré par une épingle électrique alimentée en 220V. Commenter.

5°) On souhaite modifier les réglages pour obtenir un distillat à 80% molaire en propanol-2. Déterminer le nombre d'étage minimum et le reflux minimal pour cette nouvelle séparation. Déterminer, pour un taux de reflux de 4, les débits D et W, le NET et le plateau d'alimentation.

6°) Schéma: représenter la colonne avec tous les éléments de contrôle, de mesure et de sécurité nécessaires à son fonctionnement.

Données: volatilité relative  $\alpha_{(\text{pol2-pol1})}=1.8$  ou courbe d'équilibre,  $Lv_1=690.7 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,  $Cp_1=2.39 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ ,  $Lv_2=664 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,  $Cp_2=2.69 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ . Température d'ébullition du mélange en fonction du titre molaire en propanol-2: (0%, 97.4°C), (10%, 95.2°C), (30%, 91.7°C), (55%, 88°C), (80%, 84.5°C), (100%, 82.4°C).

## Correction

Rq: les masses molaires du propanol-1 et de l'iso-propanol (propanol-2) étant identiques, les valeurs numériques des titres massiques et molaires sont égales.

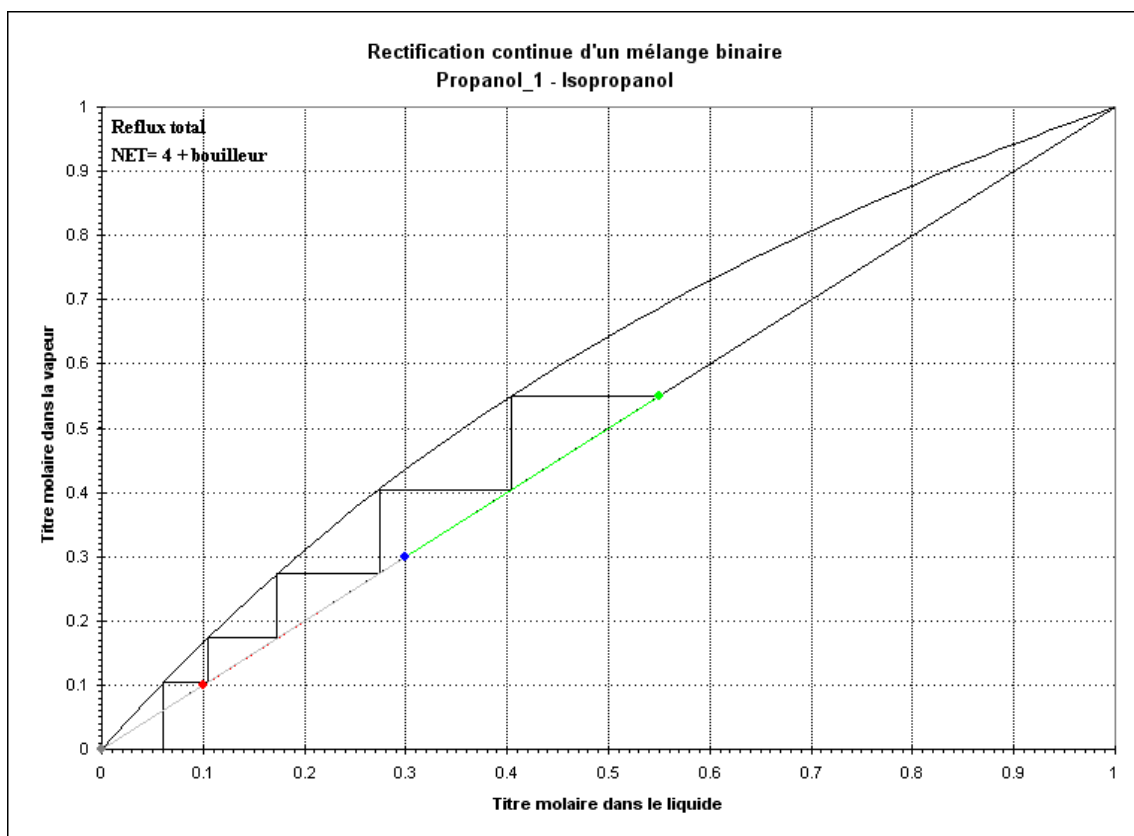
1°) La construction à reflux total donne  $NET_{\min} = 5 = 4 + \text{bouilleur}$

2°) La construction pour  $R_{\min}$  donne  $x_D^{\text{mol}} / (R_{\min} + 1) = 0.298$ , d'où  $R_{\min} = 0.845$

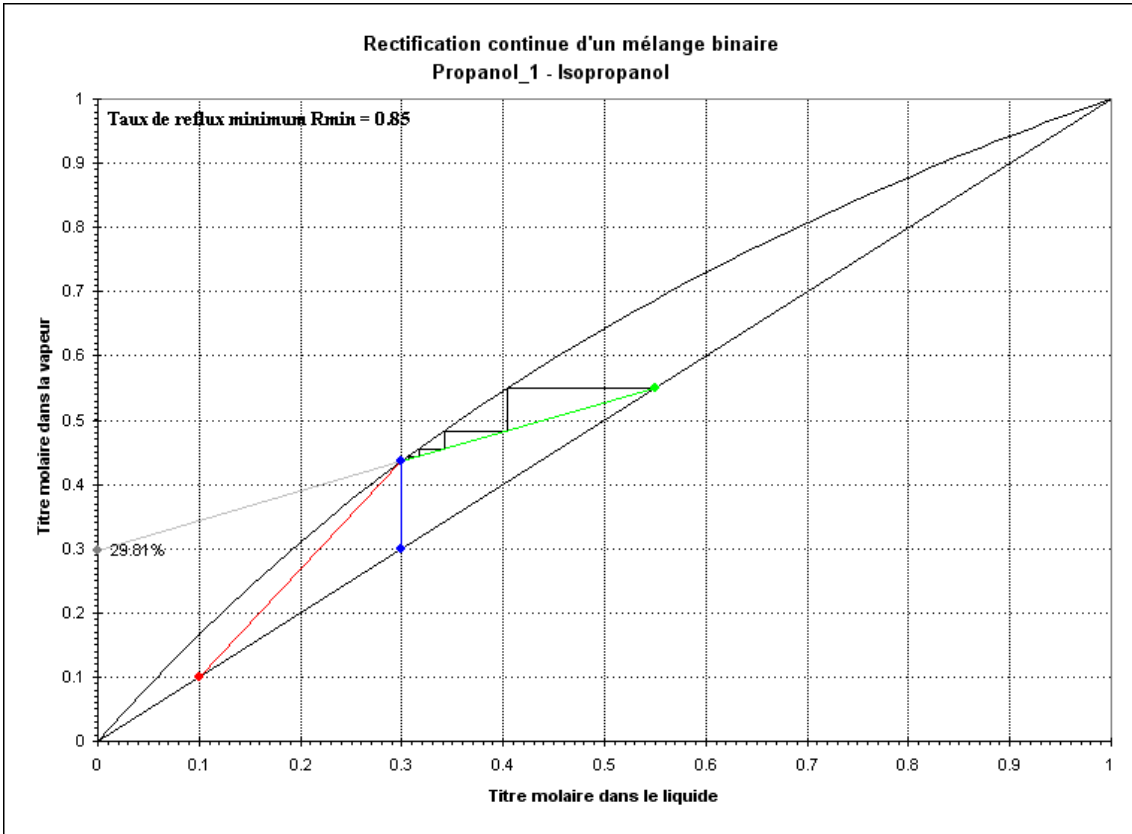
3°) La construction pour  $R = 1.4$  donne  $NET = 8 = 7 + \text{bouilleur}$  (alimentation plateau 6, bouilleur 1).

La résolution du système d'équations de bilan matière global et partiel conduit à:

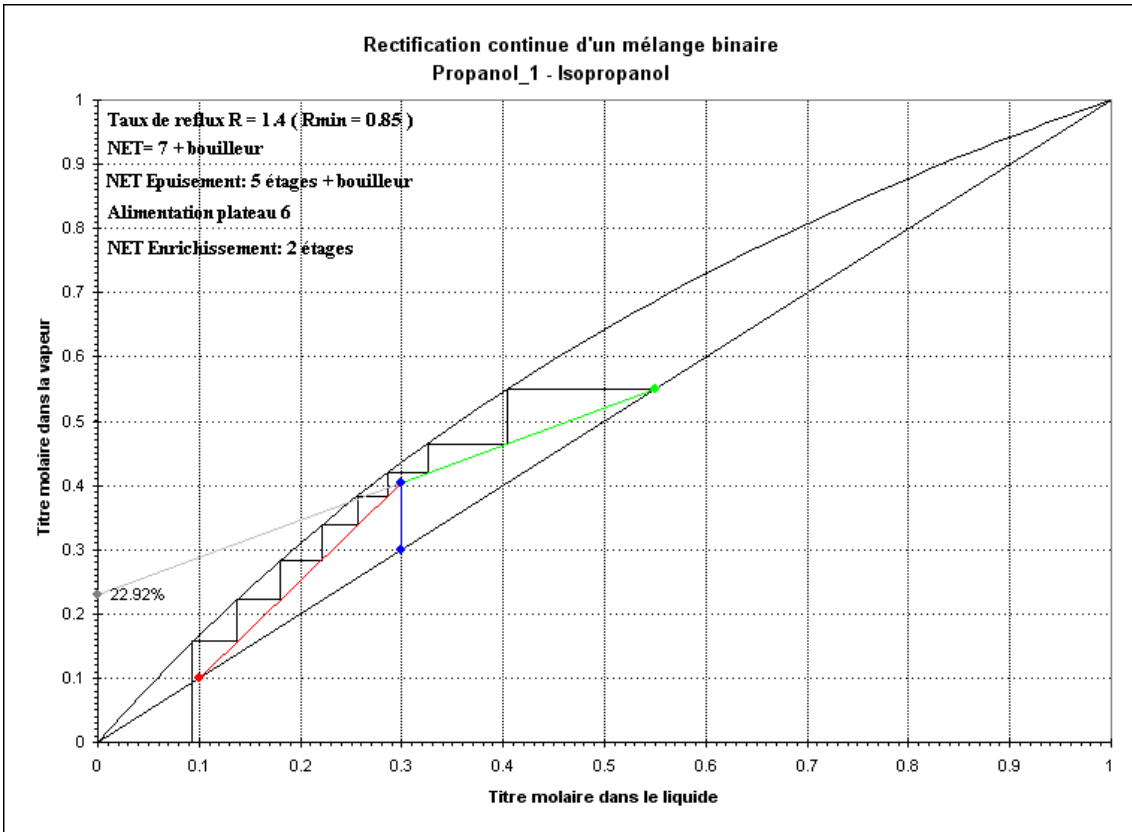
- $F = D + W$ , soit  $W = F - D$
- $F x_F = D x_D + W x_W = D x_D + F x_W - D x_W$ , d'où  $F (x_F - x_W) = D (x_D - x_W)$  et
- $D = F (x_F - x_W) / (x_D - x_W) = 4200 \times (0.3 - 0.1) / (0.55 - 0.1) = 1867 \text{ g.h}^{-1}$ ,
- $W = F - D = 4200 - 1867 = 2333 \text{ g.h}^{-1}$ .



McCabe et Thiele à reflux total,  $NET_{\min}$



McCabe et Thiele, reflux minimum  $R_{min}$



McCabe et Thiele, NET à  $R=1.4$

4°) Le débit condensé est  $V=L+D$ , et le taux de reflux est  $R=L/D$ , d'ou  $V=(R+1)D=2.4 \times 1.87=4.488 \text{ kg.h}^{-1}$ . On obtient:

$$\Phi_C = V [x_D L_{V2} + (1-x_D) L_{V1}] = 4.488 \times (0.55 \times 664 + 0.45 \times 690.7) = \mathbf{3034 \text{ kJ.h}^{-1}}$$

En prenant pour état de référence l'état du distillat (liquide à 88°C), on a:

- $D h_D = 0$
- $F h_F = F [x_F C_{p2} (91.7-88) + (1-x_F) C_{p1} (91.7-88)] = 38.5 \text{ kJ.h}^{-1}$ ,
- $W h_W = W [x_W C_{p2} (95.2-88) + (1-x_W) C_{p1} (95.2-88)] = 40.6 \text{ kJ.h}^{-1}$ ,
- $F h_F - D h_D - W h_W = 38.5 - 0 - 40.6 = -2 \text{ kJ.h}^{-1}$ .

Le bilan énergétique sur l'ensemble de la colonne conduit à:

- $\Phi_B = -F h_F + D h_D + W h_W + \Phi_C = 2 + 3034 = \mathbf{3036 \text{ kJ.h}^{-1}}$ ,
- $\Phi_B = UI$  d'ou  $I = \Phi_B / U = 3036 / 3600 / 220 = \mathbf{3.83A}$ .

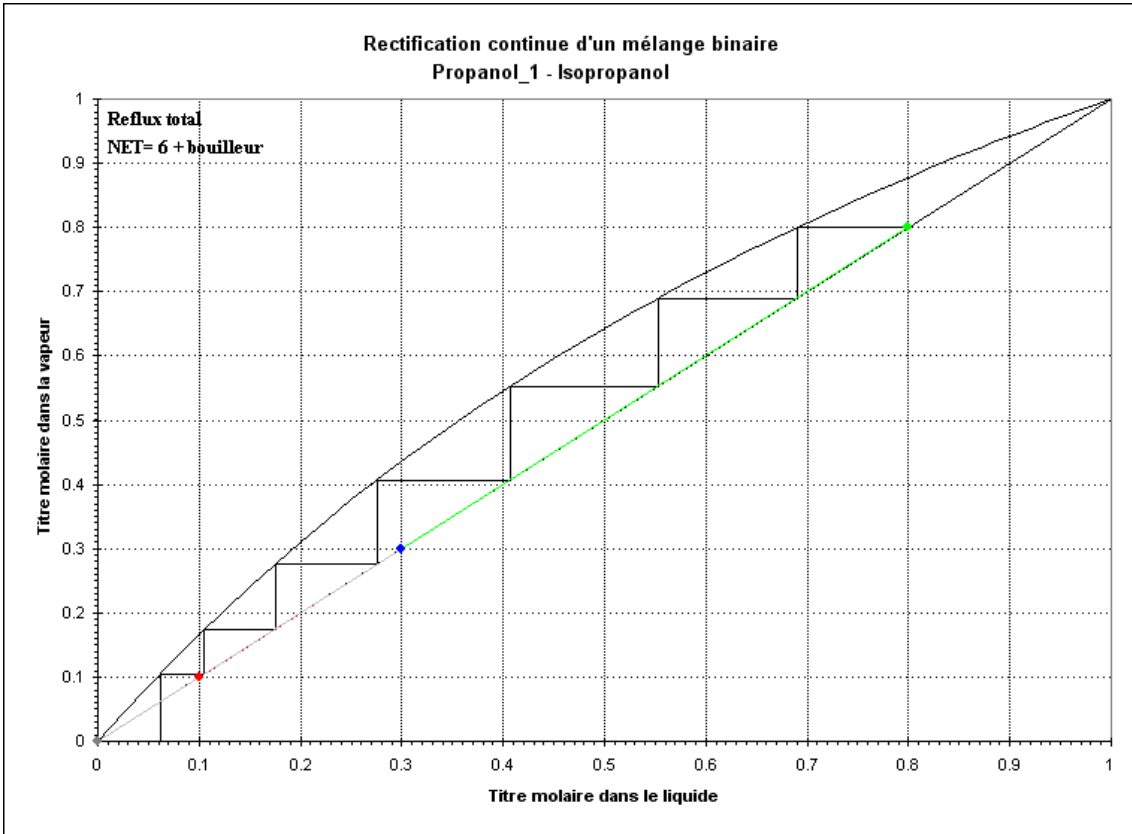
5°) La construction à reflux total donne  $\mathbf{NET_{min} = 7 = 6 + \text{bouilleur}}$

La construction pour  $R_{min}$  donne  $x_D^{mol} / (R_{min} + 1) = 0.216$ , d'ou  $\mathbf{R_{min} = 2.7}$

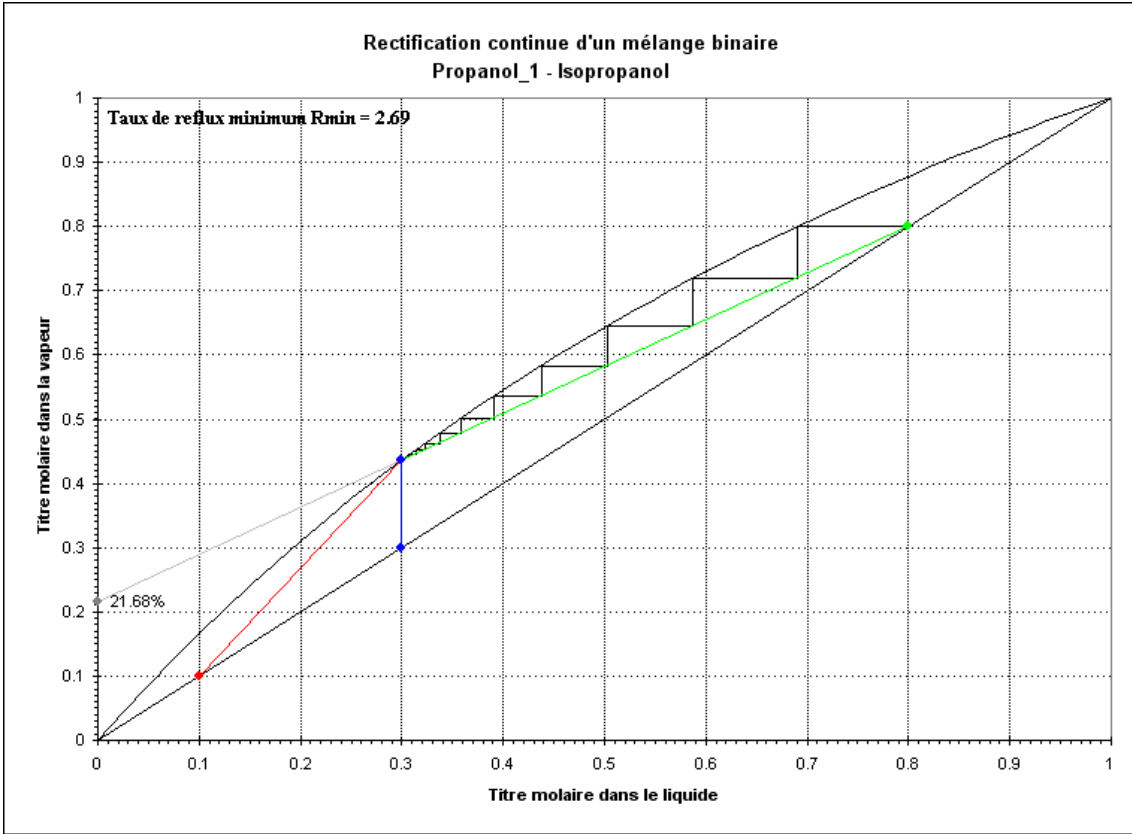
La construction pour  $R=4$  donne  $\mathbf{NET = 11 = 10 + \text{bouilleur}}$  (alimentation plateau 6, bouilleur 1)

La résolution du système d'équations de bilan matière global et partiel conduit à:

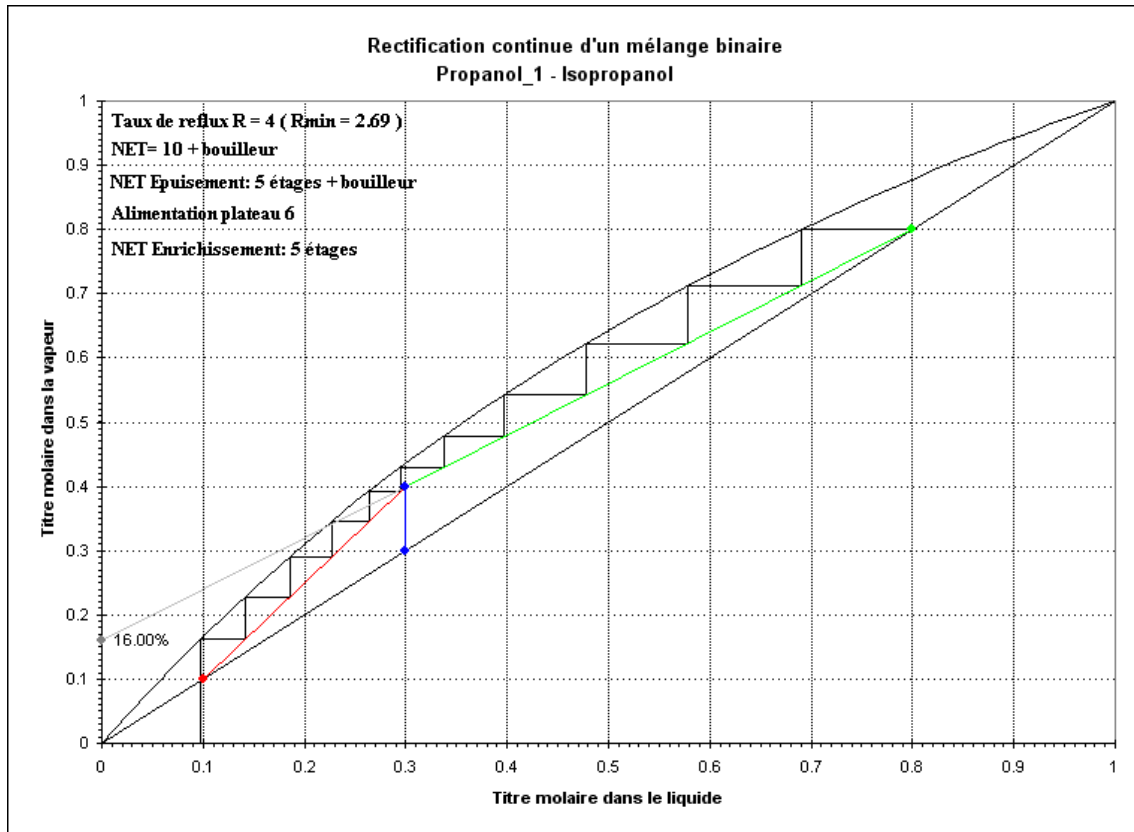
- $F = D + W$ , soit  $W = F - D$
- $F x_F = D x_D + W x_W = D x_D + F x_W - D x_W$ , d'ou  $F (x_F - x_W) = D (x_D - x_W)$  et
- $\mathbf{D = F (x_F - x_W) / (x_D - x_W) = 4200 \times (0.3 - 0.1) / (0.80 - 0.1) = 1200 \text{ g.h}^{-1}}$ ,
- $\mathbf{W = F - D = 4200 - 1200 = 3000 \text{ g.h}^{-1}}$ .



$x_D=80\%$ ,  $NET_{\min}$  à reflux total



$x_D=80\%$ , Reflux minimum  $R_{\min}$



Mc Cabe et Thiele à R=4

## Exercice 6

On souhaite récupérer le méthanol d'une solution aqueuse par distillation en continu dans une colonne à garnissage fonctionnant sous pression atmosphérique (1.013 bars).

- On alimente la colonne avec  $50\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$  de la solution aqueuse.
- Le taux de reflux est  $R=3$ .
- Les titres massiques en méthanol sont de 90% dans le distillat, de 7% dans le résidu, et de 37% dans la solution d'alimentation.

### 1°) Bilan matière

- Calculer le débit massique du distillat et du résidu.
- En déduire le rendement de récupération du méthanol.

### 2°) Conversion et construction de Mc Cabe et Thiele

a) Détermination des conditions d'alimentation et de soutirages

- Calculer les titres molaires en méthanol de l'alimentation, du distillat et du résidu.



- Comment s'appellent les courbes (1) et (2) (Figure 1)?
- Déterminer les températures d'ébullition des liquides d'alimentation et de soutirage (distillat et résidu).

b) Détermination de la hauteur de la colonne

- Déterminer le nombre de plateaux théoriques que devra comporter la colonne.
- Déterminer les hauteurs de garnissage au dessus et au dessous de l'alimentation si la hauteur équivalente à un plateau théorique est  $HEPT=50$  cm.

### 3) Bilan thermique

On supposera que le débit de distillat est de  $18 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$  et celui de résidu de  $32\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$ . On supposera de plus que la colonne est adiabatique, et qu'il y a 5% de pertes thermiques au niveau du bouilleur. Le chauffage est assuré par de la vapeur d'eau saturante sous 5 bar relatifs. On suppose que les condensats sont évacués à leur température de changement d'état.

- Calculer la puissance thermique a évacué au condenseur.
- Calculer la puissance thermique à fournir au bouilleur.
- Calculer le débit de vapeur de chauffage à utiliser.

#### Données:

- Courbe d'équilibre liquide vapeur,
- Méthanol:  $M_{\text{méthanol}}=32\text{g}\cdot\text{mol}^{-1}$ ,  $\theta_{\text{eb}}=64.5^\circ\text{C}$  sous 1 atm,  $L_v=1098 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ , toxique, dangereux et inflammable,
- Eau:  $M_{\text{eau}}=18\text{g}\cdot\text{mol}^{-1}$ ,  $\theta_{\text{eb}}=100^\circ\text{C}$  sous 1atm,  $P(\text{bar abs})=(\theta/100)^4$ ,  $L_v=2535-2.9\theta$  en  $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ , avec  $\theta$  en  $^\circ\text{C}$ , <sup>2</sup> le cas de mélanges (mélanges idéaux).

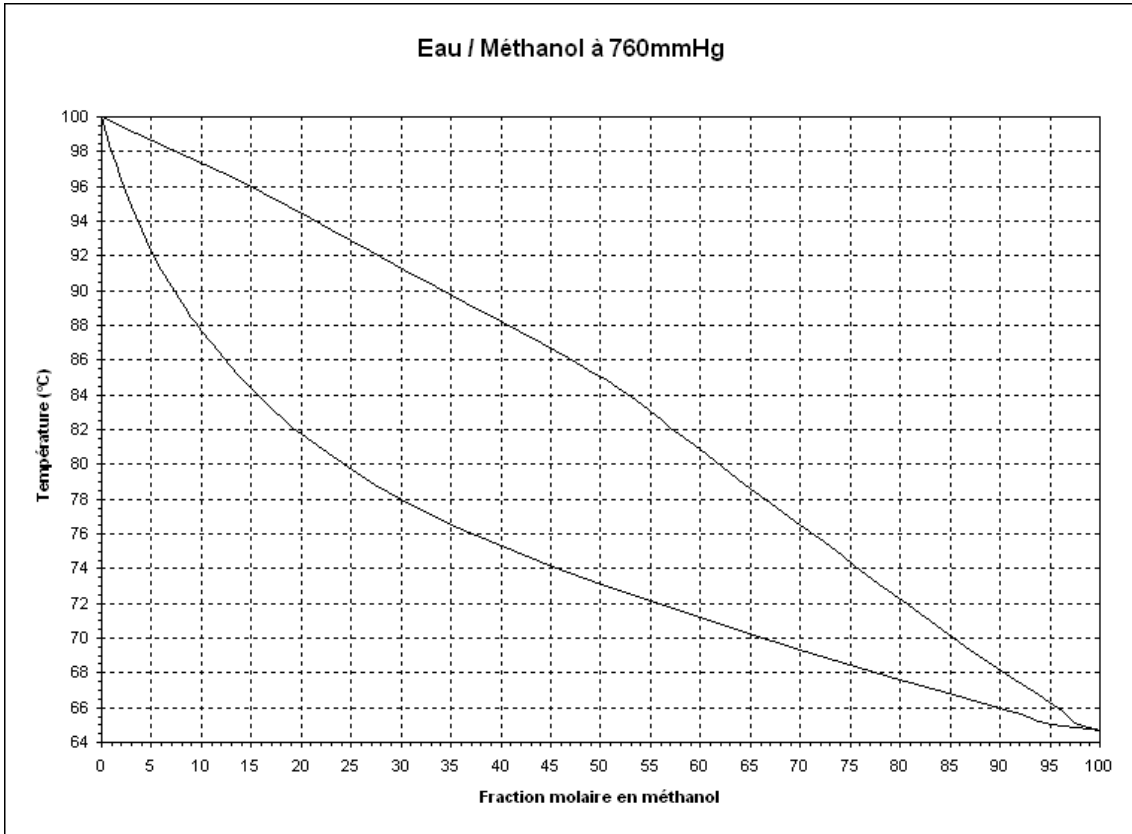


Figure 1 : Courbe d'équilibre liquide-vapeur Eau-Méthanol

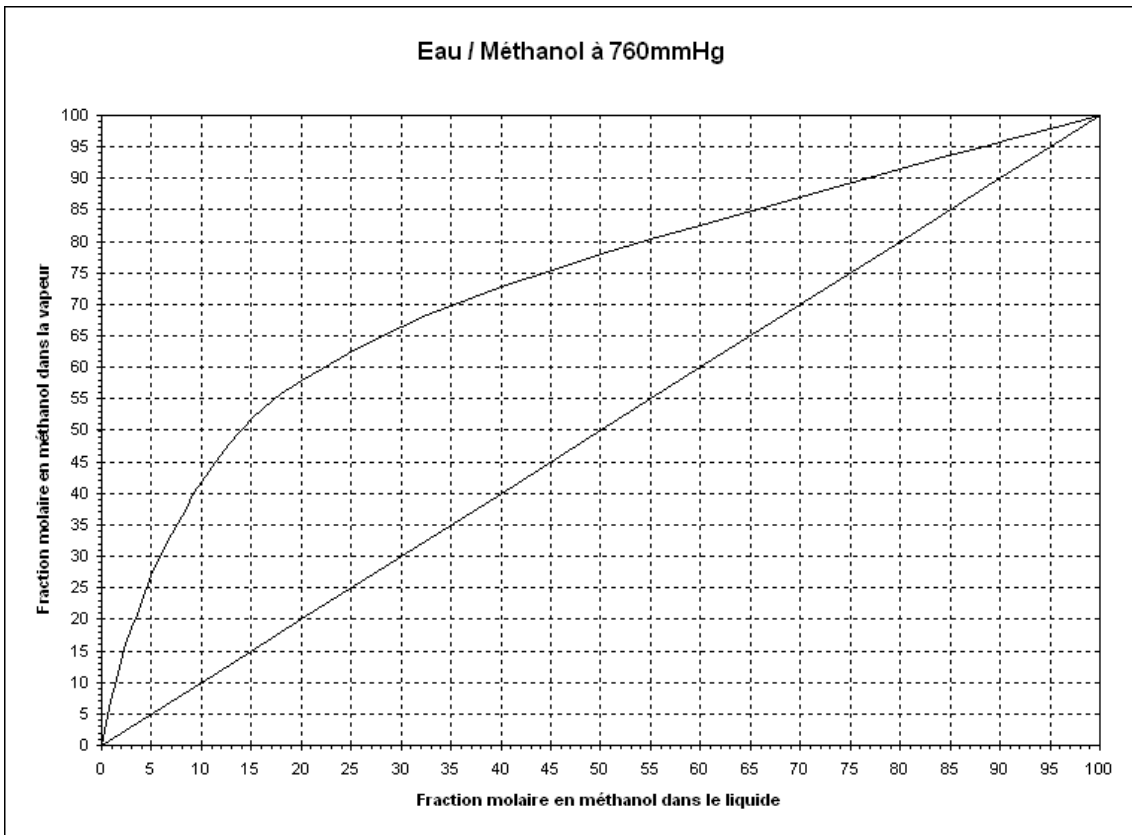


Figure 2 : Courbe d'équilibre liquide-vapeur Eau-Méthanol

## Correction

- 1°) Les équations de bilan matière global et partiel s'écrivent  $F=D+W$  et  $F \times x_F = D \times x_D + W \times x_W$ .

En écrivant  $W=F-D$  et en remplaçant dans le bilan matière partiel, on obtient

$$F \times x_F = D \times x_D + F \times x_W - D \times x_W,$$

d'où  $D = F \times (x_F - x_W) / (x_D - x_W) = 50 \times (0.37 - 0.07) / (0.90 - 0.07) = \mathbf{18.07 \text{ kg.h}^{-1}}$ .

On en tire  $W = F - D = 50 - 18.07 = \mathbf{31.93 \text{ kg.h}^{-1}}$ .

- Le rendement s'écrit  $\eta = D \times x_D / (F \times x_F) = (18.07 \times 0.90) / (50 \times 0.37) = \mathbf{87.9\%}$ .
- 2°)a) Le titre molaire de l'alimentation s'écrit  $x_F^{\text{mol}} = (0.37/32) / (0.37/32 + 0.63/18) = 0.248$ , soit **24.8%**. Les titres du résidu et du distillat se déterminent par  $x_W^{\text{mol}} = (0.07/32) / (0.07/32 + 0.93/18) = 0.041$ , soit **4.1%** et  $x_D^{\text{mol}} = (0.90/32) / (0.90/32 + 0.10/18) = 0.835$ , soit **83.5%**. Les courbes (1) et (2) sont les courbes d'**ébullition** (ou de bulle, pour celle du bas) et de **rosée** (pour celle du haut). Les températures d'ébullition sont lues sur la courbe d'ébullition pour les différents titres molaires déterminés précédemment, soit  $\theta_F = 80^\circ\text{C}$ ,  $\theta_D = 67^\circ\text{C}$  et  $\theta_W = 93^\circ\text{C}$ .

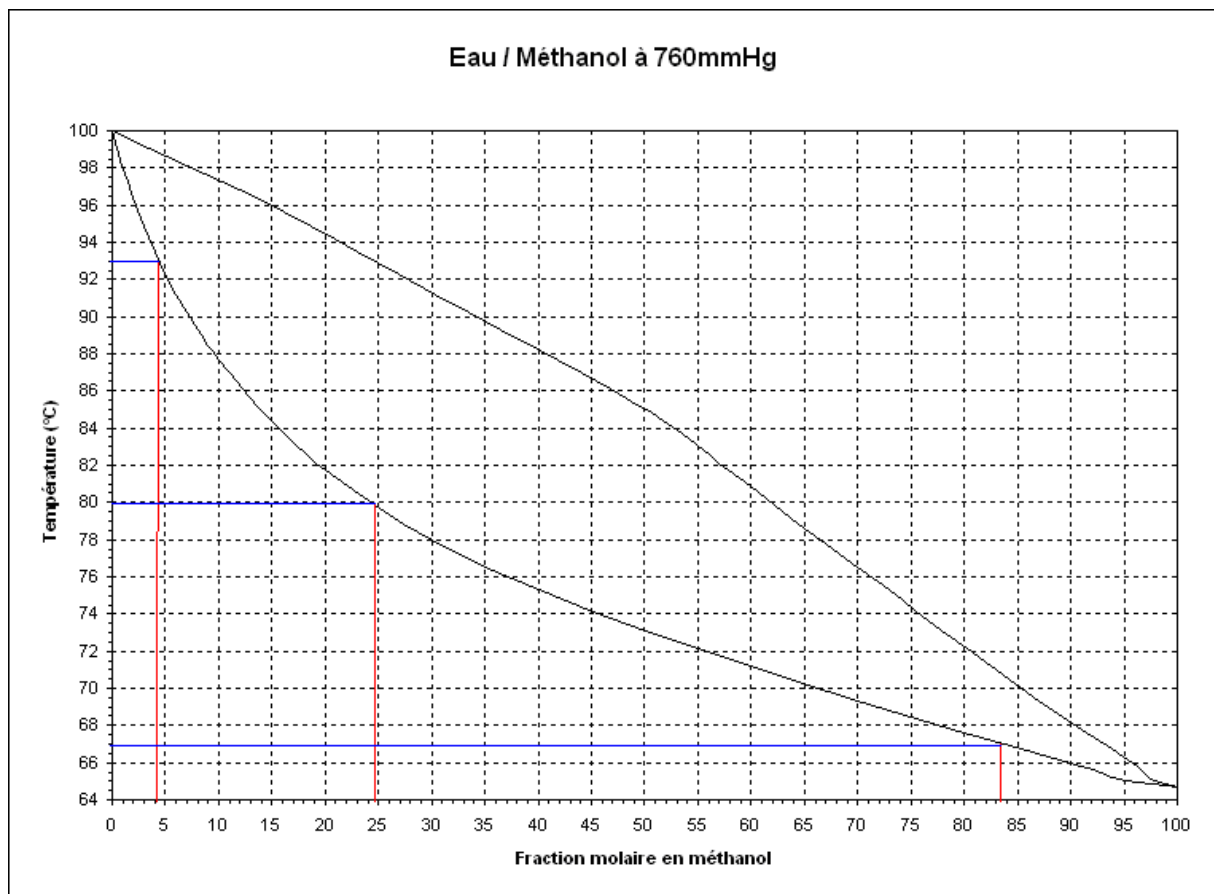


Figure1 : Courbe d'équilibre liquide-vapeur Eau-Méthanol

- 2°)b) On calcule  $x_D^{\text{mol}}/(R+1)=0.835/(3+1)=0.209$ . On trace ensuite les droites opératoires d'enrichissement (qui passe par (0.835;0.835) et coupe l'axe oy en  $y=0.209$ ) et d'épuisement (qui passe par (0.041;0.041) et coupe la droite opératoire d'enrichissement en  $x=x_F=0.248$ ). On trouve  $NET=3+\text{bouilleur}$ . La zone d'enrichissement comporte 2 étages théoriques, donc la hauteur de garnissage requise au dessus de l'alimentation est de  $2 \times 50 = 100$  cm. La zone d'épuisement comporte 2 étages théoriques, dont l'un est réalisé par le bouilleur, donc la hauteur de garnissage requise en dessous de l'alimentation est 50cm.

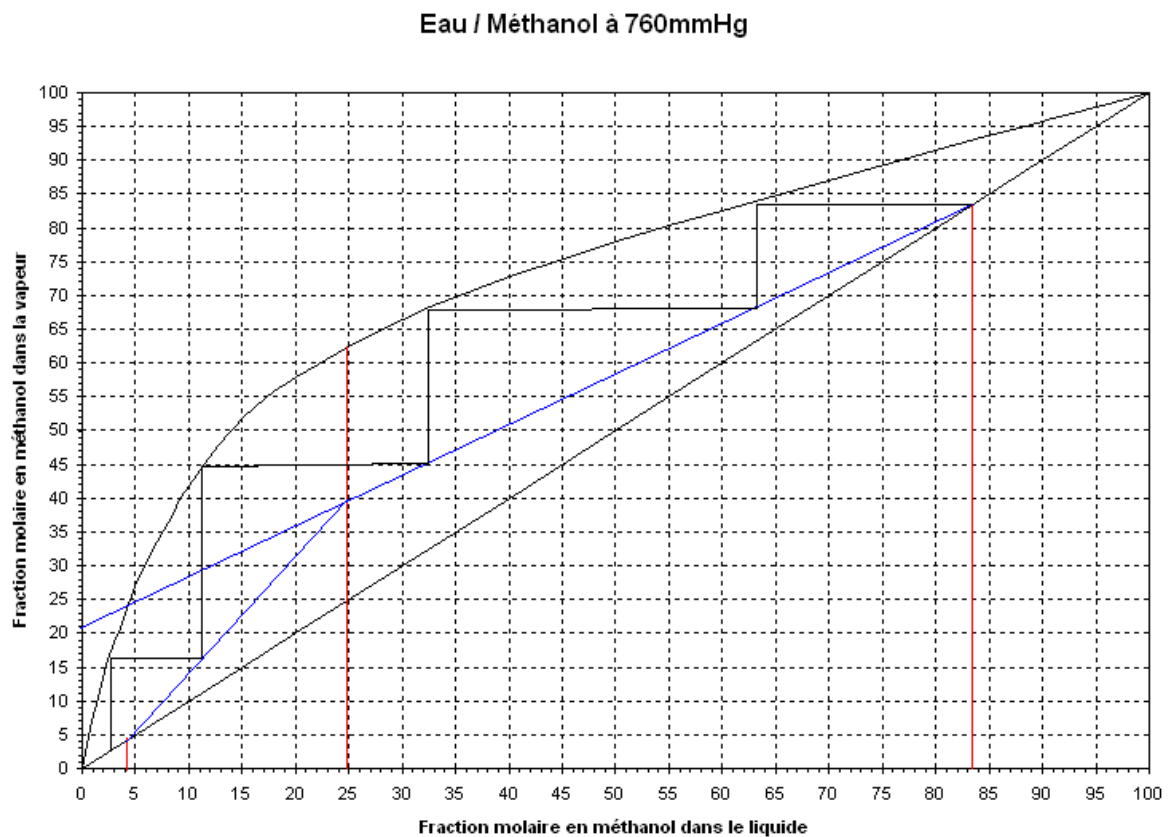


Figure 2 : Courbe d'équilibre liquide-vapeur Eau-Méthanol

- 3°) La chaleur latente de vaporisation de l'eau à 67°c est  $2535 - 2.9 \times 67 = 2340.7$  kJ.kg<sup>-1</sup>. La chaleur latente de vaporisation du méthanol est 1098 kJ.kg<sup>-1</sup>. La chaleur latente de vaporisation des vapeurs de tête est donc  $L_{v(\text{tête})} = 0.90 \times 1098 + 0.10 \times 2340.7 = 1222.3$  kJ.kg<sup>-1</sup>.  
Le débit de vapeur de tête est  $V = L + D = RD + D = (R+1) \times D = 4 \times 18.07 = 72.3$  kg.h<sup>-1</sup>.

La puissance thermique à évacuer au condenseur s'écrit  $\Phi_C = V \times L_{V(\text{tête})} = 72.3 \times 1222.3 = 88348 \text{ kJ.h}^{-1}$ .

- Comme il y a 5% de pertes thermiques au niveau du bouilleur, le bilan s'écrit  $0.95 \times \Phi_B + F \times h_F = \Phi_C + D \times h_D + W \times h_W$ , d'où  $\Phi_B = (\Phi_C + D \times h_D + W \times h_W - F \times h_F) / 0.95 = (88348 + 18.07 \times 188.6 + 31.93 \times 395 - 50 \times 279) / 0.95 = 90418 / 0.95 = 95177 \text{ kJ.h}^{-1}$ .

La température de la vapeur de chauffe (à 5 bar relatifs, soit 6 bar absolus) est  $\theta_G = 100 \times 6^{0.25} = 156.5^\circ \text{C}$ , sa chaleur latente est  $L_{V(156.5^\circ \text{C})} = 2535 - 3.9 \times 156.5 = 2081 \text{ kJ.kg}^{-1}$ .

Le bilan au bouilleur s'écrit  $G \times L_{V_G} = 95177$ , d'où  $G = 95177 / 2081 = 45.7 \text{ kg.h}^{-1}$ .

### Exercice 7

Un mélange de toluène et de xylène de titre molaire 0.55 en toluène alimente une installation de rectification. On désire obtenir en tête de colonne un titre molaire de 0.95 en toluène, et dans le bouilleur un titre molaire de 0.05.

1°) Faire le schéma de principe de la rectification continue en indiquant :

- A débit molaire d'alimentation de titre molaire  $x_A$  en toluène
- V débit molaire des vapeurs émises en tête de colonne
- L débit molaire de liquide recyclé en tête de colonne (reflux)
- D débit molaire de distillat de titre molaire  $x_D$  en toluène
- B débit molaire de résidu de titre molaire  $x_B$  en toluène
- On appelle R le taux de reflux  $R = L/D$

2°) NET: on dispose de la courbe donnant la composition de la phase vapeur y, en fonction de la composition de la phase liquide à l'équilibre. Déterminer le nombre de plateaux nécessaires dans les cas suivants :

- à reflux total
- si le taux de reflux est égal à 2
- si le taux de reflux est égal à 4

Préciser clairement sur chaque graphique le bouilleur, et numéroter les plateaux de bas en haut.

### 3°) Bilan matière de la colonne

N.B. Cette question peut être traitée indépendamment de la question 2°)

Le débit d'alimentation est de  $2000 \text{ moles.h}^{-1}$ .

Déterminer le débit molaire de distillat et le débit molaire de résidu.

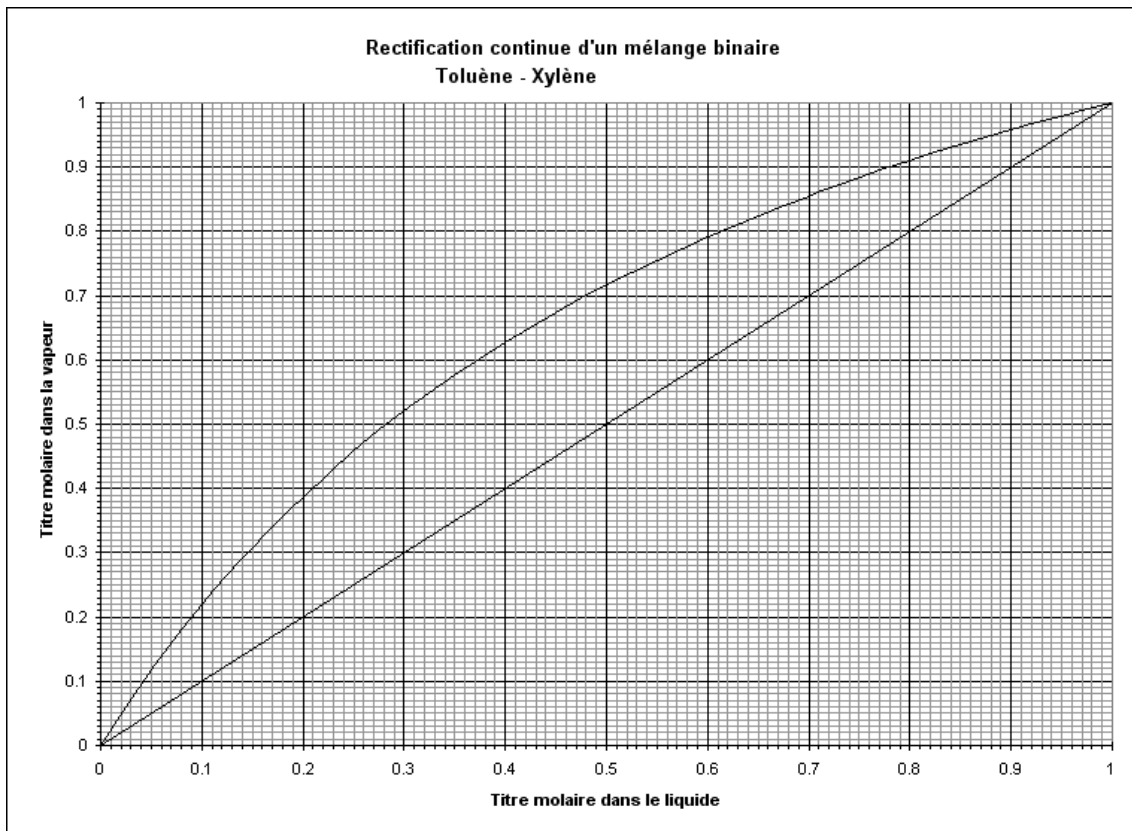
Exprimer le débit molaire de vapeur  $V$  en fonction du taux de reflux et de  $D$ . Le calculer pour  $R = 2$  et  $R = 8$ .

### 4°) Bilan énergétique

L'alimentation se fait à  $130^\circ \text{C}$ , à la température d'ébullition. En tête de colonne les vapeurs sont condensées à leur température d'ébullition ( $112^\circ \text{C}$ ). En bas de colonne, le résidu est évacué sans récupération de chaleur à  $144^\circ \text{C}$ .

Bilan énergétique en tête de colonne: calculer la quantité de chaleur  $\Phi_C$  à éliminer au condenseur et déterminer le débit massique d'eau nécessaire si elle entre à  $15^\circ \text{C}$  et sort à  $30^\circ \text{C}$  dans les deux cas suivants :  $R = 2$  et  $R = 8$ .

Bilan énergétique global de la colonne: calculer la quantité de chaleur  $\Phi_B$  à apporter au bouilleur et déterminer le débit de vapeur 6 bars nécessaire dans les deux cas suivants :  $R = 2$  et  $R = 8$



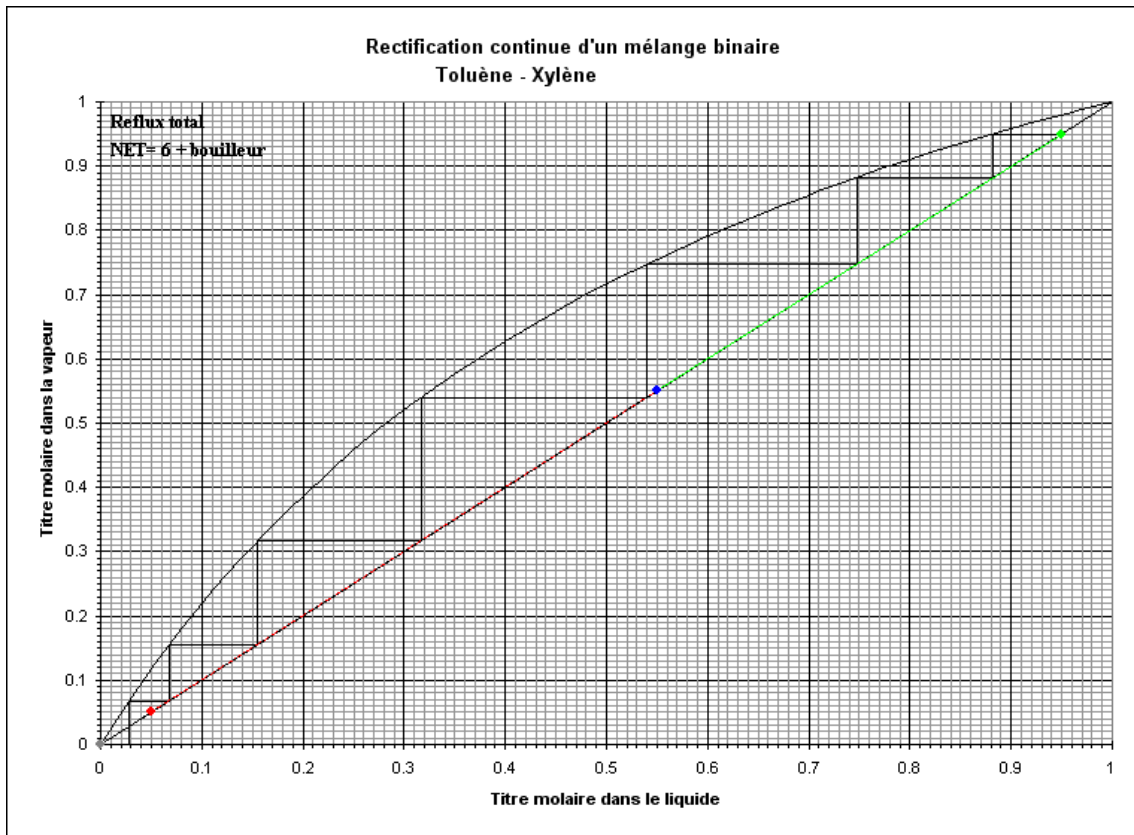
Courbe d'équilibre liquide-vapeur Xylène – Toluène

5°) **Conclusions** : Décrire l'influence du taux de reflux sur la composition du produit de tête et sur la consommation énergétique d'une colonne de distillation en fonctionnement.

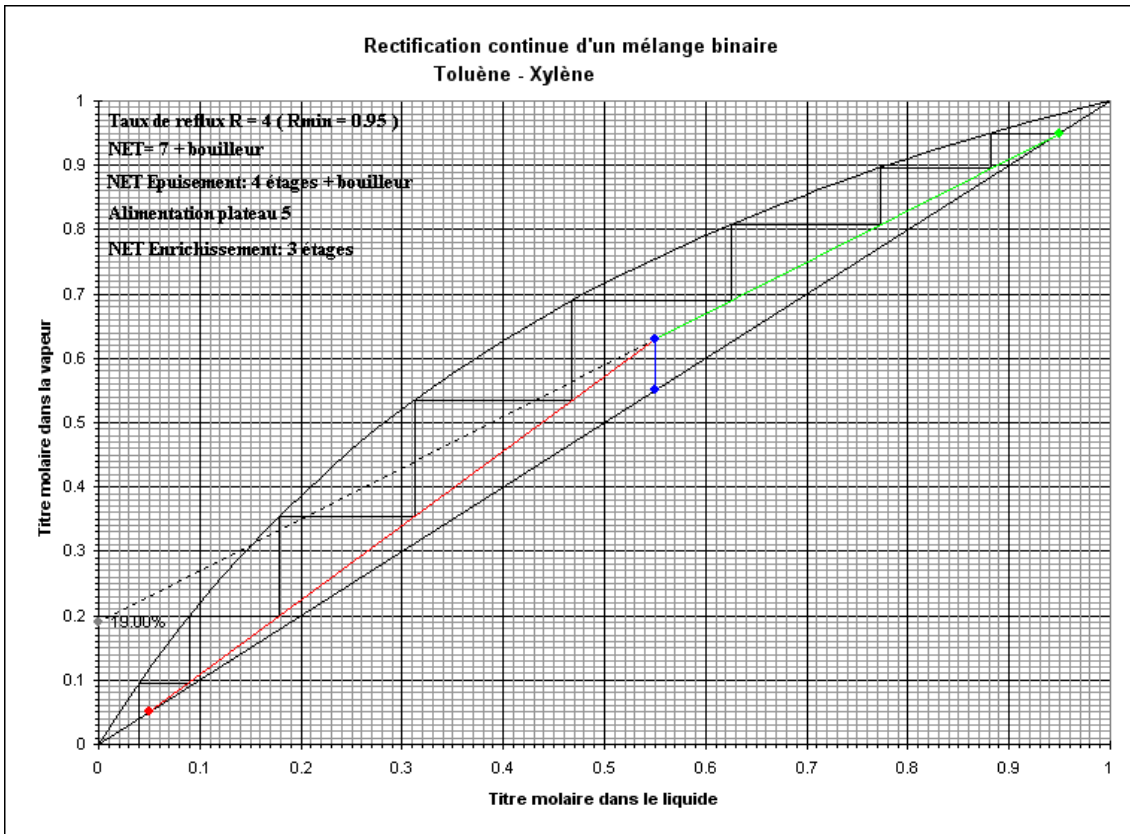
**Données:**

Toluène  $t^{\circ}$  ébullition normale = 111 ° C, Xylène  $t^{\circ}$  ébullition normale = 144 °C,  
 On considérera que les deux corps ont même chaleur massique et même chaleur latente de vaporisation,  $C_p = 0.184 \text{ kJ. mol}^{-1}.K^{-1}$ ,  $L_v = 35 \text{ kJ.mol}^{-1}$ ,  
 Eau :  $C_{p_{\text{eau}}} = 4.18 \text{ kJ.kg}^{-1}.K^{-1}$ ,  $L_{v_{\text{eau}}} (\text{kJ.kg}^{-1}) = 2534 - 2.9 \times \theta$  ( $\theta$  en °C)  
 Relation entre la température d'ébullition de l'eau  $\theta$  °C et la pression P en bar:  $P = (\theta/100)^4$ .

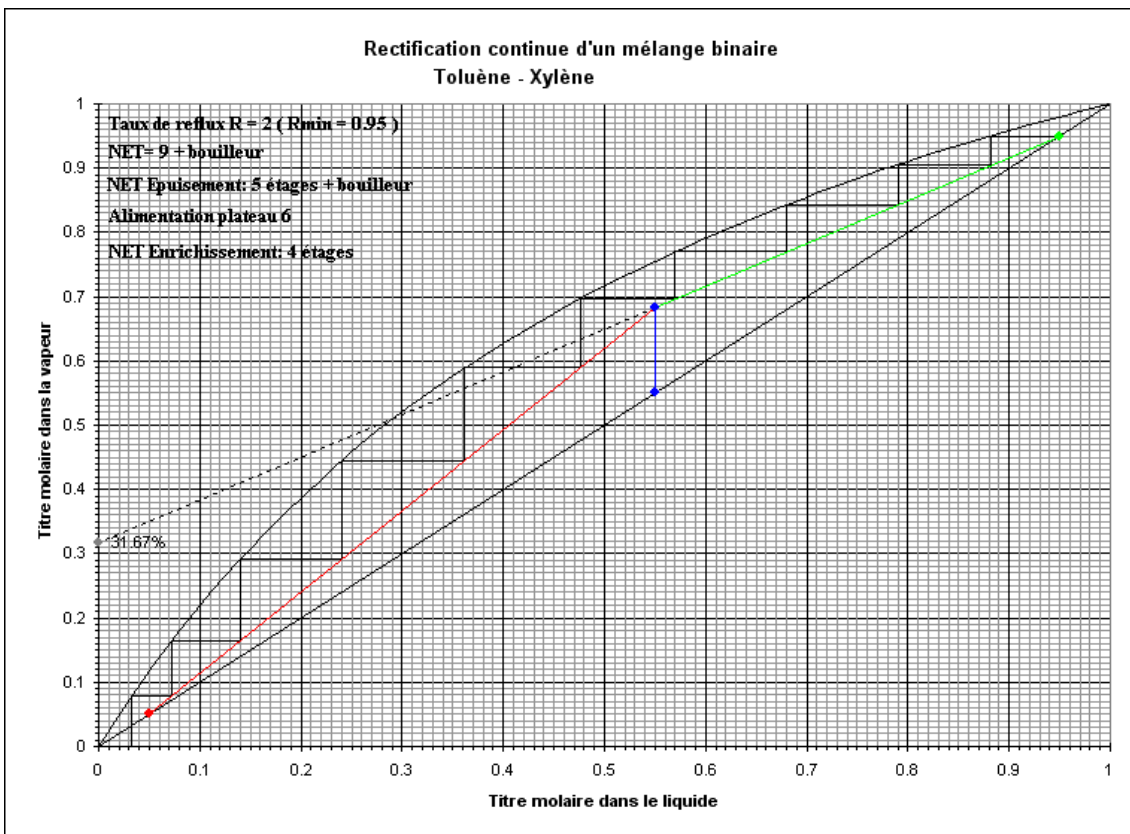
**Correction**



McCabe et Thiele à reflux total, NETmin



Mc Cabe et Thiele, NET à  $R=4$



Mc Cabe et Thiele, NET à  $R=2$



2°)  $NET_{\text{mini}}=7=6+\text{bouilleur}$  à reflux total.  
 Pour  $R=4$ ,  $x_D/(R+1)=0.95/5=0.19$ , et  $NET_{R=4}=8=7+\text{bouilleur}$   
 Pour  $R=2$ ,  $x_D/(R+1)=0.95/3=0.317$ , et  $NET_{R=2}=10=9+\text{bouilleur}$ .

3°) On  $A=2000 \text{ mol.h}^{-1}$ . Le bilan global s'écrit  $A=B+D$  d'où  $B=F-D$ . Le bilan en constituant volatil s'écrit  $A \times x_A = B \times x_B + D \times x_D$ . En remplaçant  $B$ , on obtient  $A \times x_A = F \times x_B - D \times x_B + D \times x_D$ , d'où  $D = A \times (x_A - x_B) / (x_D - x_B) = 2000 \times (0.55 - 0.05) / (0.95 - 0.05) = 1111.1 \text{ mol.h}^{-1}$ . On en tire  $B = 2000 - 1111.1 = 888.9 \text{ mol.h}^{-1}$ .

Pour  $R=8$ , on a  $V_{R=8} = (R+1) \times D = 9 \times 1111.1 = 9999.9 \text{ mol.h}^{-1}$ .  
 Pour  $R=2$ , on a  $V_{R=2} = (R+1) \times D = 3 \times 1111.1 = 3333.3 \text{ mol.h}^{-1}$ .

4°) Les vapeurs de tête sont condensées sans refroidissement, la chaleur latente est la même pour chaque constituant, on a donc  $\Phi_c = V \times L_v$ .

Pour  $R=2$ , on a  $\Phi_{c(R=2)} = V_{R=2} \times L_v = 3333.3 \times 35 = 116666 \text{ kJ.h}^{-1}$ .  
 Pour  $R=8$ , on a  $\Phi_{c(R=8)} = V_{R=8} \times L_v = 9999.9 \times 35 = 349997 \text{ kJ.h}^{-1}$ .

Si l'eau de refroidissement rentre à 15 et sort à 30°C, le flux  $\Phi_c$  est aussi égal à  $D_{ER} \times 4.18 \times (30 - 15)$ .

On obtient  $D_{ER(R=2)} = 116666 / (4.18 \times 15) = 1861 \text{ kg.h}^{-1}$ , et  $D_{ER(R=8)} = 349997 / (4.18 \times 15) = 5582 \text{ kg.h}^{-1}$ .

En choisissant la température de tête comme température de référence  $T_{REF}$ , on a pour les enthalpies molaires du distillat  $h_D = 0$ , de l'alimentation  $h_A = C_p \times (T_A - T_{REF}) = 0.184 \times (130 - 112) = 3.312 \text{ kJ.mol}^{-1}$ , et du résidu  $h_B = C_p \times (T_B - T_{REF}) = 0.184 \times (144 - 112) = 5.888 \text{ kJ.mol}^{-1}$ .

Le bilan sur l'ensemble de la colonne s'écrit  $\Phi_B + A \times h_A = \Phi_c + B \times h_B + D \times h_D$ . Le terme  $A \times h_A - B \times h_B - D \times h_D = 2000 \times 3.312 - 888.9 \times 5.888 = 6624 - 5234 = 1390 \text{ kJ.h}^{-1}$  est négligeable devant  $\Phi_c$ . On a donc  $\Phi_B = \Phi_c$ , et si  $G$  est le débit de vapeur de chauffe  $\Phi_B = G \times L_vG$ .

Pour de la vapeur à 6 bar a, on a  $\theta_G = 100 \times (6)^{0.25} = 156.5^\circ\text{C}$  et  $L_vG = 2535 - 2.9 \times 156.5 = 2080 \text{ kJ.kg}^{-1}$ .

On obtient  $G_{R=2} = 11666 / 2080 = 56.1 \text{ kg.h}^{-1}$  et  $G_{R=8} = 349997 / 2080 = 168.3 \text{ kg.h}^{-1}$ .

5°) Sur une colonne de distillation en fonctionnement, l'augmentation du taux de reflux R augmente la pureté du distillat en constituant volatil, et augmente également la consommation énergétique de l'installation.

### Exercice 8

Tracer sur papier millimétré (ou dans un tableur) les isobares d'ébullition et de rosée du mélange binaire méthanol - eau à 760 mmHg.

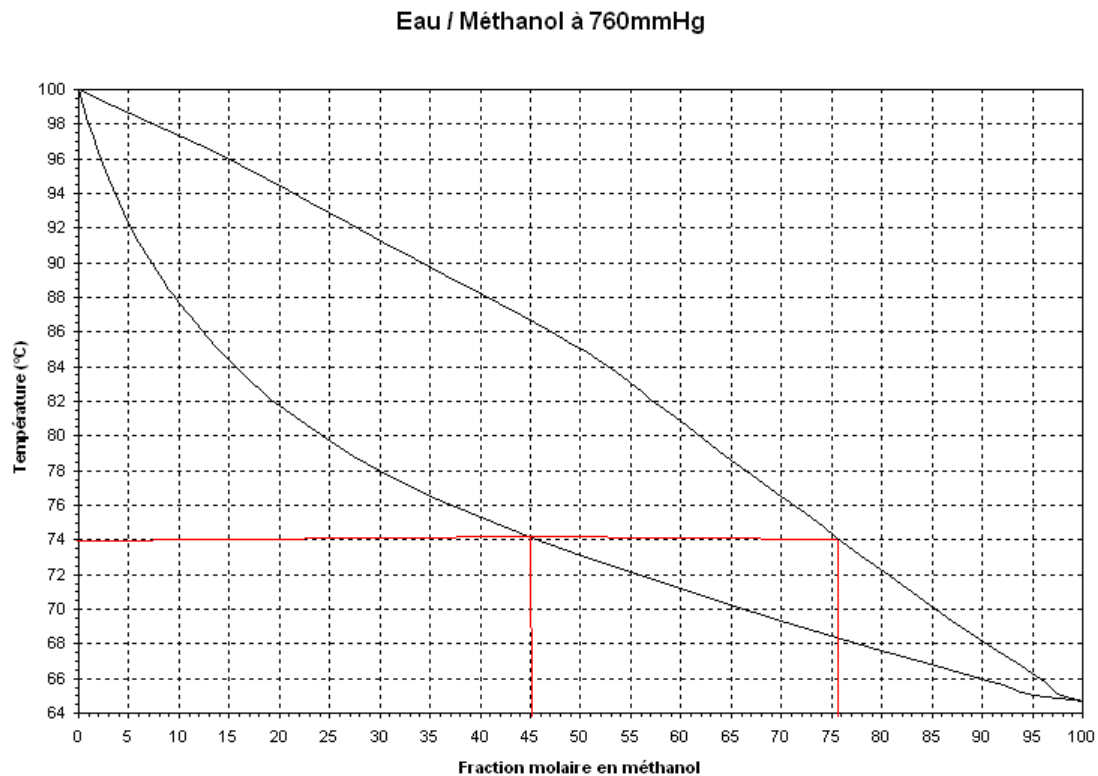
Isobares d'ébullition et de rosée Méthanol - eau à 760 mmHg		
Température d'ébullition (°C)	x titre molaire $\phi$ liquide	y titre molaire $\phi$ vapeur
100	0	0
96.4	2	13.4
93.5	4	23.0
91.2	6	30.4
89.3	8	36.5
87.7	10	41.8
84.4	15	51.7
81.7	20	57.9
78	30	66.5
75.3	40	72.9
73.1	50	77.9
71.2	60	82.5
69.3	70	87.0
67.6	80	91.5
66.0	90	95.8
65.0	95	97.8
64.7	100	100

A l'aide des isobares d'ébullition et de rosée Méthanol - eau à 760 mmHg, déterminer la composition de la phase vapeur en équilibre avec une phase liquide à 45% en éthanol ainsi que la température d'ébullition de ce même mélange.

## Correction

Pour une composition de la phase liquide de 45% en éthanol:

- La composition de la phase vapeur en équilibre avec cette phase liquide est 76 %,
- La température d'ébullition de ce même mélange est 74 °C



## Exercice 9

On considère un mélange binaire eau - méthanol de titre massique 40% en méthanol, que l'on distille en continu à un débit de  $400 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ . Les titres massiques du distillat et du résidu sont  $x_D=90\%$  et  $x_W=5\%$ .

- 1°) Calculer les titres molaires  $x^{\text{mol}}$  de l'alimentation, du distillat et du résidu.
- 2°) Déterminer le nombre de plateaux théoriques minimum pour réaliser la séparation demandée.
- 3°) Déterminer le taux de reflux minimum à appliquer pour réaliser la séparation.
- 4°) Calculer par bilan matière les débits massiques de distillat et de résidu.
- 5°) En considérant un taux de reflux de 1.2, déterminer le nombre d'étages théoriques pour réaliser la séparation, ainsi que le plateau d'alimentation (le bouilleur est noté  $n^{\circ}1$ ).

6°) Déterminer la hauteur de garnissage de la zone d'épuisement et de la zone d'enrichissement si la HEPT (Hauteur Equivalente à un Plateau Théorique) est 25 cm.

7°) Déterminer le nombre de plateaux réels à installer si leur efficacité est 80%.

Données:

- Courbe d'équilibre liquide - vapeur,
- Méthanol:  $M_{\text{méthanol}}=32 \text{ g.mol}^{-1}$ ,  $\theta_{\text{eb}}=64.5^\circ\text{C}$  sous 1 atm,  $L_v=1098 \text{ kJ.kg}^{-1}$ , toxique, dangereux et inflammable,
- Eau:  $M_{\text{eau}}=18 \text{ g.mol}^{-1}$ ,  $\theta_{\text{eb}}=100^\circ\text{C}$  sous 1atm,  $P(\text{bar abs})=(\theta/100)^4$ ,  $L_v=2535-2.9\times\theta$  en  $\text{kJ.kg}^{-1}$ , avec  $\theta$  en  $^\circ\text{C}$ .

### Réponse

$x_F^{\text{mol}}=27.3\%$ ,  $x_D^{\text{mol}}=83.5\%$ ,  $x_W^{\text{mol}}=2.9\%$ ,  $NET_{\text{min}}=3+\text{bouilleur}$ ,  $x_D/(R_{\text{min}}+1)=0.555$ ,  $R_{\text{min}}=0.50$ ,  $D=\text{kg.h}^{-1}$ ,  $W=\text{kg.h}^{-1}$ ,  $x_D/(R+1)=0.38$ ,  $NET=5+\text{bouilleur}$ , alim pl 3,  $H_{\text{épuis}}=50\text{cm}$ ,  $H_{\text{enr}}=75\text{cm}$ ,  $N_{\text{plateau}}=5/0.8=6.25$ , soit 7.

### Exercice 10

On considère la distillation en continu sous pression atmosphérique d'un mélange propanol-1 - isopropanol fonctionnant dans les conditions suivantes: alimentation  $F=5.0 \text{ kg.h}^{-1}$ , résidu  $W=3.0 \text{ kg.h}^{-1}$ , distillat  $D=2.0 \text{ kg.h}^{-1}$ , taux de reflux  $R=1.5$ , titres massiques en isopropanol  $x_F=39\%$ ,  $x_D=96\%$ ,  $x_W=1\%$ .

1°) Vérifier les bilans matières globales et partielles de la distillation.

2°) Déterminer, en  $\text{kJ.h}^{-1}$ , les flux de chaleur suivants:

- flux à fournir au préchauffeur pour alimenter en liquide bouillant ( $90^\circ\text{C}$ ), sachant que le bac d'alimentation est à  $20^\circ\text{C}$ ,
- flux à évacuer au condenseur en considérant que les condensats sortent à leur point d'ébullition,
- flux à fournir au bouilleur, en considérant la colonne comme adiabatique.

3°) Calculer le débit d'eau de refroidissement au condenseur si celle-ci rentre à  $11^\circ\text{C}$  et sort à  $13^\circ\text{C}$ .

4°) Calculer l'intensité électrique à appliquer si le rebouillage est assuré par une épingle électrique et si la tension utilisée est 220V.

Données: propanol-1  $L_{V1}=690.7 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,  $C_{p1}=2.39 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ , isopropanol ou propanol-2  $L_{V2}=664 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,  $C_{p2}=2.69 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ . Température d'ébullition de l'alimentation:  $90.0\text{°C}$ . Enthalpies massiques:  $h_F=225.6 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,  $h_D=221.5 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,  $h_W=232.1 \text{ kJ.kg}^{-1}$ , vapeur de tête  $h_V=886.5 \text{ kJ.kg}^{-1}$ ,  $C_{p_{\text{eau}}}=4.18 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ .

### Réponse

$5-3-2=0 \text{ kg.h}^{-1}$ ,  $5 \times 0.39 - 3 \times 0.01 - 2 \times 0.96 = 0.0 \text{ kg.h}^{-1}$ ,  $\Phi_{\text{préch}}=877.5 \text{ kJ.h}^{-1}$ ,  $\Phi_{\text{cond}}=3325.3 \text{ kJ.h}^{-1}$ ,  $\Phi_{\text{bouil}}=3336.6 \text{ kJ.h}^{-1}$ ,  $D_{\text{ER}}=398 \text{ kg.h}^{-1}$ ,  $I=4.2 \text{ A}$ .

### Exercice 11

Réaliser le schéma d'une colonne de distillation à plateaux (13 plateaux, alimentation plateau 8) fonctionnant sous vide et avec les caractéristiques principales suivantes:

- alimentation en régulation de débit par pompe en charge sur réservoir à pression atmosphérique équipé d'un arrête flamme,
- préchauffeur d'alimentation vertical à la vapeur, avec régulation de température,
- condenseur de tête horizontal avec ER côté tubes, réservoir de reflux avec reprise par pompe, régulation de température de tête de colonne par action sur le débit de reflux,
- régulation de pression par action sur une vanne au refoulement de la pompe à vide,
- rebouillage par rebouilleur thermosiphon fonctionnant à la vapeur,
- régulation de niveau du bouilleur par action sur la chauffe,
- régulation de la composition du bouilleur par action sur le soutirage du résidu,
- réservoirs de distillat et de résidu avec mise à l'atmosphère via liebig et arrête flamme.

### Exercice 12

Tracer sur papier millimétré (ou dans un tableur) les isobares d'ébullition et de rosée du mélange binaire éthanol - eau à 760 mmHg.

Isobares d'ébullition et de rosée Ethanol - eau à 760 mmHg		
Température d'ébullition (°C)	x titre molaire $\phi$ liquide	y titre molaire $\phi$ vapeur
100	0	0
98.4	0.5	6.5
97.1	1	11
94.9	2	17.5
93.5	3	23.1
91.8	4	27.3
90.6	5	31
89.5	6	34
88.5	7	36.7
87.7	8	39.2
86.9	9	41.5
86.4	10	43
85.5	12	46
84.8	14	48.2
84.1	16	50
83.6	18	51.3
83.2	20	52.5
82.3	25	55.1
81.7	30	57.5
81.2	35	59.5
80.7	40	61.4
80.2	45	63.5
79.9	50	65.7
79.5	55	67.8
79.1	60	69.8
78.8	65	72.5
78.7	70	75.5
78.5	75	78.7
78.4	80	81.8
78.3	85	85.5
78.2	90	89.8
78.3	95	94.2
78.3	100	100

### Exercice 13

On distille 1000 kg d'un mélange binaire contenant 60% d'alcool éthylique (% massique) et 40% d'eau (% massique). Après distillation différentielle simple. On trouve 5% en masse d'alcool éthylique. On demande de calculer :

- 1- La quantité de distillat D en kmoles et en kg et sa composition en % massique.
- 2- La quantité du résidu en kmoles et en kg, W.

Les données d'équilibre Ethanol-eau (fraction molaire) :

X	0.01	0.03	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8
Y	0.114	0.241	0.322	0.438	0.529	0.563	0.617	0.652	0.695	0.751	0.819

### Réponse

$D=24,73\text{kmol}=805,2\text{kg}$  ;  $x_D=0,519$ (molaire) ;  $W=194,8\text{kg}=10,53\text{kmol}$ .

### Exercice 14

Pour purifier de la glycérine, on la distille à la vapeur d'eau surchauffée ( $T_P=180^\circ\text{C}$  et  $P=210\text{mmHg}$ ).

Calculer la masse de vapeur d'eau nécessaire pour distiller une tonne de glycérine en admettant qu'elle est introduite à sa température d'ébullition. On supposera que la phase vapeur obéit à la loi des gaz parfaits et que le système est hétéroazéotrope.

On donne :  $P_{\text{eau}}=193\text{ mmHg}$ ,  $P_{\text{glycérine}}^\circ=17\text{ mmHg}$  (La pression saturante à  $180^\circ$ )

### Réponse

$m_{\text{H}_2\text{O}}=2,08\text{ tonnes}$ .

### Exercice 15

Quelle est la concentration du résidu liquide et de la vapeur (distillat) après une distillation à l'équilibre (Flash). Initialement le mélange à distiller contient 25000 moles du

trichloréthylène et du toluène à une concentration de 0.15 (fraction molaire) du trichloréthylène.

La distillation s'effectue sous pression atmosphérique et on obtient un distillat en quantité égale à 5000 moles.

x	0.01	0.03	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	0.95
y	0.02	0.051	0.102	0.190	0.340	0.475	0.598	0.702	0.787	0.852	0.919	0.972	0.989

### Réponse

$$y_D = x_D = 0.225 ; x_W = 0.13$$

### Exercice 16

On dispose de 2 mélanges éthanol-propanol de composition  $x_{f1} = 0.3$  et  $x_{f2} = 0.7$  (titre molaire) que l'on introduit liquide à leurs températures d'ébullition respectives à deux niveaux différents du même colonne à distiller au débit suivant :  $F_1 = 10$  moles /s et  $F_2 = 20$  moles /s . On veut obtenir un distillat  $x_D = 0.95$  et un résidu  $x_W = 0.10$  avec un taux de reflux  $R = 2$ .

Calculer  $D$ ,  $W$  et le nombre de plateaux théoriques. Sur quels plateaux arrivent  $F_1$  et  $F_2$  ?

Donnée : Volatilité moyenne égale à 2.18.

### Réponse

$D = 16.47$  mol/s,  $W = 13.53$  mol/s, 10 plateaux, l'alimentation  $F_1$  sur le 4 et l'alimentation  $F_2$  sur le 8.

### Exercice 17

On veut rectifier un mélange éthanol-propanol dont les points d'ébullition sont  $T_{\text{éthanol}} = 78.3^\circ\text{C}$  et  $T_{\text{propanol}} = 97.2^\circ\text{C}$ .



L'alimentation est un mélange gazeux, introduit à sa pression de vapeur saturante dont le titre est 45%. On veut obtenir un distillat de 92% et un résidu de 7%, le taux de reflux étant égale à 4 et la volatilité moyenne  $\alpha=2.18$  et le débit d'alimentation est de 100 Kmol/h.

- 1- Calculer de nombre de plateaux théoriques nécessaires à cette opération.
- 2- Localiser l'alimentation.

### Réponse

9 plateaux ; alimentation sur le 6<sup>ème</sup> plateau.

### Exercice 18

Un mélange de 100 moles/h de fraction molaires 0.35 en a et 0.65 en b, doit être rectifié ; 96% du constituant a doivent se retrouver dans le distillat avec une fraction molaire 0.93. L'alimentation est constituée pour moitié de vapeur, le taux de reflux étant égale à 4.

- Calculer le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'enrichissement et dans la zone d'appauvrissement.

### Réponse

8 plateaux dans la zone de concentration et 11 plateaux dans la zone d'épuisement.

### Exercice 19

On veut rectifier 150 Kmol/h d'un mélange binaire Benzène-toluène contenant 45% en moles de Benzène, afin d'obtenir un distillat de composition en Benzène de 90% et un résidu de 4% en moles. L'alimentation est introduite à l'état de liquide bouillant et un taux de reflux  $R=1.5 R_{\min}$ .

Calculer :

- 1- Les débits molaires du distillat et du résidu.
- 2- Les débits molaires L, L', V et V' à l'intérieur de la colonne.
- 3- Le nombre de plateaux théoriques nécessaires, précisez sur quel plateau l'alimentation sera introduite.
- 4- Si l'alimentation est un mélange liquide-vapeur contenant  $\frac{3}{4}$  de vapeur, calculez la nouvelle valeur de  $R_{\min}$ , quel est dans ce cas le nombre de plateaux théoriques

nécessaires ( $R=1.5 R_{\min}$ ), la hauteur de la colonne, si l'efficacité d'un plateau est de 70% et l'espacement entre les plateaux est de 15 Cm ?

Les données d'équilibre en fraction molaire :

X	0.058	0.116	0.227	0.335	0.389	0.45	0.639	0.734	0.826	0.957
Y	0.13	0.232	0.414	0.551	0.607	0.657	0.816	0.876	0.924	0.99

### Réponse

1)  $D=71.51$  Kmol/h,  $W=78.49$  Kmol/h, 2)  $L=125.86$  Kmol/h,  $L'=275.86$  Kmol/h,  $V=V'=197.4$  Kmol/h, 3) 10 plateaux, alimentation sur le 4, 4) 9 plateaux,  $R_{\min}=1.88$ ,  $H=171.4$  Cm.

### Exercice 20

On souhaite séparer un mélange de chlorure de méthylène  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$  (produit A) et de tétrachlorure de carbone  $\text{CCl}_4$  (produit B) par distillation. Leur température d'ébullition respective sous 1 atm est  $T_{\text{eb}}(\text{A})=40^\circ\text{C}$  et  $T_{\text{eb}}(\text{B})=76,9^\circ\text{C}$ .

La charge d'alimentation contient 50% en masse de A. Son débit est de 1000 kg /h de mélange elle est amenée à son point d'ébullition.

En fixant un reflux opérationnel  $R=1.3 R_{\min}$ , calculer le nombre de plateaux nécessaire pour avoir les compositions finales de 95% massique de A en tête et 2% massique en pied, ainsi que les débits molaires de D et W.

L'équilibre liquide –vapeur du binaire  $\text{CH}_2\text{Cl}_2\text{-CCl}_4$  (fraction molaire) sous 1atm est :

$x_A$	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
$y_A$	0.22	0.46	0.62	0.715	0.785	0.8425	0.88	0.92	0.9675

### Réponse

12 plateaux,  $D=5.94$  kmol /h et  $W=3.20$  kmol /h.

## Exercice 21

On désire rectifier en continu  $10 \text{ t.h}^{-1}$  d'un mélange à 80% poids de benzène et 20% poids de toluène, de façon à obtenir un distillat à 98% poids de benzène et un résidu à 97% de toluène avec un taux de reflux de 4.

- 1- Etablir le bilan matière des divers courants et calculer  $D$ ,  $W$  et le débit refoulé en kg.
- 2- Déterminer le nombre de plateaux théorique (ou Nombre d'Etages Théoriques NET) dans le cas où l'alimentation est préchauffée à son point d'ébullition.

Tableau d'équilibre (en fraction molaire de benzène)

x	0.058	0.116	0.227	0.335	0.389	0.45	0.639	0.734	0.826	0.957
y	0.13	0.232	0.414	0.551	0.607	0.657	0.816	0.876	0.924	0.99

## Réponse

1)  $D=8.1\text{t/h}$ ,  $W=1.895\text{t/h}$ ,  $L=3.242\text{t/h}$ . 2) NET =8+1(bouilleur)

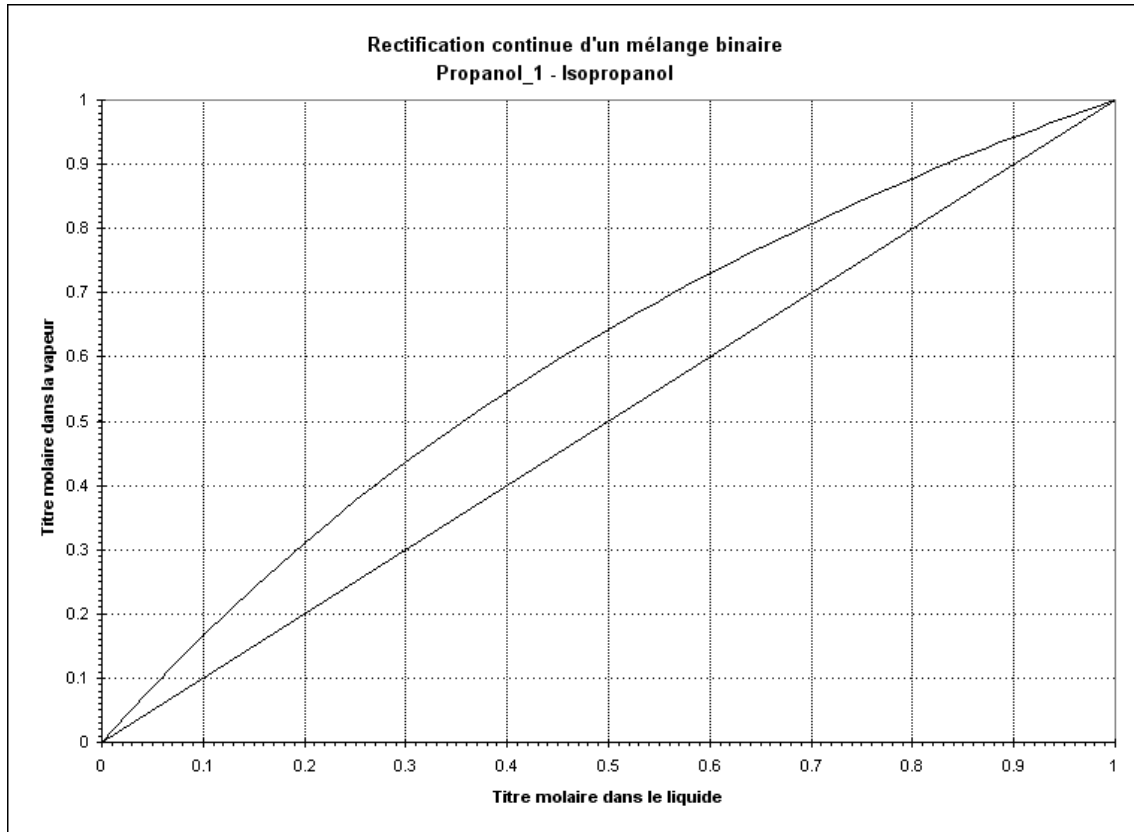
## Exercice 22

On relève sur la colonne de rectification continue pilote d'un atelier les conditions opératoires suivantes :

- Débit d'alimentation  $F=4200 \text{ g.h}^{-1}$
- Titre molaire en propanol-2 de l'alimentation  $x_F^{\text{mol}}=30\%$
- Titre molaire du distillat  $x_D^{\text{mol}}=55\%$
- Titre molaire du résidu  $x_W^{\text{mol}}=10\%$
- Taux de reflux  $R=1.4$ .

- 1- Déterminer le taux de reflux minimum et le nombre de plateaux aux conditions minimales si l'alimentation est préchauffée à son point d'ébullition.
- 2- Pour le taux de reflux appliqué de 1.4, déterminer les débits de distillat et résidu  $D$  et  $W$ , le NET et le plateau d'alimentation.
- 3- On souhaite modifier les réglages pour obtenir un distillat à 80% molaire en propanol-2. Déterminer le nombre d'étage aux conditions minimales et le reflux minimal pour

cette nouvelle séparation si l'alimentation est à la température de rosée (vapeur surchauffée). Déterminer, pour un taux de reflux de 7, les débits D, W, le NET et le plateau d'alimentation.



### Réponse

1)  $R_{\min}=0.852$ ,  $NPT=11$ , 2)  $D=1867$  g/h,  $W=2333$  g/h,  $NPT=7$ , plateau d'alimentation le 3, 3)  $R_{\min}=4.348$ ,  $NPT=14$  et pour  $R=7$ ,  $NPT=9$ ,  $D=1200$  g/h,  $W=3000$  g/h.