

## Etude comparative entre une distillation conventionnelle et une distillation diabatique

C. Dernane\* et A. Laouir

Faculté des Sciences de l'Ingénieur, Université Mohamed Benyahia  
B.P. 98 Ouled Aïssa, Jijel, Algérie

**Résumé** - La distillation diabatique est le procédé de séparation qui consiste à effectuer des échanges de chaleur au niveau des étages de la colonne dans la perspective d'augmenter l'efficacité thermodynamique de la distillation classique adiabatique. Dans ce travail, on a développé un programme de simulation de la colonne séparant le mélange ammoniac - eau. La production d'entropie des étages est quantifiée pour comparer les performances énergétiques des deux cas de distillation. Les résultats obtenus sur nos exemples montrent que la distillation diabatique conduit effectivement à une réduction de la production d'entropie mais elle nécessite quantitativement davantage d'énergie pour accomplir la séparation. Il faut néanmoins noter qu'une bonne partie de cette énergie est fournie à des températures inférieures à celle du bouilleur, ce qui semble intéressant d'un point de vue utilisation rationnelle de l'énergie. Les tailles du bouilleur et du condenseur, le diamètre ainsi que le taux de reflux ont été réduits avec la colonne diabatique, ce qui peut contribuer à une diminution des coûts. Cependant, les transferts thermiques effectués confèrent une complexité à la colonne, ce qui nécessite encore des investissements. Cette présente étude a été réalisée en fixant les valeurs des chaleurs reçues et cédées, on a opté pour des profils plats car ils montrent de mieux les différences qui peuvent exister entre la distillation classique et diabatique.

**Abstract** - Diabatic distillation is the separation process which consists in conducting heat in the floors of the column in the prospect of increasing the thermodynamic efficiency of the classical adiabatic distillation. In this work, we developed a simulation program of the column between the mixing ammonia - water. The entropy floor production is quantified to compare the energy performance of two cases of distillation. The obtained results of our examples show that the diabatic distillation actually led to a reduction in the production of entropy but requires quantitatively more energy to accomplish the separation. It should nevertheless be noted that a lot of this energy is provided at temperatures below that of the boiler, which seems interesting from a rational use of energy. The sizes of the boiler and condenser, diameter, and the rate of flow has been reduced with the diabatic column, which can help to lower costs. However, the heat transfers made to confer a complex column, which requires more investment. This study was conducted by setting the values of heat received and transferred, it has been opted for low profile because they show better the differences that may exist between the classical and diabatic distillation.

**Mots clés:** Distillation diabatique - Production d'entropie - Simulation.

### 1. INTRODUCTION

Travaillant entre une source chaude en bas (bouilleur) et une source froide en haut (condenseur), la colonne à distiller peut être considérée comme une machine thermique qui reçoit une énergie au niveau du bouilleur et rejette une partie au niveau du condenseur pour séparer des mélanges liquides [1]. Cette séparation est affectée par des

---

\* dernanedina@yahoo.fr

irrégularités thermodynamiques qui se traduisent par une production d'entropie qui fait diminuer le rendement énergétique de la colonne [2-5].

Souvent, une partie de ces irrégularités étant de plus en plus forte que la différence de la température entre la phase liquide et la phase vapeur est importante [2, 4]. On a montré que la modification de la distribution de la chaleur au niveau la colonne est une bonne solution pour remédier à ce problème [2-4, 6, 7].

Plusieurs conceptions d'une telle colonne ont été conçues [2], une de celles-ci désignée sous le nom de colonne diabatique consiste à effectuer des échanges thermiques au niveau des étages de la colonne.

Plus récemment, certains travaux ont porté sur l'optimisation de la colonne diabatique. L'objectif est de minimiser la production totale d'entropie dans la colonne en cherchant les valeurs optimales des quantités de chaleur transférées sur chaque étage ou bien encore le profil de température optimal. En fait, la plupart des publications dans ce domaine de distillation se basent sur des résultats de simulation, à l'exception de celles de Rivero [2], de Le Goff *et al.*, [8] et celle de Koeijer *et al.*, [9] qui ont publiés des résultats expérimentaux de séparation du mélange eau - éthanol par distillation diabatique.

Notre travail s'inscrit également dans le cadre de l'évaluation des performances de la distillation diabatique. On a développé un programme de simulation de la colonne basé sur la méthode de la matrice tridiagonale pour séparer le mélange ammoniac - eau dont son écart à l'idéalité est très important. L'étude de la distillation diabatique avec ce mélange qui présente un comportement très particulier rend le travail intéressant et apporte un aspect nouveau par rapport à ce qui a été fait jusque là.

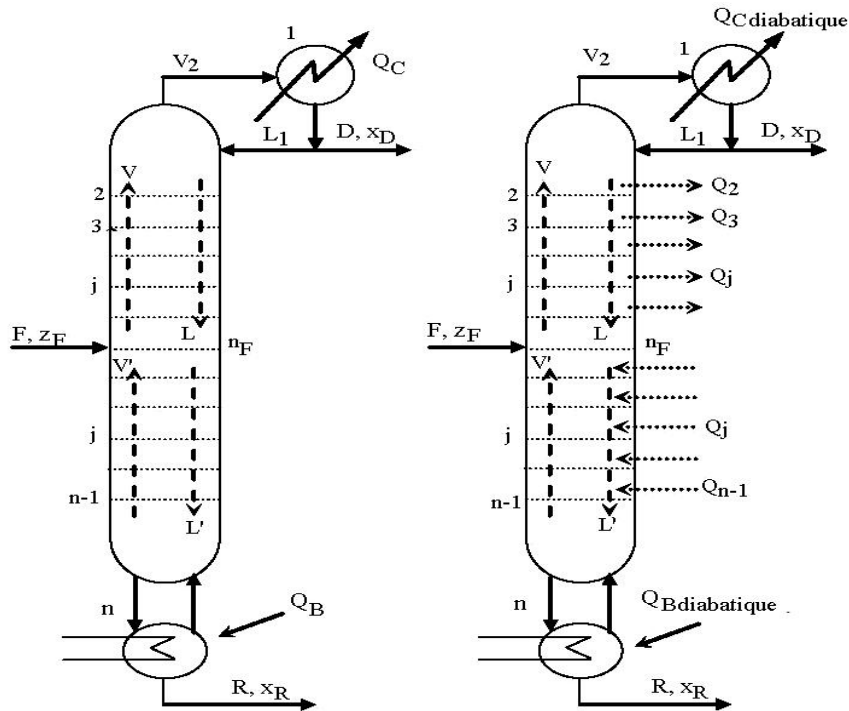


Fig. 1: Colonne classique et diabatique

Afin de pouvoir imposer la séparation, une modification de la méthode numérique de calcul de la colonne a été apportée. La composition du distillat et la composition du résidu seront introduites comme données du problème au lieu de les avoir comme résultats de calcul suivant la forme originelle de la méthode. Il est ainsi possible de faire une comparaison entre différentes colonnes réalisant la même séparation.

## 2. MODELISATION

### 2.1 Calcul des propriétés thermodynamiques

Les propriétés thermodynamiques, pression  $P$ , température  $T$ , composition liquide  $x$ , composition vapeur  $y$ , enthalpie liquide  $h$ , enthalpie vapeur  $H$ , entropie liquide  $s$  et entropie vapeur  $S$  du mélange ammoniac – eau sont déterminées à l'aide du modèle de Ziegler et Trepp [10].

### 2.2 Calcul de la colonne

Le schéma d'une colonne à distiller de  $n$  étages est présenté dans la figure 1.

Le condenseur est l'étage 1 et le bouilleur est l'étage  $n$ . Chaque étage  $j$  reçoit une alimentation  $F_j$ , un débit liquide  $L_{j-1}$  de l'étage supérieur et un débit de vapeur  $V_{j+1}$  de l'étage inférieur, un soutirage liquide  $U_j$ , un soutirage vapeur  $W_j$ , ainsi qu'un apport de chaleur  $Q_j$  peut être envisagé. (Fig. 2)

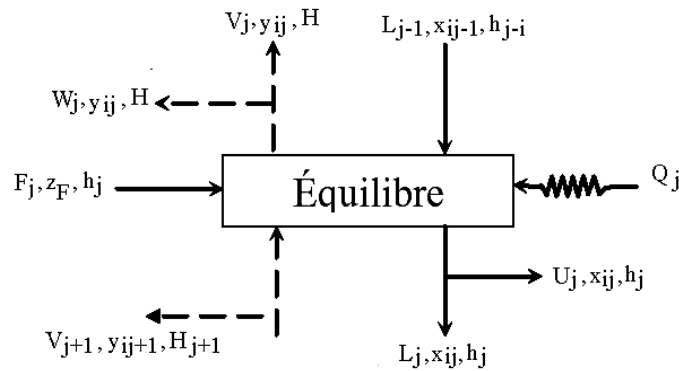


Fig. 2: Principe d'un étage d'équilibre

L'ensemble des équations qui régissent le fonctionnement de la colonne, dite équation MESH est écrit comme suit:

M-équation (bilan de matière)

$$L_{j-1} x_{ij-1} - (V_j + W_j) y_{ij} - (L_j + U_j) x_{ij} + V_{j+1} y_{ij+1} + F_j z_{ij} = 0 \quad (1)$$

E-équation (relation d'équilibre liquide-vapeur)

$$y_{ij} - K_{ij} \cdot x_{ij} = 0 \quad (2)$$

S-équation (somme des compositions)

$$\sum_{i=1}^m y_{ij} - 1 = 0$$

$$\sum_{i=1}^m x_{ij} - 1 = 0 \quad (3)$$

*H-équation* (bilan d'énergie)

$$L_{j-1} h_{j-1} - (V_j + W_j) H_j - (L_j + U_j) h_j + V_{j+1} H_{j+1} + F_j h_{Fj} - Q_j = 0 \quad (4)$$

La modélisation de la colonne est basée sur l'écriture de ces équations sous forme d'un système linéaire à matrice tridiagonale vis-à-vis des compositions liquides [11], avec:

$$a_j x_{j-1} + b_j x_j + c_j x_{j+1} = d_j \quad , j=1, n$$

$$a_j = L_{j-1} ; b_j = (V_j + W_j) \cdot K_{ij} + (L_j + U_j) ; c_j = V_{j+1} \cdot K_{ij+1} ;$$

$$d_j = F_j \cdot z_{ij} , a_1 = c_n = d_1 = d_n = 0 ; K_{ij} = y_{ij} / x_{ij}$$

L'expression des débits liquides  $L_j$  est déduite à partir du bilan de matière:

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{k=2}^j (F_k - W_k - U_k) - (V_1 + U_1) \quad (5)$$

Pour résoudre le système et déterminer les compositions liquides  $x_{ij}$ , on spécifie les grandeurs suivantes: le nombre d'étages  $n$ , la pression  $P$  de la colonne, l'alimentation  $F$ , sa composition  $z_F$ , les débits de soutirage  $U_j$ ,  $W_j$ . On initialise les profils de la température  $T_j$  et les débits de vapeur  $V_j$ .

Dans le cas de la distillation conventionnelle, mis à part dans le condenseur et le bouilleur ( $Q_1$  et  $Q_n$ ) les chaleurs  $Q_j$  sont nulles. Par contre dans le cas de la distillation adiabatique, une ou plusieurs chaleurs  $Q_j$  ne sont pas nulles, en plus de  $Q_1$  et  $Q_n$ ; elles doivent être spécifiées.

Les quantités de chaleurs introduites dans chaque étage de chaque section sont égales car ils montrent de mieux les différences qui peuvent exister entre la distillation classique et adiabatique

Une fois les compositions  $x_{ij}$  sont calculées, on détermine le nouveau profil de température et les valeurs des constantes d'équilibre  $K_{ij}$ , ainsi que les débits de la vapeur donnés par les relations suivantes:

$$V_{j+1} = \frac{Q_j - F_j (h_{Fj} - h_j) + L_{j-1} (h_j - h_{j-1}) + (V_j + W_j) (H_j - h_j)}{H_{j+1} - h_j} \quad (6)$$

La méthode telle que décrite par Wang et Henke nécessite en particulier de fixer le débit du reflux  $L_1$ , les compositions  $x_1$  et  $x_n$  seront des résultats de calcul. Afin de pouvoir imposer la séparation, c'est-à-dire fixer les valeurs de  $x_1$  et  $x_n$  une adaptation de la méthode était nécessaire.

De cette façon, il devient possible de comparer différentes colonnes qui réalisent la même séparation, c'est-à-dire qui produisent un distillat et un résidu avec les compositions voulues [12].

Pour une colonne avec une seule alimentation et produisant un distillat et un résidu :

$$F = U_1 + U_n \quad (7)$$

$$F z_F = U_1 \cdot x_1 + U_n \cdot x_n \quad (8)$$

On déduit alors  $U_1$  et  $U_n$  comme suit:

$$U_1 = \frac{x_n - z_F}{x_n - x_1} F \quad (9)$$

$$U_n = \frac{x_1 - z_F}{x_1 - x_n} F \quad (10)$$

Reste à déduire la valeur du reflux  $L_1$  qui permet d'avoir cette répartition par la résolution du système:

$$L_1 = V_2 - U_1 \quad (11)$$

$$V_2 = (U_1 + L_1) \cdot x_1 / y_2 \quad (12)$$

On tient à noter ici que le reflux sera dans ce cas un résultats de calcul, ceci est important pour rendre rigoureuse l'étude de la distillation diabatique, au lieu de supposer un reflux nul.

Après convergence les quantités de chaleur au niveau du bouilleur et du condenseur sont calculées à partir des relations suivantes:

$$Q_1 = V_2 H_2 - (U_1 + L_1) h_1 - V_1 H_1 \quad (13)$$

$$Q_n = V_n H_n + U_n h_n - L_{n-1} h_{n-1} \quad (14)$$

L'expression de la production d'entropie  $\sigma$  dans chaque étage est donnée par la relation:

$$\sigma_j = (U_j + L_j) s_j + (V_j + W_j) S_j - L_{j-1} s_{j-1} - V_{j+1} S_{j+1} - F_j s_j - \frac{Q_j}{T_j} \quad (15)$$

### 3. SIMULATION

Le programme informatique permettant d'effectuer la simulation est construit de manière à réaliser les calculs suivant les étapes énumérées ci-dessous.

1. Fixer les valeurs de  $P$ ,  $n$ ,  $F$ ,  $z_F$ ,  $x_{i1}$ ,  $x_{in}$ .
2. En déduire les valeurs de  $U_1$  et  $U_n$ .
3. Donner la valeur initiale du  $L_1$  et initialiser  $V_j$ ,  $T_j$  et  $Q_j$  dans le cas de la distillation diabatique.
4. En déduire les propriétés de l'alimentation, les compositions  $x_{ij}$  et la valeur  $K_{ij}$  initiales.
5. Début du calcul itératif:
  - 5.1 Calcul des éléments de la matrice
  - 5.2 Résolution de la matrice
  - 5.3 Calcul de  $T_j$
  - 5.4 Calcul de  $K_{ij}$

5.5 Calcul de  $V_j$

5.6 Calcul de  $L_j$

5.7 Vérification du test de convergence qui concerne les températures et la composition  $x_1$ .

(Pour la composition, l'erreur relative doit être inférieure à 0,00001). Le test de convergence pour la température est:

$$\varepsilon = \sum_{j=1}^n (T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)}) \leq 0.01.n$$

5.8 Si le test de convergence n'est pas vérifié, reprendre en 5.1.

6. Sortie de la boucle et calcul de la chaleur du bouilleur, la chaleur du condenseur, la production d'entropie dans chaque étage et la production d'entropie totale.
7. Fin du programme.

#### 4. RESULTATS ET DISCUSSION

Les paramètres fixes de notre étude sont:

- Le débit de l'alimentation  $F = 1 \text{ kg.s}^{-1}$ . L'alimentation est introduite à l'étage central à son point de bulle. Le plateau d'alimentation reste adiabatique dans le cas de la distillation diabatique.
- La composition du distillat  $x_1 = 0.999$ .
- La composition du résidu  $x_n = 0.111$ .
- Le nombre d'étages  $n = 9$ .

##### 4.1 Production d'entropie et chaleur fournie à différentes conditions opératoires

On étudie la production d'entropie ainsi que la chaleur fournie au niveau de la section d'épuisement pour les deux cas de distillation en fonction de deux conditions opératoires qui sont la pression et la composition de l'alimentation.

Les figures 3 et 4 montrent la variation de la production d'entropie en fonction de la pression et la composition de l'alimentation dans le cas de la distillation classique et diabatique respectivement.

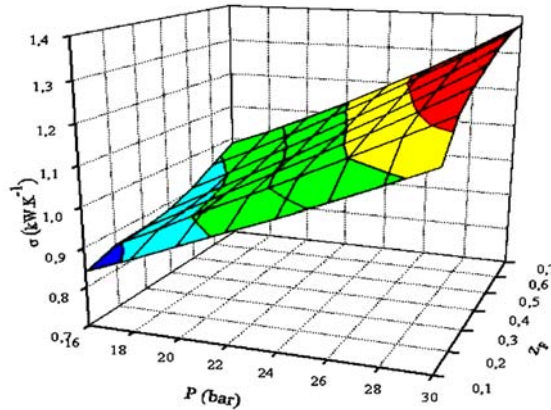


Fig. 3: Production d'entropie en fonction de la pression et de la composition de l'alimentation (distillation classique)

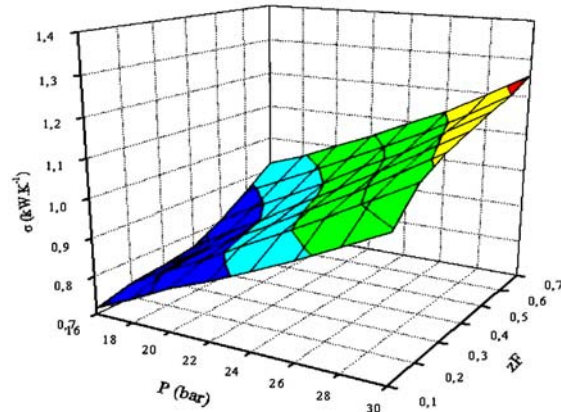


Fig. 4: Production d'entropie en fonction de la pression et de la composition de l'alimentation (distillation diabatique)

Avec la distillation diabatique, on fixe les chaleurs comme suit: dans la section d'enrichissement, chaque étage cède une quantité de chaleur égale à 1/7 de la valeur de la chaleur rejetée au condenseur de la colonne classique ( $Q_j = 1/7(Q_1)_{\text{classique}}$ ).

Pour la section d'épuisement, chaque étage reçoit 1/7 de la quantité absorbée par le bouilleur de la colonne classique ( $Q_j = 1/7(Q_n)_{\text{classique}}$ ).

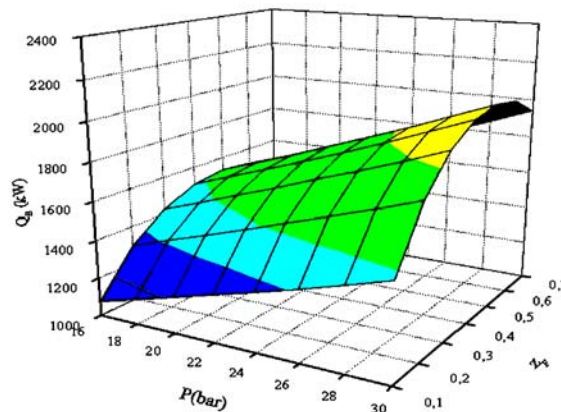


Fig. 5: Chaleur fournie au bouilleur en fonction de la pression et de la composition de l'alimentation (distillation classique)

Les figures 5 et 6 présentent la chaleur fournie à la section d'enrichissement pour les deux types de distillation.

D'après ces 4 courbes, on constate que la production d'entropie de la distillation diabatique est relativement inférieure par rapport à la distillation classique, cependant l'énergie fournie au niveau de la section d'épuisement de la distillation diabatique est supérieure à celle fournie au bouilleur de la colonne conventionnelle, ce qui révèle que la distillation diabatique peut nécessiter quantitativement davantage d'énergie calorifique.

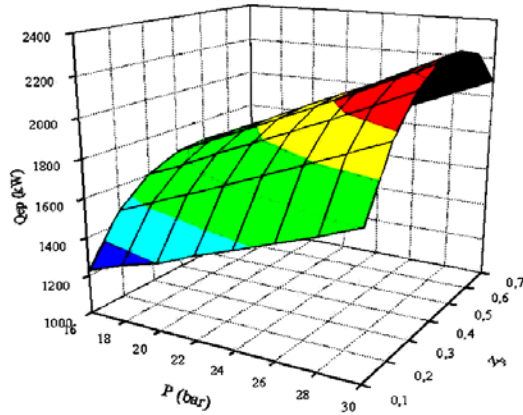


Fig. 6: Chaleur fournie à la section d'épuisement en fonction de la pression et la composition de l'alimentation (distillation diabatique)

#### 4.2 Comparaison sur les paramètres internes de fonctionnement

Cette comparaison portera sur les profils liquides, les profils vapeur et la distribution de la production d'entropie dans la colonne. Pour ce faire, nous nous intéressons à une colonne travaillant sous 20 bars avec  $z_F = 0.20$ . Sous ces conditions, le taux de reflux avec une distillation classique sera élevé, ceci va nous permettre de montrer plus clairement les avantages de la distillation diabatique.

Avec la distillation diabatique, on fixe les chaleurs comme suit: dans la section d'enrichissement, chaque étage cède une quantité de chaleur égale à  $1/3$  de la valeur de la chaleur rejetée au condenseur de la colonne classique ( $Q_j = 1/3(Q_1)_{\text{classique}}$ ). Pour la section d'épuisement, chaque étage reçoit  $1/3$  de la quantité absorbée par le bouilleur de la colonne classique ( $Q_j = 1/3(Q_n)_{\text{classique}}$ ).

Les quantités de chaleur introduites et extraites sont choisies ainsi de manière à ce que la production d'entropie soit fortement diminuée.

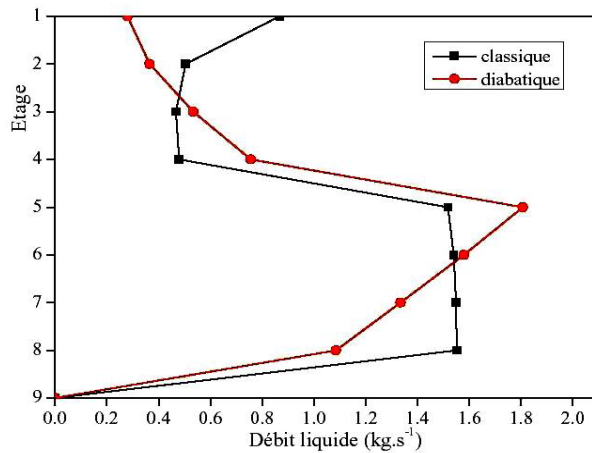


Fig. 7: Débits de liquide,  $P = 20$  bars,  $z_F = 0.20$



D'après la figure 7, on remarque que le débit de liquide de la distillation diabatique augmente progressivement dans la section d'enrichissement jusqu'au plateau d'alimentation puis diminue progressivement dans la section d'épuisement vers le bas de la colonne, cela est très différent du cas classique dans lequel le débit de liquide reste pratiquement constant de part et d'autre du plateau d'alimentation. On note également une diminution du reflux de la distillation diabatique ce qui est avantageux pour le fonctionnement de la colonne.

Avec la distillation classique, le débit de vapeur augmente brusquement au 2<sup>ème</sup> étage, puis il devient relativement constant. Par contre, pour la distillation diabatique, on constate que le débit de vapeur diminue progressivement dans la section d'enrichissement vers le haut de la colonne et il décroît de la même façon dans la section d'épuisement vers le bas de la colonne, ceci est la conséquence des apports et des retraits de chaleur dans les étages.

Ce profil de vapeur fait que la colonne diabatique ne sera pas cylindrique: le diamètre de la colonne sera le plus fort au niveau du plateau d'alimentation et il va en diminuant vers les extrémités [2, 13, 14].

En effet, cette modification de la conception de la colonne permet d'aboutir à un procédé plus économique.

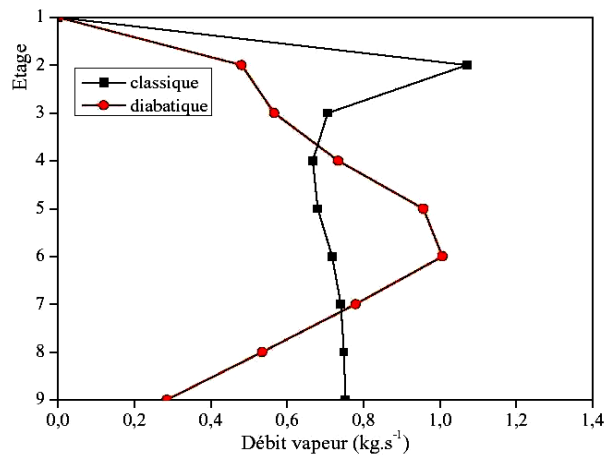


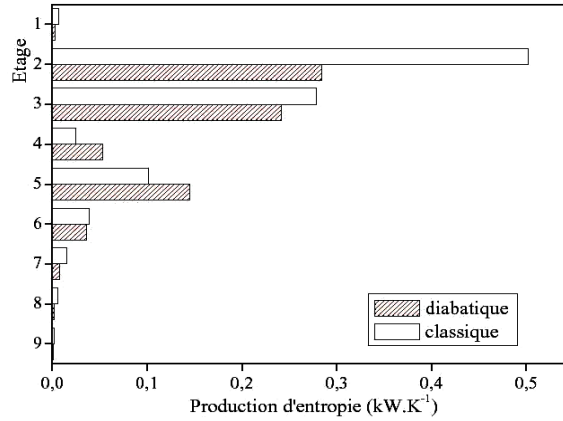
Fig. 8: Débits de vapeur,  $P = 20$  bars,  $z_F = 0.20$

La figure 9, qui présente la production d'entropie dans chaque étage, met en évidence encore une fois la diminution de la production d'entropie totale constatée précédemment.

En outre, elles montrent que le gros de la séparation s'effectue au 2<sup>ème</sup>, 3<sup>ème</sup> et 5<sup>ème</sup> étage. On constate une certaine régularité de la production d'entropie au niveau des étages de la distillation diabatique contrairement à la distillation classique, dont le 2<sup>ème</sup> étage génère le plus fort taux de production d'entropie.

Ces résultats vont dans le sens de la théorie d'équipartition de la production d'entropie énoncé par Tondeur [13], qui indique que la production d'entropie totale soit minimale lorsqu'elle est uniformément distribuée dans le système.

Pour mieux illustrer ces résultats, la production d'entropie totale ainsi que les chaleurs des deux sections sont données dans le **tableau 1**.

Fig. 9: Production d'entropie,  $P = 20$  bars,  $z_F = 0.20$ **Table 1:** Chaleurs échangées et production d'entropie,  $P = 20$  bars et  $z_F = 0.20$ 

			Distillation classique	Distillation diabatique		
Quantités de chaleur ( kW )	Zone d'enrichissement	Q <sub>1</sub>	-1208.2	-542.8	Chaleur totale = -1748.8	
		Q <sub>2</sub>	0.0	-402.0		
		Q <sub>3</sub>	0.0	-402.0		
		Q <sub>4</sub>	0.0	-402.0		
	Zone d'épuisement	Q <sub>6</sub>	0.0	476.0	Chaleur totale = 1969.5	
		Q <sub>7</sub>	0.0	476.0		
		Q <sub>8</sub>	0.0	476.0		
		Q <sub>9</sub>	1429.1	541.5		
		Production d'entropie (kW.K <sup>-1</sup> )		0.9757		0.7738

D'après ces tableaux, il en ressort que la somme des chaleurs absorbées (positives) dans le cas de la distillation diabatique est plus élevée que dans le cas classique. Cependant cette augmentation de la chaleur de la distillation diabatique est récompensée par sa répartition dans la colonne qui fait diminuer les irréversibilités thermodynamiques et réduire la taille du bouilleur et du condenseur, ce qui conduit à un abaissement des investissements [15].

Qualitativement parlant, une bonne partie de cette chaleur est fournie à des températures inférieures à celle du bouilleur, ce qui semble intéressant d'un point de vue utilisation rationnelle de l'énergie.

## 5. CONCLUSION

Les résultats obtenus nous ont permis de mettre en évidence les différences qui peuvent exister entre les deux cas de distillation.

L'analyse des irréversibilités thermodynamiques dans chaque colonne nous a confirmé que la production d'entropie s'abaisse dans le cas de distillation diabatique, par contre l'énergie demandée est quantitativement supérieure à celle que nécessite la distillation classique, mais une bonne partie de cette énergie est fournie à des températures inférieures à celle du bouilleur.

D'un point de vue économique, la distillation diabatique peut contribuer à une diminution des dépenses liées à la réduction de la taille du bouilleur et du condenseur, l'abaissement du taux de reflux et la réduction du diamètre de la colonne. Il faut néanmoins noter qu'on distillation diabatique un coût supplémentaire doit être supporté relatif aux échangeurs de chaleurs qui doivent être installés.

La production d'entropie totale peut encore être réduite en optimisant chacune des chaleurs reçues ou cédées. Nous avons exploré cette possibilité sans arriver à des résultats définitifs à cause de certaines difficultés numériques.

Comme tout autre procédé, les avantages de la distillation diabatique doivent être examinés compte tenu des aspects économiques. En effet, l'expérience montre que ce dernier facteur est déterminant pour sa mise en œuvre pratique.

### NOMENCLATURE

a, b, c	Constantes	s	Entropie massique liquide, (kJ.kg <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> )
D	Débit du distillat, (kg.s <sup>-1</sup> )	S	Entropie massique vapeur, (kJ.kg <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> )
F	Débit de l'alimentation, (kg.s <sup>-1</sup> )	T	Température, (K)
h	Enthalpie massique liquide, (kJ.kg <sup>-1</sup> )	U	Débit de soutirage liquide, (kg.s <sup>-1</sup> )
H	Enthalpie massique vapeur, (kJ.kg <sup>-1</sup> )	V	Débit massique vapeur, (kg.s <sup>-1</sup> )
K	Constante d'équilibre liquide vapeur, (y/x)	W	Débit de soutirage vapeur, (kg.s <sup>-1</sup> )
L	Débit massique liquide, (kg.s <sup>-1</sup> )	x	Composition massique liquide
P	Pression, (bar)	y	Composition massique vapeur
Q	Chaleur, (kW)	z <sub>F</sub>	Composition alimentation
R	Débit de résidu, (kg.s <sup>-1</sup> )		
	<b>Lettres grecques</b>		<b>Indices</b>
σ	Production entropie, (kW.K <sup>-1</sup> )	i	
ε	Erreur	j	

### REFERENCES

- [1] P. Wuithier, '*Raffinage et Génie Chimique*', 2<sup>ème</sup> Ed. Technip, Paris, 1972.
- [2] R. Rivero, '*L'Analyse d'Exergie: Application à la Distillation Diabatique et aux Pompes à Chaleur à Absorption*', Thèse de Doctorat, Institut National Polytechnique de Lorraine, 1993.

- [3] A. Rojey, 'Optimisation Energétique des Procédés de Séparation en Raffinage et Traitement de Gaz Naturel', Revue de l'Institut Français du Pétrole, Vol. 49, N°6, pp. 627 – 637, 1994.
- [4] T. Ognisty, 'Analyze Distillation Columns with Thermodynamics', Chemical Engineering Progress, pp. 40 – 46, 1995.
- [5] S. Ray and S.P. Sengupta, 'Irreversibility Analysis of a Sieve Tray in a Distillation Column', International of Journal Heat Mass Transfer, Vol. 39, N°7, pp. 1535 – 1542, 1996.
- [6] V.R. Dholet and B. Linnhoff, 'Distillation Column Targets', Comp. Chemical Engineering, Vol. 17, N°6, pp. 549 – 560, 1993.
- [7] Z. Olujic, F. Fakhri, A. De Rijke, J. De Graauw and P.J. Jansens, 'Internal Heat Integration the Key to an Energy-Conserving Distillation Column', Chemical Technology Biotechnology, Vol. 78, pp. 241 – 248, 2003.
- [8] P. Le Goff, T. Cachot and R. Rivero, 'Exergy Analysis of Distillation Processes', Chemical Engineering Technology, Vol. 19, pp. 478 – 485, 1996.
- [9] G. Koeijer and R. Rivero, 'Entropy Production and Exergy Loss in Experimental Distillation Columns', Chemical Engineering Science, Vol. 58, pp. 1587 – 1597, 2003.
- [10] B. Ziegler and C. Trepp, 'Equation of State for Ammonia - Water Mixtures', International Journal of Refrigeration, Vol. 7, N°2, pp. 101 – 106, 1984.
- [11] J.C. Wang and G.E. Henke, 'Tridiagonal Matrix for Distillation', Hyd. Procs., Vol. 45, N°8, pp. 155 – 163, 1966.
- [12] A. Laouir, 'Modification de la Méthode de la Matrice Tridiagonale pour Imposer la Séparation', Communication Interne D02, Université de Jijel, 2006.
- [13] G.M. De Koeijer et al., 'Comparison of Entropy Production Rate Minimization Methods for Binary Diabatic Tray Distillation', Ind. Eng. Chem. Res., Vol.41, pp. 5826 - 5834, 2002.
- [14] R. Rivero, M. Garcia and J. Urquiza, 'Simulation, Exergy Analysis and Application of Diabatic Distillation to a Tertiary Amyl Methyl Ether Production Unit of a Crude Oil Refinery', Energy, Vol. 29, pp. 467 – 489, 2004.
- [15] R. Rivero, 'Exergy Simulation an Optimization of Adiabatic and Diabatic Binary Distillation', Energy, Vol. 26, pp. 561 – 593, 2001.