

10/98

République Algérienne Démocratique et populaire

Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Ecole Nationale polytechnique

Département de génie chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التخصصات
المكتبة —
BIBLIOTHEQUE —
Ecole Nationale Polytechnique

Projet de fin d'étude pour l'obtention du
Diplôme d'ingénieur d'état en Génie Chimique

Titre du Sujet :

Etude théorique par simulation de
la séparation d'un mélange
ternaire

Etudié par :

M^r ABDI
MOHAMED RAFIK

Proposé et dirigé par :

M^r A. SELATNIA

Promotion 1998

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Remerciements

Je remerciais en premier l'équipe technique de L'E.N.S.I.G.C de Toulouse en France ; qui par son œuvre à permis la réalisation de ce travail.

Mes plus grands et sincères remerciements vont à mon promoteur M^f A.Selatnia pour m'avoir guidé dans mon travail, pour m'avoir soutenu moralement dans les moments difficiles et surtout pour m'avoir honoré de sa présence durant toute l'année.

Mes plus grands remerciement iront aussi a tous les enseignants du département de génie chimique de l'ENP en particulier à M^f le professeur CE.Chitour, qui ont contribué considérablement à notre formation .

Je tiens aussi à remercier les membres du jury en l'occurrence M^{mcs} R.Derriche et S.Haddoum et M^f EH.Benyoussef ainsi que M^f le professeur CE.Chitour président du jury ; pour nous avoir gratifié de leur présence et consacré de leur temps pour examiner ce modeste travail.

Je remercie particulièrement Krimou, Salah et Sabri ainsi que tous leurs collègues de la bibliothèque de l'école, sans oublier Kamel de la bibliothèque du département qui m'ont beaucoup aidé.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

- A la mémoire de mon regretté père Ali que dieu ait son âme en paix, qui devrait être fier de son fils.
- A ma mère à qui je dois énormément.
- A la mémoire de mes grands parents paternels.
- A la mémoire de mon grand père maternel.
- A ma grand-mère maternelle.
- A mon frère Karim et ma sœur Narjess ainsi qu'a leurs petites familles respectives.
- A ma sœur Senda a qui je souhaite tout le bonheur du monde.
- A tous mes amis, Amir, Redouane, Yacine, Karim, So, Ali, Bimbo, Selim, Hakim, Moumou, Mounir, Mehdi, Mourad, Farouk, Didine, KamyI, Salim, Nacim et surtout Samir l'artiste.
- A toutes mes amies, Assia, Leila, Feriel, Myriam, Amel, Minou et Hanadi.
- A la mémoire de Missoum.
- A tous mes amis de l'ENP et de l'extérieur.
- Aux promotions d'ingénieurs de génie chimique de l'ENP de 1995 à 1998.

Rafik « Le Magnifique »

ملخص

هذه الدراسة تهدف إلى تصميم مرآب يستطيع بثزنة مزيج من 3 مئيل بنتان، ن-هكسان ون-اكتان بالنسب المولية التالية

0.24 ، 0.45 ، 0.31

لكي نتحصل على متوجات بنسبة استرجاع مقدره ب 98% لكل منهم.

لقد تم الحصول على معطيات هذا العمل بفضل برنامج تصوير مدعو بروسيم.

المنهجية المتبعة تستعمل اعمدة تقطير عاملة تحت ضغط جوي و بزيادة عن ذلك بسائل على درجة غليان.

تدفق المزيج المغذي مقدر ب 100 كيلومول/ساعة.

Résumé

Le but de cette étude est de concevoir une installation capable de séparer un mélange de 3-methylpentane, n-hexane et n-octane de fraction molaires respectives 0.31, 0.45 et 0.24.

Afin d'obtenir des produits avec un taux de récupération de 98% pour chacun d'entre eux.

Les données de travail sont obtenus à l'aide d'un logiciel de simulation appelé PROSIM.

Le procédé met en œuvre des colonnes à distiller travaillant sous une pression d'une atmosphère, de plus nous considérerons qu'elles sont alimentées en liquide bouillant.

Le débit d'alimentation contenant le mélange est de 100 kmol/h.

Summary

The purpose of this study is to design an installation that would be able to separate a mixture of 3-methylpentane, n-hexane and n-octane of the following respective molar fractions 0.31, 0.45 and 0.24, in order to obtain some product with recuperation rate of 98 % each.

The work data is obtained with the help of a simulation software called PROSIM.

The process implements distillation columns working under atmospheric pressure, and supplied by a boiling liquid.

The mixture's flow supply is of 100 kmol/h.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Sommaire

I. INTRODUCTION.....	1
II. PRINCIPE DE LA DISTILLATION DES MÉLANGES COMPLEXES.....	1
III. DISTILLATION « SHORT CUT » :.....	3
III.1. PRINCIPE.....	3
III.2. CALCUL ANALYTIQUE DES PARAMÈTRES DE LA DISTILLATION « SHORT CUT ».....	4
III.2.1. <i>Choix du modèle thermodynamique</i>	4
III.2.2. <i>Répartition des constituants au niveau des colonnes de distillation</i>	4
III.2.3. <i>Répartition des constituants</i>	5
III.2.4. <i>Calcul des constantes d'équilibre des constituants</i>	5
III.2.5. <i>Calcul des volatilités relatives des constituants</i>	6
III.2.6. <i>Calculs des débits molaires des trois constituants dans le distillat et le résidu</i>	7
III.2.7. <i>Calcul du nombre minimal de plateaux théoriques</i>	10
III.2.8. <i>Calcul du taux de reflux minimal R_m</i>	11
III.2.9. <i>Calcul du taux de reflux réel</i>	12
III.2.10. <i>Calcul du nombre réel de plateaux</i>	13
III.2.11. <i>Emplacement du plateau d'alimentation</i>	13
III.2.12. <i>Calcul des propriétés du distillat et du résidu</i>	15
III.2.13. <i>Calcul de la chaleur libérée au condenseur</i>	15
III.2.14. <i>Détermination de la chaleur à fournir au bouilleur</i>	17
IV. CALCUL DES PARAMÈTRES DE LA DISTILLATION « SHORT CUT » PAR LE MODULE « DISS » DU SIMULATEUR « PROSIM ».....	18
IV.1. COMPARAISON DES RÉSULTATS ANALYTIQUES ET SIMULÉS POUR LA 1 ^{ÈRE} COLONNE :.....	22
IV.2. SIMULATION DES COLONNES À DISTILLER PAR LE MODULE « COLD » DU SIMULATEUR « PROSIM ».	23
V. CALCULS TECHNOLOGIQUES.....	41
V.1. ESTIMATION DU DIAMÈTRE :.....	41
V.2. CHOIX DES CALOTTES.....	42
V.3. CALCUL DE LA SURFACE MINIMALE DES FENTES.....	43
V.4. SURFACE ALLOUÉE AUX CALOTTES.....	44
V.5. RÉESTIMATION DU DIAMÈTRE.....	44
V.6. DESSIN DU PLATEAU :.....	45
V.7. OUVERTURE DES FENTES.....	46
V.8. HAUTEUR LIQUIDE SUR LE DÉVERSOIR LATÉRAL.....	47
V.9. PERTES DE CHARGE DANS LES CALOTTES.....	48
V.10. GRADIENT LIQUIDE.....	49
V.10.1. <i>Rangées en aval</i>	50
V.10.2. <i>Rangées e en amont</i>	51
V.11. PERTE DE CHARGE TOTALE DU PLATEAU.....	52
V.12. HAUTEUR DU LIQUIDE DANS LA DESCENTE LATÉRALE.....	52
V.13. TEMPS DE RÉSIDENCE DANS LA DESCENTE LATÉRALE.....	53
V.14. CONTRÔLE DU FACTEUR D'ENGORGEMENT.....	53

CONCLUSION

ANNEXE

BIBLIOGRAPHIE

I. Introduction

Cette étude a été menée dans le but de concevoir une installation capable de séparer un mélange à 3 constituants (ternaire) composé de 3-méthylpentane, n-hexane, et n-octane, dont la composition molaires a été fixée.

Pour arriver à séparer les constituants de ce mélange, nous avons choisi deux distillations successives. La première a permis de séparer un constituant des deux autres, cela s'est fait dans une première colonne avec un taux de récupération fixé. Puis, nous avons dans un second temps effectué une deuxième distillation du mélange binaire restant, afin de séparer les deux constituants dans une seconde colonne.

En implémentant le module DISTILLATION SHORT-CUT (DISS) du logiciel « PROSIM », nous avons procédé à une validation. Nous avons comparé à cet effet les résultats ainsi obtenus avec ceux déterminés manuellement selon la procédure de la méthode SHORT-CUT appliquée à la même colonne.

Dans une seconde étape, les résultats obtenus à partir de la simulation de deux colonnes de distillation par le module « DISS » sont utilisés par le module Colonne diphasique (COLD) pour simuler plateau par plateau, le fonctionnement d'une colonne de séparation complexe.

II. Principe de la distillation des mélanges complexes

Un mélange complexe contient un nombre élevé de constituants de familles différentes. De tels mélanges sont fréquents dans l'industrie. La distillation de ces mélanges dans une seule colonne de distillation permet leur séparation en un distillat complexe, riche en constituants légers et en un résidu complexe, contenant les constituants lourds. Les éléments plus légers sont éliminés en tête de colonne.

La séparation désirée dépend du choix de deux constituants clés (lourd et léger). Le choix des clés légères et lourdes se fait généralement à partir des volatilités des constituants. Souvent, ils sont choisis de manière à ce que la clé lourde soit l'un des constituants les plus volatils dans le résidu, et la clé légère l'un des constituants les moins volatils dans le distillat. Dans ce cas, les constituants-clés sont définis comme les constituants entre lesquels s'effectue une séparation spécifiée. La clé légère est voisine de la clé lourde. Lors du calcul de la

Lors du calcul de la rectification des mélanges complexes, on fixe habituellement la concentration désirée des constituants clés dans le distillat et dans le résidu.

La distribution des constituants au niveau de la colonne de distillation se fait de la manière suivante :

- Les constituants dont la volatilité est supérieure à celle de la clé légère se trouvent dans le distillat.
- Les constituants dont la volatilité est inférieure à celle de la clé lourde se trouvent dans le résidu.

Lors de la rectification des mélanges complexes, le problème consiste généralement à déterminer la qualité, la composition des produits obtenus, le taux de reflux et le nombre de plateaux nécessaires dans la colonne.[1],[2],[5] et [6].

Pour réaliser une séparation donnée, les deux procédures suivantes successives sont utilisées :

1. Méthode de distillation « SHORT CUT ».[4]
2. Méthode de distillation multiconstituant utilisant le module « COLD » du simulateur de procédés « PROSIM ».[3]

III. Distillation « SHORT CUT » :

III.1. Principe

La distillation « SHORT CUT » , permet de calculer à partir d'une distillation simple composée d'une alimentation et de deux produits, le distillat et le résidu, tout en connaissant le taux de récupération de deux constituants clés au distillat et au résidu:

- Le taux de reflux .
- Le nombre de plateaux théoriques.
- La position du plateau d'alimentation.
- La composition du distillat et du résidu.
- La chaleur a fournir au rebouilleur.
- La chaleur à enlever au condenseur.

Dans le but de calculer l'ensemble des paramètres cités ci dessus ,nous avons choisi en premier de les calculer analytiquement et en un deuxième temps de les calculer a partir du module « DISS » du simulateur « PROSIM » qui simule la distillation « SHORT CUT ».[3],[4]

III.2. Calcul analytique des paramètres de la distillation « SHORT CUT »

III.2.1. Choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique retenu est celui d'ANTOINE qui suppose que les phases vapeurs et liquides sont des solutions idéales. [4]

III.2.2. Répartition des constituants au niveau des colonnes de distillation

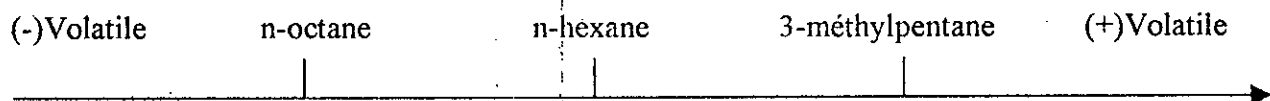
Pour séparer les trois constituants, nous avons besoin de deux colonnes de distillation au niveau desquelles la séparation des constituants est basée sur leur température d'ébullition.

Le tableau (1) ci-dessous montre les températures d'ébullition de ces trois constituants.

Constituants	Température d'ébullition (K)
3-méthylpentane (1)	336.42
n-hexane (2)	341.88
n-octane (3)	398.81

Tableau 1 :Températures d'ébullition des trois constituants à pression atmosphérique

D'après le tableau (1) nous constatons que l'échelle de volatilité est comme suit :



III.2.3. Répartition des constituants :

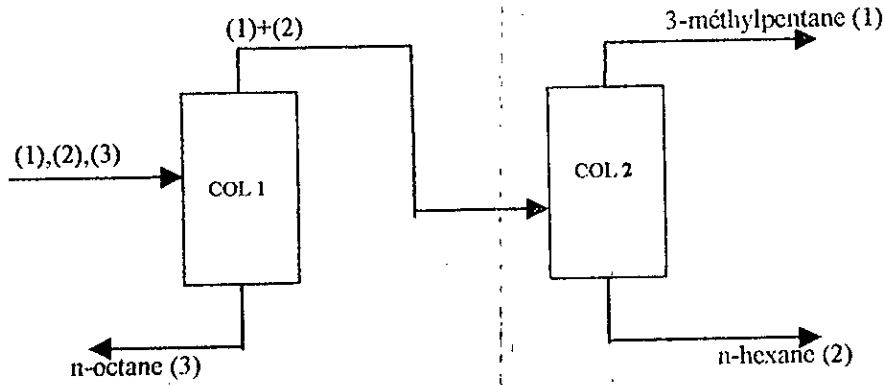


Figure 1 : Répartition des constituants dans les colonnes de distillation

- La clé légère étant : n-hexane.
- La clé lourde étant : n-octane.

Ce choix est justifié du fait que la clé lourde doit être adjacente à la clé légère.

III.2.4. Calcul des constantes d'équilibre des constituants

Connaissant les compositions et l'état thermique du mélange (F) à l'entrée de la colonne et en utilisant la base de données thermodynamiques « PROPHY » on en déduit :

Constituants	Constante d'équilibre (k_i)
3-méthylpentane (1)	1.38
n-hexane (2)	1.17
n-octane (3)	0.18

Tableau 2 : Constantes d'équilibre des constituants

III.2.5. Calcul des volatilités relatives des constituants

La volatilité relative est définie par rapport à la clé lourde. En général, pour un constituant donné dans un mélange, les compositions dans les phases liquides et vapeurs sont liées par la relation suivante :

$$y_i = k_i \cdot x_i \quad (1)$$

où :

y_i : Composition du constituant (i) dans la phase vapeur.

x_i : Composition du constituant (i) dans la phase liquide.

k_i : Constante d'équilibre.

Soit le constituant (j) représentant la clé lourde. La volatilité (α_{ij}) d'un constituant donné est définie par :

$$\alpha_{ij} = \frac{\left(\frac{y_i}{x_i}\right)}{\left(\frac{y_j}{x_j}\right)} = \frac{k_i}{k_j} \quad (2)$$

L'ensemble des volatilités sont données dans le tableau suivant :

Constituants	Volatilités relatives
3-méthylpentane (1)	7.56
n-hexane (2)	6.42
n-octane (3)	1.00

Tableau 3 : Volatilités relatives des constituants

A partir de ce tableau, nous pouvons schématiser une échelle de volatilités relatives comme suit :

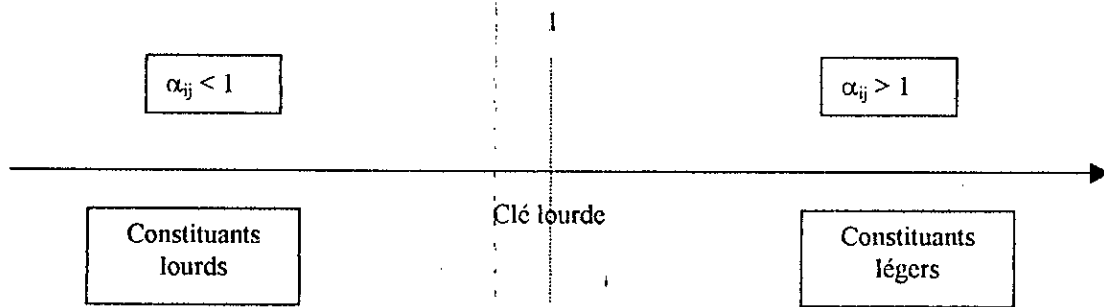


Figure 2 : Echelle de volatilités relatives des constituants

III.2.6. Calculs des débits molaires des trois constituants dans le distillat et le résidu

Considérons les notations suivantes :

b_i : Le nombre de moles d'un constituant (i) dans le résidu.

d_i : Le nombre de moles d'un constituant (i) dans le distillat.

Le schéma de la première colonne de distillation est comme suit :

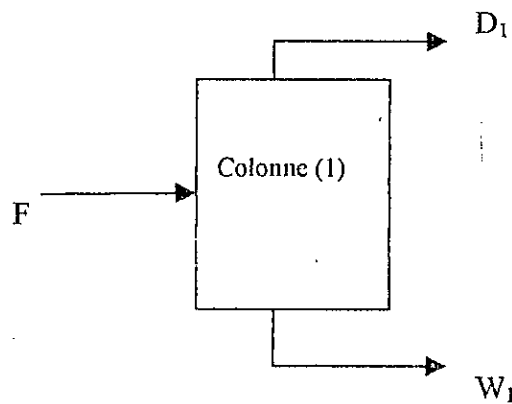


Figure 3 : Répartition des constituants dans la 1^{ère} colonne de distillation

Connaissant la composition de l'alimentation mélange $F = 100$ kmoles/h contenant :

- 24 kmoles/h de n-octane
- 45 kmoles/h de n-hexane
- 31 kmoles/h de 3-méthylpentane.

Le taux de récupération du n-octane (clé lourde) est fixé à 98%, celui du n-hexane (clé légère) est fixé au préalable à 99% .

Les distributions théoriques de ces constituants dans le distillat (D_1) et le résidu (W_1) sont comme suit :

Pour le n-octane (clé lourde) :

$$b_3 = 0.98 \cdot 0.24 \cdot 100 = 23.52 \text{ kmoles/h}$$

$$d_3 = (1 - 0.98) \cdot 0.24 \cdot 100 = 0.48 \text{ kmoles/h}$$

Pour le n-hexane (clé légère) :

$$b_2 = 0.99 \cdot 0.45 \cdot 100 = 44.55 \text{ kmoles/h}$$

$$d_2 = (1 - 0.99) \cdot 0.45 \cdot 100 = 0.45 \text{ kmoles/h}$$

La courbe donnant les $\left(\log_{10} \frac{b_i}{d_i} \right)$ en fonction de $(\log \alpha_{ij})$ étant linéaire. Nous déduirons les valeurs de (d_1) et (b_1) correspondant au 3-méthylpentane, en procédant de la manière suivante :

Connaissant la volatilité relative du 3-méthylpentane nous déduisons à partir de la courbe donnant $\log_{10} \frac{b_i}{d_i} = f(\log_{10} \alpha_{ij})$ qui est une droite, le rapport suivant [2]:

$$\frac{b_1}{d_1} = 0.0046$$

Et connaissant :

$$b_1 + d_1 = 31 \text{ kmol/h} = \text{quantité initiale de 3-méthylpentane dans (F)}$$

Nous trouvons alors les valeurs suivantes :

$$b_1 = 0.14 \text{ kmol/h}$$
$$d_1 = 30.86 \text{ kmol/h}$$

L'ensemble des résultats obtenus est rassemblé dans le tableau suivant :

Constituant	F (kmol/h)	$D_1 = \sum d_j$ (kmol/h)	x_{Dj}	$W_1 = \sum b_j$ (kmol/h)	x_{Wj}
3-méthylpentane (1)	31	30,858	0,407	0.142	0.006
n-hexane (Clé légère) (2)	45	44,550	0,587	0.450	0.019
n-octane (Clé lourde) (3)	24	0,480	0,006	23.52	0.975
Total	100	75,888	1.00	24.112	1.00

Tableau 4 : Résultats analytiques de la distillation

Avec x_{Dj} et x_{Wj} les fraction molaires des constituants j dans respectivement le distillat et le résidu.

NB : On pourra vérifier que $F = D_1 + W_1 = 75,888 + 24,112 = 100 \text{ kmol/h}$.

III.2.7. Calcul du nombre minimal de plateaux théoriques

D'après la formule empirique de « FENSKE » nous avons la relation suivante :[4]

$$1 + N_m = \frac{\left[\left(\frac{x_2}{x_3} \right)_D \left(\frac{x_3}{x_2} \right)_W \right]}{-\text{Log}_{10} \alpha_{32}} \quad (3)$$

Où :

N_m : Nombre minimal de plateaux théoriques

x_2 : Clé légère.

x_3 : Clé lourde.

$$\alpha_{32} = \frac{k_{\text{Clé lourde}}}{k_{\text{Clé légère}}} \quad (4)$$

L'application de la formule donne :

$$1 + N_m = 4,58$$

D'où le nombre de plateaux minimal N_m est de 4,58 plateaux condenseurs compris et le nombre minimal de plateaux sans condenseur est de $N_m = 3,58$.

III.2.8. Calcul du taux de reflux minimal R_m

Soit à considérer la condition empirique à satisfaire [4]:

$$\omega = \sum \left(\frac{g_{F_j}}{\frac{\alpha_{ji} - \theta}{\alpha_{ji}}} \right) = 0 \quad (5)$$

Où :

g_{F_j} : Composition des constituants dans l'alimentation

α_{ji} : Volatilité relative des constituants

θ : Constante

ω : Constante qui dépend de l'état thermique de l'alimentation.

L'alimentation est un liquide en état d'ébullition donc $\omega = 0$.

On construit un tableau itératif qui consiste à déterminer la valeur qui satisfait la relation citée ci-dessus :

Constituant	g_{F_j}	α_{ji}	θ	$\alpha_{ji} - \theta$	$\frac{\alpha_{ji} - \theta}{\alpha_{ji}}$	$\frac{g_{F_{ji}}}{\frac{\alpha_{ji} - \theta}{\alpha_{ji}}}$
3-méthylpentane	0,31	7,55528	1,257652	+0,933424	+0,0668	+0,311959
n-hexane	0,45	6,41917	1,257652	+0,804105	-0,09830	+0,559629
n-octane	0,24	1,00000	1,257652	-0,257526	-6,04987	-0,314889
Total	1,00					$9,98 \cdot 10^{-5} \approx 0$

Tableau 5 : Itérations de calcul du taux de reflux

Après plusieurs itérations on trouve la valeur de :

$$\theta = 1,257652$$

En utilisant une autre relation empirique qui est [4] comme suit, nous pouvons déduire le taux de reflux minimal.

$$R_m + 1 = \sum_j \left(\frac{x_{D_i}}{\frac{\alpha_{ji} - \theta}{\alpha_{ji}}} \right) \quad (6)$$

Avec :

R_m : Taux de reflux minimal.

x_{D_i} : fraction molaire du constituant (i) dans le distillat.

Ce qui donne :

$$R_m + 1 = 1,195$$

D'où le taux de reflux minimal est de :

$$R_m = 0,195$$

II.2.9. Calcul du taux de reflux réel

Le taux de reflux réel est donné par la relation suivante [4]:

$$R = 1,3 R_m \quad (7)$$

Ce qui donne $R = 1,3 \cdot 0,195 = 0,254$

Ainsi il en résulte un taux de reflux réel de :

$$R = 0,254$$

III.2.10. Calcul du nombre réel de plateaux

A partir de la relation suivante [4]:

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,75 - 0,75 \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0,567} \quad (8)$$

Il en résulte :

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,618$$

N : nombre de plateaux

N_m : nombre de plateaux minimal

R : taux de reflux

R_m : taux de reflux minimal

qui donne

$$N = 13,59$$

Soit $N = 13$ plateaux y compris condenseur et bouilleur.

III.2.11. Emplacement du plateau d'alimentation.

Une relation donnée par KIRBRIDE [4] permet d'estimer l'emplacement du plateau d'alimentation tel que :

$$\log \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\left(\frac{W_1}{D_1} \right) \left(\frac{x_2}{x_3} \right) \left(\frac{x_2}{x_1} \right)^2 \right] \quad (9)$$

Avec :

m = Le nombre de plateaux théoriques au dessus de l'alimentation.

p = Le nombre de plateaux théoriques en dessous de l'alimentation

Et,

$m + p = N$: nombre de plateaux

x_2 = Clé légère

x_3 = Clé lourde

Ayant $\frac{W}{D} = \frac{24,112}{75,888} = 0,3178$.

Alors :

$$\frac{m}{p} = 1,11$$

Qui forme le système suivant :

$$\begin{cases} m + p = 13,59 \\ \frac{m}{p} = 1,11 \end{cases}$$

Ce qui donne $m=7,14$ et $p=6,47$. Le plateau d'alimentation se situe donc au niveau du 8^{ème} plateau. La numérotation se fait à partir du condenseur.

III.2.12. Calcul des propriétés du distillat et du résidu

Connaissant les compositions du distillat D_1 et du résidu W_1 et à l'aide de la base de donnée PROPHY, nous trouvons :

- Les températures

$$T_{D_1} = 339,711 \text{ K : température}$$

$$T_{W_1} = 395,663 \text{ K}$$

$$T_F = 347,069 \text{ K}$$

- Les enthalpies

$h_D = -5673 \text{ cal/moles}$: enthalpie molaire du distillat liquide sortant du condenseur.

$H_D = 1507 \text{ cal/moles}$: enthalpie molaire de la vapeur en tête de colonne.

$h_W = -3745 \text{ cal/moles}$: enthalpie molaire du liquide sortant du bouilleur.

$h_F = -5708 \text{ cal/moles}$: enthalpie molaire du liquide alimentant la 1^{ère} colonne.

III.2.13. Calcul de la chaleur libérée au condenseur.

Ayant la température $T_{D1} = 339.711\text{K}$, l'enthalpie de la phase liquide est donnée par PROPHY comme étant égale à :

$$h_{Dl} = -5673 \text{ kcal/moles}$$

L'enthalpie de la phase vapeur est donnée par PROPHY comme étant égale à :

$$H_D = +1507 \text{ kcal/moles}$$

Donc : $\Delta H = H_D - h_D = 7180 \text{ kcal/moles}$: chaleur libérée au condenseur.

Où :

ΔH : Enthalpie de la phase liquide – enthalpie de la phase vapeur.

En schématisant l'opération nous obtenons :

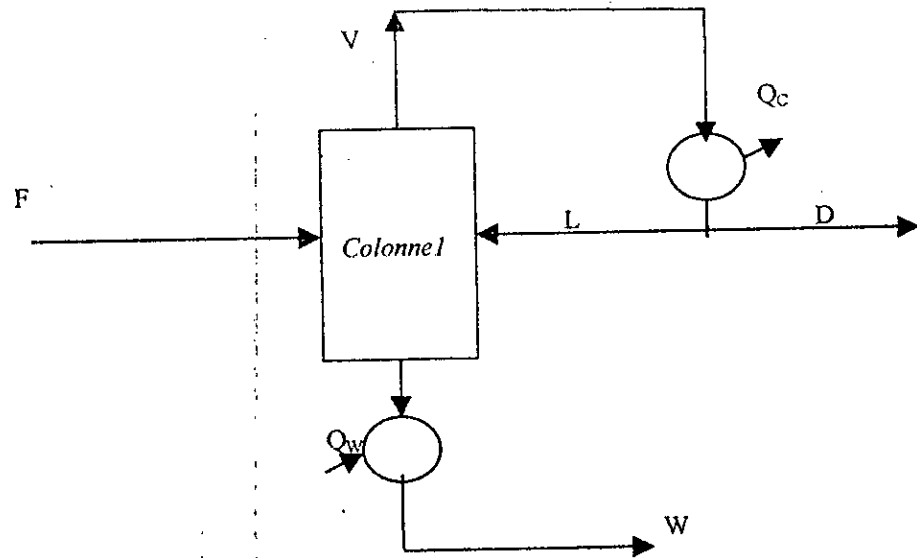


Figure 4 : Schématisation de la 1^{ère} colonne avec bouilleur et condenseur

Le débit de vapeur en tête de colonne s'écrit de la manière suivante :

$$V = L + D$$

Puisque $R = \frac{L}{D}$

Donc : $V = RD + D = D(R + 1)$

Ainsi : $V \cdot \Delta H = Q_c$

Et vu que $R = 0,254$, alors $L = R \cdot D = 0,254 \cdot 75,888 = 19,28$ kmoles/h.

Donc, $V = L + D = 19,28 + 75,888 = 95,164$ kmoles/h.

Qui donne en conséquence $Q_c = 683307$ kcal/h.

D'où, la quantité de chaleur enlevée au condenseur est :

$$Q_c = 683307 \text{ kcal/h}$$

III.2.14. Détermination de la chaleur à fournir au bouilleur

Pour Q_w , la quantité de chaleur fournie au bouilleur, on procède à un bilan enthalpique sur la 1^{ère} colonne :

$$Fh_F + Q_w = Q_c + Dh_D + Wh_W \dots\dots\dots(10)$$

De (10) nous aboutissons à :

$$Q_w = Q_c + Dh_D + Wh_W - Fh_F \dots\dots\dots(11)$$

Qui donne ;

$$Q_w = 733221 \text{ kcal/h}$$

Avec :

F : Débit d'alimentation

h_F : Enthalpie de l'alimentation

Q_w : Chaleur fournie au bouilleur

Q_c : Chaleur libérée au condenseur

D : Débit du distillat

h_D : Enthalpie du distillat

W : Débit du résidu

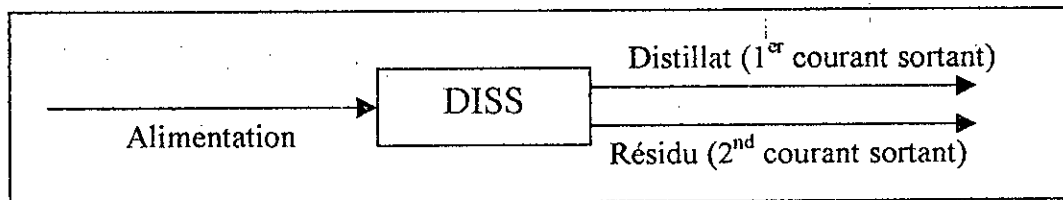
h_W : Enthalpie du résidu

IV. Calcul des paramètres de la distillation « SHORT CUT » par le module « DISS » du simulateur « PROSIM »

Le module **DISTILLATION SHORT CUT** simule une colonne de distillation simple avec une alimentation et deux produits, le distillat et le résidu.

En spécifiant le taux de récupération des deux constituants clés au distillat et au résidu, le module fournit :

- La position du plateau d'alimentation
- Le taux de reflux
- Le nombre de plateaux théoriques
- La composition du distillat et du résidu
- La chaleur à fournir au bouilleur
- La chaleur à enlever au condenseur.



Le langage d'entrée du simulateur « PROSIM » en utilisant le module « DISS » est le suivant :

#TITRE

SIMULATION D'UNE COLONNE EN UTILISANT LE MODULE DISS

#CONSTITUANTS

3-METHYLPENTANE

N-HEXANE

N-OCTANE

273

271

354

#UNITES

*DONNEES

PROSIM.

*IMPRESSIONS

PROSIM

#THERMODYNAMIQUES

*ANTOINE

#MODULES

*DISS D1

EN=ALIM

SO=D1

W1

PAR:

CLEG=2

CLOU=3

RLEG=0.98

RLOU=0.98

COND=TOTA

*DISS D2

EN=D1

SO=D2

W2

PAR:

CLEG=1

CLOU=2

RLEG=0.98

RLEG=0.98

COND=TOTA

#IMPR

*DON AUCUN

*MODULES AUCUN

*EXE CS

#COURANTS

ALIM T=TB P=1

DPM=31 45 24

#LISTE

*VOIR

*AUTO

#FIN

NOM DU COURANT	ALIM	D1	W1	D2	W2
PROFIL THERMO.	*ANTOINE	*ANTOINE	*ANTOINE	*ANTOINE	*ANTOINE
DE	>>>>	D1	D1	D2	D2
VERS	D1	D2	>>>>	>>>>	>>>>
PHASE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE
<u>CONSTITUANTS</u>					
3-METHYL-PENTANE	31.0000	30.6768	0.323195	30.0633	0.613536
N-HEXANE	45.0000	44.1000	0.900000	2.20500	41.8950
N-OCTANE	24.0000	0.480000	23.5200	0.0E+00	0.480000
DEBIT TOTAL (KMOL/HR)	100.000	75.2568	24.743	32.2683	42.9885
TEMPERATURE (K)	347.069	339.734	392.740	336.781	342.108
PRESSION (ATM)	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
ENTHALPIE (KCAL/HR)	-570758.	-426973.	-96960.5	-182731.	-243836
FRACTION VAPEUR	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+000	0.00E+00	0.00E+00

Tableau 6 : Ensemble des résultats obtenus par le module « DISS » du simulateur « PROSIM »

IV.1. Comparaison des résultats analytiques et simulés pour la 1^{ère} colonne :

	Colonne 1 analytiquement	Colonne 1 en utilisant le module « DISS »
Constantes d'équilibre		
K ₁	1.38	1.38
K ₂	1.17	1.17
K ₃	0.18	0.18
Volatilités relatives		
α_{13}	7.55	6.48
α_{23}	6.42	5.60
α_{33}	1.00	1.00
Débites dans le distillat (kmoles/h)		
3-méthylpentane	30.86	30.68
n-hexane	44.56	44.10
n-octane	0.48	0.48
Fractions molaires dans le distillat (x_D)		
3-méthylpentane	0.407	0.406
n-hexane	0.587	0.588
n-octane	0.006	0.006
Débites dans le résidu (kmoles/h)		
3-méthylpentane	0.142	0.323
n-hexane	0.450	0.900
n-octane	23.52	23.52000
Fractions molaires dans le résidu (x_W)		
3-méthylpentane	0.006	0.002
n-hexane	0.019	0.006
n-octane	0.975	0.992
Taux de reflux minimal (R_m)	0.195	0.2342
Taux de reflux (R)	0.254	0.304
Nombre minimal de plateaux (condenseur compris)	4.58	4.52
Nombre de plateaux	13	13
Emplacement du plateau d'alimentation	8	8
Chaleur récupérable au condenseur Q_c (kcal/h)	683307	709535
Chaleur à fournir au bouilleur Q_w (kcal/h)	733221	756360

Tableau 7 : Comparaison des résultats de la première distillation

Le tableau comparatif précédent nous montre le rapprochement entre les résultats obtenus par un calcul analytique et ceux issus de la simulation .

Etant donné que le même principe de séparation est à la base du calcul des deux colonnes, il ne sera pas nécessaire de le refaire pour la seconde colonne.

IV.2.Simulation des colonnes à distiller par le module « COLD »du simulateur « PROSIM ».

A partir des résultats recueillis précédemment et pour une meilleure simulation du fonctionnement d'une colonne de distillation ,nous étions amenées à utiliser le module « COLD » du simulateur « PROSIM ». Ce module nous permet d'avoir un plus grand nombre de paramètres au niveau de chaque plateau notamment :

- Les débits liquides
- Les débits vapeur
- Les fractions molaires liquide
- Les fractions molaires vapeur
- Le taux de récupération

Voici le langage d'entrée utilisé :

#TITRE

SIMULATION D'UNE COLONNE

EN UTILISANT LE MODULE COLD

#CONSTITUANTS

3-METHYLPENTANE

N-HEXANE

N-OCTANE

273

271

354

#UNITES

*DONNES

PROSIM

*IMPRESSIONS

PROSIM

#THERMODYNAMIQUE

*ANTOINE

#MODULES

*COLD COL1 EN=F1 SO=D1 W1.

PAR: NET=13

COLO=DIST

COND=TOTA

ALIM=8

R=0.304

DL=75.2568

SPEC:PLAT=13

CONS=3

TAUX=0.98

PHAS=L

MOLA

ACT:DL
*COLD COL2 EN=D1 SO=D2 W2

PAR: NET=71

COLO=DIST

COND=TOTA

ALIM=27

DR=45.4816

DL=30.8

SPEC:PLAT=71

CONS=2

TAUX=0.998

PHAS=L

MOLA

ACT:DR

#IMPR

*DON AUCUN

*EXE CS

#COURANTS

F1 T=TB P=1

DPM=31 45 24

#LISTE

*VOIR

*AUTO

#FIN

NOM DU COURANT	F1	D1	W1	D2	W2
PROFIL THERMO.	*ANTOINE	*ANTOINE	*ANTOINE	*ANTOINE	*ANTOINE
DE	>>>>	COL1	COL1	COL2	COL2
VERS	COL1	COL2	>>>>	>>>>	>>>>
PHASE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE
<u>CONSTITUANTS</u>					
3-METHYL PENTANE	31.0000	30.9543	4.571306E-02	30.7103	0.243983
N-HEXANE	45.0000	44.8473	.152714	8.969458E-02	44.7576
N-OCTANE	24.0000	0.480000	23.5200	0.00E+00	0.480000
DEBIT TOTAL (KMOL/HR)	100.000	76.2816	23.7184	30.8000	45.4816
TEMPERATURE (K)	347.069	339.742	397.738	336.447	342.143
PRESSION (ATM)	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
ENTHALPIE (KCAL/HR)	-570758.	-432784.	-85847.6	-174362.	-257960
FRACTION VAPEUR	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00

Tableau 8 : Résultats de la simulation pour les deux colonnes

<u>PLATEAU TEMPERATURE</u> (K)		<u>PRESSION</u> (ATM)		<u>DEBIT LIQUIDE</u> (KMOL/HR)	<u>DEBIT VAPEUR</u> (KMOL/HR)
<u>CONDENSEUR :</u>					
1	339.74	--	1.0000	23.1896	0.000000E+00
2	341.02	--	1.0000	22.2513	99.4712
3	342.61	1.88	1.0000	21.1596	98.5328
4	344.49	1.84	1.0000	20.1182	97.4412
5	346.33	1.48	1.0000	19.3044	96.3998
6	347.81	1.02	1.0000	18.7593	95.5859
7	348.83	--	1.0000	18.4290	95.0409
8	349.47	--	1.0000	114.921	94.7106 Plateau d'alimentation
9	356.37	--	1.0000	108.253	91.2028
10	371.16	15.55	1.0000	104.544	84.5349
11	386.70	8.19	1.0000	107.227	80.8257
12	394.89	2.84	1.0000	110.355	83.5084
<u>BOUILLEUR :</u>					
13	397.74	--	1.0000	23.7184	86.6370

Tableau 9 : Représente les débits par plateau pour la 1ere colonne

3-METHYL PENTANE		N-HEXANE	N-OCTANE
<u>CONDENSEUR :</u>			
1	0.405790	0.587918	0.006292
2	0.352036	0.604200	0.043764
3	0.325419	0.578338	0.096243
4	0.303441	0.540250	0.156309
5	0.284484	0.503796	0.211720
6	0.270188	0.475808	0.254004
7	0.260719	0.457240	0.282041
8	0.254985	0.446008	0.299008
9	0.178355	0.363266	0.458379
10	0.085879	0.200940	0.713182
11	0.028702	0.076137	0.895160
12	0.007853	0.023434	0.968713
<u>BOUILLEUR :</u>			
13	0.001927	0.006439	0.991634

Tableau 10 : Fractions molaires liquide pour la 1^{ère} colonne

3-METHYL PENTANE		N-HEXANE	N-OCTANE
<u>CONDENSEUR</u>			
1	0.449798	0.549343	0.000859
2	0.405790	0.587918	0.006292
3	0.393651	0.591595	0.014755
4	0.388337	0.585838	0.025825
5	0.384430	0.577970	0.037600
6	0.381291	0.570929	0.047780
7	0.379025	0.565789	0.055186
8	0.377562	0.562490	0.059948
9	0.320795	0.560323	0.118882
10	0.227856	0.463383	0.308761
11	0.110514	0.258016	0.631469
12	0.036307	0.095933	0.867759
<u>BOUILLEUR :</u>			
13	0.009476	0.028087	0.962438

Tableau 11 : Fractions molaires vapeur pour la 1^{ère} colonne

CONSTITUANT	DISTILLAT LIQUIDE	RESIDU LIQUIDE
3-METHYL PENTANE	0.9985	0.0015
N-HEXANE	0.9966	0.0034
N-OCTANE	0.0200	0.9800

Tableau 12 : Taux de récupération (défini par rapport à la somme des alimentations)

Tableau 13 : Débits par plateau pour la 2eme colonne

	<u>Plateau</u>	<u>température</u>		<u>Pression</u>		<u>Débit liquide</u>	<u>Débit vapeur</u>
	(K)			(atm)		(kmoles/h)	(kmoles/h)
<u>CONDENSEUR :</u>							
1	336.45	--		1.0000		4064.13	0.00E+00
2	336.45	--		1.0000		4064.04	4094.93
3	336.45	0.00		1.0000		4063.95	4094.84
4	336.46	0.00		1.0000		4063.83	4094.75
5	336.46	0.01		1.0000		4063.70	4094.63
6	336.47	0.01		1.0000		4063.54	4094.50
7	336.47	0.01		1.0000		4063.35	4094.34
8	336.48	0.01		1.0000		4063.13	4094.15
9	336.49	0.01		1.0000		4062.87	4093.93
10	336.50	0.01		1.0000		4062.56	4093.67
11	336.51	0.01		1.0000		4062.20	4093.36
12	336.53	0.02		1.0000		4061.78	4093.00
13	336.54	0.02		1.0000		4061.28	4092.58
14	336.56	0.02		1.0000		4060.71	4092.08
15	336.59	0.03		1.0000		4060.03	4091.51
16	336.62	0.03		1.0000		4059.24	4090.83
17	336.65	0.04		1.0000		4058.32	4090.04
18	336.68	0.04		1.0000		4057.25	4089.12
19	336.73	0.05		1.0000		4056.02	4088.05

20	336.78	0.06	1.0000	4054.60	4086.82
21	336.84	0.07	1.0000	4052.97	4085.40
22	336.90	0.08	1.0000	4051.10	4083.77
23	336.98	0.09	1.0000	4048.98	4081.90
24	337.07	0.10	1.0000	4046.58	4079.78
25	337.17	0.11	1.0000	4043.89	4077.38
26	337.28	--	1.0000	4040.82	4074.69
27	337.40	--	1.0000	4114.80	4071.62
28	337.50	--	1.0000	4112.28	4069.32
29	337.60	0.12	1.0000	4109.48	4066.80
30	337.72	0.13	1.0000	4106.40	4064.00
31	337.85	0.14	1.0000	4103.04	4060.92
32	338.00	0.16	1.0000	4099.40	4057.55
33	338.15	0.17	1.0000	4095.51	4053.92
34	338.32	0.18	1.0000	4091.39	4050.03
35	338.50	0.19	1.0000	4087.09	4045.91
36	338.68	0.20	1.0000	4082.65	4041.61
37	338.88	0.20	1.0000	4078.12	4037.17
38	339.08	0.20	1.0000	4073.56	4032.64
39	339.28	0.20	1.0000	4069.03	4028.08
40	339.49	0.20	1.0000	4064.60	4023.55
41	339.69	0.20	1.0000	4060.30	4019.12
42	339.89	0.19	1.0000	4056.19	4014.82

43	340.08	0.18	1.0000	4052.31	4010.71
44	340.26	0.17	1.0000	4048.67	4006.83
45	340.43	0.16	1.0000	4045.31	4003.19
46	340.59	0.15	1.0000	4042.23	3999.83
47	340.74	0.14	1.0000	4039.43	3996.75
48	340.87	0.12	1.0000	4036.90	3993.94
49	341.00	0.11	1.0000	4034.63	3991.42
50	341.11	0.10	1.0000	4032.61	3989.15
51	341.21	0.09	1.0000	4030.83	3987.13
52	341.30	0.08	1.0000	4029.25	3985.34
53	341.37	0.07	1.0000	4027.87	3983.77
54	341.44	0.06	1.0000	4026.66	3982.39
55	341.50	0.05	1.0000	4025.61	3981.18
56	341.56	0.05	1.0000	4024.69	3980.12
57	341.60	0.04	1.0000	4023.90	3979.21
58	341.64	0.03	1.0000	4023.21	3978.41
59	341.68	0.03	1.0000	4022.61	3977.73
60	341.71	0.03	1.0000	4022.10	3977.13
61	341.73	0.02	1.0000	4021.66	3976.62
62	341.76	0.02	1.0000	4021.28	3976.18
63	341.78	0.02	1.0000	4020.96	3975.80
64	341.79	0.01	1.0000	4020.68	3975.47
65	341.81	0.01	1.0000	4020.44	3975.19

66	341.82	0.01	1.0000	4020.23	3974.95
67	341.83	0.01	1.0000	4020.03	3974.75
68	341.84	0.01	1.0000	4019.76	3974.55
69	341.85	0.04	1.0000	4018.78	3974.28
70	341.90	0.25	1.0000	4012.99	3973.30

BOUILLEUR :

71	342.14	--	1.0000	45.4816	3967.51
----	--------	----	--------	---------	---------

Tableau 13 : Débit par plateau pour la deuxième colonne

Tableau 14: Fractions molaires liquides pour la deuxième colonne

	3-METHYL PENTANE	N-HEXANE	N-OCTANE
<u>CONDENSEUR :</u>			
1	0.997088	0.002912	0.000000
2	0.996534	0.003466	0.000000
3	0.995881	0.004119	0.000000
4	0.995111	0.004889	0.000000
5	0.994202	0.005798	0.000000
6	0.993129	0.006871	0.000000
7	0.991866	0.008134	0.000000
8	0.990377	0.009623	0.000000
9	0.988623	0.011377	0.000000
10	0.986559	0.013441	0.000000
11	0.984132	0.015868	0.000000
12	0.981280	0.018720	0.000000
13	0.977933	0.022067	0.000000
14	0.974009	0.025991	0.000000
15	0.969415	0.030585	0.000000
16	0.964046	0.035954	0.000000
17	0.957783	0.042217	0.000000
18	0.950494	0.049506	0.000000
19	0.942033	0.057967	0.000000

20	0.932241	0.067759	0.000000
21	0.920949	0.079051	0.000000
22	0.907980	0.092020	0.000000
23	0.893154	0.106846	0.000000
24	0.876294	0.123706	0.000000
25	0.857235	0.142763	0.000002
26	0.835827	0.164156	0.000017
27	0.811895	0.187972	0.000133
28	0.793905	0.205961	0.000133
29	0.773764	0.226103	0.000133
30	0.751373	0.248494	0.000134
31	0.726678	0.273189	0.000134
32	0.699678	0.300188	0.000134
33	0.670438	0.329428	0.000134
34	0.639094	0.360771	0.000135
35	0.605861	0.394004	0.000135
36	0.571031	0.428834	0.000135
37	0.534965	0.464900	0.000136
38	0.498081	0.501783	0.000136
39	0.460836	0.539027	0.000136
40	0.423705	0.576159	0.000137
41	0.387152	0.612711	0.000137

42	0.351613	0.648250	0.000137
43	0.317473	0.682389	0.000137
44	0.285054	0.714808	0.000138
45	0.254603	0.745259	0.000138
46	0.226290	0.773572	0.000138
47	0.200215	0.799647	0.000138
48	0.176408	0.823454	0.000139
49	0.154844	0.845018	0.000139
50	0.135451	0.864411	0.000139
51	0.118122	0.881739	0.000139
52 ³	0.102726	0.897135	0.000139
53	0.089118	0.910743	0.000139
54	0.077143	0.922718	0.000139
55	0.066647	0.933213	0.000140
56	0.057480	0.942381	0.000140
57	0.049496	0.950364	0.000140
58	0.042563	0.957298	0.000140
59	0.036554	0.963306	0.000140
60	0.031358	0.968502	0.000140
61	0.026872	0.972989	0.000140
62	0.023004	0.976856	0.000140
63	0.019674	0.980186	0.000140

64	0.016810	0.983050	0.000140
65	0.014349	0.985511	0.000140
66	0.012236	0.987623	0.000141
67	0.010423	0.989432	0.000145
68	0.008869	0.990958	0.000174
69	0.007535	0.992096	0.000368
70	0.006386	0.991924	0.001689
<u>BOUILLEUR :</u>			
71	0.005364	0.984082	0.010554

Tableau 14 : Fractions molaires liquides pour la deuxième colonne

Tableau 15 : Fractions molaires vapeur pour la deuxième colonne

	3-METHYL PENTANE	N-HEXANE	N-OCTANE
<u>CONDENSEUR :</u>			
1	0.997553	0.002447	0.000000
2	0.997088	0.002912	0.000000
3	0.996539	0.003461	0.000000
4	0.995890	0.004110	0.000000
5	0.995126	0.004874	0.000000
6	0.994223	0.005777	0.000000
7	0.993159	0.006841	0.000000
8	0.991905	0.008095	0.000000
9	0.990427	0.009573	0.000000
10	0.988687	0.011313	0.000000
11	0.986638	0.013362	0.000000
12	0.984230	0.015770	0.000000
13	0.981399	0.018601	0.000000
14	0.978077	0.021923	0.000000
15	0.974183	0.025817	0.000000
16	0.969623	0.030377	0.000000
17	0.964295	0.035705	0.000000
18	0.958079	0.041921	0.000000
19	0.950845	0.049155	0.000000

20	0.942448	0.057552	0.000000
21	0.932730	0.067270	0.000000
22	0.921523	0.078477	0.000000
23	0.908652	0.091348	0.000000
24	0.893938	0.106062	0.000000
25	0.877206	0.122794	0.000000
26	0.858292	0.141706	0.000002
27	0.837047	0.162937	0.000016
28	0.820909	0.179074	0.000017
29	0.802724	0.197259	0.000017
30	0.782363	0.217620	0.000017
31	0.759728	0.240255	0.000017
32	0.734763	0.265220	0.000017
33	0.707468	0.292515	0.000017
34	0.677906	0.322076	0.000017
35	0.646218	0.353765	0.000017
36	0.612619	0.387364	0.000018
37	0.577404	0.422579	0.000018
38	0.540938	0.459044	0.000018
39	0.503644	0.496338	0.000018
40	0.465985	0.533997	0.000018
41	0.428439	0.571543	0.000019

42	0.391477	0.608504	0.000019
43	0.355539	0.644442	0.000019
44	0.321016	0.678965	0.000019
45	0.288232	0.711749	0.000019
46	0.257437	0.742544	0.000020
47	0.228804	0.771176	0.000020
48	0.202434	0.797547	0.000020
49	0.178357	0.821623	0.000020
50	0.156548	0.843432	0.000020
51	0.136934	0.863045	0.000020
52 ^A	0.119409	0.880571	0.000020
53	0.103838	0.896142	0.000020
54	0.090074	0.909905	0.000020
55	0.077963	0.922017	0.000020
56	0.067348	0.932632	0.000021
57	0.058075	0.941904	0.000021
58	0.050001	0.949978	0.000021
59	0.042988	0.956991	0.000021
60	0.036911	0.963068	0.000021
61	0.031655	0.968324	0.000021
62	0.027118	0.972862	0.000021
63	0.023206	0.976774	0.000021

64	0.019838	0.980142	0.000021
65	0.016941	0.983038	0.000021
66	0.014452	0.985527	0.000021
67	0.012315	0.987664	0.000022
68	0.010481	0.989493	0.000026
69	0.008909	0.991036	0.000055
70	0.007560	0.992188	0.000252
<u>BOUILLEUR :</u>			
71	0.006398	0.992014	0.001588

Tableau 15 : Fractions molaires vapeur pour la deuxième colonne

CONSTITUANT	DISTILLAT LIQUIDE	RESIDU LIQUIDE
3-METHYL PENTANE	0.9921	0.0079
N-HEXANE	0.0020	0.9980
N-OCTANE	0.0000	0.0000

Tableau 16 : Tableau des taux de récupération (défini par rapport a la somme des alimentations)

V. Calculs technologiques

Afin de dimensionner une colonne de distillation, on devra effectuer les calculs pour un plateau.

Le plateau le plus chargé est choisi comme base de travail et ce dernier est un plateau à calottes comme le montrent les figures A1 et A2 en annexe.

Les résultats obtenus de la simulation par le module COLD qui sont les débits molaires par plateau sont convertis en débits massiques et sont utilisés dans le tableau suivant.

Les calculs de dimensionnement seront effectués pour un plateau de la première colonne.

	LIQUIDE	VAPEUR
Débit liquide (t/h)	1.9449	8.5898
Masse volumique (kg/m ³)	616.972	3.0859
Débit volumique (cm ³ /s)	888.89	773194.44
Tension superficielle σ (dynes/cm)	2.2	

Tableau 17 : Données de calcul de dimensionnement

V.1. Estimation du diamètre :

Le calcul du diamètre de la colonne se fait à partir de l'équation empirique suivante [7]:

$$D = \left[\frac{4M_v}{k_v \pi \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (13)$$

D : Diamètre de la colonne en m

k_v : Coefficient d'entraînement.

ρ_v : Masse volumique de la vapeur en kg/m^3

ρ_L : Masse volumique du liquide en kg/m^3

M_v : Débit massique de la vapeur kg/h

L'estimation se fait à partir de la figure A3 en annexe. L'exploitation de la courbe de la figure nécessite la connaissance de la tension superficielle du liquide au niveau du plateau qui a été donné au préalable par la base de données PROPHY qui est de 2.2 dynes/cm, et de la distance entre plateaux T qui est généralement égale à 60 cm.

Nous déduisons de cela que $k_v = 120$.

Connaissant :

$$k_v = 120$$

$$\rho_v = 3.0859 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 616.972 \text{ kg/m}^3$$

$$M_v = 8589 \text{ kg/h}$$

On déduit :

$$D = 1.48 \text{ m}$$

V.2. Choix des calottes

Le choix du diamètre de la calotte se fait à partir du diamètre de la colonne, et le tableau A1 en annexe montre que un diamètre de colonne égal à 1.48 m correspond à un diamètre de 4 pouce = 10 cm; le diamètre de calotte est noté d_c et les fentes de ces calottes sont prises trapézoïdales.[7]

V.3. Calcul de la surface minimale des fentes

Suivant la relation empirique [7]:

$$Q_v = A_f Z \sqrt{H_f \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)} \quad (14)$$

A_f : Aire totale des fentes en cm^2

Z : Coefficient de forme

H_f : Hauteur des fentes en cm

Q_v : Débit volumique de la vapeur en cm^3/s

La figure A8 en annexe nous donne l'évolution du débit de la vapeur en fonction du coefficient de forme Z et du coefficient $\beta = c_s / c_b$ préalablement calculé et égal à 0.5 dans le tableau A2 en annexe.

Selon ce tableau, nous avons pour ce standard de construction, une cote de base c_b égale à 0.84 cm ainsi qu'une cote de sommet c_s égale à 0.42 cm ainsi qu'une hauteur de fente H_f de 3.18 cm pour des fentes trapézoïdales.

Nous pouvons donc lire la valeur du coefficient de forme $Z = 14.06$ sur la dite figure A8 en annexe.

On en déduit que pour une valeur de $Q_v = 773194.44 \text{ cm}^3/\text{s}$, la valeur de l'aire totale des fentes est:

$$A_f = 2186 \text{ cm}^2$$

V.4. Surface allouée aux calottes

Si on choisit la disposition des fentes la plus serrée, suivant le tableau A3 en annexe, correspondant à un coefficient γ égal à 0.25 (Voir V.10 ci dessous), et en tenant compte du diamètre des calottes d_c égal à 10 cm ; on en déduit que [7]:

$$\frac{\text{L'aire des fentes } A_f}{\text{La surface allouée aux calottes}} = 0.36$$

Puisque $A_f = 2186 \text{ cm}^2$, on en déduit donc que ;

La surface allouée aux calotte est égale à 6073 cm²

V.5. Réestimation du diamètre

Si on pose l'aire des calottes représente environs 70% de l'aire du plateau , alors [7]:

$$A_p = \frac{\text{Surface allouée aux calottes}}{0.70} = \frac{6073}{0.70} = 8676 \text{ cm}^2$$

A_p : Aire du plateau

Etant donné que le diamètre en général est défini comme :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}}$$

Qui donne :

$$\boxed{D = 1.05 \text{ m}}$$

V.6. Dessin du plateau :

Pour pouvoir dessiner un plateau certaines mensurations sont à déterminer. Celles ci sont données dans le tableau suivant qui donne la disposition standardisée la plus logique [6],[7]:

Dimensions et caractéristiques	Valeurs
Longueur du déversoir latéral	63 cm
Longueur de l'écoulement liquide	1 m
Surface de descente latérale	867 cm ²
Nombre de calottes	160
Nombre de rangées	12
Aire de distribution	1041 cm ²
Pertes latérales	694 cm ²
Surface allouée aux calottes	8676 cm ²

Tableau 18 : Dimensions et caractéristiques du plateau

Le tableau précédent a été établi selon les hypothèses suivantes :

- La largeur du déversoir latéral est de 60% du diamètre réel du plateau.
- La longueur d'écoulement qui varie de 1m à 1.5m est prise à 1m
- Le nombre de calottes est de 160 selon les contraintes imposées par la standardisation (disposition la plus logique).
- Le nombre de rangées est de 6 par quart de plateau contenant 40 calottes.
- Les descentes latérales représentent 10 % de A_p pour un plateau à une passe. Voir le tableau A4 en annexe ou le domaine des valeurs varie entre 10 et 20 %.
- L'aire de distribution représente 12% de A_p pour un plateau à une passe. Voir tableau A4 en annexe où le domaine des valeurs est de 8 à 20 %.

- Les pertes latérales représentent 8% de A_p pour un plateau à une passe. Voir tableau A4 en annexe où le domaine des valeurs va de 7 à 22 %.
- La surface allouée aux calottes est de 70% de A_p

V.7. Ouverture des fentes

Le nombre de calottes est $N_c=160$ et suivant le tableau A2 en annexe pour une valeur de d'aire des fentes standard de A_f égale à 52.4cm^2 , l'aire totale des fentes serait alors :

$$A_f = N_c \cdot 52.4 = 8385 \text{ cm}^2$$

$$A_f = 160 \cdot 52.4 = 8385 \text{ cm}^2$$

En reprenant l'équation empirique qui donne [7]:

$$Q_{vm} = Z \cdot A_f \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \cdot \sqrt{H_f} \quad (15)$$

A_f : Aire totale des fentes en cm^2

Z : Coefficient de forme

H_f : Hauteur des fentes en cm

Q_v : Débit vapeur maximal du plateau cm^3/s

Il en résulte :

$$Q_{vm} = 2965206 \text{ cm}^3/\text{s}$$

Alors :

$$\frac{Q_v}{Q_{vmoy}} = 26 \%$$

L'ouverture des fentes est de 26%, alors la hauteur des fentes h_f est égale à :

$$h_f = 3.18 \cdot 0.26 = 0.82 \text{ cm}$$

V.8. Hauteur liquide sur le déversoir latéral

Etant donné que le débit liquide est de $888.89 \text{ cm}^3/\text{s}$ et que le plateau est à une passe, le débit liquide par passe est aussi égal à la même valeur. La longueur de déversoir est donnée à 60% du diamètre ; alors [7]:

$$\frac{\text{Le débit liquide en cm}^3/\text{s}}{(\text{Longueur du déversoir en cm})^{2.5}} = \frac{Q_L}{(L_d)^{2.5}} = \frac{Q_L}{(0,6D)^{2.5}} = 0.028216$$

Nous lisons donc la valeur de $f_d = 1.015$ pour un rapport $\frac{L_d}{D} = 60\%$ suivant la valeur

du rapport $\frac{Q_L}{(L_d)^{2.5}}$ (voir courbe de la figure A2 en annexe).

Et de la relation empirique :

$$h_{od} = 0.15 \cdot F_d \cdot \left(\frac{Q_L}{L_d} \right)^{2/3} \text{ en cm} \quad (16)$$

h_{od} : Hauteur de liquide au dessus du déversoir en cm.

Q_L : Débit en volume liquide cm^3/s

L_d : Longueur du déversoir en cm.

F_d : Facteur de correction du débit d'un déversoir

On aboutit à :

$$h_{od} = 0.889 \text{ cm}$$

V.9. Pertes de charge dans les calottes

Pour une valeur du rapport $a_n/a_c=1,25$ du tableau A2 et de la figure A5 en annexe, nous lisons la valeur $K_c = 0.00142$.

a_n : Aire annulaire entre calotte et cheminée en cm^2

a_c : Section d'une cheminée en cm^2

K_c : Coefficient d'orifice des calottes

Nous calculons la section des cheminées par plateau A_c qui est donnée par la relation [7]:

$$A_c = N_c \cdot a_c \quad (17)$$

N_c : nombre de calottes.

Avec :

$N_c = 160$

$a_c = 31.6 \text{ cm}^2$

Nous trouvons :

$$A_c = 5055 \text{ cm}^2$$

Dans sa traversée du plateau, la vapeur subit une contraction, puis circule dans la calotte avant de s'échapper dans le liquide à travers lequel elle barbote jusqu'à trouver la surface libre [6],[7].

On décompose le calcul de la perte de charge en deux éléments :

- La perte de charge classique due à la circulation dans l'orifice, donnée par la formule empirique [7]:

$$h_i = k_c \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right) \cdot \left(\frac{Q_v}{A_c} \right)^2 \text{ en cm} \quad (18)$$

Q_v : Débit en volume vapeur en cm^3/s

$$h_i = 0.167 \text{ cm}$$

Qui découle de la relation empirique suivante [7]:

$$h_i = k_c \left(\frac{\rho_v - \rho_L}{\rho_L} \right) u_i^2 \text{ en cm} \quad (19)$$

u_i : Vitesse de la vapeur dans l'orifice en cm/s .

- La hauteur de liquide clair h_i que la vapeur doit franchir à sa sortie de l'orifice.

La perte de charge par plateau h_p est donc donnée par la relation empirique suivante [7]:

$$h_p = h_c + h_i \quad (20)$$

h_c : Perte de charge de la calotte

Nous pouvons calculer la perte de charge dans la calotte h_c en faisant la somme de la Perte de charge dans la cheminée h_i et de la hauteur des débits h_f .

Il en résulte que $h_c = 1.056 \text{ cm}$. La perte de charge du plateau sera calculée plus loin.

V.10. Gradient liquide

Pour une longueur d'écoulement liquide de 1m il faut prévoir au moins une surélévation des rangées de calottes en amont d'après le modèle schématisé en figure A1 en annexe.

Les calottes sont disposées selon le pas triangulaire équilatéral pour assurer le meilleur contact. L'espacement entre calottes doit être de sorte qu'il n'y ait pas d'interférences entre les jets de vapeur s'échappant des fentes, et qu'il n'y ait pas une partie du liquide passant entre les calottes sans contacter de vapeur. [6],[7]

C'est pour cela que l'on adopte en général les écartements suivants, repérés par

$$\gamma = \frac{l_c}{d_c} = 0.25, 0.3125, 0.375 \text{ ou } 0.50 \quad [7].$$

Avec :

l_c : La distance bord à bord de deux calottes en cm

d_c : Le diamètre des calottes en cm.

On commence par se fixer $\gamma = 0.25$, c'est à dire le maximum de calottes sur un plateau donné et l'on passe aux valeurs supérieures si le gradient liquide est trop important.

La tolérance sous calotte j est fonction de la propreté du liquide ; on adopte au minimum 1.25 cm. Cette tolérance peut être également utilisée pour surélever les rangées de calottes en amont, lorsque le gradient liquide est trop important et que l'on cherche à éviter l'emploi d'une cascade. Cette disposition peut être réalisée en portant la valeur de j jusqu'à 4 cm. [6],[7]

Le joint dynamique h_{jd} ou distance entre le haut des fentes et la surface libre du liquide clair doit être un compromis entre les pertes de charge et la qualité du contact. On adoptera une valeur variant de 2.5 à 5 cm pour une pression de 1 atm qui est la pression de service. [7]

Ce qui va suivre par la suite est basé sur ces critères.

Vu que la disposition logique est de 12 rangées par plateau et la surélévation est comme suit

- 5 Rangées en aval avec tolérance $j_1=1.25m$
- 7 Rangées en amont avec tolérance $j_2=2.5cm$

V.10.1. Rangées en aval

On pose la largeur moyenne du flux liquide $L_L=70$ cm, d'après le tableau A2 en annexe . Pour de telles spécifications la hauteur du déversoir est $h_d = 6.35$ cm. Et si on calcule

le rapport $\frac{Q_L}{L_L} = 6.34$ nous pouvons déduire d'après la formule empirique [7] que :

$$\frac{Q_v}{A_p} = u_0 \sqrt{\rho_v} = 4.95$$

En lisant la figure A6 en annexe, nous pouvons déduire le coefficient $k_v = 1.23$.

Si nous émettons l'hypothèse que la hauteur de liquide clair sur le plateau au niveau d'une rangée r h_r égal à 8 cm qui donne après lecture sur la figure A11 en annexe une valeur du gradient liquide non corrigé par rangée de calottes Δ_r' de 1.25 mm et que le gradient liquide de la passe est égal à [7]:

$$\Delta_{r1} = \Delta_r' \cdot k_v \cdot \text{nombre de rangées}$$

Il en résulte alors

$$\Delta_{r1} = 0.769 \text{ cm}$$

Si l'on considère la hauteur de liquide clair h_r égale à la somme de la hauteur du réservoir h_d , de la hauteur du liquide au dessus du réservoir h_{od} et du gradient liquide du plateau Δ [7]; on aboutit à une valeur de h_r égale à 8.008 cm qui est en accord avec l'hypothèse.

En considérant la relation suivante [7], pour le calcul du joint statique h_{js} :

$$h_{js} = h_d - (\text{la tolérance } j + H_r + \text{anneau de base})$$

nous trouvons

$$h_{js} = 1.27 \text{ cm.}$$

En calculant la valeur du joint dynamique moyen h_{jd} , soit la somme de la valeur du joint statique h_{js} , de la perte de charge dans la cheminée et de du gradient liquide du plateau; nous trouvons :

$$h_{jd} = 2.93 \text{ cm.}$$

V.10.2. Rangées en amont

Le procédé de calcul est le même pour les rangées en amont et aval.

On pose la largeur du flux liquide $L_r = 70\text{cm}$, il en découle que le rapport

$$\frac{Q_L}{L_r} = 6.34, \text{ de même que le coefficient } k_v \text{ est lu égal à 1.23.}$$

On pose $h_r = 9$ cm et cela donne $\Delta_r = 0.8$ mm par rangée ce qui nous donne la valeur de $\Delta_{r2} = 0.689$ cm pour sept rangées.

Δ_{r2} : Gradient liquide de la passe

De même pour $h_r = h_d + h_{od} + \Delta_{r1} + \Delta_{r2}$ [7].

Nous trouvons :

$$h_r = 8.69 \text{ cm} \text{ (Ce qui concorde avec l'hypothèse)}$$

Et la valeur du joint dynamique moyen est alors égal à :

$$h_{jd} = 3.617 \text{ cm}$$

V.11. Perte de charge totale du plateau

La perte de charge totale du plateau a pour expression en se référant à la figure A2 en annexe ,est donné parla relation empirique suivante [7]:

$$h_p = h_i + h_r + h_{js} + h_{od} + \Delta \quad (21)$$

Ce qui donne h_p à 4.7 cm de liquide, soit $h_p \cdot \rho_L = 4.7 \cdot 0.61 = 2.89 \text{ g/cm}^2$

V.12. Hauteur du liquide dans la descente latérale

Nous allons calculer le joint liquide suivant que la pression est de 1 atm qui est entre 2.5 et 5 cm (voir V.10) nous le prendrons égal à 2.5 cm, c'est à dire $h_{bs} = 2.5$ cm

Soit la hauteur du liquide a l'extrémité du plateau = 9.5cm, il en résulte une hauteur sous les segments de descente de $9.5 - 2.5 = 7$ cm.

Soit A_s la section de passage entre la tôle de descente et le plateau elle serait égale alors à [7]:

$$A_s = D \cdot \text{Hauteur sous les segments} = 735 \text{ cm}^2$$

Le niveau dans les descentes H_s s'obtient immédiatement à partir de la figure A1 en annexe et est donné par la relation suivante [7]:

$$H_s = h_d + h_{od} + \Delta + h_p + h_s \quad (22)$$

Où h_s représente la perte de charge du liquide sous la chicane de descente à l'entrée du plateau inférieur, h_s se calcule par l'équation d'orifice suivante [7]:

$$h_s = 0.165 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{Q_L}{A_s} \right)^2 \quad (23)$$

Nous trouvons

$$h_s = 2.41 \cdot 10^{-3} \text{ cm (négligeable)}$$

Nous calculons donc H_s qui est égal à 13.57 cm, qui est inférieur à 50% de l'espacement T égal à 60 cm

V.13. Temps de résidence dans la descente latérale

Soit l'aire d'une descente représentant 5% de A_p donc 443.8175 cm², alors le temps de résidence est défini comme étant le rapport d'une descente latérale sur le débit liquide par passe, d'où :

$$t = 29.28 \text{ s}$$

Ce temps pourrait être réduit en adoptant une tôle de descente oblique.[7]

V.14. Contrôle du facteur d'engorgement

Pour qu'un plateau travaille correctement il est nécessaire que les sections de passage prévues pour le liquide et la vapeur permettent effectivement un écoulement régulier des deux phases sans entraînement excessif de liquide, ni étranglement qui provoquerait un accumulation de ce dernier sur les plateaux.

Lorsque ces phénomènes se produisent, le liquide ne peut plus descendre dans la colonne; on dit qu'il y a engorgement.

En prenant comme critères la section libre de la colonne A_C et la surface des descentes des liquides A_D on définit un facteur de capacité f [7] :

$$f = \sqrt{\left(\frac{A_{CT}}{1.2 \cdot A_{CR}}\right)^2 + \left(\frac{A_{DT}}{1.8 \cdot A_{DR}}\right)^2} \quad (24)$$

A_{CT} : Section libre théorique de passage en m^2 offerte au débit de vapeur Q_v (m^3/s) et calculée par une équation analogue à l'équation empirique donnée en V.1 pour éviter un entraînement excessif:

$$D = \left[\frac{4M_v}{k_v \pi \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}} \right]^{\frac{1}{2}} \text{ en m}$$

de sorte que cette équation est de type :

$$A_{CT} = \frac{Q_v}{k'_v \sqrt{(\rho_L - \rho_v) / \rho_v}} \text{ en } m^2 \quad (25)$$

Le coefficient d'entraînement k'_v est donné dans la figure A7 en annexe

A_{CR} : Aire réelle allouée aux calottes ou orifices en m^2 .

A_{DR} : Section effective des descentes en m^2

A_{DT} : Section théorique nécessaire des descentes en m^2 pour écouler le débit Q_L (m^3/mn), donnée par la relation empirique suivante [7]:

$$A_{DT} = h(Q_L + e \cdot A_{CR}) \text{ en } m^2 \quad (26)$$

où h est une fonction de $(\rho_L - \rho_v)$ et de l'espacement des plateaux, donnée par la figure A9 en annexe, Q_L le débit liquide en m^3/mn et e la quantité de liquide entraînée par m^3 par minute et par m^2 de plateau, obtenue par lecture de la figure A10 en annexe. Le tableau A5 en annexe donne des valeurs de e pour divers types d'opérations.

Soit :

$$ACR = 0.8677 \text{ m}^2$$

$$ADR = 0.0868 \text{ m}^2$$

$$ACT = 0.884 \text{ m}^2$$

$$ADT = 0.0462 \text{ m}^2$$

Donc :

$$f = 0.8088$$

Pour que la colonne fonctionne normalement, le facteur de capacité doit être compris entre les valeurs 0.8 et 1.2.[7].

Nos calculs ont abouti à une valeur de ce coefficient correspondant à la limite inférieure du domaine de validation ce qui permet de pouvoir augmenter le débit de la colonne et cette valeur³est généralement adoptée pour éviter un entraînement anormal .

Conclusion générale

Si nous essayons de tirer une conclusion générale de cette étude, nous pourrions dire que c'est la première fois qu'un logiciel de ce type est utilisé pour une telle opération au sein de notre département comme outil de travail; bien qu'il s'avère limité dans sa base de données du fait de l'absence de la base de données DIPPR donc un nombre limité de constituants; il est très efficace du fait de ses fonctionnalités et du gain de temps et de moyens qu'il fournit.

L'ensemble des résultats obtenus montre que l'on peut récupérer l'un des constituants qui est le n-octane avec un taux de 98 % avec une colonne de 13 plateaux et que par contre la récupération du n-hexane avec un taux de 99.8 % nécessite une colonne de 71 plateaux, qui représente un investissement énorme. Il reste donc à explorer une autre méthode de séparation des produits permettant d'atteindre les taux de récupération requis avec un investissement minimum.

Les calculs technologiques de la première colonne montrent la méthodologie suivie pour le calcul d'un plateau d'une colonne de distillation; ce qui n'est pas un choix définitif. Il faudrait comparer cela avec les autres méthodes de design des colonnes de distillation.

Annexe

Nomenclature

a_a : Aire annulaire entre calotte et cheminée.

a_c : Aire d'une calotte.

a_e : section d'une cheminée.

a_f : aire d'une fente.

d_e : Diamètre extérieur de la calotte

d_i : Diamètre intérieur de la calotte.

d_c : Diamètre de calotte.

D : Diamètre de la colonne ou du plateau .

H_{bs} : Joint liquide en amont du plateau.

H_D : Hauteur du déversoir.

h_f : Hauteur de débit des fentes .

H_f : Hauteur des fentes.

h_i : Perte de charge dans la cheminée et l'aire de renversement d'une calotte.

h_{jd} : Joint dynamique.

h_{js} : Joint statique.

h_{od} : Hauteur de liquide au dessus du déversoir.

H_p : Perte de charge totale du plateau.

h_R : Hauteur du liquide clair sur le plateau au niveau d'une rangée.

h_s : Perte de charge sous la chicane de descente.

h_o : $h_d + h_{od}$.

L_D : Longueur du déversoir.

j : Tolérance entre base de la calotte et le plateau.

Δ : Gradient liquide corrigé du plateau.

Méthode SHORTCUT

1. Procédure

- Choix des constituants clés à partir des produits voulus.
- Choix de la distribution des constituants clés en fonction des besoins.
- Choix de la pression impliquant la température de condensation obtenue.
- Evaluation de la distribution des constituants dans le distillat et au bouilleur (HENGSTENBECK).
- Calcul du reflux minimum (UNDERWOOD).
- Calcul des nombre de plateaux minimum N_m (FENSKE).
- Calcul du reflux réel et nombre de plateaux réels (GILLILAND, TREYBAL, VAN WINKLE).
- Emplacement de l'alimentation (KIRBRIDE).

2. Méthode d'HENGSTENBECK

Méthode semi empirique donnant la distribution des concentrations dans le distillat et en pied de colonne en fonction des volatilités relatives.

Les volatilités sont déterminés pour tous les corps présents dans F ; elles sont supposées constantes, et généralement évaluées à T_F :

$$\bar{\alpha}_{ii} = (\alpha_{ii})_F$$

Ou prises comme une moyenne arithmétique ou géométrique entre le haut et le bas :

$$\bar{\alpha}_{ii} = \frac{(\alpha_{ii})_D + (\alpha_{ii})_N}{2} \quad \text{ou} \quad \bar{\alpha}_{ii} = [(\alpha_{ii})_D \cdot (\alpha_{ii})_F \cdot (\alpha_{ii})_N]^{1/3}$$

La méthode d'Hengstenbeck est issue de celle de Fenske qui donne la séparation si $R = \infty$ en fonction du nombre de plateaux N . C'est le même type d'équation que l'on applique pour une valeur finie de R et plusieurs constituants :

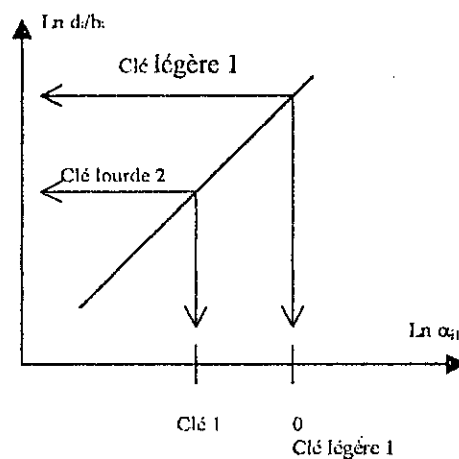
$$\left(\frac{x_i}{x_1}\right)_D = (\alpha_{ii})^N \left(\frac{x_i}{x_1}\right)_W \quad \text{1 étant la clé légère prise comme référence}$$

$$\frac{D}{W} \cdot \left(\frac{x_i}{x_1}\right)_D = (\alpha_{ii})^N \left(\frac{x_i}{x_1}\right)_W \cdot \frac{D}{W} \Rightarrow \frac{D}{W} \cdot \frac{(x_i)_D}{(x_1)_D} = (\alpha_{ii})^N \frac{(x_i)_W}{(x_1)_W} \cdot \frac{D}{W}$$

$$\ln \frac{D}{W} \cdot \frac{(x_i)_D}{(x_1)_D} = N \cdot \ln(\alpha_{ii}) + \underbrace{\ln \frac{(x_i)_W}{(x_1)_W} \cdot \frac{D}{W}}_{\text{cte connue}} \quad (1)$$

$$\text{si } d_i = D(x_i)_D \quad \text{et } b_i = W(x_i)_W \quad (2)$$

$$(1) \text{ et } (2) \Rightarrow \ln \frac{b_i}{d_i} = c_1 \ln \alpha_{ii} + c_2$$



On admet que si

$$0.01 < \frac{b_i}{d_i} < 100 \quad \text{Corps distribué}$$

$$\frac{b_i}{d_i} > 100 \quad \text{Corps pas distribué mais présent dans D}$$

$$\frac{b_i}{d_i} < 0.01 \quad \text{Corps distribué mais présent dans W}$$

3. Méthode d'Underwood (reflux minimum)

La méthode d'Underwood qui suppose les volatilités constantes est connue comme donnant des résultats satisfaisants lorsque le mélange n'est pas trop loin de l'idéalité.

Hypothèse : Débit molaires constants dans chaque partie de la colonne. On introduit deux fonctions P (haut de colonne), Q (bas de colonne) telles que

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ii} \cdot x_{Di}}{\alpha_{ii} - P} = R + 1 \quad (3)$$

et

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ii} \cdot x_{wi}}{\alpha_{ii} - Q} = -\frac{V'}{W} = -R' \quad (4)$$

Ces deux relations sont, issues de :

$$\sum_{i=1}^c x_{Di} = 1 \Rightarrow \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ii} \cdot x_{Di}}{\alpha_{ii}} = 1$$

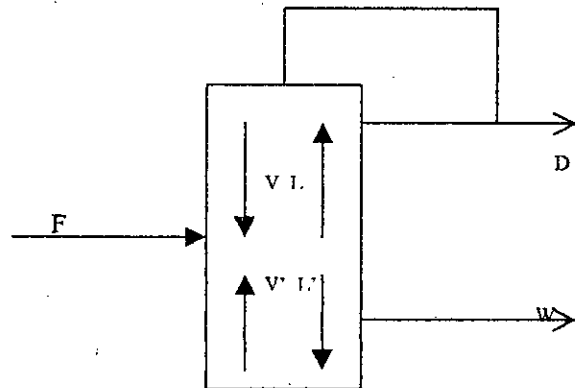
En écrivant pour chaque plateau, et pour $R = R_{\min}$ les termes $x_{j+1} - x_j$, ces différences sont nulles et Underwood démontre que les deux équations (3) et (4) ont une seule solution θ telle que :

$$\alpha_{11} < \theta < \alpha_{21}$$

et

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ii} \cdot x_{Di}}{\alpha_{ii} - \theta} = R_m + 1 \quad (5)$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ii} \cdot x_{wi}}{\alpha_{ii} - \theta} = -\frac{V'_m}{W} = -R'_m \quad (6)$$



Par bilan matière global, on peut transformer les relations (5) et (6) en :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ii} \cdot X_{Di}}{\alpha_{ii} - \theta} = R_m + 1 \quad (7)$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ii} \cdot g_{Fi}}{\alpha_{ii} - \theta} = \omega \quad \text{où } \omega = \frac{V - V'}{F} \text{ assimilable au taux de vaporisation de F} \quad (8)$$

Méthode de calcul :

La relation (8) conduit à θ par tâtonnement.

La valeur de θ est reportée dans (7) ce qui donne le R_{\min} .

4. Méthode de Fenske

Dans le cas de mélanges idéaux, les volatilités relatives des composants peuvent être prises constantes sur l'intervalle de température de la colonne. Alors, sans erreur excessive, le nombre minimum d'étapes peut être calculé par l'équation de Fenske :

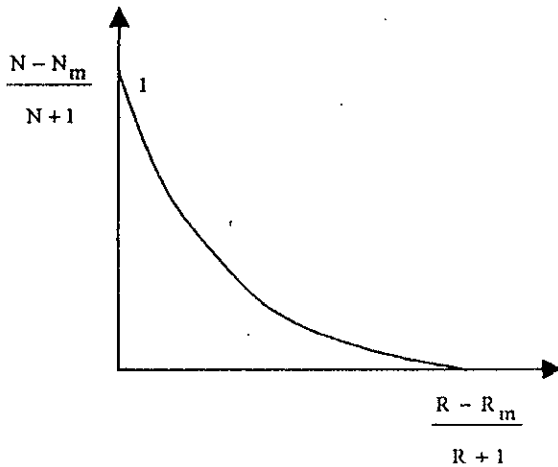
$$1 + N_m = \frac{\left[\left(\frac{x_1}{x_2} \right)_D \left(\frac{x_2}{x_1} \right)_w \right]}{-\text{Log}_{10} \alpha_{21}} \quad \text{avec } \alpha_{21} = \frac{k_2}{k_1} \quad (9)$$

N_m est le nombre minimum d'étapes théoriques à reflux total, et le « +1 » de cette relation est introduit pour tenir compte du bouilleur.

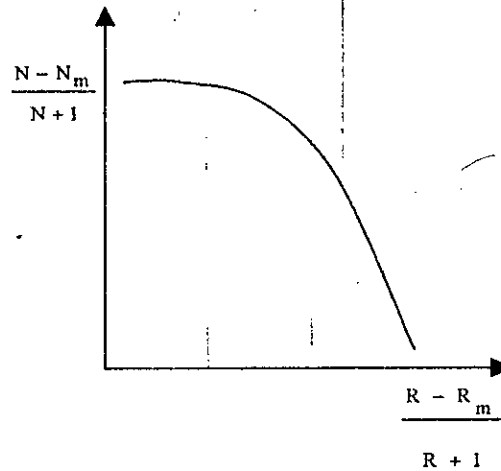
Si le condenseur est partiel, il faudra $N_m - 1$ plateaux dans la colonne.

5. Nombre d'étapes théoriques

Le nombre d'étapes théoriques peut être déterminé par plusieurs corrélations dont celle de Gilliland.



Coordonnées linéaires



Coordonnées logarithmiques

Qui est :

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 - \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.567} \cdot 0.75 \quad (10)$$

Où N_m inclus le bouilleur

Valeurs limites en pratique :

$$10^{-3} < \frac{R - R_m}{R + 1} < 1$$

La corrélation de Gilliland est applicable à des produits autres que les hydrocarbures.

6. Choix du reflux minimal

Plusieurs règles existent parmi elles :

Treybal $1.3R_m \leq R \leq 1.5R_m$

Gilliland $0.1 \leq \frac{R - R_m}{R + 1} \leq 0.33$

Van Vinkle méthode graphique

7. Emplacement du plateau de l'alimentation : (Kirbride)

La relation de Kirbride est une relation permettant d'estimer l'emplacement de l'alimentation.

$$\log \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\left(\frac{W}{D} \right) \left(\frac{x_2}{x_1} \right)_F \left(\frac{x_{w1}}{x_{D2}} \right)^2 \right] \quad (11)$$

Où m = nombre de plateaux théoriques au dessus de l'alimentation

p = nombre de plateaux théoriques au dessous de l'alimentation.

et $m + p = N$.

Diamètre colonne	Diamètre calotte
< 0.80 m	2'' (5 cm)
0.80 à 1.50 m	3'' (7.5 cm)
1.20 à 4.50 m	4'' (10 cm)
3.00 à 6.00 m	6'' (15 cm)

Tableau A1 : dimension des diamètre de calottes suivant les diamètres de colonnes standardisées

Dimension nominale (in)	Acier au carbone			Acier allié		
	3	4	6	3	4	6
Calotte :						
Calibre U.S. Standard	12	12	12	16	16	16
Diamètre extérieur (cm)	7.86	10.40	15.48	7.62	10.16	15.24
Diamètre intérieur (cm)	7.30	9.84	14.92	7.30	9.84	14.92
Hauteur totale (m)	6.35	7.62	9.52	6.35	7.62	9.52
Nombre de fentes	20	26	39	20	26	39
Type de fentes	trapéz	trapéz	trapéz	trapéz	trapéz	trapéz
Largeur des fentes						
Base C_b (cm)	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84
Sommet C_s (cm)	0.42	0.42	0.42	0.42	0.42	0.42
Hauteur des fentes (cm)	2.50	3.18	3.81	2.50	3.18	3.81
Hauteur anneau de base (cm)	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65
Cheminée :						
Diamètre extérieur (cm)	5.32	9.90	10.40	5.07	6.66	10.16
Diamètre intérieur (cm)	4.76	6.35	9.84	4.76	6.35	9.84
Hauteurs standards (cm)						
J=1.25 cm	5.75	6.35	7.00	5.75	6.35	7.00
J=2.50 cm	7.00	7.60	8.25	7.00	7.60	8.25
J=3.75 cm	8.25	8.85	9.50	8.25	8.85	9.50
Aires :						
Cheminée a_c (cm ²)	17.80	31.60	76.00	17.80	31.60	76.00
Annulaire a_n (cm ²)	19.60	38.40	90.30	21.60	41.20	93.90
a_n/a_c	1.10	1.215	1.188	1.21	1.30	1.235
Fentes a_f (cm ²)	32.20	52.40	94.50	32.20	52.40	94.50
Calottes a_c (cm ²)	48.40	84.80	187.10	45.60	81.30	182.60

Tableau A2 : Spécifications et dimensions standardisée des calottes.

Diamètre de la colonne d_c en mm	Surface des fentes A_f Surface allouée aux calottes			
	$\gamma = 0.25$	$\gamma = 0.3125$	$\gamma = 0.375$	$\gamma = 0.50$
75	0.39	0.35	0.32	0.27
100	0.36	0.33	0.30	0.25
150	0.29	0.26	0.24	0.20

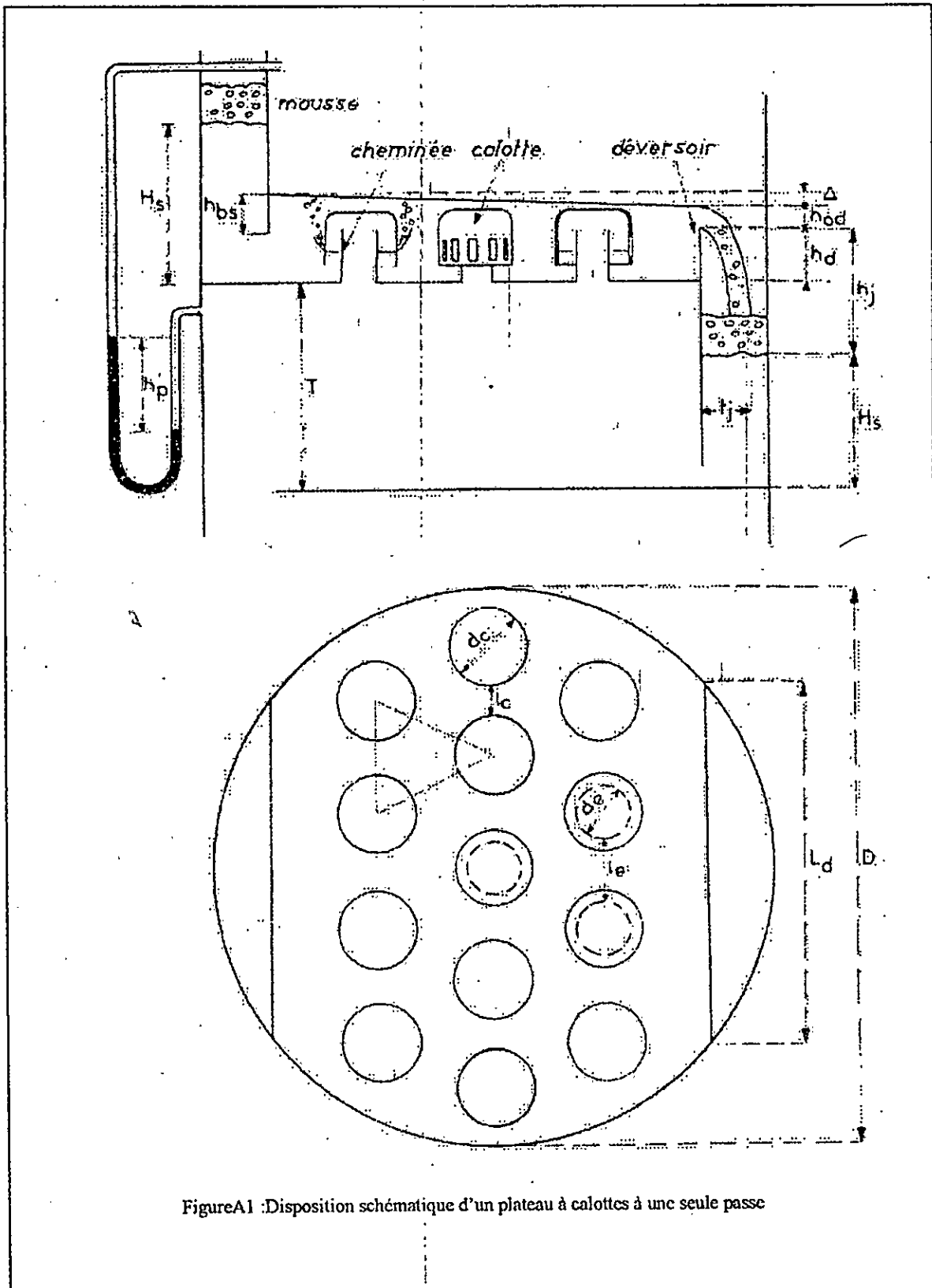
Tableau A3 : Rapport de A_f à la surface allouée aux calottes en fonction du diamètre de calotte d_c

Diamètre de la colonne D (m)	Aires des descentes		Aires de distribution du liquide			Pertes latérales
	1 passe	double - passe	1 passe	double - passe	double - passe + cascade	
0.90	10 - 20	-	10 - 25	-	-	10 - 30
1.20	10 - 20	-	8 - 20	-	-	7 - 22
1.80	10 - 20	20 - 30	5 - 12	15 - 20	-	5 - 18
2.40	10 - 20	18 - 27	4 - 10	12 - 16	-	4 - 15
3.00	10 - 20	16 - 24	3 - 8	9 - 13	20 - 30	3 - 12
3.60	10 - 20	14 - 21	3 - 6	8 - 11	15 - 25	3 - 10
4.50	10 - 20	12 - 18	2 - 5	6 - 9	12 - 20	2 - 8
6.00	10 - 20	10 - 15	-	5 - 7	9 - 15	2 - 6

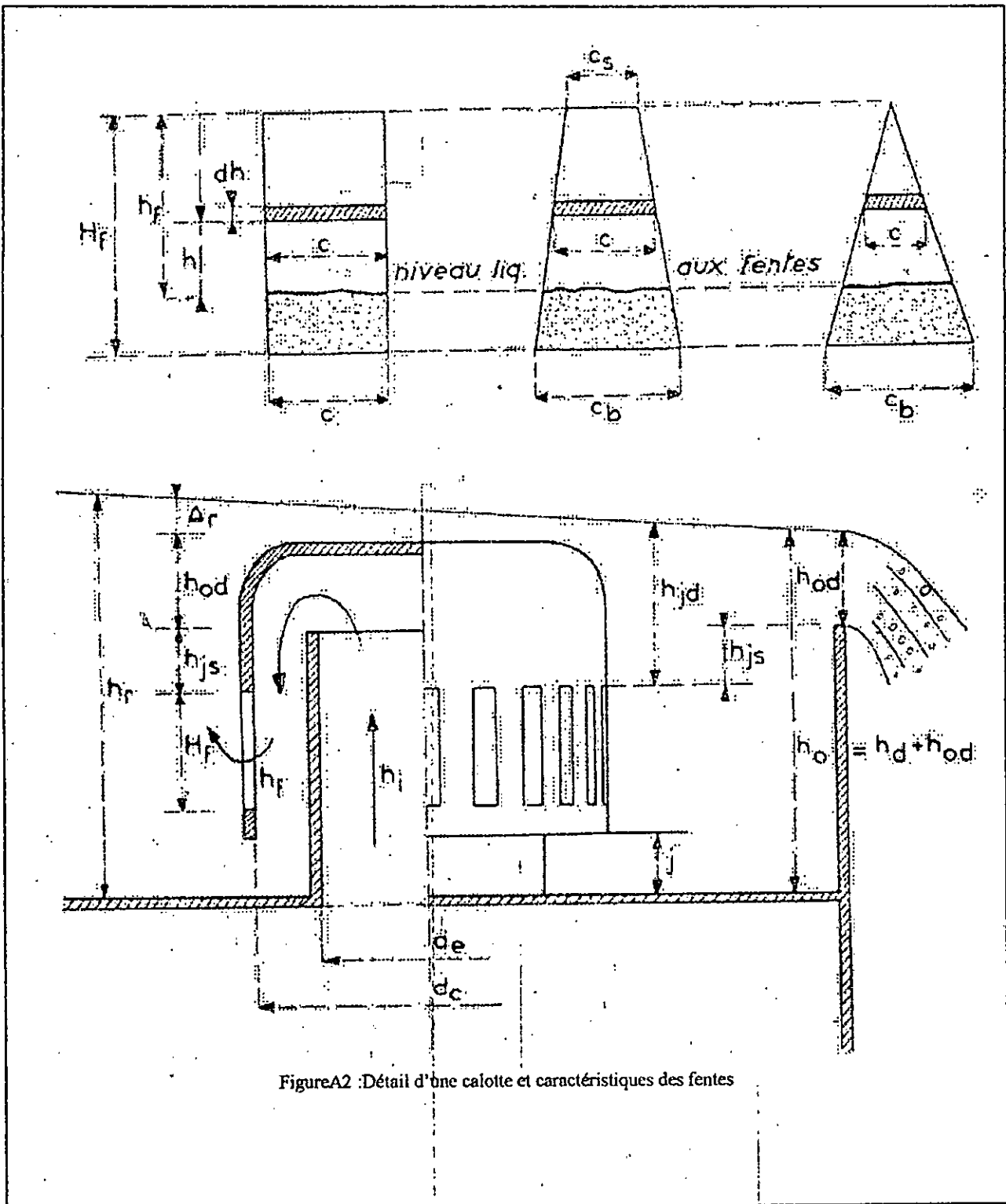
Tableau A4 Distribution des aires fonctionnelles en % de l'aire du plateau

Type d'opération	A_{CT} / A_{CR}	e (m/mn)
Distillation sous vide sans eau avec faible perte de charge	0.4	0.0012
Distillation sous vide en présence d'eau	0.6	0.004
Distillation atmosphérique, initiale d'un pétrole brut	1.0	0.041
Distillation atmosphérique de produits blancs	1.1	0.082
Distillation sous pression de produits légers	1.2	0.205
Valeur maximale	1.3	1.025

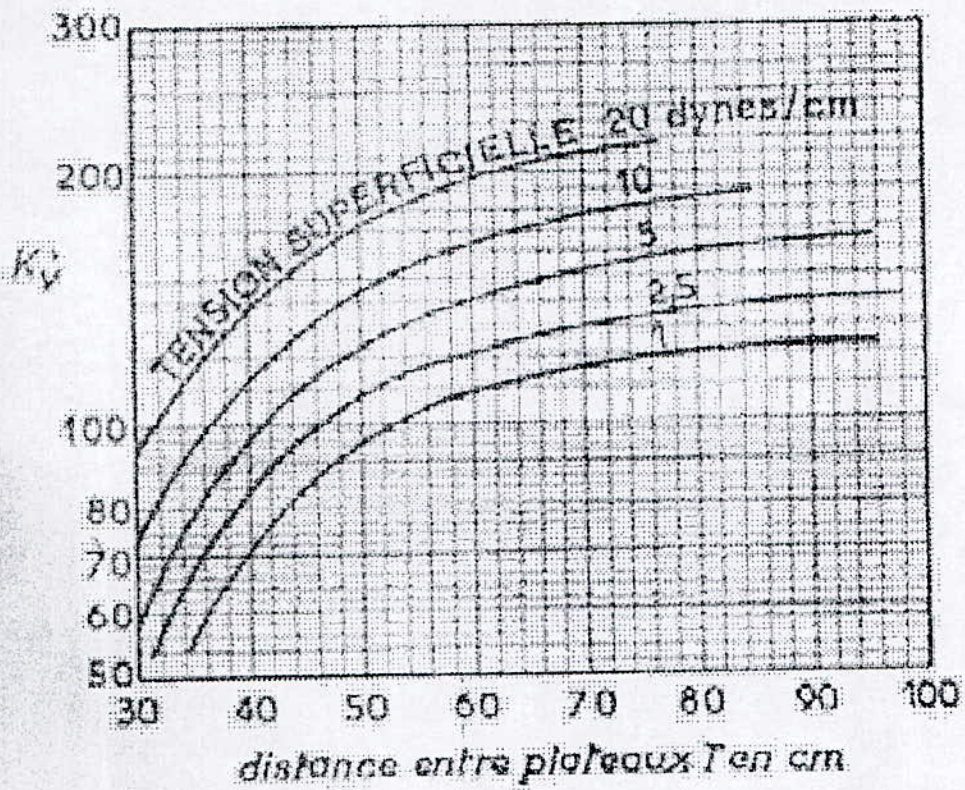
Tableau A5 : Valeurs courantes de e pour divers types d'opérations.



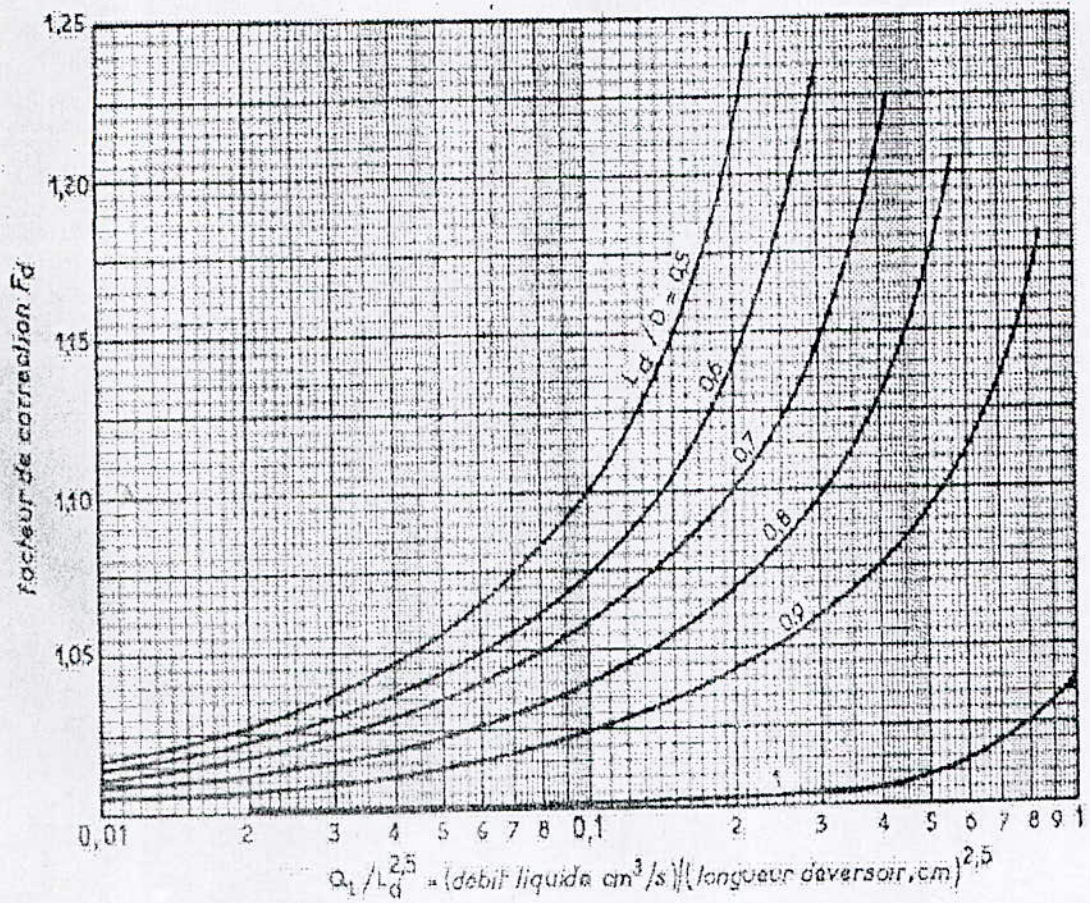
FigureA1 :Disposition schématique d'un plateau à calottes à une seule passe



FigureA2 :Détail d'une calotte et caractéristiques des fentes



FigureA3 : Coefficient d'entraînement k_v , en fonction de l'espacement entre plateau et de la tension superficielle

FigureA4 : Coefficient de correction F_d du débit des déversoirs rectilignes

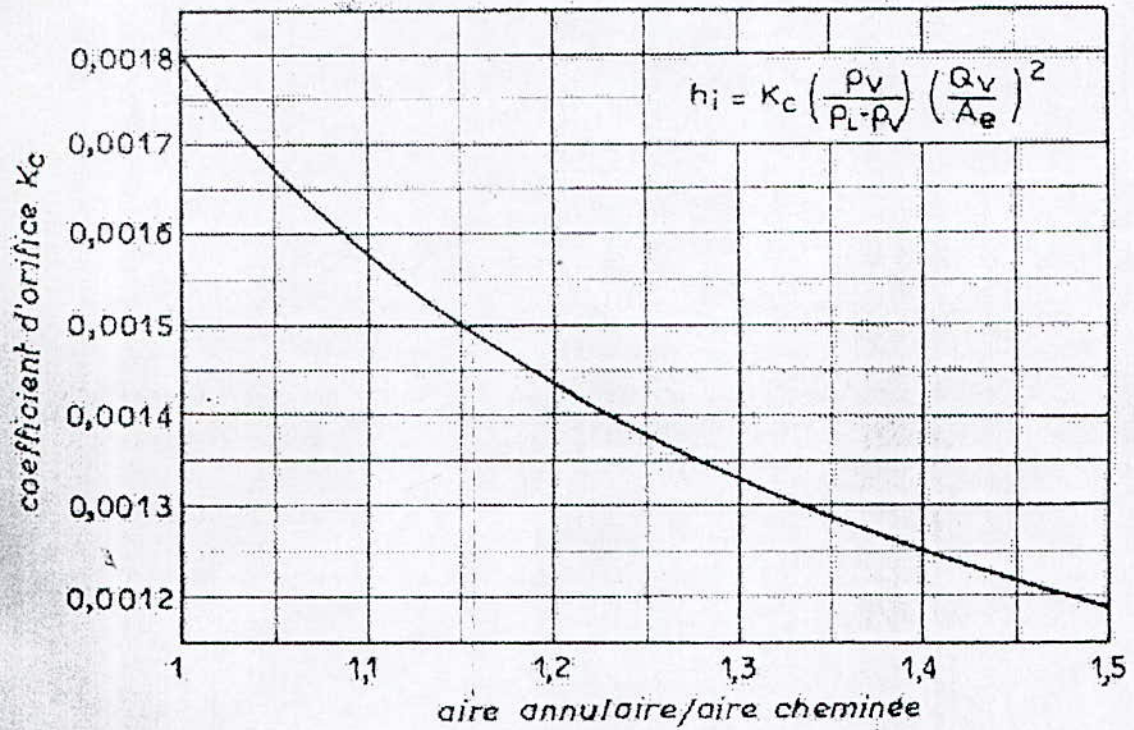


Figure A5 : Coefficient d'orifice k_c pour l'ensemble de la calotte

Légende :

h_i = Perte de charge dans la cheminée et l'aire de renversement de la calotte

A_e : Section totale des cheminées par plateau.

ρ_v : Masse volumique de la vapeur :

ρ_L : Masse volumique du liquide

Q_v : Débit en volume vapeur

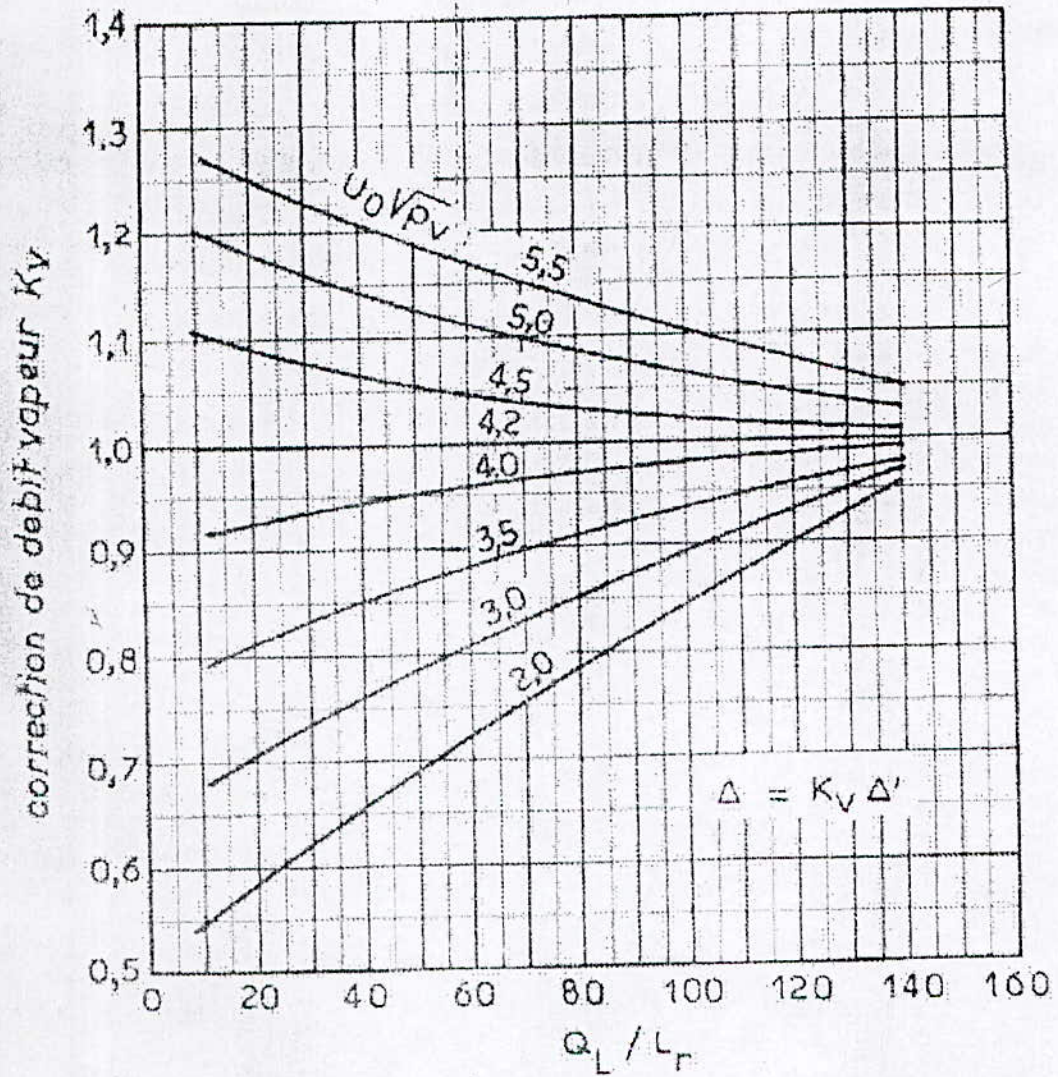


Figure A6 :Correction du gradient liquide en fonction du débit de vapeur.

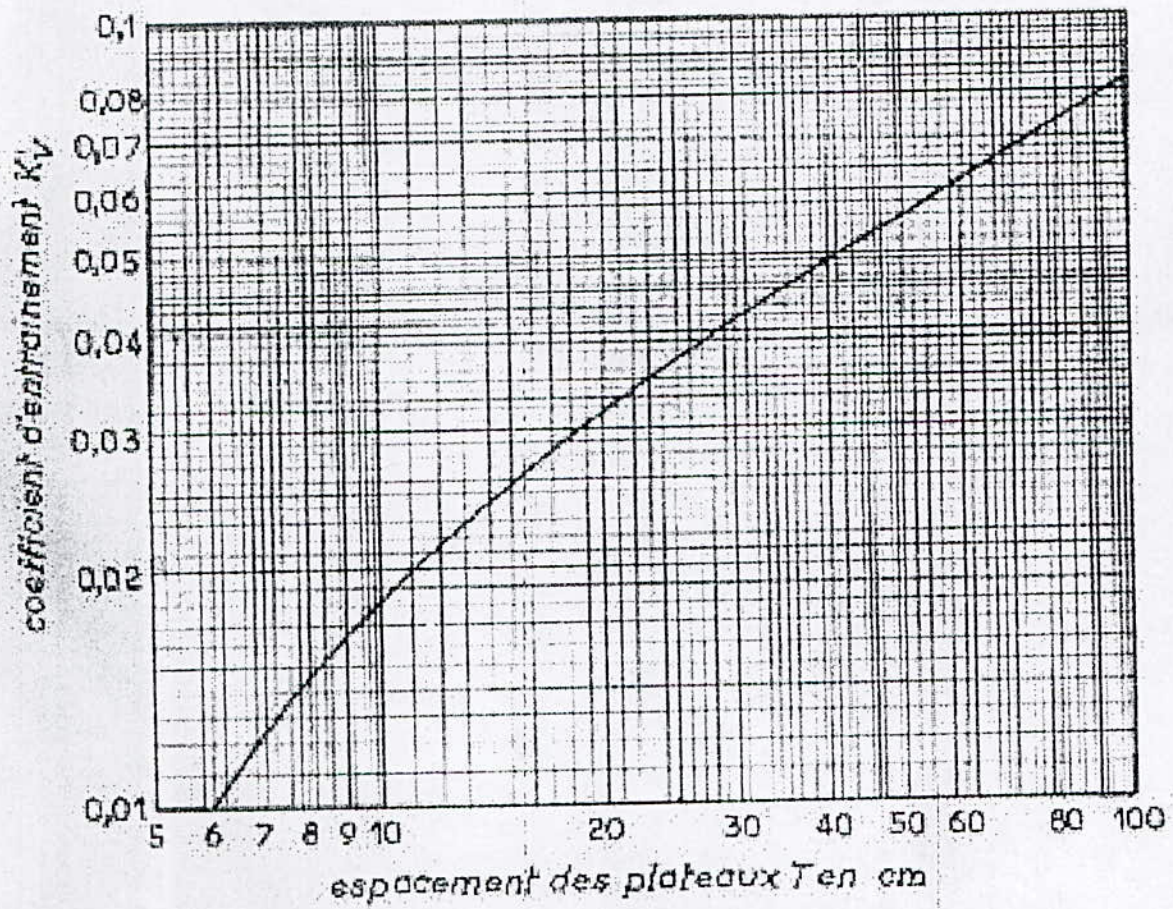
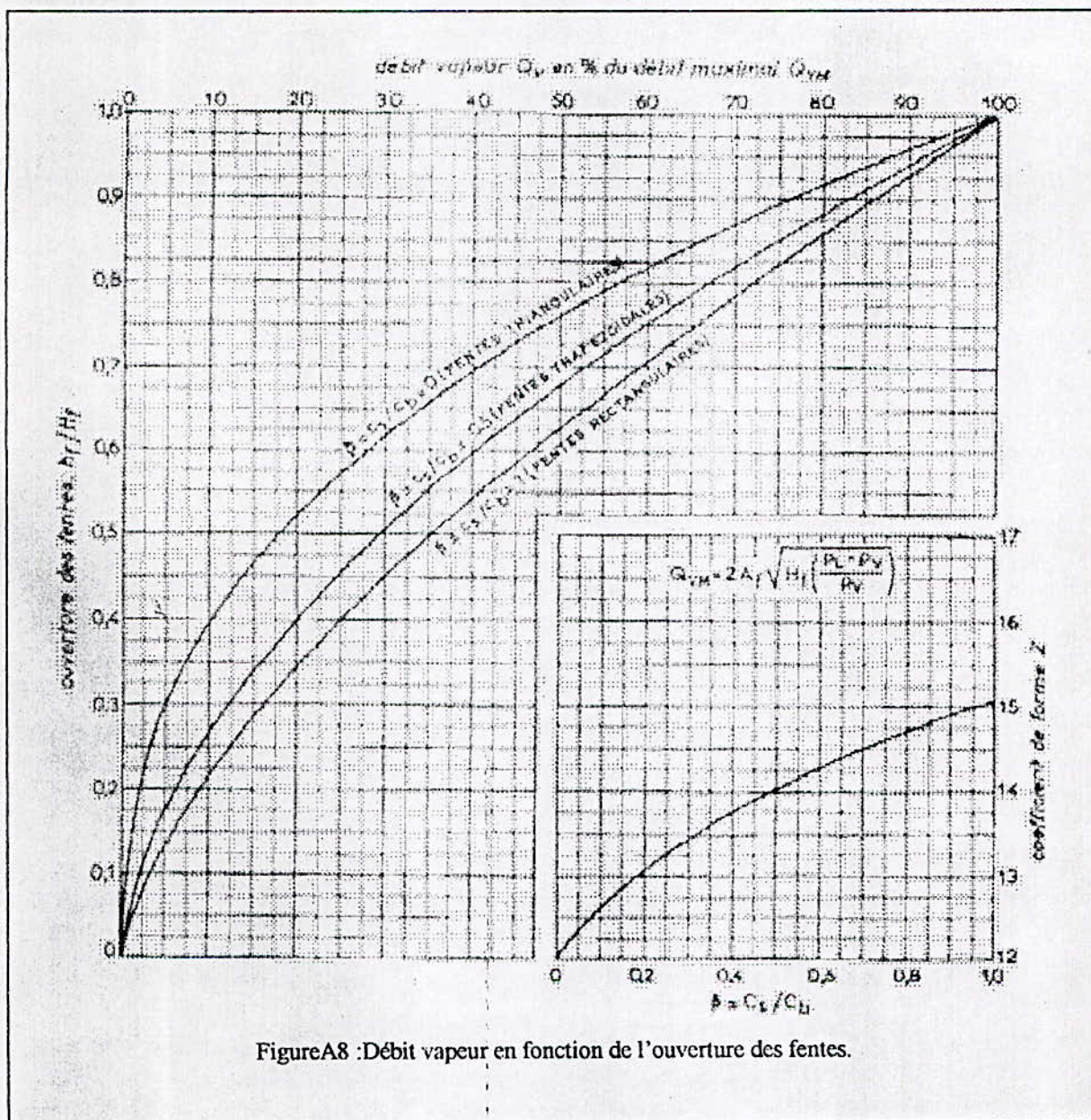
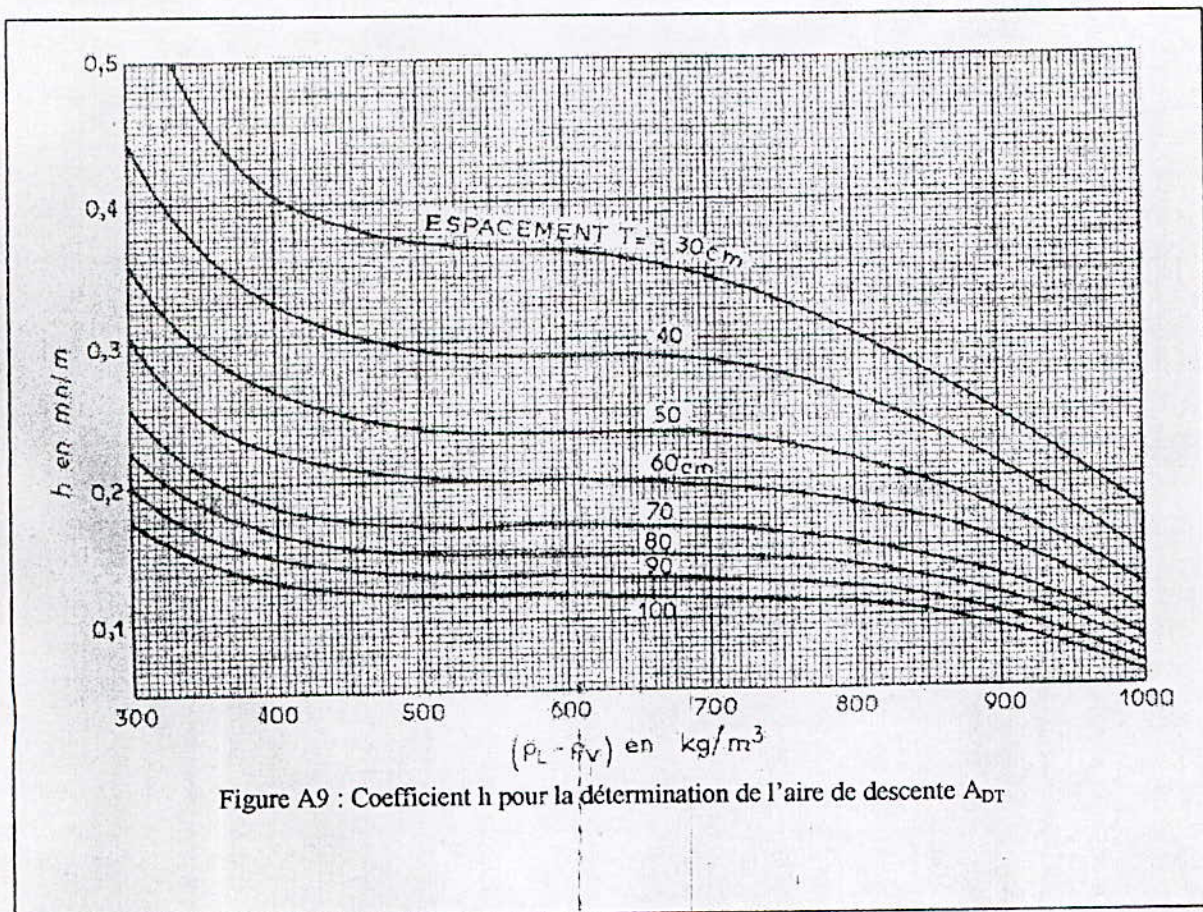
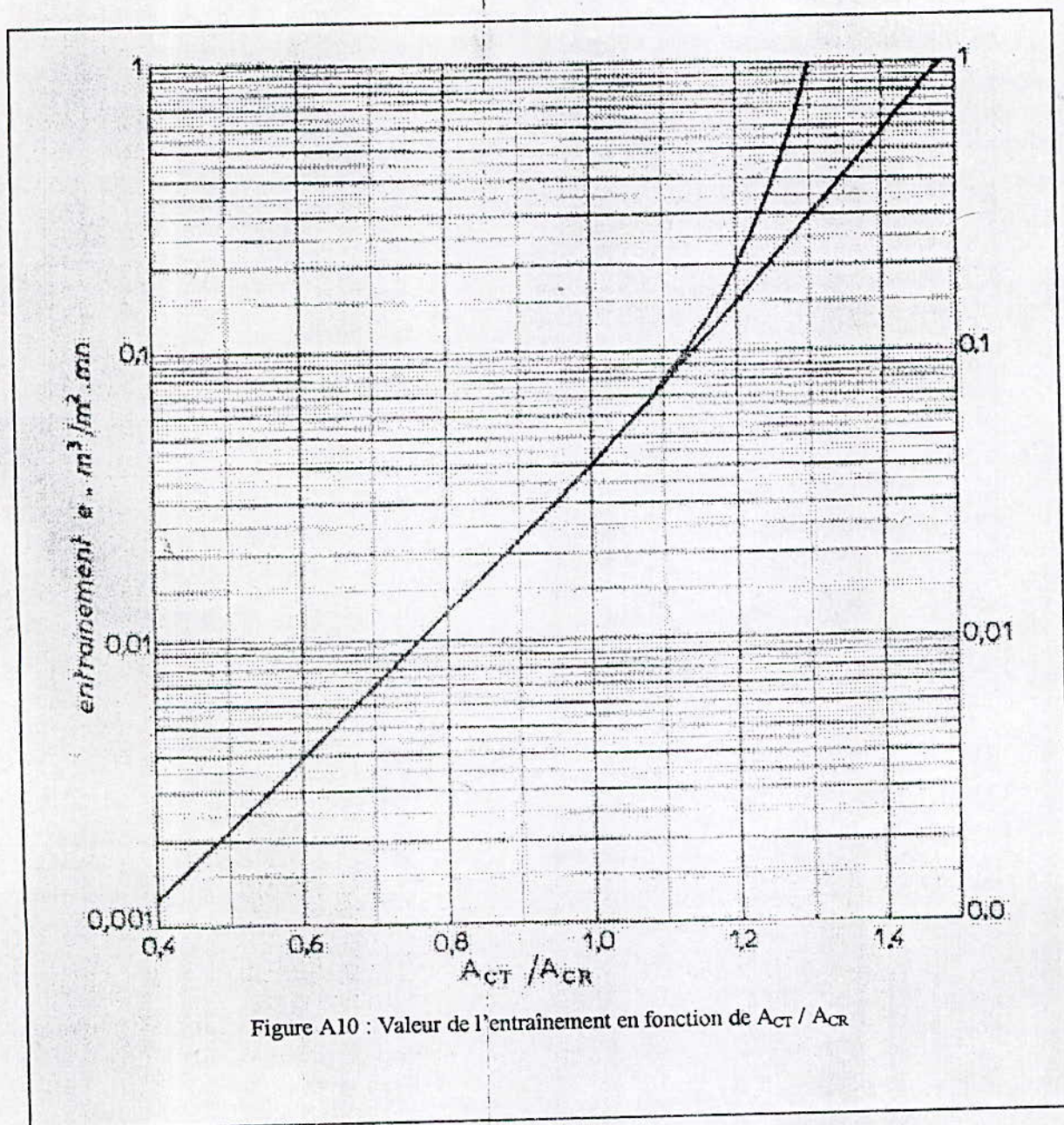


Figure A7 : Coefficient d'entrainement k' , pour l'estimation de l'aire A_{DT}



FigureA8 :Débit vapeur en fonction de l'ouverture des fentes.

Figure A9 : Coefficient h pour la détermination de l'aire de descente A_{DT}

Figure A10 : Valeur de l'entrainement en fonction de A_{CT} / A_{CR}

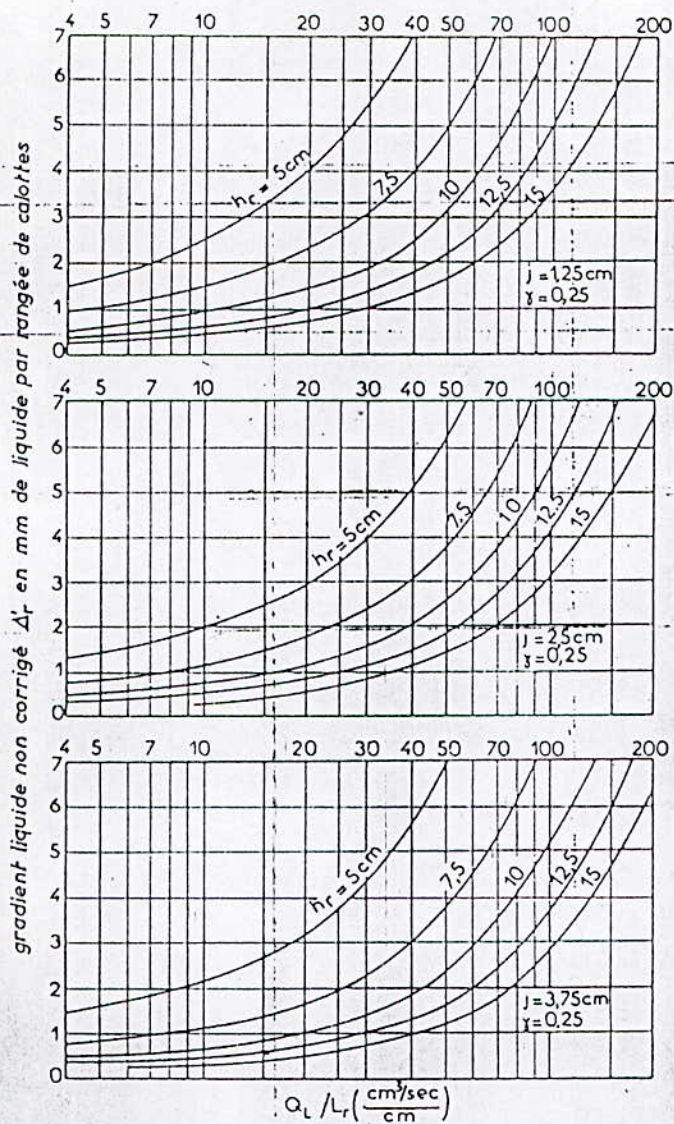


Figure A11 : Gradient liquide non corrigé pour des rangées de calottes $\gamma = 0.25$

Bibliographie

Bibliographie

- [1] BUFORD, D. SMITH, « Design of Equilibrium Stage Process »
Ed Mc Graw Hill Company, 1963, U.S.A.

- [2] C. JUDSON KING, « Separation Process »
Ed Mc Graw Hill Company, 1958, U.S.A.

- [3] « Manuel d'utilisation du logiciel PROSIM », PROSIM™ V-93.01,
E.N.S.I.G.C, Toulouse , France.

- [4] « Notes de cours sur la méthode SHORTCUT », E.N.S.I.G.C, Toulouse,
France.

- [5] C.S ROBINSON, E.R GILLILLAND : « Elements of Fractional Distillation »
Ed Mc Graw Hill Book Company, 1963, USA.

- [6] M.VAN WINKLE : « Distillation »
Ed Mc Graw Hill Book Company, USA, 1967.

- [7] P WUITHIER : « Raffinage et génie chimique », tome 2
Ed Technip, Paris , France, 1972.