

13/97

MINISTERE AUX UNIVERSITES  
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE  
D'ALGER

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

THESE

Presentee a l'EN.P.A pour l'obtention du grade de:

**MAGISTER en Genie Chimique**

par

**A.D. ATBA BENATBA**

ETUDE DE L'EFFICACITE DE  
PLATEAU DANS LA DISTILLATION  
DES MELANGES COMPLEXES

Soutenu publiquement le: 1998

Devant le jury compose de:

Professeur	Mr S.E. CHITOUR	President
M. de Conference	Mr M. BOURKIZA	Rapporteur
C. de Cours	Mme T. DJELLAS	Rapporteur
C. de Cours	Mme O. AIDOUNE	Rapporteur

## R E M E R C I E M E N T S

Je remercie très chaleureusement, Monsieur M. BOURKIZA, Maître de Conférences à l'E.N.P. d'avoir bien voulu me proposer le sujet de cette thèse. Je tiens à lui exprimer ma profonde gratitude et ma reconnaissance pour les précieux conseils qu'il m'a sans cesse prodigués tout au long de ce travail.

Je tiens à remercier Monsieur Le Professeur S.E. CHITOUR d'avoir accepté la présidence du jury.

Je remercie Madame T. DJELLAS, Chargée de cours à l'E.N.P. d'avoir accepté de siéger à ce jury en tant que rapporteur afin de juger ce travail.

Je tiens à exprimer ma reconnaissance à Madame W. AIDOUNE Chargée de cours à l'E.N.P. d'avoir accepté de faire partie de ce jury.

## Etude de l'efficacité de plateau dans la distillation des mélanges complexes

### Résumé

La connaissance de l'efficacité de plateau est indispensable dans la conception des colonnes de distillation. Néanmoins sa détermination demeure un problème majeur. Le calcul devient de plus en plus compliqué lors du passage du binaire aux systèmes complexes, en raison de la probabilité des différentes valeurs d'efficacité que peut avoir chaque composant du système.

L'objectif de ce travail consiste à établir un logiciel pour le calcul des efficacités de plateau et les efficacités ponctuelles pour un mélange complexe.

### Study on plate column efficiency in multicomponent distillation

#### Summary

The knowledge of the efficiency of the plate is necessary for the design of column distillation apparatus, although its realization somehow stay difficult.

The difficulty increase when its pass from binary-system to multi-component system, because it is possible that they are many values of efficiency for every component in the mixture.

The aim is to construct a method to calculate the efficiency of plate and local efficiency of multicomponent system.

### دراسة نجاعة الصحن في تقطير الخلائط المركبة

#### ملامة

ان معرفة نجاعة الصحن ضرورية في تصميم اجهزة التقطير . على كل فان تحقيقها يبقى صعبا الى حد ما ، و تزداد الصعوبة عند المرور من النظام المزدوج الى النظام المركبة و ذلك راجع الى احتمال وجود عدة قيم للنجاعة لكل مركب في الخليط . الهدف هو انشاء طريقة لحساب نجاعة الصحن و النجاعة المحلية لخليط مركب .

# S O M M A I R E

Introduction Générale .....	1
1. Considérations générales .....	3
1.1 Introduction .....	3
1.2 Types de plateaux.....	3
1.3 Régimes d'écoulement observés .....	11
sur le plateau	
2. Efficacité de plateau .....	18
2.1 Introduction .....	18
2.2 Efficacités de plateau de Murphree .....	20
2.2.1 Relation entre $E_{ML}$ et $E_{Mv}$ .....	22
2.2.2 Relation entre $E_{Mv}$ et $E_o$ .....	23
2.3 Efficacité de Hausen .....	24
2.4 Températures de phases et saturation .....	27
2.5 Efficacité de Standard .....	28
2.6 Efficacité de vaporisation de Holland .....	29
2.7 Mesure de l'efficacité .....	31
2.8 Corrélations empiriques pour l'efficacité....	32
2.8.1 Relation de Bakowsky.....	33
2.8.2 Méthode statistique.....	33
2.8.3 Correlation de Mc Farland.....	34

3. Efficacité ponctuelle.....	35
3.1 Equations de base pour la prédiction de.....	35
l'efficacité pour un binaire	
3.2 Définitions d'unités de transfert.....	36
3.2.1 Définitions de $NO_G$ , $N_G$ et $N_L$ .....	37
3.2.2 Unité de transfert alternative.....	41
de la phase liquide $N'$	
3.3 Relation entre $Eo_G$ et $NO_G$ .....	44
3.3.1 Estimation de $Eo_G$ par corrélations.....	51
3.3.2 Méthode de la pente et l'intersection.....	53
3.3.3 Le pourcentage de la résistance de.....	57
la phase liquide en distillation	
3.3.4 Corrélation de Chan et Fair.....	63
3.3.5 Estimation de $Eo_G$ à partir des.....	65
valeurs de $k'$ et $a$	
3.4 Efficacité ponctuelle et transfert.....	70
de chaleur	
3.4.1 Introduction.....	70
3.4.2 Equations empiriques.....	70
3.5 Modèle de la théorie du film.....	71
4.Relation entre l'efficacité ponctuelle et.....	80
l'efficacité de plateau	
4.1 Introduction.....	80
4.2 Les 3 cas de Lewis.....	82
4.3 Equation générale pour la concentration.....	84
locale du liquide	
4.4 Le modèle de mélange de retour simple.....	88
pour le cas 1 de Lewis	

4.5	Le modèle du mélange de retour simple.....	90
	pour le cas 2 et 3 de Lewis	
4.6	Le modèle des zones mélangées.....	95
4.7	Mesure et corrélations de la diffusivité.....	96
	tourbillonnaire	
4.8	Mélange horizontal de la vapeur.....	102
	entre plateaux	
4.9	Exploitation du cas 2 de Lewis.....	103
5.	Facteurs affectant l'efficacité.....	105
5.1	L'effet de l'entraînement du liquide.....	105
5.2	L'effet du pleurage.....	112
5.3	L'effet de l'entraînement de la vapeur.....	117
5.4	Efficacité et régime d'écoulement.....	120
5.5	Effet de la hauteur du déversoir.....	121
5.6	Débits relatifs de vapeur et de liquide.....	121
5.7	Longueur du parcours du liquide.....	123
6.	Prédiction de l'efficacité.....	128
6.1	Introduction .....	128
6.2	Méthode de l'A.I.Ch.E.....	128
6.3	Prédiction de l'efficacité pour un mélange... complexe	133
6.4	Exemple numérique.....	143
6.5	Conclusion.....	147
	Conclusion générale.....	148
	Annexe	
	Nomenclature	
	Bibliographie	

## I N T R O D U C T I O N   G E N E R A L E

La distillation est une opération unitaire du génie chimique où le transfert de matière a lieu lors du contact direct gaz-liquide. Ce contact s'effectue dans des contacteurs dits colonnes de distillation. Ces dernières doivent être équipées de dispositifs internes, qui favorisent la dispersion de la phase vapeur dans la phase liquide afin de provoquer une aire interfaciale d'échange plus importante. La réalisation du contact liquide-vapeur à contre-courant et par conséquent, l'échange de matière dans les colonnes de distillation est effectué soit en continu sur un garnissage, soit en discontinu sur des plateaux. Dans l'industrie chimique, les débits sont choisis dans un domaine où le fonctionnement nous incite à opter pour les contacteurs à plateaux. En tenant compte de la mauvaise distribution de l'écoulement de la phase gazeuse, les performances locales et globales sont souvent affectées. Pour une approche globale, l'introduction de la notion du plateau théorique, permet à priori d'accéder à l'efficacité de plateau.

En effet, l'efficacité du contacteur est un paramètre de grande importance, car il quantifie ses performances.

L'étude se complique d'avantage lors du passage du binaire aux systèmes complexes. L'absence et la discordance des données physiques et thermodynamiques demeurent des problèmes difficilement surmontables.

L'objectif de ce travail, consiste à établir une étude comparative des différentes notions d'efficacité. Une fois les conditions opératoires de bon fonctionnement définies, le choix convenable de l'efficacité de la colonne est établi pour caractériser simplement la performance de la colonne, afin de rendre son utilisation plus commode.

Nous nous proposons aussi de mettre à la disposition de l'ingénieur de conception, des correlations permettant la prédiction des efficacités de plateaux appropriés à des régimes hydrodynamiques déterminés.

Enfin nous tenterons d'élaborer un logiciel permettant le calcul des efficacités de plateau et les efficacités ponctuelles pour un mélange complexe, avec le système de menus pour faciliter l'accès. Ceci sera illustré par un exemple pratique.

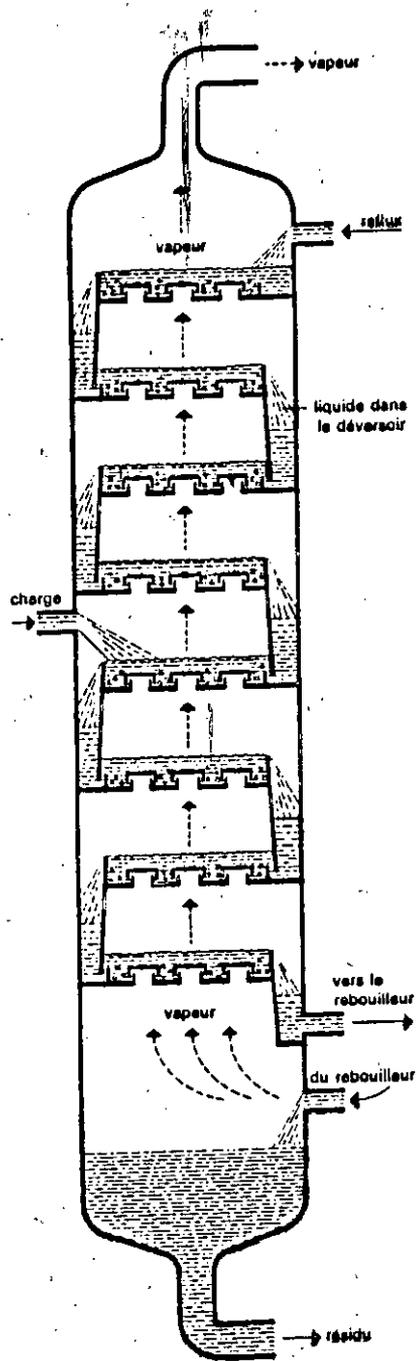


Fig. 11 Colonne à plateaux .

## 1- CONSIDERATIONS GENERALES :

### 1.1 INTRODUCTION

Les appareils de distillation ont tous pour but de réaliser le meilleur échange de matière entre le liquide et la vapeur qui se croisent. Ils doivent donc être équipés de dispositifs internes qui, d'une part, favorisent la dispersion de la vapeur dans le liquide et plus particulièrement provoquent la plus grande surface d'aire interfaciale et d'autre part, permettent la séparation du liquide et de la vapeur en contact afin d'en faciliter l'écoulement global à contre courant. Fig.(1.1).

### 1.2 TYPES DE PLATEAUX

Divers types de plateaux peuvent être employés. Ils sont présentés sur la figure (1.2)

a - plateau à calottes (bubble-cap tray)

c'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières ou chimiques, construit autrefois entièrement en fonte moulée, il s'est maintenant notablement allégé par la construction de calottes en acier embouti. Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une

efficacité de contact plus ou moins bonne. La qualité prédominante d'un plateau à calottes bien calculé est sa faculté d'adaptation sur une très large échelle aux variations des débits liquide et vapeur.

b - Plateau perforé (sieve tray)

Il est connu depuis longtemps. En dépit du prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès, car ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations de débit très faibles, autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé. la vapeur traverse verticalement la couche de liquide.

c - Plateau à clapets (valve tray)

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Dans les marques "Flexytray" et "Balast Tray", le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit vapeur. Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leurs performances sont légèrement supérieures pour

un prix de revient plus faible. L'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique.

d - Plateau "Uniflux"

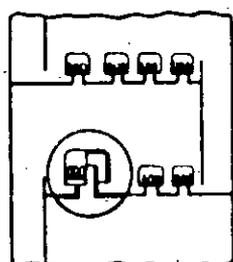
C'est une variante du plateau à calottes. Le plateau est décomposé en bande ayant une section en S et l'échappement de la vapeur aux échancrures s'effectue unidirectionnellement vers le deversoir aval, ce qui tend à favoriser l'écoulement liquide sur le plateau. Par contre la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène que pour les types précédents.

e - Plateau à jets directionnels (jet tray)

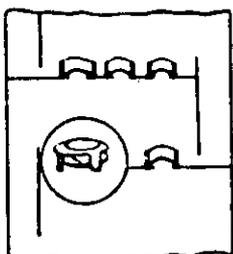
La construction de ce plateau est inspirée du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour le plateau perforé, et réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets. Dans le modèle "Float valve tray", ces derniers sont mobiles et articulés aux plateaux par une charnière, ce qui les apparente au modèle à soupapes.

f - Plateaux sans deversoir

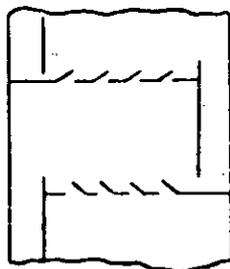
Ils sont du type perforé donc de construction peu onéreuse. Liquide et vapeur s'écoulent à contre courant



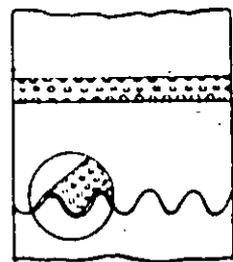
1. Plateaux à colattes.



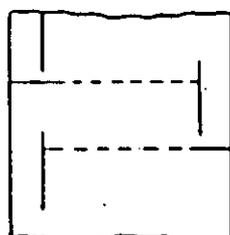
3. Ballast tray.



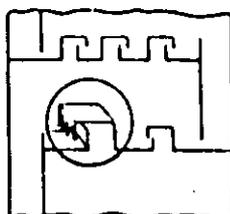
5. Jet tray.



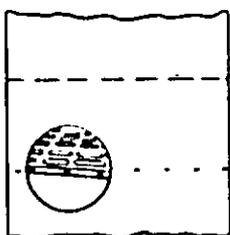
7. Ripple tray (perforé, ondule).



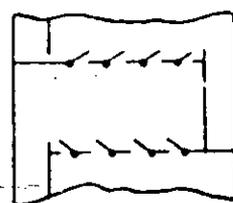
2. Plateaux perforés.



4. Uniflux.



6. Turbogrid.



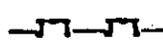
8. Float valve tray



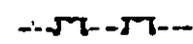
9. Perform-Kontakt



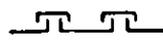
11. Film tray



13. Valve



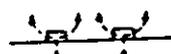
15. Sieve-valve



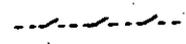
10. Bubble and tunnel cap



12. Haselden baffle tray



14. V-grid



16. Slotted sieve

Fig.1.2. Quelques types de plateaux.

par les même orifices de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Le niveau liquide sur le plateau correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Parmi ces modèles de plateaux, on trouve les marques : "Sieve tray", "Turbogrid" et "Ripple tray". Ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul.

Pour assurer un fonctionnement du plateau dans les meilleures conditions on doit associer la standardisation du matériel à celle de certaines valeurs caractéristiques de l'hydrodynamique.

Pour cela on utilise généralement les types de plateau présentés à la figure (1.3) : passage direct, double passe, et cascade ou trois passes etc... Le choix du type est déterminé en fonction du débit liquide alors que le diamètre du plateau dépend du débit vapeur.

Le tableau (1.1) suivant est un récapitulatif de quelques facteurs intervenant dans le choix du type de plateau.

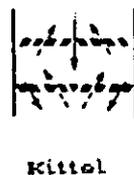
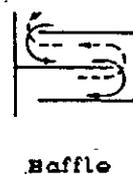
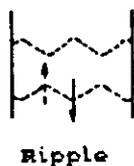
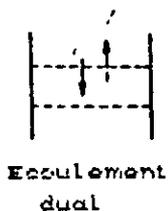
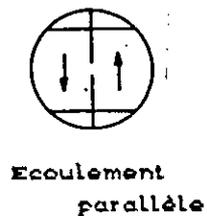


Fig. 1.3 Quelques modèles d'écoulement utilisés dans les colonnes à plateaux

Tableau 1.1 Quelques Facteurs Permettant le Choix du Type de Plateau

TYPE DE PLATEAU	COMMENTAIRES	REFERENCES
PERFORE	Cout Bas, Usage Varié	KOCH Eng. Co 1982
A VALVES	Cout Plus Elevé	GLITSCH Inc. 1974
PERFORE-VALVES	Basse Turndown, Efficacité Elevée	BILLET & Coll. 1969
A CALOTTES	Cout Elevé, Efficacité Elevée	BOLLES 1956
A FENTES	Efficacité, Perte De Charge Elevée	SMITH & DELNICKI 1975
V-GRID	Entrainement Et Pleurage Limités	NUTTER 1971
A JET	Haute Capacité Du Liquide	FORGRIEVE 1960
PERFORM-KONTAKT	Hautes Capacités Liquide Et Vapeur Perte De Charge Basse	RASKOP 1974
A FILM	Perte De Charge Elevée	LEVA 1972
2-5 PASSES	Mauvaise Distribution Du Liquide	BOLLES 1976
A DEVERS MULTIPLES	Haute Capacité Du Liquide	U. Carbide 1970
ÉCOULEMENT CIRCULAIRE/ HORSESHOE	Haute Charge Liquide-Cas2 De Lewis	BOLLES 1968
MULTIPASSE CIRCULAIRE	Plus Haute Charge Liquide Cas2	YING & Coll. 1984
ÉCOULEMENT PARALLELE	Surface De Bouillonnement Maximale Cas2 De Lewis	SMITH & DELNICKI 1975
ÉCOULEMENT DUALE/TURBO GRID	Turndown Faible Efficacité Faible	RYLEK & STANDARD 1964
RIPPLE		HUTCHINSON & BADDOUR 1956
BAFFLES	Haute Capacité, Cout Elevé	LEMIEUX 1988
BAFFLES DE HASELDEN		HASELDEN & WITWIT 1981
KITTEL	Cout Bas	STANISLAS & SMITH 1960

### I.3 Régimes d'écoulement observés sur le plateau

On peut observer sur le plateau plusieurs régimes d'écoulement. L'étude de ces derniers est très importante car le comportement hydrodynamique en dépend et donc différentes correlations sont nécessaires dans chaque régime pour des paramètres tels que : la densité de dispersion et l'entraînement. Fig(1.4).

Aussi, l'efficacité de plateau peut être améliorée en concevant un plateau approprié opérant dans un régime approprié.

#### a - régime d'atomisation :

Dans ce régime, la phase continue est la phase gazeuse le liquide est projeté par les jets de gaz en formant de petites gouttelettes. Ce régime est favorisé par une grande vitesse du gaz et une faible profondeur du liquide.

#### b - régime d'écume :

La situation ici est inversée, la phase continue est la phase liquide. Le gaz passe à travers le liquide en jets et bulles changeant rapidement de forme. Le régime est limité par le régime de bouillonnement aux vitesses de gaz basses et par le régime d'atomisation à des vitesses de gaz élevées. Aux vitesses juste au dessus de la transition du régime de bouillonnement, il y'a une

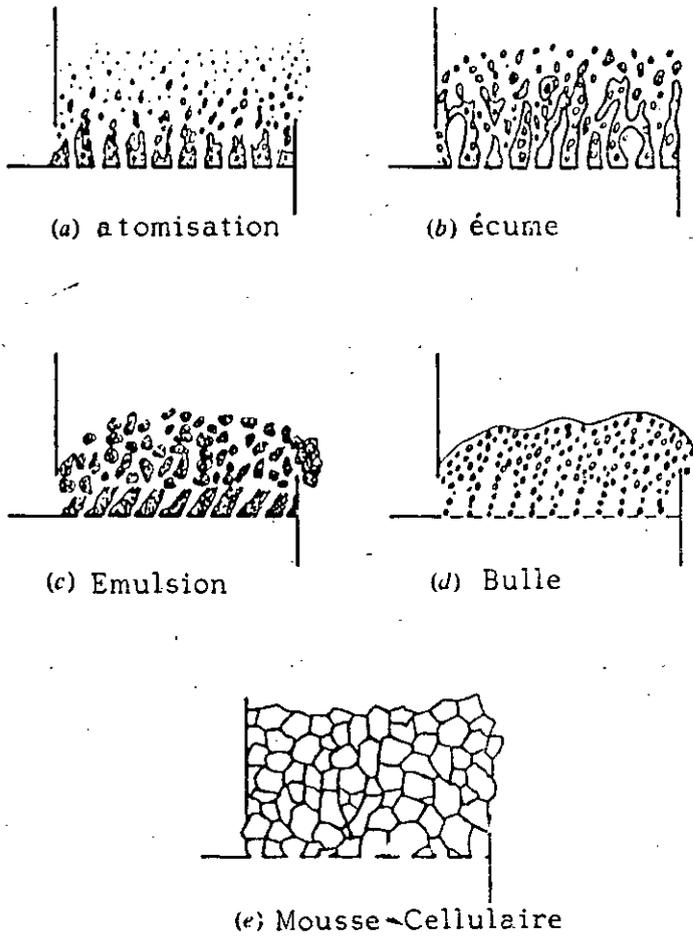


Fig .1.4 Représentation des régimes hydrodynamiques

limite au débit du gaz qui peut être véhiculé à travers le liquide par formation de bulles s'élevant d'une façon gênée par la présence d'autres bulles. La circulation du liquide peut augmenter cette limite à une petite étendue, qui une fois dépassée, entraîne une coalescence des bulles qui augmente la dimension de certaines bulles et ainsi la vitesse d'élevation par flottage  $U_{b0}$ .

La relation entre la vitesse superficielle du gaz  $U_s$  et la retenue du gaz est (Kirkpatrick 1975) ;

$$U_s = U_{b0} \varepsilon (1-\varepsilon)^{1,39} (1 + 2,55\varepsilon^3) \quad (1-1)$$

c - régime d'émulsion :

De petites bulles de gaz sont en suspension dans le liquide. Le régime est favorisé par une vitesse horizontale élevée du liquide comparée à la vitesse verticale du gaz issu des perforations, en d'autres termes :

$$\left( \frac{Q_L}{W \cdot h_{cl}} \right)^2 \cdot \rho_L > U_h^2 \rho_G \quad (1.2)$$

avec :  $Q_L$  : débit du liquide  
 $W$  : longueur du déversoir  
 $h_{cl}$  : hauteur du liquide clair  
 $U_h$  : vitesse du gaz à travers les trous  
 $\rho_g$  : masse volumique du gaz  
 $\rho_L$  : masse volumique du liquide

Se basant sur leurs résultats, Zuiderweg, et coll. (1984) proposent l'équation suivante pour la transition au régime d'émulsion

$$\frac{Q_L}{W} \frac{1}{h_{cl}} \frac{1}{U_s} \left( \frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{0.5} > 3,0 \quad (1.3)$$

$U_s$  : vitesse superficielle du gaz

La transition dépend probablement de l'aire du trou mais ceci n'a pas encore été confirmé expérimentalement. En effet, il y'a eu moins d'études sur l'émulsion que sur les autres régimes.

Les conditions du régime d'émulsion sont rencontrées dans la distillation à haute pression, où la charge liquide est assez importante et les vitesses de vapeur sont comparativement basses.

Le régime d'émulsion a de nombreux effets néfastes sur le comportement du plateau, entre autres, voici quelques uns de ces effets.

- l'engagement prématuré de la déverse
- l'étranglement de la bouche de la déverse
- entrainement de la vapeur
- réduction de l'efficacité
- sensibilité excessive au moussage.

#### d- régime de bulle

Les bulles s'élevent en un essain à travers le liquide  
Ce régime existe seulement avec un débit de gaz faible

#### e- régime de mousse

Ce régime se produit quand la coalescence des bulles est gênée. Plusieurs types de mousse sont possibles :  
La mousse cellulaire, composée de grosses bulles dodécaedrales (polyèdre à douze faces), peut se former à de faibles débits de gaz et de liquide. Elle a tendance à se produire dans des colonnes de petit diamètre.

Quand le moussage se produit, ceci résulte de la présence demélange, d'impuretés ou de transferts de matière ou de chaleur, qui donnent aux bulles le pouvoir de résister à la coalescence avec les autres. Une résistance à la coalescence aboutit à la formation de bulles de petite dimension. ces bulles s'élèvent doucement et augmente la retenue du gaz dans la dispersion.

### Le Moussage :

Les propriétés de moussage d'un système sont très importantes au niveau du plateau. Quand on parle de moussage, on fait allusion au degré d'expansion du liquide quand il est aéré, la mousse ainsi produite est principalement fonction des propriétés physiques du liquide bien que le mode et le degré d'aération aient aussi une influence. La stabilité de la mousse est liée à la vitesse d'effondrement de cette dernière après avoir arrêté l'aération. Le moussage et la stabilité de la mousse ne sont pas nécessairement reliés ; par exemple un système peut produire une grande quantité de mousse mais qui s'effondre rapidement, (SMITH.1963).

Un certain degré de moussage est souhaitable de façon à atteindre une aire interfaciale de contact assez grande. Cependant un moussage excessif entrainera une accumulation sur le plateau causant un entrainement excessif et l'engorgement.

Aussi des impuretés dans la mousse peuvent se concentrer à l'interface et agiront comme barrière au transfert de masse. Le designer doit donc contrôler le moussage (en utilisant des tensioactifs) pour obtenir une certaine balance optimale entre l'aire interfaciale et la vitesse de transfert de masse.

La stabilité de la mousse doit être prise en considération dans la conception de la devers, si elle nécessite des temps de séjour élevés (un grand volume de la devers) pour s'effondrer.

La prévision du moussage et de sa stabilité est très difficile. Actuellement on arrive seulement à faire des observations générales.

## 2. Efficacité de Plateau

### 2.1 Introduction

Le concept de l'efficacité de séparation de plateau et de colonne a été présenté pour remplacer les calculs directs de la quantité ou de l'étendue du transfert de masse entre phases en contact sur un plateau réel dans une colonne réelle. Une telle efficacité a deux aspects :

a - Du point de vue pratique, elle permet de déterminer le comportement d'une colonne réelle d'après la connaissance du comportement d'une colonne idéale de comparaison. Cette dernière a toujours été choisie de façon que les phases quittant chaque plateau soient mutuellement en équilibre thermodynamique. Ainsi le comportement de la colonne idéale peut être déterminé en utilisant les bilans de matière et d'enthalpie et les relations d'équilibre de phases. Les calculs sont relativement simples, l'utilisation de l'efficacité de séparation permet la détermination relativement facile du comportement de la colonne réelle.

D'autres définitions de l'efficacité formulées à partir de ce point de vue sont indépendantes du mécanisme détaillé du transfert de masse et de chaleur entre

phases sur les plateaux et s'appliquent ainsi à tous les types de plateaux.

b - Le second aspect de l'efficacité de plateau concerne la prédiction et l'interprétation en fonction du mécanisme réel du processus de transfert se produisant sur les plateaux. Ainsi l'efficacité peut être prédite en fonction des taux de transferts de masse et de chaleur, l'aire interfaciale, le temps de contact, l'étendue du mélange dans les phases etc...

~~On~~ inversement, la mesure des efficacités peut être utilisée dans le but de déterminer ces paramètres. Du point de vue pratique et rigueur, la première approche est suffisante, cependant, d'après la majorité des auteurs, l'efficacité de plateau peut bien être correlée et prédité d'après plusieurs théories fondamentales du transfert de masse et de chaleur. Ainsi on exige d'une définition de l'efficacité de plateau, qu'elle fournisse une méthode universelle du calcul de l'efficacité de séparation d'une colonne idéale correspondante et qu'elle permette de relier l'efficacité aux détails des mécanismes du processus de transfert pour chaque type spécifique de plateau.

Ces plateaux sont destinés à effectuer des échanges de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase gazeuse.

On appelle plateau théorique, idéal ou parfait, un plateau dont les flux de sortie sont constitués par une phase liquide et une phase vapeur en équilibre l'une avec l'autre.

## 2.2 Efficacités de Plateau de Murphree :

L'efficacité de Murphree (Murphree 1925) est définie en comparant un plateau réel montré dans la fig (2.1 a) à un plateau idéal représenté dans la fig (2.1 b) (pour  $Emv$ ) et dans la fig (2.1 c) pour  $EmL$ .

Murphree suppose les débits molaires constants tout le long de la colonne et définit deux efficacités de plateau pour chaque plateau.

- L'efficacité de la vapeur :

$$Emv = \frac{y_n - y_{n-1}}{y^*n - y_{n-1}} \quad (2.1)$$

où  $Emv$  : Le facteur d'efficacité de plateau

$y_n^*$  : La composition de la vapeur quittant le plateau idéal en équilibre avec le liquide quittant le plateau réel de composition  $x_n$

$y_{n+1}$  : La composition de la vapeur réelle

- L'efficacité du liquide :

D'une façon similaire il définit une efficacité du liquide en utilisant  $x$  comme fraction molaire du constituant liquide.

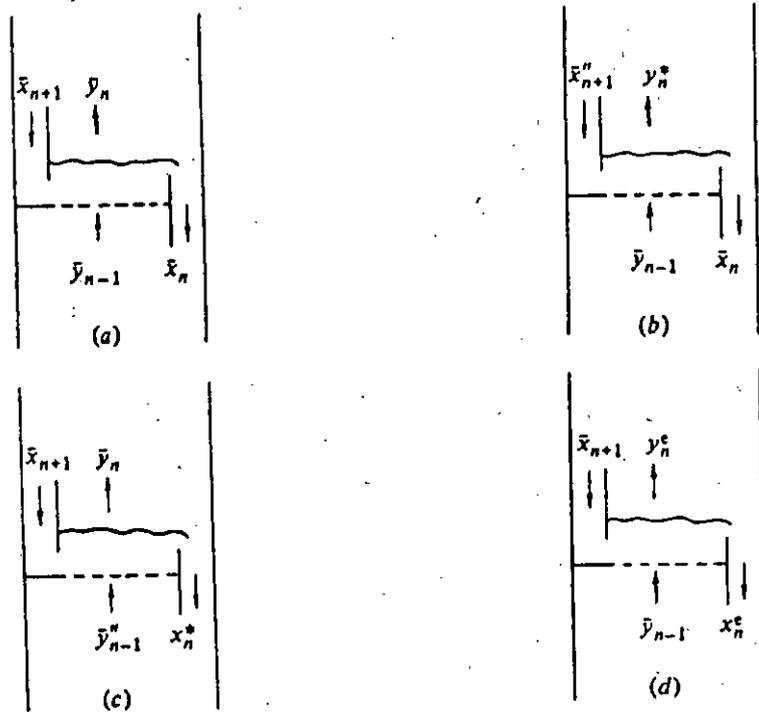


Fig. 2.1. Nomenclature des définitions de l'efficacité de plateau.

- a) plateau réel.
- b) plateau idéal pour la définition de  $E_{MV}$
- c) plateau idéal pour la définition de  $E_{ML}$
- d) plateau idéal pour la définition de  $E_H$

$$E_{ML} = \frac{x_n - x_{n+1}}{x_n^* - x_{n+1}} \quad (2.2)$$

où  $x_n^*$  est la composition du liquide quittant le plateau idéal en équilibre avec la vapeur réelle quittant le plateau réel de composition  $y_n$ .

L'efficacité de Murphree est donc l'efficacité globale d'un plateau définie comme le rapport entre la variation du titre réalisée par le plateau et la variation qui aurait pu être obtenue avec un plateau théorique.

Ainsi pour obtenir le facteur d'efficacité, on divise l'enrichissement réel de la vapeur par l'enrichissement théorique maximum.

Expérimentalement, les échantillons de vapeur au dessus et au dessous du plateau sont pris simultanément avec l'échantillon liquide de la déverse.

### 2.2.1 Relation entre $E_{ML}$ et $E_{MV}$ :

Si les débits liquide et gazeux  $G$  et  $L$  sont constants, le bilan de matière au niveau d'un plateau réel donnera

$$L (x_{n+1} - x_n) = G (y_n - y_{n-1}) \quad (2.3)$$

Si la courbe d'équilibre est une droite ( $m$  et  $b$  sont indépendantes de la composition) et sachant que

$$y_n^* = m x_n + b \quad (2.4)$$

$$\text{et } y_n = m x_n^* + b \quad (2.5)$$

$$\text{on tire que : } m = \frac{y_n^* - y_n}{x_n - x_n^*} \quad (2.6)$$

$$\text{de sorte que : } \lambda = \frac{m G}{L} = \left( \frac{y_n^* - y_n}{x_n - x_n^*} \right) \left( \frac{x_{n+1} - x_n}{y_n - y_{n-1}} \right) \quad (2.7)$$

avec  $\lambda$  : facteur d'extraction (quelque soit l'opération de séparation utilisée), des équations (2.1), (2.2) et (2.7) on a :

$$\lambda \left( \frac{1}{E_{ML}} - 1 \right) = \left( \frac{1}{E_{MV}} - 1 \right) \quad (2.8)$$

ou encore :

$$E_{MV} = \frac{E_{ML}}{E_{ML} + \lambda (1 - E_{ML})} \quad (2.9)$$

L'efficacité de plateau de Murphree convient très bien pour les calculs plateau par plateau. On utilise  $E_{MV}$  quand on va du bas de la colonne en haut et  $E_{ML}$  dans le sens contraire.

### 2.2.2 Relation entre $E_{MV}$ et $E_o$

Lewis (1936) a donné une relation entre  $E_{MV}$  et l'efficacité globale  $E_o$  sous la forme suivante :

$$E_o = \frac{\ln(1 + Emv(\lambda - 1))}{\ln \lambda} \quad (2.10)$$

$$\text{avec } E_o = \frac{N_T}{N_A} \quad (2.11)$$

ou  $N_T$  : nombre d'étages théoriques

$N_A$  : nombre d'étages réels

Dans l'équation (2.10), on s'est basé sur la supposition que les droites opératoires et d'équilibres sont bien des droites et que la valeur de  $Emv$  est constante sur chaque plateau.

### 2.3 Efficacité de Hausen (Hausen 1953)

Hausen commence par critiquer l'efficacité de Murphree car les débits entrant pour les plateaux réels et idéaux sont différents.

On peut donc obtenir une définition de l'efficacité plus satisfaisante en prenant les débits entrant constants ; les débits sortant changent selon l'efficacité du contact sur le plateau. C'est dans ce contexte qu'est définie l'efficacité de Hausen. La fig. (2.1 d) montre le plateau idéal utilisé dans la définition de l'efficacité de Hausen. Ce plateau parfait est comparé au plateau réel de la fig. (2.1a). Dans la fig.(2.1d), les débits sortant sont en équilibre de sortes que pour chaque constituant.

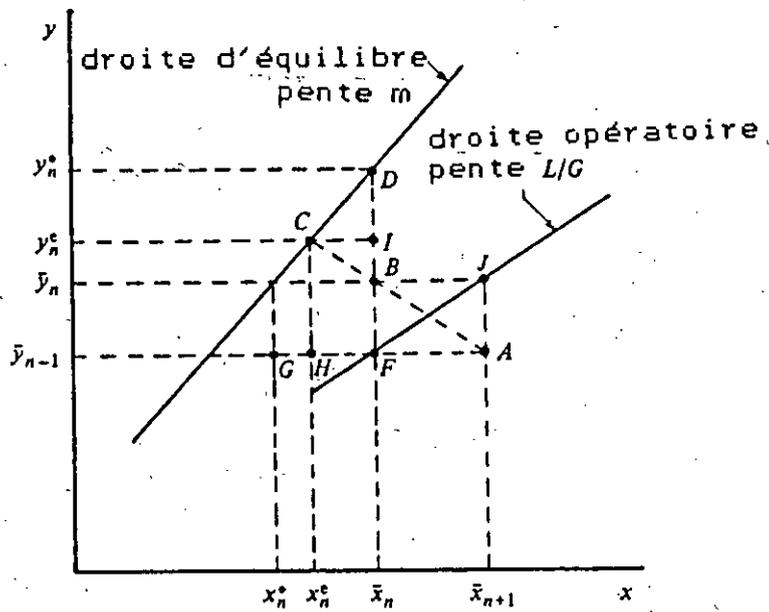


Fig. 22. Représentation de  $E_H$ ,  $E_{mv}$  et  $E_{ml}$  pour un mélange binaire

$$y_n^e = mx_n^e + b \quad (2.12)$$

Les efficacités de plateau de Hausen pour chaque constituant sont définies comme suivant :

$$E_{HV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^e - y_{n-1}} \quad \text{et} \quad E_{HL} = \frac{x_n - x_{n+1}}{x_n^e - x_{n+1}} \quad (2.13)$$

Le bilan de matière d'un composant sur le plateau montré dans la fig. (2.1 d) donne :

$$L(x_{n+1} - x_n^e) = G(y_n^e - y_{n-1}) \quad (2.14)$$

$y_n^e$  et  $x_n^e$  : compositions du liquide et de la vapeur quittant le plateau idéal.

En divisant (2.6) par l'équation (2.14), on est conduit à :

$$E_H = E_{HV} = E_{HL} \quad (2.15)$$

de sorte que l'efficacité de Hausen a en plus l'avantage que, une seule efficacité suffit pour les deux phases.

### 2.3.1 Relation entre $E_H$ et $E_{MV}$ :

Les compositions impliquées dans la fig (2.1 a-d) sont montrées dans la fig(2.2) pour un binaire.

$$E_H = \frac{BF}{CH} ; E_{MV} = \frac{BF}{DF} ; E_{MF} = \frac{AF}{AG}$$

Ou encore :

$$E_H = \frac{BF}{DF} \cdot \frac{DF}{CH} = E_{MV} \left( \frac{BF}{CH} + \frac{DB}{CH} \right)$$

$$\begin{aligned}
\text{mais } DB &= DI + IB \\
&= m CI + IB \\
&= m \frac{G}{L} IB + IB \\
&= (1+\lambda) IB \\
&= (1+\lambda) (CH - BF)
\end{aligned}$$

de sorte que :

$$\begin{aligned}
E_H &= E_{MV} (E_H + (1+\lambda) (1 - E_H)) \\
\text{et } E_H &= \frac{E_{MV} (1+\lambda)}{1 + \lambda E_{MV}} \quad (2.16)
\end{aligned}$$

#### 2.4 Températures de Phases et Saturation

Standard (1965) fit remarquer que la convention adoptée dans les définitions de Murphree, que les flux sortant sont saturés, n'était qu'une pure et arbitraire supposition. Puisque ces flux ne sont pas en équilibre en composition, la supposition de la saturation implique qu'ils sont à des températures différentes. Une autre supposition également probable est qu'ils sont à la même température mais ne sont pas saturés. Une troisième et plus probable situation est que les flux sortant ne sont ni saturés ni en équilibre thermique.

En effet, les efficacités de Murphree et de Hausen ne fournissent aucune information sur l'état thermique réel des flux sortant.

Lorsqu'on travaille avec un mélange binaire ou pseudobinaire avec G et L constants, on ne trouve généralement pas de difficultés. Par contre les difficultés se multiplient quand on procède à des calculs plateau par plateau, pour des plateaux réels utilisant des bilans de chaleurs et aussi quand on travaille avec des mélanges complexes.

## 2.5 Efficacité de Standard

A part la question de l'équilibre thermique, Standard (1965), fit remarquer que les efficacités de Murphree et de Hausen supposent G et L constants sur le plateau. Il définit des efficacités très générales. Elles sont basées sur le plateau réel de la fig. (2.1 a) et le plateau idéal de la fig. (2.1 d).

L'efficacité globale :

$$E_s = \frac{G_n - G_{n-1}}{G_n^e - G_{n-1}} = \frac{L_n - L_{n+1}}{L_n^e - L_{n+1}} \quad (2.17)$$

Les efficacités individuelles :

$$E_{si} = \frac{G_n y_n - G_{n-1} y_{n-1}}{G_n y_n^e - G_{n-1} y_{n-1}} = \frac{L_n x_n - L_{n+1} x_{n+1}}{L_n x_n^e - L_{n+1} x_{n+1}} \quad (2.18)$$

L'efficacité de chaleur

$$E_{SH} = \frac{G_n H_n - G_{n-1} H_{n-1} + r_n Q_n}{G_n H_n - G_{n-1} H_{n-1} + r_n Q_n} = \frac{L_n h_n - L_{n+1} h_{n+1} + (1-r_n) Q_n}{L_n h_n - L_{n+1} h_{n+1} + (1-r_n) Q_n} \quad (2.19)$$

H : enthalpie de vapeur

h : enthalpie du liquide

Q<sub>n</sub>: débit de chaleur perdue du plateau n au voisinage

r<sub>n</sub>: la fraction de chaleur perdue par la vapeur du plateau n.

e : l'indice relatif au flux partant du plateau idéal.

Nous remarquons que pour un écoulement équimolaire,

l'équation (2.18) se réduit à l'efficacité de Hausen.

La difficulté d'utiliser les efficacités de Standard (même celles de Hausen) est qu'on doit exécuter le calcul sur chaque plateau pour déterminer les débits sortant du plateau idéal.

Dans ce sens, les efficacités de Murphree conviennent mieux, en dépit de leur manque de rigueur.

## 2.6 Efficacité de Vaporisation de Holland

Holland (1963) proposa une efficacité de vaporisation,  $E_{ni}^v$  qui a une forme très différente des efficacités de plateau précédemment considérées. Elle est définie comme suit:

$$E_{ni}^v = \frac{f_{ni}^v}{f_{ni}^v} \quad (2.20)$$

où  $f_{ni}^v$  = fugacité du composant i dans la vapeur quittant le plateau n, évaluée aux conditions de cette vapeur.

$f_{ni}^L$  = fugacité du composant  $i$  dans le liquide quittant le plateau  $n$  évaluée aux conditions de ce liquide.

Pour le cas particulier où la vapeur et le liquide quittant le plateau sont à la même température et la phase vapeur est une solution idéale, on a :

$$Eni^v = \frac{\bar{y}_{ni}}{(\gamma_{ni}^L K_{ni} \bar{x}_{ni})} \quad (2.21)$$

Dans ce cas le terme  $(\gamma_{ni}^L K_{ni} \bar{x}_{ni})$  est évalué aux conditions du liquide sortant. Pour un composant  $i$ ,  $\gamma_{ni}^L$  est le coefficient d'activité,  $K_{ni}$  est la valeur de  $K$  pour une solution idéale pour le composant  $i$  sur le plateau  $n$  et  $\bar{x}_{ni}$  est la fraction molaire.

L'attraction principale de l'efficacité de vaporisation est son utilité dans le calcul informatique. Mais l'inconvénient est que sa valeur varie dans la colonne avec les changements de la composition. L'examen de l'équation (2.21) montre qu'au sommet de la colonne, comme  $\bar{y}_{ni}$  et  $\bar{x}_{ni}$  tendent vers 1,  $Eni^v$  aussi tend vers 1. Par conséquent, la valeur numérique de  $Eni^v$  ne reflétera pas la facilité ou la difficulté de la séparation. Donc elle présente un inconvénient pour la mesure de l'efficacité et c'est dans ce sens qu'elle a été sévèrement critiquée notamment par Médina et coll. (1978).

## 2.7 Mesure de l'Efficacité

Dans les colonnes à l'échelle pilote, la mesure de l'efficacité individuelle de chaque composant sur un plateau particulier peut être faite en déterminant les compositions des flux entrant et sortant.

Dans les efficacités de Murphree, on introduit le rapport des différences de composition et par conséquent, une précision considérable est nécessaire. Seulement, des problèmes peuvent être rencontrés en évitant la vaporisation partielle des échantillons liquide ainsi que pour s'assurer que les échantillons vapeur sont secs (Lockett et Ahmed.1983).

Si la volatilité relative est constante, l'efficacité globale de la colonne d'un mélange binaire peut être déterminée à partir des compositions finales à reflux total en utilisant l'équation de Fenske-Underwood. La précision de cette méthode peut être améliorée en considérant la composition des échantillons plateau par plateau.

La détermination des efficacités avec précision, dans les colonnes industrielles est extrêmement difficile. Le manque de précision dans la mesure du taux de reflux peut entraîner des erreurs significatives dans le calcul de l'efficacité, en particulier quand la colonne opère à un reflux minimum. Des problèmes similaires peuvent

surgir à cause de l'incertitude des données d'équilibre liquide-vapeur. Il serait préférable de mentionner l'efficacité de plateau et l'efficacité globale mesurées avec les données d'équilibre sur lesquelles elles sont basées. Malheureusement cette pratique est rarement suivie.

## 2.8 Correlations Empiriques pour l'Efficacité

Dans le cas de la distillation des hydrocarbures par exemple, des correlations empiriques très simples ont été établies. Ces correlations permettent d'estimer rapidement l'ordre de grandeur de l'efficacité.

La correlation de Drickamer et Bradford.(1943) fait intervenir comme seule variable la viscosité du liquide la température moyenne de la colonne ; la diffusion en phase liquide étant le phénomène prépondérant. L'efficacité définie comme le rapport du nombre d'étages théoriques au nombre d'étages réels est reliée à la viscosité du liquide par la correlation :

$$E_o = 0,17 - 0,616 \log \mu_1 \quad (2.22)$$

On fait également intervenir au lieu de la viscosité  $\mu_1$  le produit  $\alpha \mu_1$  de la viscosité par la volatilité relative des deux constituants à séparer, dans le cas d'une distillation binaire ou des deux constituants clefs dans le cas d'une distillation complexe.

$$E_o = - 0,63 (\alpha \mu_L)^{-0,212} \quad (2.23)$$

### 2.8.1 Relation de Bakowsky (1963)

A partir d'essais effectués sur un plateau comportant une calotte unique, Bakowsky a établi la relation suivante pour l'efficacité en distillation :

$$E_{MV} = \left( 1 + \frac{37 m \cdot M}{(h_L + h_f - H_f) \rho_L T} \right)^{-1} \quad (2.24)$$

avec m : coefficient d'équilibre :  $m = y^*/x_n$

M : masse molaire (kg/mole)

T : température (K)

Cette relation a été vérifiée sur des résultats obtenus avec des plateaux de faible diamètre, elle ne fait pas intervenir le degré de mélange. On ne l'utilisera donc pas pour des plateaux ayant un diamètre supérieur à 0,6m

### 2.8.2 Méthode Statistique :

Mc Farland, Sigmund et Van Winkle (1972) ont testé 42 équations sans dimension sur 806 points expérimentaux. Les points avaient été obtenus au cours de distillation de mélanges binaires sur des plateaux perforés et des plateaux à calottes. Les auteurs ont retenu deux

équations dont la validité est sensiblement équivalente pour décrire les résultats expérimentaux:

$$E_{MV} = 7 C_{px}^{0,14} S_{CL}^{0,25} Re_{GL}^{0,08} \quad (2.25)$$

$$E_{MV} = 6,8 (Re_{GL} S_{CL})^{0,1} (C_{px} S_{CL})^{0,115} \quad (2.26)$$

avec  $C_{px} = \frac{\sigma}{\mu_L U_{Ga}}$  nombre de capillarité

$S_{CL} = \mu_L / (\rho_L D_L)$  nombre de Schmidt

$Re_{GL} = hw U_{Ga} \rho_G / (\mu_L por)$  nombre de Reynolds

$U_{Ga}$  : vitesse du gaz rapportée à l'unité de surface

$\sigma_L$  : tension superficielle

$hw$  : hauteur du déversoir

$por$  : porosité de la phase liquide sur le plateau

Ces équations prédisent 90% des résultats expérimentaux avec une erreur inférieure ou égale à 24%.

### 2.8.3 Correlation de Mac Farland et coll.(1972)

$$E_{MV} = 7,0 \left( \frac{\sigma}{\mu_L U_s} \right)^{0,14} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0,25} \left( \frac{hw U_n \rho_G}{\mu_L} \right)^{0,08} \quad (2.27)$$

ou encore

$$E_{MV} = 6,8 \left( \frac{\sigma}{\mu_L U_s} \right)^{0,115} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0,215} \left( \frac{hw U_n \rho_G}{\mu_L} \right)^{0,1} \quad (2.27)$$

Ces équations sont basées sur des données déduites avec des plateaux à calottes et des plateaux perforés. Généralement les corrélations empiriques ne peuvent donner qu'une estimation de l'efficacité. Elles sont utilisées dans les études préliminaires.

### 3 - Efficacité Ponctuelle

#### 3.1 Equations de base pour la prédiction de l'efficacité pour un binaire

Comme il a été dit précédemment, différentes définitions de l'efficacité sont possibles. Mais nous nous baserons sur celles de Murphree qui sont les plus indiquées dans la pratique.

Premièrement, les nombres d'unités de transfert de la phase vapeur et la phase liquide  $N_G$  et  $N_L$  sont estimés par des corrélations. Ensuite, les expressions suivantes sont utilisées et qui représenteront une procédure de base pour l'estimation de l'efficacité d'une section pour un mélange binaire ou pseudo-binaire.

Le nombre global d'unités de transfert de la phase vapeur  $NO_G$  :

$$\frac{1}{NO_G} = \frac{1}{N_G} + \frac{1}{N_L} \quad (3.1)$$

L'efficacité ponctuelle de Murphree de la phase vapeur  
 $E_{OG}$  :

$$E_{OG} = 1 - \exp(-N_{OG}) \quad (3.2)$$

L'efficacité de plateau de Murphree de la phase vapeur  
 $E_{MV}$  :

$$E_{MV} = \frac{1}{\lambda} (\exp(\lambda E_{OG}) - 1) \quad (3.4)$$

L'efficacité de la section  $E_o$  (globale)

$$E_o = \frac{\ln(1 + E_{MV}(\lambda - 1))}{\ln \lambda}$$

Notons que pour obtenir les corrélations pour  $N_G$  et  $N_L$  il faut travailler de manière récurrente, en déterminant les valeurs de  $E_o$  et  $E_{MV}$  et par conséquent les corrélations pour  $N_G$  et  $N_L$  dépendent de la précision des équations utilisées pour leur détermination.

### 3.2 Définitions d'unité de Transfert :

Les équations suivantes définissent les coefficients de transfert de masse nécessaires. Elles sont basées sur la théorie des deux résistances au transfert de matière représentée sur la figure suivante (3.1).

Le flux molaire  $N$  est donné par :

$$N = k_G (y_i - y) = k_L (x - x_i) = K_{OG} (y^* - y) \quad (3.5)$$

Où  $y^*$  est la composition de la vapeur en équilibre avec la composition du liquide :

$$y^* = m x + b \quad (3.6)$$

L'équilibre est supposé à l'interface :

$$y_i = m x_i + b \quad (3.7)$$

avec  $y_i$  : fraction molaire de la vapeur à l'interface

$x_i$  : fraction molaire du liquide à l'interface

$m$  : pente de la droite d'équilibre

$k_G$  : coefficient de transfert de masse de la vapeur

$k_L$  : coefficient de transfert de masse du liquide

$K_{OG}$  : coefficient de transfert de masse global basé dans la vapeur

En combinant ces équations nous obtenons la relation suivante :

$$\frac{1}{K_{OG}} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \quad (3.8)$$

### 3.2.1 Définitions de $N_{OG}$ , $N_G$ et $N_L$

La figure (3.2) montre les bandes élémentaires de la dispersion des 2 phases sur le plateau utilisées pour définir les unités de transfert. Le bilan de matière sur la vapeur de l'élément considéré donne :

$$G'W dz' dy = K_{OG} (y^* - y) a W dz' dh \quad (3.9)$$

avec  $G$  : débit de vapeur par unité d'aire  
debouillonnement.

$W$  : longueur du deversoir.

a : aire interfaciale par unité de volume de la dispersion.

L'écriture de cette équation suppose que la vapeur est en écoulement piston et qu'il n'ya pas de mélange horizontal de la vapeur.

Le nombre d'unités de transfert différentielles est défini comme étant le rapport du changement de la concentration de la vapeur sur l'élément différentiel à la force motrice causant le changement. De sorte que d'après l'équation de bilan (3.9), le nombre d'unités de transfert globale de la phase vapeur  $No_G$  est donné par :

$$No_G = \int d No_G = \int_{y_{n-1}}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y} \quad (3.10)$$

et :

$$No_G = \int_0^{h_f} \frac{K_{OG} a dh}{G'} = \frac{K_{OG} a h_f}{G'} \quad (3.11)$$

$h_f$  : hauteur de la dispersion sur le plateau.

Le nombre d'unités de transfert de la phase vapeur  $N_G$  est obtenu quand il n'ya pas de résistance à la phase liquide de sorte que  $K_{OG} = k_G$  et

$$N_G = \frac{k_G a h_f}{G'} \quad (3.12)$$

Le nombre d'unités de transfert de la phase liquide,

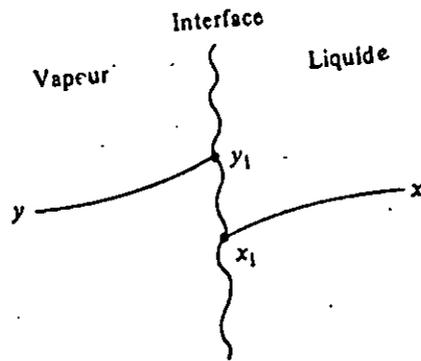


Fig. 3.1 Profile de concentration du composant le plus volatil dans le binaire

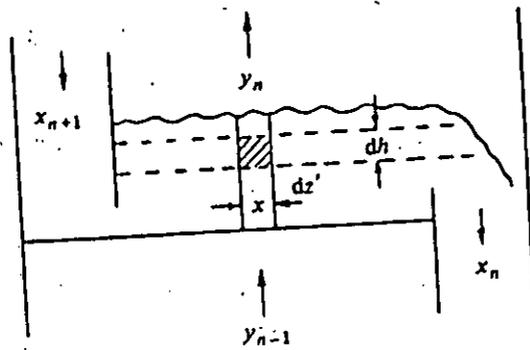


Fig. 32 bande élémentaire utilisée pour définir les unités de transfert.

$N_L$  est obtenu quand il n'y a pas de résistance à la phase vapeur de sorte que de l'équation (3.8),

$$K_{oG} = \frac{k_L}{m}$$

et de l'équation (3.11),

$$N_L = \frac{k_L a h_f}{m G'} \quad (3.13)$$

De l'équation (3.8), il s'en suit que :

$$\frac{1}{N_{oG}} = \frac{1}{N_G} + \frac{1}{N_L} \quad (3.14)$$

Notons que l'équation (3.1) peut être obtenue directement de l'équation (3.8), en multipliant par  $G'/ah_f$ . L'avantage de définir  $N_G$  et  $N_L$  de cette façon est qu'on peut s'attendre à ce que des correlations pour  $N_G$  et  $N_L$  soient similaires en forme.

Les unités de transfert peuvent être exprimées en fonction du temps de séjour moyen de la vapeur  $t_G$  dans la dispersion des 2 phases comme suivant.

$$t_G = \frac{h_f}{U_G} = \frac{h_f \epsilon}{U_s} = \frac{h_f \epsilon \beta_G}{G'} \quad (3.15)$$

$U_G$  : La vitesse moyenne de la vapeur à travers la dispersion.

$U_s$  : La vitesse superficielle de la vapeur.

Il s'en suit que :

$$N_{Oa} = K'_{Oa} a' t_a \quad (3.16)$$

$$N_a = k'_a a' t_a \quad (3.17)$$

$$N_L = \frac{k'_L a' t_a}{m} \frac{\beta'_L}{\beta'_G} \quad (3.18)$$

où

$$K'_{Oa} = \frac{K_{Oa}}{\beta'_G} \quad (3.19)$$

$$k'_a = \frac{k_a}{\beta'_G} \quad (3.20)$$

$$k'_L = \frac{k_L}{\beta'_L} \quad (3.21)$$

$$a' = \frac{a}{\epsilon} \quad (3.22)$$

et :

$$N_{Oa} = \frac{(k'_a a h_f) / U_s}{1 + \frac{m k'_a \beta'_G}{k'_L \beta'_L}} \quad (3.23)$$

### 3.2.2 - Unité de transfert alternative de la phase liquide

D'habitude, on utilise une définition de  $N_L$  différente. En supposant que le liquide s'écoule horizontalement en écoulement piston et qu'il n'ya pas de mélange vertical du liquide, un bilan de matière sur le liquide dans l'aire élémentaire de la fig.(3.2) donne :

$$L \frac{dh}{h_f} dx = k (x_i - x) a W dh dz' \quad (3.24)$$

L : débit du liquide

$$\text{De sorte que : } N_L' = \int dN' = \int \frac{dx}{x_i - x} \quad (3.25)$$

$$\text{et } N_L' = \int_0^Z \frac{k_L a h_f W dz'}{L} = \frac{k_L a h_f W Z}{L} \quad (3.26)$$

en substituant dans l'équation (3.8) nous aurons :

$$\frac{1}{N_{OG}} = \frac{1}{N_G} + \frac{\lambda}{N_L'} \quad (3.27)$$

$$\text{où } \lambda = \frac{mG}{L}$$

avec  $G = G' W Z$  et notons que :

$$N_L = N_L' / \lambda \quad (3.28)$$

$N_L'$  est généralement exprimée en fonction du temps de séjour moyen du liquide sur le plateau, comme suit :

$$\text{La vitesse horizontale du liquide } U_L = \frac{L}{\int_L \alpha_f w}$$

$$\text{Le temps de séjour moyen du liquide } t_L = \frac{Z}{U_L} \quad (3.29)$$

$\alpha_f$  : rétention du liquide.

Se basant sur l'équation (3.29), plusieurs corrélations pour  $N_L$  ont été exprimées en fonction de  $t_L$ . Cependant  $N_L$  peut aussi être corrélée en fonction de  $t_G$ , puisque

$$t_L = \frac{G \beta_L \alpha t_G}{L \beta_G \varepsilon} \quad (3.30)$$

L'utilisation de  $N_L$  plutôt que  $N_G$  pour définir le nombre d'unités de transfert a conduit à une confusion considérable.

D'après plusieurs auteurs, il est possible de modifier les résistances au transfert de masse relatives des phases vapeur et liquide en modifiant le rapport G/L comme il est indiqué par l'examen superficiel de l'équation (3.27). Mais changer G/L par changement de L par exemple, changera aussi  $N_L$  comme le montre l'équation (3.26), avec comme résultat que les résistances relatives des phases restent inchangées. Une autre objection à l'utilisation de  $N_L$  est que l'équation (3.29) donne l'impression que  $N_L$  et donc  $NO_G$  et l'efficacité ponctuelle, dépendent du temps de séjour moyen sur le plateau. Ceci est évidemment incorrecte. Et cela car une partie de l'effet de L est considéré dans l'équation (3.29). En réalité, les effets combinés de L dans les équations (3.27) et (3.29) doivent être considérés ensemble. La critique finale quant à l'utilisation de  $N_L$  est qu'elle la rend difficile pour développer des corrélations pour

le nombre d'unités de transfert. En correlant les données en fonction de  $N_G$  et  $N_L$ , les similitudes entre le contrôle du transfert de masse de la phase vapeur et la phase liquide peuvent être exploitées. Il existe un potentiel considérable pour améliorer les méthodes de prévision de l'efficacité de plateau recorrelant les données existant en fonction de  $N_L$  et  $N_G$  plutôt que  $N'_L$  et  $N'_G$ .

### 3.3 Relation entre $E_{OG}$ et $N_{OG}$

Dans le but de définir l'efficacité ponctuelle pour l'utilisation en pratique, il est nécessaire de supposer que le liquide est complètement mélangé dans la direction verticale c'est une bonne supposition qui peut être vérifiée en injectant un traceur dans le liquide en un point sur le plateau. Toutefois Standard et coll. (1979) ont proposé un modèle dans lequel cette supposition n'est pas faite, mais la complexité du modèle empêche son utilisation pour le design.

Se référant à la fig (3.2), l'efficacité ponctuelle de Murphree pour la phase vapeur est :

$$E_{OG} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y^* - y_{n-1}} \quad (3.31)$$

ou  $y^* = mx + b$  et  $x$  est la concentration locale du liquide en ce point sur le plateau.

Pour l'écoulement piston de la vapeur et avec  $y^*$  constante, l'intégration de l'équation (3.30) donne :

$$N_{OG} = - \ln \frac{y^* - y_n}{y^* - y_{n-1}}$$

de façon à ce que :

$$E_{OG} = 1 - \exp ( - N_{OG} ) \quad (3.32)$$

Alternativement, si la vapeur est complètement mélangée verticalement, le bilan de matière donnera :

$$G' W dz' (y_n - y_{n-1}) = K_o G (y^* - y_n) a W dz' hf \quad (3.33)$$

et l'on aura :

$$E_{OG} = \frac{N_{OG}}{1 + N_{OG}}$$

Comme il est connu, jusqu'à maintenant, l'étendue de mixage de la vapeur sur un plateau de distillation n'a pas encore été mesurée. Ceci est important dans le régime d'émulsion mais beaucoup moins dans le régime d'atomisation ou de mousse.

Plus important que le mixage de la vapeur est la façon avec laquelle cette dernière passe à travers la mousse. Un modèle pour l'efficacité ponctuelle impliquant une distribution polydispersée des bulles est proposé ci-dessous :

Soit  $f_i$ , la fraction du volume total de la vapeur transportée à travers la mousse par les bulles de diamètre équivalent  $d_{bi}$  et une vitesse d'élévation  $U_{bi}$ . En se référant à la fig. (3.3), le temps de séjour de ces bulles dans l'élément de volume de masse montré est  $\Delta h/U_{bi}$ .

Le débit d'écoulement du volume des bulles du sous groupe  $i$  est  $U_s A f_i$ .

Si l'écoulement est soudainement stoppé, un débit d'écoulement en dehors de l'élément de  $UsAfi$  se produira pour un temps  $\Delta h/Ubi$ . Il s'en suit que la fraction de bulles retenue des sous groupes  $i$  dans l'élément est :

$$\varepsilon_i = \frac{(UsAfi\Delta h)/Ubi}{A \Delta h} = \frac{Usfi}{Ubi} \quad (3.34)$$

La fraction totale de gaz retenue dans la mousse est donc :

$$\varepsilon = Us \cdot \sum_{i=1}^n \frac{fi}{Ubi} \quad (3.35)$$

Où  $n$  est le nombre de sous groupes de bulles et

$$\sum_{i=1}^n fi = 1$$

Le nombre de bulles de sous groupe  $i$  dans le volume  $A \Delta h$  est  $6 \varepsilon_i A \Delta h / \pi dbi^3$  et l'aire interfaciale contribué par sous groupe  $i = 6 \varepsilon_i A \Delta h \pi dbi^2 / \pi dbi^3$ . L'aire interfaciale du sous groupe de bulles  $i$  par unité de volume de mousse est :

$$a_i = \frac{6 \varepsilon_i}{dbi} \quad (3.36)$$

L'aire interfaciale totale par unité de volume de mousse des équations (3.34) et (3.36) est :

$$a = 6 Us \sum_{i=1}^n \frac{fi}{dbi Ubi} \quad (3.37)$$

On supposera l'écoulement piston de chaque bulle à travers la mousse avec mixage vertical complet du liquide. Le bilan de matière pour des bulles du sous groupe  $i$  sur une hauteur différentielle  $dh$  de mousse donne :

$$U_s A f_i \int_G dy = K_{o\alpha} i (y^* - y) a_i A dh \quad (3.38)$$

$$\frac{dy}{y^* - y} = \frac{6 K_{o\alpha} i dh}{d_{bi} U_{bi} \int_G} \quad (3.39)$$

En intégrant sur la hauteur totale de la mousse et en réarrangeant, nous aurons l'efficacité ponctuelle ou approche de l'équilibre pour les bulles de sous groupe  $i$  :

$$E_{o\alpha} i = 1 - \exp\left(-\frac{6 K_{o\alpha} i hf}{d_{bi} U_{bi} \int_G}\right) \quad (3.40)$$

Pour la vapeur globale, l'efficacité ponctuelle est :

$$E_{o\alpha} = \sum_{i=1}^n f_i E_{o\alpha} i = 1 - \sum_{i=1}^n f_i \exp\left(-\frac{6 K_{o\alpha} i hf}{d_{bi} U_{bi} \int_G}\right) \quad (3.41)$$

D'après Ashley et Haselden. (1972), la distribution des tailles des bulles dans la mousse, peut être décrite, au moins approximativement, en fonction de 2 tailles de bulles dominantes :  $d_{b1}$  et  $d_{b2}$  ayant des vitesses d'élévation  $U_{b1}$  et  $U_{b2}$ . Ils définissent  $\mathcal{E}'_1$  comme étant la fraction

locale de volume des petites bulles c'est à dire le volume des petites bulles par unité de volume de la partie de la mousse qui contient seulement les petites bulles. Par de simples bilans de matière :

$$Ub_2 = \frac{Us (1 - \epsilon_1)}{\epsilon - \epsilon_1} - \frac{Ub_1 \epsilon_1 (1 - \epsilon)}{\epsilon - \epsilon_1} \quad (3.42)$$

$$\text{et } f_1 = \frac{Ub_1 \epsilon_1 (1 - \epsilon)}{Us (1 - \epsilon_1)} ; f_2 = 1 - f_1 \quad (3.43)$$

No<sub>G</sub> sur l'aire interfaciale totale sera :

$$No_G = \frac{K_{OG} a hf}{\xi_G Us} \quad (3.44)$$

Pour des raisons de simplicité, on supposera

$K_{OG 1} = K_{OG 2} = K_{OG}$  de sorte que pour la dispersion des bulles des 2 tailles l'équation (3.41) devient :

$$E_{OG} = 1 - f_1 \exp\left(\frac{-6 No_G Us}{a db_1 Ub_1}\right) - f_2 \exp\left(\frac{-6 No_G Us}{a db_2 Ub_2}\right) \quad (3.45)$$

Quoiqu'il soit difficile d'assigner des valeurs précises à  $Ub_1$  et  $\epsilon_1$ ,  $Ub_1$  est probablement plus grande que la vitesse terminale d'élévation des bulles isolées à cause de la circulation du liquide.

Une valeur de  $Ub_1 = 0,6$  m/s et 2 valeurs alternées de  $\epsilon_1$  de 0,5 et 0,7 ont été utilisées pour construire la fig.(3.4), utilisant les équations (3.45) avec (3.37), (3.42) et (3.43).

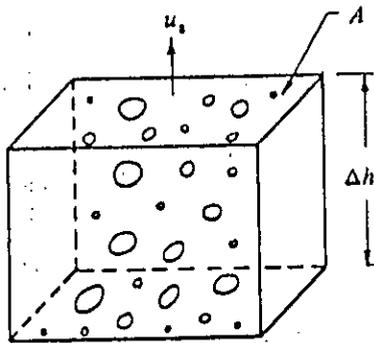


Fig. 3.3 Echantillon de mousse contenant des bulles de différentes tailles

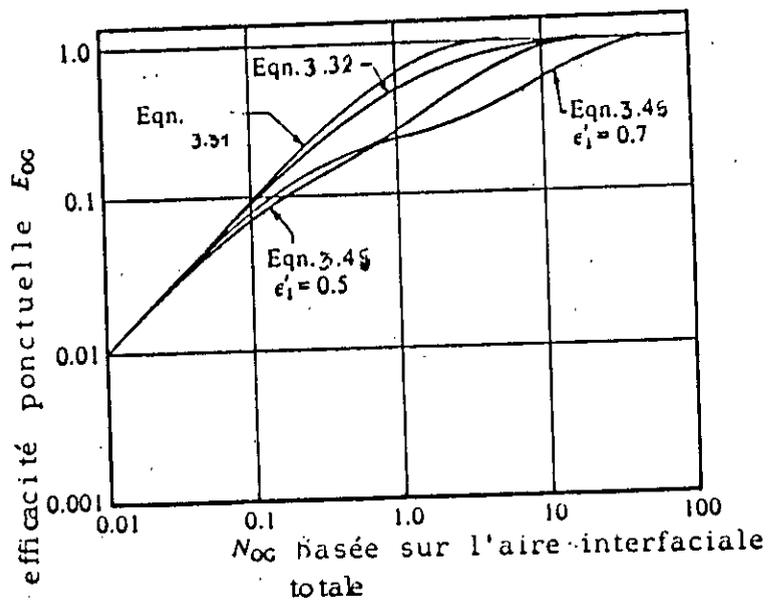


Fig. 3.4 Relation entre  $E_{oa}$  et  $N_{oa}$  utilisant différents modèles.

$\epsilon = 0,78$  &  $U_{b1} = 0,6 \text{ m/s}$  &  $U_B = 1,68 \text{ m/s}$  &  $d_{b1} = 5 \cdot 10^{-3} \text{ m}$   
 $d_{b2} = 50 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

L'équation (3.45) est la troisième relation entre  $E_{o\alpha}$  et  $No_{\alpha}$  qui est comparée avec les équations (3.32) (3.33) dans la figure (3.4). Ces différences très significatives dans  $E_{o\alpha}$  résultent de la même valeur de  $No_{\alpha}$  dépendant du modèle utilisé. Dans le régime d'atomisation l'équation (3.32) tient bien, probablement à cause de la probabilité de l'uniformité du temps de séjour de la vapeur dans la dispersion. Mais dans le régime de mousse, pour lequel s'applique l'équation (3.45), le modèle binaire de la taille des bulles, prévoit une plus petite efficacité ponctuelle que les deux autres modèles quand  $No_{\alpha}$  est supérieur à 0,1 ( $E_{o\alpha} > 7 \div 10\%$ ).

Ceci a pour raison le fait que l'étendue du transfert de masse est élevée (correspondant à de grands  $No_{\alpha}$ ), les petites bulles atteignant l'équilibre avec le liquide avant de quitter la mousse. Et par conséquent, l'aire interfaciale effective est plus petite que l'aire réelle. Notons aussi que quand  $E_{o\alpha}$  est supérieure à 10%, sa valeur est dominée par le comportement des grosses bulles. La plupart de la vapeur passe à travers la mousse en grosses bulles.

Quoique les petites bulles soient plus nombreuses et donnent apparemment une grande aire interfaciale pour le transfert de masse, elles contribuent d'une façon secondaire au changement global de la concentration de

la vapeur. Ceci veut dire que l'aire interfaciale totale est sans rapport avec la détermination de l'efficacité ponctuelle. Quand  $E_{0g}$  et l'aire interfaciale ont été calculées en fonction du diamètre des petites bulles utilisant l'équation (3.41). La fig.(3.5) montre qu'en dépit du changement de l'aire interfaciale,  $E_{0g}$  demeure constante. Le modèle qui conduit à l'équation (3.41) est évidemment très simplifié. Il néglige la mise en valeur du transfert de masse durant la formation des bulles, par exemple, alors qu'il a été indiqué que le transfert de masse est significatif dans cette région (Lockett et Coll., 1979).

Néanmoins, le modèle montre que l'équation (3.32), qui est utilisée universellement pour relier  $N_{0g}$  et  $E_{0g}$ , est entachée d'erreurs aux valeurs basses de  $E_{0g}$ .

### 3.3.1- Estimation de $E_{0g}$ par correlations

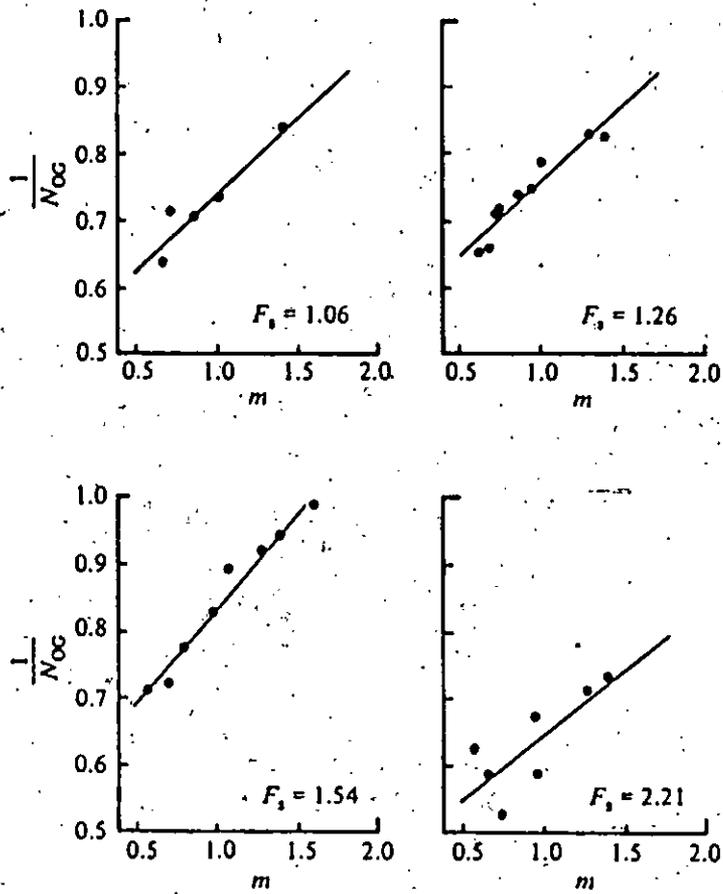
Les coefficients de transfert de masse ( $K_a$ ) sont souvent correlés directement ou combinés avec  $h_f$  et  $U_s$ , comme  $N_{0g}$ . Les nombreuses démarches qui ont été proposées pour mesurer et corréler ces paramètres sont discutées dans ce qui suit :

### 3.3.2 - Méthode de la pente et l'intersection

Dans cette méthode  $E_{OG}$  et  $Emv$  sont mesurées sur une gamme de concentration et  $E_{OG}$  est calculée à chaque concentration en utilisant un modèle approprié pour le mixage horizontal du liquide sur le plateau (comme nous allons voir ultérieurement). L'équation (3.32) est utilisée pour déterminer  $N_{OG}$ , et  $1/N_{OG}$  est représentée en fonction de la pente de la droite d'équilibre  $m$ . Toutes les données fournies par les auteurs en utilisant cette méthode sont obtenues à reflux total. Il est donc sans importance de savoir si c'est l'équation (3.1) ou (3.27) qui est utilisée pour obtenir les résultats. La pente de la droite ainsi obtenue donnera  $G'/k_L a hf$  et on obtient  $1/N_{OG}$ . Pour utiliser la méthode,  $m$  serait une fonction acceptable de la concentration. D'autre part elle devient imprécise si le coefficient de transfert de masse ou  $hf$  varient d'une façon significative avec la concentration. La fig. (3.6) montre les données obtenues en utilisant le système méthanol-eau. Les résultats publiés, sont insuffisants. Les résultats doivent donc être combinés dans une corrélation adéquate. Certains de ces résultats obtenus sont montrés dans le tableau (3.1) et ils indiquent que les systèmes dans la distillation ont une résistance à la phase liquide significative.

Tableau 3.1. mesure de la résistance de la phase liquide utilisant la méthode de la pente et l'intersection.

Références	Système	% Résistance 100 $N_{OG}$ / $N_L$
ZUIDERWEG (1982)	{ cyclohexane n-heptane	50
ZUIDERWEG (1982)	{ cyclohexane toluène	37
MOENS & BOS (1972)	{ benzene toluène	50
ELLIS & BIDDULPH (1967)	{ benzene toluène meth.cyclohexane	2-32
LOCKETT & PLAKA (1983)	{ methanol eau	30



$F_s$ : facteur superficiel

Fig 3.6.  $1/N_{OG}$  vs la pente de la droite d'équilibre  $m$  pour le mélange méthanol-eau (LOCKETT & AHMED 1983)

Ces équations peuvent être utilisées pour déterminer  $N_G$  de l'équation (3.24).

Notons l'apparition de la tension superficielle dans les équations. Quand elles s'appliquent à des systèmes aqueux qui tendent à avoir une  $\sigma > 0$ , elles prévoient des efficacités ponctuelles basses, environ 40%, alors que les efficacités expérimentales sont plus élevées, (environ 80%).

Zuiderweg (1983) essaye d'argumenter sur cela en suggérant que l'effet Marangoni peut causer une stabilité de la mousse pour des systèmes ayant une  $\sigma > 0$ , par exemple méthanol-eau et peut augmenter l'efficacité ponctuelle même à des vitesses de vapeur avoisinant la transition au régime d'atomisation.

### 3.3.3 - Le pourcentage de la résistance de la phase liquide en distillation

Les corrélations de l'A.I.Ch.E donnent des valeurs typiques de  $N_G$  et  $N_L$  obtenues à partir de l'étude de l'absorption ou du stripping dans laquelle la résistance se limite à la phase gazeuse ou liquide. Les corrélations de Zuiderweg donnent des valeurs typiques de  $N_G$  et  $N_L$  obtenues des données de la distillation utilisant la méthode de la pente et l'intersection. Les valeurs de  $N_G$  et  $N_L$  calculées par les deux différentes corrélations sont illustrées sur la fig. (3.7) (à

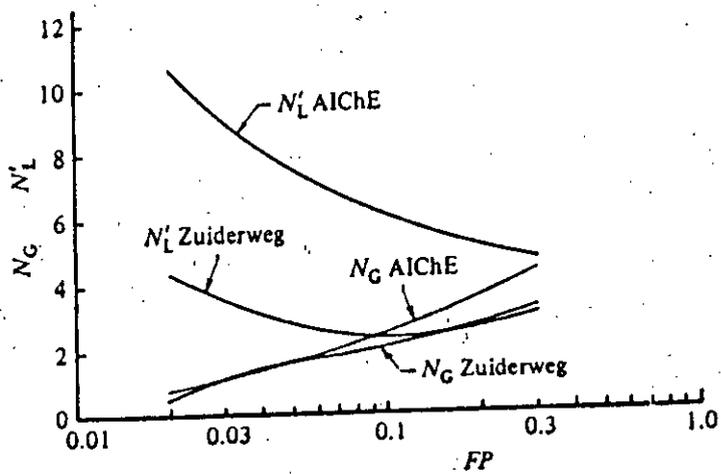


Fig .3.7 Comparaison entre  $N'_L$  et  $N_G$  predits ( FAIR .1984 )

reflux total, avec  $m = 1$ ,  $\lambda = 1$ , donc  $N_L = N'_L$ ). Le pourcentage de la résistance de la phase liquide est défini par :

$$\frac{100}{N_L} \left( \frac{1}{N_{OG}} \right) \quad (3.51)$$

est montré sur la fig. (3.8). La grande différence entre les deux corrélations est que celle de l'A.I.C.H.E donne des valeurs élevées de  $N'_L$  qui conduit à un faible pourcentage de la résistance de la phase liquide et à une haute efficacité ponctuelle prédite. fig. (3.9). Les résultats des 2 autres méthodes de prédiction, en l'occurrence Chan et Fair. (1984) et Stichlmair. (1978) sont aussi représentés dans les fig. (3.8) et (3.9) mais seront discutés ultérieurement.

La méthode de Zuiderweg fournit une résistance élevée, car, en se référant à la fig. (3.4), utilisant la méthode de la pente et l'intersection avec des données réelles de distillation,  $N_{OG}$  est déterminée d'après  $E_{OG}$  dans l'équation (3.32), et ces valeurs de  $N_{OG}$  obtenues sont utilisées pour avoir  $N_G$  et  $N'_L$ . L'utilisation de l'équation (3.52) implique une approximation grossière de la réalité, qui est représentée d'une manière plus concrète par l'équation (3.45), sauf peut être dans le régime d'atomisation. Néanmoins elle conduit à la même erreur dans  $N_G$  et  $N'_L$  quand on utilise la méthode de la

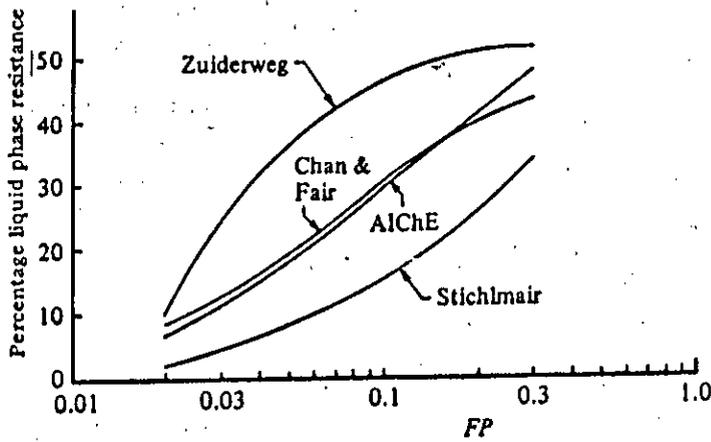


Fig .3.8. Pourcentage de résistance de la phase liquide prédite (memes conditions que pour la Fig.3.7)

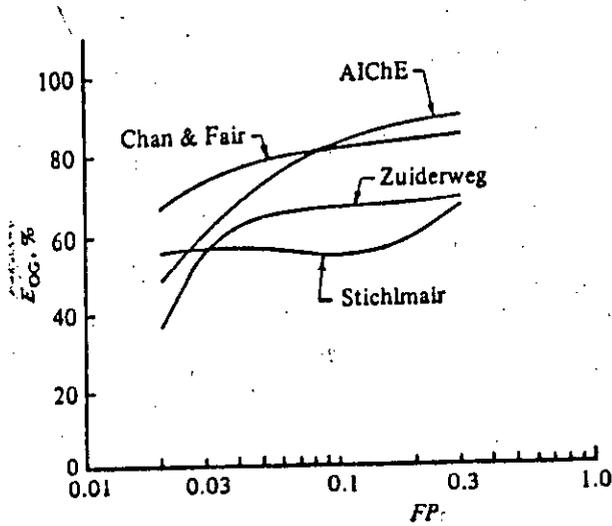


Fig.3.9. Efficacité ponctuelle prédite (memes conditions que pour la Fig .3.7)

pente et l'intersection. Par conséquent, le pourcentage de résistance de la phase liquide qui implique le taux de  $N_a$  et  $N_l$  tend à être estimé correctement. Cependant, les valeurs de  $N_a$  et  $N_l$  dépendent fortement du modèle utilisé pour relier  $E_{oG}$  et  $N_{oG}$ . L'équation (3.32) est utilisée pour déterminer  $N_a$  et  $N_l$  à partir de  $E_{oG}$  pour les corrélations ainsi que pour la prédiction de  $E_{oG}$  à partir de  $N_a$  et  $N_{oG}$  pour le désign. Malheureusement la situation est différente avec l'utilisation de la méthode de l'A.I.Ch.E et autres méthodes du même type. Pour déterminer  $N_l$ , on utilise un système d'absorption ou de stripping, quand le gaz est relativement insoluble dans le liquide ( $m$  élevée). Il s'en suit que  $N_{oG} = N_l L/mG$  et  $E_{oG}$  sont très petits. Par exemple,  $E_{oG}$  est d'environ 0,01 pour l'absorption de  $CO_2$  dans l'eau pour lequel  $m = 1420$  à  $20^\circ C$ . Cette procédure a pour but la mesure de  $E_{ML}$ , pour calculer  $E_{Mv}$  (equ.2.9) et ainsi déterminer  $E_{oG}$  utilisant le modèle du liquide mélangé et finalement d'utiliser l'équation (3.32) pour trouver  $N_{oG}$  et ainsi  $N_l$ .

La figure (3.4) montre que pour de faibles valeurs de  $E_{oG}$ , la valeur de  $N_{oG}$  obtenue est indépendante du modèle utilisé pour relier  $E_{oG}$  et  $N_{oG}$ .

Par conséquent, les valeurs de  $N_l$  obtenues seraient d'une précision acceptable.

Pour mesurer  $N_a$ , l'absorption d'un gaz soluble ou l'humidification de l'aire est utilisée pour laquelle  $m$

Tableau 3.2 correlations pour le calcul des unites de transfert

HARRIS (1965), plateaux perforés

$$N_G = (0.3 + 15t_G) Sc_G^{-0.5}$$

$$N_L' = [5 + 10t_L (1 + 0.17(0.82F_S - 1)(39.3h_w + 2))] Sc_L^{-0.5}$$

ASANO & FUJITA (1966), plateaux perforés

$$N_G = 5.85 Sc_G^{-0.5} \left[ \frac{u_h d_h \rho_G}{\mu_G} \right]^{-0.25} P$$

$$N_L' = 460 \left[ \frac{n d_h}{D} \right] Sc_L^{-0.5} \left[ \frac{h_{cl}}{d_h} \right]^{-0.5} P \quad ; \quad n: \text{nombre de trous}$$

avec

$$P = \left[ \frac{u_h \rho_G}{d_h g \rho_L} \right]^{0.17} \left[ \frac{h_{cl}}{d_h} \right]^{0.15} \left[ \frac{d_h g \rho_L^2}{\sigma} \right]^{0.1}$$

JEROMIN & Coll. (1969), plateaux perforés

$$N_G = Sc_G^{-0.5} (1.2 + 4.57h_w - 0.238F_S + 106 \frac{Q_L}{W}) + \Gamma \quad ; \quad \Gamma = \text{fact. mousses}$$

$$N_L' = 2.03 \cdot 10^4 (1 + \lambda^2) (D_L)^{0.5} (0.175F_S + 0.15)t_L$$

HUGHMARK (1971), plateaux à calottes

$$N_G = (0.051 + 0.0105F_S) \left[ \frac{\rho_L}{F_S} \right]^{0.5} \quad ; \quad \text{avec } \frac{\rho_L}{F_S} < 1089$$

$$N_L' = (-44 + 1.08 \cdot 10^5 \frac{Q_L}{W} + 127F_S) \frac{A_b}{Q_L} (D_L)^{0.5}$$

avec

$$\frac{Q_L}{W} < 0.007 \quad ; \quad 1.1 < F_S < 2.4$$

tend vers zéro. La résistance du transfert de masse se limite à la phase gazeuse de sorte, que  $No_G = N_G$ . Maintenant les valeurs de  $No_G$  et  $Eo_G$  sont très élevées et  $Eo_G$  est entre 0,6 et 0,8. Malheureusement, dans cette intervalle, la valeur de  $No_G$  déterminée à partir de la valeur de  $Eo_G$  mesurée, dépend fortement du modèle utilisé. fig.(3.4). L'équation. (3.32) donne les valeurs de  $No_G$  (et  $N_G$ ), 4 à 20 fois petites que celles obtenues à partir du modèle des deux différentes tailles des bulles, qui est plus réaliste. équ.(3.45). Il s'en suit que l'équ. (3.32) conduit à une sous estimation de  $N_G$  mais pas  $N_L$ . Ceci tend à sous estimer le pourcentage de la résistance de la phase liquide. Par conséquent, pour la conception, quand  $N_G$  et  $N_L$  sont combinés pour donner  $No_G$  et donc l'équation (3.32) déterminera  $Eo_G$ , cette méthode est utilisée dans l'intention de prédire l'efficacité ponctuelle. Lockett et Flaka.(1983).

### 3.3.4 Correlation de Chan et Fair

Chan et Fair.(1984) ont obtenu des valeurs de  $Eo_G$  à partir de données de distillation et ont utilisé l'équ. (3.32) pour déterminer  $No_G$ . La corrélation de l'A.I.Ch.E, équation (3.52) était utilisée pour avoir  $N_L$  et les valeurs de  $N_G$  étaient calculées à partir de l'équation (3.32). Cette procédure, comme celle de l'A.I.Ch.E ont droit à la même critique, à savoir le

fait qu'elles tendent à sous estimer le pourcentage de la résistance de la phase liquide. Mais cela se compense par le fait que la corrélation est basée sur des données réelles de distillation.

La corrélation finale ainsi obtenue est :

$$N'_L = 1,97 \cdot 10^4 (D_L)^{0,5} (0,40 F_s + 0,17) t_L \quad (3.52)$$

$$\text{avec } t_L = h_{cl} ZW/Q_L \quad (3.53)$$

$$\text{et } N_G = \frac{1000(D_G)^{0,5} (10,3(FF) - 8,67(FF))^2 t_G}{h_{cl}^{0,5}} \quad (3.54)$$

$$\text{avec } t_G = (1 - \alpha_e) h_{cl} / \alpha_e U_s \quad (3.55)$$

FF : facteur d'engorgement

FF :  $U_s / (U_s \text{ à l'engorgement})$

Fs : facteur superficiel

$$h_{cl} = \alpha_e \left( h_w + C \left( \frac{Q_L}{W \alpha_e} \right)^{0,67} \right)$$

$$\text{et } \alpha_e = \exp \left( -12,55 \left( U_s \left( \frac{f_G}{3L - S_G} \right)^{0,5} \right)^{0,91} \right)$$

$\alpha_e$  s'appelle fraction de volume de liquide effective avec  $C = 0,50 + 0,438 \exp(-137,8 h_w)$

Les valeurs de  $E_{OG}$  et le pourcentage de résistance calculés avec les équations ci dessus, combinées avec les équations (8.23) et (8.29) sont incluses dans les figures (3.8) et 3.9).

La fig (3.8) montre que la méthode prévoit presque exactement le même pourcentage de résistance que la méthode A.I.Ch.E. On pouvait s'attendre à cela puisque c'est la même corrélation de  $N_L$  qui est utilisée dans les deux méthodes.

Notons que la présence de (FF) dans la corrélation de  $N_G$  montre que l'efficacité dépend de l'espacement entre plateaux.

### 3.3.5 - Estimation de $E_{oa}$ à partir des valeurs de $k'$ et $a$

Dans cette partie, on essaiera de voir les méthodes de prédiction de l'efficacité ponctuelle, autres que celles de Zuiderweg dans laquelle on a pu estimer  $k'$  et  $a$  individuellement plutôt que d'utiliser des corrélations comportant les coefficients volumétriques combinés  $k'_a$  et  $k'_a$ .

Plusieurs méthodes ont été proposées, entre autres, par Geddes. (1946) et Sawistowski. (1969), mais aucune d'elles n'a été acceptée en pratique. Seulement deux exceptions possibles, concernant celles proposées par Stichlmair. (1978) et par Neuburg et Chuang. (1982).

- Modèle de Stichlmair pour l'efficacité ponctuelle :  
Ce modèle consiste en la combinaison des équations (3.24) et (3.32) avec celles qui suivent. Quand  $F_s/F_{smax} \leq 0,7$ .

$$a = a_B - \left( \frac{F_s/F_{smax}}{0,7} \right)^2 (a_B^* - a_T^*) \quad (3.56)$$

$$a_B = 6 \left( \frac{(\beta_L - \beta_G) g}{6 \cdot \sigma} \right)^{0,5} \left( \frac{F_s}{F_{smax}} \right)^{0,28} \quad (3.57)$$

$$a_B^* = 6 \left( \frac{(\beta_L - \beta_G) g}{6 \cdot \sigma} \right)^{0,5} (0,7)^{0,28} \quad (3.58)$$

$$a_T^* = \frac{(0,7 F_{smax})^2}{2 \cdot \sigma \phi^2} (1 - 0,7)^{0,28} \quad (3.59)$$

Quand  $F_s/F_{smax} > 0,7$

$$a = \frac{F_s^2}{2 \sigma \phi^2} (1 - (F_s/F_{smax})^{0,28}) \quad (3.60)$$

Les coefficients de transfert de matière sont calculés à partir de :

$$k'_G = 2 \left( \frac{D_G U_s}{\pi h_f \epsilon} \right)^{0,5} \quad (3.61)$$

$$\text{et } k'_L = 2 \left( \frac{D_L U_s}{\pi h_f \epsilon} \right)^{0,5} \quad (3.62)$$

$F_{smax}$  et  $\epsilon$  (ou  $1 - \alpha$ ) sont donnés par les corrélations de Stichlmair suivantes :

$$\alpha = 1 - (F_s / F_s \text{ max})^{0,28}$$

pour les calottes et les perforations

$$0,03 < F_s / F_s \text{ max} < 0,9$$

$$F_s \text{ max} = 2,5 (\phi^2 \sigma (\rho_L - \rho_G) g)^{0,25}$$

et hcl est donnée par l'équation (citée ci-dessus)

$$\text{et } h_f = h_{cl} / (1 - \xi)$$

Dans le régime d'atomisation ( $F_s > 0,7 F_s \text{ max}$ ) la dimension moyenne  $d_p$  de la bulle est déterminée par :

$$d_p = \frac{12 \sigma}{\rho_G} \left( \frac{\phi}{U_s} \right)^2 \quad (3.63)$$

L'aire interfaciale  $a$  est donc calculée à partir des valeurs limites de  $F_s$

$$a = \frac{6}{d_b} \quad (\text{pour } F_s \rightarrow 0) \quad \text{et} \quad a = \frac{6(1 - \xi)}{d_p} \quad (\text{pour } \frac{F_s}{F_s \text{ max}} > 0,7)$$

Cette méthode peut être critiquée, car dans la mousse, les bulles se collent entre elles et il en résulte de grosses bulles et du vide dont la taille est indépendante de celle des bulles sortantes des trous.

Les vides serviront à transporter la vapeur à travers la mousse, en vertu de leur vitesse élevée. Il en découle que la forte influence de la tension

superficielle sur l'aire interfaciale dans le régime equ.(3.59) n'est pas justifiée. D'autre part, l'aire interfaciale est basée sur une taille uniforme des bulles. De ces suppositions résultent des valeurs excessivement élevées de l'aire interfaciale dans l'équation (3.59). Pour compenser cela, les équations de Stichlmair pour  $k'_G$  et  $k'_L$  donnent des valeurs faibles. Les équations (3.61) et (3.62) sont basées sur la théorie de pénétration de Higbie (Higbie.1935), où :

$$k'_G = 2 \left( \frac{D_G}{\pi \theta} \right)^{0,5} \text{ et } k'_L = 2 \left( \frac{D_L}{\pi \theta} \right)^{0,5} \quad (3.64)$$

avec  $\theta$  le temps de contact d'un élément à l'interface gaz-liquide.

Dans le travail original de Higbie,  $\theta$  était pris comme étant le temps qu'il faut à la bulle pour s'élever le long de sa hauteur. Par contre, d'après Stichlmair, le temps approprié était celui qu'il faut à la vapeur pour passer à travers la dispersion sur le plateau.  $\theta = hf \epsilon / U_s$ .

Il justifie cela par le fait que la circulation du liquide dans la dispersion entraîne un écart négligeable de vitesse entre la vapeur et le liquide. Mais cet argument s'avère spéculatif et particulièrement inapproprié au régime d'atomisation.

Son but était de baser  $k'$  sur la valeur maximale possible de  $\theta$ .

Stichlmair prétend que son modèle est en bon accord avec les résultats expérimentaux, mais beaucoup moins avec les prévisions des autres corrélations, montrées dans les figs.(3.8) et (3.9).

Une des raisons de cette divergence est la difficulté de prévoir avec précision  $F_{smax}$ . Pour les conditions utilisées dans les figs.(3.8) et 3.9),  $F_s$  est proche de  $F_{smax}$ . Et par conséquent, le régime d'atomisation pour la plupart des conditions est mal prédit. On utilise le critère de Stichlmair :  $F_s/F_{smax} > 0,7$  pour l'atomisation.

- Modèle de Neuburg et Chuang pour l'efficacité ponctuelle :

Quoique le modèle de Neuburg et Chuang (1982) soit développé pour prédire les efficacités ponctuelles en régime de mousse des plateaux utilisés dans le processus Girdler-Sulfide pour la production de l'eau lourde, il peut facilement être étendu à la distillation en général.

Pour la prévision des coefficients de transfert de masse, ils utilisent les équations de Higbie (equ.3.64) avec  $\theta = db/U_b$  et  $U_b = U_s/\epsilon$  et ou  $db$  et  $U_b$  sont la

taille moyenne de la bulle et la vitesse d'élévation de la bulle correspondante.

Puisque  $a = 6 \text{ } \epsilon / \text{db}$ , en substituant dans l'équation (3.25) et après réarrangement on aura :

$$K'_{oG} a = 12 \left( \frac{D_L U_s \epsilon}{3 \pi \text{db}} \right)^{0,5} \left( \frac{D_L}{D_G} \right)^{0,5} + \frac{m \beta'_G}{E' \beta'_L}^{-1} \quad (3.65)$$

$E'$  est un facteur de mise en valeur qui tient compte de la réaction chimique. Pour la distillation  $E' = 1$ . L'équation (3.65) avec l'équation (3.34) donneront  $E_{oG}$ . Neurburg et Chuang remarquaient qu'il n'existe pas de corrélation satisfaisante pour db. Il l'ont donc déterminé par calcul, à partir des valeurs mesurées de  $E_{oG}$  par expérience à l'échelle pilote. Les valeurs de db ainsi obtenues sont utilisées pour prédire  $E_{oG}$  dans des colonnes industrielles.

### 3.4 - Efficacité ponctuelle et transfert de chaleur

#### 3.4.1 - Introduction

Les méthodes de prévision de l'efficacité ponctuelle, jusqu'à maintenant ont négligé le transfert de chaleur de la vapeur au liquide. Dans la distillation, la vapeur est plus chaude que le liquide. Aussi on n'a pas pris en compte les différences dans la chaleur molaire latente des différents constituants. Les opinions

différent au sujet des omissions et s'ils peuvent engendrer des différences appréciables lors de la prédiction de l'efficacité ponctuelle. Il a été proposé que l'efficacité ponctuelle passe parfois par un maximum avec la concentration et particulièrement pour les systèmes où le transfert de chaleur est important, exemple, le système méthanol-eau. Les méthodes ordinaires ne prévoient pas un tel maximum, alors que celles qui tiennent compte du transfert de chaleur peuvent le faire, (Rückenstein et Smigelshi.(1967).

L'argument n'est pas très convainquant, car la stabilisation de la mousse par l'effet Marangoni varie aussi avec la concentration et peut être responsable du maximum de l'efficacité ponctuelle.

La figure (3.10) représente les profils de composition et de température et la direction du flux molaire  $N$  ainsi que le flux de chaleur  $q$  près de l'interface lors de la distillation d'un mélange binaire où le composant 1 est le plus volatile.

#### 3.4.2 - Equations empiriques

Plusieurs méthodes empiriques ont été proposées, dans lesquelles on suppose que le transfert de chaleur cause une vaporisation supplémentaire du liquide qui augmentera donc le transfert de masse par diffusion.

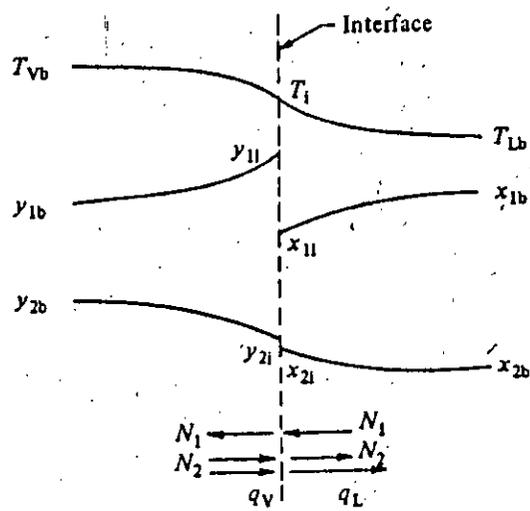


Fig.3.10 Compositions et profiles de temperatures près de l'interface

Ruckenstein et Smigelshi ont proposé

$$N_1 = k_a (y_{li} - y_{lb}) + \frac{q_L}{l} (y^*_{l1} - x_{li}) \quad (3.66)$$

où  $y^*_{l1}$  est en équilibre avec  $x_{lb}$ . Zhavoronkov et Coll. (1979) ont critiqué cette équation et ont proposé

$$N_1 = k_a (y_{li} - y_{lb}) + \frac{q_L}{l_1} (y_{li} - x_{li}) \quad (3.67)$$

ou  $q_L$  : flux de chaleur dans la phase liquide.

$l$  : chaleur latente.

$y_{li}$  : fraction molaire de la vapeur à l'interface.

$y_{lb}$  : fraction molaire de la vapeur au sein du mélange.

Les 2 équations ont été prétendues, par leurs auteurs, être en bonne accord avec les données expérimentales. Cependant, pour ce faire, Ruckenstein et Smigelshi devaient supposer qu'environ 90% de résistance au transfert de masse se trouve dans la phase liquide. Ceci est très improbable (comme on l'a vu au paragraphe 3.3.3).

Les 2 équations peuvent être considérées comme imparfaites car elles ajoutent simplement les effets du transfert de chaleur au transfert de masse. La meilleure méthode est de tenir compte des interactions entre transfert de chaleur et de matière comme il va être décrit ci-dessous :

### 3.5 - Modèle de la théorie du film

La théorie qui suit est une version adaptée des propositions données par Sawistowski et Coll. (1964) et Todd et Van Winkle. (1972) ainsi que Pohjola. (1973).

Pour le constituant 1, dans la phase vapeur, la loi de Fick de la diffusion donne :

$$N_1 = y (N_1 - N_2) - \int_G' D_G \frac{dy}{dz} \quad (3.68)$$

$N_1$  : étant le flux molaire relatif au constituant 1

Après séparation de variables et intégration sur le film vapeur entre les limites  $z = 0$ ,  $y = y_{li}$  et  $z = Z$ ,  $y = y_{lb}$ , on arrive à :

$$N_1 = -k_G r \ln \left( \frac{r - y_{li}}{r - y_{lb}} \right) \quad (3.69)$$

avec  $r = \frac{N_1}{N_1 - N_2}$  et  $k_G = \frac{\int_G' D_G}{Z_F}$

Après réarrangement, nous aurons :

$$N_1 = y_{lb} (N_1 - N_2) + \frac{(y_{li} - y_{lb})(N_1 - N_2)}{1 - \exp(-(N_1 - N_2)/k_G)} \quad (3.70)$$

Le bilan d'énergie à l'interface donne :

$$l_1 N_1 - l_2 N_2 = q \quad (3.71)$$

avec

$$q = h_g (T_{vb} - T_i) - h_l (T_i - T_{lb}) \quad (3.72)$$

$T_{vb}$ ,  $T_{lb}$  : Températures des phases vapeur et liquide.

$h_g$ ,  $h_l$  : Coefficients de transfert de chaleur dans les phases vapeur et liquide

La chaleur latente moyenne  $\bar{l}$  peut être définie comme suivant :

$$(N_1 - N_2) = \frac{q}{\bar{l}} \quad (3.73)$$

$$\text{où } \bar{l} = \frac{l_1 N_1 - l_2 N_2}{N_1 - N_2} \quad (l_1 = l_2) \quad (3.74)$$

pour un échange équimolaire,

$l_1 = l_2$ , évidemment  $\bar{l} = l_1 = l_2$ . En substituant dans l'équ. (3.70) et en supposant que

$q/(l k_g)$  est petit, nous aurons donc,

$$N_1 = y_{lb} \frac{q}{l} + k_g (y_{li} - y_{lb}) \quad (3.75)$$

C'est la même équation que celle donnée par Sawistowski et Coll. (1964).

La combinaison des équ. (3.73) et (3.75) et son réarrangement conduit à l'équation donnée par Pohjola. (1973).

$$N_1 = r k_g (y_{li} - y_{lb}) / (r - y_{lb}) \quad (3.76)$$

Si on part de l'équation (3.69) réarrangée, c'est à dire

$$N1 = k_g r \ln \left( \frac{r - y_{lb}}{r - y_{li}} \right) \quad (3.77)$$

nous arriverons à l'équation utilisée par Todd et Van Winkle (1972).

$$N1 = y_{li} (N1 - N2) + k_g (y_{li} - y_{lb}) \quad (3.78)$$

Notons que les équations (3.75), (3.76) et (3.78) sont équivalentes pour le constituant 2. Ainsi,

$$N2 = y_{2i} (N1 - N2) + k_g (y_{li} - y_{lb}) \quad (3.79)$$

L'application de la théorie ci-dessus à la phase liquide montre une analogie dans les équations. Par exemple, pour l'équation (3.78)

$$N1 = x_{li} (N1 - N2) + k_L (x_{lb} - x_{li}) \quad (3.80)$$

L'équilibre à l'interface peut être représenté par :

$$y_{li} = m x_{li} + b \quad (3.81)$$

à partir des équations (3.74), (3.79), (3.81) et (3.82)

$$x_{li} = \frac{\frac{k_L}{k_g} x_{lb} + y_{lb} - b \left( \frac{q}{\bar{l} k_g} + 1 \right)}{\frac{q(m-1)}{\bar{l} k_g} + \frac{k_L}{k_g} + m} \quad (3.82)$$

Van Winkle a rappelé que des équations similaires à celles développées ci dessus peuvent être utilisées pour le flux de chaque constituant sur l'interface. On doit supposer que chaque phase est saturée. Une solution itérative est utilisée avec comme valeurs initiales :

$$q = 0 \text{ et } \bar{l} = \frac{l_1 + l_2}{2}$$

L'équation (3.82) est donc résolvable itérativement pour déterminer  $x_{li}$  (notons que  $m$  et  $b$  dépendent de  $x_{li}$ ), et  $y_{li}$  est obtenu de l'équation (3.81).  $N_1$  et  $N_2$  peuvent être déterminés des équations (3.78) et (3.80). On peut donc obtenir de meilleures estimations de  $q$  et  $\bar{l}$  par les équations (3.73) et (3.75) respectivement.

Si l'on dispose d'une estimation de l'aire interfaciale, l'efficacité ponctuelle peut être déterminée à partir du flux de matière de chaque constituant.

Si l'on suppose un écoulement piston de la vapeur à travers la mousse ; dans ce cas la procédure devient très compliquée car on doit tenir compte de la variation de  $y_{lb}$  à travers la mousse. De plus, les corrélations des coefficients de transfert de masse et de chaleur et l'aire interfaciale ne peuvent pas être

reliées. Donc des questions se posent sur l'acceptabilité de la précision quant à l'utilisation des simples méthodes de prédiction, (chapitre 3.)

D'après Pohjoda. (1973), même en utilisant les équations proposées ci-dessus, l'équation finale de la prévision de l'efficacité ponctuelle qui en résulte ne fait intervenir ni le transfert de chaleur entre phases, ni les chaleurs molaires latentes. Son argument repose sur ce qui suit :

Pour un écoulement piston de la vapeur, les bilans totaux et d'un composant donnent :

$$dG' = (N1 - N2) a dh$$

$$\text{et } d(G' y_{lb}) = N1 a dh \quad (3.83)$$

Le réarrangement conduit à

$$\frac{dG'}{G'} = \frac{dy_{lb}}{r - y_{lb}}$$

et ainsi

$$d(G' y_{lb}) = G' dy_{lb} \left( 1 + \frac{y_{lb} dG'}{G' dy_{lb}} \right) = \left( \frac{r}{r - y_{lb}} \right) G' dy_{lb} \quad (3.84)$$

à partir des équations (3.76), (3.83) et (3.84)

$$\frac{r}{r - y_{lb}} G' dy_{lb} = \frac{r k_a (y_{li} - y_{lb}) a dh}{r - y_{lb}}$$

Après simplification nous aurons :

$$G'dy_{lb} = k_g (y_{li} - y_{lb}) a dh \quad (3.85)$$

On peut donc remarquer que l'équation (3.85) est équivalente à la simple équation (3.9) qui ne tient pas compte du transfert de chaleur ou des inégalités des chaleurs latentes. Ceci montre que l'efficacité ponctuelle ne dépend pas de ces dernières.

Donc dans l'intention de la conception, le transfert de chaleur et l'inégalité des chaleurs latentes doivent être négligés durant la distillation. Toutes les méthodes de prédiction de l'efficacité ponctuelle utilisées en pratique font cette supposition.

#### 4. Relation entre l'efficacité ponctuelle et l'efficacité de plateau

##### 4.1 - Introduction

L'efficacité de plateau de Murphree  $E_{Mv}$  est en général supérieure à l'efficacité ponctuelle de Murphree  $E_{Og}$ .  $E_{Mv}$  peut même dépasser 100% dans certains cas. Elle augmente car le liquide n'est jamais parfaitement mélangé sur le plateau, dans la direction horizontale et un gradient de concentration est créé au sein du liquide quand il passe à travers le plateau. Ceci a pour effet de créer un gradient de concentration au sein de la vapeur qui quitte le plateau. La fig (4.1) illustre le profil de concentration du constituant le plus volatile dans la vapeur sortante, pour un mélange binaire.

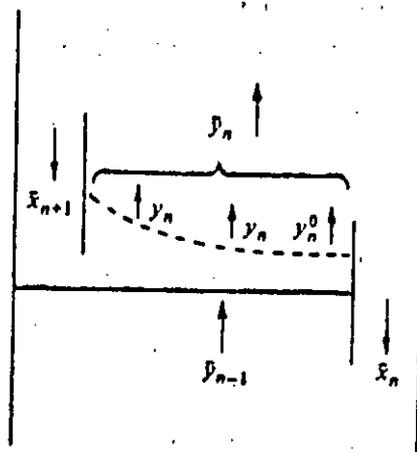
La vapeur entrante est supposée parfaitement mélangée, on a :

$$E_{Mv} = \frac{\bar{y}_n - y_{n-1}}{y^*n - \bar{y}_{n-1}} \quad \text{où } y^* = m\bar{x}_n + b$$

et localement à la sortie du liquide,

$$E_{Og} = \frac{y_n^\circ - y_{n-1}}{y^*n - \bar{y}_{n-1}}$$

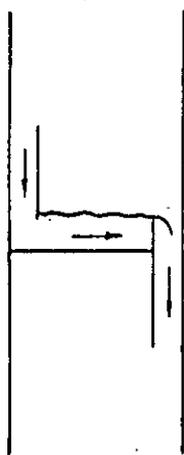
puisque  $\bar{y}_n > y_n^\circ$ , il s'en suit que  $E_{Mv} > E_{Og}$



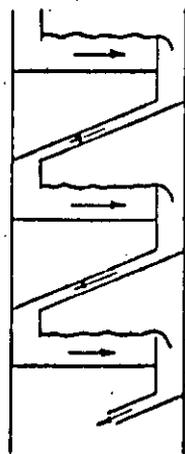
$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

$$E_{OG} = \frac{y_n^o - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

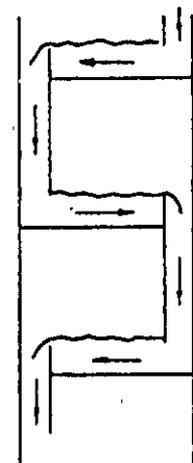
Fig.4.1. Profil de concentration du composant le plus volatil dans la vapeur quittant le plateau



Cas 1



Cas 2



Cas 3

Fig.4.2. représentation des 3 cas de LEWIS

#### 4.2 - Les 3 cas de Lewis

Lewis (1936) a été le premier à avoir déterminé les relations quantitatives entre  $E_{mv}$  et  $E_{o\alpha}$  pour le cas spécial où il n'y a pas de mélange horizontal du liquide sur le plateau (écoulement Piston).

Les 3 cas considérés par Lewis sont représentés dans la figure (4.2)

1er cas de Lewis : La vapeur est complètement mélangée entre les plateaux. La direction de l'écoulement du liquide sur des plateaux successifs est sans importance.

2ème cas de Lewis : La vapeur entre plateaux n'est pas mélangée. Le liquide s'écoule dans la même direction sur les plateaux successifs.

3ème cas de Lewis : La vapeur entre plateaux n'est pas mélangée. Le liquide s'écoule d'une façon alternée sur les plateaux successifs.

Les équations données par Lewis sont :

cas 1

$$E_{mv} = \frac{\exp(\lambda E_{o\alpha}) - 1}{\lambda} \quad (4.1)$$

cas 2

$$Emv = \frac{\alpha' - 1}{\lambda - 1} \quad (4.2)$$

$$\text{avec } \lambda = \left( \frac{1}{Eo\alpha} + \frac{1}{\alpha' - 1} \right) \ln \alpha' \quad (4.3)$$

$\alpha'$  est le rapport de similitude de la concentration

cas 3

$$Emv = \frac{\alpha' - 1}{\lambda - 1}$$

où, si  $\alpha' < 1$

$$\lambda = \left( \frac{\alpha'^2 - (1 - Eo\alpha)^2}{Eo (1 - \alpha'^2)} \right)^{0,5} \cos^{-1} \left( \frac{(1 - \alpha')(\alpha' - 1 + Eo\alpha)}{\alpha'(2 - Eo\alpha)} \right) \quad (4.4)$$

si  $\alpha' > 1$

$$\lambda = \left( \frac{\alpha'^2 - (1 - Eo\alpha)^2}{Eo (\alpha'^2 - 1)} \right)^{0,5} \cosh^{-1} \left( 1 + \frac{(\alpha' - 1)(\alpha' - 1 + Eo\alpha)}{\alpha'(2 - Eo\alpha)} \right) \quad (4.5)$$

Pour les cas 2 et 3,  $\alpha'$  est déterminée à partir des équations (4.3) et (4.5), puis utilisée dans l'équation (4.2) pour donner Emv.

Notons aussi que le cas 2 donne les valeurs de Emv les plus élevées et le cas 3 les plus basses. Le mélange de la vapeur, réduit Emv dans le cas 2 et l'améliore dans le cas 3.

#### 4.3 - Equation générale pour la concentration locale du liquide

Les équations de Lewis donnent l'efficacité de plateau maximum qu'on peut atteindre. En réalité, l'efficacité de plateau n'atteint pas la valeur maximum, à cause du:

- mixage du liquide
- mixage de la vapeur pour le cas 2
- la non uniformité de l'écoulement du liquide à travers le plateau
- La non uniformité de la vapeur à travers le plateau
- l'entraînement et le pleurage.

Des modèles mathématiques ont été développés pour toutes les causes énumérées ci dessus, seules ou combinées.

Pour des raisons de simplicité, une équation différentielle peut être développée, et qui est applicable aux cinq situations ci dessus.

Utilisant le système de coordonnées de la figure (4.3), les écoulements d'un composé particulier à l'intérieur et en dehors d'un écoulement de mousse ou d'atomisation se trouvant dans les coordonnées ( $w'$ ,  $z'$ ) sont montrés sur la figure (4.4).

Le mélange du liquide causé par le passage de la vapeur est représenté par un coefficient de diffusion tourbillonnaire  $D_e$ , qui est supposé égal dans toutes les directions horizontales. A l'état stationnaire, pour le plateau  $n$ , la concentration du liquide au point  $(w', z')$  est donnée par :

$$De \text{ hcl } \int_L \left( \frac{\partial^2 x}{\partial z'^2} + \frac{\partial^2 x}{\partial w'^2} \right) - L' \frac{\partial x}{\partial z'} + G' (y_{n-1} - y_n) + eG'(x'_{n-1} - x) - L'w(x - x'_{n+1}) = 0 \quad (4.6)$$

Ces termes représentent le transfert par mélange du liquide causé par la vapeur, et respectivement, l'entraînement et le pleurage. On suppose que l'écoulement du liquide se trouve seulement dans la direction  $z'$ .

Avec les substitutions suivantes :

$$z = \frac{z'}{D}, \quad w = \frac{w'}{D}, \quad L' = \frac{L}{W}$$

$$z_1 = \frac{Z}{D}, \quad w_1 = \frac{W}{2D}, \quad G' = \frac{G}{Ab}$$

$$y_n - y_{n-1} = m Eo_a (x - x'_{n-1}), \quad \text{où } y_{n-1} = mx'_{n-1} + b$$

$Ab$  : l'aire de bouillonnement du plateau.

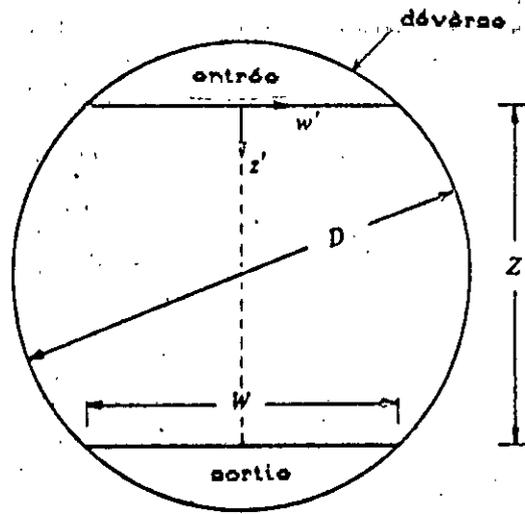


Fig.4.3. Systeme de coordonnees

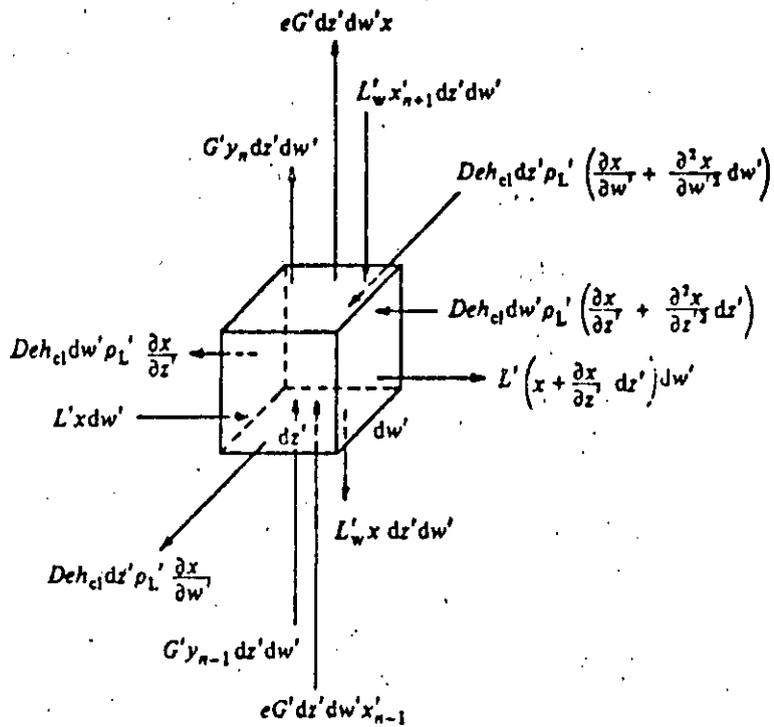


Fig.4.4. Bilan de matiere sur une dispersion d'une aire élémentaire d'un plateau n permettant le mixage du liquide, l'entraînement et le pleurage pour l'écoulement liquide et vapeur.

$$Pe = \frac{L D}{W h c_1 \beta L' D_e}$$

$$\text{et } \lambda = \frac{mG}{L}$$

L'équation (4.6) devient donc :

$$\frac{1}{Pe} \left( \frac{\partial^2 x}{\partial z^2} + \frac{\partial^2 x}{\partial w^2} \right) - \frac{\partial x}{\partial z} - \lambda \left( \frac{W.D}{Ab} \right) Eo_G (x - x^{*en-1}) + e \frac{G}{L} \left( \frac{W.D}{Ab} \right) (x^{*n-1} - x) - \frac{L' w Ab W D}{L Ab} \left( \frac{W.D}{Ab} \right) (x - x^{*n+1}) = 0 \quad (4.7)$$

$e$  = débit du liquide entraîné/débit de la vapeur  
 $Eo_G$  et  $m$  sont supposées être constantes dans l'intervalle de concentration impliquée sur le plateau.  
 Les conditions de l'interface sont :

(1) liquide entrant,  $z = 0$ ,  $-w_l \leq w \leq w_l$  (Danckwerts 1953).

$$x^+ = \bar{x}_{n+1} + \frac{1}{Pe} \frac{\partial x}{\partial z} \quad (4.8)$$

$x^+$  : valeur de  $x$  immédiatement en bas du liquide entrant.

(2) liquide sortant,  $z = z_1$ ,  $w_l \leq w \leq w_l$  (Wehner & Wilhelm.1956).

$$\frac{\partial x}{\partial z} = 0 \quad (4.9)$$

(3) sur la paroi, puisqu'il n'y a pas d'écoulement à travers elle,

$$\frac{\partial x}{\partial s} = 0 \quad (4.10)$$

L'équation (4.7) est une équation générale pour la concentration locale du liquide  $x$  à un point sur le plateau. Dans ce qui va suivre, on l'utilisera dans une série de cas particuliers.

#### 4.4 - Le modèle de mélange de retour simple pour le cas 1 de Lewis

Pour un plateau rectangulaire de largeur  $w$  et de longueur  $z$ , on remplace  $D$  par  $Z$  dans les équations ci dessus et on suppose qu'il n'y a pas d'entraînement ou de pleurage. Seulement les changements de concentration dans la direction  $z$  sont considérés, et la version monodimensionnelle de l'équation (4.7) est :

$$\left( \frac{1}{Pe} \frac{d^2 x}{dz^2} \right) - \frac{dx}{dz} - \lambda E_{0g} (x - x^{*n-1}) = 0 \quad (4.11)$$

avec  $x^{*n-1}$  : fraction molaire du liquide en équilibre avec la vapeur arrivant au plateau  $n$ .

Les conditions de l'interface sont :

à  $z = 1$ ,  $dx/dz = 0$  et  $x = \bar{x}_n$

$\bar{x}_n$  = fraction molaire moyenne dans le liquide quittant le plateau n via la déverse.

La solution à l'équation (4.11) (Gerster et Coll. 1958), pour une vapeur entrante, parfaitement mélangée est :

$$\frac{x - x^*e^{n-1}}{x_n - x^*e^{n-1}} = \frac{\exp((\eta + Pe)(z-1)) \exp(\eta(1-z))}{1 + ((\eta + Pe)/n)} + \frac{\exp(\eta(1-z))}{1 + (\eta/(\eta + Pe))} \quad (4.12)$$

$$\text{avec : } \eta = \frac{Pe}{2} \left( 1 + \frac{4 Eo\alpha}{Pe} \right)^{0,5} - 1 \quad (4.13)$$

L'équation (4.12) donne la concentration du liquide en fonction de z.

$$\bar{y}_n - \bar{y}_{n-1} = m Eo\alpha \int_0^1 (x - x^{*e^{n-1}}) dz$$

et de l'équation donnant l'efficacité de Murphree

$$Emv = \frac{\bar{y}_n - \bar{y}_{n-1}}{y^*n - \bar{y}_{n-1}}$$

nous aurons :

$$\bar{y}_n - \bar{y}_{n-1} = Emv (y^*n - \bar{y}_{n-1}) = Emv m (\bar{x}_n - x^*e^{n-1})$$

de sorte que :

$$\frac{Emv}{Eo\alpha} = \int_0^1 \left( \frac{x - x^*e^{n-1}}{\bar{x}_n - x^*e^{n-1}} \right) dz \quad (4.14)$$

La substitution de l'équation (4.12) dans (4.14) donne:

$$\frac{Emv}{EoG} = \frac{1 - \exp(-(\eta + Pe))}{(\eta + Pe)(1 + ((\eta + Pe)/n))} + \frac{\exp \eta - 1}{\eta(1 + (\eta/(\eta + Pe)))} \quad (4.15)$$

L'équation (4.15) traduit la relation entre Emv et EoG pour le cas 1 de Lewis, pour n'importe quel degré de mélange.

Quand  $Pe = \infty$  ceci se réduit à l'équation (4.1) et quand le liquide est parfaitement mélangé,  $Pe = 0$  ceci se réduit à  $Emv = EoG$

#### 4.5 - Le modèle du mélange de retour simple pour le cas 2 et 3 de Lewis

Les solutions analytiques équivalentes à l'équation (4.15) pour les cas 2 et 3 de Lewis avec un mélange partiel de liquide n'ont pas été obtenus. Néanmoins des solutions numériques ont été données par Dienner (1967). Une autre solution numérique peut être obtenue par un calcul plateau par plateau, en commençant par le bas (Lockett et Coll. 1973).

En utilisant la nomenclature de la fig. (4.5), la solution de l'équation (4.11) avec les conditions de l'interface données par les équations (4.8) et (4.9) nécessitent la connaissance des valeurs de  $x^{*n-1}$  et  $x^{n+1}$ . En général, après un calcul plateau par plateau, à un plateau n, les valeurs de  $x^{n-1}$  sont disponibles à

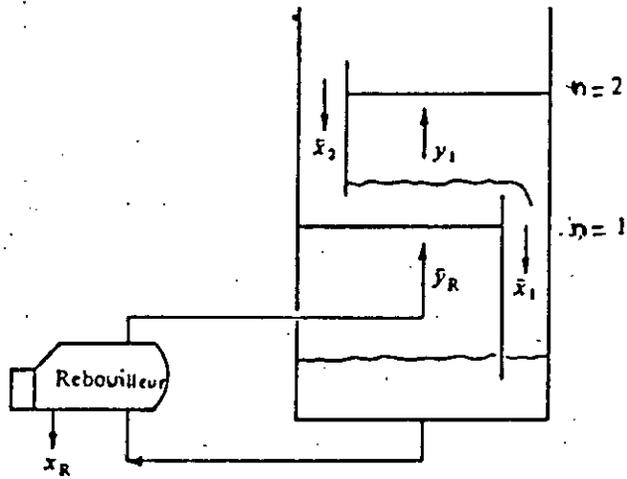


Fig .4.5 Nomenclature du calcul plateau pour plateau à partir du bas de la colonne

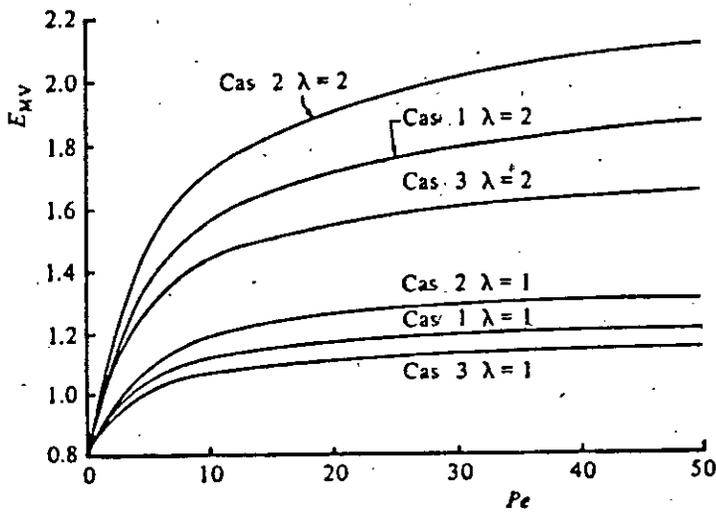


Fig .4.6 Variation de  $E_{MV}$  avec  $P_e$  pour  $E_{06} = 0,8$

partir du calcul pour le plateau  $n - 1$  pour  $x_{n+1}$ , la procédure est de supposer une valeur et résoudre numériquement l'équation (4.11) pour  $x$  sur le plateau  $n$ . La valeur supposée de  $x_{n+1}$  est alors corrigée et les calculs sont répétés jusqu'à ce que la concentration  $x_n$  du liquide sortant du plateau  $n$  soit égale à la concentration du liquide entrant au plateau  $n-1$  utilisée dans le calcul pour le plateau  $n-1$ .

De la définition de l'efficacité ponctuelle, on a,

$$x^*_{en} = x^*_{en-1} + E_{OG} (x - x^*_{en-1}) \quad (4.16)$$

$x$ , étant la concentration locale du liquide sur le plateau  $n$ .

Les valeurs de  $x^*_{en}$  qu'on utilise dans les calculs, pour le plateau  $n+1$  sont obtenues à partir de l'équation (4.16). De cette façon les concentrations de liquide peuvent être déterminées pour chaque plateau, en remontant la colonne.

Les efficacités de Murphree correspondantes peuvent être obtenues pour chaque plateau, en intégrant les profils de concentration calculés, c'est à dire à partir des équations (4.14) et (4.16).

$$(E_{mv})_n = \frac{\int_0^1 (x^*_{en} - x_{en-1}) dz}{\bar{x}_n - \int_0^1 x^*_{en-1} dz} \quad (4.17)$$

Pour commencer les calculs, le liquide et la vapeur quittant le rebouilleur sont supposés être en équilibre et on prendra des valeurs arbitraires de  $x_1$  et  $\bar{x}_2$ . Les efficacités calculées sont indépendantes de ces suppositions arbitraires.

La vapeur entrante au plateau du bas est supposée parfaitement mélangée, c'est pour cela que le plateau du bas correspond au cas 1 de Lewis. Par la suite, la vapeur est prise comme étant non mélangée et après environ quatre plateaux, l'efficacité de plateau devient constante et correspondra au cas 3 de Lewis. Les calculs pour le cas 2 de Lewis peuvent être simplifiés en changeant complètement le profil de concentration de la vapeur entre chaque plateau par la représentation de l'écoulement du liquide sur les plateaux successifs dans la même direction.

La fig. (4.6) illustre la variation de  $Emv$  avec le nombre de  $Pe$  du liquide.

Une approximation intéressante peut être utilisée pour calculer  $Emv$  pour n'importe quelle valeur de  $Pe$ , et  $Eoa$  pour les cas 2 et 3 de Lewis, évitant ainsi une solution numérique aux équations. Elle est basée sur la similarité de la variation de  $Emv$  avec  $Pe$  pour chacun des 3 cas de Lewis fig. (4.6). Un rapport  $\theta$  est défini

pour chacun des cas de Lewis et pour des valeurs fixées de  $\lambda$ ,  $Pe$  et  $Eo_G$ , comme suit :

$$\theta = \frac{(Emv)_{Pe} - Eo_G}{(Emv)_{Pe = \infty} - Eo_G}$$

$(Emv)_{Pe}$  est la valeur de  $Emv$  pour une valeur particulière de  $Pe$ , avec  $0 < Pe < \infty$ .  $(Emv)_{Pe}$  et  $(Emv)_{Pe = \infty}$  sont évaluées aux mêmes valeurs de  $\lambda$  et  $Eo_G$ .  $\theta$  peut être calculé exactement pour le cas 1 de Lewis à partir des équations (4.1) et (4.15). Comme approximation,  $\theta$  peut être considéré comme la même pour chaque cas de Lewis quand elle est évaluée aux mêmes valeurs de  $Pe$ ,  $\lambda$  et  $Eo_G$ . Par exemple, pour déterminer  $Emv$ , pour le cas 3 de Lewis, pour des valeurs de  $Pe$ ,  $\lambda$  et  $Eo_G$  particulières, on utilise l'équation suivante,

$$Emv = Eo_G + ((Emv)_{Pe = \infty} - Eo_G) \frac{(Emv)_{Pe_1} - Eo_G}{(Emv)_{Pe = \infty} - Eo_G} \quad (4.18)$$

$Pe_1$  : nombre de Peclet pour le cas 1 de Lewis

$(Emv)_{Pe = \infty}$  pour le cas 3 est calculée à partir des équations (4.5) ou (4.4).

Les valeurs de  $Emv$  tirées de l'équation (4.15), s'écartent généralement de 1 ou 2% des valeurs obtenues par les méthodes numériques.

Les écarts deviennent importants aux basses valeurs de  $Pe$ , quand les suppositions relatives au fait que la vapeur ne soit pas mélangée dans les cas 2 et 3 de Lewis ne sont pas justifiées. Ils s'en suit donc que l'équation (4.18) est parfaitement adéquate pour la pratique.

#### 4.6 - Le modèle des zones mélangées

Une solution autre que le modèle de la diffusion tourbillonnaire pour le mélange du liquide est le modèle des zones mélangées, le long du plateau.

Pour une série de  $N$  zones, le rapport de  $Emv/Eoc$  pour les conditions du cas 1 de Lewis est : (Gautreaux et O'Connell. 1955)

$$\frac{Emv}{Eoc} = \frac{(1 + (\lambda Eoc/N))^N - 1}{\lambda Eoc} \quad (4.19)$$

Les solutions numériques pour les cas 2 et 3 de Lewis, en utilisant le modèle des zones mélangées ont été données par Ashley et Haselden. (1970).

La relation entre  $Pe$  et  $N$  peut être déduite par comparaison des solutions obtenues par les deux différentes méthodes. On suggère ce qui suit :

Williams et Coll. (1960)

$$Pe = 2N - 2$$

Ashley & Haselden (1970)

$$Pe = 2N - 1$$

Pe grand

$$Pe = 2N - 2$$

Pe > 2,  $\lambda E_{00} < 0.5$

#### 4.7 - Mesure et corrélations de la diffusivité tourbillonnaire

La diffusivité tourbillonnaire peut être mesurée par une méthode d'état non stationnaire (U.S.S) ou une méthode d'état stationnaire (S.S). La dernière consiste en l'injection d'un "traceur" dans le liquide et la mesure de la variation de concentration avec le temps en un point ou deux en dessous (Mecklenburgh 1974).

Dans la méthode (S.S), la concentration du "traceur" est mesurée en une série de points au dessus du point d'injection (Barber et Self 1962).

Les résultats sont faciles à obtenir avec la méthode de l'état stable ou stationnaire et la diffusivité se déduit sans difficulté, à partir des données. C'est la raison pour laquelle la plupart des auteurs ont opté pour la méthode (S.S).

Sous les conditions de l'état stable, la concentration du traceur, non volatil est donnée par l'équation (4.11) avec  $E_{00} = 0$ . Le plateau est assez long de façon à permettre au traceur de ne pas atteindre le liquide entrant et  $Pe \gg 1, z \gg 0$ , la solution de l'équation est:

$$\frac{x - x_0}{x_{in} - x_0} = \exp(-Pe(z_{in} - z)) \quad (4.20)$$

$z_{in}$  étant la valeur de  $z$  au point d'injection du traceur.

Quand la concentration du traceur au point d'injection ( $z = z_{in}$ ) est  $x_{in}$ . La figure (4.7), montre la variation de concentration d'un traceur expérimental, suivant l'équation (4.20).  $Pe$  est déterminé à partir de la pente des droites. En utilisant des valeurs mesurées de  $h_{cl}$ , la diffusivité est calculée comme suit :

$$De = \frac{Q_L Z}{Wh_{cl} Pe} \quad (4.21)$$

Des correlations sont proposées pour déterminer  $De$ , elles sont résumées sur le tableau (4.1) et sont illustrées dans la figure (4.8). On remarque que la correlation de Sterbacek est très différente en forme des autres et implique une estimation de la perte de charge. Les données de Sohlo sont obtenues avec un plateau de très petit diamètre, pour lequel, on doute de la validité de l'équation (4.20). La correlation de Gilbert est basée sur les données de Foss, (Foss (1957)). Par la suite, Shore et Haselden (1969) prétendent que Foss a mal interprété ses données.

D'après ces commentaires, il est peut être raisonnable de ne pas tenir compte des valeurs élevées de  $De$  prévues, montrées par la fig. (4.8).

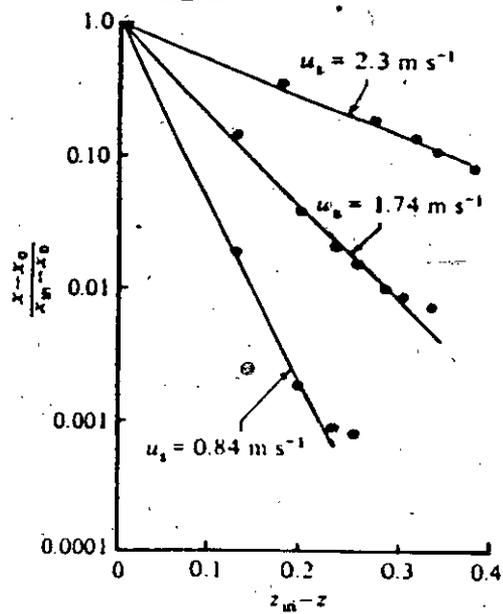


Fig. 4.7. Variation de la concentration du traceur avec la distance du point d'injection

Tableau 4.1 Correlations de la diffusivité tourbillonnaire  $D_o$

N°	Références	Correlations	Plateau
1	Gerster & coll. (1958)	$D_o^{0.5} = 0.00378 + 0.017u_a + 3.68Ql/W + 0.18hv$	C
2	Gilbert (1959)	$D_o = 0.0025h_f^2 h_{cl}^{-2}$	P
3	Barker & Self (1962)	pour $hv = 0.025$ m $D_o = 3.58 \cdot 10^{-4} (Ql/Wh_{cl})^{-0.02} h_{cl} (1-\varepsilon)^{-3.02}$	P
		pour $hv = 0.05 - 0.10$ m $D_o = 1.66 \cdot 10^{-3} (Ql/Wh_{cl})^{0.09} h_{cl} (1-\varepsilon)^{-2.91}$	P
4	Welch & coll. (1964)	$D_o = 0.088(Ql/Wh_{cl})$	V
5	Harada & coll. (1964)	$D_o = 0.0036h_f u_a (u_h d_h)^{-0.37} \varepsilon^{-1}$	P
6	Sterbacek (1968) $z = 0.8$ m	$D_o = \frac{0.6(Ql/Wh_{cl}) [0.57(1-\phi)^{2.2} u_h \rho_a + \rho_L h_{cl} g]}{42.1[(1-\varepsilon)\rho_L + \varepsilon \rho_a] g h_{cl}}$	P
7	Shore & Haselden (1969)	$D_o = 0.31h_f [u_a (\rho_a/\rho_L)^{0.5}]^{0.63}$	P
8	Kafarov & coll. (1972)	$D_o = 3.17 \cdot 10^{-3} (Ql/Wh_{cl})^{0.17} h_{cl} (1-\varepsilon)^{-2.83}$	P
9	Molnar (1974)	$D_o^{0.5} = 0.0005 + 0.01285u_a + 6.32(Ql/W) + 0.312hv$	V
10	Sohlo & Kinnunen (1977)	$D_o = 6.95 \cdot 10^{-3} (Ql/Wh_{cl})^{0.14} h_{cl} (1-\varepsilon)^{-2.86}$	P
11	Zuiderweg (1982)	pour régime d'atomisation-mousse mélangée $D_o = \frac{8.3\rho_a u_a^2 h_{cl}}{\rho_L (Ql/W)}$	P
		pour régime d'émulsion $D_o = 3.0u_a h_{cl} (\rho_a/\rho_L)^{0.5}$	P

Des corrélations qui restent, celles de Shore de Haselden, ainsi que celle de Zuiderweg sont les seules impliquant  $\mathcal{F}G$  et  $\mathcal{F}L$  et sont donc recommandées pour des systèmes autres que air-eau. Les nombres de Peclet prévus sont montrés sur la fig. (4.9) pour la distillation des systèmes utilisant les corrélations recommandées.

Puisque  $Emv$  est indépendante du  $Pe$  quand  $Pe > 20$ . On remarque dans la fig. (4.9) que les différences dans les corrélations de  $De$  sont notables seulement à des valeurs basses du paramètre d'écoulement. Et ces

différences sont vraiment significatives pour des plateaux à faible diamètre, c'est à dire, ayant des courts parcours d'écoulement comme ceux utilisés pour construire la fig. (4.9)

D'après (Biddulph 1977),  $De$  pour des plateaux à valves est un peu élevée que celle pour des plateaux perforés, ceci est aussi soutenu par la corrélation de Molnar. Raper et Coll. (1984) prétendent que  $De$  passe par un maximum lors de la transition mousse atomisation, puis sa valeur chute dans le régime d'atomisation. Ceci est en contradiction avec toutes les corrélations de la table (4.1). Les derniers prétendent également que toutes les données précédentes utilisant la méthode de l'état stable étaient données par des conditions non

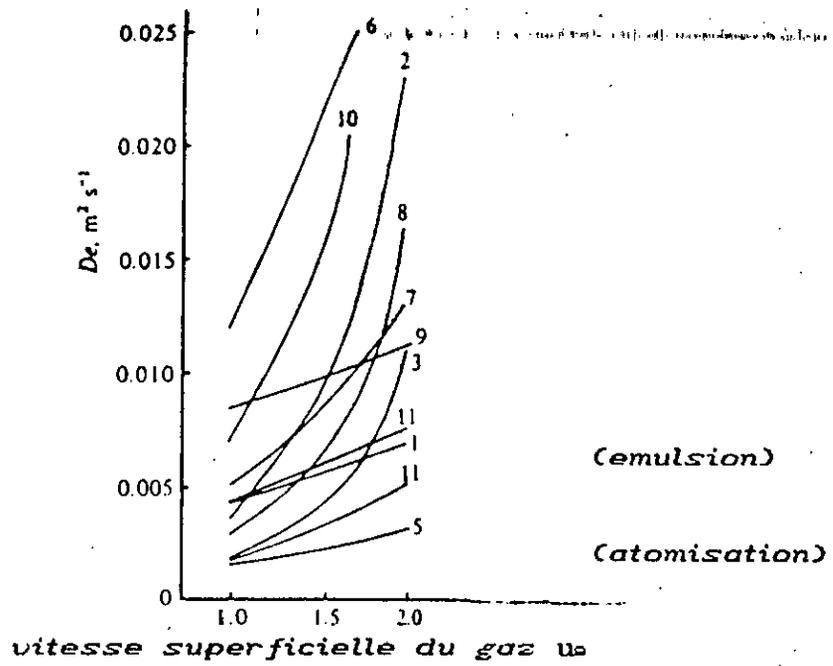


Fig.4.8. Comparaison des corrélations de  $D_e$  se référant au tableau 4.1

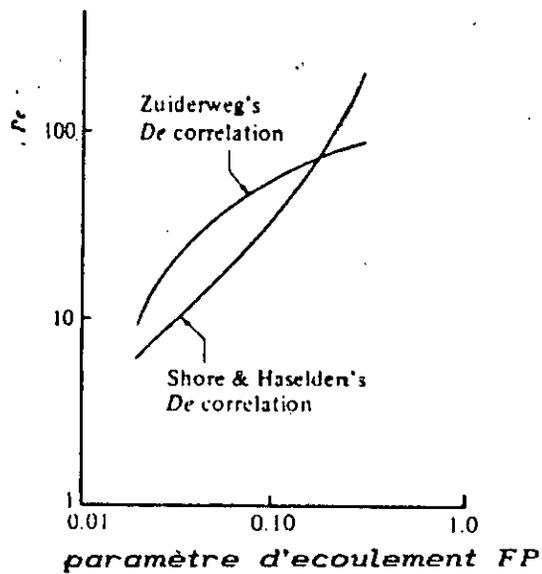


Fig. 4.9 Nbre de Peclet du liquide en fonction du paramètre d'écoulement

représentatives, près de la sortie du déversoir, qui tend à devenir une région plus agitée.

D'autres travaux expérimentaux avec des plateaux de grands diamètres sont nécessaires pour tester cette idée.

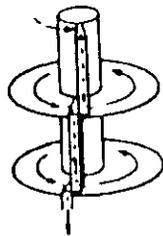
#### 4.8 - Mélange horizontal de la vapeur entre plateaux

Les cas de Lewis concernent seulement les situations limites, à savoir : vapeur non mélangée ou complètement mélangée entre plateaux. Le mélange partiel de la vapeur a été étudié dans le modèle des cellules de vapeur mélangée (Ashley et Haselden 1970) ainsi que dans le modèle de la diffusivité tourbillonnaire (Katayama et Imoto (1972)).

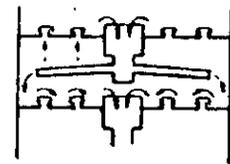
Le nombre de Peclet pour le mélange horizontal de la vapeur peut être défini comme suit :

$$Pe_G = \frac{U_s Z^2}{De_G (T_s - h_f)} \quad (4.22)$$

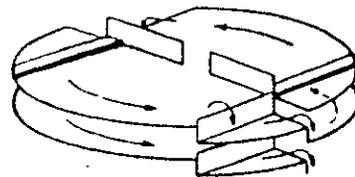
Katayama et Imoto ont montré que pour un  $Pe_G > 50$ , la vapeur peut être considérée comme non mélangée. La valeur caractéristique de  $De_G$  semble être  $\approx 0,01m/s$  (Lockett et Coll. 1975), de sorte que  $Pe_G$  soit supérieur à 50, mais seulement dans les petites colonnes de laboratoire. Et par conséquent, dans les



*plateau à écoulement  
circulaire*



*plateau de  
KUHNI*



*Pateau à écoulement  
parallèle (UNION CARBIDE)*

*Fig. 4.10. Quelques modeles de plateaux impliquant  
le cas 2.de LEWIS*

## 5 - Facteurs affectant l'efficacité

Dans le fonctionnement d'une colonne de fractionnement, plusieurs facteurs sont susceptibles d'affecter l'efficacité. Ils sont liés à la conception, au fonctionnement, ainsi qu'aux variables du système.

### 5.1 - L'effet de l'entraînement du liquide

Dans le cas de l'entraînement du liquide par la vapeur, le liquide est véhiculé par la vapeur vers le plateau supérieur à travers les perforations ou les élévateurs. Le liquide de faible concentration, provenant du plateau de dessous va réduire la concentration du liquide du plateau de dessus. L'élévation de la vapeur à partir du plateau sera donc d'une concentration basse. La quantité nette de transfert de masse est petite et l'efficacité est donc réduite. Cette situation nécessite encore plus d'étages de contact que ceux nécessaires pour l'équilibre de séparation.

Cet entraînement aboutit à un recyclage du liquide dans le mauvais sens dans la colonne. Ceci peut donc causer:

- Une réduction de la force motrice pour le transfert de masse entre le liquide et la vapeur.

- Une augmentation du rapport liquide-vapeur, sur chaque plateau.

- Une augmentation dans la charge liquide

De cela résulte généralement une réduction de l'efficacité du plateau.

La fig. (5.1) montre le cas des écoulements avec et sans entrainement.

On définit l'efficacité de plateau apparente  $Emv^a$  en présence de l'entrainement, d'après (Lockett et Coll. 1983) par :

$$Emv^a = \frac{\bar{Y}_n - Y_{n-1}}{y^*n - \bar{Y}_{n-1}} \quad (5.1)$$

En se référant à la fig. (5.2)

$$\bar{Y}_n = \bar{y}_n + \frac{E+}{G} (\bar{x}_{n+1} - \bar{x}'_n) \quad (5.2)$$

$$\bar{Y}_{n-1} = \bar{y}_{n-1} + \frac{E+}{G} (\bar{x}_n - \bar{x}'_{n-1}) \quad (5.3)$$

$$\text{et } y^*n = m\bar{x}_n + b \quad (5.4)$$

$E+$  : débit de l'entrainement du liquide

$Emv^a$  est utilisée à la place de  $Emv$ . Tous les effets d'entrainement sont compris dans  $Emv^a$  et permet de considérer une colonne de simulation sans se soucier de l'entrainement.

Les équations qui suivent sont disponibles pour le calcul de  $Emv^a$  avec

$$\lambda_0 = mG/Lo \quad \text{et } e_0 = E+/Lo$$

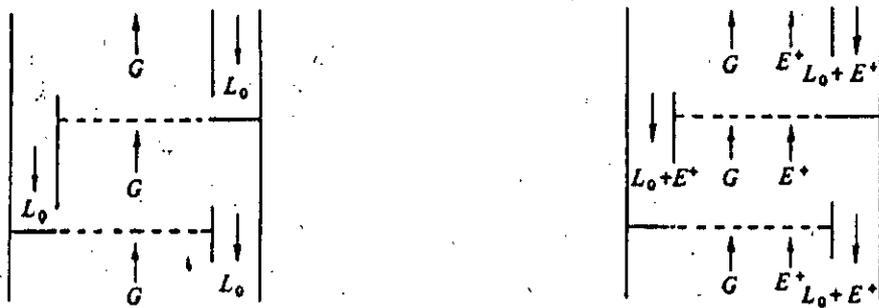


Fig .5.1 a) Ecoulement sans entrainement  
b) Ecoulement avec entrainement

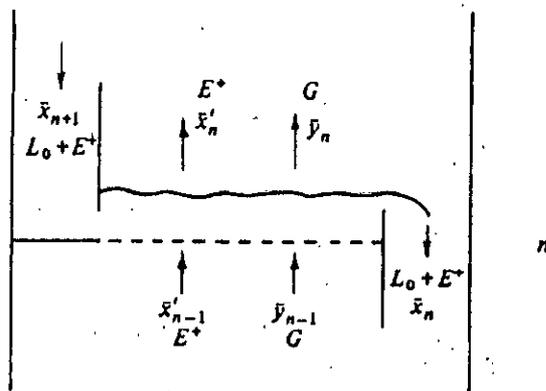


Fig .5.2 Nomenclature de l'entrainement

Pour les 3 cas de Lewis,  $Pe = 0$ ,  $\lambda_0 = 1$  ; l'équation de Colburn (Colburn.1936) est :

$$Emv = \frac{a EoG}{1 + eo EoG} \quad (5.5)$$

pour le cas 2 de Lewis,  $Pe = \infty$

$$Emv = \frac{a}{\lambda_0 - 1} \quad (5.6)$$

où  $\alpha$  est telle que

$$\lambda_0 = \frac{(\alpha - 1 + EoG) (1 + eo) \ln \alpha}{EoG (\alpha - 1)} - \frac{eo}{\alpha} \quad (5.7)$$

Pour le cas 3 de Lewis,  $Pe = \infty$

$$Emv = \frac{a}{\lambda_0 - 1}$$

- si  $\alpha$  (et  $\lambda_0$ )  $\leq 1$ ,  $\alpha$  est déterminée, à partir de :

$$\lambda_0 = 2 \alpha (1 + eo) \left( \frac{A}{B - C} \right)^{-1} \tan \left( \frac{2 \quad 2 \quad 0,5}{((B - C)A)} \right) \quad (5.8)$$

$$2 \alpha (2 - EoG) D - (\alpha - 1 + EoG) (B - C)$$

et si  $\alpha$  (et  $\lambda_0$ )  $\geq 1$ ,  $\alpha$  est déterminée à partir de :

$$\lambda_0 = 2 \alpha (1 - eo) \left( \frac{A}{B - C} \right)^{0,5} \tanh \left( \frac{-1}{((C - B)A)} \right) \quad (5.9)$$

$$2 \alpha (2 - EoG) D - (\alpha - 1 + EoG) (B - C)$$

$$\text{où } A = \alpha^2 - (1 - Eo_G)^2$$

$$B = \alpha (Eo_G + \frac{e_o}{\lambda_o} (2 - Eo_G))$$

$$C = \alpha^2 (Eo_G + \frac{e_o}{\lambda_o}) + \frac{e_o}{\lambda_o} (1 - Eo_G)$$

$$D = \alpha Eo_G + \frac{e_o}{\lambda_o} (\alpha - 1 + Eo_G)$$

Une méthode approximative pour déterminer  $Emv^a$ , consiste à remplacer  $Eo_G$  par  $Emv$  dans l'équation (5.5). Cette méthode n'a pas de fondement théorique. Toutefois elle ne s'écarte pas beaucoup de la précédente, comme l'illustre si bien la fig.(5.3).

Plusieurs chercheurs, dont Van Win kle. (1961) ont étudié l'entraînement avec les colonnes à plateaux perforés. Cette étude montre que l'entraînement augmente, pour tout mécanisme de contact liquide-vapeur avec :

- a - La diminution de l'espacement entre plateaux.
- b - L'augmentation de la vitesse superficielle de la vapeur.
- c - L'augmentation de la hauteur du deversoir.
- d - L'augmentation du débit liquide.
- e - L'augmentation de la densité de la vapeur
- f - La diminution de la tension superficielle du liquide.

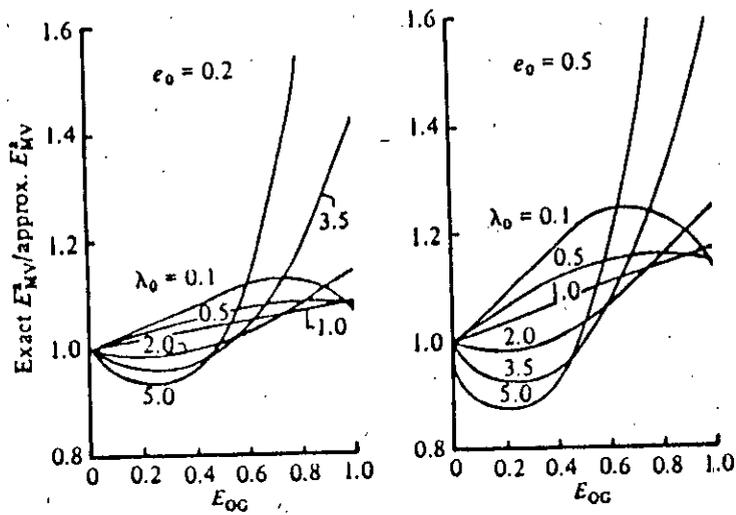


Fig .5.3 Rapport de  $\hat{E}_{MV}$  exacte sur  $\hat{E}_{MV}$  approximative à partir de l'équation (5.5)

g - L'augmentation de l'espacement des calottes

h - La diminution dans la longueur du parcours du liquide

i - L'augmentation du diamètre des trous.

La corrélation traduisant l'entraînement, représentée en fig. (5.4), a été développée par Fair et Matthews (1958) pour les plateaux à calottes et les plateaux perforés, en utilisant les données de la littérature pour différentes colonnes et différents systèmes. Cette corrélation a été développée sur la base du paramètre d'écoulement:

$$\frac{L}{G} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5}$$

et du paramètre de capacité

$$U_{GN} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5}$$

La corrélation relie le flux en pourcent, la fraction d'entraînement, (le nombre de moles de liquide entraîné dans la vapeur par moles de liquide s'écoulant), le débit liquide et vapeur et les densités de la vapeur et du liquide. Sa précision est de  $\pm 15\%$ .

Bain et VanWinklé (1961) ont étudié l'entraînement dans une colonne à plateaux perforés de vingt quatre

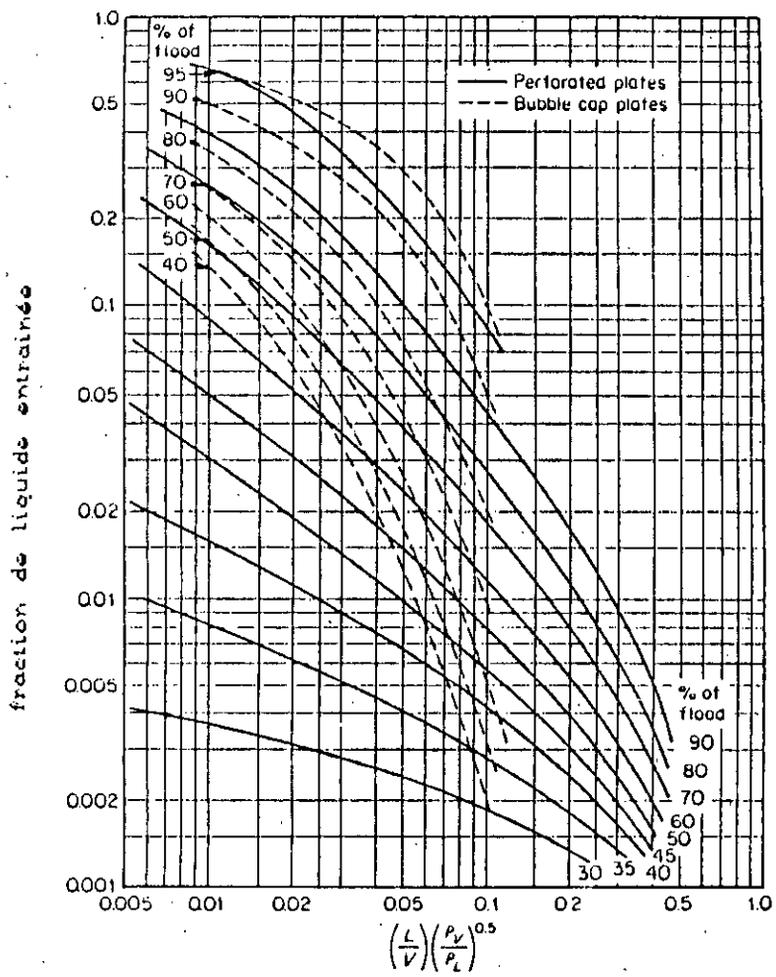


Fig. 5.4 Corrélation pour l'entraînement  
(FAIR & MATTHEWS. 1958)

l'entraînement et le pleurage est que pour le dernier, il n'existe pas d'équation simple et convenable, comme celle de Colburn pour la détermination de  $Emv^a$ .

D'après la fig. (5.8),  $Emv^a$  est définie par :

$$Emv^a = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n-1}}{y^*n - \bar{Y}_{n-1}} \quad (5.12)$$

$$\text{où } \bar{Y}_n = \bar{y}_n + \frac{Lw}{G} (\bar{x}_{n+1} - \bar{x}'_{n+1}) \quad (5.13)$$

$$\bar{Y}_{n-1} = \bar{y}_{n-1} + \frac{Lw}{G} (\bar{x}_n - \bar{x}'_n) \quad (5.14)$$

$$\text{et } y^*n = m \bar{x}_n + b$$

avec  $Lw$  : débit du pleurage.

Les équations suivantes permettent de calculer  $Emv^a$  sous les conditions du pleurage, en supposant que ce dernier est uniforme sur le plateau, et :

$$\beta_0 = Lw/L_0 \quad ; \quad \lambda_0 = mG/L_0$$

Cas 1-3 de Lewis,  $Pe = 0$

$$Emv^a = E_{0G}$$

Ceci implique que le pleurage n'a pas d'effet sur l'efficacité de plateau, en considérant que le liquide est complètement mélangé sur le plateau. Cependant, à

cause de la réduction de la charge liquide du déversoir, ainsi que la hauteur de la mousse causée par le pleurage,  $Eo_G$  est généralement réduit sous les conditions du pleurage.

Cas 2 de Lewis,  $Pe = \infty$

$$\frac{a}{Emv} = \frac{\alpha - 1}{\lambda_0 - 1}$$

où  $\alpha$  est telle que :

$$\lambda_0 = \left( \frac{\alpha - 1 + Eo_G}{Eo_G} \right) \left( \frac{(1 - \beta_0) \ln \alpha}{\alpha - 1} + \beta_0 \right) \quad (5.15)$$

Cas 3 de Lewis,  $Pe = \infty$

$$\frac{a}{Emv} = \frac{\alpha - 1}{\lambda_0 - 1}$$

où, si  $\alpha$  (et  $\lambda_0$ )  $\leq 1$ ,  $\alpha$  est elle que :

$$\lambda_0 = 2(1 - \beta_0) \left( \frac{A}{F - G} \right)^{0,5} \tan^{-1} \left( \frac{((F - G)A)^{0,5}}{2\alpha(2 - Eo_G)H - (\alpha - 1 + Eo_G)(F - G)} \right) \quad (5.16)$$

et si  $\alpha$  (et  $\lambda_0$ )  $> 1$ ,  $\alpha$  est telle que :

$$\lambda_0 = 2(1 - \beta_0) \left( \frac{A}{G - F} \right)^{0,5} \tanh^{-1} \left( \frac{((G - F)A)^{0,5}}{2\alpha(2 - Eo_G)H - (\alpha - 1 + Eo_G)(F - G)} \right) \quad (5.17)$$

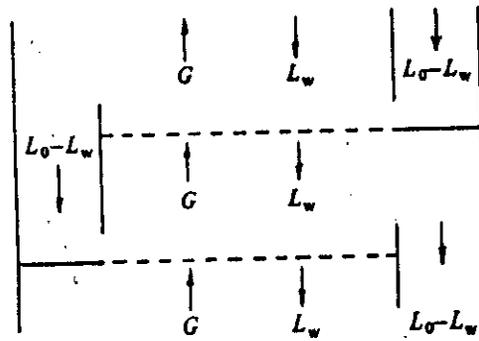


Fig. 5.5 Ecoulement avec pleurage

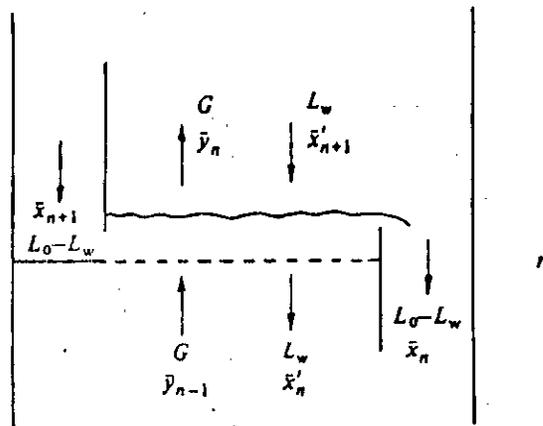


Fig. 5.6 Nomenclature du pleurage

$$\text{où } A = \alpha^2 - (1 - Eo_a)^2$$

$$F = Eo_a + \frac{\beta_0}{\lambda_0} (\alpha^2 - Eo_a + 1)$$

$$G = \alpha (Eo_a + \frac{\beta_0}{\lambda_0} (2 - Eo_a))$$

$$H = Eo_a - \frac{\beta_0}{\lambda_0} (\alpha - 1 + Eo_a)$$

### Pleurage non uniforme

Nous avons jusque là, supposé un pleurage uniforme sur le plateau. D'après Banik. (1982), une réduction notable de l'efficacité de plateau est obtenue si le pleurage est localisé près de l'entrée du déversoir, ce qui est souvent le cas sur les plateaux à grand diamètre.

### 5.3 - L'effet de l'entraînement de la vapeur sur l'efficacité de plateau

Un autre facteur pouvant affecter l'efficacité de plateau, consiste en l'absorption de la vapeur par le liquide ; comme la mousse, qui peut être véhiculée au plateau supérieur, ou la prise au piège de la vapeur dans la descente par le liquide qui la conduit au plateau inférieur. (Si la mousse est suffisamment stable, elle peut être conduite au plateau inférieur par la vapeur : ce phénomène est appelé : primage). La

vapeur, contenant une plus grande proportion de composants volatils que le liquide sur le plateau, se dilue avec le liquide renfermant les composants lourds. Ceci aura pour effet de réduire l'efficacité de la séparation. D'autres plateaux seront nécessaires pour assurer cette séparation.

Puisque la quantité de vapeur entraînée par le liquide est en relation avec les facteurs causant l'augmentation de la hauteur de mousse, ou causant l'échappement du liquide à la sortie de la dévers, nous pouvons dire que l'entraînement de la vapeur par le liquide est fonction des mêmes facteurs. Ainsi, l'entraînement augmente avec la charge de vapeur et de liquide, avec l'augmentation de la hauteur du déversoir, l'augmentation de la viscosité du liquide, la diminution de la différence de densité entre le liquide et la vapeur, l'augmentation de la longueur du parcours du liquide, la diminution de la tension superficielle du liquide, l'augmentation de la densité de vapeur et la diminution de la distance entre la dernière rangée de trous ou calottes et le bord du déversoir.

Une équation, simple donnant l'efficacité de plateau apparente a été proposée par Drogaris & Lockett. (1979).

$$a = \frac{Emv}{1 + (Emv m(1 - \alpha_R) \int G/dR \rho L)} \quad (5.18)$$

Emv étant l'efficacité de Murphree sans entrainement de la vapeur et  $\alpha_d$  est la fraction de volume de liquide dans la mousse, s'écoulant dans la dévers. Les suppositions faites pour obtenir l'équation (5.18) sont similaires à celles faites par Colburn pour obtenir l'équation (5.5).

L'entrainement de la vapeur peut être significatif à haute pression. La difficulté pratique réside dans l'estimation de  $\alpha_d$ , quoique, la meilleure approximation est de supposer  $\alpha_d = 1,3 \bar{\alpha}_d$ , d'après Zuiderweg. (1982). avec  $\bar{\alpha}_d$ , fraction moyenne de volume de liquide dans la dévers.

Il est possible de réduire la quantité de vapeur entraînée dans le liquide en faisant en sorte que la dernière rangée de calottes, de trous ou de valves soient à une certaine distance du bord du déversoir de façon à ce que la vapeur n'ait pas tendance à être piégée au moment où le liquide déborde. Aussi, un volume suffisant est fourni dans les dévers pour permettre de donner le temps à la vapeur de dégager et s'échapper de la déverse.

Les baffles d'éclaboussure serviront à empêcher la mousse, ou l'écume d'éclabousser à l'intérieur de la dévers et serviront aussi d'écumoir ne permettant ainsi qu'au liquide clair de s'écouler à l'intérieur de la dévers.

#### 5.4 - Efficacité et régime d'écoulement

En considérant l'expérience avec les plateaux perforés, l'examen des courbes traduisant les variations de l'efficacité en fonction de nombreuses et différentes variables opératoires à partir de données expérimentales. Aussi bien que l'examen des divers corrélations développées pour relier ces variables, montre de très intéressants comportements contradictoires. Par exemple, à colonne basse, l'efficacité augmente rapidement jusqu'à ce que le débit vapeur soit au dessus du point de "dumping". En ce point, l'efficacité diminue, puis reste constante avec quelques petites variations indiquées par les données. Ces déviations de la constance sont acceptables dans la limite d'erreur expérimentale. Aux débits élevés, on a remarqué que l'efficacité s'élève dans un cas et diminue dans un autre. Finalement, à l'engorgement ou au primage, la courbe de l'efficacité tourne vers le bas. Les extrémités de la courbe sont en dessous du point de "dumping" et au dessus du point d'engorgement et du primage.

### 5.5 - Effet de la hauteur du déversoir

Au dessus du débordement ou du "dumping", l'efficacité augmente avec l'augmentation de la hauteur du déversoir, dans certains cas et reste constante dans d'autres. Ceci s'explique, par le type de contrôle de la résistance à la diffusion. Si la résistance de la phase gazeuse l'emporte et la phase liquide est la phase continue (ce qui est généralement le cas), l'augmentation de la profondeur du liquide aura pour effet d'augmenter le temps de contact, qui à son tour, augmentera la quantité du transfert, entraînant une élévation de l'efficacité. Maintenant, si la résistance de la phase liquide l'emporte, l'augmentation de la profondeur du liquide aura un petit effet, puisque le rapport de l'aire de surface sur le volume est très faible.

Si la résistance de la phase liquide l'emporte, l'augmentation de la dispersion de la phase liquide augmentera le transfert et ainsi l'augmentation de la hauteur du déversoir n'aura aucun effet.

### 5.6 - Débits relatifs de vapeur et de liquide

Les débits relatifs liquide et vapeur doivent avoir une influence sur l'efficacité, puisque sans vapeur ni liquide, il n'y aurait pas de transfert de masse, donc

pas d'efficacité. Des chercheurs ont montré cette influence, expérimentalement dans l'efficacité en fonction de chaque débit liquide ou vapeur, en gardant l'autre constant, ou en fonction du taux de reflux.

Dans la marche en épuisement, l'efficacité diminue rapidement, lorsque le taux de reflux augmente. Et dans la section de rectification, la diminution de l'efficacité est principalement due à l'augmentation de la résistance du film liquide. Dans la section d'épuisement, où la résistance du film de gaz devient prédominante, la chute de l'efficacité est principalement due à une réduction de l'effet d'aire interfaciale, lorsque le taux de reflux augmente (Ellis & Coll. 1969).

Gerster et Coll. (1958) ont montré que l'efficacité, tend à augmenter avec le débit gazeux, à certains débits liquide, et diminue avec d'autres.

Ellis et Moyade. (1967) ont montré le même effet. Ceci consiste en leur supposition qu'il y'a une efficacité optimum, relativement faible, à un débit d'écoulement liquide et vapeur.

Il a été montré par Van Winkle. (1967) que l'efficacité augmente avec la diminution du taux de reflux après  $L/D = 2$ . Le changement de l'efficacité est appréciable entre  $L/D = 2$  et  $L/D = 1$ . Cependant, entre le reflux total et un taux de reflux d'environ 2, l'influence est très faible. Ceci pour des plateaux perforés.

### 5.7 - Longueur du parcours du liquide :

La longueur du parcours du liquide dépend du diamètre de la colonne et du modèle d'écoulement. C'est la distance que parcourt le liquide, du point d'entrée sur le plateau, au point du débordement à la sortie de la dévers. Puisqu'il y'a un gradient de concentration dans le liquide, à travers le plateau, le gradient doit donc être une fonction de la longueur du parcours.

Aussi, l'efficacité ponctuelle serait maximum, si le liquide n'était pas complètement mélangé, c'est à dire qu'il n'ya pas un préalable ou ulterieur mixage. Des équations derivent des 3 cas de Lewis.

Pour le cas 1 de Lewis, si L/G est constant et la pente de la droite d'équilibre  $m = y/x$  pour chaque plateau est constante et l'efficacité locale pour chaque plateau est constante.

$$E_o = a \left( e^{\frac{E_{oq}}{a}} - 1 \right) \quad (5.19)$$

Gautreaux et O'connel. (1955) ont développé une équation pour estimer le nombre d'étages ou les zones complètement mélangés.

$$E_{oq} = a \left( 1 + \frac{E_{oq} N'}{N'a} \right) - 1 \quad (5.20)$$

avec  $a = \frac{L}{G.m}$

N' : Le nombre d'étages.

L'équation (5.20) montre que l'efficacité du plateau augmente quand le nombre d'étages en série s'élève ; ou puisque le nombre d'étages s'élève avec la longueur du chemin du liquide Z , l'efficacité du plateau augmente avec la croissance du parcours du liquide.

Gilbert. (1959) a étudié le mixage du liquide sur les plateaux et a trouvé que le nombre d'étages de mixage était égal au nombre de rangées de calottes traversées par le liquide.

Dans l'intention d'établir une étude analytique, il suppose un modèle de diffusion pour déterminer le paramètre caractérisant le mixage pour un système d'écoulement continu.

La diffusivité tourbillonnaire longitudinale a été corrélée avec la vitesse du liquide, la rétention du liquide et la densité de la mousse, et ce pour les plateaux à calottes et les plateaux perforés.

$$\frac{2 De}{U_L} = C_1 \left( \frac{\rho}{U_L} \right)^{-C_2} \quad (5.21)$$

- plateaux à calottes : C1 = 0,9      C2 = 2,4

- plateaux perforés : C1 = 0,5      C2 = 3,0

Ainsi, pour les plateaux à calottes,

$$\frac{De}{U_L h_{cl}} = 0,9 \left( \frac{h_{cl}}{h_f} \right)^{-2,4} \left( \frac{1}{U_L} \right)^{0,4} \quad (5.22)$$

et pour les plateaux perforés,

$$\frac{De}{U_L h_{cl}} = 0,25 \left( \frac{h_{cl}}{h_f} \right)^{-3,0} \frac{1}{U_L} \quad (5.23)$$

$U_L$  : vitesse linéaire du liquide traversant le plateau entre les déversoirs.

$h_f$  : hauteur de la mousse

$\beta_f$  : densité de la mousse

Ainsi la diffusivité tourbillonnaire augmente avec la longueur du chemin du liquide. L'efficacité globale basée sur la phase gazeuse est reliée à l'efficacité ponctuelle, en utilisant le paramètre du nombre de Péclet modifié.

$$\alpha' Z_L = \frac{L}{h_{cl} \beta_L De} Z_L \quad (5.24)$$

et en fonction de  $\beta'$

$$\beta' = \frac{y/x}{L/G Z_L} = \frac{\text{Pente de la droite d'équilibre}}{\text{Pente de la droite opératoire}} \quad (5.25)$$

Pour le calcul de l'efficacité de plateau, à partir de l'efficacité ponctuelle, on doit évaluer la hauteur de la mousse  $h_f$ .

pour les calottes, elle est donnée par la relation

$$h_f = 2.53 F_{VA}^2 + 1.89hw - 1.6$$

Pour les plateaux perforés, il n'y a pas de relation pour déterminer  $h_f$ . Cependant il est supposé que :  $h_f = 2 h_{cl}$ , mais l'erreur peut être appréciable, puisque ce n'est qu'une estimation.

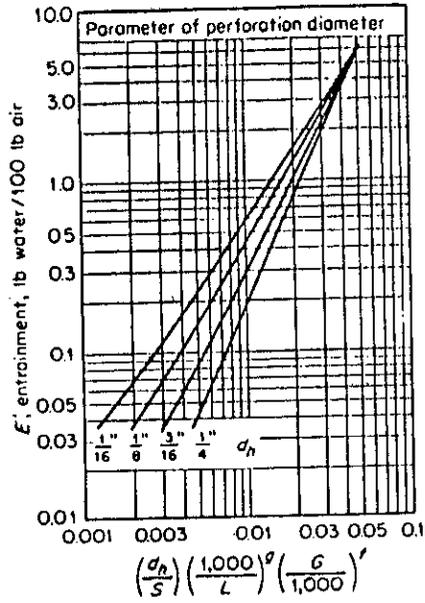


Fig. 5.7 Corrélation pour l'entraînement  
(BAIN & VAN WINKLE, 1961)

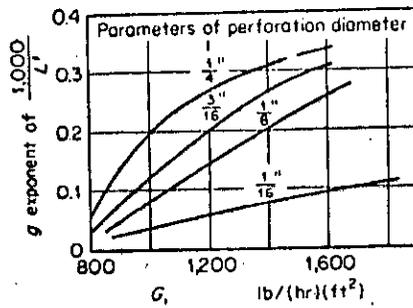


Fig. 5.8 Exp 1000/L vs  $d_h$  et  $G$

## 6. Prédiction de l'efficacité

### 6.1 - Introduction

Dans cette partie, nous essayons de proposer une méthode de calcul de l'efficacité pour un mélange multicomposant assez complète et facilement accessible. Pour un mélange binaire, la méthode de l'A.I.Ch.E est largement conseillée et fournit des résultats acceptables. Par contre pour un mélange complexe, nous devons tenir compte des interactions diffusionnelles dans le calcul des efficacités. A cet effet, nous essayons de proposer une méthode de calcul des efficacités en considérant tous les cas possibles. Nous développerons donc l'algorithme de calcul, nous donnerons l'organigramme et le programme, puis nous illustrerons, la méthode par un exemple numérique.

### 6.2 - Méthode de l'A.I.Ch.E.(1958)

Cette méthode implique la fixation du modèle de plateau et le calcul, ou la fixation des variables opératoires, ainsi que les variables du système.

Ces variables sont la pression totale, la température du plateau, la charge totale de la vapeur, la charge totale du liquide, les densités liquide et vapeur, les viscosités liquide et vapeur, le poids moléculaire de la

vapeur et du liquide, la diffusivité molaire de la vapeur ainsi que celle du liquide et la tension superficielle du liquide.

La méthode de calcul se présente comme suit :

1 - Calcul de la charge de la vapeur  $Q_G$  et celle du liquide  $Q_L$ .

2 - Calcul de la vitesse de la vapeur basée dans l'aire de bouillonnement.

$$U_{GA} = \frac{Q_G}{A_A}$$

3 - Calcul de  $F_{GA} = U_{GA} (\rho_G)^{0,5}$

4 - Calcul du débit du liquide par mètre de longueur moyenne d'écoulement sur le plateau.  $Q_L / W_a$ .

5 - Calcul du facteur d'absorption  $\lambda = mG/L$  par

$$\lambda = \frac{m Q_G \rho_G M_L}{Q_L \rho_L M_G}$$

6 - Calcul de la hauteur de mousse (Charles. 1988)

$$h_f = 0,0432 F_{GA}^2 + 1,89 h_w - 0,0406$$

7 - Calcul de la hauteur du liquide clair par :

$$h_{cl} = \frac{103 + 11,8 h_w - 40,5 F_{GA} + 1,25 Q_L / W_a}{\rho_L}$$

8 - Calcul du temps de contact du liquide (en seconde)

$$\theta_L = \frac{37,4 h_{cl} A_A}{Q_L}$$

9 - Le nombre d'unités de transfert de la phase liquide est déterminé par :

$$N_L = 103 D_L^{0,5} (0,26 F_{GA} + 0,15) \theta_L$$

10 - Le nombre d'unité de transfert de la phase gazeuse est donné par :

$$N_G = \left( \frac{\rho_G D_G^{0,5}}{\mu_G} \right) (0,776 + 0,116 hw - 0,29 F_{GA} + 0,0217 \frac{Q_L}{W_2} + 0,200 \Delta)$$

11 - L'efficacité globale de la phase gazeuse  $E_{ov}$  est évaluée à partir de :

$$- \log (1 - E_{ov}) = 0,434 \frac{N_L \cdot N_G}{N_L + \lambda N_G}$$

12 - Le pourcentage de résistance de la phase liquide est déterminé par :

$$\% R_L = \frac{\lambda N_G \cdot 100}{N_L + \lambda N_G}$$

13 - Le coefficient de diffusion tourbillonnaire  $De$  est calculé par :

$$De = (1,0 + 0,044 (dc - 3))^2 (0,0124 + 0,015 hw + 0,017 U_{GA} + 0,025 \frac{Q_L^2}{wa})$$

14 - Le nombre de Peclet

$$Pe = \frac{Z_L^2}{De \theta_L}$$

15 - Le terme  $\lambda E_{OG}$  est évalué de sorte que la fig(6.1) puisse être utilisée pour déterminer  $Emv / E_{OG}$

16 - Calcul de  $Emv$

17 - Calcul de l'espacement apparent entre plateaux

$$S' = S - hf$$

18 - En utilisant la valeur de  $U_{GA} / S'$ , on détermine  $ew$  à partir de la figure (6.2).

19 - Calcul de la fraction nette de liquide entraîné

par :

$$re = \frac{449 ew Q_G \rho_G}{Q_L \rho_L}$$

20 - Détermination de l'efficacité de plateau humide  $E_w$  puis l'efficacité globale  $E_o$  par :

$$E_w = \frac{Emv}{1 + re Emv}$$

$$E_o = \frac{\log(1 + E_w (\lambda - 1))}{\log \lambda}$$

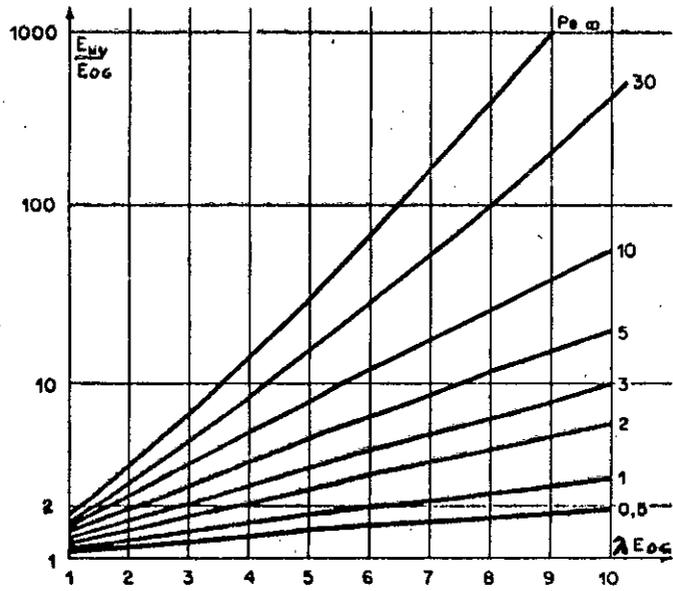


Fig. 6.1.  $E_{uv}$  en fonction de  $E_{oa}$  et  $P_e$ .

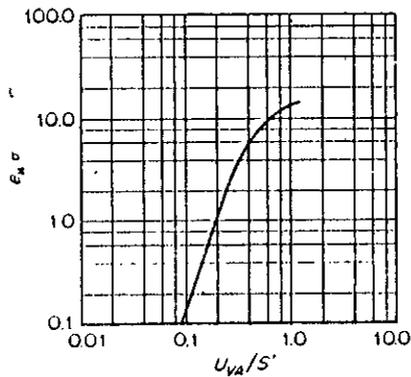


Fig. 6.2. Relation de l'entainment (A.I.Ch.E.1958)

avec :

$A_A$  : Aire de bouillonnement

$F_{GA}$  : Facteur basé sur l'aire active

$M_L$  : Poids moléculaire du liquide

$M_G$  : Poids moléculaire de la vapeur

$W_a$  : Largeur moyenne du liquide sur le plateau ( $D + L_w$ )/2

$\Delta$  : gradient hydraulique

$Z_L$  : distance entre deversoirs.

$S$  : espacement entre plateaux.

$e_w$  : le taux d'entraînement

$d_c$  : Diamètre de la calotte

$l_w$  : Longueur du déversoir.

$E_{ov}$  : Efficacité globale de la phase vapeur.

### 6.3 - Prédiction de l'efficacité pour un mélange complexe :

Quoique dans un mélange binaire, les efficacités des deux composants sont identiques, dans un mélange complexe, les efficacités sont généralement toutes différentes. Ceci est dû au fait que dans la phase liquide et la phase vapeur, chaque composant a un coefficient de diffusion différent à travers le mélange. Les interactions diffusionnelles jouent aussi un rôle dans ce sens. Aussi les pentes des droites d'équilibre  $m$  différent pour chaque constituant (MAHMOUD. 1983) de sorte que chacun a son propre pourcentage de résistance de la phase liquide ainsi que son propre rapport  $E_{mv}/E_{oa}$ .

La différence des efficacités ponctuelles des composants a tendance à devenir faible quand les mélanges sont idéaux et les espèces sont de mêmes nature. Mais même avec cela, et à cause des différentes valeurs de  $m$ , les efficacités de plateaux peuvent être différentes (BIDDULPH 1975 b).

Pour des mélanges non idéaux, les efficacités ponctuelles ainsi que les efficacités de plateau peuvent varier considérablement d'un composant à un autre.

Toor et Burchard (1960) ont donné un exemple de la distillation du mélange méthanol-isopropanol-eau, dans

lequel ils ont trouvé que 84 plateaux sont nécessaires pour assurer une séparation, en supposant, les efficacités de plateau égales à 40%. Seulement, après avoir tenu compte des différences dans les coefficients de diffusion et les interactions diffusionnelles ils ont trouvé qu'il fallait 117 plateaux pour accomplir cette même séparation.

Notre intention est de coupler 3 méthodes de conception pour prédire l'efficacité pour un mélange multicomposant dans le but d'aider à transférer les méthodes de prédiction du laboratoire à la conception et même à la réalisation.

Pour y faciliter l'accès, nous avons essayé d'établir un logiciel simplifié dont nous présentons en détail l'algorithme.

#### **Méthode 1 : "Approche pseudo-binaire"**

Le traitement d'un mélange complexe comme un mélange pseudo-binaire, basé sur 2 constituants clefs est de loin le procédé le plus commode utilisé en pratique. Bien que pas très rigoureuse, cette méthode a l'avantage d'utiliser les méthodes simples développées pour les mélanges binaires, avec quelques petits changements. Il faut donc sélectionner 2 constituants

clés qui peuvent ne pas être les même dans les différentes parties de la colonne (A.I.Ch.E.1984). Ainsi, par exemple, pour une charge contenant les constituants A, B, C dans l'ordre de volatilité décroissante, A et B peuvent être les clés au dessus de l'alimentation et B et C au dessous. Le choix dépendra des compositions de l'alimentation et du distillat ainsi que des différences de volatilités entre les composants. Dans cette méthode, on procédera comme suit :

1 - Pour le mélange, prédire  $\mu_G, \mu_L, \beta_G, \beta_L$  et si nécessaire  $\sigma$ . Pour cela nous recommandons les méthodes citées par Reid et Coll. (1977).

2 - Sélectionner les constituants clés léger et lourd et déterminer la composition du mélange pseudo-binaire comme suit :

$$Y_{lk} = \frac{y_{lk}}{y_{lk} + y_{hk}} \quad ; \quad X_{lk} = \frac{x_{lk}}{x_{lk} + x_{hk}}$$

lk : pour le constituant clé léger

hk : pour le constituant clé lourd

3 - Prédire les coefficients de diffusion du binaire pour les clés, dans chaque phase à la température et pression du mélange (Reid et Coll. 1977).

4 - Calculer  $Y_{lk}$  et  $X_{lk}$  sur les plateaux théoriques adjacents  $n + 1$  et  $n$  et déterminer la pente  $m$ , par :

$$m = \frac{(Y_{lk})_{n+1} - (Y_{lk})_n}{(X_{lk})_{n+1} - (X_{lk})_n}$$

5 - Utiliser les corrélations et les équations développées pour les mélanges binaires pour prédire  $E_{oA}$ ,  $E_{mV}$  et  $E_o$  l'efficacité de section (ou globale).  $E_o$  est utilisée pour déterminer le nombre de plateaux réels dans chaque section de la colonne.

**Méthode 2 : "Prédiction des efficacités individuelles sans interactions diffusionnelles"**

Cette méthode conduit aux efficacités individuelles, mais sans tenir compte des interactions diffusionnelles, pour ce faire, nous suivrons la marche suivante :

- 1 - Prédiction des propriétés physiques du mélange
- 2 - Prédiction du coefficient de diffusion de la phase gazeuse  $(D_G)_{ij}$  pour chaque binaire possible dans le mélange (Reid et Coll. 1977)
- 3 - Prédiction du coefficient de diffusion de la phase gazeuse pour chaque constituant  $i$  en présence de tous les autres composants, en utilisant par exemple l'équation de Wilke (Wilke.1950).

$$(D_G)_{i} = \frac{1 - y_i}{\sum_{j=1 \neq i}^n (y_j / (D_G)_{ij})}$$

4 - Dans la phase liquide, prédire le coefficient de diffusion  $(DL)_i$  de chaque composant (comme soluté) dans le mélange des autres composants comme solvant Reid et Coll.(1984) en utilisant les suggestions de Géankoplis

5 - Obtenir  $y$  et  $x$  pour les plateaux  $n$  et  $n + 1$  et déterminer  $m_i$  pour chaque composant par :

$$m_i = \frac{(y_i)_{n+1} - (y_i)_n}{(x_i)_{n+1} - (x_i)_n}$$

6 - Calculer  $E_{oai}$  et  $E_{mvi}$  pour chaque composant en utilisant les équations citées dans la méthode 1.

Cette procédure conduit à une efficacité de plateau  $E_i$  différente pour chaque composant. Les efficacités globales de section n'ont pas de sens dans ce cas, car le fait de les calculer, implique que le nombre de plateaux réels diffère pour chaque constituant. Au lieu de cela, les  $E_{mvi}$  calculées pourraient être utilisées dans un programme de simulation de colonne tel que l'<sup>v</sup>E Matrix (YAMADA. 1986) ou (TAKAMATSU. 1985)

**Méthode 3 : "Prédiction des efficacités individuelles incluant les interactions diffusionnelles"**

Cette méthode conduit aussi au calcul des efficacités individuelles, mais cette fois ci, en tenant compte des interactions diffusionnelles. La procédure de calcul

est basée sur les équations de Maxwell-Stefan pour la diffusion, Diener et Gerster (1968), Krishna et Coll. (1977). Pour cela, nous supposerons ce qui suit :

- Pas d'influence des vitesses de transfert de masse sur les coefficients de transfert de masse.
- Les facteurs de correction thermodynamiques doivent être négligés.
- Le transfert de masse est équimolaire.

La procédure de calcul est la suivante :

1 - Estimer les 3 coefficients de diffusion des binaires ( $D_{12}$ ,  $D_{13}$ ,  $D_{23}$ ) dans chaque phase, utilisant, par exemple les méthodes données par Reid et Coll. (1977).

2 - Utilisant une des corrélations développées pour des mélanges binaires, déterminer le nombre d'unités de transfert pour chaque binaire dans chaque phase,  $(N_G)_{ij}$  et  $(N_L)_{ij}$  ( $ij = 12, 13, 23$ ). Notons quand même que la théorie n'a encore pas été développée pour  $(N_L)_{ij}$ .

3 - Calcul du nombre d'unités de transfert du ternaire dans chaque phase. Dans la phase gazeuse,  $(N^G)_{ij}$  ( $ij = 11, 12, 21, 22$ ) à partir de :

$$(N^G)_{11} = (N_G)_{13} (y_1 (N_G)_{23} + (1 - y_1) (N_G)_{12}) / \psi$$

$$(N^G)_{12} = y_1 (N_G)_{23} ((N_G)_{13} - (N_G)_{12}) / \Psi$$

$$(N^G)_{21} = y_2 (N_G)_{13} ((N_G)_{23} - (N_G)_{12}) / \Psi$$

$$(N^G)_{22} = (N_G)_{23} (y_2 (N_G)_{13} + (1-y_2)(N_G)_{12}) / \Psi$$

$$\text{avec } \Psi = y_1 (N_G)_{23} + y_2 (N_G)_{13} + y_3 (N_G)_{12}$$

4 - Calculer le nombre d'unités du ternaire dans la phase liquide  $(N^L)_{ij}$  ( $ij = 11, 12, 21, 22$ ) d'après les équations précédentes, en remplaçant  $(N^G)_{ij}$  par  $(N^L)_{ij}$ ,  $(N_G)_{ij}$  par  $(N_L)_{ij}$  et  $y_i$  par  $x_i$ .

5 - Déterminer les valeurs de  $m$  à partir d'une simulation de colonne à plateaux théoriques en utilisant les compositions prises sur 2 plateaux adjacents  $n + 1$  et  $n$ .

$$m_{11} = \frac{(y_1)_{n+1} - (y_1)_n}{(x_1)_{n+1} - (x_1)_n}$$

$$m_{12} = \frac{(y_1)_{n+1} - (y_1)_n}{(x_2)_{n+1} - (x_2)_n}$$

$$m_{21} = \frac{(y_2)_{n+1} - (y_2)_n}{(x_1)_{n+1} - (x_1)_n}$$

$$m_{22} = \frac{(y_2)_{n+1} - (y_2)_n}{(x_2)_{n+1} - (x_2)_n}$$

6 - Combiner le nombre d'unités de transfert du ternaire dans chaque phase pour obtenir le nombre

d'unités de transfert global de la phase gazeuse du ternaire  $(N_{OG})_{ij}$  ( $ij = 11, 12, 21, 22$ ) utilisant les équations suivantes,

$$\frac{(N_{OG})_{11}}{\alpha_{OG}} = \frac{(N_G)_{11}}{\alpha_G} + \left( \frac{m_{22} (N_{L'})_{11} - m_{21} (N_{L'})_{12}}{\alpha_L} \right) \frac{G}{L}$$

$$\frac{(N_{OG})_{12}}{\alpha_{OG}} = \frac{(N_G)_{12}}{\alpha_G} + \left( \frac{m_{11} (N_{L'})_{12} - m_{12} (N_{L'})_{11}}{\alpha_L} \right) \frac{G}{L}$$

$$\frac{(N_{OG})_{21}}{\alpha_{OG}} = \frac{(N_G)_{21}}{\alpha_G} + \left( \frac{m_{21} (N_{L'})_{21} - m_{21} (N_{L'})_{22}}{\alpha_L} \right) \frac{G}{L}$$

$$\frac{(N_{OG})_{22}}{\alpha_{OG}} = \frac{(N_G)_{22}}{\alpha_G} + \left( \frac{m_{11} (N_{L'})_{22} - m_{12} (N_{L'})_{21}}{\alpha_L} \right) \frac{G}{L}$$

avec  $\alpha_{OG} = (N_{OG})_{11} (N_{OG})_{22} - (N_{OG})_{12} (N_{OG})_{21}$

$$\alpha_G = (N_G)_{11} (N_G)_{22} - (N_G)_{12} (N_G)_{21}$$

$$\alpha_L = (N_{L'})_{11} (N_{L'})_{22} - (N_{L'})_{12} (N_{L'})_{21}$$

7 - Evaluer les  $G_{ij}$  ( $ij = 11, 12, 21, 22$ ) à partir de :

$$G_{11} = \exp(a) \left( \frac{(N_{OG})_{22} - (N_{OG})_{11}}{2b} \right) (\sin hb + \cos hb)$$

$$G_{12} = - \exp(a) \left( \frac{(N_{OG})_{12} \sin hb}{b} \right)$$

$$G_{21} = - \exp (a) \left( \frac{(N_{OG})_{21} \sin h b}{b} \right)$$

$$G_{22} = \exp (a) \left( \left( \frac{(N_{OG})_{11} - (N_{OG})_{22}}{2b} \right) \sin h b + \cos h b \right)$$

$$a = - \left( \frac{(N_{OG})_{11} + (N_{OG})_{22}}{2} \right)$$

$$b = \left( \frac{((N_{OG})_{11} - (N_{OG})_{22})^2}{4} + (N_{OG})_{21} (N_{OG})_{12} \right)^{0,5}$$

8 - Les efficacités ponctuelles dans le mélange ternaire sont définies comme suit :

$$(E_{OG} i)_n = \frac{y_{in} - y_{in-1}}{y_{i^*n} - y_{in-1}}$$

où  $y_{in^*}$  est la fraction molaire de  $i$  dans la vapeur en équilibre avec le liquide en un point du plateau. Les efficacités ponctuelles doivent être calculées par :

$$E_{OG} 1 = 1 - G_{11} - \frac{G_{12}}{\gamma}$$

$$E_{OG} 2 = 1 - G_{22} - G_{21}\gamma$$

$$E_{OG} 3 = \frac{E_{OG} 1 + E_{OG} 2}{\gamma + 1}$$

où  $\gamma$  est définie comme suit :

$$\gamma = \frac{y_{1n^*} - y_{1n-1}}{y_{2n^*} - y_{2n-1}}$$

peut bien être calculée par

$$\gamma = \frac{m11}{m21} \quad \text{ou} \quad \gamma = \frac{m12}{m22}$$

9 - Les efficacités de plateau de Murphree  $Emv1$ ,  $Emv2$  et  $Emv3$  peuvent être déterminées, à partir des efficacités ponctuelles utilisant un des modèles cités.

DEBUT

ENTREE DES DONNEES

$i=1,2$   $j=1,2$

CALCUL DE  $N_{aij}$   
CALCUL DE  $N'_{lij}$

NON

$i=j$

OUI

CALCUL DE  $M_{aij}$

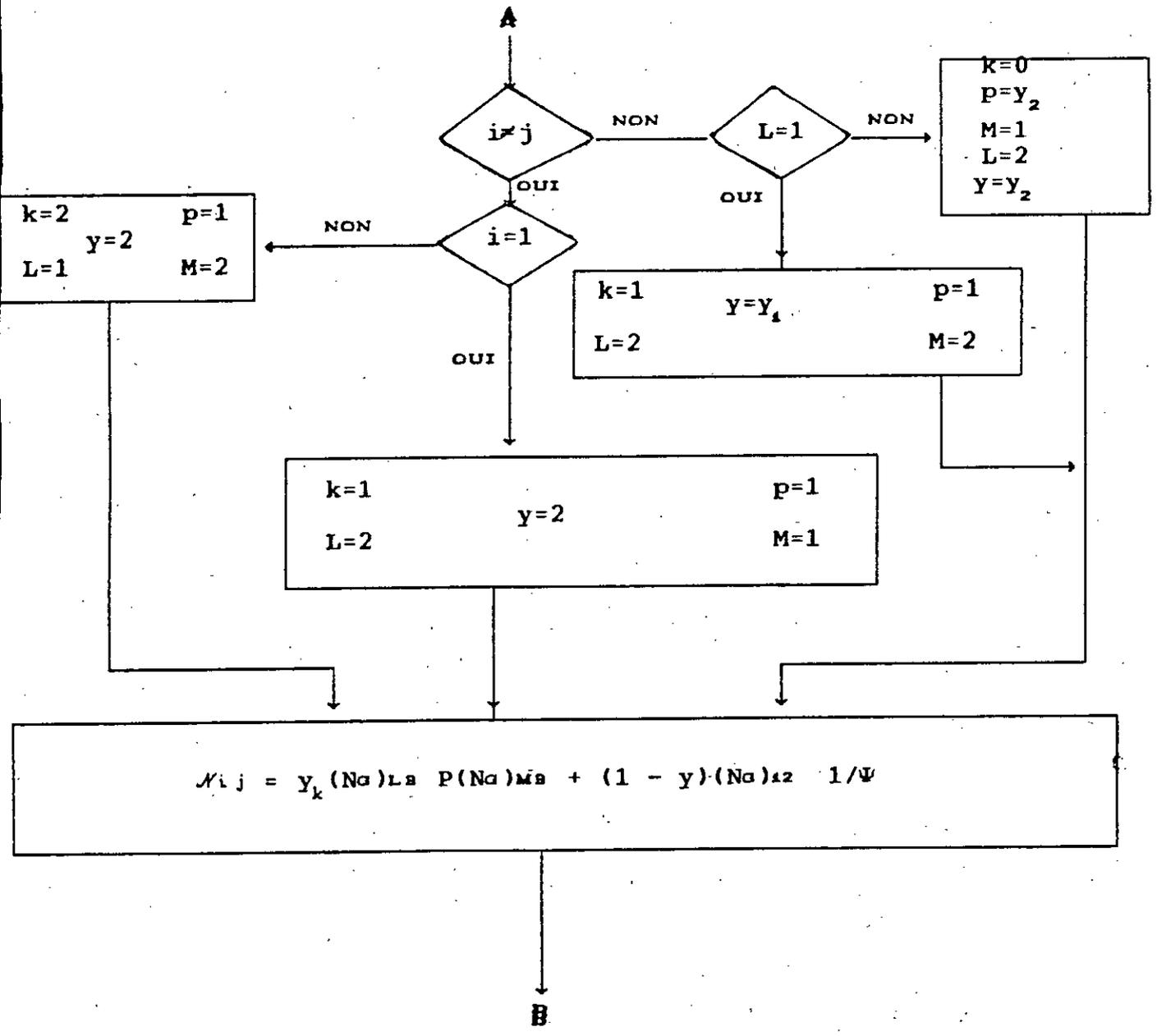
CALCUL DE  $\Psi$

$y_0 = 1$

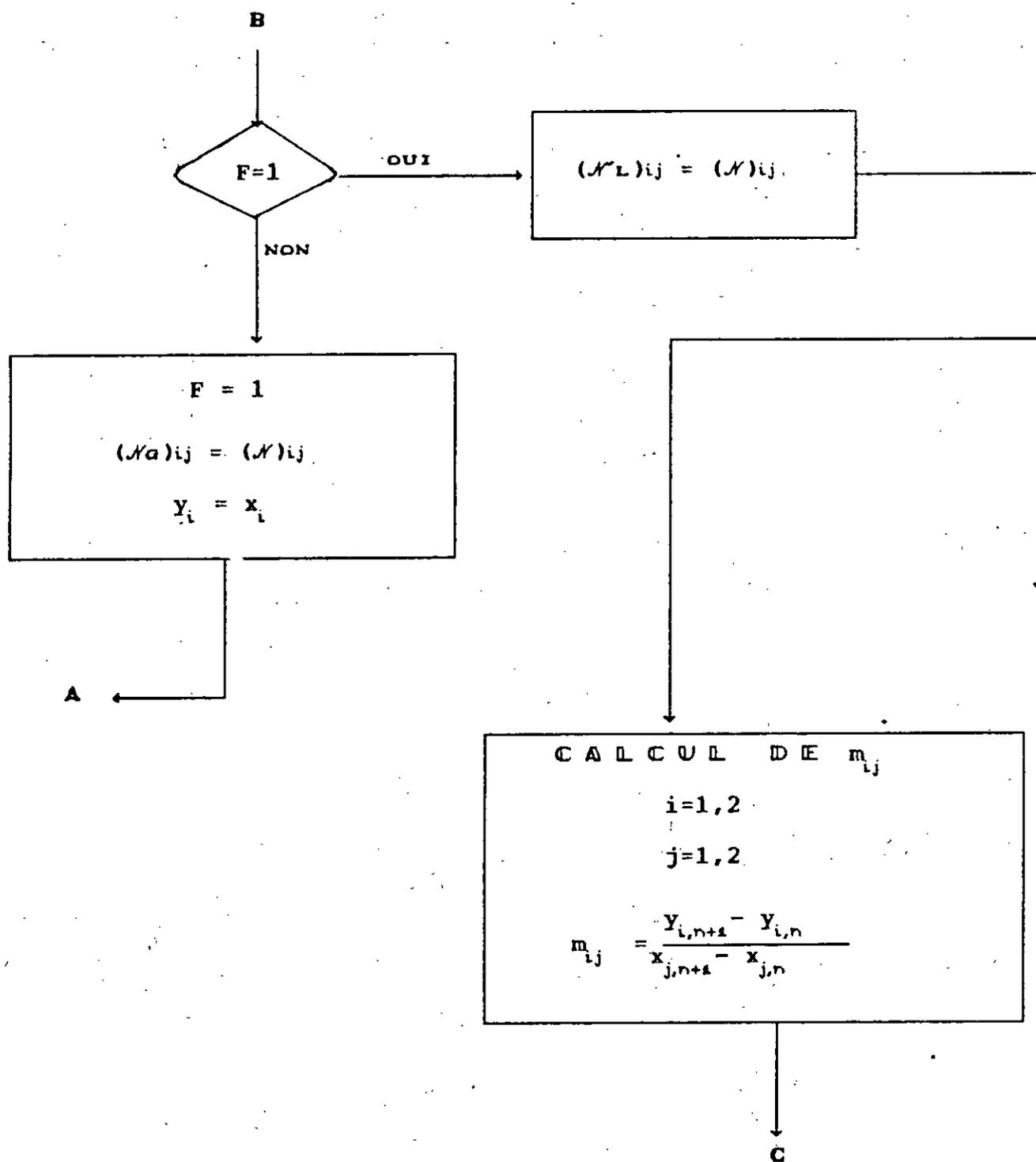
$i=1,2$

$j=1,2$

A



$$N_{ij} = y_k (N_a) L_a P(N_a) M_a + (1 - y)(N_a) a_z \cdot 1/\Psi$$



C

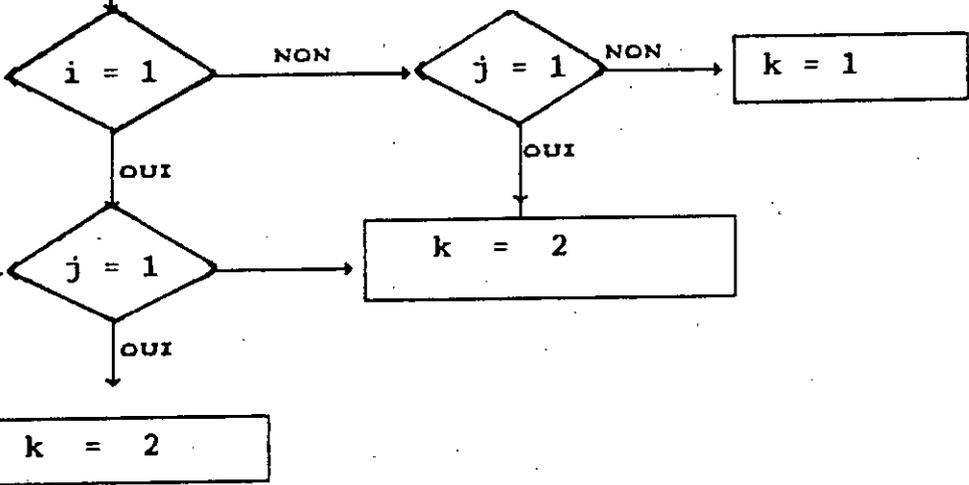
CALCUL DE  $\alpha_{aa}$   $\alpha_a$   $\alpha_L$

$$\alpha_{aa} = (N_{aa})_{11}(N_{aa})_{22} - (N_{aa})_{12}(N_{aa})_{21}$$

$$\alpha_a = (N_a)_{11}(N_a)_{22} - (N_a)_{12}(N_a)_{21}$$

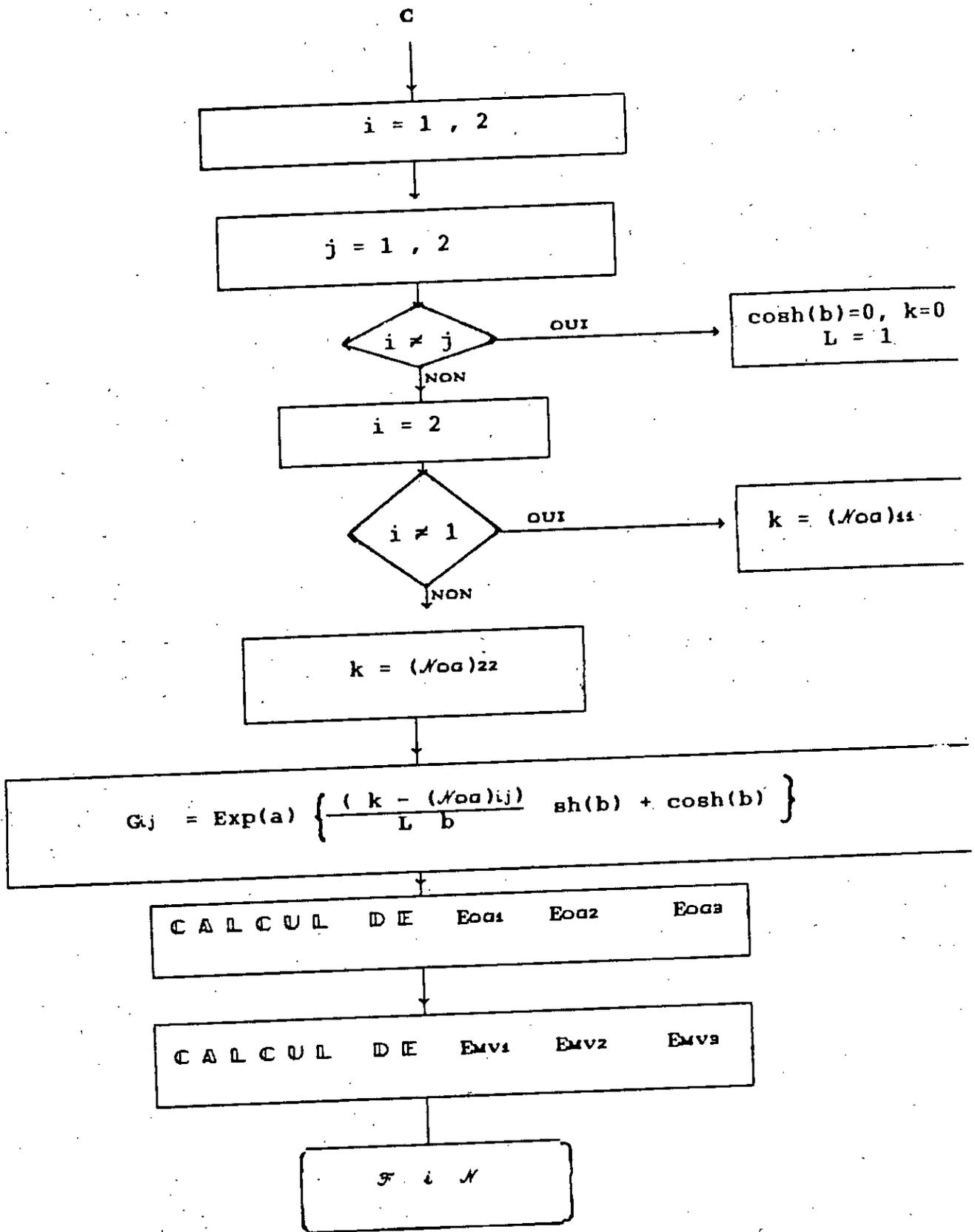
$$\alpha_L = (N_L')_{11}(N_L')_{22} - (N_L')_{12}(N_L')_{21}$$

$i = 1, 2$   
 $j = 1, 2$



$$\frac{(N_{aa})_{ij}}{\alpha_{aa}} = \frac{(N_a)_{ij}}{\alpha_a} + \left[ m_{kk} (N_L')_{ij} - m_{kj} (N_L')_{ik} \right] \frac{G}{\alpha_L L}$$

D



#### 6.4 - Exemple numérique :

Afin de tester les performances du logiciel et donc montrer l'application des 3 méthodes de prédiction à un cas réel, impliquant la distillation du mélange méthanol-éthanol-eau. Les données sont tirées du Lockett (1984) et se résument comme suit :

#### Compositions et données générales

	méthanol	Ethanol	eau
vap quittant le plat n	0,91359	0,1778.10	0,08463
vap quittant le plat n-1	0,89074	0,16239.10	0,10764
liq quittant le plat n	0,84319	0,21799.10	0,15463
liq quittant le plat n-1	0,79896	0,18919.10	0,19915
poids moléculaire $M(a)$	32,04	46,07	18,02
Le fac d'association $\phi$	1,9	1,5	2,6
vol mol du liq $V_i$ (cm <sup>3</sup> /gmol)	42,1	62,5	18,9
$\mu_l$ en cP	0,17	0,28	0,24

#### Conditions de fonctionnement au niveau du plateau

Pour le plateau n.  $P = 4,70$  bar ;  $T_L = 385,4K$ ,

$$\mu_g = 0,984 \cdot 10^{-3} \text{ Nsm}$$

$$\mu_L = 0,18 \text{ cP} ; \sigma = 18,3 \cdot 10^{-3} \text{ Nm} ;$$

$$f_G = 4,93 \text{ kg.m}$$

$$f_L = 717 \text{ kg m}$$

#### Conditions hydrauliques :

$$F_S = 1,93 \text{ m/s (kgm}^{-3}\text{)}^{0.5} ;$$

$$Q_L / W = 1,28 \times 10^{-2} \text{ m}^3 \text{ m}^{-1} \text{ s}^{-1} ;$$

$$U_s = 0,87 \text{ ms}^{-1}, h_w = 0,05\text{m},$$

$$\phi = 0,1, h_{cl} = 0,035\text{m}$$

Pour simplifier les calculs on suppose que le reflux est total.

Rappelons que :  $F_s$  : facteur superficiel

$\phi$  : fraction de l'aire libre

Les coefficients de diffusion du binaire dans la phase gazeuse, sont calculés à l'aide de la méthode de Brokaw, puisque nous sommes en présence de composants polaires (Reid et Coll. 1984). voir annexe.1

on trouve donc pour les  $(D_g)_{ij}$

$$(D_g)_{ME} = 2,53 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_g)_{MW} = 4,75 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_g)_{EW} = 3,94 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Pour les coefficients de diffusion du binaire dans la phase liquide, nous utilisons l'équation de Wilke - chang, qui utilise les viscosités des composants liquides purs (Reid et Coll.1984) voir annexe 1

$$(D_L^\circ)_{ME} = 8,98 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}; \quad (D_L^\circ)_{EM} = 1,09 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_L^\circ)_{MW} = 8,62 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}; \quad (D_L^\circ)_{WM} = 2,25 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_L^\circ)_{EW} = 6,8 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}; \quad (D_L^\circ)_{WE} = 1,45 \cdot 10^{-8} \text{ (m}^2/\text{s)}$$

Les  $(D_L)_{ij}$  sont déduits par l'équations de Vignes (Reid et Coll.(1984)), pour corriger les diffusivités.

Ainsi nous obtenons :

$$(D_L)_{ME} = 1,09 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_L)_{MW} = 1,94 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_L)_{EW} = 6,87 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$$

Méthode 1 : "Approche pseudo binaire " :

Le méthanol et l'éthanol sont respectivement les constituants clés, léger et lourd.

Les résultats fournis par le programme Efpb sont :

$$E_{0q} = 77\%$$

$$E_{mv} = 96\%$$

Méthode 2 : "Sans interaction diffusionnelles " :

L'équation de Wilke, Wilke (1950) fournit les coefficients de diffusion de la phase vapeur  $(D_G)_i$ .

Les coefficients de diffusion du liquide  $(D_L)_i$  sont obtenus grace à l'équation modifiée de Wilke-Chang et la proposition de Perkins et Geankoplis (Reid et Coll.1984), voir annexe1.

Les valeurs de  $(D_G)_i$  et  $(D_L)_i$  sont les suivantes :

$$(D_L)_{M} = 4,57 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} \quad (D_G)_{M} = 4,67 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_L)_{E} = 1,01 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s} \quad (D_G)_{E} = 2,61 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$(D_L)_{W} = 1,95 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s} \quad (D_G)_{W} = 4,75 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Les résultats fournis par le programme Efsid sont :

Eoa 1 = 82%                  Emv 1 = 102%

Eoa 2 = 78%                  Emv 2 = 96%

Eoa 3 = 86%                  Emv 3 = 108%

Méthode 3 : "Avec interactions diffusionnelles"

Pour cette méthode nous avons pris  $G = L$  pour permettre une rapidité dans l'exécution.

Les résultats fournis par le programme Efa.I.D sont :

Eoa 1 = 75%                  Emv 1 = 92%

Eoa 2 = 70%                  Emv 2 = 86%

Eoa 3 = 75%                  Emv 3 = 92%

- Interprétation des résultats :

La comparaison des valeurs des efficacités prédites par chacune des méthodes citées montre l'existence d'un léger écart entre les deux premières méthodes et la troisième, qui est la plus rigoureuse étant donné qu'elle tient compte des interactions diffusionnelles non négligeables. (Gorak. 1990).

L'écart entre les valeurs fournies par le constructeur et celles prédites par la troisième méthode n'est pas notable, Voir annexe 2.

Il est essentiellement dû à l'utilisation des approximations dans les méthodes pour le calcul des

nombre d'unités de transfert dans la phase liquide. Ainsi nous avons été contraint d'utiliser  $N_L$  à la place de  $N_L$ , vu que la théorie n'a jusqu'à maintenant pas été développée pour le calcul de  $N_L$ .

#### 6.5 Conclusion :

Il est évident que la précision sur l'efficacité obtenue pour un mélange complexe est moins bonne que celle obtenue pour un binaire et ce, car les méthodes de prédiction des efficacités pour les mélanges complexes sont basées sur les corrélations du binaire.

## C O N C L U S I O N   G E N E R A L E

Dans ce travail, il a été mis en évidence l'intérêt de la connaissance de l'efficacité de plateau dans le traitement des colonnes de distillation.

La difficulté supplémentaire est engendrée par le choix de définitions convenables d'efficacité. Toutefois, celle de Murphree est de loin, la plus commode à utiliser en pratique. Cette efficacité peut être affectée par les facteurs liés à la conception, au fonctionnement ainsi qu'aux propriétés physiques du système.

Cet objectif atteint, nous sommes ensuite passés au problème délicat du calcul des efficacités pour un mélange complexe. Pour ce faire et à défaut d'utiliser les méthodes du binaire, qui sont dans ce cas loin de la réalité, nous avons focalisé nos efforts sur les phénomènes d'interactions diffusionnelles qui sont à l'origine de la différence des valeurs de l'efficacité pour chaque composant.

A cet effet, le logiciel proposé s'avère assez complet pour estimer des valeurs acceptables de l'efficacité et qui sont susceptibles d'être utilisées dans le dimensionnement des colonnes de distillation.

Nous pensons que ce travail mérite d'être complété, car la conception et la mise en oeuvre pratique des colonnes à plateaux à l'échelle laboratoire necessitent la connaissance d'autres paramètres. Une fois la colonne conçue et réalisée, la confrontation des résultats théoriques aux résultats pratiques nous permet de vérifier et d'améliorer dans le cas échéant le domaine de validité du logiciel.

## NOMENCLATURE

A	Séction de la colonne	$m^2$
A	Constante dans l'équation (5.9)	
Ab	Aire de bouillonnement du plateau	$m^2$
Ad	Aire de la dévers	$m^2$
Ab	Aire des trous par plateau	$m^2$
a	Aire interfaciale/unité de volume de dispersion	$m^2 \cdot m^{-3}$
a'	Aire interfaciale /unité de volume de vapeur	$m^2 \cdot m^{-3}$
$\bar{a}$	Aire interfaciale/unité de volume de liquide	$m^2 \cdot m^{-3}$
ac	Aire de la calotte par calotte	$m^2$
B	Constante dans l'équation (5.9)	
b	Intérsection de la droite d'équilibre (binaire)	
b	Constante	
C	Constante dans l'équation (5.9)	
D	Diamètre de la colonne	m
$c_1, c_2$	Constantes	
D	Constante dans l'équation (5.9)	
$D_v, D_l$	Coefficient de diffusion dans la phase vap. et liq.	
$D_l$	Coefficient de diffusion dans la phase liq. à dil. inf.	
$D_e$	Diffusivité tourbillonnaire du mélange liquide	$m^2 \cdot s^{-1}$
$D_{ev}$	Diffusivité tourbillonnaire du mélange vapeur	$m^2 \cdot s^{-1}$
$d_b$	Diamètre de la calotte	m
$d_c$	Diamètre de la calotte	m
$d_h$	Diamètre des trous	m
$d_p$	Diamètre de la goutte	m
E	Entraînement	kg-mole $s^{-1}$
E'	Entraînement	kg-mole liq./kg-mole vap
$E^+$	Débit d'entraînement du liquide	kg-mole $s^{-1}$
$E_H$	Efficacité de plateau de Hausen	
$E_{HL}$	Efficacité de plateau de Hausen du liquide et de la vapeur	
$E_{LV}$	Efficacité de plateau de Murphree de la phase liq et vap.	

g	Accélération de la pesanteur	$m s^{-2}$
H	Enthalpie de la vapeur	$kJ(kg-mole)^{-1}$
H	Constante	
h	Enthalpie du liquide	$kJ(kg-mole)^{-1}$
$\Delta h(i)$	Incrément de hauteur	m
$h_{cl}$	Hauteur du liquide claire	m
$h_r$	Hauteur de la mousse	m
$h_{o, h_l}$	Coefficients de transfert de chaleur dans la liquide et vapeur	$kw m^{-2} K^{-1}$
$h_w$	Hauteur du déversoir	
$K_{oa}$	Coefficient de transfert de masse global de la phase vapeur	$kg^{-1}mole^{-2} s m$
$K_{oo}$	Coefficient de transfert de masse global de la phase vapeur	$m s^{-1}$
$k_a$	Coefficient de transfert de masse de la phase vapeur	$kg-mole s^{-1} m^{-2}$
$k_o$	Coefficient de transfert de masse de la phase vapeur	$m s^{-1}$
$k_l$	Coefficient de transfert de masse de la phase liquide	$kg-mole s^{-1} m^{-2}$
$k_i$	Coefficient de transfert de masse de la phase liquide	$m s^{-1}$
L	Débit du liquide	$kg-mole s^{-1}$
$L_o$	Débit liquide sur le plateau, sans entrainement ni pleurage	$kg-mole s^{-1}$

Lw	Débit du pleurage	kg-mole s <sup>-1</sup>
Lw	Débit du pleurage/unité d'aire de plateau	kg-mole s <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup>
l	Chaleur latente	kJ(kg-mole) <sup>-1</sup>
lw	Longueur du déversoir	m
M	Poids moléculaire	kg (kg-mole) <sup>-1</sup>
Ma	Débit de la vapeur	kg s <sup>-1</sup>
Ma	Débit du liquide	kg s <sup>-1</sup>
m	Pente de la droite d'équilibre	
N	Flux molaire	kg-mole s <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup>
N	Nombre de zones mélangées de liquide	
Na	Nombre de plateaux réels	
Na	Nombre d'unités de transfert de la phase vapeur d'un binaire	
NL	Nombre d'unités de transfert de la phase liquide d'un binaire	
NL	Nombre d'unités de transfert de la phase liquide d'un binaire	
Noa	Nombre d'unités de transfert global de phase vapeur d'un binaire	
Nr	Nombre de plateaux théoriques	
n	Numéro du plateau	
n	Nombre total de sous groupes de bulles	
n	Nombre de trous dans l'aire Ab	
P	Pression	N m <sup>-2</sup>
Pe	Nombre de Péclet du liquide, $Q_L D / W h c l D_e$ (pour le modèle bidimensionnel); ou $Q_L Z / W h c l D_e$ (pour le modèle unidimensionnel)	

$Pe_a$	Nombre de Péclet de la vapeur	
$Q_a$	Débit de gaz ou de vapeur	$m^3 s^{-1}$
$Q_h$	Débit du gaz à travers le trou	$m^3 s^{-1}$
$Q_L$	Débit du liquide	$m^3 s^{-1}$
$Q_n$	Quantité de chaleur perdu par le plateau n	kW
$q$	Flux de chaleur	$kW m^{-2}$
$m$	Fraction de chaleur perdu par la vapeur au plateau n	
$Sc_a, Sc_L$	Nombre de schmidt ( $\mu_a/\rho_a Da$ ou $\mu_L/\rho_L DL$ )	
$s$	Distance entre le centre de la bulle et la surface du plateau	m
$T$	Température	K
$T_{Ln}$	Température du liquide quittant le plateau n	K
$t_a$	Temps de séjour moyen de la vapeur dans la dispersion	
$t_L$	Temps de séjour moyen du liquide sur le plateau	s
$u_b$	Vitesse d'élévation de la bulle	$m s^{-1}$
$u_{b0}$	Vitesse terminale d'élévation de la bulle isolée	$m s^{-1}$
$u_f$	Vitesse moyenne horizontale de la mousse	
$u_a$	Vitesse moyenne de la vapeur à travers la dispersion	
$u_h$	Vitesse du gaz à travers le trou	
$u_L$	Vitesse moyenne du liquide traversant le plateau	
$u_a'$	Vitesse superficielle de la vapeur basée sur $A_b$	
$u_a''$	Vitesse superficielle de la vapeur basée sur $A_n$	
$u_{amax}$	Valeur maximale de $u_b$	$ms^{-1}$
$V_i$	Volume molaire du liquide	$cm^3 (g-mole)^{-1}$
$W$	Longueur du déversoir	m
$w, w_1$	$w = w'/D, w_1 = W/2D$	
$w'$	Distance du centre de la ligne de mesure au déversoir	
$X$	Fraction molaire du mélange liquide pseudo-binaire	
$x$	Fraction molaire dans le liquide	
$x_{in}$	Concentration du traceur au point d'injection	
$x_o$	Concentration du traceur dans le liquide arrivant au plateau	
$x_R$	Fraction molaire dans le liquide quittant le rebouilleur	

$x^+$	Valeur de $x$ immédiatement au dessous de l'entrée du liquide	
$x_{on-1}^*$	Fraction molaire du liquide en équilibre avec la vapeur entrant au plateau $n$	
$\bar{x}_n$	Fraction molaire moyenne dans le liquide quittant le plateau $n$ via la dévers	
$x_n^*$	Fraction molaire du liquide en équilibre avec la concentration de la vapeur moyenne quittant le plateau $n$	
$x_n'$	Fraction molaire dans le liquide pleuré ou entraîné à partir d'un point du plateau $n$	
$Y$	Fraction molaire dans le mélange de vapeur pseudo-binaire	
$\bar{Y}_n$	Définie par l'éqn. (5.12)	
$Y$	Fraction molaire dans la vapeur	
$Y_n$	Valeur de $y$ dans la vapeur quittant un point du plateau $n$	
$\bar{Y}_n$	Valeur moyenne de $y$ dans la vapeur quittant le plateau $n$	
$y^*$	Fraction molaire dans la vapeur en équilibre avec le liquide	
$Y_n^*$	Fraction molaire dans la vapeur en équilibre avec la concentration moyenne du liquide quittant le plateau $n$ via la dévers	
$Z$	Longueur du parcours du liquide	m
$Z_f$	Epaisseur du film	m
$z$	Distance normale à l'interface	
$z$	$z = z'/D$ dans le modèle bidimensionnelle ; $z = z'/Z$ dans le modèle monodimensionnelle	
$z'$	Distance de l'entrée du déversoir	m
$z_1$	Valeur de $z$ à la sortie du déversoir	
$z_{in}$	La valeur de $z$ au point d'injection du traceur	

$Pe_a$	Nombre de Péclet de la vapeur	
$Q_a$	Débit de gaz ou de vapeur	$m^3 s^{-1}$
$Q_h$	Débit du gaz à travers le trou	$m^3 s^{-1}$
$Q_L$	Débit du liquide	$m^3 s^{-1}$
$Q_n$	Quantité de chaleur perdu par le plateau n	kW
$q$	Flux de chaleur	$kW m^{-2}$
$m$	Fraction de chaleur perdu par la vapeur au plateau n	
$Sc_o, Sc_L$	Nombre de schmidt ( $\mu_a/\rho_a D_a$ ou $\mu_L/\rho_L D_L$ )	
$s$	Distance entre le centre de la bulle et la surface du plateau	m
$T$	Température	K
$T_{L,n}$	Température du liquide quittant le plateau n	K
$t_a$	Temps de séjour moyen de la vapeur dans la dispersion	
$t_L$	Temps de séjour moyen du liquide sur le plateau	s
$u_b$	Vitesse d'élévation de la bulle	$m s^{-1}$
$u_{b_o}$	Vitesse terminale d'élévation de la bulle isolée	$m s^{-1}$
$u_f$	Vitesse moyenne horizontale de la mousse	
$u_o$	Vitesse moyenne de la vapeur à travers la dispersion	
$u_h$	Vitesse du gaz à travers le trou	
$u_L$	Vitesse moyenne du liquide traversant le plateau	
$u_o'$	Vitesse superficielle de la vapeur basée sur $A_b$	
$u_o''$	Vitesse superficielle de la vapeur basée sur $A_n$	
$u_{cmax}$	Valeur maximale de $u_b$	$m s^{-1}$
$V_i$	Volume molaire du liquide	$cm^3 (g-mole)^{-1}$
$W$	Longueur du déversoir	m
$w, w_1$	$w = w'/D, w_1 = W/2D$	
$w'$	Distance du centre de la ligne de mesure au déversoir	
$X$	Fraction molaire du mélange liquide pseudo-binaire	
$x$	Fraction molaire dans le liquide	
$x_{in}$	Concentration du traceur au point d'injection	
$x_o$	Concentration du traceur dans le liquide arrivant au plateau	
$x_R$	Fraction molaire dans le liquide quittant le rebouilleur	

## Annexe 1

### -Coefficients de diffusion de la phase gazeuse

Le coefficient de diffusion de la phase gazeuse déduit de la résolution de l'équation de Boltzmann est donné par:

$$D_{AB} = \frac{0.00266 T^{3/2}}{P M_{AB}^{1/2} \sigma_{AB}^2 \Omega_D}$$

Avec  $M_{AB} = 2((1/M_A) + (1/M_B))^{-1}$

et  $\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2}$

$D_{AB}$  : Coefficient de diffusion (cm<sup>2</sup>/s)

T : Température (K)

P : Pression (bar)

$\sigma_{AB}$  : Longueur caractéristique (Å)

$M_A$   $M_B$  : Masses moléculaires de A et B (g/mole)

$\Omega_D$  : Intégrale de collision pour la diffusion

$\Omega_D$  est une fonction de la température, elle dépend des forces inter-moléculaires entre les molécules en collision

Elle est donnée par la relation de Neufield et coll. (1972)

$$\Omega_D = \frac{A}{(T^*)^B} + \frac{C}{\exp(DT^*)} + \frac{E}{\exp(FT^*)} + \frac{G}{\exp(HT^*)}$$

ou  $T^* = kT/\epsilon_{AB}$       A=1.06036      B=0.15610

C=0.19300      D=0.47635      E=1.03587

F=1.52996      G=1.76474      H=3.89411

k étant la constante de Boltzmann

$$\epsilon_{AB} = (\epsilon_A \epsilon_B)^{1/2}$$

Les valeurs de  $\sigma$  et  $\epsilon$  sont tabulées

Pour des composants polaires (notre cas), Brokaw, propose, pour la détermination des coefficients de diffusion, une correction de l'intégrale de collision. Elle se présente comme suit:

$$\Omega_{\text{polaire}} = \Omega_{\text{non polaire}} + \frac{0.19 \delta_{AB}^2}{T^*}$$

Avec 
$$\delta = \frac{1.94 \cdot 10^3 \mu_p^2}{V_L T_b}$$

où:  $\mu_p$  : moment dipolaire (Debyes)

$V_L$  : volume molaire du liquide au pt.d'ébullition ( $\text{cm}^3/\text{mole}$ )

$T_b$  : pt.d'ébullition à latm. (K)

et  $\delta_{AB} = (\delta_A \cdot \delta_B)^{1/2}$

La relation ainsi proposée fournit des valeurs de  $D_{AB}$  avec une erreur de 8 % .

#### - Coefficients de diffusion de la phase liquide

Pour la détermination des coefficients de diffusion du binaire dans la phase liquide ,à dilution infinie,nous avons utilisé la relation de Wilke-Chang suivante:

$$D_{AB} = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\phi M_B)^{1/2} T}{\eta_B V_A^{0.6}}$$

$D_{AB}$  : coefficient de diffusion mutuel du soluté A dans le Solvant B ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )

$M_B$  : poids moléculaire de B (g/mole)

$T$  : température (K)

$\eta_B$  : viscosité du solvant B, (cP)

$V_A$  : volume molaire du soluté A ( $\text{cm}^3/\text{mole}$ )

$\phi$  : facteur d'association

Wilke et Chang recommandent de prendre  $\phi = 2.6$  si le solvant est l'eau ;  $\phi = 1.9$  pour le méthanol ;  $\phi = 1.5$  pour l'éthanol ;  $\phi = 1.0$  pour un solvant inassocié.

La relation de Vignes est utilisée pour corriger l'effet de la concentration , elle se présente comme suit :

$$D_{AB} = ((D_{AB}^{\circ})^{X_B} (D_{AB}^{\circ})^{X_A})$$

Ainsi nous pouvons obtenir des valeurs de  $D_{AB}$  avec une erreur inférieure à 5 % .

La relation de Wilke et Chang peut aussi être utilisée, après modification , pour déterminer le coefficient de diffusion d'un composant , diffusant à travers un mélange .Elle se présente comme suit :

$$(D^{\circ})_i = \frac{7.4 \cdot 10^{-12} (\phi M)_i^{0.5} T_L}{\mu_L \sum_{j \neq i} \frac{V_j^{0.5}}{M_j}} \quad (\frac{m^2}{s})$$

$\mu_L$  étant la viscosité du mélange (cP)

$(\phi M)_i$  ; est estimé grâce à la suggestion de Perkins et Géankoplis de la manière suivante:

$$(\phi M)_i = \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n (x_j \phi_j M_j)$$

## BIBLIOGRAPHIE

- AIChE. Bubble Tray Design Manual. AIChE, New York (1958).
- AIChE Stagewise and Mass Transfer Operations. AIChE, New York (1981), p.13 .
- Asano, K. et Fujita, S. Vapour and liquid phase mass transfer coefficients in tray towers, Kagaku Kogaku 4, 330&369 (1966).
- Ashley, M.J. et Haselden, G.G. Effectiveness of vapour-liquid contacting on a sieve plate, Trans. Inst. Chem. Engrs. 50, 119 (1972).
- Bain, J.P. et Van Winkle, M.A. Study of entrainment, perforated plate column, AIChE J. 7, (3), 363 (1961).
- Bakowsky, L. Mass transfer and plate efficiency in bubble cap columns, Brit. Chem. Engng. vol. 22, p.147 (1964).
- Banik, S. Thèse de Ph.D, Institut des sciences et technologie, Université de Manchester (1982).
- Barker, P.E. et Self, M.F. The evaluation of liquid mixing effects on a sieve plate, Chem. Engn. Sci. 17, 541, (1962).
- Biddulph, M.W. Multicomponent distillation simulation, AIChE J. 21, (2), 327 (1975b).
- Biddulph, M.W. Predicted comparisons of the efficiency of large valve trays and large sieve trays, AIChE J. 23, (5), 770 (1977).
- Billet, R., Conrad, S. et Grubb, C.M. Some aspects of the choice of distillation equipment, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series N° 32, p.5:111 (1969).
- Bolles, W.L. Optimum bubble-cap tray design, Petroleum Processing 11, (2), 65 (1956).
- Bolles, W.L. Dans Smith, B.D. Design of Equilibrium Stage Process, chap.14. Mc Graw-Hill (1963).
- Bolles, W.L. Estimating valve tray performance, Chem. Eng. Prog. 72, (9), 43 (1976).
- Chan, H. et Fair, J.R. Prediction of point efficiencies on sieve trays, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 23, 814&820 (1984).

- Charles, C. et Fair, J.R. AIChE J. vol.34, N°8, (Aout) (1988).
- Colburn, A.P. Effect of entrainment on plate efficiency in distillation, Ind. Eng. Chem. 28, 526 (1936).
- Danckwerts, P.V. Continuous flow systems. Distribution of residence times, Chem. Engng. Sci. 2, 1 (1953).
- Defives, D. et Rojey, A. Transfert de matière. Efficacité des opérations de séparation du génie chimique, Technip, Paris (1976).
- Diener, D.A. Calculation of effect of vapour mixing on tray efficiency, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 6, (4), 499 (1967).
- Diener, D.A. et Gerster, J.A. Point efficiencies in distillation of acetone-methanol-water, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 7, (3), 339 (1968).
- Drickamer, H.G. et Bradford, J.R. Overall plate efficiency of commercial hydrocarbon fractionating columns, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 39, 319 (1943).
- Drogaris, G. et Lockett, M.J. The deleterious effect of vapour entrainment, Chem. Eng. Comm. 3, 291 (1979).
- Ellis, S.R.M. et Biddulph, M.W. The effect of surface tension characteristics on plate efficiencies, Trans. Inst. Chem. Engrs. 45, T223 (1967).
- Ellis, S.R.M. et Hardwick, M.J. Effect of reflux on plate efficiency Inst. Chem. Engrs. Symp. series N°32, p.1:29 (1969).
- Encyclopoedia Universalis, p.1231, France sa (1984).
- Fair, J.R. dans Van Winkle, M. Distillation. McGraw-Hill (1967).
- Fair, J.R. et Matthews, R.L. Better estimate of entrainment from bubble cap trays, Pet. Ref. 37, 153 (1958).
- Forgrieve, F. Commercial jet tray fractionators. Int. Symp. on distillation, Inst. Chem. Engrs. Brighton, p.185 (1960).
- Foss, A.S. dans Lockett, M.J. Distillation tray fundamentals Cambridge (1986).
- Gautreaux, M.E. et O'Connell, L.E. Effect of length of liquid path on plate efficiency, Chem. Engng. Prog. 51, (5), 232 (1955).

- Kirkpatrick, R.D. The influence of approach velocity on bubble coalescence, *Chem. Engng. Sci.* 29, 2363 (1974).
- Krishna, R., Martinez, H.F., Shreedhar, R. et Standard, G.L. Murphree point efficiencies in multicomponent systems, *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 55, 178 (1977).
- Lemieux, E.J. Data for tower baffle design, *Hydrocarbon Processing* 62, (9), 106 (1983).
- Leva, M. Film trays for vacuum fractionation, *Chem. & Proc. Engng.* (Juil.), 44 (1972).
- Lewis, W.K. Rectification of binary mixtures, *Ind. Engng. Chem.* 28, (1), 379 (1936).
- Lockett, M.J. Distillation tray fundamentals, Cambridge (1986)
- Lockett, M.J. et Ahmed, I.S. Tray and point efficiencies from a 0.6 diameter distillation column *Chem. Eng. Res. Des.* 61, (Mars), 110 (1983).
- Lockett, M.J. et Gharani, A.A.W. Downcomer hydraulics at high liquid flow rates, *Inst. Chem. Engrs. Symp. Series N° 56*, p. 2.3/43 (1979).
- Lockett, M.J. et Kirkpatrick, R.D. Ideal bubbly flow and actual flow in bubble columns, *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 53, 267 (1975).
- Lockett, M.J. et Plaka, T. Effect of non uniform bubbles in the froth on the correlation and prediction of point efficiencies, *Chem. Eng. Res. Des.* 61, (Mars), 119 (1983).
- Lockett, M.J., Lim, C.T. et Porter, K.E. The effect of liquid channelling on distillation column efficiency in the absence of vapour mixing, *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 51, 61 (1973).
- Lockett, M.J., Rahman, M.A. et Dhulesia, H.A. The effect of entrainment on distillation tray efficiency, *Chem. Engng. Sci.* 38, 661 (1983).
- Mahmoud, A. *AIChE J* 17, 1258-5 (1981).
- MacFarland, S.A., Sigmund, P.M. et VanWinkel, M. Predict distillation efficiency, *Hydrocarbon Processing* 51, (Juil), 111 (1972).
- Mecklenburgh, J.C. Backmixing and design : a review, *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 52, 180 (1974).
- Medina, A.G., Ashton, N. et McDermott, C. Murphree and vaporization efficiencies in multicomponent distillation, *Chem. Engng. Sci.* 33, 301 (1978).

- Geddes, R.L. Local efficiency of bubble plate fractionators, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 42, 79 (1946).
- Gerster, J.A., Hill, A.B., Hochgraf, N.N. et Robinson, D.G. dans Lockett, M.J. Distillation tray fundamentals, Cambridge (1986).
- Gilbert, T.J. Liquid mixing on bubble cap and sieve plates, Inst. Chem. Engng. Sci. 10, 243 (1959).
- Harada, M., Adachi, M. Studies of fluid mixing on sieve plates, Int. Chem. Engng. 4, (1), 165 (1964).
- Harris, I.J. Optimum design of sieve trays, Brit. Chem. Engng. 10, (6), 377 (1965).
- Haselden, G.G. et Witwit, S. Increasing column performance by the use of baffle trays, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series N°. 61, p. 127 (1981).
- Hausen, H. A definition of exchange efficiency of rectifying plates for binary and ternary mixtures, Chem. Ing. Tech. 25, 595 (1953).
- Higbie, R. The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 31, 365 (1935).
- Holland, C.D. Multicomponent Distillation. Prentice Hall (1963).
- Hughmark, G.A. Models for vapour phase and liquid phase mass transfer on distillation trays, AIChE J. 17, (6), 1295 (1971).
- Hutchinson, M.H. et Badour, R.F. Ripple trays - a new tool for vapour-liquid contacting, Chem. Engng. Prog. 52, (12), 503 (1956).
- Jeromin, L. Holik, H. et Knapp, H. Efficiency calculation method for sieve plate columns, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series N°. 32, p. 5:45 (1969).
- Kafarov, V.V., Shestopalov, V.V. et Bel'kov, V.P. Longitudinal mixing of liquid in a plate column with sieve trays Int. Chem. Engng. 12, (2), 257 (1972).
- Katayama, H. et Imoto, T. Effect of vapour mixing on the tray efficiency of distillation columns, J. Chem. Soc. Japan (9), 1745 (1972).

- Moens, F.P. et Bos, R.G. Surface renewal effects in distillation, Chem. Engng. Sci. 27, 403 (1972).
- Molnar, K. Eddy-diffusion coefficient in valve tray distillation columns, Periodica Polytechnica Mechanical engineering 18, (2-3), 155 (1974).
- Murphree, E.V. Rectifying column calculations with particular reference to N component mixtures, Ind. Engng. Chem. 17, (7), 747 (1925).
- Neuburg, H.J. et Chuang, K.T. Mass transfer modelling for GS heavy water plants, Can. J. Chem. Engng. 60, (Aout), 504 & 510 (1982).
- Nutter, D.E. Ammonia stripping efficiency studies. Paper 49c, AIChE 68th National Meeting, Houston, Texas (1971).
- Perry, R.H. et Green, D.W. Chemical Engineers' Handbook, 6th. ed. Mc Graw-Hill (1984).
- Pohjola, V.J. Point efficiency in binary distillation with unequal molar fluxes of components, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 12, (3), 398 (1973).
- Raper, J.A., Pinczewski, W.V. et Fell, C.J.D. Liquid passage on sieve trays operating in the spray regime, Chem. Eng. Res. Des. 62, (Mars), 111 (1984).
- Raskop, F. Perform Kontakt plates, The Chem. Eng. (Nov.), 709 (1974).
- Reid R.C., Prausnitz, J.M. et Sherwood, T.K. The Properties of Gases and Liquids, 4th edn. McGraw-Hill (1984).
- Ruckenstein, E. et Smigelschi, O. The thermal theory and the plate efficiency, Can. J. Chem. Engng. 45, (Dec.), 334 (1967).
- Rylek, M. et Standard, G. The hydraulics of sieve trays, Int. Chem. Engng. 4, (4), 711 (1964).
- Sawistowski, H., Bainbridge, G.S., Stacey, M.J. et Theobald, A. Some aspects of heat and mass transfer in distillation. In Distillation-Final Report ABCM/BCPMA Distillation Panel p.143. Chemical Industries Association, London (1964).
- Sawistowsky, H. Hydrodynamics and mass transfer behaviour of sieve plates in the spray and bubble regimes, Chem. Ing. Tech. 50, '43 (1978).
- Shore, D. et Haselden, G.G. Liquid mixing on distillation plates its effect on plate efficiency, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series N'32, p.2:54 (1969).

- Smith, B.D. Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw-HILL (1963).
- Smith, V.C. et Delnicki, W.V. Optimum sieve tray design, Chem. Engng. Prog. 71, (8), 68 (1975).
- Sohlo, J.J. et Kinnunen, S. Dispersion and flow phenomena on a sieve plate, Trans. Inst. Chem. Engrs. 55, 71 (1977).
- Standart, G. Studies on distillation-V, Chem. Engng. Sci. 20, 611 (1965).
- Standart, G., Bragg, R., Uddin, M.S., Elyafi, A.H. et Yaroson, E. New models for point efficiency, Inst. Chem. Engrs. Symp. Series N°. 56 p. 2.1/1 (1979).
- Stanislas, D.H. et Smith, A.G. Performance of distillation contacting devices, Int. Symp. on distillation, Inst. Chem. Engrs., Brighton, p. 208 (1960).
- Sterbacek, Z. Hydrodynamics of perforated trays with downcomers, Brit. Chem. Engng. 12, (10), 1577 (1967).
- Stichlmair, J. et Mersmann, A. Dimensioning plate columns for absorption and rectification, Int. Chem. Engng. 18, (2), 223 (1978).
- Takamatsu, T. A simulation procedure for multicomponent distillation column incorporating plate efficiencies, J. Chem. Engng. Japan Vol. 18, 1 (1985).
- Todd, W.G. et Van Winkle, M. Correlation of valve tray efficiency, data, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 11, (4), 589 (1972).
- Toor, H.L. et Burchard, J.K. Plate efficiencies in multicomponent distillation, AIChE J. 6, (2), 202 (1960).
- Van Winkle, M. Distillation. McGraw-Hill (1967).
- Wehner, J.F. et Wilhelm, R.H. Boundary conditions of flow reactor, Chem. Engng. Sci. 6, 89 (1956).
- Welch, N.E., Durbin, L.D. et Holland, C.D. Mixing on valve trays and in downcomers of a distillation column, AIChE J. 10, (3), 373 (1964).
- Wilke, C.R. Diffusional properties of multicomponent gases, Chem. Engng. Prog. 46, 95 (1950).
- Williams, B., Begley, J.W. et Wu, C. dans Lockett, M.J. Distillation tray fundamentals Cambridge (1986).

- Wuithier, P. Le Petrole, raffinage et Génie Chimique, Technip, Paris (1972).
- Yamada, I. et Sawada, M. Rapid solution of operation-type multicomponent distillation problems by the E<sup>v</sup> matrix method, Int. Chem. Engng. vol. 26, 3 (1986).
- Zhavoronkov, N.M., Malyusov, V.A. et Zel'vinsky, Ya.D. Prediction of rectification kinetics incorporating heat exchange between phases Inst. Chem. Engrs. Symp. Series N°56 p. 2.1/33 (1979).
- Zuiderweg, F.J. Sieve trays - a view on the state of the art, Chem. Engng. Sci. 37 (10), 1441 (1983).
- Zuiderweg, F.J., Hofhuis, P.A.M. et Kuzniar, J. Flow regimes on sieve trays: the significance of the emulsion flow regime, Chem. Eng. Res. Dev. 62 (Jan.), 39 (1984).