

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
République Algérienne Démocratique et Populaire  
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université Mohamed Khider – Biskra  
Faculté des Sciences et de la technologie  
Département: Chimie Industrielle



جامعة محمد خيضر بسكرة  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
قسم: الكيمياء الصناعية

Mémoire présentée en vue de l'obtention  
du diplôme de Master en : Génie des Procédés

**Option: Génie Chimique**

## **Calcul du pourcentage molaire vaporisé d'un mélange complexe d'hydrocarbures : cas de la distillation flash**

**Présenté par :**

**MERRAKCHI MOHAMED**

**Devant le jury composé de :**

**Président : Mr.NEDJAR Zoheir**

**Encadreur : Mr. BENDJAOUAHDOU Chaouki**

**Examineur : Mrs. BOUTAMINE Zineb**

**Promotion Juin 2016**



---

# REMERCIEMENT

---

*Je voulais bien remercier toutes les personnes qui nous ont aidés à réaliser ce travail.*

*Et surtout notre encadreur **Mr. BENDJAOUAHDOU Chaouki** qui me aidé à réaliser ce travail et qui fait beaucoup de chose pour mois.*

*Je remercie vivement Monsieur le président de jury **Mr. NEDJAR Zoheir**, et l'examineur **Mrs. BOUTAMINE Zineb**, qui ont accepté de juger notre travail.*

*En fin, je remercie tous les enseignants de département de chimie industrielle.*

*Merci à tous*

---

## *Dédicace*

---

Dédier ce travail à l'homme le plus  
cher sur mon cœur et mon diplôme qui  
ont attendu patiemment à ma **chère**  
**mère.**

# SOMMAIRE

<b>Introduction générale</b> .....	1
------------------------------------	---

## CHAPITRE I : GENERALITE SUR LA DISTILLATION

I.1. Introduction.....	2
I.2. Définition de la distillation.....	2
I.3. Principe de distillation.....	3
I.4. L'équilibre liquide-vapeur .....	4
I.4.1. Mélanges idéaux.....	4
I.4.2. Mélanges azéotropiques.....	4
I.4.3. Mélanges hétérogènes.....	5
I.4. L'équilibre liquide-vapeur d'un mélange binaire.....	5
I.4.1. propriétés d'un corps pur.....	5
I.4.2. solution idéal.....	7
I.4.2.1. loi de Henry.....	7
I.4.2.2. loi de Raoult.....	8
I.4.2.3. loi de Dalton.....	8
I.4.3. systèmes réelles.....	8
I.4.4. azéotropes.....	9
I.5. Diagrammes de phase .....	10
I.6. Diagramme T – X ou Y.....	11
I.7. Lois fondamentales.....	12
I.7.1. Titres molaires et pressions.....	12
I.7. 2. Volatilité relative.....	13
I.7.2. Diagramme X –Y ou diagramme d'équilibre.....	14
I.7. 3. Courbe opératoire.....	15

## CHAPITRE II : DISTILLATION FLASH

II.1. Introduction.....	16
II.2. Définition de la distillation flash.....	16
II.2.1. Flash isotherme.....	17
II.2.2. Flash adiabatique.....	17
II.2.3. Condensation partielle.....	17
II.3. Équations du flash pour un système binaire.....	19
II.4. Équations du flash pour un mélange multicomposant.....	20
II.4.1. Isothermal flash.....	20
II.4.2. Adiabatic flash.....	22

## CHAPITRE III : DESCRIPTION DU PROCEDE ETUDIE

III.1. Introduction.....	24
III.2. Description du procédé.....	24
III.2.1. Précédé et modelé mathématique.....	24
III.2.2. Procédure de calcul de la fraction vaporisée delta.....	25
III.2.3. Méthode numériques utilisée dans la procédure de calcul de delta.....	26
III.3. Simulation du procédé.....	26
III.4. Algorithme utilise dans la simulation.....	28
III.5. Organigramme utilisé dans la simulation.....	31
III.6. Méthode de Newton-Raphson.....	31

## CHAPITRE IV : RESULTATS ET DISCUSSION

IV.1. Introduction.....	32
IV.2. Influence de la pression opératoire (P) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ ).....	33
IV.3. Influence de la température opératoire (T) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ ).....	35
IV.4. Influence de la composition de l'alimentation ( $Z_F$ ) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ )...37	
IV.5. Influence du débit d'alimentation (F) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ ).....	38
Conclusion générale.....	41
Référence bibliographique	

*Liste des figures*

<i>Figure</i>	<i>Titre</i>	<i>Page</i>
<i>Figure.I.1</i>	Diagramme d'état d'un corps pur.	6
<i>Figure.I.2</i>	Diagramme d'équilibre pour des systèmes zéotropique et azéotropique	10
<i>Figure.I.3</i>	Equilibre isobare dans mélange binaire.	12
<i>Figure.I.4</i>	Diagramme d'équilibre pour le système benzène (A)-toluène (B) à la pression de 1.01 bar (1atm)	14
Figure.II.1	Distillation flash	18
Figure.II.2	Résolution graphique du flash d'un mélange binaire	20
Figure.II.3	flash procédé	21
Figure.III.1	Colonne de débitanisation.	25
Figure.IV.1	Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la pression opératoire (P) pour différentes valeurs de la température (T). (F=880.56 l <sub>b</sub> mol/h)	33
Figure.IV.2	Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la température opératoire (T) pour différente valeur de la pression (P) (F=880.56 l <sub>b</sub> mol/h).	35



## Liste des tableaux

<i>Tableau</i>	<i>Titre</i>	<i>Page</i>
Tableau III.1	Les paramètres du procédé et leurs valeurs.	27
Tableau.IV.1	Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction la composition de l'alimentation ( $Z_F$ ) ( $P = 110$ pis, $T = 180$ °F, $F = 880.56$ Ibmol/h)	37
Tableu.IV.2	Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction du débit d'alimentation ( $F$ ) pour différentes valeurs de pression ( $P$ ) ( $T=180$ °F)	38
Tableu.IV.3	Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction du débit d'alimentation ( $F$ ) pour différentes valeurs de température ( $T$ ) ( $P = 110$ pis)	39
Tableu.IV.4	Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la température ( $T$ ) pour différentes valeurs du débit d'alimentation ( $F$ ) ( $P = 110$ pis)	39
Tableu.IV.5	Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la pression ( $P$ ) pour différentes valeurs du débit d'alimentation ( $F$ ) ( $T = 180$ °F)	40

---

### **Résumé :**

Dans ce travail on a étudié l'influence de paramètres tels que la pression (**P**) la température (**T**), la composition d'alimentation (**Z<sub>F</sub>**) et le débit d'alimentation (**F**) sur les performances d'une colonne de distillation flash.

Les résultats obtenus par simulation montrent que le taux de vaporisation (**δ**) est influencé seulement par la pression (**P**) et la température (**T**) et la composition d'alimentation (**Z<sub>F</sub>**) et ne dépend pas du débit d'alimentation (**F**)

**Mots clé :** colonne de distillation flash, débit d'alimentation, pression, température, composition d'alimentation, taux de vaporisation.

### **Abstract:**

In this work we studied the influence of parameters such as pressure (**p**), the temperature (**T**), feed composition (**Z<sub>F</sub>**), and the feed flowrate (**F**) on a flash distillation column performance. The results obtained by simulation show that the vaporization rate (**δ**) is influenced only by pressure, temperature, feed composition and is not influenced by feed flowrate.

**Keywords:** flash distillation column, feed flowrate, pressure, temperature, feed composition, evaporation rate.

### **ملخص:**

في هذا العمل قمنا بدراسة تأثير الاعدادات كتدفق المقطرو تدفق البخار على عمود تقطير فلاش النتائج المتحصل عليها عن طريق المحكاة اظهرت ان نسبة التبخر تتاثر فقط بي الضغط و درجة الحرارة و تركيب التموين ولا تتاثر بتدفق التموين  
**الكلمات المفتاحية :** فلاش، تدفق التموين ، تركيب التموين ، الضغط ، درجة الحرارة ، نسبة التبخر

## INTRODUCTION GENERALE

Parmi les différents procédés de séparation les plus utilisés on peut citer l'extraction liquide-liquide, la filtration, la cristallisation et la distillation.

Ce dernier procédé est certainement l'opération unitaire la plus utilisée pour la séparation et la purification des mélanges de constituants chimiques. Les plus grands utilisateurs de ce procédé sont les industries du pétrole et pharmaceutiques.

La distillation est basée sur la succession de vaporisation et de condensation et sur le fait qu'une vapeur produite par un liquide, est en équilibre avec le liquide qui lui à donner naissance, et est généralement enrichie en constituant le plus volatil. L'intérêt du passage par la phase vapeur est donc mis à profit, dans la distillation pour séparer au moins deux constituants en phase liquide.

Le but de ce travail est d'étudier l'influence de paramètres opératoires tels que la Pression total ( $P$ ), la température ( $T$ ), le débit d'alimentation liquide ( $F$ ) et la composition d'alimentation ( $z_F$ ) sur les performances d'une colonne de distillation flash opérant selon le mode isotherme.

Dans le premier chapitre, nous donnons une généralité sur la distillation.

Le deuxième chapitre est relatif à la présentation de la distillation discontinue.

Le troisième chapitre est réservé à la description du procédé étudié.

Le quatrième chapitre est consacré à la discussion des résultats obtenus.

Enfin, on terminera ce mémoire par une conclusion générale.

## Chapitre. I. Généralité sur la distillation

### I.1. Introduction

La distillation est une opération très ancienne dont la première application la plus connue est la fabrication d'alcool à l'aide d'alambic. De nos jours, la distillation est encore la technique de séparation la plus largement utilisée bien qu'elle soit très énergivore: il est important de se rappeler que l'obtention d'une phase vapeur nécessite l'apport d'énergie afin d'obtenir l'ébullition du liquide. Aux USA, en 1989, 40 % de la consommation énergétique de l'ensemble des industries chimiques et pétrochimiques est consacré à la distillation. Toutes améliorations technologiques, visant à réduire la consommation énergétique des opérations de distillation, sont donc fortement recommandées. [1]

### I.2. Définition de la distillation

La distillation est une opération physique de séparation, elle permet de fractionner un mélange complexe en plusieurs produits en exploitant leurs différences de volatilités, de température d'ébullition et de densité, ces produits sont répartie selon les besoin dans :

- Le distillat **D**, obtenu en tête de colonne ; il est surtout riche en constituants volatiles.
- Les produits intermédiaires, obtenus par des soutirages latéraux dans la colonne, leur compositions dépendent des positions du soutirage dans les trois zones de la colonne : l'épuisement, la rectification.
- Le résidu **R**, sorti en fond de colonne, il contient beaucoup plus les constituants lourds.

La simplicité du procédé et le prix de revient relativement acceptable font de la distillation une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers ; c'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines pétrochimiques, les colonnes de

distillation sont largement présentes, soit au stade de préparation de la charge avant le traitement, soit au stade de fractionnement et purification après le traitement [02].

### I.3. Principe de la distillation

Le principe de la distillation, comme méthode de séparation, est basé sur la différence de volatilité des constituants du mélange à purifier.

Dans un mélange binaire non-azéotropique (ex. eau – méthanol), le constituant le plus volatil aura la température d'ébullition la plus basse (qualifié de 'léger' ; méthanol,  $T_{eb}=64,3^{\circ}\text{C}$  à 1 atm) et le constituant le moins volatil aura la température d'ébullition la plus haute (qualifié de 'lourd' ; eau,  $T_{eb}=100,0^{\circ}\text{C}$  à 1 atm).

La séparation des mélanges ne cause pas de problème si la différence de volatilité des constituants ou la volatilité relative  $\alpha_{ij}$  est assez élevée ( $\alpha_{ij}>1,2$ ). Les phases vapeurs et liquides circulent à contre-courant dans la zone de transfert de matière de la colonne, dans laquelle plateaux ou garnissage sont utilisée pour maximiser le contact interfacial entre les phases.

Dans l'industrie, les colonnes contiennent plus de plateaux. L'espace entre les plateaux varie de 0.30 à 0.060 m (12 à 24 in).

A partir d'un plateau donné, un contact se crée entre les deux phases vapeur et liquide au fur et à mesure que la vapeur passe à travers les trous dans le plateau perforé et barbote dans le liquide se trouvant sur le plateau, le liquide s'écoule à travers un déversoir vers le plateau inférieur.

A partir du plateau de l'alimentation, la vapeur s'enrichit en composé le plus volatil vers les plateaux supérieurs et le liquide s'enrichit en composé le moins volatil vers les plateaux inférieurs.

Il faut entendre par mélange complexe, un mélange contenant un nombre fini de constituants, ce nombre pouvant atteindre une vingtaine au maximum. La distillation de ce mélange dans une seule colonne de distillation permet leur séparation en un distillat complexe, riche en constituants légers, et en un résidu complexe, riche en constituants lourds.

Les études abordées ici concernent principalement les mélanges binaires et, de manière plus superficielle, les mélanges complexes (ternaires) ou le principe pour l'essentiel est identique [02].

## **I.4. L'équilibres liquide-vapeur**

Les différents mélanges de liquide peuvent être classés, d'après le nombre de leurs constituants, en mélanges binaires, ternaires... Les mélanges binaires, qui ont été les plus étudiés, seront seuls considérés ici. On distingue, d'après la solubilité réciproque des constituants :

- les mélanges homogènes comprenant :
  - les mélanges normaux parmi lesquels on rencontre les mélanges idéaux;
  - les mélanges anormaux ou azéotropiques;
- les mélanges hétérogènes.

### **I.4.1. Mélanges idéaux**

On peut considérer qu'un mélange est idéal lorsque les écarts par rapport à la loi de Raoult sont faibles; ils sont constitués par des corps de même structure chimique (par exemple : hydrocarbures saturés isomères).

### **I.4.2. Mélanges azéotropiques**

D'après la relation (1.5) de la volatilité relative, on observe qu'en raison de l'influence des coefficients d'activité, il est possible d'avoir  $\alpha = 1$ ; il s'ensuit en tenant compte de l'équation reliant  $Y$  à  $X$ , que ces dernières

Valeurs sont alors égales. Le liquide et la vapeur ont la même composition et il n'y a plus de séparation; il se forme un azéotrope. Les courbes de rosée et d'ébullition présentent alors un point commun auquel correspondent, le plus souvent, la température la plus basse de l'équilibre.

### I.4.3. Mélanges hétérogènes

Dans ces mélanges, qui s'écartent totalement de l'état idéal, la solubilité réciproque des deux constituants liquides peut être partielle ou nulle [03].

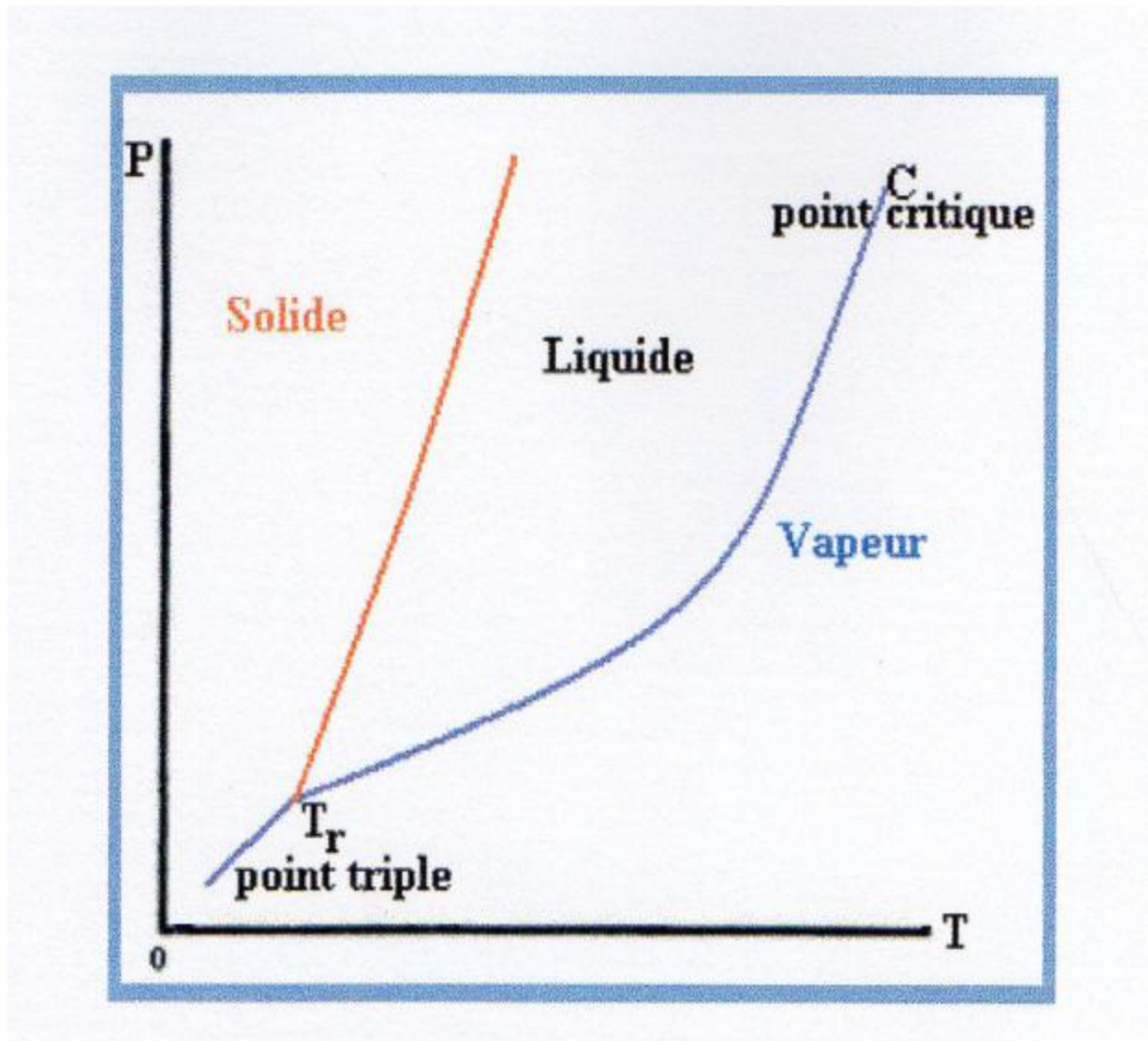
## I.5. L'équilibre liquide-vapeur d'un mélange binaire

Un mélange binaire est un mélange de deux composés. Il peut contenir :

- Deux substances insolubles
- Deux substances partiellement miscibles
- Deux substances complètement miscibles
  - Avec comportement "normal" (sans azéotrope).
  - Avec azéotrope [04].

### I.5.1. propriétés d'un corps pur

La figure (I.1.) représente le diagramme d'état d'un corps pur ; la ligne TrC, qui sépare le domaine liquide du domaine gazeux, est appelée courbe de pression de vapeur.



**Figure.I.1.** Diagramme d'état d'un corps pur.

L'équilibre entre deux phases d'un corps pur est défini par l'équation de Clausius et Clapeyron ; dans le cas de l'équilibre liquide-vapeur et en faisant l'hypothèse que la vapeur obéit à la loi des gaz parfait et que la chaleur latente de vaporisation est constante dans le domaine de température considéré, on peut simplifier et intégrer l'équation de Clausius Clapeyron qui devient :

$$\ln P = -\frac{\lambda_{tr}}{RT} + C^{te} \quad (1.1)$$



P : pression de vapeur en Torr

$\lambda_{tr}$ : chaleur latente de vaporisation en J/mole

T : température en K

R : constante des gaz parfait en J/mole.Torr

Cette relation linéaire entre  $\ln P$  et  $\frac{1}{T}$  est très utile pour calculer la pression de vapeur d'un corps pur à diverses températures. Cependant, la chaleur latente de transformation ne peut être considérée raisonnablement comme constante que dans un petit domaine de température ; c'est la raison pour laquelle on utilise fréquemment des équations empiriques (par ex. (I.2) ou (I.3)) dont les constantes A, B et C sont données pour un domaine de température déterminé [05].

$$\ln P = -\frac{A}{T} + B \quad (1.2)$$

$$\ln P = -\frac{A}{T} + B + C \ln T \quad (1.3)$$

### I.5.2.Solutions idéales

Une solution est dite « idéale », pour les équilibres liquides-vapeur, lorsqu'il n'y a aucune interaction ou liaison entre les molécules des différentes espèces  $A_i$  en présence.

Le mélange des constituants de la solution se fait sans dégagement ni de consommation de chaleur, donc sans variation d'enthalpie du système [02].

La pression de vapeur totale de la solution varie linéairement avec la composition exprimée en fraction molaire, cette condition signifie qu'une solution idéale obéit aux lois de Henry et de Raoult dans tout le domaine de concentration [05].

#### I.5.2.1.loi de Henry

Dans le cas particulier des faibles concentrations, la relation entre la concentration d'un composant dans un mélange liquide et sa pression partielle dans la vapeur (ou le gaz) s'exprime comme une fonction linéaire. Cette relation, dérivée de la loi de Raoult, est connue sous le nom de loi de Henry :

$$P_A = K X_A$$

Où : K : constante de Henry du composant A [06].

### I.5.2.2.loi de Raoult

La loi de Raoult relie la pression partielle d'un composant dans la phase vapeur à sa concentration dans la phase liquide.

$$P_A = P_A^\circ x_A$$

Avec :

$P_A$  : la pression partielle du composant A dans le mélange de gaz ;

$P_A^\circ$  : pression de vapeur du corps A pur ;

$x_A$  : la composition en phase liquide [06].

On constate que la loi de Raoult est un cas particulier de la loi de Henry, où la constante prend la valeur de  $P_A^\circ$  [02].

### I.5.2.3.la loi de Dalton

La loi de Dalton relie la concentration d'un composant présent dans un mélange idéal de gaz ou de vapeur à sa pression partielle :

$$P_A = P y_A \quad (1.6)$$

Où :

$P_A$  : est la pression partielle du composant A dans le mélange de gaz, exprimée en unité de force par unité de surface.

$P$  : est la pression totale, exprimée de force par unité de surface,

$y_A$  : est la fraction molaire du composant A dans la phase vapeur [06].

La pression totale de la phase vapeur est la somme des pressions de vapeur partielles des constituants du mélange.

$$P_{tot} = P_A^\circ x_A + P_B^\circ (1-x_A) \quad (1.7)$$

On tire:

$$X_A = \frac{P_{tot} - P_B^\circ}{P_A^\circ - P_B^\circ} \quad (1.8)$$

En introduisant  $y_A$  dans cette expression, on obtient :

$$P_{tot} = \frac{P_A^\circ P_B^\circ}{P_A^\circ - (P_B^\circ - P_A^\circ) y_A} \quad (1.9)$$

### I.5.3.Systèmes réelles

Lorsqu'existent des interactions moléculaires entre les différentes espèces en solution, l'enthalpie de mélange n'est pas nulle. Par exemple, les forces d'attraction vont conduire à un dégagement de chaleur ; le mélange est alors exothermique. On peut assez facilement relier ce phénomène thermique à une baisse d'activité des constituants en solution due aux forces

d'attraction. Inversement des forces de répulsion entre molécules vont déplacer l'équilibre vers la phase vapeur, ce qui traduit une augmentation de l'activité des constituants ( $a_i = P_i/P^{\circ}_i$ ). On constate alors que la loi de Raoult n'est pas applicable ( $P_i \neq P^{\circ}_i x_i$ ) et donc, il faut introduire un terme correctif  $\gamma$ .

Donc :

$$P_A = P^{\circ}_A \gamma_A x_A \quad (\text{I.10})$$

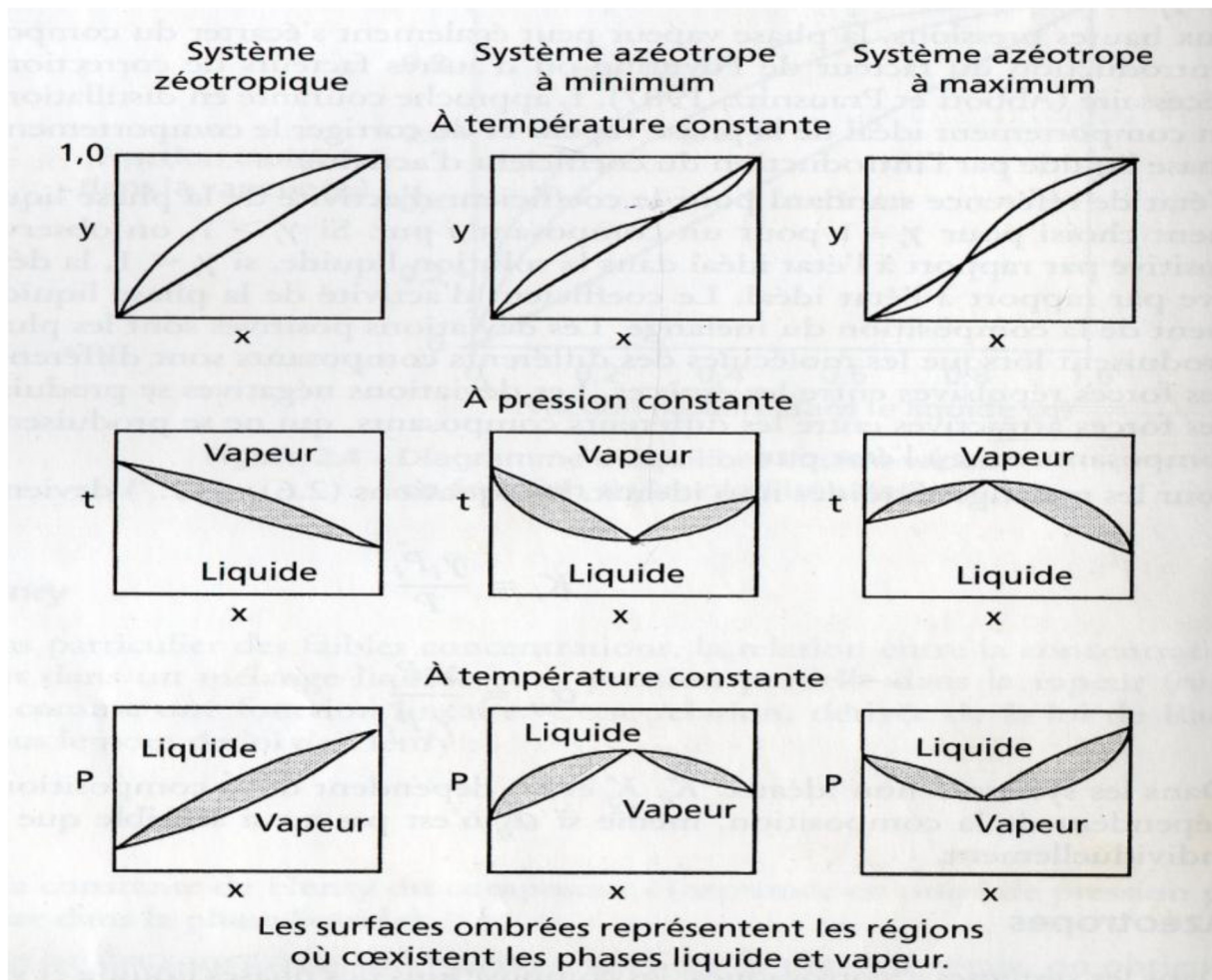
Où :

$\gamma_A x_A = a_A$  : est l'activité de A.

$\gamma_A$  : est le coefficient d'activité de A.

#### I.5.4. Azéotropes

Dans les systèmes azéotropiques, les compositions des phases liquides et vapeur sont égales et les compositions ne peuvent pas être séparées par une distillation conventionnelle. La figure (I.2) montre, pour des systèmes binaires, les diagrammes d'équilibre liquide vapeur (x-y), température composition (t-x), pression composition (p-x) pour des mélanges azéotropiques, azéotropiques avec un point d'ébullition minimale (positif) et azéotrope avec un point d'ébullition maximale (négatif). Le point d'ébullition d'un azéotrope positif est inférieur à ceux de chacun des composants pris à l'état pur. Quand on réalise la séparation d'un mélange de ce type par distillation, le produit de tête de colonne.



**Figure.I.2.** Diagramme d'équilibre pour des systèmes zéotropique et azéotropique [06].

## I.6. Diagrammes de phase

La représentation graphique d'un système constitué par un mélange liquide binaire nécessite un diagramme à trois dimensions. Lorsqu'on se fixe l'une des variables, la relation entre les variables restantes peut être représentée par un diagramme plan. Les différents types de diagramme utilisés sont :

- à *température constante* :

- le diagramme pression – composition (diagramme  $p - X$ );

- à *pression constante* :

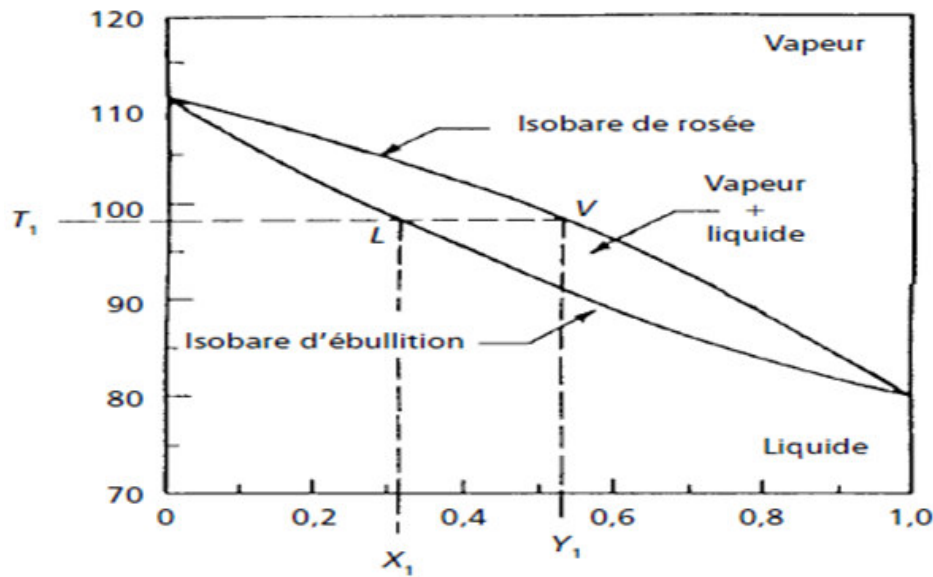
- le diagramme température – composition (diagramme  $T - X$ );
- le diagramme d'équilibre vapeur – liquide (diagramme  $X - Y$ ).

On considère ici que des distillations s'effectuant sous pression constante, c'est pourquoi nous n'étudierons que les diagrammes isobares, les seuls dont la connaissance soit nécessaire pour la compréhension des phénomènes intervenant dans ce genre d'opérations [3].

### I.7. Diagramme $T - X$ ou $Y$

Il est d'usage, en distillation, de fixer la composition d'un mélange liquide binaire par son titre molaire  $X$  en constituant le plus volatil et celle d'une vapeur par le titre molaire  $Y$  en même constituant. Par détermination expérimentale de la température d'ébullition commençante de différents mélanges de composition connue, on trace la courbe qui représente la variation de cette température en fonction du titre  $x$  du liquide. Cette courbe dite *isobare d'ébullition* a la forme de la courbe  $TALTB$  de la figure I.3. L'*isobare d'ébullition* permet de connaître la composition du mélange qui bout à une température donnée. La courbe  $TAVTB$ , donnant la composition de la vapeur en équilibre avec le liquide à la température d'ébullition du mélange, représente l'*isobare de rosée*. Les trois régions délimitées par les deux isobares désignent :

- un mélange liquide, sous la courbe d'ébullition;
- un mélange liquide – vapeur, entre les deux courbes;
- un mélange entièrement à l'état de vapeur, au-dessus de la courbe de rosée [3].



**Figure.I.3.** Equilibre isobare dans mélange binaire [3].

Sous la pression  $p$  et à la température  $T$ , le mélange  $M$  donne une phase liquide  $L$  à sa température d'ébullition commençante et une phase vapeur  $V$  à sa température de rosée. Les phases étant en équilibre, ces deux températures sont égales. Par suite des positions respectives des isobares d'ébullition et de rosée, la volatilité relative  $\alpha$  sera d'autant plus grande que les points  $L$  et  $V$  seront distants [3].

## I.8. Lois fondamentales

### I.8.1. Titres molaires et pressions

Soit un liquide constitué de  $n_A$  molécules du corps A et  $n_B$  molécules du corps B; les titres molaires sont :

$$X_A = \frac{n_A}{n_A + n_B} \quad \text{et} \quad X_B = \frac{n_B}{n_A + n_B} = 1 - X_A \quad (1.1)$$

Pour une température donnée, la vapeur en équilibre au-dessus de ce liquide est un mélange des deux corps A et B aux titres molaires  $Y_A$  et  $Y_B$  et la pression totale est, suivant la loi de Dalton relative aux vapeurs parfaites :

$$P = P_A + P_B$$

Avec  $P_A$  et  $P_B$ , les pressions partielles des constituants A et B, et

$$Y_A = P_A / P \quad Y_B = P_B / P \quad (1.2)$$

Dans le cas d'un mélange, les pressions partielles ne représentent plus les tensions de vapeur du corps pur, mais une fraction de celles-ci. La pression partielle du constituant A dans la vapeur en équilibre avec le liquide ayant le titre molaire  $X_A$ , à température constante, est donnée par la *loi de Raoult* :

$$p_A = X_A / P_{vA} \quad (1.3)$$

Avec  $P_{vA}$  et  $P_{vB}$  les tensions de vapeur saturante des constituants A (pur) et B à la température d'ébullition du mélange. On obtient :

$$Y_A = X_A (P_{vA} / P) \quad \text{et} \quad Y_B = X_B (P_{vB} / P) \quad (1.4)$$

Un mélange qui vérifie cette loi est dit *mélange idéal*.

### I.8. 2. Volatilité relative

La volatilité relative d'un corps A par rapport à un corps B est définie par le rapport :

$$\alpha = \frac{Y_A/X_A}{Y_B/X_B} = \frac{K_A}{K_B} \quad (1.5)$$

Où :

$$k_A = P_{vA} / P \quad \text{et} \quad k_B = P_{vB} / P \quad (1.6)$$

Sont appelés coefficients d'équilibre; en remplaçant  $K_A$  et  $K_B$  dans (1.5), on obtient :

$$\alpha = P_{vA} / P_{vB} \quad (1.7)$$

On choisit  $\alpha$  par rapport au constituant le plus volatil, de manière à avoir toujours :  $\alpha \geq 1$

Pour un mélange binaire idéal, il est possible d'écrire :

$$P = X_A P_{vA} + (1 - X_A) P_{vB} = X_A P_{vA} + (1 - X_A) P_{vA} / \alpha \quad (1.8)$$

Comme  $Y_A = X_A P_{vA} / P$ , il résulte :

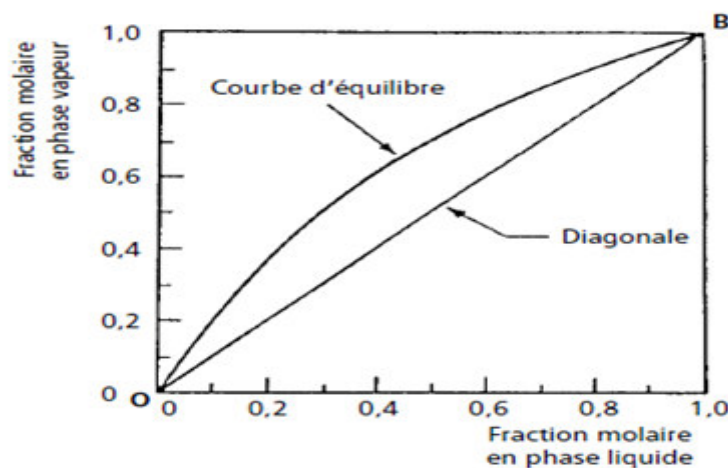
$$Y_A = \frac{\alpha X_A}{X_A(\alpha - 1) + 1} \quad (1.9)$$

La volatilité relative exprime la possibilité de séparation d'un mélange; plus  $\alpha$  est grand, plus les courbes de rosée et d'ébullition du diagramme température – concentration sont écartées. Elle évolue en fonction de la température moyenne d'ébullition; lorsque cette température augmente  $\alpha$  la volatilité relative diminue. Ainsi, il est plus facile d'effectuer une séparation sous vide qu'à la pression atmosphérique. Le plus souvent, on ne peut assimiler le liquide à une solution idéale; on conserve alors la forme des expressions précédentes et l'on fait intervenir des termes correctifs, dits *coefficients d'activité*  $\gamma$ , qui sont déterminés généralement par l'intermédiaire d'informations expérimentales. Il en résulte alors :

$$k_A = \gamma_A P_{vA} / P \quad \text{et} \quad \alpha = (\gamma_A / \gamma_B) (P_{vA} / P_{vB}) \quad (1.10)$$

### I.8.2. Diagramme X–Y ou diagramme d'équilibre

La relation (1.9) s'applique à la totalité des mélanges normaux; elle exprime le lien qui, dans le cas de ces mélanges, unit pour chaque température le titre de la phase vapeur à celui de la phase liquide. Lorsque  $\alpha$  est constant, le graphe de cette fonction est une branche d'hyperbole équilatère passant par l'origine et par le point de coordonnées (1;1) situé sur la droite à 45° (figure .I.4). Cette courbe est l'isobare d'équilibre [3].



**Figure.I.4.** Diagramme d'équilibre pour le système benzène (A)-toluène (B) à la pression de 1.01 bar (1atm) [3].



Liquide – vapeur, ou diagramme  $X - Y$ . On la construit en utilisant les valeurs de  $X$  et de  $Y$  qui se correspondent sur les diagrammes d'ébullition et de rosée, pour différentes valeurs de la température. Si  $\alpha = 1$  la relation (1.9) devient  $Y = X$ , la courbe représentative est alors la diagonale  $OB$ . Dans un tel cas, quelle que soit la température, la composition de la phase vapeur est, sous pression constante, égale à celle de la phase liquide. On ne peut espérer séparer ces constituants par distillation. La possibilité de séparer les constituants augmentent avec  $\alpha$ . Pour de fortes concentrations, la courbe d'équilibre tend à se confondre avec la droite

$$Y = X.$$

### I.8. 3. Courbe opératoire

Si  $X$  et  $Y$  sont les titres en soluté de la phase liquide, respectivement gazeuse, les diverses valeurs prises par  $X$  et  $Y$  au cours d'un transfert de matière constituent les titres opératoires. Ces valeurs sont différentes des titres à l'équilibre. C'est précisément cette différence entre les titres opératoires et les titres à l'équilibre dans une même phase qui constitue le facteur de potentialité et qui provoque le phénomène de transfert. La ligne décrite par un point d'abscisse  $X$  et d'ordonnée  $Y$  qui se déplace sur un diagramme  $OX$ ,  $OY$  représente la courbe opératoire ou courbe de travail. Le diagramme constitué par l'ensemble des deux courbes est souvent utilisé pour effectuer graphiquement plusieurs déterminations. Un bilan réalisé entre un point indéterminé d'un système et une sortie quelconque de ce système permet d'établir l'équation de la courbe dite opératoire, qui décrit les variations de concentration des phases au niveau des courants qui traversent toute section droite de l'unité en question. Sous forme graphique, et par juxtaposition avec la courbe d'équilibre, on peut évaluer de la sorte le nombre d'éléments d'échange, ou étages [3].

## Chapitre. II. Distillation flash

### II.1. Introduction

Le flash est une technique de séparation en une seule étape dans laquelle un mélange d'alimentation est partiellement vaporisé pour produire une vapeur enrichie en composants plus volatils et un liquide plus riche en constituants moins volatils.

Les vapeurs et liquides quittant la colonne ou réservoir de flash sont en équilibre, et donc cette opération est appelée «équilibre de vaporisation instantanée». La répartition d'un mélange d'alimentation dans un ballon de détente peut être effectuée de deux manières différentes comme suit:

1) En élevant la température de la charge liquide à la température ( $T$ ), qui se situe entre la température de point de bulle et la température du point de rosée de la charge d'alimentation à une pression constante déterminée ( $p$ ),

2) En réduisant la pression sur le courant d'alimentation. Dans la pratique, cette vaporisation partielle d'un mélange d'alimentation à plusieurs composants est généralement réalisée en réduisant la pression sur le courant d'alimentation plutôt que par chauffage de la charge à une pression constante. Cependant, les deux types de calculs flash qui sont généralement faits sont généralement appelés «isotherme» et «adiabatique».

La présente discussion se limite à ces deux procédés de séparation en une seule étape. [7]

### II.2. Définition de la distillation flash

La distillation flash est l'opération de distillation la plus simple qui consiste à amener le mélange à traiter sous certaines conditions de température et de pression telles que l'on obtienne un équilibre liquide-vapeur. L'appareil utilisé pour faire le flash est équivalent à un étage théorique. La vaporisation flash est très utilisée, tout particulièrement comme prétraitement des courants avant de les introduire dans les colonnes à distiller. On distingue

sur la figure II.1 les trois modes de fonctionnement de la distillation flash : le flash isotherme, le flash adiabatique et la condensation partielle. [8]

### **II.2.1. Isotherme flash:**

Le liquide passe dans un échangeur de chaleur où une vaporisation partielle se produit. Le mélange gaz-liquide à l'équilibre est alors séparé dans le réservoir (flash drums). Celui-ci comporte dans le haut un dispositif (dévésiculeur) pour retenir les petites gouttes de liquide qui seraient entraînées avec la vapeur. Dans le flash isotherme, on fixe la température.

### **II.2.2. Adiabatique flash :**

Le liquide sous pression est réchauffé dans un échangeur et reste à l'état liquide. Avant son entrée dans le réservoir, le liquide passe alors dans une vanne de détente et la baisse de pression résultante va provoquer la vaporisation partielle du mélange. L'énergie nécessaire à la vaporisation est prise à même le courant et il y a donc une baisse de la température du courant d'entrée.

### **II.2.3. Condensation partielle**

Le courant vapeur est introduit dans un condenseur partiel et le mélange liquide-vapeur est ensuite séparé dans le réservoir [8].

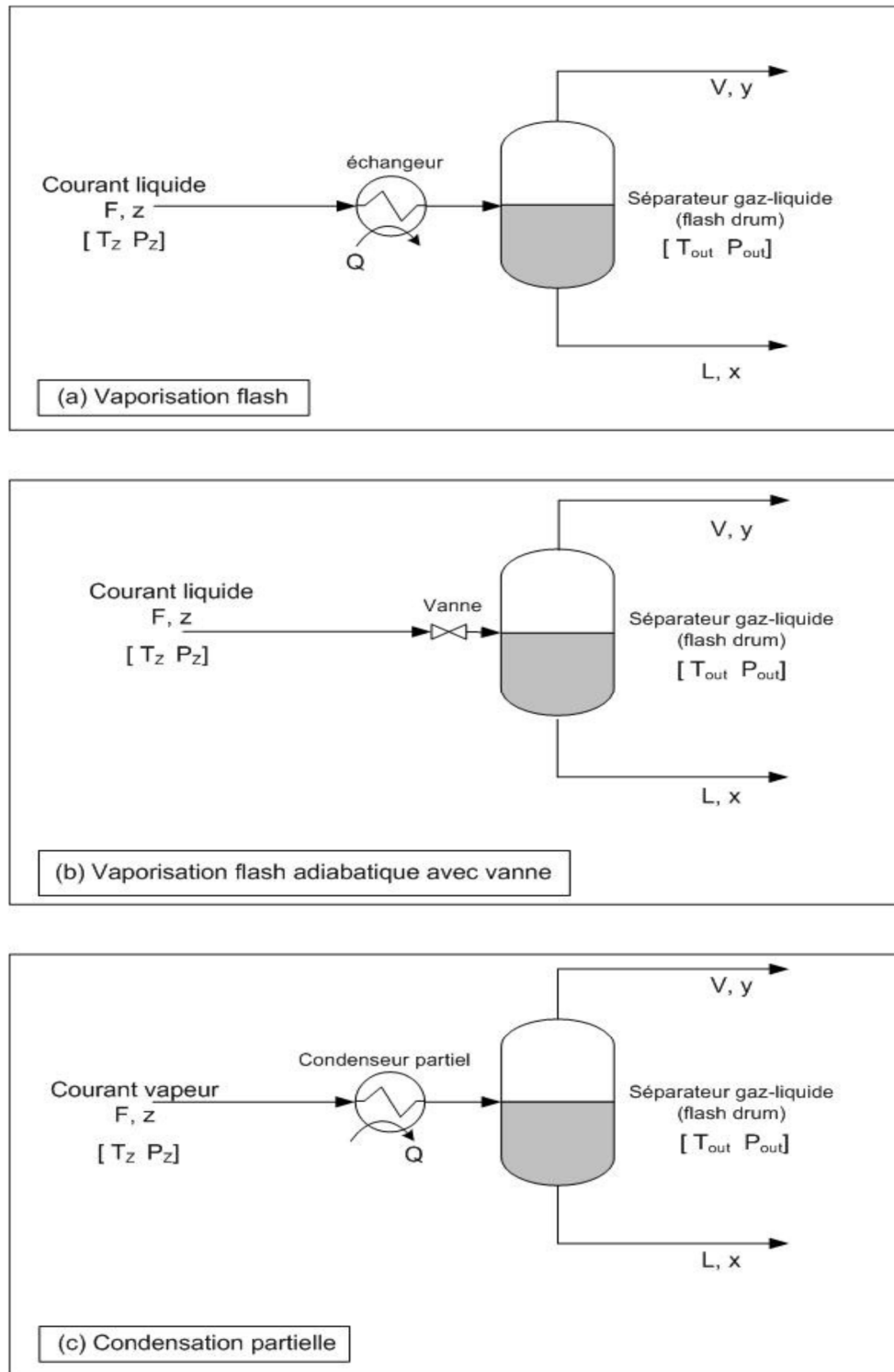


Figure II.1 Distillation flash [8].

### II.3. Équations du flash pour un système binaire

Faisons les bilans matières total (1), partiel (2) et introduisons la fraction vaporisée

$$\Psi = V/F$$

$$F = L + V$$

$$zF = xL + yV$$

$$\begin{aligned} z &= x \frac{L}{F} + y \frac{V}{F} = x \frac{F - V}{F} + y \frac{V}{F} = x(1 - \Psi) + y\Psi \\ &\Rightarrow y \\ &= -\frac{(1 - \Psi)}{\Psi} x + \frac{z}{\Psi} \end{aligned} \quad (2.1)$$

Les courants liquide, L, et vapeur, V, qui sortent du flash sont à l'équilibre, soit :

$$k = \frac{y}{x} \quad (2.2)$$

Pour ce mélange binaire, si on dispose de la courbe d'équilibre  $y = f(x)$  (la pression étant fixée), alors la résolution des équations 2.1 et 2.2 peut se faire graphiquement (voir figure 2.2) et correspond à l'intersection de la droite (d'équation 2.1 et appelée droite opératoire) avec la courbe d'équilibre (équation 2.2). Pour tracer la droite opératoire, on remarque que le point de coordonnées  $x = z$  et  $y = z$  vérifie l'équation 2.1 : c'est donc un point particulier de la droite opératoire dont la pente est égale à  $(-\frac{1-\Psi}{\Psi})$ . La pente de la droite opératoire est infinie si  $y = 0$  (i.e.  $V = 0$ ). La droite est alors une verticale et correspond au cas où l'alimentation F est à son point de bulle (liquide saturé). La pente de la droite opératoire est nulle si  $y = 1$  (i.e.  $V = F$ ). La droite est alors une horizontale et correspond au cas où l'alimentation est une vapeur saturée (à son point de rosée) [8].

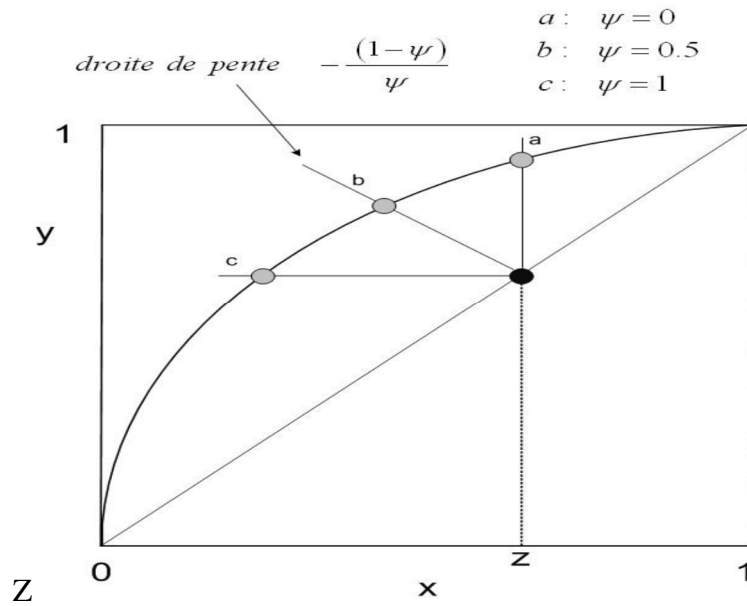


Figure II.2 Résolution graphique du flash d'un mélange binaire

## II.4. Équations du flash pour un mélange multicomposant

### II.4.1. Isothermal flash

Le schéma d'un procédé flash est représenté dans la figure 2.3 avant d'effectuer les calculs du flash, nous avons besoin clarifier les termes connus et inconnus associés au problème. Un processus flash isotherme peut mathématiquement être décrit par des équations indépendantes, qui sont donnés dans le texte qui suit. L'état d'équilibre d'un système à deux phases peut être décrite comme suit : [7]

$$\text{Total } N_c + 2 \text{ equations} \left\{ \begin{array}{l} y_{Fi} = k_{Fi} x_{Fi} \\ \sum_{i=1}^{N_c} y_{Fi} = 1 \\ \sum_{i=1}^{N_c} x_{Fi} = 1 \end{array} \right. \quad (i = 1, 2, 3, \dots, N_c) \quad (2.3)$$

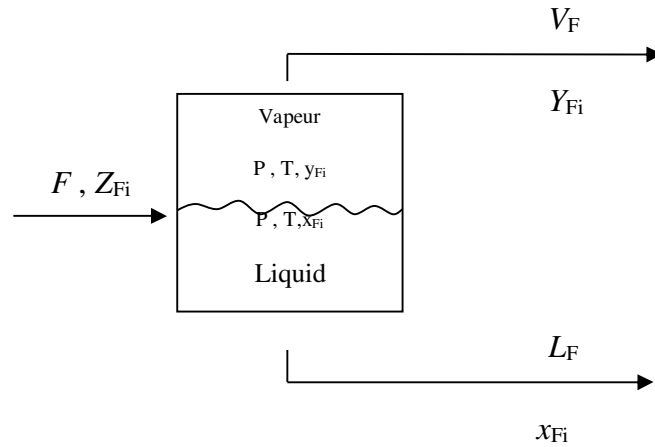


Figure II.3 flash procédé

Où,  $N_c$  est le nombre total de composant,  $K_{Fi}$  représente le coefficient d'équilibre  $i$  évaluée à  $T$  et  $P$ , et  $Y_{Fi}$  et  $X_{Fi}$  sont les compositions du composant  $i$  dans la vapeur produite et le liquide, respectivement. En outre, le bilan de matière pour tout composant  $i$  autour du ballon de flash donne:

$$\text{Total des équations } N_c : \{ FZ_{Fi} = V_F Y_{Fi} + L_F X_{Fi} \} \quad (i = 1, 2, 3, \dots, N_c) \quad (2.4)$$

Où,  $F$  est le débit d'alimentation en liquide,  $Z_{Fi}$  est la composition de l'alimentation pour le composant  $i$ , et  $L_F$  et  $V_F$  sont les débits de liquide et de vapeur de sortie respectivement. L'équation (2.4) peut s'écrire :

$$F \sum_{i=1}^{N_c} Z_{Fi} = V_F \sum_{i=1}^{N_c} y_{Fi} + L_F \sum_{i=1}^{N_c} x_{Fi} \quad (2.5)$$

$$F = V_F + L_F \quad (2.6)$$

Par le remplacement de la première équation d'expression (2.3) ( i.e.  $y_{Fi} = k_{Fi} x_{Fi}$  ) dans l'équation (2.5), et après simplification algébrique, on obtient

$$x_{Fi} = \frac{Z_{Fi}}{\frac{L_F}{F} + (V_F K_{Fi}/F)} \quad (2.7)$$

$$x_{Fi} = \frac{Z_{Fi}}{\left(1 - \frac{V_F}{F}\right) + \left(\frac{V_F K_{Fi}}{F}\right)} \quad (2.8)$$

Et finalement

$$x_{Fi} = \frac{Z_{Fi}}{1 - \delta(1 - K_{Fi})} \quad (2.9)$$

Où  $\delta (=V_F / F)$  est la fraction vaporisée.

En utilisant l'équation (2.9), on peut écrire l'expression suivante:

$$F(\delta) = \sum_{i=1}^{Nc} \frac{Z_{Fi}}{[1 - \delta(1 - K_{Fi})]} - 1 \quad (2.10)$$

nous devons déterminer la valeur de  $\delta$  racine de l'équation ci-dessus (2.10) de telle sorte que  $F(\delta) = 0$ .

Dans la pratique, les valeurs de  $\delta$  doivent être contraintes de se trouver entre 0 et 1. une valeur positive de  $\delta$  signifie que la vaporisation flash, une valeur nulle indique l'absence de vaporisation. Dans les paragraphes suivants, des approches est possible ont été introduites pour traiter les problèmes flash liés à des solutions idéales. En outre, des méthodes de calcul flash isothermes seront appliquées sur une colonne complexe (débutaniseur). [7]

#### II.4.2. Adiabatic flash

Le mélange d'alimentation envoyé vers le ballon de flash ne peut pas contenir la quantité de chaleur nécessaire à la vaporisation. Dans de telles situations, l'énergie doit être ajoutée ou retirée du ballon tel que requis pour l'opération. Dans la pratique, la teneur en chaleur du mélange d'alimentation est ajustée avec précision avant que la charge atteigne la chambre de flash de sorte que la vaporisation partielle a lieu de manière adiabatique. Cela signifie que la chaleur ( $q$ ) ajoutée au ballon de détente est égal à zéro. Ce processus flash est généralement qualifié comme flash adiabatique. Il peut être décrit (Hollande, 1981) par une équation du bilan d'enthalpie ajoutée en plus aux équations (2.3) et (2.4), qui représentent le processus de flash isotherme. Le bilan d'énergie s'écrit alors :

$$FH = V_F H_F + L_F h_F \quad (2.11)$$

Où,  $H$  est l'enthalpie d'alimentation, et  $H_F$  et  $h_F$  sont les enthalpies de la vapeur et du liquide, respectivement. Lorsque la vapeur et le liquide sont produits à partir de solutions idéales, les enthalpies peuvent être calculés comme suit: [7]



$$\left\{ \begin{array}{l} HF = \sum_{i=1}^{Nc} y_{Fi} \\ hF = \sum_{i=1}^{Nc} h_{Fi} x_{Fi} \end{array} \right. \quad (2.12)$$

## Chapitre. III. Description du procédé étudié

### III.1. INTRODUCTION

Dans ce chapitre, on va commencer par décrire en détail le procédé étudié, ensuite on présentera son modèle mathématique ainsi que les méthodes de résolution de ce modèle. Enfin, on terminera ce chapitre par la présentation de l'algorithme et de l'organigramme utilisés pour faire la simulation du procédé.

### III.2. Description du procédé

#### III.2.1. Procédé et modèle mathématique

La colonne de débutaniseur, qui est traitée dans ce chapitre, reçoit stabilisé charge de naphta ayant des composants allant de C2 (éthane) à Cg (octane) du distillateur brut. Cette distillation multicomposants se fractionne le naphta de telle sorte que les fractions légères sont éliminées de la partie supérieure et le naphta débutanisé est retiré de la partie inférieure et dirigés vers la section de division / plates-formes pour un traitement ultérieur. Dans la section de tête, le liquide condensé est dirigé vers la section de gaz de pétrole liquéfié. Une partie du liquide condensé provenant de la tête est utilisée comme reflux à la colonne tandis que le rebouilleur fournit la chaleur nécessaire pour vaporiser partiellement le fond de débutaniseur liquide avant de le renvoyer à la colonne [7].

La colonne se compose de 15 plateaux, un rebouilleur et un condenseur total. Les plateaux numérotés à partir du bas vers le haut; le plateau inférieur a le numéro 1. L'alimentation liquide est flashée d'une façon isotherme dans un tambour flash avant de l'introduire au cinquième plateau de la colonne de \. Le diagramme schématique de l'exemple de système de distillation à plusieurs composants est donné à la figure III.1 [7].

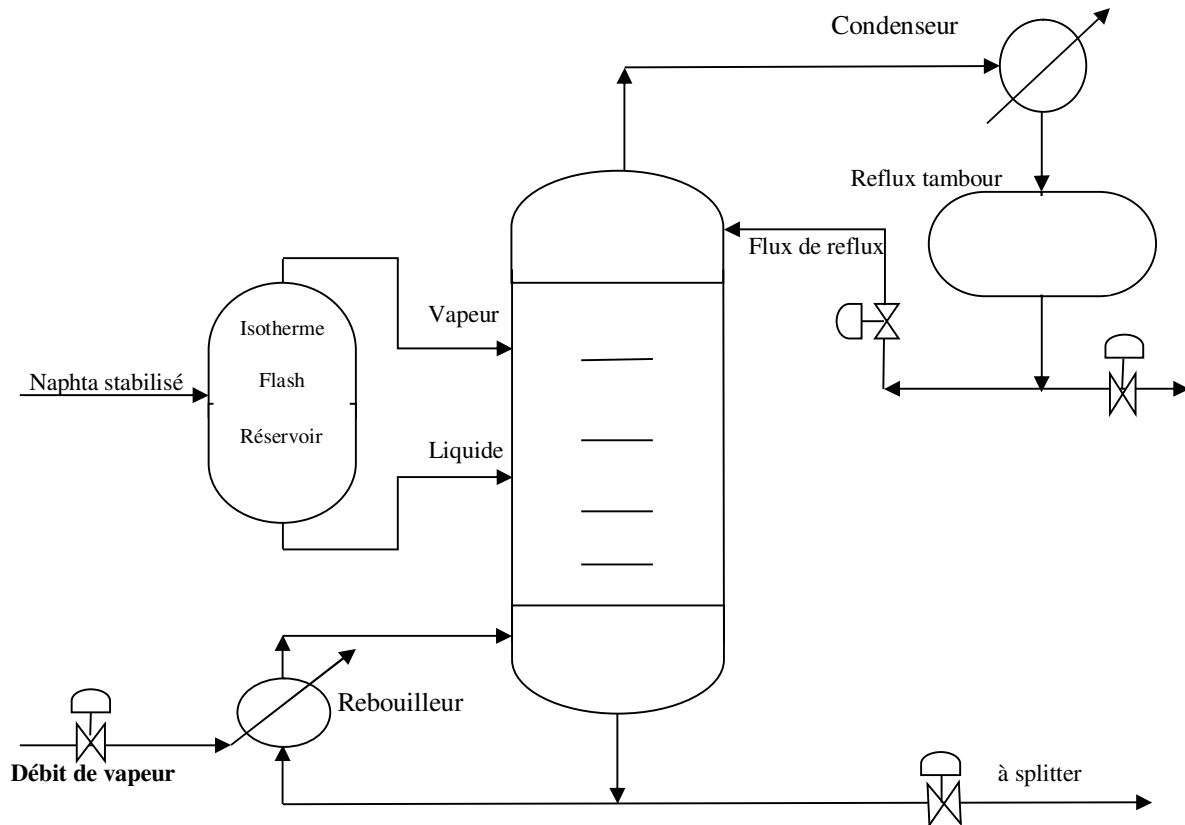


Figure.III.1. Colonne de débitanisation [7].

### III.2.2. Procédure de calcul de la fraction vaporisée delta

On considère une colonne de flash.

Les grandeurs connues sont :  $(N_c + 3)$ :  $T, P, F, Z_{Fi}$  ( $N_c$  : nombre total de constitués)

Les grandeurs cherchées ou à calculer sont :  $V_F, L_F, Y_{Fi}, X_{Fi}$  ( $i = 1, 2, 3, \dots, N_c$ )

Les étapes de calcul suivantes peuvent aider à calculer les grandeurs cherchées

Etape 1: Calculer le coefficient d'équilibre vapeur-liquide,  $K_{Fi}$  pour tous les composants.

$$k_{Fi} = P_i^s / P \quad (3.1)$$

Pour Calcul de la pression de vapeur saturante de chaque constituant  $P_i^s$  en utilisant la corrélation de Lee-Kesler :

$$P_i^s = P_{ci} \exp(\ln \pi_{1i} + w_i \ln \pi_{2i}) \quad (3.2)$$

$$\ln \pi_{1i} = 5.92714 - (6.09648/T_{ri}) - 1.28862 \ln T_{ri} + 0.169347T_{ri}^6$$

$$\ln \pi_{2i} = 15.2518 - (15.6875/T_{ri}) - 13.4721 \ln T_{ri} + 0.43577T_{ri}^6$$

Étape 2: Supposons  $\delta$  est. La valeur supposée peut être considérée comme 8,0.

Étape 3: Calculer  $V_F$  depuis  $\delta = V_F / F$ , puis calculer  $L_F$  de  $F = V_F + L_F$  •

Étape 4: Calculer  $X_{Fi}$ 'S en utilisant l'équation (2.9).

Étape 5: Calculer  $y_{Fi}$ ,  $\Sigma (y_{Fci}) - 1 \leq \text{tolérance}$  et  $\Sigma (x_{Fi}) - 1 \leq \text{tolérance}$ , alors poser que  $y_{Fi} = y_{Fci}$

Sinon :  $y_{Fi} = y_{Fci} / \Sigma (y_{Fci})$

Étape 6: Calculer  $k_{Fi}$  ( $= y_{Fi} / x_{Fi}$ ) pour tous les composants en utilisant les valeurs de  $x_{Fi}$  qui sont déterminés à l'étape 4 et les valeurs de  $y_{Fi}$  qui se trouvent à l'étape 5.

Étape 7: Mise à jour  $\delta$ . La technique de convergence de Newton-Raphson a été utilisée ici pour mettre à jour  $\delta$ . La différenciation de l'équation (2,10) par rapport à  $\delta$  est représentée comme suit:

Selon la méthode de Newton-Raphson,

$$\delta_{new} = \delta_{old} - \frac{F(\delta)}{F'(\delta)}$$

Pour continuer la procédure itérative, on retourne à l'étape 3.

Étape 8: Arrêter [7].

### III.2.3. Méthode numériques utilisée dans la procédure de calcul de delta

La méthode de Newton-Raphson a été appliqué à l'équation  $\Sigma [z_{Fi} / (1 - \delta \cdot (1 - k_{Fi}))] - 1 = 0$  et cela afin de déterminer la valeur optimale de  $\delta$ .

## III.3. Simulation du procédé

La figure.III.1 montre une colonne de distillation flash qui alimente une colonne de distillation pour débutanisation.

**Tableau III.1.** Les paramètres du procédé et leurs valeurs.

<b>Grandeur</b>	<b>Valeur</b>
Tf	180 °F
P	110 Pis
F	880.56 Ibmol/h
Tcf (1)	90.32
Tcf (2)	206.26
Tcf (3)	274.9
Tcf (4)	305.6
Tcf (5)	369.32
Tcf (6)	385.88
Tcf (7)	453.92
Tcf (8)	564.44
Z <sub>F</sub> (1)	0.00120174
Z <sub>F</sub> (2)	0.0067598
Z <sub>F</sub> (3)	0.24079915
Z <sub>F</sub> (4)	0.315157
Z <sub>F</sub> (5)	0.12167645
Z <sub>F</sub> (6)	0.10244855
Z <sub>F</sub> (7)	0.1315908
Z <sub>F</sub> (8)	0.0803665
W (1)	0.098
W (2)	0.152
W (3)	0.176
W (4)	0.193
W (5)	0.227
W (6)	0.251
W (7)	0.296
W (8)	0.394
δ	0.8
tolérance	0.0001

### III.4. Algorithme utilise dans la simulation

L'algorithme se résume par les étapes suivantes :

#### Étape 1 initialisation des parameters

$T_f = 180$  ! flash temperature in °F  
 $P = 110$  ! flash pressure in Psi  
 $F = 880.56$  ! feed flowrate in lbmole/h  
 (températures critiques des constituants en °F)  
 $t_{cf}(1) = 90.32$  ;  $t_{cf}(2) = 206.24$  ;  $t_{cf}(3) = 274.9$  ;  $t_{cf}(4) = 305.6$  ;  $t_{cf}(5) = 369.32$   
 $t_{cf}(6) = 385.88$  ;  $t_{cf}(7) = 453.92$  ;  $t_{cf}(8) = 564.44$   
 ( composition de l'alimentation liquide)  
 $z_F(1) = 0.00120174$  ;  $z_F(2) = 0.0067598$  ;  $z_F(3) = 0.24079915$  ;  $z_F(4) = 0.315157$  ;  
 $z_F(5) = 0.12167645$  ;  $z_F(6) = 0.10244855$  ;  $z_F(7) = 0.1315908$  ;  $z_F(8) = 0.0803665$   
 (facteurs acentriques des constituants)  
 $w(1) = 0.098$  ;  $w(2) = 0.152$  ;  $w(3) = 0.176$  ;  $w(4) = 0.193$  ;  
 $w(5) = 0.227$  ;  $w(6) = 0.251$  ;  $w(7) = 0.296$  ;  $w(8) = 0.394$   
 $\delta = 0.8$  (initialisation de la valeur du taux de vaporisation)  
 tolérance = 0.0001 (tolérance ou précision de convergence des calculs)

#### Étape 2

Calcul de la pression de vapeur saturante de chaque constituant  $P_i^s$  en utilisant la corrélation de Lee-Kesler  $P_i^s = P_{ci} \exp(\ln \pi_{1i} + w_i \ln \pi_{2i})$   
 $\ln \pi_{1i} = 5.92714 - (6.09648/T_{ri}) - 1.28862 \ln T_{ri} + 0.169347T_{ri}^6$   
 $\ln \pi_{2i} = 15.2518 - (15.6875/T_{ri}) - 13.4721 \ln T_{ri} + 0.43577T_{ri}^6$   
 Calcul des coefficients d'équilibre liquide-vapeur  $k_{Fi}$  de chaque constituant en écrivant que  $k_{Fi} = P_i^s/P$

#### Etape 3

Calcul de  $V_F$  en posant que  $V_F = \delta.F$   
 Calcul de  $L_F$  en écrivant que  $L_F = F - V_F$   
 Calcul des fractions molaires en phase liquide  $x_{Fi} = z_{Fi}/(1 - \delta(1 - k_{Fi}))$   
 Calcul des fractions molaires en phase vapeur  $y_{Fci} = -k_{Fi} \cdot x_{Fi}$

**Étape 4**

Si  $\Sigma(y_{Fci}) - 1 \leq \text{tolérance}$  et  $\Sigma(x_{Fi}) - 1 \leq \text{tolérance}$ , alors poser que  $y_{Fi} = y_{Fci}$  et arrêter les calculs

Sinon aller à l'étape 5

**Étape 5** faire :

$$y_{Fi} = y_{Fci} / \Sigma(y_{Fci})$$

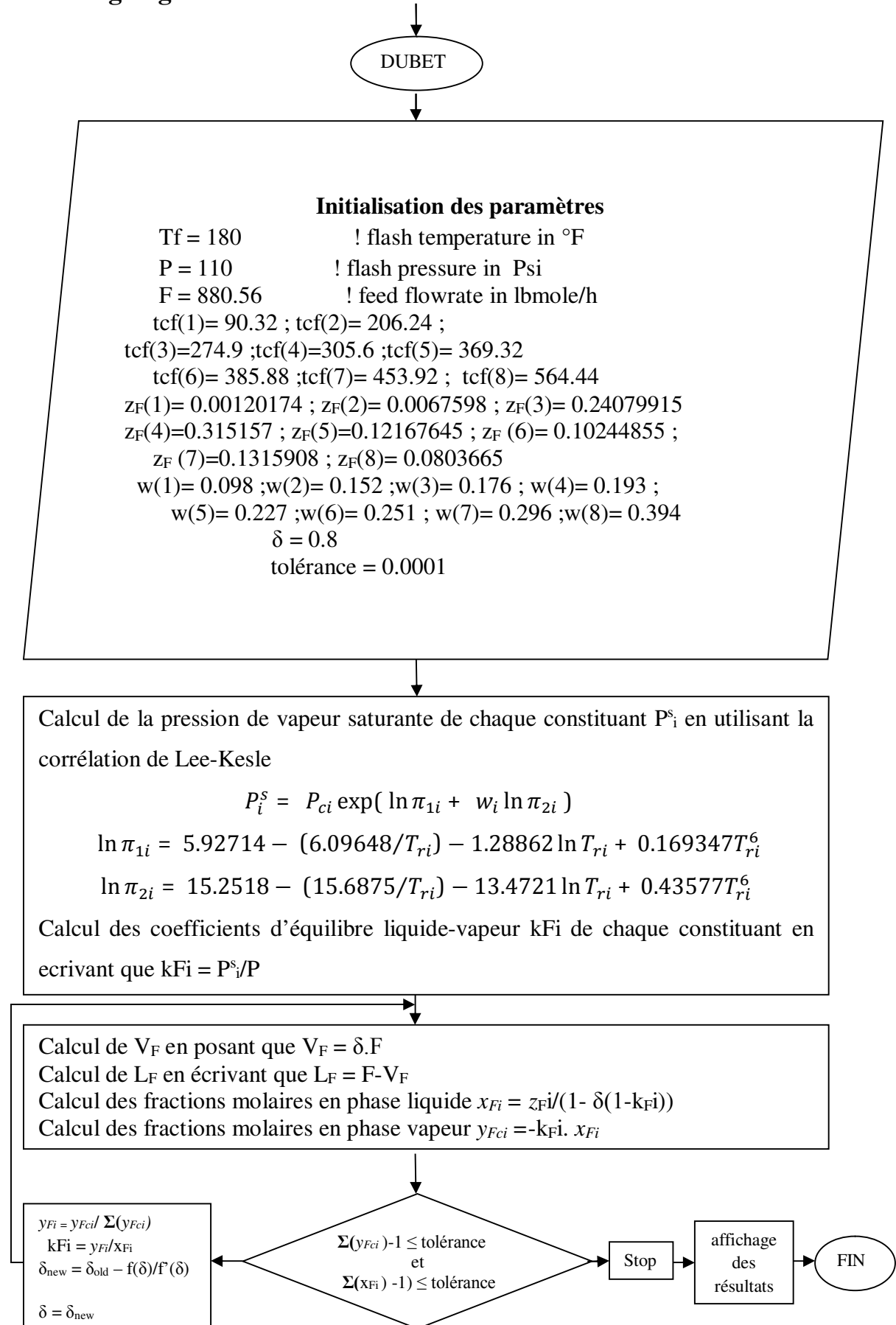
$$k_{Fi} = y_{Fi} / x_{Fi}$$

$$\delta_{\text{new}} = \delta_{\text{old}} - f(\delta) / f'(\delta) \quad (\text{calcul de la nouvelle valeur de } \delta), \text{ avec } f(\delta) = \Sigma[z_{Fi} / (1 - \delta \cdot (1 - k_{Fi}))] - 1$$

**Étape 6**

Poser que  $\delta = \delta_{\text{new}}$  et reprendre les calculs en allant à l'étape 3

## III.5. Organigramme utilisé dans la simulation





### III.6. Méthode de Newton-Raphson

La méthode de Newton ou méthode de Newton-Raphson est une méthode numérique itérative de résolution numérique des équations du type  $f(x)=0$ . Elle repose sur la méthode du point fixe avec une fonction  $g$  particulière qui dépend de la dérivée de  $f$ .

Description. La méthode de Newton pour résoudre les équations non linéaires

$$f(x) = 0$$

Est un cas particulier de la méthode de point fixe

On considère l'équation et on suppose donc  $f$  de classe  $C^2$  au voisinage de la solution  $x^*$ . Si l'on dispose d'une approximation  $x_n$  pas trop éloignée de  $x^*$ , alors on peut écrire en posant  $x^* = x_n + h$  ( $h$  est l'erreur) et en utilisant la formule de Taylor :

$$0 = f(x^*) = f(x_n) + hf'(x_n) + O(h^2)$$

$$\approx f(x_n) + hf'(x_n)$$

Ce faisant, on a linéarisé le problème au voisinage de  $x_n$ .

Linéariser la fonction  $f$  au voisinage du point  $x$  consiste à remplacer la fonction  $h \rightarrow f(x+h)$  par sa partie linéaire :  $h \rightarrow f(x) + hf'(x)$ .

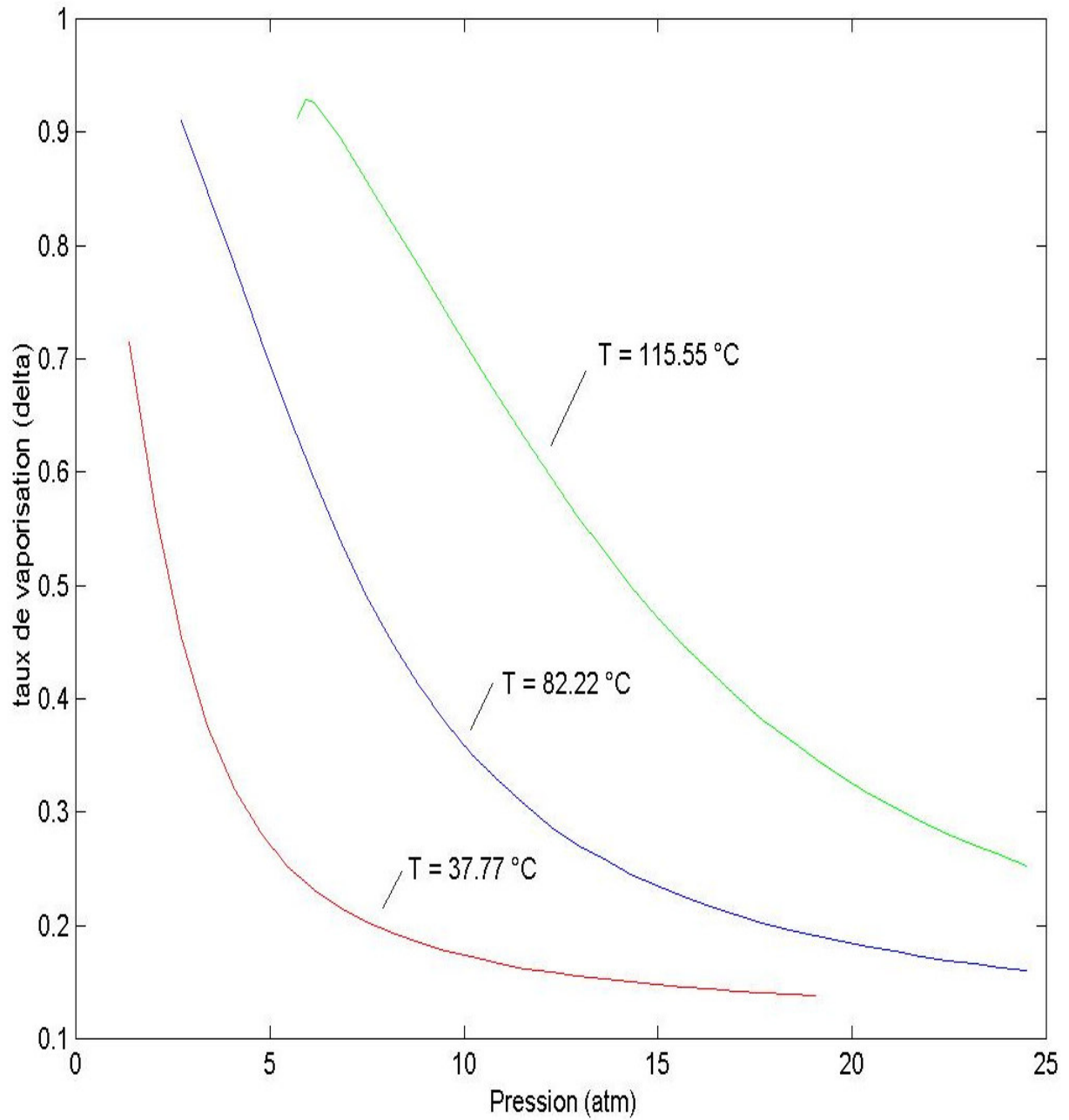
On a donc approximativement  $h \approx -\frac{f(x_n)}{f'(x_n)}$ , à condition que  $f'(x_n) \neq 0$ . On peut donc corriger l'approximation courante en écrivant  $x^* \approx x_{n+1}$  avec

$$x_{n+1} = x_n - \frac{f(x_n)}{f'(x_n)} \quad [8]$$

## **Chapitre. IV. Résultats et discussions**

### **IV.1. Introduction**

Dans le présent chapitre, on va présenter les résultats de l'influence des paramètres opératoires sur le taux de vaporisation. Les paramètres opératoires utilisés sont : la pression (**P**) la température (**T**), la composition d'alimentation (**Z<sub>F</sub>**) et le débit d'alimentation (**F**).

**IV.2. Influence de la pression opératoire (P) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ )**

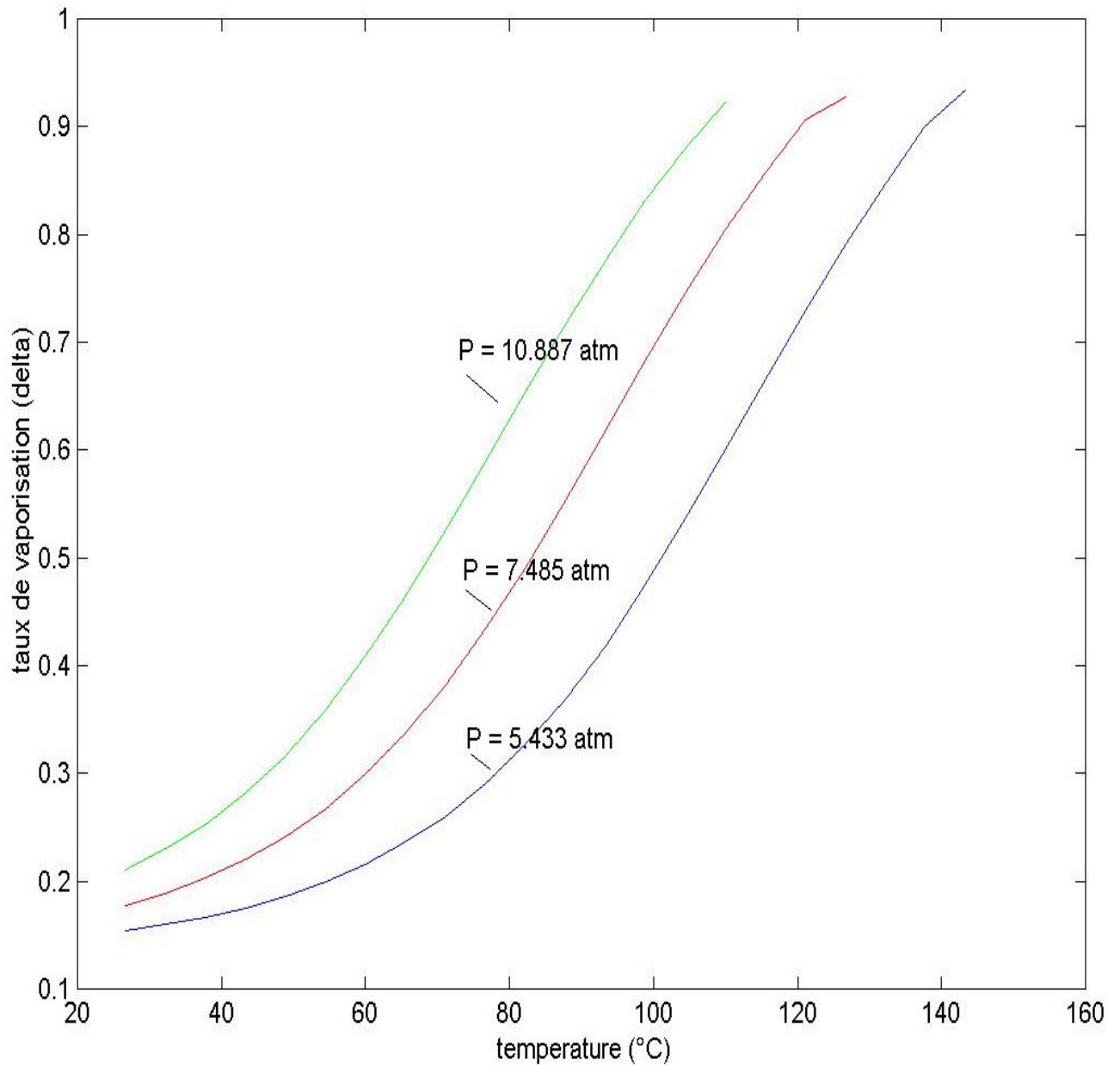
**Figure IV.1** Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la pression opératoire (P) pour différentes valeurs de la température (T). (F=880.56 lbmol/h)

La figure IV.1 montre qu'à pression fixée, le taux de vaporisation ( $\delta$ ) augmente quand la température augmente.

Il rassoit aussi de la figure IV.1 que pour un taux de vaporisation fixée ou désirée, la pression augment quand la température augmente.

Donc à taux de vaporisation ( $\delta$ ) fixée, pour travailler à basses pression (préférable) on doit diminuer la température.

### IV.3. Influence de la température opératoire (T) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ )



**Figure IV.2.** Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la température opératoire (T) pour différentes valeurs de la pression (P) ( $F=880.56$  lbmol/h).

La figure IV.2 montre que pour une température (T) fixée, le taux de vaporisation ( $\delta$ ) augmente quand la pression (P) augmente.

C'est à dire que si on cherche à augmenter le taux de vaporisation ( $\delta$ ) à température fixée, il faut alors augmenter la pression opératoire (P)

Il résulte aussi de la figure IV.2 que pour un taux de vaporisation ( $\delta$ ) constant ou désiré, la pression (P) diminue quand la température (T) augmente.

Donc à taux de vaporisation ( $\delta$ ) fixé ou désiré il faut utiliser les hautes températures afin d'éviter d'utiliser des pressions élevées.

#### IV.4. Influence de la composition de l'alimentation ( $Z_F$ ) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ )

**Tableau.IV.1.** Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction la composition de l'alimentation ( $Z_F$ )

(P = 110 Pis, T = 180 °F, F = 880.56 lbmol/h)

x(1)	0.001	0.101	0.301	0.101	0.501	0.001
x(2)	0.006	0.101	0.006	0.006	0.306	0.006
x(3)	0.240	0.040	0.140	0.140	0.040	0.040
x(4)	0.315	0.015	0.215	0.015	0.015	0.015
x(5)	0.121	0.221	0.021	0.221	0.021	0.021
x(6)	0.102	0.201	0.002	0.202	0.002	0.002
x(7)	0.131	0.231	0.031	0.231	0.031	0.431
x(8)	0.080	0.080	0.280	0.080	0.080	0.480
$\delta$	0.491	0.428	0.611	0.396	0.911	0.188

Le tableau IV.1 montre clairement que la composition de l'alimentation influe notablement sur le taux de vaporisation ( $\delta$ ).

Ceci s'explique par le fait que la volatilité diffère d'un constituant à un autre.

### IV.5. Influence du débit d'alimentation (F) sur le taux de vaporisation ( $\delta$ )

**Tableau.IV.2.** Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction du débit d'alimentation (F) pour différentes valeurs de pression (P) (T=180 °F)

P = 180 pis	$\delta$	0.292	0.292	0.292	0.292
	F	580.56	680.56	880.56	1880.56
P = 110 pis	$\delta$	0.371	0.371	0.371	0.371
	F	580.56	680.56	880.56	1880.56
P = 80 pis	$\delta$	0.434	0.434	0.434	0.434
	F	580.56	680.56	880.56	1880.56



**Tableu.IV.3.** Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction du débit d'alimentation (F) pour différentes valeurs de température (T) (P = 110 pis)

T = 180 °F	$\delta$	0.371	0.371	0.371	0.371
	F	580.56	680.56	880.56	1880.56
T = 240 °F	$\delta$	0.527	0.527	0.527	0.527
	F	580.56	680.56	880.56	1880.56
T = 80 °F	$\delta$	0.230	0.230	0.230	0.230
	F	580.56	680.56	880.56	1880.56

**Tableu.IV.4.** Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la température (T) pour différentes valeurs du débit d'alimentation (F) (P = 110 pis)

F = 580.56 Ibmol/h	$\delta$	0.178	0.382	0.745	0.927
	T	80	160	220	260
F = 880.56 Ibmol/h	$\delta$	0.178	0.382	0.745	0.927
	T	80	160	220	260
F = 1880.56 Ibmol/h	$\delta$	0.178	0.382	0.745	0.927
	T	80	160	220	260

**Tableu.IV.5.** Taux de vaporisation ( $\delta$ ) en fonction de la pression (P) pour différentes valeurs du débit d'alimentation (F) (T = 180 °F)

F = 580.56 Ibmo/h	$\delta$	0.782	0.491	0.379	0.287
	P	60	110	140	180
F = 880.56 Ibmo/h	$\delta$	0.782	0.491	0.379	0.287
	P	60	110	140	180
F =1880.56 Ibmo/h	$\delta$	0.782	0.491	0.379	0.287
	P	60	110	140	180

Les tableaux IV.2, IV.3, IV.4 et IV.5, montrent clairement que le débit d'alimentation (F) n'a pas d'influence significative sur le taux de vaporisation( $\delta$ ).

## CONCLUSION GENERALE

Dans ce travail on a étudié l'influence des paramètres tels que le débit d'alimentation (**F**), la pression totale (**P**), la température (**T**) et la composition d'alimentation (**Z<sub>F</sub>**) sur le taux de vaporisation (**δ**) dans une colonne de distillation flash opérant en mode isotherme.

On a conçu un programme de simulation en langage Fortran qui nous a donné les influences de ces paramètres sur le taux de vaporisation. Les résultats obtenus montrent que le taux de vaporisation (**δ**) n'est sensible qu'à la pression (**P**), la température (**T**) et la composition d'alimentation (**Z<sub>F</sub>**) et ne dépend du débit d'alimentation (**F**).

Enfin, pour toute personne intéressée par ce thème, on recommande d'étudier l'influence des paramètres précités (P, T et Z<sub>F</sub>) pour le cas d'une colonne de distillation flash opérant en mode adiabatique et d'étudier ainsi l'influence de l'effet de la non-idéalité de mélange de constituants.

## REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [01] DISTILLATION & EXTRACTION -Volume 1 : Notes de cours -préparées par Bernard Grandjean- 2013.
- [02] D.RONZE, *Introduction au génie des procédés*. Edition TEC et DOC, Paris, page : 286, 2008.
- [3] E.KOLLER, *Aide-mémoire génie chimique*. 3ème Edition DUNOD. Paris, pages : 425-431, 2009.
- [04] C.ZBINDER, *Mise en service d'une colonne de rectification en génie chimique*, Département Mécatronique et Productique, Travail De Haute Ecole Spécialisée De Suisse Occidentale, 2000.
- [05] P.BACHMAN, P.TUSOT, *Précise de génie chimique*. Librairie de l'université George et Cie. S.A. Genève, 1981.
- [06] L.JIMMY, H.UMPHREY, E.GEORGE, KELER II, *Procédés de séparation techniques, sélection dimensionnement*. ED Dunod, Paris, 2001.
- [7] *Liver de chemical process modelling and computer simulation* by Amiya k. Jana
- [8] DISTILLATION & EXTRACTION Volume 1 : Notes de cours préparées par. Bernard Grandjean .2013