



وزارة البحث العلمي و التعليم العالي
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

جامعة عبد الحميد ابن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا



Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES

N° d'ordre: M2/GPE/2022

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière: Génie des procédés

Option: Génie chimique

Thème

**Simulation d'une colonne de distillation d'un mélange complexe par
ASPEN HYSYS**

Présenté par

- 1- AMARICHE Aicha
- 2- ABDELHAK Wissame

Soutenu le 20/06/2022 devant le jury composé de:

Président:	MEKIBES Zohra	MCB	Université de Mostaganem
Examineur:	BENMEKKI Fadila	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur:	TERKHI Sabria	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2021/2022

Remerciements

Ce travail n'aurait pas abouti sans la bénédiction de dieu le tout puissant, qui m'a donné le courage, la patience et la volonté pour réaliser ce projet.

Merci dieu

Nous tenons à remercier notre encadreur Dr Terkhi pour ses orientations, ses conseils et l'aide qu'elle nous apportée durant la réalisation de ce travail.

Nous adressons aussi nos remerciements aux membres de jury Mme MEKIBES ZOHRA et Mme BENMEKKI FADILA qui nous feront l'honneur de juger notre travail.

Nous adressons un remerciement spécial à tous mes professeurs qui ont contribué à ma formation.

Tous nos vifs remerciements à tous ceux qui de près ou de loin ont contribué à l'élaboration de ce travail.

DEDICACE

A ma très chère mère

Quoi que je fasse ou que je dise, je ne saurai point te remercier

Comme il se doit. Ton affection me couvre, ta bienveillance me

Guide et ta présence à mes côtés a toujours été ma source de force

Pour affronter les différents obstacles.

A mon très cher père

Tu as toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager.

Que ce travail traduit ma gratitude et mon affection.

A mes très chers frères et sœurs.

A mes neveux Ayoub et Amir et ma nièce Rifel.

A tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment,

Puisse Dieu vous donne santé, bonheur, courage et surtout

Réussite.

AMARICHE Aicha

DEDICACE

A ma très chère mère

Quoi que je fasse ou que je dise, je ne saurai point te remercier

Comme il se doit. Ton affection me couvre, ta bienveillance me

Guide et ta présence à mes côtés a toujours été ma source de force

Pour affronter les différents obstacles.

A mon très cher père

Tu as toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager.

Que ce travail traduit ma gratitude et mon affection.

A mes très chers frères Mohamed Ali et yahia et mes belles sœurs

Fatima et Habiba.

A tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment,

Puisse Dieu vous donne santé, bonheur, courage et surtout

Réussite.

ABDELHAK Wissame

Résumé

Notre travail consiste à étudier la distillation d'un mélange complexe par simulation «HYSYS». Dans ce contexte, on a choisi la colonne de distillation de débutaniseur F751 du complexe GNL1/Z. La colonne F751 est destinée à séparer le butane et la gazoline. La réalisation de cette étude a été menée à l'aide de logiciel de simulation HYSYS version 8.8, en utilisant trois modèles thermodynamiques : Soave Riedlich Kwong (SRK), Peng Robinson (PR) et Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV) pour vérifier le modèle le plus fiable. Le modèle choisi est employé par la suite dans la détermination des profils de plusieurs paramètres de la colonne de débutaniseur F751 en fonction de nombre de plateaux, ainsi qu'on a terminé notre étude par la détermination de l'influence de taux de reflux sur la composition de distillat et de résidu.

Mots clés : colonne de distillation; débutaniseur; simulation; HYSYS; PR; SRK; PRSV.

Abstract

Our work consists in studying the distillation of a complex mixture by simulation «HYSYS». In this context, the debutanizer distillation column F751 of the GNL1/Z complex has been chosen. Column F751 is intended to separate butane and gasoline. This study was conducted using HYSYS version 8.8 simulation software, using three thermodynamic models: Soave Riedlich Kwong (SRK), Peng Robinson (PR) and Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV) to verify the most reliable model. The chosen model is then used in the determination of profiles of several parameters of the debutanizer column F751 according to the number of trays, as we ended our study by determining the influence of the rate of reflux on the composition of distillate and residue.

Keywords : Distillation column; debutanizer; simulation; HYSYS; PR; SRK; PRSV.

المخلص

يتمثل عملنا في دراسة تقطير خليط معقد بواسطة محاكاة HYSYS. في هذا السياق، تم اختيار عمود التقطير F751 لمركب GNL1 / Z. تم تصميم العمود F751 لفصل البوتان والبنزين. أجريت هذه الدراسة باستخدام برنامج محاكاة HYSYS الإصدار 8.8، باستخدام ثلاثة نماذج ديناميكية حرارية: Soave Riedlich Kwong (SRK) و Peng Robinson (PR) و Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV) وهذا للتحقق من النموذج الأكثر موثوقية. ثم يتم استخدام النموذج المختار لتحديد ملامح العديد من المعلومات لعمود F751 debutaniser، وفي الأخير قمنا بتحديد تأثير معدل الارتداد على تكوين نواتج التقطير والبقايا.

كلمات رئيسية: عمود التقطير؛ debutaniser؛ محاكاة؛ HYSYS؛ SRK؛ PR ؛ PRSV .

LISTE DES FIGURES

Figure I.1. Diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante.....	4
Figure I.2. Schéma simplifié de la distillation flash.....	7
Figure I.3. Schéma de bilan de matière de la colonne.....	8
Figure I.4. Schéma d'un bilan thermique de la colonne.....	9
Figure I.5. Appareillage de la distillation ASTM.....	11
Figure I.6. Appareillage de la distillation TBP.....	12
Figure I.7. Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.....	13
Figure I.8. Unité de distillation sous vide.....	14
Figure I.9. Schéma de principe d'un système de distillation par détentes successives (MSF).....	15
Figure I.10. Schéma d'une installation de colonne de distillation.....	16
Figure I.11. Colonne à garnissage en vrac (à gauche) structuré (à droite)	19
Figure I.12. Plateau à calottes (à cloches)	20
Figure I.13. Plateau à clapets.....	22
Figure II.1. Création d'un nouveau cas.....	31
Figure II.2. Liste des composés disponible dans le logiciel HYSYS.....	32
Figure II.3. Création du fluide package.....	32
Figure II.4. Choisir du modèle thermodynamique.....	33
Figure II.5. Changement de l'environnement.....	33
Figure II.6. Installation du courant de matière.....	34
Figure II.7. Introduction des données des deux courants.....	34
Figure II.8. Présentation finale du procédé.....	35
Figure III.1. Schéma PFD de la colonne de fractionnement débutaniseur.....	37
Figure III.2. Les conditions du produits de tête et de fond de la colonne débutaniseur du modèle de Peng Robinson.....	37
Figure III.3. Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne de débutaniseur du modèle Peng Robinson.....	38
Figure III.4. Les conditions du produits de tête et de fond de la colonne débutaniseur du modèle de Soave Reidlich Kwong (SRK).....	39
Figure III.5. Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne de débutaniseur du modèle de Soave Reidlich Kwong (SRK).....	39
Figure III.6. Les conditions du produits de tête et de fond de la colonne débutaniseur du modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV).....	40

Figure III.7. Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne de débutaniseur du modèle Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV).....	41
Figure III.8. La variation de la température en fonction de nombre de plateaux.....	44
Figure III.9. La variation de pression en fonction de nombre de plateaux.....	44
Figure III.10. La variation des débits de vapeur en fonction de nombre de plateaux.....	45
Figure III.11. La variation des débits liquides en fonction de nombre de plateaux.....	46
Figure III.12. La variation des compositions d' iC_4 et nC_4 en fonction de nombre de plateaux.....	47
Figure III.13. La variation des compositions d' iC_5 et nC_5 en fonction de nombre de plateaux.....	47
Figure III.14. La variation des compositions de distillat pour différents taux de reflux.....	48
Figure III.15. La variation des compositions de résidu pour différents taux de reflux.....	49

LA LISTE DES TABLEAUX

Tableau II.1. Domaine d'application du modèle Soave Riedlich Kwong (SRK).....	27
Tableau II.2. Domaine d'application du modèle Peng Robinson (PR).....	28
Tableau II.3. . Domaine d'application du modèle Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV)....	29
Tableau III.1. Composition design de l'alimentation du débutaniseur F751.....	37
Tableau III.2. Les résultats design exact et simulés de la colonne F751 du modèle de Peng Robinson	38
Tableau III.3. Les résultats design exact et simulés de la colonne F751 du modèle de Soave Riedlich Kwong.....	40
Tableau III.4. Les résultats design exact et simulés de la colonne F751 du modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera.....	41
Tableau III.5. Comparaison entre les trois modèles thermodynamiques.....	42
Tableau III.6. Les résultats du produit par le logiciel HYSYS version 3.7 et version 8.8 de modèle Peng Robinson.....	43

Liste d'abréviation

T : température.

P : pression.

P_i : la pression partielle du constituant i.

P_i° : la pression de vapeur saturante du constituant i.

A, B, C : les paramètres de la loi d'Antoine spécifiques à chaque espèce.

P_T : pression totale.

X_i : fraction molaire de la phase liquide du constituant i.

Y_i : fraction molaire de la phase vapeur du constituant i.

E_A : constante d'Henry.

K_i : coefficient d'équilibre.

α : la volatilité relative.

v_A : la volatilité du constituant A.

v_B : la volatilité du constituant B.

α_{AB} : la volatilité relative.

F : débit molaire de l'alimentation.

L : débit molaire de la phase liquide.

V : débit molaire de la phase vapeur.

Z_i : fraction molaire de l'alimentation de constituant i.

X_L : composition du constituant le plus volatil dans la charge.

X_d : composition du constituant le plus volatil dans le distillat.

X_r : composition du constituant le plus volatil dans le résidu.

D : distillat.

R : résidu.

Q_C / D : la charge thermique de condenseur rapportée à l'unité de distillat.

Q_r / R : la charge thermique de rebouilleur rapportée à l'unité de résidu.

Q_r : Charge thermique du rebouilleur. (Kcal/h).

Q_C : Charge thermique du condenseur. (Kcal/h).

H_L : Enthalpie de la charge (Kcal/Kmol).

H_D : Enthalpie du distillat (Kcal/Kmol).

H_R : Enthalpie du résidu (Kcal/Kmol).

Reb: rebouilleur.

Cond: condenseur.

ASTM: American Society for Testing Materials.

TBP: true boiling point.

°C: degree Celsius.

MSF: multi-stage flash.

PFD: process flow diagram.

SRK: Soave Riedlich Kwong

PR: Peng Robinson.

PRSV: Peng Robinson Stryjek-Vera.

R : constante des gaz ($8.314 \text{ J. mol}^{-1}.\text{k}^{-1}$).

V: volume (m^3).

a : terme d'attraction.

b : covolume.

P_c : pression critique (Pa).

T_c : la température critique (k).

T_r : la température réduite(k).

ω : facteur acentrique.

C_3H_8 : propane.

iC_4H_{10} : iso-butane.

nC_4H_{10} : normal-butane.

iC_5H_{12} : iso-pentane.

nC_5H_{12} : normal-pentane.

C_6H_{14} : hexane.

F751 : colonne de débutaniseur.

Table De Matière

Remerciements	
Dédicaces	
Résumé	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Liste d'abréviations	
Introduction générale	1
Chapitre I : Théorie de la distillation	
I.1.introduction.....	3
I.2.Définition de la distillation.....	3
I.3.Principe général de la distillation.....	3
I.4.Equilibre liquide-vapeur	4
I.5.Distillation d'un mélange binaire	4
I.6.Les lois fondamentaux	4
I.6.1. Loi de RAOULT.....	5
I.6.2. Loi de DELTON.....	5
I.6.3. Loi de HENRY.....	5
I.6.4. Equilibre liquide-vapeur.....	5
I.6.5.Lavolatilité.....	6
I.6.6. La volatilité relative.....	6
I.7.Distillation flash.....	6
I.8.Distillation des mélanges complexe.....	7
I.9.Bilan de matières de la colonne.....	8
I.10.Bilan thermique de la colonne	8
I.11.Les types dedistillation.....	10
I.11.1. Distillation à l'échelle laboratoire.....	10
I.11.2. Distillation à l'échelle industrielle.....	12
I.12.La rectification.....	15
I.13.description et le principe de fonctionnement d'une colonne de distillation.....	16
I.13.1. Zone d'alimentation ou zone de flash.....	17
I.13.2. Zone rectification.....	17
I.13.3. Zone d'épuisement.....	17
I.14.Les appareillages d'une installation de distillation.....	17
I.14.1. La colonne.....	17
I.14.2. Le condenseur.....	17
I.14.3. Le rebouilleur.....	18
I.14.4. Le ballon de reflux.....	18
I.14.5. La pompe.....	18
I.15.Classification des colonnes de distillation.....	18
I.15.1. Colonne a garnissage.....	18
I.15.2. Colonne à plateaux.....	19
I.16.Notion de plateaux.....	20
I.17. Les différents types de plateaux.....	20
I.17.1. Plateau à calottes (Bubble cap tray).....	20
I.17.2. Plateau perforé à déversoir.....	21

I.17.3. Plateau à jet directionnel (Jet tray).....	21
I.17.4. Plateau sans déversoir.....	21
I.17.5. Plateau à clapets (Valve tray).....	21
I.18. Les facteurs qui influencent le fonctionnement de la colonne de distillation.....	22
I.18.1. La pression.....	22
I.18.2. La température.....	22
I.18.3. Le taux de reflux.....	23

Chapitre II :Présentation de logiciel Aspen HYSYS

II.1. Introduction.....	24
II.2. L'objectif de simulation.....	24
II.3. Quand doit on utiliser un simulateur.....	24
II.4. Principe de fonctionnement et le rôle de simulation.....	25
II.5. Utilisation de la simulation.....	25
II.6. L'importance de simulation.....	26
II.7. Les avantages de simulation.....	26
II.8. Les inconvénients de simulation.....	26
II.9. Définition de HYSYS.....	27
II.9.1. Mode de fonctionnement.....	27
II.9.1.1. Simulation statique.....	27
II.9.1.2. Simulation dynamique.....	27
II.9.2. Le choix du modèle thermodynamique.....	27
II.9.2.1. Soave RiedlichKwong (SRK).....	27
II.9.2.2. Peng Robinson (PR).....	28
II.9.2.3. Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV).....	29
II.9.3. Concepts de base du simulateur HYSYS.....	29
II.9.4. L'environnement dans Aspen HYSYS.....	30
II.9.4.1. Propriétés d'environnement « propertiesenvironment ».....	30
II.9.4.2. L'environnement de simulation « simulation environment ».....	31
II.9.5. Méthodologie de simulation suivie.....	31
II.9.6. L'importance de logiciel HYSYS.....	35

Chapitre III : Simulation d'une colonne de débutaniseur par HYSYS et discussion des résultats

III.1. Introduction.....	36
III.2. Procédure de la simulation de la colonne de distillation.....	36
III.3. Simulation de la colonne F751 pour le cas design.....	36
III.4. Comparaison entre les résultats de calculs des trois modèles thermodynamiques PR, SRK et PRSV.....	42
III.5. Comparaison entre les calculs de version 7.3 et 8.8 de simulation de F751.....	42
III.6. Etude des profils des paramètres de fonctionnement de la colonne de débutaniseur en fonction de nombre de plateaux.....	43
III.6.1. Profil de température.....	43
III.6.2. Profil de pression.....	44
III.6.4. Profil du débit de vapeur.....	45
III.6.4. Profil de débit de liquide.....	45
III.6.5. Profil de la composition d'iC ₄ et nC ₄ dans le distillat.....	46
III.6.6. Profil de la composition d'Ic ₅ et nC ₅ dans le résidu.....	47
III.7. L'influence de taux de reflux sur la composition de la charge.....	48
Conclusion générale.....	50

Bibliographique



Introduction Générale

Introduction générale

Le procédé de distillation est la base de traitement des mélanges complexes tels que le pétrole et le gaz naturel (GN). C'est le traitement qui permet le fractionnement de mélange en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures. Ce procédé s'effectue sous pression, pression atmosphérique, ou haute pression. Dans ce contexte, l'importance de ce procédé est indispensable dans le processus de séparation des produits chimiques et pétroliers grâce à leur simplicité et meilleur gain de temps et de coût pour obtenir des produits commerciaux.

L'opération de distillation est indispensable pour la séparation de GN. Le GN est un hydrocarbure gazeux. Il contient des impuretés qu'il faut éliminer, tels que le dioxyde de carbone, le mercure et les hydrocarbures relativement lourds comme l'éthane, le propane, le butane, et la gazoline. Ces derniers sont séparés en utilisant le traitement de distillation. Le GN représente une source d'énergie très importante, compte tenu de sa forte consommation dans le monde, il existe plusieurs complexes industriels de Liquéfaction en Algérie à savoir les GN/K à Skikda et les GN/Z à Arzew tels que les :GNL1/Z, GNL2/Z et GNL3/Z.

Parmi les équipements les plus importants dans le complexe GNL1 une unité de traitement de gaz contenant la colonne de séparation débutaniseur F751 dont le but est d'assurer la récupération de butane dans le distillat et la gazoline en résidu.

La détermination de la composition de mélange traité au niveau de distillat, de résidu ou dans chaque plateau s'effectue par plusieurs méthodes soit des méthodes manuelles ou par simulation. Actuellement, les chercheurs sont orientés vers les méthodes numériques basées sur la résolution des équations de bilans matières, bilans enthalpiques et d'équilibres thermodynamiques de tous les étages; il existe plusieurs logiciels de calculs comme UniSim, AspenTech, Aspen HYSYS.

L'objectif visé à travers ce travail est la simulation de débutaniseur F751 par le logiciel HYSYS version 8.8. Le calcul s'effectue par trois équations d'état de gaz réel: Soave-Riedlich Kwong (SRK), Peng Robinson (PR) et Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV): Afin de choisir la meilleure équation d'état de gaz réel donnant des résultats qui coïncident avec le design. Par la suite, on étudie le profil des paramètres de fonctionnement de la colonne F751: température, pression, débit de vapeur, débit de liquide, et composition de tête de colonne (distillat) et de fond de la colonne (résidu) en fonction de nombre de plateaux ainsi qu'on a étudié l'influence de taux de reflux sur la fraction de distillat et de résidu.

Afin de mener à bien notre travail, ce mémoire est structuré en trois chapitres :

Le premier chapitre est basé sur les concepts généraux de la distillation des mélanges complexes et illustre ses différents types. Il inclut une étude détaillée de la description de la colonne de distillation et son principe de fonctionnement.

Le deuxième chapitre constitue une présentation globale du logiciel Aspen HYSYS qui est l'outil de la simulation qu'on exploitera dans le dernier chapitre.

Le troisième chapitre est consacré aux calculs et discussions des résultats simulés de la colonne de débutaniseur F751 par logiciels de la simulation HYSYS utilisée dans notre travail.

En fin ce mémoire s'achève par une conclusion générale qui récapitule les résultats importants obtenus dans cette étude sur la colonne de débutaniseur F751 et les perspectives recommandées.

Chapitre

I

Théorie de la distillation

I.1. Introduction

La distillation est la principale opération unitaire utilisée industriellement pour la séparation et la purification des mélanges de constituants chimiques. Les plus grands utilisateurs de ce procédé sont les industries du pétrole, agroalimentaire et pharmaceutique. Ce procédé est connu depuis plus de 2000 ans et semble-t-il mis en pratique industriellement depuis au moins 500 ans.

La colonne de distillation est le processus le plus populaire et le plus important qui a été étudié dans la littérature de l'ingénierie chimique, elle permet de séparer divers constituants d'un mélange grâce à leur différente volatilité.

Ce chapitre a pour objet de mettre en exigence la définition, le principe et les types de distillation. Il inclut une description et une étude détaillée sur le principe de fonctionnement d'une installation de distillation.

I.2. Définition de la distillation

La distillation est un procédé physique de séparation d'un mélange d'hydrocarbures et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de distillation[1].

Le transfert de matière d'une phase à une autre, s'effectue par diffusion moléculaire. Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivants :

- Les concentrations de l'élément dans la phase vapeur et la phase liquide ;
- La température et la pression.

I.3. Principe générale de la distillation

La distillation consiste à séparer des liquides dont les températures d'ébullition sont différentes. L'appareillage vraiment spécifique de la distillation est une colonne verticale appelée colonne à distiller. Celle-ci contient des plateaux qui permettent un contact intime entre les phases de vapeur et de liquide qui y circulent. Dans cette colonne, il y a un équilibre thermodynamique entre les deux phases, en fonction de la température et des compositions respectives. On chauffe le mélange et suivant les températures d'ébullition des différents produits, le produit dont la température d'ébullition, la plus faible, est évacué en haut de la colonne, alors que les autres restent dans la partie basse du système. Le chauffage est appliqué en bas de la colonne par le rebouilleur[2].

I.4. Equilibre liquide-vapeur

Tout corps pur se vaporise à température constante sous une pression donnée, un mélange passe progressivement de l'état liquide à l'état vapeur par augmentation de température à pression constante et la composition des deux phases supposées en équilibre évolue constamment au cours de la transformation.

A toute température T comprise entre température de bulle et température de rosé sous la pression P , correspond un équilibre liquide-vapeur, caractérisé par les quantités, les compositions et l'égalité des deux phases en présence.

La composition de chaque phase à l'équilibre n'est donc fonction que de la pression et de la température.

Pour mieux comprendre le phénomène d'équilibre liquide-vapeur on doit étudier le cas de distillation d'un mélange binaire.

I.5. Distillation d'un mélange binaire

Dans ce type de distillation la charge à distiller n'est autre qu'un mélange de deux constituants.

L'industrie offre rarement l'occasion de séparer un véritable mélange binaire. Cependant l'étude de cette séparation est particulièrement intéressante, car la simplicité des équations mise en jeu permet une analyse précise de ces opérations de généraliser les lois obtenues à la distillation des mélanges complexes, le diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante est montrée en figure (I.1).

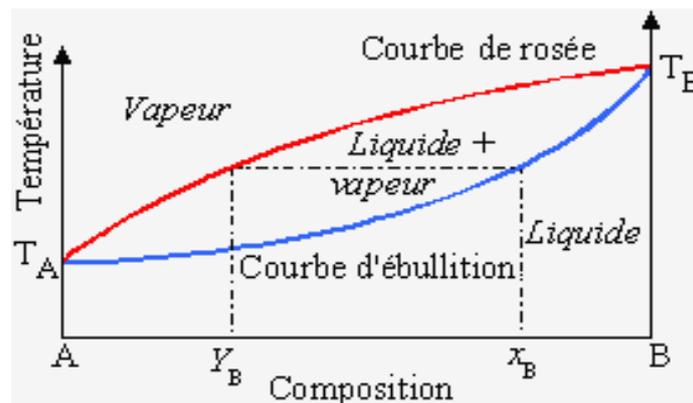


Figure I.1. Diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante.

I.6. Les lois fondamentales

Afin de décrire les équilibres liquide-vapeur pour les systèmes idéaux, les lois de Dalton et de Raoult sont couramment utilisées.

Un mélange de plusieurs corps purs est dit idéal lorsque :

- A l'état gazeux il a les propriétés d'un gaz parfait ;

- A l'état liquide, il a les propriétés d'une solution idéale ;
- Ou à l'état diphasique liquide/vapeur, la vapeur a les propriétés d'un gaz parfait et le liquide celles d'une solution idéale.

Par définition, une solution est dite idéale lorsque l'activité de chacun de ses constituants est égale aux fractions molaires ou encore lorsque les coefficients d'activité sont égaux à l'unité quelles que soient les conditions de pression, de température et de composition[2,3,4].

I.6.1. Loi de RAOULT

La loi de Raoult permet de relier le titre d'un composé dans la phase liquide X_i avec sa pression partielle dans la phase vapeur.

$$P_i = P_i^\circ \cdot X_i \quad (\text{I.1})$$

P_i : correspond à la pression partielle du constituant i dans la phase vapeur.

P_i° : représente la pression de vapeur saturante du constituant i , celle-ci peut être calculée en utilisant l'équation d'Antoine (Equation I.2) :

$$P_i^\circ = \exp \left[A - \frac{B}{C+T} \right] \quad (\text{I.2})$$

A , B et C : les paramètres de la loi d'Antoine spécifiques à chaque espèce.

I.6.2. Loi de DALTON

La pression partielle de constituant i dans la phase vapeur P_i est égale au produit de fraction molaire en phase vapeur Y_i et de la pression totale.

$$P_i = P_T \cdot Y_i \quad (\text{I.3})$$

P_T : la pression totale

La pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ces constituants.

$$P_T = \sum P_i \quad (\text{I.4})$$

I.6.3. Loi de HENRY

Dans le cas de mélange réel, la pression partielle d'un constituant i est proportionnelle à sa fraction molaire dans la phase liquide

$$P_i = E_A \cdot X_i \quad (\text{I.5})$$

E_A : constante d'HENRY.

I.6.4. Equilibre liquide-vapeur

On dit que les deux phases sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants sont égaux dans les deux phases, à partir des relation (I.1) et (I.2) on peut faire apparaître le coefficient d'équilibre :

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i/P}{P_i/P} \quad (I.6)$$

I.6.5. La volatilité

La mesure de la capacité d'un composé chimique à se vaporiser, égale le rapport entre sa concentration dans la phase vapeur et celle dans la phase liquide.

$$v_A = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i^\circ}{P_T} \quad (I.7)$$

I.6.6. La volatilité relative

Le concept de volatilité relative (ou facteur d'enrichissement) est utilisé pour caractériser la facilité de séparation d'un mélange par distillation. C'est le rapport des volatilités des deux constituant A et B d'une manière précise, le rapport de la volatilité du constituant le plus volatil à la volatilité du constituant le moins volatil. La volatilité relative est définie par :

$$\alpha_{AB} = \frac{v_A}{v_B} = \frac{Y_A}{X_A} \times \frac{X_B}{Y_B} = \frac{P_A^\circ}{P_B^\circ} \quad (I.8)$$

La séparation des mélanges ne cause pas de problème si la différence de volatilité des constituants ou la volatilité relative α est assez élevée ($\alpha > 1,2$).

I.7. La distillation flash

Quand un mélange est placé dans une enceinte sous certaines conditions de température et de pression, deux phases différentes apparaissent : L'une liquide et l'autre vapeur, et un équilibre thermodynamique s'établit entre elles. Une analyse de composition des deux phases révèle que la vapeur contient préférentiellement les composés dont la masse molaire est petite. Cette opération de séparation, appelée *Flash*, peut s'effectuer de façon continue. C'est la méthode la plus simple de séparation par distillation de type colonne.

La distillation *Flash* est alimenté par le mélange (F), et deux flux sortants, un flux de liquide (L) plus riche en composés lourds que le mélange d'alimentation et un flux de vapeur (V) plus riche en composés légers comme le montre la figure I.2.

On conclut que la distillation flash peut être considéré comme un plateau théorique, dans lequel on peut calculer le point de bulle et le point de rosée d'un mélange complexe [5].

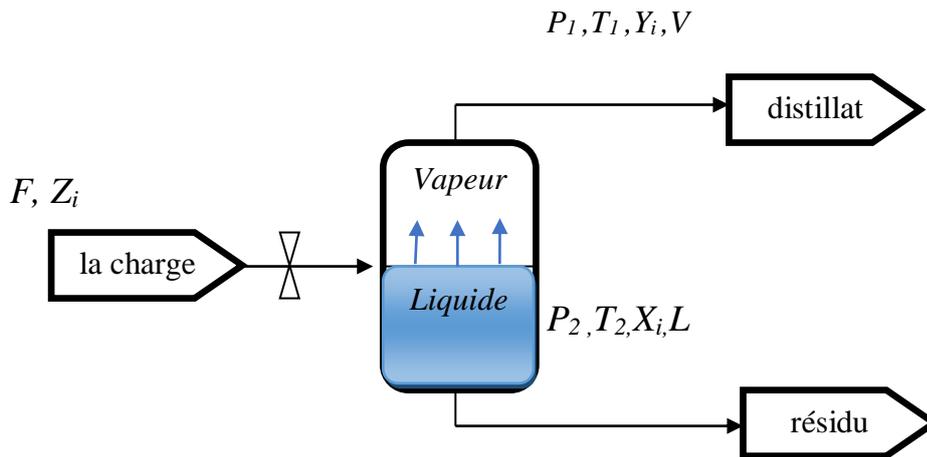


Figure I.2. Schéma simplifié de la distillation flash.

F : Débit molaire de l'alimentation ;

L : Débit molaire de la phase liquide ;

V : Débit molaire de la phase vapeur ;

Z_i : Fraction molaire de l'alimentation de constituant i ;

X_i : Fraction molaire de la phase liquide de constituant i ;

Y_i : Fraction molaire de la phase vapeur de constituant i .

I.8. Distillation des mélanges complexes

Les produits pétroliers sont des mélanges complexes, c'est-à-dire contenant un grand nombre de composants d'hydrocarbures différents, Un mélange complexe bout lorsque sa tension de vapeur est égale à la pression qu'il supporte.

La tension de vapeur est la somme des tensions de vapeur partielles de ses constituants, pour le cas des produits pétroliers (corps miscible) la loi de RAOULT s'appliquent et les tensions de vapeurs partielles sont égales aux produits des tensions de vapeurs vraies par les fractions molaires.

A des températures comprises entre le point de bulle et le point de rosé nous avons un équilibre entre une phase vapeur et une phase liquide comme pour les mélanges binaires, mais cet équilibre ne peut plus être représenté sur les courbes de bulle et de rosée.

En effet, la composition ne peut plus être définie simplement comme pour les mélanges binaires par la concentration d'un composant. L'équilibre liquide vapeur est alors représenté par la courbe de flash qui indique à pression constante, la température en fonction du pourcentage en volume vaporisé. Cette courbe ne fournit pas d'indication sur la composition des phases en équilibre mais donne le volume de produit vaporisé à une certaine température.

- Le point initial de la courbe de flash est le point de bulle du mélange ;
- Le point final est la température de rosée du mélange. [6,8,9]

I.9. Bilan matière de la colonne

Admettant que X_L , X_d et X_r sont respectivement les compositions du constituant le plus volatil dans la charge, le distillat et le résidu, les bilans matières'éciront alors de la sorte

$$\text{Bilan global:} \quad L=D+R \quad (\text{I.9})$$

$$\text{Bilan partiel :} \quad L \cdot X_L = D \cdot X_d + R \cdot X_r \quad (\text{I.10})$$

Pour une alimentation donnée (L, X_L), si l'on se fixe la qualité de la séparation, c'est-à dire ; les compositions X_d et X_r , les quantités D et R de distillat et de résidu sont automatiquement définies par :

$$D = L(X_L - X_r) / (X_d - X_r) \quad (\text{I.11})$$

$$R = L(X_d - X_L) / (X_d - X_r) \quad (\text{I.12})$$

Ces équations correspondent au cas d'une condensation totale, produisant un distillat entièrement liquide, et cette restriction n'a pour but que de simplifier les calculs, mais ce n'est pas toujours le cas.

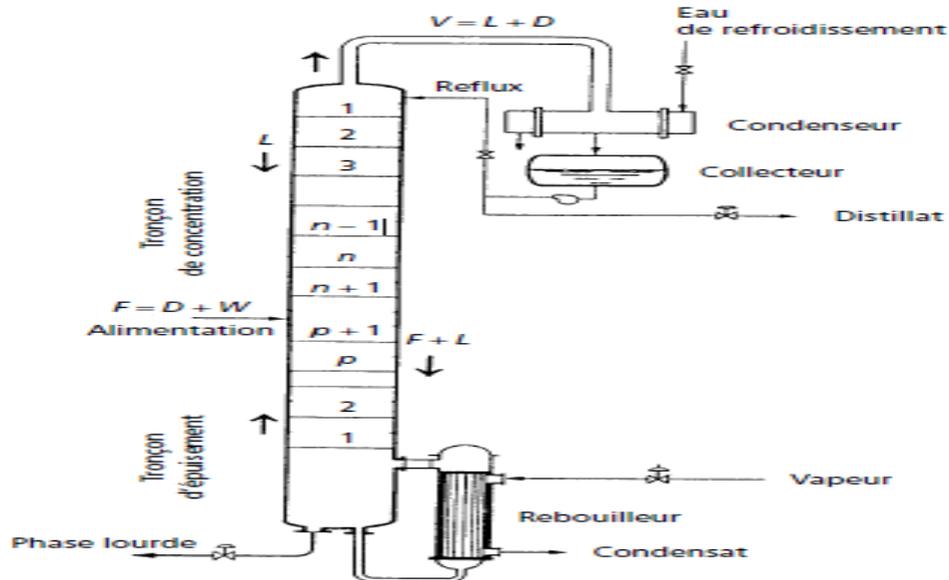


Figure I.3. Schéma de bilan de matière de la colonne.

I.10. Bilan thermique de la colonne

La distillation a besoin d'une certaine quantité d'énergie que l'on peut calculer en établissant le bilan thermique comme l'indique la figure (I.4); On appelle:

H_A : l'enthalpie ou quantité de chaleur contenue dans 1 molécule d'alimentation.

H_D : l'enthalpie d'une molécule de distillat.

H_R : l'enthalpie d'une molécule de résidu.

$Q_A = A.H_A$: l'enthalpie d'alimentation.

$Q_D = D.H_D$:l'enthalpie du distillat.

$Q_R = R.H_R$: l'enthalpie du résidu.

Q_C est la quantité de chaleur emportée au condenseur par le fluide de réfrigération.

Q_V est la quantité de chaleur acquise par la vapeur V_R dans le rebouilleur

Ecrivons, en négligeant les pertes thermiques, l'égalité des quantités de chaleurs qui entrent et qui sortent comme suit :

$$Q_A + Q_V = Q_D + Q_R + Q_C$$

Il existe une relation directe entre Q_C et Q_V , cela signifie que s'il y a une modification des conditions de marche du condenseur, il faut ajuster les conditions de fonctionnement du rebouilleur. Si l'opérateur augmente le reflux L en tête en maintenant T_D constante, le débit du fluide réfrigérant sur le condenseur ainsi que Q_C , il faut augmenter le débit de vapeur sur le rebouilleur pour augmenter V et Q_V [7].

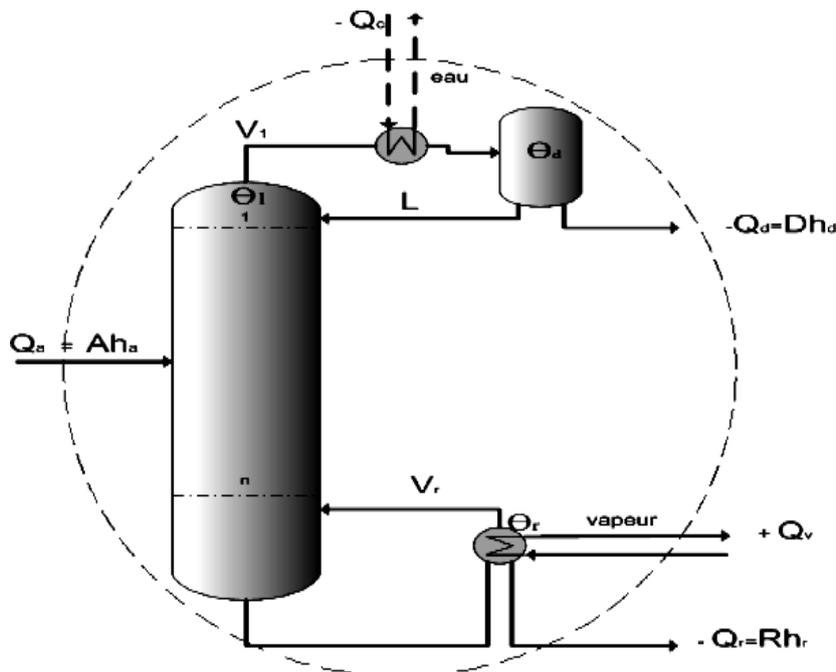


Figure I.4. Schéma d'un bilan thermique de la colonne.

I.11. Les types de distillation

I.11.1. Distillation à l'échelle laboratoire

- **Distillation progressive simple**

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur.

A chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette.

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil. Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet d'isoler les deux constituants (A, B) dans le cas d'un mélange binaire[8].

- **Distillation ASTM (American Society for Testing Materials)**

C'est la distillation qui est la plus utilisée dans laboratoire, elle s'applique à tous les produits pétroliers sauf aux gaz de pétrole liquéfiés et aux bitumes. Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers [9].

Son principal avantage est le temps court qu'elle nécessite, son mode d'utilisation est simple. L'appareillage utilisé dans cette technique de distillation dite ASTM (figureI.4), comporte un ballon de distillation pouvant contenir 100 ou 200 cm³ de produit que l'on chauffe et distille à une vitesse déterminée. Les vapeurs formées sont condensées dans un tube en cuivre baignant dans un mélange d'eau et de glace pilée, puis recueillies dans une éprouvette graduée. L'opérateur note la température d'apparition de la première goutte de condensat à la sortie du tube ; c'est le point initial de la distillation. Ensuite, la température est relevée régulièrement lorsque 5, 10, 20,....., 90 et 95 % du produit sont distillés et recueillis dans l'éprouvette.

En fin de distillation, il suffit de suivre la température qui passe par un maximum, puis décroît par suite de l'altération thermique des dernières traces liquides dans le ballon. Le maximum de température est le point final de distillation [10].

La distillation ASTM est beaucoup moins sélective que la distillation TBP plus précise et plus représentative de la composition des produits.

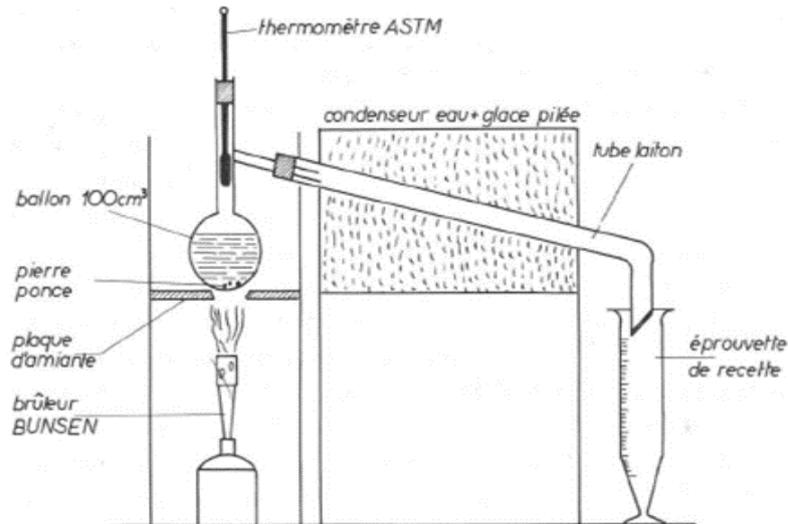


Figure I.5. Appareillage de distillation ASTM

- **Distillation parfait TBP (trueboiling point)**

C'est la distillation ASTM avec la rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivalent environ " 10 plateaux théoriques" et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatile et la suite les constituants purs par ordre de volatilité (figure I.5) [10].

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatile passera. Sa température de passage demeure constante et égale à sa température d'ébullition puis brusquement apparaît-le constituant suivant la température de passage montera jusqu'à sa température d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son équipement.

Ces TBP présente une grande sélectivité en produits désirés.

Les TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et de fixe le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage [13].

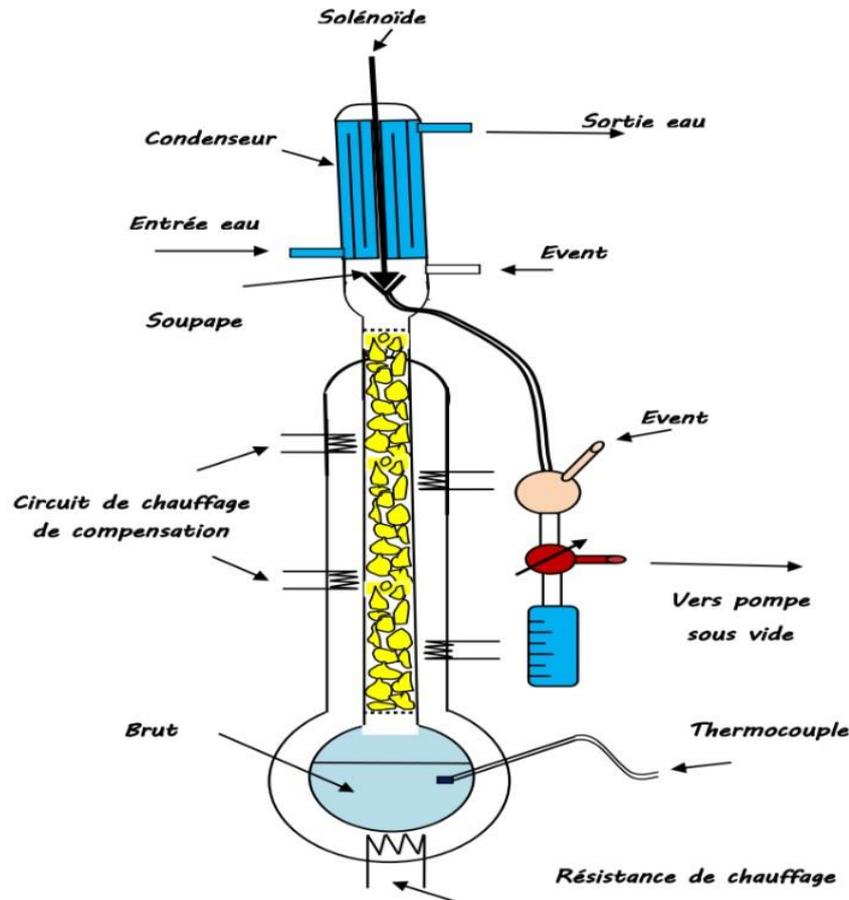


Figure I.6. Appareillage de distillation TBP.

I.11.2. Distillation à l'échelle industrielle

- **Distillation discontinue**

La distillation discontinue ou « distillation batch » est utilisée pour les produits à forte valeur ajoutée dans l'industrie pharmaceutique, agroalimentaire, et dans certain cas où l'on cherche à enlever quelques impuretés dans un produit, se fonctionne en régime transitoire.

- **Distillation continue**

En distillation continue, un mélange alimente la colonne à un niveau de la colonne que l'on choisit. On soutire un résidu en pied de colonne dont la composition doit être de préférence la plus proche possible du produit le moins volatil. On récupère en tête de colonne, après condensation, un condensat dont une partie constitue le distillat - de composition voisine du produit le plus volatil - l'autre partie constitue le reflux. L'élimination du distillat et du résidu s'effectue en continu et l'ensemble des paramètres reste constant (compositions du distillat et du résidu, températures, débits de résidu et de distillat) .

C'est la technique la plus utilisée dans l'industrie de pétrole et les industries chimiques et pétrochimiques, se fonctionne en régime permanent.

- **La distillation Atmosphérique**

La distillation atmosphérique est réalisée dans une colonne verticale, appelée colonne de distillation, fonctionnant sous une pression de 1atm et possédant des soutirages latéraux. La charge est chauffée dans un circuit de chauffage composé d'un four et une série d'échangeurs pour avoir une température à l'entrée de la colonne entre 330 – 380 C° (généralement 350 C°), une fois dans la tour, la charge se sépare en deux phases en équilibre [5]:

- Une phase liquide qui se dirige vers la zone d'épuisement et au fond de la tour ;
- Une phase vapeur ascendante, qui se dirige vers la zone de rectification et au sommet de la colonne.

La figure I.6 représente un schéma simple d'une colonne de distillation atmosphérique. La pression dans la colonne diminue de bas en haut.

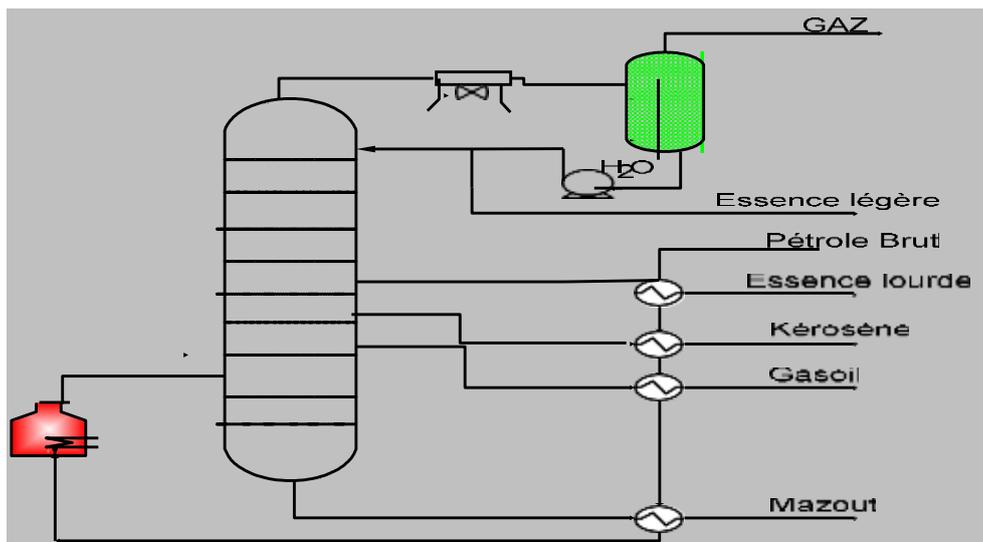


Figure I.7. Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.

- **La distillation sous vide**

La distillation sous vide est réservée au fonctionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient au seuil du craquage représenté dans la figure (I.7). Elle est utilisée surtout pour les produits nobles pour lesquels il faut éviter toute trace d'altération par décomposition thermique.

Elle permet en effet [11]:

- La fabrication des huiles de distillats lubrifiants qui, après traitement, serviront de base pour les huiles commerciales ;

- La redistillation de ces huiles après traitements au solvant ;
- La redistillation de certaines essences spéciales ;
- La préparation de charge des unités de craquage pour obtenir un gasoil sous vide à partir d'un résidu atmosphérique.

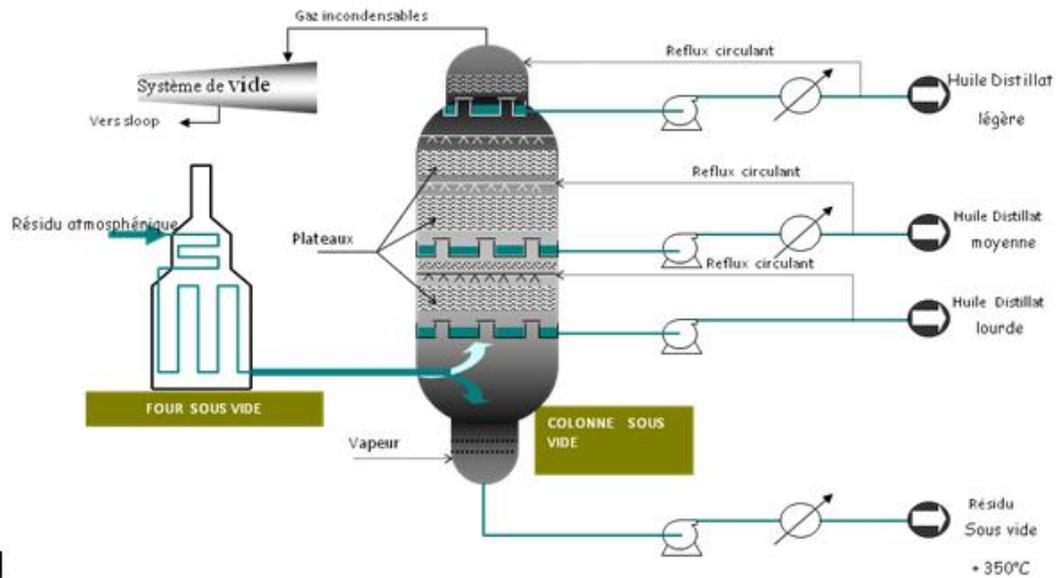


Figure I.8. Unité de distillation sous vide.

- **Distillation multi-stage flash (MSF)**

Le procédé par distillation le plus industrialisé pour la production massive d'eau est la distillation par détentés successives ou vaporisation instantanée. Le principe de fonctionnement est le suivant. L'eau de mer est d'abord chauffée en la maintenant sous pression jusqu'à la température de saturation correspondante, elle est par la suite introduite dans une enceinte (ou étage) où règne une pression inférieure à sa pression de saturation. Il en résulte une vaporisation immédiate par détente appelée flash. La vapeur d'eau ainsi formée se liquéfie sur les tubes condenseurs situés en haut de l'enceinte flash. L'eau de mer est ensuite introduite dans un autre étage où la pression y est encore plus faible. La figure I.5 représente une installation MSF. Il est important de noter que le débit de vapeur formé par flash dans une enceinte est environ 10 fois plus petit que le débit d'eau de mer entrant [12].

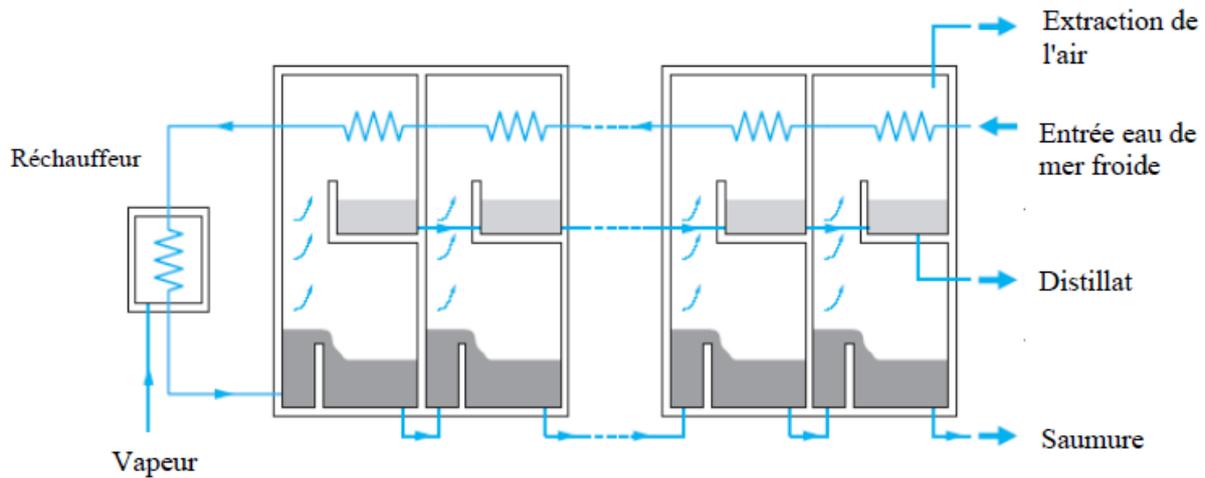


Figure I.9. Schéma de principe d'un système de Distillation par détentes successives (MSF).

I.12. La rectification

La rectification est une forme d'application de la distillation. Elle est utilisée par exemple pour le fractionnement du pétrole.

Si le distillat obtenu par distillation est à nouveau distillé, on obtient un nouveau distillat dont la teneur en composants volatils est encore plus élevée. En recommençant cette opération plusieurs fois, il est possible d'augmenter à chaque fois cette teneur.

En pratique, cette distillation à plusieurs étapes est effectuée dans une colonne sous forme de distillation à contre-courant (rectification). Le mélange de liquides à séparer (alimentation) est amené en bas de la colonne où il est porté à ébullition. La vapeur générée se déplace haut de la colonne, la quitte au niveau de la tête et est condensée. Une partie du condensat est évacuée en tête de colonne. L'autre partie retourne dans la colonne et se déplace vers le bas comme contre phase liquide [13].

Pendant son déplacement vers la tête de colonne, le mélange gazeux généré au bas de la colonne subit un échange intensif de chaleur et de matières avec la phase liquide par l'intermédiaire des plateaux, ou des garnissages. Les composants moins facilement volatils de la phase vapeur se condensent et enrichissent ainsi la phase liquide. En même temps, la chaleur de condensation libérée assure l'évaporation des composants les plus facilement volatils de la phase liquide. Du fait de ces processus dans la colonne, la teneur de la phase vapeur s'enrichit en composants volatils du bas de la colonne à la tête. La teneur de la phase liquide en composants les moins facilement volatils augmente de tête en bas dans la colonne [13].

I.13. Description et le principe de fonctionnement d'une colonne de distillation

En générale, une installation de distillation est constituée des éléments montrés dans la figure (I.10).

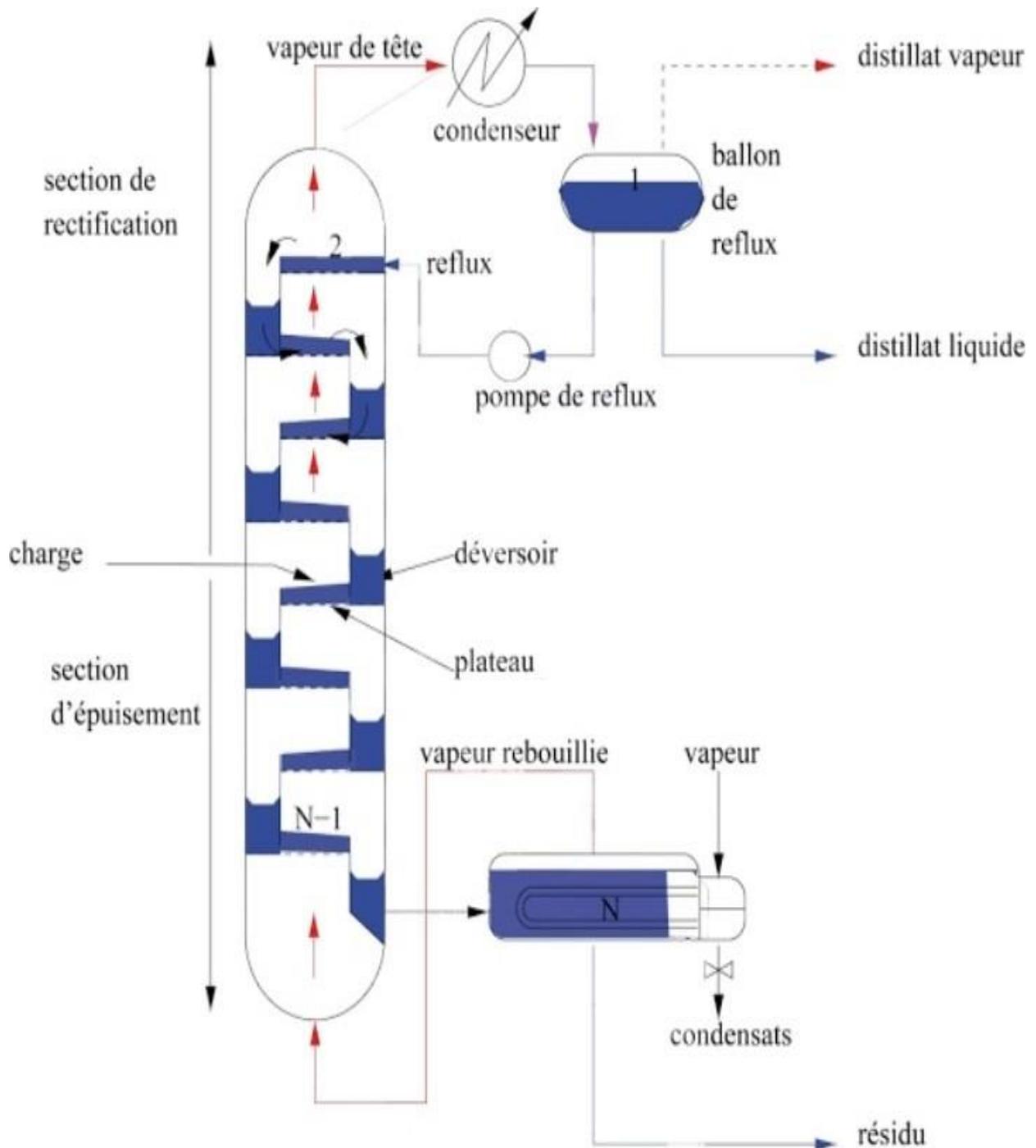


Figure I.10. Schéma d'une installation de colonne de distillation.

La colonne de distillation contient trois zones où s'effectue l'opération de séparation sont [14]:

I.13.1. Zone d'alimentation ou zone de flash

Dans cette zone on assure l'alimentation de la colonne dont en introduisant la charge (vapeur, liquide ou diphasique selon sa température).

Où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. La construction de cette zone doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois de la colonne contre l'érosion. Pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement.

I.13.2. Zone de rectification

Située au-dessus de la zone de flash caractérisée par un condenseur ou la vapeur va être condensé totalement ou partiellement, produisant un condensat une partie décent dernier sera renvoyée comme un reflux pour garder le gradient de température, et l'autre partie sera extraite comme un distillat D de composition Y_D .

Elle contient des plateaux pour permettre la rectification. Le nombre de plateaux dépend de la nature de la charge à traiter et des fractions qu'on veut obtenir.

I.13.3. Zone d'épuisement

Située au-dessous de la zone de flash caractérisée par un rebouilleur où s'accumule la partie la plus lourde. C'est le résidu R de composition X_R du dernier plateau afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

I.14. Les appareillages d'une installation de distillation[17]

I.14.1 La colonne

La colonne de distillation est la partie essentielle dans une unité de distillation, c'est un appareil cylindrique vertical avec de hauteur qui varie entre 40 et 50m. Elle est munie des cloisons horizontales appelées plateaux qui ont pour rôle d'assurer un contact intime entre le liquide et le vapeur de façon à permettre l'équilibre des phases à la suite des transferts de chaleur et de matière.

I.14.2. Le condenseur

La fonction principale du condenseur est de transformer la vapeur montante en liquide sur une surface froide, ou via un échangeur thermique maintenu froid par la circulation d'un fluide réfrigérant. Cependant la température du liquide ne doit pas être inférieure à la température d'ébullition du mélange à séparer, sans quoi le reflux serait trop froid et déséquilibrerait la colonne.

I.14.3. Le rebouilleur

Les rebouilleurs sont des échangeurs de chaleur dont le but est de permettre au liquide de s'appauvrir en constituant volatil et à la vapeur de s'en enrichir. La quantité vaporisée s'appelle le taux de rebouillage. Il existe plusieurs types de bouilleurs, les bouilleurs à Faisceaux tubulaires et les bouilleurs à résistances plongeantes. Les bouilleurs du premier type ont pour principe de fonctionnement de chauffer le mélange à séparer grâce à un fluide caloporteur circulant dans la calandre de l'échangeur (bouilleur). En général le fluide le plus souvent utilisé est de la vapeur d'eau. Le principe de fonctionnement du deuxième type de bouilleur est d'envoyer une certaine intensité permettant ainsi de fournir une puissance adéquate pour porter le mélange à ébullition.

I.14.4. Le ballon de reflux

C'est un ballon situé au-dessous du condenseur pour accumuler les produits de tête condensés et surtout pour contenir le liquide de reflux.

I.14.5. La pompe

Elle est indispensable pour assurer la circulation des liquides au sein de l'installation et pour compenser les pertes de charge dans les différents éléments.

I.15. Classification des colonnes de distillation

On distingue deux types de colonnes selon leurs éléments de contact :

I.15.1. Colonne à garnissage

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide (Voire la figure I.11). Ce sont cisèlements qui constituent le garnissage. La colonne contient également :

- dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz ;
- dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculateur ;
- parfois un distributeur.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer deux types de colonnes :

- A Co-courant ;
- A Contre-courant ;
- A flux croisé.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage

(zone de mouillage). Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet :

- D'augmenter la surface de contact entre les deux phases ;
- D'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact ;
- De créer un régime turbulent de la phase gaz.

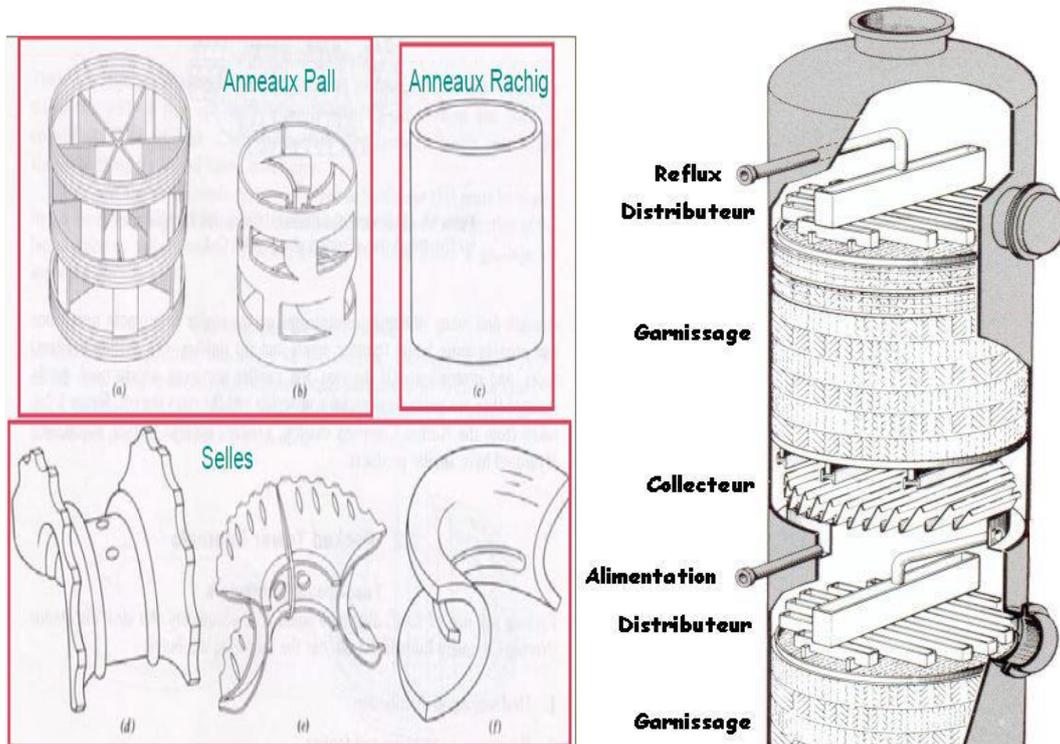


Figure I.11. Colonne à garnissage en vrac (à gauche) structuré (à droite).

I.15.2. Colonne à plateaux

Les colonnes à plateaux sont très utilisées dans le procédé de distillation et d'absorption. Elles servent à réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact direct entre ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide.

I.16. Notion de plateau

Le plateau est l'élément actif de la colonne à plateau. Il a pour fonction la mise en contact de la phase liquide et de la phase gazeuse de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre .

Chaque plateau est alimenté à la fois par la phase vapeur sortant du plateau inférieur et par la phase liquide sortant du plateau supérieur[13].

I.16.1 Les différents types de plateaux

Les plateaux d'une colonne ont pour objectif de mettre en contact le liquide, qui redescend par gravité, avec la vapeur qui monte. Ils comportent :

- Une aire active percée de trous, éventuellement équipés de clapets ou de cloches ;
- D'un barrage permettant de retenir sur le plateau une certaine épaisseur de liquide ;
- D'un déversoir permettant d'amener le liquide du plateau considéré vers le plateau inférieur.

On distingue plusieurs types de plateaux :

I.16.1.1. Plateau à calottes (Bubble cap tray)

Il est constitué d'une plaque perforée (Figure I.12), chaque trou étant muni d'une cheminée. Celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur [16].

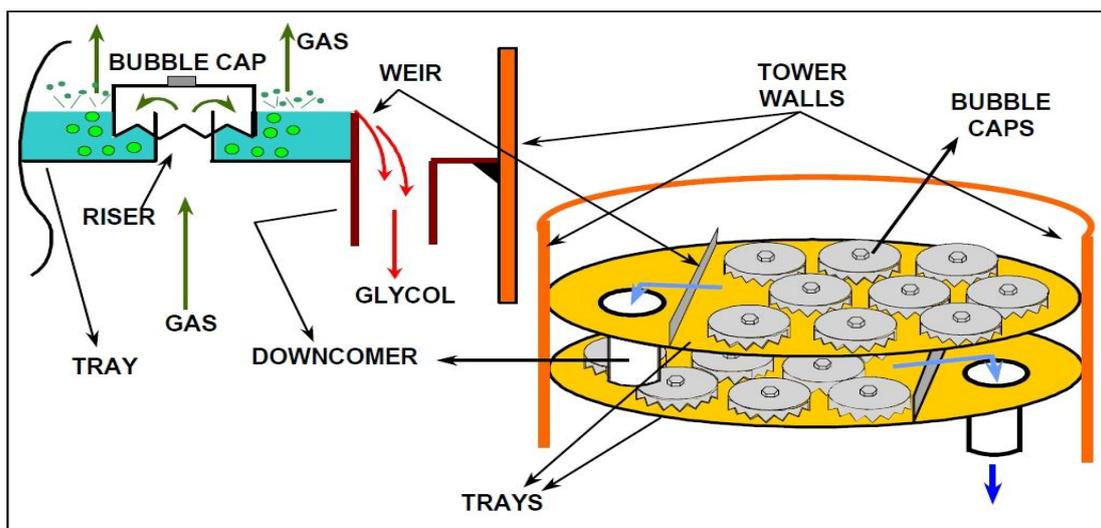


Figure I.12. Plateau à calottes (à cloches).

Les avantages de ces plateaux sont :

- Diminution du risque de drainage ;
- Bon mélange des phases ;
- Temps de contact important ;

En revanche, les inconvénients de plateaux à calottes sont :

- Risque d'engorgement ;
- Pertes de charge élevées si le débit de gaz est important ;
- Coûts de fabrication importants ;
- Sensibilité au risque de bouchage (fluide chargé, corrosion, ...).

I.16.2. Plateau perforé à déversoirs

Ce type de plateau est connu depuis longtemps. En dépit d'un 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 faible autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé. La vapeur traverse le liquide verticalement [16].

I.16.3. Plateau à jet directionnel (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 [16].

I.16.4. Plateau sans déversoir

Ils sont de type perforé, liquide et vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul.

I.16.5. Plateau à clapets (valve tray)

C'est un plateau perforé (Figure I.13) dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont légèrement supérieures, pour un prix de revient plus faible. Il existe une grande variété de formes des clapets : ronds, triangulaires ou allongés.

L'effluent liquide se déverse d'un plateau sur l'autre par gravité et la vapeur remonte au travers des plateaux par les perforations circulaires, obturées chacune par un clapet se soulevant au passage de la vapeur et obligeant celle-ci à barboter dans le liquide.

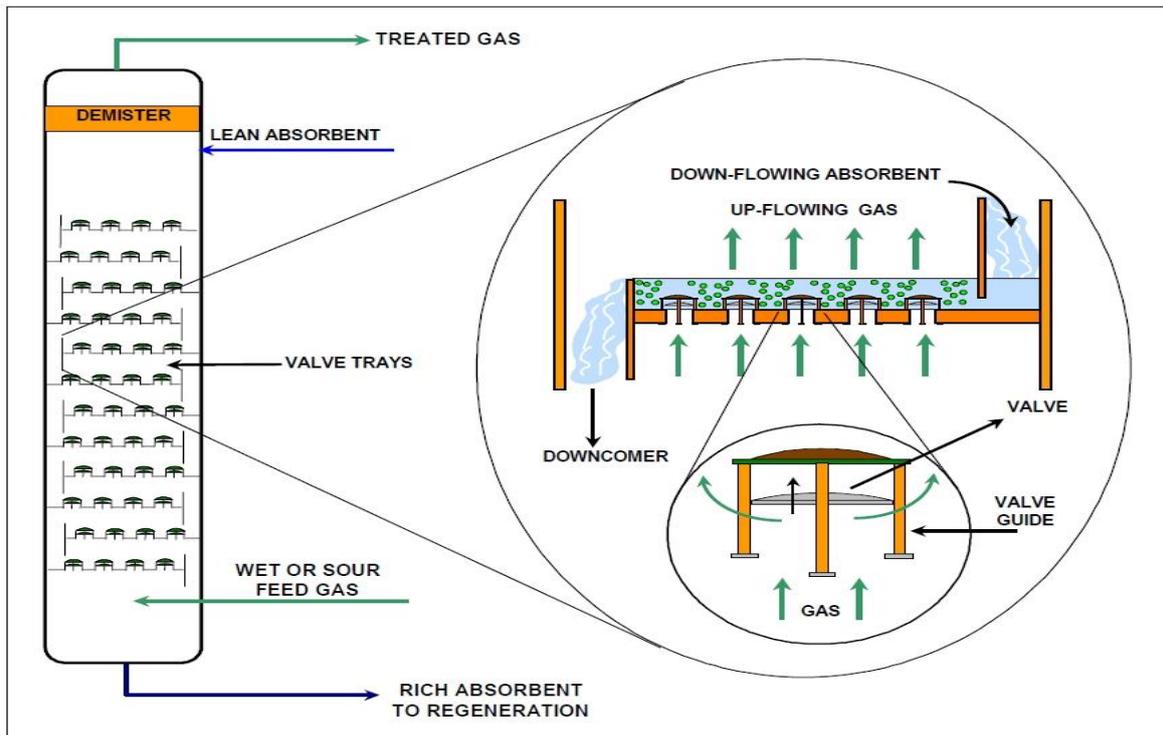


Figure I.13. Plateau à clapets.

Les avantages des plateaux à clapets sont :

- Régimes de fonctionnement similaires aux plateaux perforés, mais sans risque de drainage ;
- Faibles coûts de fabrication.

Par contre, les inconvénients de ces plateaux sont :

- Débit de gaz provoquant l'engorgement supérieur à celui d'un plateau à calottes ;
- Pertes de charge importantes pour les faibles débits de gaz (soupapes à soulever).

I.17. Les facteurs qui influencent le fonctionnement de la colonne de distillation

Le fonctionnement de la colonne de distillation est contrôlé par les paramètres suivants :

I.17.1 La pression

La colonne de distillation est basée sur un facteur essentiel de son fonctionnement c'est la pression, ce paramètre dépend de la température opérationnelle adopté. La relation entre eux est proportionnelle.

Le fonctionnement sous pression élevée implique une haute température du résidu sortante, ce qui rend inévitable une augmentation de la surface d'échange de l'échangeur[17].

I.17.2. La température

Toute en tenant compte des propriétés de la charge à traiter la température est gardée quasiment constante aussi bien au sommet qu'au fond de la colonne comme corollaire de

toute augmentation de la température, on note un enrichissement du distillat en produits moins volatil avec une élévation conséquente de la pression au sommet.

C'est ainsi qu'une perte des produits lourds par entrainement peut être remarquée avec affectation notable de la qualité du produit.

Dans le cas contraire, le distillat s'appauvrit en produit moins volatil avec des conséquences néfastes qui altèrent la qualité de ce produit[17].

I.17.3. Le taux de reflux

Le taux de reflux est défini comme étant le rapport L/D du débit de reflux sur le distillat. Ce paramètre est très important pour le fonctionnement de la colonne, il est réglé de sorte à [5] :

- Refroidir les vapeurs de tête et assurer une circulation du liquide dans la colonne ;
- Eviter la chauffe de tête de colonne ;
- Eviter l'engorgement de la colonne ;
- Maintenir une pureté désirée du produit.

Le taux de reflux est l'un des facteurs essentiels de la distillation, en particulier il est possible d'améliorer le pouvoir de séparation d'une colonne donnée en augmentant le taux de reflux. La valeur limitée étant le taux de reflux infinie qui correspond au nombre de plateaux minimum nécessaire pour réaliser la séparation désirée.

Si l'on diminue le taux de reflux, le nombre de plateaux nécessaire augmente ; le cas limite correspond au taux de reflux minimum qui nécessite un nombre de plateaux infini [18].

Chapitre

II

**Présentation de logiciel
Aspen HYSYS**

II.1. Introduction

Une simulation peut être considérée comme l'utilisation d'un modèle ou d'un ensemble des modèles mathématiques pour représenter le comportement d'un système (procédé) ou bien est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche.

Autrement dit la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse et d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires[19].

Le simulateur est un outil précieux pour le calcul du procédé, il facilite énormément la tâche de l'ingénieur et lui fait gagner beaucoup de temps. Les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux, et parmi les logiciels les plus connus dans le domaine du génie chimique pour la conception des nouvelles unités, et pour l'optimisation des procédés industriels, on trouve : ASPEN PLUS, ChemCAD , PROSIM, PRO II et ASPEN HYSYS.

Le logiciel utilisé dans notre étude est le simulateur Aspen HYSYS version 8.8, pour la simulation des procédés de génie chimique (procédés de l'industrie de gaz, de raffinage et de pétrochimie). Il a été développé par la société canadienne Hypotech, filiale du groupe Aspen Tech.

Ce chapitre a pour objet de mettre en évidence l'objectif, l'importance, le principe de fonctionnement et le rôle de simulation, son utilisation, ses avantages et ses inconvénients. Par la suite la définition de logiciel ASPEN HYSYS, les modèles thermodynamiques, l'environnement et la méthodologie de simulation suivie et on termine par l'importance de logiciel HYSYS.

II.2. L'objectif de simulation

L'objectif de simulation sur ordinateur est donc d'évaluer une abstraction d'un système au cours du temps afin d'aider à comprendre le fonctionnement et le comportement de ce système et à appréhender certaines de ses caractéristiques dynamiques pour évaluer certaines décisions.

II.3. Quand doit-on utiliser un simulateur

- Lorsque les mathématiques sont inapplicables. A cause des échelles temporelles et spatiales ou bien de la complexité de la situation ;
- Lorsque, à cause des hypothèses sous-jacentes, on doute de la précision et de l'applicabilité des résultats donnés par les procédures mathématiques et heuristiques classiques ;
- Lorsque les mathématiques donnent un résultat statique (alors qu'il devrait être dynamique) ;

- Lorsqu'il y a un besoin de visualiser la circulation Lorsque la congestion persiste au-delà d'un temps significatif [20].

II.4. Principe de fonctionnement et le rôle de simulation

Les simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, etc.). Cette base de données est enrichie par un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthode pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques ;
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour Process Flow Diagram) ;
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, échangeurs de chaleur, etc;
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles .

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent, à partir des données des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges, et qui puissent aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab, etc, [21]

II.5. Utilisation de la simulation

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel pour [20,21] :

- a) Dans la conception engineering :
 - Etablissement des bilans de matières et d'énergie d'un procédé industriel.
 - Dimensionnement des équipements ;
 - Evolution économique des procédés.
- b) Dans le suivi des procédés :
 - Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation ;
 - Détermination des performances des équipements.

II.6. L'importance de simulation

L'utilisation des simulateurs est devenue indispensable dans les domaines de hautes technologies comme l'aviation, nucléaire, électronique et génie chimique etc.

- La simulation coûte moins cher que de faire des expériences ;
- La simulation donne un contrôle sur le temps. Il est possible d'étudier des effets sur des périodes de temps longues ou au contraire de passer au ralenti certains événements ;
- Bonne manière de rassembler systématiquement des données pertinentes. Cela contribue à une large connaissance des caractéristiques de trafic et de leur opération ;
- Permet de voir les variables importantes et comment elles sont reliées. Cela peut mener éventuellement à des formulations analytiques pertinentes ;
- Parfois on souhaite connaître les distributions de probabilité plutôt que seulement les moyennes et les variances ;
- Peut parfois permettre de vérifier une solution analytique incertaine ;
- La simulation est sans danger. On peut étudier divers effets sans déranger les usagers.

II.7. Les avantages de simulation

Les principaux avantages de simulateurs sont :

- Résoudre les équations de bilans pour chacune opérations unitaires utilisées ;
- Calculer les caractéristiques des courants en tout point de l'installation ;
- Faire une analyse régulière de comportement d'une installation existante ;
- Evaluer les conséquences de modification ;
- L'estimation des coûts d'investissement et de fonctionnement et dans un contexte de développement durable, de l'impact sur l'environnement et la sécurité.

II.8. Les inconvénients de simulations

Les inconvénients majeurs de simulations sont résumés dans les points suivants :

- Les modèles de simulation exigent un nombre considérable de données et de caractéristiques d'entrée qui peuvent être difficiles voire à obtenir ;
- Les modèles de simulation nécessitent une vérification, une calibration et une validation qui, si elles ne sont pas réalisées avec attention, rendent le modèle inutile ;
- La simulation n'est possible que si le développeur comprend parfaitement le système ;
- La simulation demande du temps et de l'argent. Il faut faire attention de ne pas mal estimer.

II.9. Définition de HYSYS

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires nécessitant certains appareils spécifiques (ballons, compresseurs, colonnes de distillation, échangeurs de chaleur, etc.). Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'informations généré dans ces opérations.

Donc, le logiciel n'est rien d'autre qu'un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie.

II.9.1. Mode de fonctionnement

Le logiciel HYSYS a deux modes de fonctionnement :

II.9.1.1. Simulation statique (steady state):

La simulation statique d'un procédé vise à définir les propriétés des flux (débit, température, fraction vaporisée, etc.), ainsi que les bilans de matières et d'énergie en régime stabilisé.

II.9.1.2. Simulation dynamique (transient state):

La simulation dynamique d'un procédé vise à définir les propriétés des courants en fonction de temps, pendant des situations transitoires où le régime n'est pas stable.

II.9.2. Le choix du modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des constituants des mélanges. La réussite de la simulation dépend du choix de ce modèle. Parmi ces modèles existant dans la base de données du simulateur, il y a lieu de citer ceux des :

II.9.2.1 Soave Riedlich Kwong (SRK):

Cette équation modifiée celle de RIEDLICH-KWONG, par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique ω . Le domaine d'application du Soave Riedlich Kwong est représenté dans le tableau (II.2).

Modèle	Température (°F)	Température (°C)	Pression (psia)	Pression (KPa)
SRK	>-225,4	>-143	<5076	<35000

Tableau II.1. Domaine d'application du modèle Soave Riedlich Kwong

L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation.

$$P = \frac{RT}{v-b} = \frac{a(T)}{v(v+b)} \quad (\text{II.1})$$

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction $a(T)$:

$$a(T) = a(T_c) \cdot a(T_r) \quad (\text{II.2})$$

Où

$$a(T_c) = 0.42748 \frac{RT_c}{P_c} a(T_r) \quad (II.3)$$

Et

$$a(T_r) = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (II.4)$$

Avec

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (II.5)$$

Le coefficient m est calculé en fonction du facteur acentrique ω :

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \quad (II.6)$$

Avec

P : la pression (Pa).

R : constante des gaz (8.314 J.mol⁻¹.k⁻¹).

T : température (k).

V : volume (m³).

a : terme d'attraction

b : covolume

P_c : pression critique (Pa).

T_c : la température critique (k).

T_r : la température réduite(k).

ω : facteur acentrique.

II.9.2.2. Peng Robinson (PR)

L'équation de Peng et Robinson est de la même forme générale que l'équation de Redlich-Kwong et Soave (SRK) qui sont basé sur l'équation de Van Der Waals avec une modification empirique du terme d'attraction. Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement du gaz naturel. Le domaine d'application du modèle Peng-Robinson est représenté dans le tableau(II.2).

Modèle	Température (°F)	Température (°C)	Pression (psia)	Pression (KPa)
PR	>-455,8	>-271	<14500	<100000

Tableau II.2. Domaine d'application du modèle Peng-Robinson

Dont l'équation d'état approprié au modèle PR s'écrit sous la forme suivante :

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{(v-b)(v-b)} \quad (II.7)$$

Avec

$$a = (0.42748) (R^2 T_c^2 / P_c) \alpha(T_r) \quad (\text{II.8})$$

Et

$$\alpha(T_r) = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (\text{II.9})$$

Et

$$b = (0.07780) R T_c / P_c \quad (\text{II.10})$$

Avec

$$m = 0.37464 + 1.54266 \omega - 0.26992 \omega^2 \quad (\text{II.11})$$

II.9.2.3. Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV) :

Une modification d'équation de Peng Robinson, est proposée par STRAYJEK et VERA [22]. Permet de traiter les systèmes modérément non-idéaux. On l'utilise pour les systèmes eau-alcool et quelques systèmes alcool-hydrocarbures.

Modèle	Température (°F)	Température (°C)	Pression (psia)	Pression (KPa)
PRSV	>-455,8	>-271	<14500	<100000

Tableau II.3. Domaine d'application du modèle Peng-Robinson Stryjek-Vera

$$P = \frac{RT}{v-b} = \frac{a}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (\text{II.12})$$

Avec

$$a = (0.45724) (R^2 T_c^2 / P_c) \times \alpha(T_r) \quad (\text{II.13})$$

Et

$$\alpha(T_r) = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (\text{II.14})$$

Et

$$b = (0.077796) R T_c / P_c \quad (\text{II.15})$$

$$m = 0.378893 + 1.4897153 \omega - 0.17131848 \omega^2 + 0.0196554 \omega^3 + m_i (1 + T_r^{0.5}) \times (0.7 - T_r) \quad (\text{II.16})$$

II.9.3. Concepts de base du simulateur HYSYS

On définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS :

- « Flowsheet » : c'est un ensemble d'objets « FlowsheetElements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données

thermodynamique « Fluid Package ». Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « ProcessFlow Diagram » (PFD), un « Workbook ».

- « Fluid Package » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte, les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.
- « Process Flow Diagram » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- « Workbook » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « Desktop » : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « Propertyview » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- « Simulation Case » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « FlowsheetElements » qui constituent le modèle [23].

II.9.4.L'environnement dans "ASPEN HYSYS"

Le logiciel ASPEN HYSYS comporte plusieurs environnements. L'environnement dans ce simulateur est un espace de travail où on peut accéder ou introduire des informations concernant la simulation, ces environnements peuvent être groupés en deux catégories, propriétés d'environnements et l'environnement de simulation.

II.9.4.1.Properties environment :

C'est le premier environnement qui on trouve lorsque on ouvre une nouvelle simulation (new case) a pour but de créer, définir ou modifier « The property package ».

« The property package » englobe :

- La liste des composés purs ;
- Le modèle thermodynamique approprié ;
- Les pseudo-composés « Hypotheticals » : se sont les nouveaux composés chimiques qui n'existe pas dans la banque de données de logiciel et que l'utilisateur va créer ;
- Les réactions chimiques si elles existent.

II.9.4.2 L'environnement de simulation « The simulation environment » :

C'est l'environnement principal de la simulation a pour but de créer les flowsheet (c'est un ensemble opérations unitaires connectées par des courants), cet environnement peut contenir d'autres environnement, par exemple :

- Environnement de sous-flowsheet ;
- Environnement de sous flowsheet de la colonne ;

II.9.4. Méthodologie de simulation suivie

Pour une meilleure compréhension, nous décrivons ci-après la méthodologie de simulation suivie sous le logiciel ASPEN HYSYS. Ci-dessous quelque fenêtre de HYSYS :

- Pour créer un nouveau cas, il suffit de sélectionner New Case dans le menu File. (figure II.1).



Figure II.1.Création d'un nouveau cas.

- Dans tab de ‘components’, on doit créer la liste des composées, en cliquant sur « add ». (figure II.2).

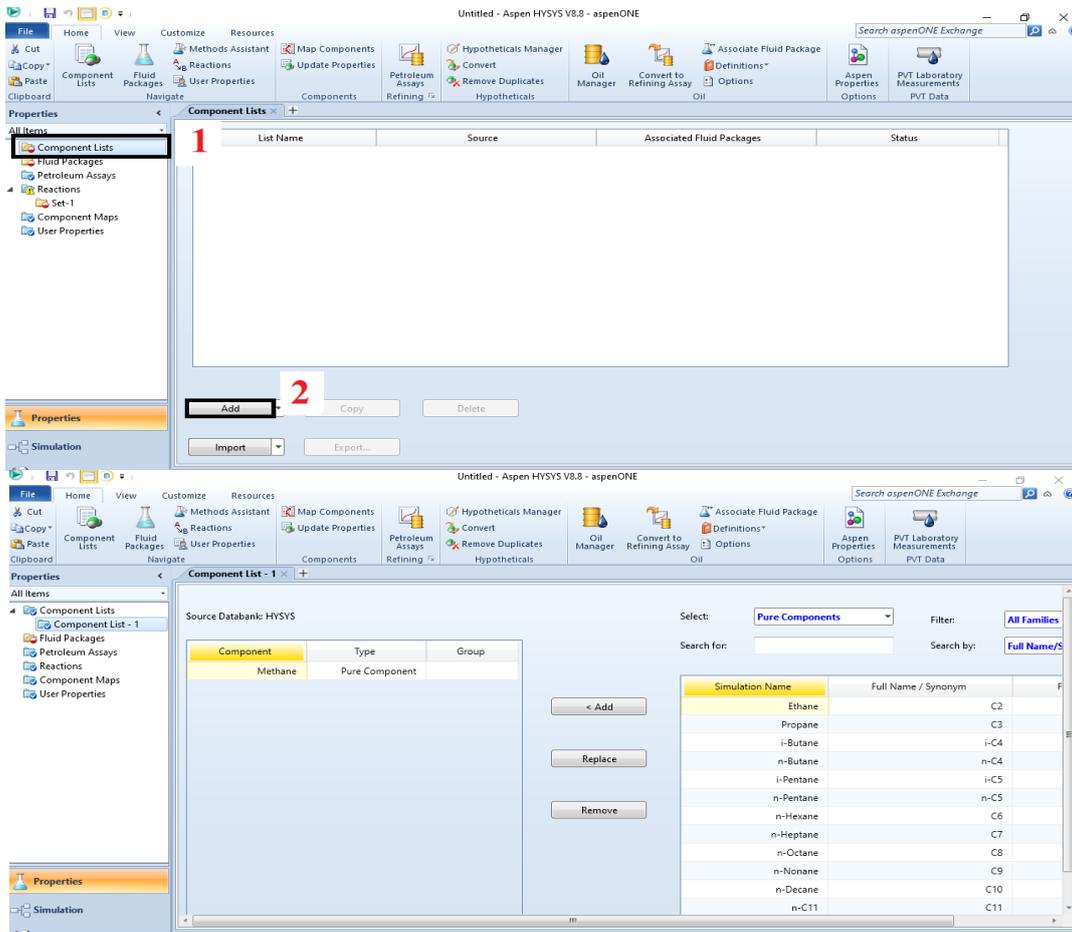


Figure II.2. Liste des composés disponible dans le logiciel HYSYS.

- En suite, dans le tab de ‘ fluide pkgs’, on doit choisir le modèle thermodynamique approprié

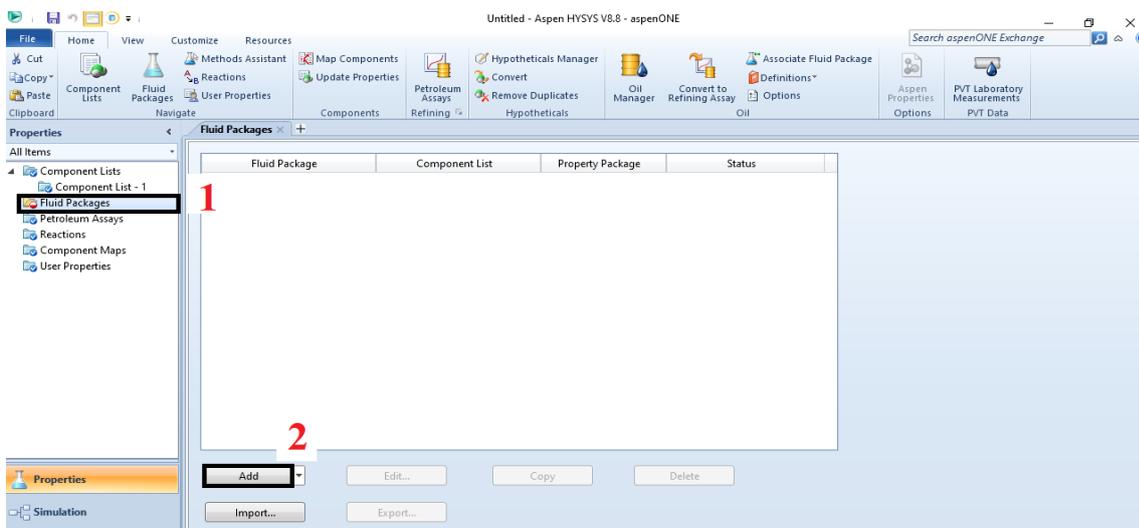


Figure II.3. Création du fluide package.

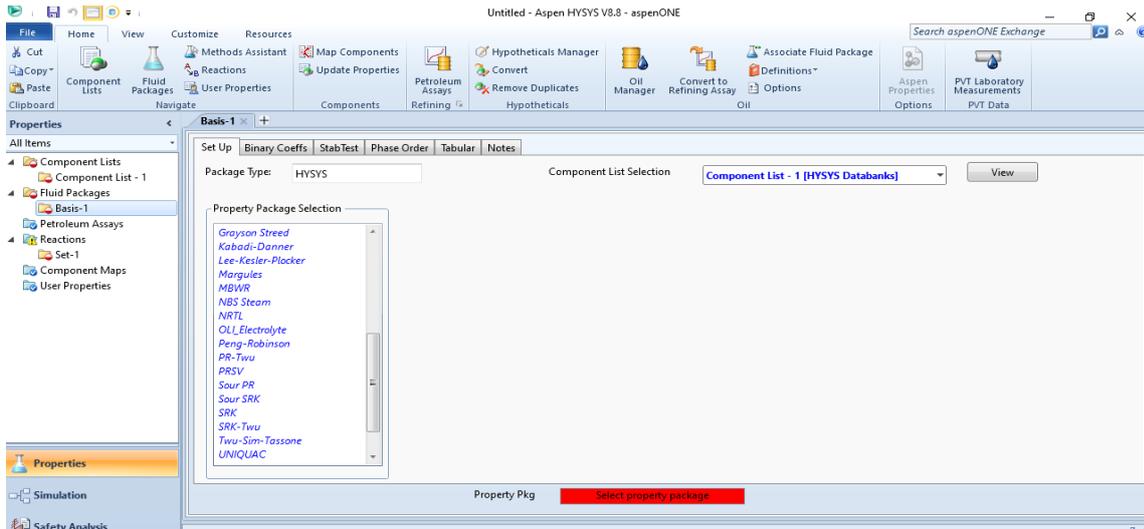


Figure II.4. Choisir du modèle thermodynamique.

- En passant de l'environnement 'Properties'(1) au l'environnement de simulation(2).(figure II.5)

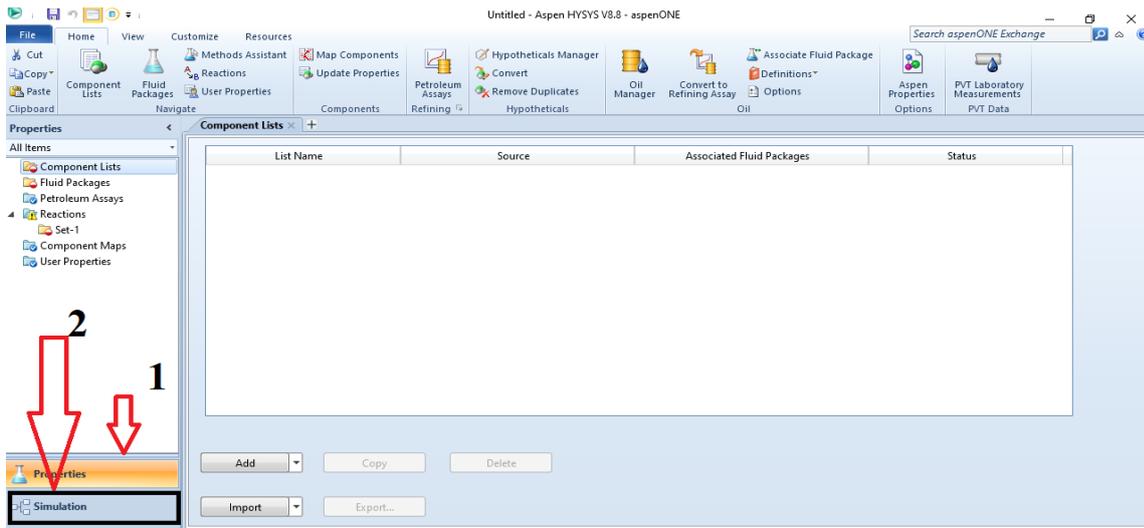


Figure II.5. Changement de l'environnement.

- En cliquant sur la flèche bleu 'stream de matière', ou on le trouver dans la palette, on pose la flèche par un seul clique en suite on clique sur le vide.

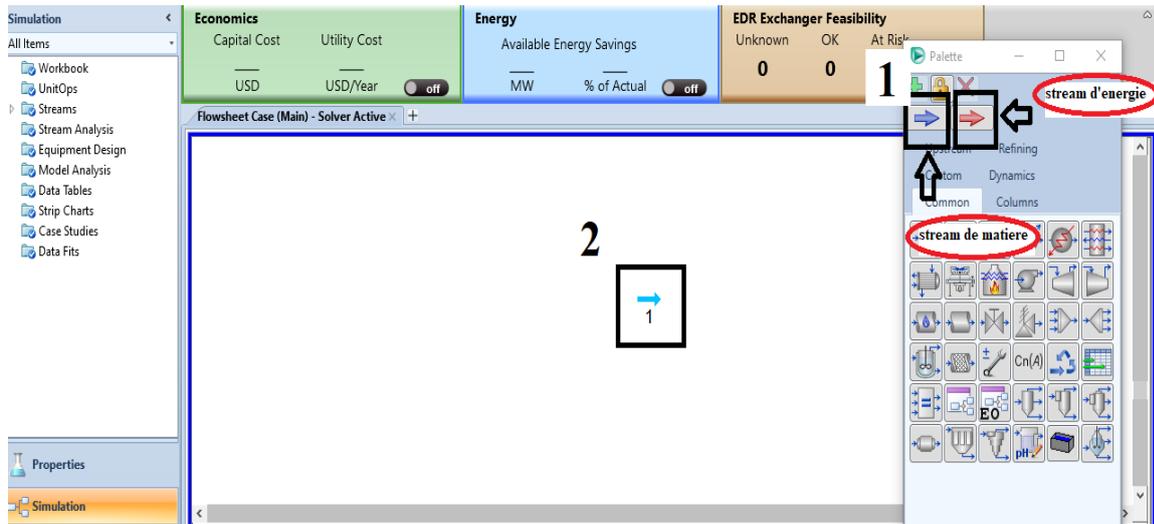


Figure II.6. Installation du courant de matière.

- Il faut definir le stream de matière, en cliquant deux fois et on aura une fenêtre de propriétés de stream 1, on entre les données de stream, en suivant les message qui se trouve en bas(la temperature, la pression et la composition).

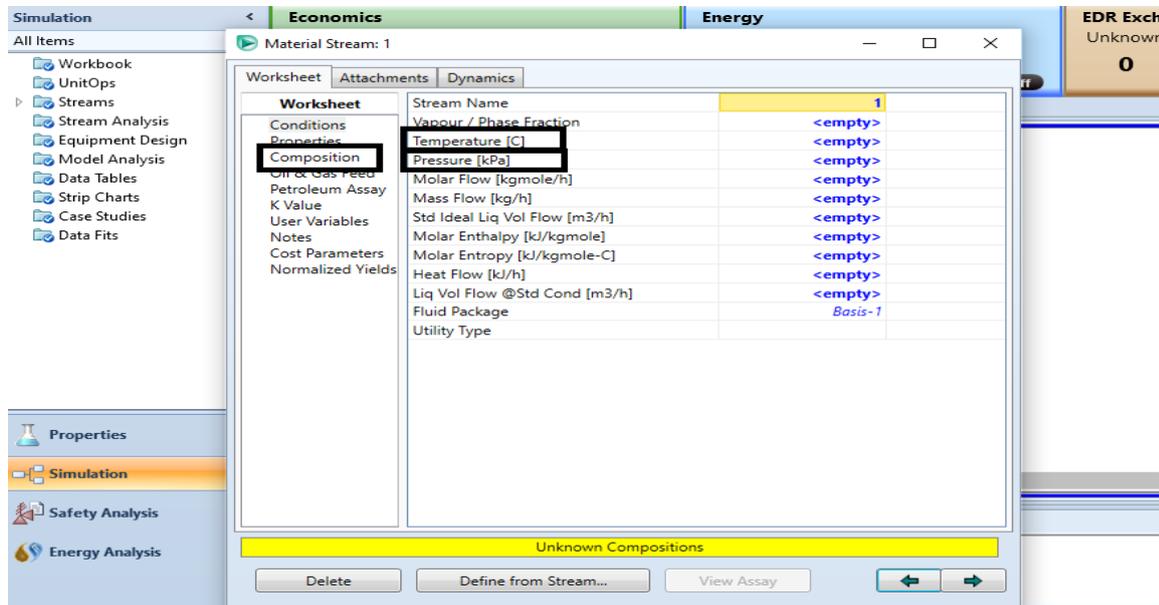


Figure. II.7. Introduction des données des deux courants.

- On installe l'opération unitaire ou les opérations, on doit sélectionner l'entrer et les sorties.

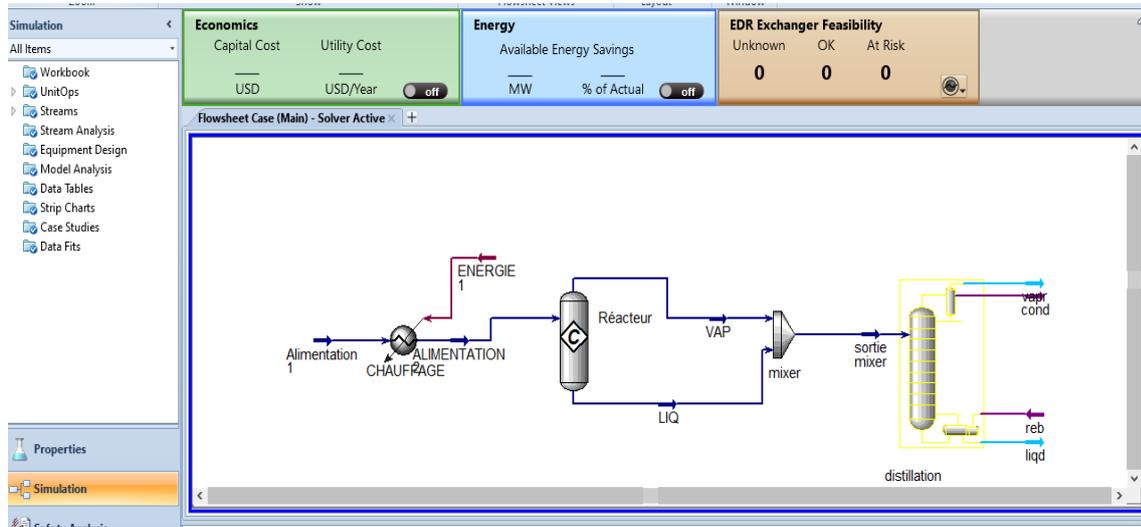


Figure II.8. Présentation finale du procédé.

II.9.4. L'importance de HYSYS

À l'aide du logiciel HYSYS, on peut :

- Calculer la capacité de production ;
- Dimensionner les appareils qui composent une unité donnée ;
- Déterminer les limites de la marche de cette unité et comprendre les phases critiques du procédé ;
- Ce même logiciel permet d'envisager l'écoulement en temps réel ;
- Fixer les limites de la marche de l'unité et de mesurer les risques en fonction de l'évolution des paramètres (P, T, etc.)[24].

Chapitre

III

**Simulation d'une colonne
de débutaniseur par
HYSYS et discussion des
résultats**

III.1. Introduction

La faisabilité technique et économique d'une opération pétrochimique donne une grande importance aux calculs en chiffres, tels que les caractéristiques techniques et les paramètres de fonctionnement. Ces données permettent de comparer et interpréter la performance d'un procédé. Dans ce contexte, les calculs de simulation sont indispensables pour obtenir des prédictions sur les procédés industriels pour un meilleur gain de temps et de coût.

Dans ce chapitre on met en évidence les calculs de colonne de distillation de débutaniseur F751 par différents modèles thermodynamiques appliquer par simulateur HYSYS, afin de choisir le meilleur modèle approprié pour notre étude.

III.2. Procédure de la simulation de la colonne de distillation

La procédure de calcul du débutaniseur dans l'environnement HYSYS nécessite les données suivantes :

- La composition, débit, température et pression de la charge ;
- La position du plateau d'alimentation ;
- Spécification des produits (distillat, résidu).

Le simulateur nécessite la spécification de trois d'autres paramètres opératoires qui représentent le degré de liberté de la colonne :

- Température au condenseur ;
- Température au rebouilleur ;
- Le débit de rebouilleur.

III.3. Simulation du la colonne F751 pour le cas design

La colonne considérée F751, c'est une colonne de distillation constituée de 26 plateaux à clapet dont la fraction légère du débit d'alimentation passe au sommet de la colonne, à contre-courant par rapport à un débit de reflux tombant en cascade le long des plateaux de la colonne comme est illustrée Dans la figure (III.1). Le F751 est alimenté par un débit de 10869 kg/h de température 69.8 °C et de pression 5.52 bar. La composition de la charge d'alimentation de F751 est regroupée dans le tableau III.1. Les détails de la colonne sont résumés dans l'annexe 1. Ces données sont prélevées de la référence [25].

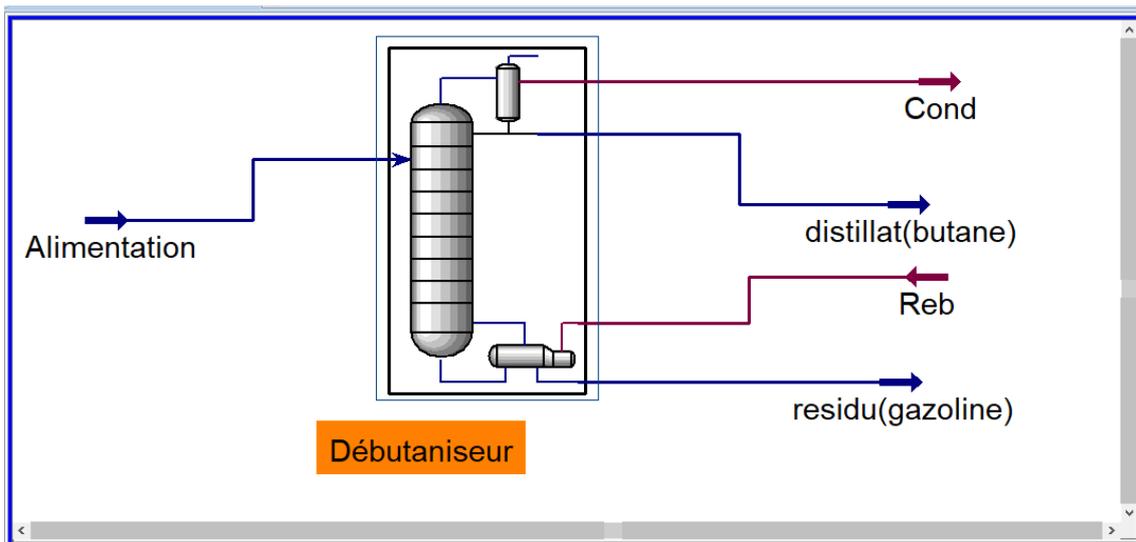


Figure III.1. Schéma PFD de la colonne de fractionnement débuteur.

Tableau III.1. Composition design de l'alimentation du débuteur F751.

Constituants	C ₃ H ₄	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₂	nC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
La fraction molaire(X _i)	0.037	0.2391	0.4093	0.108	0.1104	0.1298

Les résultats de simulation de la colonne de fractionnement F751 de chaque modèle thermodynamique basés sur la charge d'alimentation de design sont regroupés dans les figures (III 2-6) ci-dessous.

➤ **Le modèle Peng Robinson (PR)**

Name	alimentation @COL1	DISTILAT @COL1	RESIDU @COL1
Vapour	0,5048	0,0000	0,0000
Temperature [C]	69,80	43,76	106,5
Pressure [kPa]	552,0	483,0	586,0
Molar Flow [kgmole/h]	167,8	108,6	59,17
Mass Flow [kg/h]	1,087e+004	6309	4559
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	18,09	10,97	7,120
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,452e+005	-1,475e+005	-1,684e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	125,4	76,88	117,6
Heat Flow [kJ/h]	-2,437e+007	-1,602e+007	-9,967e+006

Figure III.2. Les conditions du produit de tête et de fond de la colonne débuteur du modèle de Peng Robinson.

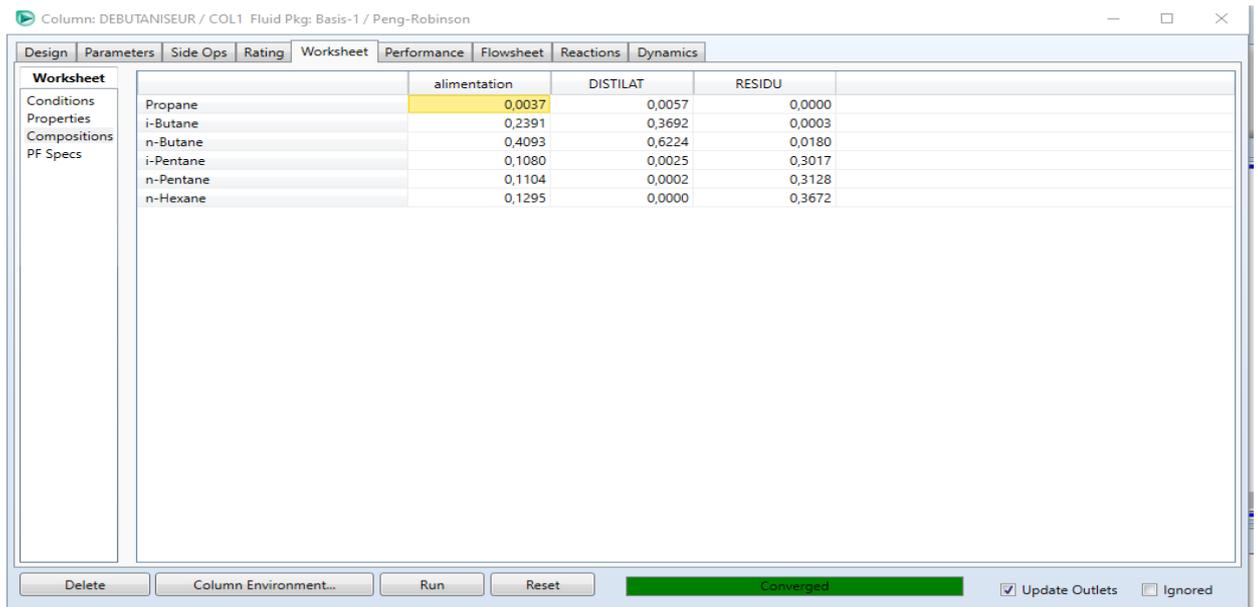


Figure III.3. Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne de débutaniseur du modèle de Peng Robinson.

Pour bien visualiser les résultats simulés par le logiciel HYSYS présenté dans les deux figures précédentes (III.2 et III.3), on a regroupé dans le tableau (III.2) les résultats des designs exacts et ceux simulés de la colonne F751 tels que les paramètres de fonctionnement et les compositions des constituants en tête (distillat) et en fond (résidu) de la colonne F751.

Tableau III.2. Les résultats design exact et simulés de la colonne F751 du modèle de Peng Robinson.

Paramètres et compositions	Distillat			Résidu		
	Exact	Simulé	Erreur	Exact	Simulé	Erreur
C_3H_4	0.0056	0.0057	0.0001	0	0	0
iC_4H_{12}	0.3635	0.3692	0.0057	0.0019	0.0003	0.0016
nC_4H_{12}	0.6134	0.6224	0.009	0.002	0.018	0.016
iC_5H_{14}	0.016	0.0025	0.0135	0.3837	0.3017	0.082
nC_5H_{14}	0.0015	0.0002	0.0013	0.3180	0.3128	0.0052
C_6H_{16}	0	0	0	0.3764	0.3672	0.0092
Débit(kg/h)	6418	6309	109	4451	4559	108
Température(C°)	44	43.76	0.24	106.6	106.5	0.1
Pression(bar)	4.83	4.83	0	5.86	5.86	0

• **Interprétation**

Les résultats présentés dans le tableau (III.2) montrent que l'erreur entre les valeurs de design et simulé est faible, où on constate que l'écart entre la fraction exacte de n-butane dans le haut de colonne et celle de simulation est 0.009, et entre exact et simulé de n-pentane est 0.0013. En bas de colonne l'erreur entre le n-butane de design et son valeur par simulation est 0.016, d'autre côté on observe que l'erreur entre la fraction de n-pentane de design et de simulation est 0.0052.

➤ **Le modèle Soave Riedlich Kwong (SRK)**

Name	Alimentation @COL1	DISTILLAT @COL1	RESIDU @COL1
Vapour	0,5222	0,0000	0,0000
Temperature [C]	69,80	43,28	106,3
Pressure [kPa]	552,0	483,0	586,0
Molar Flow [kgmole/h]	167,8	108,6	59,18
Mass Flow [kg/h]	1,087e+004	6307	4561
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	18,09	10,97	7,124
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,450e+005	-1,477e+005	-1,688e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	126,0	75,98	116,7
Heat Flow [kJ/h]	-2,433e+007	-1,604e+007	-9,990e+006

Figure III.4. Les conditions du produit de tête et de fond de la colonne débutaniseur du modèle de Soave Riedlich Kwong (SRK).

	Alimentation	DISTILLAT	RESIDU
Propane	0,0037	0,0057	0,0000
i-Butane	0,2391	0,3692	0,0003
n-Butane	0,4093	0,6235	0,0162
i-Pentane	0,1080	0,0014	0,3036
n-Pentane	0,1104	0,0001	0,3128
n-Hexane	0,1295	0,0000	0,3672

Figure III.5. Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne de débutaniseur du modèle de Soave Riedlich Kwong (SRK).

Les résultats obtenus par modèle de Soave Riedlich Kwong (SRK) sont présentés dans le tableau (III.3) qui regroupe les principaux paramètres que nous avons comparés aux valeurs de design.

Tableau III.3. Les résultats design exact et simulés de la colonne F751 du modèle de Soave Riedlich Kwong (SRK).

Paramètres et compositions	Distillat			Résidu		
	Exact	Simulé	Erreur	Exact	Simulé	Erreur
C ₃ H ₄	0.0056	0.0057	0.0001	0	0	0
iC ₄ H ₁₂	0.3635	0.3692	0.0057	0.0019	0.0003	0.0016
nC ₄ H ₁₂	0.6134	0.6235	0.0101	0.002	0.0162	0.0142
iC ₅ H ₁₄	0.016	0.0014	0.0146	0.3837	0.3036	0.0801
nC ₅ H ₁₄	0.0015	0.0001	0.0014	0.3180	0.3128	0.0052
C ₆ H ₁₆	0	0	0	0.3764	0.3672	0.0092
Débit(kg/h)	6418	6307	111	4451	4561	110
Température(C°)	44	43.28	0.72	106.6	106.3	0.3
Pression(bar)	4.83	4.83	0	5.86	5.86	0

• **Interprétation**

D'après les valeurs obtenues par simulation, nous pouvons constater une certaine différence plus ou moins appréciable observés pour certain paramètre. Dont l'erreur entre les valeurs exacte et simulé du distillat pour le n-butane est 0.0101, et pour le n-pentane est de 0.0014, par contre dans le résidu on remarque que l'erreur de n-butane de design et de simulé est 0.0142. L'erreur entre le n-pentane de design et sa valeur simulée est 0.0052.

➤ **Le modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV)**

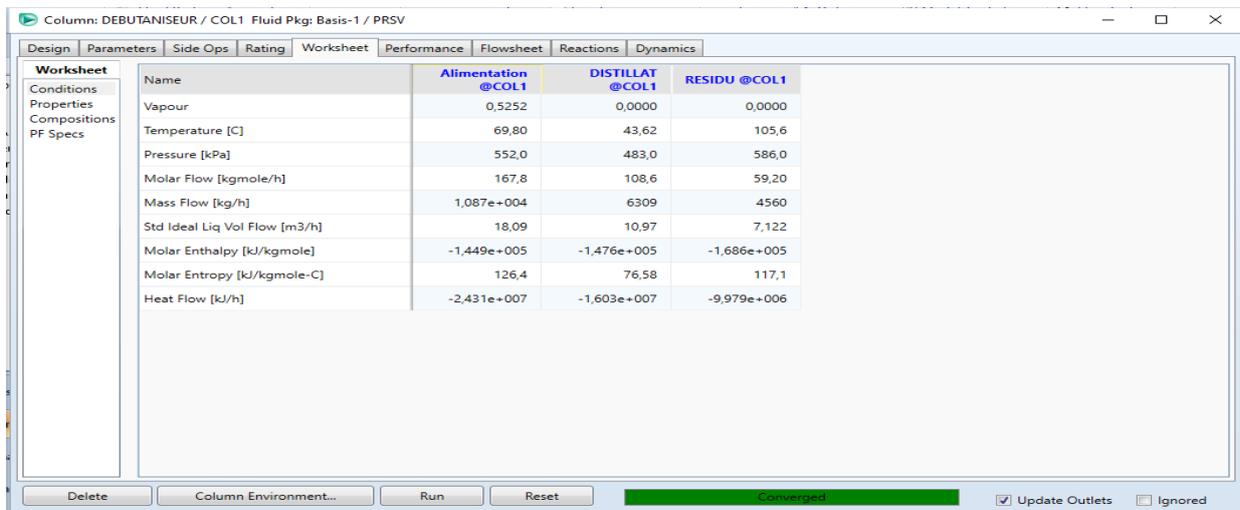


Figure III.6. Les conditions du produit de tête et de fond de la colonne débutaniseur du modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV).

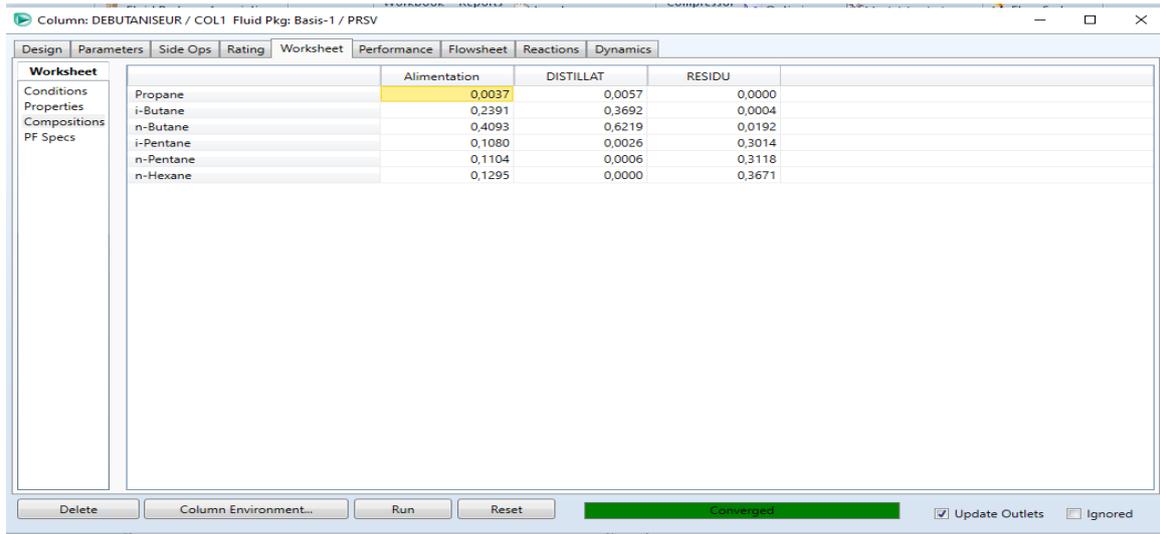


Figure III.7. Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne de débuteur du modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV).

Le tableau (III.4) ci-dessous représente les résultats obtenus par le modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera qui regroupe les valeurs obtenues par simulation et celle de design

Tableau III.4. Les résultats design exact et simulés de la colonne F751 du modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV).

Paramètres et compositions	Distillat			Résidu		
	Exact	Simulé	Erreur	Exact	Simulé	Erreur
C ₃ H ₄	0.0056	0.0057	0	0	0	0
iC ₄ H ₁₂	0.3635	0.3692	0.0016	0.0019	0.0004	0.0016
nC ₄ H ₁₂	0.6134	0.6219	0.0142	0.002	0.0192	0.0142
iC ₅ H ₁₄	0.016	0.0026	0.0801	0.3837	0.3014	0.0801
nC ₅ H ₁₄	0.0015	0.0006	0.0052	0.3180	0.3118	0.0052
C ₆ H ₁₆	0	0	0.0092	0.3764	0.3671	0.0092
Débit(kg/h)	6418	6309	110	4451	4560	110
Température(C°)	44	43.62	0.3	106.6	105.6	0.3
Pression(bar)	4.83	4.83	0	5.86	5.86	0

- **Interprétation**

D'après le tableau (III.4) au-dessus, les résultats obtenus par le logiciel HYSYS montrent que la composition de mélange dans le cas simulé est très proche a celle de design. Dont le distillat l'erreur entre la valeur de n-butane de design et sa valeur simulé est 0.0142, en parallèle en compare l'erreur de n-pentane du design et de simulation est 0.0052.

Contrairement au résidu on remarque que l'erreur entre exactes et simulés de n-butane est très faible égale à 0.0142, par rapport au n-pentane qui soutire avec une valeur exacte de 0.3180 et valeur de simulation de 0.3118.

III.4. Comparaison entre les résultats de calculs des trois modèles thermodynamiques PR, SRK et PRSV

Le tableau (III.5) regroupe les résultats de chaque modèles thermodynamiques dans le distillat et le résidu

Tableau III.5. Comparaison entre les trois modèles thermodynamiques.

Le modèle thermodynamique	Exact	PR	SRK	PRSV
Composition	Distillat	Distillat	Distillat	Distillat
C ₃ H ₄	0.0056	0.0057	0.0057	0.0057
iC ₄ H ₁₂	0.3635	0.3692	0.3692	0.3692
nC ₄ H ₁₂	0.6134	0.6224	0.6235	0.6219
iC ₅ H ₁₄	0.016	0.0025	0.0014	0.0026
nC ₅ H ₁₄	0.0015	0.0002	0.0001	0.0006
C ₆ H ₁₆	0	0	0	0
Débit (Kg/h)	6418	6309	6307	6309
Température(°C)	44	43.76	43.28	43.62
Pression(bar)	4.83	4.83	4.83	4.83

- **Interprétation**

Par comparaison, on constate que l'écart entre les trois modèles thermodynamiques ne dépasse pas (1%), et que les valeurs obtenues par simulation sont globalement toutes très voisines de celles du design où les valeurs simulés par le modèle PRSV sont bien proches aux valeurs du design, ce qui nous permet de dire que ce dernier modèle est le plus fiable.

III.5. Comparaison entre les calculs de version 7.3 et 8.8 de simulation de F751

Pour mieux avoir la version appropriée a utilisé par la suite de ce travail, on réalise une comparaison entre les calculs de version 7.3 et 8.8 de simulation de F751 en cas design et cas simulé, réaliser par la référence [25].

Tableau III.6. Les résultats du produit par logiciel HYSYS version 3.7 et version 8.8 du modèle de Peng Robinson.

Paramètres et compositions	Distillat			Résidu		
	Simulé7.3	Simulé8.8	Erreur	Simulé7.3	Simulé8.8	Erreur
C ₃ H ₄	0.0057	0.0057	0	0	0	0
iC ₄ H ₁₂	0.3694	0.3692	0.0002	0.0005	0.0003	0.0002
nC ₄ H ₁₂	0.6244	0.6224	0.002	0.0153	0.018	0.0027
iC ₅ H ₁₄	0.0005	0.0025	0.002	0.3050	0.3017	0.0033
nC ₅ H ₁₄	0.00	0.0002	0.0002	0.3126	0.3128	0.0002
C ₆ H ₁₆	0.00	0	0	0.3667	0.3672	0.0005
Débit (Kg/h)	6301	6309	8	4568	4559	9
Température(°C)	43.71	43.76	0.05	106.6	106.5	0.1
Pression(bar)	4.83	4.83	0	5.86	5.86	0

➤ **Interprétation**

A partir de la comparaison de nos résultats de simulation des deux versions présentées dans le tableau (III.6) avec le cas design, on trouve que la version 8.8 prédit bien le cas design par rapport à l'ancienne version.

Par conséquent, on peut considérer le modèle PRSV de version 8.8 est satisfaisant et que nous pouvons l'appliquer pour la suite de notre travail.

III.6. Etudes des profils des paramètres de fonctionnement de la colonne de débuteur en fonction de nombre de plateaux

III.6.1 Profil de température

D'après le graphe (III.8) qui représente la variation de température en fonction de nombre de plateaux où on remarque une augmentation légère de température d'un plateau à un autre le long de la colonne, à l'exception du plateau 13 où on constate la présence d'un écart de température important de 59.61°C (12ième plateau) à 63.97°C (13ième plateau). Ceci est dû à la nature et la température de la charge d'alimentation. En plus, la progression de la température le long de la colonne est évidente et collaboré par l'analyse thermique de fonctionnement de la colonne car le fluide qui se trouve sur le plateau est à sa température d'ébullition sachant que les constituants de faible point d'ébullition demeurent aux plateaux

inférieurs, par contre les constituants lourds se concentrent en plateau supérieurs, par conséquent le profil de température le long de la colonne obéit à l'allure obtenue.

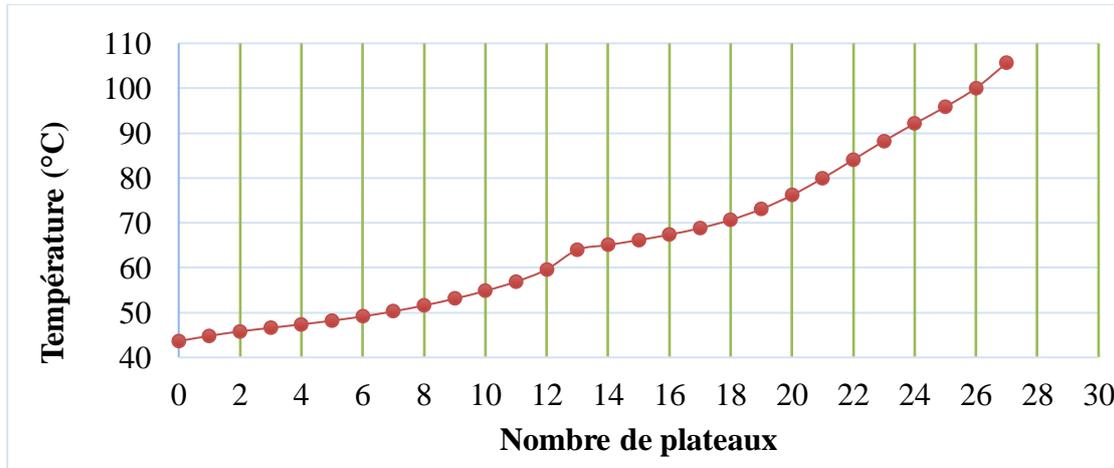


Figure III.8. La variation de la température en fonction de nombre de plateaux.

III.6.2. Profil de pression

La figure (III.9) présente la variation de pression en fonction de nombre de plateaux. Où on remarque que la pression reste constante du plateau zéro au 1^{er} plateau avec une valeur de 4.83bar, car le condenseur fonctionne à la température de plateau 1. Ensuite on observe qu'elle augmente du 1^{er} plateau en tête jusqu'au 26^{ième} plateau suivie par sa stabilisation encore du 26^{ième} plateau au dernier plateau (rebouilleur) avec une valeur de 5.86 bar, et cela est dû à la variation de la composition dans chaque plateau, où on observe une augmentation des lourds et diminution des constituants légères. Donc la pression est proportionnelle à la température ce qui est lié à la loi thermodynamique.

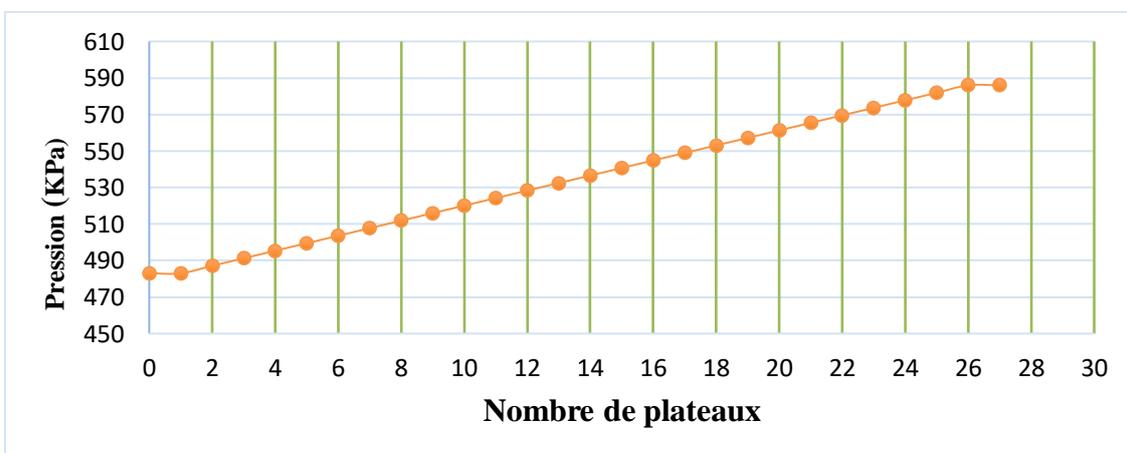


Figure III.9. Variation de pression en fonction de nombre de plateaux.

III.6.3. Profil du débit de vapeur

D'après le graphe (III.10) qui montre la variation de débit de vapeur en fonction de nombre de plateaux, dont on voit clairement un changement de débit le long de la colonne. Au niveau de condenseur (plateau 0) le débit de vapeur est égal à zéro puis il augmente rapidement jusqu'à 271(Kmol/h) dans le plateau 1. A partir de ce dernier on constate une légère diminution jusqu'à le plateau d'alimentation où le débit de vapeur diminue très rapidement. Après cette diminution on remarque une faible augmentation de débit de vapeur de plateau 14 au plateau 26. Ces constatations s'expliquent par le fait qu'au niveau de plateau 0 (condenseur) la totalité de la vapeur est condensée dans la zone d'enrichissement de 1^{er} au 13^{ème} plateau, la fraction des constituants légers diminuent ce qui provoque la légère diminution de débit de vapeur.

Par contre dans la zone d'épuisement, on remarque que le débit est quasiment constant dû à la présence de quantité appréciable en constituants lourds avec une très faible fraction des constituants volatils. Ce qui prouve bien le résultat obtenu dans le graphe III.10.

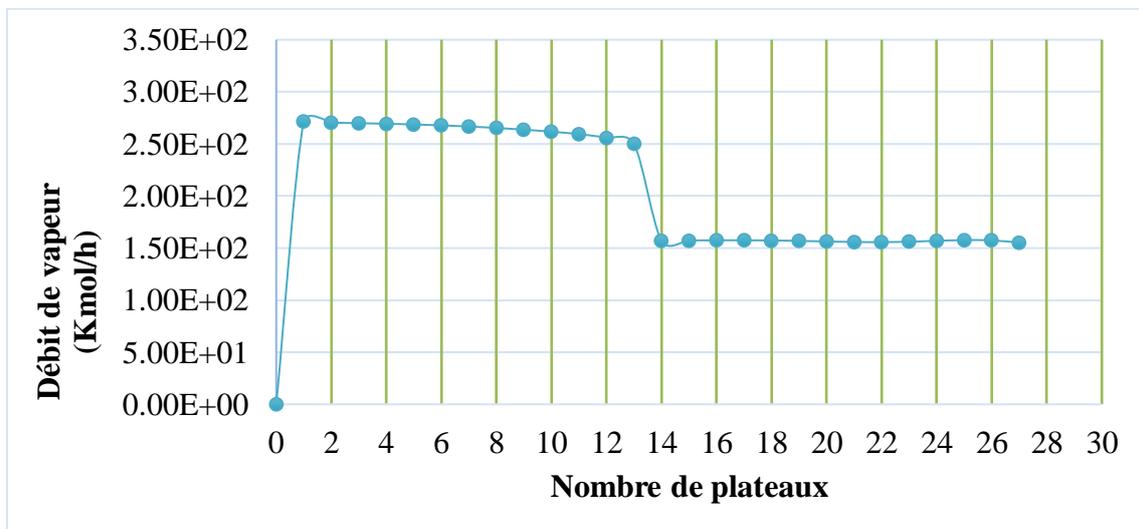


Figure III.10. Variation des débits vapeur en fonction de nombre de plateaux.

III.6.4. Profil du débit de liquide

La figure (III.11) présente la variation de débit de liquide en fonction de nombre de plateaux. Où on remarque que le graphe se divise en quatre parties :

La 1^{ère} partie : qui correspond à la zone d'enrichissement où le débit de liquide varie légèrement, cette zone est comprise entre le plateau zéro et le 13^{ème} plateau.

La 2^{ème} partie : se rapport au plateau d'alimentation (plateau 13) au niveau duquel le débit de liquide augmente subitement, car la fraction de débit liquide descendante dans la colonne s'ajoute à la charge d'alimentation qui est introduite sous la forme d'un mélange liquide-vapeur.

La 3^{ème} partie : qui correspond à la zone d'épuisement, où on remarque un débit liquide très important, avec une légère variation (entre le plateau 13 et le plateau 26).

La 4^{ème} partie : au dernier plateau, on remarque une chute de la valeur de débit liquide dû à la température élevée qui règne au fond de la colonne (le rebouilleur).

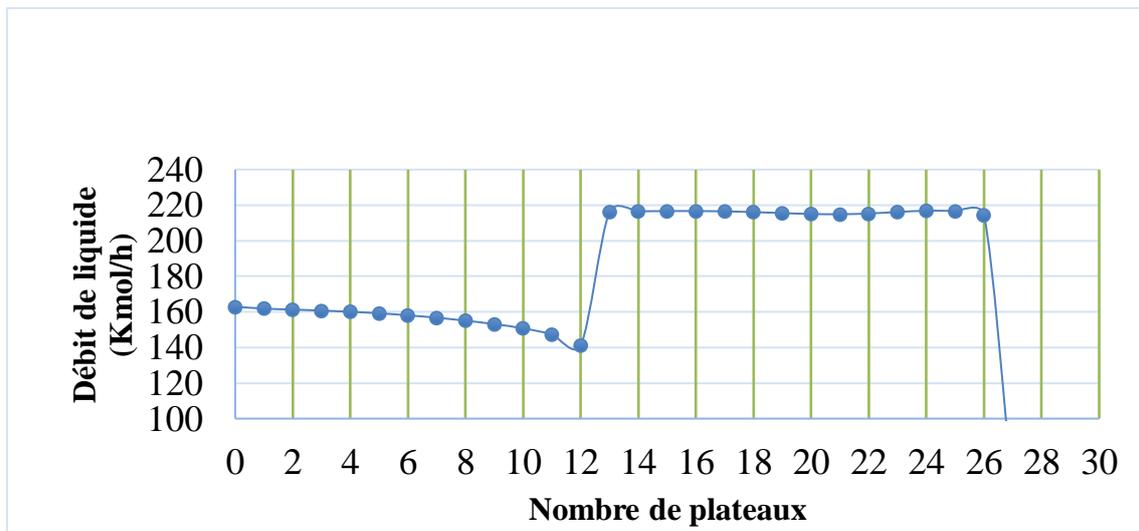


Figure III.11. Variation des débits liquides en fonction de nombre de plateaux.

III.6.5. Profil de la composition d'iC₄ et nC₄

La figure (III.12) représente la variation de la composition de n-butane et i-butane en fonction de nombre de plateau, où on remarque que :

- ✓ La composition de n-butane augmente de plateau zéro jusqu'au 5^{ème} plateau suivi par une diminution légère jusqu'à plateau d'alimentation.
- ✓ De plateau d'alimentation au rebouilleur, on remarque une augmentation légère suivie par une chute de fraction de n-butane de 0.629 à 0.045 au niveau de rebouilleur. Ceci est dû à la température élevée dans ces derniers plateaux.

L'évolution de la composition de i-butane illustré dans la figure ci-dessus et comme suit :

- ✓ Du condenseur au 13^{ème} plateau : on observe une légère diminution.

- ✓ Du 13^{ème} plateau au rebouilleur : On constate que plus on se rapproche au rebouilleur, la composition de i-butane diminue jusqu'à sa disparition totale, ceci est dû à la température élevée au niveau des plateaux d'épuisements.

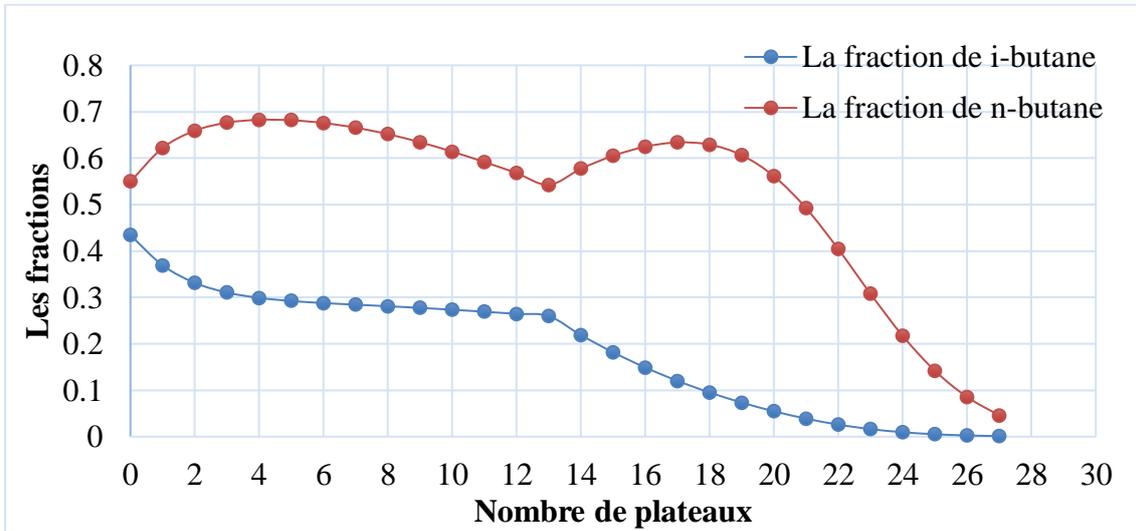


Figure III.12. Variation des compositions d'iC₄ et nC₄ en fonction de nombre de plateaux.

III.6.6. Profil de la composition d'iC₅ et nC₅

La figure (III.13) montre la variation des compositions d'i-pentane et n-pentane en fonction de nombre de plateaux, d'après ce graphe on observe que la fraction de iC₅ et nC₅ dans le plateau zéro en tête de la colonne égale à zéro jusqu'au plateau trois, puis la fraction de iC₅ et nC₅ débute à augmenter pour des plateaux supérieurs au niveau de plateau d'alimentation la composition de iC₅ et nC₅ est constante. Cependant le iC₅ et nC₅ continuent à augmenter à partir de plateau 15.

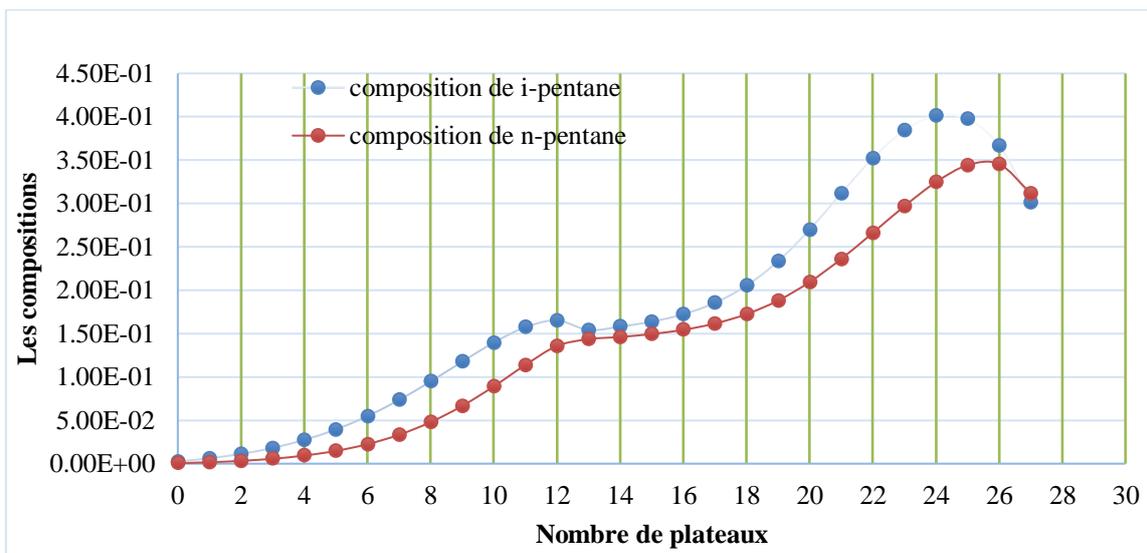


Figure III.13. Variation des compositions d'iC₅ et nC₅ en fonction de nombre de plateaux.

III.7. L'influence de taux de reflux sur la composition de la charge

➤ Dans le distillat

D'après le graphe (III.14), qui représente la variation de la composition de distillat pour différents taux de reflux, On observe que lors de l'augmentation de taux de reflux, les compositions de nC₄ et iC₄ sont proportionnels à l'augmentation puis se stabilisent pour des taux de reflux supérieur à 1.4. Par contre les compositions de nC₅, iC₅ et nC₆ sont inversement proportionnels à l'augmentation de taux de reflux, qui provoque le retour des compositions vapeur de nC₅, iC₅ et nC₆.

L'effet de reflux froid qui provoque la condensation des lourds (nC₅, iC₅ et nC₆) et améliorent aussi la qualité de la séparation. Ce qui confirme qu'un taux de reflux infini conduit à une séparation optimale avec zéro fraction lourde dans le distillat.

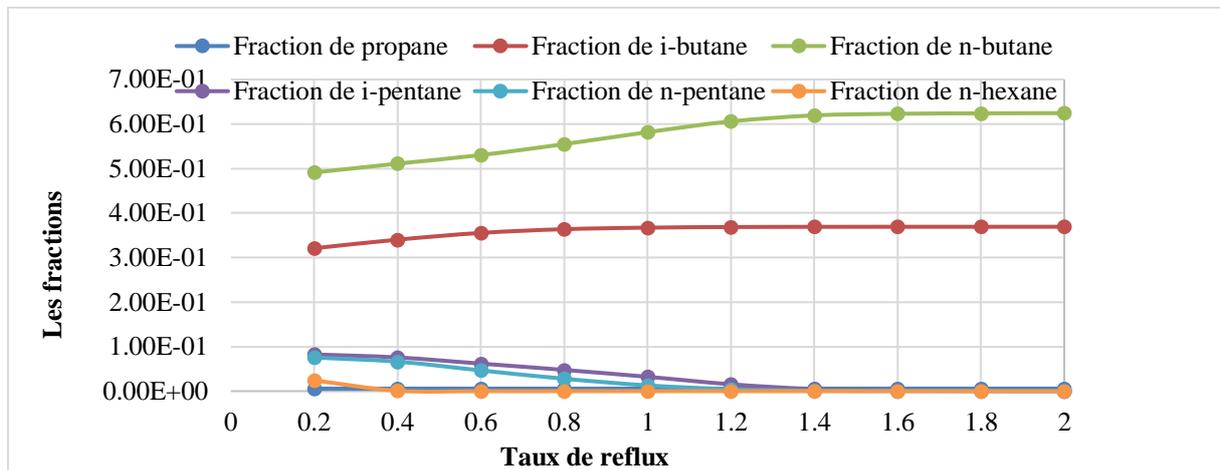


Figure III.14. Variation des compositions de distillat pour différents Taux de reflux.

➤ Dans le résidu :

Dans le graphe (III.15), qui présente la variation de composition de résidu pour différents points de taux de reflux. D'après ce graphe, on remarque que lors de l'augmentation de taux de reflux les compositions C₃, nC₄ et iC₄ s'accumulent au niveau de fond de la colonne, par contre on observe une augmentation dans les compositions de nC₅, iC₅ et nC₆ dans le résidu jusqu'à son stabilisation pour un taux de reflux de 1.4. Où ils sont concentrés au niveau de fond de la colonne.

Ces constatations s'expliquent par le fait que les compositions C₃, nC₄ et iC₄ ayant des températures d'ébullition inférieure, ce qui provoque leur évaporation et par suite leur

élimination dans la composition de résidu et les lourds nC_5 , iC_5 et nC_6 sont retournés au fond dû à la température faible de taux de reflux.

Par conséquent l'augmentation de taux de reflux conduit à une séparation parfaite.

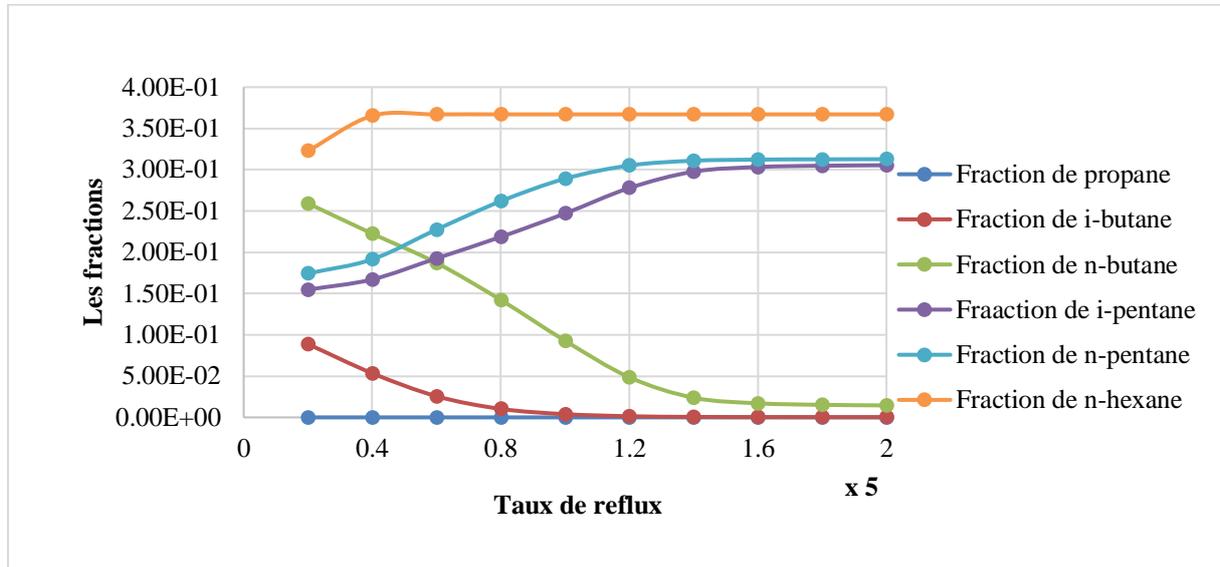


Figure III.15. Variation des compositions de résidu pour différents Taux de reflux.



Conclusion & Recommondation

CONCLUSION GENERALE

Dans le présent travail, nous avons étudié la colonne de distillation de débutaniseur F751 située dans l'unité de traitement GL1/Z d'Arzew. La colonne F751 est destinée à séparer le butane et la gazoline.

Cette colonne est étudiée par le simulateur ASPEN HYSYS V8.8, en utilisant trois modèles thermodynamiques : Soave Riedlich Kwong (SRK), Peng Robinson (PR) et Peng Robinson Stryjek-Vera (PRSV) dans le but de vérifier le modèle le plus fiable. Le modèle choisi est employé par la suite dans la détermination des profils de plusieurs paramètres de la colonne de débutaniseur F751 en fonction de nombre de plateaux, ainsi qu'on a étudié l'influence de taux de reflux sur la fraction de distillat et de résidu.

- ❖ Suite aux différents résultats que nous avons obtenus, nous pouvons déduire que :
 - Le modèle de Peng Robinson Stryjek-Vera est le meilleur où il nous a donné des meilleurs résultats qui sont très proches de celle de design,
 - A partir de la comparaison de nos résultats de simulation des deux versions, la version 7.3 et 8.8 on trouve que cette dernière prédit bien le cas design par rapport à l'ancienne version.
 - Le profil des paramètres de fonctionnement de la colonne F751 en fonction de nombre de plateaux montre que :
 - ✓ La température et la pression augmentent légèrement en fonction du nombre de plateaux, où ils sont proportionnels. Est ceci dû à la variation de composition dans chaque plateau, à la température de la charge et obéit à la loi thermodynamique,
 - ✓ La variation des débits de vapeur et de liquide le long de la colonne est dû à l'état de mélange dans chaque plateau,
 - ✓ La composition des légers est élevée au niveau de sommet de colonne par contre les lourds sont centrés dans le fond de la
 - Concernant l'étude de l'influence de taux de reflux sur la fraction de distillat et de résidu on trouve que :
 - ✓ Le taux de reflux a une influence très importante sur la composition. Dont l'augmentation de taux de reflux conduit à une séparation parfaite.
- ❖ En perspective, on recommande
 - D'utiliser d'autres modèles thermodynamiques tels que Van Laar, NRTL et UNIQUAC.

- Inciter à utiliser logiciel ASPEN HYSYS v 8.8 pour étudier d'autres procédés industriels.



Bibliographies

Bibliographies

- [1] CICILE, «Distillation–Absorption», technique de l'ingénieur, J-2610, J-2611, J-2621 J-2622 J-2623, Edition Technip, (1997).
- [2] <http://members.lycos.fr/ouldoualimalek/theorie/rectification.htm>.
- [3] G. Ardit, «Technologie chimie industrielle», Edition Eyrolles, Paris, (1972).
G. Janusz, «Distillation et rectification», Edition OPU, (1984).
- [4] A. Bechmann, «Tissot. Précis de génie chimique. Georg»- librairie de l'université, Genève.
- [5] Jean Charles Crick ; «Distillation –Absorption colonne à plateaux», Edition A.I.C.H.E.
- [6] R. ABDOULLAEV et V. KOSSIAKOV : Chaire de Raffinage-Pétrochimie « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes ». Institut National des Hydrocarbures et de la Chimie « INHC », Boumerdes, 1977.
- [7] J.P. WAUQUIER : Procédés de séparation, Edition TECHNIP 1998 –Paris.
- [8] WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tomes I & II 2ème édition 1972 –Paris.
- [9] WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 6 – 7.
- [10] MERZOUGUI. A, HASSEINE. A, «Conception d'un procédé chimique» , Faculté des Sciences et Sciences de L'ingénieur, Département de Chimie Industrielle, Université de Biskra. 2009.
- [11] J. C. Cicile, Distillation. Absorption : Généralités sur les colonnes de fractionnement, Technique de l'ingénieur, traité Génie des procédés, J 2 621, 1999.
- [12] J. P. Couriou, Commande de procédés chimiques : réacteurs et colonnes de distillation, HERMES Science publication Ltd-2001.
- [13] Cours sur la colonne de séparation des gaz de l'air, l'académie de Créteil à Saint Denis
- [14] Principe de distillation de l'air, AIR LIQUIDE.
- [15] Technologie Génie Chimique (ANGLARET - KAZMIERCZAK) Tomes 2 et 3.
- [16] Morad BELHARIZI , cours institue algérien du pétrole, les colonnes (technologie et fonctionnement).
- [17] Manuel de formation, cours EXP-PR-EQ100 Révision 0.1, les équipements, les colonnes.
- [18] N. REBAI « INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE », Ecole de Boumerdes UFR : Gas, Refining and Petrochemistry. Initiation au simulateur HYSYS.

- [19] N.Rebai. « Simulation des procédés, initiation au simulateur HYSYS», IAP école de Boumerdès,2008.
- [20] A.Bouali.Y.Bourabia, « Etude des performances d'un Turbo-Expander», mémoire de projet de fin d'étude, université de Blida, (2016).
- [21] O.Bendas.C.Oukacha, « Optimisation de paramètre de fonctionnement de déethaniseur (C-701) et de débutaniseur (C-702) de la section de fractionnement du gaz à l'UTG de Guellala », mémoire de projet de fin d'étude, (2017).
- [22] F.Rivollet, Thechnology «Etude des propriétés volumétriques, d'hydrocarbures légers (C₁-C₄ du dioxyde de carbone et de l'hydrogène sulfure», thèse de doctorat, (2005).
- [23] H.khalil.M.Kamel, « Application de la simulation moléculaire pour le calcul des équilibres liquide-vapeur des nitriles et pour la prédiction des azéotropes », thèse de doctorat, (2004).
- [24] C.Rehal,« Conception d'une pompe à chaleur air/eau à haute efficacité énergétique pour la réhabilitation d'installations de chauffages existantes», thèse de doctorat, (2006).
- [25] N.Amar,« Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de débutaniseur F751 du complexe GNL1Z», mémoire de projet de fin d'étude, université de Mostaganem,(2019).



ANNEXE 1

Column: DEBUTANISEUR / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Design Column Name: DEBUTANISEUR Sub-Flowsheet Tag: COL1

Condenser: Total Partial Full Reflux

Condenser Energy Stream: COND

Delta P: 0,0000 kPa

Ovhd Liquid Outlet: DISTILAT

Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
alimentation	13_Main Tow
<< Stream >>	

Num of Stages: n = 26

P cond: 483,0 kPa

P reb: 586,0 kPa

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

Reboiler Energy Stream: REB

Bottoms Liquid Outlet: RESIDU

Delta P: 0,0000 kPa

Stage Numbering: Top Down Bottom Up

Edit Trays...

Delete Column Environment... Run Reset Converged Update Outlets Ignored

Column: DEBUTANISEUR / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Parameters

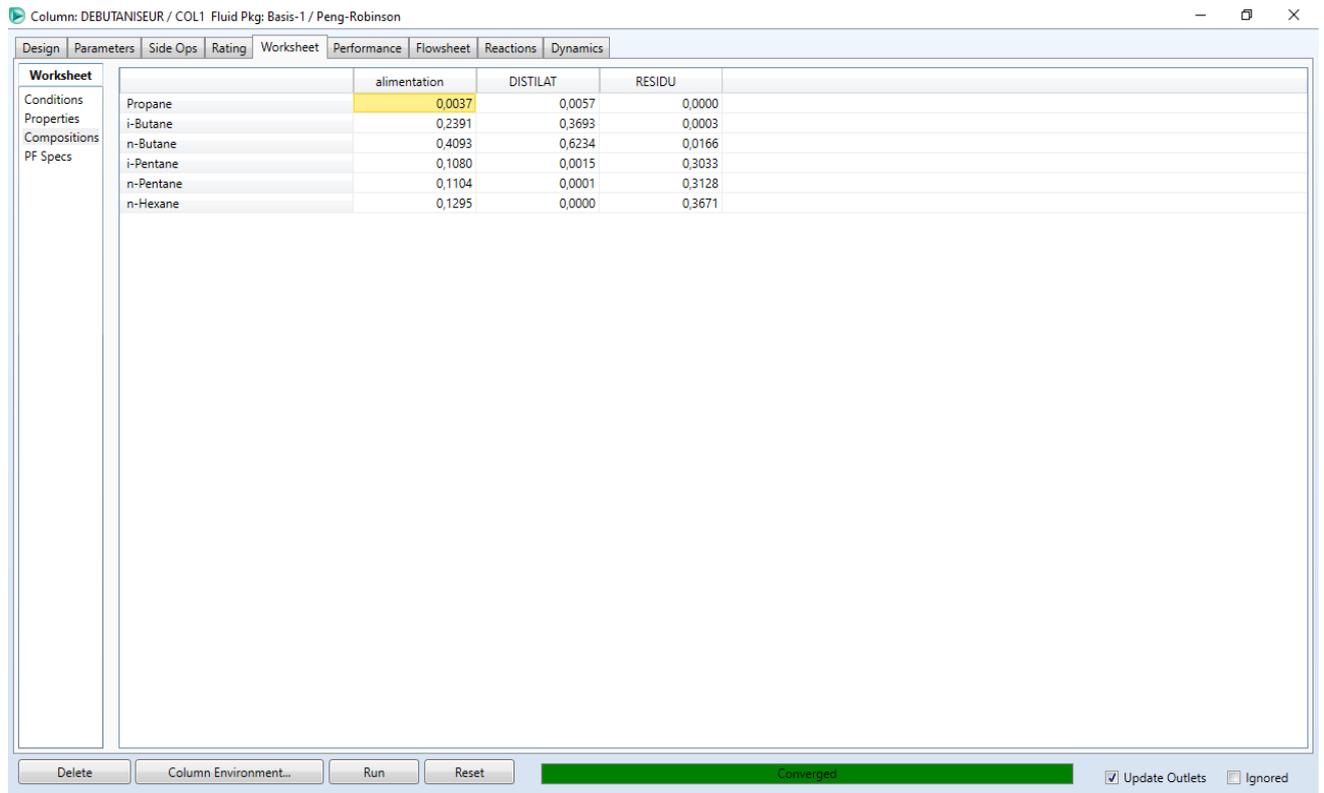
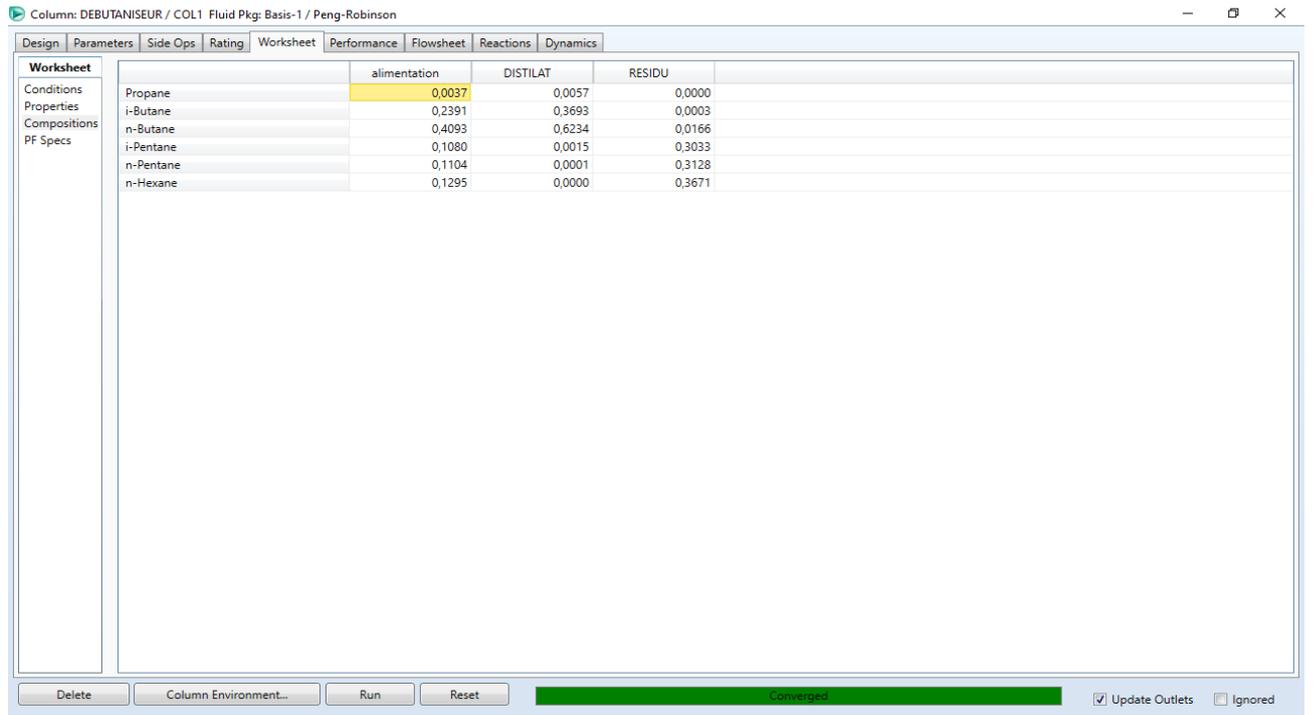
Composition Estimates

	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	Sum
Condenser	5,717e-003	0,3693	0,6234	1,541e-003	9,665e-005	4,625e-010	1,000
1_Main To...	2,152e-003	0,3059	0,6879	3,744e-003	2,959e-004	3,787e-009	1,000
2_Main To...	1,316e-003	0,2701	0,7210	6,900e-003	6,575e-004	2,000e-008	1,000
3_Main To...	1,119e-003	0,2501	0,7361	1,137e-002	1,305e-003	9,771e-008	1,000
4_Main To...	1,072e-003	0,2386	0,7403	1,763e-002	2,451e-003	4,643e-007	1,000
5_Main To...	1,057e-003	0,2313	0,7369	2,627e-002	4,449e-003	2,165e-006	1,000
6_Main To...	1,050e-003	0,2259	0,7272	3,791e-002	7,864e-003	9,894e-006	1,000
7_Main To...	1,041e-003	0,2208	0,7114	5,313e-002	1,354e-002	4,411e-005	1,000
8_Main To...	1,030e-003	0,2151	0,6889	7,213e-002	2,265e-002	1,905e-004	1,000
9_Main To...	1,015e-003	0,2082	0,6590	9,440e-002	3,653e-002	7,899e-004	1,000
10_Main T...	9,941e-004	0,1998	0,6216	0,1182	5,635e-002	3,110e-003	1,000
11_Main T...	9,673e-004	0,1894	0,5762	0,1399	8,206e-002	1,146e-002	1,000
12_Main T...	9,303e-004	0,1762	0,5208	0,1534	0,1103	3,850e-002	1,000
13_Main T...	8,751e-004	0,1582	0,4501	0,1487	0,1303	0,1117	1,000
14_Main T...	3,486e-004	0,1293	0,4714	0,1538	0,1329	0,1123	1,000
15_Main T...	1,372e-004	0,1039	0,4851	0,1612	0,1365	0,1131	1,000
16_Main T...	5,328e-005	8,199e-002	0,4891	0,1727	0,1419	0,1143	1,000
17_Main T...	2,032e-005	6,315e-002	0,4804	0,1902	0,1502	0,1160	1,000
18_Main T...	7,565e-006	4,711e-002	0,4557	0,2159	0,1629	0,1185	1,000
19_Main T...	2,727e-006	3,371e-002	0,4127	0,2508	0,1810	0,1218	1,000
20_Main T...	9,442e-007	2,289e-002	0,3528	0,2935	0,2050	0,1258	1,000
21_Main T...	3,123e-007	1,464e-002	0,2822	0,3390	0,2337	0,1304	1,000
22_Main T...	9,859e-008	8,806e-003	0,2108	0,3798	0,2650	0,1356	1,000

Clear Tray Clear All Trays Update Restore Normalize Trays Lock Estimates Unlock Estimates

Phase: Vap Liq

Delete Column Environment... Run Reset Converged Update Outlets Ignored



Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Performance

Summary
Column Profiles
Feeds / Products
Plots
Cond./Reboiler

Reflux Ratio 1,600
Boilup Ratio 2,822

Flows Energy

Basis
 Molar Mass Ideal Liq Vol
 Liq Vol @Std Cond Act. Volume

	Temperature [C]	Pressure [kPa]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]	Net Feed [kgmole/h]	Net Draws [kgmole/h]	Duty [kJ/h]
Condenser	43,73	483,0	173,762			108,60	5,474e+006
1_Main Tower	44,87	483,0	172,748	282,363			
2_Main Tower	45,81	487,1	172,313	281,349			
3_Main Tower	46,53	491,2	171,919	280,914			
4_Main Tower	47,18	495,4	171,467	280,520			
5_Main Tower	47,84	499,5	170,868	280,068			
6_Main Tower	48,59	503,6	170,037	279,469			
7_Main Tower	49,48	507,7	168,890	278,638			
8_Main Tower	50,58	511,8	167,344	277,491			
9_Main Tower	51,94	516,0	165,309	275,945			
10_Main Tower	53,64	520,1	162,590	273,910			
11_Main Tower	55,80	524,2	158,596	271,191			
12_Main Tower	58,79	528,3	151,917	267,197			
13_Main Tower	63,48	532,4	229,992	260,518	167,80		
14_Main Tower	64,65	536,6	230,166	170,793			
15_Main Tower	65,87	540,7	230,191	170,967			
16_Main Tower	67,26	544,8	230,016	170,992			
17_Main Tower	68,95	548,9	229,593	170,817			
18_Main Tower	71,12	553,0	228,931	170,393			
19_Main Tower	73,94	557,2	228,179	169,732			
20_Main Tower	77,45	561,3	227,636	168,980			
21_Main Tower	81,49	565,4	227,620	168,437			
22_Main Tower	85,69	569,5	228,210	168,421			
23_Main Tower	89,67	573,6	229,094	169,010			
24_Main Tower	93,28	577,8	229,621	169,895			
25_Main Tower	96,76	581,9	228,892	170,422			
26_Main Tower	100,9	586,0	226,241	169,693			
Reboiler	106,5	586,0		167,042		59,199	3,856e+006

Delete Column Environment... Run Reset

Converged

Update Outlets Ignored