



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE  
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2.... /GC/2019

## MEMOIRE

Pour obtenir le diplôme de

### MASTER EN GENIE DES PROCÉDES

Option: GENIE CHIMIQUE

Par

**Amar Nadia**

**OPTIMISATION DES PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT  
DE LA COLONNE DU DEBUTANISEURE F751  
DU COMPLEXE GNL1/Z**

Soutenu le 26/06/2019 devant le jury composé de :

Président :	Y. Sefir	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	F. Mansouri	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	S. Terkhi	MCA	Université de Mostaganem

# REMERCIEMENT

*Avant tout je remercie "Allah" tout puissant qui m'a donné le courage, la Volonté et la force pour accomplir ce modeste travail. Merci de m'avoir éclairé le chemin de la réussite.*

*Je remercie vivement mon encadreur Dr. TERKHI Sabria, maître de conférence à l'université de Mostaganem, d'avoir accepté de mon encadrer, qui s'est toujours montrée à l'écoute et disponible, par ses conseils judicieux et pour son suivi régulier pour mener à bien ce modeste travail*

*J'adresser mes remerciements à madame Y.SEFIR de mon avoir fait l'honneur de présider le jury.*

*à madame F.MANSOURI d'avoir accepté d'examiner mon travail, et à madame L.BESAAD ainsi que tous les enseignants du département de génie des procédés pour leur contribution dans notre formation et leur disponibilité à orienter les étudiants.*

*Je remercie également monsieur M.KHALFA, monsieur M.CHOUGRANE, monsieur M.BENYAMINA, monsieur M. BEN SALWA, monsieur S.BELEZREG, et monsieur M.MEKDAME KADA. et tous l'ensemble de personnel de complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1/Z DE Bethioua.*

*Je tiens, aussi à remercie mes parents, mes sœurs et mes frères. Finalement, mon remerciements à tous ceux ou celles qui ont contribué de près ou de Loin à l'accomplissement de ce travail.*

*Et à tous les étudiants de la promotion 2018-2019.*



# DEDICACE

*Avant tout c'est grâce à dieu que je suis  
arrivée là.*

*Je dédie ce simple travail à mes Chers parents qui m'ont  
Encouragé à donner le meilleur de moi-même,*

*et qui m'ont fourni*

*Les moyens d'être ce que je suis aujourd'hui.*

*Je le dédie aussi à mes sœurs*

*FATIMA, HOURIA, SOURIA, KARIMA, ALAA  
ELRRAHMANE*

*mes frères AHMED, ISMAIL, ABD EL RRAHMANE  
IBRAHIME, une carrière pleine de succès, Que dieu les garde  
tous.*

*Je le dédie aussi, à mes très chers grands parents, à mes  
cousins et cousines.*

*A mes très chères amies WAHIBA, BATOUL, NOUR EL  
HAYATE, DJIHADE, FATIMA MOHAMMEDE,  
IBRAHIME et ABD ELHAK,*

*A tous la famille AMAR*



## RESUME

Dans ce travail, nous présentons une étude d'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne débutaniseur F751 du complexe GNL1/Z, dont l'objectif est l'amélioration de la qualité des produits de tête et de fond de cette colonne.

La réalisation de cette optimisation a été menée à l'aide du logiciel de simulation HYSYSV3.7 en utilisant le modèle thermodynamique Peng-Robinson qui est un modèle adéquat pour l'étude du comportement des gaz.

Notre procédure de simulation a été validée en comparant les résultats obtenus par notre simulation avec les données du design.

Les paramètres ont été estimés en étudiant l'influence des températures de fond et de tête sur la composition des produits pour différentes valeurs de taux de reflux.

## ABSTRACT

In this work, we present a study to optimize the operating parameters of the Debutanizer F751 column of the complex GNL1/Z, the objective of which is to improve the quality of the top and of the bottom of the Column.

Composition this optimization was carried out using the HYSYS V3.7 simulation software using the Peng-Robinson thermodynamic model, which is a suitable model for the study of the behavior of gases.

Our simulation procedure was validated by comparing the results obtained by our Simulation with the design.

The new parameters were estimated by studying the influence of the temperatures on the composition of the product in the top and the bottom of the column for different values of reflux rate.

## الملخص

في هذا العمل، نقدم دراسة لتحسين معايير التشغيل لعمود التقطير ديبوتانيزر F751

للمكرب GNL1/Z الهدف منها تحسين نوعية الانتاج.

وقد تم هذا التحسين باستخدام برنامج محاكاة HYSYS باستخدام النموذج الحراري بنغ-

روبينسون وهو النموذج المناسب لدراسة سلوك الغازات .

تم التحقق من اجراءات المحاكاة لدينا بمقارنة النتائج التي تم الحصول عليها من المحاكاة مع

بيانات التصميم وقد تم تقدير المعايير الجديدة من خلال دراسة تأثير درجة الحرارة في اعلى واسفل

العمود التقطير F751 على تكوين المنتجات من اجل عدة قيم لمعدل الجزر.

# SOMMAIRE

<b>Introduction générale</b> .....	1
<b>Chapitre I : Présentation de complexe GNL1/Z</b>	
I.1.Introduction.....	3
I.2.Historique du complexe GL1/Z.....	3
I.2.1.Situation géographique du complexe GNL1/Z.....	3
I.3.Définition du gaz naturel.....	3
I.4. L'organisation du complexe GL1/Z .....	4
I.4.1. Zone d'utilité.....	4
I.4.2. Zone de process .....	5
I.4.3. Zone de stockage.....	5
I.5. Description du procédé de liquéfaction.....	5
I.5.1 Section de décarbonatation.....	6
I.5.1.1. Absorption de CO <sub>2</sub> .....	6
I.5.1.2. Régénération de la solution MEA.....	6
I.5.2. Section de déshydratation et de démercurisation.....	7
I.5.2.1. Le séchage.....	7
I.5.2.2. Régénération des sécheurs.....	7
I.5.2.3. la démercurisation.....	7
I.5.3. La boucle propane .....	8
I.5.4. La section de séparation (tour de lavage) .....	8
I.5.5. La boucle MCR.....	9
I.5.6. La section de liquéfaction.....	9
I.5.7. Les sections de fractionnement.....	10
I.5.7.1. La section de Déméthanisatio.....	11
I.5.7.2. La section de Dééthanisation.....	11
I.5.7.3. La section de Dépropanisation .....	11
I.5.7.4. La section de Débutanisation.....	11
I.6.Capacité de la production de complexe GNL1/Z.....	11
I.7. Description de la section de débutanisation.....	13

I.7.1. Principe de fonctionnement.....	13
I.7.2. Utilisation des produits de débutaniseur F 751.....	14

## **Chapitre II : Distillation d'un mélange complexe.**

II.1.Introduction.....	16
II.2. Définition de la distillation.....	16
II.3. Principe de la distillation.....	16
II.4. Equilibre liquide-vapeur.....	17
II.4.1. Distillation d'un mélange binaire.....	17
II.4.2. La distillation flash.....	18
II.5. Les lois fondamentales de la distillation.....	18
II.6. Bilan thermique de la colonne.....	20
II.7. Les types de distillation .....	21
II.7.1. La distillation discontinue.....	21
II.7.2. La distillation continue.....	21
II.8. Description d'une installation de distillation en continu.....	22
II.9. Les appareillages d'une installation de distillation.....	23
II.9.1. Colonne.....	23
II.9.1. Le rebouilleur.....	23
II.9.2. Le condenseur.....	23
II.9.3. Ballon de reflux.....	23
II.9.4. Les appareillages annexes.....	23
II.10. Classification des colonnes de Distillation .....	24
II.10.1. Les colonnes à garnissages.....	24
II.10.2.les colonne à plateaux .....	24
II.10.2. 1. Plateau à calottes.....	25
II.10.2. 2. Plateaux perforés à déversoir.....	25
II.10.2. 3. Plateau à clapets.....	26
II.10.2. 4. Plateau sans déversoirs .....	26
II.10.2. 5. Plateau à jet directionnel.....	26
II.11. Fractionnement des mélanges complexes .....	27
II.11.1. Théorie de la rectification.....	27
II.11. 1.1. Définition.....	28
II.11.1.2. Description de la colonne de rectification.....	28

II.11.1.3. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	28
II.11.2. Ebullition d'un mélange complexe .....	30
II.11.3. Evaporation d'un mélange complexe.....	30
II.12. Les facteurs qui influencent le fonctionnement de la colonne de distillation.....	30
II.12.1. La pression .....	30
II.12.2. La température.....	30
II.12.3. Le taux de reflux.....	30

### **Chapitre III. Simulation et discussion des résultats**

III.1. Introduction.....	32
III.2. Définition de simulation.....	32
III.3. Présentation de HYSYS.....	33
III.3.1. Définition de HYSYS .....	33
III.3.2. Fonctionnement de HYSYS.....	33
III.3.3. Validation du modèle thermodynamique.....	34
III.4. Simulation du cas design.....	34
III.5. Optimisation des paramètres du fonctionnement de la colonne débutaniseur F751...37	
III.5.1. En tête de colonne F751 .....	37
III.5.1.1. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du iC <sub>5</sub> .....	37
III.5.1.2. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du nC <sub>5</sub> .....	39
III.5.1.3. L'influence de la température et de taux de reflux sur la fraction du iC <sub>4</sub> .....	40
III.5.1.4. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du nC <sub>4</sub> .....	41
III.5.2. En fond de colonne F751 .....	42
III.5.2.1. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du iC <sub>5</sub> .....	42
III.5.2.2. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du nC <sub>5</sub> .....	43
III.5.2.3. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du iC <sub>4</sub> .....	44
III.5.2.4. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du nC <sub>4</sub> .....	45

III.6. La variation de la quantité de chaleur du condenseur en fonction de température et taux de reflux.....	46
III.7. La variation de la quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et taux de reflux.....	47
<b>Conclusion générale.....</b>	<b>49</b>
<b>Bibliographique</b>	
<b>Annexe 1</b>	
<b>Annexe 2</b>	

## LISTE DES FIGURES

<b>Figure I.1.</b> Vue générale d'un train de liquéfaction en GLN1 /Z.....	12
<b>Figure I.2.</b> Schéma simplifié de la section de débutanisation.....	15
<b>Figure II.1.</b> Diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante.....	18
<b>Figure II.2.</b> Schéma simple d'une distillation flash.....	18
<b>Figure II.3.</b> Schéma simplifié d'une installation de distillation.....	22
<b>Figure II.4.</b> Garnissage structuré .....	24
<b>Figure II.5.</b> Colonne à garnissag.....	24
<b>Figure II.6.</b> L'écoulement dans une colonne à plateaux.....	25
<b>Figure II.7.</b> Les Clapets.....	26
<b>Figure II.8.</b> Colonne avec plateaux a calottes .....	27
<b>Figure II.9.</b> Plateaux à clapets.....	27
<b>Figure II.10.</b> Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification.....	29
<b>Figure III.1.</b> Schéma PFD de la colonne de fractionnement debutaniseur .....	35
<b>Figure III.2.a)</b> La variation de la fraction de l'iC <sub>5</sub> dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux. <b>b)</b> zoom de la figure III. 2 (a).....	38
<b>Figure III.3.</b> La variation de la fraction de nC <sub>5</sub> dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux.....	39
<b>Figure III.4. a)</b> la variation de la fraction du iC <sub>4</sub> dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux. <b>b)</b> zoom de la figure III.4.a).....	39
<b>Figure III.5.a)</b> la variation de la fraction du nC <sub>4</sub> dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux, <b>b)</b> zoom de la figure III.5.a).....	38
<b>Figure III.6. a)</b> la variation de la fraction du iC <sub>5</sub> dans le distillat en fonction de la température pour différent taux de reflux, <b>b)</b> zoom de la figure III.6.a).....	39
<b>Figure III.7.a)</b> La variation de la fraction de l'iC <sub>5</sub> dans le fond t en fonction de température pour différent taux de reflux, <b>b)</b> zoom de la figure III. 7. a).....	40
<b>Figure III.8.</b> La variation de la fraction d'iC <sub>4</sub> dans le fond en fonction de température pour différents taux de reflux .....	41
<b>Figure III.9. a)</b> la variation de la fraction du iC <sub>4</sub> dans le fond en fonction de température pour différent taux de reflux, <b>b)</b> zoom de la figure III.9.a).....	42
<b>Figure III.10.</b> La quantité de chaleur de condenseur en fonction de température et de taux de reflux.....	43

**Figure III.11.** La quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et de taux de reflux.....44

## LA LISTE DES TABLEAUX

<b>Tableau I.1.</b> Composition moyenne du gaz naturel.....	6
<b>Tableau I.2.</b> Composition chimique du Multi-Composants réfrigérants (MCR).....	8
<b>Tableau I.3.</b> Composition chimique du GNL.....	10
<b>Tableau III.1.</b> Composition design de l'alimentation du débutaniseur F751.....	35
<b>Tableau III.2.</b> Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne debutaniseu.....	35
<b>Tableau III .3.</b> Les conditions du produit de tête et de fond de la colonDebutaniseur.....	36
<b>Tableau III. 4.</b> Les résultats design exacts et simulés de la colonne F751.....	36
<b>Tableau III.5.</b> La qualité des fractions de compositions de butane et gazoline exigée Par Sonatrach.....	37

## Liste d'abréviation

GL/Z : complexe d'ARZEW de liquéfaction du gaz naturel.

GL/K : complexe DE SEKIKDA de liquéfaction du gaz naturel.

GNL : gaz naturel liquéfié.

GN : gaz naturel.

GNT : gaz naturel traité.

m<sup>3</sup> : mètre cube.

Km : kilomètre.

C° : degré Celsius.

MCR : multi composant réfrigérant.

MEA : mono éthanol amine.

PCS : pouvoir calorifique supérieur.

EDM : eau de mer.

CH<sub>4</sub>: méthane.

C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>: éthane.

C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>: propane.

iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>: iso-butane.

nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>: normal-butane.

iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>: iso-pentane

nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>: normal pentane

C<sub>5</sub>+: les essences.

F721 : colonne de déméthaniseur

F731 : colonne de dééthaniseur

F741 : colonne de dépropaniseur

F751 : colonne de debuthaniseur.



# **Introduction Générale**

### Introduction Générale

Durant ces dernières années, le commerce international du gaz naturel (GN) a connu un départ considérable. Selon sa composition et ses propriétés, le gaz naturel peut être utilisé aussi bien comme combustible que comme matière première. C'est donc à la fois une source d'énergie employée dans des domaines tels que la production de chaleur, d'électricité et décarburant ainsi que comme matière première dans l'industrie pétrochimique.

L'économie d'Algérie est basée essentiellement sur l'exportation des hydrocarbures dont le gaz naturel liquéfié (GNL) présente la plus grande partie. En effet, elle dispose d'importantes réserves de GN estimées à 3000 milliards de mètres cubes. Elle occupe la quatrième place mondiale, après la Russie, l'Iran, et les Etats unis et la première en Afrique, grâce à ses efforts multiples, l'Algérie a conclu divers accords et partenariats amenant au succès de l'ensemble de ses complexes de liquéfaction, les GN/K à Skikda et les GN/Z à Arzew.

La composition du GN diffère d'un gisement à un autre. Le GN contient des impuretés qu'il faut éliminer lors de sa liquéfaction, tels que le dioxyde de carbone, le mercure et les hydrocarbures relativement lourds tels que l'éthane, le propane, le butane et la gazoline qu'il faut séparer de GN en utilisant des sections de fractionnements.

Les besoins internes du complexe de liquéfaction de gaz naturel en éthane, propane et butane nécessitent la production de ces hydrocarbures en séparant le liquide du fond de la tour de lavage dans quatre colonnes de distillation successives; le liquide du fond de déméthaniseur F721 qui alimenté par le fond de tour de lavage est l'alimentation de dééthaniseur F731 et le liquide du fond de ce dernier est l'alimentation de dépropaniseur F741 qui alimente le débutaniseur F751 à partir de son fond. Le distillat de la débutaniseur est riche en butane qui a plusieurs utilisations dans le train de la liquéfaction. Il est envoyé vers GNT( Gaz naturel traité ) pour régler sa PCS( pouvoir calorifique supérieure), et il assure un reflux liquide dans le recyclage de tour de lavage, il est l'inventaire du rebouilleur tour de lavage, il ajuste des appoints vers fuel gaz et il alimente un autre train. Le résidu de la colonne est riche en gazoline qui est stockée dans une sphère pour être commercialisée.

L'objectif de notre étude est d'optimiser des paramètres de fonctionnement (température et taux de reflux) de la dernière colonne de fractionnement le débutaniseur F751, du complexe GNL1/Z à AREZW dont le but est d'améliorer la qualité de butane en haut de fractionnement (le Distillat) et la gazoline en fond (le résidu).

Pour mener à bien cette étude, nous avons réalisé une simulation de débutaniseur F751, par le logiciel HYSYS V7.3 en utilisant l'équation d'état des gaz réel Peng-Robinson.

Nous avons, à cet effet, organisé notre travail selon le canevas suivant :

Le premier chapitre présente une présentation générale de complexe GNL1/Z et une description détaillée de la section de fractionnement qui constitue l'élément essentiel dans notre étude.

Le deuxième chapitre a pour objet de mettre en exergue des rappels sur les concepts généraux de la distillation de mélanges complexe;

Le troisième chapitre est réservé à la présentation et discussion des résultats simulés tout en précédant par l'exposition de logiciel de la simulation utilisée dans notre travail.

Enfin, l'ensemble des résultats obtenus sur l'optimisation de la colonne de fractionnement le débutaniseur F751 est présentée dans la conclusion générale ainsi que les perspectives envisagées.

Chapitre

I

**Présentation de  
complexe  $G_{NL1/Z}$**

## **I.1. Introduction**

Le complexe industriel de GNL, GL1/Z est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Il a été conçu pour assurer le transport sous forme liquide du gaz naturel provenant de HASSI R'MEL par gazoducs en vue de faciliter son transport et sa commercialisation. Comme toute création industrielle d'envergure, le complexe GL1/Z a franchi des étapes qui sont autant d'événements marquants de son histoire récente.

L'objectif principal de ce chapitre est consacré à la présentation du complexe GN1/Z, définition du gaz naturel, description du procédé de liquéfaction, et description détaillé de la section de débutanisation.

## **I.2. Historique du complexe GL1/Z**

Le 16 juin 1973, le défunt président Houari Boumediene pose la première pierre pour la construction **complexe GL1/Z**. En charge du projet, et pour le compte de SONATRACH, La société américaine BECHTEL, engage les travaux de réalisation le 20 février 1978. Cinq années après, le complexe entre en production et les premières livraisons de GNL sont effectuées à destination des Etats Unis [1].

### **I.2.1. Situation géographique du complexe GNL1/Z**

Le complexe de Liquéfaction de Gaz Naturel GL1/Z, est situé à l'ouest d'Oran dans le village de Bethioua, sur une superficie de 72 hectares dont 56 hectares occupé par les installations, pour un objectif de traitement de gaz naturel.

## **I.3. Définition du gaz naturel**

Le gaz naturel est un combustible fossile; il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse. C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et son usage se développe rapidement.

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur final.

Le gaz naturel est inodore, incolore et sans saveur donc indétectable par les sens humains. Il est connu surtout pour son usage domestique, le chauffage, cuisson et est-il

comme matière première dans l'industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage. Il sert à La production d'électricité et le transport. [2]

#### **I.4. L'organisation du complexe GL1/Z**

❖ Les départements liés directement avec la direction dites Structure de contrôle :

- ✓ Département Technique (T).
- ✓ Département Finance (F).
- ✓ Département sécurité (I).
- ✓ Département Travaux Neufs (W)

❖ Le complexe GL1/Z se devise en deux (02) sous direction :

➤ Sous direction de l'exploitation (DE) qui comprend le :

- ✓ Département Production(P).
- ✓ Département Maintenance(G).
- ✓ Département des Approvisionnements(A).

➤ Sous direction du personnel (DP) qui comprend le :

- ✓ Département Ressource Humaine(DRH).
- ✓ Département des Moyens Généraux(M).
- ✓ Département Personnel(S).

❖ Le complexe GL1/Z comprend quatre zones:

- ✓ Zone d'utilité.
- ✓ Zone de process.
- ✓ Zone de stockage.
- ✓ Zone de pompage.

##### **I.4.1. Zone d'utilité**

Cette zone assure la fourniture de toutes les utilités en ce qui concerne :

- La production de l'eau distillée.
- La production de vapeur.
- La production d'électricité.
- La production d'air instrument.
- La production d'azote.
- L'alimentation du complexe en eau de mer
- Réseau de fuel gaz

#### **I.4.2. Zone de process :**

Constituée de six unités de liquéfaction appelées trains qui sont identiques, tant dans leur design que dans leurs fonctionnement, en effet, vu de près, les caractéristiques et les configurations, issus d'un même engineering industriel, explique leur autonomie de fonctionnement pour la liquéfaction du gaz naturel, chaque train de liquéfaction est composé de dix sections à savoir :

- Section 01 : la décarbonatation (élimination du CO<sub>2</sub>).
- Section 02 : la déshydratation et la démercurisation (élimination de H<sub>2</sub>O et d'Hg).
- Section 03 : la boucle propane.
- Section 04 : la séparation.
- Section 05 : la boucle MCR
- Section 06 : la liquéfaction.
- Section 07 : la deméthanisation
- Section 08 : la déethanisation
- Section 09 : la dépropanisation
- Section 10 : la débutanisation

#### **I.4.3. Zone de stockage**

Face aux trains, côté mer, se trouve la zone de stockage et d'expédition du GNL, cette zone comprend trois bacs aériens de GNL d'une capacité unitaire de 100000 m<sup>3</sup>, le complexe dispose de deux postes de chargements pour méthaniers de 50000 m<sup>3</sup> à 125000 m<sup>3</sup>.

#### **I.5. Description du procédé de liquéfaction [1]**

Avant d'entamer la description du procédé de liquéfaction, il est utile de connaître la composition moyenne du gaz naturel.

**Tableau I.1.**Composition moyenne du gaz naturel

Composants	Nomenclature	% molaire
N <sub>2</sub>	Azote	5,80
He	Hélium	0,19
CO <sub>2</sub>	Dioxyde de carbone	0,21
C <sub>1</sub>	Méthane	83,20
C <sub>2</sub>	Ethane	7,10
C <sub>3</sub>	Propane	2,25
C <sub>4</sub>	Butane	0,80
C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	La Gazoline	0,45

**NB** : Le mercure est présent dans le gaz naturel mais avec des quantités de l'ordre de nano gramme par Nm<sup>3</sup>.

## I.5.1 Section de décarbonatation

### I.5.1.1. Absorption de CO<sub>2</sub>

Le principe d'élimination du gaz carbonique est mis en œuvre par un procédé d'absorption conduit dans une colonne d'absorption X01-F502 de 27 plateaux à clapets, à haute pression (42 bars) et basse température (38 °C).

L'absorption du gaz carbonique se fait par une solution aqueuse appelée Mono-éthanol amine (MEA) diluée de 12 à 15 %.

La colonne est divisée en trois parties, la partie basse pour l'épuration où les hydrocarbures lourds sont éliminés par décantation, cette opération est nécessaire afin d'éviter la contamination du MEA qui se traduit par la formation d'une grande quantité de mousse dans la colonne, ce qui gênerait l'absorption, la partie du milieu constituée de 25 plateaux pour l'absorption de CO<sub>2</sub> où le gaz naturel pénètre par le bas et rencontre la solution de MEA descendante, et la partie de haut est constituée de deux plateaux pour le lavage du gaz. Le gaz naturel débarrassé du CO<sub>2</sub> quitte la tête de l'absorbeur pour être envoyé dans la section de déshydratation.

### I.5.1.2. Régénération de la solution MEA

La MEA riche en CO<sub>2</sub> quitte le fond de l'absorbeur à 49 °C pour la régénérer dans une colonne de régénération en passant par un ballon de détente où la pression est réduite à 8 bars, puis elle est réchauffée jusqu'à une température de 93 °C par échange thermique avec la MEA pauvre en CO<sub>2</sub> venante du régénérateur.

La solution de MEA riche pénètre par le sommet du régénérateur, en raison de la chute de pression, une partie de la MEA (entraînée par la vapeur d'eau et de CO<sub>2</sub>) s'échappent en tête du régénérateur, le reste de la solution descend dans la colonne pour être épurée par les vapeurs ascendantes issues de l'ébullition de la solution des plateaux inférieurs du régénérateur.

La solution recueillie en bas de la colonne à 118 °C est dirigée vers deux refroidisseurs à MEA riche pour réduire sa température jusqu'à 70 °C, et jusqu'à 38 °C dans un refroidisseur à eau de mer.

Les vapeurs de tête de régénérateur de MEA sont condensées dans le condenseur à eau de mer E-501 où la température est réduite à 50 °C, puis envoyées dans le ballon séparateur G-502 où le condensât est refoulé vers le régénérateur, et le gaz carbonique est envoyé vers l'atmosphère.

### **I.5.2. Section de déshydratation et de démercurisation**

#### **I.5.2.1. Le séchage**

Un pré-refroidissement dans un échangeur à propane HP jusqu'à 21 °C permet de condenser 75 % de l'eau contenue dans le gaz, cette eau est retenue après passage dans un ballon séparateur.

Le gaz chargé d'humidité passe à travers deux sécheurs à tamis moléculaires qui travaillent en alternance pendant un cycle de 12 heures, dont l'un est en service et l'autre est en régénération, le gaz sort avec une teneur en humidité inférieure à 1 ppm, le séchage est basée sur la fixation des molécules d'eau contenues dans le gaz par le phénomène d'adsorption.

#### **I.5.2.2. Régénération des sécheurs**

Le sécheur en service est soumis à une opération de régénération par un gaz réchauffé à une température de 280 °C, il pénètre par le fond du sécheur et progresse vers le haut en entraînant avec lui toute l'eau contenue dans les tamis.

A sa sortie du sécheur; le gaz de régénération pénètre dans un aéroréfrigérant où l'eau est condensée, séparée puis dirigée vers la décantation, tandis que le gaz est renvoyé vers l'absorbeur, le sécheur est refroidi par un gaz sec et froid (21 °C).

#### **I.5.2.3. la démercurisation**

Le gaz déshydraté est ensuite filtré dans deux filtres pour éliminer les particules entraînées et dirigé vers un démercuriseur à base de charbon imprégné du soufre qui

consiste à piéger le mercure contenu dans le gaz pour éviter la corrosion des équipements en aluminium dans les sections cryogéniques.

Le gaz passe ensuite à travers deux filtres, le gaz sortant de cette section avec une teneur de mercure inférieur à 7 nano gramme/Nm<sup>3</sup> est envoyé vers la section de séparation.

### **I.5.3. La boucle propane**

La boucle propane comprend trois étages de compression, le propane est refoulé par le troisième étage du compresseur K-110 à 12 bars et, puis refroidis dans un échangeur à eau de mer E-513 jusqu'à 43 °C, et condensé dans deux échangeurs à eau de mer E-514 A\B placés en parallèle.

Il est enfin accumulé dans le ballon G-786. Cet accumulateur alimente l'échangeur E-521 et le ballon d'aspiration HP. Ceci alimente le ballon d'aspiration MP qui alimente le ballon d'aspiration BP.

Le propane liquide subit des détentes successives dans les trois ballons d'aspiration dont les vapeurs obtenues après chaque flash et les vapeurs issues des différents échangeurs au propane sont aspirées par le corps du compresseur, à la pression correspondante.

Le ballon à moyenne pression alimente le condenseur de tête de la tour de lavage dans le démarrage E-523, les refroidisseurs du MCR vapeur E-525 A\B et du gaz E-522.

Le ballon à basse pression alimente les condenseurs du MCR E-526 A\B et le refroidisseur du gaz E-524.

### **I.5.4. La section de séparation (tour de lavage) :**

Le GNT pénètre dans la section de séparation à une température de 21 °C et une pression effective de 40 bars où il doit subir un refroidissement par deux échangeurs au propane E-522 et E-524, le premier pour ramener la température du gaz à -1 °C, le second à -26 °C, c'est la température à laquelle il doit pénétrer dans la tour de lavage F-711.

La section de séparation a pour objectif de séparer les composants lourds des composants légers du gaz.

Le gaz refroidis est flashé dans la tour de lavage au niveau du 9<sup>ème</sup> plateau, la phase vapeur riche en méthane s'élève à travers les huit plateaux supérieurs de la tour de lavage, les vapeurs de tête subissent une condensation dans l'échangeur à plaque E-540 jusqu'à une température de -40 °C où elles sont partiellement condensées pour être séparées dans le ballon de reflux G-714, le liquide est refoulé vers la tour de lavage comme un reflux et les vapeurs de tête (GNT) s'écoulent vers la section de liquéfaction en passant par

l'échangeur E-540 alors que le liquide du fond de la tour de lavage s'écoule vers la section de déméthanisation.

### I.5.5. La boucle MCR

La boucle MCR comprend deux étages de compression, un refroidissement à l'eau de mer après chaque refoulement et un ballon de séparation avant chaque aspiration. Les vapeurs MCR venant de l'échangeur principale E-520 sont aspirées par le compresseur MCRI à partir du ballon d'aspiration G-788, le refoulement de ce compresseur est refroidi jusqu'à 38 °C dans l'échangeur à eau de mer E511 pour être ensuite séparé dans le ballon séparateur G-789.

Le compresseur MCRII aspire les vapeurs du MCR du G-789 et les refoule vers l'échangeur à eau de mer E-512 pour être refroidies jusqu'à 32 °C. Après ce refroidissement le MCR est partiellement condensé dans deux batteries d'échangeurs au propane E-525 A\B et E-526 A\B puis dirigé vers le ballon de séparation G-780 pour alimenter l'échangeur principale, le condenseur de tête de la tour de lavage E-540 et de déméthaniser E-722.

**Tableau I.2.** Composition chimique du Multi-Composants réfrigérants (MCR).

Composant	Nomenclature	% Molaire
N <sub>2</sub>	Azote	2,72
CH <sub>4</sub>	Méthane	42,77
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Ethane	45,99
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Propane	8,52

### I.5.6. La section de liquéfaction

La liquéfaction du gaz naturel traité (GNT) est réalisée dans l'échangeur principal E-520 au moyen d'un réfrigérant mixte appelé MCR.

Le GNT quitte le séparateur de la tour de lavage avec une pression effective de 39 bars et une température de -34 °C pour pénétrer dans l'échangeur principal, il est rejoint par un appoint d'éthane, du propane et du butane afin d'ajuster son pouvoir calorifique supérieur (PCS)

Le gaz est subdivisé en deux flux dans le plus important (90 %) pénètre par le fond de l'échangeur à l'intérieur d'un faisceau tubulaire, où il circule en parallèle avec MCR liquide et vapeur avant leur détente.

Le flux MCR liquide est détendu dans la partie médiane par une vanne de détente Joule-Thomson et redescend sous forme de douche dans la calandre pour refroidir les faisceaux MCR (liquide et vapeur) et le faisceau GN.

Le flux MCR vapeur traverse lui aussi l'échangeur principal de bas en haut pour être condensé puis détendu en tête et redescend sous forme de douche dans la calandre. Les vapeurs du MCR issues de l'échange thermique s'accumulent en bas de l'échangeur principal afin d'être aspiré par le compresseur et ainsi le cycle est reproduit.

Le GNT progresse vers le haut de l'échangeur en passant par des zones de plus en plus froides, ainsi le GNL produit sort à l'état liquide à une température de  $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$  et une pression effective de 25 bars, il pénètre alors dans le déazoteur en passant par une vanne de détente qui permet de réduire sa pression effective à 0,3 bar et sa température à  $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Le deuxième flux du GNT (10 %) by-pass l'échangeur principal pour passer dans l'échangeur de gaz de rejet E-530 où il est totalement condensé par la vapeur issue du ballon de flash d'azote, il quitte alors cet échangeur à  $-159\text{ }^{\circ}\text{C}$  afin de rejoindre le flux de GNL produit par l'échangeur principal.

Le gaz de réfrigération; riche en azote; issus de l'échangeur de gaz et de rejet est envoyé vers le réseau de gaz combustible ou vers le réseau de torche. Le GNL produit s'écoule du ballon de flash d'azote est refoulé vers trois réservoirs de stockage de GNL à une pression effective de 0,3 bar et une température de  $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$  par des pompes spécialement adaptées.

**Tableau I.3.**Composition chimique du GNL.

Composants	Nomenclature	% Molaire
N <sub>2</sub>	Azote	0,60
CH <sub>4</sub>	Méthane	84,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Ethane	6,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Propane	2,20
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Butane	0,60

### I.5.7. Les sections de fractionnement

Il y a quatre sections qui ont pour but de fractionner en série le produit de fond de la tour de lavage (C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub> et la gasoline) afin d'alimenter le circuit de réfrigération et faire les appoints dans les différentes sections du process, chaque section comporte une colonne

de distillations, avec un rebouilleur, un condenseur et un ballon de reflux et par fois un sous-refroidisseur.

#### **I.5.7.1. La section de déméthanisation**

Dans cette section, Le méthane est séparé des hydrocarbures lourds et passe vers la tête de la colonne F-721, ces vapeurs de tête sont partiellement condensées dans un condenseur à MCR E-722 puis séparées dans le ballon de reflux G-724 pour assurer un reflux liquide dans la colonne et avoir un produit de tête (méthane) pour les appoints de la boucle MCR.

#### **I.5.7.2. La section de dééthanisation**

Le liquide du fond du déméthaniseur est à son tour fractionné dans le dééthaniseur F-731 afin de produire de l'éthane comme produit de tête. L'éthane obtenu sert comme appoint au réfrigérant mixte (MCR), recyclage à la tour de lavage et pour ajuster le PCS de GNL, le produit du fond sert à alimenter la colonne de dépropanisation.

#### **I.5.7.3. La section de dépropanisation**

La section de dépropanisation a pour but de produire du propane afin de répondre aux besoins respectifs de la boucle propane, de recyclage de la tour de lavage et d'ajuster le PCS de GNL.

Les hydrocarbures légers sont séparés des hydrocarbures lourds en s'élevant vers le sommet de la colonne F-741 et le résidu de fond est dirigé vers la colonne du débutaniseur.

#### **I.5.7.4. La section de débutanisation**

Le flux hydrocarbures pénètre dans la colonne de débutanisation F-751 où la fraction légère s'élève vers le sommet de la colonne qui constitue essentiellement du butane, ce dernier peut être utilisé comme appoint dans le réseau du fuel gaz ou bien envoyé vers la tête de la tour de lavage alors que les lourds ( $C_5^+$ ) s'écoulent vers le fond du débutaniseur puis envoyé vers le stockage de la gazoline après refroidissement dans l'échangeur à eau de mer E-758.

### **I.6. Capacité du production du complexe GNL1/Z**

Le complexe GNL1/Z est composé de (06) trains de liquéfaction identiques, indépendants fonctionnant en parallèle avec une moyenne de 250.000 m<sup>3</sup> de GN chacun. La production de GNL par train en moyenne est de 8400 m<sup>3</sup>/ jour. Les capacités de stockage sont trois (03) réservoirs de 100.000 m<sup>3</sup> chacun, soit une autonomie totale de cinq (05) jours. [1]

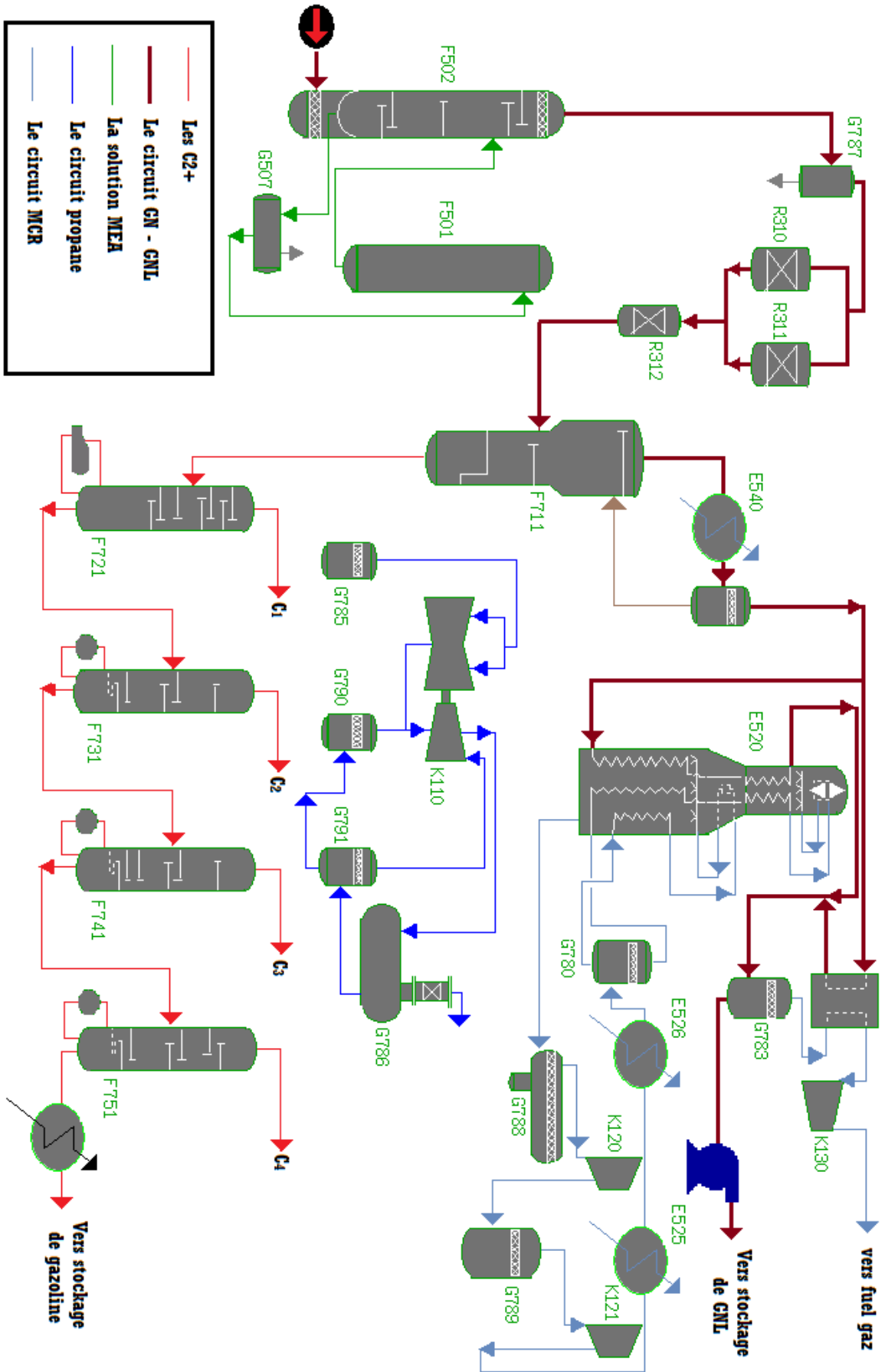


Figure I.1. Vue générale d'un train de liquéfaction en GNL1/Z

## **I.7.Description de la section de débutanisation [4]**

La section de débutanisation est représentée sur la figure I.2.

### **I.7.1. Principe de fonctionnement**

La colonne de débutanisation est une colonne de distillation à clapets 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.

Le débutaniseur (F-751) comporte 26 plateaux et fonctionne à une pression de 4,5 bars. Elle est alimentée à partir du liquide de fond du dépropaniseur au niveau du 16<sup>ème</sup> plateau. La température d'entrée est de 60 °C. L'alimentation est sous forme liquide/vapeur contrôlée par la vanne de débit (FV-908).

Le fond de la colonne est chauffé dans le rebouilleur (E-753) qui est un échangeur de type tube/calandre dont la vapeur 3,45 bars circule dans le côté calandre et les hydrocarbures circulent dans le côté tube, le rebouillage du fond va condenser la vapeur d'eau qui s'accumule dans la calandre et crée un niveau, la température du fond est réglée en fonction du niveau de condensat dans le rebouilleur par la boucle TIC-1001/LIC-1025 à environ 110 °C.

Le produit du fond de la colonne est refroidit dans le refroidisseur de gazoline E-758 puis envoyé vers la sphère du stockage en passant par la vanne de régulation de niveau dans le débutaniseur LV-1005

La vapeur de tête quitte la colonne à 52 °C puis elle est condensée dans un échangeur à eau de mer (E-752) à 45 °C. Ce condenseur est un échangeur de type tube/calandre où les vapeurs traversent le côté calandre à contre-courant avec l'eau de mer qui circule dans le faisceau tubulaire, La vapeur condensée s'accumule dans le ballon de reflux (G-754) qui est doté d'une régulation afin de stabiliser la pression à 3,45 bars par PIC-1012A/B en envoyant les incondensables produites dans le système vers la torche chaude. Le butane liquide s'écoule vers l'aspiration des pompes de reflux J-755/J-762 et vers le sous refroidisseur au propane E-738. Les pompe de reflux aspire le liquide du ballon de reflux et refoule dans le 1<sup>er</sup> plateau de la colonne de débutanisation sous la régulation de débit FIC-X10-10. Pendant le fonctionnement normal, seulement une des pompes de reflux est en service alors que la deuxième pompe est en standby.

Le butane est sous-refroidi dans le sous-refroidisseur E-738 qui est un échangeur à calandre et double faisceaux tubulaires distincts dont le butane venant du ballon de reflux

circule dans le faisceau B et le propane venant du dépropaniseur circule dans le faisceau A, ces deux faisceaux sont immergés dans un niveau de propane liquide

Le butane sous refroidi est livré par les pompes J-757/J-761 vers la tour de lavage et vers l'échangeur principal afin d'ajuster le PCS du GNL.

Le niveau du ballon de reflux est contrôlé par le LIC-1044 qui commande la vanne LV-1044 pour maintenir un niveau de 50 %.

Un soutirage de butane vapeur du 9<sup>ème</sup> plateau de la colonne est dirigé vers le système fuel gaz selon le cas d'alimentation.

### **I.7.2. Utilisation des produits de débutaniseur F 751**

#### **a. Butane**

- Inventaire rebouilleur tour de lavage (E-717).
- Recyclage vers tour de lavage pour assurer le reflux liquide.
- Vers GNT (E-520) pour le réglage du PCS.
- Vers ligne inter train.
- Appoint vers fuel gaz (F.G).

#### **b. Gazoline**

La gazoline est stockée dans une sphère pour être commercialisée

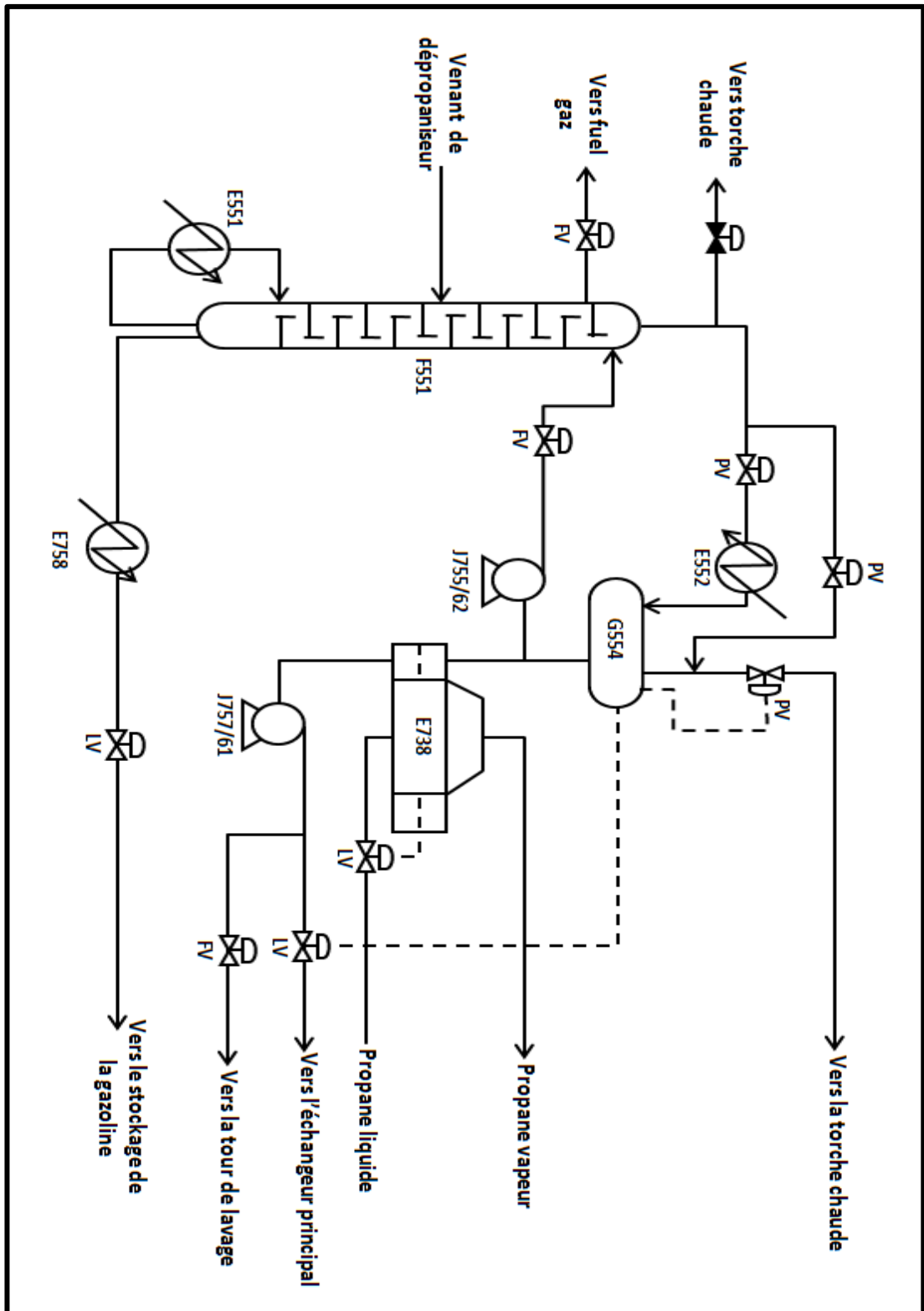


Figure I.2. Schéma simplifié de la section de débutanisation

Chapitre

II

**Distillation d'un  
mélange complexe**

## **II.1.Introduction**

En exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou le fractionnement de ces constituants en fonction de leurs températures d'ébullition. Elle joue un rôle d'une machine thermique entre une source chaude (rebouilleur), et une source froide (condenseur de tête) ainsi elle met en œuvre un contact contre – courant de liquide et de vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux et continu dans les colonnes à garnissages.

L'objectif principal de ce chapitre est consacré à la définition de la distillation, leur principe et types. Ensuite, on présente les lois fondamentales de la distillation, la description d'une installation d'une distillation, la classification des colonnes de distillation et les facteurs qui influencent le fonctionnement de la colonne de distillation.

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

La distillation est une des méthodes de séparation les plus utilisées industriellement. Cette opération permet la séparation et la purification des mélanges de constituants dont les températures d'ébullition sont différentes, en mettant à profit la différence de volatilité (capacité à s'évaporer selon la température) des constituants puis en réalisant une succession de condensations et de vaporisations pour terminer par la récupération d'un des constituants. Cette procédure de séparation est connue depuis plus de 2000 ans. [3, 4,6]

## **II.3.Principe de la distillation**

La distillation consiste à chauffer jusqu'à l'ébullition un mélange liquide, le constituant le plus volatil s'évapore le premier. Par condensation de la phase vapeur, on récupère un liquide nommé distillat ou extrait (dit aussi produit de tête) avec une concentration élevée du composé le plus volatil. La phase liquide non évaporée constitue le résidu ou le raffinat (appelée également produit de pied ou de fond). [4,5]

Comme la thermodynamique la montre, le contact des deux phases conduit à un change des constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et sont extraits du fond de la colonne, cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration. L'échange réciproque des constituants d'une

phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique.

Un tel système en équilibre constitue un étage théorique, il est caractérisé par des équations entre les concentrations des constituants dans chaque phase traduisant ainsi une sélectivité élémentaire de fractionnement. La distillation ordonne ces contacts en série, sous forme de cascade afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique. [4,5]

## **II.4. Equilibre liquide-vapeur**

Tout corps pur se vaporise à température constant 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 supposée en équilibre évolue constamment au cours de la transformation.

A toute température  $T$  comprise entre température de bulle et température de rosée sous la pression  $P$ , correspond un équilibre liquide-vapeur, caractérisé par les quantités, les compositions et l'égalité des températures 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. [4,8, 9]

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

### **II.4.1. Distillation d'un mélange binaire**

Dans ce type de distillation la charge à distiller 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 mis en jeu permet une analyse précise de ses opérations et de généraliser les lois obtenues à la distillation des mélanges complexes. [3,6,7]

Le diagramme des phases montrée en figure(II.1) indique qu'il existe, au-dessous de la ligne rouge une seule phase vapeur, au-dessous de la ligne bleu une seule phase liquide, et entre ces deux ligne, deux phase en équilibre : une phase liquide et une phase vapeur.

La ligne bleu s'appelle courbe d'ébullition, la ligne rouge s'appelle courbe de rosée. [7]

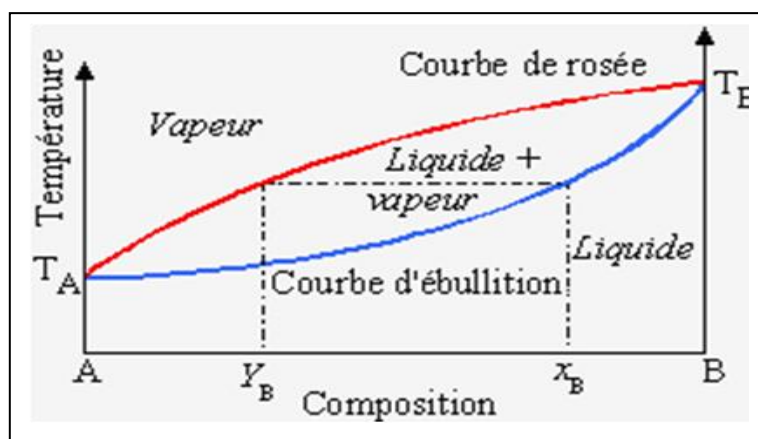


Figure II.1. Diagramme d'équilibre d'un mélange binaire à pression constante

## II.4.2. La distillation flash

On appelle distillation flash la détente isenthalpique d'un mélange (binaire A+B de composition  $x_f$ ) à l'état liquide surchauffé. La brusque détente entraîne la vaporisation d'une partie du liquide d'alimentation. Il en résulte deux phases en équilibre liquide-vapeur à la température et la pression du flash. [15,17]

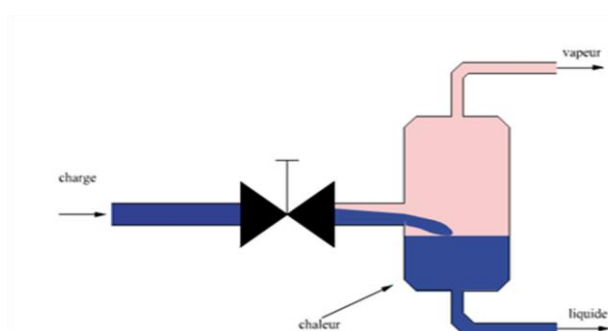


Figure II.2. Schéma simple d'une distillation flash.

## II. 5. Les lois fondamentales de la distillation [4, 7, 16,17]

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

$$P_T = \sum P_i \quad (\text{II.1})$$

En appliquant les lois des gaz parfaits à chacun des constituants « i » dans la phase gazeuse on obtient la loi de Dalton.

- **Loi de DALTON**

La pression partielle de constituant A dans la phase vapeur  $P_A$  est égale au produit de

fraction molaire en phase vapeur  $Y_A$  et de la pression total  $P_T$

$$P_A = Y_A \times P_T \quad (\text{II.2})$$

- **La loi de RAOULT**

La pression partielle d'un constituant A dans une solution idéale est égale au produit de la tension de vapeur de ce constituant par sa concentration molaire en phase liquide.

$$P_A = P'_A \times X_A \quad (\text{II.3})$$

Avec  $P'_A$ : La tension de vapeur d'un constituant i.

- **La loi de HENRY**

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

$$P_A = E_A \times X_A \quad (\text{II.4})$$

Où :  $E_A$ : constant d'HENRY

- **Equilibre liquide-vapeur:**

On dit que les deux phases sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants est la même dans les deux phases (liquide et vapeur), à partir des relations (II.2) et (II.3) on peut faire apparaître le coefficient d'équilibre :

$$K_A = P_A' / P_T = Y_A' / X_A' \quad (\text{II.5})$$

Avec :

$K_A$  : le coefficient d'équilibre

- **Bilan matière de la colonne**

L'équation (II.6) représente le bilan de matière globale d'une colonne de distillation.

$$L = D + R \quad (\text{II.6})$$

Avec :

**L** : Débit massique de la charge.

**D** : Débit massique du Distillat.

**R** : Débit massique du Résidu.

Le bilan matière partiel peut s'écrire comme suit :

$$L \cdot X_L = D \cdot Y_D + R \cdot X_R \quad (\text{II.7})$$

Où : **Y** La fraction molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

**X** La fraction molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

La résolution connue de ces équations, en appliquant la loi de **LEVIER**

Donne :

$$\frac{L}{Y_D - X_R} = \frac{D}{X_L - X_R} = \frac{R}{Y_D - X_L} \quad (\text{II.8})$$

- **Volatilité de constituant**

C'est le rapport entre la concentration du constituant dans la phase vapeur et celle dans la phase liquide

$$\alpha_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{p_i}{P_T} \quad (\text{II.9})$$

- **la volatilité relative**

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

$$\alpha_{AB} = \alpha_A / \alpha_B = (y_A / y_B) \times (x_B / x_A) = p'_A / p'_B \quad (\text{II.10})$$

Le paramètre  $\alpha$  est choisi par rapport au constituant le plus volatil, de manière à avoir toujours  $\alpha \geq 1$ .

### II.6. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne peut être nécessaire pour déterminer

- ✓ La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.
- ✓ La quantité de chaleur à retirer au condenseur.
- ✓ Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant.
- ✓ Le débit de reflux.

Dans un bilan enthalpique d'une colonne de distillation la somme des flux enthalpiques entrants doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants :

- ✓ Les flux enthalpiques entrant sont généralement la chaleur apportée au rebouilleur et le Flux enthalpique des produits alimentant la colonne.
- ✓ Les flux enthalpiques sortant sont généralement la chaleur retirée au condenseur et le flux enthalpique des produits extraits de la colonne.

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \times H_L + Q_r = D \times H_D + R \times H_R + Q_C \quad (\text{II.11})$$

$$L \times H_L = D (H_D + Q_c / D) + R (H_R - Q_r / R) \quad (\text{II.12})$$

$$L \times H_L = D \times H_D + R \times H_R \quad (\text{II.13})$$

Avec:

$Q_c / D$  : 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).

$H_i$  : Enthalpie de la charge (Kcal/Kmol).

$H_D$  : Enthalpie du distillat (Kcal/Kmol).

$H_R$  : Enthalpie du résidu (Kcal/Kmol).

## **II.7. Les types de distillation [4,7,16,17]**

Selon le procédé de fonctionnement de l'opération de distillation, on distingue :

La distillation discontinue et la distillation continue.

### **II.7.1. La distillation discontinue**

En distillation discontinue, il y a une variation constante au cours du temps des compositions, des débits et des températures dans la colonne.

Cette technique est souvent employée en chimie fine et dans laboratoire lorsque les quantités à traiter sont insuffisantes pour justifier un procédé continu ; et dans certains cas où l'on cherche à enlever quelques impuretés dans un produit [4, 8, 9,17].

### **II.7.2. La distillation continue**

En distillation continue, le système est en équilibre massique et thermique permanent. Les colonnes alimentées par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants ; elles produisent en tête un distillat et en fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. C'est la technique la plus utilisée pour le traitement de quantités importantes de produits, en particulier dans l'industrie du pétrole et dans l'industrie chimique et pétrochimique. [5,16,17]

Dans notre travail, on s'intéresse à étudier la distillation effectuée en continu.

## **II.8. Description d'une installation de distillation en continu**

En général, une installation de distillation est constituée des éléments montrés dans la figure (II.3).

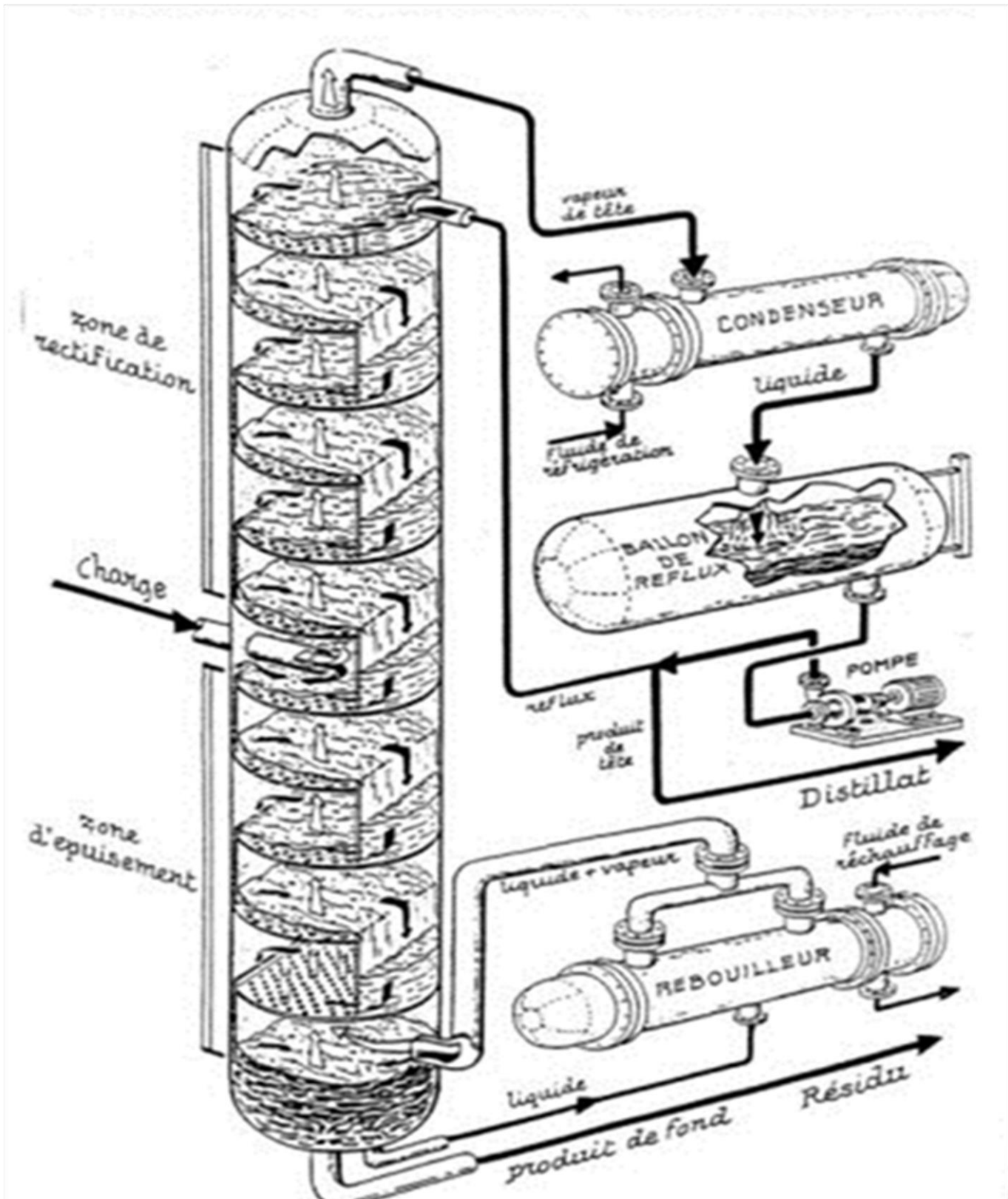


Figure II.3. Schéma simplifié d'une installation de distillation

## **II.9. Les appareillages d'une installation de distillation [16]**

### **II.9.1. colonne**

La colonne de fractionnement est la partie essentielle dans une unité de distillation. Dans sa très grande majorité c'est une tour cylindrique verticale de hauteur et de diamètre variable, formé d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Généralement la colonne peut atteindre près de **50m** de hauteur et **6m** de diamètre .Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe

### **II.9.2.Le rebouilleur**

C'est un échangeur de chaleur, disposé au fond de la colonne, souvent de type à faisceaux tubulaires, dont le rôle est de porter, à l'ébullition, le liquide à distiller moyennement un échange de chaleur avec un fluide caloporteur.

### **II.9.3.Le condenseur**

C'est également un échangeur de chaleur dans lequel la vapeur sortant en tête de colonne peut être refroidie pour être enfin condensée.

### **II.9.4.Ballon de reflux**

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

## **II.9.4. Les appareillages annexes**

### **✓ L'échangeur de chaleurs**

Ils sont utilisés pour récupérer la chaleur, par exemple un échangeur préchauffe la charge d'alimentation par le liquide chaud du bas de la colonne afin de valoriser les rejets thermiques.

### **✓ Les pompes**

Elles sont indispensables pour assurer la circulation des liquides au sien de l'installation et pour compenser les pertes de charges dans les différents éléments.

### **✓ Les appareils de mesure, de contrôle et de régulation**

Pour éviter la perturbation des conditions de fonctionnements, certains appareils de contrôle sont à installer. Ces derniers permettent de suivre en temps réel l'évolution des différents paramètres opératoire (température, pression). Par conséquent, ils faciliteront l'intervention si l'incident qui survient risque d'altérer le bon fonctionnement.

## II.9. Classification des colonnes de Distillation [6-8]

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

### II.10.1. Les colonnes à garnissages

Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide.

Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de court-circuit préjudiciable.



Figure II.4. Garnissage structuré

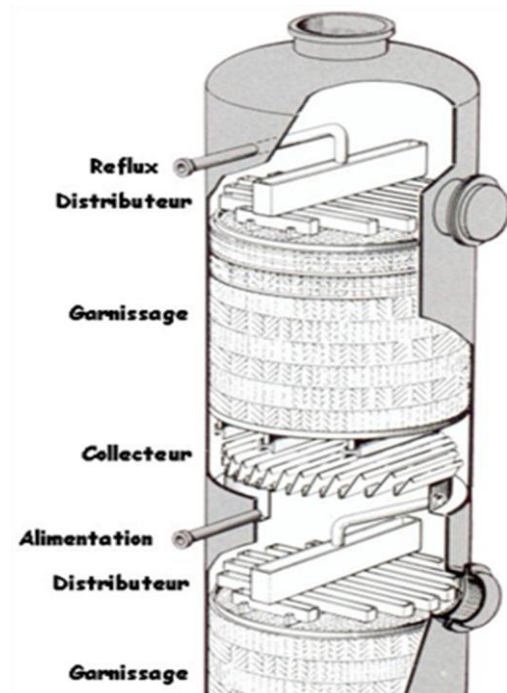


Figure II.5. Colonne à garnissage

### II.10.2. Les colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour 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. Les transferts de matière et de chaleur entre les phases sont d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases sont plus grandes.

Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de matière est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide.

Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide

On distingue plusieurs types de plateaux :

#### II.10.2. 1. Plateau à calottes

C'est le model le plus répondu encore dans l'industrie pétrolière ou chimique. Il est constitué d'une plaque perforée, 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.

#### II.10.2. 2. Plateaux perforés à déversoir

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs; par contre, le passage de la vapeur est assuré par de simples perforations dans les plaques formant les aires actives.

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. En effet, l'absence de clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement,



**Figure II. 6.** L'écoulement dans une colonne à plateaux

### II.10.2. 3. Plateau à clapets

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets (figure II.7). La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient plus faible.

### II.10.2. 4. Plateau sans déversoirs

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse. Liquide et vapeur s'écoule à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes. La rétention liquide sur le plateau est due à la balance des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une efficacité acceptable.

### II.10.2. 5. Plateau à jet directionnel

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et faible coût de revient par rapport aux autres technologies



**Figure II.7.** Les Clapets

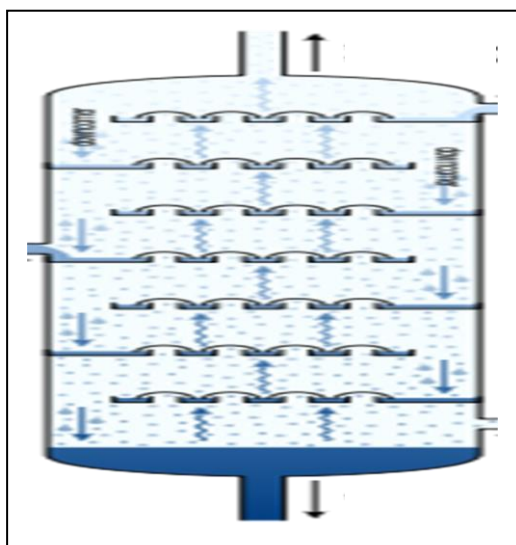


Figure II.8.colonne avec plateaux a calottes

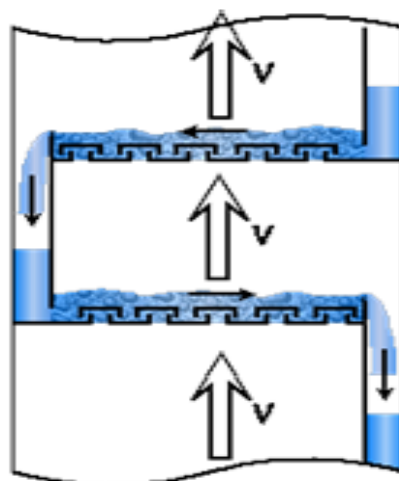


Figure II.9.Plateaux à clapets

## II.11. Fractionnement des mélanges complexes [4, 5, 10,12]

Les mélanges complexes sont fréquents dans l'industrie, il s'agit des gaz de raffinerie constitués d'hydrocarbures, légers du méthane à l'heptane ou des gaz naturels contenant les légers (90 %), ainsi que les hydrocarbures plus lourds, et liquéfiables.

La rectification de ces mélanges dans une seule colonne, permet leur séparation en un distillat riche en constituants légers et un résidu riche en constituant lourd.

La théorie de la rectification des mélanges complexes est basée sur les mêmes relations fondamentales (équation d'équilibre des phases, équation du bilan matière, et du bilan thermique), appliquées pour la rectification des mélanges binaires

### II.11. 1. Théorie de la rectification

Le distillat n'est pas un produit pur, il est enrichi en constituant léger de température d'ébullition moins élevée, tandis que le produit de pied est formé par le constituant lourd dont la température d'ébullition est plus élevée. Pour obtenir un distillat à un degré de pureté élevée, en particulier lorsque les constituants du mélange ont des températures d'ébullitions voisines, on a souvent recours à la rectification.

### **II.11. 1. 1. Définition**

La rectification 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 rectification. [6]

### **II.11.1.2. Description de la colonne de rectification**

La colonne de rectification est un appareil cylindrique vertical, qui peut être constitué de plateaux successifs ou de garnissages, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les deux phases.

Dans chaque plateau il y'a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ceci permettra le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases, pour cela les plateaux seront munis d'éléments spéciaux comme les calottes. Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour qu'il y'est un bon barbotage.

Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation, le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne et constitue le résidu.

La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensée est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête)

La colonne est divisée en trois zones :

- ✓ Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- ✓ Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- ✓ Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

### **II.11. 1. 3. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification**

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple, tout en travaillant à une pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaud montant.

$T, G_n$ : Vapeur montante.

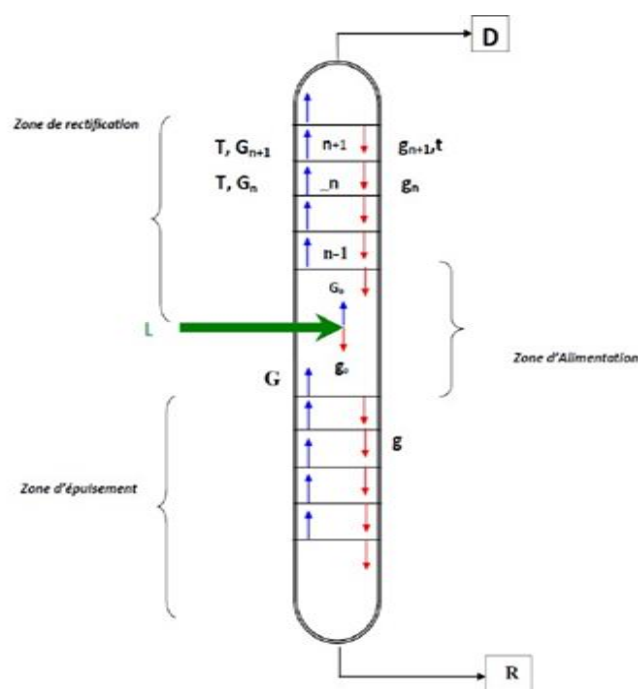
$L$  : Alimentation.

$n$ : nombre des plateaux.

$D$  : Distillat.

$R$  : Résidu.

$g_n$ : Liquide descendant.



**Schéma II.10.** Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification

Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ses deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de la virole.

Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre-courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude) le plus souvent refroidi par l'air ou de l'eau.

Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole dépendant des caractéristiques de la charge, celle-ci est alors séparée en résidu au fond de la colonne et en distillat en tête.

La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers, la zone de tête ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat, cette définition implique que la zone d'épuisement pourra être moins efficace que la zone de rectification si les exigences de qualité sont plus faibles pour le résidu que pour le distillat [12].

### **II.11. 2. Ebullition d'un mélange complexe**

Un mélange bout à une température donnée lorsque sa tension de vapeur qui est la somme des tensions de vapeur partielles est égale à la pression qu'il supporte. Cette température est appelée température d'ébullition ou point de bulle. [4.6.5]

### **II.11. 3. Evaporation d'un mélange complexe**

A des températures comprises entre le point de bulle et le point de rosée, il y a équilibre entre la phase liquide et la phase vapeur.

L'équilibre liquide vapeur est représenté par la courbe de flash qui indique pour une 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 [4].

### **II.12. Les facteurs qui influencent le fonctionnement de la colonne de distillation [16,17]**

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

#### **II.12.1. La pression**

La pression dans une colonne de distillation est un paramètre essentiel de son fonctionnement, le choix de pression de la colonne dépend de la température opérationnelle adoptée. La pression est d'autant plus élevée que la température est haut.

#### **II.12.2. La température**

Tout en tenant compte des propriétés de la charge à traiter la température est gradée 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 produit 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 de produit. Dans le contraire, le distillat s'appauvrit

en produit moins volatil avec des conséquences néfastes qui altèrent la qualité de ce produit.

D'une façon générale, le résidu doit pouvoir supporter la température maximale de la colonne pour éviter toute dégradation thermique.

### II.12.3. 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 colonne, il est réglé de sorte à : Refroidir les vapeurs de tête et assurer une circulation liquide dans la 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.

D'une manière générale, le taux de reflux optimal est conditionné par le prix de revient des produits obtenus.

Pour calculer la valeur optimale du taux de reflux surtout pour la rectification des mélanges complexes actuellement on ne dispose pas de méthode théorique simple et sûre. C'est pour cette raison que les données pratiques obtenues pendant l'observation du fonctionnement des colonnes industrielles sont largement utilisées pour les calculs. La valeur limitées étant le taux de reflux infini qui correspond au nombre de plateaux minimum nécessaire pour 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 [9].

Chapitre

III

**Simulation et  
discussion des  
résultats**

### III.1.Introduction

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères : l'économie, la sécurité et l'environnement. Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit.

A ce titre, la simulation peut être d'une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes. Surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composantes, complexité des interactions, non linéarité des phénomènes, etc.).

Ce chapitre a pour but la définition de simulation, la description de logiciel utilisé et faire une optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne débutaniseur F751 enfin l'analyse et discussions des résultats.

### III.2. Définition de simulation

La simulation étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées. La simulation est utilisée dans plusieurs domaines:

- ✓ Engineering ;
- ✓ Etablissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel ;
- ✓ Dimensionnement des équipements ;
- ✓ Dans le suivi des procédés ;
- ✓ Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changements de composition de l'alimentation
- ✓ Détermination de la performance des équipements.

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Parmi les plus utilisés au niveau mondial, on peut citer : Aspen, Chemcad, DesignII, Ideas, Indiss, Prosim, ProII, Sim42et **HYSYS**.

Le logiciel que nous avons utilisé pour réaliser notre étude est le logiciel HYSYS de la société Hyprotech qui est une filiale du groupe Aspentech [11] .

### **III.3. Présentation de HYSYS**

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PFD – Process Flow Diagrams). [13]

#### **III.3.1. 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 HYSYS 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.

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. De plus, ce même logiciel permet d'envisager l'écoulement en temps réel, de fixer les limites de la marche de l'unité et de mesurer les risques en fonction de l'évolution des paramètres (P, T, etc.).[14]

#### **III.3.2. Fonctionnement de HYSYS**

Pour que le logiciel HYSYS puisse résoudre le schéma de procédé et/ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé, l'utilisateur doit au préalable :

- Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Etablir le schéma PFD de la section d'étude. [14]

- Choisir un modèle thermodynamique convenable. Ce modèle est utilisé pour la détermination des propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des composés ou des mélanges.

La réussite de la simulation dépend donc du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandé.

Notons, toutefois, que pour les procédés de traitement du gaz, l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé.

### III.3.3. Validation du modèle thermodynamique [13]

Le travail de la simulation commence par le choix du modèle thermodynamique convenable à notre système, et qui assure le minimum d'écart de résultats par rapport aux données de design. Une équation d'état d'un corps pur est une relation mathématique, qui relie la température T, la pression P et le volume molaire V. L'équation la plus simple est l'équation d'état d'un gaz parfait pur de Van Der Waals :

$$P(V, T) = (R \cdot T) / (V - b) - (a / V^2) \quad \text{(III.1.)}$$

Pour les applications de raffinage de pétrole, de traitement de gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé :

$$P(V, T) = (R \cdot T) / (V - b) - (a(T)) / [V \cdot (V + b) + b \cdot (V - b)] \quad \text{(III.2.)}$$

Dans cette première étape, notre objectif est de tester la validation du modèle thermodynamique choisi (Peng-Robinson) et de simulateur HYSYS employé, pour son utilisation ultérieure. Donc on a précédé notre étude par la simulation de fractionneur F751 cas design.

### III.4. Simulation du cas design

La colonne de débutaniseur F751 est illustrée dans la figure III. 1. Elle contient 26 plateaux. 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, relevé à partir de l'annexe 1.

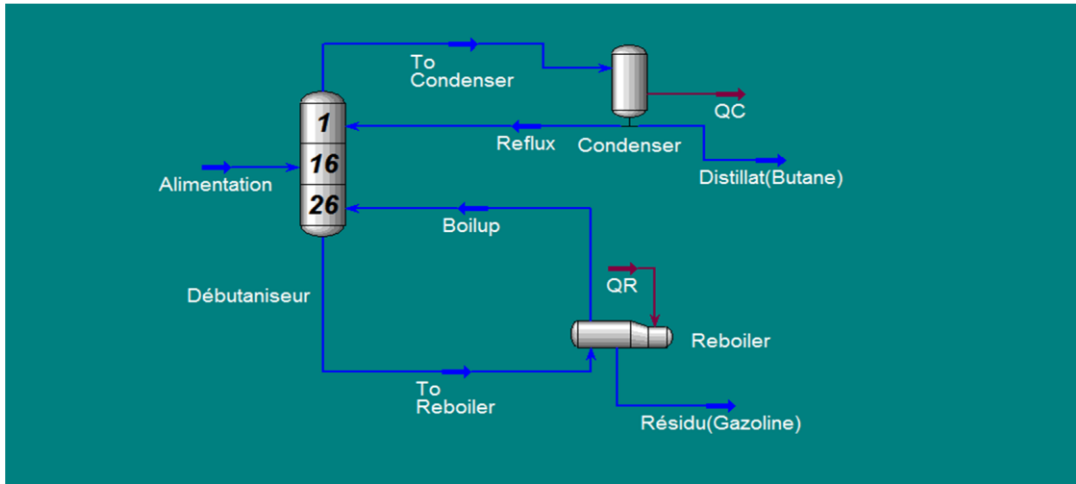


Figure III.1. Schéma PFD de la colonne de fractionnement debutaniseur.

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

Constituants	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>
La fraction molaire (Xi)	0.037	0.2391	0.4093	0.108	0.1104	0.1298

Les résultats de simulation de la colonne de fractionnement F751 basés sur la charge d'alimentation de design sont regroupés dans les tableaux III. 2 et III.3

Tableau III.2. Les fractions des produits de tête et de fond de la colonne debutaniseur

	Alimentation	Distillat (butane)	Résidu(gazoline)
Propane	0,0037	0,0057	0,0000
i-Butane	0,2391	0,3694	0,0005
n-Butane	0,4093	0,6244	0,0153
i-Pentane	0,1080	0,0005	0,3050
n-Pentane	0,1104	0,0000	0,3126
n-Hexane	0,1295	0,0000	0,3667

**Tableau III .3.** Les conditions du produit de tête et de fond de la colonne debutaniseur

Name	Alimentation @	Distillat (butane)	Résidu(gazoline)
Vapour	0,5048	0,0000	0,0000
Temperature [C]	69,80	43,71	106,6
Pressure [kPa]	552,0	483,0	586,0
Molar Flow [kgmole/h]	167,8	108,6	59,26
Mass Flow [kg/h]	1,087e+004	6301	4568
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	18,10	10,96	7,133
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,452e+005	-1,474e+005	-1,685e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	125,4	76,77	117,6
Heat Flow [kJ/h]	-2,437e+007	-1,600e+007	-9,985e+006

Pour bien visualiser les résultats simulés par le logiciel HYSYS présenté dans les deux tableaux précédent (III.2 et III.3), on a regroupé dans le tableau III.4 les résultats design exacts et ceux simulés de la colonne F751 tels que les Paramètres de fonctionnement et les compositions des constituants en tête (distillat) et fond (résidu) du la colonne F751

**Tableau III. 4.** Les résultats design exacts et simulés de la colonne F751.

Paramètres et Compositions	Distillat			Résidu		
	Exact	simulé	Erreur	Exact	simulé	Erreur
C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	0.56	0.57	0.018	0	0	/
iC <sub>4</sub> H <sub>12</sub>	34.35	0.3694	0.016	0.19	0.05	0.74
nC <sub>4</sub> H <sub>12</sub>	61.34	0.6244	0.018	2	1.53	0.23
iC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	1.6	0.05	0.97	38.37	30.50	0.2
nC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	0.15	0	1	31.80	31.26	0.2
C <sub>6</sub> H <sub>16</sub>	0	0	/	37.64	36.67	0.2
Débit (kg/h)	6418	6301	0.018	4451	4568	0.2
Température (C°)	44	43.67	0.06	106.6	106.6	0
Pression (bar)	4.83	4.83	0	5.86	5.86	0

On remarque que l'erreur entre les résultats exacts et simulés est faible pour tous les Paramètres de fonctionnement. Ces résultats nous ont permis de confirmer la validité du Logiciel et du modèle thermodynamique utilisé.

### III.5.Optimisation des paramètres du fonctionnement de la colonne débutaniseurF751

On rappelle que l'objectif de cette étude est l'optimisation des paramètres du fonctionnement de la colonne F751 (température et taux de reflux) pour améliorer la qualité des produits de tête le distillat appelé le Butane et du fond le résidu nommé la Gazoline contenant en majorité le pentane; afin d'assurer la qualité des fractions de compositions de butane et de gazoline exigées par Sonatrach qui sont regroupées dans le tableau (III.5)

**Tableau III.5.** La qualité des fractions de compositions de butane et gazoline exigée par Sonatrach

Constituant	C <sub>3</sub>	iC <sub>4</sub>	nC <sub>4</sub>	iC <sub>5</sub>	nC <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>
Butane	0.0056	0.3635	0.6134	0.016	0.0015	0
Gazoline	0	0.0019	0.02	0.2837	0.318	0.3764

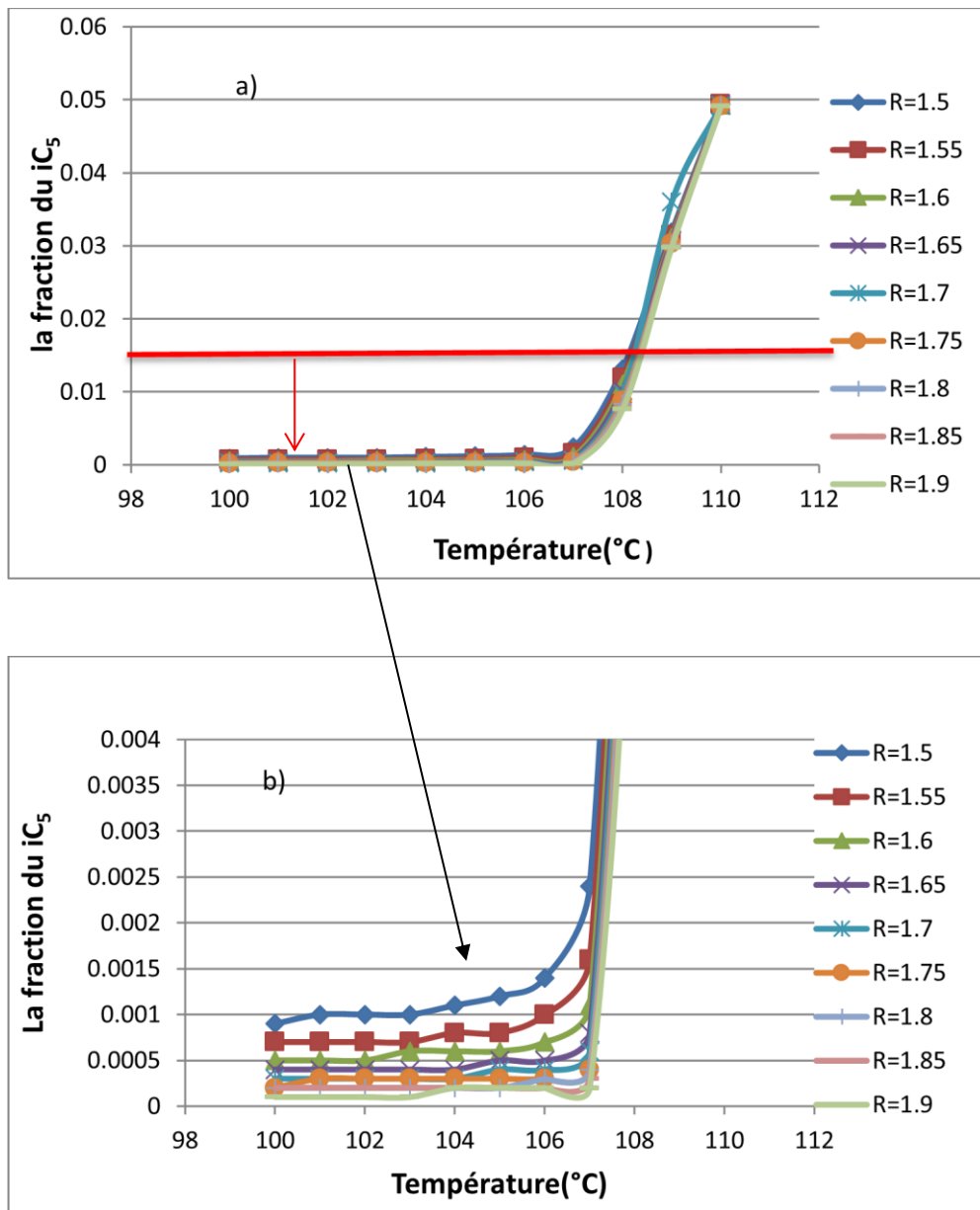
Pour atteindre notre objectif, nous avons suivi la variation des fractions des constituants nC<sub>4</sub>, iC<sub>4</sub>, nC<sub>5</sub>, iC<sub>5</sub> dans le distillat et le résidu de la colonne F751 en fonction de la température pour différent valeur de taux de reflux.

Nous avons varié la température de fond de la colonne F751 entre 100°C et 110°C avec un pas de 1°C pour une gamme de taux de reflux entre 1.5 et 1.9 avec un pas de 0.05, les résultats obtenu par la simulation sont illustré dans l'annexe2.

#### III.5.1.En tête de colonne F751

##### III.5.1.1.L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du iC<sub>5</sub>

Le graphe (III.2) montre la variation de la fraction du iC<sub>5</sub> dans le distillat en fonction de la température et de taux de reflux.



**Figure III.2. a)** La variation de la fraction de l' $iC_5$  dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux.

**b)** zoom de la figure III. 2 (a).

### Interprétation

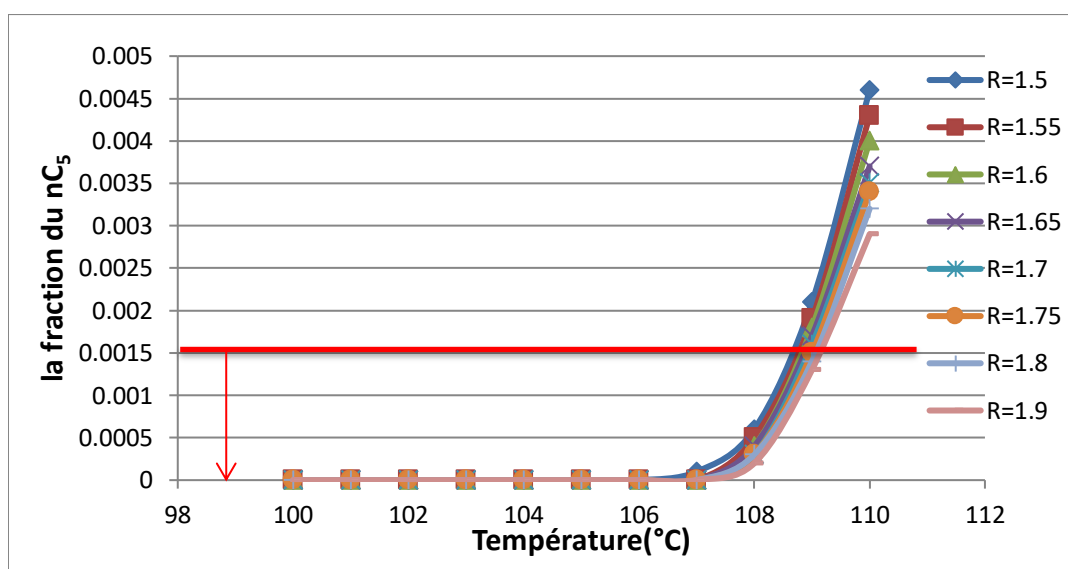
D'après le graphe III. 2. a, on remarque que la fraction de l' $iC_5$  dans la tête de la colonne égale 0 à des températures inférieures à 107°C. Par contre, pour des températures supérieure à cette valeur (107°C) la fraction du  $iC_5$  débute d'augmenté car le pentane atteindrent sa température d'ébullition, par conséquent, la température optimal égal a107°C.

Le zoom de graphe III.2.a est représenté dans la figure III.2.b.

Le graphe III.2.b montre une diminution de la fraction du  $iC_5$  lors de l'augmentation de taux de reflux pour la même température car le reflux est sous forme liquide (vapeur condensée) et il est introduit dans le 1<sup>ère</sup> étage de F751 ce qui provoque le refroidissement de la tête de la colonne et par conséquent les lourds sont piégés dans le fond de la colonne. On remarque aussi que tous les valeurs de R donnent une fraction de  $iC_5$  inférieur à 0.016 dans la tête de F751 pour une température inférieure à 107°C.

### III.5.1.2.L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du $nC_5$

Le graphe III.3 présenté la variation de la fraction du  $nC_5$  dans la tête de la colonne en fonction de température et taux de reflux.



**Figure III.3.** La variation de la fraction de  $nC_5$  dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux.

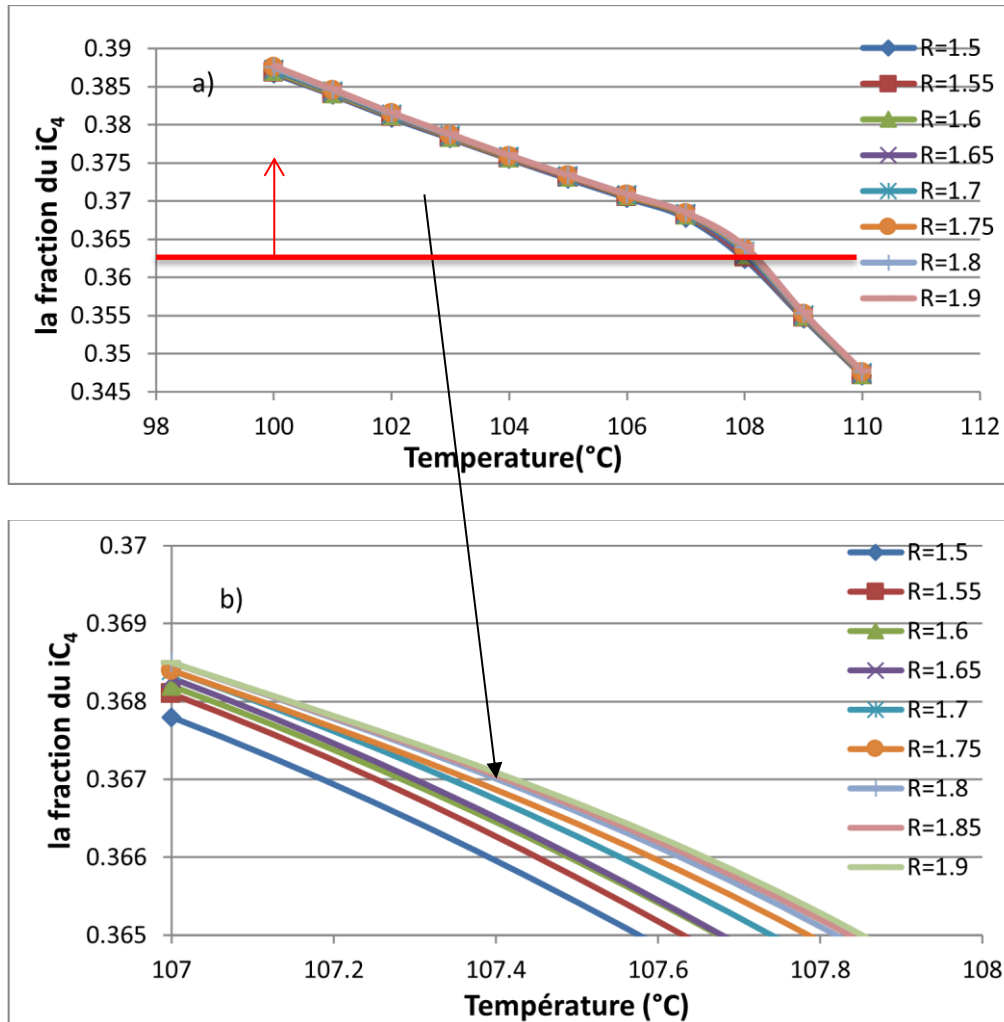
### Interprétation

D'après le graphe III. 3, on observe que lors de l'augmentation de la température, la fraction du  $nC_5$  dans la tête de la colonne égale à 0 jusqu'à la température 107°C, puis le  $nC_5$  débute à augmenter à des températures supérieur à cette valeur, car le pentane commence à s'évaporer et s'accumule par la suite dans le distillat. On remarque aussi que la fraction de  $nC_5$  diminue avec l'augmentation de taux de reflux pour une température fixe. Ceci est dû au refroidissement de la tête de F751 lors de l'augmentation de taux de reflux qui favorise la condensation des vapeurs de  $nC_5$ . Alors la température optimale dans ce cas est 107°C. Pour le taux de reflux, on remarque que quel que soit le R la

fraction de nC5 est appropriés et inférieur à la valeur 0.0015 exigée par SONATRACH pour des températures inférieurs à 107°C.

#### III.5.1.3.L'influence de la température et de taux de reflux sur la fraction du iC<sub>4</sub>

La variation de la fraction du iC<sub>4</sub> en fonction de la température pour différent taux de reflux est présentée dans le graphe III. 4.a).



**Figure III.4. a)** la variation de la fraction du iC<sub>4</sub> dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux.

**b)** zoom de la figure III.4.a).

#### Interprétation :

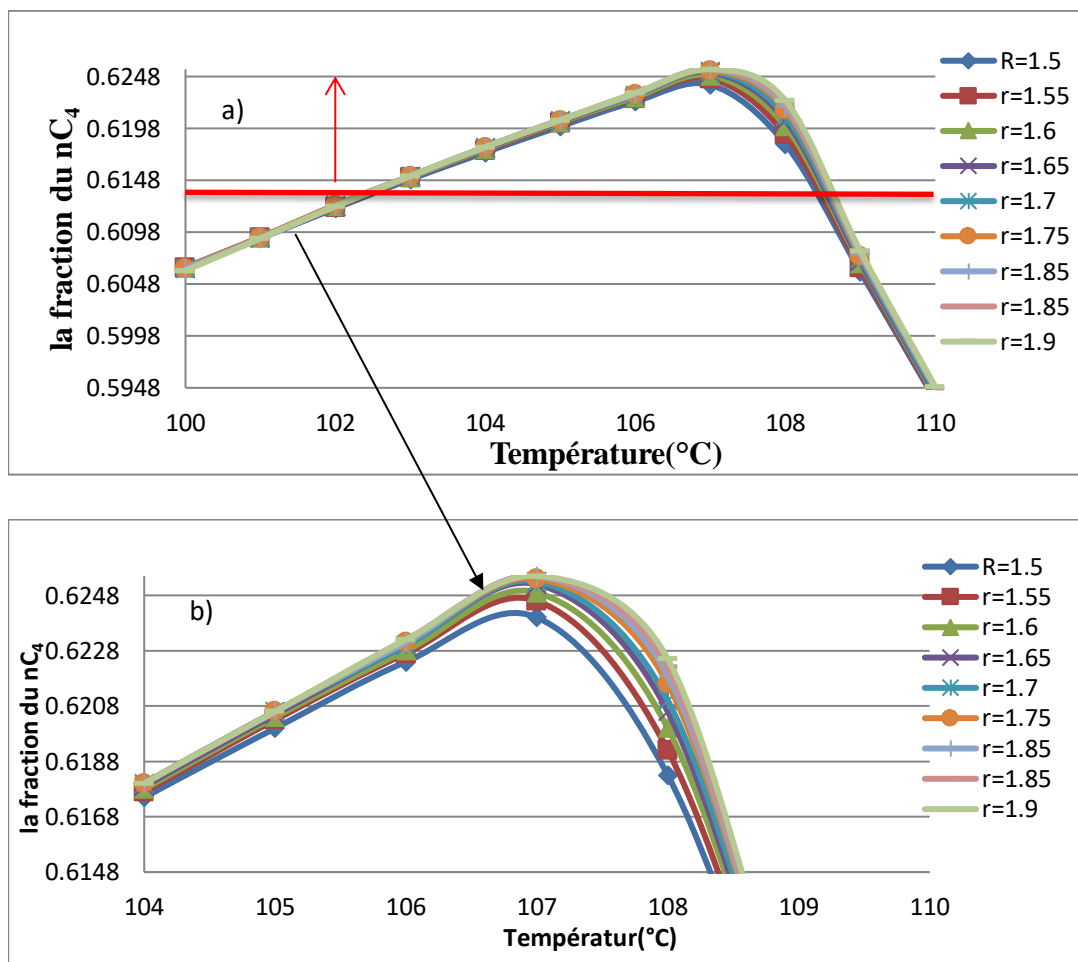
On note que les allures des profils du iC<sub>4</sub> (figure III. 4.b) sont identiques pour les différents taux de reflux. On observe bien que la fraction d'iC<sub>4</sub> est inversement proportionnelle à l'augmentation de la température du fond de la colonne F751 car l'augmentation de la température de fond de la colonne provoque une augmentation de la

fraction des constituants lourds dans la tête de colonne, comme il est mentionné dans les graphes (III.2) et (III.3) précédents. Vu que la fraction de l' $iC_4$  ne doit pas être moins que 0.3635 la T optimale égale à 107°C.

A partir de la figure (III. 4. b) on note que pour un taux de reflux important on obtient une fraction appréciable du  $iC_4$  améliorant ainsi la qualité de distillat, donc le R optimal égal à 1.8 car on a limité par la quantité de chaleur de rebouilleur et de condenseur.

#### III.5.1.4. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du $nC_4$

La fraction  $nC_4$  dans la tête de la colonne est variée lors de l'augmentation de la température et la variation du taux de reflux comme est présentée dans le graphe III.5.



**Figure III.5. a)** la variation de la fraction du  $nC_4$  dans le distillat en fonction de température pour différent taux de reflux.

**b)** zoom de la figure III.5.a).

#### Interprétation

D'après le graphe III.5, on peut distinguer deux sections la première dans un intervalle de température entre 100 et 107°C où on remarque bien une allure croissante de

la fraction  $nC_4$ , par contre dans la deuxième section entre 107 et 110°C, on note une diminution de  $nC_4$  dans le distillat dû à l'augmentation de  $nC_5$  dans la tête comme est illustré dans les figures précédentes (III.2) et (III.3).

Concernant la variation de la fraction du  $nC_4$  en fonction de taux de reflux pour une même température on observe qu'elle est proportionnelle à l'augmentation de  $R$  dans les deux sections. Ceci est dû à la diminution de la fraction de  $nC_5$  lors de l'augmentation de taux de reflux.

### III.5.2. Dans le fond de la colonne F751

#### III.5.2.1. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du $iC_5$

Le graphe III. 6.a) présente la variation de la fraction du  $iC_5$  dans le fond de la colonne en fonction de la température et de taux de reflux.

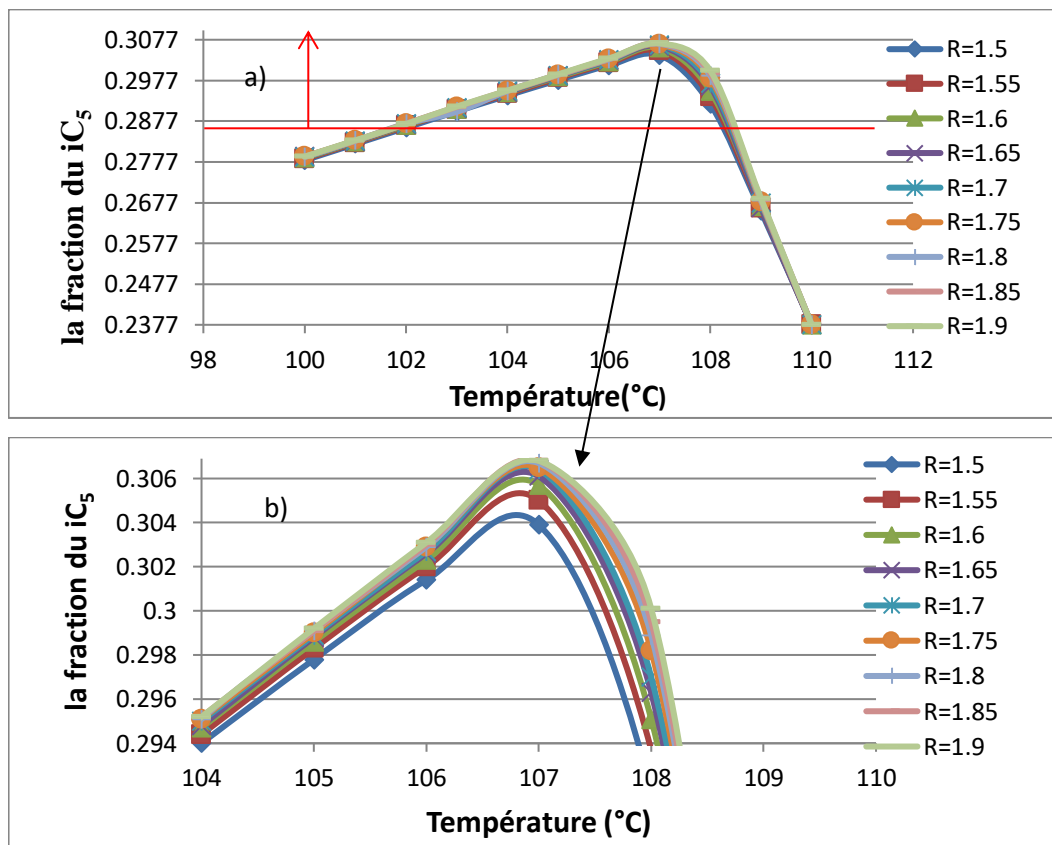


Figure III.6. a) la variation de la fraction du  $iC_5$  dans le fond en fonction de la température pour différent taux de reflux.

b) zoom de la figure III.6.a).

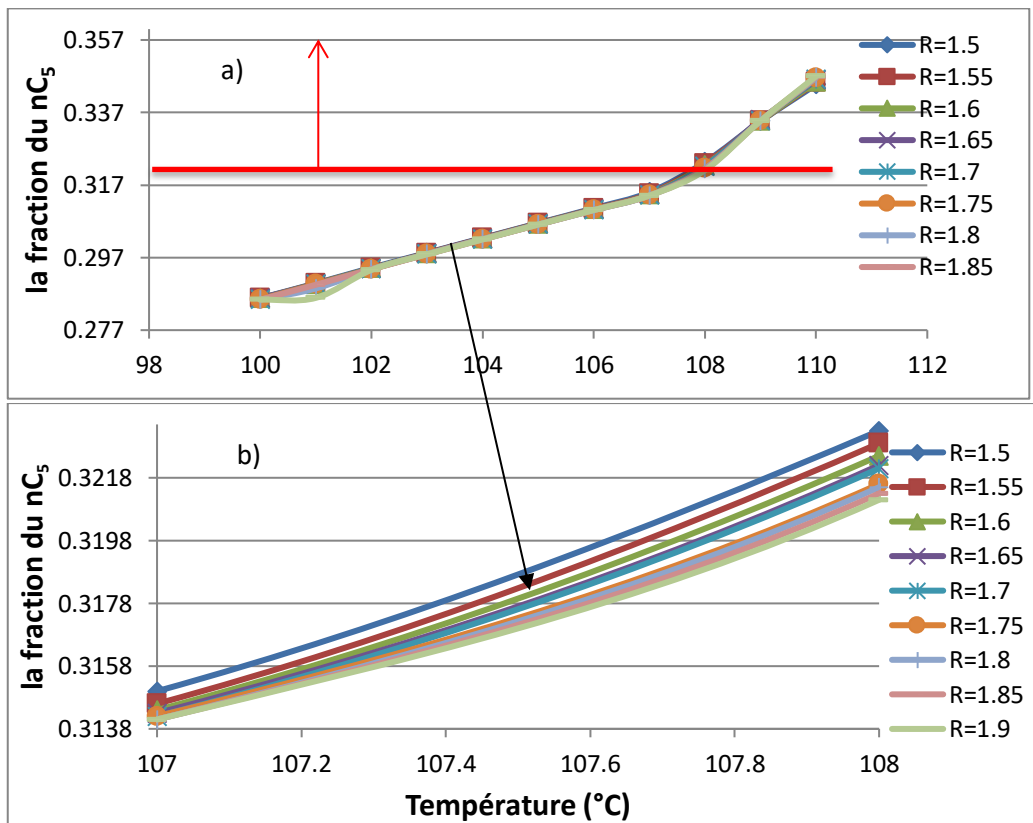
#### Interprétation

On observe dans le graphe III.6, que la variation de la fraction du  $iC_5$  dans le fond de F751a deux allures avec le croisement de la température. On remarque une

augmentation de la fraction  $iC_5$  dans l'intervalle de 0 à 107 °C car l'augmentation de température au provoque l'évaporation de  $iC_4$ . En revanche pour des valeurs de température supérieure à 107°C la fraction du  $iC_5$  commence à quitter le fond vers la tête de F751 car le constituant  $iC_5$  atteindra température d'ébullition. Pour bien visualiser l'influence de taux de reflux sur la fraction du  $iC_5$  on a réalisé le graphe III.6.b présentant le zoom de graphe III.6. a. La figure III.6.b montre un croisement de la fraction de  $iC_5$  dans le fond de F751 avec l'augmentation de taux de reflux pour une température fixe dû au retour d'une quantité de vapeur du  $iC_5$  par l'effet de reflux froid améliorant ainsi la qualité de la séparation.

**III.4.2.2.L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du  $nC_5$**

Le graphe III.7 présente la variation de la fraction du  $nC_5$  dans le fond de la colonne en fonction de température et de taux de reflux.



**Figure III.7.a)** La variation de la fraction du  $nC_5$  dans le fond en fonction de température pour différent taux de reflux.

**b)** zoom de la figure III. 7. a).

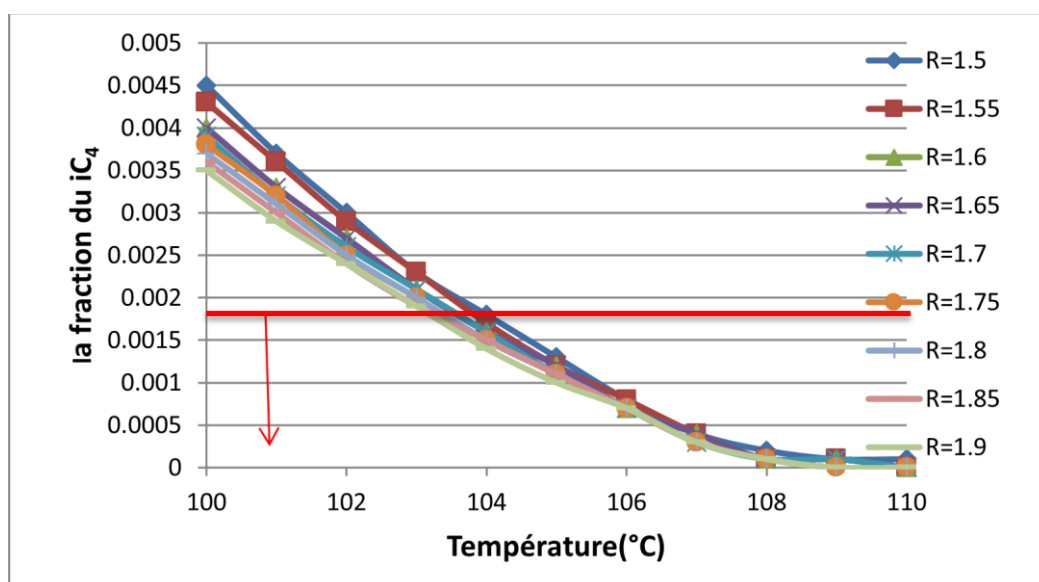
**Interprétation**

D'après la figure III. 7, on observe une augmentation de la fraction de  $nC_5$  dans le fond de F751 lorsqu'on augmente la température, car le constituant  $nC_4$  évapore lors de l'augmentation de la température et s'échappe de fond de la colonne.

Pour l'effet de taux de reflux on remarque que la fraction de  $nC_4$  est augmentée avec l'augmentation de R comme il est présenté dans le graphe III.7. b. Ceci peut-être expliqué par la diminution de la température de la tête de F751 provoqué par le reflux.

**III.4.2.3.L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du  $iC_4$** 

La variation de la fraction d' $iC_4$  dans le résidu en fonction de la température de fond et le taux de reflux est présentée dans le graphe III.8.



**Figure III.8.** La variation de la fraction d' $iC_4$  dans le fond en fonction de température pour différents taux de reflux

**Interprétation**

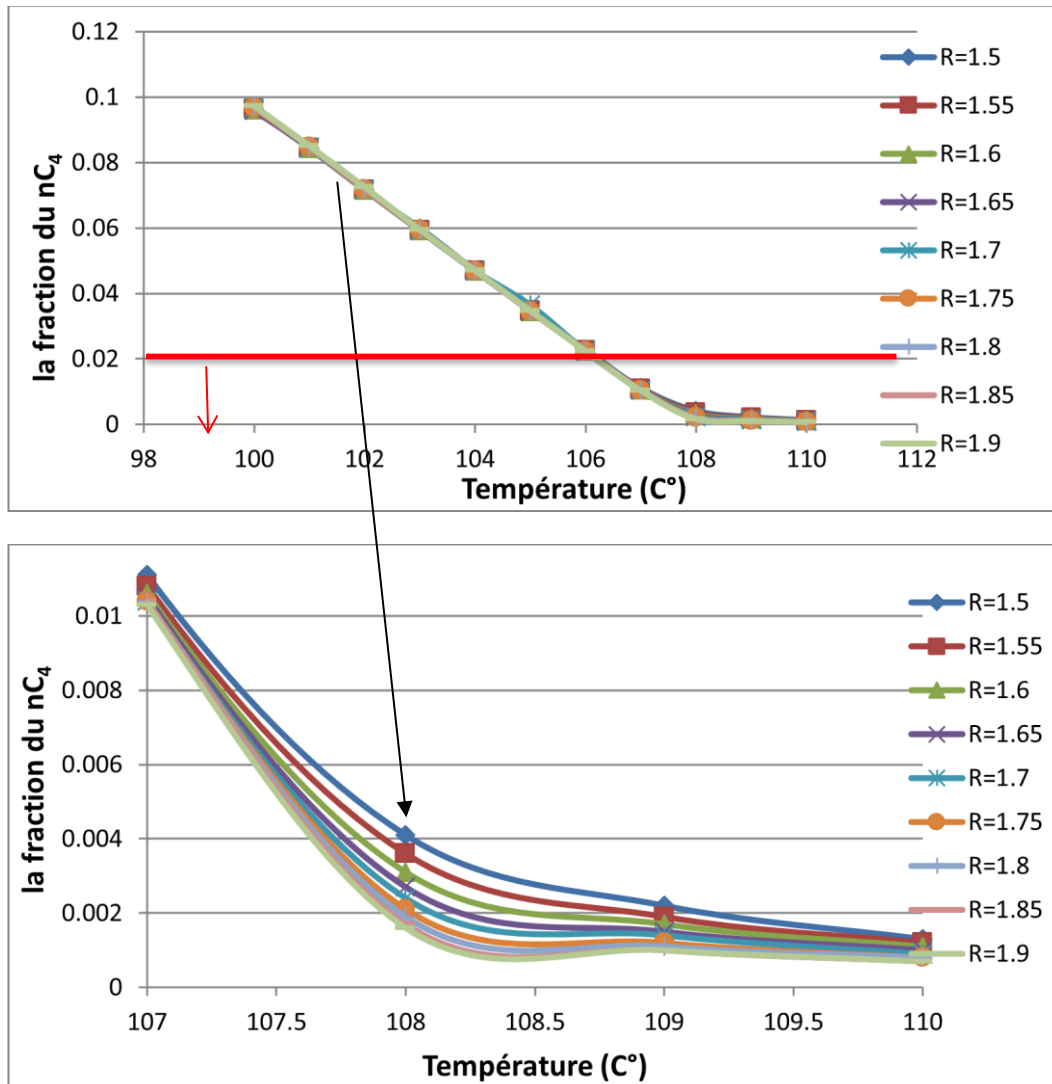
On pourra remarquer une harmonie dans les allures des profils de fraction d' $iC_4$  dans le fond de la colonne pour les différents taux de reflux.

D'après le graphe III.8, on observe une diminution de la fraction  $iC_4$  lors de l'augmentation de la température du fond de la colonne jusqu'à des fractions nulles à des températures supérieures à 108°C. Ces constatations s'expliquent par le fait que  $iC_4$  ayant une température d'ébullition inférieure à celle donnée au fond de la colonne ce qui provoque leur évaporation et par la suite leur élimination dans la composition de résidu.

En plus, on remarque que pour la même valeur de la température, l'augmentation de taux de reflux provoque un appauvrissement du  $iC_4$  en fond de F751, ce qui améliore la qualité de résidu parce que le reflux froid piège les vapeurs lourds de tête le  $nC_5$  et  $iC_5$  et ils sont forcés à retourner au fond de F751.

#### III.4.2.4. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du $nC_4$

Dans le fond de la colonne F751 la fraction  $nC_4$  varie lors de la variation de la température et de taux de reflux comme est illustré sur le graph III.9.



**Figure III.9. a)** la variation de la fraction du  $nC_4$  dans le fond en fonction de température pour différent taux de reflux.

**b)** zoom de la figure III.9.a.

**Interprétation**

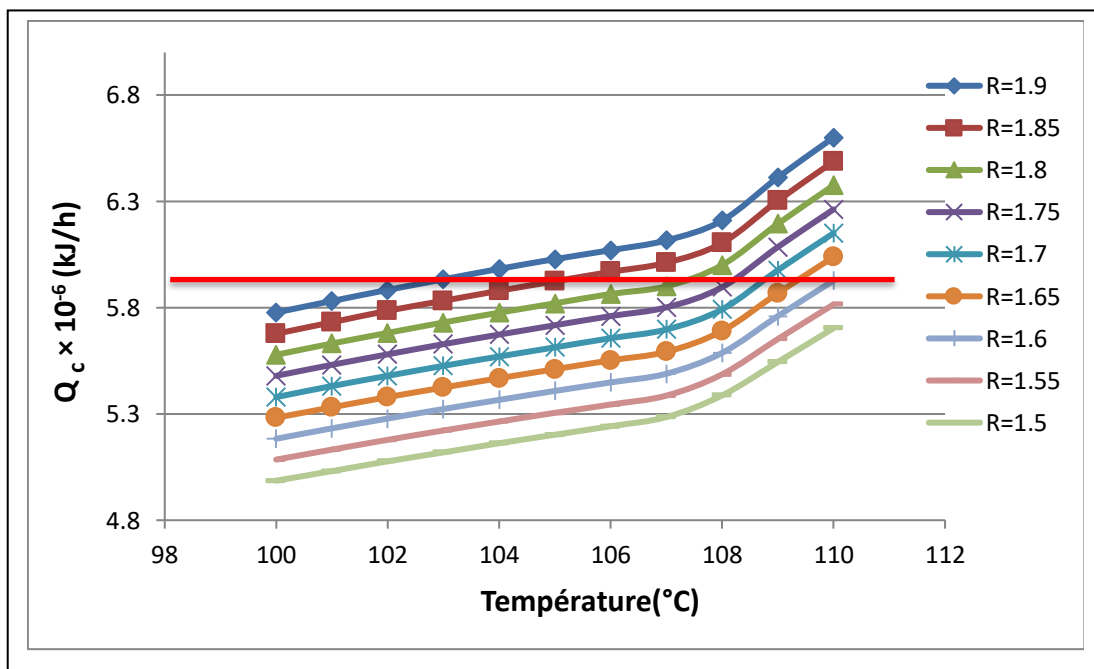
A partir de graphe III.9, on remarque que l’allure des profils de la fraction du nC<sub>4</sub> dans le fond de la colonne pour les différents taux de reflux est identique. On constate que la quantité de constituant nC<sub>4</sub> est inversement proportionnelle à l’augmentation de la température du fond de la colonne jusqu’à la température 108°C où on constate que la fraction nC<sub>4</sub>est nulle.

Pour bien visualiser l’influence de taux de reflux sur la fraction de nC<sub>4</sub> dans le fond, la figure III.9.b montre un zoom de graphe III.9.a.

On remarque que la fraction de nC<sub>4</sub>diminue lors de l’augmentation de taux reflux jusqu’à une valeur de R égale à 1.8. Pour des taux de reflux supérieure à cette valeur, on constate que les profils sont superposé l’un sur l’autre et l’augmentation de R n’influe pas sur la fraction de iC<sub>4</sub> dans le fond.

**III.6. La variation de la quantité de chaleur du condenseur en fonction de température et taux de reflux**

La variation de la quantité de chaleur du condenseur en fonction de température et taux de reflux est présentée dans le graphe III .10.



**Figure III.10.** La quantité de chaleur de condenseur en fonction de température et de taux de reflux

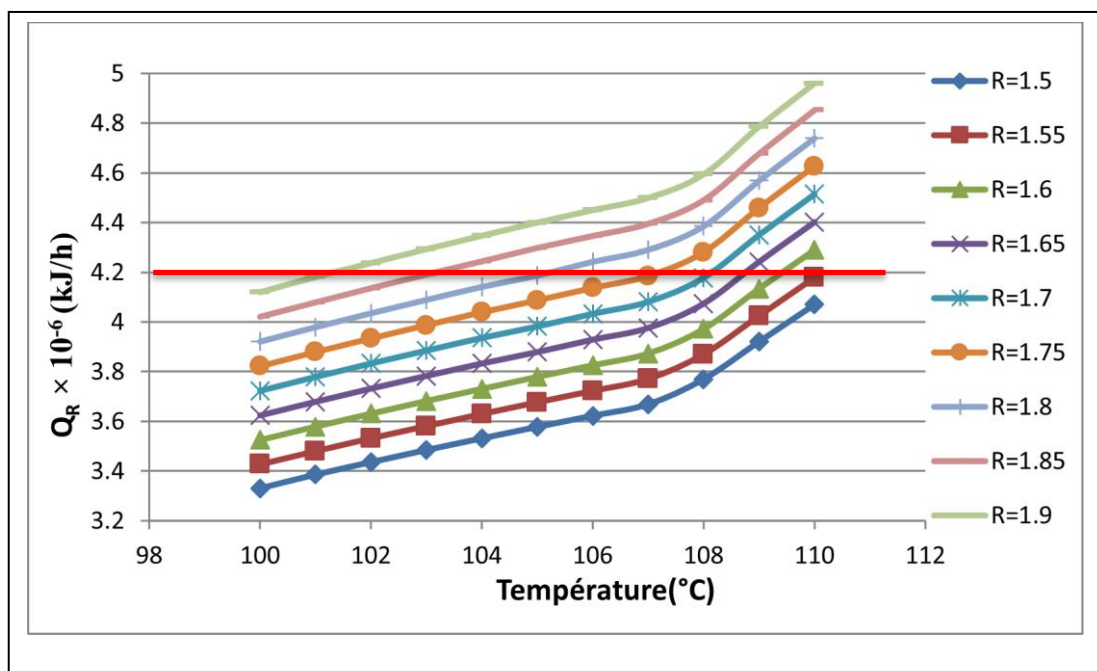
**Interprétation**

A partir de graphe III.10, on observe que la quantité de chaleur de condenseur  $Q_C$  de F751 augment avec l'augmentation de la température de fond de F751, car lors l'augmentation de la température de fond provoque l'augmentation de la quantité de produit de tête qui est condensé par le condenseur. On constate aussi que  $Q_C$  augmente lors de l'augmentation de  $R$ , car pour une grande valeur de taux de reflux il faut condenser une grande quantité des vapeurs de tête de F751 qui demande une quantité d'énergie appréciable.

La capacité maximale du condenseur dans le design égal à  $5.9 \times 10^6$  kJ/h, d'où la valeur optimal de la température égale  $107^\circ\text{C}$  et de taux de reflux égale 1.8.

**III.5. La variation de la quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et taux de reflux**

La variation de la quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et taux de reflux est présentée dans le graphe III .11.



**Figure III.11.** La quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et de taux de reflux

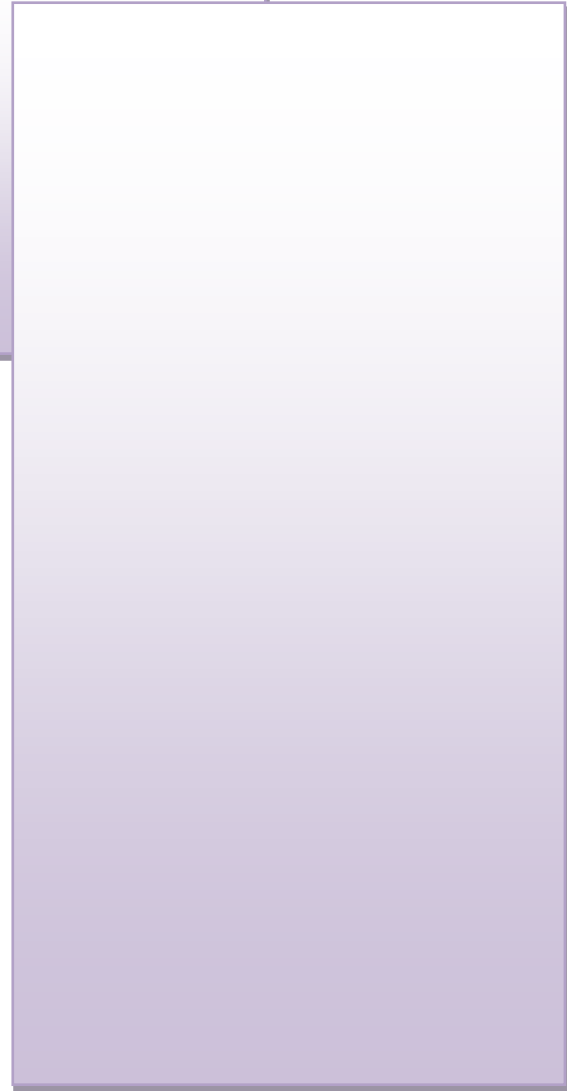
**Interprétation**

D'après le graphe III.11, on remarque que la quantité de chaleur de rebouilleur  $Q_R$  dépende de la température et taux de reflux. Elle est proportionnelle à l'augmentation de

température de fond de F751 car l'augmentation de température demande plus d'énergie de rebouilleur.

Pour l'influence de taux de reflux sur  $Q_R$ , on remarque que lors de l'augmentation de R la quantité de chaleur de rebouilleur augmente pour une température fixe, parce que le R augmente la quantité de liquide condensé retournant dans la tête de colonne, par conséquent, la quantité de chaleur de rebouilleur nécessaire est très importante.

La capacité maximal du rebouilleur dans le design égal à  $4.2 \times 10^6$  kJ/h, donc ont été obligé de ne dépassé pas cette valeur et par conséquence la température optimal égale  $107^\circ\text{C}$  et de taux de reflux optimal égale 1.8.



# **Conclusion & Recommendations**

### CONCLUSION GENERALE

Notre étude a été élaborée lors d'un stage pratique effectué aux niveaux de complexe GL1/Z d'Arzew conventionné par l'université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem faculté des sciences et de la technologie.

Le complexe industriel de GNL GL1/Z est considéré parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Le complexe a pour objectif principal, la production et la mise en vente du Gaz Naturel liquéfié (GNL).

Avant la liquéfaction le gaz naturel (GN) est traité puis il est envoyé vers la section de séparation afin de le séparer de les constituant plus lourd. Le mélange de fond ( $C_2^+$ ) est envoyé vers la section de fractionnement, cette section englobe quatre colonnes de distillation, la dernière colonne est le débutaniseur **F751** a pour but la production du butane et du gazoline qui sont commercialisé.

L'objectif de notre étude et d'optimisé les paramètres de fonctionnement (température et taux de reflux) de la colonne de fractionnement le débutaniseur **F751**, du complexe GL1/Z pour améliorer la qualité de butane (produit de tête) et gazoline (produit de fond) à fin d'obéir à la qualité exigée par la société SONATRACH.

Pour effectuer cette étude, on a basée sur la simulation en utilisant le logiciel **HYSYS** comme outil d'investigation.

Aux premiers lieux, nous avons fait la simulation de cas design de la colonne F751 par le HYSYS V3.7, avec l'équation d'état Peng Robinson (PR) et on a obtenue des résultats adjacents de celle de design, après on a engagé à l'optimisation de F751.

Pour trouver les optimums , nous avant suivi la variation de la fraction des constituants clé tel que l'isobutane, n-butane, l'iso-pentane et le n-pentane lors de la variation de la température de fond de F751 dans un intervalle de 100°C à 110°C avec un pas de 1°C pour une gamme de taux de reflux entre 1.5 et 1.9 avec un pas de 0.05, tout on prenons en considération les quantités de chaleur de rabouillère et de condenseur disponible.

Après optimisation, on a obtenu comme paramètres optimales de fonctionnement de la colonne débutaniseur F751 :

- ✓ un taux de reflux égala à **1.8**.
- ✓ une température de fond de la colonne F751 égale à **107°C**.

## Conclusion Générale

---

Ces paramètres optimaux obtenus de la colonne F751 produisent la meilleure qualité de Butane (distillat) et de Gazoline (résidu) imposée par SONATRACH :

- ✓ Le butane produit est composé de 0.3685 d'isobutane ,0.6255 de normal butane, 0.0004 de iso pentane et 0 de normal pentane.
- ✓ La gazoline produite contient 0.3067 de iso pentane, 0.3141de normal pentane 0.0003 de d'isobutane et 0.0104 de normal butane.

Suite à ces travaux, de nombreuses perspectives sont offertes tels que :

- Suivre la variation des fractions des produit tête et de fond de colonne F751 en fonction de pression pour déférant valeurs de taux de reflux
- Faire une étude économique.
- Choisir un autre modèle thermodynamique.



# **Bibliographie**

## Bibliographies

- [1] MW. Pull Man Kellogg Company, « Manuel Opérateur » Volume II (process), USA, (1994).
- [2] W. M. Haynes, « Handbook of chemistry Physics », Edit chief, (2012).
- [3] S. Belazreg, « Etude de section de débutanisation du complexe GNL1/Z », Mémoire de l'IAP, (2012).
- [4] P. Wuithier, « Raffinage et génie chimique », Tome 1 ; Edit. Technip : Paris, (1972).
- [5] M. Lakhdar Aggoune, « Détection de défauts dans les procédés industriels par l'utilisation Des méthodes d'identification paramétrique », Thèse de doctorat, université de Stif, (2015).
- [6] CICILE, « Distillation – Absorption », technique de l'ingénieur, J-2610, J-2611, J-2621 J-2622 J-2623, Edition Technip, (1997).
- [7] <http://members.lycos.fr/ouldoualimalek/théorie/rectification.htm>
- [8] G. Ardit, « Technologie chimique industrielle », Edition Eyrolles, paris, (1972).
- [9] G. Janusz, « Distillation et rectification », Edition OPU. (1984).
- [10] A. Bechmann, « Tissot. précis de génie chimique. georg » - librairie de l'université, Genève
- [11] M. Benmir., « calcul et optimisation des paramètres opératoire et dimensionnements de la colonne de dépropanisation des unités communes de Hassi R'mel », Mémoire de projet de fin d'étude, université de Ouargla, (2005).
- [12] A. Kerbouche, B. Kaabouche, « Vérification et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur T202 de Hassi R'mel », mémoire de fin d'étude, université de Ouargla, (2016).
- [13] HYSYS, « Manuel reference Hyprotech », (1995).
- [14] HYSYS, « Manuel Customization guide version 3.1, Hyprotech » (2002).
- [15] H. Perry, W. Gereen, « Perry Chemical Engineer » Handbook, 7<sup>ème</sup> Edition, McGraw Hill, New York, (1994).
- [16] S. Terkhi. F. Ouadjenie, « augmentation de la charge dans une colonne de distillation à 140% », mémoire de projet de fin d'études, université de Mostaganem, (2001).
- [17] H. Mekkaoui. F. Chouli, « modélisation et simulation d'une colonne de distillation d'un mélange complexe à pression atmosphérique », mémoire de Project de fin d'études, université de Mascara, (2008).



# **Annexe 1**





# **Annexe 2**

**Tableau : la variation des fractions de constituants de fond et de tête en fonction de température et taux de reflux**

la température	Les constituants	R=1,5		R=1,55		R=1,6	
		de tête	de fond	de tête	de fond	de tête	de fond
100C°	C <sub>3</sub>	0,006	0	0,006	0	0,006	0
	iC <sub>4</sub>	0,3867	0,0045	0,3869	0,0043	0,387	0,0042
	nC <sub>4</sub>	0,6063	0,0963	0,6064	0,0964	0,6064	0,0962
	iC <sub>5</sub>	0,0009	0,2781	0,0007	0,2784	0,0005	0,2787
	nC <sub>5</sub>	0	0,2858	0	0,2857	0	0,2857
	C <sub>6</sub>	0	0,3353	0	0,3351	0	0,3352
101C°	C <sub>3</sub>	0,006	0	0,006	0	0,006	0
	iC <sub>4</sub>	0,3838	0,0037	0,384	0,0036	0,3841	0,0035
	nC <sub>4</sub>	0,6092	0,0843	0,6093	0,0844	0,6093	0,0844
	iC <sub>5</sub>	0,001	0,2821	0,0007	0,2824	0,005	0,2826
	nC <sub>5</sub>	0	0,2899	0	0,2898	0	0,2897
	C <sub>6</sub>	0	0,3401	0	0,3399	0	0,3398
102C°	C <sub>3</sub>	0,0059	0	0,059	0	0,0059	0
	iC <sub>4</sub>	0,3809	0,003	0,3811	0,0029	0,3812	0,0028
	nC <sub>4</sub>	0,6121	0,0716	0,6122	0,0716	0,6123	0,0717
	iC <sub>5</sub>	0,001	0,2861	0,0007	0,2865	0,0005	0,2867
	nC <sub>5</sub>	0	0,2942	0	0,294	0	0,294
	C <sub>6</sub>	0	0,3451	0	0,345	0	0,3449
103C°	C <sub>3</sub>	0,0059	0	0,0059	0	0,0059	0
	iC <sub>4</sub>	0,3782	0,0023	0,3783	0,0023	0,3784	0,0022
	nC <sub>4</sub>	0,6149	0,05993	0,6122	0,0592	0,6151	0,0592
	iC <sub>5</sub>	0,001	0,2901	0,0007	0,2905	0,0006	0,2907
	nC <sub>5</sub>	0	0,2983	0	0,2982	0	0,2981
	C <sub>6</sub>	0	0,35	0	0,3498	0	0,3497
104C°	C <sub>3</sub>	0,0058	0	0,0058	0	0,0058	0
	iC <sub>4</sub>	0,3755	0,0018	0,3756	0,0017	0,3757	0,0017
	nC <sub>4</sub>	0,6175	0,047	0,6177	0,0469	0,6178	0,0469
	iC <sub>5</sub>	0,0011	0,294	0,0008	0,2944	0,0006	0,2947
	nC <sub>5</sub>	0	0,3024	0	0,3023	0	0,3022
	C <sub>6</sub>	0	0,3548	0	0,3547	0	0,3545
105C°	C <sub>3</sub>	0,0058	0	0,0058	0	0,0058	0
	iC <sub>4</sub>	0,3729	0,0013	0,3731	0,0012	0,3732	0,0012
	nC <sub>4</sub>	0,62	0,0348	0,6203	0,0347	0,6204	0,0346
	iC <sub>5</sub>	0,0012	0,2978	0,0008	0,2983	0,0006	0,2986
	nC <sub>5</sub>	0	0,3065	0	0,3064	0	0,3063
	C <sub>6</sub>	0	0,3596	0	0,3594	0	0,3593

La température	Les constituants	R=1,65		R=1,7		R=1,75	
		de tête	de fond	de tête	de fond	de tête	de fond
100C°	C <sub>3</sub>	0,006	0	0,006	0	0,006	0
	iC <sub>4</sub>	0,3872	0,004	0,3873	0,0039	0,3875	0,0038
	nC <sub>4</sub>	0,6063	0,0959	0,6063	0,0968	0,6063	0,0967
	iC <sub>5</sub>	0,0004	0,279	0,0003	0,2788	0,0002	0,279
	nC <sub>5</sub>	0	0,2858	0	0,2855	0	0,2855
	C <sub>6</sub>	0	0,3353	0	0,3349	0	0,335
101C°	C <sub>3</sub>	0,006	0	0,006	0	0,006	0
	iC <sub>4</sub>	0,3843	0,0033	0,3844	0,0032	0,3845	0,0032
	nC <sub>4</sub>	0,6093	0,0845	0,6093	0,0847	0,6093	0,0847
	iC <sub>5</sub>	0,0004	0,2827	0,0003	0,2828	0,0003	0,2829
	nC <sub>5</sub>	0	0,2896	0	0,2896	0	0,2896
	C <sub>6</sub>	0	0,3398	0	0,3397	0	0,3397
102C°	C <sub>3</sub>	0,0059	0	0,0059	0	0,0059	0
	iC <sub>4</sub>	0,3813	0,0027	0,3814	0,0026	0,3815	0,0025
	nC <sub>4</sub>	0,6123	0,0718	0,6124	0,0718	0,6124	0,0719
	iC <sub>5</sub>	0,0004	0,2869	0,0003	0,287	0,0003	0,287
	nC <sub>5</sub>	0	0,2939	0	0,2939	0	0,2938
	C <sub>6</sub>	0	0,3448	0	0,3447	0	0,3447
103C°	C <sub>3</sub>	0,0059	0	0,0059	0	0,0059	0
	iC <sub>4</sub>	0,3785	0,0021	0,3786	0,0021	0,3786	0,002
	nC <sub>4</sub>	0,6152	0,0593	0,6152	0,0593	0,6152	0,0594
	iC <sub>5</sub>	0,0004	0,2909	0,0003	0,291	0,0003	0,2911
	nC <sub>5</sub>	0	0,2981	0	0,298	0	0,298
	C <sub>6</sub>	0	0,3497	0	0,3496	0	0,3469
104C°	C <sub>3</sub>	0,0058	0	0,0058	0	0,0058	0
	iC <sub>4</sub>	0,3758	0,0016	0,3759	0,0016	0,3759	0,0015
	nC <sub>4</sub>	0,6179	0,0469	0,618	0,0469	0,618	0,0469
	iC <sub>5</sub>	0,0004	0,2948	0,0003	0,295	0,0003	0,2951
	nC <sub>5</sub>	0	0,3022	0	0,3021	0	0,3021
	C <sub>6</sub>	0	0,3545	0	0,3544	0	0,3544
105C°	C <sub>3</sub>	0,0058	0	0,0058	0	0,00058	0
	iC <sub>4</sub>	0,3732	0,0012	0,3733	0,0011	0,3733	0,0011
	nC <sub>4</sub>	0,6205	0,0346	0,6206	0,0364	0,6206	0,0346
	iC <sub>5</sub>	0,0005	0,2988	0,0004	0,2989	0,0003	0,299
	nC <sub>5</sub>	0	0,3062	0	0,3062	0	0,3061
	C <sub>6</sub>	0	0,3592	0	0,3592	0	0,3591

		R=1,8		R=1,85		R=1,9	
La température	Les constituants	de tête	de fond	de tête	de fond	de tête	de fond
100C°	C <sub>3</sub>	0,006	0	0,006	0	0,006	0
	iC <sub>4</sub>	0,3875	0,0037	0,3876	0,0036	0,3877	0,0035
	nC <sub>4</sub>	0,6063	0,0971	0,6062	0,0972	0,6061	0,0973
	iC <sub>5</sub>	0,0002	0,2789	0,0002	0,279	0,0001	0,279
	nC <sub>5</sub>	0	0,2854	0	0,2854	0	0,2854
	C <sub>6</sub>	0	0,3348	0	0,3348	0	0,3348
101C°	C <sub>3</sub>	0,006	0	0,006	0	0,006	0
	iC <sub>4</sub>	0,3846	0,0031	0,3846	0,003	0,3847	0,0029
	nC <sub>4</sub>	0,6092	0,0848	0,6092	0,085	0,6092	0,0851
	iC <sub>5</sub>	0,0002	0,2829	0,0002	0,2829	0,0001	0,283
	nC <sub>5</sub>	0	0,2885	0	0,2895	0	0,2859
	C <sub>6</sub>	0	0,3396	0	0,3396	0	3396
102C°	C <sub>3</sub>	0,0059	0	0,0059	0	0,0059	0
	iC <sub>4</sub>	0,3815	0,0025	0,3816	0,0024	0,3816	0,0024
	nC <sub>4</sub>	0,6123	0,072	0,6123	0,072	0,6123	0,0725
	iC <sub>5</sub>	0,0002	0,2871	0,0002	0,2871	0,0001	0,287
	nC <sub>5</sub>	0	0,2938	0	0,2938	0	0,2936
	C <sub>6</sub>	0	0,3447	0	0,3446	0	0,3444
103C°	C <sub>3</sub>	0,0059	0	0,0059	0	0,0059	0
	iC <sub>4</sub>	0,3787	0,002	0,3787	0,0019	0,3788	0,0019
	nC <sub>4</sub>	0,6152	0,0594	0,6152	0,0595	0,6152	0,0595
	iC <sub>5</sub>	0,0002	0,2911	0,0002	0,2912	0,0001	0,2912
	nC <sub>5</sub>	0	0,298	0	0,2979	0	0,2979
	C <sub>6</sub>	0	0,3495	0	0,3495	0	0,3495
104C°	C <sub>3</sub>	0,0058	0	0,0058	0	0,0058	0
	iC <sub>4</sub>	0,376	0,0015	0,376	0,0015	0,376	0,0014
	nC <sub>4</sub>	0,618	0,047	0,618	0,047	0,618	0,047
	iC <sub>5</sub>	0,0002	0,2951	0,0002	0,2952	0,0002	0,3543
	nC <sub>5</sub>	0	0,3021	0	0,302	0	0,302
	C <sub>6</sub>	0	0,3543	0	0,3542	0	0,3543
105C°	C <sub>3</sub>	0,0058	0	0,0058	0	0,0058	0
	iC <sub>4</sub>	0,3734	0,0011	0,3734	0,0011	0,3734	0,001
	nC <sub>4</sub>	0,6206	0,0346	0,6206	0,0347	0,6206	0,0347
	iC <sub>5</sub>	0,0002	0,2991	0,0002	0,2991	0,0002	0,2992
	nC <sub>5</sub>	0	0,3061	0	0,3061	0	0,3061
	C <sub>6</sub>	0	0,3591	0	0,3591	0	0,359

La température	Les constituants	R=1,5		R=1,55		R=1,6	
		de tête	de fond	de tête	de fond	de tête	de fond
106	C <sub>3</sub>	0,0057	0	0,0057	0	0,0057	0
	iC <sub>4</sub>	0,3704	0,0008	0,3706	0,0008	0,3707	0,0008
	nC <sub>4</sub>	0,6224	0,0228	0,6227	0,0226	0,6228	0,0225
	iC <sub>5</sub>	0,0014	0,3014	0,001	0,302	0,0007	0,3023
	nC <sub>5</sub>	0	0,3106	0	0,3104	0	0,3103
	C <sub>6</sub>	0	0,3644	0	0,3642	0	0,3641
107	C <sub>3</sub>	0,0057	0	0,0057	0	0,0057	0
	iC <sub>4</sub>	0,3678	0,0004	0,3681	0,0004	0,3682	0,0004
	nC <sub>4</sub>	0,624	0,0111	0,6246	0,0108	0,6249	0,0106
	iC <sub>5</sub>	0,0024	0,3039	0,0016	0,305	0,0011	0,3057
	nC <sub>5</sub>	0,0001	0,315	0	0,3146	0	0,3144
	C <sub>6</sub>	0	0,3696	0	0,3692	0	0,3689
108	C <sub>3</sub>	0,0056	0	0,0056	0	0,0056	0
	iC <sub>4</sub>	0,3624	0,0002	0,3627	0,0001	0,363	0,0001
	nC <sub>4</sub>	0,6183	0,0041	0,6192	0,0036	0,62	0,0031
	iC <sub>5</sub>	0,0131	0,2919	0,0119	0,2937	0,011	0,2951
	nC <sub>5</sub>	0,0006	0,3233	0,0005	0,3229	0,0004	0,3225
	C <sub>6</sub>	0	0,3805	0	0,3798	0	0,3792
109	C <sub>3</sub>	0,0055	0	0,0055	0	0,0055	0
	iC <sub>4</sub>	0,3546	0,0001	0,3548	0,0001	0,3549	0,0001
	nC <sub>4</sub>	0,606	0,0022	0,6064	0,0019	0,6068	0,0017
	iC <sub>5</sub>	0,0319	0,2656	0,0314	0,2663	0,0311	0,2668
	nC <sub>5</sub>	0,0021	0,3346	0,0019	0,3346	0,0018	0,3346
	C <sub>6</sub>	0	0,3975	0	0,3971	0	0,3968
110	C <sub>3</sub>	0,0054	0	0,0054	0	0,0054	0
	iC <sub>4</sub>	0,3471	0,0001	0,3472	0	0,3473	0
	nC <sub>4</sub>	0	0,0013	0,5938	0,0012	0,594	0,0011
	iC <sub>5</sub>	5936	0,2377	0,0494	0,2377	0,0493	0,2377
	nC <sub>5</sub>	0,0046	0,3447	0,0043	0,3452	0,004	0,3455
	C <sub>6</sub>	0	0,4162	0	0,4159	0	0,4156

la température	Les constituants	R=1,65		R=1,7		R=1,75	
		de tête	de fond	de tête	de fond	de tête	de fond
106	C <sub>3</sub>	0,0057	0	0,0057	0	0,0057	0
	iC <sub>4</sub>	0,3708	0,0007	0,3708	0,0007	0,3708	0,0007
	nC <sub>4</sub>	0,623	0,0225	0,623	0,0224	0,6231	0,0224
	iC <sub>5</sub>	0,0005	0,3026	0,0004	0,3027	0,0003	0,3029
	nC <sub>5</sub>	0	0,3103	0	0,3102	0	0,3102
	C <sub>6</sub>	0	0,364	0	0,3639	0	0,3638
107	C <sub>3</sub>	0,0057	0	0,0057	0	0,0057	0
	iC <sub>4</sub>	0,3683	0,0004	0,3684	0,0003	0,3684	0,0003
	nC <sub>4</sub>	0,6252	0,0105	0,6253	0,0104	0,6254	0,0104
	iC <sub>5</sub>	0,0008	0,3061	0,0006	0,3064	0,0004	0,3065
	nC <sub>5</sub>	0	0,3143	0	0,3142	0	0,3142
	C <sub>6</sub>	0	0,3688	0	0,3686	0	0,3686
108	C <sub>3</sub>	0,0056	0	0,056	0	0,0056	0
	iC <sub>4</sub>	0,363	0,0001	0,3634	0,0001	0,3637	0,0001
	nC <sub>4</sub>	0,6206	0,0027	0,621	0,0024	0,6216	0,0021
	iC <sub>5</sub>	0,0102	0,2963	0,0097	0,297	0,0088	0,2982
	nC <sub>5</sub>	0,0004	0,3222	0,0003	0,3221	0,0003	0,3216
	C <sub>6</sub>	0	0,3787	0	0,3785	0	0,3779
109	C <sub>3</sub>	0,0055	0	0,0055	0	0,0055	0
	iC <sub>4</sub>	0,355	0,0001	0,3551	0,0001	0,3552	0
	nC <sub>4</sub>	0,607	0,0015	0,6073	0,0014	0,6075	0,0012
	iC <sub>5</sub>	0,0308	2665	0,036	0,2676	0,0303	0,2679
	nC <sub>5</sub>	0,0017	0,335	0,0016	0,3347	0,0015	0,3347
	C <sub>6</sub>	0	0,397	0	0,3963	0	0,3961
110	C <sub>3</sub>	0,0054	0	0,0054	0	0,0054	0
	iC <sub>4</sub>	0,3774	0	0,3475	0	0,3475	0
	nC <sub>4</sub>	0,5942	0,001	0,5944	0,0009	0,5946	0,0008
	iC <sub>5</sub>	0,0493	0,2376	0,0492	0,2377	0,0491	0,2377
	nC <sub>5</sub>	0,0037	0,3459	0,0035	0,3462	0,0034	0,3664
	C <sub>6</sub>	0	0,4155	0	0,4152	0	0,415

La température	Les constituants	R=1,8		R=1,85		R=1,9	
		de tête	de fond	de tête	de fond	de tête	de fond
106	C <sub>3</sub>	0,0057	0	0,0057	0	0,0057	0
	iC <sub>4</sub>	0,3709	0,0007	0,3709	0,0007	0,3709	0,0007
	nC <sub>4</sub>	0,6231	0,0224	0,6232	0,0224	0,6232	0,0224
	iC <sub>5</sub>	0,0003	0,3029	0,0002	0,303	0,0002	0,3031
	nC <sub>5</sub>	0	0,3101	0	0,3101	0	0,3101
	C <sub>6</sub>	0	0,3638	0	0,3638	0	0,3638
107	C <sub>3</sub>	0,0057	0	0,0057	0	0,0057	0
	iC <sub>4</sub>	0,3685	0,0003	0,3685	0,0003	0,3685	0,0003
	nC <sub>4</sub>	0,6255	0,0104	0,6255	0,0104	0,6255	0,0103
	iC <sub>5</sub>	0,0004	0,3067	0,0003	0,3068	0,0002	0,3068
	nC <sub>5</sub>	0	0,3141	0	0,3141	0	0,3141
	C <sub>6</sub>	0	0,3685	0	0,3685	0	0,3684
108	C <sub>3</sub>	0,0056	0	0,0056	0	0,0056	0
	iC <sub>4</sub>	0,3639	0,0001	0,364	0,0001	0,3641	0,0001
	nC <sub>4</sub>	0,6219	0,0019	0,6222	0,0017	0,6225	0,0016
	iC <sub>5</sub>	0,0083	0,2989	0,0079	0,2995	0,0076	0,3001
	nC <sub>5</sub>	0,0003	0,3215	0,0002	0,3213	0,0002	0,3211
	C <sub>6</sub>	0	0,3776	0	0,3774	0	0,3772
109	C <sub>3</sub>	0,0055	0	0,0055	0	0,0055	0
	iC <sub>4</sub>	0,3553	0	0,3553	0	0,3554	0
	nC <sub>4</sub>	0,6077	0,0011	0,6078	0,001	0,608	0,001
	iC <sub>5</sub>	0,0301	0,2682	0,03	0,2684	0,0298	0,2687
	nC <sub>5</sub>	0,0014	0,3347	0,0013	0,3347	0,0013	0,3347
	C <sub>6</sub>	0	0,396	0	0,3958	0	0,3956
110	C <sub>3</sub>	0,0054	0	0,0054	0	0,054	0
	iC <sub>4</sub>	0,3476	0	0,3476	0	0,3477	0
	nC <sub>4</sub>	0,5947	0,0008	0,5948	0,0007	0,5949	0,0007
	iC <sub>5</sub>	0,0491	0,2377	0,0491	0,2377	0,0491	0,2377
	nC <sub>5</sub>	0,0032	0,3466	0,0031	0,3468	0,0029	0,347
	C <sub>6</sub>	0	0,4149	0	0,4148	0	0,4146