



République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20 août 1955 -SKIKDA

Faculté de Technologie

Département de Pétrochimie

# Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master

Filière: Génie Pétrochimique

Spécialité: Génie Pétrochimique

### Thème:

**OPTIMISATION DES PARAMETRES OPERATOIRES  
RELATIFS A LA SECTION DE  
STABILISATION EN VUE DE RECUPERER LE  
MAXIMUM DE PRODUITS FINIS (GPL et Condensât)**

**Réalisé par:**

- Karmeche Djihan
- Zouaimia Rofaida

**Encadré par:**

**Mechati .F**

**Année Universitaire 2022/2023**

# Dédicace

*J'ai le grand honneur de dédier ce modeste travail à :*

*Maman*

*Merci à la personne qui m'a donné goût à la vie et à la responsabilité, la personne la plus chère au monde qui m'a donné amour, soutien, confiance et encouragement pour que je puisse réaliser mes rêves. Aucun mot ne peut exprimer ma gratitude et mon amour pour vous, que Dieu me rende la moitié de votre sacrifice et vous souhaite une vie longue et saine.*

*Mon père*

*A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et mon guide de chemin d'études, A celui qui a été toujours la source d'inspiration et de courage, je suis fière d'être ta fille et qu'Allah te garde pour moi et que je peux te rendre votre effort.*

*A mes chères sœurs Anfel, Arwa*

*A mon chère frère Nour El islâm*

*A ma mignonne cousine Tesnim*

*A mes intimes Chams El Wissal, Yassmin, Isra, Rania B, Rania M, Aridj,*

*Meriem, Aya B, Aya R, Malek et Khawla*

*En fin, je remercie mon binôme Djihane, qui a contribué à la réalisation de ce humble travail.*

# Dédicace

*J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail :*

*Qui est ce que je préfère à moi-même , A celle qui maitrisait à la fois rôle de mère et de père, à ma mère.*

*A mon très cher père, pour ses encouragements, son soutien, surtout pour son amour et son sacrifice afin que rien n'entraine le déroulement de mes études.*

*A mon frère Sajed*

*A mes sœurs : Oumaima, Ranim, Amina et Eline*

*A tous les membres de la famille de KARMECHE et GUEDDIDI.*

*A la personne qui a partagé son parcours académique avec moi CHABBAT  
MED CHAMES EDDINE.*

*A mes meilleures amies : Arije , Khaoula.*

*A ma sœur d'une autre mère AYA REMICHI.*

*Et mes chers collègues*

*Et tout qui m'aide et complusse ce modeste travail*

*En fin, je remercie mon binôme Rofaida, qui a contribué à la réalisation de ce  
humble travail.*

***Djihan***

# Remerciement

*En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU, notre créateur qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce modeste travail.*

*Nous remercions chaleureusement la promiseuse **Mme MECHATI FADIA** pour son aide, sa disponibilité et ses conseils avisés tout au long période de rédaction de cette lettre.*

*Nous tenons à exprimer nos vifs remerciements à tous notre professeurs qui ont contribués à notre formation en particulier.*

*Nos profonds remerciements et notre gratitude vont aussi aux membres du jury, pour leur accord de juger notre travail.*

*Nous remercions vivement **Monsieur HAMZA HAMZAOU** ingénieur exploitation au HASSI R'MEL .*

*Nos remerciements sont aussi adressés particulièrement à **Monsieur HADJAJI ABDELHAK** ingénieur exploitation au HASSI MESSAOUD.*

*Nous remercions Le chef service de module 0 **Mr : SMAIL Salim** pour leur aide et leur soutien au cours de stage.*

*Enfin, Nous remercions tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de cet humble travail dans de meilleures conditions*

## **Résumé**

Ces travaux comprenaient la simulation de l'exploitation du train 2 et l'optimisation. Les paramètres de fonctionnement visent l'absence d'éventuelles perturbations arrivé avant que le train ne se stabilise.

Tout d'abord, nous avons testé le modèle thermodynamique, en le comparant à la conception Puis comparez-le avec la situation réelle (actuelle) et enfin continuez à optimiser différents paramètres peuvent améliorer le rendement et l'économie l'énergie de.

**Les mots clés :** Simulation, train2, optimisation, GPL, condensât.

## **Abstract**

This work included the simulation of the operation of train 2 and the optimization, The operating parameters are aimed at the absence of any disturbances arrived before the train stabilized.

First, we tested the thermodynamic model, comparing it with the design Then compare it with the real (current) situation and finally continue to optimize Different settings can improve performance and save energy.

**Key words :** Simulation, train 2, optimization, GPL, Condesat.

## المخلص

تضمن هذا العمل محاكاة تشغيل القطار 2 والتحسين تهدف معلمات التشغيل إلى عدم وجود أي اضطرابات وصل قبل أن يستقر القطار.

أولاً، قمنا باختبار النموذج الديناميكي الحراري، ومقارنته بالتصميم، ثم قارناه بالوضع الحقيقي (الحالي). ومن ثم الانتقال للاستفادة المثلى من معايير من أجل تحقيق مكاسب في الإنتاج مع اقتصاد في الطاقة

**الكلمات المفتاحية:** المحاكاة، القطار 2، الاستفادة المثلى.

<b>LISTE DES FIGURES .....</b>	<b>.....</b>
<b>LISTE DES TABLEAUX.....</b>	<b>.....</b>
<b>LISTE DES ABREVIATION.....</b>	<b>.....</b>
<b>INTRODUCTION GENERALE.....</b>	<b>1</b>
<b>CHAPITRE I : GENERALITE SUR LES GAZ .....</b>	<b>4</b>
<b>INTRODUCTION.....</b>	<b>5</b>
<b>I.1. GAZ NATUREL .....</b>	<b>5</b>
<i>I.1.1. Origines du gaz naturel .....</i>	<i>5</i>
<b>I.2. GAZ NATUREL DANS LE MONDE .....</b>	<b>5</b>
<i>I.2.1. Réserves de gaz .....</i>	<i>5</i>
<i>I.2.2. Durée de vie des réserves gazières .....</i>	<i>5</i>
<b>I.3. PRODUCTION MONDIALE DU GAZ NATUREL.....</b>	<b>6</b>
<b>I.4. LE GAZ NATUREL EN ALGERIE.....</b>	<b>7</b>
<b>I.5. CARACTERISTIQUES DU GAZ NATUREL.....</b>	<b>7</b>
<i>I.5.1. Densité .....</i>	<i>8</i>
<i>I.5.2. Pouvoir calorifique .....</i>	<i>8</i>
<i>I.5.3. La masse volumique .....</i>	<i>8</i>
<b>I.6. COMPOSITION DU GAZ NATUREL.....</b>	<b>9</b>
<b>I.7. DIFFERENTS TYPES DU GAZ NATUREL .....</b>	<b>10</b>
<i>I.7.1. Gaz conventionnel non associé.....</i>	<i>10</i>
<i>I.7.2. Gaz associé.....</i>	<i>10</i>
<i>I.7.3. Le gaz sec .....</i>	<i>11</i>
<i>I.7.4. Le gaz humide .....</i>	<i>11</i>
<b>I.8. GAZ DE PETROLE LIQUEFIE .....</b>	<b>11</b>
<i>I.8.1. Définition de GPL.....</i>	<i>11</i>
<i>I.8.2. Origine des GPL.....</i>	<i>12</i>
<i>I.8.3. Les sources des GPL.....</i>	<i>12</i>
<i>I.8.4. Les caractéristiques générales des GPL .....</i>	<i>12</i>
<i>I.8.5. Spécifications des GPL de Hassi R'mel .....</i>	<i>13</i>
<i>I.8.6. La production mondiale du GPL .....</i>	<i>14</i>
<i>I.8.7. Le GPL en Algérie .....</i>	<i>15</i>
<i>I.8.8. La consommation nationale du GPL.....</i>	<i>16</i>

I.8.9. <i>Exportation du GPL</i> .....	16
I.8.10. <i>Domaines d'utilisation du GPL</i> .....	16
<b>I.9. GENERALITE SUR LE CONDENSAT</b> .....	<b>18</b>
I.9.1. <i>Définition du Condensât</i> .....	18
I.9.2. <i>Caractéristiques du Condensât</i> .....	18
I.9.3. <i>Domaines d'utilisation du Condensât</i> .....	20
CONCLUSION.....	20
<b>CHAPITRE II : PRESENTATION DE LA REGION DU HASSI R'MEL ET MPP0....</b>	<b>21</b>
INTRODUCTION.....	22
<b>II.1. PRESENTATION DU CHAMP DE HASSI R'MEL</b> .....	<b>22</b>
II.1.1. <i>Situation géographique</i> .....	22
II.1.2. <i>Historique du champ de HASSI R'MEL</i> .....	23
II.1.3. <i>Installations gazières à HASSI R'MEL</i> .....	23
II.1.4. <i>Les activités du champ de HASSI R'MEL</i> .....	24
II.1.5. <i>Technique de traitement de gaz naturel</i> .....	26
<b>II.2. PRESENTATION DE MODULE 0 « MPP0 »</b> .....	<b>26</b>
II.2.1. <i>Capacité de production</i> .....	27
II.2.2. <i>Composition de la charge d'alimentation</i> .....	27
II.2.3. <i>Description du procédé</i> .....	28
II.2.4. <i>Service de module 0</i> .....	33
II.2.5. <i>Organisation de module 0</i> .....	33
II.2.6. <i>Spécifications des produits finis</i> .....	34
CONCLUSION.....	34
<b>CHAPITRE III : THEORIE DE RECTIFICATION</b> .....	<b>35</b>
INTRODUCTION.....	36
<b>III.1. DEFINITION</b> .....	<b>36</b>
<b>III.2. DESCRIPTION ET FONCTIONNEMENT DE LA COLONNE DE RECTIFICATION</b> .....	<b>37</b>
<b>III.3. LES DIFFERENTS TYPES DE COLONNES DE RECTIFICATION</b> .....	<b>37</b>
III.3.1. <i>Colonnes à plateaux</i> .....	38
III.3.2. <i>Colonnes à garnissage</i> .....	39
<b>III.4. LA COLONNE DEBUTANISEUR T-02</b> .....	<b>41</b>
<b>III.5. LOIS FONDAMENTALES DE TRANSFERT DE MATIERE</b> .....	<b>42</b>

III.5.1. Lois de RAOULT et d'HENRY.....	42
III.5.2. Lois de DALTON .....	44
III.6. BILAN MATIERE DE LA COLONNE ET DE SES ZONES .....	44
III.6.1. Bilan matière de la zone de rectification .....	44
III.6.2. Bilan matière de la zone d'épuisement .....	45
III.6.3. Bilan matière de la zone d'alimentation .....	47
III.7. CHOIX DE LA PRESSION DANS LA COLONNE.....	47
III.8. TAUX DE VAPORISATION ET COMPOSITION DES PHASES LIQUIDES ET VAPEURS DE LA CHARGE .....	49
III.9. CHOIX DU TAUX DE REFLUX.....	50
III.9.1. Fonctionnement à reflux minimal.....	50
III.9.2. Taux de reflux optimal .....	51
III.10. BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE.....	51
CONCLUSION.....	52
<b>CHAPITRE IV : SIMULATION.....</b>	<b>54</b>
INTRODUCTION.....	55
IV.1. EXPOSE DU PROBLEME.....	55
IV.1.1. Au niveau des objectifs .....	55
IV.1.2. Au niveau de la charge .....	55
IV.2. DESCRIPTION DU LOGICIEL HYSYS .....	57
IV.3. VERIFICATION DU CAS DESIGN.....	57
IV.3.1. Les spécifications de la charge .....	57
IV.3.2. Le choix du modèle thermodynamique.....	58
IV.3.3. Etude comparative des deux modèles.....	58
IV.3.4. Vérification du cas design de la section de stabilisation .....	59
IV.4. VERIFICATION DU CAS ACTUEL.....	62
IV.4.1. Les spécification de la charge .....	62
IV.4.2. Comparaison entre cas actuel et cas simulé.....	63
CONCLUSION.....	65
<b>CHAPITRE V : OPTIMISATION DES PARAMETRES .....</b>	<b>66</b>
<b>DE FONCTIONNEMENT .....</b>	<b>66</b>
INTRODUCTION.....	67

<b>V.1.</b>	<b>ETUDE DES PARAMETRES OPERATOIRES DE LA SECTION DE STABILISATION .....</b>	<b>67</b>
	<i>V.1.1. Etude des paramètres opératoires du dééthaniseur .....</i>	<i>67</i>
<b>V.2.</b>	<b>ETUDE DES PARAMETRES OPERATOIRES DU DEBUTANISEUR.....</b>	<b>70</b>
	<i>V.2.1. L'influence du taux de reflux .....</i>	<i>70</i>
	<i>V.2.2. L'influence de la température du fond du débutaniseur .....</i>	<i>72</i>
<b>V.3.</b>	<b>COMPARAISON ENTRE LE CAS OPTIMISE ET CAS ACTUEL .....</b>	<b>74</b>
	<i>V.3.1. Dééthaniseur .....</i>	<i>74</i>
	<i>V.3.2. Débutaniseur .....</i>	<i>74</i>
<b>V.4.</b>	<b>DETERMINATION DU GAIN DE FUEL GAZ.....</b>	<b>75</b>
	<i>V.4.1. Le gain de fuel gaz dans le dééthaniseur .....</i>	<i>75</i>
	<i>V.4.2. Le gain dans les CHILLER E404, E405 et E406.....</i>	<i>75</i>
	<i>V.4.3. Le gain dans le Condenseur E403 et E407.....</i>	<i>76</i>
	<i>V.4.4. Débit de GPL optimisé .....</i>	<i>76</i>
	<i>V.4.5. Débit du condensat optimisé.....</i>	<i>76</i>
	<b>CONCLUSION.....</b>	<b>76</b>
	<b>CONCLUSION GENERALE .....</b>	<b>77</b>
	<b>REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES .....</b>	<b>77</b>

<b>Chapitre I : Généralité sur les gaz</b>	
<b>Fig. I.1 :</b> Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT)	13
<b>Chapitre II : Présentation de la région du HASSI R'MEL et MPP0</b>	
<b>Fig. II.1 :</b> Situation géographique de HASSI R'MEL	18
<b>Fig. II.2:</b> Répartition des installations gazières sur HASSI R'MEL	20
<b>Fig. II.3 :</b> Schéma du Processus industriel à HASSI R'MEL	21
<b>Fig. II.4:</b> Schéma simplifié du procédé Pritchard	24
<b>Fig. II.5 :</b> Zone de séparation de condensat	26
<b>Fig. II.6:</b> Zone stabilisation de condensat et récupération de GPL	27
<b>Chapitre III : Théorie de la rectification</b>	
<b>Fig. III.1:</b> Schéma d'une colonne de rectification	32
<b>Fig. III.2 :</b> Différentes zones d'une colonne de rectification	33
<b>Fig. III.3:</b> Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateau	34
<b>Fig. III.4:</b> Colonne à garnissage et ces éléments internes	36
<b>Fig. III.5 :</b> schéma de la zone de rectification	38
<b>Fig. III.6 :</b> Schéma de la zone d'épuisement	41
<b>Chapitre V : Optimisation des paramètres de fonctionnement</b>	
<b>Fig. V.1 :</b> L'influence de la variation de la température d'huile d'absorption sur la quantité de chaleur fournie par le four	61
<b>Fig. V.2 :</b> La variation de la teneur de propane dans GPL en fonction de la température de fond du dééthaniseur	62
<b>Fig. V.3 :</b> L'influence de la variation de la température de fond du dééthaniseur sur la chaleur fournie par le rebouilleur reflux	63
<b>Fig. V.6 :</b> Variation de la fraction de propane dans le GPL en fonction de la température de fond	64
<b>Fig. V.7 :</b> Variation de la chaleur fournie par le four en fonction de la température du fond	64
<b>Fig. V.8 :</b> Variation de la TVR de condensat en fonction de la température de fond Interprétation des résultats	65

## *Liste des Figures*

---

<b>Chapitre I : Généralité sur les gaz</b>	
<b>Tableau I.1</b> : Les principaux pays exportateurs du gaz naturel	
<b>Tableau I.2</b> : Pouvoir calorifique des principaux constituants du gaz naturel	
<b>Tableau I.3</b> : Exemples de compositions de gaz naturels	
<b>Tableau I.4</b> : Composition molaire du GPL	
<b>Chapitre II : Présentation de la région du HASSI R'MEL et MPP0</b>	
<b>Tableau II.1</b> : Composition de gaz brut	
<b>Tableau II.2</b> : Spécification des produits finis	
<b>Chapitre IV : Simulation</b>	
<b>Tableau IV.1</b> : Comparaison entre la composition actuelle et celle du design	
<b>Tableau IV.2</b> : La production des deux trains (tonne /jour)	
<b>Tableau IV.3</b> : Les spécifications de la charge (à l'entrée du module)	
<b>Tableau IV.4</b> : les domaines d'applicabilité de ces deux équations d'états	
<b>Tableau IV.5</b> : comparaison entre les deux équations	
<b>Tableau IV.6</b> : simulation du cas design pour le dééthaniseur	
<b>Tableau IV.7</b> : simulation du cas design pour le débutaniseur	
<b>Tableau IV.8</b> : spécification de la charge du cas actuel (venant du ballon V401)	
<b>Tableau V.9</b> : simulation du cas actuel pour le dééthaniseur	
<b>Tableau IV.10</b> : simulation du cas actuel pour le débutaniseur	
<b>Chapitre V : Optimisation des paramètres de fonctionnement</b>	
<b>Tableau V.1</b> : L'influence de la température de l'huile d'absorption sur la quantité de chaleur fournie.	
<b>Tableau V.2</b> : L'influence de la température de fond du dééthaniseur sur la quantité de chaleur fournie.	
<b>Tableau V.3</b> : L'influence du Taux de reflux sur la Quantité de chaleur fournie	
<b>Tableau V.4</b> : L'influence de la température du fond du débutaniseur sur la quantité de chaleur fournie.	
<b>Tableau V.5</b> : comparaison entre le cas optimisé et cas actuel pour le Dééthaniseur	
<b>Tableau V.6</b> : comparaison entre le cas optimisé et cas actuel pour le Débutaniseur	

## Liste des Abréviations

---

<b>BG</b>	Braun-Grayon
<b>C</b>	Carbone
<b>CTG</b>	Centre de traitement de gaz
<b>CSTF</b>	Centre de stockage et de transfert des fluides
<b>CNDG</b>	Centre de répartition des gaz de la nation
<b>C101</b>	Dééthaniseur
<b>C102</b>	Débutaniseur
<b>CS</b>	Choe-seader
<b>DCS</b>	Système de contrôle distribué
<b>GNL</b>	Gaz Naturel Liquéfié
<b>GPL</b>	Gaz de Pétrole Liquéfiés
<b>HP</b>	Haute Pression
<b>HR</b>	Hassi R'mel
<b>HYSYS</b>	hyprotech system
<b>JGC</b>	Société japonaise Corporation.
<b>MPP0</b>	Model Processing Plant 0
<b>P</b>	Pompe
<b>PH</b>	Potenciel hydrogène
<b>PR</b>	Peng-Rebinson
<b>SBC</b>	Station BOOSTING Centre
<b>SCN</b>	Station de Compression Nord
<b>SCS</b>	Station de Compression Sud
<b>SRGA</b>	Stations de récupération des gaz associés
<b>PCS</b>	Pouvoir Calorifique Supérieur
<b>PCI</b>	Pouvoir Calorifique Inférieur
<b>SP</b>	Station de Pompage
<b>SP</b>	Station de Pompage
<b>SRK</b>	Soave-RidlichKwong
<b>SRk</b>	Soave-Ridlich-Kwong SRk

# **Introduction Générale**

Le gaz naturel joue un rôle énergétique de plus en plus important, et l'importance de ses réserves et ses avantages environnementaux encouragent son utilisation.

Coûts techniques de production, de traitement et surtout de transport du gaz naturel Cependant, freinez toujours haut et posez ; celui-ci est plus difficile Réserves réelles et part des réserves de gaz naturel dans les zones offshore ou difficiles (Arctique, Sibérie) augmentent.

Dans ces conditions, les avancées technologiques ont permis de réduire ces coûts, et Devrait jouer un rôle important dans le développement futur du commerce Marché international du gaz naturel.

Le gaz naturel sortant du puits doit être traité avant de pouvoir être utilisé directement Traite et supprime les composants indésirables.

Le traitement du gaz naturel comprend la séparation au moins partielle d'une partie du gaz naturel Composants présents à la sortie du puits, tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures Lourds. Répartition de ces processus entre le lieu de fabrication et la livraison des résultats considérations économiques. Généralement mieux fait sur place uniquement Le seul procédé qui produit le gaz le rend transportable.

La fonction essentielle de l'unité de traitement est de séparer la fraction liquide (condensat +GPL +eau) la partie gazeuse (humidité) de la première étape et la traiter Produire du condensat, du GPL et du gaz sec séparément dans la deuxième étape répondre à certaines spécifications. Ces règlements doivent être respectés afin de D'une part, il est pratique pour le transport et le stockage, et il est également pratique pour la commercialisation de ces produits en Chine. D'autre part comme produit fini ou semi-fini.

Une bonne gestion de l'énergie industrielle passe par l'optimisation de son Utilisation pendant la production, la consommation et le transport.

L'objectif de notre travail est d'optimiser les paramètres de marche pour le but de ne pas avoir des perturbations qui pourraient arriver avant la stabilisation du train.

Dans le présent travail, une étude sur Optimisation Des Parametres Operatoires Relatifs A La Section De Stabilisation En Vue De Recuperer Le Maximum De Produits Finis

(GPL et Condensât) et le taux de marche a été menée selon le plan suivant :

**Le chapitre I :** est dédié pour généralité sur les gaz , GPL et condensât

**Le chapitre II :** concerne la la Présentation de la région du HASSI R'MEL et MPP0.

**Le chapitre III :** porte sur une théorique de rectification.

**Le chapitre IV :** est dédié pour le calcul vérificatif et les recommandations et les solutions

## *Introduction général*

---

proposées.

Notre mémoire se terminera par une conclusion générale et références bibliographiques

# **Chapitre I : Généralité sur les gaz**

## **Introduction**

Le gaz naturel est un combustible fossile dont le composant principal est le méthane, largement distribué dans le monde, propre et largement utilisé. Il a des qualités diverses, une abondance relative, une flexibilité d'utilisation, une qualité écologique et un prix compétitif. L'introduction de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière depuis l'extraction jusqu'à l'utilisateur, en passant par le stockage, le transport et la distribution. Le gaz naturel brut est principalement composé d'hydrocarbures dont la composition et les propriétés varient selon la zone d'extraction. Il se compose également d'eau et d'eau avec des pourcentages variables d'impuretés (N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, composés soufrés, etc.).

Le gaz naturel existe dans les roches poreuses souterraines ou sous pression dans le pétrole brut et l'eau condensée [1].

### **I.1. Gaz naturel**

#### **I.1.1. Origines du gaz naturel**

Le carbone et l'hydrogène contenus dans le gaz naturel proviennent des restes de plantes et d'animaux collectés pendant des millions d'années au fond des lacs et des océans. La matière organique se transforme en huile après avoir été recouverte de nombreuses couches d'autres sédiments. Le pétrole brut et le gaz naturel travaillent sous la pression exercée par les couches sédimentaires et la chaleur émise par le cœur. Le gaz monte alors à travers la roche car il est moins dense que l'eau qui remplit les pores. Le gaz naturel se trouve partout dans le monde, au plus profond de la surface de la terre ou dans l'océan. Des poches d'air peuvent se former au-dessus des gisements de pétrole brut ou être emprisonnées dans la roche poreuse [2].

### **I.2. Gaz naturel dans le monde**

#### **I.2.1. Réserves de gaz**

Une comparaison des taux d'épuisement des ressources en hydrocarbures montre que le gaz naturel est une source d'énergie relativement inexploitée par rapport au pétrole brut.

#### **I.2.2. Durée de vie des réserves gazières**

La durée de vie des réserves mondiales totales de gaz naturel (le rapport des réserves à la production d'une année donnée) est actuellement de 187 ans. En termes de réserves prouvées uniquement, le chiffre est de 68 ans, ce qui est nettement supérieur aux 45 ans pour le pétrole.

Selon les circonstances, la durée de vie des réserves totales connues en 2010 serait comprise entre 99 et 124 ans après déduction du montant épuisé d'ici là. Le monde est donc riche en réserves de gaz naturel ; leur croissance a doublé la production au cours des trois dernières années[1].

### I.3. Production mondiale du gaz naturel

Les ressources mondiales de gaz naturel sont géographiquement concentrées. Aujourd'hui, la Russie, le Qatar et l'Iran détiennent 55 % des réserves mondiales prouvées. Dans le même temps, la production de gaz naturel en Europe (Norvège, Pays-Bas, etc.) a continué de baisser. Le poids des importations européennes pourrait dépasser 80 % d'ici 2035 (contre 69 % aujourd'hui). Les sociétés productrices de gaz comme Total, Gazprom, Shell, Exxon, GDF SUEZ, Sonatrach (Algérie), Statoil (Norvège) vendent leurs produits aux fournisseurs de gaz : EDF, ENI, EON, GDF SUEZ, Direct Energie... et quelques grands industriels, principalement en sous forme de contrats à long terme (20 ans), généralement liés au prix des produits pétroliers.

Le marché du gaz naturel liquéfié a été réorienté vers le Japon, où la demande est forte et les prix très élevés (+ 50 à 80% par rapport à l'Europe), ce qui a déséquilibré le marché physique (moins d'arrivée de GNL en Europe) et financier (augmentation des prix « spots »). Pour faire face à ce genre de déséquilibres et conserver la possibilité d'obtenir du gaz à un prix compétitif, l'enjeu est aujourd'hui de renforcer les capacités d'arbitrage des consommateurs français et européens entre différentes sources d'approvisionnement en gaz naturel grâce à un réseau de transport performant. Le Tableau I.1 récapitule les principaux pays exportateurs du gaz naturel

<b>Tab. I.1:</b> Les principaux pays exportateurs du gaz naturel [1].			
<b>Pays</b>	Exportation (G.m <sup>3</sup> )	Types de exportation	Clients principaux
<b>Russie</b>	203	Gazoduc	Europe ,Turque
<b>Canada</b>	106	Gazoduc	Etats-Unis
<b>Norvège</b>	82	Gazoduc	Europe
<b>Algérie</b>	68	Gazoduc et GNL	Europe
<b>Pays-Bas</b>	52	Gazoduc	Pays voisins
<b>Turkménistan</b>	49	Gazoduc	Injection dans le réseau Russe
<b>Indonésie</b>	36	GNL	Japon, Corée du sud

Malaisie	32	GNL	Japon, Corée du sud
Qatar	28	GNL	Europe, Asie

#### I.4. Le gaz naturel en Algérie

L'Algérie a une importante industrie de gaz naturel, et un important producteur de gaz au niveau mondial.

A la fin de 1953, plusieurs compagnies de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute, pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de Hassi R'Mel, un premier forage (HR1) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser le vicié des niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant Hassi R'Mel à Arzew, le condensât était évacué à Haouadh El Hamra via l'oléoduc «N°8 ».

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement [5]. De 1961 à 1971, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m<sup>3</sup> et celle du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes. De 1971 à 1974, des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.106 m<sup>3</sup>/j.

Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre 1971 et 1974.

Depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi R'mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc transméditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie[2].

#### I.5. Caractéristiques du gaz naturel

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes :

**I.5.1. Densité**

Un gaz est défini par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de pression comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir à partir de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité du gaz} = \text{masse moléculaire} / 28.966$$

**I.5.2. Pouvoir calorifique**

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (j/m<sup>3</sup>).

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

➤ **Pouvoir calorifique supérieur (PCS)**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

➤ **Pouvoir calorifique inférieur (PCI)**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau reste à l'état vapeur [3].

**Tab. I.2 :** Pouvoir calorifique des principaux constituants du gaz naturel [3]

Constituants	Masse molaire en Kg/K mol	PSC en Kj/m <sup>3</sup>	PCI en Kj/m <sup>3</sup>
Méthane	16.043	309936	35904
Ethane	30.070	70498	64404
Propane	44.097	101364	93146
Butane	88.123	134415	123910
C5+	72.150	172189	159045
H2S	31.082	25369	23338

**I.5.3. La masse volumique**

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg / m<sup>3</sup>, elle est fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

➤ Condition normale : T = 0°C, P = 1atm

➤ Condition standard :  $T = 15^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 1\text{atm}$ .

➤ Volume massique :

Représente le volume occupé par unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique et s'exprime en  $\text{m}^3 / \text{Kg}$ .

## I.6. Composition du gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane, de l'éthane, du propane, des isomères du butane et des isomères du pentane. D'autres composés tels que le  $\text{CO}_2$ , l'hélium, le sulfure d'hydrogène et l'azote peuvent également être trouvés. La composition du gaz naturel n'est jamais la même. Cependant, on peut dire que son composant principal est le méthane.

Les hydrocarbures ( $\text{C}_3 - \text{C}_4$ ) forment fraction GPL (gaz de pétrole liquéfié) la fraction la plus lourde correspond aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction  $\text{C}_5^+$ ) appelée gazoline.

Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures notamment de l'eau et des gaz acides- dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré ainsi que de l'azote de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic).

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation, et elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par méthode chromatographique en phase gazeuse [4].

On peut classer les gaz naturels selon leurs origines en :

### ➤ Le gaz naturel bactérien (biochimique)

C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments.

### ➤ Le gaz naturel thermique

C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments portés à des températures et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, et donne à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbures.

### ➤ Le gaz naturel inorganique

C'est un gaz inorganique qui se forme au cours de formation des gaz hydrocarbures à faible proportion, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contenant parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux, des roches métamorphiques ou magmatiques.

**Tab. I.3 :** Exemples de compositions de gaz naturels [4]

Composition (% volume)	Lacq Profond	Parentis	Groningue	Sans salvo cupelio Réserve2	Frigg	Hassi R'Mel
<b>N2</b>	1.50	-	0.01	21.62	0.40	5.84
<b>He</b>	-	-	-	-	-	0.19
<b>H2S</b>	15.30	-	-	0.06 8.40	-	-
<b>CO2</b>	9.30	-	0.89	60.18 5.49	0.30 95.59	0.21 83.72
<b>C1</b>	69.00	73.60	81.30	2.78 0.94	3.60 0.04	6.76
<b>C2</b>	3.00 0.90	10.20	2.85	0.33 0.20	0.01	2.09
<b>C3</b>	0.50 0.20	7.60 5.00	0.37		-	0.82
<b>C4</b>	0.30	1.70 1.90	0.14		0.06	0.22
<b>C5</b>			0.04			0.15
<b>C6+</b>			0.05			

## I.7. Différents types du gaz naturel

Il existe plusieurs formes de gaz naturel, se distinguant par leur origine, leur composition et le type de réservoirs dans lesquels ils se trouvent. Néanmoins, le gaz est toujours composé principalement de méthane et issu de la désagrégation d'anciens organismes vivants. Aux différents types de gaz naturels cités ci-après, on pourrait adjoindre le biogaz, un substitut renouvelable.

### I.7.1. Gaz conventionnel non associé

C'est la forme la plus exploitée de gaz naturel, son processus de formation est assez similaire à celui du pétrole. Le marché international du gaz naturel et ses réseaux de transport par gazoducs et méthaniers étaient principalement alimentés par ce type de gaz conventionnel non associé [5].

### I.7.2. Gaz associé

Le gaz associé est le gaz présent en solution dans le pétrole, séparé de ce dernier lors de l'extraction. Longtemps considéré comme un déchet, de plus en plus soit réinjecté dans le

gisement géologique (contribuant à y maintenir la pression afin de maximiser l'extraction du pétrole), soit valorisé énergétiquement [6].

### I.7.3. Le gaz sec

Dans les conditions de production de se gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydro carbures plus lourds que l'éthane [7].

### I.7.4. Le gaz humide

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

## I.8. Gaz de pétrole liquéfié

### I.8.1. Définition de GPL

Le GPL (gaz de pétrole liquéfier), est un mélange gazeuse a température et de pression atmosphérique, constituée essentiellement de propane et de butane, et un peu de traces de méthane et d'éthane, il est liquéfier à faible pression (4 à 5 bar) pour faciliter son transport et stockage.

Le GPL (gaz du pétrole liquéfié) est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane ( $C_3H_8$ ), et de butane ( $C_4H_{10}$ ), et un peu de traces de méthane ( $CH_4$ ), de l'éthane  $C_2H_6$ ) et le pentane ( $C_5H_{12}$ ). Le GPL est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique. Il est liquéfié à faible pression (4 à 5 bar) et une température très basse pour faciliter son transport, son stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation. Le GPL est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement [8].

**Tab. I.2 :** Composition molaire du GPL [8]

LES COMPOSANTS DU GPL	% MOLLAIRE
Méthane	0.32
Ethane	1.12
Propaneg	60.95
Iso butane	15.46
Normale butane	22.14
Iso pentane	0.01

## **I.8.2. Origine des GPL**

Le GPL provient de deux origines :

### **I.8.2.1. Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel**

Les champs de gaz (pour plus de 60%). En moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90% de méthane (CH<sub>4</sub>) mais aussi 5% de propane et 5 % d'autres gaz dont le butane.

Schématiquement, on refroidit le gaz naturel extrait pour en séparer les différents constituants. On obtient alors des GPL (butane et propane à l'état liquide), alors que le méthane se trouve encore à l'état gazeux, ces gaz ayant des points de liquéfaction différents. Du butane et du propane sont également récupérés lors de l'extraction de pétrole, sous forme de gaz associés dissous (d'où l'appellation de « de gaz de pétrole » liquéfiés). Les pourcentages de butane et du propane contenus dans le gaz naturel et le pétrole brut sont très variables d'un gisement à un autre.

### **I.8.2.2. Fractions légères du raffinage du pétrole**

Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent entre 2 et 3% de l'ensemble des produits obtenus. Ils constituent les coupes les plus légères issues de la distillation du pétrole brut. Ces gaz sont également récupérés à l'issue d'opérations de traitement « secondaires », après la phase de distillation. Selon sa provenance, une tonne de pétrole brut traitée produit 20 à 30 kg de GPL, dont 2/3 de Butane et 1/3 de Propane. Au total, les GPL ne pourront dépasser 5% de la ressource mondiale en hydrocarbures [9].

## **I.8.3. Les sources des GPL**

Le GPL est obtenu principalement :

- 1) Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors de cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
- 2) Au cours des séparations du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de récupérer le condensât et le GPL (propane, butane, C<sub>5</sub>+) dans les champs.
- 3) Par liquéfaction du gaz naturel (GP2Z – GL1K) [10].

## **I.8.4. Les caractéristiques générales des GPL**

### **I.8.4.1. Odeur**

Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfurés tel que le diéthylmercaptan ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins de commercialisation.

**I.8.4.2. Tension de vapeur**

La TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.

**I.8.4.3. Dilatation**

A l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

**I.8.4.4. Densité**

Aux conditions normales de température et de pression, le GPL est plus lourd que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre d'exemple : à 38°C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commercial.

De petites quantités de GPL dans l'eau peuvent former un mélange, c'est pour cela qu'il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

**I.8.4.5. Température d'ébullition**

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de - 42°C, celle de butane est de -6°C.

**I.8.4.6. Pouvoir calorifique**

C'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

- Iso-butane : PC = 29460 (kcal /:kg).
- Normal butane : PC = 29622 (kcal/kg)
- Propane : PC = 22506 (kcal/ kg).

**I.8.4.7. Impuretés**

Le plus important est le soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse, ainsi que l'eau qui est l'un des impuretés importantes.

Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivre et ces alliages ou à l'aluminium.

Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs). Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeux[10].

**I.8.5. Spécifications des GPL de Hassi R'mel**

Cette fraction doit répondre aux spécifications :

-Teneur en C2-  $\leq$  3% molaire.

-Teneur en C5+  $\leq$  0.4% molaire.

### **I.8.6. La production mondiale du GPL**

Il existe deux sources de GPL : la récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole et du gaz naturel représente 60% des ressources. Le propane et le butane commercial ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges. La production mondiale du GPL représentait 162 MT en 1995, elle croîtra à un rythme de 5% par année.

## **I.8.7. Le GPL en Algérie**

### **I.8.7.1. La production nationale du GPL**

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très importante, sa production suivit d'une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement. Jusqu'à 1984 l'Algérie importait du butane en période de pointe, depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP1Z. La production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande d'un marché national.

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui des disponibilités importantes du GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en 1996, la production du GPL en Algérie connaît un développement rapide.

Le niveau de l'offre national du GPL est de l'ordre de 5,5 millions de tonnes en 1996, et plus de 7,3 millions de tonnes en 1998, et environ 9 millions de tonnes en 2001, un pic de 12,5 millions de tonnes sera atteint en 2006 lorsque les projets développés auront été mise en service.

Cette offre provenant de trois sources différentes :

- 10% obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger.
- 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de Sonatrach GL2Z, GL1K et réparti comme suit :
  - GL2Z : 405.000 tonnes dont 50% en butane.
  - GL1K : 170.000 tonnes dont 40% en butane.
- 79% sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut ; soit 4,35 millions de tonnes.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région Est (Skikda), 2% au Centre et 2% dans le Sud au niveau des champs de Hassi R'mel, Haoudh - Berkaoui et l'Hamra.

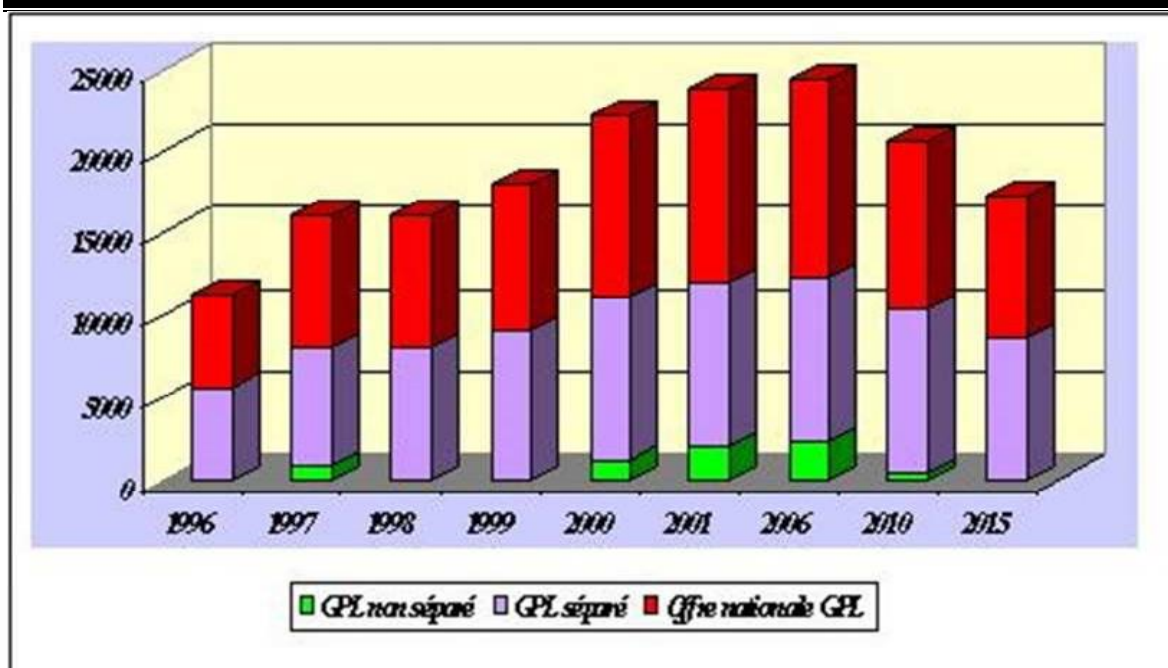


Fig. I.1 : Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT).

### I.8.8. La consommation nationale du GPL

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de 1970, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfûtage en 1980 par 29 centres en futeurs portant la capacité de 1,2 millions de tonnes/an en une équipe, soit l'équivalent de 43 centres en futeurs implantés à travers l'ensemble du territoire national. La consommation est passé de 148.000 tonnes en 1970 (11kg / habitant) et à 720.000 tonnes en 1975(38kg/hab) pour atteindre 1,4 millions de tonnes en 1996 (51 kg/Hab)[11].

### I.8.9. Exportation du GPL

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005 : 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane. L'année 1997 illustre parfaitement le rôle de notre industrie sur le marché international.

Les marchés méditerranéens et américains (U S A) restent les principaux marchés et représentent près de 75% des exportations.

### I.8.10. Domaines d'utilisation du GPL

#### I.8.10.1. Le GPL comme carburant

Le GPL / C est adopté sous le nom commercial « SIRGHAZ ». Dès 1912, aux USA le GPL / C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain. Actuellement

de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL/C, ce sont principalement : Pays-Bas, Japon, Italie, Allemagne, Grande Bretagne, France, USA, Espagne et Canada.

L'indice d'octane élevé du GPL/C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL/C, car il produit moins de CO<sub>2</sub> et de CO, il ne contient pas de Plomb. L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique, d'une part en raison de l'accroissement de la demande nationale en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales.

#### ❖ **Les avantages techniques du GPL carburant sont**

Homogénéité du mélange air- GPL donnant une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent.

Contrairement aux carburants classiques, la combustion du GPL ne laisse aucun dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30 000 km.

Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes. Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré [9].

#### **I.8.10.2. Le GPL dans la Pétrochimie**

En Algérie, la demande pétrochimique en GPL est de 18%, il est utilisé comme matière première pour obtenir les oléfines, butadiène et le propylène, Comme l'unité de CP1K de Skikda.

#### **I.8.10.3. Le GPL dans les ménages**

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages. Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représentée l'équivalent de 11 millions de bouteilles de 13 kg en 1996. Le propane représenté 4,8% de la consommation nationale du GPL, il est utilisé comme combustible et de réfrigération dans les unités industrielles.

#### **I.8.10.4. Le GPL dans la production d'électricité**

Il est utilisé pour la génération d'électricité, il pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorables, les marchés ciblés à cet effet sont attractifs pour le GPL.

La production d'électricité en Algérie est effectuée uniquement par le gaz naturel, les GPL ne sont pas introduits jusqu'ici dans la génération d'électricité.

#### **I.8.10.5. Le GPL dans la climatisation**

Le GPL est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) comme fluide caloporteur du fait de ces caractéristiques thermiques importantes

#### **I.8.10.6. Le GPL dans L'agriculture**

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certaines cultures sous-verre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme et il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par son introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage... etc.). La distribution des GPL est assurée par voie routière et ferroviaire depuis les centres de stockage vers les citernes, les revendeurs de bouteilles et les stations de GPL carburant [11].

### **I.9. Généralité sur le condensat**

#### **I.9.1. Définition du Condensât**

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de ( $iC_5H_{12}$ ) jusqu'au ( $C_{12}H_{26}$ ) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

#### **I.9.2. Caractéristiques du Condensât**

Les principales caractéristiques du condensât sont :

**I.9.2.1. Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.

**I.9.2.2. Poids spécifique :** Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.

**I.9.2.3. Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieur à  $-40^{\circ}C$ .

**I.9.2.4. Limites d'inflammabilités :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6% (dans l'air).

**I.9.2.5. Densité de vapeur :** Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air.

**I.9.2.6. Explosivité et inflammabilité :** Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro conducteur, il présente un danger d'inflammation ou d'explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation etc...

On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répandant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

**I.9.2.7. Toxicité physiologique :** Les vapeurs du condensât sont toxiques. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement). La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher. Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de 0,025% à 0,05% volumique dans l'air, elles ne peuvent pas causer des symptômes heure d'inhalation.

**I.9.2.8. Précautions hygiéniques :** Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.

**I.9.3. Domaines d'utilisation du Condensât**

La particularité du condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie. Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqué.

**I.9.3.1. Utilisation du Condensât dans la pétrochimie**

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. Il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage.

**I.9.3.2. Utilisation du Condensât dans le raffinage**

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffines qui ont un haut indice d'octane haut et utilisé également dans le reforming catalytique. [2].

**Conclusion**

Ce premier chapitre explique les origines de gaz naturel en précisant statiquement le développement de la production à l'échelle mondiale généralement et en Algérie.

## **Chapitre II : Présentation de la région du HASSI R'MEL et MPP0**



**II.1.2. Historique du champ de HASSI R'MEL**

En 1951, des explorateurs découvrent le site HASSI R'MEL. Un an plus tard, le premier puits HR1 est creusé, à quelques kilomètres seulement de Berriane. Au cours des trois années suivantes, sept autres puits ont été forés dans la région, nommés HR2 à HR8. Classé quatrième au niveau mondial et premier en Algérie, le gisement HASSI R'MEL s'étend sur une vaste zone de 3500 kilomètres carrés, s'étendant sur 70 kilomètres du nord au sud et 50 kilomètres d'est en ouest. Une immense réserve de gaz naturel, estimée à environ 3000 milliards de mètres cubes, est située entre 2110 et 2280 mètres de profondeur [15].

**II.1.3. Installations gazières à HASSI R'MEL**

Les installations gazières de HASSI R'MEL sont classées en trois secteurs distincts (figure II.2) :

**II.1.3.1. Secteur centre**

- La phase B comprend les modules 0,1 et 4, ainsi que les installations communes.
- Centre de stockage et de transfert des fluides (CSTF).
- Le Centre de répartition des gaz de la nation (CNDG).
- Stations de récupération des gaz associés (SRGA1 et 2).
- SBC (Station BOOSTING Centre).

**II.1.3.2. Secteur nord**

- Module 3.
- La station de compression située au nord (SCN).
- SBN (Station BOOSTING Nord).

**II.1.3.3. Secteur sud**

- Module 2.
- Station de compression sud (SCS).
- Centre de traitement de gaz CTG/Djebel Bissa.
- Centre de traitement de gaz CTG/HR-Sud.
- SBS (Station BOOSTING Sud) [15].

Les unités de traitement des gaz, numérotées de 1 à 4, offrent chacune une impressionnante capacité de 80 millions de mètres cubes par jour. De plus, le module 0 a une capacité de 30 millions de mètres cubes par jour et Djebel Bissa ajoute 6 millions de mètres cubes supplémentaires par jour.

Deux centres de compression, Nord et Sud, sont chargés de réinjecter du gaz sec dans les puits injecteurs pour alimenter les charges lourdes et de réinjecter du gaz de vente ou du GNL en cas de maintenance de l'unité.

La station de compression Boosting est également en service, chargée d'augmenter la pression d'entrée du gaz pour assurer une exploitation continue du champ gazier [16].

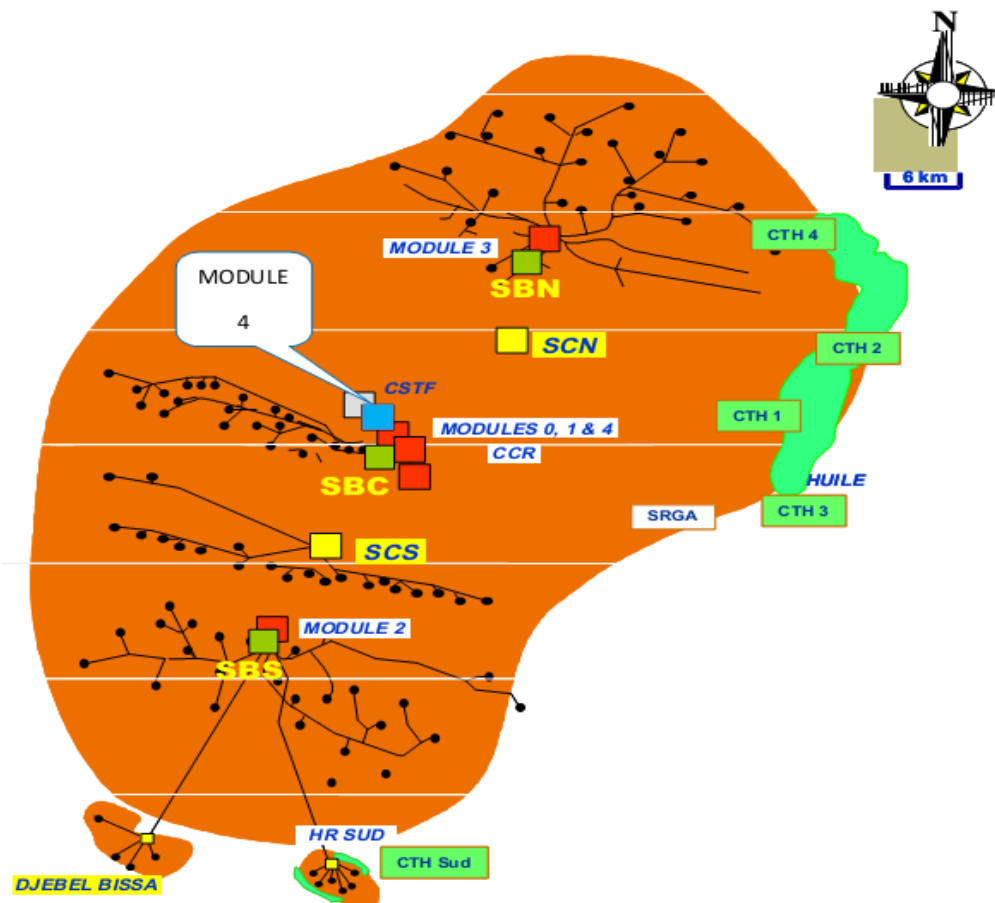


Fig. II.2: Répartition des installations [15]

## II.1.4. Les activités du champ de HASSI R'MEL

### II.1.4.1. Les module

L'usine de traitement de gaz naturel MPP est constituée de cinq modules issus du champ pétrolier HASSI R'MEL, le module le plus ancien étant le module 0 d'une capacité de 30 milliards de m<sup>3</sup>. Les quatre modules restants ont une capacité unitaire et les modules 0 et 1 partagent des unités complémentaires. De plus, un petit réservoir appelé Djebel Bissa abrite un sixième module d'une capacité de 6 millions de m<sup>3</sup>, connu sous le nom de « centre de traitement de gaz ». Ces modules de traitement du gaz sont reliés à un CSTF de

stockage des hydrocarbures liquides (GPL, condensats) et à deux stations de réinjection (Gare Nord et Gare Sud) capables de réinjecter chacune 90 millions de m<sup>3</sup> de gaz [17].

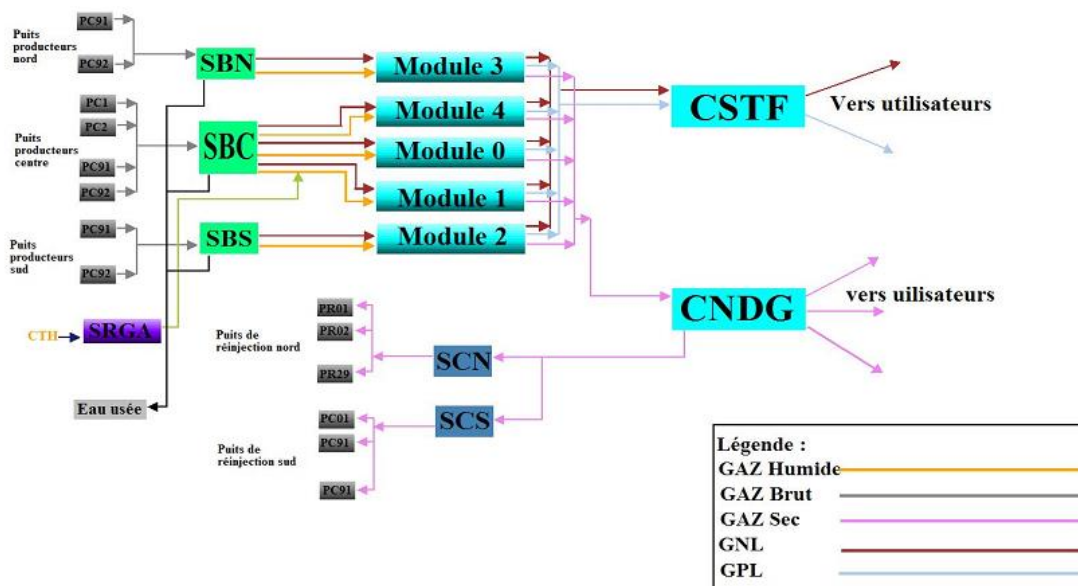


Fig. II.3 : Schéma du Processus industriel à HASSI R'MEL [17].

#### II.1.4.2. Les Stations de compression

Les centres de compression nord et sud s'efforcent de maintenir les niveaux de pression et de maximiser la récupération de liquide grâce au processus de réinjection.

#### II.1.4.3. Station de récupération des gaz associés « SRGA »

Le 18 avril 1999, une unité opérationnelle a été établie dans la région centrale, avec une capacité impressionnante de 4 000 m<sup>3</sup>/jour. L'unité dispose de quatre turbocompresseurs.

#### II.1.4.4. G-HR-SUD

L'unité G-HR-SUD est conçue pour traiter le gaz naturel, permettant l'extraction de gaz sec et la récupération d'environ 2830 millions de tonnes d'hydrocarbures liquides chaque mois.

#### II.1.4.5. Le stockage et l'expédition des produits du gaz brut « CSTF »

Le stockage et l'expédition des matières premières gazières sont assurés par le CSTF. Il fonctionne comme une plaque tournante centrale pour la réception et le stockage du GNL produit par tous les modules. Le CSTF est situé au cœur de HASSI R'MEL et sert de point de contrôle pour la comptabilité avant l'expédition du produit vers ARZEW.

#### II.1.4.6. Centre National de dispatching du gaz « CNDG »

Le Centre National de Dispatching Gaz « CNDG » joue un rôle crucial dans la collecte du gaz provenant de diverses sources, dont HASSI R'MEL et l'extrême sud à travers le gazoduc GRI et GR2. Ces quantités de gaz sont ensuite allouées à différents centres de consommation,

dont les centres "GNL", "SONALGAZ", et des marchés étrangers comme l'Italie via le "GOI.GO2" tunisien et l'Espagne via le "GME" marocain [17].

#### **II.1.4.7. Station BOOSTING**

Le rôle principal des stations de compression est d'élever la pression du gaz des puits de production. En la faisant passer de 100 bars à 120 bars, les stations de compression facilitent une expansion importante, permettant ainsi la récupération de liquides précieux. Les stations de suralimentation sont exclusives aux modules 2 et 3, tandis que les modules 0, 1 et 4 partagent une station de suralimentation commune [17].

#### **II.1.5. Technique de traitement de gaz naturel**

Il existe différents procédés disponibles, et le choix de l'un de ces procédés se base sur les critères suivants :

- La qualité de l'effluent brut.
- La proportion d'hydrocarbures liquides récupérés avec succès est connue sous le nom de taux de récupération.
- Les dépenses engagées pour investir sont communément appelées coûts d'investissement.

##### **II.1.5.1. Le procédé Pritchard**

Utilisé dans les deux modules initiaux, consiste à refroidir le gaz par échange de chaleur et expansion. Ceci est accompli grâce à l'utilisation d'une boucle de propane qui sert de système de réfrigération, et le but ultime est d'atteindre des températures aux alentours de  $-23^{\circ}\text{C}$ .

##### **II.1.5.2. Le procédé HUDSON**

Utilisé dans les modules 2, 3 et 4 et repose sur l'échange de chaleur pour refroidir le gaz à travers une série d'expansions complètes. Le procédé implique une détente au niveau de la vanne JOULE THOMSON, ce qui permet d'atteindre une température de  $-15^{\circ}\text{C}$ . Une autre détente se produit au "TURBOEXPENDER", une machine dynamique, qui se traduit par une température de  $-35^{\circ}\text{C}$ . Cette machine est plus efficace car elle permet une récupération améliorée des hydrocarbures liquides et possède son propre système de refroidissement [18].

## **II.2. Présentation de module 0 « MPP0 »**

L'installation de traitement de gaz désignée sous le nom de module "0" a été la première à être établie à HASSI R'MEL par les Français en 1961, composée de seulement deux unités. Par la suite, le MPP "0" a subi plusieurs améliorations importantes. Entre 1971 et 1973, six unités identiques ont été construites et mises en service, qui permettent actuellement l'extraction du

condensat et du gaz commercial. De plus, entre 1983 et 1986, la phase B a été construite et mise en service à la suite d'un contrat entre la société nationale SONATRACH et la société japonaise JGC Corporation. Cette phase stabilise le condensat et la récupération du GPL. Avec d'autres modules, le MPP « 0 » joue un rôle crucial dans la région de HASSI R'MEL en traitant en moyenne plus de 30 millions de m<sup>3</sup>/j de gaz brut. Le MPP"0" est alimenté par 15 puits qui sont situés dans zone centrale de HASSI R'MEL et regroupés dans trois collecteurs : E4(HR : 11,16,22,23 et 57), E5(HR : 53,54,32,33,10 et 34) et W7 (HR : 15,18,19 et 20). Les collecteurs sont regroupés dans un collecteur à l'entrée du module. Ce collecteur est chargé de diriger les collecteurs vers le processus de suralimentation, où la pression sera portée à une moyenne de 110 bars.

Les utilités du MPP (0) viennent de la phase B (phases communes) telles que : propane Liquide (HP et MP), eau de refroidissement, Fuel gaz, azote et air instrument [22].

### II.2.1. Capacité de production

L'objectif du module "0" est de générer une production maximale de 30 millions de mètres cubes standard de gaz de vente par jour. De plus, il a la capacité de récupérer 5752 tonnes de condensat et 1155 tonnes de GPL chaque jour à une pression d'alimentation en gaz brut de 140 bars.

Malgré cela, la pression d'alimentation actuelle est tombée à 83 bars, entraînant des aménagements des installations. Néanmoins, les installations sont encore capables de récupérer 2300 tonnes de condensat, 630 tonnes de GPL et 30 millions de m<sup>3</sup> standard de gaz commercial.

- Pression : 140 bars effectifs max ; 100 bars effectifs min.
- Température : 65°C max ; 45°C min [22].

### II.2.2. Composition de la charge d'alimentation

La composition et les caractéristiques du gaz brut sont les suivantes :

Tab. II.1 : Composition de gaz brut [21].

COMPOSANTS	FORMULE	FRACTION(MOLAIRE)
Anhydride carbonique	CO <sub>2</sub>	0.20
Azote	N <sub>2</sub>	5.56
Méthane	CH <sub>4</sub>	78.36
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7.42
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.88

<b>i-butane</b>	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.62
<b>n-butane</b>	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.10
<b>i-pentane</b>	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.36
<b>n-pentane</b>	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.48
<b>Hexane</b>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.59
<b>Heptane</b>	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0.59
<b>Octane</b>	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0.45
<b>Nonane</b>	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0.37
<b>Décane</b>	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0.27
<b>Undécane</b>	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0.21
<b>Dodécane</b>	C <sub>12</sub> <sup>+</sup>	0.57
/	/	100.0

### II.2.3. Description du procédé

Le procédé “PRITCHARD” utilisé dans les modules 0 et 1 consiste à refroidir le gaz par échange de chaleur et simple expansion, en utilisant du propane comme réfrigérant pour atteindre des températures aux alentours de -23 degrés Celsius. (Fig. II.4) [19].

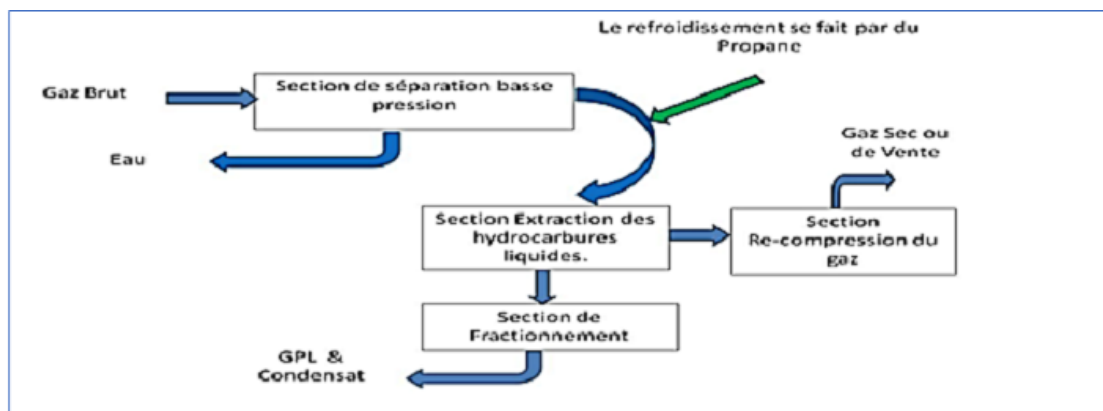


Fig. II.4: Schéma simplifié du procédé [19].

Le procédé de traitement des gaz au niveau du module « 0 » est effectué dans une chaîne constituée de quatre zones :

#### II.2.3.1. Zone de séparation de condensat

A son arrivée dans l'installation, le gaz brut est livré dans un mélange diphasique. Le diffuseur V-1001 disperse uniformément le mélange entre six chaînes de séparation de

condensat distinctes. Le gaz passe ensuite par la vanne à fermeture rapide UASV-1101 et la vanne de régulation de pression PCV-1114 avant d'atteindre le séparateur V-1101.

Par la suite, les liquides à l'intérieur du V-1101 subissent une expansion adiabatique dans le V-1004/ABCD, ce qui entraîne une pression de 86 bars. Si la pression dépasse 90 bars, l'excès de gaz sera libéré par le PCV1021. Pendant ce temps, la vanne LCV-1101 régule le niveau dans V-1101 et le PCV-1004 est responsable de la distribution de la charge V-1004/ABCD.

Les séparateurs froids V-1203 et V-1303 reçoivent les vapeurs V-1004/ABCD, tandis que les liquides subissent une détente adiabatique jusqu'à 30 bars dans le séparateur triphasé V-1012/ABC.

L'eau est rejetée dans le marais par le LCV-1009, la vapeur d'hydrocarbure est envoyée au réservoir tampon V-401 par le PCV-1022, l'hydrocarbure liquide sera introduit dans l'échangeur E-411 par le LCV-1008, puis ajouté au V-401.

La vapeur du séparateur V-1001 est séchée et refroidie simultanément dans l'échangeur gaz/gaz HE-1101/ABCD, l'échangeur gaz/liquide HE-1102 et le refroidisseur E-401 en utilisant du propane comme réfrigérant, puis la vapeur se détend en adiabatique jusqu'à environ 82 bar et  $-13^{\circ}\text{C}$  dans une vanne Joule Thomson PCV-1117 avant d'être introduit dans le séparateur à froid V-1103 via le piège à hydrate V-1102. Le séchage du gaz d'alimentation est réalisé en injectant une solution de d'éthylène glycol dans la plaque tubulaire d'entrée de chaque échangeur pour éviter la formation d'hydrates.

Le gaz du séparateur froid V-1103 à contre-courant refroidit le gaz d'alimentation du côté calandre HE-1101/ABCD, qui est combiné avec le gaz d'autres unités via la vanne de régulation de débit FRCV-1102, et pénètre dans le collecteur de sortie comme un gaz commercial à une température de  $60^{\circ}\text{C}$  et sous une pression de 71 kg/cm<sup>2</sup>.

La température du V-1103 est contrôlée par le TCV-1101 qui contourne une partie du gaz du séparateur froid sur l'échangeur gaz/gaz côté calandre HE-1101/ABCD.

Les hydrocarbures liquides et l'éthylène glycol quittent le bas du V-1103 par la vanne LCV-1105, traversent l'échangeur de chaleur HE-1102 et l'échangeur de chaleur E-411 côté calandre, puis pénètrent dans le séparateur d'éthylène glycol triphasé V-1009 / ABC.

Le PCV-1025 distribue la charge au V-1009/ABC et le PCV-1023 maintient une contre-pression de 28 bars et évacue le gaz vers le réservoir tampon V-401.

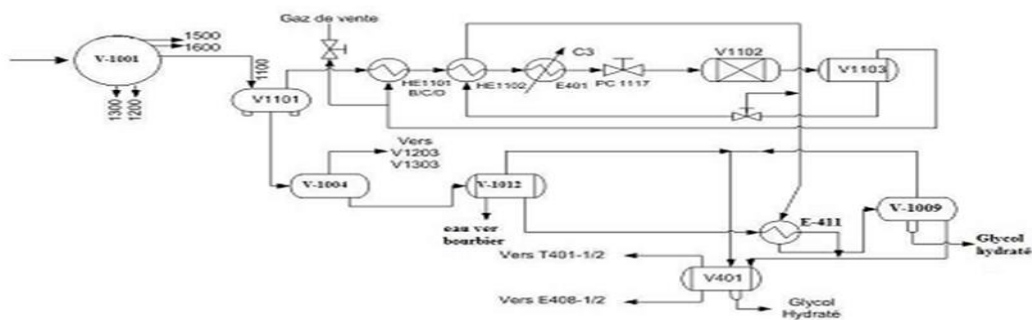


Fig. II.5 : Zone de séparation de condensat [22].

Les hydrocarbures liquides du V-1009/ABCD traversent le V-401 vers le LCV-1007. Le glycol hydraté est évacué du V-1009/ABC via la vanne LCV-1006 dans le réservoir T-3001, puis dans la sphère B-2401. (Voir FIG.II.5) [22].

### II.2.3.2. Zone de stabilisation du condensât et récupération du GPL

Cette zone stabilise le condensat et produit du GPL à partir du liquide récupéré du gaz d'alimentation dans la zone de séparation du condensat.

La charge liquide  $12^{\circ}\text{C}$  (condensat) issue de V401 est préchauffée au niveau E408 pour monter sa température à  $40^{\circ}\text{C}$  avant d'entrer dans la colonne T401 (dééthaniseur). L'alimentation liquide est pulvérisée au niveau du déflecteur de colonne de la même manière que le niveau du déflecteur de colonne facilite la lampe flash.

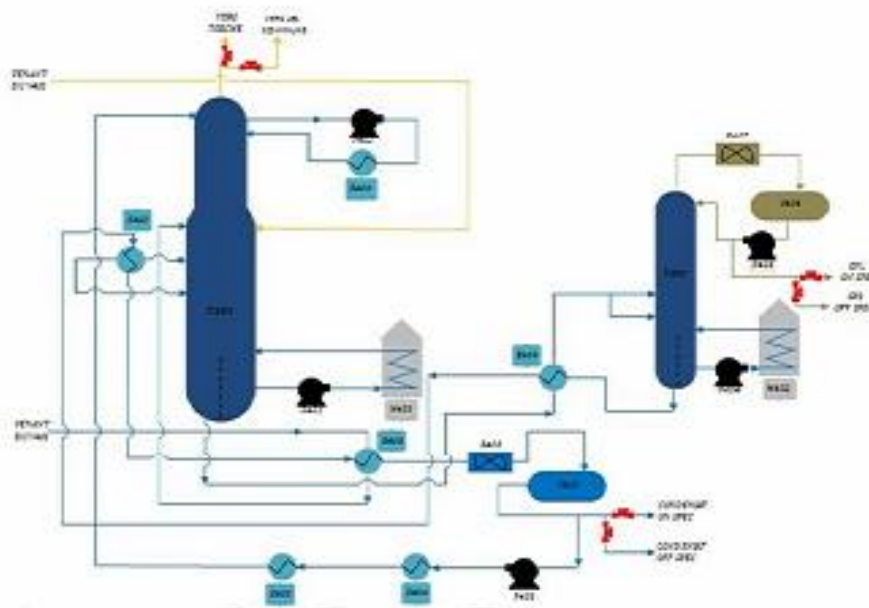
La charge gazeuse entre dans la colonne directement au même niveau que la charge liquide dans la zone de flash.

Les légers montent, les lourds descendent au niveau de la dééthanisation. La lumière montante (C2) apporte des composants lourds qui à leur tour sont condensés par le reflux froid (principal et intermédiaire).

La goutte lourde transporte une partie des matériaux légers qui seront poussés en tête à travers les rebouilleurs (principal et auxiliaire).

En tête de colonne, le gaz constitué de C1 et C2 sort à une pression de  $20,5 \text{ kgf/cm}^2$  et à une température de  $13^{\circ}\text{C}$ , et est envoyé dans une tête de compression pour augmenter sa pression à  $75 \text{ kgf/cm}^2$  avant injection de gaz à vendre.

Le fond du dééthaniseur est constitué de deux compartiments, une partie est côté four H401, qui est le rebouilleur principal, et l'autre partie sera la charge débutaniseur [22].



**Fig. II.6 :** Zone stabilisation de condensat et récupération de GPL [22].

La rectification des produits de tête et de fond se fait au niveau du plateau, le nombre de dééthaniseurs est de 34 plateaux.

L'alimentation du débutaniseur provenant du fond du dééthaniseur est préchauffée dans l'échangeur de chaleur E409 à contre-courant du fond du dééthaniseur, puis introduite à travers les déflecteurs jusqu'au 28ème plateau.

En tête de colonne, les vapeurs C3 et C4 sont récupérées, condensées dans l'aéroréfrigérant E407 (6) et stockées dans la cuve V404. Une partie est envoyée au stockage final et l'autre partie est utilisée comme retour supérieur T402.

Le produit de fond du débutaniseur, qui est composé de condensats stables, est refroidi dans les échangeurs E409, E402 et E408 en séquence ; puis le refroidisseur d'air E403 (4) est envoyé au CSTF (40°C, maintien de la pression 9kgf/cm<sup>2</sup>).

L'autre partie est récupérée dans le ballon de reflux V403, puis refroidie dans les refroidisseurs E404 et E405 avant d'être injectée dans le T401 pour maintenir la température de tête à 13°C.

Lorsque ces produits sont conformes aux spécifications, le condensat stabilisé et le GPL sont livrés dans des réservoirs de stockage conformes aux spécifications.

Le GPL hors spécifications est envoyé vers la sphère du module 4 pour traitement et le condensat hors spécifications est envoyé vers les réservoirs T3001/T3004/T3005 [23].

**II.2.3.3. Zone de régénération de glycol**

Ce segment particulier comprend quatre unités, dont trois sont de nature apparentée (2100, 2400). D'autre part, PK-420 et PK-440, bien que distincts dans leurs aspects opérationnels, partagent le même principe fondamental de diminution de la concentration de glycol de 70 % à 80 %, tout en éliminant simultanément une certaine quantité d'eau.

Via le T-3001, le glycol hydraté du ballon B-2401 est pompé par le P-2403 et chauffé à une température moyenne de 65C° dans un premier échangeur avant d'être introduit dans la colonne de séparation. Au-dessus d'un rebouilleur ou d'un concentrateur de gaz combustible, l'eau du glycol est séparée à une température de 118C° pour augmenter la concentration en glycol par expulsion d'eau.

Pour récupérer les pertes de glycol en tête et maintenir un gradient de température, la colonne est équipée d'un système de reflux en tête comportant un aérocondenseur et un ballon de reflux.

Le Glycol régénéré et décanté au fond du concentrateur est ensuite refroidi par l'échangeur côté tube. Le Glycol est transporté à contre-courant et hydraté avant d'être stocké dans le T-2253. De là, il est fourni aux unités de traitement de gaz à l'aide des pompes P-2025, P-2027, P-2035, P-2036 et P-2037 à une pression supérieure à la pression de service des unités de 150 bar. Le glycol restant rejoint le T-2253 et est régulé par la vanne PIC-19.

En ce qui concerne l'unité PK440, il convient de noter que le système de reflux diffère de la méthode du refroidisseur d'air et du ballon ; au lieu de cela, l'alimentation est utilisée comme reflux, passant à travers un serpentin le long de la colonne avant de fusionner avec l'échangeur et le concentrateur.

Le surplus des chaudières et les purges de Glycol sont réunis et envoyés au ballon souterrain V-2002. Ce ballon est ensuite vidé et transféré au T-2253 grâce à l'utilisation de pompes P-2013.

Le réapprovisionnement en glycol pur est effectué selon le programme T-2252 et est facilité par la pompe P-2252. Il convient de noter que ce processus est de routine et suit un protocole prédéterminé. Pour éviter les problèmes de corrosion. Nous vérifions toujours la valeur du PH (acidité). Pour cela nous allons créer un M.E.A supplémentaire [24].

**II.2.3.4. Zone de stockage Le brut**

Cette section contient trois boîtes de stockage T3002, T3003, T3006 et des pompes de transport P3003/ABCDE, P3002/ABC et P 3001/C. Nous recevons du pétrole brut de "C.T.H 1, 2, 3, 4, sud".

Après stockage et temps de séjour, l'eau est évacuée du fond de cuve vers la tourbière par la pompe P 2404/ABC, puis refoulée vers les stations de pompage (SP1, SP4) par la pompe P3003 (A/B/C/D /E), par pressurisation Après les pompes P3002/ABC et P 3001/C. Tous les pompiers ont décontaminé dans la fosse S 455 et dans la ligne brute T 3002, T 3003, T 3006 via P 455A/B [24].

#### **II.2.4. Service de module 0**

Le module 0 contient trois services principaux :

##### **II.2.4.1. Service exploitation**

Il s'agit d'un service important qui assure le bon fonctionnement de l'installation 24h/24 et 7j/7.

##### **II.2.4.2. Service sécurité**

La sécurité est la protection de la vie humaine et du matériel contre toutes les sources de danger.

##### **II.2.4.3. Service maintenance**

Le module 0 comprend le bloc de gestion technique où se trouve le service de maintenance.

Le service maintenance se compose de trois parties, chacune disposant de son propre atelier :

- Partie mécanique.
- Section électrique.
- Section instruments.

Ce service est chargé de la maintenance des équipements de production, c'est-à-dire de s'assurer que toutes les installations sont disponibles et opérationnelles.

L'usine MPP 0 fonctionne en continu avec ses ressources, sauf pour les arrêts planifiés de l'usine nécessitant des services de maintenance centraux.

#### **II.2.5. Organisation de module 0**

Le module 0 comprend également un laboratoire d'analyse de la qualité des produits et une salle de contrôle équipée d'un système de contrôle distribué (DCS).

##### **II.2.5.1. Salle de contrôle**

Lors de la phase de démarrage, les vannes stratégiques du processus et éventuellement les vannes des machines tournantes sont activées manuellement ou automatiquement par des réglages en salle de contrôle pour assurer une évolution progressive des différents paramètres (pression, température, débit, etc.). Il envoie toutes les instructions aux opérateurs de terrain depuis la salle de contrôle en fonction des indicateurs des instruments de mesure.

### II.2.5.2. Laboratoire

Le rôle des laboratoires est de déterminer la nature et la composition des produits bruts ou transformés, de vérifier que les produits répondent à un cahier des charges donné, de détecter les anomalies de fonctionnement des procédés pour en optimiser les paramètres [23].

### II.2.6. Spécifications des produits finis

Tab. II.2 : Spécification des produits finis [20].

Gaz de vente	GPL	Condensât
<ul style="list-style-type: none"> <li>• <b>Pression : 71 bars effectifs (min).</b></li> <li>• <b>Température : 60°C (max).</b></li> <li>• <b>Point de rosé : -6°C à 80.5 bars effectif (max.).</b></li> <li>• <b>Pentane et plus lourde (C<sup>5+</sup>) : 0.5% molaire max.</b></li> <li>• <b>Teneur en humidité : 50 ppm en volume (max).</b></li> <li>• <b>Pouvoir calorifique supérieur : 9350-9450 kcal/sm<sup>3</sup>(min).</b></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <b>Teneur en éthane et plus légers (C<sup>2-</sup>) : 3% molaire maxi.</b></li> <li>• <b>Teneur en pentane et plus lourde(C<sup>5+</sup>): 0.4 % molaire</b></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <b>Tension de vapeur Raid : 10 pisa max.</b></li> <li>• <b>Densité : 0,7017</b></li> </ul>

## Conclusion

Dans ce chapitre Nous avons Présenté la région de Gazière HASSI R'ME, qui comprend plusieurs unités de traitement comme le module 0, qui fonctionne selon le procédé "PRITCHARD".

## **Chapitre III : Théorie de rectification**

## Introduction

L'évaporation d'un mélange de divers composants miscibles ou la condensation de leurs vapeurs donne une vapeur ou un liquide riche en composants plus volatils. Une opération simple peut accomplir cette séparation, mais si de grandes quantités de vapeur et d'argent sont éliminées des différents titres pendant le fonctionnement, une séparation complète des composants ne peut pas être obtenue, et un degré de séparation suffisant ne peut pas être obtenu. L'évaporation fractionnée peut être utilisée pour obtenir des liquides ou des vapeurs de composition souhaitée. Il faut donc recourir à la remédiation.

### III.1. Définition

La rectification est un processus de séparation physique caractérisé par le transfert de matière et de chaleur entre les phases liquide et gazeuse, permettant de séparer les composants d'un mélange en raison de la différence de volatilité entre ces composants. C'est l'un des procédés de séparation les plus couramment utilisés dans les domaines de la chimie et du raffinage. L'équipement principal utilisé pour effectuer ces transferts est généralement une tour, également appelée tour de fractionnement. Le phénomène physique qui contrôle la commutation est la diffusion à contre-courant entre les phases liquide et gazeuse. Le transfert de matière et de chaleur s'effectue par un dispositif de contact qui crée une grande surface d'échange entre les deux phases. Pour cela, mettez une phase dans l'autre et n'avez qu'un seul choix [25].

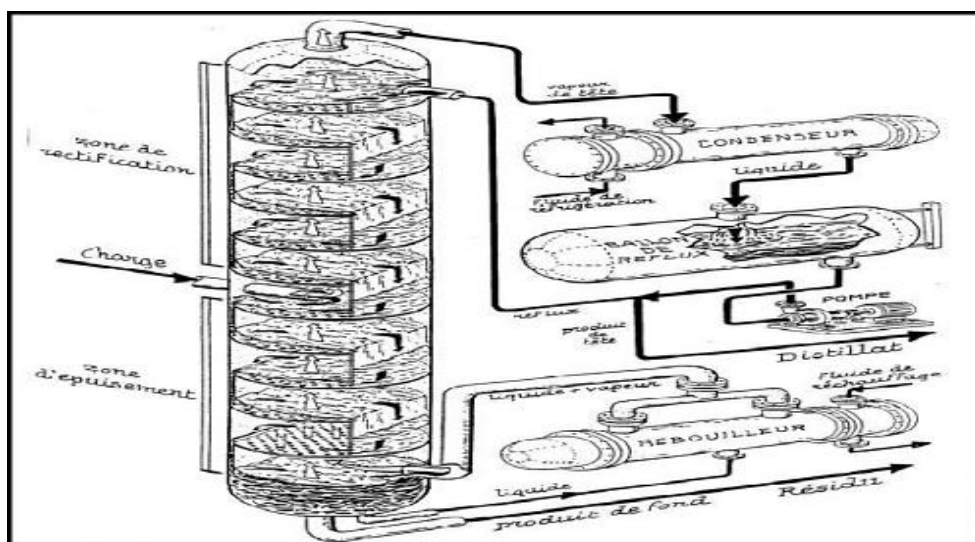


Fig. III.1: Schéma d'une colonne de rectification [25].

### III.2. Description et fonctionnement de la colonne de rectification

La colonne de rectification est un appareil cylindrique qui tient debout. Il consiste en une série de plaques ou garnissages qui permettent de réunir une phase vapeur et une phase liquide afin de séparer les composants présents dans le mélange. Ce processus de séparation est réalisé par le transfert de matière, qui est entraîné par les différences de concentration et par les équilibres liquide-vapeur entre les deux phases.

Le mouvement du liquide et de la vapeur dans une colonne de rectification est régi par les lois de la gravité. Le liquide descend de la partie la plus haute de la colonne à sa base, tandis que la vapeur monte de la base vers le haut. Ce mouvement est facilité par l'énergie de la pression, qui fait bouillonner le gaz, assurant le bon déroulement du processus. En atteignant le fond de la colonne, le liquide subit une vaporisation partielle dans le rebouilleur, qui est chargé de générer la phase vapeur nécessaire à la distillation. Tout liquide qui n'est pas vaporisé à ce stade est extrait du bas de la colonne et appelé résidu. Au sommet de la colonne, la vapeur est condensée et une partie du produit condensé est renvoyée au sommet de la colonne sous forme de reflux, tandis que le reste est collecté sous forme de distillat ou de produit de tête.

La colonne est divisée en trois zones : (Voir Figure III.2)

- La zone d'alimentation : c'est le point d'entrée du mélange à fractionner.
- La zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- La zone d'épuisement : se trouve au-dessous la zone d'alimentation [26].

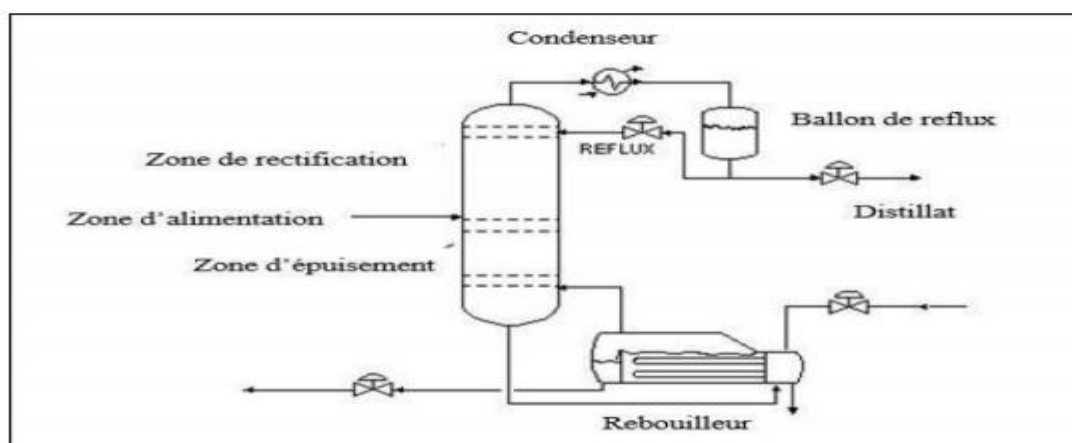


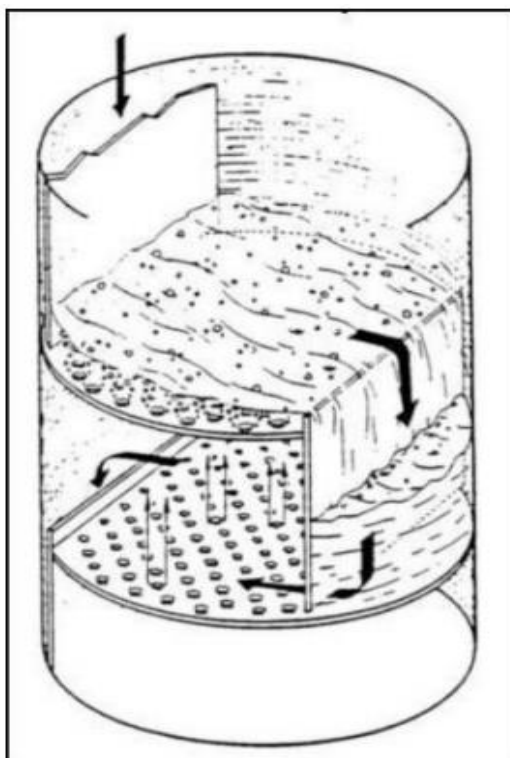
Fig. III.2 : Différentes zones d'une colonne de rectification [26].

### III.3. Les différents types de colonnes de rectification

Il existe deux types de matériaux dans la colonne : les plateaux et les garnissages.

### III.3.1. Colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser le contact entre les phases liquide et gazeuse afin que ces dernières soient aussi proches que possible de l'équilibre. Le transfert de masse et de chaleur entre les phases est plus important en raison de la plus grande surface de contact et de l'écoulement turbulent des phases. Ces plaques sont conçues pour assurer la dispersion de la phase gazeuse dans le liquide. Dans tous les cas, nous utilisons la gravité pour le mouvement de la phase liquide qui se produit toujours de haut en bas : mouvement vers le bas. La phase gazeuse se déplaçant vers le haut traverse le liquide se déplaçant horizontalement sur la plaque. La chicane de sortie maintient une couche de liquide sur le plateau. Le liquide s'écoule par gravité d'une plaque à l'autre par des tuyaux (trop-plein) [27].



**Fig. III.3:** Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateau [26].

#### III.3.1.1. Principe d'action

Pour réduire la température en tête et créer un flux de vapeur montante et de liquide descendant, chaque colonne est équipée d'un condenseur en tête et d'un rebouilleur en pied. La colonne est divisée en trois zones :

- Zone d'expansion ou zone flash : La charge atteint la zone où se produit la séparation des phases liquide et gazeuse du mélange initial.

- Zone d'épuisement : située en dessous de la zone d'expansion, sa fonction est de récupérer le liquide appauvri en éléments hautement volatils.
- Zone de rectification : située au-dessus de la zone d'expansion. Son objectif est la vapeur [27].

### III.3.1.2. Avantage et inconvénients des plateaux

- En équipant chaque plateau d'un serpentin et d'un échangeur de chaleur, il devient possible de récupérer les calories dégagées lors de l'absorption.
- Ces matériaux ont une efficacité d'absorption relativement élevée, avec une rétention liquide moyenne mais une surface de contact importante entre les deux phases.
- Lorsqu'il s'agit de procédés nécessitant un débit de liquide important, les colonnes non remplies sont une option plus économique par rapport aux colonnes remplies.
- Lorsqu'il s'agit de liquides contenant des particules solides, choisir des colonnes à plateaux, en particulier des plateaux perforés, est une meilleure option car elles sont plus faciles à entretenir.
- Dans les cas où la résistance de la phase liquide est le facteur limitant pour le transfert de matière, les colonnes à plateaux sont souvent suggérées pour les processus d'absorption.
- Pour construire des plateaux pour les systèmes corrosifs, des métaux résistants à la corrosion sont généralement utilisés, et ces métaux peuvent être assez coûteux [27].

### III.3.2. Colonnes à garnissage

Une colonne garnie est une colonne garnie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre les phases gazeuse et liquide. Les colonnes à garnissage sont généralement utilisées pour absorber les gaz et les substances corrosives. Si la phase gazeuse du liquide le fait mousser, il est préférable de choisir une colonne à garnissage. Les colonnes garnies ne sont pas utilisées pour la séparation des particules solides, car ces particules resteront bloquées sur le garnissage et empêcheront le passage de phase.

Techniquement, les colonnes remplies comprennent les équipements suivants :

- Sections de garnissage (de 0,3 à 10 m de haut, selon le diamètre de la colonne), en vrac ou structurées.
- Grilles de support pour emballer les différentes pièces.
- Collecteur récupère tout liquide tombant du dessus.

- Des répartiteurs assurent la redistribution du liquide sur la surface de garnissage, au niveau de l'alimentation ou du retour et entre les deux sections.

Compte tenu du mode d'alimentation de la colonne en gaz et en liquide, on distingue trois types de colonnes : co-courant ; contre-courant ; à flux croisé [27].

### III.3.2.1. Principe d'action

Le rôle du garnissage dans la tour est de mettre en contact la phase liquide, qui descend sous l'action de la gravité, avec la phase gazeuse, qui remonte au sommet de la tour. Il doit fournir un vide suffisant pour permettre aux liquides et aux vapeurs de passer à contre-courant sans perte de pression excessive. Il doit également fournir une grande surface de mouillage pour assurer une grande surface d'échange de matière entre le liquide et la vapeur (transfert de composants volatils d'une phase à l'autre). Dans les tours à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage entre les grilles. La phase liquide contenant l'absorbant forme un film fin sur l'élément de garnissage (région d'ancrage) [27].

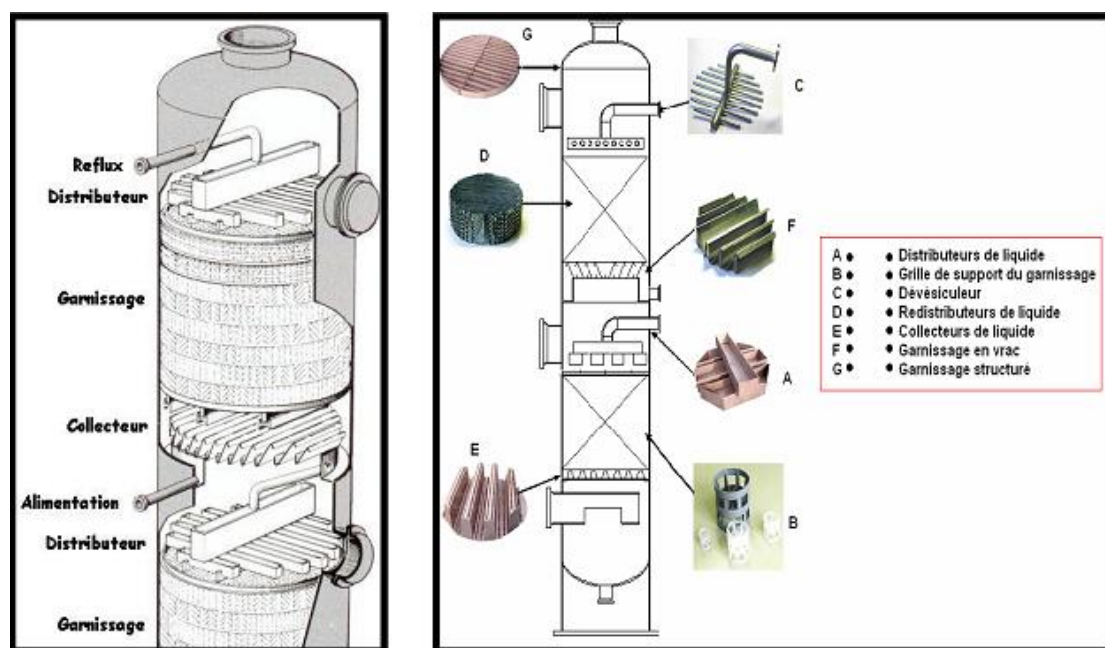


Fig. III.4: Colonne à garnissage et ces éléments internes [27].

### III.3.2.2. Avantage et inconvénients des colonnes à garnissage

#### A. Avantage

Par rapport aux colonnes à plateaux, elles s'avèrent être une alternative plus rentable, en particulier lorsque le diamètre de la colonne est relativement petit.

Bien adaptés pour fonctionner dans un environnement corrosif et acide, les absorbants qui ont tendance à mousser peuvent être utilisés en raison de la faible agitation du liquide.

La capacité d'obtenir une absorption efficace de divers gaz est à leur portée.

Dans certains cas, une faible rétention de liquide peut présenter un avantage, notamment lorsque le matériau absorbant est sensible aux changements de température.

### **B. Inconvénients**

Les particules qui existent dans la phase liquide ou gazeuse ont le potentiel d'obstruer l'écoulement des phases à l'intérieur du garnissage.

Dans le cas où le débit de liquide diminue, la surface de garnissage ne recevra pas un mouillage adéquat et la zone de contact perdra par conséquent en efficacité.

L'installation de distributeurs de liquide devient nécessaire lorsqu'il s'agit de colonnes hautes et de diamètres plus petits [27].

### **III.4. La colonne débutaniseur T-02**

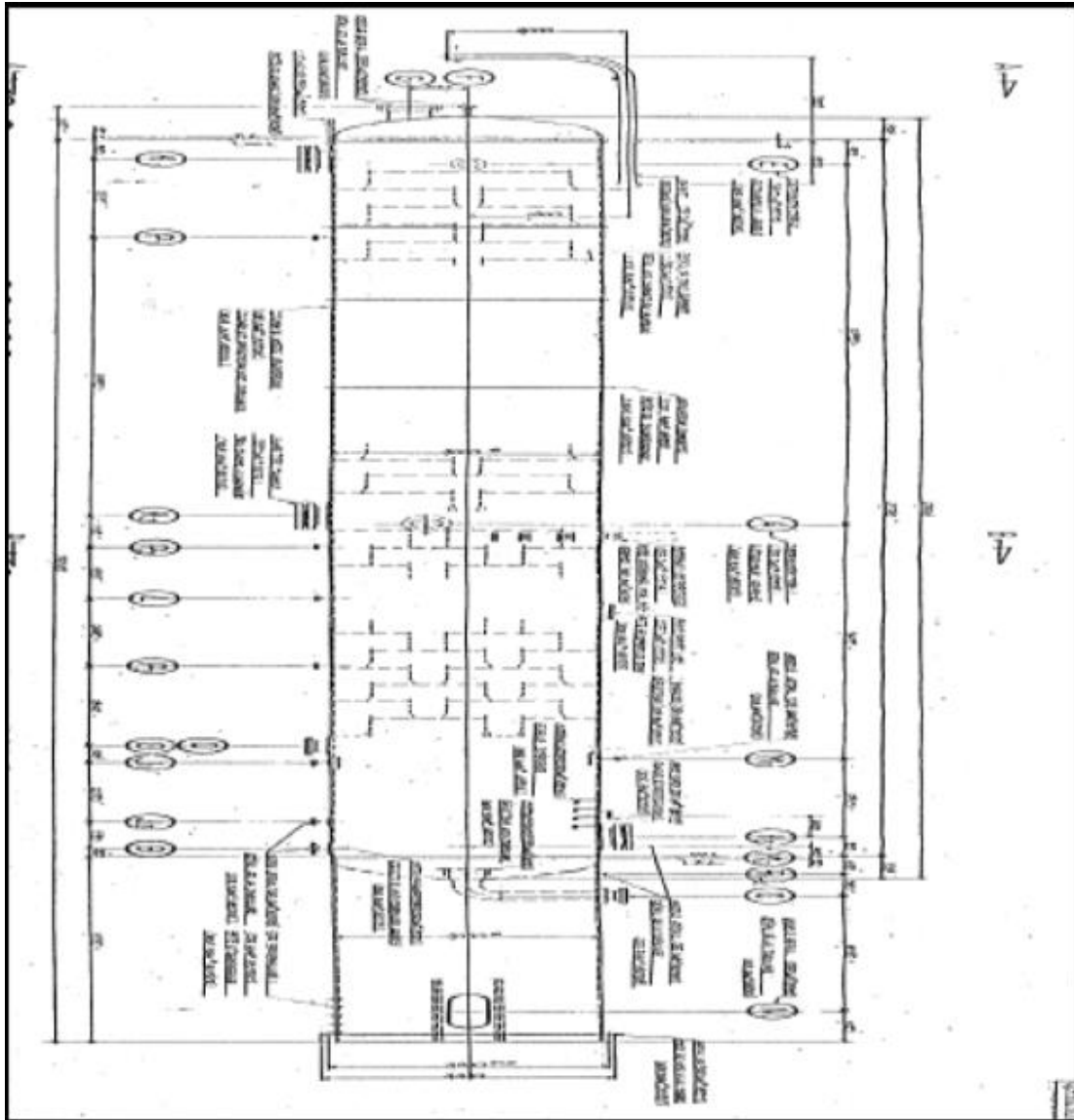
La colonne considérée dans notre étude est le débutaniseur T-02, c'est une colonne de distillation constitué de 35 plateaux à clapet.

Cette colonne permet la séparation en GPL et condensats .Elle opère à pression de 15bar en tête. Les vapeurs fractionnées dans la zone de rectification montent en tête de la colonne T02 à température de 66°C. Puis une condensation totale de ces vapeurs est réalisée dans une batterie d'aéroréfrigérant AE-02 jusqu'à atteinte une température de l'ordre de 53°C cette condensation totale permet de récupérer tout le GPL dans le ballon de reflux V-11 remplie à 100%. La condensation étant complète. La pression dans le ballon de tête V-11 est régularisée par un by-pass chaud (PV-1035B) autour de EA-02, par une vanne de régulation (PV-1035A) vers la torche et l'ajustement du taux de condensation en variant l'angle des pâles des ventilateurs (HIC-1037) de AE-02. Une fraction du liquide du ballon de tête. V-11 est utilisé comme reflux par régulation de débit et le reste est envoyé au stockage par régulation de niveau comme produit GPL après avoir été refroidi à 45 °C dans E-11.

La charge thermique requise pour la séparation dans le débutaniseur est fournie par un circuit d'huile chaude propre à chaque train. L'huile, chauffée dans un four à 270°C, est utilisée pour assurer le rebouillage de la colonne à 153°C par E-10. Le rebouilleur est un thermosiphon

à circulation naturelle dont le soutirage du produit se fait du rebouilleur. Le produit liquide du débutaniseur est refroidi à 55°C via l'aéroréfrigérant EA-05 avant d'être envoyé vers l'aire de stockage de phase A [28].

Le schéma de cette colonne est représenté dans la fig. III.9.



**Fig. III.9:** La colonne débutaniseur T-02 [28].

### III.5. Lois Fondamentales de transfert de matière

#### III.5.1. Lois de RAOULT et d'HENRY

Les lois de Raoult et Henry ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance

des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

D'après la loi de RAOULT la pression partielle ( $p^L_i$ ) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur ( $P_i$ ) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

$$P_i^L = P_i \cdot X'_i \quad (\text{III.1})$$

Avec :  $p^L_i$  : Pression partiel d'un constituant « i »

$P_i$  : Tension de vapeur du constituant « i »

$X'_i$  : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la loi d'HENRY, d'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

$$P_i^L = E_i \cdot X'_i \quad (\text{III.2})$$

Avec :  $E_i$  : constante d'Henry, dépend de la nature du constituant et de la température a l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales :

$$P_i^L = P_i^V \quad (\text{III.3})$$

Donc :

$$Y'_i = \left( \frac{P_i}{P_T} \right) \cdot X' \quad (\text{III.4})$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :  $K_i = (P_i / P_T)$  : Coefficient d'équilibre du constituant « i » Pour un mélange de deux constituants A et B :

$$Y'_A = Y'_B = \left( \frac{K_A}{K_B} \right) \left( \frac{X'_A}{X'_B} \right) \quad (\text{III.5})$$

$$\alpha = (K_A / K_B) \quad (\text{III.6})$$

Avec :  $\alpha_i$  Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A de passer en phase vapeur par rapport à B [14].

**III.5.2. Lois de DALTON**

Considéreront une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant ( $p_i^v$ ) est proportionnelle à la pression du système ( $P_T$ ) et à sa concentration molaire ( $Y'_{in}$ ) :

$$P_i^v = P_T Y'_i \quad (\text{III.7})$$

Avec :  $p_i^v$  : Pression partiel d'un constituant « i »

$P_T$  : Pression du système.

$Y'_i$  : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

**III.6. Bilan matière de la colonne et de ses zones**

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque s'écrivent:

$$L = D + R \quad (\text{III.8})$$

Avec : L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

Donc : Le bilan matière partiel du constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$L x'_{Li} = D y'_{Di} + R x'_{Ri} \quad (\text{III.9})$$

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

$$L / (y'_{Di} - x'_{Ri}) = R / (y'_{Di} - x'_{Li}) = D / (x'_{Li} - x'_{Ri}) \quad (\text{III.10})$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D si les concentrations de l'élément « i » du distillat et du résidu sont connues.

**III.6.1. Bilan matière de la zone de rectification**

$$G = g + D \quad (\text{III.11})$$

Avec : G : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

g : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement .

D : Débit molaire du distillat .

Donc :

$$G y'_{ni} = g \cdot x'_{(n-1)i} + D \cdot y'_{Di} \tag{III.12}$$

Appliquant la loi de LEVIER , on trouve

$$G / (y'_{Di} - x'_{(n-1)i}) = g / (y'_{Di} - y_{ni}) = D / (y'_{ni} - x'_{(n-1)i}) \tag{III.13}$$

On note que A partir de cette équation , on trouve :

$$y'_{ni} = m \cdot x'_{(n-1)i} + (1 - m) \cdot y'_{Di} \tag{III.14}$$

$$y' = \frac{r_f}{r_f + 1} \cdot x' + \left( \frac{1}{r_f + 1} \right) \cdot y'_D \tag{III.15}$$

On note que:

$$r_f = g/D \quad \text{et} \quad m = r_f / (r_f + 1) \tag{III.16}$$

Avec  $r_f$  : le taux de reflux .

L'équation qui tient compte de la constante des débits molaires G , g dans la zone de rectification de la colonne Donne une relation entre la concentration on constituant i dans le liquide se trouvant sur le plateau ( n - 1 ) et la concentration on ce même constituant dont la vapeur provenant du plateau n et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification.

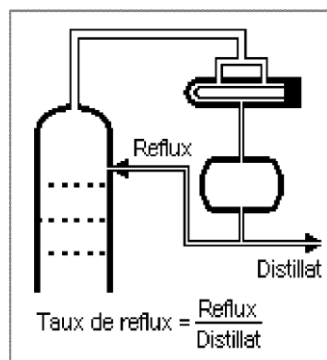


Figure III.5 : schéma de la zone de rectification [14]

### III.6.2. Bilan matière de la zone d'épuisement

$$g' = G' + R \tag{III.17}$$

R : Débit molaire du résidu .

$g'$  : débit molaire du liquide traversant un sectionnement .

$G'$  : Débit molaire de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne .

Donc:

$$g' \cdot x'_{(n+1)i} = G' y'_{ni} + R \cdot x'_{Ri} \tag{III.18}$$

En appliquant la loi de Levier , on trouve :

$$g' / (y'_{ni} - x'_{Ri}) = G' / (x'_{(n+1)i} - x'_{Ri}) = R / (y'_{ni} - x'_{(n+1)i}) \tag{III.19}$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$x'_{(n+1)i} = (1/m') \cdot y'_{ni} + [(m' - 1)/m'] \cdot x'_{Ri} \tag{III.20}$$

$$y' = [(rb + 1)/rb] \cdot x' - (1/rb) \cdot x'_{Ri} \tag{III.21}$$

On note que :

$$rb = G'/R \quad \text{et} \quad m' = g'/G' \tag{III.22}$$

L'équation (III.18) qui tient compte de la constante des débits molaires  $G'$  et  $g'$  dans la zone d'épuisement de la colonne.

Cette expression permet de calculer les plateaux de rang  $(n+1)$  à partir des plateaux de rang  $(n)$ .

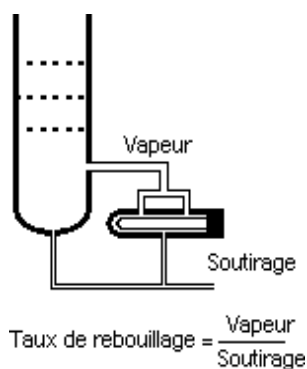


Fig. III.6 : Schéma de la zone d'épuisement.

### III.6.3. Bilan matière de la zone d'alimentation

On se référant à la figure ci-dessous, on voit qu'il faut mélanger le liquide  $g_k$  avec la phase  $g_0$  pour obtenir le liquide  $g_m$  alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectuée juste au dessus du plateau supérieur de cette zone [14].

$$g_m = g_k + g_0 = G_k + R \quad (\text{III.23})$$

$$g_m x'_{mi} = g_0 \cdot x'_{oi} + g_k \cdot x'_{ki} \quad (\text{III.24})$$

$$g_m x'_{mi} = G_k \cdot y'_{ki} + R \cdot x'_{Ri} \quad (\text{III.25})$$

De même, la valeur  $G_m$  alimentant la zone de rectification est la somme de la valeur  $G_k$  et de la phase  $G_0$ , ainsi le bilan matière sera effectuée juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification.

$$G_m = G_k + G_0 = g_k + D \quad (\text{III.26})$$

$$G_0 \cdot y'_{oi} + G_k \cdot y'_{ki} \quad (\text{III.27})$$

$$G_m y'_{mi} = g_k \cdot x'_{ki} + D \cdot y'_{Di} \quad (\text{III.28})$$

### III.7. Choix de la pression dans la colonne

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En général, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45°C environ. La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures. Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quel que soit la pression de service. La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins 15 à 20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux  $P_b$  est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive [14].

$$\sum K_i \cdot x'_i = 1 \quad (\text{III.29})$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement :

$$P_s = P_L - \Delta P_1 \quad (\text{III.30})$$

On a :  $\Delta P_1 = [0,1 - 0,4]$

$\Delta P_1$  : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$$P_s = P_L + \Delta P_2 \quad (\text{III.31})$$

On a  $\Delta P_2 = [0,3 - 0,5]$

$\Delta P_2$  : perte de charge due aux résistances des plateaux. Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_s + P_f)/2 \quad (\text{III.32})$$

### III.7. Régime de la température dans la colonne

A la pression de service  $P_s$  (pression du sommet de la colonne), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur [14] :

$$\sum (y'_{Di} / k_i) \quad (\text{III.33})$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculé comme la température de bulle du Résidu à la pression  $P_f$ ) est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum (K_i \cdot X_{R',1}) = 1 \quad (\text{III.34})$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

- Si l'est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (K_i \cdot X_{L,i}) = 1 \quad (\text{III.35})$$

- Si l'est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (Y'_{Li} / K_i) = 1 \quad (\text{III.36})$$

- Si l'est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum [X'_i/1 + e'(K_i - 1)] = 1 \quad (\text{III.37})$$

$$(Y'_{0,i}/X'_{0,i}) = K_i \quad (\text{III.38})$$

Ou:

$e$  : Taux de vaporisation.

$X_{L,i}$  : Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

$Y_{0,i}$  : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

$X'_{0,i}$  : Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.

### III.8. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquides et vapeurs de la charge.

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge [10] ,

On a:

$$e'_0 = G_0 / L \quad \text{d'où :} \quad G_0 = e'_0 \cdot L \quad (\text{III.39})$$

$$r'_0 = g_0 / L \quad \text{d'où :} \quad g_0 = r'_0 \cdot L \quad (\text{III.40})$$

$e'_0$  : Taux de vaporisation molaire de la charge

$r'_0$  : Taux de condensation molaire de la charge.

$G_0$  : Débits molaires de la phase liquide de la charge.

$g_0$  : Débits molaires de la phase vapeur de la charge.

A la pression et la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOUBOV.

$$\sum x'_{oi} = \sum [x'_{Li}/1 + e(K_i - 1)] = 1 \quad (\text{III.41})$$

Ou :

$$r'_0 + e'_0 = 1 \quad (\text{III.42})$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et  $(e_o')$  sont connus.

### Remarque

- Si  $e_o' = 0$  : la charge se trouve à sa température de bulle et ( $g_0 = L$ ), on utilise l'équation d'isotherme de la phase liquide pour déterminer cette température.
- Si  $e_o' = 1$  : la charge se trouve à sa température de rosé et ( $G_0 = L$ ), on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température.

Pour calculer le taux de vaporisation en fonction de la température, on peut utiliser la relation approximative suivante :

$$e'_0 = \ln(T/T_b)/\ln(T_r/T_b) \quad (\text{III.43})$$

Où :

T : la température considérées ( $^{\circ}\text{k}$ ).

$T_b$  : la température de bulle ( $^{\circ}\text{k}$ ).

$T_r$  : et de rosé de la charge ( $^{\circ}\text{k}$ ).

## III.9. Choix du taux de reflux

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne.

### III.9.1. Fonctionnement à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDERWOOD : généralement, on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation

$$(rf)_{min} = \varphi \sum (Y_{Di}/\alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{III.44})$$

$$(rb)_{min} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i}/\alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{III.45})$$

Où :

$\alpha_{Li}$  : Le coefficient de volatilité d'un constituant « i » quelconque par rapport au constituant clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.

$\varphi$  : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

La relation entre  $(r_f)_{\min}$  et  $(r_b)_{\min}$  est donnée par la formule suivante [14] :

$$(rb)_{\min} = [ (D(rf)_{\min}/L) + (1 - e'o) - (R/L) ] / (R/L) \quad (\text{III.46})$$

### III.9.2. Taux de reflux optimal

Ensuite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateau théorique et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît).

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND:

$$[ (rf)_{\text{opt}} - (rf)_{\min} ] / [ (rf)_{\text{opt}} + 1 ] = 0,1/0,33 \quad (\text{III.47})$$

Donc on aura :

$$(rf)_{\text{opt}} = 1,3 \cdot (rf)_{\min} + 0,30 \quad (\text{III.48})$$

### III.10. 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.
- Ainsi que pour vérifier :
- Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant.
- Le débit de reflux. 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.
- Le flux enthalpique des produits alimentant la distillation.
- Les flux enthalpiques sortant sont généralement :
- La chaleur retirée au condenseur.
- Les flux enthalpiques des produits extraits de la distillation.

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit [10] :

$$L \cdot h_L + Q_{Rb} = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_{con} \quad (\text{III.49})$$

Avec :

$$h_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e'_F) \cdot h_0 \quad (\text{III.50})$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \quad (\text{III.51})$$

$$Q_{con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \quad (\text{III.52})$$

On a :

$Q_{Rb}$  : Charge thermique du rebouilleur.(Kcal/h).

$Q_{Con}$  : Charge thermique du condenseur.(Kcal/h).

$e_0$  : Taux de vaporisation de la charge (% molaire).

$H_0$  : Enthalpie de la phase vapeur de la charge (Kcal/Kmole).

$h_0$  : Enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/Kmole).

$h_D$  : Enthalpie du distillat à l'état liquide. (Kcal/Kmol).

$H_D$  : Enthalpie du distillat à l'état vapeur. (Kcal/Kmol).

$h_R$  : Enthalpie du résidu à l'état liquide (Kcal/Kmol.).

$H_R$  : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h).

$h_R$  : Enthalpie de la phase liquide qui sort du four.(Kmol/Kmol).

$G_R$  : Débit de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h).

$g_x$  : Débit du reflux liquide froid (Kmol/h).

A partir du bilan thermique de la colonne :

$$g_x = (rf) \text{ opt} \cdot D \quad (\text{III.53})$$

$$G_x = (rb) \text{ opt} \cdot R \quad (\text{III.54})$$

Avec :

(rb) opt : le taux de rebouillage optimal est défini par :

$$(rb) \text{ opt} = [ (D \cdot (rf) \text{ opt} / L) + (1 - e'_0) - (R/L) ] / (R/L) \quad (\text{III.55})$$

## Conclusion

Dans ce chapitre nous avons parlé en détail sur le principe de fonctionnement des colonnes, son éléments constitutifs et les différents types de colonnes de rectification, Et nous avons enfin parlé sur la colonne débutaniseur et dééthaniseur .

## **Chapitre IV : SIMULATION**

## Introduction

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel .cet aperçu peut être difficile de l'avoir à travers l'expérience et intuition seul, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

Dès que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement.

Les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux, les plus connus dans le domaine du génie chimique en générale et du raffinage en Particulier sont : Aspen plus, ChemCAD-III, DesignII, HYSIM, PRO-II, Hysys .....etc.

### IV.1. Exposé du problème

Depuis le départ en 1985 l'unité de traitement de gaz de Hassi R'mel (MPP0) a connu plusieurs changement à différents niveaux.

#### IV.1.1.Au niveau des objectifs

Au départ l'unité de traitement de gaz à été conçue pour produire le gaz et en vue la valeur des gaz GPL qui devient au fur et a mesure d'importance économique, une partie de séparation de ces derniers a été ajoutée a l'unité.

#### IV.1.2.Au niveau de la charge

La composition de la charge avec le temps est devenue plus légère par rapport au départ ; ce qui perturbe le fonctionnement de l'unité et a diminué la production du GPL et du condensât.

Tab. IV.1 : Comparaison entre la composition actuelle et celle du design[12].

Composition molaire	Design (1985)	Actuelle
CO <sub>2</sub> %	0.2	0.36
N <sub>2</sub> %	5.56	5.72
CH <sub>4</sub> %	78.36	85.06
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> %	7.42	8.08
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> %	2.88	1.46
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> %	0.62	0.16
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> %	1.10	0.33
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> %	0.36	0.02
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> %	0.48	0.06
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> %	0.59	0.13
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> %	0.56	0.3
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> %	0.45	0.23
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub> %	0.37	0.09
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> %	0.27	0.08
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> %	0.21	0.07
C <sub>12</sub> <sup>+</sup> %	0.57	0.03
Pression d'entrée (Kg/Cm)	140	100

D'après le tableau IV.1 comparatif on constate que :

- la teneur actuelle en éthane et les plus léger (C2-) est supérieur a celle de cas design.
- la diminution de la teneur de propane et plus (C3+).
- la diminution de la pression d'entrée de module.

Tab. IV.2 : La production des deux trains (tonne /jour) [12].

	Quantité produite Tonne/jour (1985)	Quantité produite Tonne/jour (2023)	Diminution Tonne/jour	%
<b>GPL</b>	1155	343	779	77.9
<b>Condensat</b>	5752	1151	4601	46.01

Notre étude consiste à optimiser des nouveaux paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation afin d'améliorer le fonctionnement de la colonne T401 (dééthaniseur) et T402 (débutaniseur) et avoir un GPL et condensât rependant aux spécifications exigées.

## IV.2. Description du logiciel HYSYS

Le logiciel HYSYS est un logiciel de simulation de procédés chimiques développé par Hyprotech (Canada). Il peut traiter des problèmes simples tels que Séparations et problèmes plus complexes comme la distillation atmosphérique Pétrole brut et transformation chimique.

Les différentes tâches qu'un simulateur de processus doit effectuer sont :

- Résoudre des problèmes d'équilibre de matière et d'énergie.
- Optimisation du processus.
- Taille de l'équipement
- Évaluation économique du procédé

## IV.3. Vérification du cas design

Cette partie a pour but de simuler un cas design de la section de stabilisation du module 0.

### IV.3.1. Les spécifications de la charge

La simulation du cas design nécessite l'introduction de plusieurs données. Les caractéristiques de la charge de la première colonne T401 (composition, débit ; température et pression) sont les premières données à introduire, elles sont regroupées dans le tableau suivant:

**Tab. IV.3 :** Les spécifications de la charge (à l'entrée du module)

Caractéristiques	Alimentation vapeur	Alimentation liquide
Température ( °C)	30	28
Pression (bar)	22.75	26.81
Débit (K mole/h)	1183	1766
N <sub>2</sub> (%mol)	2.10	0.07
CO <sub>2</sub> (%)	0.29	0.08
CH <sub>4</sub> (%mol)	73.01	8.61
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> ( % mol)	14.86	8.87
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> ( %mol)	6.14	10.98
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	1.02	4.35
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (%mol)	1.57	9.27
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ( % mol)	0.32	4.11
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ( % mol)	0.35	5.92
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (%mol)	0.19	8.65

<b>C7H16 (% mol)</b>	0.08	8.80
<b>C8H18 (% mol)</b>	0.03	7.23
<b>C9H12 ( % mol)</b>	0.01	6.00
<b>C10H22 (%mol)</b>	0.00	4.38
<b>C11H24 (%mol)</b>	0.00	3.40
<b>C12 +( % mol)</b>	0.00	9.26

### IV.3.2. Le choix du modèle thermodynamique

Le logiciel fournit un ensemble complet de modèles thermodynamiques pour calculer les propriétés thermodynamiques, telles que les constantes d'équilibre liquide-vapeur, Enthalpie et entropie...etc. et des propriétés physico-chimiques telles que la masse volume, poids moléculaire, etc.

Ces modèles utilisent une variété d'outils tels que :

- Équations d'état de Peng-Rebinson (PR), Choe-seader (CS), Soave-RidlichKwong (SRK).
- Corrélations empiriques et semi-empiriques de Choe-Seader (CS) et BraunGrayon (BG).
- les lois de l'état respectif.

Comme nous n'avons pas d'informations sur les détails de calcul pour le cas de conception du module 0, nous avons essayé deux modèles thermodynamiques :

Peng-Robinson (PR) et Soave-Ridlich-Kwong (SRk) sont les plus couramment utilisés pour Systèmes d'hydrocarbures [13].

**Tableau IV.4 :** les domaines d'applicabilité de ces deux équations d'états.

<b>Méthode</b>	<b>Température</b>	<b>Pression (Kpa)</b>
<b>SRK</b>	> - 143	< 35000
<b>PR</b>	> - 27	< 100000

### IV.3.3. Etude comparative des deux modèles

Les critères sur lesquels nous avons basé notre choix du modèle sont : le débit, la température et la composition du fuel gaz.

**Tab. IV.5 :** comparaison entre les deux équations

<b>Paramètres</b>	<b>Design</b>	<b>PR</b>	<b>Erreur(%)</b>	<b>Design</b>	<b>SRK</b>	<b>Erreur (%)</b>
<b>Température (C°)</b>	16.00	17.50	9.38	16.00	18.37	14.81

<b>Pression (Bar)</b>	22.10	22.10	0.00	22.10	22.10	0.00
<b>Débit molaire (Kmol/h)</b>	1399.60	1394.20	-0.38	1399.60	1392.00	-0.54
<b>Débit massique (Kg/h)</b>	28812.00	28610.00	-0.70	28812.00	28490.00	-1.11
<b>N<sub>2</sub> (%mol)</b>	1.87	1.88	0.53	1.87	1.88	0.53
<b>CO<sub>2</sub> (% mol)</b>	0.36	0.35	-2.77	0.36	0.35	-2.77
<b>CH<sub>4</sub> (% mol)</b>	72.57	72.85	0.38	72.57	72.94	0.50
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (% mol)</b>	22.80	22.88	0.35	22.80	22.91	0.48
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> (% mol)</b>	0.69	0.64	-8.82	0.69	0.58	-14.70
<b>i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> (% mol)</b>	0.16	0.17	6.25	0.16	0.17	6.25
<b>n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> (%mol)</b>	0.34	0.36	5.88	0.34	0.35	2.94
<b>i-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub> (% mol)</b>	0.30	0.31	3.33	0.30	0.28	-6.66
<b>n-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub> (% mol)</b>	0.31	0.34	9.67	0.31	0.32	3.22
<b>C<sub>6</sub>H<sub>14</sub> (% mol )</b>	0.15	0.16	6.66	0.15	0.15	0.00
<b>C<sub>7</sub>H<sub>16</sub> (% mol)</b>	0.05	0.05	0.00	0.05	0.05	0.00
<b>C<sub>8</sub>H<sub>18</sub> (% mol)</b>	0.01	0.01	0.00	0.01	0.01	0.00
<b>C<sub>9</sub>H<sub>20</sub> (% mol)</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>C<sub>10</sub>H<sub>22</sub>(% mol)</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>C<sub>11</sub>H<sub>22</sub> (% mol)</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>C<sub>12</sub><sup>+</sup> (% mol)</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Après avoir comparé les résultats donnés par les deux simulateurs d'équation Nous avons conservé le modèle basé sur l'équation d'état de Peng-Robinson, ce qui nous a permis de bien faire converger le modèle et de représenter correctement l'étui design.

#### IV.3.4. Vérification du cas design de la section de stabilisation

##### IV.3.4.1. Le dééthaniseur (T401)

Tab. IV.6 : simulation du cas design pour le dééthaniseur

Dééthaniseur	Tête Dééthaniseur	Fond Dééthaniseur

	Design	simulé	Erreur %	Design	Simulé	Erreur %
Température °C	16.00	17.50	9.38	184.3	187.00	1.47
Pression (bar)	22.10	22.10	0.00	22.50	22.50	0.00
Débit molaire (K mol /h)	1399.60	1394.20	-0.38	2281.70	2286.99	0.23
N <sub>2</sub> (K mol/h)	26.20	26.20	0.00	0.00	0.00	0.00
CO <sub>2</sub> (K mol /h)	6.00	5.50	0.00	0.00	0.00	0.00
CH <sub>4</sub> ( K mol/h)	1015.70	1015.70	0.00	0.00	0.00	0.00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (K mol/h)	319.10	319.00	0.03	13.50	13.49	-0.01
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (K mol/h)	9.60	8.65	-9.82	260.60	262.24	0.63
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( K mol/h)	2.20	2.37	8.10	94.40	94.22	-0.19
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (K mol/h)	4.60	5.03	9.48	200.5	200.16	-0.17
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (K mol/h)	4.10	4.31	5.30	121.1	120.78	-0.26
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (K mol/h)	4.40	4.74	7.79	175.70	175.35	-0.20
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (K mol/h)	2.10	2.22	5.82	258.00	257.67	-0.12
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> (K mol/h)	0.70	0.75	7.59	262.00	261.84	-0.06
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> ( K mol/h)	0.20	0.21	4.30	215.60	215.49	-0.05
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub> ( K mol/h)	0.00	0.00	0.00	178.60	178.43	-0.09
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	130.60	130.48	-0.09
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	101.10	101.39	0.29
C <sub>12</sub> <sup>+</sup> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	274.90	275.39	0.18

Q refroidissement latéral (Kcal/h)	-0.21 E+06	-0.20 E+06	-4.76
Q rebouilleur latéral (Kcal/h)	4.38 E+06	4.23 E+06	-3.42
Q rebouilleur (Kcal/h)	17.53 E+06	17.67 E+06	0.79

#### IV.3.4.2. Le débutaniseur

Tab.IV.7 : simulation du cas design pour le débutaniseur

Débutaniseur	GPL	Condensât
--------------	-----	-----------

	Design	Simulé	Erreur %	Design	Simulé	Erreur %
Température (°C)	53.70	55.65	3.63	219.90	219.00	0.96
Pression (bar)	14.20	14.2	0.00	15.4	15.4	0.00
Débit molaire (K mol/h)	480.30	486.00	1.18	1801.00	1801.00	0.00
N <sub>2</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO <sub>2</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH <sub>4</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (K mol/h)	13.40	13.46	0.46	0.00	0.00	0.00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (K mol/h)	245.20	251.26	2.47	10.40	10.97	5.51
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (K mol/h)	75.80	75.46	-0.44	18.70	18.76	0.32
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (K mol/h)	144.50	142.34	-1.49	56.00	57.82	3.25
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (K mol/h)	3.30	3.01	-8.54	119.8	117.76	-1.69
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (K mol/h)	0.20	0.20	0.00	175.6	175.15	-0.25
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	258.00	257.67	-0.12
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	262.00	261.84	-0.05
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	215.60	215.49	-0.05
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	178.6	178.43	-0.09
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	130.60	130.48	-0.08
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	101.10	101.39	0.29
C <sub>12</sub> <sup>+</sup> (K mol/h)	0.00	0.00	0.00	274.90	275.39	0.18

Taux de reflux	3.90	4.17	6.92
Q condenseur (Kcal/h)	-7.35 E+06	-7.84 E+6	6.67
Q rebouilleur (Kcal/h)	7.97 E+06	7.91 E+05	-0.75

### Conclusion

De ces deux tableaux, nous remarquons que les résultats, les cas simulés sont résultats proches du cas de conception, nous pouvons donc dire que le modèle que nous utilisons Le simulateur nous a donné des résultats satisfaisants qui peuvent être généralisés à des études de cas actuel et optimisé

**IV.4. Vérification du cas actuel****IV.4.1. Les spécification de la charge**

Les simulations du monde réel nécessitent des informations telles que la composition, le débit, La température et la pression de l'alimentation du dééthaniseur, qui sont présentées à

Le tableau suivant :

Tab. IV.8 : spécification de la charge du cas actuel (venant du ballon V(401))

Caractéristiques	Alimentation vapeur	Alimentation liquide
Température (C°)	4.4	4.4
Pression (bar)	20.59	20.59
Débit (K mol/h)	12320.00	606.70
N <sub>2</sub> (% mol)	2.10	0.07
CO <sub>2</sub> (% mol)	0.29	0.08
CH <sub>4</sub> (% mol)	73.01	8.62
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (% mol)	14.86	8.87
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (% mol)	6.14	10.99
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (% mol)	1.02	4.35
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (% mol)	1.57	9.27
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (% mol)	0.32	4.11
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (% mol)	0.35	5.92
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (% mol)	0.19	8.65
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> (% mol)	0.08	8.80
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> (% mol)	0.03	7.23
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub> (% mol)	0.01	6.00
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> (% mol)	0.00	4.38
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> (% mol)	0.00	3.40
C <sub>12</sub> <sup>+</sup> (% mol)	0.00	9.26

## IV.4.2. Comparaison entre cas actuel et cas simulé

## IV.4.2.1. Le dééthaniseur (T401)

Tab. V.9 : simulation du cas actuel pour le dééthaniseur

Dééthaniseur	Tête Dééthaniseur			Fond Dééthaniseur		
	Actuel	Simulé	Erreur %	Actuel	Simulé	Erreur %
Température (C°)	17.00	17.55	3.35	178.00	178.00	0.00
Pression (bar)	20.1	20.1	0.00	21.00	21.00	0.00
Débit molaire (Kmol /h)	12900.00	12310.00	-4.50	175.00	176.37	0.78

N <sub>2</sub> ( % mol)	2.07	2.11	1.93			
CO <sub>2</sub> (% mol)	0.33	0.30	-9.09			
CH <sub>4</sub> ( % mol)	72.60	73.46	1.18			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> ( % mol)	16.20	15.30	-5.49			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (% mol)	5.90	6.04	2.37			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	0.87	0.79	-9.19			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	1.30	1.25	-3.84			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (% mol)	0.26	0.25	-3.84			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ( % mol)	0.28	0.31	10.71			
C <sub>6</sub> <sup>+</sup> ( % mol)	0.19	0.18	-5.26			

**Remarque :** Les fonds de déséthaneur sont des produits intermédiaires

#### IV.4.2.2. Le débutaniseur (T402)

**Tab.IV.10 :** Simulation du cas actuel pour le débutaniseur

Débutaniseur	GPL			Condensât		
	Actuel	Simulé	Erreur %	Actuel	Simulé	Erreur %
Température (°C)	52.0	50.148	1.852	150.5	149.00	299.5
Pression ( bar)	13.00	13.00	0.00	13.35	13.35	0.00
Débit (K mol/h)	212.00	209.95	2.05	35.00	32.86	2.14
Taux de reflux	8.00	8.00	0.00			
N <sub>2</sub> (% mol)	0.00	0.00	0.00			
CO <sub>2</sub> (% mol)	0.00	0.00	0.00			
CH <sub>4</sub> (% mol)	0.00	0.00	0.00			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (% mol)	2.34	2.33	0.01			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (% mol)	58.62	58.21	0.41			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (% mol)	8.03	8.45	-0.43			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	31.00	30.99	0.01			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (% mol)	0.01	0.01	0.00			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (% mol)	0.00	0.00	0.00			
C <sub>6</sub> <sup>+</sup> (% mol)	0.00	0.00	0.00			

**Conclusion**

D'après les deux tableaux, nous remarquons que les écarts entre les valeurs du cas actuel et les valeurs du cas simulé sont acceptables, donc nous pouvons dire que le modèle que nous avons construit à l'aide de simulateur traduit bien le fonctionnement de la section.

# **Chapitre V : Optimisation Des Paramètres**

## Introduction

Notre objectif est d'optimiser le segment de stabilisation (Dééthaniseur et débutaniseur) en identifiant les conditions opératoires idéales. Pour y parvenir, nous devons analyser les fluctuations des paramètres opérationnels au sein de ce segment. La première étape consiste à examiner les paramètres suivants : Les principaux objectifs du Dééthaniseur sont de réduire la perte de propane dans le gaz évacué du haut de la colonne, ainsi que de minimiser la dépense énergétique.

Les performances efficaces du Dééthaniseur permettent d'affiner les paramètres de fonctionnement du débutaniseur. En examinant attentivement les paramètres du débutaniseur, la qualité du GPL et du condensat peut être adaptée pour répondre aux spécifications commerciales.

### V.1. Etude des paramètres opératoires de la section de stabilisation

Lors du choix des paramètres à utiliser dans cette section, la capacité de l'opérateur à les régler depuis la salle de contrôle et la simplicité de contrôle en cas d'éventuelles perturbations sont prises en compte.

#### V.1.1. Etude des paramètres opératoires du dééthaniseur

Les paramètres à modifier dans le dééthaniseur sont :

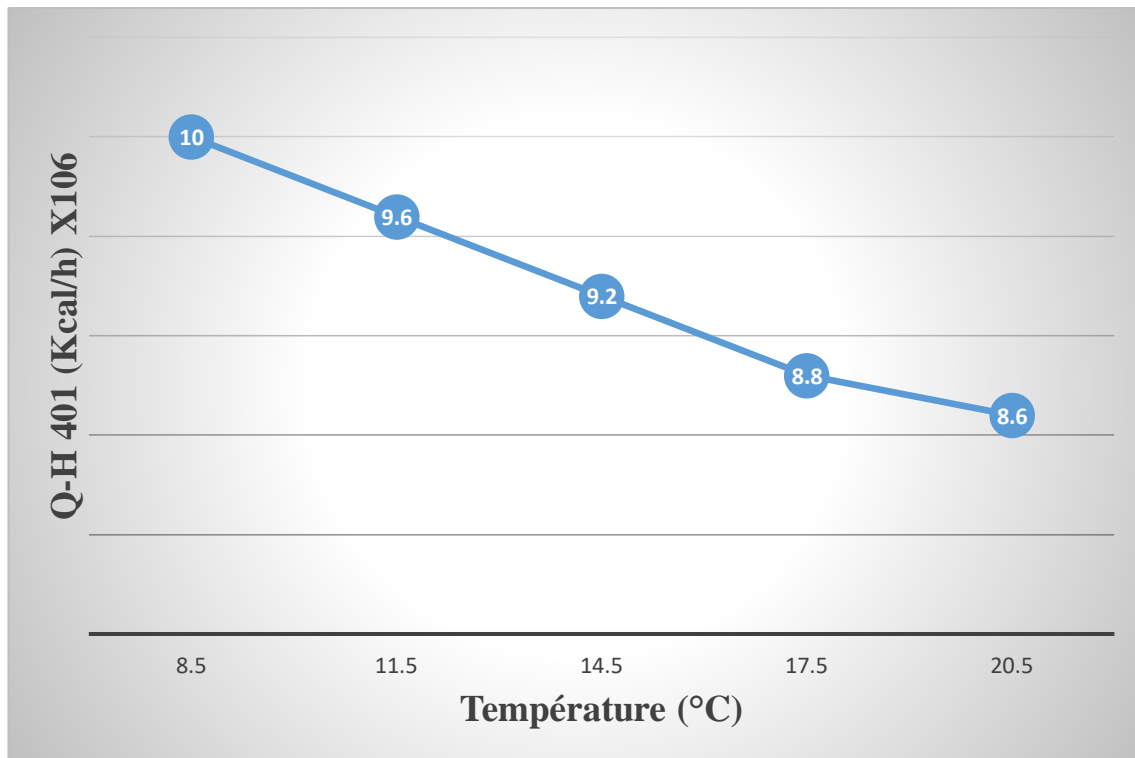
- La température de l'huile absorbante du débutaniseur.
- La température au fond du dééthaniseur.

##### V.1.1.1. L'influence de la température de l'huile d'absorption

On fera varier la température de l'huile absorbante entre 8,5°C et 20,5°C, cette dernière dépendant du débit de propane réglé. Les résultats des variations de température de l'huile d'absorption et leur effet sur la chaleur fournie par le rebouilleur sont regroupés dans le tableau ci-dessous :

**Tab. V.1 :** L'influence de la température de l'huile d'absorption sur la quantité de chaleur fournie.

Température d'huile D'absorption (°C)	8.5	11.5	14.5	17.5	20.5
Q-H401 (Kcal/h)	1.017 E+007	9.586 E+006	9.253 E+006	8.969 E+006	8.807 E+006



**Fig. V.1 :** Influence de la variation de la température d'huile d'absorption sur la quantité de chaleur fournie par le four

#### Interprétation des résultats

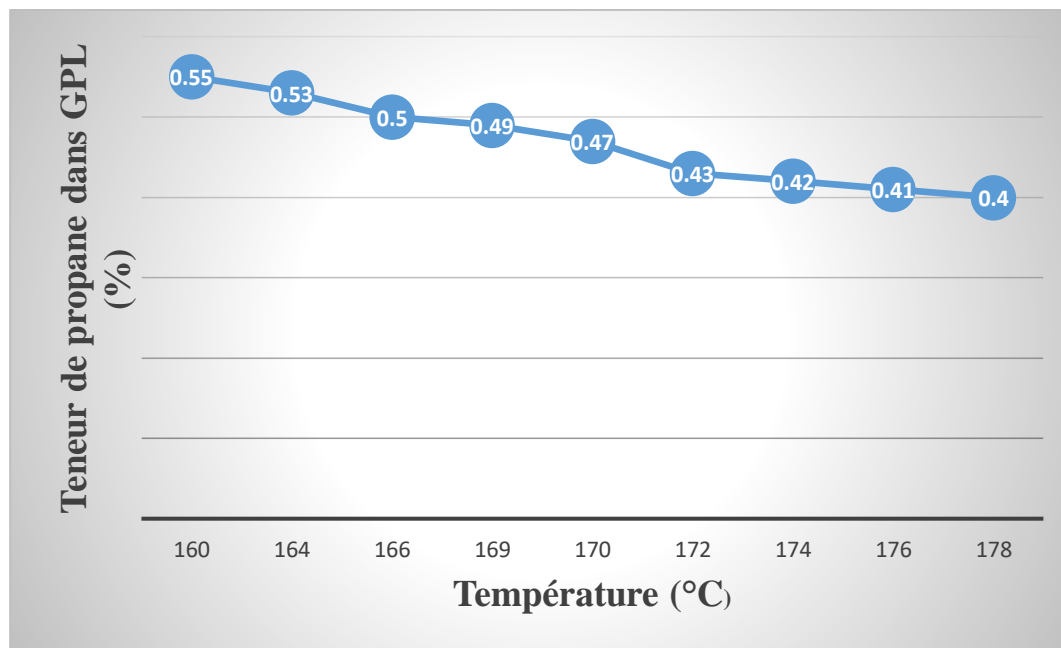
- Lorsque la température de l'huile absorbante augmente, la chaleur fournie par le four diminue.
- La température est choisie à 17,5°C pour maintenir le gradient de température en haut du dééthaniseur et maintenir une certaine température en bas du dééthaniseur.

#### V.1.1.2. L'influence de la température de fond du dééthaniseur

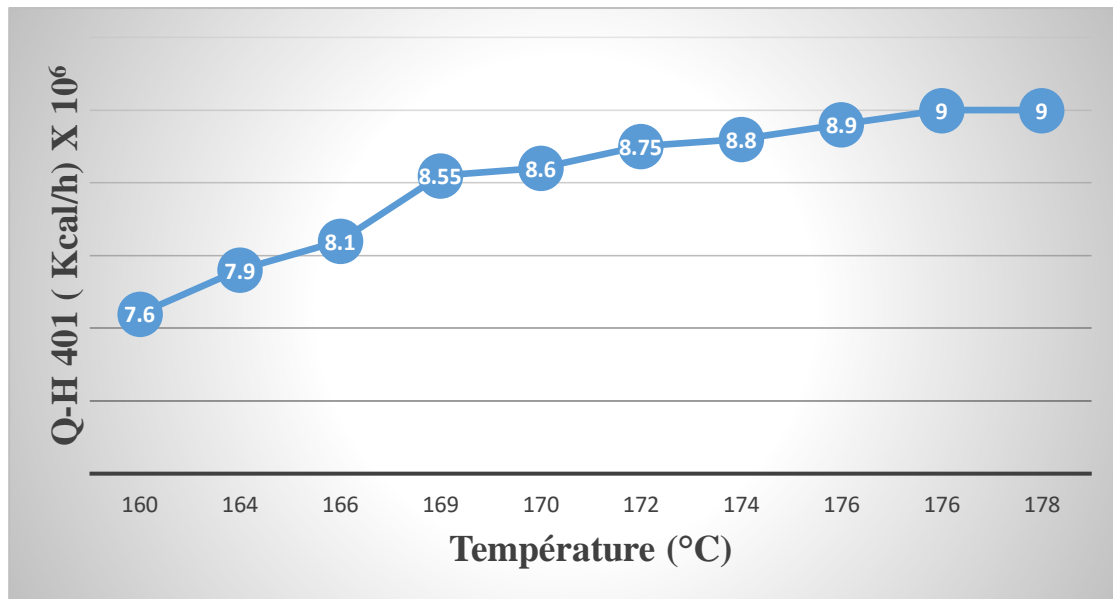
On continue à faire varier la température en fond de dééthaniseur entre 160°C et 178°C, cette dernière variant en fonction du débit de gaz dans le four. Les résultats de la variation de la température du fond du dééthaniseur et son effet sur la teneur en C3 du GPL et la chaleur apportée par le rebouilleur sont résumés dans le tableau V.2 ci-dessous :

**Tab. V.2 :** L'influence de la température de fond du dééthaniseur sur la quantité de chaleur fournie.

Température de sont de dééthaniseur (°C)	Teneur de C <sub>3</sub> dans GPL (%)	Q-H401(Kcal/h)
178	0.425	8.969 E+006
176	0.444	8.848 E+006
174	0.463	8.690 E+006
172	0.480	8.534 E+006
170	0.496	8.373 E+006
169	0.504	8.293 E+006
166	0.527	8.042 E+006
164	0.540	7.848 E+006
160	0.553	7.654 E+006



**Fig.V.2 :** Variation de la teneur de propane dans GPL en fonction de la température de fond du dééthaniseur.



**Fig.V.3 :** Influence de la variation de la température de fond du dééthaniseur sur la chaleur fournie par le rebouilleur.

### Interprétation des résultats

- Le graphique (V.2) montre que la fraction de propane dans le GPL augmente avec la diminution de la température du fond du dééthaniseur.
- Le diagramme (V.3) montre que la chaleur apportée par le rebouilleur diminue lorsque la température au fond du dééthaniseur diminue.

## V.2. Etude des paramètres opératoires du débutaniseur

Après avoir étudié les paramètres de fonctionnement du dééthaniseur et les effets de leurs modifications, nous poursuivons les recherches dans cette section.

Le débutaniseur doit avoir des paramètres de fonctionnement définis pour garantir que la qualité du produit répond aux exigences commerciales. Pour ce faire, nous avons fait varier le taux de reflux et la température du fond.

### V.2.1. L'influence du taux de reflux

On continue à faire varier le taux de reflux entre 8 et 5,4.

Les résultats de la variation du taux de reflux et son effet sur la chaleur apportée par le rebouilleur et le pourcentage de C3 dans le GPL sont résumés dans le tableau V.3 ci-dessous :

Tab. V.3 : L'influence du Taux de reflux sur la Quantité de chaleur fournie.

Taux de Reflux (%)	8.0	7.4	6.8	6.2	5.6	5.4
Q-H 402 (Kcal/h)	7.310 E+006	6.814 E+006	6.312 E+006	5.814 E+006	5.379 E+006	5.153 E+006
Teneur de C <sub>3</sub> dans le GPL	0.504	0.503	0.502	0.500	0.497	0.496

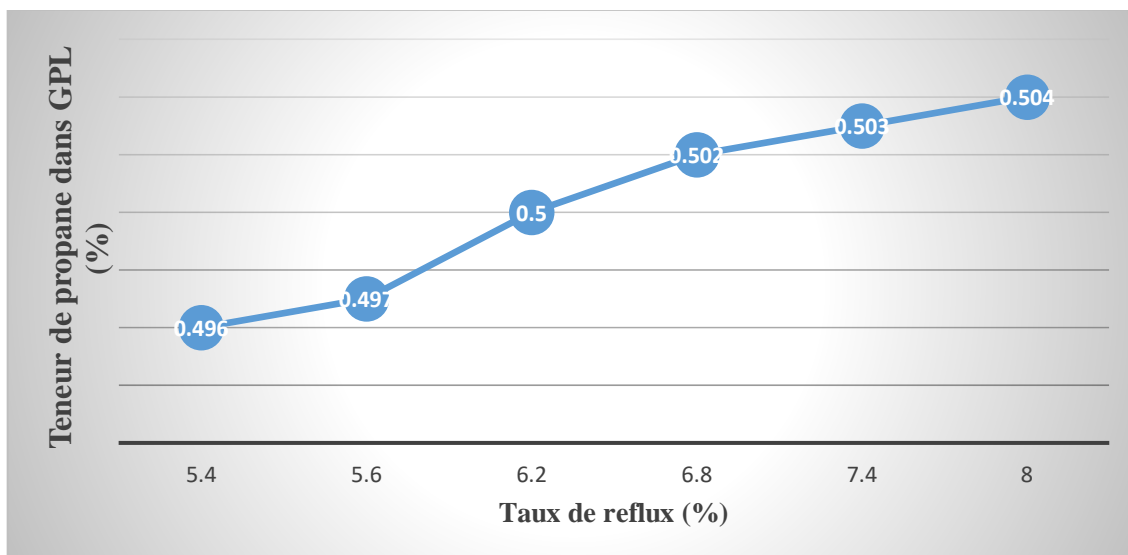


Fig.V.4 : Variation de teneur de propane dans GPL en fonction du temps de reflux.

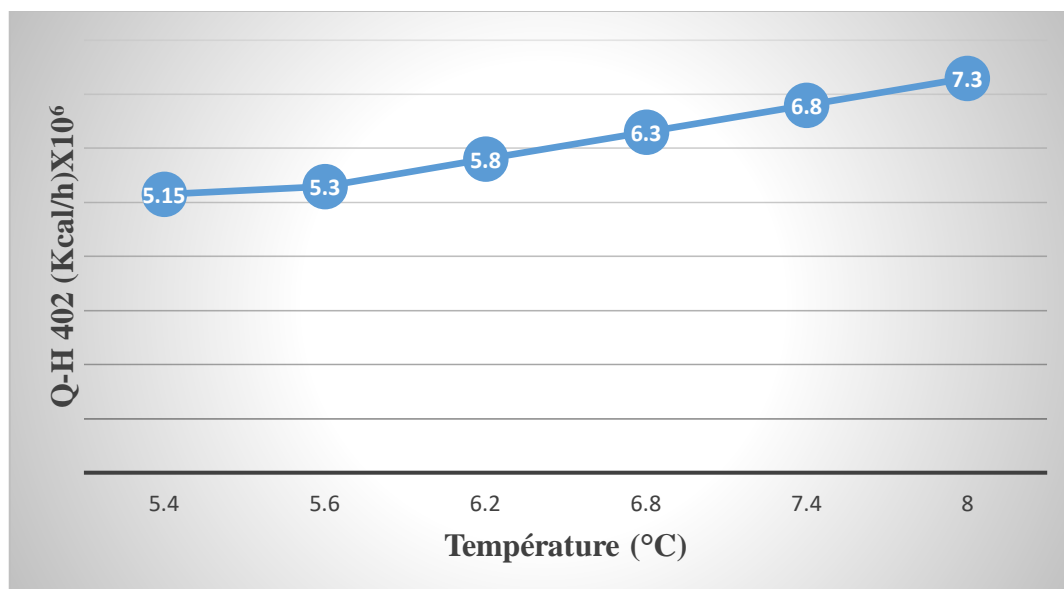


Fig.V.5 : Variation de la chaleur fournie par le rebouilleur en fonction du taux de reflux.

### Interprétation des résultats

- La diminution du taux de reflux se traduit par une diminution de la teneur en propane dans le GPL et une diminution de la chaleur apportée par le rebouilleur H4O2 et une augmentation de la température en tête du débutaniseur.
- Un taux de reflux minimum de 5,6 a été choisi pour maintenir un équilibre entre les fractions molaires de C3 et C4 dans le GPL pour avoir une teneur en propane selon la spécification commerciale souhaitée.

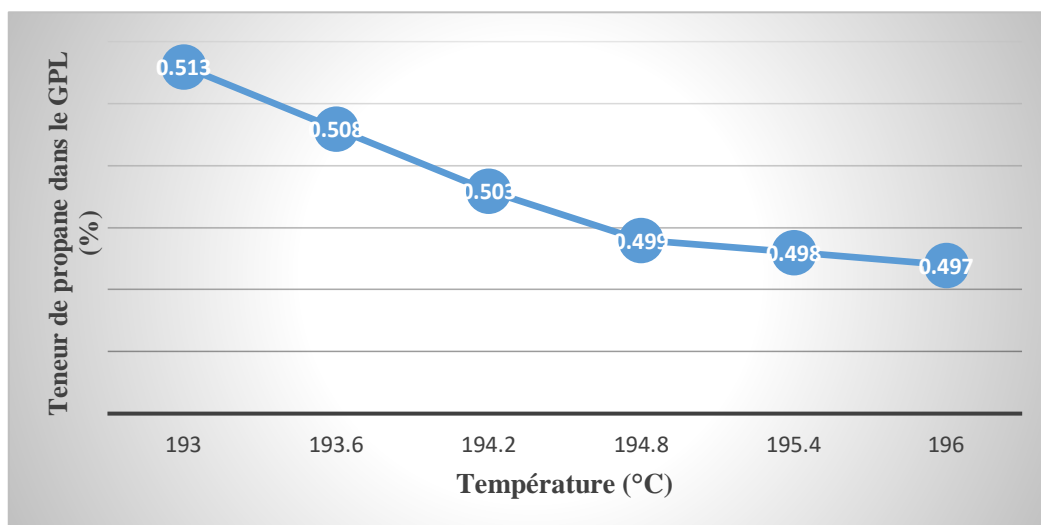
#### V.2.2. L'influence de la température du fond du débutaniseur

Nous avons varié la température du fond du débutaniseur entre 196 et 193. Cette dernière dépend du débit du fuel gaz régler.

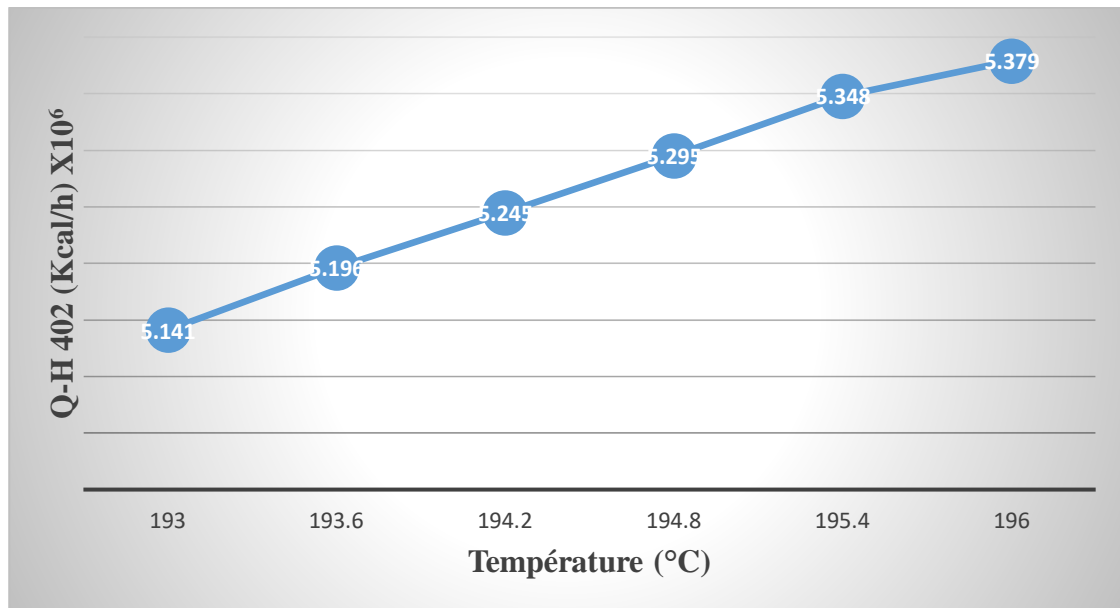
Les résultats de la variation de la température de fond du débutaniseur et son effet sur la teneur de propane dans le GPL et la chaleur fournie par le four H402 et aussi sur la TVR du condensat sont regroupés dans le tableau suivant:

**Tab.V.4 :** L'influence de la température du fond du débutaniseur sur la quantité de chaleur fournie.

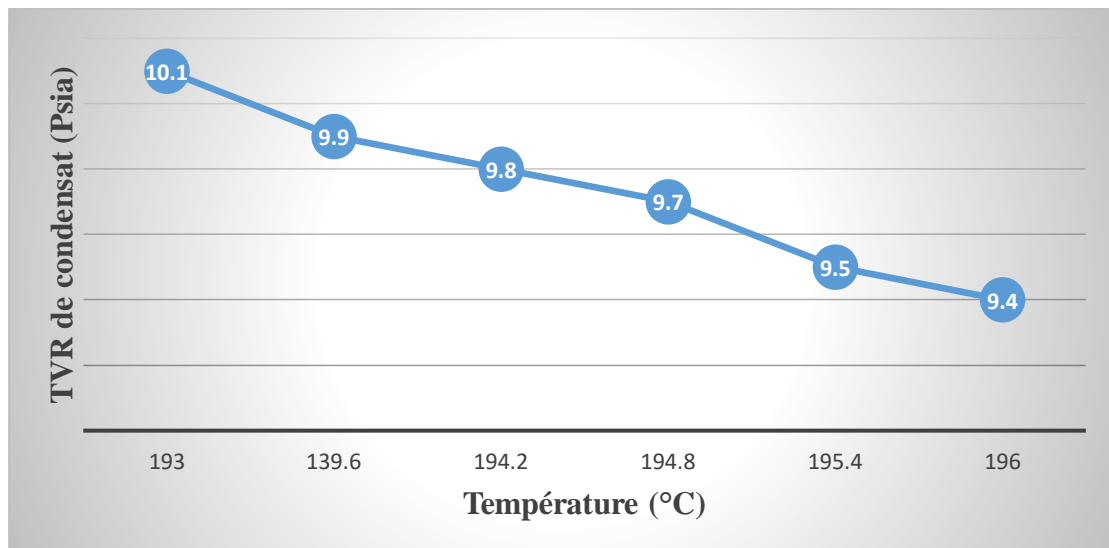
Température De fond (°C)	196.0	195.4	194.8	194.2	193.6	193.0
Teneur de C <sub>3</sub> dans GPL (%)	0.497	0.498	0.499	0.503	0.508	0.513
TVR (psia)	9.4	9.5	9.7	9.8	9.9	10.1
Q-H 402 (Kcal/h)	5.379 E+006	5.348 E+006	5.295 E+006	5.245 E+006	5.196 E+006	5.141 E+006



**Fig. V.6 :** Variation de la fraction de propane dans le GPL en fonction de la température de fond.



**Fig. V.7 :** Variation de la chaleur fournie par le four en fonction de la température du fond.



**Fig.V.8 :** Variation de la TVR de condensat en fonction de la température de fond

#### Interprétation des résultats.

La fraction de propane augmente avec la diminution de la température du fond du débutaniseur. Une température de 193,6 °C a été choisie pour amener la teneur en propane aux spécifications commerciales et le condensat aux normes requises (TVR ≤ 10 psi).

### V.3. comparaison entre le cas optimisé et cas actuel

#### V.3.1. Dééthaniseur

Tableau V.5 : comparaison entre le cas optimisé et cas actuel pour le Dééthaniseur.

Paramètre	Cas actuel	Cas optimisé	L'écart
Température d'huile d'absorption (°C)	8.50	17.50	9.00
Température de fond (°C)	178.00	169.00	9.00
Q-H401 (Kcal/h)	1.017 E+007	8.290 E+006	1.880 E+006
Q-E404 (Kcal/h)	2.602 E+005	2.521 E+005	8.100 E+003
Q-E405 (Kcal/h)	1.877 E+005	4.220 E+004	1.455 E+005
Q-E403 (Kcal/h)	5.226 E+006	4.770 E+006	4.560 E+004
Q-E406 (Kcal/h)	2.028 E+006	6.172 E +004	1.960 E+006

#### Interprétation des résultats

D'après le tableau (V.5), nous remarquons que :

- L'optimisation du débit de fond est plus élevée qu'actuellement en raison de la réduction des pertes de propane et de la réduction du gaz le plus lourd dans le gaz de tête à mesure que la température de fond diminue.
- Du fait de l'augmentation de la température de l'huile d'absorption, la chaleur extraite par le refroidisseur est réduite par rapport à la situation actuelle.
- Le four fournit moins de chaleur en raison de la température inférieure inférieure, augmentant ainsi le gaz.
- La quantité de chaleur à extraire par l'aéro-condenseur est réduite par rapport au cas actuel due au l'augmentation de la température d'huile d'absorption.

#### V.3.2. Débutaniseur

Tab.V.6 : comparaison entre le cas optimisé et cas actuel pour le Débutaniseur.

Paramètre	Cas actuel	Cas optimisé	L'écart
Taux de reflux	8.000	5.600	2.400
Température de fond (°C)	196	193.6	2.400
Q-H402 (Kcal/h)	7.015 E+006	5.196 E+006	1.810 E+006
Q-E407 (Kcal/h)	7.929 E+006	5.54 E+006	2.380 E+006
Débit de GPL (Kmol/h)	183.600	217.100	33.500

<b>Débit condensât (Kmol/h)</b>	721.000	725.000	4.900
---------------------------------	---------	---------	-------

### Interprétation des résultats

D'après le tableau (V.6) nous remarquons que :

- Le débit de reflux optimisé et réduite par rapport au débit de reflux au cas actuel due au la diminution de taux de reflux.
- La quantité de chaleur fournie par le four dans le cas optimisé est réduite par rapport au cas actuel due au la diminution de la température de fond.
- La quantité de chaleur à extraire par l'aéro-réfrigérant est réduite par rapport au cas actuel due au la diminution de la température de tête de colonne.
- Le débit de condensât et GPL dans le cas optimisé est supérieur au cas actuel due au la diminution des pertes en propane et les plus lourds (C3+) dans le gaz de tête.

### V.4. Détermination du gain de fuel gaz

$$D_{fg} = D_{fact} - D_{opt}$$

$$D_{fact} = Q_{ract} / (PCI \cdot \eta)$$

$$D_{opt} = Q_{ropt} / (PCI \cdot \eta)$$

Avec:

$D_{fg}$  : débit de fuel gaz gagné (Nm<sup>3</sup>/h).

$D_{fact}$  : débit de fuel gaz consommé dans le cas actuel (Nm<sup>3</sup>/h).

$D_{opt}$  : débit de fuel gaz consommé dans le cas optimisé (Nm<sup>3</sup>/h).

$Q_{ract}$  : quantité de chaleur fournie par le four dans le cas actuel (Kcal/h).

$Q_{ropt}$  : quantité de chaleur fournie par le four dans le cas optimise (Kcal/h).

PCI : pouvoir calorifique inférieur de fuel gaz (Kcal/Nm<sup>3</sup>).

$\eta$  : rendement du four.

#### V.4.1. Le gain de fuel gaz dans le déethaniseur

$$D_{fact} = 10170000 / (10297,399 \times 0,75) = 1316,837 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$D_{opt} = 8290000 / (10297,399 \times 0,75) = 1073,410 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$D_{fg} = 1316,837 - 1073,410 = 243,426 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$D_{fg} = 243,426 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{Donc un gain de fuel gaz} = (243,426 / 1316,837) \times 100 = 18,48\%$$

$$\text{Gain de fuel gaz} = 18,48\%$$

#### V.4.2. Le gain dans les CHILLER E404, E405 et E406

D'après le tableau (V.5) on a eu une économie de plus de 59% d'énergie dégagée

par les 3 trois chiller, ceci conduit à une économie en débit de propane consommée afin de refroidir la tête de colonne.

#### **V.4.3. Le gain dans le Condenseur E403 et E407**

D'après le tableau (V.5) on a eu une économie de plus de 15% dans l'aéro-condenseur et l'aéro-réfrigérant, ceci conduit à un gain en énergie électrique.

#### **V.4.4. Débit de GPL optimisé**

D'après le tableau (V.6) On a eu 33,5 (K mole /h) de GPL en plus, qui correspond à une augmentation de 18,25%.

Pour une année (300 jours en tenant compte des jours de révision où le module n'est plus en production) on aura donc un volume de 241200 K mole en plus.

#### **V.4.5. Débit du condensat optimisé**

D'après le tableau (V.6) On a eu 4,9 (K mole/h) du condensat en plus, qui correspond à une augmentation de 35280 K mole

### **Conclusion**

La simulation de la situation de marche actuelle à l'aide du modèle établi nous permet d'étudier la variation des paramètres de fonctionnement dans la partie stable et de trouver les paramètres optimaux.

L'optimisation des paramètres de fonctionnement du dééthaniseur et du débutaniseur permet de :

- Réduire les pertes de propane et de lourds (C3+) dans les gaz de tête du dééthaniseur et les recycler en GPL.
- Réduction de la consommation de gaz dans les débutaniseurs et les dééthaniseurs.
- Réduction de la consommation de propane pour le refroidissement de l'huile à absorption.
- Réduction de la consommation d'électricité pour le refroidissement du dééthaniseur et des têtes de dééthaniseur.
- Améliorer la récupération du GPL et des condensats.
- Procurez-vous du GPL et du condensat conformément aux spécifications.
- En appliquant ces résultats aux dispositifs de terrain, l'élément humain est essentiel à la surveillance et au bon fonctionnement du train et pour compenser les perturbations qui pourraient sans aucun doute se produire avant que le train ne se stabilise.

# **Conclusion Générale**

## **Références**

## *Conclusion Générale*

---

Notre mémoire visait à optimiser les paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation des condensats au niveau du module de traitement des gaz Hassi R'mel MPPO, de manière à améliorer le taux de récupération du GPL et des condensats et réduire la consommation d'énergie. Pour cela, nous essayons de saisir Manipulez et découvrez les différents appareils dans cette section.

Le simulateur Hysys simule la pièce en utilisant les données du cas de conception les plus proches du cas de marche courant, nous permettant de construire un modèle représentatif de la pièce qui sera utilisé pour étudier d'autres cas de marche courants.

L'étude de la variation des paramètres de fonctionnement du dééthaniseur nous a permis de trouver les paramètres de fonctionnement optimaux, qui peuvent améliorer la récupération du propane et la perte la plus lourde (C<sub>3+</sub>) dans le gaz de tête et réduire la consommation d'énergie.

Des études de variations des paramètres de fonctionnement des débutaniseurs nous ont permis de déterminer des valeurs optimales pour obtenir des produits conformes aux spécifications commerciales et réduire la consommation d'énergie.

Grâce à cette étude, nous avons approfondi nos connaissances théoriques et maîtrisé les fonctions de cette partie.

# **Références Bibliographiques**

**Références Bibliographiques**

## ***Références Bibliographique***

---

- [1] : BESSAM Siham, Etude des propriétés thermodynamiques structurales et de transport du méthane liquide et des mélanges d'hydrocarbures par dynamique moléculaire de corps flexibles, mémoire de magister université d'Oran,2008.
- [2] : Le gaz naturel- Production, Traitement et transport Publication de IFP. Editions TECHNIP.
- [3] : <http://particuliers.engie.fr>
- [4] : GNL101 Initiation au Gaz Naturel Liquéfié, SNC. LAVALIN. 2016.
- [5] : <http://www.worldbank.org>
- [6] : Chemistry of Petrochemical Processes.
- [7] : ROJEY, Alexandre. Le gaz naturel, production traitement transport.27 Rue Ginoux -75737 Paris cedex 15 : TECHNIP, 1994.430p. (L'Institut Français du Pétrole).
- [8] : P.WUITHIER «Le pétrole, raffinage et génie chimique 2» ; Edition Technip-Paris ; 1972.
- [9] : J.P Wauquier ; <<Le pétrole brut, produit pétrolier schéma de fabrication>> ; Edition TECHNIP ; (1994).
- [10] : Publication de IFP. Editions Technip. Revue trimestrielle de Sonatrach. Revue n°15.Décembre 2002
- [11] : Conférence sur Le GPL (1997). Hassi Messaoud. Janvier2000 «Séminaire sur le développement et la production du GPL ».
- [12] : ] A. BENLAGHA ; A. SETTI. Optimisation des paramètres opératoires relatifs à la section  
de stabilisation en vue de récupérer le maximum de produits finis (GPL, condensat),  
Mémoire de fin d'étude master, Université Mohammed khider Biskra, (2012).
- [13] : Manuel du Hysys .Hyprotech.3.2
- [14] . P.WUITHIER : « Raffinage et génie chimique. » Tome I et II
- [15] : manuel : description de module IV, SONATRACH, p 1- 11.
- [16]. Documentation interne SONATRACH, annuaire statique.
- [17]. Rapport d'activité de la direction d'exploitation, région HASSI R'MEL, 2007
- [18]. <https://m.20-bal.com/law/5397/index.html>,visité le 20 mai 2023.
- [19]: Dr. Sellami, Med Hassen, Procédés de traitement du gaz naturel, UKMO, 2015.

## ***Références Bibliographique***

---

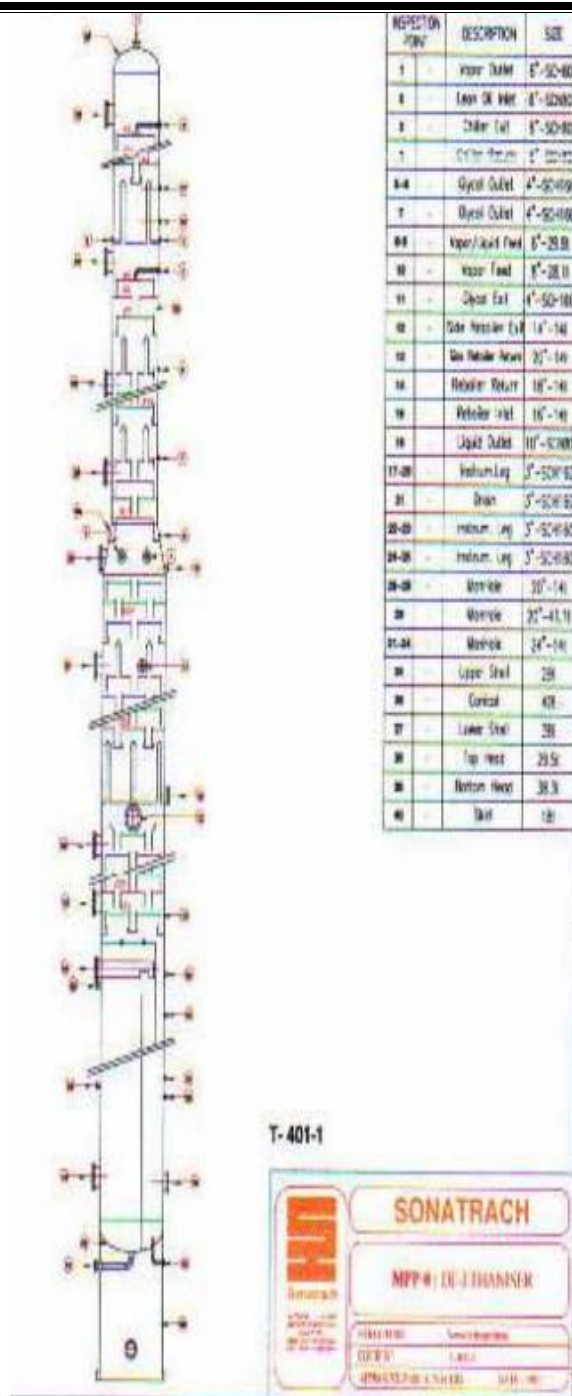
- [20]: Publication de IFP. Editions Technip. Revue trimestrielle de Sonatrach. Revue n°15.Décembre 2002
- [21] : manuel : Design et spécifications techniques module IV, volume 7 , SONATRACH
- [22]: Rapport du Centre de formation de Hassi R'mel
- [23]: Manuel opératoire du module 0.
- [24]: Fiche de sécurité des produits du module 0
- [25]. J. P. WAUQUIER Procèdes de séparation, tome II, Edition technip 1998.
- [26]. SAADANE, Belgacem. AYATI, Zaid. BEKAKRA, messaoud. Mémoire de fin d'étude : Optimisation des paramètres du fonctionnement de la colonne dépropaniseur, Université d'El-Oued ,2019/2020.
- [27]. DEBILI , Alla Eddine. Mémoire de fin d'étude : Vérification des performances de la colonne de débutaniseur au niveau de la section GPL Rhourde-Nouss, Université Echahid HAMMA LAKHDAR D'EL-OUED, 2021.
- [28] . - Techniques de l'ingénieur: articles relatifs à la rectification (la généralisation à l'absorption et à l'extraction liquide-liquide est aussi abordée)

# **Annexe**

**Annexe**

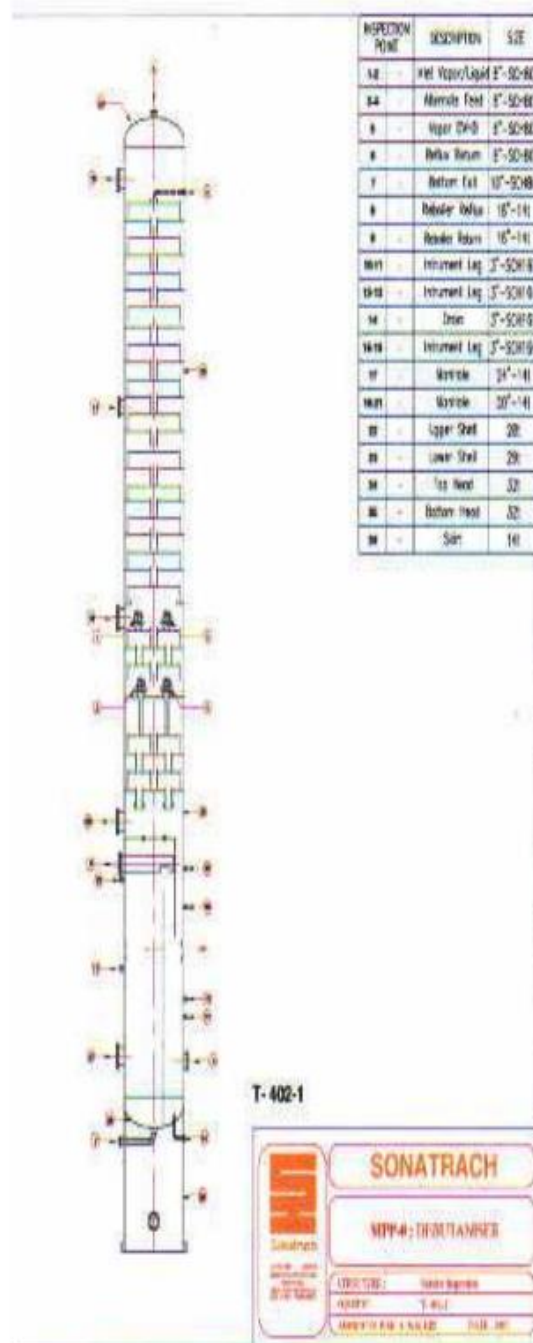
Annexe

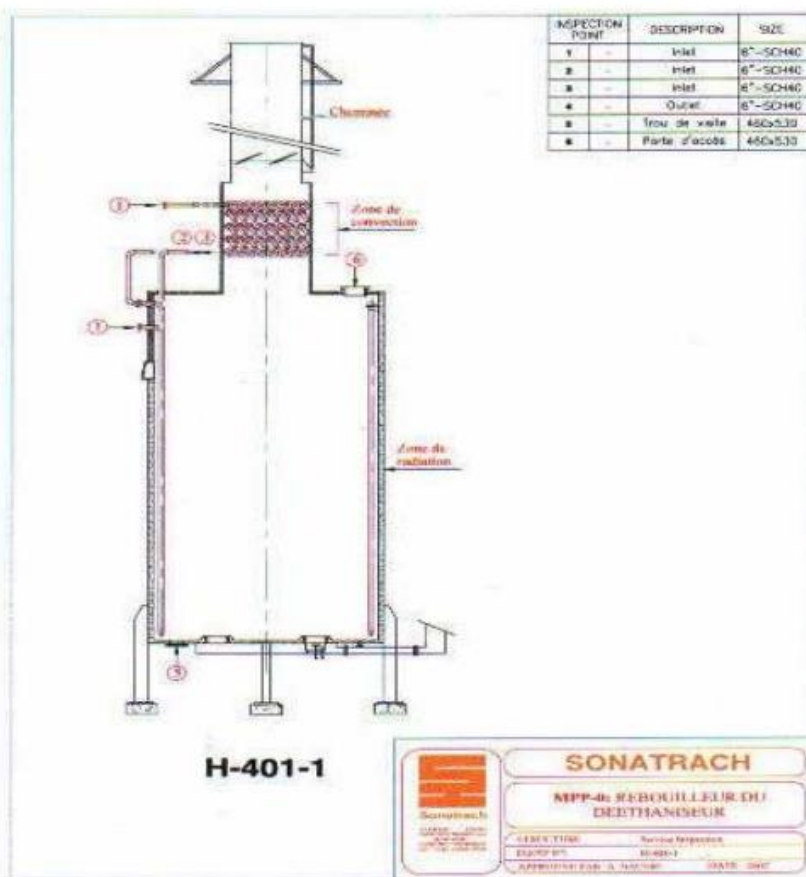
Equipement	T401 Dééthaniseur		
Masse phase gaz			kg
Masse phase liquide		4176	kg
Masse molaire			g/mol
Densité liquide		0,72	g/l
Volume total		324	m <sup>3</sup>
Volume liquide		58	m <sup>3</sup>
Température	Tête	16	°C
	Pied	180	°C
	Alim	1	°C
Température calcul	Tête		°C
	Pied		°C
Pression opératoire		20,5	Bar
Pression calcul		24,5	Barg
Pression d'épreuve		36,75	Bar
Hauteur équipement	Tête	53,67	m
	Pied		m
Hauteur liquide		9	m
Hauteur alimentation principale			m
Diamètre	Tête	2,3	m
	Pied	3,2	m





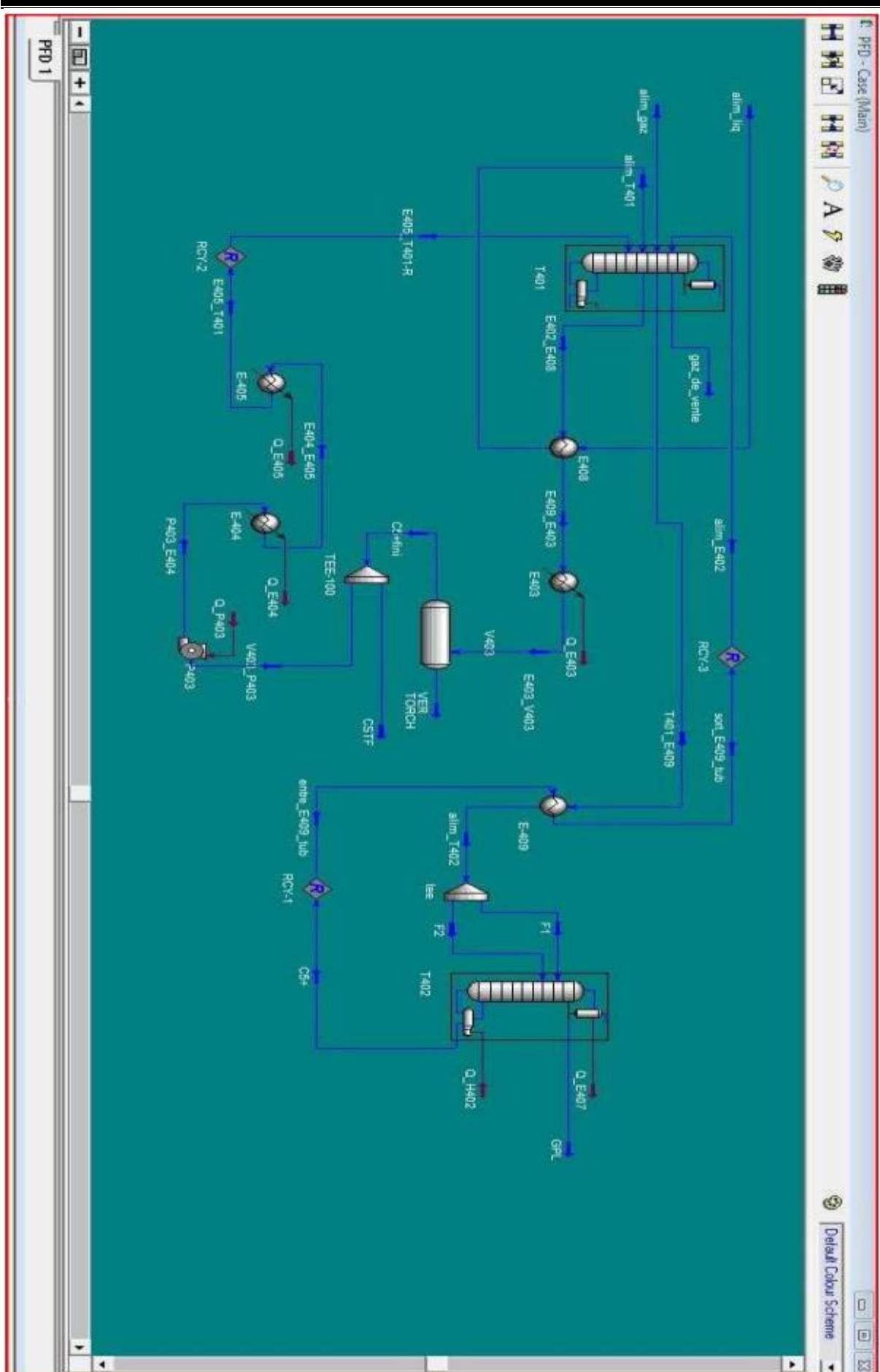
Equipement		T402-1 Débutaniseur	
Masse phase gaz			kg
Masse phase liquide		4970	kg
Masse molaire			g/mol
Densité liquide		0,72	g/l
Volume total		278	m <sup>3</sup>
Volume liquide		70	m <sup>3</sup>
Température	Tête	65	°C
	Pied	187	°C
Température calcul	Alim	166	°C
	Tête	233	°C
Température calcul	Pied	187	°C
Pression opératoire		12	Bar
Pression calcul		16,5	Barg
Pression d'épreuve		24,75	Bar
Hauteur équipement	Tête	44,07	m
	Pied		m
Hauteur liquide		9,5	m
Hauteur alimentation principale			m
Diamètre	Tête	3,2	m
	Pied	3,2	m





Equipement		<b>H401 (Four T401)</b>	
Masse (substance)		57600	kg
Volume	Interne	800m3/h	m3
Température		180	°C
Température calcul		202	°C
Pression opératoire (fuel gas)		6	Barg
Pression calcul		32,5	Barg
Pression épreuve (four)		48,7	Barg





Annexe

