



Université Mohamed Khider Biskra  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
Département de Chimie Industrielle

Filière : GENIE DES PROCEDE

Option : GENIE Chimique

Réf:.....

Mémoire de Fin d'Etudes  
En vue de l'obtention du diplôme

**MASTER**

*Thème*

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

Présenté par :

BENLAGHA AHMED et SETTI AMINE

Président : DJEGHABA SALIM

Examineur : BENDJAOUAHDOU CHAOUKI

Encadreur : NEDJAR ZOHIR

# Promotion : Juin 2012

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de l'enseignement Supérieur et de la recherche scientifique



Université Mohamed Khider Biskra  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
Département de Chimie Industrielle  
Filière : GENIE DES PROCEDE  
Option : GENIE Chimique

Mémoire de Fin d'Etudes  
En vue de l'obtention du diplôme:

## MASTER

### *Thème*

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

**Présenté par :**

BENLAGHA AHMED  
SETTI AMINE

**Avis favorable de l'encadreur :**

NEDJAR ZOHIR

signature

**Avis favorable du Président du Jury**

DJEGHABA SALIM

Signature

**Cachet et signature**

# dédicace

J'ai le grand honneur de dédier ce travail A celui qui ma fait de moi un homme, mon père.

A l'être la plus cher de ma vie, ma mère.

A mon frère Et ma sœur .

A tous les membres de ma grande famille .

A tous mes amis, à tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin.

A tous les enseignants et A mon professeur de suivi.

A toute la promotion de Génie Chimique à l'UM KH Biskra.

A mon très cher amie Bilal qui ma soutient dans le mal.

A tous les responsables de SH/DP Hassi R'mel.

A tous les personnel de module « 0 ».

A tous ceux qui m'ont aidé de près et de loin a la réalisation de ce travail.

A tous ceux que j'aime.

**BENLAGHA .A**

# dédicace

J'ai le grand honneur de dédier ce travail A celui qui ma fait de moi un homme, mon père.

A l'être la plus cher de ma vie, ma mère.

A mes frères Et ma sœur

A tous les membres de ma grande famille

A tous mes amis, à tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin.

A tous les enseignants et A mon professeur de suivi

A toute la promotion de Génie Chimique à l'UM KH Biskra

A tous les responsables de SH/DP Hassi R'mel.

A tous les personnel de module « 0 »

A tous ceux qui m'ont aidé de près et de loin a la réalisation de ce travail.

A tous ceux que j'aime

# remerciements

En premier lieu, je tiens à remercier notre DIEU, notre créateur pour avoir la force pour accomplir ce travail.

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à tous mes professeurs qui ont contribué à ma formation en particulier.

Mon promoteur Mr NEDJAR pour ses conseils et l'aide qu'il m'a apportée

MR S.SALIM pour ses orientations et conseils.

Je voudrais aussi exprimer toute ma gratitude et mes remerciements à :

A tous les responsables de SH/DP de Hassi R'mel.

A tous les personnels de MPP0.

A Tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin.

---

## Sommaire

<b>Introduction Générale</b> .....	1
<b>CHAPITRE I : Généralité</b>	
I-1 généralité sur le gaz Naturel .....	2
I-1-1 Introduction .....	2
I-1-2 Origines du gaz naturel .....	3
I-1-4 Caractéristiques du gaz naturel .....	3
I-1-5 Les techniques de traitement et réinjection du gaz naturel .....	4
I-1-5-1 Traitement de gaz .....	4
I-1-5-2 Techniques de réinjection de gaz.....	6
I-1-6 Gaz naturel dans le monde .....	6
I-1-6-1 Réserves de gaz .....	6
I-1-6-2 Production mondiale du gaz naturel.....	8
I-1-7 Le gaz naturel en Algérie.....	9
I-1-7-1 Richesse Algérienne en gaz naturel .....	11
I-1-7-2 Les réserves gazier en Algérie.....	11
I-2 généralité sur le GPL .....	11
I-2-1 Définition des GPL.....	11
I-2-2 Les sources des GPL.....	12
I-2-3 Les caractéristiques générales des GPL.....	12
I-2-4 Spécifications des GPL de Hassi R'mel.....	13
I-2-5 Domaines d'utilisation du GPL.....	13
I-2-6 Le GPL dans le monde .....	15
I-2-6-1 La production mondiale du GPL.....	15
I-2-6-2 La consommation mondiale en GPL.....	16
I-2-7 Le GPL en Algérie.....	16
I-2-7-1 La production nationale du GPL.....	16
I-2-7-2 La consommation nationale du GPL.....	17

---

---

I-2-7-3 Exportation du GPL.....	17
I-3 généralité sur le condensat .....	17
I-3-1 Définition du Condensât.....	17
I-3-2 Caractéristiques du Condensât.....	17
I-3-3 Domaines d'utilisation du Condensât.....	18
I-3-3-1 Utilisation du Condensât dans la pétrochimie.....	18
I-3-3-2 Utilisation du Condensât dans le raffinage.....	18
<b>CHAPITRE II : Présentation du Complexe de Hassi R'mel</b>	
II-1 Description de la région de Hassi R'mel.....	20
II-2 Historique du développement de champ de Hassi R'mel.....	20
II-3 Installations gazières à Hassi-R'mel.....	22
II-4 Les activité du champ de Hassi R'mel .....	24
II-4-1 Les modules.....	24
II-4-2 Station récupérations des gaz associés (SRGA).....	25
II-4-3 Centre de stockage et de transfert par facilité (CSTF).....	25
II-4-4 Le Centre national de dispatching gaz (CNDG).....	25
II-4-5 Station Boosting.....	25
II-4-6 La station compression.....	26
II-5 Technique de traitement de gaz naturel.....	26
II-5-1 Procédé PRITCHARD.....	26
II-5-2 Procédé HUDSON.....	26
<b>CHAPITRE III : Présentation du Module 0</b>	
III-1- Procédés de traitement de gaz du module 0.....	27
III-1-1 Capacité.....	27
III-1-2 Composition de la charge d'alimentation.....	27
III-1-3 Description du procédé.....	28
III-2 Service de module 0.....	34
III-2-1 Service exploitation.....	34
III-2 -2 Service sécurité.....	35
III-2-3 Service maintenance.....	36

---

---

III-3 Organisation de module 0.....	37
III-3-1 Salle de contrôle.....	37
III-3-1-1 Système de contrôle distribué(DCS).....	37
III-3-1-2 Evolution de système de contrôle.....	37
III-3-2 Laboratoire .....	38
III-3-2-1 Procédure du travail dans le laboratoire.....	38
III-3-2-2 Analyses effectuées au laboratoire.....	39
III-4 Spécifications des produits.....	40
 <b>CHAPITRE IV : Théorie de la Rectification</b>	
IV-1 Introduction.....	41
IV-2 Définition.....	41
IV-3 Description de la colonne de rectification.....	41
IV-4 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	44
IV-5 Types des colonnes de rectification .....	46
IV-5-1 Les colonnes à plateaux.....	46
IV-5-2 Colonnes à garnissage.....	46
IV-6 Lois Fondamentales de transfert de matière.....	47
IV-6-1 Lois de RAOULT et d'HENRY.....	47
IV-6-2 Lois de DALTON.....	48
IV-7 Bilan matière de la colonne et des ses zones.....	48
IV-7-1 Bilan matière de la zone de rectification.....	49
IV-7-2 Bilan matière de la zone d'épuisement.....	50
IV-7-3 Bilan matière de la zone d'alimentation .....	51
IV-8 Choix de la pression dans la colonne.....	51
IV-9 Régime de la température dans la colonne.....	52
IV-10 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge..	53
IV-11 Choix du taux de reflux.....	54
IV-11-1 Fonctionnement à reflux minimal.....	54
IV-11-2 Taux de reflux optimal.....	54

---

---

IV-12 Bilan thermique de la colonne .....	55
<b>CHAPITRE V : Simulation</b>	
V-1 Exposé du problème.....	57
V-2 Généralité sur la simulation.....	58
V-3 Description du logiciel HYSYS.....	58
V-4 Vérification du cas design.....	59
V-4-1 Les spécifications de la charge.....	59
V-4-2 Le choix du modèle thermodynamique.....	60
V-4-3 Etude comparative des deux modèles.....	61
V-4-4 Vérification du cas design de la section de stabilisation .....	62
V-5 Vérification du cas actuel.....	64
V-5-1 Les spécification de la charge.....	64
V-5-2 Comparaison entre cas actuel et cas simulé .....	65
<b>CHAPITRE VI : Optimisation des Paramètres de Fonctionnement</b>	
VI-1 Introduction .....	67
VI-2 Etude des paramètres opératoires de la section de stabilisation.....	67
VI-2-1 Etude des paramètres opératoires du dééthaniseur .....	67
VI-2-2 Etude des paramètres opératoires du débutaniseur.....	70
VI-3 comparaison entre le cas optimisé et cas actuel.....	75
VI-3-1 Dééthaniseur .....	75
VI-3-2 Débutaniseur.....	76
VI-4 Détermination du gain de fuel gaz.....	76
VI-4-1 Le gain de fuel gaz dans le dééthaniseur.....	77
VI-4-2 Le gain de fuel gaz dans le débutaniseur .....	77
VI-4-3 Le gain dans les CHILLER E404, E405 et E406.....	77
VI-4-4 Le gain dans le Condenseur E403 et E407.....	77
VI-4-5 Débit de GPL optimisé.....	77
VI-4-6 Débit du condensat optimisé.....	78
VI-5 Conclusion.....	78
<b>Conclusion Générale .....</b>	<b>79</b>

---

**Bibliographie**

**Annexes**

---

# **Introduction Générale**

## **Introduction générale**

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant; l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan de l'environnement favorisent son utilisation.

Les coûts techniques de production, de traitement et surtout de transport du gaz naturel restent toutefois élevés et représentent un handicap; cette difficulté est d'autant plus réelle que la part des réserves de gaz naturel situées en mer ou dans des zones difficiles (arctique, Sibérie) tend à augmenter.

Dans ces conditions, les progrès techniques permettent de réduire ces coûts, et devraient jouer dans l'avenir un rôle majeur dans le développement du commerce international de gaz naturel.

Le gaz naturel à sa sortie des puits n'est pas directement utilisable avant qu'il ne soit traité et débarrassé de ses constituants indésirables.

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer au moins partiellement certains des constituants présents à la sortie des puits tel que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds. La répartition de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte de considérations économiques. Il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les seuls traitements qui rendent le gaz transportable.

Le rôle essentiel de l'unité de traitement est de séparer la partie liquide (condensât +GPL+eau) de la partie gazeuse (gaz humide) en première étape, et de le traiter séparément, en deuxième étape, en vue de produire du condensât, du GPL et du gaz sec conformes à certaines spécifications. Celles-ci doivent être respectées dans le but de faciliter le transport et le stockage, d'une part, et la commercialisation de ces produits en tant que produits finis ou semi-finis d'autre part.

Une bonne gestion industrielle de l'énergie dépend de l'optimisation de son utilisation lors la production, la consommation et le transport.

# CHAPITRE I

## Généralité

## I- GENERALITES

### I-1 généralité sur le gaz Naturel

#### I-1-1 Introduction

Le gaz naturel est une énergie fossile composée majoritairement de méthane, bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée.

Dispose de nombreuses qualités, abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs.

La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, la distribution.

Le gaz naturel brut est composé essentiellement d'hydrocarbures dont la composition et la nature changent suivant les régions d'extraction, et d'eau avec quelques impuretés de proportions variables ( $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ , composés sulfurés, etc.).

Le gaz naturel se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous sol ou en solution avec du pétrole brut ou du condensât.

#### I-1-2 Origines du gaz naturel

Les différentes compositions du gaz naturel sont dues à la diversité de ses origines, qui peuvent être :

➤ **Un gaz bactérien**

Le mode bactérien est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments, le gaz ainsi formé est appelé gaz bactérien ou biochimique.

➤ **Un gaz thermique**

Au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, subissant ainsi une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures, une large gamme de composés non hydrocarbonés.

➤ **Un gaz inorganique**

Le mode inorganique de formations des gaz d'hydrocarbures reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

#### I-1-3 Types des gaz naturels

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface, ce qui conduit à distinguer les types suivants :

- **Gaz sec** : Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds.

- **Gaz humide :** Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.
- **Gaz a condensât :** Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.
- **Gaz associé :** Coexistant dans le réservoir avec une phase « huile » (gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et les gaz dissous.

#### I-1-4 Caractéristiques du gaz naturel

Au stade final de son exploitation le gaz naturel a les caractéristiques suivantes :

##### a) 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°C, P = 1atm.

##### b) 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 m<sup>3</sup> / Kg.

##### c) La densité

Elle est définie pour un gaz comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans des conditions bien déterminées de 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 :

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

##### d) 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 Joules / m<sup>3</sup>.

On distingue deux pouvoirs calorifiques :

###### 1. Pouvoir calorifique supérieur PCS

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant à l'état liquide.

###### 2. Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la combustion dans laquelle l'eau reste à l'état vapeur ; le PCI diffère du PCS d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau.

### e) Composition chimique

En dehors du méthane, le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures, l'éthane, le propane, le butane, le pentane, et à des concentrations plus faibles des hydrocarbures lourds.

Les hydrocarbures (C3 – C4) forment fraction GPL (gaz de pétrole liquéfié) la fraction la plus lourde correspond aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C5 +) 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.

## I-1-5 Les techniques de traitement et réinjection du gaz naturel

### I-1-5-1 Traitement de gaz

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer les constituants présents à la sortie du puits tel que l'eau, le gaz acide, et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou des spécifications commerciales.

La répartition de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte des considérations économiques. Il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les traitements qui rendent le gaz transportable.

Les principaux traitements qui sont effectués sont :

Une première étape permet de réaliser la séparation de fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât d'eau libre), et l'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté.

Le gaz naturel ainsi que ses différentes fractions peuvent être transportées sous forme :

- Gaz naturel comprimé (transport par gazoduc).
- Gaz du pétrole liquéfié (GPL).
- Gaz naturel liquéfié (GNL).
- Produits chimiques divers (méthanol, ammoniac, urée ...etc.).

Certains composants du gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires.

Il peut être ainsi nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- L'hydrogène sulfuré  $H_2S$  : toxique et corrosif.
- Le dioxyde de carbone  $CO_2$  : corrosif et de valeur thermique nulle.
- Le mercure : corrosif dans certain cas.
- L'eau conduisant à la formation d'hydrates.
- Les hydrocarbures qui se condensent dans les réseaux de transport.
- L'azote : de valeur thermique nulle.

Les spécifications à respecter pour le gaz traité sont liées aux conditions de transport par gazoduc, ces spécifications de transport visent à éviter la formation d'une phase liquide (hydrocarbure ou eau), le blocage de la conduite par des hydrates et une corrosion trop importante.

On impose dans ce cas une valeur maximale aux points de rosée (eau et hydrocarbures).

La valeur du point de rosée hydrocarbures dépend des conditions de transport et peut être par exemple fixée à  $0^\circ C$  pour éviter tout risque de formation de phase liquide par condensation rétrogradée.

Dans le cas d'un gaz commercial, les spécifications sont plus sévères et comprennent également une fourchette dans laquelle doit se situer le pouvoir calorifique.

Des spécifications typiques pour un gaz commercial sont présentées sur le tableau suivant :

**Tableau (I-1) Spécifications typiques pour un gaz commercial**

<b>PCS</b>	<b>39100 A 39500 (KJ/M<sup>3</sup>)</b>
<b>Point de Rosée HC</b>	<b>Inférieur à <math>-6^\circ C</math>.</b>
<b>Teneur en eau</b>	<b>Inférieur à 150ppm Vol.</b>
<b>Teneur en <math>C^+_5</math></b>	<b>Inférieur à 0,5% mol.</b>

Compte tenu la différence entre les spécifications de transport et les spécifications commerciales, un traitement complémentaire peut être requis avant que le gaz ne soit envoyé dans le réseau de distribution.

Le traitement réalisé pour obtenir les spécifications de transport peut être accompagné d'un fractionnement dans le but d'obtenir une fraction liquide comprenant les GPL (propane et butane) et éventuellement l'éthane.

### **I-1-5-2 Techniques de réinjection de gaz**

#### **a- Objectif de la réinjection**

La récupération des hydrocarbures liquides. Elle est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs et permet de :

- Réduire cette condensation par le maintien de pression.
- Maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides.
- Produire un potentiel optimal en condensât et GPL sans avoir recours au torchage des gaz excédentaires, d'où une meilleure flexibilité d'exploitation des unités de traitement de gaz.

#### **b- Principe de réinjection**

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz à réinjecter en le comprimant à des pressions plus élevées. Ce transfert d'énergie est réalisé par des grands compresseurs, et entraînés par des turbines à gaz ou des moteurs d'une haute puissance unitaire.

### **I-1-6 Gaz naturel dans le monde**

#### **I-1-6-1 Réserves de gaz**

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures constate que le gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brut.

A la fin de l'année 2010 les réserves totales de gaz dans le monde sont estimées à 187.1 TRILLION m<sup>3</sup> par rapport à la fin de l'année de 2000 dont 154.3 TRILLION m<sup>3</sup> de réserves récupérables prouvées.

Les réserves prouvées de gaz représentent, en équivalent énergétique, plus de 95 % des réserves prouvées de pétrole brut.

La plus forte part des réserves totales se trouve en Europe et Eurasia, Middle East, En ce qui concerne les réserves prouvées, elles se situent pour 33.7% en Total en Europe et Eurasia, Middle East et 40.5%, les parts des autres régions étant toutes inférieures à 25%. (Voire FIG- I -1)

Par comparaison avec le pétrole brut, dont les deux tiers des réserves prouvées se trouvent au Proche-Orient, le gaz naturel représente une diversification géographique des sources d'énergie dans le monde.

Après dix années de production, les réserves estimées ont encore augmenté de 32.8 TRILLION m<sup>3</sup> par rapport à celles du la fin de l'année 2000. L'augmentation est particulièrement importante dans les régions d'Europe et Eurasia, Middle East et l'Afrique.

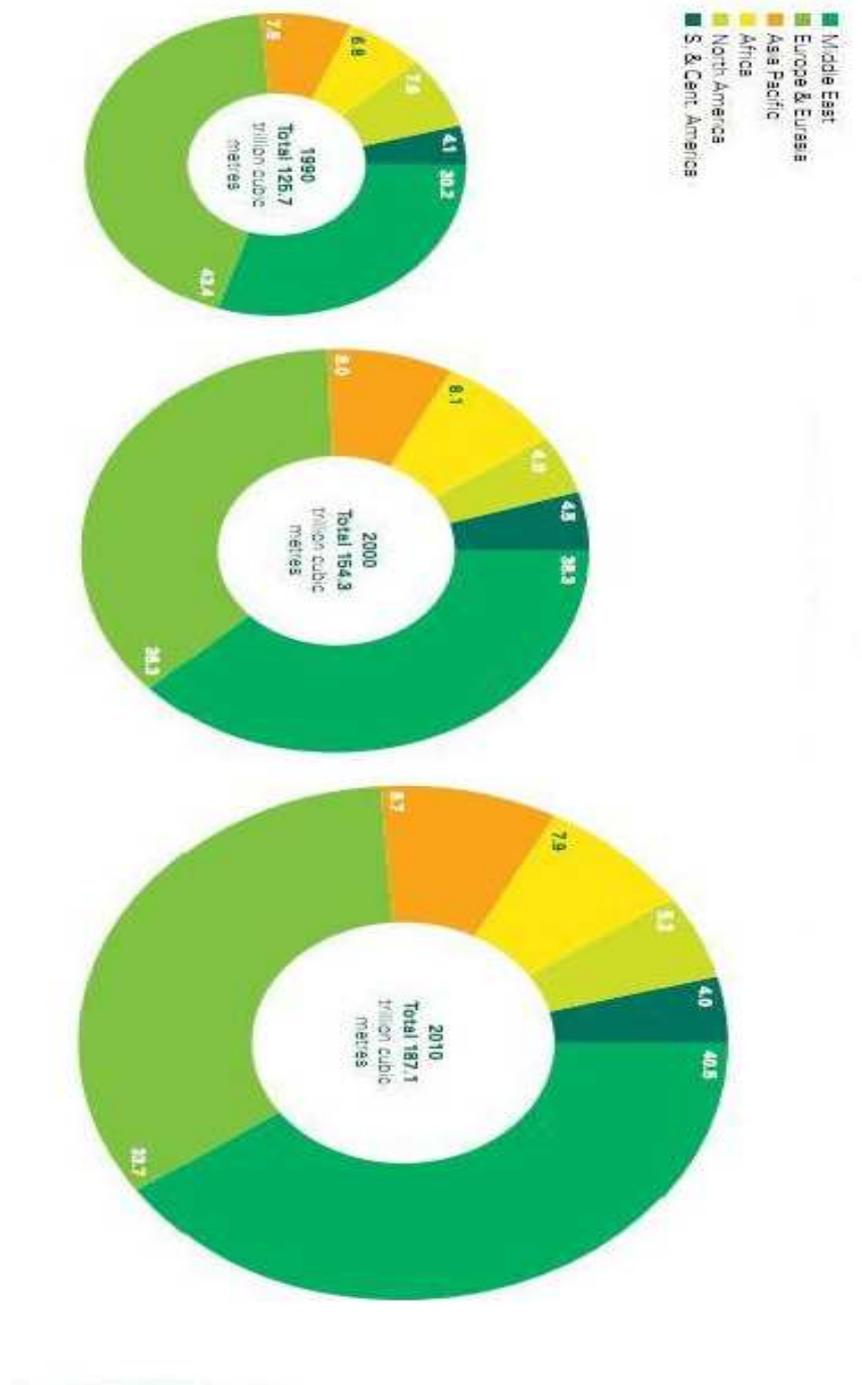


FIG. I-1 : répartition de gaz naturel dans le monde

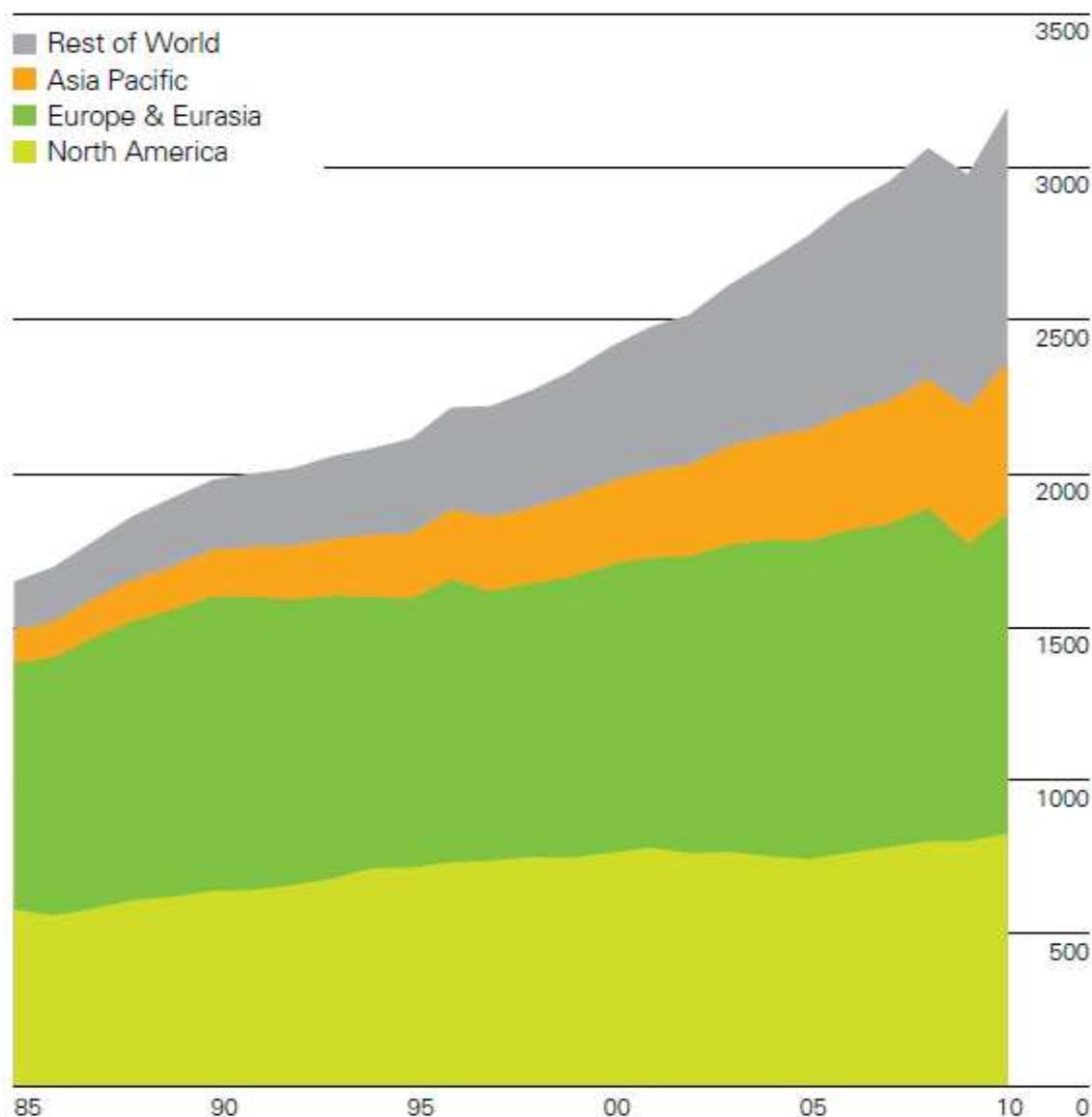
### **I-1-6-2 Production mondiale du gaz naturel**

Les principaux pays producteurs en 2010 étaient les Etats-Unis et la Fédération de Russie avec respectivement 19.3 % et 18.4 % de la production mondiale. D'autres Etats possède également une certaine importance telle que le Canada (5%), l'Iran (4.3%), Qatar (3.6%), Norvège (3.3%), China (3%), l'Algérie (2.5%), Saudia Arabie (2.6%), l'Indonésie (2.6%), Malaisie (2.1%).

Ces onze pays ont représenté à eux seuls plus de 66.7% de la production totale de gaz naturel à la fin de l'année 2010. A noter que l'Amérique du Nord, l'Europe et Eurasie produisent 58.6% de la production globale.

La production mondiale totale à la fin de 2010 était de 3193,3 milliards de mètres cubes en croissance de 7,3% par rapport à l'année précédente. Bien que la production ait augmenté dans toutes les régions, la croissance la plus rapide a été enregistrée au Moyen-Orient et en Afrique.

Entre 1990 et 2010, la production a progressé rapidement dans toutes les régions sauf en Europe & Eurasie et l'Amérique du nord. Une hausse de la production de gaz naturel dans le monde est anticipée en raison des projets d'exploration et d'expansion planifiée en prévision d'une demande future haussière, la figure ci-suivante représente la production de gaz naturel dans le monde. (Voire FIG- I-2.)



**FIG ( I-2) Production de gaz naturel en milliards de mètres cubes sur la période 1985-2010.**

### I-1-7 Le gaz naturel en Algérie

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

A la fin de 1953, plusieurs campagnes 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 les 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.

- 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 300.10<sup>6</sup> 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. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.).

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 trans-méditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie et l'Espagne via la Tunisie. [2] (voire FIG I.3)

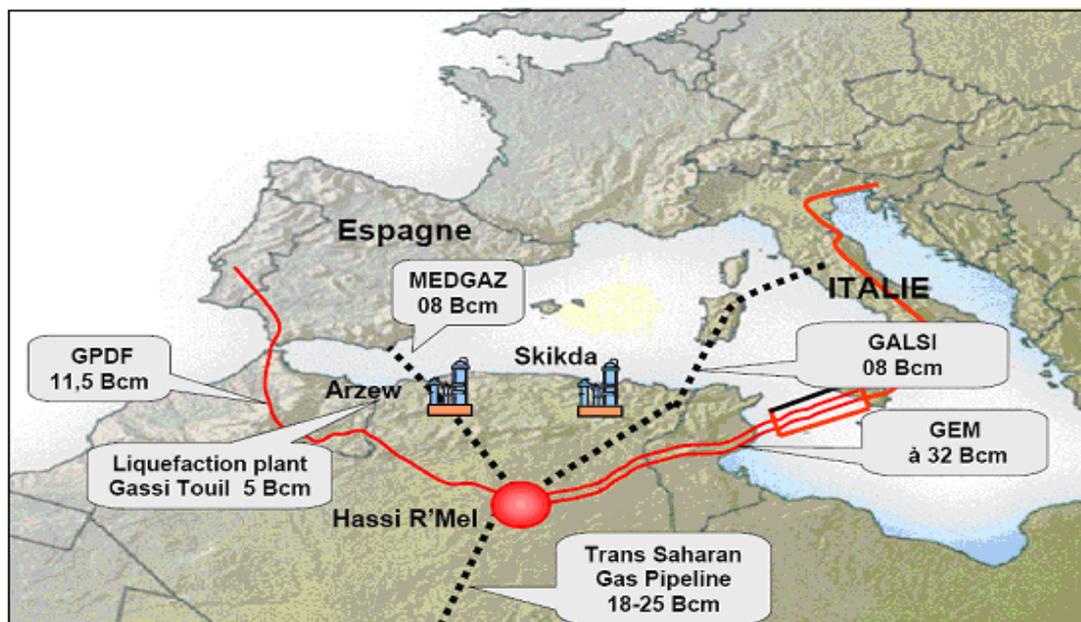


FIG (I-3) Les voies d'exportations gazières algériennes

### I-1-7-1 Richesse Algérienne en gaz naturel

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de Hassi R'Mel, qui est le plus grand à l'échelle nationale et celui de Ain-Salah qui était exploité en 2002. A la fin de l'année 2010, L'Algérie est placée au dixième rang, en possédant 2.4% environ des réserves mondiales.

L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80.4 milliards m<sup>3</sup> de Production en 2010.

### I-1-7-2 Les réserves gazier en Algérie

A la fin de l'année 2010 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4.5.10<sup>9</sup>m<sup>3</sup>. Au cours des dix dernières années les bassins de Berkine et d'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevées dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%.

Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'Oued Mya ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoun et Hassi Messaoud.

## I-2 généralité sur le GPL

### I-2-1 Définition des GPL

Le GPL (gaz du pétrole liquéfié) est un mélange gazeux constitue essentiellement de propane (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>), et de butane (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>), et un peu de traces de méthane (CH<sub>4</sub>), de l'éthane (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) et le pentane (C<sub>5</sub> H<sub>12</sub>).

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, stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition molaire du GPL est variable selon leur source.

**Tableau (I-2) Composition molaire du GPL**

LES COMPOSANTS DU GPL	% MOLLAIRE
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

### I-2-2 Les sources des GPL

Le GPL est obtenu principalement :

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

### I-2-3 Les caractéristiques générales des GPL

- ◆ **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthyl sulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fin des commercialisations.
- ◆ **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.
- ◆ **Dilatation** : à 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).
- ◆ **Densité** : aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus lourds que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple :  
A 38°C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commerciale.  
  
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
- ◆ **Température d'ébullition** : a la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C, celle de butane est de -6°C.
- ◆ **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).
- ◆ **Impuretés** : le plus important est les soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse, ainsi l'eau l'un des impuretés importants.
- ◆ Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivres et ces alliages ou l'aluminium.
- ◆ Le GPL n'est 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 phase liquide ou gazeux.

### I-2-4 Spécifications des GPL de Hassi R'mel

Cette fraction doit répondre aux spécifications :

-Teneur en  $C_2^- \leq 3\%$  molaire.

-Teneur en  $C_5^+ \leq 0.4\%$  molaire.

### I-2-5 Domaines d'utilisation du GPL

#### ➤ Le GPL comme carburant

La combustion du GPL est assez propre, elle ne produit pas de suies, peu de monoxyde de carbone, relativement peu d'hydrocarbures imbrûlés, et assez peu de dioxyde de carbone, par rapport aux autres carburants et combustibles dérivés du pétrole. Par ailleurs, les hydrocarbures imbrûlés issus de la combustion du GPL sont des chaînes carbonées courtes, donc moins toxiques que leurs homologues issus de l'essence, du gasoil, ou du fuel.

C'est un carburant qui préserve les performances du véhicule et réduit même l'usure du moteur.

Le GPL représente près de 60% du parc « essence » en Hollande, plus de 30% en Italie, de 40 à 60% aux Etats-Unis et au Canada.

L'utilisation du GPL en Algérie reste très faible puisque seulement 120.000 véhicules ont été convertie au Gaz de pétrole liquéfié.

Les experts s'expliquent mal le fait que l'Algérie qui est productrice de GPL/C, a un secteur des transports qui dépend à 96% des hydrocarbures liquides. « Le transport consomme aujourd'hui près de 2/3 de la consommation finale des produits pétroliers, alors que la consommation du GPL/C ne représente qu'une infime partie ».

Les prévisionnistes affirment que si l'Algérie continue à utiliser davantage le gasoil et l'essence au détriment du GPL, elle sera contrainte à terme d'importer le carburant diesel pour répondre aux besoins de plus en plus croissants du marché.

En Europe, les ventes comme carburant (50 % butane - 50 % propane) sont concentrées à 90 % en Italie (1 million de véhicules) et aux Pays-Bas (500 000 véhicules soit 8 % du parc).

En France, en 2004, 180 000 véhicules légers et 135 bus utilisent le GPL comme carburant avec une consommation de 151 000 t.

Au Japon, 250 000 taxis de Tokyo utilisent le GPL.

Tableau (I-3) Utilisations de GPL en France et dans le monde

Utilisations de GPL	Monde	France
Résidentiel et tertiaire	50 %	57%
Chimie et raffinage	35 %	13%
Carburant	6 %	9 %
Agriculture	2 %	17 %
Autres industries	7 %	4%

### ➤ Le GPL dans la pétrochimie

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10 %. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines.

Le butane et le propane qui ont obtenu par la séparation du GPL utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et le propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb, il ainsi utilisé comme charge des unités d'alcoylation Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldéhyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

### ➤ Le GPL dans la production d'électricité

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

### ➤ Le GPL dans les ménages

Le butane et le propane qui sont obtenu 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.

Le propane est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

### ➤ Le GPL dans la climatisation

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) gras à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid.

### ➤ Le GPL dans L'agriculture

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certain culture sous-serre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme

particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.).

## I-2-6 Le GPL dans le monde

### I-2-6-1 La production mondiale du GPL

La production mondiale en 2004, a atteint 213 millions de t. La production mondiale du GPL croît à un rythme de 5% par an. 60 % de la production mondiale provient du gaz naturel, 40 % du raffinage du pétrole brut (1 t de pétrole donne de 20 à 30 kg de GPL).

Au Moyen Orient, la production des GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. Auparavant, ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Cette région est actuellement la principale source d'exportation de GPL dans le monde.

En Algérie et en Afrique du Nord, où les GPL sont surtout récupérés à partir du gaz naturel dans les unités de liquéfaction.

La production des raffineries assure le complément, le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation atmosphérique du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

Le propane et le butane commerciaux 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.

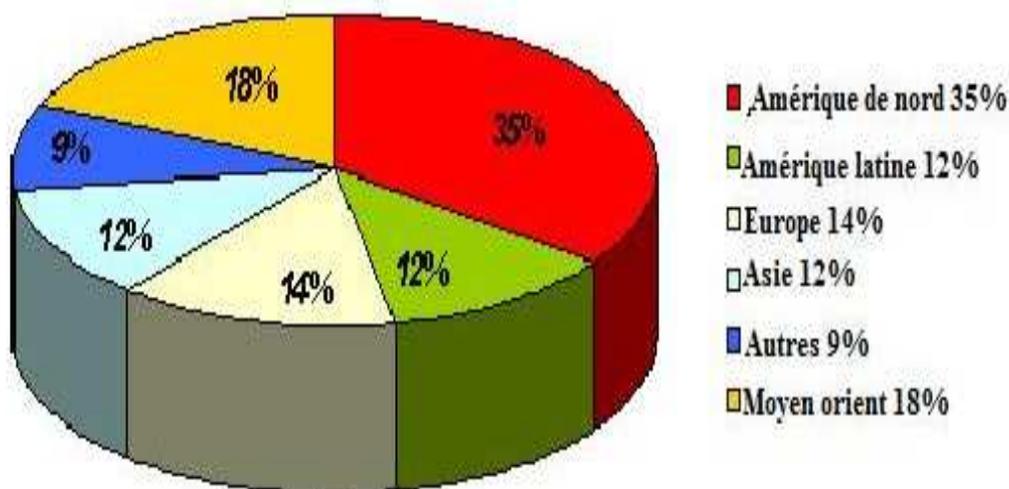


FIG (I-3) l'offre mondiale de GPL

### **I-2-6-2 La consommation mondiale en GPL**

Actuellement, les GPL représentent 2% de la consommation énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant 170 MT en 2000.

Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (18%) et de la pétrochimie (43%) aux Etats-Unis, la demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs.

Le secteur résidentiel et commercial constitue la plus grande part du marché des principaux consommateurs, soit 42% de la demande totale en 1995.

En raison de la pénétration du gaz naturel, ce secteur se stabilise dans les pays occidentaux : Amérique, Europe de l'Ouest.

Les secteurs de transports et de la pétrochimie sont appelés à se développer dans le futur.

Dans le secteur pétrochimique, l'Amérique du nord et l'Europe de l'Ouest dominent la consommation mondiale du GPL (78% en 1995).

Au Moyen Orient et en Europe de l'Est, une des fortes perspectives de développement de ce secteur avec des taux de croissance de 23 % et 18% en 1985 et 2000 respectivement.

Pour le secteur de transport, la consommation du GPL reste relativement modeste comparativement aux secteurs (6% en moyenne).

### **I-2-7 Le GPL en Algérie**

#### **I-2-7-1 La production nationale du GPL**

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très important, sa production suivit 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 connue un développement rapide.

Le niveau de l'offre nationale 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, et de 12,5 millions de tonnes en 2006 lorsque les projets développés sont 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.
- 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

### **I-2-7-2 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'entassement en 1980 par 29 centres en fûts portant la capacité de 1,2 millions de tonnes/an en une équipe, soit l'équivalent de 43 centres en fûts implantés à travers l'ensemble du territoire national.

La consommation est passée de 148.000 tonnes en 1970 (11kg / habitant) et à 720.000 tonnes en 1975 (38kg/habitant) pour atteindre 1,4 millions de tonnes en 1996 (51 kg/habitant). [3]

### **I-2-7-3 Exportation du GPL**

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005, 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane.

Méditerranée : 80% (France, Italie, Espagne, Portugal, Maroc, Turquie, Egypte, Liban, Tunisie, Syrie).

USA : 14%

Amérique latine : 3% (Brésil, Mexique, Equateur, Guatemala, Porto Rico)

Asie : 2% (Corée, Chine, Japon, Singapour, Australie)

Europe du Nord : 1% (Hollande, Suède, Belgique, Finlande, Angleterre).

## **I-3 généralité sur le condensat**

### **I-3-1 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-3-2 Caractéristiques du Condensât**

Les principales caractéristiques du condensât sont :

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

- **Poids spécifique** : Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.
- **Point d'éclaire** : Son point d'éclaire est inférieure à  $-40^{\circ}\text{C}$ .
- **Limites d'inflammabilités** : Il est très inflammable, car il a un point d'éclaire inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6% (dans l'air).
- **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. [4]
- **Explosivité et d'inflammabilités** : Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, présente un danger d'inflammation ou 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 répendant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air. [5]

- **Toxicité physiologique** : Les vapeurs du condensât sont toxique. 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, elle ne peut pas causer des symptômes heures d'inhalation. [5]

- **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-3-3 Domaines d'utilisation du Condensât

La particularité du condensât résidu 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 craquer.

#### I-3-3-1 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-3-3-2 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 est 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-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique. [4]

**CHAPITRE II**  
**Présentation De complexe De**  
**Hassi R'mel**

## **II-PRESENTATION DU COMPLEXE DE HASSI R'MEL**

### **II-1 Description de la région de Hassi R'mel**

Hassi R'mèl, porte du désert se trouve à 550 Km au sud de la capitale à une altitude moyenne de 760 m, il se situe sur un vaste plateau rocailleux ou ne pousse qu'une faible végétation composée.

Le champ de Hassi-R'mel est une vaste étendue de 3500 Km<sup>2</sup> (70 Km de long sur 50 Km de large).

Le climat est caractérisé par une faible pluviométrie (140 mm/an), une humidité de 19% en été et de 34% en hiver en moyenne. Les températures varient de -5°C en hiver à 45°C en été, et les vents dominants sont de direction nord ouest pouvant atteindre des vitesses de 100 km/h.

Les études du gisement ont prouvé que le réservoir contenait du gaz, du condensât et du GPL, les richesses initiales étaient de 200 g/m<sup>3</sup> pour le condensât et de 80 g/m<sup>3</sup> pour le GPL.

D'autres études ont mis en évidence la présence du pétrole brut tout au tour du gisement, mais plus particulièrement dans les parties « Est » et « Sud » du champ. On parle ainsi de présence d'anneau d'huile (pétrole brut).

### **II-2 Historique du développement de champ de Hassi R'mel**

La première compagnie intéressant la région a eu lieu en 1951, le forage du premier puits d'exploitation a eu lieu en 1952 à quelques Km de BERRIANE. Dans le champ de Hassi-R'mel, le premier puit HR1 a été foré en 1956 sous le sommet de l'anticlinal que constitue le gisement de Hassi-R'mel. Ce puit a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât dans le trias gréseux à une pression de 310 ATM et 90°C. La profondeur atteinte est de 2332m, révélant la présence d'un réservoir de gaz humide.

#### **Réservoir A**

S'étend sur tout le champ de Hassi-R'mel, son épaisseur varie sur l'ensemble du champ de 15 à 30m. Ses caractéristiques sont :

- Porosité : 15%
- Perméabilité : 270.10<sup>-3</sup> Darcys.
- Teneur en eau : 24%

### Réservoir B

Il est limité à la zone centrale et la zone nord du champ. Ses caractéristiques sont :

- Porosité : 15%
- Perméabilité :  $250.10^{-3}$  Darcys
- Teneur en eau: 28%

### Réservoir C

Il s'étend sur la majeure partie du champ sauf la zone sud, c'est le plus épais des trois niveaux et le plus important. Ses caractéristiques sont :

- Porosité : 08%
- Perméabilité :  $800.10^{-3}$  Darcys.
- Teneur en eau : 13%.

### - Développement du champ de Hassi-R'mel

Le développement de Hassi-Rmel s'est trouvé étroitement lié au développement de l'industrie du gaz dans le monde et les importantes réserves recelées par ce gisement, plus de 2000 milliards de  $m^3$  ont constitué un atout important pour lancer une politique d'industrie gazière de grande envergure pour le pays.

Des étapes importantes ont marqué le développement du champ de Hassi-R'mel :

- **De 1957-1960:** furent forés huit autres puits pour la délimitation du gisement et l'évaluation des réserves estimées initialement à 2 800 milliards de  $m^3$ , sous une superficie de 3500 kilomètres carrés.
- **1961 :** Mise en exploitation de 02 unités de traitement de gaz d'une capacité de 1.3 milliards de  $m^3$  par an.
- **1969 :** Mise en exploitation de 04 unités supplémentaires pour augmenter la capacité à 4 milliards  $m^3$  par an.
- **Le 24-02-1971 :** Nationalisation historique des hydrocarbures qui permet l'augmentation de la capacité de traitement de Hassi R'mel à 14 milliards de  $m^3$  par an.
- **1975 : SONATRACH :** met en œuvre un plan directeur de développement pour augmenter la capacité de production à 94 milliards de  $m^3$  par an et maximiser la récupération des hydrocarbures liquides par un recyclage partiel du gaz.

La réalisation de ces objectifs a nécessité la mise en œuvre de :

1. Quatre usines de traitement de gaz de capacité nominale unitaire de  $20.10^9 \text{Sm}^3/\text{an}$  de gaz sec nommées modules (1-2 -3-4).
2. Deux stations de réinjections de gaz de capacité nominale unitaire de 30 milliards de  $\text{m}^3/\text{an}$  de gaz sec (station nord et sud).
3. Un centre de stockage et de transfert du condensât et du GPL (CSTF) avec une capacité de  $80\,000 \text{m}^3$  de GPL et  $285\,000 \text{m}^3$  de condensât.
4. Pose d'un réseau de collecte de plus de 2 000 Km.
5. Construction d'un réseau routier de plus de 400 Km pour desservir les puits et les installations de surface.

● **1985** : Réalisation et mise en œuvre de l'usine des communs pour récupérer les gaz moyenne et basse pression et produire le GPL à partir des modules 0 et 1.

● **Juin 1987** : Démarrage du centre de traitement de gaz CTG/Djebel-Bissa d'une capacité de 1,4 milliards  $\text{m}^3$  par an.

● **Avril 1999** : Démarrage de la Station de récupération des gaz associés (SRGA) d'une capacité de 1,4 milliards  $\text{m}^3$  par an.

● **Janvier 2000** : Démarrage du centre de traitement de gaz CTG/HR-Sud d'une capacité de 2,4 milliards  $\text{m}^3$  par an.

● **2003** : Réalisation du projet Boosting qui est sensé d'augmenter la pression d'entrée des modules dans le but est de maximiser la récupération des liquides.

Actuellement la capacité totale de traitement est de 98 milliards  $\text{m}^3$  par an.

Le développement final du champ de Hassi R'mel a permis d'atteindre les capacités de production suivantes :

- 100 milliards de  $\text{m}^3$  de gaz /an.
- 12 milliards de tonnes de condensât /an.
- 2.5 millions de tonnes de GPL /an.
- 700 milles tonnes de pétrole brut /an.

### **II-3 Installations gazières à Hassi-R'mel**

Plan d'ensemble des installations gazières implantées sur le champ de Hassi-R'mel est élaboré de façon à avoir une exploitation rationnelle du gisement et pouvoir récupérer le maximum de liquide. (Voir FIG. II-1)

Les installations mise en œuvre sont comme suit :

➤ **SECTEUR CENTRE**

- ❑ Module 0
- ❑ Module 1
- ❑ Module 4
- ❑ CSTF
- ❑ CNDG
- ❑ SBC (Station BOOSTING Centre).

➤ **SECTEUR NORD**

- ❑ Module3
- ❑ Station de compression (SCS)
- ❑ SBN (Station BOOSTING Nord)

➤ **SECTEUR SUD**

- ❑ Module 2
- ❑ Station de compression (SCS)
- ❑ Djebel-Bessa
- ❑ HR sud
- ❑ SBS (Station BOOSTING Sud)

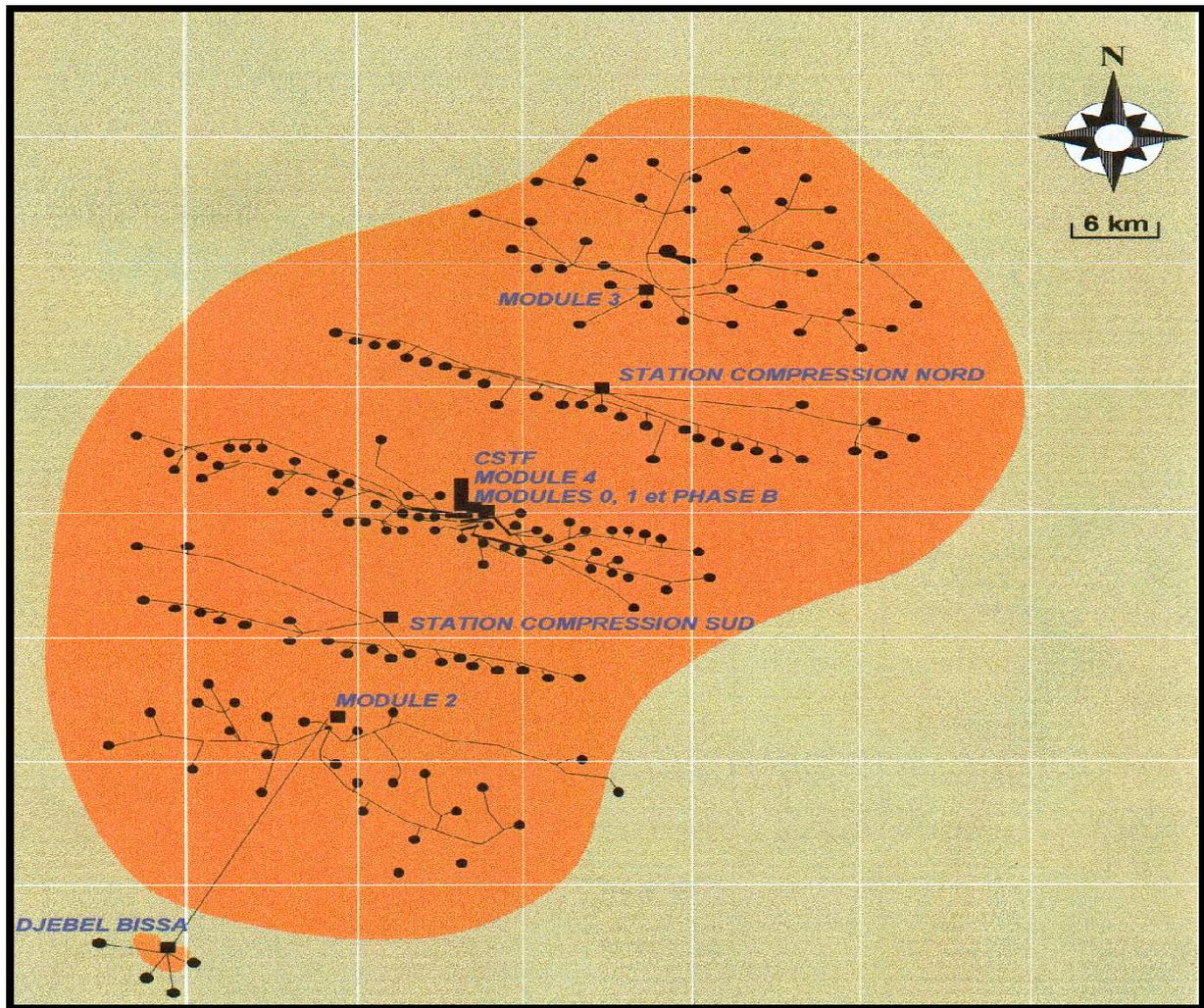


FIG ( II-1) Le champ de Hassi-R'mel

## II-4 Les activités du champ de Hassi R'mel

### II-4-1 Les modules

C'est le diminutif de « module processing plant » qui désigne une unité de traitement. Il est constitué d'un ensemble d'équipements conçus et réalisés pour permettre un traitement spécifique du gaz, condensât et GPL, conformément à un procédé approprié et répondant aux spécifications commerciales.

Cinq modules sont implantés à Hassi R'mel. Quatre ont une capacité unitaire de 60 millions de  $m^3$  /jour. Le cinquième est le module « 0 » qui a une capacité de 30 millions /jour.

Un sixième module dessert le petit gisement de « Djebel Bissa », en rapport avec sa capacité modeste de 6 millions de  $m^3$ /jour. Il est désigné par l'appellation de centre de traitement de gaz.

Les modules de traitement de gaz sont reliés pour le stockage des liquides au centre de stockage CSTF.

#### **II-4-2 Station récupérations des gaz associés (SRGA)**

C'est une unité qui a démarré le 13 avril 1999 avec une capacité de 4000 m<sup>3</sup>/jour design. Elle comporte quatre turbocompresseurs avec une capacité unitaire de 1 million de m<sup>3</sup>/jour.

#### **II-4-3 Centre de stockage et de transfert par facilité (CSTF)**

Le condensât et le GPL, produits par tous les modules sont acheminés vers le centre de stockage et de transfert (CSTF) qui se trouve dans la zone centrale de Hassi R'Mel, ils sont débarrassés des éventuelles quantités d'eau résiduelle et comptabilisée avant d'être expédié vers SP4 puis vers Arzew.

Le CSTF comprend trois bacs de 35000m<sup>3</sup> et quatre bacs de 45000m<sup>3</sup> chacune pour le stockage du condensât, douze sphères de 7000m<sup>3</sup> chacune pour le stockage du GPL. Les vapeurs formées dans les sphères, sous l'effet de la température ambiante sont comprimées par des turbocompresseurs, condensées puis remises dans le stockage pour éviter le boil-off et l'envoi du GPL vers torche.

#### **II-4-4 Le Centre national de dispatching gaz (CNDG)**

Il est constitué d'un ensemble d'installations « pipelines, vannes automatiques, équipements de régulation, équipements de comptage ; etc. » commandées à partir d'une salle de contrôle et qui permettent la récupération de tout le gaz produit dans le sud Algérien et à Hassi R'mel et sa répartition vers les différents destinataires.

- Les centrales de production d'électricité.
- Les usines de liquéfaction du GN à Arzew et Skikda.
- Les gazoducs desservant l'Italie via la Tunisie.
- Les gazoducs desservant l'Espagne via le Maroc.
- Les stations de compression et de réinjection de gaz dans les gisements de Hassi R'mel.
- La consommation domestique et industrielle du pays.

#### **II-4-5 Station Boosting**

L'historique de production montre une baisse de pression du gisement conformément au programme de soutirage. Les unités de traitement de gaz sont conçues pour fonctionner à une pression minimale de 100 bars à l'entrée. Tenant compte de ces deux paramètres, le Boosting est une nécessité incontournable.

Compte tenu du profil de soutirage considéré, l'échéance Boosting a été repoussée à 2003, moyennant les actions suivantes :

- Forage de puits additionnels,
- Mise en exploitation du collecteur W8 sur le Module 3, 4
- Modification sur le réseau de collecte existant.

Le projet consiste en la réalisation :

D'un forage de 59 puits répartis sur les trois zones: Centre, Nord et Sud. Ce chiffre 59 a été optimisé par modèle.

D'un nouveau réseau de collectes et la modification du réseau de collectes existant pour le rendre compatible avec les nouveaux paramètres de service des modules à partir de l'année 2003.

Trois stations boosting implantées au niveau du Module 2, du Module 3 et de la zone centrale regroupant les Modules 0, 1 et 4.

#### **II-4-6 La station compression**

Le but de réinjection le gaz sec au niveau du gisement pour le maintient de pression afin de récupérer le maximum des liquides (GPL et condensant). La capacité de réinjections de chaque unité des deux stations de compressions nord et sud est de 90 millions standard de m<sup>3</sup>/jour.

#### **II-5 Technique de traitement de gaz naturel**

Dans le champ de Hassi R'mel deux procédés son mis en œuvre :

##### **II-5-1 Procédé PRITCHARD**

Utilisé dans le module 0 et1, il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre enfin de cycle une température voisine à -23°C.

##### **II-5-2 Procédé HUDSON**

Utilisé dans les modules 2,3, et 4, il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par séries de détentes complètes.

Une détente au niveau de la vanne JOULE THOMSON qui permet d'atteindre une température de -15°C et une autre détente au niveau d'une machine dynamique appelée « TURBO- EXPENDER » où on aura une température de -35°C, ce dernier est plus performant car il nous permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides et dispose d'un système de refroidissement autonome.

# **CHAPITRE III**

## **Présentation**

### **De Module 0**

### III : PRESENTATION DE MODULE « 0 »

#### III-1- Procédés de traitement de gaz du module « 0 »

##### III-1-1 Capacité

Le module « 0 » est conçu pour la production de 30 millions de standard mètre cubes par jour de gaz de vente, la récupération de 5752 tonnes par jour de condensât et 1155 tonnes par jour de GPL à une pression d'alimentation en gaz brut de 140 bars.

Actuellement avec la chute de la pression d'alimentation à 83 bars, les installations permettront la récupération de 2300 tonnes par jour de condensât, 630 tonnes par jour de GPL et 30 millions de standard m<sup>3</sup> de gaz de vente.

##### III-1-2 Composition de la charge d'alimentation

16 puits producteurs envoient leurs gaz à travers les 3 collecteurs pour arriver aux deux Manifolds sud et Ouest qui alimentent à leur tour le module. La composition et les caractéristiques du gaz brut sont les suivantes :

N <sup>0</sup>	COMPOSANTS	FORMULE	FRACTION (MOLAIRE)
1-	Anhydride carbonique	CO <sub>2</sub>	0.20
2-	Azote	N <sub>2</sub>	5.56
3-	Méthane	CH <sub>4</sub>	78.36
4-	Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7.42
5-	Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.88
6-	i-butane	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.62
7-	n-butane	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.10
8-	i-pentane	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.36
9-	n-pentane	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.48
10-	Hexane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.59
11-	Heptane	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0.59
12-	Octane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0.45
13-	Nonane	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0.37
14-	Décane	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0.27
15-	Undécane	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0.21
16-	Dodécane	C <sub>12</sub> <sup>+</sup>	0.57
total	/	/	100.0

Teneur en eau saturé à 310 kg/cm<sup>2</sup> et 90°C.

Pression : 140 bars effectifs max.

100 bars effectifs min

Température : 65°C max.

45°C min.

### III-1-3 Description du procédé

Le procédé "PRITCHARD" basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes simples avec en plus l'utilisation de propane comme réfrigérant pour atteindre en fin de cycle des températures voisine de -23°C.

#### a- Zone de séparation de condensât

Le gaz brut provenant des puits de gaz pénètre dans les installations sous forme d'un mélange bi phasique. Il est distribué par le diffuseur V-1001 aux six chaînes parallèles de séparation de condensât. Ensuite il se dirige vers le séparateur V-1101 à travers successivement la vanne à fermeture rapide UASV-1101 et la vanne régulatrice de pression PCV-1114.

Les liquides provenant de V-1101 sont détendus adiabatique ment dans le V-1004/ABCD jusqu'à 86 bars. La PCV1021 détendra l'excédent de gaz dans le cas ou la pression dépasse 90 bars. Le niveau dans le V-1101 est régulé par la vanne LCV-1101 et la PCV-1004 assuré la distribution de la charge des V-1004/ABCD.

Les vapeurs des V-1004/ABCD sont envoyés dans les séparateurs froids V-1203 et V-1303, alors que les liquides sont détendus adiabatique ment dans le séparateur tri phasique V-1012/ABC jusqu'à 30 bars.

L'eau est drainée vers le borbier par l'intermédiaire de la LCV-1009, les hydrocarbures vapeurs sont envoyés vers le ballon tampon V-401 à travers la PCV-1022 et les hydrocarbures liquides seront dirigés vers l'échangeur E-411 à travers la LCV-1008 avant de rejoindre le V-401.

Les vapeurs venues de séparateur V-1001 sont simultanément séchés et refroidies dans l'échangeur gaz/gaz HE-1101/ABCD, l'échangeur gaz/liquide HE-1102 et le chiller E-401 utilisant le propane comme agent réfrigérant, les vapeurs sont ensuite détendus adiabaticquement à environ 82 bars et -13°C dans la vanne Joule Thomson PCV-1117 avant de rejoindre le séparateur froid V-1103 à travers le piège à hydrates V-1102.

Le séchage du gaz brut s'effectué par l'injection d'une solution de diéthylène glycol dans la plaque tubulaire d'entrée de chaque échangeur afin d'éviter la formation d'hydrates.

Le gaz provenant du séparateur froid V-1103 refroidi à contre courant le gaz brut dans le HE-1101/ABCD coté calandre et il passe à travers la vanne de contrôle de débit FRCV-1102 pour rejoindre le gaz des autres unités avant d'entrer dans le Manifold de sortie comme gaz de vente à une température de 60°C et une pression de 71 kg/cm<sup>2</sup>.

La température du V-1103 est contrôlée par la TCV-1101 qui by-pass une partie du gaz provenant du séparateur froid sur les échangeurs gaz/gaz HE-1101/ABCD coté calandre.

Les hydrocarbures liquides et le glycol sortent du fond de V-1103 à travers la vanne LCV-1105 pour traverser l'échangeur HE-1102 coté calandre et l'échangeur E-411 avant de rejoindre les séparateurs tri-phasiques de glycol V-1009/ABC.

La PCV-1025 assure la répartition des charges sur les V-1009/ABC et la PCV-1023 maintiennent une contre pression de 28 bars et permet au gaz de s'échapper vers le ballon tampon V-401.

Les hydrocarbures liquides des V-1009/ABCD s'écoulent vers le V-401 par l'intermédiaire de la LCV-1007.

Le glycol hydraté sort des V-1009/ABC par la vanne LCV-1006 au bac T-3001 et puis vers le ballon B-2401. (Voir FIG.III-1)

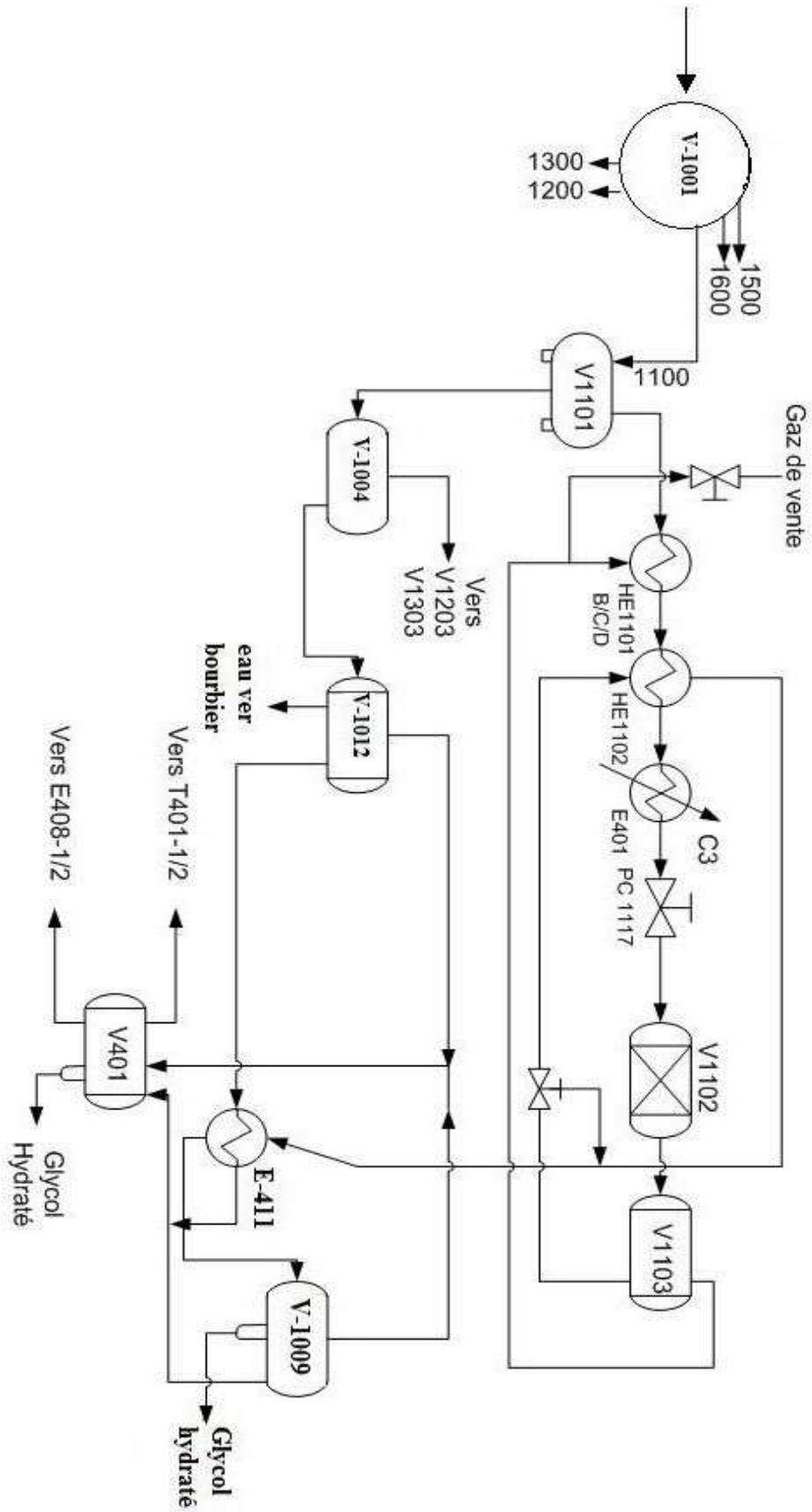


FIG.III-1 ZONE DE SEPARATION DE CONDENSAT

**b- Zone de stabilisation du condensât et récupération du GPL**

Cette zone a pour but de stabiliser le condensât et de produire le GPL à partir des liquides récupérés du gaz brut dans la zone de séparation du condensât.

Les hydrocarbures liquides provenant du ballon tampon d'alimentation sont dirigés vers le plateau 18 du dééthaniseur après avoir préchauffés dans l'échangeur E-408. Les vapeurs provenant du même ballon tampon d'alimentation sont directement dirigées vers le plateau 18 du dééthaniseur T-401.

Les  $C_3^+$  sont absorbés par l'huile pauvre dans la zone d'absorption du dééthaniseur T-401. L'huile pauvre est d'abord refroidie dans le chiller (l'échangeur de chaleur) et en suite dans l'échangeur E-405 avant d'entrer en tête du dééthaniseur, le flux latéral de la tête du dééthaniseur T-401 est obtenu dans le chiller E-406.

Lorsque un niveau s'est établi dans le fond du T-401, le liquide est dirigé vers le débutaniseur T-402 passant par le côté calandre du E-409 lorsque un niveau s'est établi dans le fond du T-402, le liquide est dirigé vers le V-403 passant par E-409 côté tube, E-402 côté tube, E-408 côté tube et aéro-réfrigérant de condensât E-403.

Le liquide récupéré dans le V-403 pendant le démarrage est dirigé vers l'installation de stockage de condensât off-spec via le V-409. Lorsque des niveaux se sont établis dans T-401 et T-402, les rebouilleurs H-401 et H-402 sont allumés pour produire des vapeurs pour T-401 et T-402 respectivement.

Les vapeurs provenant de T-401 et T-402 sont dirigées vers la torche via les vannes de contrôle de la pression, le réchauffage de T-401 et T-402 étant réalisé, la circulation d'huile d'absorption est établie par les P-403A/B qui pompent le liquide du V-403 vers le T-401 via E-404 et E-405.

Le refroidissement au propane dans E-404 et E-405 est mis en service lorsqu'il est nécessaire de maintenir des températures adéquates dans la section supérieure du T-401, la boucle de reflux intermédiaire constituée par P-402A/B et E-406 est mis en service lorsque un niveau suffisant s'est établi dans le plateau de cheminé du T-401.

Le système de refroidissement au propane dans E-406 est mis en service lorsqu'il est requis pour maintenir une température adéquate dans le T-401, les températures normales sont établies dans T-401 et T-402 en renforçant le chauffage dans H-401 et H-402 respectivement, la boucle de rebouilleur latéral E-402 est mise en service pour fournir de la chaleur supplémentaire au T-401, lorsque le liquide s'accumule dans le ballon de reflux est envoyé vers le T-402 via les P-405A/B, le liquide de tête provenant du T-402 excédant la quantité requise pour le reflux est dirigé vers le stockage de GPL off-spec au Module 4.

La charge est introduite dans le T-401 à partir du V-401 et le débit de la charge a augmenté progressivement à 75% du débit de calcul lorsque l'exploitation de la colonne s'est stabilisée dans les conditions normales.

Le condensât stabilisé et le GPL sont dirigés vers les réservoirs on-spec lorsque ces produits sont devenus conformes aux spécifications.

Après la pressurisation du circuit de vapeurs de tête de déséthaniseur (contacteur glycol/gaz T-340 et ballon d'aspiration V-308) avec les vapeurs de tête de déséthaniseur faite à la demande des installations communes, les vapeurs de tête sortant du T-401 sont dirigées graduellement vers le circuit de vapeurs de tête de dééthaniseur et de débutaniseur et puis sont torchées via le V-308.

Lorsque les vapeurs de tête de déséthaniseur sont devenues conformes aux spécifications, les C-302AouB se mettent en marche et les vapeurs sont dirigées partiellement vers le pipeline de gaz de vent du Module 0.

Lorsque les zones de stabilisation du condensât et de récupération du GPL du train 1 s'est mise en ligne, amener le débit de l'usine de 75% à 100% des conditions de calcul. (Voir FIG.III-2)



### **c- Zone de régénération de glycol**

Cette section comprend 04 unités, trois semblables (2100, 2400). La PK-420 et la PK-440 qui se différencient du point de vue processus, mais ils ont le même principe de fonctionnement en ramenant le Glycol d'une concentration de 70% à une autre de 80% avec élimination d'une quantité d'eau.

Le Glycol hydraté venant du ballon B-2401 via le T-3001 avec la pompe P-2403 est chauffé dans un premier échangeur jusqu'à une température moyenne de 65°C, alimente ensuite la colonne de séparation l'eau de Glycol au-dessus d'un rebouilleur ou concentrateur à fuel gaz qui fournit une température de 118°C, à cette valeur on peut chasser la quantité d'eau afin d'augmenter la concentration du Glycol.

La colonne est munie d'un système de reflux de tête avec un aérocondenseur et un ballon de reflux pour récupérer les pertes de Glycol en tête et aussi pour assurer un gradient de température le long de la colonne.

Le Glycol Régénéré au fond du concentrateur est refroidi dans l'échangeur coté tube contre courant avec le Glycol hydraté, ensuite envoyé au stockage dans le T-2253, ce dernier qui fournit le Glycol à 80°C de concentration aux unités de traitement de gaz avec les pompes P-2025, P-2027, P-2035, P-2036, P-2037 à une pression supérieure à la pression de service des unités de 150 bars, le reste rejoint le T-2253 avec la régulation de la vanne PIC-19.

Il y a une exception pour l'unité PK440 où le système de reflux n'utilise pas l'aéro-réfrigérant et le ballon, mais la charge elle-même est utilisée comme reflux dans un serpentin le long de la colonne avant de rejoindre l'échangeur et le concentrateur.

Toutes les purges de Glycol et l'excédent des chaudières rejoignent le ballon souterrain V-2002, ce dernier qu'on le vide chaque fois vers le T-2253 avec les pompes P-2013.

L'appoint en Glycol pur se fait suivant programme du T-2252 avec la pompe P-2252. Un contrôle permanent est fait pour le PH (acidité) afin d'éviter les problèmes de corrosion. Pour cela on fait des appoints en M.E.A suivant les analyses.

### **D- Zone de stockage de brut**

Cette section contient trois bacs de stockage T-3002, T-3003, T-3006 et les pompes d'expédition P-3003 A, B, C, D, P-3002 A, B, C, P-3001, P-2404. On reçoit le brut des « C T H » après stockage et temps de rétention l'eau est drainée du fond des bacs par la pompe P-2404 vers bourbier, ensuite on fait l'expédition vers les stations de pompage avec les pompes P-3003, P-3002, P-3001, en gardant toujours un volume bien déterminé dans les bacs de 18 mètres de hauteur total

## **III-2 Service de module 0**

Le module 0 comprend trois services principaux :

### **III-2-1 Service exploitation**

C'est le service essentiel, assure le bon fonctionnement de l'usine 24h/24h.

### **III-2 -2 Service sécurité**

La sécurité c'est la protection des vies humaines et de matériels contre toutes les sources dangereuses, elle se représente sous trois formes :

#### **1- Forme préventive**

Elle consiste à formuler les consignes préventives en informant les concernés sur les dangers ou risques aux quels ils sont exposés.

Parmi ces consignes figure l'obligation du port des effets e protection individuelle tels que le casque, les chaussures adaptées dans la zone où l'incident peut ce déclarer. Interdiction de fumer dans ces mêmes endroits.

#### **2- Forme active**

C'est l'intervention directe sur les lieux de l'incident, elle doit apporter au premier lieu les secours nécessaires aux personnes en danger puits minimiser et éventuellement éliminer l'incident s'il existe.

Le service de sécurité au niveau de module 0 dispose de moyen nécessaire de lutte anti-incendie à savoir :

#### **3- Les moyens mobiles**

Deux camions sont utilisés dans la lutte anti-incendie : l'un peut soit éjecter l'eau et l'émulseur pour produire la mousse pour couper le contact de l'air sur la surface des bacs de stockage ou bien éjecter l'eau seulement pour le refroidissement des équipements.

L'autre camion utilise la poudre comme moyen d'extinction.

#### **4-Les moyens fixes**

Parmi ces moyens on trouve le réseau d'eau anti-incendie alimenté à partir les trois réservoirs d'une capacité de 6000 m<sup>3</sup> ; extincteur bien repartis dans l'ensemble des unités.

On trouve aussi des systèmes anti-incendie à déclenchement automatique au CO<sub>2</sub>, au FM 200 suivant la nature des équipements à protéger.

#### **5-Surveillance**

Assurer le contrôle des accès à l'entrée et la sortie des usines et des bases de vie et suivi la circulation des personnels et des véhicules dans chacune d'elles pour éviter toute source de danger possible.

#### **\*Autorisation de travail**

Tout travail préventif ou curatif sur les installations est sujet à l'élaboration d'autorisation dûment signée par les responsables d'exploitation, de maintenance et de sécurité.

A cet effet chaque matin, une réunion se déroule dans le bureau du service exploitation ; elle regroupe les responsables des services de la maintenance, de

l'exploitation et de la sécurité pour programmer les travaux à effectuer et établir les autorisations de travail après avoir formulé les consignes à respecter.

### **III-2-3 Service maintenance**

Divise en trois sections :

Le module 0, comprend un bloc technico-administratif là où se trouve la direction maintenance.

Le service de maintenance est composé de trois sections possédant chacune son propre atelier :

- Section mécanique.
- Section électricité.
- Section instrumentation.

Ce service s'occupe de la maintenance des équipements de production c'est à dire, qu'il veille à ce que toutes les installations soient disponibles et opérationnelles.

L'usine MPP 0 fonctionne sans arrêt avec ses moyens, sauf pour les arrêts programmés des unités où, on fait appel aux services de maintenance centraux.

Pour assurer la maintenance des installations, les services maintenance sont structurés en trois sections :

#### **1-Section mécanique**

Elle s'occupe de la maintenance préventive et curative des machines tournantes de l'unité telles que les pompes, moteurs, les aéro-réfrigérants ainsi que les équipements statiques tels que les séparateurs, les échangeurs de chaleur, les colonnes de distillation etc....

#### **2- Section électricité**

Elle s'occupe de la maintenance préventive et curative des équipements électriques de l'unité tels que les moteurs les disjoncteurs, les transformateurs etc....

#### **3-Section instrumentation :**

Elle s'occupe de la maintenance préventive et curative des équipements et instruments des systèmes asservis de l'unité.

- Maintenance par ordinateur :

Chaque semaine le service méthode affiche par ordinateur une liste des ordres de travail préventive, cette liste doit être accomplie par le service maintenance (électricité, mécanique, instrumentation).

Après avoir effectuer le travail il faut remplir les résumés des travaux concernant des données sur les pièces de rechange, le coût, la durée et le nombre de personnes effectuant le travail pour avoir enfin des statistiques de service maintenance.

Le but principal de la maintenance par ordinateur est d'augmenter la maintenance préventive pour diminuer la maintenance curative.

L'usine MPP 0 fonctionne sans arrêt avec ses moyens, sauf pour les arrêts programmés des unités où, on fait appel aux services de maintenance centraux.

### **III-3 Organisation de module 0**

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

#### **III-3-1 Salle de contrôle**

En phase de démarrage, les vannes stratégiques de process et celles des machines tournantes possible sont actionnées manuellement ou automatique à partir de régulation en salle de contrôle pour assurer une évolution graduelle des différents paramètres (pression, température, débit...).c'est a partir de la salle de contrôle toutes l'instruction sont données aux opérateurs sur site se basant sur les indicateurs des instruments de mesures.

##### **III-3-1-1 Système de contrôle distribué(DCS)**

Le progrès technologique dans le monde de l'électronique et l'informatique a permis une évolution considérable dans le domaine de contrôle des procédés industriels.

Cette évolution et traduite par un changement dans les technologie de contrôle, passage de système pneumatique aux système analogique puis le numérique, de contrôle distribue qu'est le DCS et des systèmes a relais au système a base d'automates programmables.

##### **III-3-1-2 Evolution de système de contrôle**

Avant l'arrivé du DCS (Disting Control System),le contrôle des procédés a connu plusieurs génération de système :

###### **a-Contrôle manuel**

C'est l'opérateur qui ferme la boucle de contrôle en manœuvrant l'origine de commande.

###### **b-Régulateurs pneumatique locaux**

L'opérateur n'intervient pas directement sur l'organe de commande mais il donne un point de consigne au régulateur local sur cite.

###### **c-Régulation pneumatique centralisée**

L'opérateur conduit le procédé à partir de la salle de contrôle.

### **d-Régulateurs électrique analogique et numérique**

Le développement de l'électronique a conduit à la conception de régulateurs électriques à boucle simple et des capteurs pouvant transformé toute grandeur physique en grandeur électrique.

### **e-Système d'acquisition de données DAS**

Animation graphique ; la fonction contrôle est assurée par des régulateurs simple mono boucle.

### **f-Système de contrôle distribue(DCS)**

Qu'est utilise actuellement au Module0, il est caractérisé par :

- Des procédés mieux maîtrisé avec moins de gaspillage d'énergie.
- Visualisation, représentation graphique et impression des données.
- Acquisition électrique des données et enregistrement sans papier.
- L'introduction de la redondance dans un double objectif.
- Sécuriser au maximum les procédés et minimiser le déclenchement intempestifs.
- L'auto contrôle et la fonction diagnostique détaillée des systèmes ont contribues à la réduction des coûts d'appels de maintenance.
- Sécurité améliorée une réduction des risques pour les hommes, les installations et l'environnement.

## **III-3-2 Laboratoire**

Le rôle de laboratoire est la détermination de la nature et la composition des produits bruts ou traités pour vérifier la conformité des produits aux spécification données et détectées les anomalies de fonctionnement du process pour optimiser les paramètres.

### **III-3-2-1 Procédure du travail dans le laboratoire**

Au niveau de laboratoire les laborantins suivent ces étapes :

#### **1-échantillonnage**

Dans chaque module existe des points d'échantillonnages ou les laborantins ramènent leurs échantillons dans les capacités appropriées à chaque produit.

#### **2- Analyse**

Se fait par la méthode chromatographie en phase gazeuse avec l'hélium comme gaz vecteur a fin de déterminer la teneur en hydrocarbures.

Les laborantins suivent les modes opératoires dans les analyses des produits avec une grande précaution car ils manipulent des produits inflammables et dangereux capables de provoquer facilement des incendies.

### 3-Enregistrement des résultats

Les résultats obtenus sont comparés aux spécifications et enregistrés sur un registre et saisis sur un micro-ordinateur en précisant l'heure d'analyse, les résultats sont transmis à la salle de contrôles.

#### III-3-2-2 Analyses effectuées au laboratoire

##### 1-Analyse de gaz

Pour déterminer la composition, on fait une analyse journalière sur le gaz de vente.

L'analyse se fait par la méthode chromatographie en phase gazeuse avec l'hélium comme gaz vecteur à fin de déterminer la teneur en hydrocarbures.

Détermination du point de rosée (point de rosée des combustibles gazeux est la température à laquelle la 1<sup>ère</sup> goutte qui apparaît à la forme liquide après le refroidissement du gaz à la pression du moment).

##### Remarque

Plus le point de rosée est faible, plus la teneur en méthane est grande.

##### 2- Analyse de GPL

Est effectuée par chromatographie en phase gazeuse avec le chauffage d'échantillon avant l'injection.

Le calcul de la densité de GPL se fait à partir de la composition molaire selon la norme (ASTM D-2598).

##### 3- Analyse de condensât

Pour l'analyse de condensât il faut mesurer :

-La densité.

-La tension de vapeur de Reid(TVR)

##### 4- Analyse des huiles lubrifiants

Une vérification de la viscosité.

##### 5- Analyse de glycol

Se fait par un réfractomètre pour déterminer leur concentration.

**III-4 Spécifications des produits**

**a- Condensât**

-Tension de vapeur Raid : 10 psia max.

-Densité : 0,7017

**b- GPL**

-Teneur en éthane et plus légers ( $C_2^-$ ) : 3% molaire maxi.

-Teneur en pentane et plus lourde ( $C_5^+$ ) : 0.4 % molaire

**c- Gaz de vente**

-Pression : 71 bars effectifs (min).

-Température : 60°C (max).

-Point de rosé : -6°C à 80.5 bars effectif (max.).

-Pentane et plus lourde ( $C_5^+$ ) : 0.5% molaire max.

-Teneur en humidité : 50 ppm en volume (max).

# **CHAPITRE IV**

## **Théorie De La Rectification**

## **IV-THEORIE DE LA RECTIFICATION**

### **IV-1 Introduction**

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou comme on dit généralement le fractionnement des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four), et une source froide (condenseur de tête) la distillation met en œuvre un contre courant de liquide et vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage, comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et ils sont soutirés au fond de la colonne, cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique.

Un tel système en équilibre constitue un étage théorique, il est caractérisé par des relations entre les concentrations des constituants dans chaque phase traduisant ainsi une sélectivité élémentaire de fractionnement.

La distillation ordonne ces contact élémentaire en série, sous forme de cascade afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique.

### **IV-2 Définition**

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

### **IV-3 Description de la colonne de rectification**

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

Dans chaque plateau il y'a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ceci permettra le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases, pour cela les plateaux seront munies d'éléments spéciaux comme les calottes...etc.

Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour qu'il y'est un bon barbotage.

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

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

La colonne est devisée en trois zones : (Voir FIG.IV-1)

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

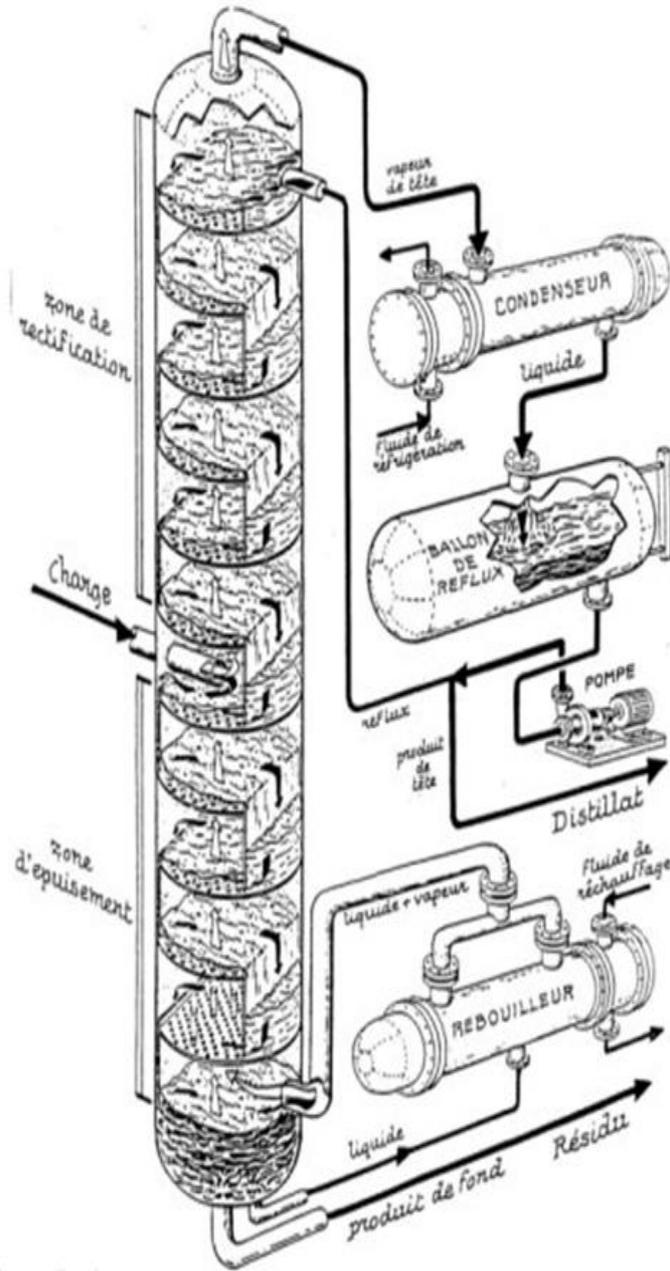


FIG (IV-1) schéma synoptique de la colonne de rectification

#### **IV-4 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification**

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

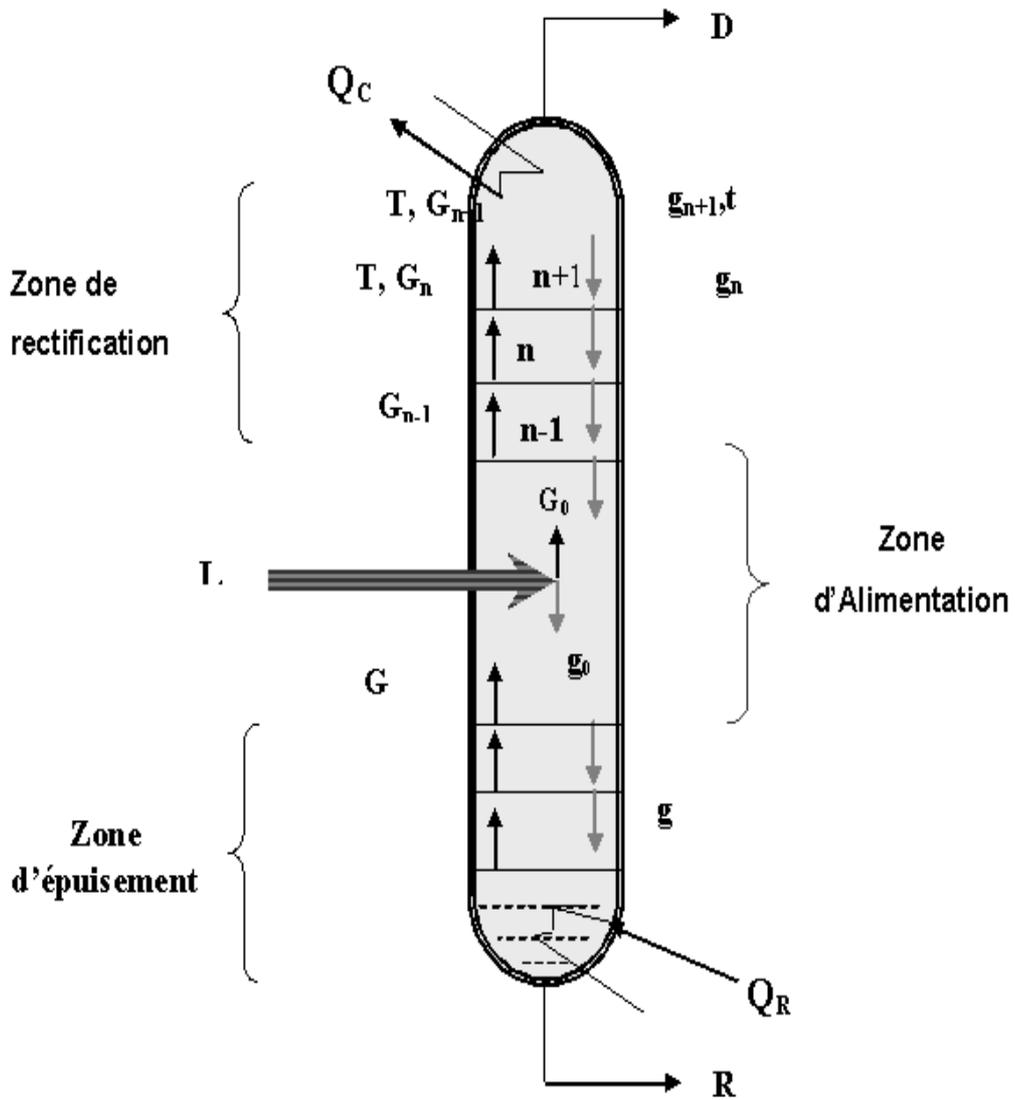
Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ses deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de la virole.

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

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

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

La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers, la zone de tête ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat, cette définition révèle que la zone d'épuisement pourra être moins efficace que la zone de rectification si les exigences de qualité sont plus faibles pour le résidu que pour le distillat. (Voir FIG.IV-2)



- $G_n$  : Vapeur montante.
- $L$  : Alimentation.
- $n$  : Rang du plateau
- $D$  : Distillat.
- $R$  : Résidu.
- $g_n$  : Liquide descendant.

FIG (IV-2) schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification

### **IV-5 Types des colonnes de rectification**

Les colonnes utilisées pour la rectification des mélanges binaires ou d'ordre supérieur (complexe) se divisent en deux types distincts :

- Les colonnes à éléments séparés (plateaux, grilles, cascade).
- Les colonnes à garnissage.

#### **IV-5-1 Les colonnes à plateaux**

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre.

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

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

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

Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation et en absorption.

Dans l'immense majorité des cas, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une dans l'autre.

Dans tous les cas, on profite de la gravité pour le mouvement de la phase liquide qui a toujours lieu de haut en bas.

#### **IV-5-2 Colonnes à garnissage**

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent à contre-courant continu. L'échange de matière croît en régime turbulent. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides.

On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché.

Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible; distribution uniforme du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de (**RASHING**) : des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone et en matière plastique (polyéthylène).

#### IV-6 Lois Fondamentales de transfert de matière

##### IV-6-1 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 ( $p_i^L$ ) 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 :

$$p_i^L = P_i \cdot X_i \quad (\text{IV.1})$$

Avec :  $p_i^L$  : 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 :

$$p_i^L = E_i \cdot X_i \quad (\text{IV.2})$$

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 :

$$p_i^L = p_i^V \quad (\text{IV.3})$$

Donc :

$$Y_i = (P_i / P_T) \cdot X_i \quad (\text{IV.4})$$

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 :

$$Y'_A = Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B) \quad (\text{IV.5})$$

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

Avec :  $\alpha_i$  Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** de passer en phase vapeur par rapport à **B**. [6]

#### IV-6-2 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 ( $Y_i'$ ) :

$$p_i^v = P_T Y_i' \quad (\text{IV.7})$$

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.

#### IV-7 Bilan matière de la colonne et des ses zones

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

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

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 :

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

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

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

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

## IV-7-1 Bilan matière de la zone de rectification

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

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 :

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

Appliquant la loi de **LEVIER**, on trouve

$$G / (y'_{Di} - x'_{(n-1)i}) = g / (y'_{Di} - y'_{ni}) = D / (y'_{ni} - x'_{(n-1)i}) \quad (\text{IV.13})$$

A partir de cette équation, on trouve :

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

$$y' = r_f / (r_f + 1) \cdot x' + (1 / (r_f + 1)) \cdot y'_D \quad (\text{IV.15})$$

On note que :

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

Avec **r<sub>f</sub>** : 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.

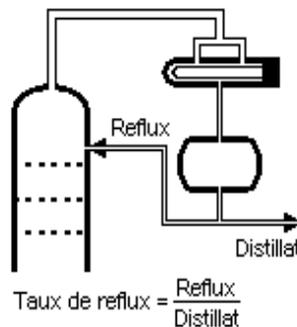


FIG (IV-3) schéma de la zone de rectification

## IV-7-2 Bilan matière de la zone d'épuisement

$$g' = G' + R \quad (\text{IV.17})$$

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

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

$R$  : Débit molaire du résidu.

Donc :

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

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

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

A partir de cette équation, on trouve :

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

$$y' = [(r_b+1)/r_b] \cdot x' - (1/r_b) x'_{Ri} \quad (\text{IV.21})$$

On note que :

$$r_b = G'/R \quad \text{et} \quad m' = g'/G' \quad (\text{IV.22})$$

L'équation (IV-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 rangé  $(n)$ .

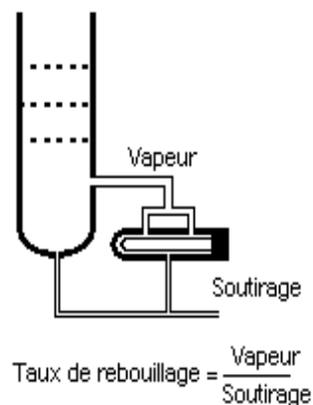


FIG (IV-4) schéma de la zone d'épuisement

### IV-7-3 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  $g_o$  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.

$$g_m = g_k + g_o = G_k + R \quad (IV.23)$$

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

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

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

$$G_m = G_k + G_o = g_k + D \quad (IV.26)$$

$$G_o \cdot y'_{oi} + G_k \cdot y'_{ki} \quad (IV.27)$$

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

### IV-8 Choix de la pression dans la colonne

Quelque 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 on 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 quelque 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.

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

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

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

On a  $\Delta P_1$ : [0,1 – 0,4]

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

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \quad (\text{IV.31})$$

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 :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \quad (\text{IV.31})$$

#### IV-9 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 :

$$\sum (Y'_{Di} / K_i) = 1 \quad (\text{IV.32})$$

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 déterminé par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum (K_i \cdot X_{R',i}) = 1 \quad (\text{IV.33})$$

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

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

$$\sum (K_i \cdot X_{L,i}) = 1 \quad (\text{IV.34})$$

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

$$\sum (Y'_{L,i} / K_i) = 1 \quad (\text{IV.35})$$

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

$$\sum X'_{0,i} = \sum [ X'_i / 1 + e^{(K_i-1)} ] = 1 \quad (\text{IV.36})$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i \quad (\text{IV.37})$$

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.

#### IV-10 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,

On a:

$$e_o' = G_o / L \quad \text{d'où : } G_o = e_o' \cdot L \quad (\text{IV.38})$$

$$r_o' = g_o / L \quad \text{d'où : } g_o = r_o' \cdot L \quad (\text{IV.39})$$

$e_o'$  : Taux de vaporisation molaire de la charge

$r_o'$  : Taux de condensation molaire de la charge.

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

$g_o$  : 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 déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOUBOV.

$$\sum x'_{oi} = \sum [x'_{Li} / 1 + e(K_i - 1)] = 1 \quad (\text{IV.40})$$

Ou :

$$r_o' + e_o' = 1 \quad (\text{IV.41})$$

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

#### Remarque

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

2- 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 :

$$e'_o = \ln(T/T_b)/\ln(T_r/T_b) \quad (\text{IV.42})$$

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 ( $^{\circ}\text{k}$ ).

#### IV-11 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.

##### IV-11-1 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 :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum (Y_{Di}/\alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{IV.43})$$

$$(r_b)_{\min} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i}/\alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{IV.44})$$

Où :

$\alpha_{Li}$  : Le coefficient de volatilité d'u 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 :

$$(r_b)_{\min} = [ (D(r_f)_{\min}/L) + (1 - e'_o) - (R/L) ] / (R/L) \quad (\text{III.45})$$

##### IV-11-2 Taux de reflux optimal

En suite, 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 :

$$[ (r_f)_{opt} - (r_f)_{min} ] / [ (r_f)_{opt} + 1 ] = 0,1 \div 0,33 \quad (\text{IV.46})$$

Donc on aura :

$$(r_f)_{opt} = 1,3 \cdot (r_f)_{min} + 0,30 \quad (\text{IV.47})$$

#### IV-12 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 :

$$L \cdot h_L + Q_{Rb} = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_{Con} \quad (\text{IV.48})$$

Avec :

$$h_L = \epsilon_0 \cdot H_0 + (1 - \epsilon_F) \cdot h_0 \quad (\text{IV.49})$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \quad (\text{IV.50})$$

$$Q_{Con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \quad (\text{IV.51})$$

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 sorte 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 :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D \quad (IV.52)$$

$$G_x = (r_b)_{opt} \cdot R \quad (IV.53)$$

Avec :

$(r_b)_{opt}$  : le taux de rebouillage optimal est défini par :

$$(r_b)_{opt} = [ (D \cdot (r_f)_{opt} / L) + (1 - e'_0) - (R/L) ] / (R/L) \quad (IV.54)$$

# **CHAPITRE V**

## **Simulation**

## V-SIMULATION

### V-1 Exposé du problème

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

#### a -Au niveau des objectifs

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

#### b- 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.

**Tableau (V-1) Comparaison entre la composition actuelle et celle du design**

Composition molaire	Design (1985)	Actuelle
CO <sub>2</sub> %	0,2	0,28
N <sub>2</sub> %	5,56	5,64
CH <sub>4</sub> %	78,36	81,71
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> %	7,42	7,75
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> %	2,88	2,17
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> %	0,62	0,39
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> %	1,10	0,67
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> %	0,36	0,17
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> %	0,48	0,21
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> %	0,59	0,23
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> %	0,56	0,13
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> %	0,45	0,11
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	0,3
Pression d'entrée Kg /cm	140	100

D'après le tableau comparatif on constate que :

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

**Tableau (V-2) La production des deux trains (tonne /jour)**

	<b>Quantité produite Tonne /jour (1985)</b>	<b>Quantité produite Tonne /jour (2012)</b>	<b>Diminution Tonne /jour</b>	<b>%</b>
<b>GPL</b>	1155	380	775	77.5
<b>Condensât</b>	5752	1176	4576	45.76

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.

## V-2 Généralité sur la simulation

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.

Dés 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.

## V-3 Description du logiciel HYSYS

Le logiciel HYSYS est un logiciel de simulation de procédés de génie chimique développé par Hyprotech (canada) .Il permet le traitement des problèmes simples, tels que les séparations et les problèmes plus complexes tel que la distillation atmosphérique du pétrole brut et les transformations chimiques.

Les différentes taches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- La résolution des bilans de matière et d'énergie.
- L'optimisation du procédé.
- Le dimensionnement des équipements
- L'évaluation économique du procédé.

#### V-4 Vérification du cas design

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

##### V-4-1 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 :

**Tableau (V-3) Les spécifications de la charge (a 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> ( % mol)	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
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

### V-4-2 Le choix du modèle thermodynamique

Le logiciel offre une panoplie des modèles thermodynamiques pour le calcul des propriétés thermodynamiques tels que les constantes d'équilibre liquide-vapeur, les enthalpies et les entropies ....etc. et les propriétés physico-chimiques tels que la masse volumique, la masse moléculaire.....etc.

Ces modèles utilisent des outils très divers tel que :

- Les équations d'états de Peng-Robinson (PR), Choe-seader (CS), Soave-Ridlich-Kwong (SRK) .
- Les corrélations empiriques et semi empiriques de Choe-Seader (CS) et Braun-Grayon (BG).
- Les lois des états correspondants.

Comme nous nous disposons d'aucune information sur les détails de calcul du cas design de module 0, nous avons essayé deux modèles thermodynamiques :

Peng-Robinson (PR) et Soave-Ridlich-Kwong (SRK) qui sont les plus utilisés pour les systèmes des hydrocarbures. [9]

Le tableau suivant donne les domaines d'applicabilité de ces deux équations d'états

**Tableau (V-4) l'intervalle de pression et de température des deux équations d'états**

Méthode	Température	Pression (Kpa)
SRK	> - 143	< 35000
PR	> - 271	< 100000

### V-4-3 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.

**Tableau (V-5) comparaison entre les deux équations**

Paramètres	Design	PR	Erreur (%)	Design	SRK	Erreur (%)
Température (°C)	16,00	17,50	9,38	16,00	18,37	14,81
Pression (bar)	22,10	22,10	0,00	22,10	22,10	0,00
Débit molaire (Kmol /h)	1399,60	1394,20	-0,38	1399,60	1392,00	-0,54
Débit massique (Kg /h)	28812,00	28610,00	-0,70	28812,00	28490,00	-1,11
N <sub>2</sub> ( % mol)	1,87	1,88	0,53	1,87	1,88	0,53
CO <sub>2</sub> ( % mol)	0,36	0,35	-2,77	0,36	0,35	-2,77
CH <sub>4</sub> ( % mol)	72,57	72,85	0,38	72,57	72,94	0,50
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> ( % mol)	22,80	22,88	0,35	22,80	22,91	0,48
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> ( % mol)	0,69	0,64	-8,82	0,69	0,58	-14,70
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	0,16	0,17	6,25	0,16	0,17	6,25
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	0,34	0,36	5,88	0,34	0,35	2,94
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ( % mol)	0,30	0,31	3,33	0,30	0,28	-6,66
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ( % mol)	0,31	0,34	9,67	0,31	0,32	3,22
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> ( % mol)	0,15	0,16	6,66	0,15	0,15	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> ( % mol)	0,05	0,05	0,00	0,05	0,05	0,00
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> ( % mol)	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01	0,00
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub> ( % mol)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> ( % mol)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> ( % mol )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>12</sub> + ( % mol )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Après la comparaison des résultats donnée par le simulateur pour les deux équations d'états à celles du design nous avons retenu le modèle basé sur l'équation d'état de Peng-Robinson cette nous a permis de bien converger le modèle et représenter correctement le cas design.

## V-4-4 Vérification du cas design de la section de stabilisation

## a- Le dééthaniseur (T401)

Tableau (V-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 (Kmol /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> (Kmol /h)	2,20	2,37	8,10	94,40	94,22	-0,19
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (Kmol /h)	4,60	5,03	9,48	200,5	200,16	-0,17
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (Kmol /h)	4,10	4,31	5,30	121,1	120,78	-0,26
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (Kmol /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> (Kmol /h)	0,00	0,00	0,00	130,60	130,48	-0,09
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> (Kmol /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

## b- Le débutaniseur

Tableau (V-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	216,90	219,00	0,96
Pression (bar)	14,20	14,2	0,00	15,4	15,4	0,00
Débit molaire (Kmol /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> (Kmol /h)	75,80	75,46	-0,44	18,70	18,76	0,32
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (Kmol /h)	144,50	142,34	-1,49	56,00	57,82	3,25
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (Kmol /h)	3,30	3,01	-8,54	119,8	117,76	-1,69
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (Kmol /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> (Kmol /h)	0,00	0,00	0,00	130,60	130,48	-0,08
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> (Kmol /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+06	6,67
Q rebouilleur (Kcal/h)	7,97 E+06	7,91 E+06	-0,75

## Conclusion

D'après les deux tableaux, nous remarquons que les résultats du cas simulé sont proches aux résultats du cas design, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas actuel et l'optimisation.

## V-5 Vérification du cas actuel

### V-5-1 Les spécification de la charge

La simulation du cas réel nécessite des données tel que la composition, le débit, la température et la pression de l'alimentation de Dééthaniseur, elles sont présentées dans le tableau suivant :

**Tableau (V-8) spécification de la charge du cas actuel (venant du ballon V401)**

Caractéristiques	Alimentation vapeur	Alimentation liquide
Température (°C)	4,4	4,4
Pression (bar)	20,59	20,59
Débit (K mole /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	9,28
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (% mol)	0,32	4,11
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (% mol)	0,36	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	8,79
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> (% mol)	0,025	7,23
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub> (% mol)	0,0085	5,99
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> ( % mol)	0,00	4,38
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> (% mol )	0,00	3,41
C <sub>12</sub> <sup>+</sup> (% mol)	0,00	9,26

## V-5-2 Comparaison entre cas actuel et cas simulé

## a- Le dééthaniseur (T401)

Tableau (V-9) simulation du cas actuel pour le dééthaniseur

Dééthaniseur	Tête Dééthaniseur			Fond Dééthaniseur		
	Actuel	Simulé	Erreur %	Actuel	Simulé	Erreur %
Température (°C)	17,00	17,57	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> +( % mol)	0,19	0,18	-5,26			

## Remarque

Le produit de fond de dééthaniseur est un produit intermédiaire.

## b- Le débutaniseur (T402)

Tableau (V-10) simulation du cas actuel pour le débutaniseur

Débutaniseur	GPL			Condensât		
	Actuel	Simulé	Erreur%	Actuel	Simulé	Erreur%
Température (°C)	56,00	57.84	3.28	196,00	196,00	0,00
Pression (bar)	12.26	12.26	0,00	14.22	14,22	0,00
Débit (Kmol /h)	183.16	183.6	0.24	715.00	721.00	0,83
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)	1,00	0,00	-1.00			
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> ( % mol)	46,67	43.07	-3,15			
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	26,25	26,55	2,59			
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ( % mol)	26,01	30.36	3,38			
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ( % mol)	0,00	0,00	0,00			
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ( % mol)	0,00	0,00	0,00			
C <sub>6</sub> +( % 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 VI**

## **Optimisation Des Paramètres De Fonctionnement**

## VI- OPTIMISATION DES PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT

### VI-1 Introduction

L'objectif de cette étape est d'exploiter la section de la stabilisation (Dééthaniseur et débutaniseur) dans les bonnes conditions de marches pour cela nous allons étudier les variations des paramètres opératoires de cette section, nous commençons en premier lieu par les principaux paramètres du Dééthaniseur pour diminuer les pertes en propane dans le gaz de tête et minimiser la consommation d'énergie.

Le bon fonctionnement du Dééthaniseur facilite l'ajustement des paramètres opératoires du débutaniseur, l'étude des paramètres de cette dernière assure une qualité en GPL et condensât conforme aux spécifications commerciales.

### VI-2 Etude des paramètres opératoires de la section de stabilisation

Le choix des paramètres est basé sur l'accessibilité à régler ces derniers par l'opérateur au niveau de la salle de contrôle et la facilité de maîtrise en cas de perturbation possible pendant la marche de cette section.

#### VI-2-1 Etude des paramètres opératoires du dééthaniseur

Les paramètres à faire varier dans le dééthaniseur sont :

- Température de l'huile d'absorption venant du débutaniseur.
- Température du fond du dééthaniseur.

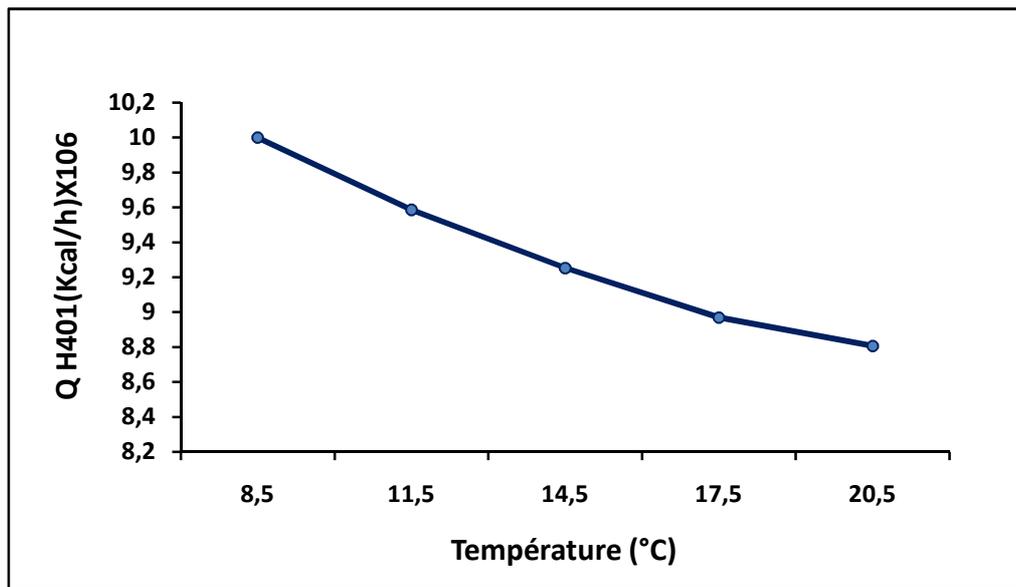
#### a- L'influence de la température de l'huile d'absorption

Nous avons varié la température d'huile d'absorption entre 8.5°C et 20.5°C cette dernière dépend du débit du propane réglé.

Les résultats de la variation de la température d'huile d'absorption et son effet sur la quantité de chaleur fournie par le rebouilleur sont regroupés dans le tableau suivant :

**Tableau (VI-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 (VI-1) L'influence de la variation de la température d'huile d'absorption sur la quantité de chaleur fournie par le four**

#### **Interprétation des résultats**

L'augmentation de la température d'huile d'absorption engendre une diminution de la quantité de chaleur fournie par le four.

La température choisit et de 17,5 °C pour garder un gradient de température en tête du dééthaniseur et pour maintenir une certaine température au fond du dééthaniseur.

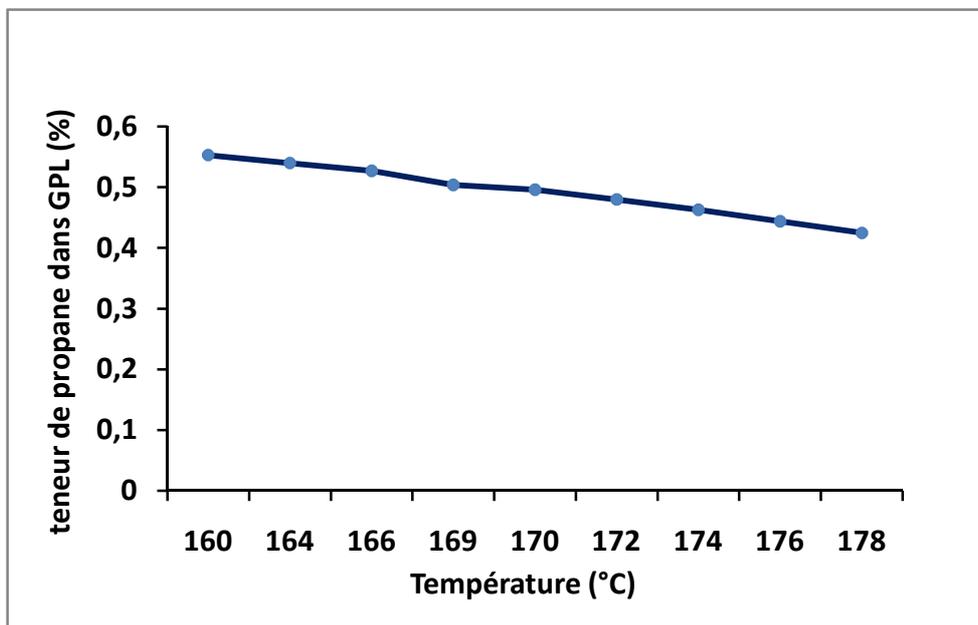
#### **b- L'influence de la température de fond du dééthaniseur**

Nous avons procédé à varier la température du fond du dééthaniseur entre 160 °C et 178 °C, la variation de cette dernière dépend du débit de fuel gaz dans le four.

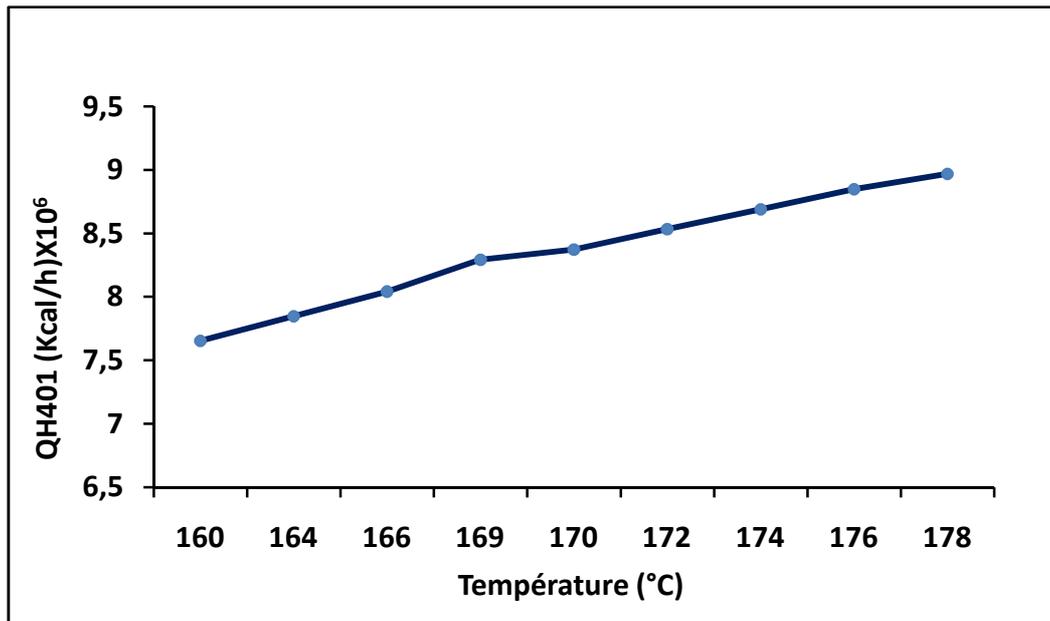
Les résultats de la variation de la température de fond du dééthaniseur et son effet sur la teneur en C3 dans le GPL et la chaleur fournie par le rebouilleur sont regroupés dans le tableau suivant :

**Tableau (VI-2) L'influence de la température de fond du dééthaniseur sur la quantité de chaleur fournie.**

Température de fond de dééthaniseur (°C)	Teneur de C <sub>3</sub> dans GPL (%)	QH401 (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 (VI-2) La variation de la teneur de propane dans GPL en fonction de la température de fond du dééthaniseur**



**FIG (VI-3) L'influence de la variation de la température de fond du dééthaniseur sur la chaleur fournie par le rebouilleur**

#### Interprétation des résultats

- La **Figure (VI-2)** montre que la fraction de propane dans le GPL augmente avec la diminution de la température de fond du dééthaniseur.
- La **Figure (VI-3)** montre que la chaleur fournie par le rebouilleur diminue avec la diminution de la température de fond du dééthaniseur.

#### VI-2-2 Etude des paramètres opératoires du débutaniseur

Après avoir étudié les paramètres opératoires du dééthaniseur et l'influence de leurs variations, nous avons continué l'étude de notre section.

Le débutaniseur doit avoir des paramètres opératoires bien déterminés pour assurer une qualité des produits conformes aux exigences commerciales. Pour cela nous avons varié le taux de reflux et la température du fond.

##### a- L'influence du taux de reflux

Nous avons procédé à varier le taux de reflux entre 8 et 5,4.

Les résultats de la variation du taux de reflux et leur effet sur la chaleur fournie par le rebouilleur et le pourcentage du C3 dans le GPL sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau (VI-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-H402 (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 GPL (%)	0,504	0,503	0,502	0,500	0,497	0,496

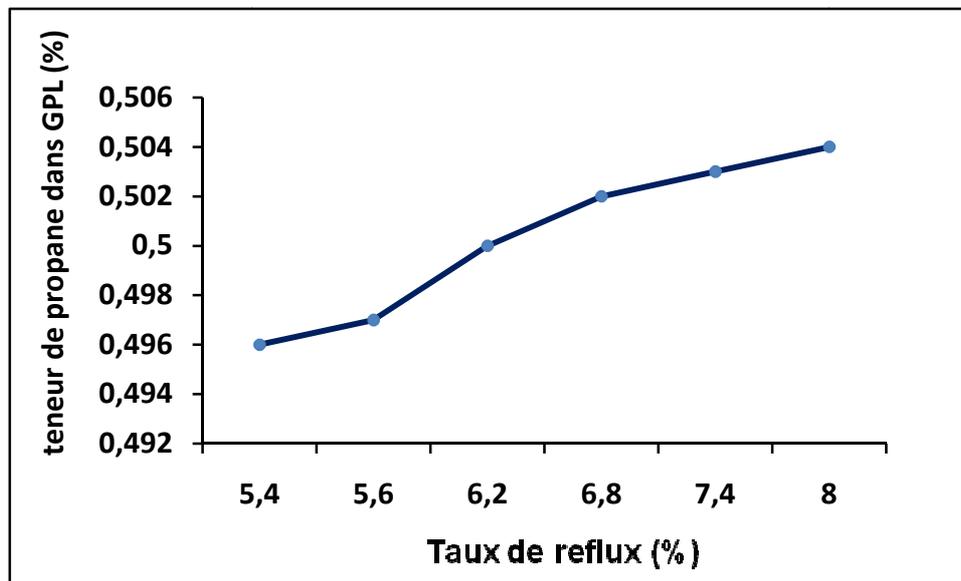
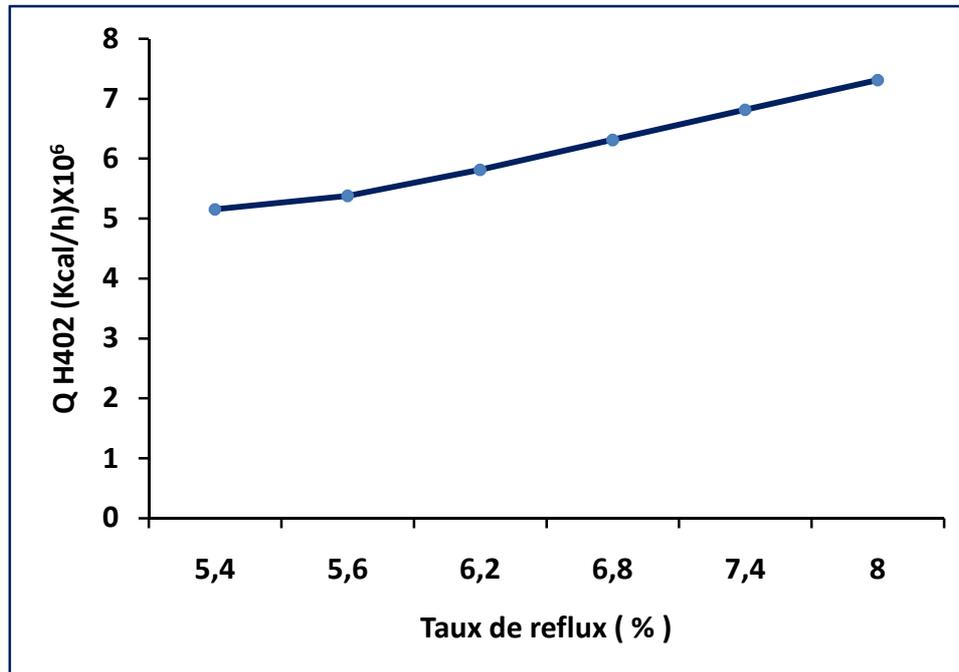


FIG (VI-4) Variation de teneur de propane dans GPL en fonction du taux de reflux



**FIG (VI-5) Variation de la chaleur fournie par le rebouilleur en fonction du taux de reflux**

### Interprétation des résultats

La diminution du taux de reflux provoque la diminution de la teneur de propane dans le GPL et la diminution de la chaleur fournie par le rebouilleur H402 et l'augmentation de la température de tête du débutaniseur.

Le taux de reflux minimal choisit est de 5,6 pour conserver un équilibre entre les fractions molaires de  $C_3$  et  $C_4$  dans le GPL pour avoir une teneur de propane selon les spécifications commerciales exigées.

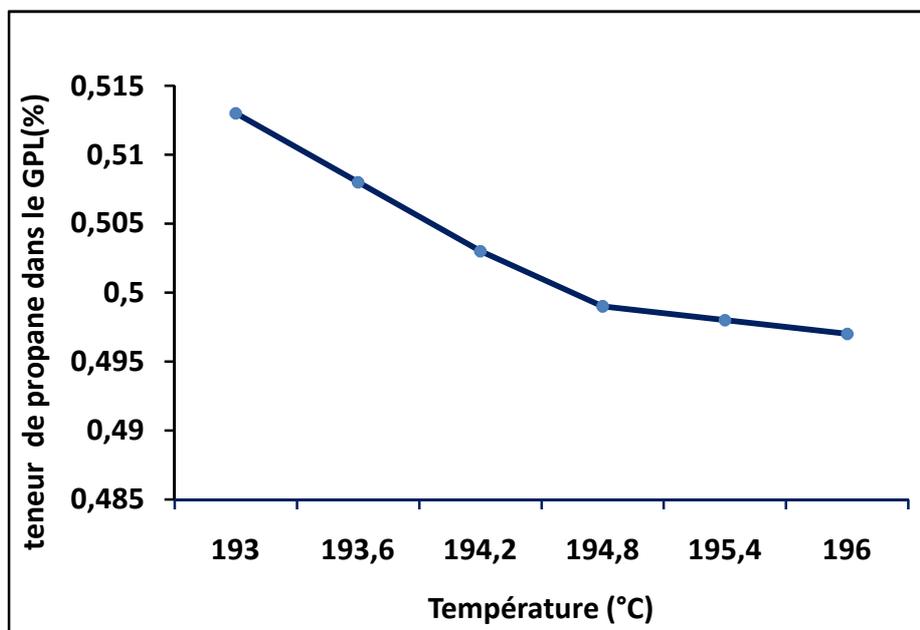
### b- L'influence de la température du fond du débutaniseur

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:

**Tableau (VI -4) L'influence de la température du fond du débutaniseur sur la quantité de chaleur fournie.**

<b>Température de fond (°c)</b>	196,0	195,4	194,8	194,2	193,6	193,0
<b>teneur de C<sub>3</sub> dans GPL (%)</b>	0,497	0,498	0,499	0,503	0,508	0,513
<b>TVR (psia)</b>	9,4	9,5	9,7	9,8	9,9	10,1
<b>Q-H402 (Kcal/h)</b>	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 (VI-6) Variation de la fraction de propane dans le GPL en fonction de la température de fond**

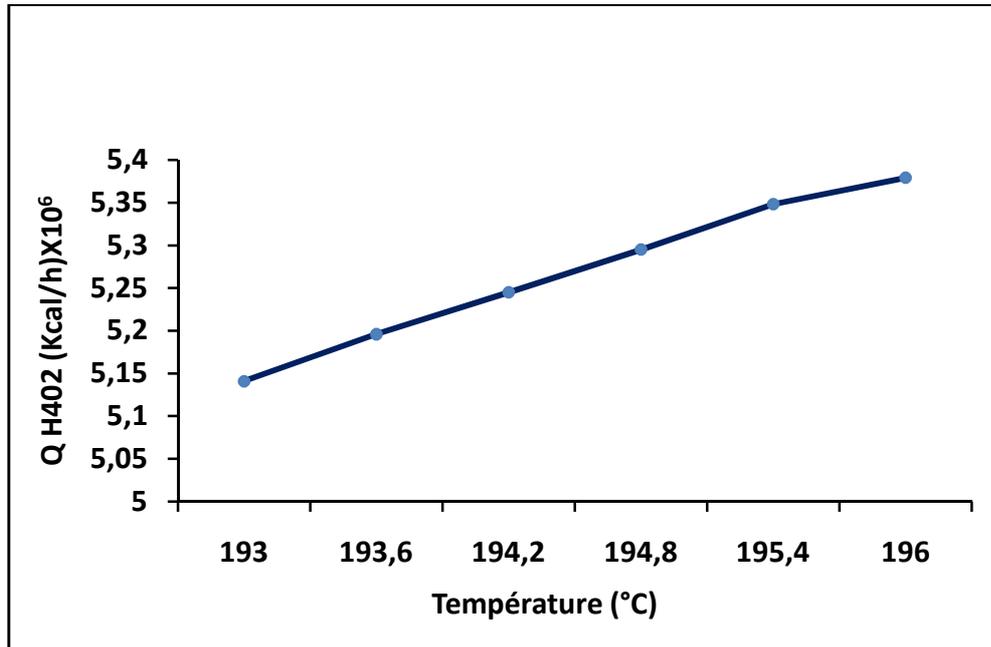
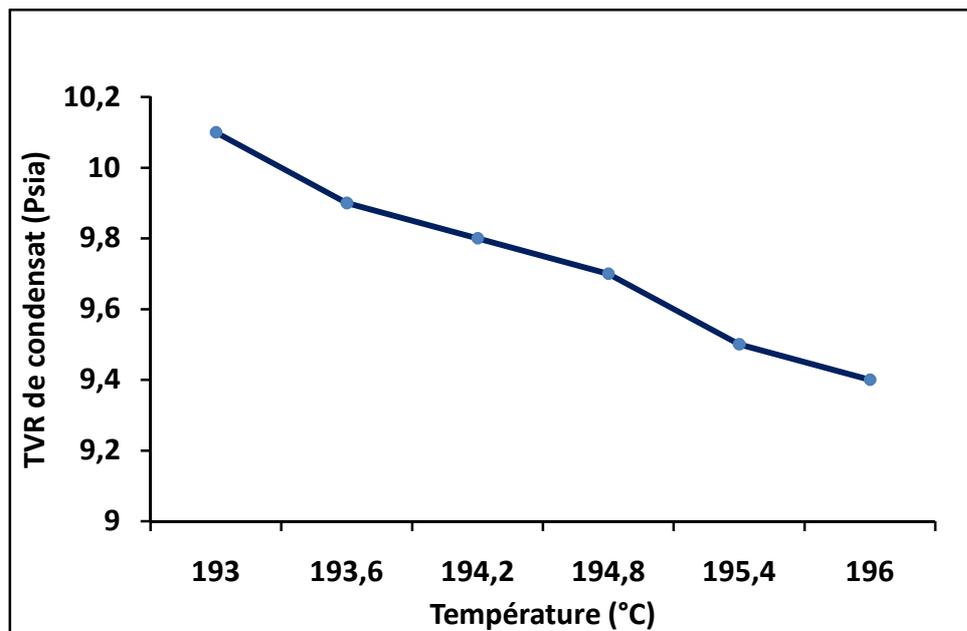


FIG (VI-7) Variation de la chaleur fournie par le four en fonction de la température du fond



### FIG (VI-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 de fond du débutaniseur.

La température choisit est de 193,6 °C pour avoir une teneur de propane selon les spécifications commerciales et avoir un condensât dans les normes exigées ( $TVR \leq 10$  psi).

#### VI-3 comparaison entre le cas optimisé et cas actuel

##### VI-3-1 Dééthaniseur

Tableau (VI -5) comparaison entre le cas optimisé et cas actuel pour le Dééthaniseur

Paramètre	Cas actuel	Cas optimisé	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 ,017E+007	8,290E+006	1,880E+006
Q-E404 (Kcal /h)	2,602E+005	2,521E+005	8,100E +003
Q-E405 (Kcal /h)	1,877E+005	4,220E+004	1,455E+005
Q-E403 (Kcal /h)	5,226E+006	4,770E+006	4,560E+004
Q-E406 (Kcal /h)	2,028E+006	6,712E+004	1,960E+006

#### Interprétation des résultats

D'après le tableau (VI-5) nous remarquons que :

- Le débit de produit de fond cas optimisé est supérieur au cas actuel due a la diminution des pertes en propane et les plus lourds dans le gaz de tête qui diminue par la diminution de température de fond.

- La quantité de chaleur à extraire par le chiller est réduite par rapport au cas actuel due à l'augmentation de la température d'huile d'absorption.
- la quantité de chaleur fournie par le four est réduite due à la diminution de la température de fond donc un gain en en fuel gaz.
- La quantité de chaleur à extraire par l'aéro-condenseur est réduite par rapport au cas actuel due à l'augmentation de la température d'huile d'absorption

### VI-3-2 Débutaniseur

Tableau (VI-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)	7,015E+006	5,196E+006	1,810E+006
Q-E407 (Kcal /h)	7,929E+006	5,541E+006	2,380E+006
Débit de GPL (Kmol/h)	183 ,600	217,100	33,500
Débit de condensât (Kmol/h)	721,000	725,900	4,900

### Interprétation des résultats

D'après le tableau (IV-6) nous remarquons que :

- Le débit de reflux optimisé est réduite par rapport au débit de reflux au cas actuel due à 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 à 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 à 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 à la diminution des pertes en propane et les plus lourds (C3+) dans le gaz de tête.

### VI-4 Détermination du gain de fuel gaz

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

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

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

Avec:

$D_{\text{fg}}$  : débit de fuel gaz gagné ( $\text{Nm}^3/\text{h}$ ).

$D_{\text{fact}}$  : débit de fuel gaz consommé dans le cas actuel ( $\text{Nm}^3/\text{h}$ ).

$D_{\text{fopt}}$  : débit de fuel gaz consommé dans le cas optimisé ( $\text{Nm}^3/\text{h}$ ).

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

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

PCI : pouvoir calorifique inférieur de fuel gaz ( $\text{Kcal/Nm}^3$ ).

$\eta$  : rendement du four.

#### VI-4-1 Le gain de fuel gaz dans le déethaniseur

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

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

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

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

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

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

#### VI-4-2 Le gain de fuel gaz dans le débutaniseur

$$D_{\text{fact}} = 7015000 / (10297,399 \times 0,75) = 908,319 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$D_{\text{fopt}} = 5196000 / (10297,399 \times 0,75) = 672,791 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$D_{\text{fg}} = 908,319 - 672,791 = 235,527 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\boxed{D_{\text{fg}} = 235,527 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

$$\text{Donc un gain de fuel gaz} = (235,527 / 672,791) \times 100 = 35,00\%$$

$$\text{Gain de fuel gaz} = 35,00\%$$

Alors on a un gain de 53,48% de fuel gaz.

#### VI-4-3 Le gain dans les CHILLER E404, E405 et E406

D'après le tableau (VI -5) on a eu une économie de plus de 59% d'énergie dégagée par les trois chiller, ceci conduit à une économie en débit de propane consommée afin de refroidir la tête de colonne.

#### VI-4-4 Le gain dans le Condenseur E403 et E407

D'après le tableau (VI -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.

#### VI-4-5 Débit de GPL optimisé

D'après le tableau (IV .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.

#### **VI-4-6 Débit du condensat optimisé**

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

#### **VI-5 Conclusion**

La simulation du cas de marche actuel avec le modèle établi nous a permis d'étudier la variation des paramètres opératoires de la section de stabilisation et de trouver les paramètres optimaux.

L'optimisation des paramètres opératoires des dééthaniseur et débutaniseur nous a permis de :

- Réduire les pertes en propane et les plus lourds (C3+) dans le gaz de tête de dééthaniseur et les récupérer dans le GPL.
- Réduire la consommation de fuel gaz dans le four de dééthaniseur et le four de débutaniseur.
- Réduire la consommation de propane pour le refroidissement d'huile d'absorption.
- Réduire la consommation d'électricité pour le refroidissement de la tête de dééthaniseur et de débutaniseur.
- Augmenter la récupération du GPL et du condensât.
- Obtenir de GPL et condensât conformes aux spécifications requises.
- L'application de ces résultats aux équipements sur le terrain donne une importance primordiale pour le facteur humain pour la surveillance et la bonne marche du train et palier à d'éventuelles perturbations qui pourraient sans doute arriver avant la stabilisation train.

# **Conclusion Générale**

## **Conclusion Générale**

Nous avons à travers ce mémoire essayé d'optimiser les paramètres opératoires de la section de stabilisation de condensât au niveau de module de traitement du gaz MPPO de Hassi R'mel dans le but d'améliorer la récupération du GPL et condensât, et réduire la consommation d'énergie. Pour cela, on a essayé de bien maîtriser le procédé et de connaître les différents équipements de cette section.

La simulation de cette section par le simulateur Hysys avec les données du cas design, les plus proche du cas de marche actuel nous a permis d'établir un modèle représentant cette section et qui servira pour étudier d'autres cas de marche actuel.

L'étude de la variation des paramètres opératoires du déethaniseur nous a permis de trouver les paramètres opératoires optimaux qui permettent d'améliorer la récupération du propane et les plus lourds (C3+) perdu dans le gaz de tête et réduire la consommation d'énergie.

L'étude de la variation des paramètres opératoires du débutaniseur nous a permis de cerner les valeurs optimales pour obtenir des produits conformes aux spécifications commerciales et réduire la consommation d'énergie.

Cette étude nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement de cette section.

# Bibliographie

## **BIBLIOGRAPHIE**

[1] : BP Statistical Review of World Energy june 2011

[2] : Gaz naturel, production, traitement et transport.

Publication de IFP. Edition Technologique.

[3] :.Conférence sur Le GPL. Hassi Messaoud. Janvier2000

«Séminaire sur le développement et la production du GPL ».Mars 1997

[4] : Résumé des journées scientifique et techniques. Alger. Avril1998

[5]: Manuel opératoire du module 0.

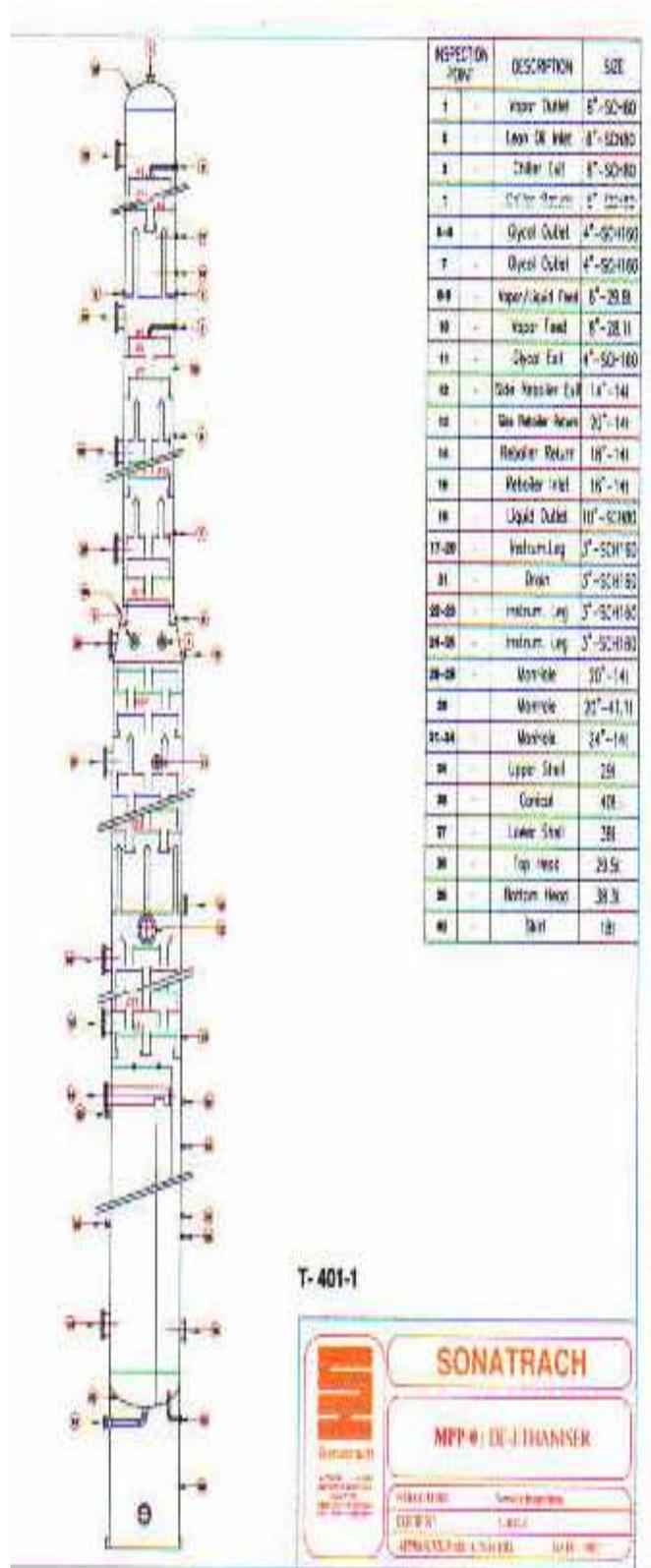
[6] : P.WUITHIER : « Raffinage et génie chimique. » Tome I et II

Edition Technologique, Paris 1972.

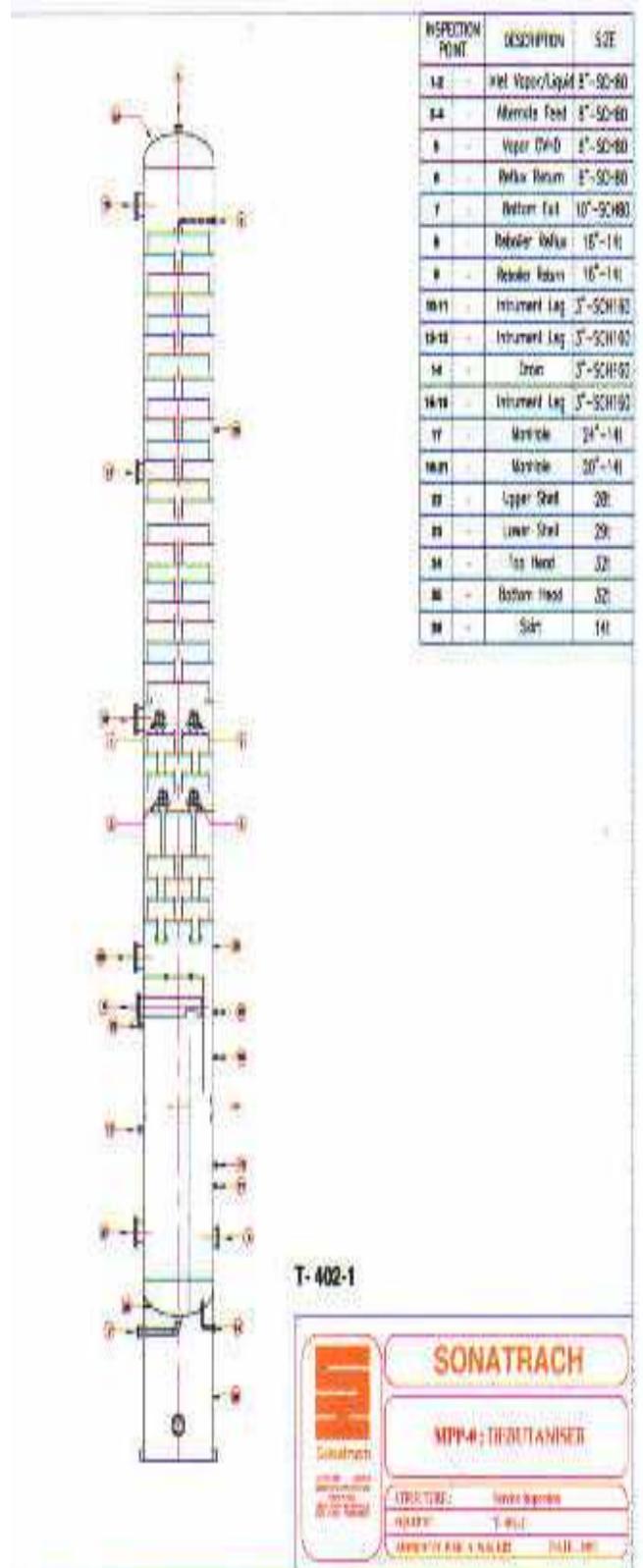
[7] : Manuel du Hysys .Hyprotech.3.2.

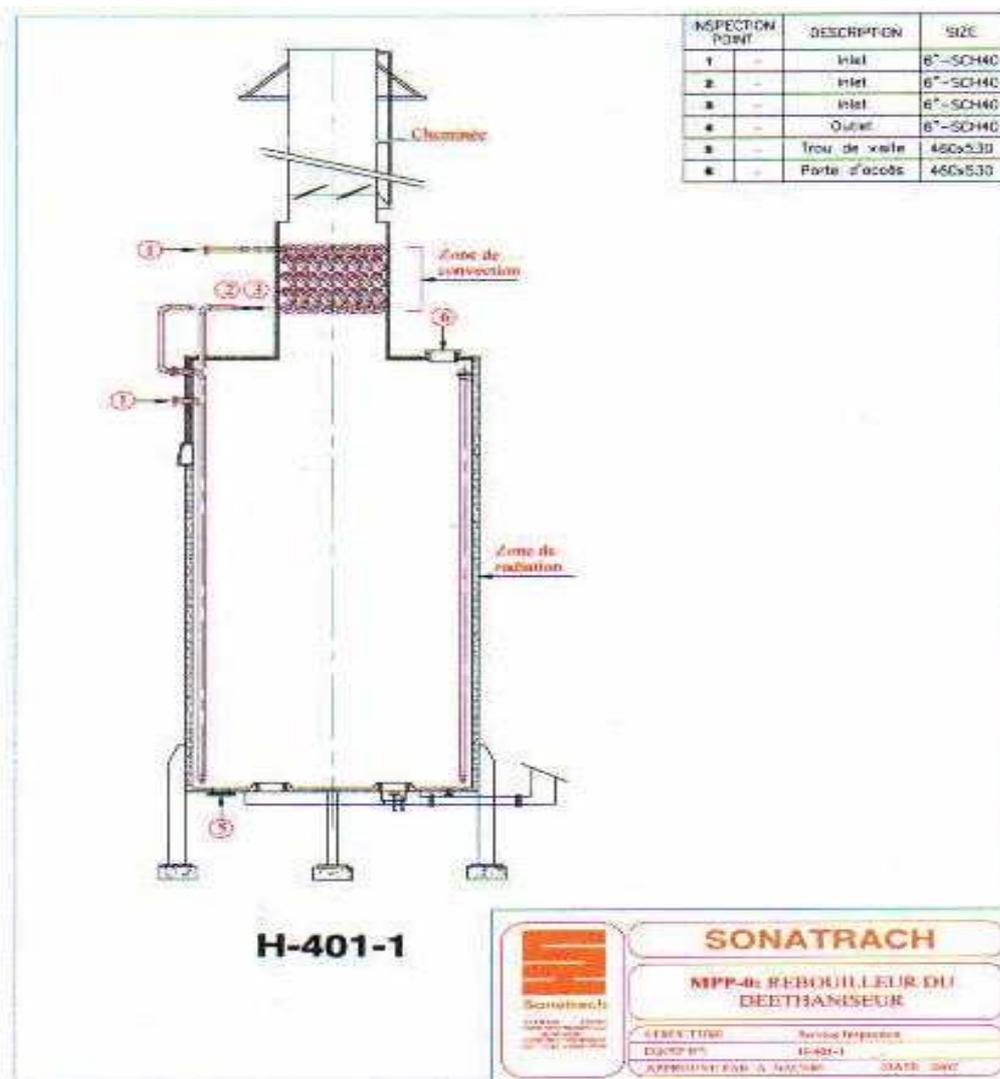
# **Annexes**

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	m3
Volume liquide		58	m3
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

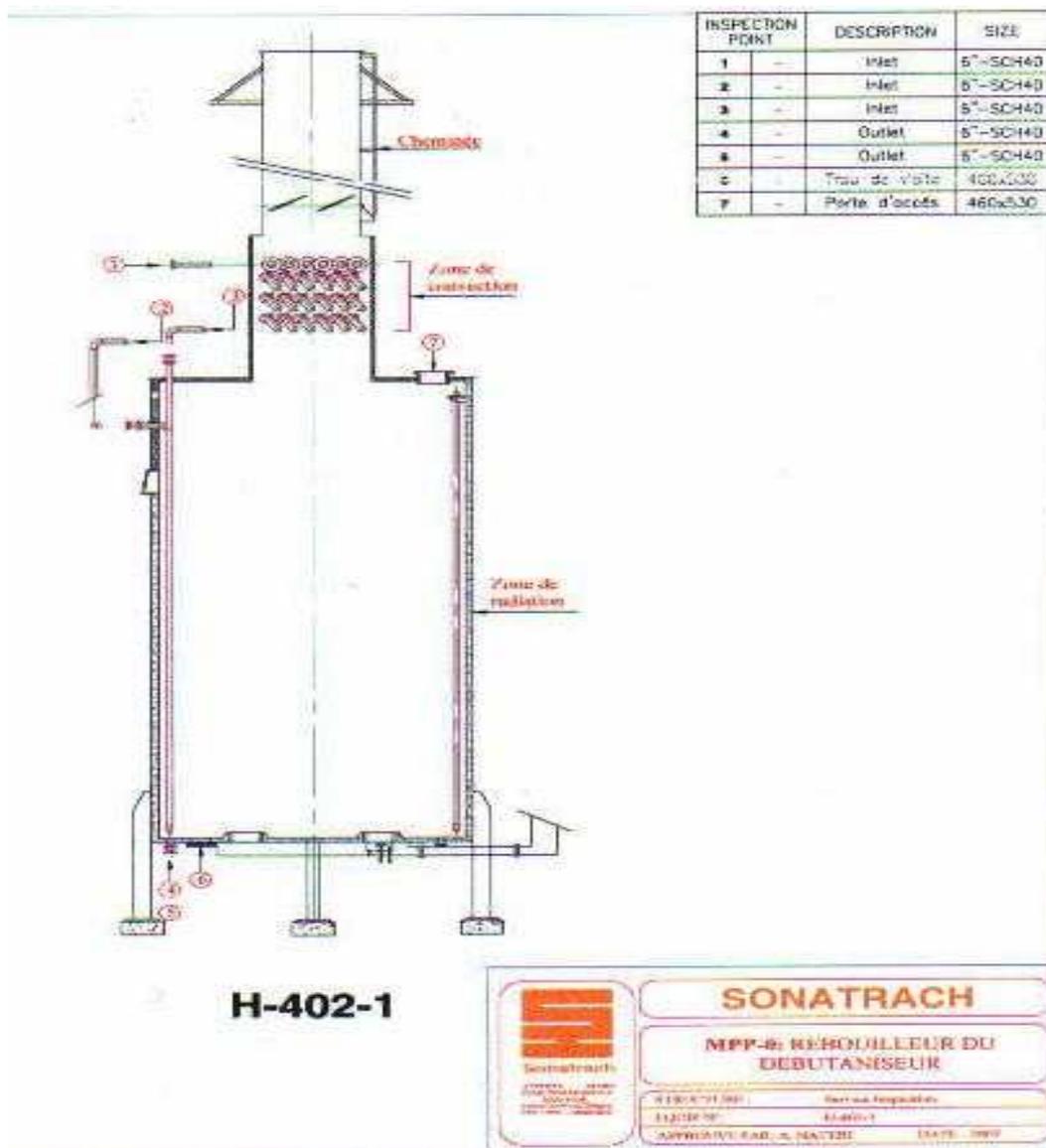


Equipement		T402-1 Débutaniseur	
Masse phase gaz			kg
Masse phase liquide		4970	kg
Masse molaire			g/mol
Densité liquide		0,72	g/l
Volume total		278	m3
Volume liquide		70	m3
Température	Tête	65	°C
	Pied	187	°C
	Alim	166	°C
Température calcul	Tête	233	°C
	Pied	187	°C
Pression opératoire		12	Bar
Pression 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



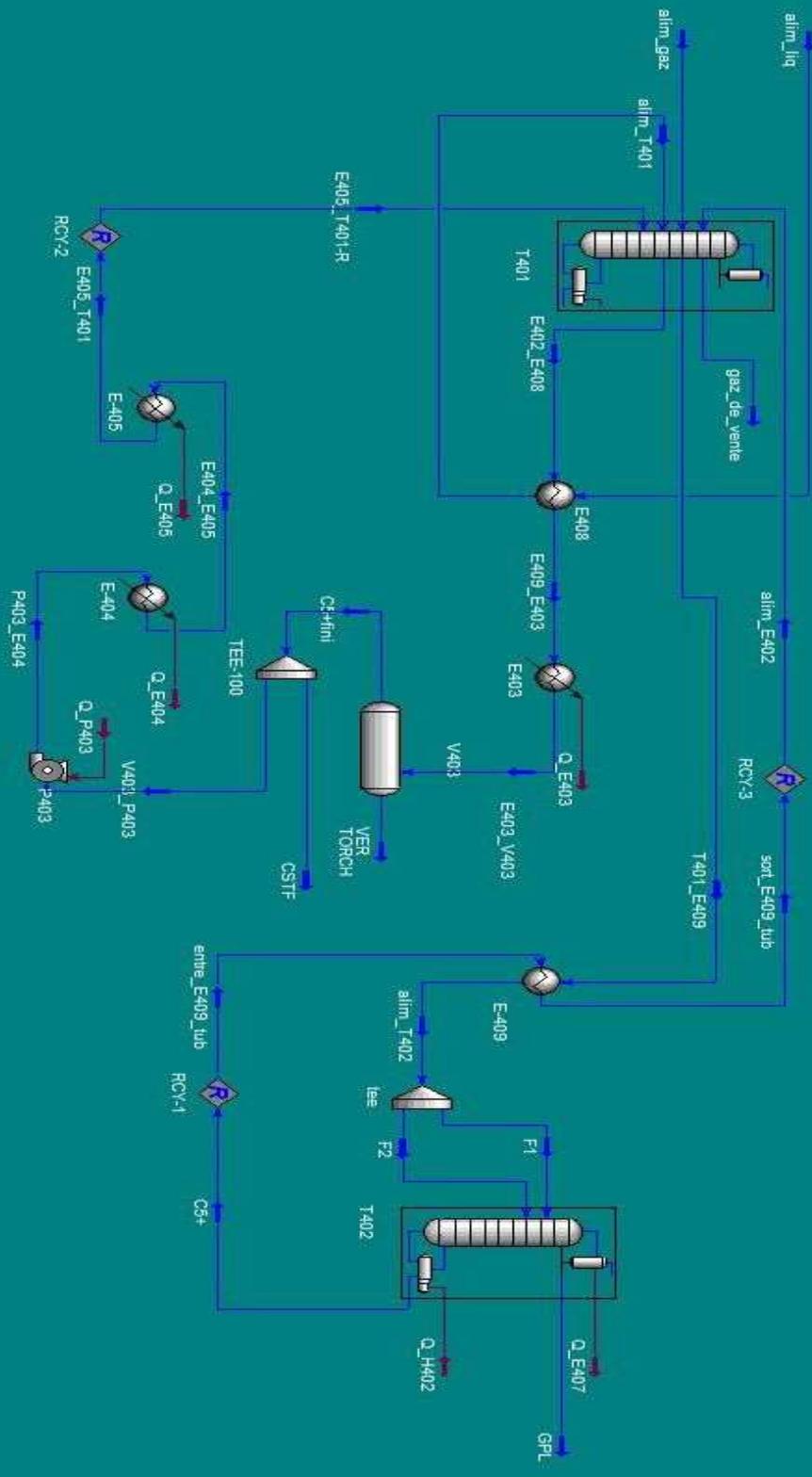


Equipement		<b>H401 (Four T401)</b>	
Masse (substance)		57600	kg
Volume	Interne	800m3/h	m3
Température		180	°C
Température calcul		202	°C
Pression opératoire (fuel gas)		6	Barg
Pression calcul		32,5	Barg
Pression épreuve (four)		48,7	Barg



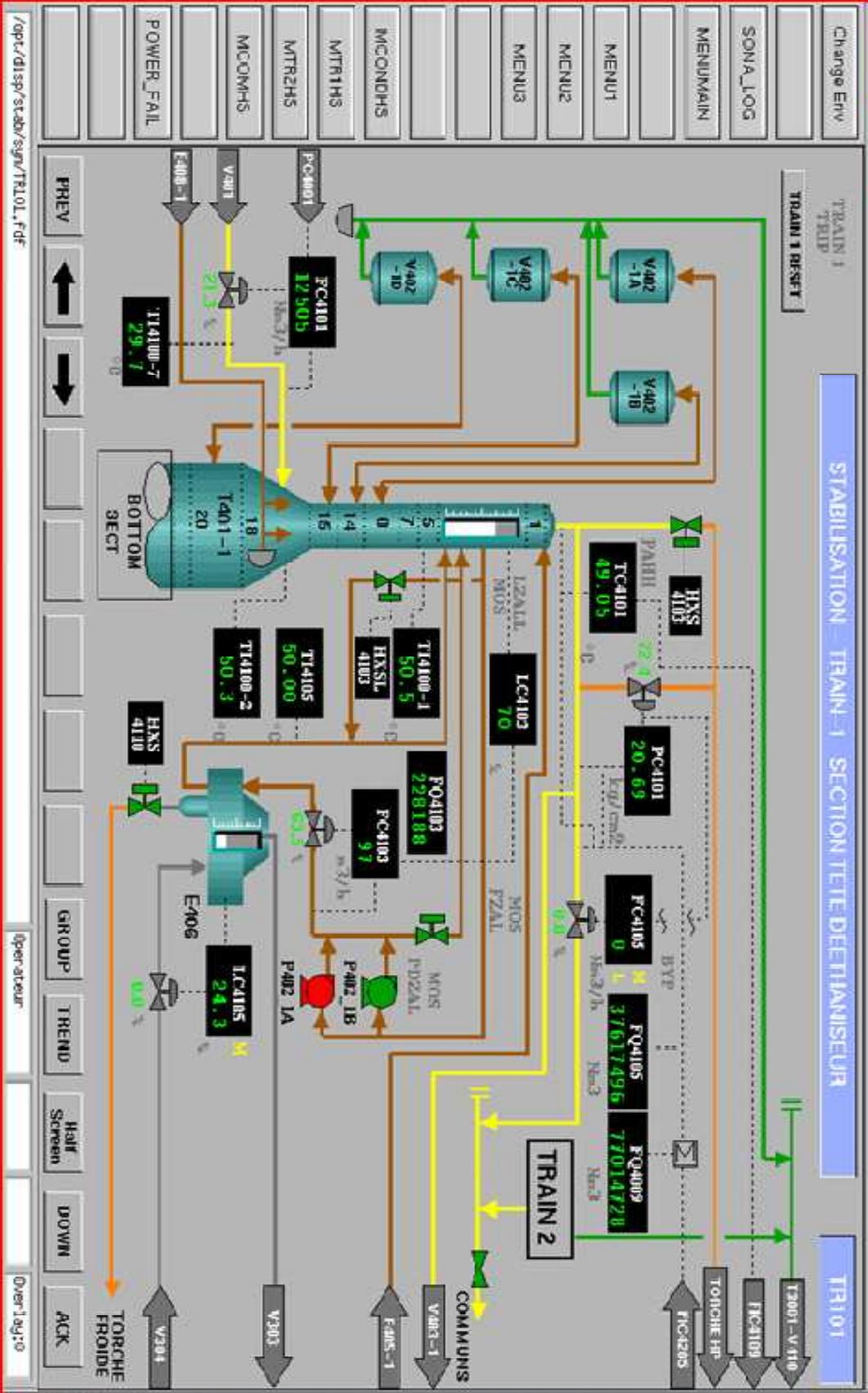
Equipement		H402-1 (four T402-1)	
Masse (substance)		18400	kg
Volume	Interne	600m3/h	m3
Température		185	°C
Température calcul		235	°C
Pression opératoire (fuel gas)		6	Barg
Pression calcul		23,5	Barg
Pression épreuve (four)		35,25	Barg



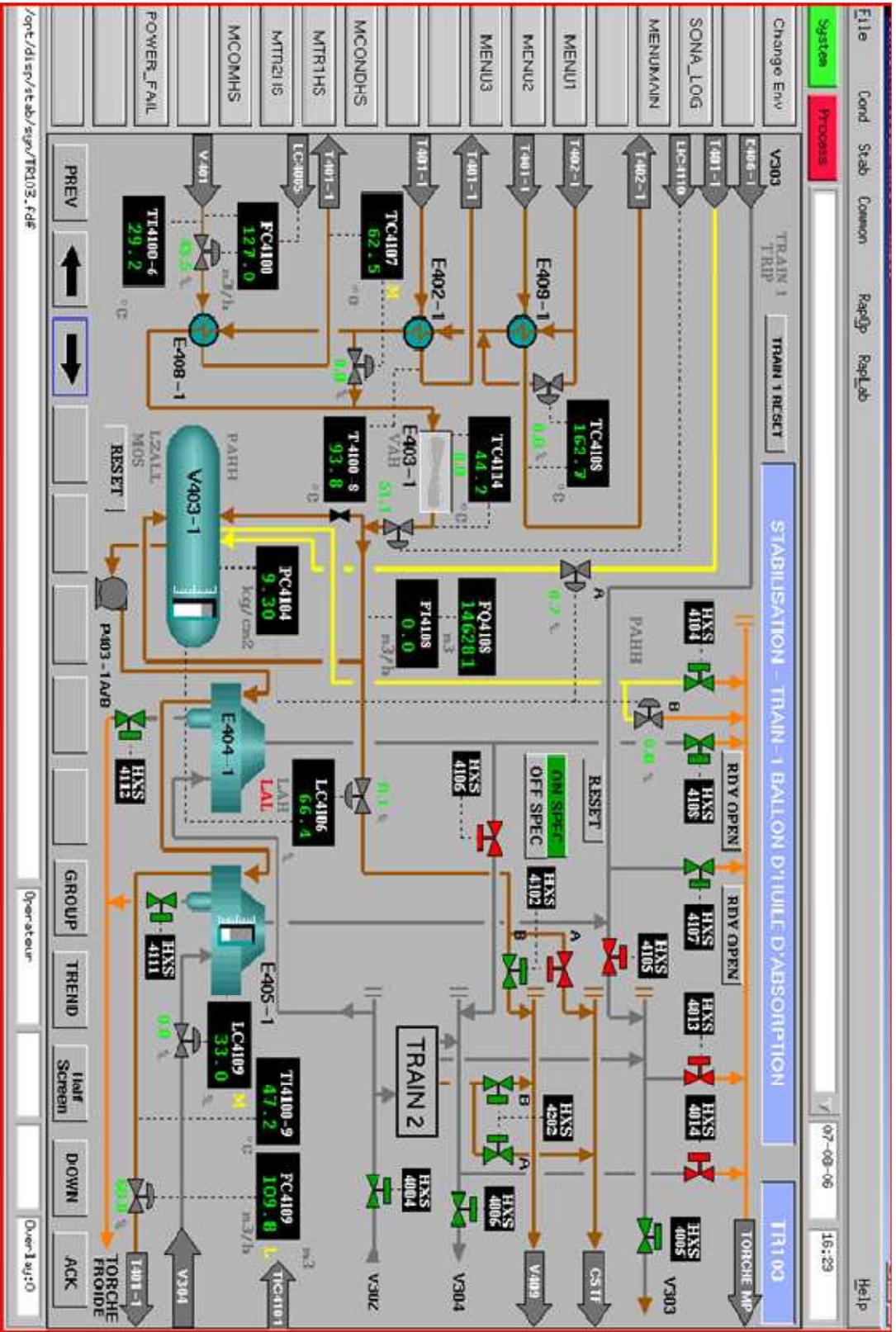


















## Résume

Ce travail consiste à simuler le fonctionnement du train 2 , et d'optimiser les paramètres de marche pour le but de ne pas avoir des perturbations qui pourraient arriver avant la stabilisation du train.

En premier ont à testés un model thermodynamique en le comparait au design pour ensuite le comparer au cas réel (actuel) et enfin de passer à l'optimisation de différents paramètres pour avoir un gain dans la production et une économie d'énergie.

Mot clés : train2 ;simulation ; optimisation ; GPL ;condensat.

## Abstract

This work is to simulate the operation of the train 2, and optimize the operating parameters for the purpose of not having disruptions that may occur before the stabilization of the train.

Were first tested in a thermodynamic model compared to the design and then compare it to the real case (current) and then proceeding to the optimization of parameters for a gain in production and energy savings.

Key words : train2 ;simulation ; optimization ; GPL ; condensat.

## الملخص

هذا العمل هو محاكاة سير القطار 2، وتحسين معايير التشغيل لغرض عدم وجود الاضطرابات التي قد تحدث قبل تحقيق الاستقرار في القطار.

جرى اختبار في نموذج الديناميكا الحرارية بالمقارنة مع التصميم وقارن بعد ذلك إلى حالة واقعية ، ومن ثم الانتقال إلى الاستفادة المثلى من معايير من أجل تحقيق مكاسب في الإنتاج مع إقتصاد في الطاقة.

الكلمات المفتاحية :القطار2؛المحاكاة؛الاستفادة المثلى.