

# Dédicace



JE DEDIE CE MODESTE MEMOIRE :

A MES TRES CHERS PARENTS QUI M'ONT TOUJOURS SOUTENU ET QUI  
ONT SACRIFIE LEURS VIES AFIN DE FAIRE DE MOI CE QUE JE SUIS.

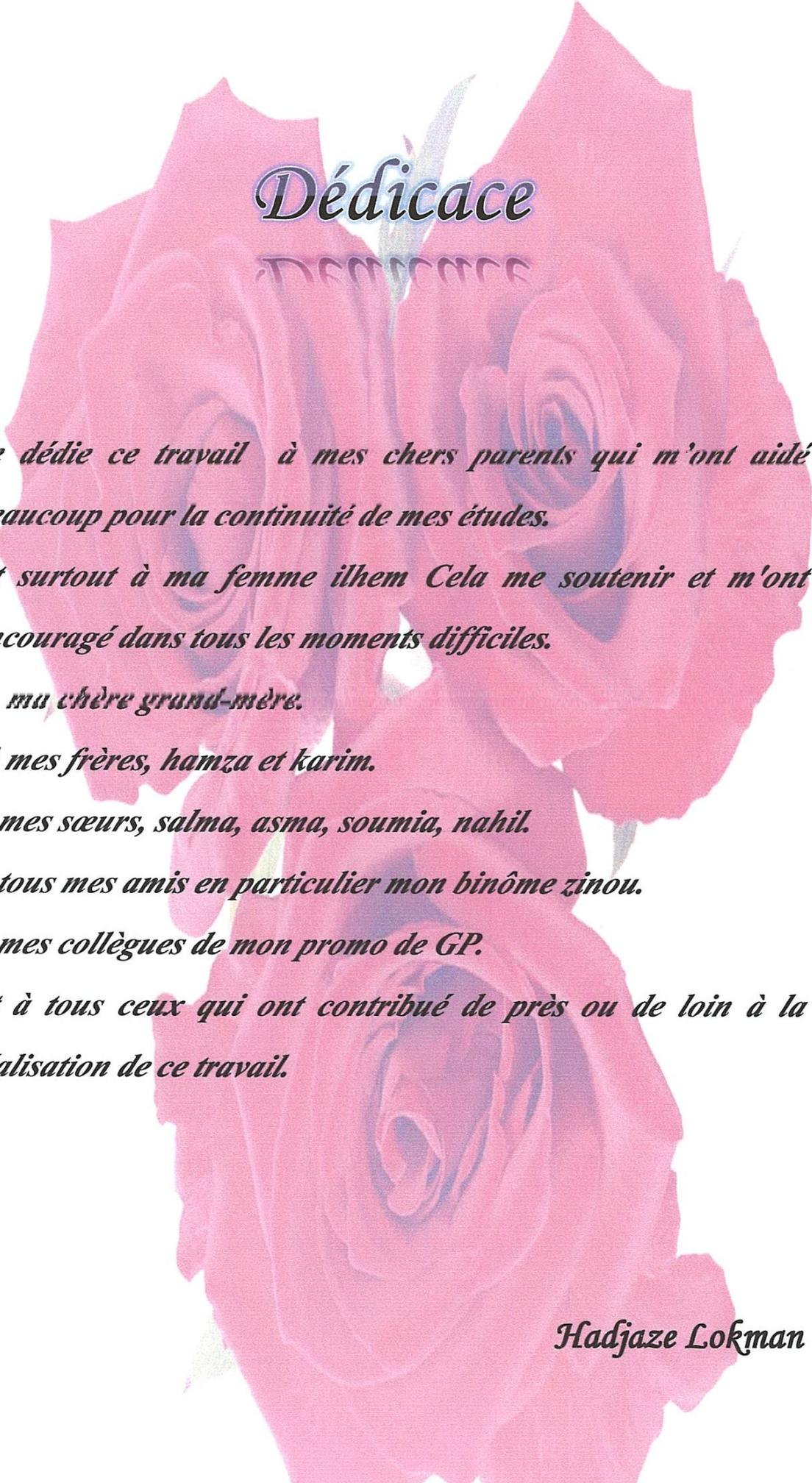
A MON GRAND PERE QUE DIEU LE PROTEGE, ET A MA GRANDE MERE  
QUE DIEU LA BENISSE NCHALAH  
A MA CHÈRE SŒUR ASMA  
A MES CHÈRS FRÈRES AYMEN ET SAIF

A MES AMIS :  
ADNANE.AMINE.LOQMAN.TAĦAR.ZAKI.BILLEL.DIDINE.SOUFIANE.  
ALLA. AHMED.RIADĦ.MOUĦAMED. AISSAOUI. FAISAL ET A TOUT  
CEUX QUE J'AI OUBLIE DE MENTIONNER.

UNE DEDICACE SPECIALE POUR HADJER. LILLIA. HASIBA.

*En reconnaissance de tous les sacrifices consentis par tous et  
chacun pour m'avoir permis d'atteindre cette étape de ma vie.  
Avec toute ma reconnaissance.*

ADJOUZ ZINE EL ABIDINE



# Dédicace

DÉDICACE

*Je dédie ce travail à mes chers parents qui m'ont aidé beaucoup pour la continuité de mes études.*

*Et surtout à ma femme ilhem Cela me soutenir et m'ont encouragé dans tous les moments difficiles.*

*A ma chère grand-mère.*

*A mes frères, hamza et karim.*

*A mes sœurs, salma, asma, soumia, nahil.*

*A tous mes amis en particulier mon binôme zinou.*

*A mes collègues de mon promo de GP.*

*Et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.*

*Hadjaze Lokman*

## SOMMAIRE

Glossaire.....	V
LISTE DES FIGURES .....	VII
LISTE DES TABLEAU .....	VIII
INTRODUCTION GENERALE .....	1

### CHAPITRE I : PRESENTATION DE CHAMP DE HBK

I.1 Situation géographique .....	3
I.2 Historique de la région.....	4
I.2.1 Champ de HAOUD BERKAOUI .....	4
I.2.2 Champ de BENKAHLA.....	4
I.2.3 Champ de GUELLALA .....	4
I.2.4 Protection de l'environnement .....	5
I.2.5 Données climatiques .....	5
I.3 Description de l'unité de traitement du gaz (UTG).....	5
I.3.1 Introduction .....	5
I.3.2 Unité de BOOSTING .....	7
I.3.3 Unité de traitement du GAZ (UTG).....	8
I.4 Unité d'injection d'eau .....	14
I.5 Unité de déshuilage.....	14

### CHAPITRE II :GENERALITES SUR LE GAZ NATUREL ET GPL

II.1 Généralités sur le gaz naturel.....	15
II.1.1 Introduction .....	15
II.1.2 Gaz naturel dans le monde.....	15
II.1.2.1 Réserves mondiales du gaz naturel .....	15
II.1.3 Le gaz naturel en Algérie .....	16
II.1.3.1 Richesse Algérienne en gaz naturel .....	17
II.1.3.2 Les réserves gazières en Algérie.....	17
II.1.4 Spécifications et propriétés du gaz naturel .....	18
II.1.4.1 Densité .....	18
II.1.4.2 Pouvoir calorifique.....	19
II.1.5 Composition chimique d'un gaz naturel .....	19
II.1.6 Les types de gaz naturel.....	19

II.1.6.1 Le gaz sec.....	19
II.1.6.2 Le gaz humide.....	19
II.1.6.3 Le gaz condensât.....	19
II.1.6.4 Le gaz associé .....	20
II.1.7 Les techniques de traitement du gaz naturel.....	20
II.1.7.1 Traitement de gaz.....	20
II.2 Généralités sur les GPL .....	22
II.2.1 Définition des GPL .....	22
II.2.2 Origine du GPL.....	22
II.2.3 Caractéristiques du GPL .....	22
II.2.4 Domaine d'utilisation du propane et du butane (GPL).....	23
II.2.4.1 Domaines d'utilisation du propane .....	23
II.2.5 Le GPL dans le monde.....	25
II.2.5.1 La Production mondiale des GPL .....	25
II.2.5.2 Consommation mondiale des GPL.....	26
II.2.6 GPL en Algérie .....	27
II.2.6.1 Production des GPL issus des champs .....	27
II.2.6.2 La consommation nationale du GPL.....	27
II.2.6.3 Exportation du GPL .....	28

### **CHAPITRE III :RAPPELS THEORIQUES SUR LA RECTIFICATION ET TRANSFERT DE CHALEUR**

III.1 La Rectification .....	30
III.1.1 Introduction .....	30
III.1.2 Définition de la rectification.....	30
III.1.3 La colonne de rectification .....	30
III.1.4 Lois fondamentales du transfert de matière.....	31
III.1.4.1 Loi de FICK : .....	31
III.1.4.2 Loi de DALTON.....	32
III.1.4.3 Loi de RAOULT et d'HENRY .....	32
III.1.5 Description et fonctionnement de Colonne de rectification .....	34
III.1.6 Types de colonnes de rectification .....	35
III.1.6.1 Colonnes à plateaux .....	35
III.1.6.2 Colonnes à garnissage.....	36

III.1.7 Bilan matière de la colonne : .....	37
III.1.7.1 Bilan matière de la zone de rectification.....	37
III.1.7.2 Bilan matière de la zone d'épuisement .....	38
III.1.8 Choix de la pression dans la colonne.....	40
III.1.9 Régime de température de la colonne de rectification.....	41
III.1.10 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge.....	41
III.1.11 Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal.....	41
III.1.12 Taux de reflux optimal .....	42
III.1.13 Bilan de matière thermique de la colonne .....	42
III.2 Transfert de chaleur.....	44
III.2.1 Définition.....	44
III.2.2 Les modes de transmission de la chaleur.....	44
III.2.3 Lois fondamentales d'échange de chaleur .....	45
III.2.3.1 Loi général .....	45
III.2.3.2 Loi de FOURRIER .....	45
III.2.3.3 Les appareils de transfert de chaleur.....	47

## **CHAPITRE IV :PARTIE CALCUL**

IV.1 Introduction.....	48
IV.2 Calcul du débutaniseur C-702.....	48
IV.2.1 La composition molaire et massique de la charge du débutaniseur C-702 .....	48
IV.2.2 Calcul du débit du débutaniseur C-702 .....	49
IV.3 La quantité du résidu et du distillat.....	51
IV.4 Composition du résidu et du distillat .....	51
IV.5 Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne.....	52
IV.5.1 Pression aux différentes zones du débutaniseur .....	52
IV.6 Détermination des températures aux différentes zones de la colonne .....	52
IV.6.1 Température Dans le ballon de reflux .....	52
IV.6.2 Au sommet du débutaniseur (Température de rosé) .....	53
IV.6.3 Au fond du débutaniseur (Température de bulle).....	54
IV.7 Volatilité relative.....	54
IV.7.1 La volatilité relative aux différentes zones du débutaniseur .....	55
IV.7.2 La volatilité relative moyenne .....	55

IV.8 Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation à l'entrée du débutaniseur .....	56
IV.9 Régime du reflux.....	57
IV.9.1 Taux de reflux minimal .....	58
IV.9.2 Taux de reflux optimal .....	59
IV.10 Taux de rebouillage minimal et optimal .....	59
IV.10.1 Taux de rebouillage minimal.....	59
IV.10.2 Taux de rebouillage optimal.....	60
IV.11 Bilan thermique du débutaniseur .....	60
IV.11.1 Détermination de débit du reflux liquide froid.....	60
IV.11.2 Détermination de l'effluent provenant du rebouilleur.....	61
IV.11.3 Composition et masse moléculaire des deux phases de l'alimentation.....	61
IV.11.4 Composition et la masse moléculaire du résidu et du distillat .....	62
IV.11.5 Calcul des enthalpies .....	62
IV.11.6 Détermination de la charge thermique de l'alimentation .....	63
IV.11.7 Détermination de la charge thermique du distillat .....	64
IV.11.8 Détermination de la charge thermique du résidu.....	64
IV.11.9 Détermination de la charge thermique du condenseur .....	64
IV.12 Comparaison des résultats obtenus .....	65
<b>Conclusion générale</b> .....	67
<b>Bibliographie</b> .....	68
<b>ANNEXES</b>	

## Glossaire

Symbole	Unité	Définition
HBK	-	- HAOUD BERKAOUI
GLA	-	- GUELLALA
BKA	-	- BENKAHLA
$\Delta C$	kmol/m <sup>3</sup>	- Variation de la concentration
$\delta$	m	- Epaisseur de la couche
L	Kmol / h	- Débit d'alimentation
F	m <sup>2</sup>	- Surface de la couche
$p_i^L$	-	- Pression partielle du constituant i liquide
$p_i^V$	-	- Pression partielle d'un constituant i vapeur
D	-	- Coefficient de diffusion de FICK
$K_i$	-	- Coefficient d'équilibre du constituant i
$\alpha$	-	- Coefficient de volatilité relative
$r_f$	-	- Taux de reflux
$r_b$	-	- Taux de rebouillage
$\phi$	-	- Paramètre conventionnel déterminé par approximations
$e'_{o}$	-	- Taux de vaporisation molaire de la charge
$C_p$	kJ/kg °C	- Masse volumique du l'huile
$\rho$	kg/m <sup>3</sup>	- Masse volumique du gaz de la régénération
$h_L$	Kcal / Kmol	- Enthalpie de la charge
$h_D$	Kcal / Kmol	- Enthalpie du distillat à l'état liquide
$Q_R$	Kcal / h	- Charge thermique du rebouilleur
$h_o$	Kcal / Kmol	- Enthalpie de la phase liquide de la charge
$G_R$	Kmol / h	- Débit du reflux chaud
$H_R$	Kcal / Kmol	- Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur
$H_D$	Kcal / Kmol	- Enthalpie du distillat à l'état vapeur (en tête de colonne)
$g_x$	Kmol / h	- Débit du reflux froid
$\Phi$	kcal/h.m <sup>2</sup>	- Taux de transmission
$\Delta\theta$	°C	- Potentiel de T
R	h.m <sup>2</sup> .°C/kcal	- Résistance au transfert
dQ	j/h	- Quantité de chaleur transmis

$\lambda$	j/m.h.°C	- Conductibilité thermique
$\Delta\tau$	h	- Temps (h)
$d_F$	m <sup>2</sup>	- Surface élémentaire
$E_i$	-	- Constante d'HENRY
$F$	m <sup>2</sup>	- Surface d'échange
$X'_{o,i}$	-	- Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide
$Y'_{o,i}$	-	- Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur
$X'_{L,i}$	-	- Concentration molaire du constituant i dans la charge
$\Delta t$	C	- Différence de température entre le fluide et la paroi
CFPA	-	- Compagnie française de pétrole Algérien
BP	-	- Basse Pression
MP	-	- Moyenne Pression
HP	-	- Haute Pression

## LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : situation géographique de HOUD BERKAOUI .....	3
Figure I.2 : Unité de boosting de GUELLALA .....	8
Figure I.3 : Schéma de Procédé de l'usine de GUELLALA.....	13
Figure II.1: Répartition des réserves prouvées de gaz naturel dans le monde en 1990, 2000 et 2010 (© d'après BP).....	16
Figure II.2 : Production du gaz naturel en Algérie .....	18
Figure II.3 : La répartition de réserves gazières en Algérie.....	18
Figure II.4 : Principales transformations du propane.....	24
Figure II.5 : Principales transformations du butane .....	25
Figure II.6 : L'approvisionnement mondial en GPL (2012) .....	26
Figure II.7 : Evaluation de la production d'énergie primaire en Algérie .....	28
Figure II.8 : Offre prévisionnelle national de GPL (en MT) .....	28
Figure III.1: colonne de rectification (colonne de distillation) .....	31
Figure III.2: Schéma de la colonne à plateau avec les notations .....	36

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau II.1 : Spécifications typiques pour un gaz commercial .....	21
Tableau II.2 : Composition molaire du GPL.....	22
Tableau II.3 : Consommation mondiale des GPL.....	27
Tableau II.4 : GPL en Algérie en 2013 .....	27
Tableau III.1 : Les différentes pressions dans la colonne .....	40
Tableau III.2 : Régime de température de la colonne de rectification.....	41
Tableau IV.1: La composition de la charge molaire et massique .....	49
Tableau IV.2 : La composition du résidu et du distillat.....	51
Tableau IV.3 : Pression aux différentes zones du débutaniseur .....	52
Tableau IV.4 : Calculs pour la température dans le ballon de reflux $T=50\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	53
Tableau IV.5 : Calculs pour la température de ballon de reflux $T=53.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	53
Tableau IV.6 : Calculs pour la température de rosé $T=55.5^{\circ}\text{C}$ .....	54
Tableau IV.7 : Calculs pour la température de bulle $T=161^{\circ}\text{C}$ .....	54
Tableau IV.8 : Volatilité relative des différentes zones de la colonne C-702 .....	56
Tableau IV.9 : Valeurs du taux de vaporisation.....	57
Tableau IV.10 : Calcul du paramètre conventionnel .....	58
Tableau IV.11 : Calcul du taux de reflux minimal .....	58
Tableau IV.12 : Valeurs du reflux optimal .....	59
Tableau IV.13 : Taux de rebouillage minimal .....	59
Tableau IV.14 : Valeurs du taux de rebouillage optimal .....	60
Tableau IV.15 : Composition et masse moléculaire des deux phases de l'alimentation .....	61
Tableau IV.16 : Composition et la masse moléculaire du résidu et du distillat.....	62
Tableau IV.17 : Valeurs d'enthalpies de chaque phase .....	63
Tableau IV.18 : Comparaison des quantités de production de GPL.....	65
Tableau IV.19 : Paramètres de fonctionnement de la colonne .....	66

**INTRODUCTION**

**GENERALE**

### **INTRODUCTION GENERALE**

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons: Le pétrole et le gaz naturel, qui sont capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Face au pétrole, son concurrent sur les marchés des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation, le gaz est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur.

L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propreté et en fin l'abondance relative des ressources.

Dans les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix années de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place de second rang. Aujourd'hui, l'industrie gazière se repositionne et entame une nouvelle phase de croissance et fait émerger une «nouvelle économie » du gaz.

Les progrès technologiques, les nouvelles approches économiques et commerciales, les stratégies les intervenants, la globalisation, les fusions et les alliances, se sont combinés pour donner au gaz le dynamisme nécessaire à la matérialisation de l'espoir qu'il nourrit pour devenir « **l'énergie du XXIème siècle.** ». Tous les scénarios de prévision de consommation énergétique le confirment, les progrès réalisés dans le transport terrestre et maritime du gaz contribuent à cet essor, car ils permettent le développement des réserves gazières encore inexploitées dans le monde.

S'appuyant sur un potentiel énergétique où le gaz naturel est largement dominant, la vocation gazière de **Sonatrach** s'est affirmée au rythme du renforcement de son rôle dans l'approvisionnement des marchés gaziers. Après le dernier arrêt de révision (12/03/2012) une perturbation dans la séparation du GPL au niveau de la colonne C-702 (débutaniseur) s'est avérée plus remarquable. En effet le démarrage de l'unité après la dernière révision a été

## *Introduction générale*

---

effectué selon les paramètres anciens de design, or que normalement le démarrage doit être basé sur une nouvelle étude et de nouveaux paramètres à savoir ; la pression de la charge et sa température qui s'adaptent avec cette nouvelle charge.

**L'objectif** de notre étude consiste en une optimisation de ces nouveaux paramètres afin d'améliorer le fonctionnement de la colonne C-702 (débutaniseur) et avoir un meilleur rendement. Le travail effectué durant notre stage au centre GUELLALA sera présenté en quatre chapitres :

- ❖ Le premier chapitre est une présentation du champ de HAOUD BERKAOUJ, champ de BENKAHIA, champ de GUELLALA et description de l'unité de traitement du gaz (UTG) de GUELLALA.
- ❖ Le deuxième chapitre englobe des généralités sur le gaz naturel et GPL (leur origine caractéristiques, composition chimique, les types, ..., domaines d'utilisation, production et consommation locale et mondiale).
- ❖ Le troisième chapitre est un rappel théorique des lois fondamentales de transfert de matière et de transfert de chaleur et une description du fonctionnement de la colonne de rectification (colonne de distillation).
- ❖ Le quatrième chapitre est le recueil des calculs effectués et des résultats obtenus lors de l'optimisation de différents paramètres afin d'améliorer le fonctionnement de la colonne C-702 et avoir un meilleur rendement

Ces quatre chapitres sont précédés par une Introduction générale et achevés par une conclusion et recommandations.

**CHAPITRE I :**  
**PRESENTATION DE**  
**CHAMP DE HBK**

## I. Présentation du champ de HAUD BERKAOUI

### I.1 Situation géographique

Sur la route N°49 reliant Ghardaïa à HASSI MESSAOUD, et à 35Km au sud-ouest d'Ouargla, un carrefour indique la présence d'un champ pétrolier, il s'agit de la région de **HAUD BERKAOUI** qui représente l'une des dix (10) principales zones productrices d'hydrocarbures du Sahara Algérien.

Cette région est située à 770Km au sud de la capitale (Alger), elle est très importante en raison de sa part de production des hydrocarbures du pays. Elle s'étend du sud Est de Ghardaïa jusqu'au champ extrême BOUKHZANA, près de la route de TOUGGOURT.

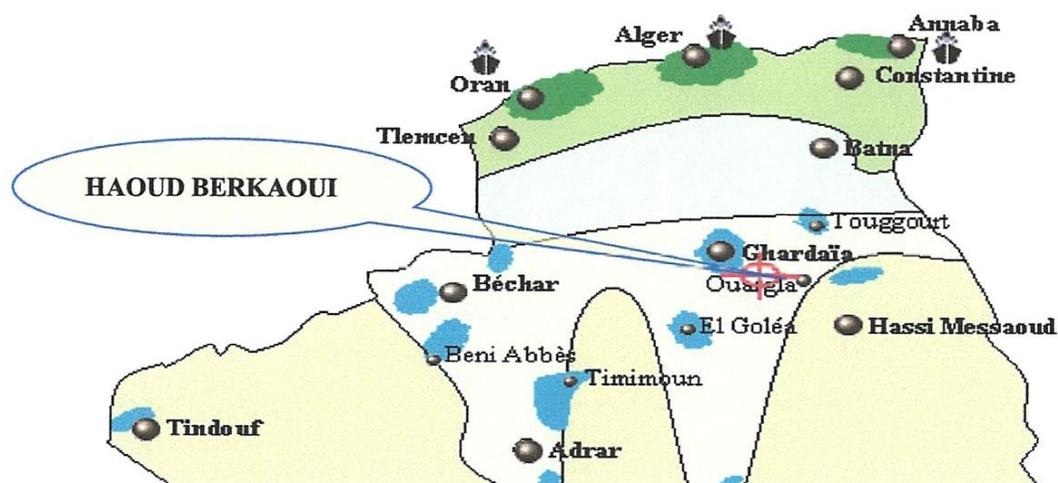


Figure I.1 : Situation géographique de HAUD BERKAOUI.

## **I.2 Historique de la région**

Les études géophysiques réalisées dans la région de Ouargla ont permis de révéler l'existence de deux (02) structures appelées: Haoud Berkaoui et Benkahla, toutes les deux situées sur une surface d'exploitation de 1600km<sup>2</sup>.

A ce jour, 100 puits sont en exploitation, repartis sur l'ensemble des champs, dont 73puits en gaz lift et 27puits éruptifs. Les autres puits qui sont au nombre de 26 sont des puits injecteurs d'eau pour le maintien de la pression. La production cumulée depuis l'origine est de 86 millions de m<sup>3</sup>, pour des réserves en place de 472millions de m<sup>3</sup>. Toutes les quantités de l'huile et de gaz récupérées sont acheminées vers les différents centres de production de la région.

### **I.2.1 Champ de HAOUD BERKAOUI**

Sur une superficie de 175Km<sup>2</sup>, ce champ a été découvert en mars 1965 par la CFPA (compagnie française de pétrole Algérien) à travers le forage du puits OK101, situé au sommet de l'anticlinal.

La mise en production de ce gisement a eu lieu en janvier 1967, la production HBK (Haoud Berkaoui) se compose d'une unité de séparation d'huile avec une capacité de 8000m<sup>3</sup>/j, d'une autonomie de stockage de 13000m<sup>3</sup>, d'une unité de BOOSTING gaz de 1million m<sup>3</sup>/j, et d'une unité de station d'injection d'eau à raison de 6000m<sup>3</sup>/j, les étapes de développement de la région ainsi que les différentes sections de l'entreprise Sonatrach sont données dans l'Annexe A.

### **I.2.2 Champ de BENKAHLA**

Le gisement de BENKAHLA a été découvert en novembre 1966 par la même compagnie (CFPA) à travers le forage du puits OKP24 sur une superficie de 72Km<sup>2</sup>, ce centre de production est composé d'une unité de séparation d'huile de 5000m<sup>3</sup>/j, et d'une unité de BOOSTING gaz de 560000m<sup>3</sup>/j, toute la production d'huile de BENKAHLA est expédiée vers le centre de production HBK.

### **I.2.3 Champ de GUELLALA**

Ce gisement a été découvert le 28 octobre 1969 par le forage de GLA1, sa mise en production a été effectuée en février 1973. Il s'étend sur une superficie de 35 Km<sup>2</sup>, avec une profondeur moyenne de 3500 m.

Actuellement, le centre de production se compose d'une unité de séparation d'huiles d'une capacité de  $7000\text{m}^3/\text{j}$ , d'une unité de stockage de  $15000\text{m}^3/\text{j}$ , et d'une unité de BOOSTING gaz de  $762000\text{m}^3/\text{j}$ .

Cette station est également dotée d'une unité de traitement de gaz d'environ 2,4 millions  $\text{m}^3/\text{j}$ , sa capacité de récupération est estimée à 500t/j de GPL et de 90 tonnes par jour de condensât. Elle comprend en outre une unité de compression de gaz à 75bars d'une capacité de  $1660000\text{m}^3/\text{j}$ , pour les besoins en gaz lift des puits de la région, les volumes restant étant expédiés vers HASSI R'MEL par le gazoduc, GR1, depuis sa mise en service 1992 ; 134 millions de  $\text{m}^3$  de gaz sec ont été ainsi expédiés vers HASSI R'MEL, auxquels s'ajoutent 429000 tonnes de GPL (voir Annexe A).

#### I.2.4 Protection de l'environnement

La région de Haoud Berkaoui est l'une des premières régions à fournir des grands efforts dans le domaine de la protection de l'environnement, cette région est dotée de station de déshuilage, d'une unité de récupération des gaz torchés, d'une station d'eau potable, et d'une station d'épuration d'eaux usées.

#### I.2.5 Données climatiques

La température maximale sous l'abri :  $45^\circ\text{C}$ .

La température minimale sous l'abri :  $-5^\circ\text{C}$ .

La température souterraine maximale en été (à une profondeur de 1m) :  $38^\circ\text{C}$ .

La température souterraine en hiver (à une profondeur de 1m) :  $18^\circ\text{C}$ .

### I.3 Description de l'unité de traitement du gaz (UTG)

#### I.3.1 Introduction

L'usine de traitement de gaz UTG de GUELLALA est conçue pour la récupération des gaz associés issus de la séparation du pétrole brut HP, MP et BP des champs de HBK, GLA et BKA au lieu d'être torchés. Elle a pour but de produire :

##### 1 - Le gaz commercial conforme aux spécifications suivantes :

- Capacité :  $1236103\text{Nm}^3/\text{j}$ .
- Teneur en  $\text{H}_2\text{O}$  : 50 ppm max. à  $10^\circ\text{C}$  et 80,5 bars.
- Teneur en  $\text{C}_5^+$  : 0,5%mol.max.
- Pression : 74 bars.
- Température :  $60^\circ\text{C}$ .

**2 - Le GPL (gaz de pétrole liquéfié) :**

- Capacité : 500 t/j.
- Teneur en H<sub>2</sub>O : 50 ppm max.
- Teneur en C<sub>2</sub><sup>-</sup> : 3% max.
- Teneur en C<sub>5</sub><sup>+</sup> : 0,5% max.
- Pression : 50 bars.
- Température : 60°C.

**3 - Le Gaz lift :**

- Capacité : 424 000 Sm<sup>3</sup>/j.
- Teneur en H<sub>2</sub>O : 50 ppm vol max.
- Point de rosée : 10°C à 80,5bars.
- Teneur en C<sub>5</sub><sup>+</sup> : 0,5% mol max.
- Pression : 140 bars.
- Température : 60°C.

**4 - Le condensât :**

- Capacité: 90 T/j.
- Point de bulle : 45°C à 2,5 bars.
- Pression : 10 bars.

La capacité de traitement de l'UTG est de  $2369 \times 10^3 \text{ Sm}^3/\text{j}$  de gaz brut provenant des trois champs répartis comme suit :

**1. Boosting de Haoud Berkaoui:**

Deux trains de compression K-101A/B de capacité :  $1,042 \times 10^3 \text{ Stm}^3/\text{j}$ .

**2. Boosting de Benkahla:**

Un train de compression HP K-201 de capacité :  $526 \times 10^3 \text{ Stm}^3/\text{j}$ .

**3. Boosting de Guellala:**

Un train de compression K-301 de capacité :  $765 \times 10^3 \text{ Stm}^3/\text{j}$  [1].

### **I.3.2 Unité de BOOSTING**

La section de Boosting de Guellala se compose d'un seul train de compression. Les gaz d'alimentation BP, MP et HP sont disponibles à partir des lignes de torches.

Le gaz BP passe dans le ballon d'aspiration V-300 où les entraînements de pétrole brut sont enlevés et recueillis dans le ballon V-304 ensuite envoyés aux séparateurs BP existant sous pression de gaz HP, puis le gaz est comprimé jusqu'à la pression MP (2bars) par la soufflante K-300 (Figure I.2). Le gaz BP est ainsi mélangé avec les gaz provenant des lignes de torche MP et d'appoint du V-401, et est introduit dans le ballon d'aspiration 1<sup>er</sup> étage V-301 du compresseur K-301 où les gouttelettes d'huile entraînées sont éliminées et renvoyées vers le séparateur MP.

Le gaz HP provenant de la ligne de torche HP passe dans le ballon d'aspiration V-302 où les entraînements de pétrole brut sont enlevés et renvoyés vers le séparateur BP, puis le gaz pénètre dans le 2<sup>ème</sup> étage du compresseur K-301 mélangé au gaz HP provenant du 1<sup>er</sup> étage, sera comprimé jusqu'à 26bars, à la sortie du compresseur le gaz est refroidi à l'aide de l'aéroréfrigérant E-301. Le gaz ainsi refroidi est envoyé vers l'usine de traitement de gaz UTG en passant par le ballon de rétention d'eau V-303 dans lequel l'eau est évacuée vers le bourbier.

#### ***Conditions opératoires :***

- ✓ Pression d'aspiration (MP + BP) :2,3bars.
- ✓ Température d'aspiration (MP + BP) :41°C.
- ✓ Pression d'aspiration : 10bars.
- ✓ Température d'aspiration (HP) : 37°C.
- ✓ Pression de refoulement : 26bars.
- ✓ Température de refoulement : 130°C.
- ✓ Type de compresseur : centrifuge.
- ✓ Entraînement : moteur électrique.

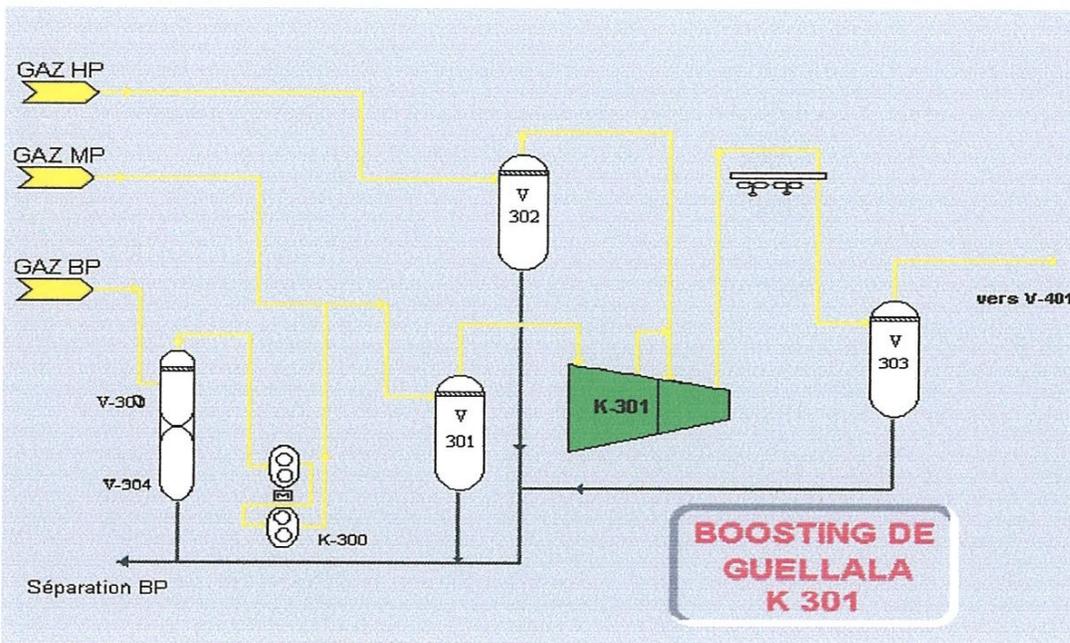


Figure I.2 : Unité de Boosting de GUELLALA [1].

### I.3.3 Unité de traitement du GAZ (UTG)

#### Section de stabilisation

Le gaz sortant du ballon V-401 est refroidi à 25°C dans le refroidisseur à propane E-401 puis envoyé vers le ballon séparateur V-402 situé en amont des sécheurs (Figure I.3), l'eau est évacuée et les condensats sont récupérés au fond du ballon par des pompes P-402 A/B. les deux refoulements des pompes de condensât alimentent la colonne de stabilisation C-401 où le fond est réchauffé à 138°C par un rebouilleur E-402 à huile chaude (gaz -oïl ) et les vapeurs de l'huile sont recyclées en amont du refroidisseur à propane E-401. Les condensats sont ainsi envoyés vers la colonne de débutanisation C-702.

#### Conditions opératoires :

- ✓ Température : de tête : 51°C.
- ✓ Pression de fond : 26,5 bars.
- ✓ Température de fond : 138,5°C.

### Section de déshydratation

Le gaz débarrassé des hydrocarbures liquides en provenance du ballon séparateur V-402 est envoyé vers les sécheurs de gaz V-403 A/B/C avant de passer dans la section de réfrigération E-601.

Le système de séchage consiste à éliminer l'humidité à un seuil de 04ppm, il est constitué de trois lits fixes à tamis moléculaires dont deux en service et le troisième en régénération. Le gaz de régénération est porté à une température de 290°C dans le réchauffeur de gaz H-401 dans la phase de chauffage.

Le gaz de régénération, après avoir été refroidi par l'aéroréfrigérant de gaz de régénération E-403 est envoyé au ballon séparateur de gaz de régénération V-404 pour y extraire l'eau, puis recyclé en amont du refroidisseur de gaz d'alimentation E-401 par le compresseur K-401. Le gaz une fois séché passe à travers un filtre à poussière Z-401 pour éliminer les impuretés fines susceptibles de créer des problèmes de bouchage des équipements en aval.

#### *Conditions opératoires :*

- ✓ Débit : 4020 Nm<sup>3</sup>/l.
- ✓ Température de service : 290°C.
- ✓ Pression de service : 22 bars.
- ✓ Temps de régénération : 6 heures.

### Section de réfrigération

Le gaz séché est refroidi dans un échangeur de chaleur à plaque compact E-601, E-602 et E-603 à -18° puis envoyé au séparateur froid V-600. Le gaz sortant du haut du séparateur V-600 est mélangé avec le gaz de ballon du reflux V-701, ensuite réchauffé dans l'échangeur à plaque à contre-courant à 23°C puis dirigé vers les ballons d'aspiration V-607A/B des compresseurs de gaz de vente K-603A/B.

Les hydrocarbures liquides du séparateur V-600 sont pompés par la pompe d'alimentation du dééthaniseur P-601A/B, réchauffés dans l'échangeur à plaque à 23°C et sont utilisés comme alimentation de la colonne de dééthaniseur C-701.

Dans l'échangeur à plaque la réfrigération est réalisée par la boucle de propane :

**Conditions opératoires :**

- ✓ Gaz sec:
  - Température d'entrée : 27°C.
  - Température de sortie : -18°C.
- ✓ Gaz froid du ballon V-600:
  - Température d'entrée : -18°C.
  - Température de sortie : 23°C.

**Section de compression de gaz de vente**

Le gaz provenant du séparateur froid V-600 et du ballon de reflux du dééthaniseur V-701 est évacué vers les ballons d'aspiration des compresseurs de gaz de vente K-603 A/B. A la sortie du compresseur le gaz est refroidi par les aéroréfrigérants E-605A/B de 130°C à 60°C, une partie est envoyée vers les lignes 48"GR1/GR2 reliant ALRAR-HASSIR'MEL, l'autre partie est envoyée vers la section gaz lift.

**Conditions opératoires :**

- ✓ Pression d'aspiration : 22bars.
- ✓ Températures d'aspiration : 23°C.
- ✓ Pression de refoulement : 73bars.
- ✓ Températures de refoulement : 60°C.

**Section de gaz lift**

Une partie du gaz de vente 424 (103Nm<sup>3</sup>/j) passe dans les ballons d'aspiration V-608 et V-606 montés en série pour être comprimée par le compresseur alternatif de gaz lift K-604 A/B à une pression de 142bars.

Le gaz ainsi comprimé est refroidi par l'aéroréfrigérant E-606 de 118°C à 60°C puis il est envoyé vers les puits de pétrole équipés du système de gaz lift des trois champs de HBK, BKA et GLA.

**Conditions opératoires :**

- ✓ Pression d'aspiration : 72bars.
- ✓ Température d'aspiration : 60°C.
- ✓ Pression de refoulement : 142bars.
- ✓ Température de refoulement : 60°C.

**Section de fractionnement****1) Dééthaniseur :**

Les hydrocarbures liquides provenant de la section de réfrigération alimentent le dééthaniseur C-701 au moyen de la pompe P-601 A/B au niveau du 14<sup>ème</sup> plateau. En tête de la colonne le gaz est partiellement condensé dans le condenseur de tête E-701 par du propane réfrigérant et séparé dans le ballon de reflux du dééthaniseur V-701, le liquide du ballon de reflux totalement pompé par la pompe P-704A/B vers le plateau de tête comme reflux froid, le gaz sortant du haut du V-701 est préchauffé dans la section de réfrigération et envoyé aux compresseurs de gaz de vente K-603 A/B , en passant par les ballons d'aspiration V-607A/B.

Les condensats du fond de C-701 sont stabilisés par le rebouilleur condensât /huile chaude E-702 et envoyés comme 2<sup>ème</sup> charge au débutaniseur C-702 sous contrôle de niveau.

**Conditions opératoires :**

- ✓ Pression de tête : 24 bars.
- ✓ Température de tête : -6°C.
- ✓ Pression de fond : 25 bars.
- ✓ Température de fond : 89°C.
- ✓ Nombre de plateaux : 38.

**2) Débuthaniseur :**

L'alimentation est assurée par les hydrocarbures liquides provenant de fonds de :

- ✓ Dééthaniseur C-701.
- ✓ Colonne de stabilisation C-401.

Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aérocondenseur E-703 A/B/C/D et recueilli dans le ballon de reflux V-702. La pompe P- 702 A/B assure un débit de reflux

pour maintenir la température de tête de colonne et véhicule le GPL produit vers les sphères de stockage T-701 A/B après être refroidis à 45°C dans l'échangeur à propane E-706.

Les condensats du fond de C-702 sont stabilisés par le rebouilleur E-704 à huile chaude et envoyés vers le séparateur MP qui existe dans le centre de production de GUELLALA après refroidissement dans l'aéroréfrigérant E-705.

**Conditions opératoires :**

- ✓ Pression de tête : 14 bars.
- ✓ Température de tête : 78°C.
- ✓ Pression de fond : 15 bars.
- ✓ Température de fond : 149°C.
- ✓ Nombre de plateau : 38°C.

**Utilités :**

**1) Système de réfrigération à propane :**

Le système de réfrigération à propane est prévu pour fournir le froid au refroidisseur de gaz d'alimentation, à l'échangeur à plaques, au condenseur de tête du dééthaniseur, et au refroidisseur de GPL.

La boucle de propane est composée d'un compresseur centrifuge à 3 étages K-501, de 3 ballons d'aspiration V-501, V-502 et V-503 et d'une batterie de six aéroréfrigérants E-501.

**2) Système d'huile chaude :**

Un système d'huile chaude (gas-oil) est prévu pour fournir de la chaleur aux rebouilleurs des colonnes de stabilisation C-401, dééthaniseur C-701 et débutaniseur C-702.

La boucle d'huile chaude comprend une pompe P-851A /B qui aspire le gas-oil du ballon tampon V-850 et le refoule vers un four cylindrique H-850 qui réchauffe le gas-oil à 240°C pour fournir la chaleur nécessaire aux trois rebouilleurs. Le gas-oil est recyclé vers le ballon tampon V-850 à 140°C.

**3) Système de gaz combustible :**

Un réseau d'alimentation en gaz combustible est prévu pour assurer l'alimentation en fuel gaz des turbines à gaz KT-501, KT-603A/B, des réchauffeurs (fours) H-401 et H-850, des pompes d'huile d'étanchéité de secours des turbines à gaz, du pilote de torche et du système de pressurisation des sphères T-701A/B du collecteur de torche (gaz de balayage) [1].

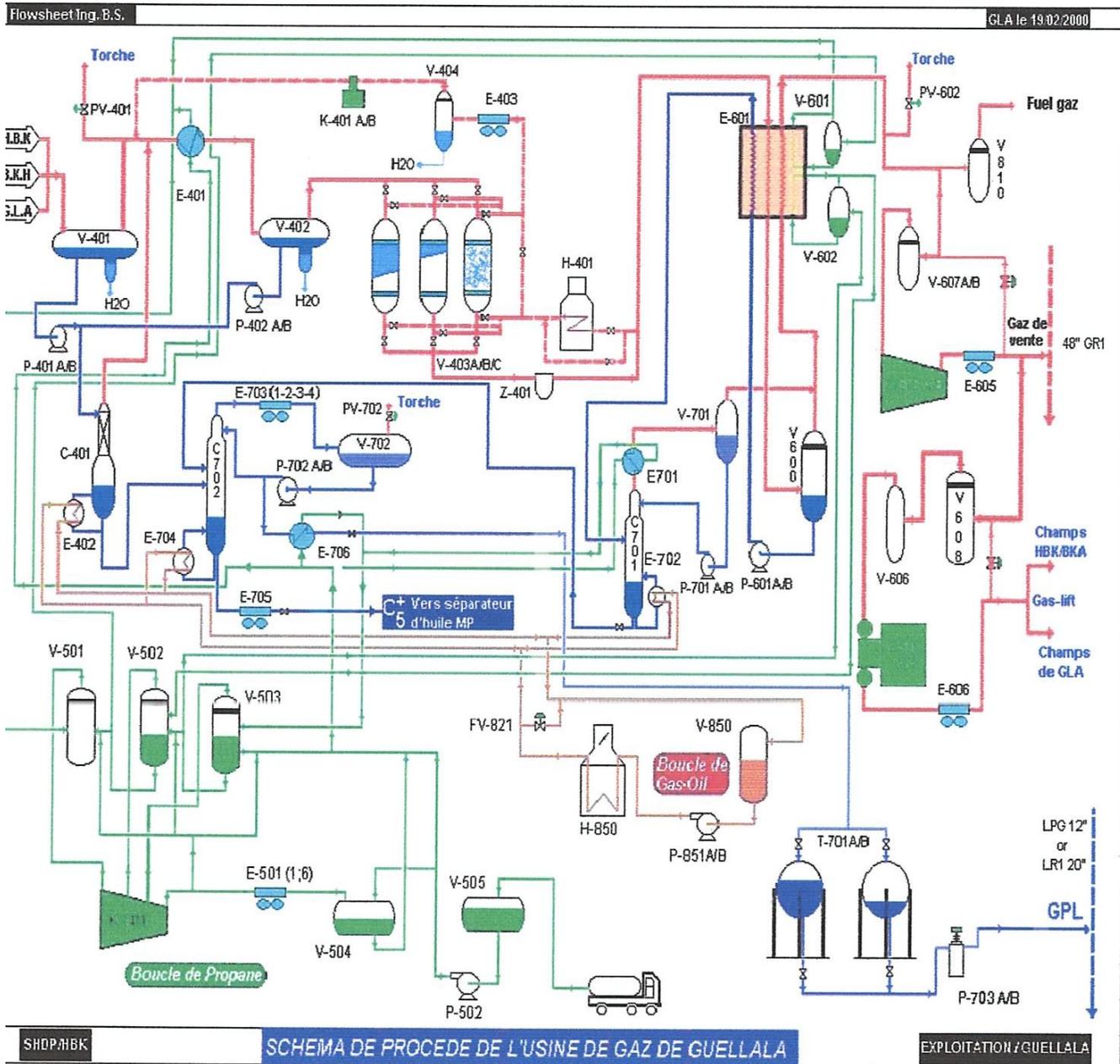


Figure I.3 : Schéma de procédé de l'usine de GUELLALA [1].

#### 4) Système de torche :

La torche est installée pour brûler le gaz lors des arrêts programmés d'urgence.

#### I.4 Unité d'injection d'eau

Cette installation est implantée au sud-ouest du centre de production de GLA/C. Son rôle est d'injecter de l'eau filtrée et traitée dans les puits producteurs d'huile. Elle est conçue pour produire une pression de refoulement de 145bars avec un débit de 250m<sup>3</sup>/h, par l'ensemble d'équipements suivants :

- ✓ Une alimentation d'eau à partir d'un manifold.
- ✓ Deux pompes moyennes pression avec un débit de 250m<sup>3</sup>/h chacune, entraînées par deux moteurs électriques.
- ✓ Deux filtres bicouches (silex/hydrontrasit), travaillant en parallèle avec une capacité de 125m<sup>3</sup>/h chacun, et une finesse de filtration de 2micros.
- ✓ Une tuyauterie HP.
- ✓ Un réseau de collecte et d'évacuation vers le bourbier.

L'eau aspirée par la pompe subit des traitements par des réactifs injectés à l'aide des pompes de basse pression.

#### I.5 Unité de déshuilage

L'unité de déshuilage a été créée en l'an 2000 dans le but de récupérer de l'huile et de l'eau à partir du bourbier. Cette unité a aussi pour objectif la protection de l'environnement.

En résumé :

- ✓ Boosting de GLA : pour envoyer le gaz vers l'UTG.
- ✓ L'UTG : pour récupérer le gaz torché et le gaz associé issu de la séparation du pétrole brut pour produire le gaz commercial, le GPL, le gaz lift, et le condensât.
- ✓ L'unité d'injection d'eau : pour injecter l'eau et maintenir la pression du gisement.
- ✓ L'unité de déshuilage : pour récupérer de l'huile et pour la protection de l'environnement.

**CHAPITRE II :**  
**GENERALITES SUR**  
**LE GAZ NATUREL ET**  
**LE GPL**

## II. Généralités sur le gaz naturel

### II.1 Introduction

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane ( $\text{CH}_4$ ), il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

Le gaz naturel est une énergie primaire bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Il 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 et la distribution.

### II.2 Gaz naturel dans le monde

Longtemps considéré comme un élément dangereux présent dans les gisements de pétrole, le gaz est progressivement exploité. Depuis les années 1970, les qualités énergétiques du gaz sont reconnues et la demande ne cesse d'augmenter. Le développement de nouvelles techniques d'exploration gazière permet de répondre efficacement à cette demande croissante puisque de nouvelles réserves sont découvertes. En 20 ans, les réserves de gaz conventionnel ont été multipliées par 1,5 [2].

#### II.2.1 Réserves mondiales du gaz naturel

Les réserves de gaz naturel sont inégalement réparties dans le monde. Près de 2/3 des réserves de gaz conventionnel sont situés en Russie et au Moyen-Orient. La Russie, l'Iran et le Qatar détiennent à eux trois, plus de 50% des réserves mondiales prouvées de gaz conventionnel (Figure II .1).

- ✓ Le Moyen-Orient possède les réserves de gaz les plus importantes au monde mais ne fournit pourtant que 10% du marché en gaz.
- ✓ La Russie qui détient les premières réserves mondiales de gaz naturel est le deuxième producteur de gaz.
- ✓ Les Etats-Unis qui ne possèdent que 4% des réserves mondiales de gaz naturel sont le premier producteur mondial.



**Figure II.1:** Répartition des réserves prouvées de gaz naturel dans le monde en 1990, 2000 et 2010 (© d'après BP).

De nombreuses réserves de gaz non conventionnels et plus particulièrement de gaz de schistes sont progressivement découverts. Elles sont abondamment réparties sur la planète : Amérique du Nord et du Sud, Chine, Australie et plusieurs pays d'Europe... Pionniers dans l'exploitation de gaz de schiste, les Etats-Unis possèdent d'importantes réserves sur la quasi-totalité du territoire (environ 7 700 milliards de m<sup>3</sup> de réserves prouvées en 2010), surtout dans le Colorado. Le gaz de schiste est aujourd'hui la deuxième ressource énergétique des Etats-Unis, il alimente plus de la moitié des foyers du pays (Annexe B) [2].

### II.3 Le gaz naturel en Algérie

L'Algérie est un important producteur de gaz au niveau mondial.

A la fin de 1953, plusieurs campagnes sismiques aboutissent à la mise en évidence d'une zone 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.

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 HAOU DH 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  $300.10^6 \text{ m}^3/\text{j}$ . Un programme de forage complémentaire était alors 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 transméditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie.

### **II.3.1 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 mondiale et celui d'AIN - SALAH qui a été exploité en l'an 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

### **II.3.2 Les réserves gazières en Algérie**

En janvier 2003 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à  $4,077.10^9 \text{ m}^3$ . Au cours des dix dernières années les bassins de BERKINE et d'ILLIZI ont enregistré les taux de réussite les plus élevés 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 où il y a eu une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de TIMIMOUN et HASSI MESSAOUD (Figure II.2).

Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7Milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer toutes les découvertes réalisées.

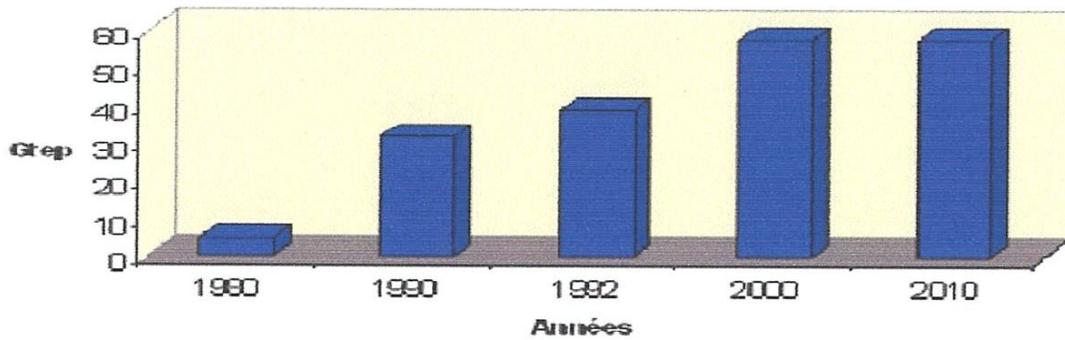


Figure II.2: Production du gaz naturel en Algérie.

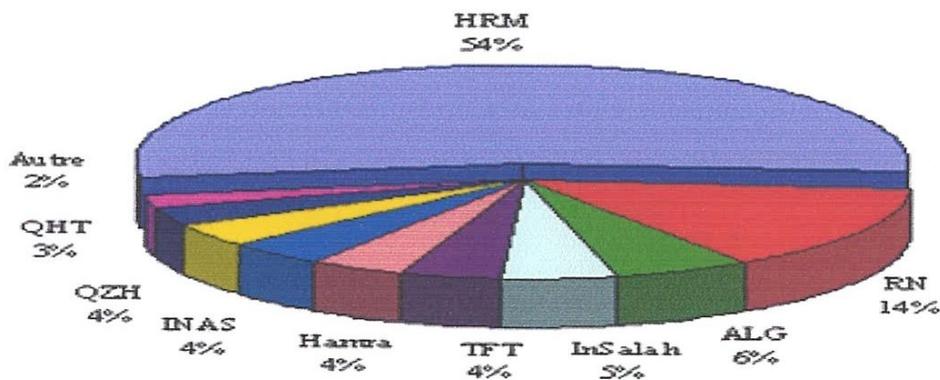


Figure II.3: La répartition de réserves gazières en Algérie.

#### II.4 Spécifications et propriétés du gaz naturel

Le gaz naturel en tant que source d'énergie est l'une des matières premières qui ont permis la diffusion du progrès économique et social. A son stade d'exploitation, il doit être caractérisé par certaines propriétés :

##### II.4.1 Densité

Elle est définie pour un gaz comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de température et de pression. Comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité du Gaz} = \text{Masse Moléculaire} / 29$$

(II.1)

### II.4.2 Pouvoir calorifique

On appelle pouvoir calorifique d'un combustible liquide ou gazeux la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une masse ou d'un volume unité. Pour un gaz, le pouvoir calorifique s'exprime en « joule par mètre cube ( $\text{J/m}^3$ ) » mesuré dans les conditions de références. Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

#### a - Pouvoir calorifique supérieur PCS

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

#### b- Pouvoir calorifique inférieur PCI

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

### II.5 Composition chimique d'un gaz naturel

La composition chimique d'un gaz c'est la composition des hydrocarbures et des autres constituants qu'il renferme. La composition chimique d'un gaz est utilisée pour étudier la vaporisation et calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température [9].

### II.6 Types de gaz naturel

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et de température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer.

#### II.6.1 Le gaz sec

Dans les conditions de production de ce gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane [9].

#### II.6.2 Le gaz humide

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

#### II.6.3 Le gaz condensât

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

### II.6.4 Le gaz associé

C'est un gaz de couverture qui coexiste avec la phase d'huile dans le réservoir d'huile (Gisement de pétrole).

## II.7 Les techniques de traitement du gaz naturel

### II.7.1 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°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 la quelle doit se situer le pouvoir calorifique.

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

**Tableau II.1:** Spécifications typiques pour un gaz commercial.

PCS	39100 à 39500 (kJ/m <sup>3</sup> )
Point de Rosée HC	Inférieur à - 6°C.
Teneur en eau	Inférieur à 150ppm.
Teneur en C <sup>+</sup> <sub>5</sub>	Inférieur à 0,5% mol.

Compte tenu de 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.

## II.2 Généralités sur les GPL

### II.2.1 Définition des GPL

Le GPL gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane, de butane, et de traces de méthane, d'éthane et de pentane.

Le gaz du pétrole liquéfié est un produit gazeux à la température ambiante et à pression atmosphérique. Il est liquéfié à faible pression (4 à 5 bar) et une température très basse pour faciliter son transport, son stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition molaire du gaz de pétrole liquéfié est variable selon sa source.

**Tableau II.2 :** Composition molaire du GPL.

Les composants du GPL	Fractions (molaire%)
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

### II.2.2 Origine du GPL

Le GPL est extrait à partir de diverses sources qui peuvent être :

- de la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés ( champs pétroliers ) .
- comme sous-produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel GNL.
- du pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- de la récupération à partir des champs gaziers.

### II.2.3 Caractéristiques du GPL

- **Densité :** Dans l'état gazeux ils sont plus lourds que l'air : La densité du propane est de 0.51 et celle du butane est de 0.58.

- **Dilatation** : à l'état liquide, ils ont un coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage, car les sphères ne doivent jamais être remplies complètement.
- **Tension de vapeur** : Soumis à des températures supérieures à leur point d'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide sous pression ou par réfrigération. Le GPL à une tension de vapeur à 20 °C égale à :
  - ✓ Pour le butane : 2 bars.
  - ✓ Pour le propane : 8 bars.
- **Température d'ébullition** : A la pression atmosphérique, la température d'ébullition du butane est de  $-0.6\text{ °C}$  et celle du propane est de  $-40\text{ °C}$ .
- **Impuretés** : Le GPL produit au niveau des différents champs doit répondre aux spécifications suivantes :
  - ✓ Teneur en gaz sec inférieure ou égale à 3 % mol.
  - ✓ Teneur en condensât inférieure ou égale à 0.4 % mol.
- **Odeur et couleur** : Le GPL est incolore, soit à l'état vapeur ou liquide et pratiquement inodore. Pour des raisons de sécurité un odorant doit être ajouté pour la détection des fuites. Cet odorant est à base de sulfures appelés Mercaptans.
- **Toxicité** : Le GPL s'enflamme dans l'air, il émet un gaz considéré comme toxique. Le gaz en question dénommé le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion.
- **Pouvoir calorifique supérieur** : (Kcal / Nm<sup>3</sup>)
  - $PCS_{(ic4)} = 29460.$
  - $PCS_{(c3)} = 22506.$
  - $PCS_{(nc4)} = 29622.$

## II.2.4 Domaine d'utilisation du propane et du butane (GPL)

### II.2.4.1 Domaines d'utilisation du propane

- **Propane en pétrochimie (Propane C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>)**

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane, il se forme l'éthylène, et le propylène, tandis que le nitro-méthane, le nitro-éthane et le nitro-propane sont issus de la réaction de nitration, les produits de chloration n'ont pas trouvés jusqu'à présent d'application industrielle, pourtant il est bien

connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane est utilisé dans la fabrication de l'acétylène (Figure II.4).

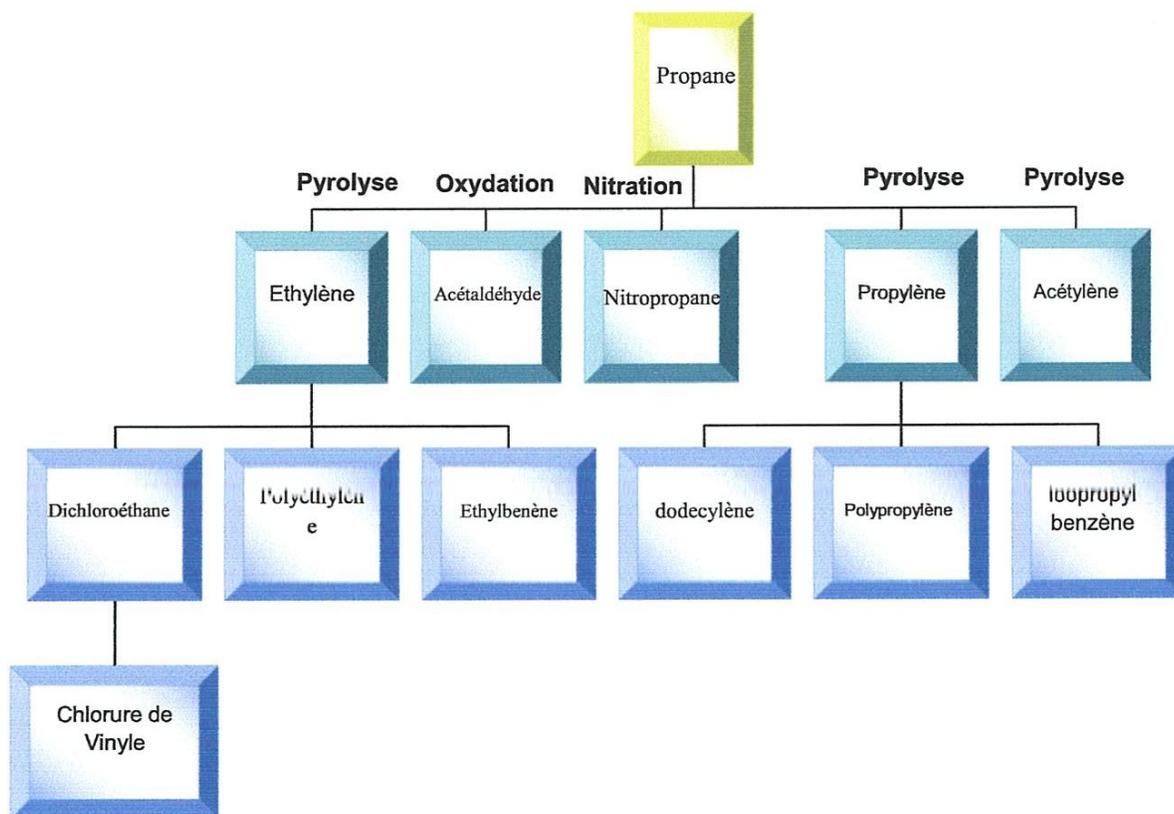


Figure II.4 : Principales transformations du propane.

#### • Propane dans la réfrigération

Le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent de réfrigération (boucle de propane), Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés (chillers), selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23 °C.

#### II.2.4.2 Domaine d'utilisation du butane

##### • n-butane (Butane C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>)

On l'utilise pour produire nombreuses oléfines comme, l'éthylène, le propylène et divers butylènes, les n-butanes s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde, l'acétone etc... Lors de la nitration du butane on obtient les nitro-butanes

L'isomérisation du butane le transforme en iso-butane.

• Iso -butane

L'isobutane intervient dans les nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace. L'iso butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc butyle du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation. (Fig. II.5) [3].

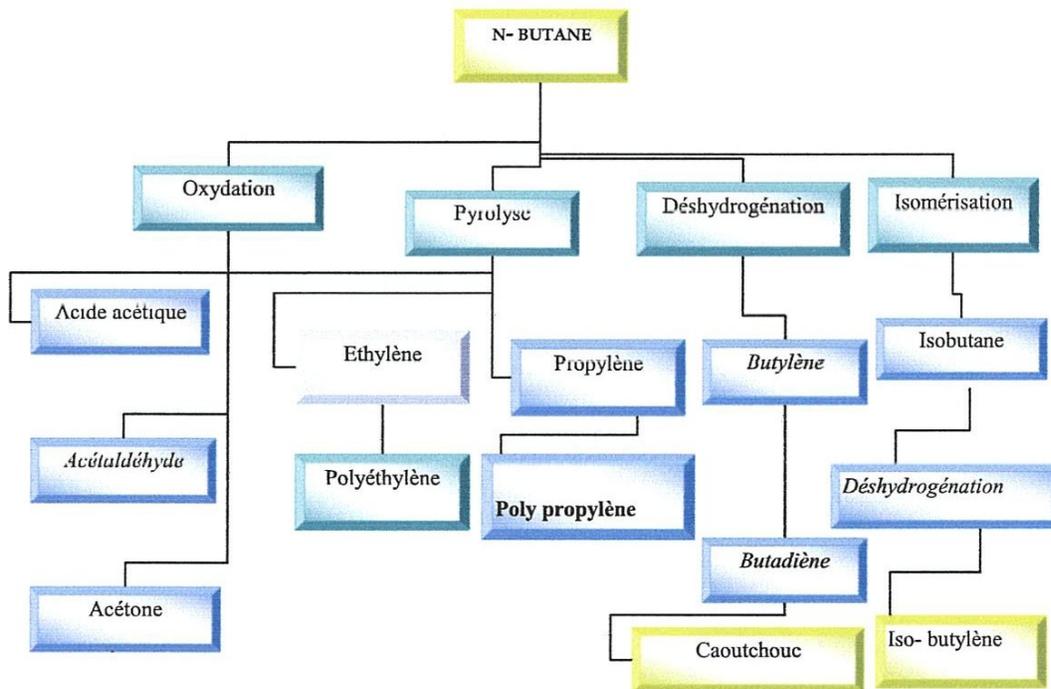


Figure.II.5 : Principales transformations du butane.

II.2.5 Le GPL dans le monde

II.2.5.1 La Production mondiale des GPL

La production mondiale des GPL est en croissance, depuis 2000, la production du GPL globale a considérablement augmenté. Sur une base de la production absolue, la plus grande augmentation de la provision est enregistrée au Moyen-Orient qui a augmenté autour de 47 million de tonnes en 2008 approximativement. Donc, le Moyen-Orient a représenté presque le tiers de l'augmentation globale dans la production du GPL dans cette décennie.

D'autres régions ont connu des augmentations absolues y inclus l'ex-URSS avec une augmentation approximative de 7 million de tonnes, et l'Asie du nord-est avec une

augmentation approximative de 10 million de tonnes. Ces trois régions ont expliqué presque trois-quarts de l'augmentation du monde dans la provision du GPL de 2000 à 2008.

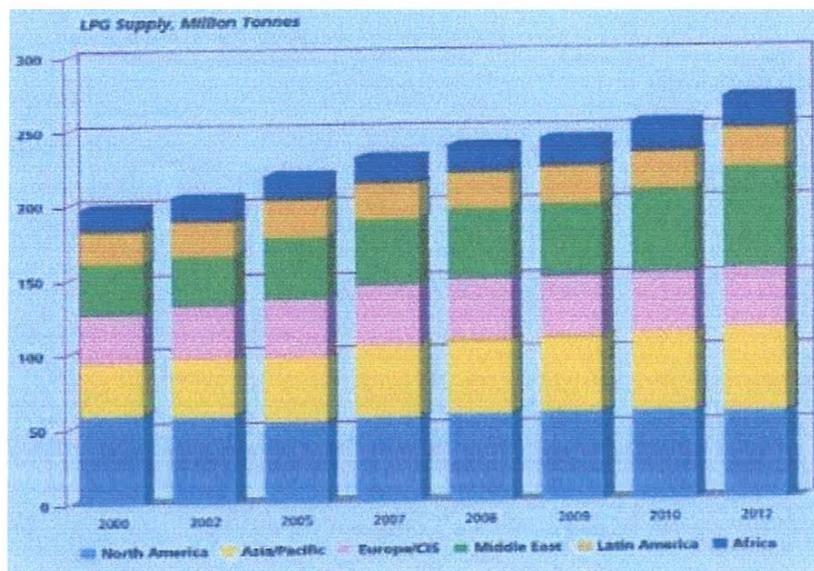


Figure II.6 : L'approvisionnement mondial en GPL (2012) [4].

### II.2.5.2 Consommation mondiale des GPL

La consommation mondiale des GPL a augmenté de 50 % entre 1980 et 1981 alors que celle du pétrole restait quasiment stable pendant cette période.

En 2002, la consommation totale de gaz pétrole liquéfié était de 134.6 Mt, alors qu'elle a été de 69 Mt en 1970 [5].

Tableau II.3 : Consommation mondiale des GPL en Million de tonnes (Mt).

Pays	Consommation (Mt)	Pays	Consommation (Mt)
U.S.A	41.000	Espagne	2.327
Japon	18.900	Russie	8.600
Italie	3.430	Algérie	3.600
Grande Bretagne	2.750	Australie	1.400
Allemagne	2.677	Chine	2.300
France	2.655	Inde	2.000
Hollande	2.5	-	-

### II.2.6 GPL en Algérie

Dans les pays pétroliers et gaziers comme l'Algérie, l'industrie des GPL est méconnue du grand public. En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%) suite à la séparation du gaz et du traitement du pétrole brut, soit 4.35 millions de tonnes, L'autre partie est produite au niveau des raffineries du pétrole de Skikda; Alger et Arzew (10%). En 2013 la production moyenne des GPL de ces raffineries est de l'ordre de 530000 tonnes réparties comme suit :

**Tableau II.4 : GPL en Algérie en 2013.**

	<b>SKIKDA</b>	<b>Arzew</b>	<b>Alger</b>
<b>GPL</b>	340.000T	100.000T	90.000T

#### II.2.6.1 Production des GPL issus des champs

L'offre issue des champs (gisement d'hydrocarbures) représente 79 % de l'offre national. Le plan adopté depuis les années 1990, s'articule autour de deux axes :

- 1) Le développement de nouveaux champs de gaz situés au Sud-Est de HassiR'mel pour la récupération du gaz de vente, du condensât et de GPL.
- 2) L'accroissement de récupération des GPL, est dû à la mise en place d'unités d'extraction au niveau des champs suivants :

- **1979** : HassiR'mel.
- **1985** : Adrar.
- **1993** : Haoud Berkaoui.
- **1995** : Haoud el-Hamra.
- **1996** : Oued Noumer.

Les champs de HassiR'mel avec un apport de 3 millions de tonnes, contribue à lui seul à plus de 65 % dans cette production, soit 57 % de l'offre nationale des GPL.

#### II.2.6.2 La consommation nationale du GPL

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de 1970. En effet, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfûtage en 1980 par 29 centres en futeurs portant la capacité de 1,2 millions de tonnes/an, soit l'équivalent de 43 centres en futeurs implantés à travers l'ensemble du territoire national, la consommation est passée de 148.000 tonnes en 1970 à 720.000 tonnes en 1975 pour atteindre 1,9 millions de tonnes en 2013.

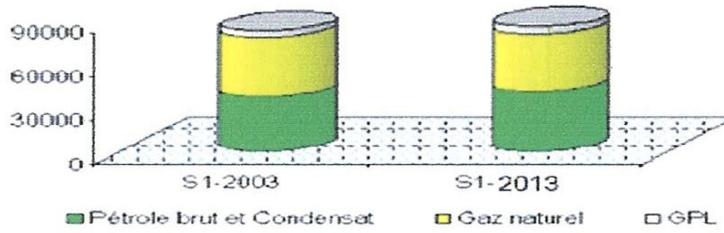


Figure II.7: Evaluation de la production d'énergie primaire en Algérie.

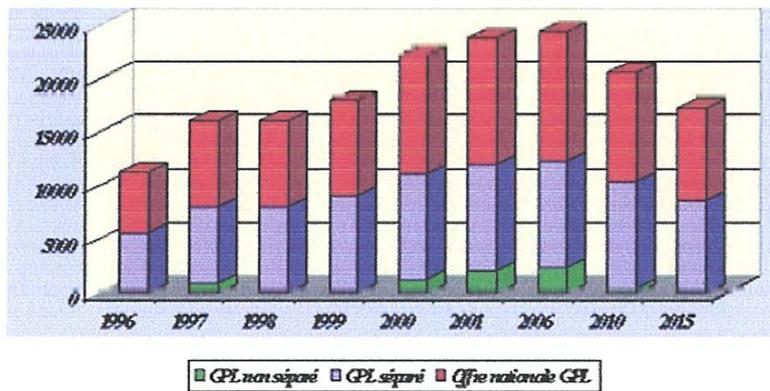


Figure II.8: Offre prévisionnel national de GPL (en MT).

### II.2.6.3 Exportation du GPL

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005; 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane. Les marchés méditerranéens et américains (USA) restent les principaux marchés et représentent près de 75% des exportations.

**CHAPITRE III :**  
**RAPPELS THEORIQUES**  
**SUR LA RECTIFICATION**  
**ET TRANSFERT DE**  
**CHALEUR**

### III. Rappels théoriques sur la rectification et transfert de chaleur

#### III.1 La Rectification

##### III.1.1 Introduction

Si l'on vaporise un mélange de deux constituants miscibles ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre en constituant le plus volatil. Bien que l'opération simple permette d'enrichir la vapeur en constituant le plus volatil et le liquide en constituant le moins volatil, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ ; cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue purement qualitatif. On ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants puisqu'au cours de l'opération d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminées.

##### III.1.2 Définition de la rectification

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé « **colonne de rectification** ».

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation du degré de pureté.

##### III.1.3 La colonne de rectification

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, formé d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Généralement la colonne peut atteindre près de **50m** de hauteur et **6m** de diamètre .Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe.

Le transfert de matière par diffusion moléculaire est défini par la loi de **FICK**.

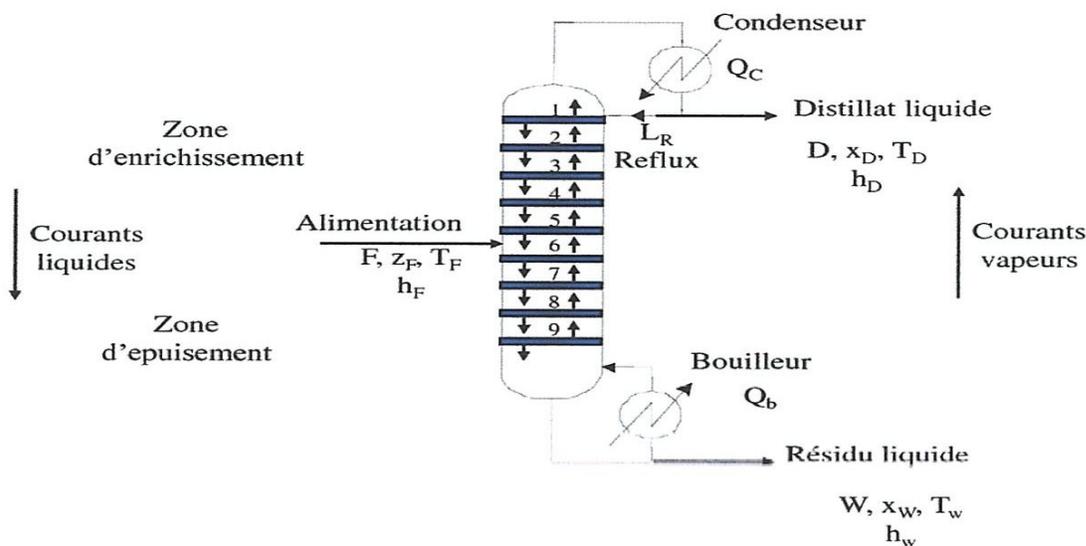


Figure III.1 : colonne de rectification (colonne de distillation).

III.1.4 Lois fondamentales du transfert de matière

III.1.4.1 Loi de FICK :

La quantité de masse  $dm$  diffusé à travers la couche limite en unité de temps est proportionnelle à la surface de la couche et au gradient de concentration en direction de diffusion :

$$dm = -D \cdot \left( \frac{dc}{dn} \right) \cdot dF \cdot dT \tag{III.1}$$

Le gradient de concentration moyen :

$$M = -D \cdot (\Delta C / \delta) \cdot F \cdot T \tag{III.2}$$

Où :

- M** : Masse transférée **kmol / h**.
- ΔC** : Variation de la concentration **kmol/m<sup>3</sup>**.
- δ** : **Épaisseur** de la couche **m**.
- F** : **Surface** de la couche **m<sup>2</sup>**.

**T** : Temps de transfert **h**.

**D** : Coefficient de diffusion de **FICK** qui caractérise la vitesse de diffusion.

### III.1.4.2 Loi de DALTON

Considérons la phase vapeur de volume **V** composé de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfait :

Soit :  $N_1, N_2, N_3, \dots$  : nombre de (Kmol) de chaque constituant .

$p_1, p_2, p_3, \dots$  : pressions partielles de chaque constituant .

Pour les gaz parfait :

$$P = p_1 + p_2 + p_3 + \dots = \sum p_i \quad (\text{III.3})$$

D'après la loi des gaz parfait :  $PV = nRT$

Considérons 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 ( $\pi$ ) et à sa concentration molaire ( $Y_i$ ) .

$$p_i^v = \pi \cdot Y_i \quad (\text{III.4})$$

Où :

$p_i^v$  : Pression partielle d'un constituant *i*.

$\pi$  : pression du système.

$Y_i^v$  : Concentration molaire du constituant *i* en phase vapeur.

### III.1.4.3 Loi de RAOULT et d'HENRY

Leurs lois ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituant entièrement miscibles, on conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide est proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant en phase liquide.

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 ( $X_i$ ) .

$$p_i^L = P_i \cdot X'_i \quad (\text{III.5})$$

Où :

$p_i^L$  : Pression partielle du constituant i.

$P_i$  : Tension de vapeur du constituant i.

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

**Dans le cas d'un mélange réel :** Les constituants obéissent à la loi d'**HENRY**.

D'après cette loi, la pression partielle d'un constituant dissout dans la phase liquide est déterminée de la manière suivante :

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i \quad (\text{III.6})$$

Où :

$E_i$  : Constante d'**HENRY** qui dépend de la nature du constituant et de la température.

**Remarque :** Pour les solutions idéales  $E_i = P_i$ .

- **Equilibre liquide-vapeur pour les mélanges idéaux :**

On dira que les deux phases (liquide-vapeur) sont en équilibre lorsque la pression partielle de chaque constituant en phase est égale à celle du même constituant en phase vapeur :

$$p_i^L = p_i^v \quad (\text{III.7})$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / \pi) \cdot X'_i \quad (\text{III.8})$$

Avec :

$$P_i / \pi = K_i \quad (\text{III.9})$$

Où :

$K_i$  : Coefficient d'équilibre du constituant  $i$ .

Pour un mélange de deux constituant  $A$  et  $B$  :

$$Y'_A / Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B) \quad (\text{III.10})$$

$$K_A / K_B = \alpha \quad (\text{III.11})$$

Où :

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

### III.1.5 Description et fonctionnement de Colonne de rectification

La colonne de rectification est un appareil qui sépare un mélange en deux ou plusieurs produits qui sont soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins de constituants que le mélange initial.

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (la virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages.

- **Zone de flash** : la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.
- **Zone de rectification** : elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.
- **Zone d'épuisement** : elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide.

La colonne de rectification est munie **toujours** d'un **rebouilleur** et d'un **condenseur partiel**.

**Rôle du condenseur** : A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « **reflux froid** » qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.

**Rôle du rebouilleur** : A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement.

La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « **reflux chaud** » et le résidu quitte l'appareil [6].

- La quantité de matière échangée dépend de :
  - ✓ Concentration initial et finale.
  - ✓ Pressions partielles.
  - ✓ Surface de l'élément (plateau).
  - ✓ Nature de l'écoulement (vitesse).
- Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un **distillat**, et d'un **résidu** avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation.
- La charge peut être envoyée dans la colonne à :
  - ✓ Etat **liquide** :  $e_0 = 0$ .
  - ✓ Etat **vapeur** :  $e_0 = 2$ .  $e_0$  : Taux de vaporisation.
  - ✓ Etat **liquide-vapeur** :  $0 < e_0 < 2$  [6].

**Remarque :** Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne. Et elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne.

### III.1.6 Types de colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- ✓ Colonne à plateaux.
- ✓ Colonne à garnissage.

#### III.1.6.1 Colonnes à plateaux

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les paramètres (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont fonction des bilans massiques et thermiques et des équations d'équilibres.

**Classification des plateaux :** On peut classer plusieurs types de plateaux :

1. Plateau perforé à déversoirs.
2. Plateau sans déversoir.
3. Plateau à calottes.
4. Plateau à clapets.
5. Plateau à jet directionnel.

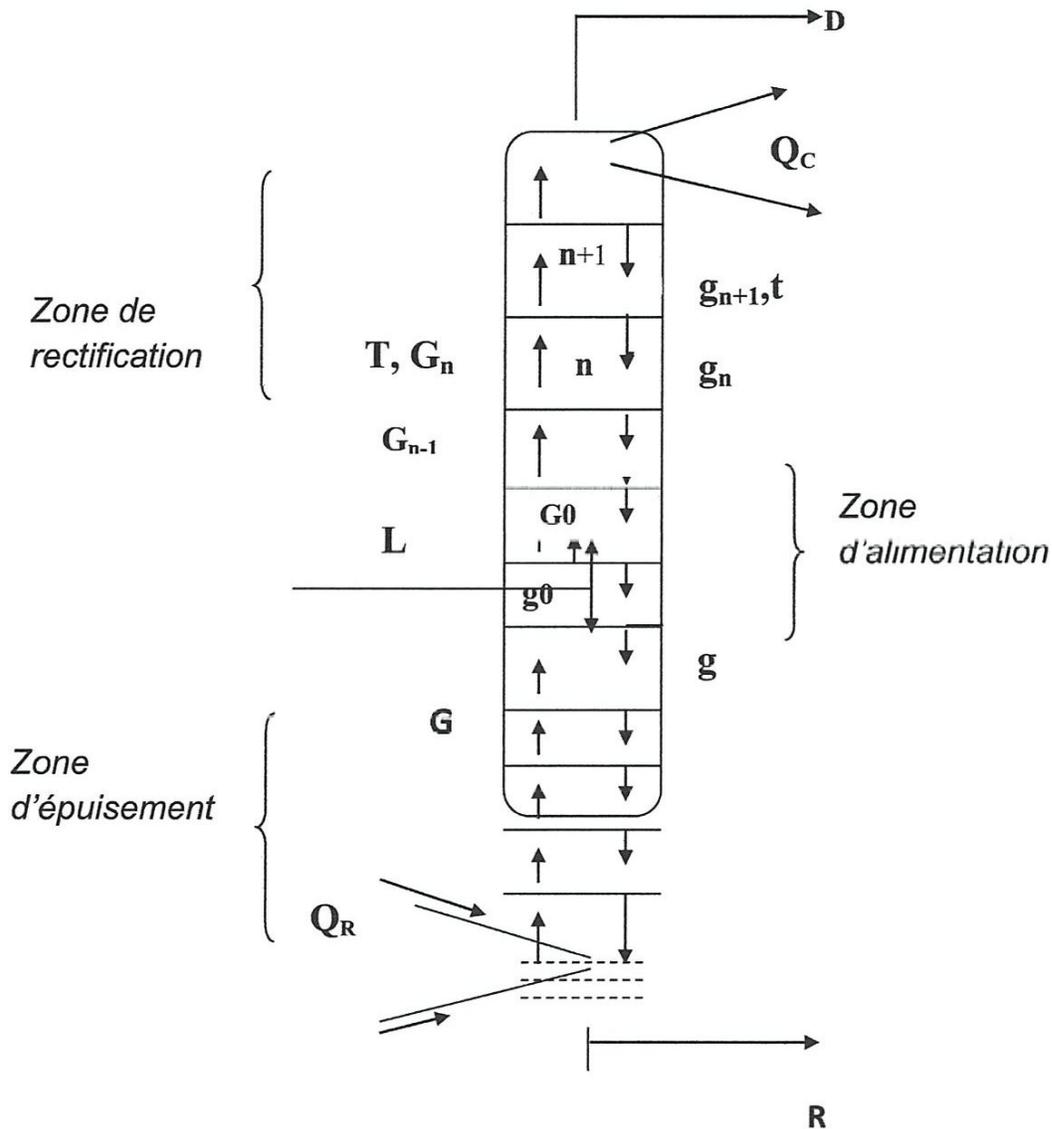


Figure III.2 : Schéma de la colonne à plateau.

### III.1.6.2 Colonnes à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre-courant continu. 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 du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Le garnissage sont utilisés dans l'industrie sont de « **RASHING** » qui sont des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

- **Avantage :**

- ✓ Prix moins élevé.
- ✓ Faible perte de charge.
- ✓ Rétention peu importante.

- **Inconvénients :**

- ✓ Faible flexibilité.
- ✓ Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre [7].

### III.1.7 Bilan matière de la colonne :

- **Bilan matière global :**

$$L = D + R \quad \text{(III.12)}$$

- **Bilan matière partielle :**

$$L X'_{L,i} = D Y'_{D,i} + R X'_{R,i} \quad \text{(III.13)}$$

Avec :

**L, D, R :** Sont respectivement les débits de la charge, du distillat et du résidu (kg / h).

**X'\_{L}, Y'\_{D}, X'\_{R} :** Concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

#### III.1.7.1 Bilan matière de la zone de rectification

$$G = g + D \quad \text{(III.14)}$$

$$L Y'_{n,i} = g X'_{n-1,i} + D Y'_{D,i} \quad \text{(III.15)}$$

La résolution de cette équation par rapport à  $Y'_{D,i}$ , donne l'équation de concentration ( opératoire ) de la zone de rectification :

Avec : 
$$Y'_{n,i} = m X'_{n-1} + (1-m) Y'_{D,i} \quad (\text{III.16})$$

$$M = g / G = r_f / (r_f + 1) \quad (\text{III.17})$$

Où :  $r_f$  : est le taux de reflux.

**III.1.7.2 Bilan matière de la zone d'épuisement**

$$g' = G' + R \quad (\text{III.18})$$

$$g' X'_{n+1,i} = G' Y'_{n,i} + R X'_{R,i} \quad (\text{III.19})$$

La résolution de l'équation (III-19) par rapport à  $X'_{n+1,i}$  permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

Avec 
$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + [(m'-1) / m'] X'_{R,i} \quad (\text{III.20})$$

$$m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \quad (\text{III.21})$$

Où :

$r_b$  : est le taux de rebouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation. On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_D = G_K + R \quad (\text{III.22})$$

$$g_m X'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + R X'_{R,i} \quad (\text{III.23})$$

De même, la vapeur  $G_m$  alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur  $G_K$  et de la phase  $G_D$ . Ainsi, le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = G_K + G_D = g_K + D \quad (\text{III.24})$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i} \quad (\text{III.25})$$

Dans le cas de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité  $\alpha_i$  qui est le rapport du coefficient d'équilibre de constituant  $i$  à celui d'un constituant de référence  $r$ .

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{III.26})$$

En qualité de constituants de référence, on peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le constituant moins volatil du mélange).

En tenant compte de (III-15), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \quad (\text{III.27})$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \quad (\text{III.28})$$

La somme des équations (III.27) et (III.28) nous donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \quad (\text{III.29})$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \quad (\text{III.30})$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X_i \quad (\text{III.31})$$

### III.1.8 Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelle que soient leurs complexités, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'air ou de l'eau, la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire.

Quelle que soit la température de service, la température de la combustion totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de 15 à 20 °C plus grande que celle du fluide réfrigérant.

La pression dans le ballon de reflux  $P_b$  est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \quad (\text{III.32})$$

**Tableau III.1** : Les différentes pressions dans la colonne.

		Pression	$\Delta P$ ( atm )
1	<b>Au sommet de la colonne</b>	$P_S = P_b + \Delta P_1$	0.2 – 0.5
2	<b>Au fond de la colonne</b>	$P_f = P_S + \Delta P_2$	0.2 – 0.4
3	<b>Dans la zone d'alimentation</b>	$P_L = (P_S + P_f) / 2$	-

Où :

$\Delta P_1$  : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

$\Delta P_2$  : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

### III.1.9 Régime de température de la colonne de rectification

En utilisant l'équation d'isotherme des différentes phases, on détermine par approximations successives les différentes températures dans la colonne de rectification :

Tableau III.2 : Régime de température de la colonne de rectification.

Température	Phase	Equation d'isotherme	
Au sommet de la colonne	Vapeur	$\Sigma (Y'_{D,i} / K_i) = 1$	(III-33)
Au fond de la colonne	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X'_{R,i}) = 1$	(III-34)
De la charge	Vapeur	$\Sigma (Y'_{L,i} / K_i) = 1$	(III-35)
	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X'_{L,i}) = 1$	(III-36)
	Liquide- Vapeur	$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / 1 + e'(K_i - 1) = 1$ $X'_{o,i} = Y'_{o,i} / K_i$	(III-37) (III-38)

Où:

$X'_{o,i}$  : Concentration molaire du constituant  $i$  dans la phase liquide .

$Y'_{o,i}$  : Concentration molaire du constituant  $i$  dans la phase vapeur .

$X'_{L,i}$  : Concentration molaire du constituant  $i$  dans la charge .

### III.1.10 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge

Dans le calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge.

A une température et une pression donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par l'équation de TREGOUBOV :

$$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma \frac{X'_{L,i}}{1 + e'(K_i - 1)} = 1 \quad (\text{III.39})$$

### III.1.11 Fonctionnement d'une colonne 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 :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum Y'_{D,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad (\text{III.40})$$

$$- (r_b)_{\min} = \sum \alpha_{i,L} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad (\text{III.41})$$

Où :

$\alpha_{i,L}$  : Coefficient de volatilité d'un constituant  $i$  par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge .

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

$e'_o$  : Taux de vaporisation molaire de la charge.

La relation entre (III.40) et (III.41) est donnée par :

$$(r_b)_{\min} = \frac{D(r_f)_{\min} / L + (1 - e'_o) - R / L}{R/L} \quad (\text{III.42})$$

### III.1.12 Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît. Pour cela on utilise la formule proposée par GILLILAND.

$$\frac{(r_f)_{\text{op}} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{\text{op}} + 1} = 0.1 \text{ à } 0.3 \quad (\text{III.43})$$

Pour le rapport , on aura :

$$(r_b)_{\text{op}} = 1.3(r_f)_{\min} + 0.30$$

### III.1.13 Bilan de matière thermique de la colonne

Il est nécessaire d'établir le bilan thermique de la colonne pour une vérification du débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour la détermination des charges thermiques du condenseur et du rebouilleur .Pour cela on a :

Equation du bilan thermique de la colonne :

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \quad (\text{III.44})$$

Où :

$h_L$  : Enthalpie de la charge **Kcal / Kmol** .

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

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

$Q_R$  : Charge thermique du rebouilleur **Kcal / h**.

$Q_C$  : Charge thermique du condenseur **Kcal / h**.

Avec :

$$h_L = e'_o \cdot H_o + (1 - e'_o) \cdot h_o \quad (\text{III.45})$$

Où :

$H_o$  : Enthalpie de la phase vapeur de la charge **Kcal / Kmol**.

$h_o$  : Enthalpie de la phase liquide de la charge **Kcal / Kmol**.

$e'_o$  : Taux de vaporisation de la charge.

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \quad (\text{III.46})$$

Et :

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D)$$

Où :

$G_R$  : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) **Kmol / h**.

$H_R$  : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur **Kcal / Kmol**.

$H_D$  : Enthalpie du distillat à l'état vapeur (en tête de colonne) **Kcal / Kmol**.

$g_x$  : Débit du reflux froid **Kmol / h**.

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$G_x = (r_f)_{\text{opt}} \cdot D \quad (\text{III.47})$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R \quad (III.48)$$

$(r_b)_{opt}$  : Taux de rebouillage défini par :

$$(r_b)_{opt} = \frac{(D (rf)_{opt} / L + (1 - e' o) - R / L}{R / L} \quad (III.49)$$

### III.2 Transfert de chaleur

#### III.2.1 Définition

La chaleur est une forme particulière de l'énergie, au niveau des molécules constituant un corps, elle se traduit par un état d'agitation plus ou moins intense selon que le corps se trouve à une température plus ou moins élevée.

#### III.2.2 Les modes de transmission de la chaleur

L'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à températures différentes échangent de l'énergie sous forme de chaleur jusqu'à disparition complète de leur différence de température. Cet échange peut se faire de trois façons différentes :

- **Par conduction** : S'il y a contact physique entre les molécules des corps contigus et immobiles. Le transfert de chaleur correspond alors à la transmission d'une énergie cinétique due aux chocs élastiques des molécules fluides, aux oscillations longitudinales des molécules de solides non conducteurs de l'électricité ou aux mouvements des électrons dans les autres cas. Les lois fondamentales du transfert par conduction sont en complète analogie avec celles de la conduction électrique.
- **Par convection** : S'il s'agit de fluides en mouvement et que la transmission de chaleur accompagne le déplacement de filets d'un seul fluide ou s'opère par mélange de deux fluides. Ce mode de transfert est donc essentiellement régi par les lois des écoulements des fluides, ainsi que par celles de la conduction.
- **Par rayonnement** : Tout corps porté à une température supérieure à 0 absolu (0°K) rayonne, dans toutes les directions, une énergie sous forme d'ondes électromagnétiques. Inversement, tout corps est susceptible d'absorber tout ou une partie d'une énergie électromagnétique analogue à celle qu'il serait susceptible d'émettre. Cette forme de

transfert de chaleur ne nécessite donc, entre les corps considérés, aucun support matériel et s'identifie parfaitement à la propagation de la lumière [8].

### III.2.3 Lois fondamentales d'échange de chaleur

On considère seulement le transfert en régime permanent pour lequel les paramètres sont constants dans le temps.

#### III.2.3.1 Loi général

$$\text{Flux} = \text{potentiel} / \text{Résistance} \quad (\text{III.50})$$

- Loi de transfert :

$$\Phi = Q/F = \Delta\theta/R \quad (\text{III.51})$$

$\Phi$  : Taux de transmission ; c'est un débit de chaleur par unité de surface d'échange ( $\text{kcal/h.m}^2$ )

$Q$  : Débit de chaleur ( $\text{kcal/h}$ )

$F$  : Surface d'échange ( $\text{m}^2$ )

$\Delta\theta$  : Potentiel de  $t$  ( $^{\circ}\text{C}$ )

$R$  : Résistance au transfert ( $\text{h.m}^2.\text{C/kcal}$ )

#### III.2.3.2 Loi de FOURRIER

- Conduction :

Une quantité de chaleur s'écoulant par conduction à travers un élément de surface peut s'exprimer par la loi de **Fourrier** :

$$dQ = -\lambda (dt/dx).dF.d\tau \quad (\text{III.52})$$

Où :

$dQ$  : Quantité de chaleur transmise ( $\text{j/h}$ )

$\lambda$  : Conductibilité thermique ( $\text{j/m.h.}^{\circ}\text{C}$ )

$dt/dx$  : Gradient de température

$d\tau$  : Temps ( $\text{h}$ )

$dF$  : Surface ( $\text{m}^2$ )

- **Convection :**

La quantité de chaleur transmise par convection «  $Q$  » est déterminée par l'équation de **Newton-Richon** :

$$Q = \alpha \cdot \Delta t \cdot F \quad (\text{III.53})$$

Où :

$Q$  : Quantité de chaleur transmise par convection (W).

$\alpha$  : Coefficient d'échange de chaleur ( $\text{w/m}^2 \cdot \text{C}$ ).

$\Delta t$  : Différence de température entre le fluide et la paroi (C).

$F$  : Surface d'échange ( $\text{m}^2$ ).

**Remarque :**

Pour déterminer le régime d'écoulement, à l'aide du Reynolds, ensuite, on calcule le **Nusselt** après avoir calculé le **Grashoff** et le **Prandtl**.

<i>Régime</i>	<i>Reynolds</i>
<b>Laminaire</b>	$Re < 2300$
<b>Transitoire</b>	$2300 < Re < 5000$
<b>Turbulent</b>	$Re > 5000$

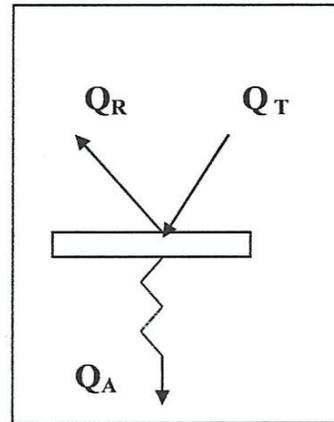
**Rayonnement :**

La transmission dépend de la propriété optique, la température et la longueur d'onde. L'énergie rayonnante en contact avec un corps quelconque, se divise en trois parties ; la première se réfléchit, la seconde s'absorbe et la dernière traverse le corps.

$$Q_T = Q_A + Q_R + Q_{tr}$$

( III.54 )

Où :

 $Q_T$  : énergie totale $Q_A$  : énergie absorbée $Q_R$  : énergie réfléchie $Q_{tr}$  : énergie traversant le corps

### III.2.3.3 Les appareils de transfert de chaleur

Les appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleur entre un fluide froid et autre chaud sont soit des échangeurs de chaleurs, soit des fours.

**CHAPITRE IV :**

**PARTIE**

**CALCUL**

## VI. Partie calcul

### IV.1 Introduction

Depuis son départ en 1992, l'unité de traitement de gaz de HAOUD BERKAOUI a connu plusieurs changements à différents niveaux. Au départ l'unité de traitement de gaz a été conçue pour produire les gaz de réinjection (**gaz lift**) et vue la valeur du gaz GPL qui devient au fur et à mesure d'importance économique, une partie de séparation de ce dernier a été ajoutée à l'unité.

La composition de la charge a changé avec le temps et est devenue plus légère par rapport au départ, ce qui a perturbé le fonctionnement de l'unité.

Après le dernier arrêt de révision (**12/03/2012**) le problème est devenu plus remarquable, il s'agit d'une perturbation dans la séparation du GPL au niveau de la colonne C-702 (débutaniseur). En effet le démarrage de l'unité après la dernière révision a été effectué selon les premiers paramètres de design, or que normalement le démarrage doit être basé sur une nouvelle étude et de nouveaux paramètres qui s'adaptent avec la nouvelle charge.

Notre étude consiste à optimiser ces nouveaux paramètres afin d'améliorer le fonctionnement de la colonne C-702 et avoir un meilleur rendement.

### IV.2 Calcul du débutaniseur C-702

#### IV.2.1 La composition molaire et massique de la charge du débutaniseur C-702

- Débit d'alimentation:  $L = 203,4 \text{Kmol} / \text{h}$ .
- Pression d'alimentation :  $P = 13,7 \text{ bar}$ .
- Température d'alimentation :  $T = 89 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Le tableau VI.1 représente la composition molaire et massique de la charge d'alimentation suivant la formule suivante :

$$X_{L,i} = M_i \cdot X'_{L,i} / M_L = M_i \cdot X'_{L,i} / \sum M_i \cdot X'_{L,i} \quad (\text{VI. 1})$$

- ✓  $X_{Li}$  : La concentration massique de l'élément « i » dans la charge.
- ✓  $X'_{Li}$  : La concentration molaire de l'élément « i » dans la charge.
- ✓  $M_i$  : La masse moléculaire de l'élément « i ».
- ✓  $M_L$  : La masse moléculaire de la charge.

Tableau IV.1: La composition de la charge molaire et massique (Annexe E).

Constituant	M <sub>i</sub>	Composition molaire X' <sub>L,i</sub>	M <sub>i</sub> · X' <sub>L,i</sub>	Composition massique X <sub>L,i</sub>	L' <sub>i</sub> (Kmol/h)
CH <sub>4</sub>	16	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	30	0.0021704	0.65112	0.01264	4.034
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	44	0.556279	24.476276	0.47546	151.75
iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	58	0.076903	4.460374	0.08664	27.65
nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	58	0.236587	13.722046	0.26655	85.074
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0.034940	2.51568	0.04886	15.594
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0.051524	3.709728	0.07206	22.999
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	0.018868	1.622648	0.03152	10.060
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100	0.003093	0.3095	0.006012	1.918
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114	0.000102	0.011628	0.000225	0.071
Σ	-	<b>1,000002</b>	<b>51,4790</b>	<b>1,00000</b>	<b>319.17</b>

Donc la masse moléculaire de la charge : M = 51,4790 Kg / Kmol

VI.2.2 Calcul du débit du débutaniseur C702

Pour la séparation conditionnée par les données de départ, on peut fixer :

a) Constituant – clé volatil

Teneur de iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dans le résidu est : X'<sub>R, iC4</sub> = 0,000225

b) Constituant – clé lourd

Teneur de iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub> dans le distillat (C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub>) : Y'<sub>D, iC5</sub> = 0.003

En appliquant l'équation. (III-13) pour chaque constituant de la charge; on obtient :

$$L \cdot X'_{L,C1} = D \cdot Y'_{D,C1} + R \cdot X'_{R,C1} \tag{1}$$

$$L \cdot X'_{L,C2} = D \cdot Y'_{D,C2} + R \cdot X'_{R,C2} \tag{2}$$

$$" \quad " \quad = \quad " \quad " \quad + \quad " \quad " \tag{3}$$

$$" \quad " \quad = \quad " \quad " \quad + \quad " \quad " \tag{4}$$

$$" \quad " \quad = \quad " \quad " \quad + \quad " \quad " \tag{5}$$

$$" \quad " \quad = \quad " \quad " \quad + \quad " \quad " \tag{6}$$

$$" \quad " \quad = \quad " \quad " \quad + \quad " \quad " \tag{7}$$

$$" \quad " \quad = \quad " \quad " \quad + \quad " \quad " \tag{8}$$

$$" \quad " \quad = \quad " \quad " \quad + \quad " \quad " \tag{9}$$

$$L \cdot X'_{L,C8} = D \cdot Y'_{D,C8} + R \cdot X'_{R,C8} \tag{10}$$

Les calculs seront effectués pour 1 Kmol / h de la charge, on obtient alors:

$$0.0000 = D \cdot Y'_{D, C_1} \quad (1)$$

$$0.021704 = D \cdot Y'_{D, C_2} \quad (2)$$

$$0.556279 = D \cdot Y'_{D, C_3} + R \cdot X'_{R, C_3} \quad (3)$$

$$0.076903 = D \cdot Y'_{D, i} C_4 + (1-D) \cdot 0,000225 \quad (4)$$

$$(4) \Rightarrow 0.076903 = D Y' + (1-D) 0.000225$$

$$0.236587 = D \cdot Y'_{D, n} C_4 + (1-D) \cdot 0.009005 \quad (5)$$

$$0.034940 = D \cdot Y'_{Di} C_5 + (1-D) \cdot 0.228212 \quad (6)$$

$$(5) \Rightarrow 0.034940 = D 0.003002 + (1-D) 0.228212$$

$$0.051524 = D \cdot 0.001011 + (1-D) \cdot 0.385995 \quad (7)$$

$$0.018868 = (1-D) \cdot 0.256333 \quad (8)$$

$$0.003095 = (1-D) \cdot 0.107793 \quad (9)$$

$$0.000102 = (1-D) \cdot 0.0012435 \quad (10)$$

En additionnant les équations (5) (6) (7) (8) (9) on aura :

$$0.108529 = D \times (0.003002 + 0.001011) + (1-D) (0.228212 + 0.385995 + 0.256333 + 0.107793 + 0.0012435)$$

$$0.108529 = 0.004013D + (1-D) 0.97957$$

$$0.108529 = 0.004013D + 0.97957 - 0.97957D$$

$$D = 0.87104 / 0.97555$$

Donc pour 1Kmol de charge L, nous avons obtenu la quantité du distillat:

$$\boxed{D = 0,8928 \text{ Kmol}}$$

On a :  $R + D = 1$ , donc :

$$R = 1 - D = 1 - 0,8928 = 0,10713 \text{ Kmol}$$

Donc pour 1Kmol de charge L, nous avons obtenu la quantité du résidu :

$$\boxed{R = 0,10713 \text{ Kmol}}$$

## IV.3 La quantité du résidu et du distillat

Pour : 1 Kmol de la charge  $\longrightarrow$  0,8928 Kmol du distillat

203,4 Kmol de charge  $\longrightarrow$  D

Donc:

$$D = 203,4 \times 0,8928 = 181,5955 \text{ (Kmol / h)}$$

<b>D = 181,5955 Kmol / h</b>
------------------------------

Pour : 1 Kmol de la charge  $\longrightarrow$  0,10713 Kmol du résidu

203,4 Kmol de charge  $\longrightarrow$  R

$$R = 203,4 \times 0,10713 = 21,7902 \text{ Kmol / h}$$

<b>R = 21,7902 Kmol / h</b>
-----------------------------

## IV.4 Composition du résidu et du distillat

La composition, et le débit du distillat et du résidu rapportés à 1 Kmol / h de charge sont donnés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.2 :** La composition du résidu et du distillat (Annexe E).

Constituants	Charge		Distillat		Résidu	
	$X'_{L,i}$	$L \cdot X'_{L,i}$	$Y'_{D,i}$	$M_i \cdot Y'_{L,i}$	$X'_{R,i}$	$M_i \cdot X'_{R,i}$
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,02170	0,02170	0,0235	0,7065	0	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,55627	0,55627	0,5975	26,2928	0	0
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,07690	0,07690	0,0891	5,16809	0,0002	0,01305
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,23658	0,23658	0,2857	16,5743	0,0090	0,5222
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,03494	0,03494	0,0030	0,21614	0,2282	16,4312
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,05152	0,05152	0,0010	0,07279	0,3859	27,7916
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,01886	0,01886	0	0	0,2563	22,0406
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00309	0,00309	0	0	0,1077	10,779
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00010	0,00010	0	0	0,0012	0,14175
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>	<b>49,0307</b>	<b>1,0000</b>	<b>77,7239</b>

Tableau IV.4 : Calculs pour la température dans le ballon de reflux T=50 °C.

Constituants	$Y'_{D,i}$	$K_i (13,75 \text{ atm}, 50 \text{ °C})$	$Y'_{D,i} / K_i$
$C_2H_4$	0,023552	3,1	0,073
$C_3H_6$	0,597564	1,15	0,6871
$IC_4H_8$	0,089105	0,56	0,04989
$nC_4H_{10}$	0,285765	0,44	0,1257
$IC_5H_{10}$	0,003002	0,2	0,00060
$nC_5H_{12}$	0,0001011	0,16	0,00018
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	-	<b>0,9365</b>

La somme du rapport  $Y'_{D,i} / K_i$  n'est pas égale à l'unité donc la température visée n'est pas réalisatrice.

Tableau IV.5 : Calculs pour la température de ballon de reflux T=53,5 °C.

Constituants	$Y'_{D,i}$	$K_i (13,75 \text{ atm}, 53,5 \text{ °C})$	$Y'_{D,i} / K_i$
$C_2H_4$	0,023552	3,35	0,0788
$C_3H_6$	0,597564	1,225	0,7320
$IC_4H_8$	0,089105	0,609	0,05426
$nC_4H_{10}$	0,285765	0,48	0,1371
$IC_5H_{10}$	0,003002	0,219	0,00065
$nC_5H_{12}$	0,0001011	0,175	0,00017
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	-	<b>1,003</b>

Donc La température de ballon de reflux est T=53,5°C.

#### IV.6.2 Au sommet du débutaniseur (Température de rosé)

A la pression  $P_S = 14,25 \text{ bars}$  la température de rosé est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur (III.33) et le monogramme de JENNY et SCHEIBEL (Annexe D).

Tableau IV.6 : Calculs pour la température de rosé T=55,5°C.

Constituants	$Y'_{D,i}$	$K_i ( 14,25 \text{ atm } , 55,5^\circ \text{ C } )$	$Y'_{D,i} / K_i$
$C_2H_4$	0,023552	3,25	0,07654
$C_3H_6$	0,597564	1,225	0,7320
$iC_4H_8$	0,089105	0,61	0,05435
$nC_4H_{10}$	0,285765	0,48	0,1371
$iC_5H_{10}$	0,003002	0,22	0,0006
$nC_5H_{12}$	0,0001011	0,18	0,00018
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	-	<b>1,0009</b>

Donc La température de rosé est T=55,5°C.

#### IV.6.3 Au fond du débutaniseur (Température de bulle)

La température au fond de la colonne est calculée par la vérification de l'équation de l'isotherme de la phase liquide (III.33).

Tableau IV.7 : Calculs pour la température de bulle T=161°C.

Constituants	$X'_{R,i}$	$K_i ( 14,65 \text{ bars } , 161^\circ \text{ C } )$	$X'_{R,i} \cdot K_i$
$iC_4H_{10}$	0,000225	2,3	0,00051
$nC_4H_{10}$	0,000900	2	0,0180
$iC_5H_{12}$	0,22821	1,3	0,29667
$nC_5H_{12}$	0,38599	1,2	0,4631
$C_6H_{14}$	0,25633	0,7	0,1794
$C_7H_{16}$	0,1077	0,39	0,0420
$C_8H_{18}$	0,00124	0,23	0,00028
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	-	<b>1,0001</b>

Donc la température de bulle est de : T= 161 °C.

#### IV.7 Volatilité relative

En se basant sur la formule (III.26), on a calculé la volatilité relative des constituants aux différents niveaux de la colonne de rectification.

On prend comme constituant de référence; le constituant le plus lourd  $nC_5H_{12}$ .

**IV.7.1 La volatilité relative aux différentes zones du débutaniseur**

- **Zone d'alimentation :**

Pour P = 14,45 bars et T = 89 °C, on a :

Ex :  $\alpha_{L, C_2H_6} = K_{C_2H_6} / K_{nC_5H_{12}} = 4,8 / 0,39 = 12,307.$

" " " "

" " " "

" " " "

$\alpha_{L, C_8H_{18}} = K_{C_8H_{18}} / K_{nC_5H_{12}} = 0,04 / 0,39 = 0,102.$

- **Zone de rectification**

Pour P = 14,25 bars et T = 55,5 °C, on a :

Ex :  $\alpha_{D, C_2H_6} = K_{C_2H_6} / K_{nC_5H_{12}} = 3,25 / 0,18 = 18,055 .$

" " " "

" " " "

" " " "

$\alpha_{D, nC_5H_{12}} = K_{nC_5H_{12}} / K_{nC_5H_{12}} = 0,18 / 0,18 = 1,0000.$

- **Zone d'épuisement**

Pour P = 14,65 bars et T = 161 °C, on a :

Ex :  $\alpha_{R, C_4H_{10}} = K_{C_4H_{10}} / K_{nC_5H_{12}} = 2,3 / 1,2 = 1,916 .$

" " " "

" " " "

" " " "

$\alpha_{R, C_8H_{18}} = K_{C_8H_{18}} / K_{nC_5H_{12}} = 0,23 / 1,2 = 0,191 .$

**IV.7.2 La volatilité relative moyenne**

- **Zone de rectification**

$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i})$	(IV.2)
----------------------------------------------------	--------

- **Zone d'épuisement**

$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{L,i} + \alpha_{R,i})$	(IV.3)
----------------------------------------------------	--------

Les résultats sont donnés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.8:** Volatilité relative des différentes zones de la colonne C-702.

Constituant	Alimentation		Rectification			Epuisement		
	14,45bars, 89°C		14,25 bars , 55,5°C			14,65 bars , 161°C		
	$K_i$	$\alpha_{L,i}$	$K_i$	$\alpha_{D,i}$	$\alpha_{i,m}$	$K_i$	$\alpha_{R,i}$	$\alpha_{i,m}$
CH <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,8	12,307	3,25	18,055	15,181	-	-	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,9	4,871	1,225	6,805	5,838	-	-	-
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,05	2,692	0,61	3,388	3,04	2,3	1,916	2,304
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,84	2,153	0,48	2,666	2,409	2	1,666	1,909
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,45	1,153	0,22	1,222	1,187	1,3	1,083	1,118
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,39	1	0,18	1	1	1,2	1	1
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,185	0,474	-	-	-	0,7	0,583	0,5285
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,008	0,205	-	-	-	0,39	0,325	0,265
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,04	0,102	-	-	-	0,23	0,191	0,1465
$\Sigma$	-	-	-	-	-	-	-	-

#### IV.8 Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation à l'entrée du débutaniseur

Le taux de vaporisation  $e_0$  de l'alimentation des deux phases à l'entrée du débutaniseur est calculé à l'aide de l'équation (III.39) de TREGOUBOV :

A une pression de  $P = 14,45$  bars à la température de  $T = 89$  °C, on a :

Tableau IV.9: Valeurs du taux de vaporisation.

Constituants	X <sub>i</sub>	K <sub>i</sub>	e' <sub>0</sub> = 1,53203		
			1+e' <sub>0</sub> (K <sub>i</sub> -1)	X' <sub>0,i</sub>	Y' <sub>0,i</sub>
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,021704	4,8	6,821714	0,00318161	0,01536
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,556279	1,9	2,378827	0,23384592	0,44422
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,076903	1,05	1,0766015	0,07143126	0,007497
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,238587	0,84	0,7548752	0,31606152	0,26544
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,03494	0,45	0,1573835	0,22200548	0,0999
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,015524	0,39	0,0654617	0,2371463	0,09247
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,018868	0,185	-0,24860445	-0,0758956	-0,01402
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,003095	0,08	-0,4094676	-0,0075586	-0,0006
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,000102	0,04	-0,4707488	-0,0002167	-0,000009
Σ	1,0000	-	-	1,00000	0,98

Donc le taux de vaporisation :

$$e'_0 = 1,53203$$

#### IV.9 Régime du reflux

En appliquant l'équation (III.40), on peut déterminer le reflux minimal, par approximation successive :

- **Le choix de  $\varphi$  :**

Le choix du paramètre conventionnel est généralement compris entre les volatilités relatives des constituants – clé suivants :

On a: 
$$\alpha_{L,n} \text{C}_5\text{H}_{12} < \varphi < \alpha_{L,i} \text{C}_3\text{H}_8$$

A partir du tableau VI.8 on a:

$$\alpha_{L,i} \text{C}_3\text{H}_8 = 4,871 .$$

$$\alpha_{L,n} \text{C}_5\text{H}_{12} = 1,0000 .$$

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau IV .10:** Calcul du paramètre conventionnel.

Constituants	$X'_{L,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$e'_0 = \frac{\sum \alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i}}{\sum \alpha_{L,i} - \varphi}$
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,021704	12,307	0,267111128	10,85812	0,024600127
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,556279	4,871	2,709635009	3,42212	0,791800115
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,076903	2,692	0,207022876	1,24312	0,166534909
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,238587	2,153	0,513677811	0,70412	0,72953163
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,03494	1,153	0,04028582	-0,29588	-0,136155942
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,015524	1	0,015524	-0,44888	-0,034583853
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,018868	0,474	0,008943432	-0,97488	-0,00917388
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,003095	0,205	0,000634475	-1,24388	-0,000510077
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,000102	0,102	0,000010404	-1,34688	-7,72452*10 <sup>-06</sup>
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	-	-	-	<b>1,53203</b>

D'où :

$$\varphi = 1,44888$$

#### IV.9.1 Taux de reflux minimal

En appliquant la relation (III.40) du reflux minimal on aura les résultats donnés sur le tableau IV.11:

**Tableau IV.11 :** Calcul du taux de reflux minimal.

Constituants	$Y'_{D,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$Y'_{D,i} / (\alpha_{L,i} - \varphi)$
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0235	10,85812	0,0021
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5975	3,42212	0,1745
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0891	1,24312	0,0716
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2857	0,70412	0,4057
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0030	-0,29588	-0,0101
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0010	-0,44888	-0,0022
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	<b>15,4886</b>	<b>0,6418</b>

D'où :  $(r_f)_{\min} = 1,44888 \times 0,6418 = 0,9298$

$$(r_f)_{\min} = 0,9298$$

#### IV.9.2 Taux de reflux optimal

En appliquant l'équation de GILLILAND (III-43), on aura :

$$(r_f)_{\text{op}} = (r_f)_{\min} + (0,1 \rightarrow 0,3)/0,9$$

Pour chaque valeur :

Tableau IV.12 : Valeurs du reflux optimal.

Valeur	0,1	0,2	0,3
$(r_f)_{\text{op}}$	1,1442	1,2553	1,3664

D'où :

$$(r_f)_{\text{op}} = 1,3664$$

#### IV.10 Taux de rebouillage minimal et optimal

##### IV.10.1 Taux de rebouillage minimal

Pour calculer le taux de rebouillage minimal on utilise l'équation (III.41) :

- Pour :  $\varphi = 1,44888$

Tableau IV.13 : Taux de rebouillage minimal.

Constituants	$X'_{R,i}$	$\alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$\Sigma \frac{\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i}}{\alpha_{L,i} - \varphi}$
$C_3H_8$					
$iC_4H_{10}$	0,0002	2,692	0,0006	1,24312	0,00048
$nC_4H_{10}$	0,0090	2,153	0,194	0,70412	0,2755
$iC_5H_{12}$	0,2282	1,153	0,2631	-0,29588	-0,8892
$nC_5H_{12}$	0,3859	1	0,385995	-0,44888	-0,8599
$C_6H_{14}$	0,2563	0,474	0,1215	-0,97488	-0,1246
$C_7H_{16}$	0,1077	0,205	0,0221	-1,24388	-0,0177
$C_8H_{18}$	0,0012	0,102	0,0001	-1,34688	-0,00007
$\Sigma$	1,0000	-	-	-	-1,6155

Donc :

$$(r_b)_{\min} = 1,6155$$

#### IV.10.2 Taux de rebouillage optimal

Pour calculer le taux de rebouillage optimal on applique la formule (III.49), on obtient :

$$(r_b)_{\text{opt}} = [(D \cdot (r_f)_{\text{opt}}) / R] + [(1 - e'_0) / R] - 1$$

Pour chaque valeur de reflux optimal (tableau IV.14), on détermine le taux de rebouillage optimal:

**Tableau IV.14:** Valeurs du taux de rebouillage optimal.

$(r_f)_{\text{opt}}$	1,1442	1,2553	1,3664
$(r_b)_{\text{opt}}$	3,569	4,495	5,421

D'où :

$$(r_b)_{\text{opt}} = 5,421$$

#### IV.11 Bilan thermique du débutaniseur

Pour une vérification des débits des reflux liquides du condenseur (ballon V-401), et du rebouilleur, il faut établir un bilan thermique du débutaniseur C-702, suivant l'équation (III.44) qui est donnée par :

$$L \cdot h_L + Q_R = Q_C + R \cdot h_R + D \cdot h_D$$

##### IV.11.1 Détermination de débit du reflux liquide froid

Débit du reflux froid est calculée selon :

$$g_x = (r_f)_{\text{opt}} \times D = 1,3664 \times 181,5955 = 248,132 \text{ Kmol / h}$$

D'où :

$$g_x = 248,132 \text{ Kmol / h}$$

## IV.11.2 Détermination de l'effluent provenant du rebouilleur

Le Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) est calculé selon :

$$G_R = (r_b)_{opt} \times R = 5,421 \times 21,7902 = 118,132 \text{ Kmol / h}$$

D'où:

$G_R = 118,132 \text{ Kmol / h}$
----------------------------------

## IV.11.3 Composition et masse moléculaire des deux phases d'alimentation

Tableau IV.15 : Composition et masse moléculaire des deux phases d'alimentation.

Constituants	M <sub>i</sub>	Phase liquide		Phase vapeur	
		X' <sub>0,i</sub>	M <sub>i</sub> · X' <sub>0,i</sub>	Y' <sub>0,i</sub>	M <sub>i</sub> · Y' <sub>0,i</sub>
CH <sub>4</sub>					
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,00318161	0,096	0,01536	0,4608
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,23384592	10,2872	0,44422	19,5456
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,07143126	4,1412	0,007497	0,435
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,31606152	18,328	0,26544	15,3955
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,22200548	15,984	0,0999	7,1928
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,2371463	17,0712	0,09247	6,6578
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	-0,0758956	-6,5274	-0,01402	-1,2057
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100	-0,0075586	-0,75	-0,0006	-0,06
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114	-0,0002167	-0,02508	-0,000009	-0,00100
Σ	-	<b>1,0000</b>	<b>58,6051</b>	<b>0,98</b>	<b>48,4202</b>

## IV.11.4 Composition et la masse moléculaire du résidu et du distillat

Tableau IV.16 : Composition et la masse moléculaire du résidu et du distillat.

Constituant	$M_i$	Distillat		Résidu	
		$Y'_{D,i}$	$M_i \cdot Y'_{D,i}$	$X'_{R,i}$	$M_i \cdot X'_{R,i}$
CH <sub>2</sub>					
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0235	0,7065	0	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,5975	26,2928	0	0
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0891	5,16809	0,0002	0,01305
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,2857	16,5743	0,0090	0,5222
lC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0030	0,21614	0,2282	16,4312
llC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0010	0,07279	0,3859	27,7916
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	0	0	0,2563	22,0406
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100	0	0	0,1077	10,779
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114	0	0	0,0012	0,14175
$\Sigma$	-	<b>1,0000</b>	<b>49,0307</b>	<b>1,0000</b>	<b>77,7239</b>

## IV.11.5 Calcul des enthalpies

Les enthalpies des deux phases liquides et vapeur sont déterminées par l'ouvrage (Annexe C) et sont résumées dans le tableau suivant :

Tableau IV.17 : Valeurs d'enthalpies de chaque phase.

Effluent	$M_{\text{moy}}$	Température °C	Pression Bars	Enthalpie	
	Kg/Kmol			Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Phase vapeur de la charge $H_{0,L}$	48,4202	89	14,45	90,76	4378,28
Phase liquide de la charge $h_{0,L}$	58,6051	89	14,45	76,43	4479,18
Distillat à l'état liquide $h_D$	49,0307	53,5	13,75	62,09	3044,29
Résidu à l'état vapeur $H_D$	49,0307	55,5	14,25	64,48	3161,49
Résidu $h_R$	77,7239	161	14,65	105,09	8168,00

#### IV.11.6 Détermination de la charge thermique de l'alimentation

Pour le calcul de la charge thermique de l'alimentation, nous avons utilisé l'équation suivante :

$$QL = L \cdot h_L \quad (\text{IV.4})$$

Avec la valeur de  $h_L$  calculée par l'équation (III.45):

$$h_L = e'_0 \cdot H_{0,L} + (1 - e'_0) h_{0,L}$$

$$h_L = 1,53203 \cdot 4378,28 + (1 - 1,53203) \cdot 4479,18 = 4324,59 \text{ Kcal / Kmol}$$

Donc en appliquant l'équation (IV.4) on a:

$$Q_L = 203,4 \cdot 4324,59 = 879623,26 \text{ Kcal / h}$$

D'où :

$$Q_L = 879623,26 \text{ Kcal / h}$$

#### IV.11.7 Détermination de la charge thermique du distillat

Pour le calcul de la charge thermique du distillat, nous avons utilisé l'équation suivante :

$$Q_D = D \cdot H_D \quad (\text{IV.5})$$

Donc :

$$Q_D = 181,5955 \cdot 3161,49 = 574112,35 \text{ Kcal / h}$$

$$Q_D = 574112,35 \text{ Kcal / h}$$

#### IV.11.8 Détermination de la charge thermique du résidu

Pour le calcul de la charge thermique du résidu, nous avons utilisé l'équation suivante :

$$Q_R = R \cdot h_R \quad (\text{IV.6})$$

Donc :

$$Q_R = 21,7902 \cdot 8168,00 = 177982,35 \text{ Kcal / h}$$

$$Q_R = 177982,35 \text{ Kcal / h}$$

#### IV.11.9 Détermination de la charge thermique du condenseur

Pour le calcul de la charge thermique du condenseur, nous avons utilisé l'équation suivante :

$$Q_C = (g_x + D) \cdot (H_D - h_D) \quad (\text{IV.7})$$

Donc :

$$Q_C = (248,132 + 181,5955) \cdot (3161,49 - 3044,29)$$

$$Q_C = 50364,063 \text{ Kcal / h}$$

## IV.12 Comparaison des résultats obtenus

Après le calcul, nous avons obtenu les résultats ci-dessous:

**Tableau IV.18** : Comparaison des quantités de production de GPL.

GPL	Valeurs de la production actuelle de GLA (% molaire)	Valeurs optimisées obtenues (% molaire)
C <sub>2</sub>	0,0021704	0,0235
C <sub>3</sub>	0,556279	<b>0,5975</b>
iC <sub>4</sub>	0,076903	0,0891
nC <sub>4</sub>	0,236587	<b>0,2857</b>
iC <sub>5</sub>	0,034940	0,0030
nC <sub>5</sub>	0,051524	0,0010
nC <sub>6</sub>	0,018868	0,00
nC <sub>7</sub>	0,003093	0,00
nC <sub>8</sub>	0,000102	0,00
<b>Débit (kmol/h)</b>	<b>203,4</b>	<b>319,17</b>

Concernant la **quantité** totale du GPL nous l'avons améliorée de 203,4 à 319,7 kmol/h s. Une amélioration de la **qualité** est obtenue aussi ; cette amélioration est conforme aux normes.

Les pourcentages molaires indiqués ci-dessus confirment cette amélioration; notamment les pourcentages molaires de (C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub>).

Les nouveaux paramètres de fonctionnement de la colonne C-702 répondants à cette amélioration sont les suivants:

**Tableau IV.19** : Paramètres de fonctionnement de la colonne.

Paramètre	Paramètres de la production actuelle du GPL	Paramètres optimisés
Pression au sommet (bar)	13,30	14,25
Pression au fond (bar)	14,35	14,65
Température dans le ballon de reflux (°C)	45,00	53,5
Température au sommet (°C)	50,00	55,5
Température au fond (°C)	148	161
Taux de reflux	1,00	1,3664
Taux de rebouillage	1,02	5,421

Pour répondre à la charge actuelle optimisée, il serait préférable de changer la pression et la température actuelles utilisées dans la colonne C-702.



**CONCLUSION**

**GENERALE**

## **Conclusion générale**

Notre stage a été réalisé dans l'unité de traitement de gaz; cette unité a une grande importance dans la production des gaz, dans les champs de HAUD BERKAOI (UTG. GUELLALA).

Ce stage nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement de l'unité de traitement de gaz notamment le circuit de séparation de GPL.

Au cours de ce stage nous avons rencontré plusieurs problèmes techniques, parmi lesquels le problème de séparation de GPL ( $C_3$ ,  $C_4$ ) du condensat  $C_5^+$  au niveau de la colonne C-702 (débutaniseur), était le problème le plus proche de notre spécialité.

Dans notre étude on a essayé de contribuer à la résolution de ce problème par l'optimisation des paramètres de fonctionnement tels que : la température, la pression et le taux de reflux et de rebouillage, ainsi que les pourcentages molaires de  $C_3$  et  $C_4$  de la colonne C-702, pour avoir une bonne production de GPL en qualité et en quantité tout en respectant les spécifications des produits commercialisés.

Nos calculs ont montré une nette amélioration des pourcentages molaires de ( $C_3$ ,  $C_4$ ).

### **A la lumière de cette étude nous recommandons:**

Un suivi rigoureux du fonctionnement des équipements, et un réajustement des paramètres à chaque fois que c'est nécessaire pour préserver la qualité et la continuité de l'exploitation.

# **BIBLIOGRAPHIE**

# ANNEXE

## **ANNEXE**

### **Annexe A**

#### **A.I Développement de la région**

En l'espace de 30ans, la région a connue des changements très important au fur et à mesure de son développement dont voici les plus importants :

- De **1965** à **1976**, le champ était géré par le district de HASSI MESSAOUD.
- En **1976**, la région de HBK est devenue autonome.
- **1963** et **1984**, découverte des champs périphériques considérablement grâce aux

différentes découvertes et investissement dont les plus importantes sont :

- \* **1963** découverte du champ Ouargla par le sondage **OAI**.
- \* **1965** découverte du champ HBK par le sondage **OK101**, situé au sommet de la structure.
- \* **1966** découverte du champ Ben Kahla par le sondage **OKP 24**.
- \* **1967** mise en service d'un centre de traitement d'huile Berkaoui composé de batteries
- \* **1969** découverte du champ Guellala par le sondage **GLA 02**.
- \* **1970** extension du centre Berkaoui pour recevoir la production de Ben Kahla.
- \* **1971** mise en service du centre de production de Ben Kahla.
- \* **1972** découverte du champ de Guellala nord Est par le sondage **GLA NE 01**.
- \* **1976** mise en service du centre de production de GLA.
- \* **1978** mise en service du centre de production de BKH nord Est (champ périphérique) et  
Création de la région HBK en **1978**.
- \* **1979** mise en service du centre de production de Draa Eltamra (champ périphérique).
- \* **1981** démarrage d'injection d'eau à BKH et BKL.
- \* **1984** extensions du centre de BKL.
- \* **1985** démarrage de l'unité de traitement du gaz associé à Oued Noummer.
- \* **1986** extension du centre GLA nord Est.
- \* **1989** passation de consigne entre les régions HASSI R'MEL pour le Champ de Oued Noummer.

\* **1992** mise en service de l'unité de récupération du gaz torché de BKH, BKL et GLA

(Boosting) et mise en service de l'usine de traitement de gaz.

\* **1993** mise en service des nouvelles unités électriques d'injection d'eau GLA et BKH.

\* **1995** mise en service de nouvelle unité électrique d'injection d'eau à Berkaoui.

\* **1996** mise en service de nouvelle unité de dessalage au centre de Berkaoui.

\* **1999** découverte du champ de BKHE par le sondage **BKHE1**.

\* **2000** réalisation de trois stations de déshuilage pour les principaux centres de Production de la région.

\* **2001** mise en service d'une station de traitement des eaux domestiques (en mars).

## **A.2 les niveaux de l'entreprise sonatrach**

### **Division approvisionnement et transport ; comprend quatre services :**

- Service Gestion Stock.
- Service Matériel.
- Service Maintenance.

### **Division Engineering et production ; Comprend cinq services :**

- Service Géologie.
- Service Technique puit.
- Service Essai et Mesure.
- Service Intervention.
- Service Corrosion.

### **Division Exploitation ; Comprend deux services :**

- Service Exploitation GLA.
- Service Exploitation HBK.

### **Division Finance ; Comprends quatre services :**

- Service Comptabilité Générale.
- Service trésorerie.
- Service Comptabilité analytique.
- Service juridique.

**Division Intendance ; Comprend Quatre services :**

- Service Restauration.
- Service Hébergement.
- Service Intendance.
- Service plantation.

**Division Maintenance ; Comprend quatre services :**

- Service Instrumentation.
- Service Méthode planification.
- Service Mécanique.
- Service électricité.

**Division Réalisation ; comprend quatre services :**

- Service travaux.
- Service construction.
- Service travaux entretien.
- Service électromécanique.

**Division sécurité ; comprend deux services :**

- Service prévention.
- Service intervention.

**Division personnel ; comprend trois services :**

- Service gestion paie.
- Service planification.
- Service administratif.

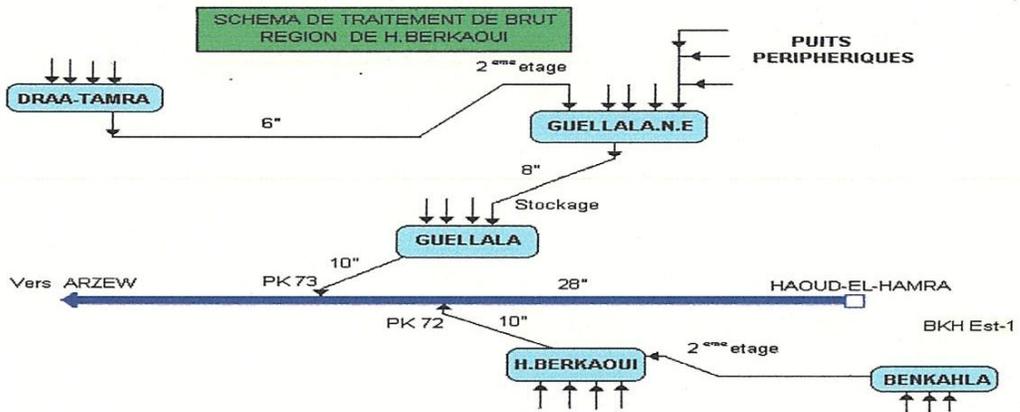


Figure. A.1: Schéma de traitement de brut REGION DE HBK.

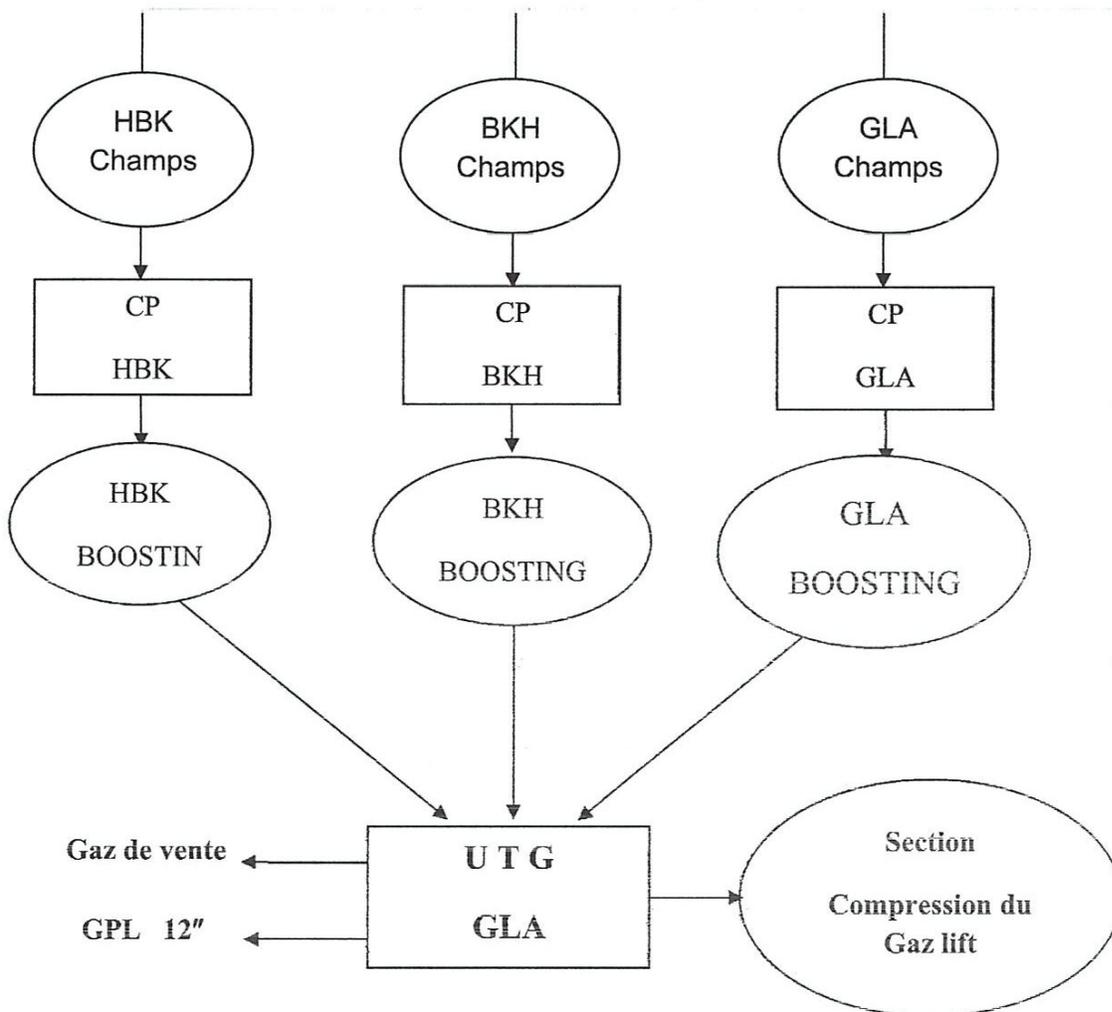


Figure.A.2 : L'organigramme des champs de la région de HAOU-EL-BERKAOUI.

**Annexe B**

**B.1 Production mondiale du gaz naturel**

La concentration de la production de gaz naturel dans deux pays CEI (commutons des états indépendants) et les Etats Unis qui contribuent pour plus de **50%** à la production annuelle est très frappante.

Le classement des pays producteurs illustre surtout les problèmes liés au coût élevé du transport du gaz naturel hors CEI et USA. Les principaux producteurs sont proches des grandes marches consommateurs : Canada (USA) Pays- Bas, Royaume-Uni et Algérie.

La répartition géographique de l'offre potentielle est présentée dans les tableaux (1et2) L'offre potentielle augmente régulièrement en toutes régions, sauf en Europe Centrale & Occidentale où elle commence à décliner lentement après l'an **2000**. Cette baisse n'est significative qu'après **2010** ce qui est une évolution favorable par rapport au précédent rapport où la chute entre **2000** et **2010** fût assez rapide. On notera en outre que des réserves importantes se trouvent à des distances de transport moyennes dans les régions environnant l'Europe Centrale & Occidentale. Les prévisions relatives à l'offre enregistrent des variations mineures comparées à celles des études précédentes.

**Tableau B.1:** Offre potentielle de gaz - Scénario haut (en.Gm<sup>3</sup>).

Unité : Gm <sup>3</sup> (10 <sup>9</sup> m <sup>3</sup> )	Réalisé	Potentiel			
		1995	2000	2010	2020
Année	1995	2000	2010	2020	2030
Afrique	82	136	199	229	230
Asie Centrale & de l'Est	77	142	187	224	255
Asie du Sud Est & Océanie	125	180	219	269	305
Europe de l'Est - Asie du Nord	698	984	1289	1397	1400
Proche-Orient	143	242	373	476	552
Amérique du Nord	714	746	880	943	1026
Amérique du Sud	75	117	163	181	199
Europe Centrale & Occidentale	250	344	330	269	166
Monde	2,164	2,891	3,640	3,988	4,133

**Tableau B.3: Demande mondiale de gaz naturel par région.**

Unité : Gm <sup>3</sup> (10 <sup>9</sup> m <sup>3</sup> )	Réalisé	Potentiel			
	1994	1995	2000	2010	2020
Année	1994	1995	2000	2010	2020
Afrique	43	49	68	105	145
Asie Centrale & de l'Est	139	145	233	342	441
Asie du Sud Est & Océanie	68	74	103	132	157
Europe de l'Est - Asie du Nord	548	522	614	740	812
Proche-Orient	128	144	203	278	337
Amérique du Nord	698	727	760	899	980
Amérique du Sud	68	75	99	134	164
Europe Centrale & Occidentale	356	384	467	560	614
Monde	2,048	2,130	2,547	3,190	3,650





TEMPERATURE, DEG C	161.2671	163.1558
PRESSURE, BAR ABSOLUTE	15.3500	15.3500

## \*\*\* VAPOR PHASE \*\*\*

RATE	KG /HR	0.0000	52552.4805
MOLECULAR WEIGHT...		0.0000	76.5748
ACT. RATE	M3 /HR	0.00	1169.25
ACT. DENS	KG /M3	0.0000	44.9454
COMPRESSIBILITY (Z)		0.0000	0.7210
VISCOSITY, CP		0.0000	0.0112
CP, KCAL/KG C		0.0000	0.6249
THERMAL CONDUCTIVITY			
	KCAL/HR.M.C	0.0000	0.0263

## \*\*\* LIQUID PHASE \*\*\*

RATE	KG /HR	263095.3750	210542.5620
MOLECULAR WEIGHT...		79.1644	79.8383
ACT. RATE	M3 /HR	566.12	453.14
ACT. DENS	KG /M3	464.7312	464.6257
VISCOSITY, CP		0.0748	0.0747
CP, KCAL/KG C		0.8248	0.8253
THERMAL CONDUCTIVITY			
	KCAL/HR.M.C	0.1036	0.1035
SURF. TENS, DYNES/CM		3.4622	3.4462