



République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20août1955-SKIKDA

Faculté de Technologie

Département de Pétrochimie

## Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie Pétrochimique

## Thème :

**Ajustement des paramètres opératoires du débutaniseur  
C-702 pour la récupération du propane**

**Unité de GLA-Haoudh Berkaoui**

Soutenu publiquement le : 29/06/2025

**Réalisé par :**

- SOLTANI Asma

**Encadré par :**

BOULAHNECHE Samia  
SAADI Chahrazed

Année Universitaire 2024/2025

## Remerciement

Je tiens, avant tout, à exprimer ma profonde gratitude à Dieu le Tout-Puissant, qui m'a accordé la force, la patience et la persévérance nécessaires pour mener à dépasser toutes les étapes de ces années avec leurs hauts et leurs bas, pour parvenir aujourd'hui et présenter ce travail honorable .

J'adresse mes remerciements à Mesdames BOULAHNECHE Samia et SAADI Chahrazed mes promotrices, pour leur disponibilité, leur confiance et leurs conseils précieux qui ont été essentiels à la réalisation de ce mémoire.

Ma gratitude va aussi à l'ensemble du personnel des régions de Haoud Berkaoui et Guellala pour leur accueil chaleureux, leur disponibilité, et les conditions de travail favorables qu'ils m'ont offertes. Particulièrement Monsieur YOUSFI Fouad Ingénieur exploitation , pour son encadrement ,accompagnement, orienta tions techniques et le soutien tout au long la partie pratique de ce projet.

Mes remerciements les plus respectueux aux membres du jury, pour l'honneur qu'ils me font en évaluant ce travail. Leurs remarques constructives, leurs observations et leur expertise me seront d'une grande aide pour approfondir et améliorer cette étude.

Je remercie également les enseignants de notre département de génie pétrochimique pour leurs contributions à notre formation..



## Dédicace

*Avec toutes les expressions de reconnaissance et de gratitude, je dédie ce travail*

*À la lumière de ma vie, ma mère **BELABED Wided**, pour son amour inconditionnel, son soutien indéfectible tout au long de ma vie et mon parcours, ses sacrifices pour avoir mis tous les moyens à ma disposition afin que je puisse réussir et arriver là où je suis aujourd'hui.*

*À la fille que je suis, À celle qui a patienté, qui a tenu bon malgré les épreuves, les obstacles et les remises en question. À celle qui n'a jamais cessé d'y croire, qui s'est relevée à chaque chute, qui a persévéré sans jamais renoncer. Je me dédie ce travail avec fierté et tendresse, car aujourd'hui, j'ai enfin atteint ce but que j'ai tant espéré.*

*À ma famille, qui a toujours été présente à mes côtés, et plus particulièrement mon grand-père Chafai, ma grande-mère Malika, pour leur éducation et leurs prières qui m'ont accompagné à chaque instant, mes oncle : Ali, Derradji, Amel et surtout Boutheina, mes cousins un par un pour leur disponibilité et leur encouragement .*

*À mes instituteurs et mes professeurs, depuis ma première scolarisation jusqu'à mes études supérieures, pour m'avoir transmis les connaissances, les valeurs et les acquis scientifiques nécessaires pour affronter la vie et construire mon avenir.*

*À mes amis et mes futurs collègues au sein du complexe industriel, pour leur accompagnement et leurs conseils enrichissant sur le terrain.*

*À mes amis fidèles, pour leur soutien moral, leur présence bienveillante et leurs encouragements constants tout au long de ce parcours.*

*Et à toutes les personnes qui, de près ou de loin, ont contribué à l'achèvement de ce mémoire. Que chacun trouve ici l'expression de ma profonde reconnaissance.*

## *Résumé*

Dans le cadre de notre projet de fin d'études, on a effectué un stage pratique au niveau du centre de traitement de gaz Haoudh Berkaoui « Guellala », visant à prédire la production de propane nécessaire au bon fonctionnement de l'unité sans l'approvisionnement par camion citernes. En fonction des ajustements des paramètres, on a simulé, alors le fonctionnement de l'unité de débutanisation à l'aide du logiciel Aspen HYSYS pour analyser l'impact des paramètres opératoires sur la récupération du propane. Cette démarche m'a permis d'identifier les conditions optimales permettant d'atteindre une pureté de 97.5 % à une température de 40 °C et une pression de 14.2 bars, contribuant ainsi à l'amélioration des performances de l'unité à obtenir le propane.

**Mots clés :** Simulation, Optimisation, Fractionnement, Débutaniseur, Propane, Dépotage.

---

## *Liste des abréviations et nominations*

---

UTG : Unité de traitement de gaz

GPL : Gaz du pétrole liquéfié

GNL : Gaz naturel liquéfié

HBK : Haoud Berkaoui

GLA : Guellala

BKH : Benkahla

BP : Base pression

MP : Moyenne pression

HP : Haute pression

CPG : Chromatographie en phase gazeuse

E : Echangeur

P : Pompe

C : Colonne

K : Compresseur

V : Ballon stockage ou séparation

T : Réservoir de stockage

SO<sub>2</sub> : Dioxyde de soufre

CO<sub>2</sub> : Dioxyde de carbone

Hg: Azote

He: Mercure

CH<sub>4</sub>: Methane

C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> : Ethane

C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> : Propane

---

## *Liste des tableaux*

---

Chapitre I		
<b>Tableau I.1</b>	Caractéristique techniques de du gaz naturel	6
<b>Tableau I.2</b>	Spécifications typiques pour un gaz commercial	9
<b>Tableau I.3</b>	Propriétés physique et chimiques du GPL	14
<b>Tableau I.4</b>	Caractéristiques des Produits Butane et Propane sous Normes	22
Chapitre III		
<b>Tableau III.1</b>	La comparaison entre les paramètres simulés et actuels	67

## *Liste des figures*

CHAPITRE I		
<b>Figure I.1</b>	Molécule de butane	11
<b>Figure I.2</b>	Molécule de propane	11
<b>Figure I.3</b>	Origine de GPL	12
<b>Figure I.4</b>	Utilisation du propane en pétrochimie	16
<b>Figure I.5</b>	Utilisation du n-butane en pétrochimie	17
<b>Figure I.6</b>	Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT)	19
<b>Figure I.7</b>	Le chaîne gaz et la chaîne GPI.	19
<b>Figure I.8</b>	La demande nationale des GPL	20
<b>Figure I.9</b>	Sphères, cigares stockage GPL	21
CHAPITRE II		
<b>Figure II.1</b>	3D d'une colonne a plateaux	27
<b>Figure II.2</b>	Les trois types de plateaux de colonne	27
<b>Figure II.3</b>	Colonne de garnissage	28
<b>Figure II.4</b>	Schéma de la colonne de rectification	29
<b>Figure II.5</b>	Taux de reflux	33
<b>Figure II.6</b>	Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification	33
<b>Figure II.7</b>	Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement	34
<b>Figure II.8</b>	Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation	35
CHAPITRE III		
<b>Figure III.1</b>	Schéma du centre de production Guellala	42
<b>Figure III.2</b>	Boosting Guellala	43
<b>Figure III.3</b>	Stabilisateur Guellala	44
<b>Figure III.4</b>	Section de stabilisation et de déshydratation de Guellala	45
<b>Figure III.5</b>	Refroidissement de gaz Guellala	46
<b>Figure III.6</b>	Section de fractionnement (Déethaniseur)	48
<b>Figure III.7</b>	Section de fractionnement (Débutaniseur)	49
<b>Figure III.8</b>	Le système de refroidissement à propane (section500) de Guellala	50
<b>Figure III.9</b>	Aspen HYSYS	57
<b>Figure III.10</b>	Liste de composants de la charge d'alimentation	59
<b>Figure III.11</b>	Choix de modèle thermodynamique	60
<b>Figure III.12</b>	La composition de la charge actuels « Entrée GProcess »	60
<b>Figure III.13</b>	Les paramètres actuels de la charge « Entrée GProcess »	61
<b>Figure III.14</b>	La colonne déethaniseur C701	61
<b>Figure III.15</b>	Schéma déethaniseur	62
<b>Figure III.16</b>	Colonne débutaniseur C702	62
<b>Figure III.17</b>	Schéma complet de section de fractionnement (cas actuel)	63
<b>Figure III.18</b>	Composition de distillat de débutaniseur C70	63
<b>Figure III.19</b>	La répartition de la composition du GPL	64
<b>Figure III.20</b>	La courbe d'ébullition PT de propane	64
<b>Figure III.21</b>	Influence de T sur C3% dans la tête de C702.	65
<b>Figure III.22</b>	Influence de T de fond C702 sur le %C3	65
<b>Figure III.23</b>	Influence de taux de reflux sur le C <sub>3</sub> final	66
<b>Figure III.24</b>	Cas simulé de débutaniseur pour la production du propane	67
<b>Figure III.25</b>	Composition du distillat de dépropaniseur	68
<b>Figure III.26</b>	Composition de résidu au niveau dépropaniseur	69
<b>Figure III.27</b>	Schéma de raccordement	70

---

## *Table des matières*

---

Résumé.....	i
Liste des abréviations et nominations.....	ii
Liste des tableaux.....	iii
Liste des figures.....	iv
<b>Introduction générale</b> .....	<b>1</b>
<b>Chapitre I : Notions de base sur le gaz à l'état naturel et liquéfié</b>	
I.1. Le Gaz naturel.....	3
Introduction.....	3
I.1.1. Définition.....	3
I.1.2. Origine des constituants du gaz naturel .....	3
I.1.3. Les types de gaz naturel .....	4
I.1.4. Composition chimique .....	5
I.1.5. Caractéristiques du gaz naturel.....	5
I.1.6. Les techniques de traitement du gaz naturel.....	7
I.2. Généralités sur le gaz du pétrole liquéfié .....	10
I.2.1. Définition.....	10
I.2.2. Origine du gaz de pétrole liquéfié.....	11
I.2.3. Les caractéristiques .....	12
I.2.4. Propriétés physico chimiques .....	14
I.2.5. Ses utilisations .....	14
I.2.6. Consommation dans le monde.....	17
I.2.7. Évolution de la production mondiale .....	18
I.2.8. Offre nationale .....	18
I.2.9. La demande nationale .....	20
I.2.10. Types de stockage .....	20
I.2.11. La chaine de gaz naturel et gaz liquéfié .....	21
I.2.12. Normes Butane & propane commerciaux .....	21
I.2.13. Avantages et inconvénients techniques .....	22
Conclusion.....	23

## **Chapitre II : Théorie de Fractionnement**

Introduction.....	24
II.1. Définition.....	24
II.2. Description de la colonne de rectification.....	25
II.3. Types de colonnes de rectification.....	26
II.4. Lois fondamentales de transfert de matière.....	29
II.5. Bilan matière de la colonne et de ses zones : .....	31
II.6. Choix de la pression dans une colonne de rectification.....	36
II.7. Régime de température de la colonne.....	37
II.8. Choix des constituants clés.....	37
II.9. Choix du taux de reflux.....	38
II.10. Nombre de plateaux théoriques à reflux opératoire.....	39
II.11. Détermination des dimensions de la colonne.....	39
Conclusion.....	41

## **Chapitre III :**

### **Partie 1 : Etude technologique de l'unité**

III.1. Présentation des différentes sections de l'unité de traitement de gaz Guellala.....	42
III.2. Description l'unité de traitement de gaz.....	43
III.2.1. Section de boosting.....	43
III.2.2. Section de stabilisation.....	44
III.2.3. Section de déshydratation.....	45
III.2.4. Section de réfrigération.....	46
III.2.5. Section de compression.....	47
III.2.6. Section de fractionnement.....	48
III.2.7. Les utilités.....	50
III.3. Problématique.....	52

### **Partie 2 : Simulation et analyse**

III.4. Discussion des propositions.....	55
III.5. Simulateur et simulation.....	56
III.5.1. Exemples de simulateurs couramment utilisés.....	56
III.5.2. Types de simulation.....	57
III.5.3. Présentation du simulateur Aspen HYSYS.....	57
III.5.4. Fonctionnalités principales : .....	57
III.4.5. Les causes de l'utilisation de simulateur pour les procédés.....	58

III.5.6. Étapes de simulation dans Aspen HYSYS.....	58
III.5.7. Modèle thermodynamique : Équation de Peng-Robinson .....	58
III.6. Étapes réalisées avec le simulateur HYSYS .....	59
III.6.1. Cas actuel production GPL .....	59
III.7. Simulation et ajustement des paramètres du débutaniseur pour la .....	64
III.7.1. Simulation au niveau du débutaniseur.....	64
III.7.2. Influence de la température de fond et la tête de débutaniseur.....	65
III.7.3. Influence de taux de reflux .....	66
III.7.4. Les paramètres de fonctionnement pour obtenir une pureté de 97% du propane ....	67
III.7.5. Vérification de la conformité des produits au niveau du dépropaniseur .....	68
III.7.6. Réalisation d'une nouvelle ligne d'appoint vers V-505 .....	69
<b>Conclusion générale</b> .....	<b>72</b>
<b>Références bibliographiques</b> .....	<b>73</b>

*Introduction  
générale*

Le gaz naturel est une énergie abondante, polyvalente et relativement propre, avec des émissions de CO<sub>2</sub> inférieures à celles du pétrole. Il joue un rôle essentiel dans la transition énergétique, en servant de solution intermédiaire avant l'adoption généralisée des énergies à faible empreinte en carbone. Toutefois, en raison de la diversité de ses sources, son traitement requiert des technologies spécifiques pour répondre aux exigences de qualité tout en minimisant l'impact environnemental. Ce traitement implique plusieurs étapes : élimination des impuretés, compression, refroidissement, séparation des composants et contrôle qualité.

À Guellala, l'unité de traitement a été conçue pour produire du gaz commercialisable et du GPL transportable à travers une section de fractionnement. Cette dernière utilise une boucle de refroidissement au propane permettant de liquéfier et séparer les composés lourds des plus légers. Cependant, cette boucle entraîne inévitablement des pertes en propane et pour les compenser, des appoints sont nécessaires. Généralement assurés par des camions-citernes. Or, la présence de ces véhicules au cœur des installations constitue un risque en termes de sécurité (fuites, incendies, explosions...).

La séparation du propane et du butane s'effectue dans une colonne dépropaniseur, exploitant la différence de leurs points d'ébullition. Le propane, plus volatil, est récupéré en tête de colonne, tandis que le butane est extrait en fond. Ces deux gaz, une fois séparés, peuvent être utilisés indépendamment comme sources d'énergie. Ce mémoire propose d'étudier la possibilité de récupérer plus du propane localement, en ajustant les paramètres de fonctionnement de l'unité de débutaniseur existante, dans le but d'assurer la charge en propane et ainsi l'autonomie de l'installation sans recours à des approvisionnements externes.

Dans ce contexte et afin d'aboutir aux objectifs recherchés, Ce mémoire est organisé en trois chapitres :

Le premier chapitre présente les notions de base sur le gaz naturel et le gaz liquéfié, pour mieux cerner le sujet d'étude.

Le deuxième chapitre aborde la théorie du fractionnement, qui permet de séparer les différents composants du gaz.

Le troisième est consacré à la partie simulation. Il conçoit deux parties :

- Une première partie qui décrit les différentes sections de l'unité.

## *Introduction générale*

---

- Une seconde partie qui parle du simulateur, de la simulations réalisées et des résultats obtenus, avec une analyse et une interprétation.

Enfin, ce travail se termine par quelques recommandations et une conclusion générale.

# *Chapitre I*

*Notions de base sur le gaz  
à l'état naturel et liquéfié*

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

### **Introduction**

Le gaz naturel, énergie fossile abondante largement disponible à l'échelle mondiale, voit son utilisation croître grâce à sa flexibilité et ses qualités écologiques. Son exploitation nécessite la maîtrise de toute la chaîne gazière, de l'extraction à la consommation.

Ce chapitre se concentre sur la définition du gaz naturel, son origine et ses procédés de traitement, en particulier la liquéfaction et la rectification dans l'industrie gazière.

#### **I.1.1. Définition**

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures à tendance paraffinique (Hydrocarbures saturés) contenant du méthane ( $\text{CH}_4$ ) et de l'éthane ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ) en grande proportion ce qui lui donne un pouvoir calorifique et une combustibilité remarquable et principalement composé d'hydrocarbures sous forme gazeuse ou liquide, dont la proportion et la nature varient selon les régions d'extraction. Il contient également de l'eau et il peut contenir diverses impuretés telles que le dioxyde de soufre ( $\text{SO}_2$ ), le sulfure d'hydrogène ( $\text{H}_2\text{S}$ ) également connu sous le nom de gaz acide, le dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ), l'azote ( $\text{N}_2$ ), ainsi que de petites quantités d'hélium (He) et de mercure (Hg). Le gaz naturel est généralement trouvé sous pression dans les roches poreuses du sous-sol, ou il peut être présent en solution avec du pétrole brut ou du condensat [1].

#### **I.1.2. Origine des constituants du gaz naturel**

##### **A. Constituants hydrocarbures :**

Il existe trois principaux modes de formation des hydrocarbures gazeux naturels :

- ❖ **Gaz bactérien** : Ce type de gaz résulte de l'action de bactéries sur les débris organiques accumulés dans les sédiments. Le gaz ainsi produit est appelé gaz bactérien ou gaz organique.
- ❖ **Gaz inorganique** : Ce mode de formation, bien que secondaire, existe. On retrouve parfois du méthane dans les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales. De plus, certaines inclusions fluides présentes dans les roches métamorphiques ou magmatiques renferment des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

- ❖ **Gaz thermique** : Au fur et à mesure de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments sont soumis à des températures et pressions croissantes.

Cette transformation entraîne une dégradation thermique de la matière organique, produisant non seulement des hydrocarbures, mais aussi une large gamme de composés non hydrocarbonés.

### **B. Constituants non hydrocarbonés**

Les origines et modes de formation des constituants non hydrocarbonés présents dans les gisements de gaz naturel ont été relativement peu étudiés, car ces éléments présentent généralement un intérêt économique limité. On peut néanmoins les classer comme suit :

- ❖ **Constituants en traces** : krypton, néon, xénon, mercure, arsenic.
- ❖ **Constituants majeurs** : dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), hydrogène sulfuré (H<sub>2</sub>S), azote (N<sub>2</sub>).
- ❖ **Constituants mineurs** : hydrogène (H<sub>2</sub>), hélium (He), argon (Ar) [2].

### **I.1.3. Les types de gaz naturel**

La classification du gaz naturel repose principalement sur la possibilité de formation d'une phase liquide en fonction des conditions de température et de pression. Selon ces critères, on distingue plusieurs types de gaz naturel :

- ❖ **Gaz sec** : Le gaz sec est principalement constitué de méthane (CH<sub>4</sub>), avec une très faible proportion d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>). Il ne génère aucune phase liquide dans les conditions normales de production.
- ❖ **Gaz humide** : Le gaz humide peut former une phase liquide (eau et/ou condensats) lors de la production, notamment lorsque la température ou la pression chute à la surface. Il contient une quantité plus importante d'hydrocarbures légers par rapport au gaz sec, ce qui favorise cette condensation.
- ❖ **Gaz à condensat** : Ce type de gaz naturel condense partiellement en phase liquide dans le réservoir lui-même ainsi que pendant la production. Il est riche en hydrocarbures plus lourds, ce qui donne lieu à une phase liquide appelée condensat, en plus de l'eau.
- ❖ **Gaz associé** : Le gaz associé est présent dans les gisements pétroliers. Il peut se trouver sous forme libre, au-dessus de la nappe de pétrole (gaz de couverture), ou dissous dans la phase huile. Il est libéré lors de la dépressurisation du réservoir [3].

**I.1.4. Composition chimique**

Le constituant principal est le méthane mais le gaz naturel peut renfermer d'autres hydrocarbures tels que l'éthane ( $C_2H_6$ ), le propane ( $C_3H_8$ ), le butane ( $C_4H_{10}$ ) et le pentane ( $C_5H_{12}$ ), ainsi que des hydrocarbures plus lourds présents en faibles concentrations. Les hydrocarbures à trois et quatre atomes de carbone ( $C_3$  et  $C_4$ ) forment la fraction GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié), utilisée comme combustible.

La fraction la plus lourde, désignée par  $C_{5+}$  forment de condensat. Le gaz naturel peut contenir d'autres composants tels que de l'eau, des gaz acides (principalement le dioxyde de carbone ( $CO_2$ ) et l'hydrogène sulfuré ( $H_2S$ )), ainsi que des gaz inertes ou nobles comme l'azote ( $N_2$ ), l'hélium ( $He$ ), et en plus faibles quantités, l'hydrogène ( $H_2$ ) ou l'argon ( $Ar$ ). Des impuretés métalliques, telles que le mercure, peuvent également être présentes en traces.

La composition chimique du gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation. Elle sert aussi à calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploration (extraction des produit liquides) [4].

**I.1.5. Caractéristiques du gaz naturel**

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

Tableau I.1 : Caractéristique techniques de du gaz naturel.

Caractéristiques	Valeur moyenne / Description
Couleur et odeur	Incolore et inodore (on ajoute un odorant pour la sécurité)
Densité	0,7 → plus léger que l'air
Masse volumique	Environ 0,8 kg/m <sup>3</sup> à 15°C sous 1 atm
Pouvoir calorifique inférieur (PCI)	35 à 40 MJ/m <sup>3</sup> ou 9,7 à 11 kWh/m <sup>3</sup>
Pouvoir calorifique supérieur (PCS)	39 à 45 MJ/m <sup>3</sup> ou 10,8 à 12,5 kWh/m <sup>3</sup>
Température d'auto-inflammation	Environ 540 °C
Température de liquéfaction (GNL)	Environ -162 °C à pression atmosphérique
Point d'ébullition	Environ -161,5 °C pour le méthane
Teneur en impuretés	CO <sub>2</sub> , azote, vapeur d'eau, parfois H <sub>2</sub> S

**NB :**

**La densité :** La densité d'un gaz se définit comme le rapport entre sa masse volumique et celle de l'air, mesuré dans des conditions standard de température et de pression.

Elle est calculée à l'aide de la formule suivante :

$$Densité = \frac{Masse\ moléculaire}{28.996}$$

**Pouvoir Calorifique Supérieur (PCS) :** Il s'agit de la quantité totale de chaleur libérée lorsque les produits de la combustion sont refroidis jusqu'à la température ambiante, avec condensation complète de la vapeur d'eau formée. L'eau est donc à l'état liquide.

**Pouvoir Calorifique Inférieur (PCI) :** Ce pouvoir calorifique correspond à la quantité de chaleur produite dans les mêmes conditions, mais en considérant que l'eau reste sous forme de vapeur après combustion. Il est donc inférieur au PCS car l'énergie latente de condensation n'est pas récupérée. Exprimé en joules par mètre cube (J/m<sup>3</sup>) [5].

### **I.1.6. Les techniques de traitement du gaz naturel**

#### **I.1.6.1. Généralités sur le traitement**

Le traitement du gaz naturel vise à éliminer totalement ou partiellement certains composants indésirables présents à la sortie du puits, tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds. L'objectif principal de ce traitement est d'adapter le gaz naturel aux exigences de transport et aux spécifications commerciales.

Il existe plusieurs procédés de traitement, dont le choix dépend de critères spécifiques, notamment :

- ❖ Qualité de l'effluent brut.
- ❖ Taux de récupération des hydrocarbures lourds visé.
- ❖ Spécification des produits finis.
- ❖ Coût global des investissements.

#### **I.1.6.2. Les étapes de traitement du gaz naturel**

- **Première étape :** Séparation des phases liquides (séparation triphasique)

Cette phase initiale permet la séparation des fractions liquides présentes dans l'effluent en sortie de puits. Ces liquides peuvent inclure des hydrocarbures condensés (dans le cas de gaz associé ou de gaz à condensats) ainsi que de l'eau libre. Cette opération vise à stabiliser le flux gazeux avant les traitements plus spécifiques.

L'eau libre présente dans le flux de gaz est séparée par décantation dans les ballons de séparation après avoir été refroidie. Ensuite, l'eau de saturation présente dans les hydrocarbures est éliminée par adsorption à l'aide de tamis moléculaires. Cette étape permet de réduire la teneur en eau du gaz traité.

- **Deuxième étape :** Traitement selon le mode de transport

Le traitement suivant dépend largement de la filière de transport choisie pour le gaz. Le gaz naturel peut en effet être acheminé sous différentes formes :

- ❖ Gaz Naturel Comprimé (GNC)
- ❖ Gaz Naturel Liquéfié (GNL)
- ❖ Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL)

❖ Produits chimiques dérivés (tels que le méthanol ou l'ammoniac)

Chaque filière de transport constitue une chaîne gazière, composée de plusieurs étapes techniques successives. Afin de respecter les spécifications de traitement et de transport, certains composés indésirables doivent être partiellement ou totalement éliminés :

H<sub>2</sub>S (sulfure d'hydrogène) : toxique et fortement corrosif

CO<sub>2</sub> (dioxyde de carbone) : corrosif, avec une valeur énergétique nulle

Hg (mercure) : pouvant provoquer la corrosion de certains équipements

H<sub>2</sub>O (eau) : favorise la formation d'hydrates pouvant obstruer les conduites

Hydrocarbures lourds : susceptibles de se condenser dans les réseaux de transport

N<sub>2</sub> (azote) : gaz inerte, ne participant pas à la combustion et réduisant la valeur calorifique [6].

**I.1.6.3. Séparation des condensats :** Les spécifications de transport par gazoduc imposent des limites strictes sur la composition du gaz afin d'éviter la formation de phases liquides (eau ou hydrocarbures), les blocages par hydrates et la corrosion des infrastructures.

Par conséquent, des valeurs maximales de points de rosée (pour l'eau et les hydrocarbures) sont imposées. À titre d'exemple, le point de rosée des hydrocarbures peut être fixé à 0 °C, afin d'éviter la condensation rétrograde susceptible de provoquer des dépôts liquides dans les conduites ; le condensat est extrait du gaz naturel par un processus appelé "condensation".

Au fur et à mesure que le gaz traverse les pipelines ou les installations de traitement, il subit une réduction de la pression et de la température. Ces changements entraînent la condensation d'une partie des hydrocarbures les plus légers du gaz sous forme liquide. Ce liquide est ensuite séparé du gaz restant et collecté sous forme de condensat.

Dans le cas du gaz commercial, les spécifications sont plus sévères, incluant notamment une plage définie de pouvoir calorifique pour garantir la qualité du produit livré au consommateur.

Un tableau récapitulatif des spécifications typiques d'un gaz commercial peut être présenté afin d'illustrer ces exigences [2].

**Tableau I.2 : Spécifications typiques pour un gaz commercial [3].**

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

#### I.1.6.4. Les procédés de traitement de gaz

Les procédés de traitement de gaz sont multiples de part le monde et le choix de type de traitement se base sur les critères suivants :

- La quantité de l'effluent brut.
- Taux de récupération d'hydrocarbures visés spécification des produits.
- Coût global des investissements.

Ainsi donc il existe deux procédés :

##### A. Procédé PRITCHARD :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre en fin du cycle des températures voisines de -23°C.

##### B. Procédé de HUDSON :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées à travers une machine appelée Turbo\_Expander, qui permet d'atteindre un niveau de température de -55 °C.

- Le procédé HUDSON est plus performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 105 bars et une température de -55 °C [3].

## **I.2. Généralités sur le gaz du pétrole liquéfié**

### **I.2.1. Définition**

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » (GPL), ou LPG en anglais, désigne deux hydrocarbures liquéfiés : le propane et le butane.

Ces deux gaz sont des hydrocarbures saturés, constitués uniquement de liaisons simples entre des atomes de carbone et d'hydrogène. Leur principal avantage réside dans leur capacité à se liquéfier sous une pression relativement faible — comprise entre 1,5 et 7 bars, cette propriété facilite considérablement leur stockage et leur transport.

Plus de 60 % du propane et du butane produits dans le monde proviennent directement de gisements de gaz naturel et de la liquéfaction du GNL (gaz naturel liquéfié), tandis que le reste environ 40 % est issu du raffinage du pétrole brut, les hydrocarbures extraits comprennent différentes molécules contenant des atomes de carbone, telles que l'éthylène, le propylène, le butadiène, le propane et le butane.

Autrefois considérés comme des résidus lors de l'extraction pétrolière, les GPL étaient souvent brûlés en torchère (combustion en surface à la sortie des puits pour des raisons de sécurité ou de manque de valorisation économique). Aujourd'hui, ces gaz sont valorisés : ils sont récupérés par distillation lors du traitement du pétrole brut ou du gaz naturel, constituant les fractions légères de ces procédés.

L'usage des GPL s'est largement démocratisé grâce à leur facilité de stockage et de distribution. Ils sont utilisés aussi bien dans le secteur industriel que par les particuliers, notamment pour des usages mobiles. Lorsqu'ils sont mélangés, ils peuvent également servir de carburant pour véhicules sous la forme de GPL carburant (GPL-c).

Il est important de ne pas les confondre avec le Gaz Naturel Liquéfié (GNL), qui nécessite une température de liquéfaction beaucoup plus basse pour être stocké sous forme liquide [5].

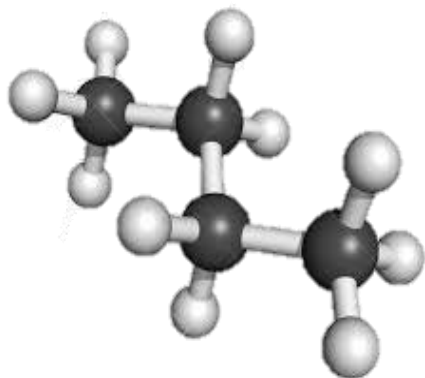


Figure I.1 : Molécule de butane.

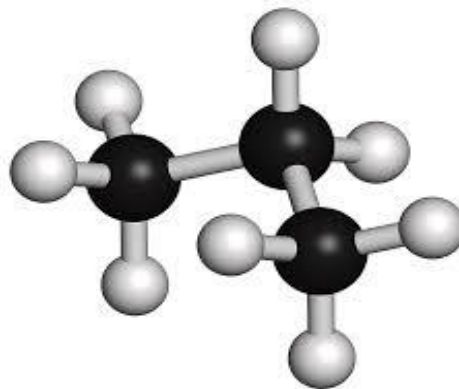


Figure I.2 : Molécule de propane.

### I.2.2. Origine du gaz de pétrole liquéfié

Les GPL proviennent de deux sources principales :

#### A. À partir de l'extraction de gaz naturel (fractions lourdes)

Les champs de gaz naturel fournissent plus de 60 % des GPL. En général, un gisement de gaz naturel contient environ 90 % de méthane ( $\text{CH}_4$ ), mais aussi près de 5 % de propane et 5 % d'autres gaz, dont le butane.

Le gaz extrait est refroidi pour séparer ses différents composants, en raison de leurs températures de liquéfaction différentes. Ainsi, le propane et le butane se liquéfient et peuvent être récupérés sous forme liquide (c'est pourquoi on parle de gaz liquéfiés), tandis que le méthane reste à l'état gazeux.

Du propane et du butane peuvent aussi être récupérés lors de l'extraction de pétrole brut, où ils sont présents sous forme de gaz associés dissous. C'est cette origine qui justifie l'appellation de gaz de pétrole liquéfiés. La proportion de butane et de propane varie fortement d'un gisement à un autre.

**B. À partir du raffinage du pétrole brut (fractions légères)**

Lors du processus de raffinage du pétrole brut, une petite partie (environ 2 à 3 %) des produits obtenus est constituée de propane et de butane. Il s'agit des coupes les plus légères issues de la distillation primaire du pétrole.

Ces gaz peuvent également être extraits au cours d'opérations de traitement supplémentaires, appelées procédés secondaires. En moyenne, le traitement d'une tonne de pétrole brut permet de produire entre 20 et 30 kg de GPL, dont environ deux tiers de butane et un tiers de propane.

Au final, les GPL représentent moins de 5 % de la ressource mondiale en hydrocarbures [6].



Figure I.3 : Origine de GPL.

**I.2.3. Les caractéristiques****Indication des dangers :**

Gaz liquéfié extrêmement inflammable.

À l'issue de son exploitation, le gaz naturel peut être décrit à travers plusieurs propriétés physiques et énergétiques essentielles.

**Densité :**

Aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus lourds que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre.

**Dilatation :**

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

Cette propriété permet d'identifier la nature du gaz et de prévoir son comportement dans les installations de traitement ou de transport.

**Tension de vapeur :**

La pression interne qui règne dans les récipients contenant du GPL dépend principalement de deux facteurs :

- La température initiale du liquide,
- Le soutirage (ou prélèvement) de gaz effectué au cours de l'utilisation.

Ces paramètres influencent directement la tension de vapeur, et par conséquent, les conditions de stockage et de manipulation du GPL doivent être strictement contrôlées.

**Réactivité :**

Le propane et le butane sont chimiquement réactifs et ils peuvent détériorer certains caoutchoucs naturels ou certaines matières plastiques. Il est primordial de n'utiliser que des accessoires et des équipements spécialement congrus pour ces gaz.

## I.2.4. Propriétés physico chimiques

Tableau I.3 : Propriétés physique et chimiques du GPL [7].

	Propane C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Butane C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Equivalence (1L de gaz liquide est égale)	270L Propane gazeux	239L Butane gazeux
Température d'ébullition a pression ambiante	-40°C	0°C
Pression de liquéfaction a 15 °C	7.5 bars	1.5 bars
Densité	0.58	0.51
Pression de vapeur à 50°C (absolue)	Max 119.3 bar	≤ 7.5 bars
Tension de vapeur a 20°C	8	2
Teneur en soufre	≤ a 0.005 en masse	
Teneur en eau	Non décelable par l'essai au bromure	Absence d'eau séparable par décantation
Température d'ébullition	-44°C	-6 °C
Limite inférieure D'inflammabilité dans l'air	2.4%	1.8%
Limite supérieure D'inflammabilité	9.3%	8.8%
Pouvoir calorifique	PCI : 12.78 kWh/Kg PCS : 13.80 kWh/Kg	PCI : 12.66 kWh/kg PCS : 13.7 kWh/Kg
Température d'auto inflammation	480°C	420°C
Nombre d'octane	96	89

## I.2.5. Ses utilisations

Les domaines d'utilisation du GPL sont très nombreux et extrêmement variés, on peut citer les plus importants :

- **Le GPL carburant :**

Le GPL/C (gaz de pétrole liquéfié carburant) a été utilisé pour la première fois aux États-Unis dès 1912 pour alimenter des véhicules, mais son usage est resté ponctuel, limité aux

périodes de crise. Ce n'est qu'à partir des années 1980, grâce à des mesures fiscales favorables, que son développement s'est accéléré avec l'essor des véhicules à bicarburation (essence + GPL).

Aujourd'hui, le GPL/C est reconnu comme un carburant alternatif performant, à la fois économique et écologique. Il est largement utilisé dans plusieurs pays, dont les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, le Royaume-Uni, la France, les États-Unis, l'Espagne et le Canada.

Il est commercialisé sous le nom « SIR GAZ ».

- **Source de chauffage :**

Les appareils domestiques utilisés actuellement sont conçus pour s'adapter à l'utilisation de GPL. Une plus grande flexibilité, les aspirations de la clientèle et la recherche du rapport prix /qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils.

- **GPL dans la climatisation :**

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

- **Le GPL dans la production d'électricité :**

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) peut être utilisé pour la génération d'électricité, et son usage pourrait devenir significatif si les conditions économiques s'avèrent favorables et si des marchés ciblés se montrent attractifs pour ce type de carburant.

En Algérie, cependant, la production d'électricité repose exclusivement sur le gaz naturel. À ce jour, le GPL n'a pas encore été introduit dans les procédés de génération électrique ni dans les applications de combustion à grande échelle.

- **GPL dans la pétrochimie :**

La demande mondiale de GPL dans le secteur pétrochimique connaît une croissance soutenue, estimée à environ 10 % par an. Dans ce domaine, le GPL est principalement utilisé comme charge d'alimentation pour les vapocraqueurs, permettant la production d'oléfines.

Le butane et le propane, extraits par séparation du GPL, sont employés dans les procédés de déshydrogénation afin de produire respectivement du butadiène et du propylène, qui servent de matières premières dans la synthèse de caoutchoucs synthétiques.

Le butane est également utilisé dans la fabrication du MTBE (méthyl-tert-butyl-éther), un agent améliorant l'indice d'octane des essences, en remplacement du plomb. Il est aussi utilisé comme charge dans les unités d'alcoylation.

De leur côté, le propane et le butane interviennent dans la production de plusieurs composés chimiques industriels tels que l'acétaldéhyde, le formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

En Algérie, cette activité présente un double avantage : elle permet à la fois la valorisation locale des ressources en GPL et le développement de l'industrie pétrochimique nationale [8].

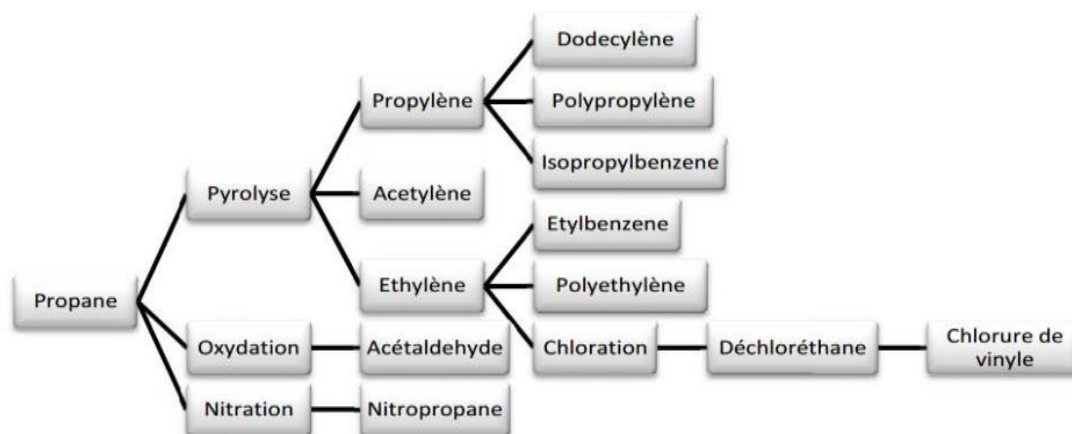


Figure I.4 : Utilisation du propane en pétrochimie.

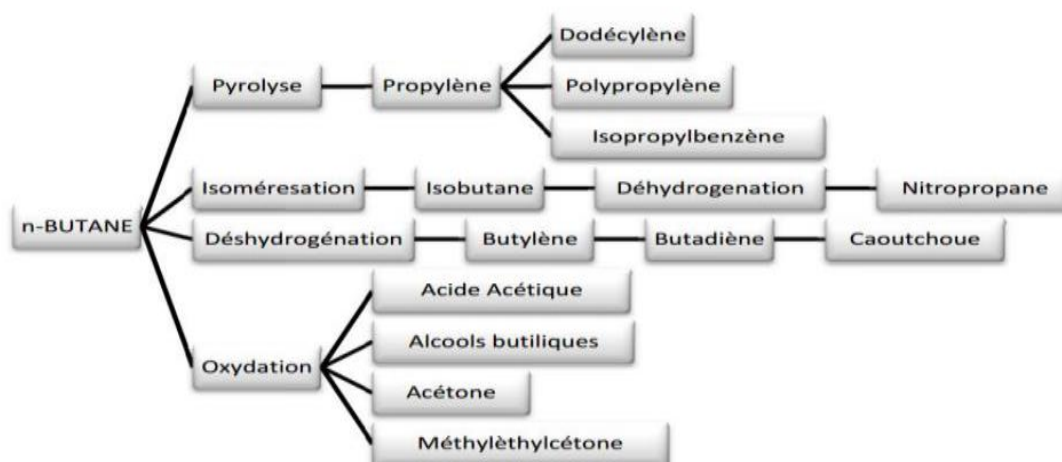


Figure I.5 : Utilisation du n-butane en pétrochimie.

### I.2.6. Consommation dans le monde

À l'échelle mondiale, le gaz de pétrole liquéfié (GPL) représente environ 2 % de l'énergie consommée.

- **Moyen-Orient**

La production de GPL dans cette région a connu un essor notable à la fin des années 1970, suite à la forte hausse des prix de l'énergie, qui a rendu économiquement intéressante la récupération du propane et du butane.

Avant cette période, ces gaz étaient souvent brûlés avec le gaz associé.

Aujourd'hui, le Moyen-Orient constitue la principale zone exportatrice de GPL à l'échelle mondiale.

- **Afrique**

Sur le continent africain, le GPL est principalement extrait du gaz naturel, traité dans des unités spécialisées pour gaz humide. La production issue des raffineries de pétrole complète l'approvisionnement.

- **Flux internationaux**

Les principaux flux d'exportation de GPL vont du Moyen-Orient vers des régions fortement consommatrices telles que le Japon et l'Asie du Sud-Est.

**I.2.7. Évolution de la production mondiale**

1997 : 177,8 millions de tonnes

2002 : 210 millions de tonnes

2007 : 230 millions de tonnes

2009 : la consommation atteint 243,6 millions de tonnes

2011 : elle atteint 260 millions de tonnes

**I.2.8. Offre nationale**

En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%), l'autre partie est produite au niveau des raffineries des pétroles de Skikda, Alger et Arzew (10 %) et des complexes de la liquéfaction de gaz naturel de SONATRACH -GL2Z et GL1K (11%).

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région de Skikda ; 2% au sud et 2% dans la région centre ; 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 Hassi R'mel pour la récupération du gaz sec, du condensât et du GPL.

2) La récupération des GPL, issus des champs, passe de 330.000 tonnes en 1996 ; cet accroissement est dû à la mise en place d'unités d'extraction au niveau des champs suivants :

1979 : Hassi R'mel ;

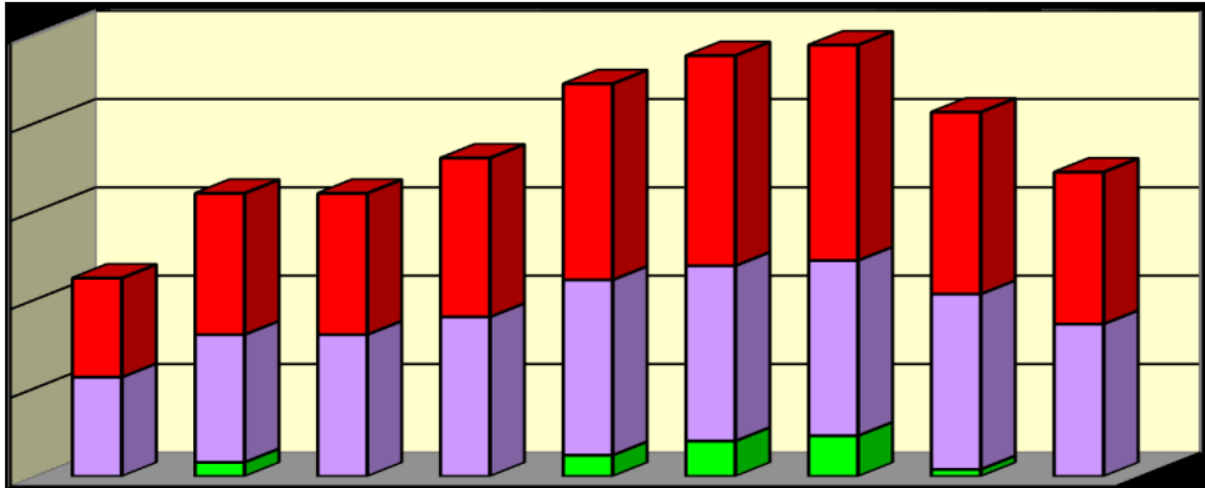
1985 : Adrar ;

1993 : Haoud Berkaoui ;

1995 : Haoud el-Hamra ;

1996 : Oued Noumer.

Le champ de Hassi R'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.



- GPL non séparé
- GPL Séparé
- Offre nationale GPL

Figure I.6 : Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT)

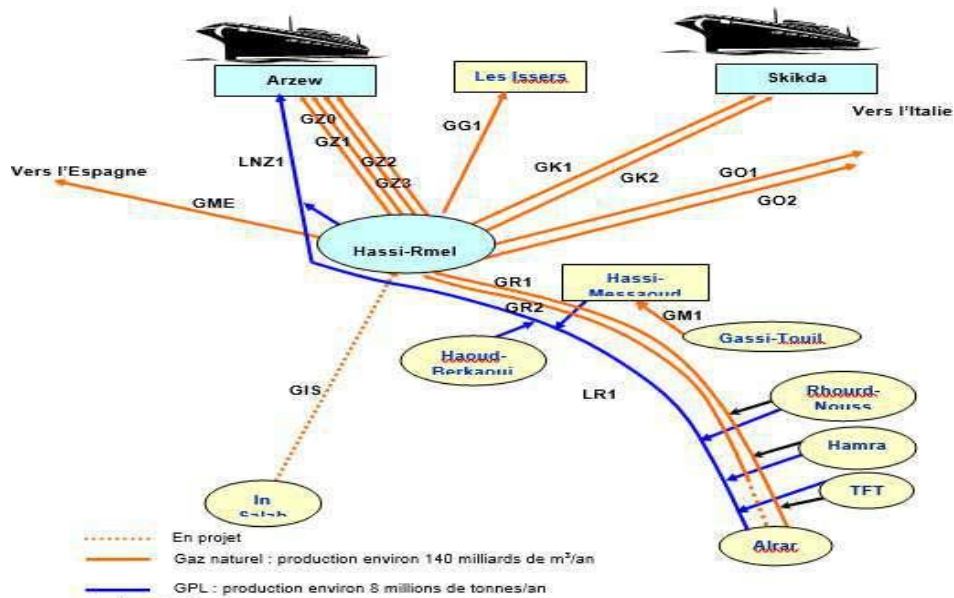


Figure I.7 : Le chaîne gaz et la chaîne GPL.

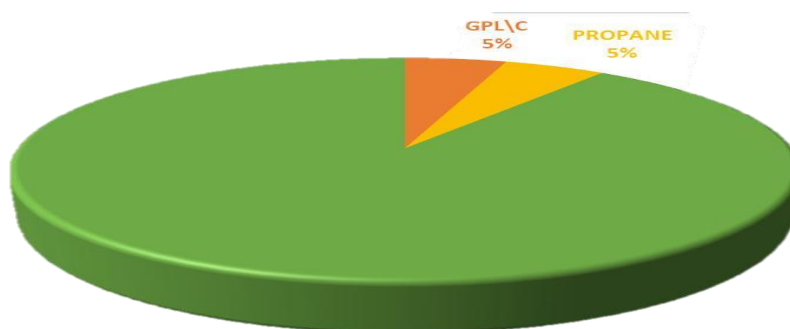
### **I.2.9. La demande nationale**

Selon les données de NAFTAL, la consommation nationale de gaz de pétrole liquéfié (GPL) s'élève à environ 1,4 million de tonnes par an. Cette demande se répartit comme suit :

- 90 % sont constitués de butane,
- 5 % de propane,
- Et 5 % de GPL carburant (GPL/C).

La répartition géographique de cette consommation est la suivante :

- Région Est : environ 516 000 tonnes, soit 37 % de la demande,
- Région Centre : environ 401 000 tonnes, soit 29 %,
- Région Ouest : environ 336 000 tonnes, représentant 24 % de la demande totale.



**Figure I.8 : La demande nationale des GPL [9].**

### **I.2.10. Types de stockage**

Le GPL est stocké en utilisant plusieurs techniques

- **Stockage sous pression** : le GPL est stocké à l'état liquide sous pression de 14 à 14,5 bars à la température ambiante et cette pression est maintenue avec fuel gaz, dans le but d'éviter la perte des vapeurs de GPL qui se dégagent par ébullition et ce qui permet d'avoir un volume plus réduit (plus de 250 fois). Les réservoirs utilisés pour le stockage sont sous formes sphérique ou bien cylindrique à axe horizontal (cigare) à des capacités différentes, revêtus d'une peinture qui réfléchit la chaleur et munis d'une soupape de sécurité.
- **Stockage réfrigéré** : sous pression où les gaz liquéfiés sont stockés à des températures voisines ou inférieures à 0°C, cela permet une réduction importante de la pression de

stockage c'est le cas des produits volatils (ex : propylène, butadiène stocké à 0°C et 4,5 bars).

- **Stockage cryogénique** : pour les gaz incondensables à la température ambiante. La pression de stockage est légèrement supérieure à la pression atmosphérique, la température est alors voisine de la température normale d'ébullition du produit [10].



**Figure I.9 : Sphères, cigares stockage GPL.**

#### **I.2.11. La chaîne de gaz naturel et gaz liquéfié**

- Des champs producteurs dont notamment les principaux, Hassi R'mel et Hassi-Messaoud sont à hauteurs respectives de 50 et 25% de la production globale de GPL.
- Du réseau de transport (pipe et stations de pompage).
- Des unités de fractionnement (GP1Z et GP2Z) situés à Arzew qui fractionnent le GPL en propane et en butane pour les besoins nationaux et l'exportation et des unités GNL pour la liquéfaction du gaz naturel exporté [11].

#### **I.2.12. Normes Butane & propane commerciaux**

Les caractéristiques du butane et du propane commerciaux sont définies dans les arrêtés du 28-12-1966 qui fixent les caractéristiques du butane et du propane commercial, modifiés par les arrêtés du 10-10-1973 et du 3-09-1979 :

- Arrêté fixant les caractéristiques du butane commercial
- Arrêté fixant les caractéristiques du propane commercial

Les normes qui doivent être appliquées sont les suivantes :

- Butane : norme NF M 40-001
- Propane : norme NF M 40-002

**Tableau I.4 : Caractéristiques des Produits Butane et Propane sous Normes Algériennes.**

Caractéristiques	Butane	Propane
Densité 15/4	0,559 min	0,502 min
Tension de vapeur Relative	6,9 max bar à 50°C	11,5 à 19,3 max bar à 50°C
Évaporation en % vol	95 min à 1°C	95 min à 50°C

### I.2.13. Avantages et inconvénients techniques

- L'homogénéité du mélange air-GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples.
- Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques. La combustion du GPL ne laisse aucuns dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue.
- La surconsommation du GPLC est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.

Les différentes études menées jusqu'à ce jour s'accordent sur un point fondamental :

- Le GPL est un carburant nettement moins polluant que l'essence ou le diesel. Composé uniquement de butane et de propane, le GPL ne contient ni plomb, ni soufre, ni particules fines, ce qui élimine d'emblée certains polluants majeurs associés aux carburants classiques. De plus, sa combustion est plus complète, ce qui limite fortement les émissions de résidus imbrûlés.

Grâce à sa composition chimique, l'utilisation du GPL permet une réduction significative des principaux polluants atmosphériques :

- Monoxyde de carbone (CO) : gaz toxique responsable de troubles respiratoires et de maux de tête, dont les émissions sont réduites de 45 à 85 %.

- Hydrocarbures imbrûlés (HC) : substances cancérigènes et nauséabondes, également fortement diminuées.
- Oxydes d'azote (NOx) : irritants des voies respiratoires et principaux polluants du diesel, les émissions de NOx baissent de 40 à 75 % avec le GPL.
- Dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) : bien qu'il ne soit pas un polluant direct, il contribue à l'effet de serre. Le GPL permet une réduction d'environ 15 % des émissions de CO<sub>2</sub> par rapport à l'essence.

À noter que si le diesel présente parfois de meilleurs résultats en termes de CO<sub>2</sub>, il engendre en revanche des émissions élevées de NOx et de particules, particulièrement nocives pour la santé humaine.

Il existe un inconvénient majeur d'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL/c avec réservoir intégré ; Pollution évitée :

- Les gaz d'échappement sont exempts de poussières de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes [8].

### **Conclusion**

Le GPL est une énergie propre, disponible immédiatement qui peut être utilisée pratiquement n'importe où en émettant 35% moins de CO<sub>2</sub> que le charbon et 15% moins que le naphta. Il n'émet aussi presque aucun carbone ; son utilisation comme carburant est un choix écologique avantageux.

*Chapitre II*  
*Théorie de*  
*Fractionnement*

**Introduction**

Il est bien connu que l'opération de rectification repose simplement sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur ; Il existe diverses techniques disponibles telles que l'absorption, l'adsorption, l'extraction et la distillation. Chacune de ces méthodes à son domaine spécifique d'application.

Dans ce chapitre, nous en apprendrons plus sur le fractionnement GPL au niveau des colonnes de distillation atmosphérique.

**II.1. Définition**

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange par des échanges successifs de masses et de chaleur entre les deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelée : Colonne de rectification. La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variables, formée d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux.

Les plateaux communiquent d'une part, côté liquide par des déversoirs et d'autre part côté vapeur par des orifices spéciaux à travers toute la surface du plateau ; sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans le liquide avec un transfert de masse et de chaleur.

Les plateaux sont garnis d'éléments appelés : Cloches, Clapets, Calottes...etc. Les phases liquides et vapeurs pénétrants sur un même plateau ne sont jamais en équilibre

( $T_{\text{liquide}} < T_{\text{vapeur}}$ ).

Le transfert de matière par diffusion moléculaire est défini par la loi de « FICK » qui est formulée comme suit : La quantité de masse ( $dm$ ) diffusée 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 :

$$dM = -D \cdot \left( \frac{dC}{dN} \right) \cdot dF \cdot dT$$

Pour un gradient de concentration moyen :

$$M = -D \cdot \left( \frac{\Delta C}{\delta} \right) \cdot F \cdot T$$

Où :

**M** : Masse transférée [kmole/h].

$\Delta C$  : variation de la concentration [kmole/m<sup>3</sup>].

$\delta$  : Epaisseur 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 [13].

## II.2. Description de la colonne de rectification

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (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 systématiquement équipée d'un **rebouilleur** et d'un **condenseur partiel**.

- **Rôle du condenseur partiel** :  
Il permet de condenser partiellement les vapeurs montantes au sommet de la colonne. Une partie de ce condensat est renvoyée dans la colonne sous forme de **reflux froid**, ce qui permet de réguler la température en tête de colonne selon les besoins du procédé.
- **Rôle du rebouilleur** :  
Le rebouilleur fournit la chaleur nécessaire à la vaporisation partielle du liquide issu du bas de la colonne. La vapeur générée remonte dans la colonne comme **reflux chaud**, tandis que le résidu non vaporisé est évacué en tant que produit de fond. Cette

opération permet de maintenir un flux thermique ascendant, essentiel au bon fonctionnement du processus de distillation.

- **Les échanges de matière dans la colonne dépendent de plusieurs facteurs :**
  - Les concentrations initiales et finales des composants,
  - Les pressions partielles,
  - La surface des éléments de contact, comme les plateaux,
  - La nature de l'écoulement, en particulier la vitesse du flux.

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.

Généralement, la charge peut être envoyée à la colonne à :

1. L'état liquide :  $e_0 = 0$
2. L'état vapeur :  $e_0 = 1$
3. L'état liquide- vapeur :  $0 < e_0 < 1$

**NB :** Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne. Et si elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne [14].

### **II.3. Types de colonnes de rectification**

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- Colonne à plateaux.
- Colonne à garnissage.

#### **II.3.1. 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.

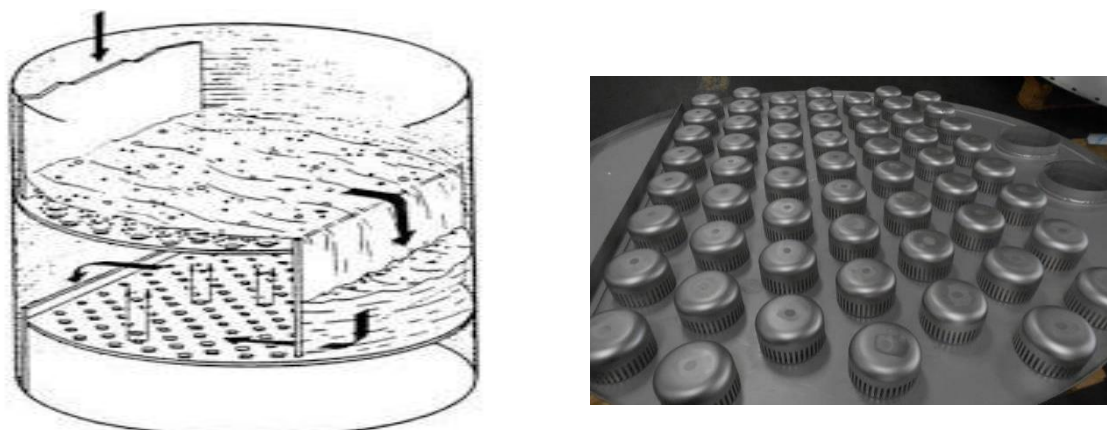


Figure II.1 : 3D d'une colonne à plateaux.

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

1. Plateau à calotte.
2. Plateau perforé.
3. Plateau à clapets.

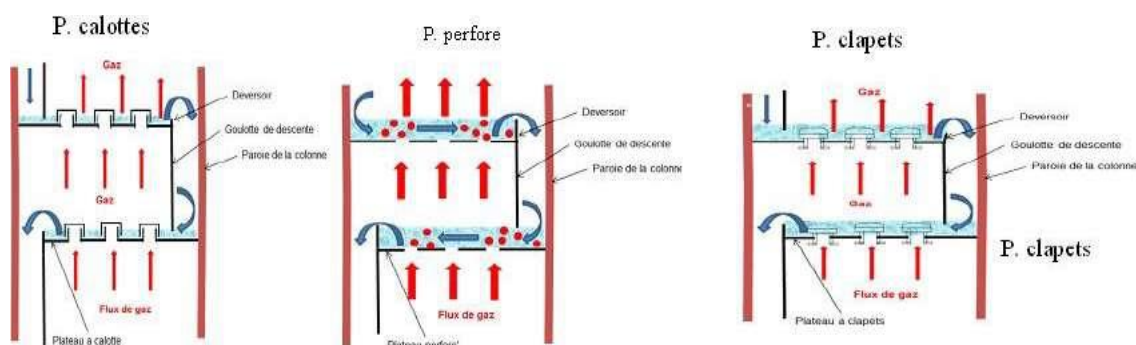


Figure II.2 : Les trois types de plateaux de colonne.

### II.3.2. Colonnes à garnissage

Ces colonnes sont couramment utilisées dans les procédés de distillation et d'absorption. Elles fonctionnent en régime continu à contre-courant, où la phase liquide descend pendant que la phase gazeuse monte. Pour favoriser les échanges entre les deux phases, la colonne est remplie d'éléments solides appelés garnissage.

Les matériaux utilisés pour le garnissage peuvent être variés, mais on privilégie souvent des matériaux peu coûteux comme le coke ou la brique. Un garnissage efficace doit offrir :

- Une grande surface de contact par unité de volume,
- Une bonne répartition du liquide et du gaz à travers la colonne,
- Une faible perte de charge.

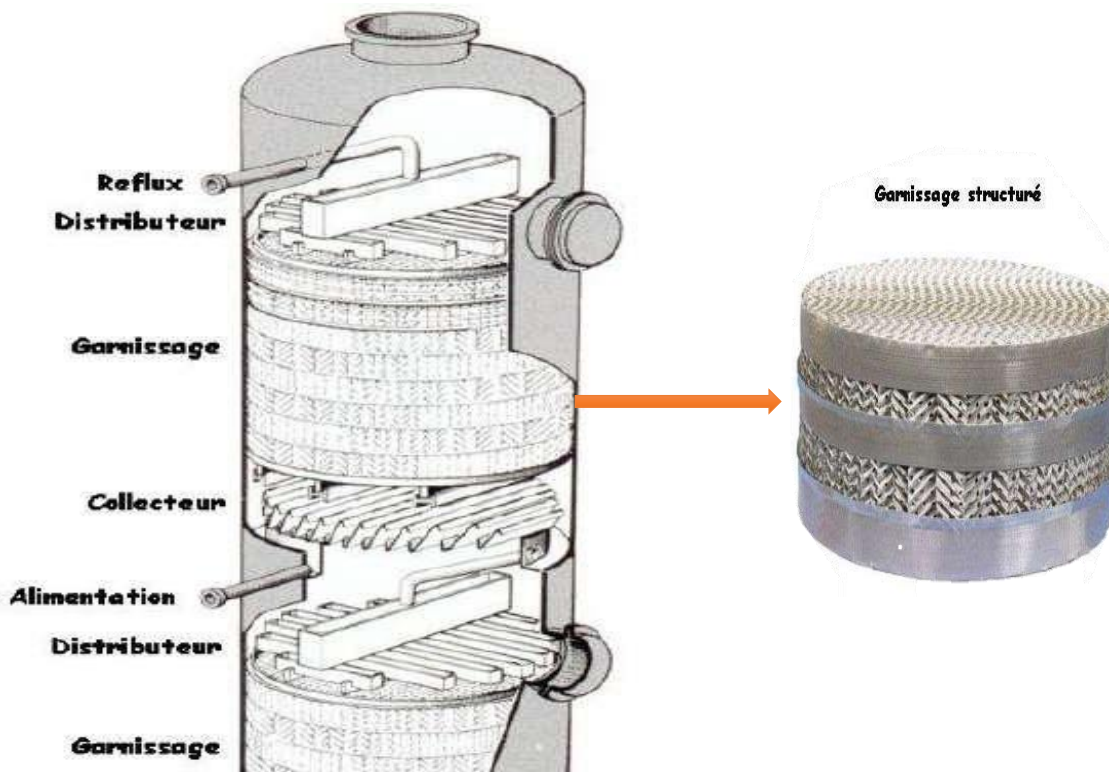


Figure II.3 : Colonne de garnissage.

Dans l'industrie, un type de garnissage fréquemment utilisé est le garnissage "Raschig", constitué de petits cylindres creux dont la hauteur est égale au diamètre.

**II.3.2.A. Avantages :**

- Coût réduit,
- Faible perte de charge,
- Faible rétention de liquide.

**II.3.2.B. Inconvénients :**

- Flexibilité limitée dans les conditions d'exploitation [9].

Ceramic Raschig Ring



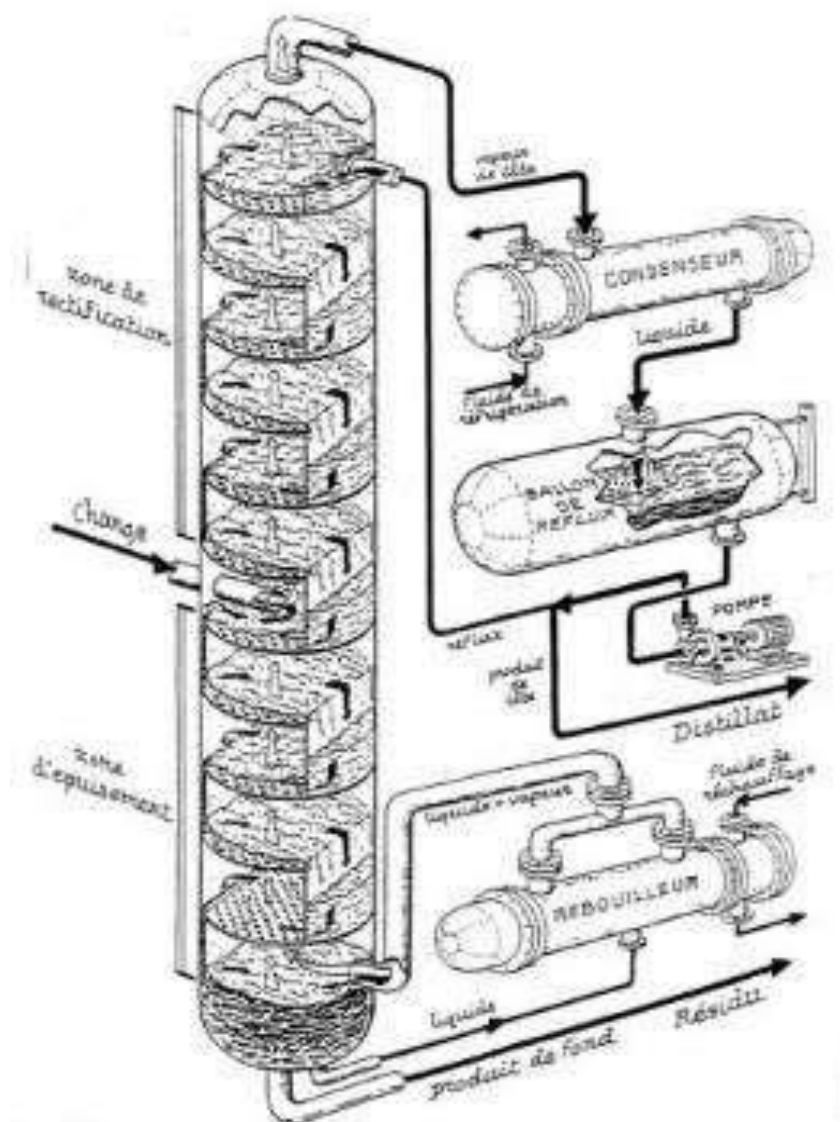


Figure II.4 : Schéma de la colonne de rectification.

## II.4. Lois fondamentales de transfert de matière

### II.4.1. Lois de DALTON

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 ( $P_T$ ) et à sa concentration molaire ( $Y_i$ )

$$P_i^v = P_T \cdot Y_i$$

$P_i^v$ : Pression partielle d'un constituant « i » dans la phase vapeur en [atm].

$P_T$  : Pression du système en [atm].

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

#### II.4.2. Lois de RAOULT et d'HENRY

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

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

$$P^L_i = P_i \cdot X'_i$$

Avec :

$P^L_i$  : Pression partielle d'un constituant « i » en [atm].

$P_i$  : Tension de vapeur du constituant « i » en [atm].

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

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

$$p_i^v = E_i \cdot X'_i$$

Avec :

$E_i$  : constante d'Henry, dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre.

La loi de Dalton s'écrit : équation d'équilibre des phases.

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X'_i$$

#### II.4.3. Lois de RAOULT DALTON

Pour les mélanges idéaux obéissant à la loi de RAOULT DALTON, on peut écrire l'expression

$$Y'_i X'_i = \frac{P_i}{P_T} = K_i$$

Avec :

**$K_i$**  : Coefficient d'équilibre du constituant « i »,

Le calcul de  $K_i$  pour les mélanges idéaux ne présente aucune difficulté. Pour les solutions considérées comme idéales ; la loi de RAOULT DALTON reste applicable en 1ère approximation pour les faibles valeurs de pression.

Lorsque la pression augmente les constituants du mélange s'écartent considérablement de la loi de RAOULT DALTON, et la valeur de  $K_i$  calculée ne caractérise pas la vraie valeur. Dans ce cas, il est nécessaire d'utiliser les valeurs expérimentales.

Les valeurs de  $K_i$  pour les hydrocarbures peuvent être trouvées à l'aide des diagrammes de ( JENNY-SCHEIBEL)

## **II.5. Bilan matière de la colonne et de ses zones :**

### **II.5.a. Le bilan matière de la colonne :**

- Le bilan matière globale :

$$L = D + R$$

Avec :

**L** : Débit massique de la charge.

**D** : Débit massique du Distillat.

**R** : Débit massique du Résidu.

- Le bilan matière partielle :

$$L \cdot X_L = D \cdot Y_D + R X_R$$

Avec :

**$X_L$**  : Fraction molaires du constituant le plus volatil dans la charge.

**$Y_D$**  : Fraction molaires du constituant le plus volatil dans le distillat.

$X_R$  : Fraction molaires du constituant le plus volatil dans le résidu.

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

$$\frac{L}{(Y_D - X_R)} = \frac{D}{(X_L - X_R)} = \frac{R}{(Y_D - X_L)}$$

### II.5.b. Bilan matière de la zone de rectification :

$$Gi = g_{i-1} + D$$

On a :

$Gi$  : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

$g_{i-1}$  : Débit massique du liquide traversant un sectionnement.

$D$  : Débit massique du distillat.

Alors :

$$GYi = g_{i-1} \cdot X_{i-1} + D \cdot Y_D$$

En appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$\frac{G}{(Y_D - X_{(i-1)})} = \frac{g_{i-1}}{(Y_D - Y_i)} = \frac{D}{(Y_i - X_{(i-1)})}$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$Yi = \left( \frac{rf}{(rf + 1)} X_{i-1} + \left( \frac{1}{(rf + 1)} \right) \cdot Y_D \right)$$

On note que :  $rf = \frac{g}{D}$

On a :

Le taux de reflux ( $rf$ ) : Le reflux froid a pour but de réguler la température en tête de colonne, de corriger composition et de ne permettre qu'aux éléments légers de quitter l'appareillage, le reflux froid prend la chaleur des vapeurs et provoque une condensation des constituants lourds [15].

Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat :

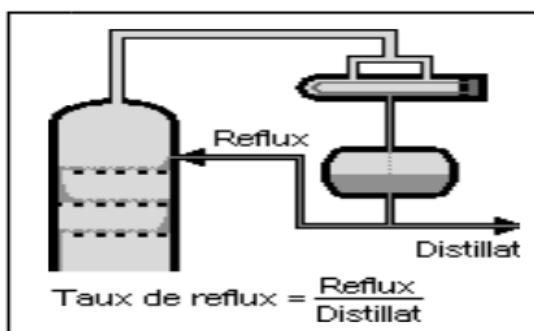


Figure II.5 : Taux de reflux.

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

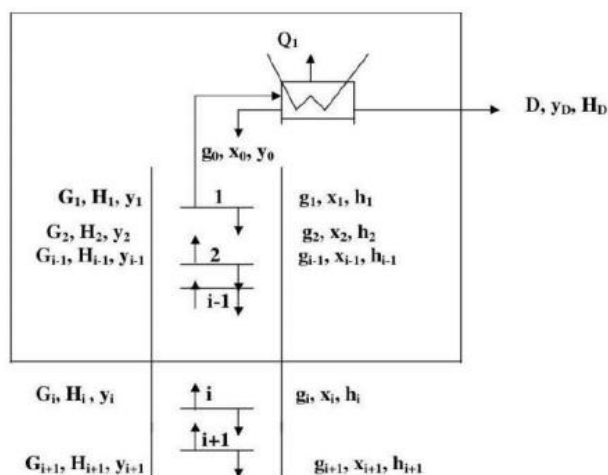


Figure II.6 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.

**II.5.c. Le bilan matière de la zone d'épuisement :**

$$g_{i+1} = G_i + R$$

On a :

$g_{i+1}$  : Débit massique du liquide traversant un sectionnement.

$G_i$  : Débit massique de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

**R** : Débit massique du résidu

Alors : 
$$g_i + 1 \cdot X_{(i+1)} = G_i Y_i + R \cdot X_R$$

En appliquant la loi de Lever, on trouve :

$$\frac{G_{i+1}}{(Y_i - X_R)} = \frac{G_i}{(X_{(i+1)} - X_R)} = \frac{R}{(Y_i - X_{(i+1)})}$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$X_{(i+1)} = \left(\frac{r b}{(r b + 1)}\right) Y_i + \left(\frac{1}{(r b + 1)}\right) X_R$$

On note que :  $r b = \frac{G}{R}$

Avec :

- **Le taux de rebouillage (r b)** : Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par le produit de fond. Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu.

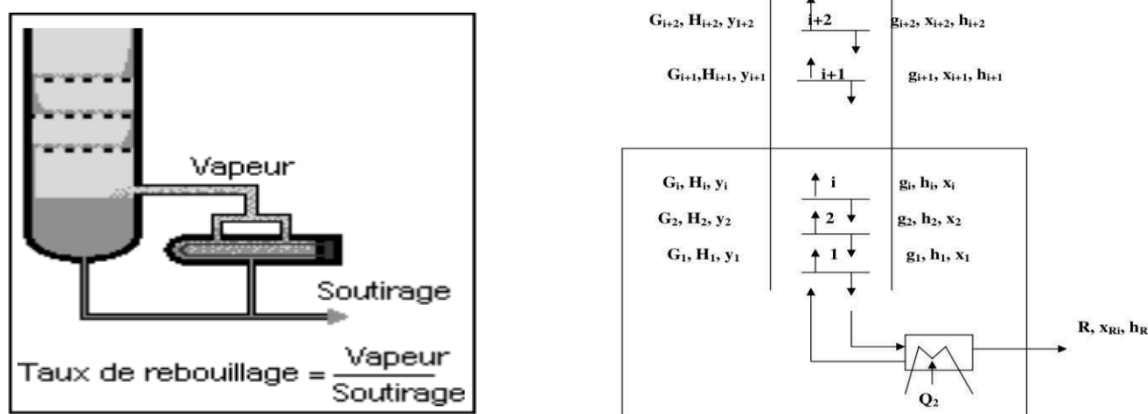


Figure II.7 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement.

**II.5.d. Le bilan matière de la zone d'alimentation :**

En se référant à la figure ci-dessous, on voit qu'il faut mélanger le liquide  $g_k$  avec la phase  $G_0$  pour obtenir le liquide  $g_m$  alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectué juste au-dessus du plateau supérieur de cette zone [16].

$$L = G_0 + g_0$$

$$L \cdot X_L = G_0 \cdot Y_0 + g_0 \cdot X_0$$

$L$  : Débit de l'alimentation.

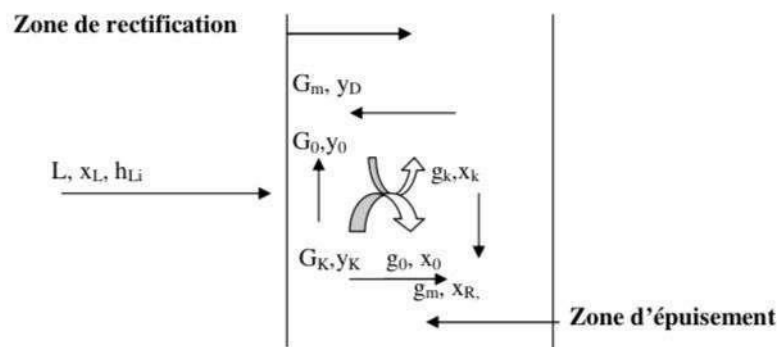
$G_0$  : Débit de la vapeur.

$g_0$  : Débit du liquide.

$X_L$  : Concentration molaire de l'alimentation.

$Y_0$  : Concentration molaire de la vapeur.

$X_0$  : Concentration molaire du liquide.



**Figure II.8 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation.**

Le bilan matière de la phase vapeur alimentant la zone de rectification :

$$G_m = G_0 + G_K$$

$$G_m \cdot y_m = G_0 \cdot y_0 + G_K \cdot y_K$$

Le bilan matière de la phase liquide alimentant la zone d'épuisement :

$$g_m = g_0 + g_K$$

$$g_m \cdot X_m = g_0 \cdot X_0 + g_K \cdot X_K$$

### II.6. Choix de la pression dans une colonne de rectification

La pression de fonctionnement d'une colonne de distillation est principalement déterminée par la composition, ainsi que par les propriétés physiques et chimiques des mélanges à séparer. Quel que soit le degré de complexité du mélange, ce choix est avant tout guidé par des considérations économiques.

- Travailler à basse pression présente plusieurs avantages :
  - Meilleure sélectivité de séparation,
  - Réduction du risque de dégradation thermique des produits sensibles à la chaleur.

**NB :** Cependant, une pression trop basse nécessite de condensation à des températures très basses, ce qui peut compliquer le choix du fluide caloporteur. En effet, le fluide réfrigérant disponible détermine en partie la pression minimale acceptable pour le fonctionnement de la colonne. On général on utilise le propane  $C_3H_8$  dans les industries de traitement de gaz.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat, à pression atmosphérique, est inférieure à la température des fluides de refroidissement usuels (comme l'air ou l'eau), la colonne devra alors fonctionner sous pression plus élevée afin de permettre une condensation efficace en utilisant des moyens de réfrigération classiques.

Quel que soit la pression de service, la température de condensation totale des vapeurs de distillat doit être prise au moins 15 à 20 °C que celle du fluide réfrigérant. Ainsi, la pression  $P_b$  dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum K_i \cdot X'_i = 1$$

Par approximation successive, les pressions au sommet, au fond, et dans la zone d'alimentation sont :

$$P_S = P_b + \Delta P_1$$

$$P_F = P_S + \Delta P_2$$

$$P_L = \frac{(P_S + P_F)}{2}$$

Où :

$\Delta P1 = (0,2 - 0,4) atm$  : Perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$\Delta P2 = (0,3 - 0,5) atm$  : Perte de charge due aux résistances des plateaux [17].

### II.7. Régime de température de la colonne

A la pression de service PS, pression du sommet de la colonne, la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum(Y'D_i/K_i) = 1$$

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

$$\sum(K_i \cdot X_i) = 1$$

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

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

$$\sum(K_i \cdot X_{Li}) = 1$$

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

$$\sum(Y_{Li}/X_i) = 1$$

### II.8. Choix des constituants clés

Dans le cadre du calcul de la rectification de mélanges complexes, il est courant de fixer des objectifs de concentration spécifiques pour deux constituants : l'un dans le distillat, l'autre dans le résidu. Ces deux composés sont appelés constituants clés.

- En général, le constituant clé léger (le plus volatil) est celui qu'on souhaite encore retrouver dans le résidu,
- Le constituant clé lourd (le moins volatil) est celui qu'on souhaite encore retrouver dans le distillat.

Ces deux constituants définissent la limite de séparation à atteindre dans le procédé. Tous les autres composants du mélange sont classés en fonction de leur volatilité relative par rapport aux constituants clés :

Les composants ayant une volatilité intermédiaire apparaissent dans les deux produits (distillat et résidu) et sont appelés constituants distribués.

Les constituants plus légers que le constituant clé léger sont en général absents du résidu. Les constituants plus lourds que le constituant clé lourd sont généralement absents du distillat. Ces deux dernières catégories sont appelées constituants non distribués [18].

### II.9. Choix du taux de reflux

Pour assurer la fonction de la colonne, on doit enlever au sommet de l'appareil une certaine quantité de chaleur et ajouter une quantité de chaleur au fond déterminé par le bilan thermique c'est -a- dire la phase vapeur qui quitte le sommet se condense partiellement ou totalement et une partie de liquide obtenue est utilisé comme reflux liquide. Au fond de la colonne le liquide s'évapore partiellement et la vapeur obtenue est utilisée comme reflux vapeur (rebouillage).

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

#### II.9.a. Fonctionnement a reflux minimal :

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

$$(r f) \min = \varphi \Sigma(YD / \alpha_i, L - \varphi)$$

$$(r b) \min = \varphi \Sigma(\alpha_i, L.X'R / \alpha_i, L - \varphi)$$

Avec :

- $\alpha_i$  : Le coefficient de volatilité d'un constituant i quelconque, par rapport au constituant clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.
- $\varphi$  : Paramètre conventionnel déterminer par approximations successives.

**II.9.b. Taux de reflux optimal :**

Ensuite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît). Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND [19].

$$(rf)_{opt} = 1,3.(rf)_{min} + 0,33$$

**II.10. Nombre de plateaux théoriques à reflux opératoire**

GILLILAND (II) a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théoriques. Si N est le nombre de plateaux théoriques correspondent à un taux de reflux opératoire (rf) les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation.

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = \frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{opt} + 1}$$

La formule de « Fenske-UnderWood », nous donne la relation entre la concentration et les volatilités relatives de deux constituants dans le distillat et dans le résidu.

Le nombre de plateaux minimal :

$$N_{min} = \log \left( \frac{\left( \frac{x_{DV}}{x_{DL}} \cdot \frac{x_{RL}}{x_{RV}} \right)}{\log \left( \frac{\alpha_V}{\alpha_L} \right)} \right)$$

Avec :

V : Volatil

L : Lourd

Le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification et d'épuisement est fixe par l'application de l'équation de « Fenske- Under Wood » Aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu [20].

**II.11. Détermination des dimensions de la colonne**

Les dimensions d'une colonne sont :

**II.11.a. Hauteur de la colonne :**

Cette hauteur est liée au nombre de plateaux que l'on doit installer à l'espacement que l'on doit prévoir entre chacun d'eux. La hauteur de la colonne est :

$$HT = h1 + h2 + h3 + h4 + h5 + h6 \text{ (m)}$$

$h1 = \frac{D}{2}$ : la distance entre le 1er plateau de la zone de rectification et le sommet de la colonne.

$h2 = (N_R + 1) h_p$ : la hauteur de la zone de rectification.

$h3 = 2h_p$ : la hauteur de la zone d'alimentation.

$h4 = (N_E - 1) h_p$ : la hauteur de la zone d'épuisement

$h5$ : hauteur libre au fond de la colonne (1-1,5m).

$h6$ : hauteur de la jupe de la colonne (1,5m).

$h_p = (0,3 - 0,8\text{m})$ : la distance entre deux plateaux successifs.

### II.11.b. Nombre de plateaux :

En pratique, il n'en est pas ainsi et on doit intervenir la notion d'efficacité de 100%, le plateau réel à une efficacité inférieure à 100%, le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels est l'efficacité moyenne des plateaux d'une colonne.

L'efficacité exprimée en % vérifie la relation :

$$E \text{ (efficacité)} = 100\% \times \frac{\text{Nombre de plateaux théorique}}{\text{Nombre de plateaux réelle}}$$

Cette grandeur n'a de sens en théorie que pour une séparation de deux constituants donnés sous des conditions de pression et de débits de vapeur déterminés.

### II.11.c. Espacement entre les plateaux :

Les critères sont simples, il faut que la construction soit possible et que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour assurer l'entretien, la hauteur de la tour sera égale au produit du nombre de plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et au fond du tour.

### II.11.d. Position du plateau d'alimentation :

La relation de Kirkbride ou la relation de Fenske permet le calcul du rapport du nombre d'étages dans la zone de rectification  $N_R$  sur le nombre d'étages dans la zone d'épuisement  $N_S$ .

$$\frac{N_R}{N_S} = \left( \frac{ZHK}{ZLK} \cdot \left( \frac{XRLK}{ZDLK} \right)^2 \cdot \frac{R}{D} \right)^{0.206}$$

$$N_R + N_S = N$$

La somme ( $N_R+N_S$ ) étant connue, on trouve alors la position de l'alimentation.

**$N_R$**  : Nombre des plateaux dans la zone de rectification

**$N_S$**  : Nombre des plateaux dans la zone d'épuisement

**$N$**  : nombre des plateaux réels

$$N = \frac{N_{th}}{E}$$

**$E$**  : Efficacité des plateaux ( $E=0.7$  généralement)

**$ZHK$**  : fraction de composé clé lourd dans l'alimentation

**$ZLK$**  : fraction de composé clé léger dans l'alimentation [18].

### **Conclusion**

Ce chapitre constitue la base essentielle à la compréhension des choix techniques donc les simulations présentées dans le chapitre suivant, où la théorie est mise en application dans un contexte industriel concret.

# *Chapitre III*

# *Partie 1 :*

*Etude technologique de l'unité*

### III.1. Présentation des différentes sections de l'unité de traitement de gaz Guellala

L'usine de traitement de gaz (UTG) de Guellala a pour mission principale de valoriser les gaz associés générés lors de la séparation du pétrole brut dans des séparateurs fonctionnant à haute, moyenne et basse pression. Ces gaz proviennent de trois sources majeures :

- L'usine de traitement d'huile de Haoud Berkaoui (HBK),
- L'usine de prétraitement de Benkahla (BKH),
- Le champ de production de gaz de Guellala (GLA).

L'UTG Conçue pour produire des combustibles conformes aux spécifications requises, affiche une capacité de traitement de 2 369 103 Nm<sup>3</sup>/jour. Dans ce chapitre, nous présenterons en détail les différentes sections qui sont incluses le centre.

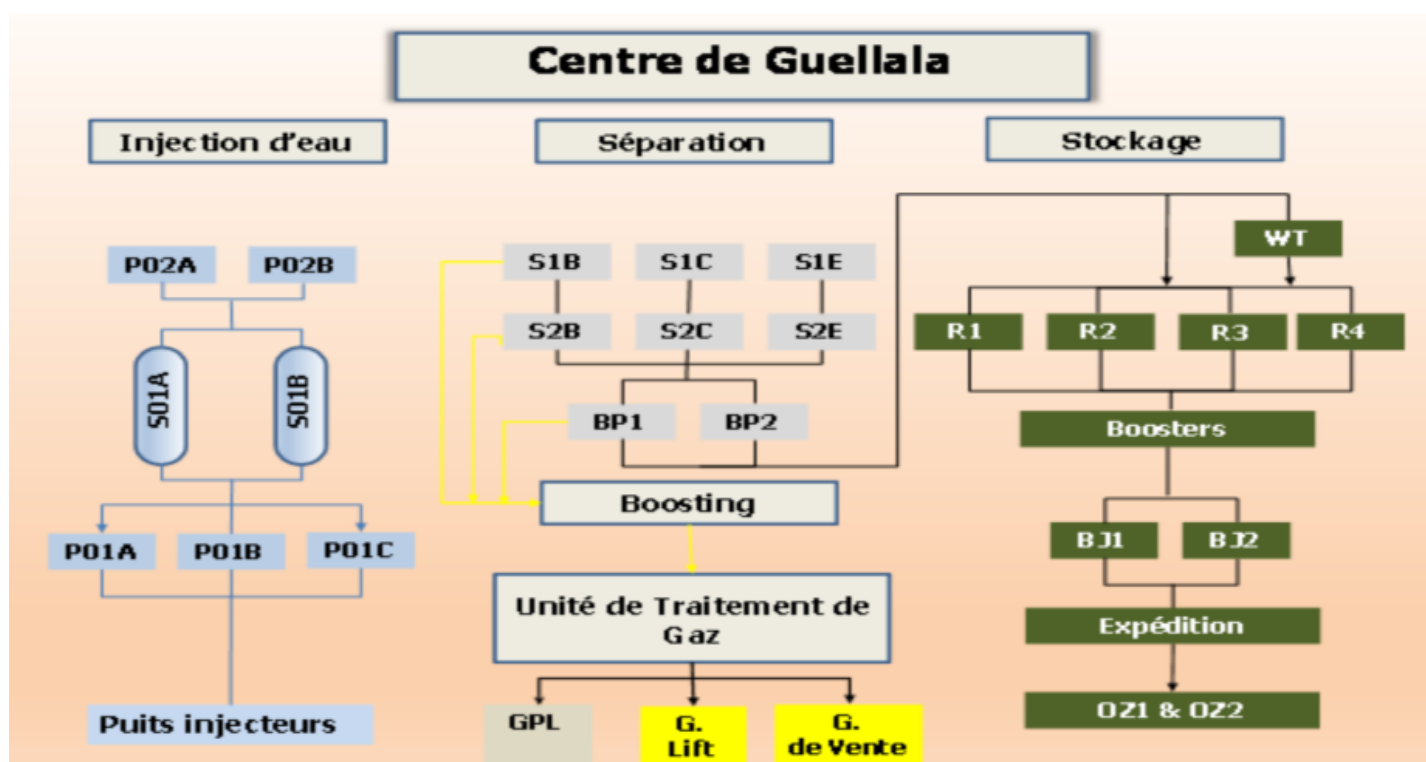


Figure III.1 : Schéma du centre de production Guellala.

## III.2. Description l'unité de traitement de gaz

### III.2.1. Section de boosting

La section de boosting de Guellala se compose d'un seul train de compression, qui est composé d'une soufflante qui comprime les gaz BP jusqu'à 4 bars, un compresseur centrifuge entraîné par un moteur électrique à deux aspirations qui comprime les gaz MP et HP jusqu'à 25 puis l'envoi vers l'UTG. Le compresseur est muni de deux ballons d'aspiration pour empêcher les liquides de passer dans le compresseur, d'un aéroréfrigérant pour refroidir le gaz après la compression et d'un ballon de refolement pour récupérer les condensats qui se liquéfient après le refroidissement.

#### Conditions opératoires

- Pression d'aspiration (MP+BP) = 21.3 bars.
- Température d'aspiration (MP+BP) = 41°C.
- Pression d'aspiration : 10 bars.
- Température de d'aspiration (HP) = 37°C.
- Pression de refolement : 26 bars.
- Température de refolement : 130°C.
- Capacité totale de boosting : 765 103st m<sup>3</sup>/j.

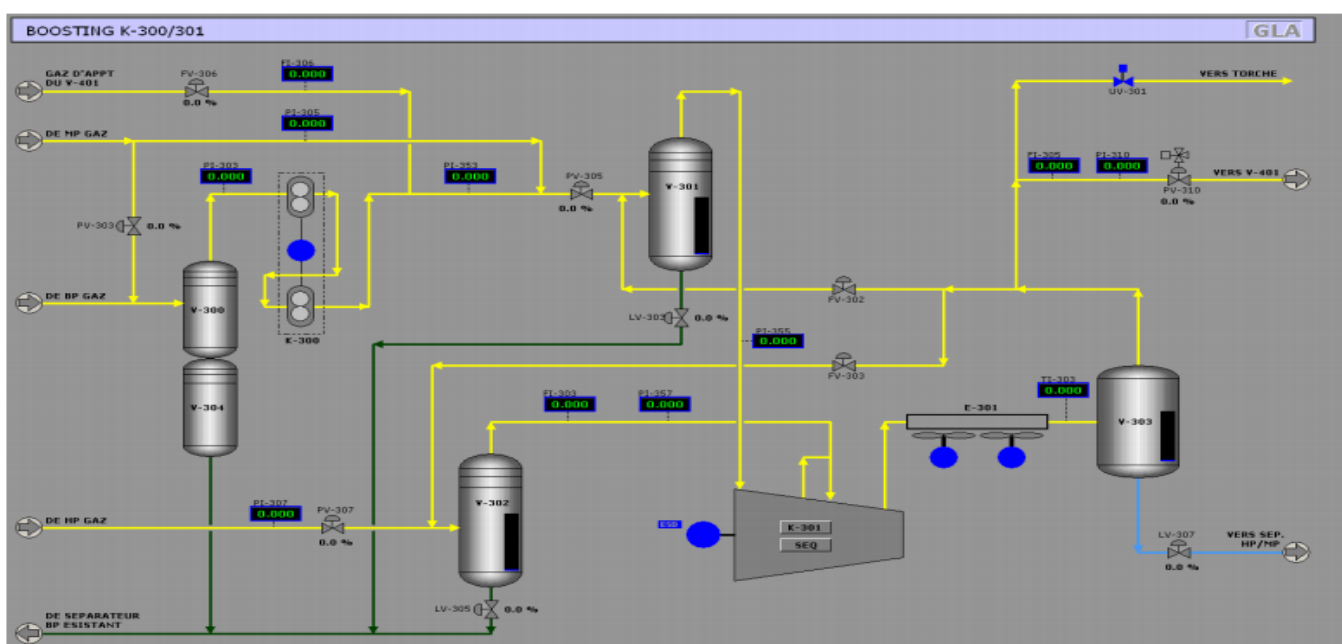


Figure III.2 : Boosting Guellala.

### III.2.2. Section de stabilisation

L'alimentation de l'usine de traitement de gaz UTG est assurée par les gaz bruts provenant des trois stations de boosting de HBK, BKH, et GLA. Ces trois arrivées sont introduits dans le ballon piège-liquide V401, pour l'élimination de l'eau libre et la récupération du condensât au fond du ballon par les pompes P401A/B, le gaz sortant du ballon V401 est refroidi à 25°C dans le refroidisseur à propane E401, puis envoyé vers le ballon de séparation V402. L'eau est évacuée vers le séparateur HP et le condensât est récupéré du fond du ballon par les pompes P402A/B, les deux refoulements des pompes de condensâtes alimentent la colonne de stabilisation, où le fond est réchauffé jusqu'à 150° C par le rebouilleur E402 à huile chaude, et les vapeurs de tête sont recyclées en amont de l'échangeur E401, les condensâtes ainsi stabilisés sont acheminés vers la colonne C702.

#### Conditions opératoires

- Température de tête : 50°C.
- Pression de fond : 26.6 bars.
- Température de fond : 150°C.

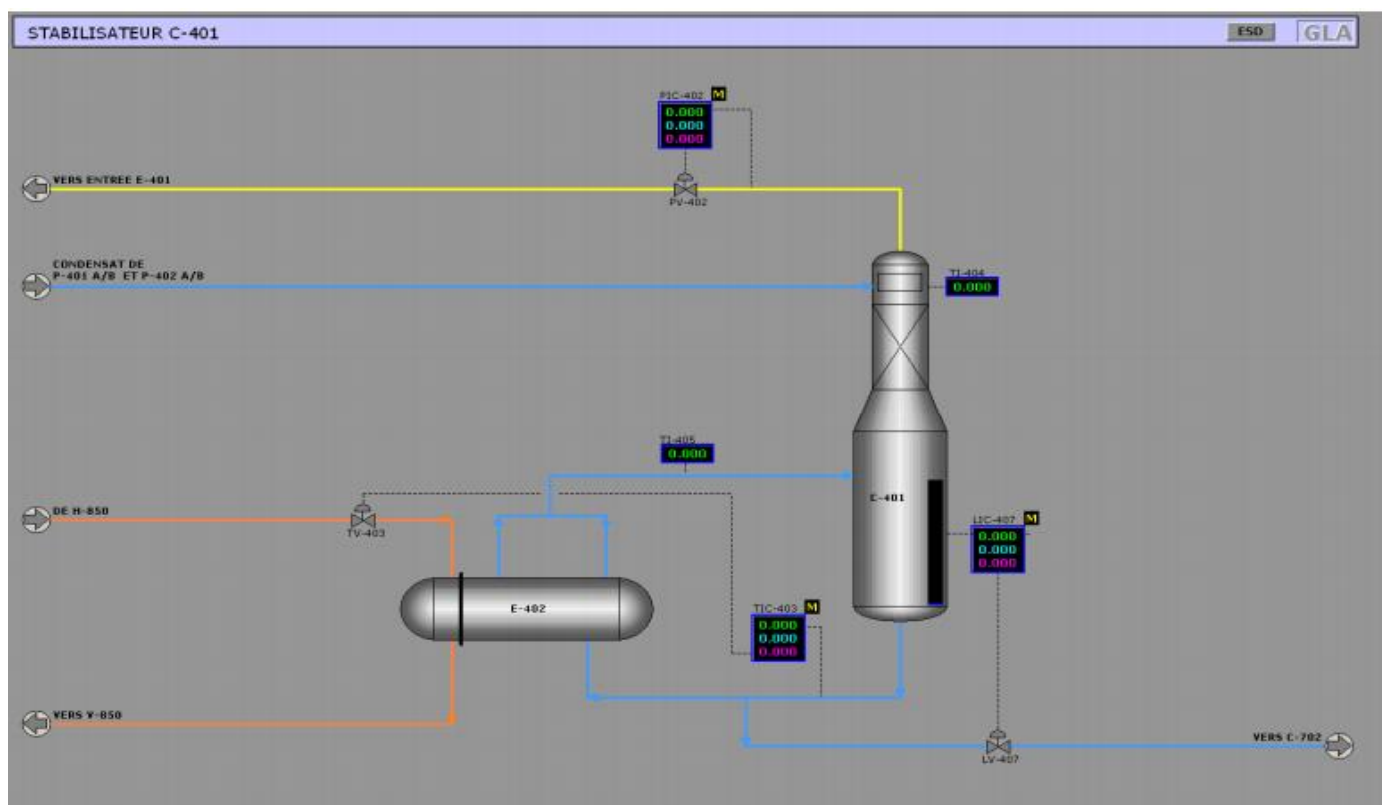


Figure III.3 : Stabilisateur Guellala.

### III.2.3. Section de déshydratation

Le gaz en provenance du ballon séparateur V402, est envoyé vers les sécheurs de gaz V403 A/B/C, avant d'être envoyé vers l'échangeur à plaque E601. L'objectif de cette section est de réduire la teneur en eau du gaz jusqu'à 50 ppm pour empêcher la formation d'hydrate au niveau de l'échangeur à plaque. Le système est constitué de trois lits de tamis moléculaires, dont deux en service et le troisième en régénération. Pendant la première phase de régénération qui est le chauffage, Le gaz de régénération est chauffé jusqu'à 290°C dans le four tubulaire H401; le gaz de régénération après avoir été refroidi par l'aéroréfrigérant E403, est envoyé au ballon séparateur V404, pour éliminer l'eau, puis recyclé en amont du refroidisseur. Le gaz une fois séché passe à travers un filtre à poussière Z401 pour éliminer les impuretés fines susceptible de créer des problèmes de bouchage.

#### Conditions opératoires

- Débits : 4020 Nm<sup>3</sup>/h.
- Température de service : 230°C.                      Température de service : 230°C.
- Pression de service : 23 bars.
- Temps de cycle de régénération : 8 heures      Temps de service : 12 heures

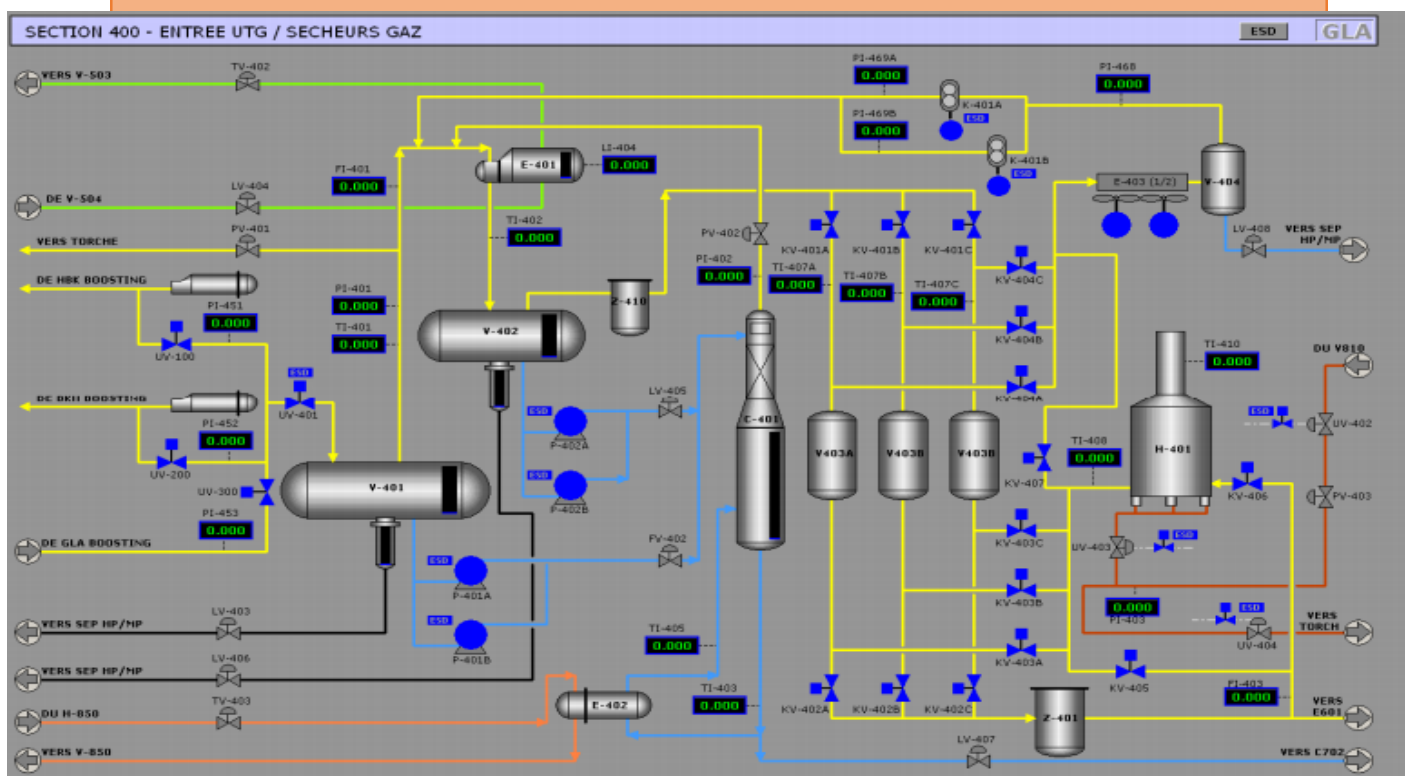


Figure III.4 : Section de stabilisation et de déshydratation de Guellala.

### III.2.4. Section de réfrigération

Le gaz séché est refroidi dans l'échangeur à plaque E601 jusqu'à  $-23^{\circ}\text{C}$  par du propane liquide, et puis envoyé au séparateur biphasique V600, le gaz sortant du haut du séparateur V600 est renvoyé avec le gaz du ballon de reflux V701 dans l'échangeur à plaque à contre-courant pour aider à refroidir le gaz d'entrée de l'échangeur à plaque, puis dirigé vers les ballons d'aspiration V607A/B du turbo compresseur de gaz de vente K603A/B ou V609 pour le train de compression K605/ K606. Les hydrocarbures liquides du séparateur V600 sont pompés par la pompe P601A/B, réchauffés dans l'échangeur à plaque à  $23^{\circ}\text{C}$  puis acheminé vers l'alimentation du déethaniseur.

#### Conditions opératoires

- Température d'entrée :  $25^{\circ}\text{C}$ .
- Température de sortie :  $-23^{\circ}\text{C}$ .
- Température d'entrée :  $-18^{\circ}\text{C}$ .
- Température de sortie :  $-23^{\circ}\text{C}$ .

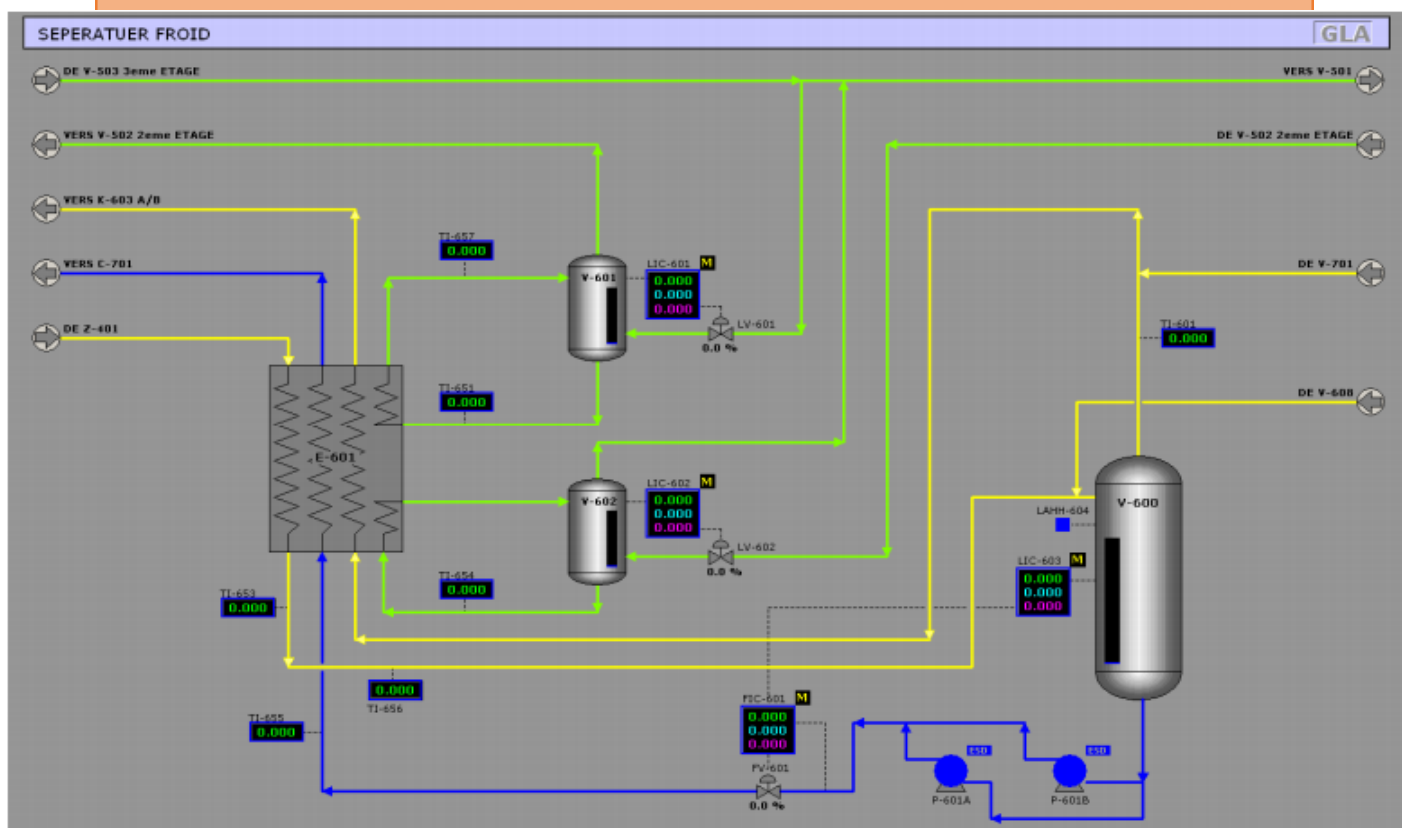


Figure III.5 : Refroidissement de gaz Guellala.

**III.2.5. Section de compression****a. Le premier train de compression :**

Le gaz du ballon V600, et celui du ballon de reflux du déethaniseur V701 sont envoyés vers les ballons d'aspirations des turbo-compresseurs de gaz de vente K603A/B, où ils seront comprimés jusqu'à 58 bar, le gaz est refroidi par les aéroréfrigérants E605A/B, de 130°C à 60°C, une partie est envoyée vers la ligne du gaz commercial GR1/GR2, l'autre partie est envoyée vers les compresseurs de gaz lift.

**Conditions opératoires**

- Pression d'aspiration : 23 bars.
- Température d'aspiration : 23 °C.
- Pression de refoulement : 58 bars.
- Température de refoulement : 60 °C.

**b. Le deuxième train de compression :**

Il a été installé pour remplacer l'ancien train qui reste prêt à démarrer en cas d'indisponibilité du nouveau train. Les vapeurs de tête du ballon V600 sont acheminées vers le ballon d'aspiration V609 où d'éventuelles gouttelettes d'hydrocarbures seront récupérées. Ces vapeurs sont ensuite aspirées par le premier compresseur K605 pour être comprimées jusqu'à 70 bars avant d'être envoyées vers l'aéroréfrigérant E608 où elles vont être refroidies jusqu'à 60°C. Ces gaz sont envoyés dans le ballon V610 pour récupérer les liquides qui risquent de se former après le refroidissement, dans le nouveau compresseur K606 tout le gaz déjà comprimé à 70 bars est aspiré et comprimé jusqu'à 140 bars. Il est de nouveau refroidi dans l'aéroréfrigérant E609 jusqu'à 60°C et envoyé dans le ballon V611 pour récupérer les liquides. Les gaz ainsi comprimés et refroidis sont acheminés jusqu'au manifold du départ du gaz lift.

**Conditions opératoires :**

- Pression d'aspiration : 58 bars.
- Température d'aspiration : 60°C.
- Pression de refoulement : 140 bars.
- Température de refoulement : 60°C.

### III.2.6. Section de fractionnement

#### A. Déethaniseur

Les hydrocarbures liquides provenant du ballon V600 alimentent la colonne C701, au moyen de la pompe P601A/B, au niveau du 15ème plateau. C701 est une colonne de distillation à 38 plateaux. Le gaz sorti de la tête de la colonne est partiellement condensé dans le condenseur de tête E701 par du propane réfrigérant, et séparé dans le ballon de reflux V701, le liquide est totalement envoyé par la pompe P701 vers la tête du déethaniseur C701, et le gaz est envoyé aux compresseurs de gaz de vente k603A/B. Le résidu du fond est stabilisé par le rebouilleur E702 avec de l'huile chaude puis envoyés comme 2ème charge au débutaniseur C702.

#### Conditions opératoires

- Pression de tête : 24.6 bars.
- Température de tête : -6°C.
- Pression de fond : 25.5 bars.
- Température de fond : 90°C.
- Nombre des plateaux : 38.

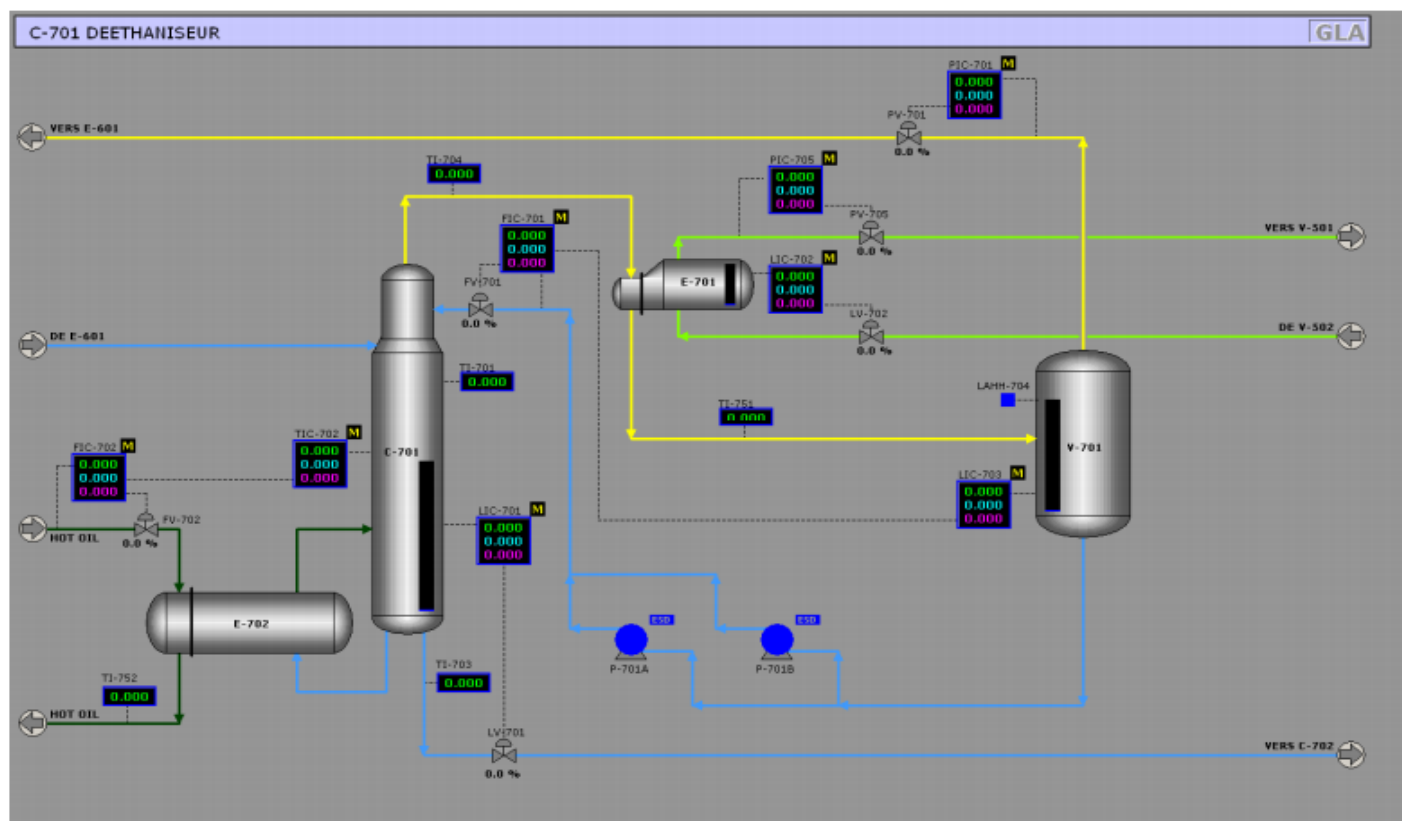


Figure III.6 : section de fractionnement (Déethaniseur).

**B. Le débutaniseur**

C702 est une colonne de distillation à 38 plateaux son alimentation provient du C401 au niveau du 22ème plateau et du C701 au niveau du 13ème plateau, le gaz de tête est totalement condensé dans E703, et recueilli dans le ballon de reflux V702, La pompe P702A/B assure un débit de reflux pour régler la température de tête de colonne et véhicule le GPL produit vers les sphères T-701A/B après l'avoir refroidi jusqu'à 45°C dans l'échangeur à propane E706. Le condensat du fond de C702 est stabilisé par le rebouilleur E704 à huile chaude et envoyés vers le séparateur MP après refroidissement dans E705.

**Conditions opératoires :**

- Pression de tête : 14,2 bars.
- Température du condenseur : 52°C.
- Pression de fond : 15,3 bars.
- Température du fond 149°C.
- Pression de stockage du GPL : 12 bars.

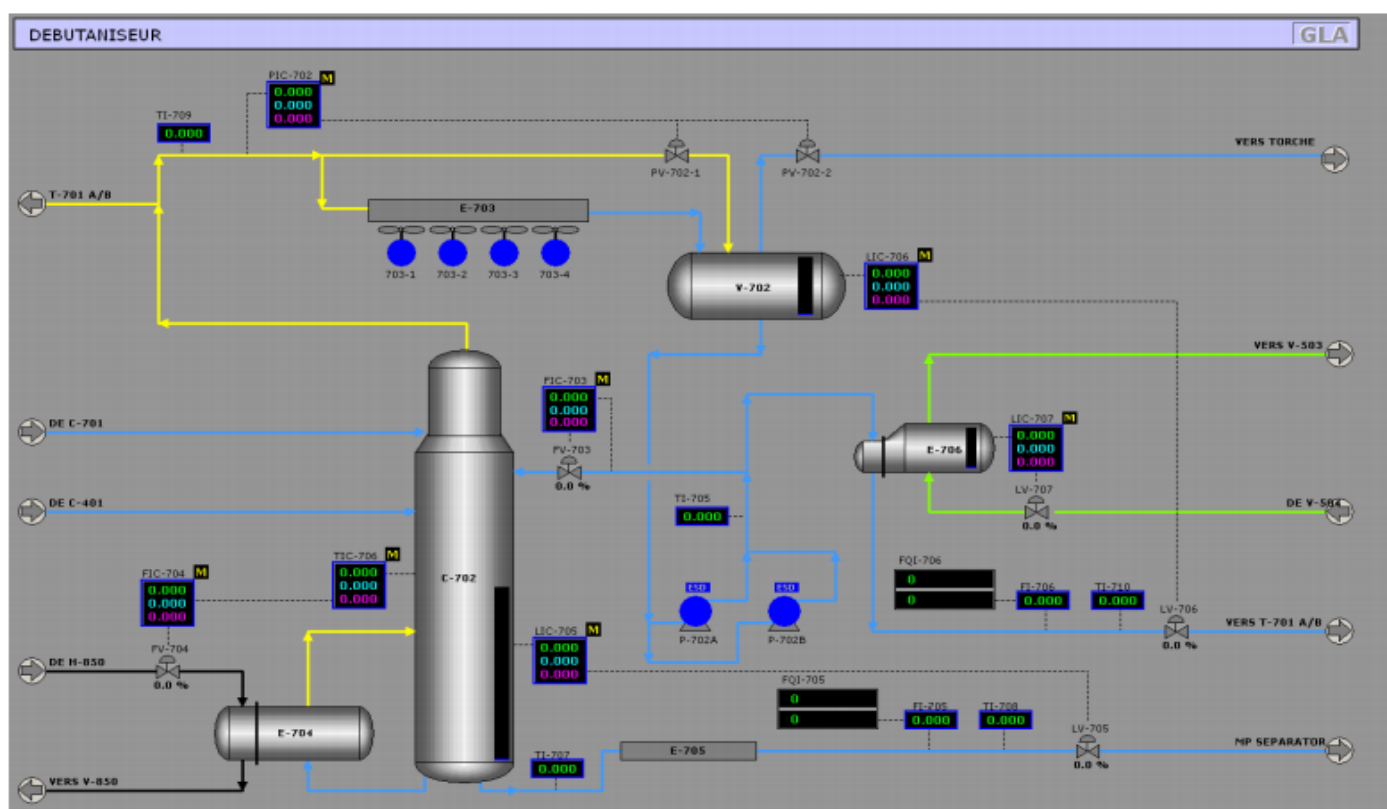


Figure III.7 : section de fractionnement (Débutaniseur).

### III.2.7. Les utilités

#### III.2.7.1. Le système de réfrigération à propane

Le système de réfrigération à propane est prévu pour fournir le froid au refroidisseur de gaz d'alimentation E401, l'échangeur à plaque E601, le condenseur de tête du déethaniseur E701, et au refroidisseur de GPL E706. La boucle de propane est composée d'un compresseur centrifuge K501 de 3 ballons d'aspiration V501, V502, V503, et d'une batterie de 6 Aero-réfrigérants E502, et d'un ballon de refoulement V504 et un ballon de stockage V505

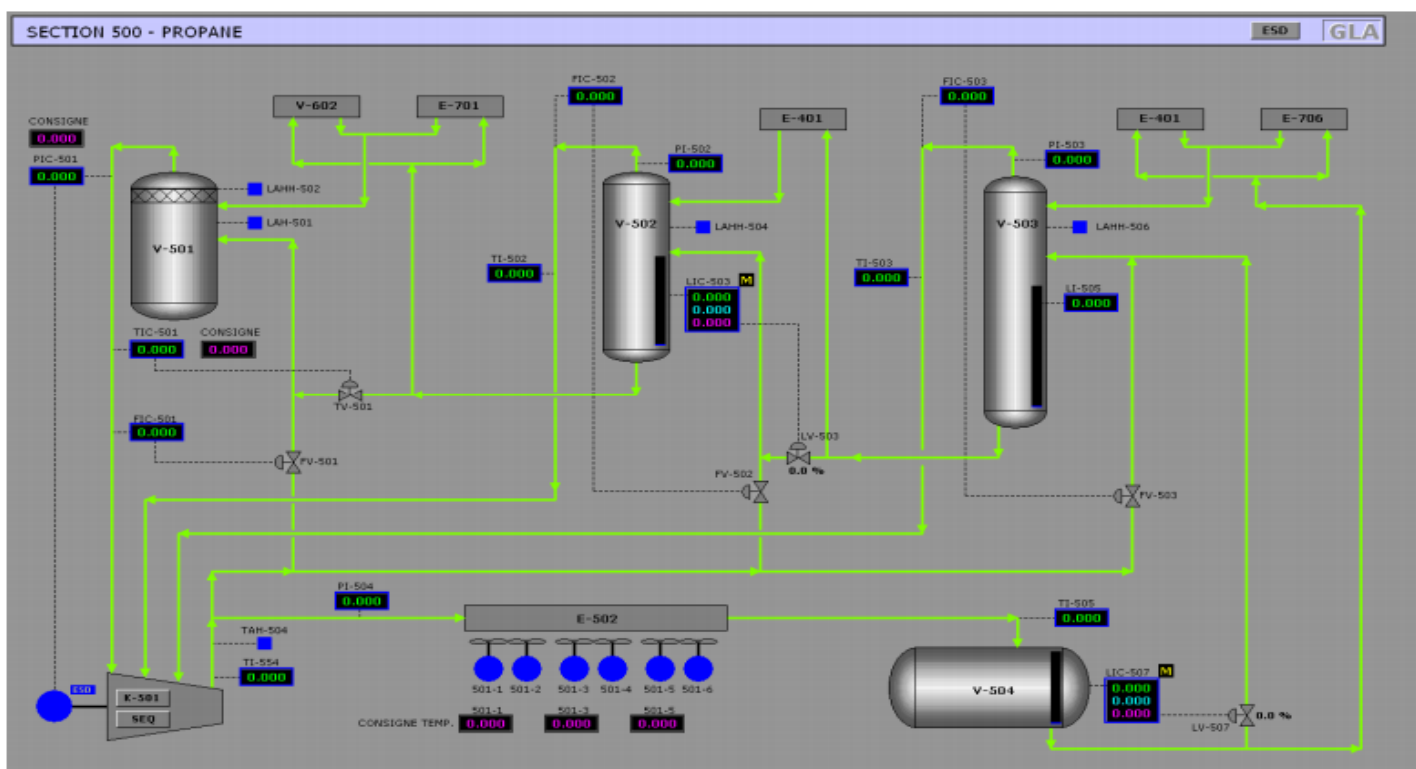


Figure III.8 : Le système de refroidissement à propane (section500) de Guellala.

#### III.2.7.2. Le système de l'huile chaude

Un système d'huile chaude est prévu pour fournir la chaleur aux rebouilleurs des colonnes de stabilisation C401, déethaniseur C701, et au débutaniseur C702. La boucle d'huile chaude comprend deux pompes P851A/B qui aspirent de l'huile chaude du ballon V850, et le refoulent vers un four cylindrique H850, qui réchauffe l'huile chaude à 244°C pour fournir la chaleur nécessaire aux trois rebouilleurs, l'huile chaude est recyclée vers le ballon V850 à 140°C.

#### III.2.7.3. Le système de gaz combustible

Un système d'alimentation en gaz combustible est prévu pour assurer l'alimentation en fuel gaz des turbines à gaz KT501, KT603A/B, des fours H401, et H850 ; et pour alimenter

également les pompes d'huile d'étanchéité de secours des turbines à gaz, le pilote de torche, le système de pressurisation des sphères T701A/B, et le collecteur de torche (gaz de balayage).

#### **III.2.7.4. La source de gaz combustible**

Pendant l'exploitation régulière, le gaz combustible est accessible depuis la ligne d'aspiration des compresseurs de gaz destinés à la vente. Cependant, lors du démarrage, le gaz combustible est acheminé vers V-810 à partir de PIC-806, en utilisant la canalisation existante de gaz commercial.

#### **III.2.7.5. Le système d'air instrument et d'air service**

Le réseau d'alimentation en air comprimé est installé dans l'usine de traitement de gaz de GLA pour assurer l'alimentation en air instrument et air service. Ce réseau comprend : les compresseurs d'air Atlas Copco GA-160A/B et le compresseur à diesel, les compresseurs d'air sont suivis de deux filtres d'air.

#### **III.2.7.6. Système d'eau industrielle**

Le système de distribution d'eau industrielle est prévu dans l'usine de traitement de gaz de GLA pour l'usage de service, il comprend les pompes à eau industrielle P-830-A/B et le réservoir d'eau industrielle T-830 ayant une capacité de 5m<sup>3</sup>.

#### **III.2.7.7. Système de torche et système de vidange**

La cheminée de torche X-750 est installée pour évacuer en toute sécurité le gaz inflammable dans l'usine de traitement de gaz lors des arrêts programmés et/ou en cas d'arrêt d'urgence. Le système de torche est muni du ballon séparateur de torche V-750 pour éviter un entraînement éventuel de liquide dans la cheminée de torche. Pour la vidange de liquide, le ballon de purge liquide V-751 enterré et la pompe de transfert de purge liquide du type immergé P-751 sont prévus.

Le liquide dans le ballon de purge liquide est envoyé au séparateur MP dans la station de l'UTH de GLA au moyen de la pompe de transfert de purge liquide.

### III.3. Problématique

Dans l'industrie gazière, le refroidissement est un procédé essentiel à la séparation des différents composants du gaz naturel. Au centre de traitement de gaz de Guellala (GLA), cette opération est assurée par une boucle de refroidissement utilisant du propane. Toute interruption de cette boucle entraîne l'arrêt complet de la station.

Pour compenser les pertes en propane particulièrement lors des arrêts, une ligne d'appoint est prévue. Elle implique l'approvisionnement de propane par camions-citernes jusqu'au cœur des installations en service et sous pression, ce qui peut limiter l'accès à certaines zones et présente des risques pour le personnel, les équipements et l'environnement.

Afin de réduire ces risques, l'idée d'une auto alimentation énergétique est primordial pour assurer une production suffisante de propane. Deux solutions différentes sont éditées : la première concerne le projet C-703 qui prévoit l'installation d'une nouvelle colonne dépropaniseur destinée à fractionner le GPL issu de l'unité de Guellala, pour récupérer du propane. La deuxième est de récupérer le propane directement depuis la colonne C-702, en ajustant ses paramètres de fonctionnement. Pour parvenir à l'obtenir avec une pureté de 97 % permettrait ainsi de limiter le recours aux camions-citernes.

Une analyse des données fournies par le personnel du centre de GLA a été réalisée, illustrant la variation quotidienne du niveau de propane dans le ballon de stockage V-505 au cours de l'année 2024. Ce graphe illustre les variations des stocks et souligne la nécessité d'une production interne de propane pour garantir la continuité des opérations du centre.



*Partie 2 :*

*Simulation et analyse*

#### **III.4. Discussion des propositions**

Dans le cadre de la séparation du butane et du propane, nous avons opté pour l'ajustement des paramètres de la colonne existante plutôt que l'installation d'une nouvelle colonne. Cette décision repose sur des considérations techniques, spatiales et surtout économiques.

- Sur le plan technique, la colonne existante présente un potentiel d'optimisation suffisant pour atteindre les objectifs de séparation, moyennant des ajustements ciblés des paramètres de fonctionnement (température, pression, débit, etc.) ou des modifications internes mineures. Donc il n'est pas nécessaire d'installer un nouvel équipement pour obtenir des performances acceptables.

- Du point de vue spatial, l'ajout d'une nouvelle colonne exigerait non seulement un espace considérable pour l'installation de l'équipement principal, mais aussi pour les accessoires, les plateformes, les raccordements, les systèmes de sécurité et de contrôle, qui pourrait créer un encombrement dans l'usine avec les autres installations. Cela risquerait de compromettre l'accessibilité aux autres unités, d'augmenter les risques opérationnels et de complexifier la maintenance.

- Mais c'est surtout le côté économique qui a motivé ce choix. L'installation d'une nouvelle colonne représente un investissement très lourd, englobant :

- Les coûts d'études et d'ingénierie de base et de détail,
- L'achat de la colonne (équipement haute pression, souvent importé et coûteux),
- Les travaux de génie civil et d'installation (fondations, structures de support, raccordements),
- L'acquisition de nouveaux instruments et équipements auxiliaires.

- À cela s'ajoutent les pertes économiques dues à l'interruption ou la réduction de la production pendant la phase d'installation et de mise en service. Ces interruptions peuvent durer plusieurs mois, entraînant des pertes de production significatives, affectant le rendement global de l'usine et la rentabilité à court terme.

À l'inverse, choisissant de modifier les paramètres de la colonne existante nous :

- Réduisons considérablement les coûts d'investissement (CAPEX),
- Évitions ou minimisons les arrêts de production,

- Tirons parti des équipements déjà en place, ce qui facilite l'intégration et réduit les délais d'exécution,
- Limitons les risques techniques et financiers liés à la mise en œuvre d'un nouveau projet complexe.

Donc l'optimisation des ressources existantes et la continuité de la production sont primordiales, l'optimisation de la colonne actuelle constitue une solution rationnelle, rentable, simple à réaliser et techniquement viable.

Dans le cadre de notre étude, nous utiliserons Aspen HYSYS pour simuler les paramètres de fonctionnement de la section de fractionnement de l'usine de traitement de gaz de Guellala. L'objectif est d'optimiser les conditions opératoires afin de produire du propane avec 97% de pureté.

Cette simulation nous permettra d'explorer différentes configurations sur la qualité et la quantité de propane produit. En ajustant des paramètres tels que la température, la pression et le rapport de reflux dans la colonne de fractionnement, nous viserons à atteindre les spécifications souhaitées pour le propane, tout en assurant une opération stable et économique du procédé.

### **III.5. Simulateur et simulation**

#### **III.5.1. Exemples de simulateurs couramment utilisés**

Parmi les outils de simulation les plus répandus, on trouve :

- **Aspen HYSYS** : Spécialisé dans la modélisation des procédés de l'industrie pétrolière et gazière.
- **Aspen Plus** : Utilisé pour la simulation des procédés chimiques complexes.
- **COMSOL Multiphysics** : Permet la simulation multiphysique, incluant les interactions thermiques, mécaniques et chimiques.
- **MATLAB/Simulink** : Offre des capacités de modélisation et de simulation pour divers types de systèmes dynamiques.

### III.5.2. Types de simulation

- **Simulation statique (état stationnaire) :** Elle modélise le système dans des conditions opérationnelles constantes, sans variation dans le temps. Cette approche est idéale pour le dimensionnement des équipements, l'équilibrage des flux et l'optimisation des performances en régime permanent.
- **Simulation dynamique :** Contrairement à la simulation statique, elle prend en compte l'évolution temporelle du système. Elle est particulièrement utile pour étudier les procédés discontinus, les phases transitoires, les démarrages, les arrêts et les scénarios d'incidents. La simulation dynamique est également employée pour la formation des opérateurs, en reproduisant des situations réelles et en testant différentes stratégies de contrôle.

### III.5.3. Présentation du simulateur Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de procédés chimiques largement utilisé dans l'industrie pétrolière et gazière. Il offre des fonctionnalités avancées pour la modélisation, la simulation et l'optimisation des processus, tant en mode statique que dynamique.



Figure III.9 : Aspen HYSYS.

### III.5.4. Fonctionnalités principales :

- Conversion facile entre les modes statique et dynamique
- Modélisation précise des équipements
- Outils de contrôle avancés
- Simulation d'incidents et de scénarios d'urgence
- Automatisation des simulations

### III.4.5. Les causes de l'utilisation de simulateur pour les procédés

Les simulateurs offrent plusieurs avantages clés :

- Optimisation des performances
- Réduction des coûts
- Amélioration de la sécurité
- Formation du personnel

### III.5.6. Étapes de simulation dans Aspen HYSYS

Pour réaliser une simulation dans Aspen HYSYS, plusieurs étapes essentielles doivent être suivies :

- Sélection des composants Choix du modèle thermodynamique
- Élaboration du schéma de procédé (PFD)
- Spécification des paramètres des opérations unitaires

### III.5.7. Modèle thermodynamique : Équation de Peng-Robinson

Dans cette étude, nous avons retenu l'équation d'état de Peng-Robinson, développée en 1976 par D.Y. Peng et D.B. Ce modèle est largement utilisé pour sa capacité à prédire avec précision les propriétés thermodynamiques des substances (pression, température, volume) ainsi que les équilibres liquide-vapeur sur une large plage de conditions. Son efficacité en fait un choix pertinent pour les systèmes à base d'hydrocarbures dans les procédés de simulation.

$$P = \frac{R \cdot T}{(V - b) - \frac{a}{[V(V + b) + b(V - b)]}}$$

Les termes a(T) et b sont définis comme suit :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} a(T_R)$$

Le terme a(TR) présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE.

$$a(TR) = [1 + m(1 - \sqrt{TR})]^2$$

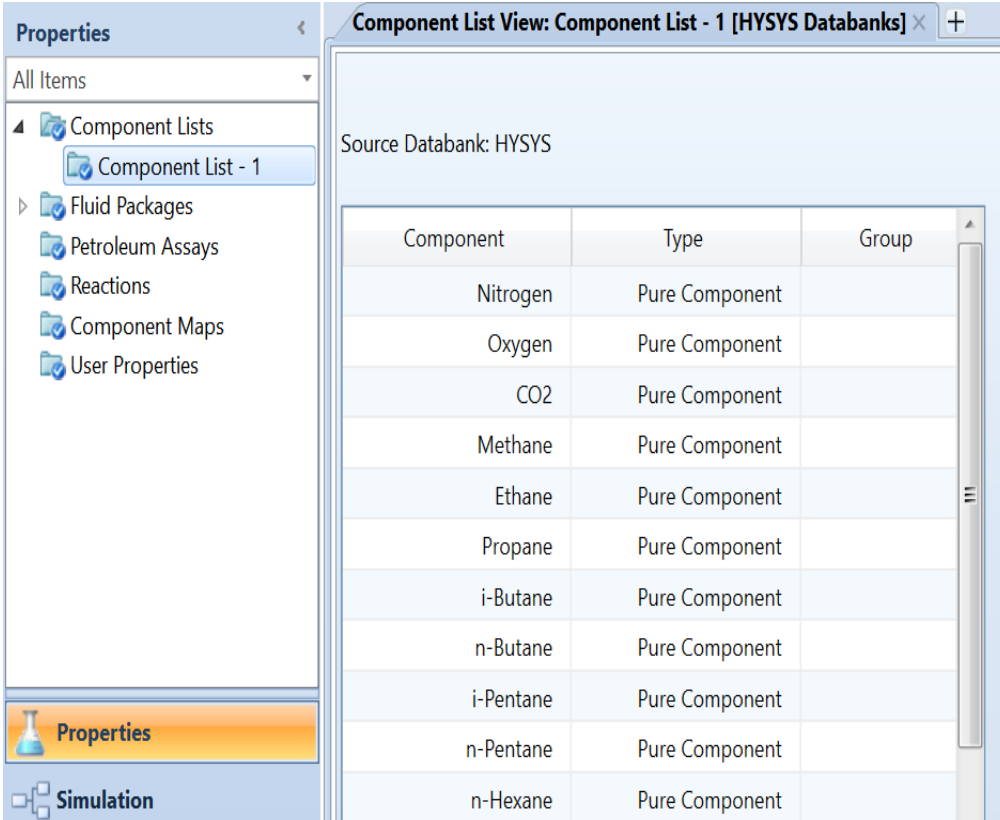
Mais la fonction reliant le paramètre m au facteur acentrique  $\omega$  est différente :

$$m = 0,37464 \omega + 1,54226 - 0,26992 \omega^2$$

### III.6. Étapes réalisées avec le simulateur HYSYS

#### III.6.1. Cas actuel production GPL

Avant de lancer la simulation, plusieurs étapes préliminaires ont été effectuées afin de modéliser la section de fractionnement faisant l'objet de notre étude. La première étape a consisté à définir la liste des composants ainsi que le modèle thermodynamique approprié. Cela s'effectue via les fenêtres « Component List » et « Fluid Packages », comme illustré dans les étapes ci-après.



Source Databank: HYSYS

Component	Type	Group
Nitrogen	Pure Component	
Oxygen	Pure Component	
CO2	Pure Component	
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	

Figure III.10 : Liste de composants de la charge d'alimentation.

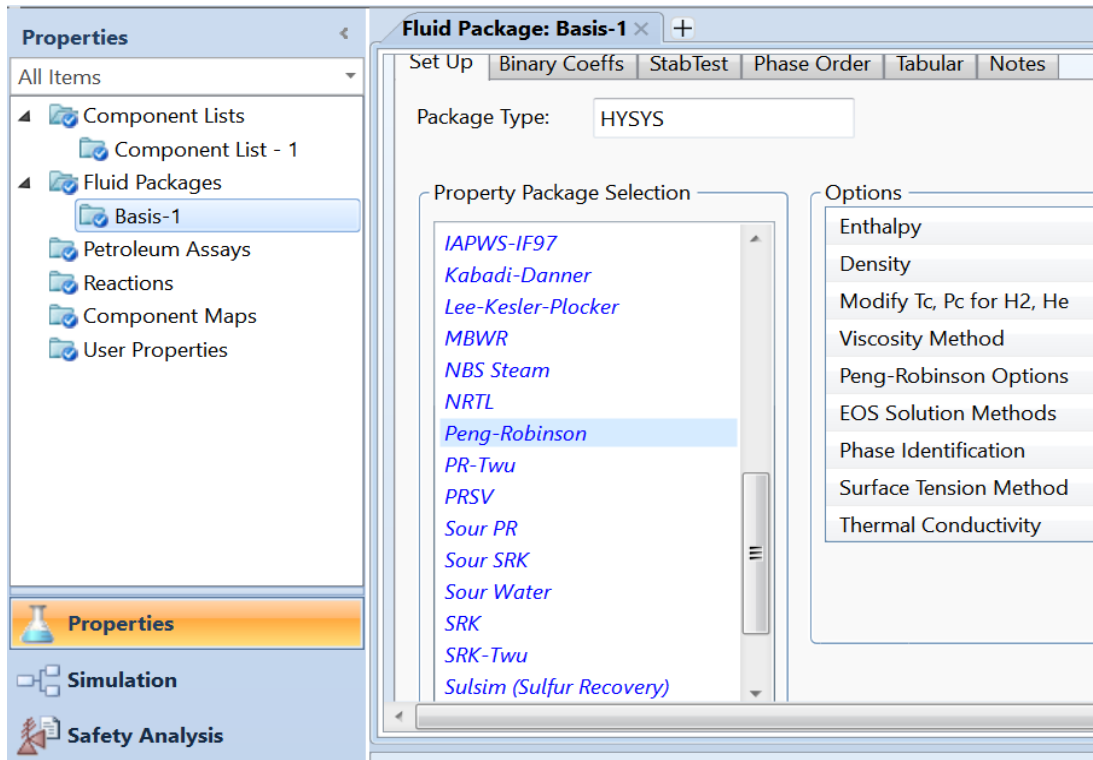


Figure III.11 : Choix de modèle thermodynamique.

Dans l’environnement de simulation, nous avons ajouté un flux nommé « Entrée GProcess », en y intégrant sa composition molaire, sa pression et sa température, les flux de matière, ainsi que la température de sortie et la perte de charge.

Material Stream: G Process

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0.0317	0.0399	0.0023
Oxygen	0.0001	0.0001	0.0000
CO2	0.0053	0.0059	0.0034
Methane	0.5649	0.6823	0.1427
Ethane	0.2405	0.2168	0.3257
Propane	0.1026	0.0474	0.3011
i-Butane	0.0103	0.0023	0.0395
n-Butane	0.0316	0.0049	0.1276
i-Pentane	0.0041	0.0003	0.0179
n-Pentane	0.0060	0.0003	0.0265
n-Hexane	0.0021	0.0000	0.0097
Benzene	0.0006	0.0000	0.0025
n-Heptane	0.0001	0.0000	0.0006
Toluene	0.0001	0.0000	0.0005
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0001
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
Total		1,00000	

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Figure III.12 : La composition de la charge actuels « Entrée GProcess ».

Material Stream: G Process				
Worksheet	Stream Name	G Process	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,7825	0,7825	0,2175
Properties	Temperature [C]	-23,00	-23,00	-23,00
Composition	Pressure [kPa]	2301	2301	2301
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2008	1571	436,7
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	5,091e+004	3,360e+004	1,731e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	133,8	96,61	37,20
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,901e+004	-8,057e+004	-1,194e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	142,9	155,5	97,54
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1,787e+008	-1,266e+008	-5,212e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4,719e+004	3,699e+004	37,04
Emissions	Fluid Package	Basis-1		

Figure III.13 : Les paramètres actuels de la charge « Entrée GProcess ».

Un ballon séparateur biphasique, nommé V600, a été ajouté pour séparer les phases liquide et vapeur. Le liquide est ensuite transféré via la pompe P601 vers la colonne du déethaniseur en passant par l'échangeur E600, où il contribue au refroidissement du gaz déshydraté grâce à sa température de -23 °C.

Nous sommes ensuite passés à la définition des spécifications. Une température de 90 °C a été assignée au rebouilleur, et une température de -15 °C au condenseur. Ces deux spécifications ont été activées dans l'onglet MONITOR, puis nous avons lancé la simulation en cliquant sur RUN. La colonne a convergé.

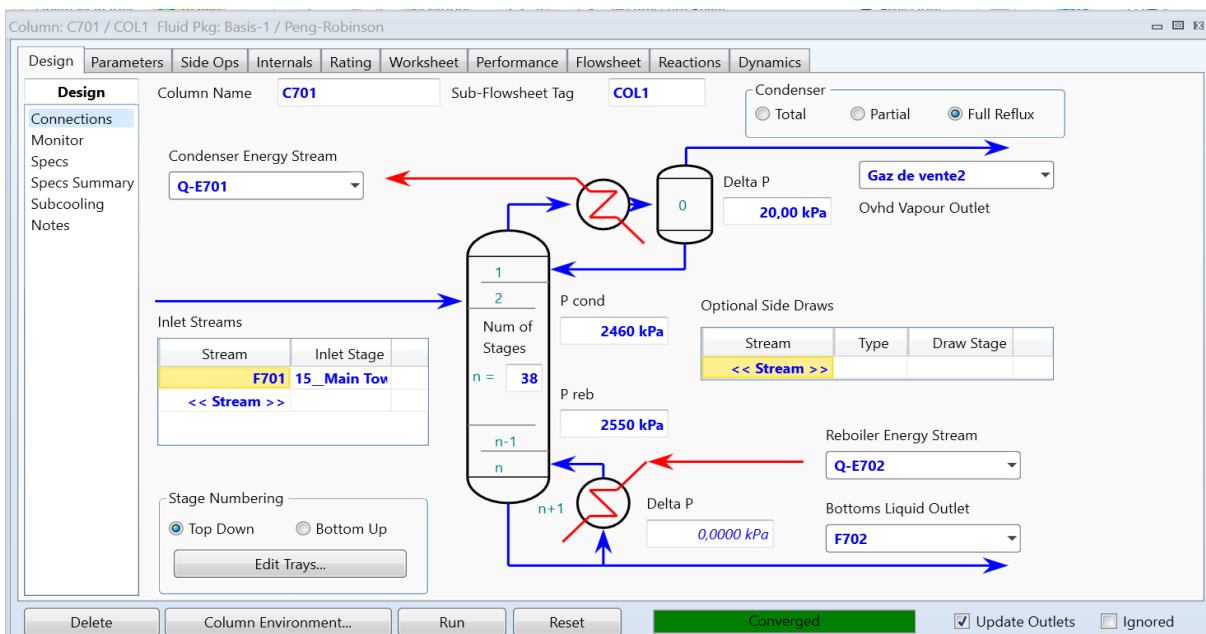


Figure III.14 : La colonne déethaniseur C701

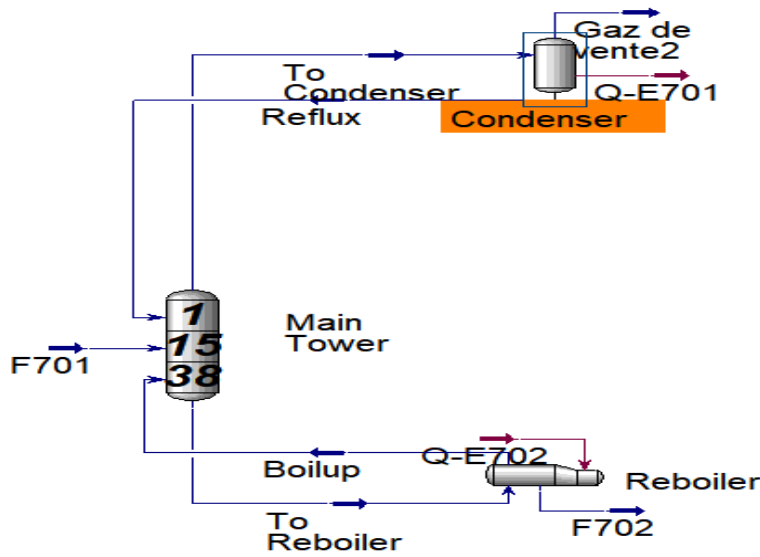


Figure III.15 : Schéma déethaniseur

On ajoute une deuxième colonne de distillation, avec définition de ses paramètres : pression, alimentation, nombre de plateaux, type de rebouillage, pertes de charge et estimations des températures de tête et de fond. Des spécifications de température ont été fixées à 150°C pour le rebouilleur et 45°C pour le condenseur, puis activées dans l'onglet MONITOR. Après exécution de la simulation (RUN), la colonne a convergé, comme illustré sur la figure.

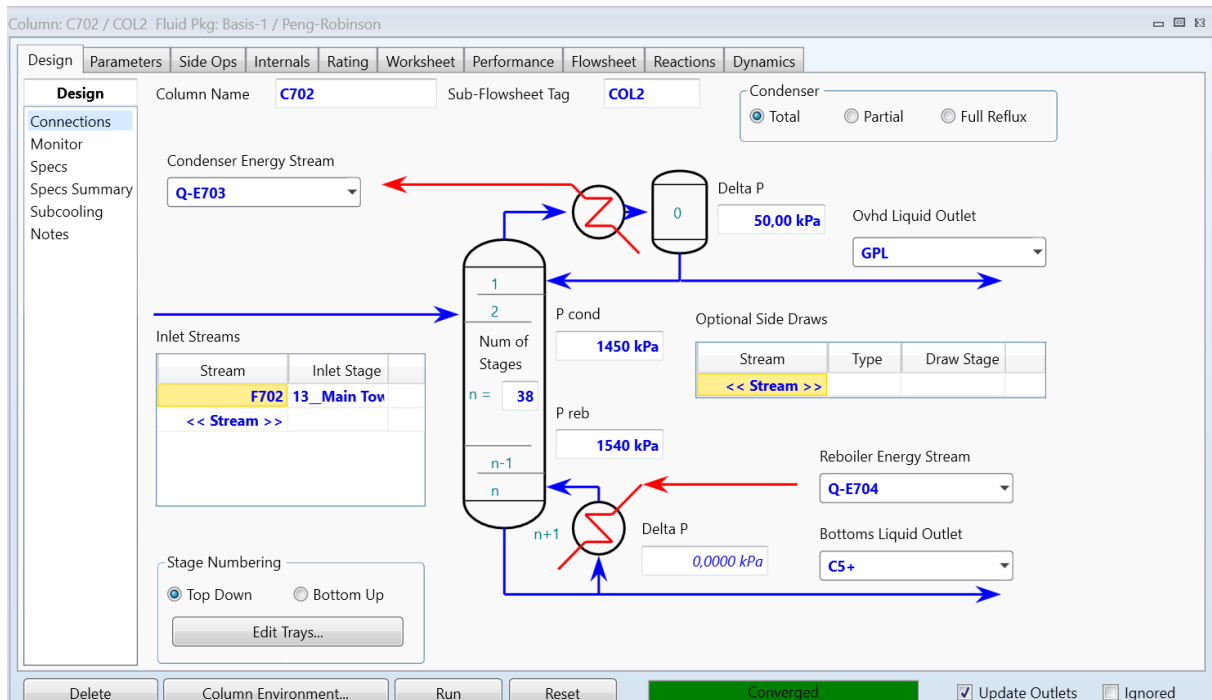


Figure III.16 : Colonne débutaniseur C702

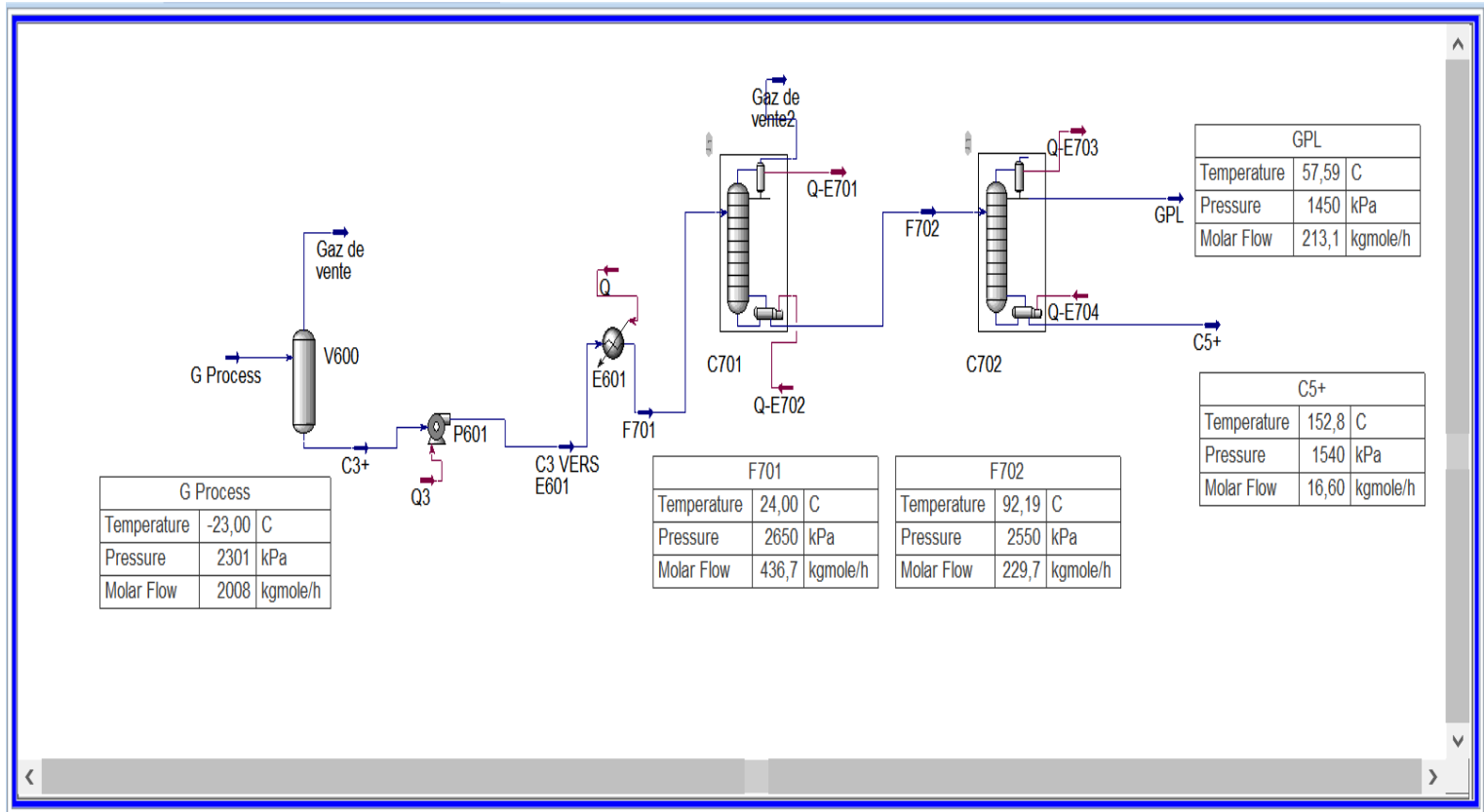


Figure III.17 : Schéma complet de section de fractionnement (cas actuel)

Material Stream: GPL

Worksheet		Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	Nitrogen	0,0000	0,0000
Properties	Oxygen	0,0000	0,0000
Composition	CO2	0,0000	0,0000
Oil & Gas Feed	Methane	0,0000	0,0000
Petroleum Assay	Ethane	0,0108	0,0108
K Value	Propane	0,6064	0,6064
User Variables	i-Butane	0,0809	0,0809
Notes	n-Butane	0,2567	0,2567
Cost Parameters	i-Pentane	0,0177	0,0177
Normalized Yields	n-Pentane	0,0223	0,0223
▾ Emissions	n-Hexane	0,0040	0,0040
	Benzene	0,0011	0,0011
	n-Heptane	0,0001	0,0001
	Toluene	0,0001	0,0001
	n-Octane	0,0000	0,0000
	n-Nonane	0,0000	0,0000
	Total	1,00000	

OK

Figure III.18 : Composition de distillat de débutaniseur C702

On observe que le GPL est principalement constitué de propane et de butane, tandis que le condensat est riche en pentane. Les concentrations d'éthane et de pentane dans le GPL restent limitées.

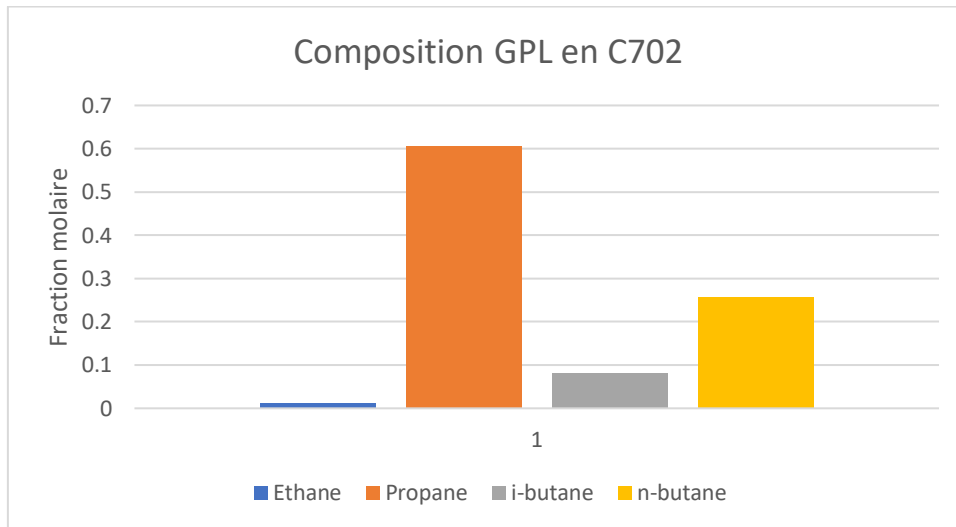


Figure III.19 : La répartition de la composition du GPL

### III.7. Simulation et ajustement des paramètres du débutaniseur pour la production de propane

#### III.7.1. Simulation au niveau du débutaniseur

Pour produire du propane en tête de colonne du débutaniseur, il est nécessaire de retenir le butane en fond. En se basant sur le bilan de matière du constructeur, des spécifications ont été définies, limitant notamment le propane à 1,99% en fond de colonne et l'i-butane à 0,588% en tête de colonne, afin d'assurer une séparation efficace.

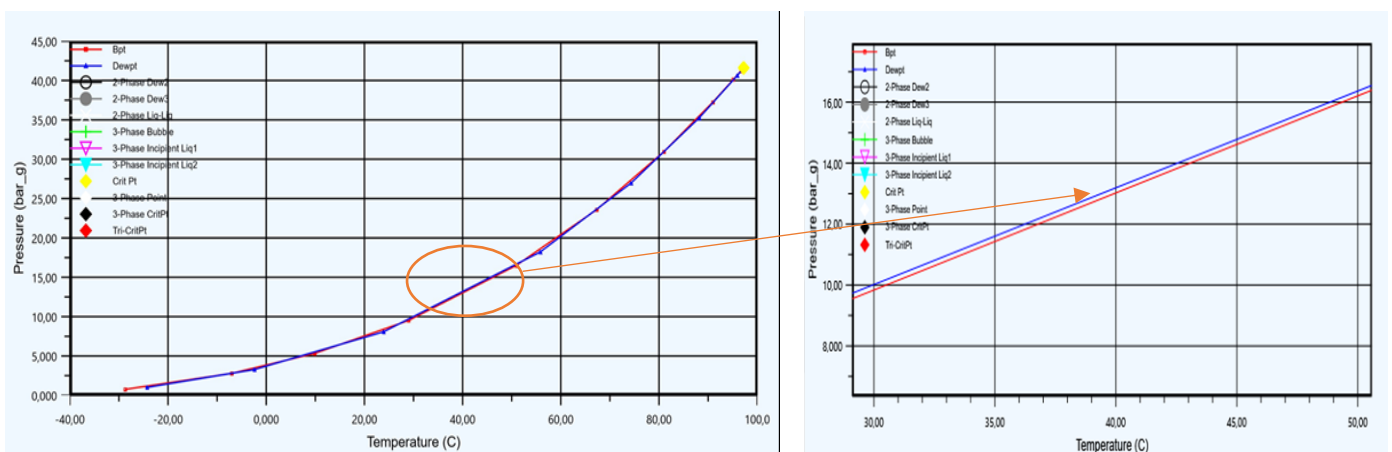


Figure III.20 : La courbe d'ébullition PT de propane

D'après la figure, l'intervalle de température compris entre 25 °C et 55 °C, associé à une pression variante entre 9 et 16 bars, permet de maintenir le propane à l'état liquide. Ainsi, les pressions de 13 et 14 bars ont été retenues comme paramètres de fonctionnement pour la colonne C702.

### III.7.2. Influence de la température de fond et la tête de débutaniseur

Les résultats de la variation de la température de la colonne C702 et son effet sur la teneur en C3 dans le produit final sont présentés dans les figures

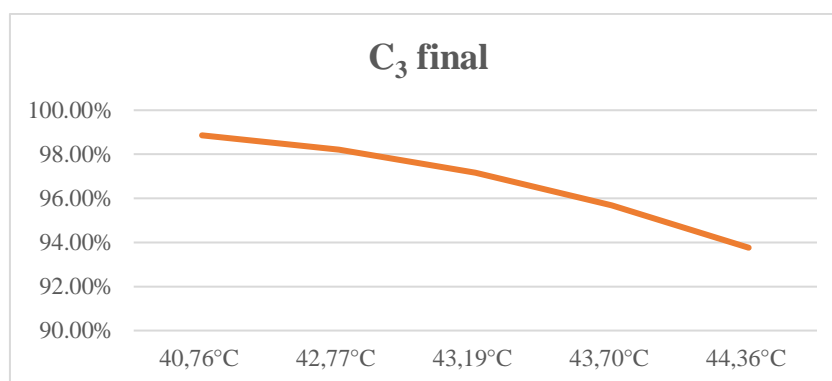


Figure III.21 : Influence de T sur C<sub>3</sub>% dans la tête de C702.

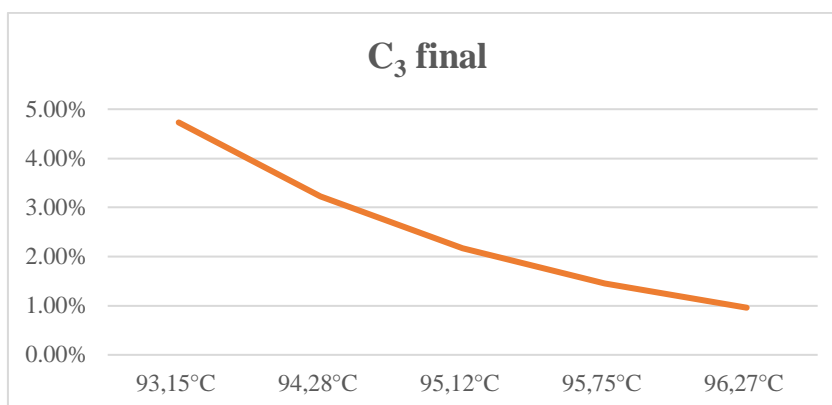


Figure III.22 : Influence de T de fond C702 sur le %C<sub>3</sub>

### Interprétation des résultats

Les résultats obtenus mettent en évidence une relation inverse entre la température en tête de la colonne C702 (en °C) et la concentration en propane (C<sub>3</sub>) dans le produit final.

- En effet, l'augmentation de cette température entraîne une diminution progressive du taux de C<sub>3</sub> récupéré en tête. Cette tendance indique que des températures plus élevées

favorisent le passage du propane vers le fond de la colonne, réduisant ainsi sa concentration dans le produit en tête.

- Ces observations permettent d'ajuster finement les conditions opératoires afin d'optimiser la séparation et d'assurer la qualité du produit final conformément aux spécifications requises.

### III.7.3. Influence de taux de reflux

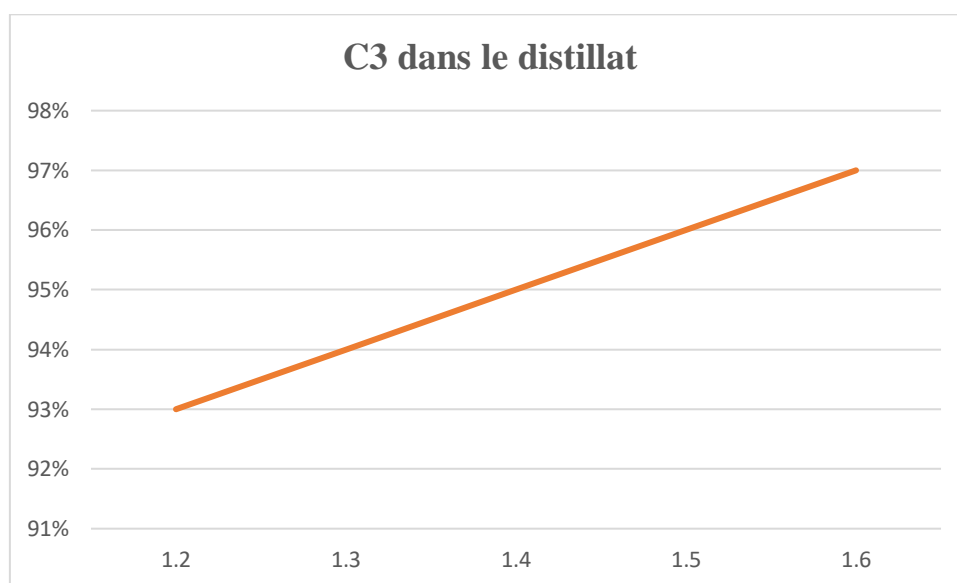


Figure III.23 : Influence de taux de reflux sur le C<sub>3</sub> final

#### Interprétation des résultats :

- La figure illustre la corrélation entre le taux de reflux de la colonne C702 et la concentration en propane (C<sub>3</sub>) dans le produit final. Les résultats révèlent une tendance croissante du pourcentage de C<sub>3</sub> avec l'augmentation du taux de reflux ; une élévation du taux de reflux améliore l'efficacité de la séparation, entraînant une concentration accrue de C<sub>3</sub> en tête de colonne.
- Le pourcentage de C<sub>3</sub> continue à augmenter jusqu'à un taux de reflux de 1.887 au-delà de cette valeur le pourcentage de C<sub>3</sub> diminue.

#### Conclusion :

Après avoir vérifié la conformité des paramètres et des résultats obtenus nous concluons qu'il est possible de produire du propane à partir du débutaniseur en utilisant les paramètres suivants :

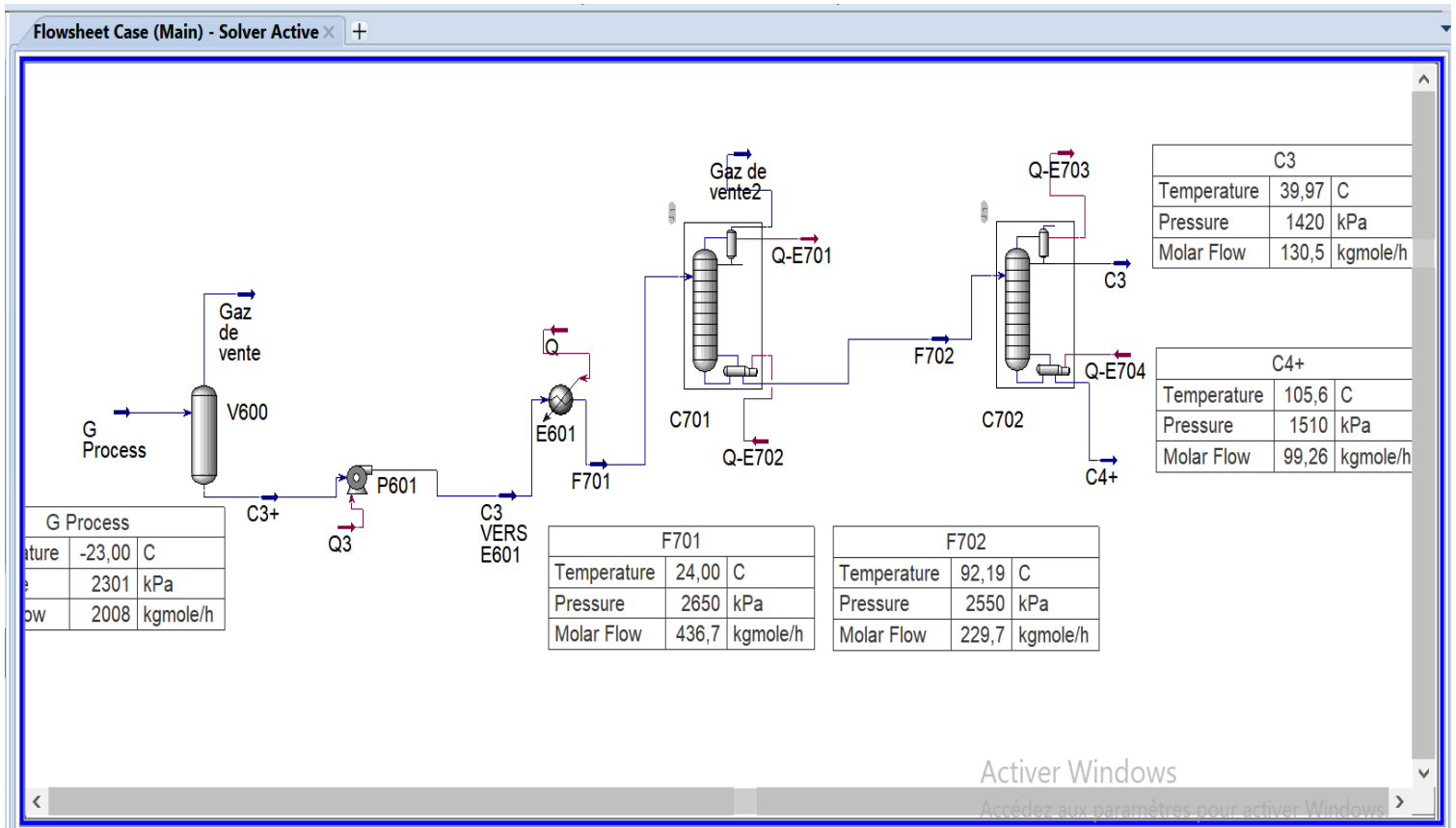


Figure III.24 : Cas simulé de débutaniseur pour la production du propane

III.7.4. Les paramètres de fonctionnement pour obtenir une pureté de 97% du propane

Tableau III.1 : La comparaison entre les paramètres simulés et actuels

Paramètres	Cas actuel débutaniseur	Cas simulé
T° de tête (C°)	57.6	40
T° de fond (C°)	152.8	105.6
P de tête (bar)	14.5	14.2
P de fond (bar)	15.4	15.1
Taux de reflux	1.2	1.88
Taux d'ébullition	8	2.68
Débit d'alimentation (kgmol/h)	230	230
Débit distillat	213	130.5
Débit résidu	16.5	99.2

**Interprétation :**

➤ **Concernant les températures :**

Les résultats obtenus révèlent une baisse significative des températures, d'environ 17.6 °C en tête de colonne et 47.2 °C en fond de colonne. Cette diminution s'explique par le fait qu'il n'est désormais plus nécessaire d'évaporer le butane, mais uniquement le propane.

➤ **Concernant les débits volumiques :**

On observe également une réduction du débit volumique du distillat, liée au passage en mode de production de propane et le butane reste dans le fond de la colonne puis rentre dans le circuit pour le retraitement veut dire on n'a pas des pertes de charges ou bien de production le temps de changement des paramètres.

**III.7.5. Vérification de la conformité des produits au niveau du dépropaniseur**

Material Stream: C3

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0176	0,0450	0,0176
Propane	0,9754	0,9518	0,9754
i-Butane	0,0059	0,0029	0,0059
n-Butane	0,0011	0,0004	0,0011
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene	0,0000	0,0000	0,0000
n-Octane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Nonane	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,00000</b>		

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

OK

**Figure III.25 : Composition du distillat de dépropaniseur**

Material Stream: C4+

Worksheet Attachments Dynamics

	Mole Fractions	Liquid Phase
Nitrogen	0,0000	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000
Propane	0,0200	0,0200
i-Butane	0,1659	0,1659
n-Butane	0,5598	0,5598
i-Pentane	0,0785	0,0785
n-Pentane	0,1164	0,1164
n-Hexane	0,0429	0,0429
Benzene	0,0112	0,0112
n-Heptane	0,0028	0,0028
Toluene	0,0020	0,0020
n-Octane	0,0004	0,0004
n-Nonane	0,0000	0,0000

Total

Edit... View Properties... Basis...

OK

**Figure III.26 : Composition de résidu au niveau dépropaniseur**

### III.7.6. Réalisation d'une nouvelle ligne d'appoint vers V-505

Afin d'acheminer le propane depuis le ballon de reflux du dépropaniseur vers le ballon de stockage V-505, nous proposons une modification du circuit de production du GPL, consiste à l'addition ou bien raccordement d'un tronçon de pipe 2 pouces entre la ligne de GPL et la ligne de refoulement de la pompe P-501 qui sert à vidanger les ballons V502 et V503 vers le ballon V505 à l'aide d'une conduite dédiée. Ce raccordement sera équipé d'une vanne d'isolement permettant de contrôler la direction d'écoulement.

Le propane récupéré dans le ballon de reflux sera ainsi transféré par la pompe P702 vers les sphères de stockage de GPL. Une fois la concentration en propane confirmée par (CPG), la vanne menant vers le ballon de stockage V-505 sera ouverte, tandis que celle dirigée vers les sphères de stockage sera fermée, garantissant ainsi une orientation sélective et maîtrisée du flux.

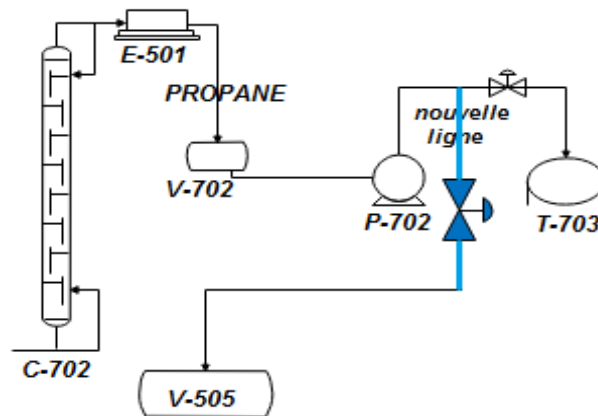


Figure III.27 : Schéma de raccordement

### La nomination des équipements de schéma

C-702 Colonne de distillation

E-501 Aérateur

V-702 Séparateur

P-702 pompe

T-703 Sphère de GPL

V-505 Ballon de stockage (propane)

Ce travail de mémoire a porté sur l'optimisation des paramètres opératoires de la section de fractionnement du centre de traitement du gaz Guellala, pour objectif principal de la production de propane localement. Pour cela, on a essayé de bien maîtriser le procédé et de connaître les différents équipements de cette section.

La simulation réalisée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, appliquée à la colonne de distillation C702, a permis d'identifier des conditions de fonctionnement optimales.

Les résultats de simulation ont révélé qu'un propane de pureté 97,55 % pouvait être obtenu à une température de 40 °C et une pression de 14.2 bars en tête et de 105 °C et 15.1 bars pour le fond de colonne, un taux de reflux 1.877 et un taux d'ébullition 2.682.

Dans le cadre de notre stratégie d'optimisation, la modification des paramètres opératoires de la colonne de débutanisation est temporaire sera effectuée afin de réorienter son fonctionnement vers un mode de dépropanisations. Cette reconfiguration permettra de produire la quantité de propane nécessaire pour répondre aux besoins internes, notamment pour l'alimentation de la boucle de réfrigération ou le stockage tampon. Une fois la quantité cible atteinte, les paramètres seront progressivement ramenés aux valeurs initiales de la colonne, et à son mode de fonctionnement primaire pour assurer la continuité du processus de séparation sans perturbation.

Au cours de l'année 2024, l'UTG/GLA a procédé à sept opérations de dépotage de propane. Lors de chaque opération, 27 m<sup>3</sup> de propane ont été transférés dans le ballon de stockage, totalisant ainsi une consommation annuelle de 189 m<sup>3</sup>, sur le plan économique, l'implémentation de cette solution permet de réduire considérablement les coûts d'approvisionnement de plus de 605 000 USD/an (soit environ 12 826 000 DA/an).

Il convient de souligner que l'ajout d'une colonne de dépropaniseur reste une option techniquement plus fiable pouvant être reconsidérer dans un cadre d'un nouveau projet et son implantation sera plus favorable dans un autre espace, donc les recherches et les études complémentaire pourraient envisagées à long terme, selon l'évolution des besoins industriels et les contraintes de site.

- [1] : Introduction au gaz naturel : croissance et enjeux actuel, Novembre 2015.
- [2] : ROJEY Alexandre, gaz naturel, production, traitement et transport, Paris 1994.
- [3] : TALIOUINE Hadjer, procédé de production de GPL et étude comparative de certains problèmes, mémoire master, Université Ourgla 2021.
- [4] : CHESNY Claude, Le gaz naturel dans le monde.
- [5] : Conférence sur Le GPL, Janvier2000.
- [6] : BOUBANOU Soulef, Augmentation de la production du GPL dans l'unité gazière /GPL2 \_ HMD, mémoire master, Université Kasdi Merbah Ourgla.
- [7] : BELAID Hana, Etude De La Possibilité De Récupération Des Gaz Torchés Au Niveau Des Champs De Haoud Berkaoui, mémoire Master, Université Kasdi Merbah Ouargla,2019.
- [8] : KATEB, Production G Etude Comparative, Mémoire Master Université Kasdi Merbah Ouargla, 2021.
- [9] : CHEBLI Laid, Abbassi Youcef, Calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur (unité (38) ; traitement de GPL)"module III à Hassi R'mel, mémoire Master Université Mohamed Khider Biskra 2012.
- [10] : Etude des fours tubulaires de l'unité GPL-1 à HASSI-MESSAOUD. Septembre 2015.
- [11] : BOUMAZA,Introduction à la chaîne pétrolière et gazière. 2015.
- [12] : YOUSFI Alla Eddine, CHAKRI Mohamed Zine, Procédé et caractérisation du GPL au niveau du champs MLE, HMD, mémoire Master, Université de Guelma 2019.
- [13] : YOUSFI Fouad, Optimisation et simulation des paramètres de fonctionnement de l'unité de GPL a Guellala centre, IAP 2017.
- [14] : MOHAMED SGHIR Zahira, Calcul technique et simulation du procédé de rectification des Gaz ARZEW, mémoire Master, Université Mostaganem 2011.
- [15] : CHIKHA Mabrouk, SOUALAH Bedai, Récupération de propane par la proposition d'une nouvelle colonne de dépropaniseur, mémoire Master, Université El Ouadi 2014

## *Références bibliographiques*

---

[16] : CHEBLI Laid, ABBASSI Youcef, calcul des paramètres de fonctionnement du dépropaniseur (unité (38) ; traitement de GPL)"module III à Hassi R'mel, mémoire Master, Université Biskra 2012.

[17] : BENSAGGAR Mohamed, SEKFALI Islam, optimisation des paramètres de fonctionnement de colonne de stabilisation du pétrole brut HMD UTBS, Master Université Kasdi Merbah, Ourgla 2023.

[18] : KAHLAOUI Taha El Adnane, HOUAMEL Louai, Simulation et dimensionnement d'une nouvelle colonne dépropaniseur de l'unité GPL, HMD, mémoire Master Ourgla 2023.

[19] : Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation ' Mémoire de master Contribution à l'étude d'un dimensionnement d'une Section de dépropaniseur dans l'unité GPL z-CINA-HMD- université Ouargla.

[20] : WUITHIER, J.P, Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, (1972). Tome.

Dans le cadre de notre projet de fin d'études, on a effectué un stage pratique au niveau du centre de traitement de gaz Haoudh Berkaoui « Guellala », visant à prédire la production de propane nécessaire au bon fonctionnement de l'unité sans l'approvisionnement par camion citernes. En fonction des ajustements des paramètres, on a simulé, alors le fonctionnement de l'unité de débutanisation à l'aide du logiciel Aspen HYSYS pour analyser l'impact des paramètres opératoires sur la récupération du propane. Cette démarche m'a permis d'identifier les conditions optimales permettant d'atteindre une pureté de 97.5 % à une température de 40 °C et une pression de 14.2 bars, contribuant ainsi à l'amélioration des performances de l'unité à obtenir le propane.

**Mots clés :** Simulation, Optimisation, Fractionnement, Débutaniseur, Propane, Dépotage.

### Abstract:

As part of our final year project, we carried out a practical internship at the Haoudh Berkaoui Gas Treatment Center "Guellala", aimed at predicting the required propane production to ensure the proper operation of the unit without relying on supply via tank trucks. Based on parameter adjustments, we simulated the operation of the debutanizer unit using Aspen HYSYS to analyze the impact of operating parameters on propane recovery.

This approach enabled me to identify the optimal conditions to achieve a purity of 97.5% at a temperature of 40°C and a pressure of 14.2 bar, thus contributing to improving the unit's performance in propane production.

**Keywords:** Simulation, Optimization, Fractionation, Debutanizer, Propane, Offloading.

### ملخص:

في إطار مشروع التخرج، قمنا بتدريب عملي في مركز معالجة الغاز بحوض بركاوي "قلالة"، بهدف التنبؤ بإنتاج البروبان اللازم لضمان التشغيل الجيد للوحدة دون الحاجة إلى التزود عن طريق الشاحنات الصهرجية. وبناءً على تعديل بعض المعلمات، قمنا بمحاكاة تشغيل وحدة نزع البيوتان باستخدام برنامج Aspen HYSYS لتحليل تأثير المعلمات التشغيلية على استرجاع البروبان. وقد سمحت لي هذه المقاربة بتحديد الظروف المثلى لتحقيق نقاء بنسبة 97.5% عند درجة حرارة 40 °C مئوية وضغط 14.2 بار، مما ساهم في تحسين أداء الوحدة في إنتاج البروبان.

**الكلمات المفتاحية:** المحاكاة، التحسين، التقطير، وحدة نزع البيوتان، البروبان، التفريغ بالشاحنات